

Diss. ETH Nr. 11888

**Thermische Verwertung von Abfallschlämmen
in zirkulierender Wirbelschichtfeuerung
unter Berücksichtigung des Einflusses
der Aufgabe- und Bettkörnung**

ABHANDLUNG

Zur Erlangung des Titels
DOKTOR DER TECHNISCHEN WISSENSCHAFTEN
der
EIDGENÖSSISCHEN TECHNISCHEN HOCHSCHULE ZÜRICH

vorgelegt von

CHRISTIAN PETER STEINER

Dipl. Masch.-Ing. ETH
geboren am 21. März 1967
von Bolligen und Walterswil (BE)

Angenommen auf Antrag von
Prof. Dr. L. Reh, Referent
Prof. Dr. M. Eberle, Korreferent
Dr. M. Lemann, Korreferent

Zürich 1996

Vorwort

Die vorliegende Promotionsarbeit entstand bei Prof. Dr. L. Reh am Institut für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH-Zürich. Sie wurde in Zusammenarbeit mit der Firma Von Roll Umwelttechnik AG durchgeführt.

Ich möchte an dieser Stelle allen Personen herzlich danken, die mich bei der Durchführung der Arbeit unterstützt haben. Einen besonderen Dank richte ich an:

Prof. Dr. L. Reh für die interessante Aufgabenstellung, die intensiven und sehr offenen Gespräche und die vielfältigen Anregungen während der Durchführung der Arbeit

Prof. Dr. M. Eberle und Dr. M. Lemann für die Übernahme des Korreferates und die wertvollen Anregungen

Von Roll Umwelttechnik AG für die Ermöglichung der experimentellen Untersuchungen

Das Bundesamt für Energiewirtschaft für die finanzielle Unterstützung und Herrn Dr. A. Hintermann für die Betreuung

Die Herren H. Rüegg, R. Vock, R. Frey, M. Pürro, Th. Maag, Frau E. Béchir und alle weiteren beteiligten Mitarbeiter der Von Roll Umwelttechnik AG für die gute Zusammenarbeit

Das gesamte Versuchsanlagenpersonal für die - auch nachts uneingeschränkte - Bereitschaft, flexibel auf unvorhergesehene Situationen zu reagieren

Patrick Müller und Rainer Nicolai für das Korrekturlesen

Die im Rahmen von Semester- und Diplomarbeiten mitarbeitenden Studenten

Alle Institutsangehörigen und Mitdoktoranden für Ihre vielfältigen Hilfestellungen und die kreative und sehr angenehme Arbeitsatmosphäre

Zürich, im September 1996

Christian Steiner

Zusammenfassung

Zirkulierende Wirbelschicht (ZWS) Feuerungen haben in den letzten 15 Jahren grosse Verbreitung im Kraftwerks- und Industriefeuerungsereich erlangt und stellen aufgrund ihrer Anpassbarkeit bezüglich der Brennstoffzusammensetzung ein wichtiges Potential für die zunehmende thermische Verwertung von Abfällen dar.

Aufgrund der komplexen Gas/Feststoff-Fluidynamik und Reaktionsverläufe ist eine zuverlässige geschlossene Modellierung von ZWS-Feuerungen noch nicht absehbar. Neuanlagen werden weitgehend aufgrund von Erfahrungen aus bestehenden Anlagen ausgelegt.

Für die Planung einer Anlage für einen erstmals industriell einzusetzenden Abfallstoff sind deshalb Untersuchungen an einer Versuchsanlage betriebsnaher Grössenordnung notwendig. Ganz speziell trifft dies auf die Ermittlung zu, ob zusätzliche Massnahmen zum Halten einer stationären Bettmaterialkörnung erforderlich sind. Da die Bettmaterial-Korngrössenverteilung (KGV) aus dem wirbelschichtspezifischen Aschebildungsverhalten der Brennstoffe, dem Zerfallsverhalten des Anfangsinertmaterials und allfälliger Sorbentien sowie dem Zyklonabscheidegrad resultiert und alle diese Einflussfaktoren wiederum in Wechselwirkung mit dem Betriebszustand stehen, kann diese Frage nur experimentell geklärt werden. Als zusätzliche Massnahmen werden industriell sowohl die Zugabe von Fremdinertmaterial als auch die Rückführung bestimmter Bett- oder Flugascheanteile angewandt. Das Konstanthalten der Bettmaterialkörnung auf dem Auslegungswert ist für den optimalen Betrieb sehr wichtig, da sie die globale und lokale Strömungsdynamik stark beeinflusst. Nur bei feiner Bettmaterialkörnung können die Vorteile des ZWS-Reaktorprinzips voll genutzt werden.

Um derartige Untersuchungen zu ermöglichen, wurde beim industriellen Partner Von Roll Umwelttechnik AG eine halbindustrielle ZWS-Feuerung mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung aufgebaut. Die Federführung in der konzeptionellen Gestaltung und der Anlageauslegung sowie die Ko-Leitung während des weiteren Projektablaufes bis hin zur Inbetriebnahme war ein wesentlicher Bestandteil der vorliegenden Arbeit. Es konnte eine der weltweit grössten Versuchsanlagen zur Untersuchung in der Zusammensetzung stark variierender, niederwertiger Abfallbrennstoffe realisiert werden. Das Steigrohr als eigentlicher Reaktionsraum der Anlage weist einen Durchmesser von 0.826 m und eine Höhe von 11.2 m auf. Die thermische Leistung beträgt 1.5 MW.

Die Hauptuntersuchung der erzielbaren feinstmöglichen stationären Bettmaterial-KGV wurde für zwei Abfallschlämme durchgeführt. Durch die Variation der Anfangsinertmaterialien - Quarzsande mit das Gas/Feststoffsystem charakterisie-

renden Archimedeszahlen von $Ar = 10, 18$ und 97 (mittlere Partikeldurchmesser $d_{50,3} = 139, 168, 297 \mu\text{m}$) - sowie des Bettinventars und der Betttemperatur konnte das wirbelschichtspezifische Verbrennungsverhalten über einen weiten Betriebsbereich ermittelt werden. Bei einem mittleren Massenstrom von etwa 850 kg h^{-1} wurden insgesamt 126 Tonnen Deinkingschlamm und 39 Tonnen Klärschlamm, beide in lediglich mechanisch entwässertem Zustand, verbrannt.

Es konnte gezeigt werden, dass für beide Abfallbrennstoffe die gewünschten feinen Bettmaterialkörnungen erreicht und stationär gehalten werden können, ohne dass dazu eine zusätzliche Inertmaterialzufuhr oder eine Bett- oder Flugascherückführung notwendig sind. Die erzielten mittleren Bettmaterialdurchmesser liegen mit $d_{50,3} = 138 \mu\text{m}$ ($Ar = 10$) für Klärschlamm und $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$ ($Ar = 16$) für Deinkingschlamm im feinsten Bereich der bisher von industriellen Anlagen publizierten Daten. Der Zyklon erfüllt also die zum Ziel gesetzte hohe Abscheideleistung. Grössere Aufmerksamkeit muss im Zusammenhang mit Problemen des Haltens einer feinen Bettmaterialkörnung speziell der Rückführung der abgeschiedenen Feststoffe gewidmet werden, da eine ungünstige Fluidisierung im Siphon-Tauchverschluss die Zyklonabscheidung massiv beeinträchtigen kann.

Während der zum Hauptziel der Untersuchung des Körnungsverhaltens durchgeführten Versuche wurden zusätzliche Messungen zur Klärung weiterer verbrennungsrelevanter Fragestellungen vorgenommen. Die Messung der Emissionen von CO , NO_x , N_2O , HCl sowie SO_2 zeigte auf, wo zusätzlich spezielle Parametervariationen durchgeführt werden sollten. Weiter gab die Bestimmung lokaler Gaskonzentrationen im Steigrohr Aufschluss über die Ausbreitung des Festbrennstoffes und zeigte die Begrenztheit der lateralen Gas/Gas-Mischung. Hinsichtlich der Ascheverwertung konnte gezeigt werden, dass Möglichkeiten zur gezielten Aufteilung der Gesamtasche in eine chlorärmere und eine chlorreichere Fraktion bestehen. Die Untersuchung des Verhaltens der Alkalimetalle im Wirbelbett ergab, dass für beide Abfallstoffe keine betriebsgefährdenden Agglomerationsvorgänge auftreten.

Nebst den eigentlichen Verbrennungsversuchen wurde ein Versuch zur grundsätzlichen Gas/Feststoff-Fluidynamik durchgeführt. Sondenmessungen an kaltbetrieblenen Anlagen führten zu einer markanten Verbesserung des Verständnisses der lokalen und globalen fluidodynamischen Verhältnisse. Mittels kaltem Betrieb der halbindustriellen Versuchsanlage konnte gezeigt werden, dass für gleiche Archimedeszahl und gleichen Steigrohrdruckverlust im kalten und im heissen Zustand sehr ähnliche axiale Feststoffverteilungen auftreten, wobei im kalten Zustand eine kleinere Gasgeschwindigkeit ausreicht. Damit wurde der Grundstein gelegt für zukünftige Untersuchungen bezüglich der Übertragung von Erkenntnissen aus kaltbetrieblenen halbertechnischen Anlagen auf grössere Steigrohrdurchmesser und auf den heissen Zustand.

Summary

Within the last 15 years circulating fluidized bed (CFB) combustors gained wide application in power generation. Because of their adaptability to fire a large variety of fuels they play an important role in the increasing utilisation of waste materials for energy production.

Due to the complexity of the gas-solid fluid dynamics complete numerical modelling of CFB combustors is not to be expected in the near future. New plants are mainly designed on the experience gained in existing plants.

For this reason experiments have to be carried out on a sufficiently large pilot plant in order to design a facility for a not yet industrially burnt waste material. One of the main questions that has to be cleared experimentally is whether additional measures have to be taken to keep bed material particle size constant. As the bed material particle size distribution (PSD) is the result of the fragmentation and attrition behaviour of the fuels, the attrition behaviour of inert start-up material and sorbents and the separation efficiency of the cyclone, a calculation is not possible. Industrially taken measures are the dosing of additional inert material and the return of selected portions of bed ash or fly ash. For an optimal performance bed material particle size and bed inventory have to be maintained at the designed values because of their big influence on local and global fluid dynamics. Only with small bed material particle size can be made full use of the advantages of the CFB reactor principle.

To enable such experimental investigations a semi-industrial pilot plant CFB combustor with undelayed solids recirculation was built at the industrial partner Von Roll Environmental Technology Ltd. The leadership in basic engineering and design and the co-operation during the rest of the project phases until start-up were an important part of this thesis. With a riser diameter of 0.826 m, a riser height of 11.2 m and a thermal capacity of 1.5 MW the pilot plant belongs to the world-wide biggest facilities to examine the combustion of low grade waste fuels.

The investigation of the changes in bed material particle size and especially of the finest possible stationary bed material PSD was carried out for two waste sludges: deinking sludge and sewage sludge. The variation of the start-up materials - quartz sands with Archimedesnumbers of $Ar = 10, 18, 97$ (mean particle diameters $d_{50,3} = 139, 168, 297 \mu\text{m}$) - and of bed inventory and combustor temperature enabled to investigate the combustion behaviour over a wide range of operating conditions. Experiments were performed in 24 hours running mode. Totally 126 tons of deinking sludge and 39 tons of sewage sludge were incinerated at a mean mass flow rate of approx. 850 kg h^{-1} .

It could be shown that for both waste sludges a fine bed material PSD can be maintained without adding extra inert material or returning portions of bed ash or fly ash. The mean bed material particle diameters that could be reached belong with $d_{50,3} = 138 \mu\text{m}$ ($Ar = 10$) for sewage sludge and $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$ ($Ar = 16$) for deinking sludge to the finest range of published data from industrial plants. The cyclone thus successfully meets the challenging objective of a high separation efficiency. It was further shown that more attention has to be paid to proper operating conditions in dipleg and siphon because inadequate dosing of siphon air can considerably worsen the cyclone's efficiency.

During the experiments for the investigation of the finest possible bed material particle size additional measurements were carried out to investigate other relevant topics. The measurement of CO , NO_x , N_2O , HCl and SO_2 emissions showed for which species an extra parameter variation should be performed. Concerning the reutilization of ash it was demonstrated that a split in a chlorine rich and a chlorine poor ash fraction is possible. Analysis of local gas concentrations within the riser gave insight into fuel distribution and limitations in gas/gas mixing. The investigation about the behaviour of alkaline components within the bed showed that no dangerous agglomeration occurs.

Besides the combustion investigations one experiment concerning fundamental gas solid fluid dynamics was carried out. By cold operation of the semi-industrial pilot plant with glass beads it could be shown that axial solids distribution in cold and hot operation is very similar for identical Archimedesnumber, identical riser pressure difference and smaller gas velocity in the cold operation. This result is an important first step for future investigations in order to extend the knowledge of global and local flow structure from cold semi-technical CFB plants to bigger riser diameters and to hot operation.

Vorwort	I
Zusammenfassung	II
Summary	IV
Inhaltsverzeichnis	VI

1	Einleitung	1
1.1	ZWS-Reaktoren als Gas/Feststoff-Reaktionssystem	1
1.2	ZWS-Reaktoren als Feuerungen	11
1.3	Ziele dieser Arbeit	27
2	Halindustrielle Versuchsanlage	30
2.1	Konzept und Geometrie des Feuerungsteils	33
2.2	Luftzufuhr	39
2.3	Brennstoffeintragsvorrichtungen für Abfälle	40
2.4	Rauchgaspfad	41
2.5	Bedienung und Datenerfassung	41
3	Versuchsgüter	43
3.1	Abfallstoffe	43
3.1.1	Deinkingschlamm	43
3.1.2	Klärschlamm	48
3.2	Hilfsbrennstoffe	51
3.3	Anfangsinertmaterialien	52
3.4	Glaskugeln für Kaltversuch	54
4	Messtechnik, Analysemethoden und abgeleitete Grössen	56
4.1	Messungen an der ZWS-Feuerung	56
4.1.1	Temperaturen	56
4.1.2	Drücke und axiale Feststoffverteilung	56
4.1.3	Externer Feststoffumlauf	62
4.1.4	Rauchgaszusammensetzungen	67
4.1.5	Luftmengenströme und Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit	70
4.2	Brennstoffanalysen	72
4.2.1	Probenahme und Probenaufbereitung	72
4.2.2	Brennstoffanalysen	72
4.2.3	Korngrössenverteilung	73
4.3	Bettmaterial- und Ascheanalysen	74
4.3.1	Probenahme und Probeteilung	74
4.3.2	Chemische Analyse	77
4.3.3	Korngrössenverteilung	77

5	Versuchsplanung	79
5.1	Verbrennungsuntersuchungen an der halbindustriellen Anlage	79
5.1.1	Parameterauswahl	79
5.1.2	Versuchsablauf	89
5.2	Kaltbetrieb der halbindustriellen Versuchsanlage	91
5.3	Untersuchungen an industriellen Anlagen	93
6	Resultate	95
6.1	Entwicklung der Bettmaterialkörnung	95
6.1.1	Theorie	95
6.1.2	Resultate	100
6.2	Flugaschekörnung	114
6.3	Axiale Druck- und Feststoffverteilung	118
6.3.1	Feuerungsbetrieb	118
6.3.2	Vergleich Feuerungs-/Kaltbetrieb	123
6.4	Mischungsverhalten	126
6.4.1	Deinkingschlamm	127
6.4.2	Heizöl extraleicht	131
6.5	Emissionen des Gas- und Feststoffpfades	134
6.6	Verhalten von Chlor und Schwefel	139
6.6.1	Theorie und Untersuchungsschwerpunkte	140
6.6.2	Resultate	144
6.7	Verhalten von Alkalimetallen	145
7	Schlussfolgerungen und Ausblick	149

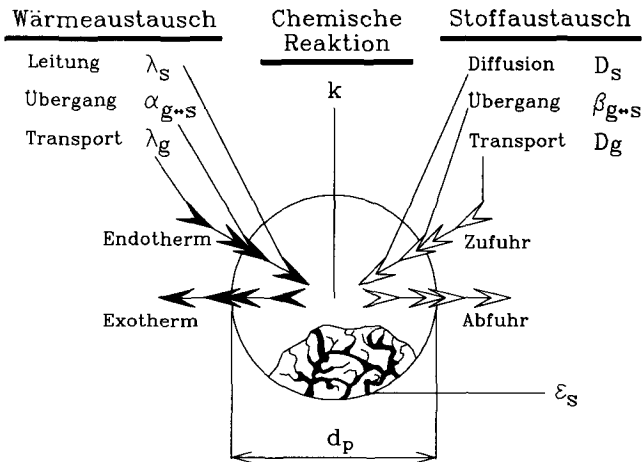
Anhang

A1	Messtechnik und Analysemethoden	A-1
A1.1	Temperaturen	A-1
A1.2	Drücke	A-1
A1.3	Rauchgaszusammensetzung	A-1
A1.4	Brennstoffanalysen	A-4
A1.5	Bettmaterial- und Ascheanalysen	A-4
A2	Symbolverzeichnis	A-5
A3	Literaturverzeichnis	A-11

1 Einleitung

1.1 ZWS-Reaktoren als Gas-Feststoff-Reaktionssysteme

In vielen Prozessen in der stoffumwandelnden Industrie sind chemische Reaktionen oder die Übertragung von Wärme zwischen Gasen und Feststoffen notwendig. Sehr häufig soll gleichzeitig Wärme übertragen als auch eine chemische Reaktion durchgeführt werden. Eine Betrachtung am einzelnen Partikel zeigt auf, dass dabei drei Widerstände überwunden werden müssen: Transport in der Gasphase, Wärme- resp. Stoffübergang an der Phasengrenzfläche sowie Transport in der Feststoffphase (Abb. 1.1).



$$\text{Wärmeübergang: } \dot{Q} = \alpha_{g \leftrightarrow s} \cdot A_s \cdot \Delta T$$

$$\text{Stoffübergang: } \dot{G} = \beta_{g \leftrightarrow s} \cdot A_s \cdot \Delta c$$

$$\text{Wärmeleitung: } \dot{Q} = \lambda_s \cdot A_s \cdot \frac{dT}{dx}$$

$$\text{Diffusion: } \dot{G} = D_g \cdot A_s \cdot \frac{dc}{dx}$$

Abb. 1.1: Kinetische Vorgänge bei Gas/Feststoff-Reaktionen (nach Günther 1976)

Dabei kann der Wärme- und Stoffaustausch gesteigert werden durch den Einsatz feiner Feststoffe (kurze Diffusionswege) und hoher Relativgeschwindigkeiten (erhöhter Wärme- und Stoffübergang an der Phasengrenzfläche und Aufrechterhaltung maximaler treibender Gefälle). Der Feinheit der Feststoffe sind im

industriellen Massstab Grenzen gesetzt, da der Zerkleinerungsaufwand berücksichtigt werden muss. Zusätzlich verschwinden die Feststoffe in vielen Prozessen bei der Reaktion nicht vollständig und sollen dementsprechend wieder aus dem Gasstrom abgetrennt werden. Die optimale Partikelgrösse liegt im Bereich um hundert Mikrometer und darunter, wobei unter etwa 10 μm die interpartikulären Kräfte so gross werden, dass die Partikel häufig als Agglomerate vorliegen und somit keine weitere Verbesserung mehr auftritt. Einen entscheidenden Einfluss übt hingegen die volumenspezifische Teilchenoberfläche aus, welche bei poröser Struktur zusätzlich massiv vergrössert werden kann.

Entwicklung der zirkulierenden Wirbelschicht

Der Einsatz feinkörnigerer Feststoffe, wie sie bei der Flotation von Erzkonzentraten oder als kristalline Halbprodukte anfielen, führte in den 50er Jahren zum Beginn der Entwicklung effizienter Gas/Feststoffreaktoren für solch feinkörnige Einsatzstoffe. Ausgehend vom Festbettreaktor und dem bis zum pneumatischen Förderreaktor zur Verfügung stehenden Geschwindigkeitsbereich führten experimentelle und theoretische Untersuchungen 1957 zur ersten Versuchsanlage eines zirkulierenden Wirbelschichtreaktors (ZWS) mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung (Reh 1995). Das Steigrohr als eigentlicher Reaktionsraum, der Zyklon, das Fallrohr und der Siphon sind die Hauptkomponenten einer solchen Anlage (vgl. Abb. 1.2, VI sowie Abb. 2.2). Im Steigrohr bildet sich durch die aufwärts gerichtete Gasströmung und den feinkörnigen Feststoff ein hochexpandiertes Wirbelbett¹. Ein beträchtlicher Feststoffmassenstrom wird aus dem Steigrohr ausgetragen, im Zyklon vom Gas abgetrennt und durch den Siphon unmittelbar wieder in das Steigrohr zurückgeführt. Der Siphon, in welchem der zirkulierende Feststoff durch geeignete Fluidisierung in einen Zustand ähnlich demjenigen in einer stationären Wirbelschicht gebracht wird, erfüllt zwei Funktionen: Er verhindert eine Gasströmung vom Steigrohr via Fallrohr zum Zyklon und ermöglicht, dass effektiv eine kontinuierliche Feststoffrückführung erfolgt, indem der sich im Siphon befindende Feststoff durch den aus dem Fallrohr nachfolgenden Feststoff in das Steigrohr gedrückt wird. Die erste grosstechnische Anlage dieser Bauart wurde 1970 bei den Vereinigten Aluminiumwerken in Lünen in Betrieb genommen und diente der Kalzinierung von Aluminiumhydroxid (Reh 1971). Die für die Kalzinierung benötigte Wärme wurde dabei durch eine in den Kalzinierprozess integrierte Verbrennung bereitgestellt.

¹ Durch die Geschwindigkeit der aufwärtsgerichteten Gasströmung und das Gas/Feststoffsystem sowie die sich daraus ergebenden unterschiedlichen Formen der Gas/Feststoffströmung wird die zirkulierende Wirbelschicht von der stationären Wirbelschicht (SWS, auch als klassische oder blasenbildende Wirbelschicht bezeichnet) und von der pneumatischen Förderung (auch Transportreaktor genannt) abgegrenzt (vgl. Abb. 1.2 - 1.4).

Bereits in dieser frühen Entwicklungsphase wurde eine aufgrund des fluidynamischen Zustandes des Gas/Feststoffsystems und auch der Anlagebauweise stark unterschiedliche Reaktorbauart ebenfalls als zirkulierende Wirbelschicht bezeichnet. Es handelt sich dabei um die in den 40er Jahren in den USA entwickelten Fluid Catalytic Cracking (FCC) Reaktoren zum heterogenen katalytischen Spalten von Schweröl in leichterflüchtige Kohlenwasserstoffe. FCC-Reaktoren wurden ursprünglich als stationäre Wirbelschichten gebaut und zu zirkulierenden Wirbelschichten weiterentwickelt, welche treffender auch als „Riser-Reaktoren“ bezeichnet werden könnten, da ihr Betriebszustand sehr nahe bei demjenigen pneumatischer Förderreaktoren liegt. Im Gegensatz zur ZWS-Bauart mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung verfügen FCC-Reaktoren (Abb. 1.2, V) über keine verzögerungsfreie Rückführung des Katalysators, da dieser regeneriert werden muss. Die Regeneration wird meist in einer nachgeschalteten stationären Wirbelschicht durchgeführt. Mit Leerrohrgasgeschwindigkeiten von 20 bis 28 m s^{-1} am Reaktorkopf und flächenbezogenen steigrohrquerschnittsmittleren Feststoffmassenströmen G_s von 400 bis 1000 $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ (Werther 1993, Reh 1995) unterscheiden sich die typischen Betriebsbedingungen von FCC-Reaktoren stark von den Betriebsbedingungen der in den anschließenden Kapiteln eingehender behandelten Bauart mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung. Durch die extrem verschiedenen Betriebsbedingungen werden auch die Mischungsverhältnisse vollständig unterschiedlich. Bei ZWS-Anlagen mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung können im Steigrohr interne Feststoffrückströmungen auftreten. Durch Variation des Verhältnisses zwischen der dadurch entstehenden internen Feststoffrezirkulation und der externen Feststoffrezirkulation über den Zyklon, können unterschiedliche Feststoffverweilzeiten im Steigrohr eingestellt werden. Bei FCC-Reaktoren wird hingegen ein Rohrreaktorverhalten des Feststoffes mit einer Verweilzeit im Bereich einiger Sekunden angestrebt. Wird diese kurze Verweilzeit überschritten, so tritt eine unerwünschte Verkokung auf (Zhu 1993). Auch hinsichtlich des Gasverhaltens möchte man eine Rückvermischung im FCC-Reaktor vermeiden, während diese im niedriger beladenen ZWS-Reaktor mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung in den Wandzonen über begrenzte Weglängen auftritt (Li 1989, Patience 1993, Kruse 1995).

Anhand dieses aufgezeigten Unterschiedes ist ersichtlich, dass auf keinen Fall von der ZWS gesprochen werden kann. Auch Anlagen, welche auf den ersten Blick aufgrund der Feststoffrückführung und des Anwendungsfalles ähnlich aussehen, können beispielsweise durch unterschiedliche Geometrie des Austritts aus dem Steigrohr zum Zyklon sehr unterschiedliche Betriebsbedingungen aufweisen.

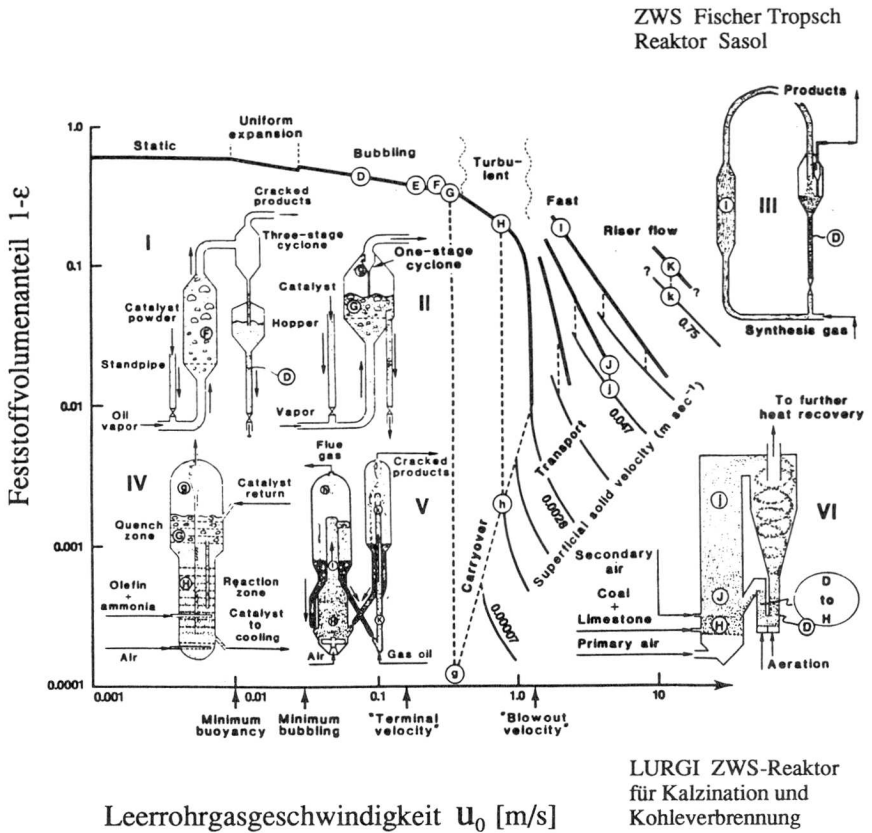


Abb. 1.2: Einordnung der Wirbelschichtreaktoren für feine Feststoffe im Hinblick auf die Feststoffvolumenkonzentration $\phi = (1 - \epsilon)$ und Leerrohrgasgeschwindigkeit u_0 (in Anlehnung an *Squires* 1985)

Wenn, wie allgemein üblich, keine weitere Unterteilung der „ZWS-Reaktoren“ vorgenommen wird, so haben Verfahren, welche unter diese allgemeinste Bezeichnung einzuordnen sind, mittlerweile in über 30 verschiedenen industriellen Stoffumwandlungsprozessen Anwendung gefunden. Tabelle 1.1 zeigt, welche davon sich noch in der Pilot- oder Demonstrationsphase befinden.

<u>Nicht-katalytische Hochtemperaturreaktionen</u>		[°C]
I	Calcination von $\text{Al}(\text{OH})_3$	650 - 1450
I	Vorcalcination von Zementrohmehl	850
P	Calcination von Phosphaterz	650 - 850
I	Calcination von Ton	650
I	Synthese von AlF_3	530
I	Synthese von SiCl_4	400
I	Sulfatspaltung (FeSO_4 , MgSO_4)	950 - 1050
P	Chloridspaltung (AlCl_3 , $6\text{H}_2\text{O}$)	850
I	Carbonatzersetzung (CaCO_3 , MgCO_3)	850
I	Rösten sulfidischer Erze (ZnS , Cu_2S , Golderze)	850 - 950
I	Tieftemperaturverbrennung von Ölschiefer	700
I	Umweltfreundliche Kohleverbrennung bei atm. Druck	830 - 900
D	Umweltfreundliche Kohleverbrennung unter Überdruck	830 - 900
I	Verbrennung von Holz, Biomasse (Torf) und Papierschlämme	830 - 900
I	Vergasung organischer Abfälle und Biomasse	800 - 900
D	Vergasung von Kohle (Braunkohle → Anthrazit)	850 - 1150
P	Heißgasreinigung von Kohlegas	400 - 950
D	Reduktion von Feinerzen mit Kohle (ELRED, Circofer, DIOS)	1050
I	Reduktion von Feinerzen mit Wasserstoff (Circored)	1050
I	Verarbeitung von Stahlwerkrückständen	900 - 1000
P	Pyrohydrolyse von Ofenausbruch von Al-Hütten	1200
I	Quenchen von Abgasen aus Schmelzreaktoren	400 - 1500

Heterogen-katalytische Reaktionen

I	Fluid Catalytic Cracking (FCC)	350 - 500
I	Fischer Tropsch Synthese	300 - 340
D	Butanoxidation zu Maleinsäureanhydrid	360 - 420
I	O-Xylen/Naphtalen-Oxidation zu Phthalsäureanhydrid	360 - 390
P	Ethylen-Epoxidation	170
I	Oxidative Dehydrogenierung von Buten zu Butadien	620 - 680
P	Simultane NO_x und SO_2 -Entfernung aus Abgas	350 - 400

Heterogene Niedertemperaturreaktionen

I	Trockengasreinigung von Fluorwasserstoff aus Al-Hüttenabgas	70
I	Trockengasreinigung von Abgasen der Müllverbrennung (HCl , HF , SO_2 , Dioxine)	<150
I	Trockengasreinigung von Kessel-/ Zementofenabgasen (SO_2 , HCl , HF)	<100

I = Industrielle Anwendung, D = Demonstration, P = Pilotversuche abgeschlossen

Tab. I.1: Stand verschiedener ZWS-Reaktor Anwendungen (Jul. 96, aufbauend auf Reh 1995)

Bei der Anwendung zum Quenchen von klebrigen Bestandteilen enthaltenden Rauchgasen (Hiltunen 1992, Hirsch 1994, Westerlund 1992) sind die allenfalls ablaufenden Reaktionen von sekundärer Bedeutung. Hauptsächlich wird in diesem Fall vom extrem hohen Wärmeübergang zwischen den Partikeln untereinander, zwischen den Partikeln und dem Gas sowie zwischen der Wirbelschicht und den Wärmetauscherflächen Nutzen gezogen.

Dimensionslose Darstellung

Die unterschiedlichen ZWS-Anwendungen machen eine über alle Bereiche gültige dimensionslose Darstellung in hohem Masse wünschenswert. Reh (1961) hat dabei mit seinem Zustandsdiagramm für Zweistoffsysteme (vgl. Abb. 1.3) eine Beschreibungsmöglichkeit gefunden, in der sämtliche Gas/Feststoffreaktoren-Bereiche eingetragen werden können. Das Diagramm gilt für sämtliche Fluid/Feststoffsysteme mit monodispersen kugeligen Teilchen, wobei für die homogene Fluidisierung mit Flüssigkeiten und die heterogene Fluidisierung mit Gasen unterschiedliche Kennlinien für den Bereich $0.4 < \epsilon < 1$ und $n=1$ gelten. Auf der Abszisse ist die Reynoldszahl aufgetragen, wobei zu beachten ist, dass die Relativgeschwindigkeit zwischen Gas und Partikel einzusetzen ist. Die Ordinate (modifizierte Froude-Zahl Fr^*) charakterisiert das Verhältnis von Lastvielfachem n und Widerstandsbeiwert c_w . Direkt mit den beiden vorgenannten Ähnlichkeitsgrößen verknüpft sind die ebenfalls eingetragene Archimedeszahl (Ar) und die Ω -Zahl¹. Diese erlauben einen direkteren Vergleich verschiedener Anwendungen, da die Archimedeszahl rein durch die Wahl des Fluidisierungssystems (Partikelgröße, Feststoff, Gas, Druck, Temperatur) gegeben ist. Die Ω -Zahl kann als eine Art dimensionslose Relativgeschwindigkeit bezeichnet werden.

¹ Eine neuere Darstellung als Ar/Ω -Diagramm mit Re und Fr^* als Parameter findet sich in Reh (1996).

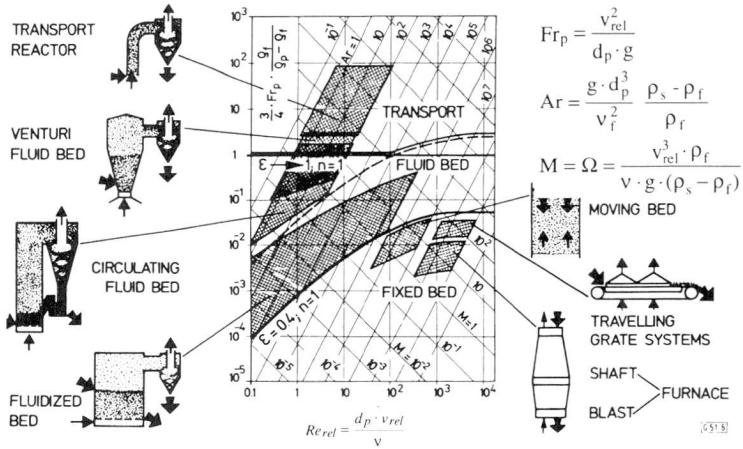


Abb. 1.3: Gegen die Schwerkraft durchströmte Gas/Feststoff-Reaktionssysteme und Einordnung ihrer mittleren Betriebspunkte im Zustandsdiagramm für Zweistoffströmungen (Reh 1973)

Widerstanderniedrigung durch aggregierendes Partikelverhalten

Die bereits angesprochenen unterschiedlichen Kennlinien des Wirbelschichtbereiches für die homogene und die heterogene Fluidisierung beinhalten den eigentlichen Grund für die in expandierten Wirbelschichten erzielbaren hohen Raum-Zeit-Ausbeuten: Bei Gas-Feststoffsystemen mit feinkörnigen Teilchen ($Ar \leq 1 \cdot 10^4$) kommt es zur stochastischen Bildung von Feststoffstrahlen (Reh 1961, Fujima *et al.* 1986). Der Grund für die Bildung dieser Feststoffstrahlen ist der bedeutend niedrigere Widerstandsbeiwert solcher Strahlen im Vergleich zu demjenigen der ideal angeströmten Einzelkugel (Müller 1992). Innerhalb der Strähne entspricht der Zustand nahezu demjenigen der Minimalfluidisation. Aufgrund der Erdbeschleunigung wird die Strähne abwärtsbeschleunigt, bis wieder ein Gleichgewicht zwischen der Gewichtskraft und der verminderten Widerstandskraft durch die entgegengerichtete Gasströmung eintritt. Einzelne Partikel werden abgeschert und aufgrund des Einzelpartikelwiderstandsbeiwertes in der wenig feststoffbeladenen Strömung abgebremst, erneut nach oben beschleunigt und erreichen möglicherweise einen stationären Zustand mit einer Relativgeschwindigkeit nahe bei der stationären Sinkgeschwindigkeit des Einzelteilchens. Durch lokale Druckunterschiede im Wirbelbereich hinter Feststoffstrahlen gelangen andererseits Einzelpartikel erneut in die Strähne (vgl. auch Abb. 1.5).

Durch diese stochastische Bildung und Auflösung von Feststoffstrahlen wird der Widerstandsbeiwert des gesamten Partikelkollektivs wesentlich reduziert, weshalb eine Fluidisierung auch bei Gasgeschwindigkeiten weit oberhalb der stationären Sinkgeschwindigkeit des Einzelteilchens aufrechterhalten bleibt. Durch den beschriebenen hochdynamischen Vorgang kommt es zu sehr hohen zeitmittleren Relativgeschwindigkeiten zwischen Gas und Feststoff (Abb. 1.4).

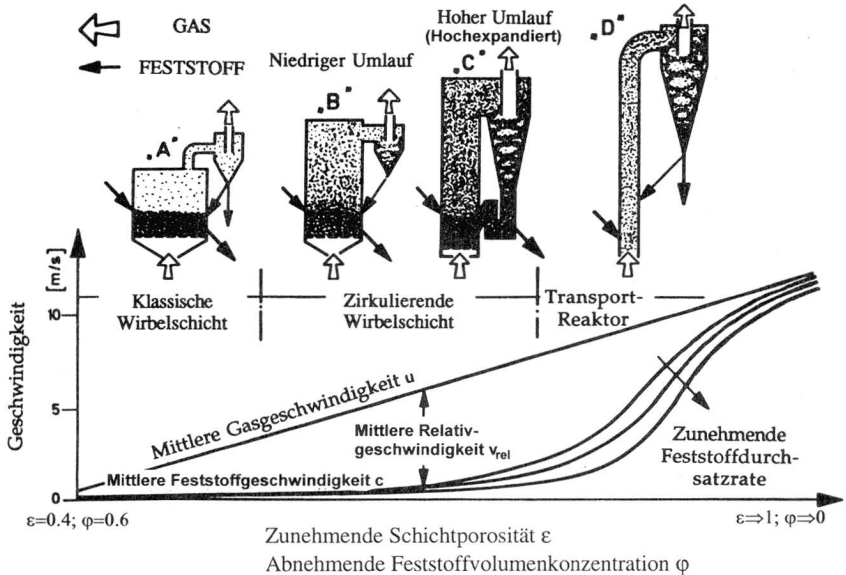


Abb. 1.4: Grundlegende Systeme von Gas/Feststoff-Reaktoren mit feinkörnigen Feststoffpartikeln und Relativgeschwindigkeit (Reh 1979)

Hochexpandierte ZWS mit verzögerungsfreier Rückführung

Nach den obigen allgemein auf ZWS-Reaktoren zutreffenden Aussagen soll zum Schluss dieses Kapitels spezieller auf ZWS-Reaktoren mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung eingegangen werden. Mit dieser Bauvariante befasst sich auch der ganze anschließende Teil der Arbeit.

Für ZWS-Anlagen im hochexpandierten Zustand und mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung ergeben sich folgende Systemeigenschaften:

- Hochexpandiertes Wirbelbett aus intern und extern zirkulierenden Feststoffpartikeln mit kleinen Teilchendurchmessern ($d_{50,3}$ vorzugsweise im Bereich weniger hundert μm):
 - => - hohe spezifische Feststoffoberfläche
 - kurze Diffusionswege
- Hohe zeitmittlere Relativgeschwindigkeit zwischen dem Gas und den aggregatbildenden Feststoffpartikeln (bis zu mehreren m s^{-1}):
 - => - exzellenter Wärme- und Stoffaustausch zwischen Gas und Feststoffteilchen
- Einheitliche Temperatur im gesamten Reaktorkreislauf (Steigrohr - Rückführzyklon - Fallrohr - Siphon) infolge der verzögerungsfreien Rückführung des heißen Feststoffes.
- Die Verweilzeitverteilung des Feststoffes innerhalb des Wirbelbettes entspricht derjenigen eines Rührkessels. Die mittlere Verweilzeit kann über den Bettinhalt eingestellt werden und beträgt zwischen einigen Minuten und Stunden.
- Die Verweilzeitverteilung des Fluidisierungsgases entspricht derjenigen einer Kolbenströmung. Die mittlere Verweilzeit ist über die Anlagegeometrie einstellbar. Sie beträgt typischerweise wenige Sekunden.
- Durch gestufte Zugabe eines oder mehrerer gasförmiger Reaktionsmittel auf verschiedenen Steigrohrhöhen lässt sich die gewünschte Gasatmosphäre über die Reaktorhöhe einstellen.
- Der mit hoher Eintrittsbeladung betriebene Rückführzyklon verfügt über einen hohen Zyklonabscheidegrad.
- Es besteht die Möglichkeit, durch hintereinandergeschaltete ZWS-Reaktoren bezüglich Wärme- und Stoffaustausch eine Gegenstromanordnung zu verwirklichen.

Globale und lokale Strömungsstruktur

Das Wissen zur globalen und lokalen Strömungsstruktur in ZWS Hochtemperaturanlagen ist nach wie vor sehr begrenzt, da die meisten in Kalтанlagen verwendeten Messtechniken im heißen System nicht eingesetzt werden können. Auch

aus kaltbetriebenen Versuchsanlagen stehen noch nicht ausreichend Daten für eine sichere Voraussage lokaler Strömungsstrukturen zur Verfügung. Eine zusätzliche Einschränkung entsteht durch die Tatsache, dass etliche der an Kaltanlagen gewonnenen Resultate als unsicher zu betrachten sind, da eine Übertragung von Resultaten aus sehr kleinen Steigrohrgrößen ($d < 200 \text{ mm}$) auf Grossanlagen äusserst unsicher erscheint.

Zur Verbesserung des Verständnisses der nachfolgenden Ausführungen soll trotz den erwähnten Unsicherheiten nicht auf die Darstellung der im Steigrohr vermuteten Strömungsstruktur verzichtet werden (Abb. I.5):

- Über den ganzen Steigrohrbereich treten starke zeitliche Fluktuationen des lokalen Feststoffvolumenanteils und der Feststoffgeschwindigkeit auf.
- In der Reaktormitte (Kernzone) bewegt sich der Feststoff in niedrigerer Konzentration im zeitlichen Mittel aufwärts. Aufgrund von Feststoffstrahlen kommt es zu lokalen Rückströmungen über begrenzte Längen.
- Im wandnahen Bereich (Randzone) bewegen sich dichtere Feststoffstrahlen während der überwiegenden Zeit nach unten. Die Abwärtsbewegung kann lokal kurzzeitig zum Stillstand kommen oder gar in eine Aufwärtsbewegung übergehen. Die Randzone weist je nach Betriebsbedingungen eine veränderliche Ausdehnung von einigen mm bis maximal ca. 200 mm auf.
- Der Einfluss der Randzone auf das Gesamtsystem nimmt mit zunehmender Vergrößerung des Steigrohrquerschnittes ab.
- Das Abwärtsströmen von Feststoffstrahlen führt zu einer internen Rezirkulation zusätzlich zur externen Rezirkulation über den Rückführzyklon.
- Über die gesamte Reaktorhöhe findet ein Austausch von Feststoff zwischen der Kernzone und der Randzone statt.
- Der aufwärtsströmende Netto-Feststoffmassenstrom muss für jede Reaktorhöhe gleich dem extern umlaufenden Feststoffmassenstrom sein. Es ist möglich, aber messtechnisch noch nicht gesichert, dass der Abwärtsmassenstrom an der Wand mit zunehmendem Abstand von der Reaktordecke zunimmt. Dies würde bedeuten, dass über ein Bilanzgebiet einer bestimmten Höhe mehr Feststoff von der Kernzone in die Randzone gelangt als umgekehrt (Werdermann 1992).
- Die Bezeichnung einer Kernzone und einer Wandzone soll nicht bedeuten, dass für diese Zonen über die Reaktorhöhe oder über einen Reaktorquer-

schnitt konstante konstante Geschwindigkeiten oder Feststoffvolumenkonzentrationen bestehen. Vielmehr bilden sich radiale Profile der Feststoffkonzentration und der Feststoff- und Gasgeschwindigkeit, welche sich zusätzlich über die Reaktorhöhe verändern.

- Es ist möglich, dass Gas in der Randzone gemeinsam mit Feststoffstrahlen abwärts strömt und es dadurch zu einer begrenzten Gasrückvermischung kommt (Li 1989, Patience 1993, Kruse 1995).

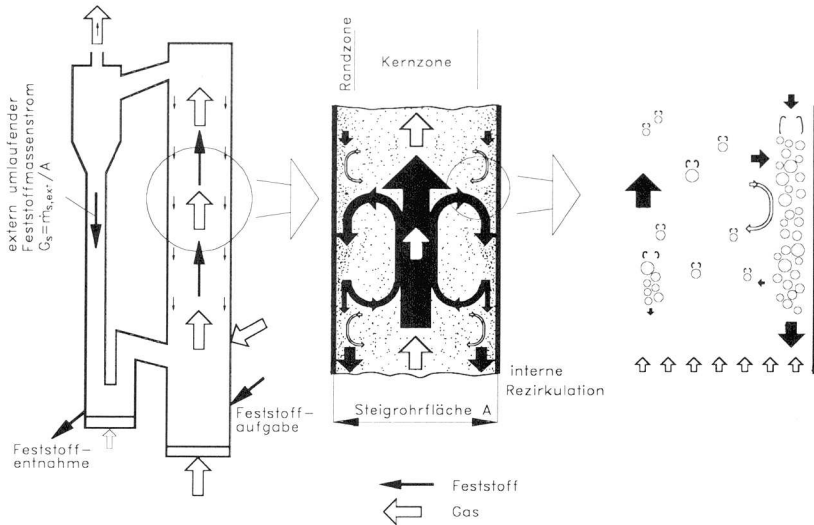


Abb. 1.5: Schematische Darstellung der globalen und lokalen Gas/Feststoff-Strömungsstruktur in zirkulierenden Wirbelschichten

1.2 ZWS-Reaktoren als Feuerungen

Die im vorangehenden Kapitel beschriebenen Eigenschaften von ZWS-Reaktoren mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung führen zu folgender Betriebsweise als Feuerungen (Abb. 1.6a). Das Bettmaterial wird durch die Verbrennungsluft so stark fluidisiert, dass es sich als hochexpandierte Wirbelschicht über den ganzen Steigrohrteil der Anlage verteilt. Dabei stellen sich die vorgängig (Kap1.1) beschriebenen axialen und radialen Profile von Feststoffkonzentra-

tion und Feststoff- sowie Gasgeschwindigkeit ein. Ein beträchtlicher Bettmaterialstrom wird mit dem Rauchgas aus dem Steigrohr ausgetragen, im hochbeladenen Rückführzyklon abgeschieden und verzögerungsfrei in den Brennkammerunterteil zurückgeführt.

Im Gegensatz zu stationären Wirbelschichten kann keine Unterteilung in ein eigentliches Bett und einen Freiraum vorgenommen werden. Innerhalb der sich über die ganze Anlage verteilenden Mischung aus Gas, Feststoffstrahlen und Feststoffeinzelpartikeln, welche aufgrund des hohen Partikel-Partikel- und Partikel-Gas-Wärmeüberganges eine nahezu einheitliche Temperatur besitzt, findet nun die Verbrennung des Brennstoffes statt. Dabei können feste, flüssige oder gasförmige Brennstoffe einzeln oder in Kombination eingesetzt werden.

Das Bettmaterial resultiert aus dem wirbelschichtspezifischen Aschebildungsverhalten des Brennstoffes, dem Zerfallsverhalten des Anfangsinertmaterials und allfälliger Sorbentien sowie dem Fraktionsabscheidegrad des Rückführzyklons. Alle diese Einflussfaktoren stehen wiederum in Wechselwirkung mit dem Betriebszustand.

Da der fluiddynamische Zustand einer zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung wesentlich von der Bettmaterialkörnung und der Bettmaterialmenge abhängt, müssen diese beiden Grössen im Betrieb konstant gehalten werden. Diese Aufgabe kann teilweise allein durch die Brennstoffaufmahlung auf eine bestimmte Einsatzkorngrösse erfüllt werden. In anderen Fällen sind zusätzliche Massnahmen wie die Rückführung von Bett- oder Flugascheanteilen oder auch eine kontinuierliche Fremdinertmaterialzugabe notwendig. In Kapitel 6.1.1 werden die verschiedenen Einflüsse auf die resultierende Bettmaterialkörnung detailliert aufgezeigt.

Je nach konkreter Bewerkstelligung des Korngrössenhaushaltes besteht der Hauptanteil des Bettmaterials lediglich aus Brennstoffasche, aus einer Mischung von Brennstoffasche und Fremdinertmaterial oder nahezu ausschliesslich aus Fremdinertmaterial. Die sich im System befindende organische Brennstoffmasse entspricht unabhängig von der Zusammensetzung des Hauptanteils des Bettmaterials maximal einigen Prozenten der Bettmaterialmenge. Das Abscheideverhalten des Rückführzyklons ist von zentraler Bedeutung für den Betrieb einer ZWS-Feuerung, da es nicht nur über den Erfolg des Erhaltens der Bettmaterialmenge und feiner Bettmaterialkörnung, sondern auch über den Anteil an Unverbranntem in der mit dem Rauchgas ausgetragenen Flugasche bestimmt.

Mehrheitlich innerhalb des Steigrohres aber auch bis zum Rückführzyklon laufen die vielzähligen Reaktionsschritte der Brennstoffoxidation, die Decarbonatisierung von Kalkstein und die Schwefeldioxydeinbindung ab. Da es sich zur Hauptsache um schnell ablaufende Reaktionen handelt, ist die Reaktionsausbeute primär von den Mischungsprozessen abhängig. Diese sind eng gekoppelt mit der in Kap. 1.1 beschriebenen globalen und lokalen Strömungsstruktur. Dabei sind sämtliche Mischungskombinationen zwischen Feststoffen und Gaskomponenten von Bedeutung (vgl. Tab. 1.2). In Abhängigkeit von der Anlagengröße und der Brennstoffzusammensetzung und -körnung muss die Anzahl der Brennstoffaufgabestellen geeignet gewählt werden, um eine ausreichend homogene Verteilung des Brennstoffes zu gewährleisten. Der Stand des Wissens bezüglich den beschriebenen Mischungsvorgängen ist wegen der Kopplung zur globalen und lokalen Strömungsstruktur begrenzt und erlaubt derzeit keine zuverlässige Vorausberechnung der Vorgänge.

Mischung fest/fest	Mischung fest/gasförmig	Mischung gasförmig/gasförmig
Brennstoff/Inertmaterial	Brennstoff/Luft	Luft/Flüchtige
Brennstoff/Asche	Brennstoff/Rauchgas	Luft/Rauchgas
Brennstoff/Sorbens	Inertmaterial/Luft	Luft/SO ₂
Inertmaterial/Asche	Inertmaterial/Rauchgas	Rauchgas/Flüchtige
Inertmaterial/Sorbens	Asche/Luft	Rauchgas/SO ₂
Asche/Sorbens	Asche/Rauchgas	Rauchgas/N-haltige Komponenten
usw.	usw.	usw.

Tab. 1.2: Beispiele von Mischungsprozessen innerhalb von ZWS-Feuerungen mit entscheidender Bedeutung für die Homogenität des Systems und den Umsetzungsgrad schnell ablaufender Reaktionen (nach *Reh*, 1996)

Wärmehaushalt

Da die Brennstoffe erwärmt und -zündet in ZWSF im Gegensatz zu Rost- oder Staubfeuerungen hauptsächlich durch Partikel-Partikel-Wärmeübertragung und nur in geringem Masse durch Strahlung erfolgt, ist die Heizwertbandbreite der einsetzbaren Brennstoffe sehr gross. Aus diesem Grund variiert der Anteil des im ZWS-Feuerungsteils an den Wasser-Dampf-Kreislauf übertragenen Wärmestroms an der Gesamtkesselleistung für die einzelnen Anlagen stark. Grund-

sätzlich ist zu sagen, dass das Bettmaterial sich im stationären Zustand „energieneutral“ verhält. Dies ist anschaulich auch daran ersichtlich, dass das Bettmaterial in einer Energiebilanz um den gesamten ZWS-Reaktor einer Feuerung (vgl. Abb. 1.6a) im stationären Zustand gar nicht vorkommt. Einen sehr grossen Effekt übt das Bettmaterial hingegen im instationären Fall aus: Ungleichgewichte zwischen der mit dem Brennstoff momentan eingebrachten Leistung und des an die Heizflächen übertragenen Wärmestroms wirken sich infolge der grossen Bettmaterialwärmekapazität (im Vergleich zur Rauchgaswärmekapazität) stark gedämpft auf die Systemtemperatur aus.

Das Bettmaterial gewährleistet den Wärmetransport zwischen Gebieten mit exothermen Reaktionen und solchen mit endothermen Reaktionen und ermöglicht damit das Einstellen einer einheitlichen Temperatur über den ganzen Reaktor, inklusive Zyklon und Siphon. Dank des vorzüglichen Wärmeüberganges zwischen Partikeln untereinander und Partikeln und Gas wird eine Temperaturhomogenität mit Differenzen von typischerweise kleiner 100°C , teilweise gar von kleiner 10°C erreicht.

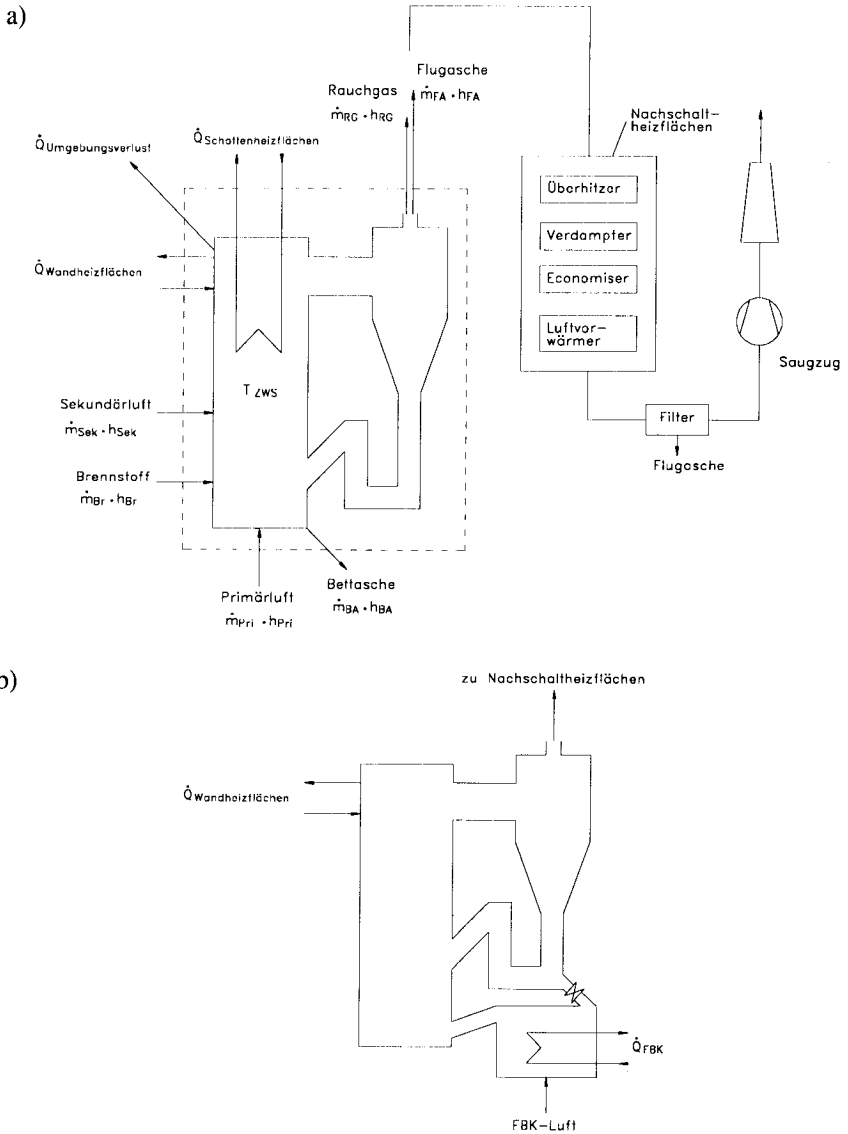


Abb 1.6: a) typische ZWS-Feuerung mit möglichen Wand- und Schottenheizflächen; zusätzlich ist das Energiebilanzgebiet um den ZWS-Reaktor eingezeichnet

b) ZWS-Feuerung mit externem Fließbettkühler (FBK)

Die Feuerungstemperatur würde also infolge des Bettmaterials nicht wesentlich von der adiabaten Verbrennungstemperatur bei dem gewählten Luftverhältnis abweichen. Erst durch den gezielten Entzug eines bestimmten Wärmestroms über Verdampfer- oder Überhitzerheizflächen aus dem Feststoffkreislauf wird ZWS-Feuerungen eine von der adiabaten Verbrennungstemperatur abweichende Systemtemperatur aufgeprägt.

Dabei sind verschiedene Anordnungen von Wärmetauscherflächen möglich. In der eigentlichen Brennkammer selbst können die Wände aus Flossenrohren gefertigt werden, wie es für verschiedenste Feuerungssysteme üblich ist. Diese werden im unteren Brennkammerbereich infolge der Korrosionsgefahr aufgrund der durch die Luftstufung entstehenden reduzierenden Atmosphäre meist mit einer Abstampfung versehen.

Zusätzlich können bei Bedarf Schottenrohre in den Brennkammeroberteil eingehängt werden. Dazu wurden spezielle „Super-Omega-Schotten“ (*Petzel 1992*) entwickelt, um den Erosionsangriff zu vermindern. Beide Varianten profitieren gegenüber reinen gaskonvektiven, im Abgasstrom angeordneten Nachschaltheizflächen vom um den Faktor 5 bis 10 erhöhten Wandwärmeübergangswert in der Wirbelschicht, welcher zu einer bedeutenden Reduktion der notwendigen Gesamtheizfläche des Kesselsystems führt.

Eine exzellente Möglichkeit bietet zudem die Wärmeübertragung an Verdampfer- oder Überhitzerheizflächen in einer stationären Wirbelschicht eines sogenannten externen Fliessbettkühlers (Abb. 1.6b). Diese Möglichkeit, welche allein oder in Kombination mit den obengenannten Varianten Anwendung findet, hat allgemein vier wesentliche Vorteile:

- nochmals erhöhter Wärmeübergangskoeffizient (der Wärmeübergangskoeffizient in einer stationären Wirbelschicht ist ca. Faktor 20 grösser als in gaskonvektiven Nachschaltheizflächen)
- grosse Flexibilität in der übertragenen Wärmemenge ermöglicht tiefe Teillastbereiche (*Plass et al. 1986*)
- Hochtemperaturüberhitzer sind nicht dem Rauchgas ausgesetzt und damit wesentlich weniger korrosionsgefährdet
- Zwischenüberhitzer (ZÜ) können wegen der variierbaren Wärmezufuhr zur Temperaturregelung des ZÜ-Dampfes verwendet werden, wodurch die ZÜ-Einspritzung vermindert und der Prozesswirkungsgrad erhöht werden kann (*Lipken et al. 1986*)

Bei mit hochwertigen Brennstoffen betriebenen Grossanlagen reichen die durch geometrische Scale-up-Bedingungen vorgegebenen Wandheizflächen für die zum Erreichen der erwünschten Wirbelschichttemperatur erforderliche Wärmeabfuhr nicht mehr aus, da das Verhältnis der Wandflächen zur Grundfläche - welches bei Annahme gleicher Anlagenhöhe und Rauchgasgeschwindigkeit der entscheidende Faktor für den anteilmässigen Wärmeentzug durch die Wandflächen ist - immer kleiner wird. Selbst bei beträchtlich grösserer Anlagehöhe wären nicht ausreichend Wandheizflächen vorhanden. Gegenüber Schottenheizflächen hat ein Fließbettkühler in diesem Fall den weiteren Vorteil, dass keine die Mischung störenden Einbauten in den Brennkammeroberteil eingebaut werden müssen. Auf die Erosionsgefahr von Schottenheizflächen wurde bereits eingegangen. Mit dem Trend zu druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen wird die Steigerung des flächenspezifischen Wärmeentzuges noch wichtiger. Um diesen Entwicklungsschritt vollziehen zu können, sind detailliertere Kenntnisse zum Wärmeübergang zwischen der Wirbelschicht und Heizflächen notwendig. Shi (1996) zeigt, dass der Wärmeübergangskoeffizient mit abnehmender Korngrösse beträchtlich ansteigt.

Bei ZWS-Feuerungen mit Steinkohle werden typischerweise ca. 65 % der Kesselleistung im eigentlichen Wirbelschichtreaktor und die restlichen 35 % in den konvektiven Nachschaltheizflächen übertragen (Zimmermann 1988).

Emissionskontrolle und typische Betriebsbedingungen

Die Wirbelschichtfeuerungstemperatur ist durch die Freiheit in der Wahl der entzogenen Wärmemenge in weiten Grenzen zwischen adiabater Verbrennungstemperatur und durch das CO/CO₂-Gleichgewicht bedingter unterer Temperaturgrenze um 650 - 700°C praktisch beliebig einstellbar. Soll von der exzellenten Möglichkeit der feuerungsintegrierten Entschwefelung mittels Kalksteinzugabe Gebrauch gemacht werden, so empfiehlt sich eine Systemtemperatur von ca. 850°C. Damit lässt sich gleichzeitig die Bildung thermischer Stickoxide¹ vollständig und diejenige von promptem NO_x, beide aus dem Luftstickstoff entstehend, weitgehend unterdrücken. Durch die Kombination der niedrigen Verbrennungstemperatur mit einem geringen Gesamtluftüberschuss und einer infolge des annähernden Rohrreaktorverhaltens der Gasströmung einfach zu bewerkstelligenden Stufung der Luftzufuhr kann zudem der Umwandlungsgrad von Brennstoffstickstoff zu Stickoxiden durch Fett/Mager-Verbrennung tiefgehalten wer-

¹ In der Feuerungstechnik wird die Summe von NO und NO₂ als „Stickoxide“ oder „NO_x“ bezeichnet.

den, womit als Summe dieser drei Beiträge eine niedrige NO_x -Emission resultiert.

In Tabelle 1.3 sind die typischen Betriebsbedingungen und die bezüglich der reglementierten Schadstoffe erreichbaren Emissionen atmosphärischer ZWS-Kohlekraftwerke zusammengestellt.

Leerohrgasgeschwindigkeit u_0	m s^{-1}	5 - 8
Feststoffumlauftrate G_s (auf den Steigrohrquerschnitt bezogen)	$\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$	5 - 40
Steigrohrdruckverlust Δp_{Riser}	mbar	30 - 150
mittlerer Partikeldurchmesser des Bettmaterials im oberen Brennkammerbereich $d_{50,3}$	μm	120 - 350
mittlere Feststoffvolumenkonzentration im oberen Brennkammerbereich $\phi_{\Delta p}$	-	< 0.01 (0.001 - 0.008)
Luftüberschusszahl λ	-	1.1 - 1.2
CO^1	mg m^{-3}	< 250
NO_x^1	mg m^{-3}	< 200
SO_x^1	mg m^{-3}	< 200
Staub ¹	mg m^{-3}	< 50
Laständerungsgeschwindigkeit	$\% \text{ min}^{-1}$	5
Anfahrzeiten:		
Warmstart (Stillstand < 8 h)	min	100
Kaltstart (Stillstand > 48 h)	min	300

Tab. 1.3: Typische Betriebsbedingungen atmosphärischer ZWS-Kohle-Kraftwerke (teilw. aus *Petzel* 1995 und *Werther* 1993)

Nebst NO_x und N_2 kann in Feuerungsanlagen aus Brennstoffstickstoff auch N_2O (Distickstoffmonoxid oder Lachgas) entstehen. Da ZWSF teilweise höhere N_2O -Emissionen als andere Feuerungsvarianten aufweisen, soll nachfolgend der

¹ Emissionsangaben bzgl. Normbedingungen, trockenem Rauchgas und Bezugssauerstoffgehalt 7 %.

Stand des Wissens zu diesem zur Zeit keinen Emissionsvorschriften unterliegenden atmosphärischen Spurengas aufgezeigt werden (*de Soete 1989, Wójtowicz et al. 1991, Hansen et al. 1992, Amand et al. 1993, Dam-Johansen et al. 1993, Pelz 1993, Stöhr 1993, Sybon et al. 1993, Arthkamp 1994, VGB 1994, Gustavsson et al. 1995, Klein 1995*):

Die Konzentration von N_2O in der bodennahen Atmosphäre beträgt derzeit rund 0.31 vpm und steigt jährlich um 0.2 - 0.3 % an. Es wird vermutet, dass N_2O infolge dieses Anstiegs mit geschätzten 4 % zum zusätzlichen Treibhauseffekt beiträgt und zudem am Ozonabbau in der Stratosphäre beteiligt ist. Die Informationen über die in der Atmosphäre ablaufenden Reaktionsmechanismen und den globalen N_2O -Haushalt sind nach wie vor unzureichend. Es wird geschätzt, dass die anthropogenen Emissionen etwa 35 % der N_2O -Gesamtemissionen ausmachen. Innerhalb der anthropogenen Emissionen ist der Düngemiteleinsatz in der Landwirtschaft die wichtigste Quelle, gefolgt vom Biomasseabbau, während der Anteil ortsfester Feuerungen auf etwa 5 - 10 % geschätzt wird.

Aufgrund eines Messfehlers, verursacht durch die N_2O -Nachbildung in Probenahmegefäßen, wurde der Beitrag aus kohlegefeuerten Anlagen Mitte der achtziger Jahre massiv überschätzt, was zur Lancierung umfangreicher Forschungsprogramme führte. Es zeigte sich, dass Hochtemperaturverbrennungsprozesse ($> 1000^\circ\text{C}$), wie Öl-, Gas- und Kohlestaubfeuerungen N_2O -Emissionen¹ von $< 15 \text{ mg m}^{-3}$ aufweisen, da in diesem Temperaturbereich N_2O durch H- und OH-Radikale sehr schnell zu N_2 reduziert wird.

Im Gegensatz dazu wurden bei Wirbelschichtfeuerungen teilweise wesentlich höhere N_2O -Emissionen gemessen, wobei der Inkohlungsgrad der Kohle einen grossen Einfluss ausübt. Die Bandbreite der N_2O -Emissionen¹ aus ZWS-Feuerung erstreckt sich für Braunkohlen von 5 - 100 mg m^{-3} (Mittelwert 10 mg m^{-3} , VGB 1994), für Steinkohlen hingegen von 15 - 470 mg m^{-3} (Mittelwert ca. 100 mg m^{-3} , VGB 1994). Aus Laboruntersuchungen konnte ermittelt werden, dass die Aufteilung des Brennstoffstickstoffs auf N_2 , NO_x und N_2O durch eine Vielzahl homogener als auch heterogener Bildungs- und Abbaureaktionen erfolgt. Das unterschiedliche Verhalten von Braun- und Steinkohlen ist in der Bindungsart des Brennstoffstickstoffs begründet. Aus Steinkohlen wird der flüchtige Anteil des Brennstoffstickstoffs mehrheitlich als HCN, der wichtigsten Vorläufersubstanz von N_2O freigesetzt, während bei Braunkohlen mehrheitlich NH_3 entweicht, welches hauptsächlich zu NO weiterreagiert. Zusätzliches $\text{NO}/\text{N}_2\text{O}$ entsteht während des Koksabbrandes.

¹ i.N., trocken, bez. 7 % O_2

Aufgrund der grossen Anzahl möglicher Reaktionen, von denen etliche zusätzlich durch Feststoffe (insbes. Koks, CaO, CaS, teilw. aber auch Quarzsand) katalysiert werden, ist das Wissen über primäre Massnahmen zur N_2O -Minderung in Grossanlagen und über die Ursachen für die obenerwähnten grossen Emissionsbandbreiten noch ungenügend. Während eine höhere ZWS-Temperatur und niedrigerer Gesamtluftüberschuss übereinstimmend als N_2O -mindernd identifiziert wurden, ergab sich für den Einfluss der Luftstufung und der Kalksteinzugabe kein einheitliches Bild. Da sich die genannten Einflussparameter, mindestens in gewissen Bereichen, gegenläufig auf die NO- und/oder die SO_2 -Emission auswirken, kann keine für alle Anlagen gültige Regel zur gemeinsamen Minderung sämtlicher Schadgaskomponenten durch alleinige Primärmassnahmen aufgestellt werden.

Es konnte aber gezeigt werden, dass sich die N_2O -Emissionen ohne nachteilige Auswirkungen auf andere Schadstoffe quantitativ verringern lassen, wenn die Rauchgase im Rückführzyklon oder einem nachgeschalteten Reaktor auf eine Temperatur von ca. $950^\circ C$ aufgeheizt werden. Dabei war der N_2O -Abbau unabhängig davon, ob für das Aufheizen gasförmiger, flüssiger oder fester Brennstoff in den Eintrittskanal zum Rückführzyklon aufgegeben wurde. Nebst den anlage-spezifischen Minderungs-massnahmen steht damit eine generelle Möglichkeit zur Verfügung, falls die N_2O -Emissionen aus ortsfesten Feuerungen trotz ihres relativ geringen Anteils an den anthropogenen N_2O -Emissionen verringert werden sollen.

Installierte Feuerungsleistung und Anlagengrösse

Wegen der feuerungsintegrierten Entschwefelung und der niedrigen Stickoxid-emissionen können in ZWS-Feuerungen - im Unterschied zu staubgefeuerten Kohlekraftwerken - die Emissionsgrenzwerte ohne nachgeschaltete Rauchgasreinigungseinheiten in Form von De- NO_x -Katalysatoren und Rauchgaswäschern zur Entschwefelung eingehalten werden. Der dadurch entstehende Kostenvorteil war der Hauptgrund für die schnelle Verbreitung der ZWS-Feuerung in Kohlekraftwerken der unteren Leistungsbereiche. Die ersten ZWS-Feuerungen im Kraftwerksbereich waren 1979 in Finnland für Holz/Torf und 1982 in Deutschland für (Abfall-) Kohle (*Leithner* 1989) realisiert worden.

1995 erreichte die weltweit installierte thermische Feuerungsleistung der über 450 atmosphärischen ZWS-Kraftwerke 23000 MW (*Petzel* 1995). Die maximale Leistung der einzelnen Einheit konnte durch die über 15 Jahre währenden Entwicklungen verschiedener Anbieter kontinuierlich gesteigert werden. Heute sind

250 MW_{el} im Kraftwerk Gardanne (F) verwirklicht und es bestehen detaillierte Planungen zum Erreichen von 600 MW_{el} für das Jahr 2000 (Lucat et al. 1993).

Optimierungsmöglichkeiten

Trotz der grossen installierten Gesamtleistung und der beachtlichen Einzelanlagengrösse sind Verbesserungen in verschiedenen Bereichen möglich:

Nach wie vor müssen verschiedenen Anlagen beachtliche Mengen an Zusatzinertmaterial beigegeben werden, um eine akzeptable Bettkörnung halten zu können. Oftmals tritt zusammen mit dem nicht befriedigenden Zyklonabscheidegrad auch ein hoher Anteil von Unverbranntem in der Flugasche auf. Da bereits Probleme mit dem Halten mässig feiner Körnungen auftreten, kann daher zur Zeit auch kein Gebrauch von den Vorteilen gemacht werden, welche noch feinere Körnungen mit sich brächten.

Obwohl bereits markante Verbesserungen erzielt wurden, kann es zudem zu Problemen in folgenden Bereichen kommen, wobei die drei letztgenannten Punkte keine rein ZWS-spezifischen Probleme sind:

- Erosion des Zyklonmauerwerks und von Abstampfung im Bereich der unteren Brennkammer
- Anbackungen/Sinterungen in den Rückführzyklonen
- Erosion in und an den Düsenköpfen sowie Verschlackungen im Bereich des Düsenbodens
- Korrosionserscheinungen in den Überhitzern der Nachschaltheizflächen
- Korrosionserscheinungen am kalten Ende des Luftvorwärmers

Ascheverwertung

Aufgrund der grossen Bandbreite der in ZWS-Kohlekraftwerken eingesetzten Braun- und Steinkohlen weisen die anfallenden Aschen sehr unterschiedliche Zusammensetzungen auf. Deshalb gibt es keine universelle Verwertungsmöglichkeit. Vielmehr muss die geeignete Lösung anlagespezifisch aufgrund der chemischen und mineralogischen Zusammensetzung (besonders: Glühverlust, Gehalt an Sulfat, freiem Kalk und Chlorid) und der Körnung der Aschen ermittelt werden. Tabelle 1.4 enthält eine Übersicht über diejenigen Verwertungsoptionen, die bereits in der Praxis angewendet werden oder in Technikumsversuchen erfolgversprechende Resultate geliefert haben. Von den in Deutschland im Jahr 1992 an-

gefallenen 380'000 t Wirbelschichtaschen konnten etwa 75 % einer Verwertung zugeführt werden (vom Berg et al. 1994).

Bautechnik	Bergbau	Land- und Forstwirtschaft
Zementrohstoff (Portland- und Alinit- zement)	Bergbaumörtel	Bodenhilfsstoff
Rohstoff für Mauersteine (Kalksandsteine und leichte Kalkmineralsteine)	Versatzmaterial	Düngemittel
Erd- und Strassenbaustoff		

Tab. 1.4: Verwertungsoptionen für Wirbelschichtaschen (nach vom Berg et al. 1994)

Viele Wirbelschichtaschen weisen puzzolane, d. h. latent hydraulische Eigenschaften auf: Sie verfügen über kein selbständiges Bindevermögen, gehen aber zusammen mit einem Anreger (z.B. Portlandzement, Portlandzementklinker oder gebrannter Kalk) und Wasser unlösliche Verbindungen mit zementartigen Eigenschaften ein. Lotze et al. (1985:1) zeigten auf, dass die Mörteldruckfestigkeit markant ansteigt, wenn feines Quarzmehl in der Mischung Portlandzement/Quarzmehl (Masseverhältnis 20:80 oder 40:60) vollständig durch puzzolane Wirbelschichtfeinasche ersetzt wird. Durch Mischung von Wirbelschichtasche mit Portlandzementklinker kann ein der Norm entsprechender Puzzolanazement hergestellt werden (Lotze et al. 1985:2). Jahn et al. (1989) stellten Puzzolanazement aus Wirbelschichtasche, Portlandzementklinker und Schmelzgranulat her. Die latent hydraulischen Eigenschaften machen prinzipiell auch eine Verwendung als Zementzumahlstoff (Ersatz eines gewissen Anteils des Zementmehls) und als Betonzusatzstoff möglich. Für die einzelnen Anwendungsbereiche sind jeweils die in der Bauwirtschaft üblichen Eignungsprüfungen durchzuführen.

Abfallverbrennung in ZWS-Feuerungen

Nach den Erläuterungen zum generellen Betrieb einer ZWS-Feuerung und zum Stand der Technik in kohlegefeuerten ZWS-Kraftwerken wird nun auf die in dieser Arbeit untersuchte Verbrennung von Abfallstoffen in ZWS-Feuerungen eingegangen. Da sowohl die stationäre als auch die zirkulierende Druckwirbelschichtfeuerung für Abfallstoffe in nächster Zukunft nicht von Bedeutung werden dürften, wurde bewusst auf die Darstellung der Entwicklungsstadien dieser beiden Verfahrensvarianten verzichtet.

Zunächst gilt es festzuhalten, dass wie eingangs erwähnt in einer ZWS-Feuerung prinzipiell alle Materialien verbrannt werden können, welche organische Bestandteile enthalten und zwar unabhängig von ihrem Aggregatzustand. Damit ist nicht gemeint, dass in einer bestehenden Anlage ohne Modifizierungen sämtliche möglichen Brennstoffe eingesetzt werden können, sondern dass von den wesentlichen ZWS-Eigenschaften her bei geeigneter spezieller Reaktorauslegung und Brennstoffaufbereitung eine Verfeuerung möglich ist. Ob die ZWS-Feuerung dabei für die thermische Verwertung eines Abfallstoffes oder einer geeigneten Abfallmischung eingesetzt wird, ist eine reine Kosten/Nutzenfrage zwischen den verschiedenen Behandlungsmöglichkeiten und muss für jeden Fall einzeln entschieden werden. Generell werden die steigenden Deponiekosten gemeinsam mit den verschärften Bestimmungen, welche Abfälle überhaupt noch unbehandelt deponiert werden dürfen, weltweit zu einer Ausweitung der thermischen Behandlung mit Energieverwertung für alle möglichen Arten von Abfällen führen. Ein Beispiel dafür sind Schlämme aus der Zellstoff- und Papierindustrie, zu denen auch der in dieser Arbeit untersuchte Deinkingschlamm gehört. Obwohl solche Schlämme als Brennstoffe durchaus verwertbar sind, werden in den USA zur Zeit mengenmässig 70 % der anfallenden Schlämme auf Deponien verbracht (Anthony 1995).

Auch die CO₂-neutrale Verwertung von biogenen Reststoffen (Ernte- und Verarbeitungsrückstände) dürfte in Zukunft zunehmen. Die ZWS-Feuerung bietet durch die Temperaturkontrolle Vorteile bezüglich der Beherrschung der Schmelz- und Korrosionsprobleme, die durch den hohen Alkaligehalt von Biobrennstoffen und daraus resultierenden eutektischen Zusammensetzungen entstehen.

Hinsichtlich des Stands der Technik der Wirbelschichtfeuerungen ist dabei zu sagen, dass im Gegensatz zum Kraftwerksbereich infolge kleinerer Anlagenleistungen und niederwertigerer Brennstoffe zur Zeit in der Abfallverwertung für etliche Abfälle sowohl die stationäre als auch die zirkulierende Wirbelschichtfeuerung angewendet werden. Ein Hauptgrund dafür ist, dass niederwertigere Brennstoffe einen SWS-Betrieb ohne die stark erosions- und korrosionsgefährdeten Kühlflächen innerhalb des stationären Bettes ermöglichen.

Weil speziell in ZWSF auch Brennstoffmischungen verfeuert werden können, ist meist eine Monoverbrennung, eine Mischverbrennung unterschiedlicher Abfallstoffe als auch eine Mitverbrennung gemeinsam mit Kohle möglich. Die Mitverbrennung im Kraftwerksmasstab wird bereits angewendet für kommunalen Klärschlamm (Lambertz 1996), Altholz (Leithner 1989) und Stroh (Rasmussen 1994 und Rasmussen et al. 1994). Wie gross das Potential möglicher Abfallstoffe

ist, kann aus Tabelle 1.5 entnommen werden, welche eine Übersicht über die von Firmen oder Hochschulforschergruppen bereits eingesetzten Stoffe enthält. Etliche davon werden bereits im industriellen Massstab eingesetzt. Auf eine vollständige Aufzählung aller Literaturhinweise wurde verzichtet. Bereits die Zusammenstellungen bezüglich der englischsprachigen Literatur von *Anthony* (1995) und *Saxena* (1994) beinhalten 188 resp. 163 Literaturverweise, wobei bei *Saxena* schwerpunktmässig SWS-Versuchsergebnisse enthalten sind.

Infolge des begrenzten Wissens über die lokale Strömungsmechanik und deren Auswirkungen auf das Reaktorverhalten werden auch ZWS-Kohlefeuerungen nach wie vor hauptsächlich aufgrund von Erfahrungen aus vorhergehenden Anlagen ausgelegt. Für erstmalig einzusetzende Kohlesorten werden auf Versuchsanlagen Untersuchungen zum Verbrennungs- und Aschebildungsverhalten durchgeführt.

Es ist damit unschwer zu erkennen, dass für die Planung von Anlagen zum Einsatz anderer Brennstoffe verlässliche Aussagen zu deren speziellem Verhalten unter Wirbelschichtverhältnissen vorhanden sein müssen. Diese können aus zwei Gründen nur mit Versuchsanlagen betriebsnaher Grössenordnung ermittelt werden. Einerseits sollte der Abfallstoff in derselben Kornform und -grösse aufgegeben werden können, wie in der Grossanlage und andererseits sollten Versuchs- und Grossanlage einen möglichst ähnlichen Fluidisierungszustand aufweisen. Geht man von der Vermutung aus, dass die beobachtete Randzone nicht proportional mit zunehmendem Anlagedurchmesser wächst, sondern mit grösserer Wahrscheinlichkeit eine ähnliche absolute Dicke aufweisen könnte, so müssen die Resultate aus den in etlicher Zahl betriebenen Versuchsanlagen mit sehr kleinen Steigrohrdurchmessern mit äusserster Vorsicht interpretiert werden, da insbesondere der Einfluss der Randzone massiv überschätzt würde. Zusätzlich lassen die bei Kleinstanlagen kurzen absoluten Wege beispielsweise keine Aussagen über ein begrenztes radiales Gas-Gas-Mischungsvermögen zu. Wegen der grossen Bedeutung dieser offenen Punkte zum Scale-up befasst sich ein auch auf dieser Arbeit aufbauendes Forschungsprojekt mit der Vergleichbarkeit von Fluidisierungszuständen in Heiss- und Kaltanlagen unterschiedlicher Anlagengrösse (*Caloz*, in Bearbeitung, ca. 1998).

Raffinerieabfälle	Petrolkoks, Raffinerieschlamm, Ölschlamm
Abfälle aus der Kohleproduktion	Waschberge, Kohle-Flotationsschlamm
Papierindustrie	Zellstoffschlamm, Deinkingschlamm
Chemische Industrie	Altöle, Chemieschlämme, Pharmazeutische Schlämme, Kunststoffabfälle
Kommunale Abwasserreinigung	Klärschlamm
Diverse Industrien	Autoshredderleichtfraktion Papier-/Kartonabfälle Röntgenfilme, Kunststoffabfälle Altreifen (TDF) Teppichabfälle Lederabfälle Kaffeesatz Schleifstäube Giessereisand Munitionsabfälle Spitalabfälle Spanplattenreste
Landwirtschaftliche Abfälle	Kuhdung Stroh Rinde Bagasse (Zuckerrohr)
Abfälle aus der Nahrungsmittelverarbeitung	Schalen (Mandeln, Pistazien, etc.) Kerne (Oliven, Fruchtkerne)
Diverses	verunreinigter Boden
Kommunaler Siedlungsabfall	BRAM (Brennstoff aus Müll) Fluff Altholz

Tab. 1.5: Abfallstoffe, für die Wirbelschichtfeuerungsversuche durchgeführt wurden

Die für eine Anlageauslegung mittels Versuchen zu klärenden Fragestellungen ergeben sich direkt aus den in diesem einleitenden Kapitel beschriebenen Systemeigenschaften von ZWS-Feuerungen:

- ZWS-Feuerungen sind Feinkornreaktoren. Es muss geklärt werden, durch welche Einstellungen und, allenfalls zusätzlichen, Massnahmen sich für das wirbelschichtspezifische Aschebildungsverhalten des untersuchten Brennstoffes ein feinkörniges Bettmaterial halten lässt. Brennstoffe, die bei der Wirbelschichtverbrennung nicht von selbst in feinkörnige Aschen zerlegt werden, müssen vorgängig aufbereitet werden. Das notwendige Mass der Aufbereitung wird anhand der Versuche iterativ ermittelt.
- Das Mischungs- und Reaktionsverhalten ist eng gekoppelt mit dem globalen und lokalen Strömungsverhalten. Es ist experimentell zu ermitteln, welche Umsetzungsgrade der Verbrennungsreaktionen und welche Schadstoffkonzentrationen sich aus der Zusammensetzung und der Körnung des Brennstoffes für einen gewissen Betriebszustand ergeben.

Sind die optimalen Betriebsbedingungen auf diese Weise ermittelt, kann entschieden werden, ob additive Rauchgasreinigungsschritte notwendig sind. Im Gegensatz zu Kohlekraftwerken kann bei der Abfallverbrennung infolge höherer Brennstoffschadstoffgehalte und niedrigerer Emissionsgrenzwerte die alleinige Staubabscheidung nicht mehr in allen Fällen genügen. Speziell zu beachten sind Stickoxide (vgl. Kap. 6.5), Chlorwasserstoff (Kap. 6.6) und Schwermetalle wie beispielsweise Quecksilber, Cadmium, Arsen, Nickel, Blei, Zink und Chrom. Während die Stickoxidemissionen rein durch die Feuerungsbedingungen bestimmt werden und auf dem Rauchgasweg keine Veränderung mehr erfahren, sind die Emissionen von Chlorwasserstoff und von Schwermetallen zusätzlich abhängig von den Bedingungen (insbes. Temperatur, Verweilzeit, Gas/Feststoffvermischung) entlang des Rauchgasweges. Dadurch können sich Unterschiede zwischen Versuchs- und Grossanlagen ergeben. Im Vergleich zu anderen Feuerungssystemen ist die Verdampfung von Schwermetallen in Wirbelschichtfeuerungen aufgrund der niedrigen Verbrennungstemperatur reduziert. Zusätzlich bieten die feinen Aschepartikel mit ihrer grossen spezifischen Oberfläche günstige Bedingungen für die Adsorption und Kondensation dampfförmiger Schwermetalle entlang des Rauchgasweges. Für wenig schwermetallbelastete Abfälle reicht deshalb die alleinige Staubabscheidung aus. So lassen sich beispielsweise bei der Mischverbrennung von Deinkingschlamm und Rinde in einer ZWS-Feuerung mit Elektrofilter sämtliche Schwermetallgrenzwerte der Luftreinhalteverordnung (LRV) einhalten (Bender 1994).

Ein wichtiges Resultat des Verbrennungsversuches stellt auch die Kenntnis der Ascheaufteilung auf Bett- und Flugasche dar, da sie die Grundlagen für die Auslegung der notwendigen Entaschungssysteme sowie allfälliger Fraktionier- und Rückführeinrichtungen liefert.

Die Kenntnis der Zusammensetzung und der Körnung der Bett- und Flugasche ermöglicht die Abklärung, ob eine Verwertung der Aschen möglich ist. Zusätzlich können bautechnische Prüfungen, insbesondere bezüglich der (latent) hydraulischen Eigenschaften, durchgeführt werden. Prinzipiell stehen die bereits bei der Beschreibung der Verwertung von Aschen aus Kohlewirbelschichtfeuerungen genannten Optionen offen. Bezüglich der chemischen Zusammensetzung stellt neben den für Kohleaschen wichtigen Parametern (insbes. Glühverlust, Gehalt an Chlorid, Sulfat und freiem Kalk) der Schwermetallgehalt ein zusätzliches Kriterium für eine Verwertung dar. Konkrete Vorschriften für eine Verwertung in der Zementindustrie sind gegenwärtig in Ausarbeitung. Die praktizierte Zugabe von Flugasche aus der ZWS-Verbrennung von Deinkingschlamm und Rinde mit einem Masseanteil von maximal 3 % des Zementes verursacht nur eine geringe Erhöhung des natürlichen Schwermetallgehaltes von Portlandzement (*Bender 1994*). Zu keiner merklichen Erhöhung führt auch die Zufeuerung von getrocknetem Klärschlamm mit einem Anteil der Klärschlamm-trockensubstanz am Klinker von 5 % (*Obrist 1987*). Entsprechend wäre auch die Verwendung von Klärschlammasche als Rohmehlersatz mit einem Anteil von 2 - 3 % am Klinker möglich, da sie denselben zusätzlichen Schwermetalleintrag bewirkt wie die Zufeuerung.

1.3 Ziele dieser Arbeit

Diese Arbeit ist Teil eines umfassenden, sich über mehrere experimentelle Forschungsprojekte erstreckenden Forschungsprogramms zur Verbesserung des Verständnisses der lokalen und globalen Vorgänge in ZWS-Anlagen zwecks Erarbeitung von Auslegungsgrundlagen und der weiteren Optimierung der Raum-Zeit-Ausbeute. Mittels umfangreicher Messreihen an der kalt betriebenen halbertechnischen Versuchsanlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich (*Goedicke 1992, Tanner 1994, Nicolai 1995*) konnte der zentrale Einfluss der Bettkörnung auf das lokale und globale Strömungsverhalten (*Nicolai 1995*) wie auch auf den Wand-Wirbelschicht-Wärmeübergang (*Shi 1996*) aufgezeigt werden. Dabei wurden sehr eng fraktionierte Korngrößenverteilungen eingesetzt, um vorerst nur den Einfluss der mittleren Partikelgrösse zu untersuchen und den möglichen Einfluss der Partikelgrößenverteilung zu unterdrücken. Zur

Zeit werden Messungen an einer breiten Partikelgrößenverteilung durchgeführt, um den Einfluss der Verteilung zu bestimmen.

Mit dieser Erkenntnis wird die Bedeutung der im vorigen Kapitel angesprochenen Probleme bezüglich des Einstellens einer feinen Bettmaterialkörnung in ZWS-Feuerungsanlagen zur Kohle- und zur Abfallverbrennung noch unterstrichen.

Das Hauptziel dieser experimentellen Arbeit ist deshalb, die bei der Verbrennung von Deinking- und Klärschlamm erzielbare feinstmögliche stationäre Bettmaterialkörnung sowie die Beeinflussbarkeit der Bettmaterialkörnung durch ausgewählte Betriebsparameter zu ermitteln. Daraus ist ableitbar, ob zur Erzielung der gewünscht feinen Bettmaterialkörnung eine vorgängige Brennstoffzerkleinerung oder zusätzliche Massnahmen wie eine Fremdinertmaterialzugabe oder die Rückführung bestimmter Bett- oder Flugascheanteile notwendig sind. Durch einen hohen Zyklonabscheidegrad soll der Bedarf an zusätzlichen Massnahmen minimiert werden.

Zusätzlich sollen aus den zu diesem Hauptzweck durchgeführten Versuchen möglichst viele weitere Erkenntnisse zum wirbelschichtspezifischen Verbrennungsverhalten der beiden Abfallstoffe gewonnen werden. Speziell ausgewählt werden in diesem Zusammenhang die Untersuchung des Mischungsverhaltens der unterschiedlichen Feststoff- und Gaskomponenten, da alle drei Mischvorgänge Feststoff/Feststoff, Feststoff/Gas sowie Gas/Gas von grosser Bedeutung für die erzielbaren Umsätze sind. In Bezug auf Sinterungen und Agglomerationen wird das Verhalten der Alkalimetalle im Wirbelbett untersucht. Da für die Hauptuntersuchung der Bettmaterialkörnung die Einstellungen jeweils lange Zeit konstantgehalten werden müssen, sind keine umfangreichen Parametervariationen zur Emissionsminderung möglich. Die Messung ausgewählter emissionsrelevanter Stoffe (Kohlenmonoxid, Stickoxide, Lachgas, Chlorwasserstoff, Schwefeldioxid) soll aufzeigen, bezüglich welcher Schadstoffe gezielte Parametervariationen durchgeführt werden sollten. Im Hinblick auf stärker chlorbelastete Abfallstoffe als Deinking- und Klärschlamm soll untersucht werden, ob Möglichkeiten zur Aufteilung der Gesamtasche in eine chlorärmere und eine -reichere Aschefraktion bestehen, damit wenigstens die chlorärmere Fraktion einer Verwertung zugeführt werden könnte. Gleichartige Untersuchungen wären auch zur Schwermetallaufteilung möglich. Die Analysekosten machten eine Beschränkung auf einen der beiden Themenkreise notwendig.

Für die Durchführung der Untersuchungen wurde beim industriellen Partner eine halbindustrielle zirkulierende Wirbelschichtfeuerung aufgebaut. Die Federführung in der konzeptionellen Gestaltung und der Anlagenauslegung sowie die Ko-Leitung während des weiteren Projektablaufes von der Komponenten- und Messgeräteaushwahl bis hin zu Aufbau und Inbetriebnahme der Anlage bildete einen wesentlichen Bestandteil der vorliegenden Arbeit.

Da die halbindustrielle Versuchsanlage erstmalig im Rahmen dieser Arbeit betrieben wird, ist die Untersuchung der axialen Druck- und Feststoffverteilung in Abhängigkeit der Betriebsparameter ein weiteres Ziel. In diesem Zusammenhang soll ein Modellversuch bei Kaltbetrieb der halbindustriellen Anlage einen Vergleich des globalen fluiddynamischen Zustandes im heissen und im kalten Zustand ermöglichen.

Dieser bezüglich der Übertragbarkeit von an Kaltanlagen gewonnenen Erkenntnissen äusserst wichtige Vergleich wird im Rahmen einer zur Zeit laufenden Forschungsarbeit durch den Einbezug der kaltbetriebenen halbtechnischen Anlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich mit 4-fach kleinerer Steigrohrquerschnittsfläche erweitert, wobei zusätzlich lokale fluiddynamische Zustandsgrössen miteinbezogen werden (*Caloz*, in Bearbeitung, ca. 1998).

An Anlagen im industriellen Massstab kann häufig nur eine Analyse der Ist-Situation durchgeführt werden, da die Anlagenverfügbarkeit verständlicherweise nicht eingeschränkt werden soll. Wo es möglich ist, werden im Rahmen dieser Arbeit vergleichende Untersuchungen an Grossanlagen durchgeführt.

2 Halindustrielle Versuchsanlage

Nach dem Bau mehrerer industrieller stationärer Wirbelschichtfeuerungen wurde bei der Firma Von Roll Umwelttechnik AG im Mai 1993 der Beschluss zum Bau einer Versuchsanlage mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung für die Verbrennung von Abfallstoffen gefällt. Gleichzeitig wurde - mit finanzieller Förderung des Bundesamtes für Energiewirtschaft - eine Forschungszusammenarbeit mit dem Institut für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich verwirklicht. Dank diesem frühzeitigen Beginn der Zusammenarbeit konnten wertvolle Erfahrungen aus dem mehrjährigen Betrieb der kalten halbtechnischen Versuchsanlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik (*Goedicke* 1992, *Tanner* 1994, *Nicolai* 1995) optimal umgesetzt werden. Dies betraf einerseits die Identifikation zentraler Messungen zum Betriebsverhalten, deren Durchführung ermöglicht werden sollte. Andererseits konnten Resultate aus der kalten Versuchsanlage direkt in die Auslegung der Feuerungsanlage einfließen. Dabei sind der Siphon und insbesondere der Zyklon speziell zu erwähnen. Die neuartige Bauweise des hochbeladenen Zyklons ohne Tauchrohr hatte an der kalten Anlage bereits hervorragende Abscheideleistungen gezeigt (*Nicolai* 1995) und ist Gegenstand einer zur Zeit laufenden Forschungsarbeit (*Hugi*, in Bearbeitung, ca. 1997). Ein zentrales Instrument bei der Untersuchung und Weiterentwicklung sind dabei faseroptische Sonden zur Messung der lokalen Feststoffgeschwindigkeit und -konzentration sowie Impulsstromsonden zur Messung der Impulsstromdichte (*Nicolai et al.* 1995). Beide Sondenarten sind aber gegenwärtig erst an Kalthanlagen einsetzbar.

Viele der in der Literatur zitierten Versuchsanlagen weisen, mehrheitlich aus Kosten- und Logistikgründen, einen kleinen Steigrohrdurchmesser und teilweise auch niedrige Steigrohrhöhen auf.

Aus den nachfolgend aufgeführten Überlegungen zur grundsätzlichen ZWS-Fluidodynamik und zum abfallrelevanten Verbrennungsverhalten gewährleisten nur ausreichend grosse Steigrohrdurchmesser und Steigrohrhöhen eine Übertragbarkeit der Erkenntnisse auf industrielle Anlagen:

- die Wandgrenzschichten (fluiddynamische Randzone) sollen, wie in einer Grossanlage, nur einen relativ kleinen Anteil der Fläche einnehmen
- es sollen Untersuchungen zum Mischungsverhalten von Gas/Gas, Gas/Feststoff und Feststoff/Feststoff möglich sein

- Abfälle sollen in derselben Kornform und Korngrösse eingebracht werden, wie in einer Grossanlage
- Der Energieeintrag soll wie bei einer Grossanlage mit den Brennstoffen und allfälliger Luftvorwärmung erfolgen. Bei Kleinstanlagen ist der Wärmeverluststrom an die Umgebung im Bezug zur Feuerungsleistung so hoch, dass die Reaktorwand von aussen beheizt werden muss, damit die gewünschten Feuerungstemperaturen erreicht werden. Durch die externe Beheizung wird die Untersuchung, ob die Temperaturhomogenität auch für nasse Brennstoffe gewährleistet werden kann, erschwert.

Mit einem Steigrohrdurchmesser von 826 mm und einer Steigrohrhöhe von 11200 mm konnte schliesslich eine Anlage realisiert werden, welche unter den rein zu Versuchszwecken betriebenen Anlagen zu den weltweit grössten zählt (Tabelle 2.1). Diese Anlagenkategorie unterscheidet sich von den in Kap 4.1.3 aufgelisteten, ebenfalls eingehender untersuchten Anlagen dadurch, dass sie mit sehr unterschiedlichen Brennstoffen sowie überwiegend ohne Wärmenutzung betrieben werden. Gleichzeitig ermöglichen sie auch das bewusste Einstellen von Grenzbedingungen, da ein Feuerungsausfall ohne weiteres in Kauf genommen werden kann.

Nachdem Grob- sowie Detailplanung, Fertigung, Aufbau und Instrumentierung innert 19 Monaten abgeschlossen werden konnten, stand die Anlage im Januar 1995 für die Inbetriebsetzung bereit. Die folgenden Kapitel beinhalten die Beschreibung der einzelnen Anlagekomponenten.

Hersteller, Betreiber	Hydraulischer Steigrohrdurch- messer D_e [m]	Steigrohr- höhe H_t [m]	Thermische Leistung [MW]	Literatur
University of Utah, Salt Lake City	0.26	7.0	0.3	<i>Rink et al.</i> 1993
TU Dresden	0.32	6.7 (früher: 4.5)	0.3	<i>Bernstein et al.</i> 1993
Lurgi GmbH, Frankfurt	0.36	k.A.	k.A.	<i>Bischofsberger et al.</i> 1989
Ahlstrom Pyropower Inc., San Diego	0.4 (0.4 x 0.4)	9	0.6	<i>Lundquist</i> 1991
Studsvik Energy, Nyköping	ca. 0.6	6.5	2.5	<i>Kobro et al.</i> 1987
Ahlstrom Pyroflow, Karhula, SF	0.6	10	1	<i>Seguin</i> 1993
Austrian Energy, Wien	k. A. (ges. 1.5 x 1.5)	8	1	<i>Bischofsberger et al.</i> 1989
Lurgi GmbH, Frankfurt	0.7	10	1.5	<i>Bischofsberger et al.</i> 1989
TU Lissabon	ca. 0.73 ($A_{\text{riser}} = 0.42 \text{ m}^2$)	9.4	1.2	<i>Saraiva et al.</i> 1993
Von Roll Umwelt- technik AG, Zürich	0.83	11.2	1.5	diese Arbeit
Steinmüller GmbH, Gummersbach	ca. 0.83 ($A_{\text{riser}} = 0.54 \text{ m}^2$)	5.5	1	<i>Thielen et al.</i> 1993, <i>Bischofsberger et al.</i> 1989
Tampella Power Corp., Williams- port, Pennsylvania	0.9	18	3	<i>Alliston et al.</i> 1995
KAB Dresden	1.0 (1.0 x 1.0)	11.8	4	<i>Weiss et al.</i> 1993

Tab. 2.1: ZWSF-Versuchsanlagen in Europa und den USA (aus vorgenannten Überlegungen wurden nur Versuchsanlagen im Bereich $D_e > 200 \text{ mm}$ berücksichtigt)

2.1 Konzept und Geometrie des Feuerungsteiles

Die Anlage ist nach dem Prinzip der verzögerungsfreien, nichtlimitierten Feststoffrückführung gebaut. Dies bedeutet, dass sich in Abhängigkeit von den aktuellen Betriebsbedingungen und der fixen Anlagegeometrie der externe Umlaufmassenstrom frei einstellt¹. Bei der Auslegung wurde darauf geachtet, dass das Rückführsystem aus Fallrohr (Abb. 2.2: 8) und Siphon (10) die extern umlaufenden Feststoffmassenströme auch wirklich bewältigen kann und es zu einer möglichst geringen, durch den Strömungswiderstand der Suspension bedingten, Beschränkung des extern umlaufenden Feststoffmassenstromes kommt.

Zylindrisches Koordinatensystem

Bei der nachfolgenden Beschreibung wichtiger Stutzen und insbesondere bei den Resultaten der Profilmessungen wird dabei folgende, allgemein übliche, Darstellung verwendet (Abb. 2.1). Es wird ein zylindrisches Koordinatensystem (H,r,θ) verwendet, dessen Ursprung im Zentrum des Primärluftbodens liegt. Die Höhenkoordinate bezeichnet somit den Abstand zum Primärluftboden und $\theta = 0^\circ$ bezeichnet die Mittelachse des Austrittsquerschnittes zum Zyklon. Um auch für Darstellungen über ganze Steigrohrdurchmesser nur eine Winkelangabe θ zu verwenden, erstreckt sich die Radialkoordinate von -413 bis $+413$ mm. Die obengenannten Komponenten werden zwecks eindeutiger Zuordnung bei allen relevanten Diagrammen aufgeführt. Sie sollen zusammen mit den in Kapitel 5.1 definierten Betriebsgrössen die Transparenz der Darstellungen gewährleisten und so Vergleiche mit anderen Literaturquellen vereinfachen.

¹ In einer davon verschiedenen ZWS-Bauart wird der rückgeführte Feststoffmassenstrom durch ein Zwischensilo verzögert und durch ein Drosselorgan, z.B. L-Valve, auf einem meist grössenordnungsmässig niedrigerem Niveau kontrolliert (Knowlton 1989, Adams et al. 1989).

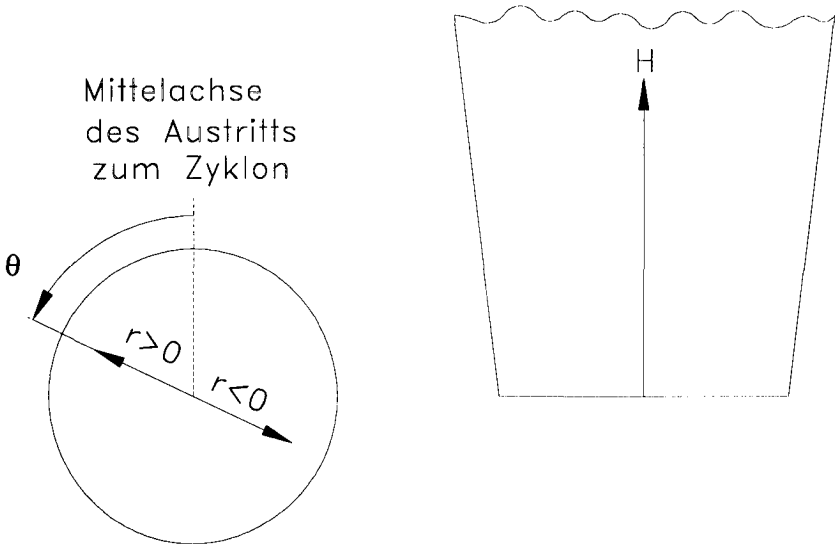


Abb. 2.1: Zylindrisches Koordinatensystem (H, r, θ) zur Beschreibung des Steigrohres

Steigrohr

Das Steigrohr (8) als Hauptteil der Brennkammer verfügt über einen inneren Durchmesser D_e von 826 mm und eine lichte Gesamthöhe H_i von 11200 mm. Im untersten Bereich ist das Steigrohr leicht eingezogen, um die Leerrohrgasgeschwindigkeit, welche hier infolge der zwecks Luftstufung erst weiter oben zugegebenen Sekundärluft, sonst recht klein wäre, etwas anzuheben. Im unteren Brennkammerteil befinden sich zudem die Feststoffrückführung aus dem Siphon ($\theta = 8^\circ$), die mit Druckluft betriebene Zweistoffdüse zur Verdüsung von Heizöl „Extra leicht“ (EL) als Hilfsbrennstoff ($H = 500$ mm, $\theta = 90^\circ$), die Eintragslanze pumpfähiger Abfallbrennstoffe ($H = 500$ mm, $\theta = 120^\circ$) sowie die Zufuhr von festen Abfallbrennstoffen ($H = 1300$ mm, $\theta = 150^\circ$). Für die Sekundärluftzugabe stehen insgesamt 4 Ebenen zwischen $H = 1200$ und $H = 2750$ mm zur Verfügung. Es kann wahlweise lediglich eine oder mehrere Ebenen betrieben werden.

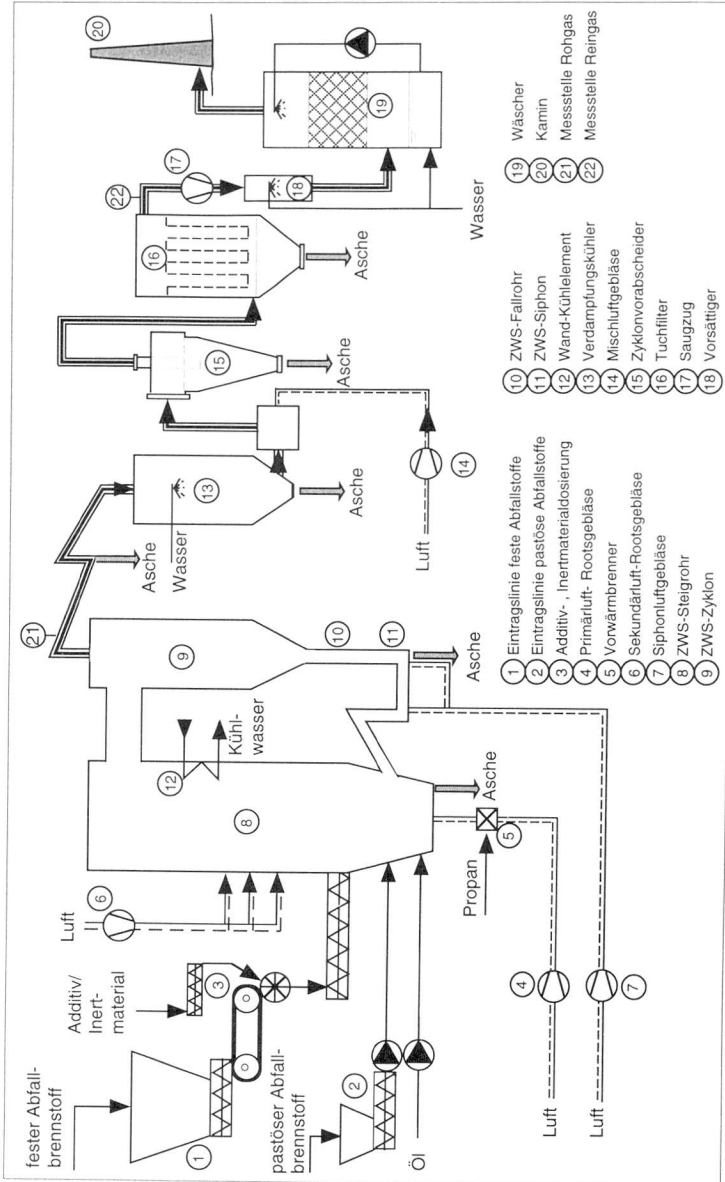


Abb. 2.2: Anlagenschema der halbindustriellen Versuchsanlage

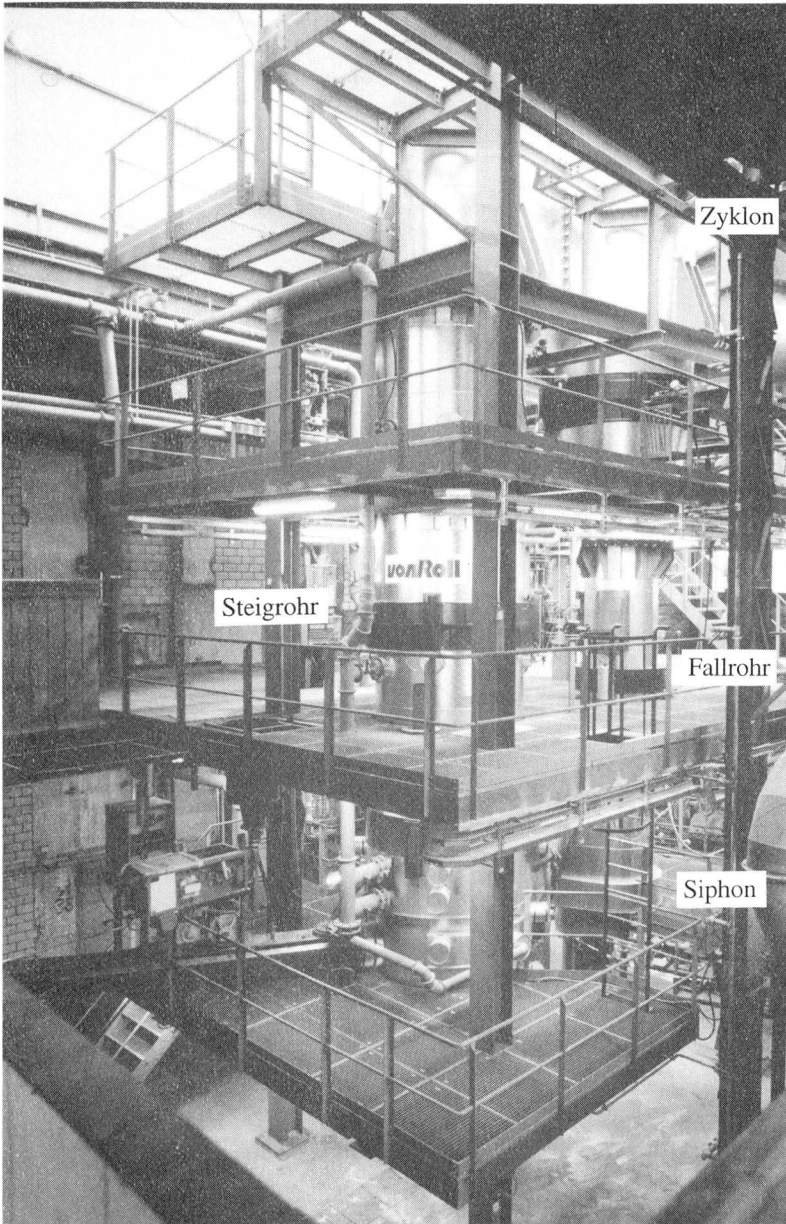


Abb. 2.3: Ansicht der Versuchsanlage mit Steigrohr, Zyklon, Fallrohr und Siphon

Im mittleren Teil der Brennkammer befindet sich ein wassergekühltes Wärmeübertragungselement ($H = 5320$ bis 6060 mm, $\theta = 286$ bis 343°) von 0.22 m² Austauschfläche zur Untersuchung des Wärmeübergangskoeffizienten zwischen der Wirbelschicht und einer Wandheizfläche. Dieses Element ist die einzige Kühlfläche im ganzen Feuerungsteil. Da insbesondere der Einsatz niederwertiger Brennstoffe mit möglichst geringer Zugabe hochwertiger Brennstoffe untersucht werden soll, wurde darauf geachtet, den Wärmeverlust der Versuchsanlage so gering wie möglich zu halten. Deshalb ist der gesamte ZWS-Kreislauf inklusive Zyklon (9), Fallrohr und Siphon in gemauertem, insgesamt fünfschichtiger wärmeleitfähigem Bauweise ausgeführt (Abb. 2.4).

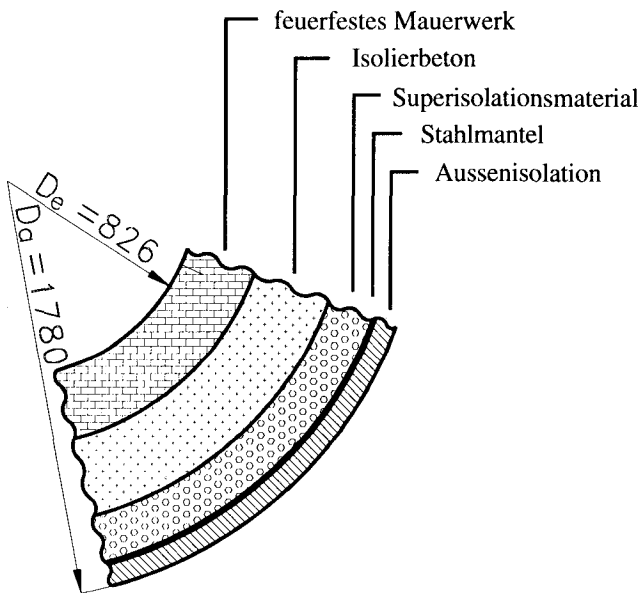


Abb. 2.4: Wandaufbau des Feuerungsteils (Abmessungen in mm)

Aus demselben Grund wurde auch auf eine wassergekühlte Ausführung des Siphons, welche eine Bestimmung des extern umlaufenden Massenstromes über eine Energiebilanz erlauben würde (Goedicke 1992), verzichtet. Aufgrund der Priorität der Verbrennungsuntersuchung musste die Ermittlung der fluidodynamisch wichtigen externen Umlauftrate in den Hintergrund treten. Auf die dennoch in dieser Hinsicht durchgeführten Messungen wird im Kapitel 4.1.3 eingegangen.

Zyklon

Über den abrupten Ausgang zum Zyklon (Mitte des Austrags: $H = 9910$ mm, $\theta = 0^\circ$) tritt der extern umlaufende Feststoffmassenstrom mit dem Gas aus dem Steigrohr aus, während ein zweiter Anteil als interne Rezirkulation, hauptsächlich in wandnahen dichten Strähnen, im Steigrohr selbst nach unten strömt (vgl. Kap. 1). Der extern umlaufende Feststoffmassenstrom überschreitet beim Eintritt in den Zyklon (9) die Grenzbelastung, wird vom Rauchgas mit hohem Abscheidungsgrad getrennt und läuft in Form einer dichten Strähne in wenigen Umläufen in den Siphon hinunter. Während einem Kaltbetrieb der Anlage zu Scale-up-Vergleichsmessungen mit der Kaltanlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik konnte die Strähnenbildung mittels von der Kaltanlage her bewährter Mikrovideotechnik beobachtet werden. Hingegen gelang dieselbe Beobachtung trotz Einsatz eines wassergekühlten Hochtemperaturendoskopes im heißen Betrieb nicht. Es wird vermutet, dass das Gas aufgrund der suspendierten Feinstasche der Abfallbrennstoffe und auch aufgrund der Temperatur optisch zu dicht und zudem zu unruhig ist, um dieselben Aufnahmen möglich zu machen.

Hauptsächlich im Steigrohr, aber auch im Zyklon, im Fallrohr und Siphon sind Druckaufnehmer sowie Thermoelemente installiert. Auf die Wahl der Positionen und die Genauigkeit der einzelnen Messgeräte wird in Kap. 4 eingegangen.

Zusätzlich erlauben mehrere Schaugläser die Beobachtung und Videoaufnahme der wandnahen Strömung und eine Reihe von Stutzen ist mit Schleuseneinführungen ausgerüstet, um während des Betriebes Sonden einführen zu können (Kap. 4.1.1 und 4.1.4). Im Primärboden und im Siphonboden befindet sich je ein Ablassstutzen zur Entnahme von Bettmaterialproben respektive zum Abzug von Bettasche für den Fall eines bettaufbauenden Brennstoffes.

Auf die Betriebstemperatur aufgeheizt wird der ganze, insgesamt etwa 80 Tonnen schwere Feuerungsteil mittels eines Gasbrenners (5) mit 500 kW Leistung, mit welchem die Primärluft auf 700°C vorgewärmt wird. Nach Erreichen der Freigabetemperatur für die Öleindüsung (550°C) wird das restliche Aufheizen kombiniert mit Gas und Öl durchgeführt. Um in den Primärluftdüsen bei üblichem Feuerungsbetrieb mit kalter oder leicht vorgewärmter Primärluft und Luftstufung dennoch den für eine gleichmäßige Fluidisierung benötigten Druckverlust zu gewährleisten, wird während des Aufheizvorganges ein Teil der Primärluft mittels eines Bypasses am Primärdüsenboden vorbeigeführt.

Die Feuerungsleistung der Versuchsanlage bei der Untersuchung niedrigwertiger Abfälle beträgt stationär ca. 1 - 1.2 MW. Während der Aufwärmung des

Mauerwerks sind auch bis zu 1.5 MW möglich. Um später auch Versuche mit hochwertigen Abfallstoffen bei niedrigem Luftüberschuss durchführen zu können, ist der Bau eines externen Fließbettkühlers mit einer Übertragungsleistung von 1 MW vorgesehen. Dadurch würde die Feuerungsleistung auf 2 MW erhöht.

2.2 Luftzufuhr

Um verschiedene Luftstufungen einstellen zu können, steht für die Primärluft (4) wie auch für die Sekundärluft (6) je ein frequenzgesteuertes Drehkolbengebläse zur Verfügung. Dabei kann mit der Primärluft für typische Betriebsbedingungen auch 100 % der benötigten Luftmenge eingebracht werden, um die nichtgestufte Verbrennung zu untersuchen. Einzig Drehkolbengebläse haben die für Wirbelschichtreaktoren wichtige Eigenschaft, auch bei den zwangsweise auftretenden zeitlichen Druckschwankungen konstante Fluidisierungsluftvolumenströme zu fördern und damit sowohl örtliche Defluidisierungen als auch das Abweichen vom gewünschten überstöchiometrischen Verhältnis zu verhindern. Diesem Aspekt wird in der Praxis häufig nicht die notwendige Beachtung geschenkt.

Während die Primärluft über einen Windkasten und Mehrlochdüsen in die Brennkammer geführt wird, stehen für die Sekundärluft je Ebene 4 Eintrittslanzen zur Verfügung.

Die Siphonluft wird ebenfalls über Mehrlochdüsen verteilt, wobei der Windkasten in zwei Kammern unterteilt ist, um die beiden Siphonschenkel unterschiedlich beaufschlagen zu können. Zusätzlich bestehen im Fallrohr mehrere Stützluftzugabestellen, um je nach Betriebszustand örtliche Defluidisierungen zu verhindern und durchwegs den vollständig ungehinderten Feststoffrücklauf zu ermöglichen.

Versuche an der Kalt- und der Feuerungsanlage haben aber auch gezeigt, dass bei ungünstiger Wahl der Siphon- und insbesondere der Fallrohrstützluft eine massive Verschlechterung des Zyklonabscheidegrades auftritt. Bereits abgechiedener Feststoff kann bei solchem Betrieb aus dem Fallrohr heraus in die Kernströmung des Zyklonwirbels ausgetragen werden, was zu einem fast kerngrößenunabhängigen Austrag mit dem Rohgas führt. Dieser vielfach unbeachtete Vorgang dürfte ein Mitgrund für die in mehreren Grossanlagen unbefriedigende Abscheideleistung sein.

Eine weitere Luftaufgabe erfolgt über die Festbrennstoffzufuhrstelle. Mittels Spülluft wird eine leichte Strömung zur Feuerung hin erzeugt und damit bewirkt,

dass die Schöpf- und Leckverluste der Zellenradschleuse durch Frischluft und nicht durch Feuerungsgase gedeckt werden. Alle obgenannten Luftströme werden erfasst und gehen in die Berechnung der Rauchgasleerrohrgasgeschwindigkeit ein (vgl. Kap. 4.1.5). Aufgrund ihrer vernachlässigbar kleinen Mengen nicht erfasst werden die Verdüsungsluft in der Zweistoffdüse zur Versprühung des Heizöl EL sowie die zur Verhinderung von Verstopfungen bei den Druckmessungen zum Einsatz kommenden Spülluftmengen.

2.3 Brennstoffeintragsvorrichtungen für Abfallstoffe

Da auf der halbindustriellen Versuchsanlage verschiedenste feste Abfallbrennstoffe untersucht werden sollen, wäre es sehr schwierig und insbesondere teuer, eine universale automatische Anlieferungs- und Beschickungslinie, die zusätzlich dosiergeregelt werden soll, zu verwirklichen. Aus diesem Grund wird die Dosierungs- und Eintragslinie dem jeweiligen Abfall angepasst und es erfolgt ein beträchtlicher Teil von Hand.

Im Falle des Deinkingschlammes, der nicht mittels Feststoff-Pumpen dosierbar ist, sah die Eintragslinie (1) wie folgt aus. Der Schlamm mit einem mittleren Trockensubstanzgehalt von ca. 47 % wurde bei der Papierfabrik Perlen in 1m^3 -Big-Bags abgefüllt und zur Versuchsanlage transportiert. Mittels Kran wurden diese Big-Bags manuell in das Vorsilo entleert. Dieses verfügt über einen Auflockerer zur Verhinderung von Feststoffbrücken und eine via Dosierbandwaage gesteuerte Austragsschnecke. Der Schlammstrom wird mittels einer Dosierbandwaage geregelt und gewogen (Massenbilanzen), und fällt durch die als Druckabschlussorgan dienende Zellenradschleuse auf die eigentliche Eintragschnecke. Diese fördert ihn in das Steigrohr ($H = 1300\text{ mm}$, $\theta = 150^\circ$). Diese Art des Eintrags hat sich grundsätzlich bewährt. Das Beschickungspersonal muss das Silonachfüllen geeignet vornehmen und das Silo zusätzlich manuell auflockern, da ein einziger Rührer die Brückenbildung nicht in jedem Fall verhindert. Bei einem mittleren Schlammstrom 850 kg h^{-1} reicht ein Big-Bag für ca. 35-45 Minuten.

Der zentrifugenfeuchte Klärschlamm mit einem mittleren Trockensubstanzgehalt von ca. 21 % wurde über eine Kolbenpumpe (Fabrikat Putzmeister) direkt in den Ofen gepumpt ($H = 500\text{ mm}$, $\theta = 120^\circ$). Die Pumpe selbst wird dabei mittels einer Schnecke aus einem Vorsilo mit einem Inhalt von 0.5 m^3 befüllt. Der Transport von der Kläranlage zur Versuchsanlage sowie das Nachfüllen des Vorsilos wurden mittels 6-m^3 -Baustoffmulden durchgeführt. Auch diese Eintragsart hat sich bewährt.

2.4 Rauchgaspfad

Nach dem Verlassen des Rückführ-Zyklons der ZWS wird das Rauchgas zur Rauchgaskühlung und -reinigung geleitet. Unmittelbar nach dem Zyklon wird dabei die Zusammensetzung analysiert, wobei das Gas als „Rohgas“ bezeichnet wird (Abb. 2.2: 21).

Die Analyse umfasst O₂ trocken und feucht, CO₂, CO, NO_x, FID - alle kontinuierlich - sowie HCl, SO₂ und N₂O diskontinuierlich (Verfahren vgl. Kap. 4.1.4.). Die ganze Rauchgaskühlung und -reinigung hat am Anlagestandort bereits bestanden und wird abwechslungsweise von verschiedenen Versuchsanlagen verwendet. Da die Betriebszeit nur wenige Wochen im Jahr beträgt, besteht keine Möglichkeit zur Energieverwertung. Das Rohgas wird deshalb in einem Verdampfungskühler (13) mittels Wassereinspritzung auf eine Temperatur von ca. 300 - 350°C und anschliessend durch Zugabe von Mischluft (14) weiter auf etwa 220°C gekühlt. Mit dieser Temperatur durchströmt es den der Staubvorabscheidung dienenden Zyklon (15) und anschliessend den Tuchfilter (16). Nach dem Tuchfilter weist es den für ZWS-Anlagen mit alleiniger Staubabscheidung typischen Zustand auf und wird deshalb nochmals auf HCl, SO₂ sowie O₂ trocken analysiert (22), um den Grad der anschliessend an die Feuerung erfolgten Schadstoffeinbindung zu bestimmen. Es durchströmt anschliessend den Saugzug (17), den Vorsättiger (18) und einen einstufigen Nasswäscher (19) und wird über den Kamin (20) abgeleitet. An allen 4 Ascheanfallstellen (Umlenkung im Rauchgaskanal, Verdampfungskühler sowie den Hauptanfallstellen Zyklonvorabscheider und Tuchfilter) wird die Asche in 200 l-Fässer aufgefangen, welche manuell gewechselt werden müssen. Dieses mit beträchtlichem Aufwand verbundene System - bei Deinkingschlamm fielen teilweise bis zu 400 l h⁻¹ Flugasche an - bietet aber zwei wesentliche Vorteile. Es ermöglicht die Verwägung der anfallenden Aschemengen für das Aufstellen von Inertmaterialbilanzen und führt im Vergleich zu automatischen Entschungssystemen zu einer wesentlich einfacheren und zuverlässigeren Probenahme.

2.5 Bedienung und Datenerfassung

Die Bedienung der gesamten Anlage erfolgt aus einer zentralen Warte. Ein Prozessleitsystem (Wizcom) dient dabei zur Datenvisualisierung und Datenspeicherung sowie zur Befehlseingabe für die speicherprogrammierbare Steuerung, welche die eigentlichen Regelfunktionen ausübt. Mit wenigen Ausnahmen können alle Antriebe und Gebläse vom Prozessleitsystem aus ein- und ausgeschaltet sowie Stellgrössen verändert werden. Gegen 100 Messwerte, auch als Trendbil-

der darstellbar, ermöglichen die Beurteilung des Anlagezustandes. Davon werden die 65 für die Versuchsauswertung wichtigen Messwerte alle 1 - 2 s gespeichert und stehen damit für die anschließende off-line Analyse zur Verfügung. Falls nicht speziell ein dynamischer Verlauf sondern stationäre Zustände untersucht werden sollen, wurden anschliessend Mittelwerte über geeignete Zeiträume (typischerweise 15 Minuten) gebildet.

Neben dauernd verwendeten Regelkreisen, beispielsweise für die Druckkonstanthaltung nach dem Rückführzyklon mittels Saugzug, die Rauchgaskühlung mittels Einspritzwasser und Mischluft oder den pH-Wert des Wäschers bestehen für den Feuerungsteil unterschiedliche Regelmöglichkeiten, von denen je nach Abfallstoff und Versuchsplan unterschiedliche Varianten eingesetzt wurden. So kann wahlweise über den festen Abfallbrennstoff, das Heizöl oder das Propan der Rauchgas-O₂-Gehalt oder die ZWS-Temperatur geregelt werden.

3 Versuchsgüter

3.1 Abfallstoffe

Als praxisrelevante niederwertige Abfall-Brennstoffe wurden für die hier beschriebenen Versuche Deinkingschlamm sowie kommunaler, ausgefallter Klärschlamm ausgewählt. Beide gehören in die Kategorie derjenigen Abfallstoffe, für die der Bedarf an thermischer Verwertung weltweit im Steigen begriffen ist (vgl. Kap. 1).

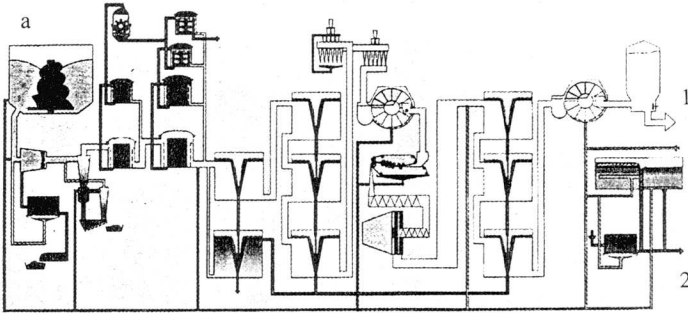
3.1.1 Deinkingschlamm

Deinkingschlamm stellt ein Beispiel der schlammförmigen Abfallprodukte der Papierindustrie dar. Generell wird mit dem Begriff „Deinkingschlamm“ der bei der Wiederverwertung von Altpapier entstehende Reststoff bezeichnet, welcher nicht für die erneute Papierproduktion geeignet ist. Je nach Qualität des eingesetzten Altpapiers und dem Verwendungszweck des wiederverwertbaren Anteils variieren sowohl die Aufteilung auf Gutstoff und Deinkingschlamm als auch die für die Aufbereitung eingesetzten Verfahren beträchtlich. Daraus erklärt sich denn auch die Bandbreite der als Deinkingschlämme bezeichneten Abfälle. Die folgenden Ausführungen beschränken sich auf den für die Verbrennungsversuche eingesetzten Deinkingschlamm, welcher freundlicherweise von der Perlen Papier AG zur Verfügung gestellt wurde.

Aufbereitungsprozess

Die in den Stoffauflöser (Abb. 3.1) eingegebene Mischung besteht zu 80 % aus Haushaltsammelware und zu 20 % aus sortierten Illustrierten. Aus der Haushaltsammelware wurden dabei vorgängig Schnüre, Fremdstoffe sowie braune und massegefärbte Papiere manuell aussortiert. Diese aussortierte Fraktion macht etwa 5 % der angelieferten Menge aus. In einem vielstufigen nassen Aufbereitungsprozess wird der für den Papierprozess wiederverwendbare Gutstoff vom Rest abgetrennt. Dabei fallen insgesamt 85 % Gutstoff und 14 % Deinkingschlamm an (alle Masseangaben auf Trockensubstanz bezogen). Die beiden separat ausgeschiedenen Fraktionen Spuckstoffe und Metalle machen 1 % der Menge aus. Der Deinkingschlamm besteht hauptsächlich aus Druckfarben-, Strich- und Leimbestandteilen, Füllstoffen und aus für die erneute Papierproduktion zu kurzen Papierfasern.

Altpapier



a) Stoffauflöser

1) Gutstoff

2) Deinkingschlamm

Abb. 3.1: Systemaufbau der Altpapieraufbereitungsanlage der Perlen Papier AG (nach Hausammann et al. 1993)

Der Deinkingschlamm wird mit Faserschlamm aus der Papierproduktion vermischt und kann nach Zugabe von Flockungsmittel mittels einer Schneckenpresse auf einen mittleren TS-Gehalt von ca. 50 % entwässert werden. Diese Mischung, welche sich im Mittel aus 70 % „reinem“ Deinkingschlamm und 30 % Faserschlamm zusammensetzt, wird im folgenden einfachheitshalber als Deinking-schlamm bezeichnet.

Chemische Zusammensetzung

Tabelle 3.1 enthält die Angaben zur chemischen Zusammensetzung des Deinkingschlammes (Analysemethoden vgl. Kap. 4.2). Aufgrund der aufgeführten Minimal- und Maximalwerte ist ersichtlich, welche starken Schwankungen die Zusammensetzung unterworfen ist. Diese resultieren aus den wechselnden Anteilen der verschiedenen Inhaltsstoffe und hinsichtlich des Trockensubstanzgehaltes auch aus der unterschiedlichen mechanischen Entwässerbarkeit der Schlamm-mischung. Die Überwachung des Trockensubstanzgehaltes zwecks dauernder Optimierung des Wirkungsgrades der mechanischen Entwässerung stellt deshalb

einen entscheidenden Schritt hinsichtlich der Energieausnutzung der Schlammverwertung dar. Solch stark schwankende Zusammensetzungen müssen in der Durchführung und Auswertung von Verbrennungsversuchen speziell bezüglich der Wahl von Bilanzzeiträumen und der Probenzahl berücksichtigt werden.

		Deinkingschlamm			Klärschlamm		
		Minimum	Maximum	Mittelwert	Minimum	Maximum	Mittelwert
TS	% roh	39.2	56.8	47.3	20.0	21.6	20.6
GV 550°C	% wf	41.5	83.4	50.5	37.3	41.9	40.3
GV 815°C	% wf	52.5	84.9	59.6	42.2	46.2	44.8
Flüchtige ¹	% wmf			87			94
Heizwert ²	MJ kg ⁻¹	2.1	4.1	3.3	ca. 0	ca. 0	ca. 0
C _{org}	% roh	9.0	13.6	11.7	4.0	4.2	4.1
H	% roh	1.3	2.2	1.7	0.65	0.69	0.66
O	% roh	6.3	14.4	10.1	2.6	3.3	2.9
N	% roh	0.15	0.84	0.30	0.30	0.48	0.42
S _{tot}	% roh	0.028	0.068	0.046	0.157	0.176	0.164
Cl	% roh	0.009	0.079	0.036	0.015	0.016	0.016
Wasser	% roh	43.2	60.8	52.7	78.4	80.0	79.5
Asche	% roh	7.2	23.9	19.1	10.8	12.4	11.4
FMZ ³	% roh	0.7	6.5	4.3	0.84	1.1	0.92
C _{Carbonat}	% roh	0.67	1.75	0.99	0.14	0.18	0.16
Na	mg g ⁻¹ roh	0.25	1.73	0.42	0.15	0.18	0.17
K	mg g ⁻¹ roh	0.11	1.00	0.37	0.26	0.34	0.29
Mg	mg g ⁻¹ roh	0.53	2.23	1.71	0.83	1.01	0.87

Tab. 3.1: Zusammensetzung der untersuchten Abfallbrennstoffe

Um die Einordnung der beiden untersuchten Abfallbrennstoffe im Vergleich zu andern Brennstoffen zu erleichtern, zeigt Abbildung 3.2 die Lage der Einzelanalysen im H/C - O/C-Diagramm.

¹ Der Gehalt an Flüchtigen wurde im Sinne eines Anhaltswertes lediglich an je einer Probe bestimmt.

² Heizwert H_u abschätzungsweise berechnet nach der Verbandsformel von Boie (Lemann 1992): $H_u = 34.8 \cdot \gamma_C + 93.9 \cdot \gamma_H + 10.5 \cdot \gamma_S + 6.3 \cdot \gamma_N - 10.8 \cdot \gamma_O - 2.5 \cdot \gamma_W$ (in MJ kg⁻¹).

³ Vgl. Kap. 4.2.2.

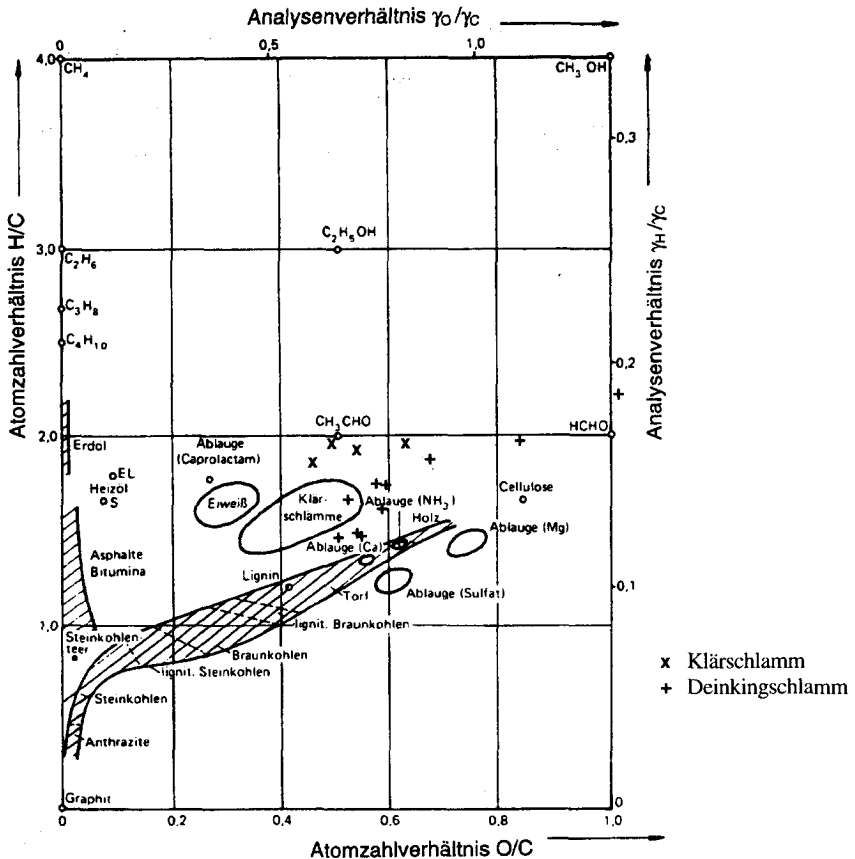


Abb. 3.2: Einordnung der untersuchten Brennstoffproben im H/C - O/C-Diagramm (Diagramm aus Witte 1992)

Korngrößenverteilung

Abbildung 3.3 zeigt die Korngrößenverteilung (KGV) von Proben des unvermischten Deinking- und Faserschlammes. Daraus kann auch der Bereich der Mischung abgeschätzt werden. Die Messung der KGV erfolgte mittels eines Laserbeugungsspektrometers (Sympatec; Messung in Wasser mittels Suspensionszelle, vgl. Kap. 4.2). Aufgrund des Messprinzips entspricht die ermittelte KGV derjenigen Verteilung kugelförmiger Partikel, welche dasselbe Beugungsmuster ergäbe und trifft deshalb insbesondere auf faserige Teilchen nicht genau zu.

Nach der Flockung und mechanischen Entwässerung ist es schwierig, eine eigentliche Brennstoffteilchengrösse anzugeben. Die im nichtentwässerten Zustand gemessenen Primärteilchen verfilzen teilweise zu Ballen oder scheibenförmigen Gebilden, welche Abmessungen bis zu 10 cm aufweisen können und durch die Eintragsorgane der Versuchsanlage nicht zwingend zerkleinert werden.

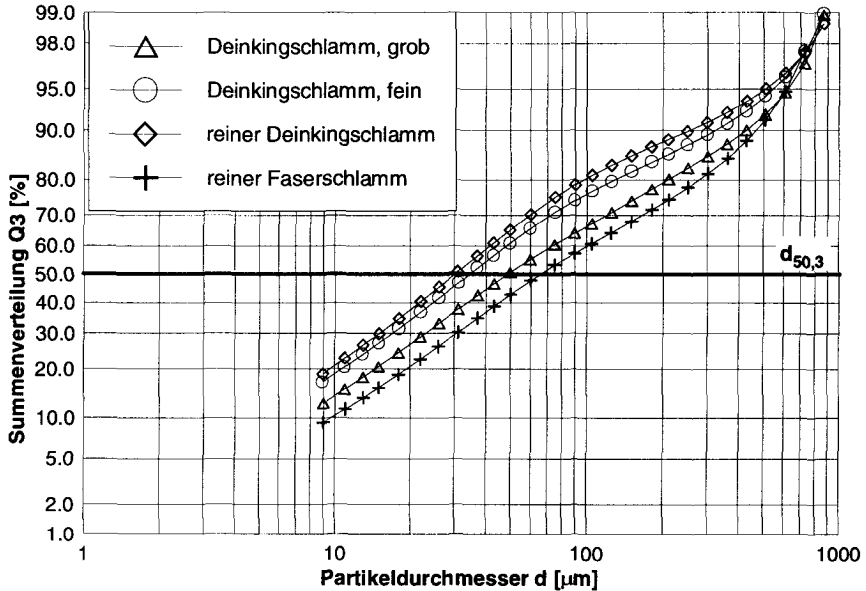


Abb. 3.3: Primärkorngrössenverteilung des aufgegebenen Deinkingschlammes

Altpapiersituation

Es soll hier noch ein kurzer Überblick über die Altpapiersituation in der Schweiz gegeben werden: Die Perlen Papier AG, der zweitgrösste Zeitungsdruckpapierhersteller der Schweiz, konnte durch den vermehrten Einsatz von Sekundärrohstoffen den Energie- und Wasserverbrauch bedeutend senken. Neben diesen ökologischen Vorteilen kommen auch ökonomische Vorteile zum Tragen. Die Verwertung von 70'000 t Altpapier pro Jahr entspricht etwa 10 % des in der Schweiz anfallenden Altpapiers. Der dabei anfallende Deinkingschlamm wird gemeinsam mit Faserschlamm, Abfällen aus der Papierproduktion, Schweröl und Altholz in einer ZWS-Feuerung der Bauart Ahlstrom-Pyroflow verwertet (17.5 MW_{th}). An dieser Anlage wurden im Rahmen dieser Arbeit ebenfalls Untersuchungen zur Entwicklung der KGV des Bettmaterials durchgeführt (vgl. Kap. 5.3 und 6.1).

Deinkingschlamm wird zusätzlich in drei weiteren Anlagen, jeweils ebenfalls in Mischung mit anderen Brennstoffen, verbrannt: Eine weitere Anlage der Bauart Ahlstrom-Pyroflow betreibt die Papierfabrik Utzenstorf (16.3 MW_{th}). In Niedergösgen befindet sich eine als „schnelle intern zirkulierende Wirbelschicht“ (Zimmer 1994) bezeichnete Anlage der Austrian Energy (12.5 MW_{th}) und die Papierfabrik Tela betreibt eine durch Von Roll Umwelttechnik erbaute stationäre Wirbelschichtfeuerungsanlage (15 MW_{th}).

3.1.2 Klärschlamm

Die Zusammensetzung des verwendeten kommunalen Klärschlammes kann der Tabelle 3.1 (vgl. Kap. 3.1.1) entnommen werden. Aufgrund der Minimal- und Maximalwerte ist ersichtlich, dass die Schwankungen bedeutend kleiner sind als beim Deinkingschlamm. Die Lage der Einzelanalysen im H/C - O/C -Diagramm zeigt Abb. 3.2. Der Schlamm wurde freundlicherweise von der ARA Emmenspitz, Solothurn, zur Verfügung gestellt. Es handelt sich dabei um mittels einer Zentrifuge mechanisch entwässerten ausgefaulten Klärschlamm.

Bezüglich der untersuchten Elemente lässt sich folgende Aussage machen: Der für die Verbrennungsversuche verwendete Schlamm liegt bezüglich der Konzentrationen von Natrium und Kalium unterhalb, bezüglich Schwefel im unteren und bezüglich Chlor etwa im mittleren Bereich der in der Literatur genannten Bandbreiten (Bäuerle 1988, Barin 1989, BUWAL 1991, Stäubli 1993). Dabei ist darauf hinzuweisen, dass speziell hinsichtlich der Verbindungen von Na, K, Cl, N und F beachtet werden muss, ob mechanisch entwässertes oder Rohschlamm analysiert wurde. Denn das Zentrifugat enthält nicht nur Wasser sondern beachtliche Anteile von Verbindungen der aufgezählten Elemente (Stäubli 1993).

Der mittlere Trockensubstanzgehalt lag während der Verbrennungsversuche mit 20.7 % im untersten Bereich des durch Zentrifugen erreichbaren Entwässerungsgrades von typischerweise ca. 20 - 30 % TS.

Für diesen nässesten Bereich liegt der untere Heizwert nahe bei 0 kJ kg⁻¹, was bedeutet, dass lediglich von einer thermischen Behandlung und nicht von einer energetischen Verwertung gesprochen werden kann. Der Klärschlamm wird quasi „energieneutral“ mitverbrannt und vergrößert das Rauchgasvolumen, verändert aber die gesamte Feuerungsleistung nicht und die im Dampferzeuger rückgewinnbare Energie nur unwesentlich (Abgasverlust), unabhängig davon, ob eine Luftvorwärmung eingesetzt wird oder nicht.

Im oberen von Zentrifugen erreichbaren Entwässerungsbereich und insbesondere bei mit Siebband- oder Kammerfilterpressen erreichbaren ca. 25 - 40 % TS kann durchaus von einer Energieverwertung gesprochen werden.

Korngrößenverteilung

Abbildung 3.4 zeigt die Korngrößenverteilung von ausgefaultem Klärschlamm aus der ARA Emmenspitz vor der mechanischen Entwässerung und vor Zugabe von Flockungsmittel im Vergleich zu derjenigen aus den Abwasserreinigungsanlagen Hard in Winterthur und Buholz in Luzern.

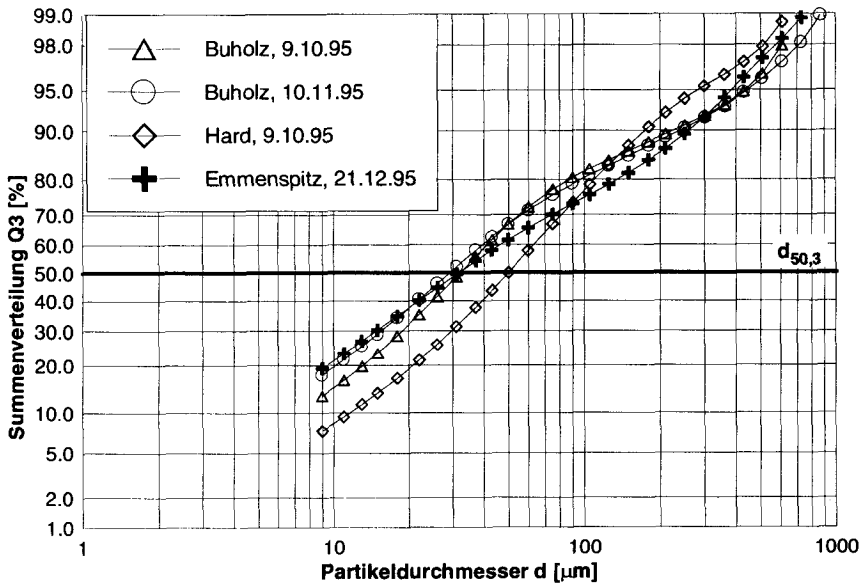


Abb. 3.4: KGV dreier kommunaler, ausgefaulteter Klärschlämme vor der Entwässerung

Während der entwässerte Schlamm in Emmenspitz in der Kehrichtverbrennungsanlage auf dem Rost mitverbrannt wird, werden in Winterthur und auch in Luzern stationäre Wirbelschichtfeuerungen, beide durch Thyssen gebaut, betrieben. Dabei wird der Schlamm in Winterthur lediglich mechanisch entwässert und gemeinsam mit Faulgas und allenfalls Öl verbrannt, während in Luzern nach der mechanischen Entwässerung eine Vortrocknung auf 50 % TS durchgeführt wird. Beide Anlagen werden nicht im Dreischichtbetrieb gefahren. Wie bei Einsatz von

Klärschlamm in stationären Wirbelschichtfeuerungen üblich, fällt sämtliche Asche in Form von Flugasche an.

Im Rahmen dieser Arbeit wäre von beiden Anlagen Flugasche zur Verfügung gestellt worden, um Aussagen über die Bandbreite der auftretenden Flugaschekorngrößenverteilungen zu ermöglichen. Da aber in beiden Anlagen lediglich Probenahmen der bereits angefeuchteten Flugaschen möglich sind, konnten die Flugaschekörnungen nicht bestimmt werden. In Winterthur lässt die Möglichkeit der trockenen Probenahme der zwei Fraktionen der Flugasche (Kessel und Elektrofilter) wenigstens eine Aussage über den Bereich der Flugaschekörnung zu (vgl. Kap. 6.2). Im Gegensatz zu etlichen Publikationen zur Schlamm- und auch zur Aschezusammensetzung (*Bäuerle* 1988, *Barin* 1989, *BUWAL* 1991, *Stäubli* 1993) sind zur Aschekörnung in der Literatur keine Daten zu finden.

Klärschlammverwertung und -behandlung

Der Hauptzweck der vorliegenden Arbeit besteht in der Untersuchung des abfallspezifischen Verbrennungsverhaltens in der zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung und der entstehenden Auswirkungen auf zentrale Prozessparameter wie beispielsweise die Bettmaterialkörnung und nicht in einer Wirtschaftlichkeitsstudie. Aus diesem Grund werden der Stand und die Entwicklungstendenzen in der Klärschlammbehandlung resp. -verwertung nur sehr kurz angeschnitten.

Da der Stickstoffbedarf des Bodens durch den aus Viehhaltung anfallenden Hofdünger in vielen Regionen bereits gedeckt ist, dürfte die in der Landwirtschaft stofflich verwertbare Menge auch beim Einhalten der bestehenden Grenzwerte bezüglich des Schadstoffgehaltes im Klärschlamm nicht vergrössert werden können. Mit den zunehmenden Verboten der direkten Deponierung (Bsp. Deutschland 2005) und teilweise noch steigenden Anschlussgraden nimmt dadurch der Bedarf an Behandlungs- und Verwertungsverfahren zu. Grosstechnisch eingesetzt werden zur Zeit die Monoverbrennung in stationären Wirbelschichtfeuerungen und Etagenöfen respektive Etagenwirblern, die Mitverbrennung in Kehrlichtverbrennungsanlagen, Zementwerken sowie Kohlekraftwerken auf Staub- oder Wirbelschichtfeuerungsbasis und die Feststoff-Vergasung (*BUWAL* 1991, *Cichon* 1992, *Treiber* 1992, *Obrist* 1987, *Lambertz* 1996). Mehrere der erwähnten Verfahren sind dabei zwingend auf eine kostspielige thermische Klärschlamm-trocknung als Vorstufe angewiesen.

Als neue Verfahren kommen die Monoverbrennung in zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen, weitere Vergaserbauarten oder auch nassoxidative Verfahren (*Nagy* 1994) in Frage. Der Entscheid, welches Verfahren ökonomisch und/oder

ökologisch am sinnvollsten eingesetzt wird, dürfte in jedem Fall stark von den lokalen Gegebenheiten (z.B. hinsichtlich Kombinationsmöglichkeiten mit anderen Anlagen, Energieverwertung usw.) als auch von der Wahl der Bilanzgrenzen und der Gewichtung der einzelnen Faktoren abhängen (BUWAL 1991).

3.2 Hilfsbrennstoffe

Als Hilfsbrennstoffe kommen Propan und Heizöl „Extra leicht“ (EL) zum Einsatz. Für Berechnungen wurden die in Tabelle 3.2 aufgeführten mittleren Zusammensetzungen und Zustandsgrößen verwendet. In die Berechnung des Heizölmassenstromes aus der Volumenstrommessung wurde hingegen die effektive jeweilige Dichte eingesetzt, welche aus den Dichten der jeweiligen Tankwan- gelieferungen und der Temperatur bei der Volumenstrommessung berechnet wurde. Gemäss *Gartenmann* (1991) beträgt im Dichtebereich von 0.828 bis 0.8594 kg l⁻¹ (bei 15°C) die Dichtekorrektur 0.0067 kg l⁻¹ für eine Temperaturänderung von 1°C.

Da die mit den Hilfsbrennstoffen eingetragenen Schadstoffe nur einen kleinen Teil der jeweiligen Gesamtmenge ausmachen, wurde auf eigene Analysen verzichtet.

Grösse	Einheit	Propan	Heizöl EL
C	Masse-%	81.8	86.0
H	Masse-%	18.2	13.6
O	Masse-%	-	0.178
N	Masse-%	-	0.02
S	Masse-%	-	0.2
Cl	Masse-%	-	0.002
Asche	Masse-%	-	-
Wasser	Masse-%	-	-
Heizwert H _u	MJ kg ⁻¹	46.35	42.70
Gasnormdichte	kg m ⁻³	1.957	

Tabelle 3.2: Zusammensetzung und Zustandsgrößen von Propan und Heizöl „Extra leicht“ (nach *Baehr* 1989, *Landolt-Börnstein* 1971, *Gartenmann* 1991)

3.3 Anfangsinertmaterialien

Zur Untersuchung des Einflusses der Abfallverbrennung auf die Bettmaterialkörnung sowie des Einflusses der Bettmaterialkörnung auf das Gesamtverhalten der ZWS-Feuerung wurden drei verschiedene Sorten Quarzsand und ein Kalkstein als Anfangsinertmaterialien¹ eingesetzt.

Kalkstein

Es zeigte sich sehr schnell, dass es bei dem eingesetzten Kalkstein infolge des Brennens zu einer Kornschwächung und in deren Folge zu einer starken Feinanteilmehrung kam. Um ein konstantes Bettinventar halten zu können, musste kontinuierlich frischer Kalkstein in beträchtlichen Mengen zudosiert werden. Da diese Zugabe bei beiden Abfallstoffen ein x -faches der zur Schwefel- und Chloreinbindung benötigten stöchiometrischen Menge betrug, führte dies zu einer unerwünschten Vergrößerung der anfallenden Flugaschemenge. Zusätzlich wurden die NO_x -Emissionen beträchtlich erhöht. Aus diesen zwei Gründen ist ein solcher Betrieb nicht erstrebenswert. Deshalb wird über die zwei kurzen Versuchszeiträume mit CaCO_3/CaO als Bettmaterial nicht weiter berichtet. Ein Betrieb mit einem bei der Umwandlung zu CaO zu Kornzerfall neigenden Kalkstein als Bettmaterial wäre nur für hoch schwefel- oder chlorhaltige Abfallstoffe überprüfenswert. Die obenstehend diskutierte Anwendung mit der primären Funktion als Bettmaterial muss klar von der in der Mehrzahl der ZWS-Feuerungen angewendeten Kalksteinzugabe zu Entschwefelungszwecken unterschieden werden.

Quarzsande

Abbildung 3.5 zeigt mittlere Korngrößenverteilungen² (KGV) der drei Quarzsande während in Tabelle 3.3 die wichtigsten physikalischen Eigenschaften aufgeführt sind. Um eine gesicherte Aussage zu machen, wie sich die Breite der Korngrößenverteilung auf das ZWS-Verhalten auswirkt, sind weitere Untersuchungen, insbesondere auch an Kaltanlagen erforderlich. Beispielsweise könnte ein hoher Feinanteil grossen Einfluss auf die Wärmeübertragung an Wandheizflächen ausüben.

¹ Die Bezeichnung „Anfangsinertmaterial“ wurde zur Verdeutlichung gewählt, dass die Inertmaterialien nicht kontinuierlich sondern lediglich bei Versuchsbeginn zugegeben werden.

² Da es sich bei den Quarzsanden um natürliche hydroklassierte Produkte handelt, unterliegt die KGV unterschiedlicher Säcke und Lieferungen gewissen Schwankungen.

In der vorliegenden Arbeit werden die Korngrößenverteilungen der Anfangsinertmaterialien und der sich im Verlaufe der Versuche einstellenden Bettmaterialien durch den Medianwert $d_{50,3}$ der Volumenverteilung Q_3 (Löffler *et al.* 1992) und die für typische Feuerungsbedingungen während der Abfallverbrennung berechnete Archimedeszahl charakterisiert. In die Berechnung der Archimedeszahl gehen nebst $d_{50,3}$ die Partikeldichte ρ_p ($\rho_p = 2650 \text{ kg m}^{-3}$), die Gasdichte ρ_g ($\rho_g = 0.28 \text{ kg m}^{-3}$) und die kinematische Gaszähigkeit ν_g ($\nu_g = 1.58 \text{ E-4 m}^2 \text{ s}^{-1}$) ein. Die Gaszustandsgrößen wurden für eine Temperatur von 850°C , einen Absolutdruck von 980 mbar und eine Rauchgaszusammensetzung von $y_{\text{N}_2,*f} = 56 \%$, $y_{\text{O}_2,f} = 4 \%$, $y_{\text{CO}_2,f} = 10 \%$ und $y_{\text{H}_2\text{O},f} = 30 \%$ berechnet.

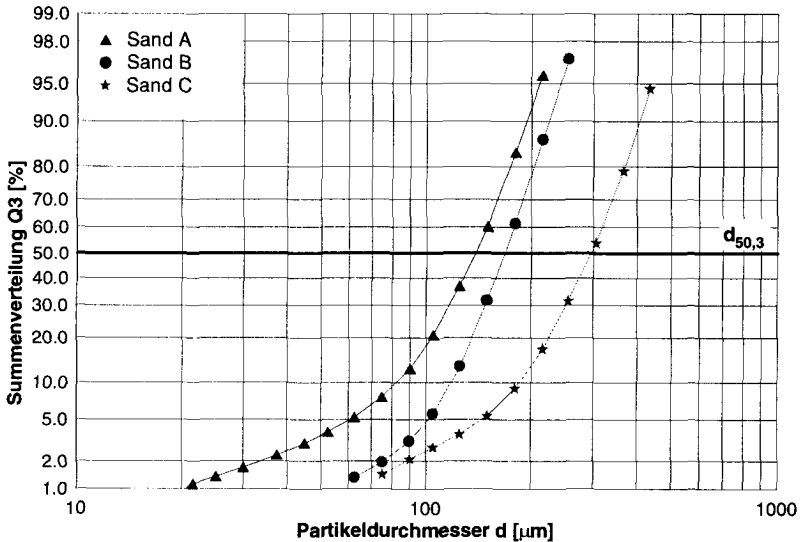


Abb. 3.5: Korngrößenverteilungen der eingesetzten Anfangsinertmaterialien

Material-Kennwert	Einheit	Sand A	Sand B	Sand C	Quelle
Materialdichte ¹ ρ_M	kg m ⁻³	2650	2650	2650	Pyknometer, Herstellerangabe
Geometrie ²	—	sphärisch	sphärisch	sphärisch	REM-Aufnahme
Partikeldurchmesser $d_{50,3}$	μm	139	168	297	Sympatec Helos
Sauter-Durchmesser d_s	μm	110	156	255	berechnet
Archimedeszahl ³ Ar	—	10	18	97	berechnet mit $d_{50,3}$
Sinkgeschwindigkeit ³ $v_{\text{rel,T}}$	m s ⁻¹	0.56	0.84	2.07	berechnet mit $d_{50,3}$
Schüttdichte ρ_{BulK}	kg m ⁻³	1338	1310	1357	Messung
Rütteldichte	kg m ⁻³	1629	1552	1616	Messung
Ruheporosität ⁴	—	0.39	0.41	0.39	berechnet
Masseanteil SiO ₂	%	> 99.1	>99.4	> 97.1	Herstellerangabe
Masseanteil Na ₂ O	mg g ⁻¹	< 0.07	< 0.07 ⁵	< 0.07 ⁶	AAS
Masseanteil K ₂ O	mg g ⁻¹	< 0.06	< 0.09 ⁵	< 0.06 ⁷	AAS
Masseanteil MgO	mg g ⁻¹	< 0.08	< 0.08	< 0.08	AAS

Tab. 3.3: Stoffdaten und fluiddynamische Kennwerte der Anfangsinertmaterialien

3.4 Glaskugeln für Kaltversuch

Für den Kaltbetrieb der Versuchsanlage mit Luft als Fluidisierungsgas wurden als Modellsubstanz annähernd mododisperse Glaskugeln mit einem mittleren Durchmesser von $d_{50,3} = 62 \mu\text{m}$ (Ar = 18⁸) eingesetzt. Die Auswahl erfolgte aufgrund des Zieles einer möglichst identischen Archimedeszahl mit derjenigen des stationären Bettmaterials für Deinkingschlamm ($d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$, Ar = 16).

¹ Da weder innere noch äussere Poren vorliegen, sind die Materialdichte ρ_M und die Partikeldichte ρ_p identisch.

² Die Partikel sind mehrheitlich kugelförmig; im Gegensatz zu Glaskugeln für Kaltversuche sind sie aber überwiegend nicht ideal kugelförmig und einige sind auch gänzlich anders (Quader, Splitter).

³ Berechnet für typische Feuerungsbedingungen während der Abfallverbrennung (vgl. vorangehenden Text).

⁴ Aus Rütteldichte.

⁵ Herstellerangabe für die Summe von Na₂O und K₂O ist Faktor 5 grösser.

⁶ Herstellerangabe ist Faktor 100 grösser.

⁷ Herstellerangabe ist Faktor 10 grösser.

⁸ Berechnet für Luft, Absolutdruck 980 mbar, ZWS-Temperatur 50°C.

Abbildung 3.6 zeigt die Korngrößenverteilung der Glaskugeln während in Tabelle 3.4 die wichtigsten Stoffdaten und fluiddynamischen Kennwerte aufgeführt sind.

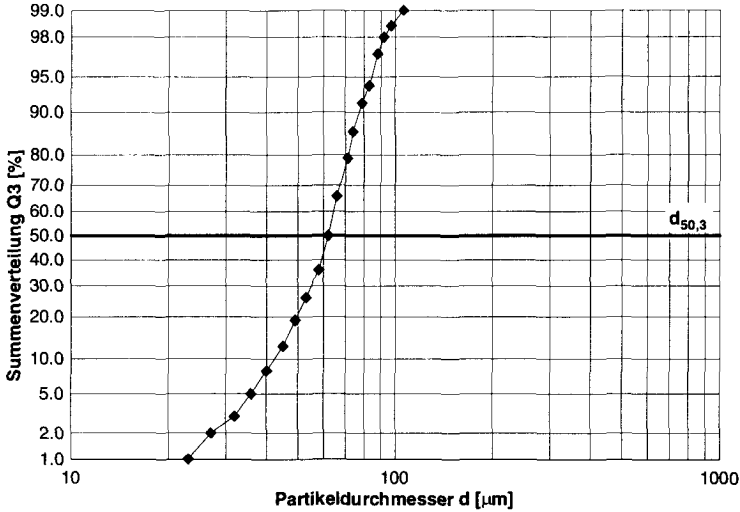


Abb. 3.6: Korngrößenverteilung der eingesetzten Glaskugeln

Material-Kennwert	Einheit	Glaskugeln	Quelle
Materialdichte ¹ ρ_M	kg m^{-3}	2500	Pyknometer
Geometrie	—	sphärisch	REM-Aufnahme
Partikeldurchmesser $d_{50,3}$	μm	62	Sympatec Helos
Sauter-Durchmesser d_s	μm	59	berechnet
Archimedeszahl ² Ar	—	18	berechnet mit $d_{50,3}$
Sinkgeschwindigkeit ² $v_{\text{rel,T}}$	m s^{-1}	0.23	berechnet mit $d_{50,3}$
Rütteldichte	kg m^{-3}	1486	Messung
Ruheporosität ³	—	0.40	berechnet

Tab. 3.4: Stoffdaten und fluiddynamische Kennwerte der verwendeten Glaskugeln

¹ Da weder innere noch äussere Poren vorliegen, sind die Materialdichte ρ_M und die Partikeldichte ρ_p identisch.

² Berechnet für Luft, Absolutdruck 980 mbar, ZWS-Temperatur 50°C.

³ Aus Rütteldichte.

4 Messtechnik, Analysemethoden und abgeleitete Grössen

4.1 Messungen an der ZWS-Feuerung

4.1.1 Temperaturen

Zur Beurteilung der Temperaturuniformität oder allfälliger Schief lagen im Steigrohr sind 7 Thermoelemente auf unterschiedlichen Höhen-, Winkel- und Radialpositionen montiert (Typ und Genauigkeit vgl. Anhang A1.1). Je ein Thermoelement im Fallrohr und im rauchgasseitigen Zyklonaustritt geben Aufschluss über eine allfällige Nachverbrennung im Rückführzyklon.

Für detailliertere Untersuchungen im Steigrohr, speziell auch im Bereich nahe des Wärmetauscherelementes, steht zudem eine Thermoelementsonde zur Verfügung, mit der Messungen an beliebigen Radialpositionen durchgeführt werden können. Um die Mess-Position für Profilmessungen exakt definieren zu können, besteht die eigentliche Messspitze der Sonde aus einem Thermoelement von lediglich 3 mm Durchmesser, dessen Messstelle im Gegensatz zu den andern eingesetzten Thermoelementen zusätzlich nicht von der Mantelspitze isoliert ist. Nebst der präzisen Ortsangabe wird dadurch auch eine sehr kurze Einstellzeit erreicht, welche das Ausmessen eines Profiles innert kurzer Zeit und bei möglichst konstant bleibenden Bedingungen ermöglicht. Um die gemessene Temperatur bei Einsatz in unmittelbarer Nähe des Wärmetauscherelementes nicht durch Strahlungsaustausch mit der kalten Kühlfläche zu verfälschen, verfügt die Sonde zusätzlich über einen Strahlungsschutz.

4.1.2 Drücke und axiale Feststoffverteilung

Das Druckprofil und die daraus abgeleitete axiale Feststoffverteilung im Steigrohr von ZWS-Feuerungen sind wichtige Angaben zur Charakterisierung des Betriebszustandes bestehender Anlagen und gehören auch zu den wichtigsten Auslegungsgrössen von Neuanlagen. Es erstaunt denn auch nicht, dass zu diesem Themenkomplex etliche Untersuchungen durchgeführt und auch publiziert worden sind. Verschiedene Verfasser haben aufgrund von Messungen an einer oder auch an mehreren Anlagen eindimensionale Modelle für die axiale Feststoffverteilung abgeleitet. Zu den bekannteren gehört dasjenige von *Kuni und Levenspiel* (1990). *Glatzer und Haider* (1993) vergleichen das Modell von *Kuni und Levenspiel* sowie die Modelle von *Rhodes/Geldart*, *Yang*, *Wirth und Leithner/Wang*

mit den experimentellen Daten von *Goedicke* (1992) und stellen sowohl zwischen den Modellen untereinander als auch zu den Messwerten beträchtliche Abweichungen fest. Auch *Werdermann* (1992) zeigt Abweichungen zwischen den Messwerten der Grosskraftwerke Duisburg und Flensburg und dem Modell von *Kuni und Levenspiel* auf. *Johnsson* (1995) erweitert das Modell von *Kuni und Levenspiel* anhand von Messdaten des 12 MW_{th} Dampferzeugers der Chalmers University und vergleicht zusätzlich mit Messdaten aus Duisburg, Flensburg und Chatham.

Druckmessungen

Zur Bestimmung des axialen Druckprofils im Steigrohr sind 7 kapazitive Differenzdruckaufnehmer montiert (Position, Messbereich und Genauigkeit vgl. Anhang A1.2). Um beim Ausfall eines Druckaufnehmers nicht die ganze Information bezüglich des Druckprofils zu verlieren und um lange - träge - Messleitungen zu vermeiden, wird immer die Differenz des Druckes in der Feuerung gegenüber dem Umgebungsdruck auf der entsprechenden Höhe und nicht direkt der Differenzdruck zwischen zwei Punkten in der Feuerung gemessen. Im oberen Teil der Brennkammer mit niedrigerer mittlerer Feststoffvolumenkonzentration muss dabei unbedingt die Veränderung des Umgebungsdruckes aufgrund der Höhe mitberücksichtigt werden¹, da diese einen nicht vernachlässigbaren Anteil des Messwertes ausmacht. Zur besseren Vergleichbarkeit der Steigrohr-Druckprofile werden alle Drücke auf den Druck p_{bez} im Zentrum des Austrittes zum Zyklon bezogen (Vgl. Kap. 6.3).

Weitere Druckaufnehmer sind an mehreren Stellen im Siphon, im Übertrittskanal zum Zyklon sowie am rauchgasseitigen Zyklonaustritt montiert. Der Druck am Zyklonaustritt wird mittels Drallklappenstellung des Saugzuges auf einen konstanten Wert (typischerweise -2 mbar) geregelt.

Sämtliche Druckmessleitungen werden mit einem konstanten Druckluftvolumenstrom durchströmt, um ein Eindringen und insbesondere Blockieren von Bettmaterial zu verhindern. Vor jedem Versuch wurden sämtliche Nullwerte neu justiert, da die Druckaufnehmer eine geringe zeitliche Veränderung des Nullpunktes aufweisen.

¹ Nach wie vor vernachlässigbar sind hingegen Gasdichteunterschiede aufgrund der geodätischen Höhe.

Axiale Feststoffverteilung

Aus dem gemäss den obigen Angaben einwandfrei zu bestimmenden Druckprofil im Steigrohr kann man Aussagen über die axiale Feststoffverteilung im Steigrohr ableiten.

In Heissanlagen ist dies zur Zeit die einzige Möglichkeit, um querschnittsmittlere Feststoffvolumenkonzentrationen zu ermitteln. Im Gegensatz dazu werden an Kalkanlagen auch faseroptische Sonden eingesetzt. Da diese aber meist mittels aus Druckmessungen ermittelten Feststoffvolumenkonzentrationen kalibriert wurden, können sie in dieser Hinsicht keine zusätzlichen Informationen liefern. Noch nicht ausgeschöpfte Möglichkeiten beständen an Kalkanlagen in der Anwendung der Computertomographie (*Meili* 1995).

Herleitung

Die Ableitung von Feststoffvolumenkonzentrationen aus Druckdifferenzmessungen resp. dem Druckprofil erfolgt aufgrund des gemeinsam über die Gas- und Feststoffphase formulierten integralen Impulssatzes. Dieser lautet gemäss *Thomann* (1984) in seiner allgemeinsten Form in Richtung z (vgl. Abb. 4.1):

$$\int_V \frac{\partial}{\partial t} (\rho \cdot \underline{v} \cdot \underline{z}) dV + \int_S \underline{v} \cdot \underline{z} \cdot \rho \cdot (\underline{v} \cdot \underline{n}) dS = - \int_S p \cdot \underline{n} \cdot \underline{z} dS + \int_V \rho \cdot \underline{g} \cdot \underline{z} dV + F_{\text{Wandreibung}} \quad (4.1)$$

Die Formulierung über beide Phasen bietet dabei den Vorteil, dass die Wechselwirkungskräfte zwischen Gas- und Feststoff wegfallen (*Müller* 1992). Da gemäss *Müller* (1992) die Wandreibungskräfte bereits bei kleinem Durchmesser von untergeordneter Bedeutung sind, dürfte dies umso mehr auf grosse Durchmesser zutreffen.

Geht man zusätzlich von stationärem Verhalten aus, so lässt sich Gleichung 4.1 vereinfachen zu:

$$\int_S \underline{v} \cdot \underline{z} \cdot \rho \cdot (\underline{v} \cdot \underline{n}) dS = - \int_S p \cdot \underline{n} \cdot \underline{z} dS + \int_V \rho \cdot \underline{g} \cdot \underline{z} dV \quad (4.2)$$

Werden nun auch die Beschleunigungsanteile von Gas- und Feststoff vernachlässigt¹, so erhält man die bekannte Gleichung zur Berechnung der mittleren Feststoffvolumenkonzentration aus der Druckdifferenz über ein gewisses Höhenelement:

$$0 = - \int_S \underline{p} \cdot \underline{n} \cdot \underline{z} dS + \int_V \rho \cdot \underline{g} \cdot \underline{z} dV \quad (4.3)$$

und eingesetzt:

$$p_1 - p_2 = g \cdot \Delta h \cdot \left[\rho_p \cdot \varphi_{\Delta p} + \rho_f \cdot (1 - \varphi_{\Delta p}) \right] \quad (4.4)$$

Aus Gleichung 4.4 erhält man die *scheinbare*, lediglich mit der Druckdifferenz bestimmte mittlere Feststoffvolumenkonzentration $\varphi_{\Delta p}$ zu

$$\varphi_{\Delta p} = \frac{\frac{\Delta p}{g \cdot \Delta h} - \rho_f}{\rho_p - \rho_f} \quad (4.5)$$

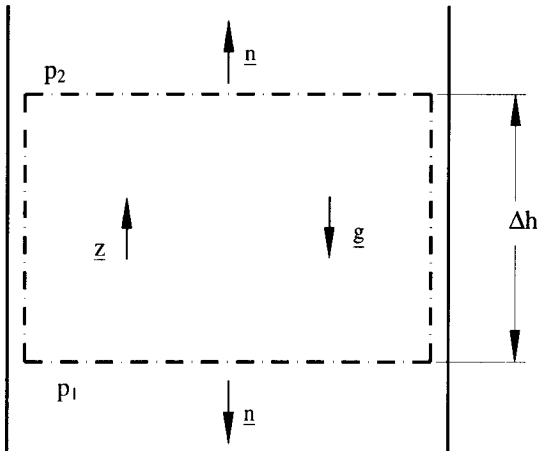


Abb. 4.1: Bilanzgebiet für den integralen Impulssatz für einen beliebigen Steigrohrabschnitt

¹ Die Zulässigkeit der Vernachlässigung der Beschleunigungsanteile wird nachfolgend diskutiert.

Diskussion der Vernachlässigung der Beschleunigungsanteile

Problematisch ist dabei die Vereinfachung von Gl. 4.2 zu Gl. 4.3: Während der Impulsanteil der Beschleunigung des Gases im Vergleich zu den Anteilen aus den Druck- und Gewichtskräften durchwegs vernachlässigbar ist, hängt das Verhältnis zwischen den zwei letztgenannten und dem Anteil aus der Feststoffbeschleunigung stark von der Wahl des Bilanzgebietes ab. Da keine Messwerte für die örtlichen Feststoffmassenströme und Geschwindigkeiten verfügbar sind, soll der Einfluss qualitativ für 3 Beispiele betrachtet werden:

- Es wird ein Bilanzgebiet vom Primärdüsenboden bis etwas unterhalb des Übertrittes zum Zyklon betrachtet (Abb. 4.2 a). Für die Deckfläche S_2 des Bilanzgebietes wird eine vereinfachende Annahmen getroffen: Der gesamte - mehrheitlich im Kern - nach oben strömende Feststoffmassenstrom weist eine konstante Geschwindigkeit von $u_0 - c_T$ auf, während der Feststoff der internen Rezirkulation - mehrheitlich am Rand - mit einer konstanten Geschwindigkeit von $c_{\text{down}} = -1.5 \text{ m s}^{-1}$ abwärtsströmt. Die Differenz aus dem gesamten aufwärtsströmenden Feststoffmassenstrom und dem nach unten strömenden ergibt den externen Feststoffumlauf. Für eine Impulsbilanz in vertikaler Richtung liefern also die Deckfläche S_2 und die Feststoffrückführung aus dem Siphon Beiträge zum Impulsanteil des Feststoffes. Da die mittlere Feststoffgeschwindigkeit c_R in der Rückführung aber nur etwa einen Zehntel der Feststoffgeschwindigkeit im oberen Steigrohr beträgt, wird dieser Impulsanteil vernachlässigt. Mit den obigen Annahmen erhält man aus Gleichung 4.2:

$$-\dot{m}_{p,\text{up}} \cdot (u_0 - c_T) + \dot{m}_{p,\text{down}} \cdot |c_{\text{down}}| + A \cdot (p_1 - p_2) = A \cdot g \cdot \Delta h \cdot [\rho_p \cdot \varphi + \rho_f \cdot (1 - \varphi)] \quad (4.6)$$

Dividiert man noch durch die Querschnittsfläche ergibt sich:

$$-G_{s,\text{up}} \cdot (u_0 - c_T) + G_{s,\text{down}} \cdot |c_{\text{down}}| + (p_1 - p_2) = g \cdot \Delta h \cdot [\rho_p \cdot \varphi + \rho_f \cdot (1 - \varphi)] \quad (4.7)$$

Bei Berücksichtigung der im Bilanzgebiet auftretenden Beschleunigung wird die mittlere Feststoffvolumenkonzentration φ also kleiner berechnet als bei Vernachlässigung des Beschleunigungstermes.

Zur Abschätzung der Größenordnung werden die Summanden für folgendes fiktive Beispiel berechnet: $G_{s,\text{up}} = 20 \text{ kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$, $G_{s,\text{down}} = 5 \text{ kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$, al-

so: $G_s = 15 \text{ kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$, $u_0 = 6 \text{ m s}^{-1}$, $c_T = 1 \text{ m s}^{-1}$, $c_{\text{down}} = -1.5 \text{ m s}^{-1}$. Der Beschleunigungsanteil beträgt dann -92.5 Pa . Bei einem sehr kleinen Steigrohrinventar mit einem gemessenen Δp_{Riser} von 3000 Pa beträgt der durch die Vernachlässigung entstehende Fehler also 3.1% , während er bei hohem Steigrohrinventar mit einem gemessenen Δp_{Riser} von 10000 Pa noch 1% beträgt. Daraus ist ersichtlich, dass die gesamte Partikelmasse, welche sich im Steigrohr befindet, für die vorstehenden Bedingungen mit ausreichender Genauigkeit direkt aus der Druckdifferenzmessung ohne Berücksichtigung von Beschleunigungsanteilen berechnet werden kann.

- Wird der Bilanzraum bis zum Austritt zum Zyklon vergrößert (Abb. 4.2 b), so kommen 2 unsichere Faktoren dazu: Wie gross sind die Feststoff-Vertikalgeschwindigkeitskomponenten im Austrittsquerschnitt und welcher Anteil Feststoff strömt - aufwärts oder abwärts - an der Grenze der Steigrohrüberhöhung? Trotz dieser Unsicherheiten kann davon ausgegangen werden, dass sich die Inventarmenge nach wie vor genügend genau bestimmen lässt.
- Da aber nicht nur die Inventarmenge, sondern der Verlauf der Feststoffkonzentration über die Anlagenhöhe von Interesse ist, werden Impulsbilanzen auch auf wesentlich kleinere Bilanzgebiete angewendet (Abb. 4.2 c). Dadurch nimmt die im Bilanzgebiet enthaltene Feststoffmenge ab, was das gemessene Δp verkleinert. Da je nach Position des Bilanzgebietes aber ein namhafter Anteil der vorgängig betrachteten Beschleunigung oder auch einer Verzögerung infolge interner Rezirkulation innerhalb des Bilanzgebietes stattfinden kann, nimmt der bei Vernachlässigung von Beschleunigungs- und Verzögerungseffekten entstehende Fehler anteilmässig zu.

Das Problem ist aber, dass gegenwärtig keine Messungen verfügbar sind, um die Beschleunigungsanteile wirklich bei den Berechnungen berücksichtigen zu können. Bereits für die obige Abschätzung mussten vereinfachende Annahmen getroffen werden, deren Auswirkungen auf die Genauigkeit einer Korrektur noch nicht quantifizierbar sind. So ist beispielsweise bekannt, dass die Aufwärtsgeschwindigkeit des Feststoffs im Zentrum des Steigrohrs merklich über der mittleren Leerrohrgasgeschwindigkeit liegen kann. Die Annahme einer mittleren Aufwärtsgeschwindigkeit führt zwangsweise zu einem neuen Fehler. Dasselbe gilt für das Verhältnis von externer und interner Rezirkulation.

Aufgrund dieser Überlegung wurde entschieden, in dieser Arbeit die *scheinbaren* Feststoffvolumenkonzentrationen (berechnet nach Gleichung 4.5) zu verwenden und durch die Bezeichnung $\varphi_{\Delta p}$ explizit auf die mögliche Abweichung zum wahren φ hinzuweisen. Bis detailliertere Messungen zur Verfügung stehen, scheint dies der sinnvollere Weg, da andernfalls jeder Verfasser eine eigene unsichere Korrektur einführt und die Werte nicht zu überblicken sind.

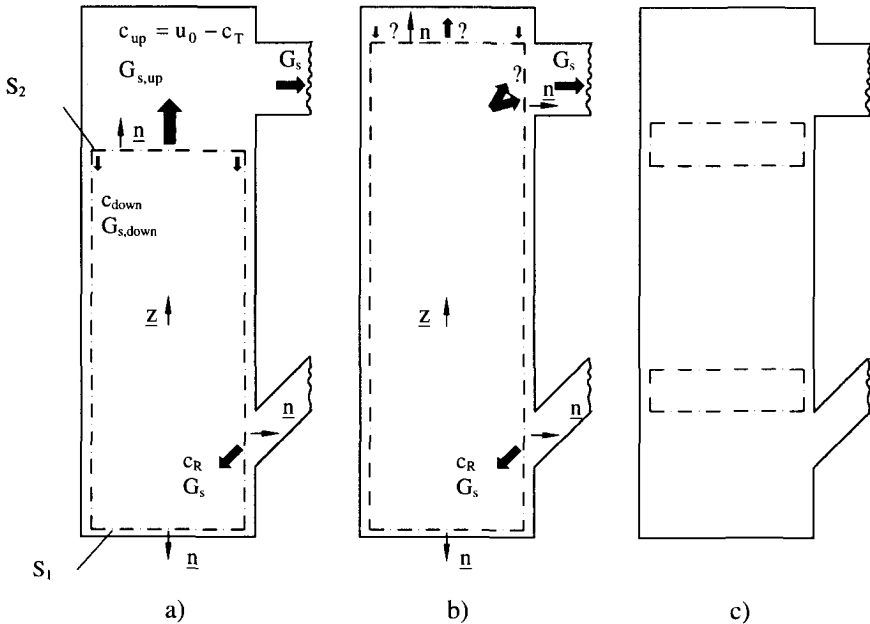


Abb. 4.2: Bilanzgebiete für Impulssätze in vertikaler Richtung in integraler Form

4.1.3 Externer Feststoffumlauf

Die Messung dieses wichtigen Betriebsparameters ist in industriellen ZWS-Feuerungsanlagen zur Zeit noch nicht in befriedigender Weise möglich. Eine Übersicht über die bisher in Kalt- und Heissanlagen eingesetzten Verfahren enthalten *Burkell et al.* (1988) und *Patience et al.* (1991).

Messungen an ZWSF-Kohlekraftwerken

Im Rahmen umfangreicher Messprogramme wurden durch verschiedene Forschungsgruppen an 4 Kohlekraftwerken externe Umlaufmassenströme mittels Feststoffabsaugemessungen bestimmt. Bei dieser Methode wird der externe Feststoffumlauf aus der Integration der radialen Profile der Feststoffmassenstromdichte eines Steigrohrquerschnitts berechnet.

Zur eigentlichen Absaugemessung selbst gibt es nebst den unten genannten etliche weitere Untersuchungen (z.B. *Rhodes et al.* 1992, *Monceaux et al.* 1986). Auch wenn bei überisokinetischer Absaugung der aus einer nach oben und unten gerichteten Absaugemessung berechnete Nettomassenstrom gemäss den obgenannten Autoren nur wenig abhängig ist von den Absaugbedingungen, ist mit grösseren Unsicherheiten der Messwerte zu rechnen. Diese dürften hauptsächlich von der Messungenauigkeit in der Randzone herrühren, in deren 100 - 250 mm Ausdehnung sich der Wechsel von Nettoabwärts- zu Nettoaufwärtsstrom abspielt. Als Beispiel sei angeführt, dass *Kruse* (1995) anhand der Daten aus Chalmers für die Höhe 5.6 m das in Tab. 4.1 aufgeführte G_s von $31.9 \text{ kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ ermittelt, während die Auswertung einer zweiten Messung auf einer Höhe von 8.2 m ein G_s von $0.6 \text{ kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ liefert.

Bei den 4 Anlagen handelt es sich um:

- Das $12 \text{ MW}_{\text{th}}$ ZWS-Forschungskraftwerk der Chalmers University of Technology in Göteborg mit einer rechteckigen Brennkammer von $1.44 \times 1.72 \text{ m}$ Seitenlänge und 13.5 m Höhe (*Leckner et al.* 1995). Die zitierte Absaugemessung findet sich bei *Leckner et al.* (1991), wobei zu diesem Zeitpunkt ein Brennkammerquerschnitt von 1.72×1.72 angegeben wurde. Die Auswertung bezüglich G_s wurde von *Kruse* (1995) vorgenommen.
- Das $72 \text{ MW}_{\text{th}}$ ZWS-Kohlekraftwerk Chatham in Kanada mit einer quadratischen Brennkammer von 3.96 m Seitenlänge und 23.8 m Gesamthöhe. Die untersten 10 m des Steigrohres sind ausgemauert und weisen eine Seitenlänge von 3.15 m auf. Anlagebeschreibung und die Daten der Absaugemessung finden sich in *Couturier et al.* (1991, 1993).
- Eines der ZWS-Kohlekraftwerke der Stadtwerke Flensburg ($109 \text{ MW}_{\text{th}}$) mit einer quadratischen Brennkammer von 5.1 m Seitenlänge und 28.0 m Gesamthöhe. Die untersten 12 m des Steigrohres sind ausgemauert, wobei zuerst eine Durchmessererweiterung von 3.75 auf 4.75 m und anschliessend der Übergang auf die quadratische Form des Oberteiles erfolgt. Die Be-

beschreibung der Anlage und die Daten der Absaugemessung finden sich bei *Werdermann* (1992).

- Das 226 MW_{th} ZWS-Kohlekraftwerk der Stadtwerke Duisburg mit einer zylindrischen Brennkammer von 8.0 m Durchmesser und 32 m Höhe. Die Brennkammer ist über die ganze Höhe vollständig ausgemauert und weist im untersten Teil Durchmesserstufen von 5 und 6 m und anschliessend eine konische Erweiterung auf 8 m auf. Die Wärmeauskopplung erfolgt kombiniert über ein eingehängtes Wärmetauscherbündel im Brennkammeroberteil und über 2 Fliessbettkühler. Die Beschreibung der Anlage und die Daten der Absaugemessung finden sich bei *Werdermann* (1992).

Abbildung 4.3 zeigt die Grössenverhältnisse der Brennkammern im Vergleich zur halbindustriellen Versuchsanlage dieser Arbeit („Klus“) und zur kaltbetriebenen halbtechnischen Versuchsanlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich („Schlieren“). In Tabelle 4.1 sind die Abmessungen, die Betriebsparameter während der Absaugemessungen sowie die gemessenen externen Feststoffumlaufmassenströme zusammengefasst.

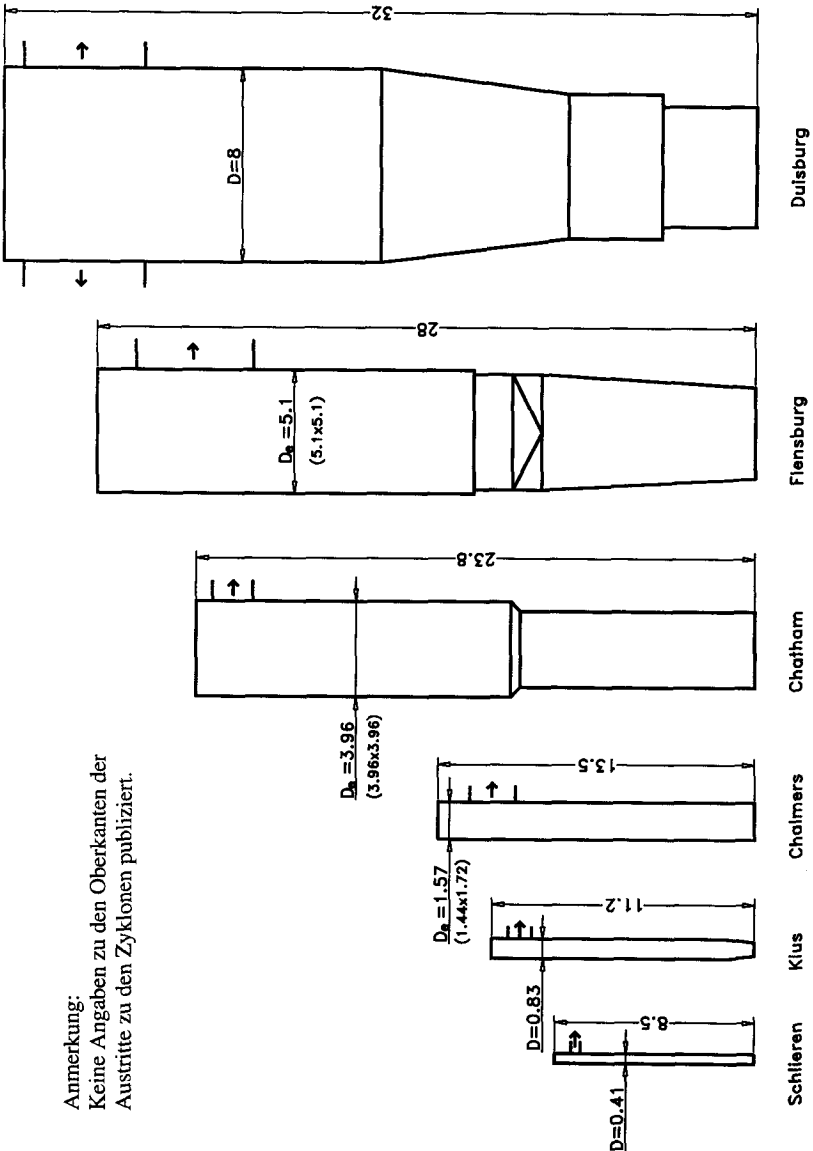


Abb. 4.3: Brennkammern von 4 detaillierter untersuchten ZWS-Kohlekraftwerken im Vergleich zur halbindustriellen Versuchsanlage „Klus“ und zur kaltbetriebenen halbtechnischen Versuchsanlage „Schlieren“ (Abmessungen in m)

Abmessung, Betriebsparameter	Einheit	Chalmers	Chatham	Flensburg	Duisburg
$D_{e, \text{oben}}$	m	1.57	3.96	5.10	8.00 Ø
H_t	m	13.5	23.8	28.0	32.0
$H_{\text{exit, min}}$	m	10.2	21.4	21.4	26.0
Q_{th}	MW_{th}	8 ¹	72	109	226
Feststoff	-	Asche, Kalk, Kohle	Asche, Kalk, Kohle	Asche, Kalk, Kohle	Asche, Kalk, Kohle
ρ_p	kg m^{-3}	2500*	2500*	2500	2500
Umlaufasche					
$d_{50,3}$	μm	k.A.	k.A.	230	175
d_s	μm	k.A.	k.A.	k.A.	k.A.
oberer Brennkammerbereich					
$d_{50,3}$	μm	k.A.	200	k.A.	225
d_s	μm	k.A.	145	k.A.	k.A.
Bodenasche					
$d_{50,3}$	μm	k.A.	k.A.	337	255
d_s	μm	260	k.A.	209	177
Δp_{Riser}	mbar	64	85 ²	103	97
$\dot{\vartheta}_{\text{ZWS, oben}}$	°C	840	850	860	860
$u_{0, \text{oben}}$	m s^{-1}	5.7	6.4	6.3	5.3
Ar_{oben}^3	-	69	31	47	45
G_s	$\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$	32	36	10	15

Tabelle 4.1: Abmessungen, Betriebsparameter während den Feststoffabsaugemessungen und ermittelte auf die Steigrohrquerschnittsfläche bezogene externe Feststoffumlaufmassenströme G_s von 4 ZWSF-Kohlekraftwerken (teilw. nach Werdermann, 1992); *: geschätzte Werte

¹ Auslegungsleistung für $u_0 = 6 \text{ m s}^{-1}$ (max. $12 \text{ MW}_{\text{th}}$ bei $u_0 = 10 \text{ m s}^{-1}$).

² Extrapoliert aus Couturier (1991, Fig. 10). Für den Zeitpunkt der Absaugemessung ist kein Wert genannt.

³ Berechnet für fiktives RG (Vol-% feucht: O_2 :4, CO_2 : 14, H_2O : 6, N_2 : 76) und $d_{50,3}$ (Chatham, Duisburg: $d_{50,3}$ oberer Brennkammerbereich; Flensburg: $d_{50,3}$ Umlaufasche; Chalmers: d_s Bodenasche).

Messungen an der halbindustriellen Versuchsanlage

Wie bereits in Kap. 2.1 erwähnt, liess die prioritäre Verbrennungsuntersuchung den Bau eines wassergekühlten Siphons zur Ermittlung des externen Feststoffumlaufes nicht zu. Statt dessen wurden Untersuchungen zu der von *Ohme et al.* (1991) beschriebenen Umlaufmassenstrommessung mittels Temperaturmessungen im Fallrohr/Siphonbereich durchgeführt. Durch Kreuzkorrelation der Signale zweier übereinanderliegender Thermoelemente lässt sich dabei die Feststoffgeschwindigkeit und zusammen mit der Suspensionsdichte der Umlaufmassenstrom abschätzen. Zusätzlich muss die Annahme getroffen werden, dass die Feststoffsäule mit einheitlicher Geschwindigkeit nach unten rutsche. Zu dieser Messung sind im Rahmen weiterer Versuche zusätzliche Messungen notwendig.

Eine gute Möglichkeit scheint zudem die Messung des Druckverlustes über den Zykloneinlauf. Messungen verschiedener Autoren (*Nicolai 1995, Patience et al. 1990*) lassen vermuten, dass für gegebene Anlagengeometrie und Bettmaterial der Druckverlust des Zykloneinlaufes praktisch linear mit dem Feststoffumlauf zunimmt. Allerdings ist eine zweite Messmethode zur Bestimmung des Umlaufes notwendig, um die Messung des Druckverlustes über den Zykloneinlauf zu kalibrieren. Da Betriebsunterbrüche an der halbtechnischen Anlage zulässig sind, wurden dazu einige Vorversuche mit abruptem Stop der Feststoffrückführung durchgeführt. In einem ersten Zeitabschnitt nimmt der Steigrohrinhalt dann praktisch linear mit der Zeit ab, und es lässt sich aus diesem Inventaraustrag der Umlaufmassenstrom bestimmen. Auch zu dieser Methode sind Folgeuntersuchungen notwendig.

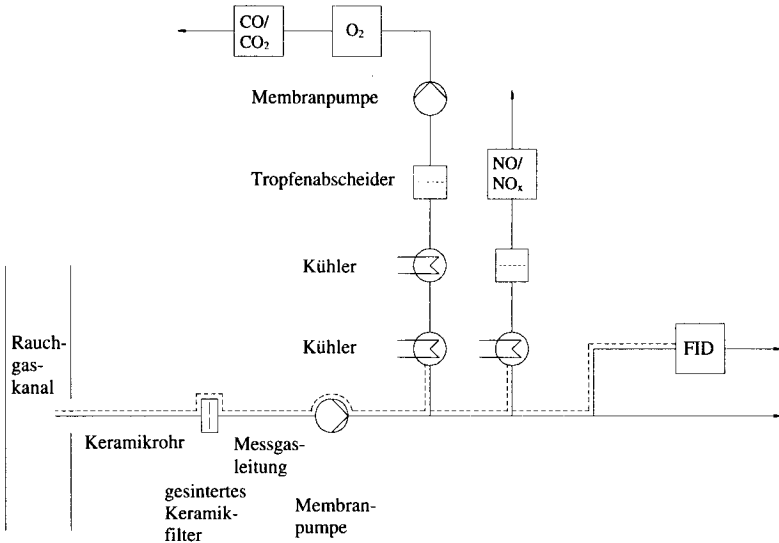
Erste Resultate lassen auf einen auf die Steigrohrquerschnittsfläche bezogenen externen Feststoffumlaufmassenstrom von $G_s = \text{ca. } 20 \text{ kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ bei einem Betriebszustand mit $u_0 = 6 \text{ m s}^{-1}$, $\Delta p_{\text{Riser}} = 100 \text{ mbar}$ und $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$ sowie einem Primärluftanteil von 49 % der gesamten zugeführten Luftmenge schliessen.

4.1.4 Rauchgaszusammensetzungen

Die überwiegende Anzahl der Rauchgaskomponenten (O_2 , trocken und feucht; CO_2 ; CO ; NO ; NO_2 ; N_2O ; HCl , SO_2 ; FID) wurde direkt am Austritt des Rückführzyklons bestimmt. Für diese Messstelle wird die Bezeichnung „Rohgas“ verwendet (vgl. Abb. 2.2). Da die Einbindung von HCl erst auf dem Rauchgasweg erfolgt und teilweise auch noch zusätzliches SO_2 abgeschieden wird, erfolgt nach dem Tuchfilter eine zweite Messung von HCl , SO_2 und O_2 . Für diese Messstelle wird die Bezeichnung „Reingas“ verwendet.

Die Gasabsaugungen erfolgten in der üblichen Weise mit beheizten Filtern und Messgasleitungen (Abb. 4.4).

a) Kontinuierliche Messungen im Rohgas



b) HCl-, SO₂-Absaugmessungen

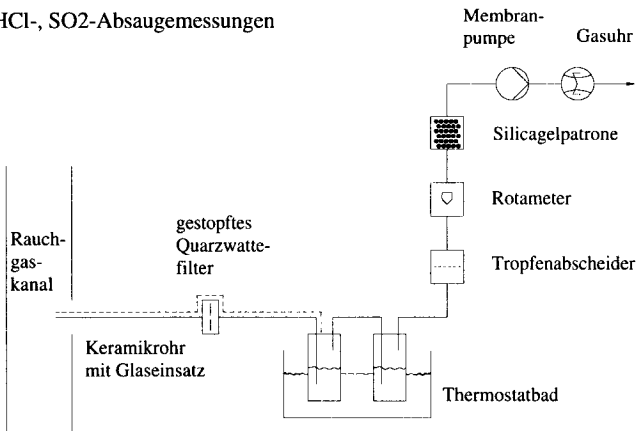


Abb. 4.4 Probenentnahme und Gasaufbereitung für Rauchgasanalysen (alle Beheizungen ca. 120 - 140°C)

Die zur Analyse der einzelnen Komponenten eingesetzten kontinuierlichen (O_2 , feucht und trocken; CO; CO_2 ; NO; NO_2 ; FID) sowie diskontinuierlichen (HCl; SO_2 ; N_2O) Messverfahren und Messgeräte sind in Anhang A1.3 aufgeführt (inkl. Messunsicherheiten und Nachweisgrenzen).

In dieser Arbeit werden alle Schadstoffemissionen in $mg\ m^{-3}$ im trockenen Rauchgas bei Standardbedingungen ($0^\circ C$, 1013 mbar) und bezüglich eines trockenen Restsauerstoffgehaltes von 11 Vol% angegeben, wie dies für Abfallverbrennungsanlagen üblich ist. Soll hingegen nicht die Emission, sondern die chemische Reaktion beurteilt werden, so ist die effektive Volumenkonzentration der entsprechenden Komponente im Rauchgas, also im feuchten Zustand und beim effektiven Sauerstoffgehalt zu beurteilen.

Gasabsaugesonde für Messungen innerhalb des Steigrohres

Zur Beurteilung des Mischungsverhaltens in der Brennkammer wurden zusätzlich örtliche Gaskonzentrationen von O_2 , CO und CO_2 ermittelt. Zu diesem Zweck wurde eine über die ganze Länge intensiv wassergekühlte Absaugelanze mit einem Aussendurchmesser von 44 mm und einem Innendurchmesser von 33 mm eingesetzt. Das an der Lanzenspitze mit einer Eintrittsgeschwindigkeit von $0.06\ m\ s^{-1}$ angesaugte Rauchgas wird innerhalb der Lanze stark gekühlt, um einen Fortgang der Reaktionen zu unterbinden.

Im Gegensatz zu *Couturier* (1991) wurde dabei aus folgenden Überlegungen auf den Einsatz eines in der Sonde integrierten Filters verzichtet. Durch die niedrig gewählte Ansauggeschwindigkeit gelangen nur wenige Feststoffpartikel gemeinsam mit dem Gas in die Sonde, wovon wiederum nur ein sehr kleiner Anteil aus brennbaren Bestandteilen, der Rest aber aus Inertmaterial besteht. Ein Filter am äussersten Sondenkopf, der nicht optimal gekühlt werden kann, bietet hingegen tendenziell gute Reaktionsbedingungen für allfällige brennbare Anteile: eine höhere Relativgeschwindigkeit bei erhöhter Temperatur. Die Bildung einer Precoatschicht würde geradezu zu einer Akkumulation der brennbaren Bestandteile führen und ihnen zudem lange Reaktionszeiten ermöglichen. Da Feststoffe auch bei einem innerhalb der Lanze liegenden Filter einer höheren Temperatur und grösserer Relativgeschwindigkeit ausgesetzt wären als wenn sie einfach mit dem Gas mitgetragen werden, wurde die Staubabscheidung erst ausserhalb der Lanze, unmittelbar vor dem eigentlichen Analysegerät durchgeführt. Dabei traten auch während mehrstündigen Absaugemessungen keine Blockagen auf. Nach der Staubabtrennung durchlaufen die Gase einen Gaskühler und die Förderpumpe und gelangen zu den Analysegeräten. Es handelt sich dabei um Geräte der im Anhang A1.3 aufgeführten Typen, wobei für Kohlenmonoxid ein anderer Mess-

bereich und auch andere Kalibrationen gewählt wurden (CO[1]: 0 - 10'000 ppm, Kalibrierung 8960 ppm; CO[2]: 0 - 100 %, Kalibrierung 15.0 %).

4.1.5 Luftmengenströme und Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit

Primär-, Sekundär- sowie Siphonluftvolumenstrom werden mittels Annubardurchflussmessern ermittelt und im Prozessleitsystem abgespeichert. Die vergleichsweise kleinen Mengen der Spülluft bei der Eintragsschnecke und der Fallrohrstützluft werden mit Rotametern gemessen. Die der Anlage insgesamt zugeführte Luftmenge berechnet sich zu:

$$\dot{V}_{\text{Luft,tot}} = \dot{V}_{\text{Primärluft}} + \dot{V}_{\text{Sekundärluft}} + \dot{V}_{\text{Siphonluft}} + \dot{V}_{\text{Spülluft}} + \dot{V}_{\text{Stützluft}} \quad (4.8)$$

Infolge der stark variierenden Brennstoffzusammensetzungen (Kap. 3.1) wird die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit u_0 im oberen Brennkammerbereich aus der Rauchgaszusammensetzung (Messstelle nach Zyklon) und der insgesamt zugeführten Luftmenge ermittelt. Über den sich inert verhaltenden Luftstickstoff lässt sich der feuchte Rauchgasmassenstrom¹ bestimmen:

$$\dot{V}_{\text{RG,f,n}} = \frac{\dot{V}_{\text{Luft,tot,n}} \cdot y_{\text{N}_2,\text{Luft}}}{y_{\text{N}_2,\text{RG,f}}} \quad (4.9)$$

Der Stickstoffanteil im feuchten Rauchgas wird aus den Messwerten abgeleitet:

$$y_{\text{N}_2,\text{RG,f}} = 1 - y_{\text{H}_2\text{O,RG}} - y_{\text{CO}_2,\text{RG,f}} - y_{\text{O}_2,\text{RG,f}} \quad (4.10)$$

Mit Anwendung der idealen Gasgleichung ermittelt sich der effektive Rauchgasvolumenstrom im Brennkammeroberteil zu:

$$\dot{V}_{\text{RG,f}} = \dot{V}_{\text{RG,f,n}} \cdot \frac{p_n}{p_{\text{ZWS,oben}}} \cdot \frac{T_{\text{ZWS,oben}}}{T_n} \quad (4.11)$$

und schliesslich

¹ Wie in der Verbrennungstechnik üblich wird mit Volumenströmen bei Normbedingungen gerechnet, was über die Kopplung mit der Normdichte effektiv dem Massenstrom entspricht.

$$u_o = \frac{\dot{V}_{RG,f}}{A_{Riser}} \quad (4.12)$$

Da der Fallrohrstützluftstrom sehr klein ist und die überwiegende Menge der Siphonluft zusammen mit dem rückgeführten Feststoff in das Steigrohr strömt, wurde bei der Berechnung der Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit auf eine Unterteilung der Rauchgasmenge auf Steigrohr und Fallrohr verzichtet. Auch die Verwendung der Rauchgaszusammensetzung der Messstelle nach Zyklon sollte keine grosse Abweichung ergeben, da bei einer Fortsetzung der Verbrennungsreaktion im Zykloneintritt und im Zyklon sowohl volumenvergrössernde (Trocknung, Entgasung) als auch volumenverkleinernde (Flüchtigenausbrand) und volumenneutrale (Ausbrand fest, Anteil C_{fix}) Vorgänge ablaufen. Der an industriellen Anlagen und auch zeitweise an der Versuchsanlage beobachtete Temperaturanstieg des Rauchgases über den Zyklon erfordert keinen grossen Anteil dieser Nachverbrennung an der Feuerungsleistung, da nach Abscheidung des Feststoffstromes lediglich noch ein kleiner Wärmekapazitätsstrom erwärmt wird.

In die Berechnung der Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit gehen aber natürlich sämtliche Messungenauigkeiten der Rauchgaszusammensetzung und der Volumenströmmessungen ein. Würden alle Messinstrumente gleichzeitig mit der (vorsichtig angesetzten) maximalen Abweichung messen und sich sämtliche Fehler genau akkumulieren, dann würde die Unsicherheit von u_o ca. 20 % betragen. Vergleiche mit anderen Berechnungsmethoden für Zeiten bekannter Brennstoffzusammensetzung konnten aber aufzeigen, dass von einer reduzierten Abweichung von ca. 10 % ausgegangen werden kann.

Als unterer fixer Grenzwert existiert in allen Fällen immer die mit der zugeführten Luft gebildete theoretische Luftleerrohrgeschwindigkeit. Im Gegensatz zur Steinkohleverbrennung, wo der Rauchgasvolumenstrom maximal ca. 5 % grösser ist als der Luftvolumenstrom, kann die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit bei der Verfeuerung von schlammförmigen, hochwasserhaltigen Abfallbrennstoffen bis zu 50 % über der Luftleerrohrgeschwindigkeit liegen. Dieser grosse Anteil erst in der Brennkammer entstehenden Rauchgasvolumens bewirkt, dass sich je nach Ort der Bildung unterschiedliche axiale Rauchgasgeschwindigkeitsprofile ergeben. Diese beeinflussen die axiale Feststoffverteilung. Bei Steinkohlefeuerungen hingegen wird das axiale Rauchgasgeschwindigkeitsprofil praktisch ausschliesslich durch die Luftstufung bestimmt.

4.2 Brennstoffanalysen

4.2.1 Probenahme und Probenaufbereitung

Während den eigentlichen Messphasen (vgl. Kap. 5.1) zur Untersuchung der Korngrößenverteilungen und der ausgewählten chemischen Elemente, wurden jeweils über den Zeitraum einer Stunde Brennstoffmischproben direkt aus der Dosierstrecke entnommen. Die Analyseresultate der einzelnen Mischproben dienen einerseits dem Aufstellen von Massenbilanzen für den Probenahmezeitraum, andererseits der Beurteilung der Schwankungen der Zusammensetzung und der Mittelwertbildung.

Im Labor wird zunächst an der Gesamtprobe der Trockensubstanzgehalt ermittelt. Anschliessend wird die Trockensubstanz analysefein aufgemahlen, um die repräsentative Probeentnahme für die weiteren Untersuchungen zu garantieren.

4.2.2 Brennstoffanalysen

Die Brennstoffanalysen erfolgten weitgehend nach den Vorschriften der DIN 51700 zur Prüfung fester Brennstoffe.

Eine Änderung wurde dabei durch den hohen Kalkgehalt des Deinkingschlammes (z.B. Füllstoff Kaolin) notwendig. Wird der Sauerstoffgehalt gemäss DIN 51721, Paragraph 2, zu

$$\gamma_{\text{O, wf}} = 1 - \gamma_{\text{A, wf}} - \gamma_{\text{C, wf}} - \gamma_{\text{H, wf}} - \gamma_{\text{N, wf}} - \gamma_{\text{S, org, wf}} \quad (4.13)$$

berechnet, so resultiert ein zu hoher Wert, da das bei der Veraschungstemperatur von 815° bereits aus dem Calciumcarbonat (CaCO_3) abgespaltene Kohlendioxid („Carbonatkohlendioxid“) sowie allfällige weitere flüchtige mineralische Zersetzungsprodukte als Sauerstoff gerechnet werden. Dadurch wird der zur Verbrennung notwendige Sauerstoffbedarf zu klein berechnet. In Anlehnung an die Technische Verordnung für Abfälle (TVA) wurde deshalb der Mineralstoffgehalt definiert als Glührückstand bei 550°C. Der auf diese Weise bestimmte Mineralstoffgehalt wird unterteilt in Asche (Glührückstand bei 815°C) und die flüchtigen mineralischen Zersetzungsprodukte (FMZ), welche aus der Differenz der beiden Glührückstände berechnet werden. Die FMZ wiederum werden unterteilt in Carbonatkohlendioxid und restliche flüchtige mineralische Zersetzungsprodukte.

Der Sauerstoffgehalt berechnet sich damit zu:

$$\gamma_{O, wf} = 1 - \gamma_{A, wf} - \gamma_{FMZ, wf} - \gamma_{C, org, wf} - \gamma_{H, wf} - \gamma_{N, wf} - \gamma_{S, tot, wf} \quad (4.14)$$

Da der Schwefelgehalt der untersuchten Abfallstoffe sehr gering ist, wurde der totale Schwefelgehalt $S_{tot, wf}$ in die Rechnung eingesetzt und keine gesonderte Bestimmung des organischen Schwefelanteils durchgeführt. Der organische Kohlenstoffanteil wurde aus der Differenz des gesamten Kohlenstoffes (TC¹-Bestimmung an der Trockensubstanz) und des Carbonatkohlenstoffes (TC-Bestimmung am Glührückstand von 550°C) bestimmt.

Die einzelnen Analyseverfahren sind im Anhang A1.4 stichwortartig beschrieben.

4.2.3 Korngrößenverteilung

Wie in Kap 3.1 beschrieben, ist die Korngrößenverteilung im entwässerten Zustand für das Aschebildungsverhalten nicht relevant, da die Primärpartikel aufgrund der Flockungsmittelzugabe und der Entwässerung verfilzen. Zur Untersuchung der Primärpartikelgrößenverteilung wurden deshalb Proben vor der Flockungsmittelzugabe und Entwässerung entnommen. An diesen Proben mit einem Trockensubstanzgehalt von wenigen Prozent wurde die Korngrößenverteilung mittels eines Laserbeugungsspektrometers (Sympatec) ermittelt. Dabei wurde eine Suspensionszelle eingesetzt (Succell), in der die Probe mittels Pumpe umgewälzt und immer wieder durch das Messvolumen geführt wird. Dabei trat sehr unterschiedliches Verhalten auf. Während einige Suspensionen bereits bei der ersten Messung eine feine Verteilung aufwiesen und sich durch Anwendung von Ultraschall (jeweils 15 s) nicht veränderten, waren andere anfänglich recht grob ($d_{50} > 200 \mu\text{m}$). Als Primär-Korngrößenverteilung wurde diejenige Verteilung definiert, deren d_{50} -Wert durch eine zusätzliche Ultraschallphase von 15 s um weniger als 5 % abnimmt. Da bei weiteren Ultraschallphasen keine weitere Zerkleinerung, teilweise sogar eine Vergrößerung auftritt, wird von der Annahme ausgegangen, dass durch den Ultraschall lediglich lockere Agglomerate gelöst, aber keine oder nur wenige Primärpartikel zerkleinert werden.

¹ Total Carbon

4.3 Bettmaterial- und Ascheanalysen

4.3.1 Probenahme und Probeteilung

Die Bestimmung des Mittelwertes eines Merkmals (z.B. Gehalt einer Komponente, Korngrößenverteilung) einer Grundgesamtheit aus pulvrigem oder körnigem Feststoff stellt grundsätzlich ein heikles Unterfangen dar. In den meisten in der Praxis auftretenden Fällen ist die Grundgesamtheit so gross, dass eine Probeteilung der Gesamtmenge nicht in Frage kommt. Die Analyseketten umfasst in diesem Fall die Entnahme von n Einzelproben einer bestimmten Einzelprobemenge, die Probeteilung (meist inklusive Zerkleinerung) auf die eigentlichen Analyseproben sowie die Analyse selbst. Damit addieren sich auch die Unsicherheiten der einzelnen Tätigkeiten: Der Vertrauensbereich des Mittelwertes der Grundgesamtheit resultiert aus der Summe der Vertrauensbereiche der Probenahme, der Probeteilung und der eigentlichen Analyse¹. Bei Feststoffproben übertrifft die Probenahmeunsicherheit die Analyseunsicherheit üblicherweise deutlich (z.B. *Osberghaus 1994*).

Eine Ermittlung der einzelnen Anteile wurde allerdings nur selten ausgeführt, da sie einen sehr grossen Aufwand bedingt: Während sich die Analyseunsicherheit an Standardreferenzmaterialien ermitteln lässt, müsste die Probeteilungsunsicherheit durch Einzelanalysen einer grossen Anzahl Teilproben einer Mischprobe und die Probenahmeunsicherheit schliesslich aus der Differenz der beiden vorgenannten zu der mittels einer grossen Anzahl getrennt analysierten Einzelproben ermittelten Gesamtunsicherheit berechnet werden.

Das sich stellende Problem ist statistisch eindeutig beschreibbar. Der Grundgesamtheit werde der Mittelwert μ und die Standardabweichung σ zugeordnet. Eine getrennte Analyse von n Einzelproben liefert den Mittelwert x und die Standardabweichung s . Unter der zentralen Annahme, dass der betrachtete Analysewert der Grundgesamtheit normalverteilt sei, kann der Vertrauensbereich $x \pm d$, innerhalb dessen sich der Mittelwert μ mit der statistischen Sicherheit P befindet, aus der Student-t-Verteilung abgeleitet werden zu:

$$d = \frac{t_{n-1;P} \cdot s}{\sqrt{n}} \quad (4.16)$$

¹ Auch als Probenahme-, Probeteil- und Analysefehler bezeichnet. Die Bezeichnung Vertrauensbereich wurde gewählt um zu verdeutlichen, dass es sich dabei um zufällige, systembedingte und nicht um grobe, systematische Fehler handelt.

Um also eine vorgegebene Grösse des Vertrauensbereiches einzuhalten, muss die Anzahl notwendiger Einzelproben n der Hauptuntersuchung aufgrund von Gleichung 4.16 anhand einer Voranalyse ermittelt werden. *Kraft* (1980) nennt dabei für die Voruntersuchung eine notwendige Zahl von mindestens 20 getrennt aufzubereitenden Einzelproben, während *Osberghaus* (1994) Beispiele mit 10 - 12 Einzelproben anführt. Anschliessend an eine solche Voruntersuchung dürften für die Hauptanalyse die Einzelproben zu einer Mischprobe vereinigt werden, und es könnte auf Einzelanalysen verzichtet werden. Wichtig ist, dass in Vor- und Hauptuntersuchung die Entnahme der Einzelproben (inkl. Einzelprobenmenge), die Probeteilung und die Analyse auf dieselbe Art durchgeführt werden.

Die Durchführung solcher Voruntersuchungen für die verschiedenen Ascheanfallstellen und das Bettmaterial hätte den Budgetrahmen der Analysekosten überstiegen. Es musste deshalb auf die zweite Möglichkeit zurückgegriffen werden, um die Art der Probenahme festzulegen. Diese zweite Möglichkeit besteht aus Richtlinien zur Anzahl und Grösse von Einzelproben, welche aufgrund der oben erläuterten statistischen Grundsätze abgeleitet wurden und in Abhängigkeit der Haupteinflussgrössen sinnvolle Konfidenzintervalle ermöglichen (*DIN 51701, Teil 2 und 3; Taggart 1980*). Haupteinflussgrössen sind die mittlere und die grösste Korngrösse sowie der Gehalt der Mischung an der zu untersuchenden Komponente. Aufgrund der Richtlinien wurden folgende Probenahmen festgelegt:

a) Hauptanfallstellen der Flugasche: Zyklonvorabscheider und Tuchfilter

Es werden Mischproben über den Zeitraum einer Stunde gebildet. Diese bestehen aus 12 Einzelproben à 150 ml Einzelprobevolumen, wobei zu 4 Zeitpunkten jeweils 3 Einzelproben aus den 200 l-Fässern (vgl. Kap. 2.4) gezogen werden. Aufgrund der unterschiedlichen Schüttdichten beträgt die Masse der Einzelproben ca. 75 g für die Tuchfilterasche und ca. 110 g für die Zyklon- asche und liegt damit um ca. Faktor 18 über dem Mindestgewicht der Einzelprobe gemäss *DIN 51701, Teil 2*.

b) Bettmaterial: Ablassstellen im Siphon und im Primärdüsenboden

Im Gegensatz zur Flugasche handelt es sich beim Bettmaterial nicht um einen Abstrom, sondern um die im System verbleibende Masse. Die Beschreibung erfolgt deshalb nicht als Mischprobe über eine bestimmte Zeitdauer sondern als Zustand eines bestimmten Zeitpunktes. Für die hier untersuchte ZWS mit verzögerungsfreier Rückführung, recht enger Bettmaterial-Korngrössenverteilung (KGV) und ohne nennenswerten Grobguteintrag via

Störstoffe im Abfallbrennstoff weist das Bettmaterial nahezu Rührkesselverhalten auf. Für nicht zu kleine externe Umlaufmassenströme entspricht das Umlaufmaterial¹ in KGV und Zusammensetzung nahezu dem Material im mittleren und oberen Steigrohrteil. Für den überwiegenden Teil der Zustände trat in der halbtechnischen Versuchsanlage auch keine Segregation im Unter- teil der Brennkammer auf. In diesem Fall sind Umlaufmaterial und Bodenma- terial identisch. Auf die in dieser Hinsicht durchgeführten Untersuchungen und deren Resultate wird in Kap. 6.1 vertieft eingegangen. Aufgrund der beschrie- benen Mischwirkung kann aus einmaligem Ablassen von Material die Korn- grössenverteilung und die Zusammensetzung ermittelt werden. Das Probenah- me-Vorgehen ist für beide Ablassstutzen identisch.

Zum gewünschten Zeitpunkt wird der Ablassstutzen geöffnet und nach Errei- chen der gewünschten Ablassmenge (typisch: Siphon 10 kg; Primärdüsenbo- den 20 kg) wieder geschlossen. Der erste Teil des ausströmenden Materials ist uninteressant, da er aus dem Stutzen selbst stammt (Siphon ca. 4 kg; Düsen- boden ca. 13 kg). Vom zweiten Teil, welcher effektiv aus der Wirbelschicht stammt, werden 9 Einzelproben à 200 ml Einzelprobevolumen (ca. 200 - 240 g Einzelprobemasse) zu einer Mischprobe vereinigt.

Die Feststoffproben wurden mittels eines rotierenden Riffelteilers mit Vibrati- onsdosierrinne und Vorlagetrichter auf die erforderlichen Einsatzmengen für die Korngrössenanalyse (abhängig von der Korngrösse: Bettmaterial ca. 100 ml; Zyklonvorabscheider ca. 30 ml) und die Teilmenge für die chemischen Analysen (100 g) geteilt. Dazu waren 2 aufeinanderfolgende Teilungen not- wendig, da pro Stufe eine Aufteilung auf 8 Teilmengen erfolgt. Gemäss *Le- schonski* (1994) ist bei Einsatz eines rotierenden Riffelteilers auch bei extre- mer Entmischung des Aufgabegutes mit einem sehr kleinen Teilungsfehler zu rechnen.

Proben aus dem Tuchfilter sind mit $d_{50,3}$ von $< 5 \mu\text{m}$ so fein, dass sie nicht mehr mittels rotierendem Riffelteiler teilbar sind. KGV-Messungen an Teil- proben bestätigen, dass eine Teilung von Hand zulässig ist, da infolge der ein- heitlichen Feinheit und der grossen gegenseitigen Partikelkräfte keine Entmi- schungserscheinungen mehr auftreten.

¹ Bezeichnungen vgl. Abb. 6.1.

4.3.2 Chemische Analyse

Die chemische Analyse des Bettmaterials und der Aschen beschränkt sich auf die Bestimmung des Chlor- und Alkalimetallgehaltes und des Glühverlustes. Die Teilmenge von 100 g für die chemischen Analysen wird analysefein ($< 90 \mu\text{m}$) aufgemahlen, um die repräsentative Entnahme der eigentlichen Analyseproben (wenige g) zu gewährleisten. Die einzelnen Analyseverfahren sind im Anhang A1.5 stichwortartig beschrieben.

4.3.3 Korngrößenverteilung

Zur Bestimmung der Korngrößenverteilung (KGV) des Bettmaterials und der Aschefractionen wurde aus folgenden Gründen ein Laserbeugungsspektrometer (Sympatec) eingesetzt:

- Mit dem Verfahren kann der ganze Korngrößenbereich vom Feinstanteil der Flugasche ($< 10 \mu\text{m}$) bis zu Agglomeraten im Bettmaterial (ca. $1000 \mu\text{m}$) abgedeckt werden. Die Untergrenze der kleinsten Korngrößenklasse beträgt für alle angewendeten Messbereiche $0.5 \mu\text{m}$. Allfällige Partikel kleiner als $0.5 \mu\text{m}$ werden also nicht erfasst.
- Die Messung der Partikel erfolgt im Luftstrom suspendiert. Der Zustand ist damit ähnlich wie in der ZWSF.
- Das Verfahren wird im industriellen Massstab eingesetzt (z.B. Zementindustrie, Schleifmittelindustrie) und liefert reproduzierbare Ergebnisse.
- Es handelt sich um ein rationelles Verfahren zur Korngrößenmessung (Anzahl untersuchter Proben in dieser Arbeit: > 400).
- Es können Probemengen bis über 100 ml eingesetzt werden. Dies bedeutet, dass die mit dem rotierenden Riffelteiler erhaltene Teilmenge vollständig vermessen wird. Bei zu Entmischung neigendem Aufgabegut ist dies ein wesentlicher Vorteil gegenüber Bildanalysegeräten. Damit auch wirklich die ganze Menge vermessen wird, muss eine geeignete Dosiervorrichtung verwendet werden. In der vorliegenden Arbeit wurde dazu immer eine Vibrationsdosierrinne und ein direkt mit dem Ansaugstutzen der Injektordüse verbundener Fallschacht verwendet. Der ebenfalls zur Geräteausrüstung gehörende Drehtellerdosierer wurde nicht verwendet, da in dieser Variante nicht sämtliches Produkt vermessen würde.

Als Resultat liefert das Laserbeugungsspektrometer die Volumenverteilung desjenigen Kollektivs kugelförmiger Partikel, welche das gleiche Beugungsspek-

trum ergäbe wie das gemessene. Es ist bekannt, dass sich die absoluten Werte der verschiedenen Korngrößenverteilungsmessverfahren aufgrund der Messprinzipien und der verschiedenen Äquivalentdurchmesser nichtkugelliger Partikel voneinander in gewissem Masse unterscheiden. In der vorliegenden Arbeit liegt der Schwerpunkt denn auch nicht auf den Absolutwerten der KGV sondern auf den relativen Unterschieden der einzelnen KGV untereinander.

In dieser Hinsicht wurde auch überprüft, dass typische zeitliche Veränderungen in der KGV des Bettmaterials (z.B. eine Verbreiterung der KGV mit gleichzeitiger Erhöhung von $d_{50,3}$) mittels Laserbeugungsspektrometer als auch mittels Siebanalyse in gleicher Weise nachgewiesen werden. Dieser Vergleich zeigt zudem, dass die Volumenverteilung und die Masseverteilung der untersuchten Bettmaterialien praktisch identisch sind und demzufolge mit einheitlicher Partikeldichte gerechnet werden darf. Diese Aussage kann nur indirekt gewonnen werden, da sowohl für die Umrechnung von Volumen- und Masseverteilung als auch für den Fluidisierungszustand die effektive Partikeldichte inklusive äusserer Poren massgebend ist. Diese lässt sich aber analytisch nicht direkt bestimmen, da bei Dichtemess-Verfahren wie z.B. der Pyknometermessung nur die inneren, nicht aber die äusseren Poren miterfasst werden.

Bezüglich der Laserbeugungsspektrometer ist im weiteren zu beachten, dass konstante Bedingungen in der Injektordüse herrschen, da die ermittelte KGV leicht von diesen abhängig ist. Sämtliche Untersuchungen dieser Arbeit wurden bei einem Vordruck von 2 bar und einem Injektorunterdruck von 70 mbar durchgeführt.

Es zeigte sich, dass im Bettmaterial mit einem maximalen Anteil von 5 Masse-% auftretende plättchenförmige Ascheagglomerate im Korngrößenbereich $> 710 \mu\text{m}$ in der Injektordüse zerfallen und deshalb vom Laserbeugungsspektrometer nicht gemessen werden. Die Plättchen lassen sich auch mit einer Pinzette leicht zerteilen, bleiben hingegen bei milden Siebanalysebedingungen (Amplitude 1.3) erhalten. Da eine Bildung innerhalb des Auslassstutzens als unwahrscheinlich zu betrachten ist, kann davon ausgegangen werden, dass die plättchenförmigen Aggregate effektiv auch in der ZWSF vorhanden sind. Ihr Anteil wurde deshalb in einer vorgängigen Siebanalyse ($710/1000 \mu\text{m}$) bestimmt und die am Feinanteil ($<710 \mu\text{m}$) mittels Laserbeugungsspektrometer ermittelte KGV entsprechend korrigiert.

5 Versuchsplanung

5.1 Verbrennungsuntersuchungen an der halbindustriellen Versuchsanlage

5.1.1 Parameterauswahl

Wie bereits in den vorangehenden Kapiteln beschrieben, weisen ZWS-Feuerungen eine grosse Anzahl von unterschiedlich wählbaren Geometrie- und Betriebsparametern auf. Diese sind in Tabelle 5.1 zusammengestellt, wobei bezüglich der Betriebsparameter eine Unterteilung in direkt einstellbare Parameter und - mehrheitlich aus einem Zusammenspiel von mehreren Betriebs- und Geometrieparametern - resultierenden Parametern vorgenommen wurde.

Ein wichtiger Zweck der halbindustriellen Versuchsanlage ist, für verschiedene Abfallbrennstoffe die optimalen Betriebsbedingungen zu ermitteln, um diese der Auslegung industrieller Feuerungsanlagen zu Grunde zu legen. Zur Ermöglichung derartiger Untersuchungen müssen die direkt einstellbaren Betriebsparameter in weiten Bereichen verändert werden können. Dadurch ist auch gewährleistet, dass die resultierenden Betriebsparameter durch geeignete Wahl der einstellbaren Parameter variiert werden können.

Da die halbindustrielle Anlage erstmalig im Rahmen dieser Arbeit betrieben wurde, konnte das Betriebsverhalten erst während den Versuchen charakterisiert werden.

Wegen der grossen Anzahl von Betriebsparametern musste für die vorliegende Untersuchung zur thermischen Verwertung von Deinking- und Klärschlamm eine Auswahl der zu untersuchenden Einflussgrössen getroffen werden. Die nachstehend dargestellten Überlegungen führten zur Wahl folgender Hauptparameter:

- | | |
|---|-----------------------------------|
| • Anfangsinertmaterialien: | Sand A, Sand B, Sand C, Kalkstein |
| • Steigrohrdruckverlust Δp_{Riser} : | 35, 55, 75, 100 mbar |
| • Brennkammertemperatur ϑ_{ref} : | 810, 850, 890°C |

Das Hauptziel dieser Arbeit ist die Ermittlung der feinstmöglichen Bettmaterial-Korngrössenverteilung (KGV). In Kapitel 6.1 wird detailliert aufgezeigt, welche Faktoren auf die resultierende Bettmaterialkörnung einwirken. Es ist leicht ersichtlich, dass der Übergang von einer vorgegebenen Korngrössenverteilung eines Anfangsinertmaterials auf eine stationäre Bettmaterialkörnung des Feuerungsbetriebes um so länger dauert, je weiter auseinander die beiden Korn-

Geometrie-/Anlageparameter	
<ul style="list-style-type: none"> • Steigrohrquerschnittsfläche • Steigrohrhöhe • genaue Steigrohrgeometrie (insbes. Unterteil und Auslass zu Zyklon) • Zyklongeometrie • Fallrohrdurchmesser • Siphongeometrie 	<ul style="list-style-type: none"> • Primärluftdüsen (Anordnung, Luftaustrittsrichtung, -geschwindigkeit) • Sekundärluftstutzen (Anordnung, Durchmesser) • Brennstoffaufgabeort • Wandtemperatur
direkt einstellbare Betriebsparameter	resultierende Betriebsparameter
<ul style="list-style-type: none"> • Brennstoff (-e) • Brennstoffkörnung (-körnungen) • Brennstoffmassenstrom (-ströme) • Inertmaterialkörnung • Inertmaterialmassenstrom • Absorbens • Absorbenskörnung • Absorbensmassenstrom • Bettaschemassenstrom • Bett-/Flugascheaufbereitung und -rückführung • Luftmenge • Luftstufung • Luftvorwärmtemperatur • wählbare Sekundärlufthöhe • Rauchgaszirkulation • Siphonluftmenge und -aufteilung • Fallrohrluftmenge 	<ul style="list-style-type: none"> • Bettkörnung • Bettinventar, Steigrohrdruckverlust • Betttemperatur • externer Feststoffumlaufmassenstrom • Ascheaufteilung Bett-/Flugasche • Aschezusammensetzungen • axiales Druckprofil, axiale Feststoffverteilung • Rauchgassauerstoffgehalt, Luftüberschuss • Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit • Rauchgaszusammensetzung • Wärmeübergangskoeffizient Wirbelschicht-Wandheizflächen • an Wasser-/Dampfkreislauf übertragene Wärmemenge

Tab. 5.1: Wichtigste Geometrie- und Betriebsparameter von ZWS-Feuerungen

größenverteilungen liegen. Es ist deshalb naheliegend, zur Ermittlung der feinstmöglichen Bettmaterial-KGV ein feinkörniges Anfangsinertmaterial einzusetzen. Für die vorliegende Arbeit wurde dazu ein Quarzsand¹ mit einer mittleren

¹ Dieser wird als Sand A bezeichnet. Es soll hier darauf hingewiesen werden, dass die verwendeten Bezeichnungen A, B und C keinen Zusammenhang mit der Klassifizierung nach *Geldart* (1973) aufweisen. Da das Gas-Feststoff-System durch die Archimedeszahl dimensionslos beschrieben werden kann (vgl. Kap. 1.1), wird in dieser Arbeit auf eine Einteilung der Feststofffraktionen nach *Geldart* verzichtet.

Partikelgrösse von $d_{50,3} = 139 \mu\text{m}$ ausgewählt. Die Archimedeszahl von Sand A, berechnet für typische Feuerungsbedingungen während der Schlammverbrennung, beträgt $Ar = 10$. Quarzsande eignen sich als Anfangs- oder Zusatzinertmaterialien, da sie in ausreichend konstanter Qualität (insbes. Korngrößenverteilung) erhältlich und kostengünstig sind. Der mittlere Partikeldurchmesser von Sand A liegt im feinsten Bereich der von industriellen Anlagen publizierten Bettmaterialdurchmessern (vgl. Kap. 1.2). Bei der Auswahl wurde zusätzlich auf eine enge Korngrößenverteilung und auf einen geringen Anteil von Partikeln $< 80 \mu\text{m}$ geachtet¹. Sowohl für Deinkings- als auch für Klärschlamm wurden Feuerungsversuche mit Sand A als Anfangsinertmaterial durchgeführt.

Zu Vergleichszwecken wurde für Deinkingschlamm Sand B als weiteres Anfangsinertmaterial verwendet. Dieser ist mit einem mittleren Partikeldurchmesser von $d_{50,3} = 168 \mu\text{m}$ ($Ar = 18$) ebenfalls dem feinstkörnigen Bereich von Bettmaterialien industrieller Anlagen zuzuordnen, unterscheidet sich aber von Sand A insbesondere durch den mit 5 % deutlich geringeren Anteil an Partikeln $< 100 \mu\text{m}$, im Vergleich zu 20 % für Sand A.

Nicht primär der Ermittlung der feinstmöglichen Bettmaterial-KGV sondern dem Vergleich der globalen fluiddynamischen Zustände für Bettmaterialien unterschiedlicher Körnungen dient der Versuch mit Deinkingschlamm und Sand C. Sand C liegt mit einem mittleren Partikeldurchmesser von $d_{50,3} = 297 \mu\text{m}$ ($Ar = 97$) im mittleren Bereich von Bettmaterialien industrieller Anlagen, weist aber mit einer maximalen Partikelgrösse von ca. $500 \mu\text{m}$ im Vergleich zu Bettmaterialkörnungen industrieller Anlagen keine sehr groben Partikel auf.

In zwei kurzen Versuchsphasen wurde zudem ein Kalkstein als Anfangsinertmaterial verwendet (vgl. Kap. 3.3).

Neben der Bettmaterialkörnung üben die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit u_0 und der Steigrohrdruckverlust Δp_{Riser} den grössten Einfluss auf den globalen fluiddynamischen Betriebszustand, charakterisiert durch die axiale Feststoffverteilung und die interne und externe Feststoffrückführung, aus. Da die Rauchgasgeschwindigkeit bei identischem Luftüberschuss direkt proportional zur Durchsatzleistung einer Feuerung ist, sind experimentelle Untersuchungen bei niedrigen Leerrohrgeschwindigkeiten im Bereich weniger m s^{-1} für die Auslegung industrieller Anlagen nicht von Interesse. Gegen oben sind der Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit Grenzen gesetzt durch die zunehmende Erosionsgefahr, die bei

¹ Die Korngrößenverteilungen sowie wichtige physikalische Eigenschaften der Anfangsinertmaterialien sind in Kapitel 3.3 aufgeführt.

gleicher Anlagenhöhe abnehmende Rauchgasverweilzeit sowie den Übergang vom hochexpandierten Wirbelschichtbereich zur pneumatischen Förderung. Der industriell relevante Bereich liegt bei etwa $5 - 8 \text{ m s}^{-1}$. Die Kapazität der bereits bestehenden Rauchgasreinigung der Versuchsanlage ermöglicht einen Betrieb mit maximal 7 m s^{-1} . Im Rahmen dieser Arbeit wurde der Steigrohrdruckverlust als Hauptparameter gewählt und zusätzlich festgelegt, dass die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit innerhalb des Bereichs von $5.5 - 7 \text{ m s}^{-1}$ gehalten wird. Die Sollwerte des Steigrohrdruckverlustes sollen innerhalb einer Bandbreite von $\pm 10 \text{ mbar}$ gehalten werden. Der Gesamtbereich von $25 - 110 \text{ mbar}$ deckt etwa die unteren zwei Drittel der industriell angewandten Bandbreite ab. Da bei einem Steigrohrdruckverlust von 25 mbar im grössten Teil des Steigrohres nur noch eine sehr niedrige Feststoffvolumenkonzentration ($\varphi < 0.005$) auftritt, gelangt man in den Grenzbereich der zirkulierenden Wirbelschicht. Eine Erhöhung des Steigrohrdruckverlustes führt zu höheren Feststoffvolumenkonzentrationen im Steigrohr und zu grösserem externen Feststoffumlauf. Da sie aber auch höhere Gebläsestromverbräuche bewirkt, kann der Steigrohrdruckverlust nicht beliebig hoch gewählt werden, sondern muss gemeinsam mit den andern den Betriebszustand beeinflussenden Parametern optimiert werden.

Der Steigrohrdruckverlust ist ein Mass für die Bettmaterialmasse, das sogenannte Bettinventar. Da die Bettmaterialmasse unterschiedlicher Anlagen vom Steigrohrdurchmesser und von der Siphongeometrie abhängig ist, stellt der Steigrohrdruckverlust die geeignetere Vergleichsgrösse als das Bettinventar dar. Für die halbindustrielle Versuchsanlage entspricht der verwendete Steigrohrdruckverlustbereich einer Variation des Bettinventars von etwa $600 - 1300 \text{ kg}$.

Die Temperatur soll innerhalb von $\pm 20^\circ\text{C}$ um die Sollwerte gehalten werden. Innerhalb des damit gebildeten Bereiches von $790 - 910^\circ\text{C}$ dürfte sie den fluid-dynamischen Zustand nur wenig beeinflussen. Sie wurde hauptsächlich wegen der Untersuchungsschwerpunkte des Verhaltens der Alkalimetalle und von Chlor innerhalb der Wirbelschichtfeuerung als dritter Hauptparameter ausgewählt. Zusätzlich kann sie Auswirkungen auf den Ausbrand - sowohl bezüglich der Gas- als auch der Feststoffphase -, die Stickoxid- und Lachgasemissionen sowie die Aschebildung haben. Für Abfallbrennstoffe kann durch Senken der Temperatur zusätzlich der Anteil eines hochwertigen Stützbrennstoffes verringert werden. Die Untergrenze wurde bei 790°C gewählt, damit der brennstoffeigene Kalkanteil oder allfälliger zusätzlich zugegebener Kalkstein noch gebrannt wird und für die feuerungsintegrierte Entschwefelung zur Verfügung steht (vgl. Kap. 6.6). Die Obergrenze von 910°C hingegen wurde aufgrund der zunehmenden Gefahr von Sinterungen und Agglomerationen gewählt.

Die Sollwerte der Hauptparameter für die einzelnen Betriebszustände sind in Tabelle 5.2 aufgeführt.

Betriebszustand	Abfallbrennstoff	Anfangsinertmaterial	Steigrohrdruckverlust Δp_{Riser}	Brennkammertemperatur ϑ_{ref}
1.1	DS	Sand B	35	890
1.2	DS	Sand B	75	890
1.3	DS	Sand B	75	810
1.4	DS	Sand B	55	810
1.5	DS	Kalkstein	35	850
2.1	KS	Sand A	100	810
2.2	KS	Sand A	100	890
2.3	KS	Sand A	35	890
2.4	KS	Sand A	35	810
2.5	KS	Kalkstein	35	890
3.1	DS	Sand A	75	850
3.2	DS	Sand A	35	850
3.3	DS	Sand A	55	850
3.4	DS	Sand A	35	850
3.5	DS	Sand B	55	850
4.1	nur Öl	Sand A	35 - 75	890
4.2	DS	Sand A	100	850
4.3	DS	Sand A	35	890
4.4	DS	Sand C	100	850
4.5	DS	Sand C	35	810

Tab. 5.2: Sollwerte der Hauptparameter für die einzelnen Betriebszustände (DS: Deinkingschlamm; KS: Klärschlamm)

Massnahmen zum Einstellen und Halten der Hauptparameter

Während der Hauptparameter des Anfangsinertmaterials allein durch die einmalige Inertmaterialaufgabe bestimmt ist, müssen der Steigrohrdruckverlust und die Brennkammertemperatur zu Beginn eines Betriebszustandes durch geeignete Massnahmen auf die gewünschten Sollwerte gebracht und während des weiteren Betriebs innerhalb der Bandbreiten um die Sollwerte gehalten werden.

Die Einstellung des Steigrohrdruckverlustes für den allerersten Zustand einer Versuchswoche erfolgt mittels Aufgabe der entsprechenden Menge Anfangsinertmaterial. Die Justierung wird erst nach Beginn der Abfalldosierung vorgenommen, da die Bettmaterialaufteilung zwischen Steigrohr und Fallrohr/Siphon vom Betriebszustand abhängig ist. Das Einstellen des Sollwertes eines Folgezustandes mit identischem Anfangsinertmaterial wird durch Nachfüllen von Anfangsinertmaterial oder Ablassen von Bettmaterial vorgenommen.

Während sämtlicher Versuchszustände wurde kein zusätzliches Inertmaterial kontinuierlich zugeführt. Nebst den überwiegenden Phasen mit konstantem Steigrohrdruckverlust wurden vereinzelt Phasen mit ansteigendem respektive fallendem Steigrohrdruckverlust beobachtet. In diesen Fällen wurde der gewünschte Druckverlust durch diskontinuierliches Ablassen von Bettmaterial respektive diskontinuierliches Nachfüllen von Inertmaterial wieder eingestellt. Bei Phasen mit Bettmaterialverlust wurden zudem Untersuchungen zur Ermittlung der Ursache durchgeführt (vgl. Kap. 6.1.2).

Die Brennkammersolltemperatur wird - in Abhängigkeit von der Abfallbrennstoffzusammensetzung - mittels des Luft-, des Abfallbrennstoff- und des allfälligen Stützbrennstoffmassenstromes eingestellt. Aus diesen drei Massenströmen und der Abfallbrennstoffzusammensetzung resultieren auch der Rauchgassauerstoffgehalt und die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit, wobei letztere zusätzlich von der Brennkammertemperatur abhängig ist.

Aufgrund der stark schwankenden Zusammensetzung des Deinkingschlammes (vgl. Tab. 3.1) ist es nicht möglich, die zum Einstellen der gewünschten Solltemperatur notwendigen Massenströme mittels einer mittleren Zusammensetzung vorzuberechnen. Die Einstellungen müssen aus diesem Grund direkt im Betrieb ermittelt und, den Änderungen der Schlammzusammensetzung folgend, auch nahezu laufend angepasst werden, um den Sollwert innerhalb der gewünschten Bandbreite zu halten. Falls Stützbrennstoff eingesetzt wird, sind zum Erreichen einer gewünschten Temperatur selbst dann verschiedenste Kombinationen von Brennstoffmassenströmen möglich, wenn die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit innerhalb enger Grenzen gehalten werden soll. Dieser Sachverhalt soll im folgenden für fünf fiktive Deinkingschlammzusammensetzungen erläutert werden. Zusätzlich zur mittleren Zusammensetzung aus allen Deinkingschlammanalysen werden dabei zwei heizwertärmere und zwei heizwertreichere Zusammensetzungen, welche durch Variation des Wassergehaltes (60 %, 55 %, 50 %, 45 %) bei konstanter relativer Zusammensetzung der Trockensubstanz erhalten wurden, verwendet.

Für eine bekannte Deinkingschlammzusammensetzung kann aus dem Luftmassenstrom und den Brennstoffmassenströmen mittels der Verbrennungsrechnung (z.B. *Baehr* 1989) der Rauchgassauerstoffgehalt und mittels Kombination der Verbrennungsrechnung mit der Energiebilanz um den ZWS-Feuerungsteil die Brennkammertemperatur und die Rauchgasleerrohrgasgeschwindigkeit vorausberechnet werden.

Die Energiebilanz um den ZWS-Feuerungsteil, einschliesslich des Primärluftvorwärmers, lautet¹ (vgl. Abb. 2.2 und Abb. 1.6a):

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \sum \dot{m} \cdot u = & \dot{m}_{DS} \cdot h_{DS} + \dot{m}_{HEL} \cdot h_{HEL} + \dot{m}_{Prop} \cdot h_{Prop} + \dot{m}_{Pri} \cdot h_{Pri} \\ & + \dot{m}_{Sek} \cdot h_{Sek} - \dot{m}_{RG} \cdot h_{RG} - \dot{m}_{FA} \cdot h_{FA} - \dot{m}_{BA} \cdot h_{BA} \\ & - \dot{Q}_{WK} - \dot{Q}_{UV} \end{aligned} \quad (5.1)$$

Für den stationären Fall ergibt sich aus Gleichung 5.1 mit der Einführung der Brennstoffheizwerte und folgenden Annahmen:

- keine Primärluftvorwärmung mittels Propan
- identische Temperatur ϑ_{ref} über den ganzen ZWS-Feuerungsteil
- Brennstofftemperaturen nahe bei der Bezugstemperatur ϑ_B der Heizwerte und damit vernachlässigbare zusätzliche Brennstoffenthalpieströme
- Temperatur der Primär- und der Sekundärluft nahe bei der Bezugstemperatur ϑ_B der Heizwerte und damit vernachlässigbare Luftenthalpieströme

$$\begin{aligned} 0 = & \dot{m}_{DS} \cdot H_{u,DS} + \dot{m}_{HEL} \cdot H_{u,HEL} - \dot{m}_{RG} \cdot [h_{RG}(\vartheta_{ref}) - h_{RG}(\vartheta_B)] \\ & - \dot{m}_{FA} \cdot [h_{FA}(\vartheta_{ref}) - h_{FA}(\vartheta_B)] - \dot{m}_{BA} \cdot [h_{BA}(\vartheta_{ref}) - h_{BA}(\vartheta_B)] \\ & - \dot{Q}_{WK} - \dot{Q}_{UV} \end{aligned} \quad (5.2)$$

Abbildung 5.1 zeigt, welche Temperaturen bei Alleinverbrennung in Funktion des Deinkingschlammmassenstromes \dot{m}_{DS} und des trockenen Rauchgassauerstoffgehaltes $y_{O_2, RG, t}$ erreicht werden. Es ist ersichtlich, dass für die niedrigste Solltemperatur von 810°C eine Alleinverbrennung ab einem Heizwert von ca. 3600 kJ kg⁻¹ möglich ist, falls der trockene Rauchgassauerstoffgehalt 4 % nicht unterschreiten soll. Der feuchte Rauchgassauerstoffgehalt beträgt für diesen Fall

¹ Formuliert für vollständige Verbrennung und vernachlässigbare kinetische und potentielle Energien der zu- und abgeführten Massenströme. Vernachlässigt wurden auch die kleinen Luftmengenströme zusätzlich zur Primär- und Sekundärluft.

2.6 %. Im weiteren kann festgestellt werden, dass bei Alleinverbrennung und gegebenem Heizwert der Rauchgassauerstoffgehalt durch die Solltemperatur innerhalb enger Grenzen festgelegt ist, da die Abhängigkeit von der Brennstoffmenge relativ gering ist. Dies bedeutet, dass bei Alleinverbrennung die Temperatur und der Rauchgassauerstoffgehalt für eine gegebene Schlammzusammensetzung nicht unabhängig voneinander einstellbar sind.

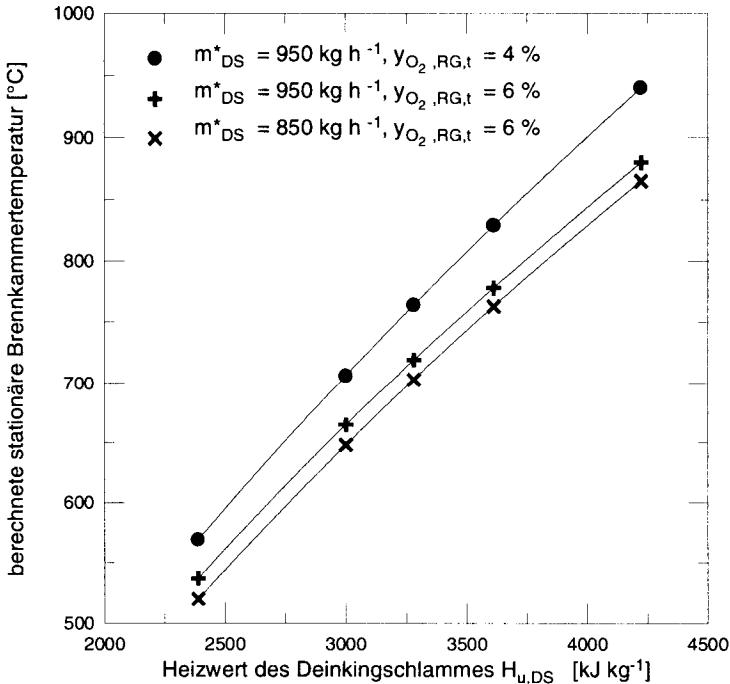


Abb. 5.1: Berechnete stationäre Brennkammertemperatur für die Alleinverbrennung von Deinkingschlämmen fiktiver Zusammensetzung (für einen an das Wandkühlelement übertragenen Wärmestrom \dot{Q}_{WK} von 50 kW und einen Wärmeverluststrom an die Umgebung \dot{Q}_{UV} von 100 kW)

Bei Stützfeuerung hingegen lässt sich der Rauchgassauerstoffgehalt für eine gegebene Temperatur und Deinkingschlammzusammensetzung durch die Wahl unterschiedlicher Massenströme von Deinkingschlamm und Heizöl beträchtlich variieren. Abbildung 5.2 veranschaulicht diesen Sachverhalt für zwei verschiedene Deinkingschlammströme und die zum Erreichen einer Brennkammertemperatur von 850°C notwendige Stützfeuerung mittels Heizöl EL (\dot{V}_{HEL}).

Für einen fixen Luftmengenstrom nimmt der Rauchgasvolumenstrom mit sinkendem Heizwert des Deinkingschlammes zu, da sich der spezifische stöchiometrische Luftbedarf und das spezifische stöchiometrische Rauchgasvolumen des Deinkingschlammes verändern. Die Änderung des Rauchgasvolumenstromes ist aber relativ gering. So liegen die Rauchgasleerrohrgasgeschwindigkeiten aller in Abb. 5.2 eingetragenen Zustände innerhalb des Bereiches von $5.4 - 5.9 \text{ m s}^{-1}$.

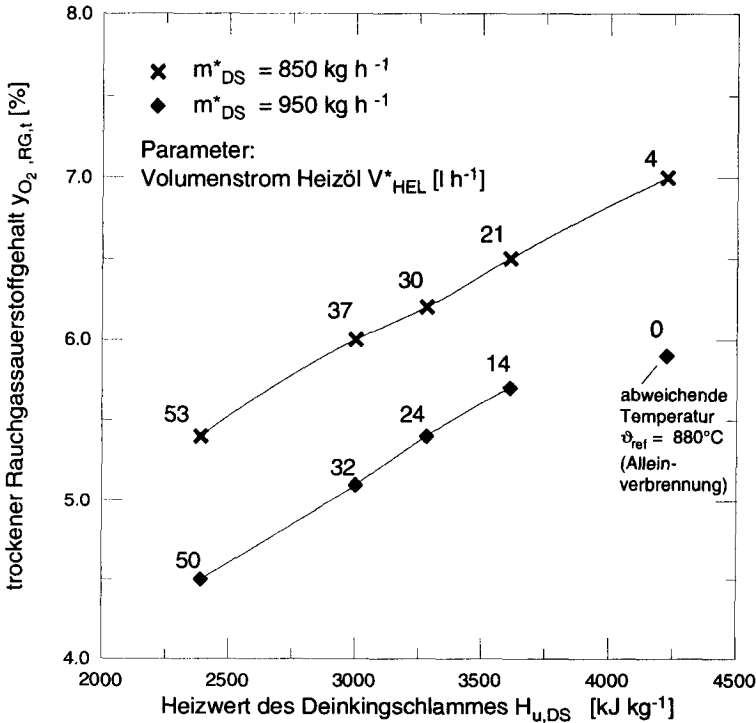


Abb. 5.2: Notwendige Stützfeuerung mittels Heizöl Extraleicht und resultierende trockene Rauchgassauerstoffgehalte zum Einstellen einer Brennkammertemperatur von 850°C in Funktion des Heizwertes und des Massenstromes von Deinkingschlamm (für eine Gesamtluftmenge $\dot{V}_{\text{Luft,tot,n}}$ von $1800 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, einen an das Wandkühlelement übertragenen Wärmestrom \dot{Q}_{WK} von 50 kW und einen Wärmeverluststrom an die Umgebung \dot{Q}_{UV} von 100 kW)

Anhand der Abbildungen 5.1 und 5.2 sind auch die Massnahmen zum Halten der Solltemperatur bei wechselnder Schlammzusammensetzung ersichtlich:

- Im Bereich der Alleinverbrennung muss entweder der Luft- oder der Brennstoffmassenstrom angepasst werden, um trotz wechselnder Schlammzusammensetzung eine konstante Temperatur zu halten.
- Im Gegensatz dazu lässt sich bei Stützfeuerung die Temperatur bei konstantem Luft- und Deinkingschlammmassenstrom durch Veränderung des Ölvolumentstromes konstanthalten. Natürlich kann der Ausgleich auch im Stützfeuerungsbereich durch Änderung des Deinkingschlamm- oder des Luftmassenstromes vorgenommen werden.

Während der Versuche mit Deinkingschlamm wurden folgende Bereiche angewendet:

- Massenstrom Deinkingschlamm \dot{m}_{DS} : 750 - 1000 kg h⁻¹
- Volumenstrom Ölstützfeuerung \dot{V}_{HEL} : 0 - 80 l h⁻¹
- Gesamtluftvolumenstrom $\dot{V}_{Luft, tot, n}$: 1800 - 2250 m³ h⁻¹
- trockener Rauchgassauerstoffgehalt $y_{O_2, RG, t}$: 3.5 - 9.0 Vol-%
- Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit u_0 : 5.5 - 7.0 m s⁻¹

Da der Heizwert des verwendeten Klärschlammes im Bereich von 0 kJ kg⁻¹ liegt, ist ausschliesslich eine Verbrennung mit Stützfeuerung möglich. Die obigen Aussagen zur Stützfeuerung bei Deinkingschlamm sind auch für Klärschlamm gültig. Eine vorgegebene Temperatur lässt sich durch Variation des Klärschlamm- und Heizölmassenstromes ebenfalls bei unterschiedlichem Rauchgassauerstoffgehalt einstellen.

Während des Versuchs mit Klärschlamm wurden folgende Bereiche angewendet:

- Massenstrom Klärschlamm \dot{m}_{KS} : 750 - 960 kg h⁻¹
- Volumenstrom Ölstützfeuerung \dot{V}_{HEL} : 110 - 140 l h⁻¹
- Gesamtluftvolumenstrom $\dot{V}_{Luft, tot, n}$: 2200 - 2400 m³ h⁻¹
- trockener Rauchgassauerstoffgehalt $y_{O_2, RG, t}$: 4.0 - 7.0 Vol-%
- Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit u_0 : 6.0 - 7.0 m s⁻¹

Nebenparameter

Zur Untersuchung des Einflusses der Luftstufung auf die axiale Feststoffverteilung und auf die Emissionen wurde zudem der Anteil der Primärluft an der Gesamtluft im Bereich von 35 - 60 % variiert und auch die Höhe des Sekundärlufteintrittes verändert.

Bezüglich des Einflusses des Primärluftanteiles auf die axiale Feststoffverteilung ist auf einen bedeutenden Unterschied zwischen dem Verbrennen von Schlämmen und Steinkohle hinzuweisen. Wegen der grossen Wasseranteile der Schlämme ist das Rauchgasvolumen bedeutend grösser als das Volumen der zugeführten Verbrennungsluft. Für die gewählten Versuchsbedingungen lag die Rauchgasleerrohrgeschwindigkeit ca. 35 % oberhalb der Luftleerrohrgeschwindigkeit. Die „Produktion“ dieses beträchtlichen Volumenanteils innerhalb der Brennkammer beeinflusst das axiale Profil der querschnittsmittleren Rauchgasgeschwindigkeit, weshalb die Rauchgasgeschwindigkeitsstufung nicht proportional zur eingestellten Luftgeschwindigkeitsstufung sein muss. Dadurch kommt es zu einem zusätzlichen Einfluss auf die axiale Feststoffverteilung.

Bezüglich der Untersuchung des Verhaltens von Chlor wurde während den Betriebszuständen 3.1 und 3.2 der Chlorgehalt des Deinkingschlammes durch Zugabe von PVC und während dem Betriebszustand 3.4 durch Zugabe von NaCl erhöht. Die Zugabe von NaCl diente zugleich der Untersuchung des Verhaltens der Alkalimetalle.

Die Anlagegeometrie wurden während den gesamten Versuchen nicht verändert.

5.1.2 Versuchsablauf

Für die Untersuchung standen 4 Versuchswochen zur Verfügung. Da stationäre Betriebszustände erreicht werden sollten und insbesondere auch chemische Gleichgewichtszustände von Interesse waren, wurden sämtliche Versuche im 24-Stunden-Betrieb durchgeführt.

Tabelle 5.3 enthält eine Übersicht über sämtliche durchgeführten Versuche und die dabei durchgesetzten Abfallmengen. Betriebszeiten ohne Abfallverbrennung setzen sich aus Aufheizphasen und aus Betriebsphasen mit Heizöl und Propan zusammen. Letztere dienten verschiedenartigen Untersuchungen bezüglich des Fluidisierungszustandes, der Zyklonabscheidung und der Gas/Gas-Vermischung. Gegenüber dem Abfallbetrieb haben sie für die Auswertung den Vorteil, dass die

Brennstoffzusammensetzung konstant und zudem bekannt ist und dass keine Asche eingetragen wird.

Versuchs- Nummer	Kalender- woche 95	Abfallbrennstoff	ZWS-Betrieb [h]	Abfallmenge [t]	Betriebszeit mit Abfall [h]
Heiss-IB	5	Deinkingschlamm	71	7.5	9
1	12	Deinkingschlamm	88	42.2	46
Kalt- versuch	29	-	48	-	-
2	34	Klärschlamm	80	39.1	48
3	35	Deinkingschlamm	73	41.7	51
4	50	Deinkingschlamm	94	34.5	43
		Summe	454	165	197

Tab. 5.3: Versuchsübersicht

Während jedem der vier Heissversuche wurden fünf verschiedene Betriebszustände¹ angefahren, wobei sich jeder Betriebszustand wiederum aus 3 Phasen zusammensetzt:

- Einstellphase (ca. 1 h):
Die Einstellphase dient dem Einstellen der Hauptparameter auf die gewünschten Sollwerte (vgl. Kap. 5.1.1).
- Haltephase (≥ 4 h):
Während der anschließenden Haltephase wird die Feuerung vorerst mit denselben Einstellungen weiterbetrieben. Nach Bedarf werden Massnahmen getroffen, um die Sollwerte der Hauptparameter innerhalb der gewünschten Bandbreiten zu halten. Die Dauer der Haltephase beträgt mindestens neun Stunden für den ersten Zustand einer Versuchswoche sowie mindestens vier Stunden für sämtliche weiteren Zustände. Für den ersten Zustand wurde eine längere Haltephase gewählt, da eine allfällige Akkumulation von Asche hier in einem reinen Sandbett erfolgt. Für die nachfolgenden Zustände ist hingegen bereits das Anfangsmaterial ein brennstoffspezifisches Mischbett, in dem sich lediglich allfällige Veränderungen aufgrund des unterschiedlichen Betriebszustands abspielen (vgl. Kap. 6.1). Für Zustände mit neuem Anfangsinertmaterial innerhalb der Versuchswoche wurden ebenfalls längere Haltephasen eingeplant.

¹ Die Hauptparameter der Betriebszustände sind in Tabelle 5.2 aufgeführt.

- Messphase (4 h):

Die an die Haltephase anschliessende Messphase beträgt für alle Zustände einheitlich 4 Stunden. Messphase und Haltephase unterscheiden sich einzig durch den Umfang der durchgeführten Messungen. Das Betriebskonzept hingegen ist identisch. Bereits während der Haltephase werden stündlich alle Aschemengen gewogen und alle kontinuierlichen Rauchgassmessungen, inklusive den lokalen Rauchgassmessungen in der Brennkammer, durchgeführt. Tabelle 5.4 enthält den Zeitplan für die zusätzlichen Messungen, welche während den Messphasen durchgeführt werden.

Dabei ist lediglich die minimale Probezahl an Umlaufmaterial und Bodenmaterial aufgeführt. Wenn ein aufbauendes Bett dies zulies, wurden bis zu 4 Umlaufmaterial- und 2 Bodenmaterialproben entnommen.

Zeit t (Minuten)	Messung/Probenahme
t = 0	Probenahme Umlaufmaterial
1. Stunde (t = 0-60)	Mischprobe Abfallbrennstoff Mischproben Flugascheanfallstellen diskontinuierliche HCl-/SO ₂ -Messungen im Roh- und Reingas
t = 120 - 135	diskontinuierliche N ₂ O-Messung
4. Stunde (t = 180 - 240)	Mischprobe Abfallbrennstoff Mischproben Flugascheanfallstellen diskontinuierliche HCl-/SO ₂ -Messungen im Roh- und Reingas
t = 240	Probenahme Umlaufmaterial Probenahme Bodenmaterial

Tab. 5.4: Zeitplan für die vierstündigen Messphasen

5.2 Kaltbetrieb der halbindustriellen Anlage

Der fluiddynamische Betriebszustand einer ZWS-Anlage wird sowohl durch die Betriebsparameter als auch durch die Anlagegeometrie bestimmt (vgl. Kap. 5.1). Es ist deshalb sehr interessant, auf derselben Anlage und damit unter Ausschluss jeglicher Änderungen aufgrund unterschiedlicher Anlagegeometrie den fluiddynamischen Zustand im heissen mit demjenigen im kalten Betrieb zu vergleichen.

Da der kalte Betrieb nicht den Hauptzweck der Versuchsanlage darstellt, unterliegen die Einstellmöglichkeiten natürlich gewissen Grenzen. Unter Ausnutzung sämtlicher zur Verfügung stehenden Gebläseleistungen lässt sich eine Luftleerrohrgeschwindigkeit von 3.3 m s^{-1} erreichen.

Wahl der Betriebsparameter

Um eine möglichst identische Archimedeszahl mit derjenigen des stationären Bettmaterials für Deinkingschlamm ($Ar = 16$, $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$) zu erhalten, wurden Glaskugeln mit $Ar = 18$ ($d_{50,3} = 62 \mu\text{m}$) als Modells substanz für den kalten Betrieb ausgewählt (vgl. Kap. 3.4).

Im weiteren soll die Druckdifferenz über das Steigrohr und auch der Primärluftanteil einen ähnlichen Bereich wie in den Heissversuchen überdecken. Die Abstufung der Leerrohr gasgeschwindigkeit erfolgt in Analogie zu den Messungen, welche an der ausschliesslich kalt betriebenen halbtechnischen ZWS-Anlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich durchgeführt wurden.

Tabelle 5.5 enthält die anhand der obigen Überlegungen gewählten Betriebsparameter.

		----- Steigrohrdruckverlust Δp_{Riser} [mbar] -----		
		60 - 65	90 - 100	120 - 140
} Leerrohr- gas- geschwin- digkeit [m s ⁻¹] } }	1.8	- ¹	-	$x_{\text{Pri}} = 0.43$
	2.4	$x_{\text{Pri}} = 0.55$	$x_{\text{Pri}} = 0.55$	-
	3.0	-	$x_{\text{Pri}} = 0.43$	-
	3.3	$x_{\text{Pri}} = 0.40$	$x_{\text{Pri}} = 0.39$	-

Tab. 5.5: Betriebsparameter für den Kaltbetrieb (x_{Pri} : Anteil des Primärluftvolumenstroms am Gesamtvolumenstrom)

Während sämtlichen Betriebszuständen wurden mittels einer optischen Sonde (Nicolai 1995) an unterschiedlichen Steigrohrpositionen die lokale Feststoffge-

¹ kein Versuch zu dieser Zelle.

schwindigkeit und -konzentration ermittelt. Die Auswertung dieser Messungen ist Teil einer zur Zeit laufenden Forschungsarbeit, welche den Vergleich des lokalen fluiddynamischen Zustands in kalten und heissen Anlagen unterschiedlicher Grösse umfasst (*Caloz*, in Bearbeitung, ca. 1998).

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wird der Vergleich des globalen Zustands zwischen Feuerungsbetrieb und Kaltbetrieb der halbindustriellen Versuchsanlage vorgenommen (vgl. Kap. 6.3.2).

5.3 Untersuchungen an industriellen Anlagen

Dank der Einwilligung der Betreiber bestand in mehreren Grossanlagen die Möglichkeit Flugasche- und Bettascheprobe zu analysieren und damit weitere Daten zum Aschezerfallsverhalten der untersuchten Abfallstoffe zu ermitteln.

Auf die diesbezüglichen Resultate wird in den Kapiteln 6.1 und 6.2 eingegangen. Tabelle 5.6 enthält eine Zusammenstellung über die Anlagenleistung, die Brennstoffe sowie die Ascheanfallstellen der in die Untersuchung einbezogenen Grossanlagen. Der Umfang der Untersuchungen war auf eine Analyse des Istzustandes begrenzt.

Betreiber/ Standort	Kläranlage Hard, Winterthur	Papierfabrik Tela, Niederbipp	Perlen Papier AG, Perlen
Hersteller des Feuerungsteils	Thyssen	Von Roll Umwelttechnik	Ahlstrom
Wirbelschichttyp	SWS	SWS	ZWS
Feuerungsleistung [MW _{th}]	4	15.0	17.5
Brennstoffmischung	Klärschlamm (mechanisch ent- wässert) Faulgas Schweröl	reiner Deinkingschlamm reiner Faserschlamm Kunststoffabfälle Holzabfälle Erdgas/Öl	reiner Deinkingschlamm reiner Faserschlamm Altholz Öl
Ascheanfallstellen	Flugasche	Flugasche	Flugasche und Bettasche

Tab. 5.6: In die Untersuchung einbezogene Grossanlagen

Die Anlage in Perlen ist die einzige, in die mit Altholz ein Brennstoff eingetragen wird, der inerte Grobanteile aufweist. Dies führt zur Notwendigkeit, Bettasche abzuziehen. Die Differenz zwischen abgezogener Bettasche und der Akkumulation von Asche im Bett wird durch Zugabe von frischem Sand gedeckt.

Im Gegensatz dazu werden in die beiden stationären Wirbelschichtfeuerungen keine Grobanteile eingetragen, weshalb lediglich Flugasche anfällt. Das Bettmaterial wird während den jährlichen Revisionsstillständen durch frischen Sand ersetzt. Dazwischen werden lediglich die Verluste infolge Abrieb durch Zugabe von frischem Sand kompensiert.

6 Resultate

6.1 Entwicklung der Bettmaterialkörnung

6.1.1 Theorie

In der einleitenden Beschreibung der ZWS-Feuerungen wurde bereits auf die zentrale Bedeutung der Bettmaterialkörnung eingegangen und auch erwähnt, dass sie das Resultat komplizierter und miteinander gekoppelter Vorgänge ist. Diese Abhängigkeiten sollen hier näher aufgezeigt werden, bevor die Resultate erläutert werden. Dabei werden die in Abbildung 6.1 dargestellten Bezeichnungen Bodenmaterial, Austragsmaterial, Umlaufmaterial sowie Bettasche und Flugasche verwendet.

Mit dem Begriff Bettmaterial wird die Gesamtheit aller Partikel innerhalb des ZWS-Kreislaufes und mit Bettinventar die gesamte Masse des Bettmaterials bezeichnet.

Bei sehr breiter Korngrößenverteilung (KGV) des Bettmaterials oder bei tiefer Rauchgasgeschwindigkeit tritt im Steigrohr eine axiale Segregation auf. Das Bodenmaterial ist in diesem Fall wesentlich gröber als das Material im oberen Brennkammerbereich. Letzteres ist hingegen nahezu identisch mit dem Austragsmaterial und für hochbeladene hocheffiziente Zyklone ebenfalls mit dem Umlaufmaterial. Tritt Segregation auf, ist die Bettmaterial-KGV ein eher theoretischer Begriff, da sie nur aus einer geeigneten Probenahme am vollständig abgelassenen Bett ermittelt werden könnte.

Bei enger Korngrößenverteilung des Bettmaterials oder hoher Rauchgasgeschwindigkeit tritt hingegen keine Segregation auf. Die Korngrößenverteilungen von Bodenmaterial, Austragsmaterial und Umlaufmaterial sind dann praktisch identisch und stellen deshalb auch gerade die Bettmaterial-KGV dar.

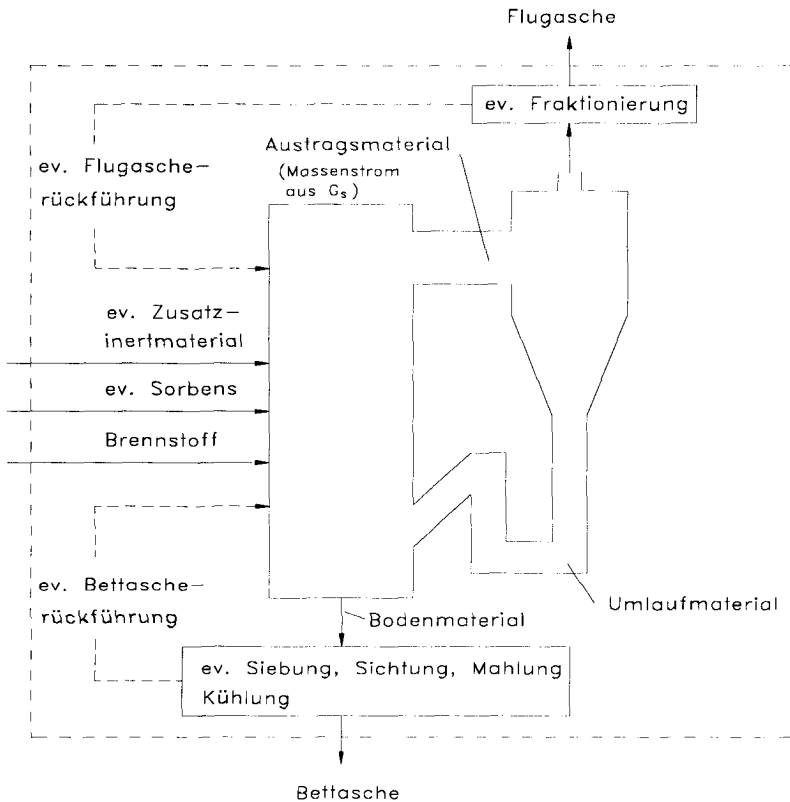


Abb. 6.1: Verwendete Bezeichnungen für die Feststoffmassenströme (zusätzlich: Bettmaterial = Gesamtheit aller Partikel innerhalb des ZWS-Kreislaufes)

Da die meisten Feuerungen mit einem Bett aus Inertmaterial („Anfangsinertmaterial“) angefahren werden, stellt die Analyse der Übergangsphase auf eine stationäre Zusammensetzung und Korngrößenverteilung des Bettmaterials eine gute Möglichkeit dar, die grosse Bandbreite des aus Brennstoffart, Sorbensart und Anlagegeometrie - insbesondere Zyklonabscheidegrad - resultierenden Bettmaterials aufzuzeigen. Es können zwei Extremfälle formuliert werden.

- a) Der Brennstoff bilde ausschliesslich feinste Asche, welche vom Zyklon nicht abgeschieden werden könne. Sind zudem auch das allfällige Sorbens und das Reaktionsprodukt sehr fein oder wird gar kein Sorbens eingesetzt, dann kommen im Bett keine zusätzlichen Anteile zum Anfangsinertmaterial hinzu. Das stationäre Bettmaterial besteht in diesem Fall ausschliesslich aus Inertmaterial - bei Vernachlässigung der geringen Anteile an frischem Brennstoff und Koks in unterschiedlichen Abbrandstadien. Um das Bettinventar konstant zu halten, müssen sämtliche Inertmaterialmengen, welche im Zyklon nicht abgeschieden sondern mit dem Rauchgas ausgetragen werden, durch frisches Inertmaterial ersetzt werden. Die stationäre Korngrößenverteilung des Bettmaterials kann identisch mit derjenigen des Anfangsinertmaterials, aber auch gröber (niedriger Zyklonabscheidegrad) oder feiner (Abrieb und hoher Zyklonabscheidegrad) sein. Die Asche fällt zu 100 % als Flugasche an.
- b) Der Brennstoff bilde einen beträchtlichen Ascheanteil in einem vom Zyklon gut abscheidbaren Korngrößenbereich. Dadurch kommt es zu einer Akkumulation von Asche im Bettmaterial. Um das Bettinventar konstant zu halten, muss Bettasche abgezogen werden, wobei dies kontinuierlich oder periodisch erfolgen kann. Das Anfangsinertmaterial wird „verdünnt“ bis das stationäre Bettmaterial schliesslich nur noch aus Brennstoffasche sowie allfälligen Sorbentien oder Reaktionsprodukten besteht, wobei wiederum die geringen Anteile an frischem Brennstoff und Koks vernachlässigt werden. In Abhängigkeit von der Asche-KGV kann es notwendig sein, einen Teil der Bettasche aufzubereiten (Bsp. Sieben, Sichten, Mahlen) und ins Bett zurückzuführen oder die Brennstoffkörnung zu verändern, um die gewünschte Bettmaterial-KGV einzustellen. Die Asche fällt sowohl als Bett- als auch als Flugasche an.

Zwischen diesen beiden Extremfällen kommen in der Praxis eine Fülle von Zwischenvarianten vor. Vor allem die grosse Zahl von Wechselwirkungen zwischen den Betriebsbedingungen und den die Korngrößenverteilung bestimmenden Vorgängen (Fragmentierung, Abrieb, Agglomeration, Fraktionsabscheidegrad) sind der Grund dafür, dass eine Voraussage der stationären Bettmaterial-KGV nicht möglich ist und man auf Versuche in halbindustriellen Anlagen angewiesen ist.

Nachdem die Auswirkungen der Bettmaterialkörnung auf die Betriebsbedingungen (axiale Feststoffverteilung, interne und externe Rezirkulation, Tempera-

turkonstanz, Wärmeübergangskoeffizient) bereits in Kapitel 1 dargestellt wurden, sollen hier die Auswirkungen in der Gegenrichtung betrachtet werden:

- Die Korngrößenverteilung der Asche ist abhängig von den effektiven ZWS-Bedingungen und kann deshalb nicht im Labor ermittelt werden. Die Fragmentierung der Brennstoffpartikel ist abhängig von der Aufwärmrate. Diese wiederum wird beeinflusst vom Strömungszustand in der ZWS, von den Korngrößen von Brennstoff und Bettmaterial und auch vom Ort der Brennstoffaufgabe. Da die Aufwärmrate sehr hoch ist, laufen Trocknungs-, Entgasungs- und Vergasungsphase grösstenteils parallel ab. Dies führt auch dazu, dass wasserreiche Abfallstoffe fast „explosionsartig“ zerfallen können. Der Abrieb wird stark durch Kollisionen mit andern Partikeln oder Wänden beeinflusst.
- Das Abriebverhalten von Inertmaterial, Sorbens und Reaktionsprodukten ist ebenso von den Betriebsbedingungen abhängig. Abrieb kann je nach Zyklonabscheidegrad zu feinerer oder gröberer Bettmaterialkörnung führen.
- Speziell mit Alkalimetallen kann es je nach Temperatur und chemischer Zusammensetzung des Bettmaterials zu zwiebelartigem Wachstum auf Inertmaterialpartikeln oder zur Bildung von Agglomeraten kommen, wenn lokal eutektische Zusammensetzungen auftreten. Agglomerate können aber durch Feststoffbewegungen auch wieder aufgelöst werden.

Damit das Bettinventar konstant bleibt, muss Gleichheit zwischen den zu- und abgeführten Massenströmen herrschen (Gl. 6.1, Bilanzgrenzen vgl. Abb. 6.1), wobei beim Brennstoff nur der Ascheanteil und beim Sorbens das Brennen und die Gewichtszunahme infolge der Reaktion zu berücksichtigen sind.

$$\frac{dm_{\text{Bettmaterial}}}{dt} = \dot{m}_{\text{Brennstoffasche}} + \dot{m}_{\text{Sorbens,korr}} + \dot{m}_{\text{Inertmaterial}} - \dot{m}_{\text{Flugasche}} - \dot{m}_{\text{Bettasche}} \quad (6.1)$$

Für eine stationäre Bettmaterial-KGV müssen zusätzlich die Massen in allen Korngrößenklassen i des Bettmaterials konstant sein, d.h. es muss Gleichheit zwischen den Quelltermen und den Verlusttermen herrschen:

$$\frac{dm_{\text{Bettmaterial},i}}{dt} = \dot{m}_{\text{Quellterme},i} - \dot{m}_{\text{Verlustterme},i} \quad (6.2)$$

Dabei umfassen die Quellterme:

- Aschepartikel des frisch zugeführten Brennstoffes ¹
- frisch zugeführte Sorbenspartikel ²
- Partikel von frisch zugeführtem Inertmaterial
- Partikel infolge Abrieb aus gröberen Korngrössenklassen
- Partikel infolge Agglomeration aus feineren Korngrössenklassen
- Partikel aus frisch entstandenen Reaktionsprodukten ³

Die Verlustterme setzen sich zusammen aus:

- mit Bettasche ausgetragenen Partikeln
- mit Flugasche ausgetragenen Partikeln
- Partikeln infolge Abrieb in der betrachteten Klasse
- Partikeln infolge Agglomeration in der betrachteten Klasse
- reagierenden Sorbenspartikeln ³

Es muss betont werden, dass die detaillierte Aufzählung der Quell- und Verlustterme zur Veranschaulichung der Vorgänge vorgenommen wurde. Bereits eine getrennte experimentelle Bestimmung der Zerfallsverhalten des Inertmaterials, des Sorbens und des daraus entstehenden Reaktionsproduktes wäre äusserst aufwendig. Ziel der experimentellen Untersuchungen an halbindustriellen Versuchsanlagen ist deshalb nicht die Bestimmung der einzelnen charakteristischen Vorgänge, sondern der Gesamtauswirkung der Vorgänge. Dies wird auch von *Herbertz* (*Herbertz et al.* 1989) und *Gierse* (1991) beschrieben, die beide die Wichtigkeit von Untersuchungen an Pilotanlagen für die Anlageauslegung unterstreichen. Aus dem stationären Betriebszustand einer Pilotanlage lässt sich die Korngrössenverteilung der Summe der zu entaschenden Massenströme aus Brennstoff, Sorbens, Reaktionsprodukten und allfälligem Zusatzinertmaterial bestimmen. Anhand dieses Ergebnisses kann entschieden werden, ob ein weiterer Versuch mit veränderter Brennstoffkörnung durchgeführt werden soll. Ist die geeignete Brennstoffkörnung bestimmt, kann anhand der Erfahrungen aus bestehenden Anlagen entschieden werden, ob an einer Grossanlage zusätzliche Massnahmen zum Halten des gewünschten Bettinventars und der Bettmaterial-KGV notwendig sind. Es können dabei die obenerwähnte Bettascherückführung mit Aufbereitung, eine teilweise Flugascherückführung, eine kontinuierliche Zugabe

¹ Da der Brennstoffanteil am Bett sehr gering ist, kann direkt die entstehende Aschekörnung eingesetzt werden.

² Partikelgrösse nach dem Brennen.

³ Falls die Reaktion zu einer Korngrössenveränderung führt.

von Zusatzinertmaterial oder von Fremdasche angewendet werden (*Herbertz et al.* 1989, *Kather et al.* 1993).

6.1.2 Resultate

Bezugnehmend auf Kap. 6.1.1 soll hier nochmals erwähnt werden, dass sämtliche Versuche an der halbindustriellen Versuchsanlage ohne Bett- und Fluga-scherückführung durchgeführt wurden¹. Die Auswertung der Versuche hinsichtlich der Bettmaterialänderungen ergibt folgende Resultate:

Deinkingschlamm mit Sand A als Anfangsinertmaterial

Wurde Deinkingschlamm mit Sand A als Anfangsinertmaterial verbrannt, wiesen sämtliche Proben von Umlauf- und Bodenmaterial (vgl. Abb. 6.1) eine leicht gröbere Korngrößenverteilung auf als der ursprüngliche Sand ($d_{50,3} = 139 \mu\text{m}$). Da Umlauf- und Bodenmaterial zur selben Zeit nahezu dieselbe KGV aufweisen, tritt offensichtlich keine Segregation auf, weshalb die Umlaufmaterialkörnung im folgenden als Bettmaterialkörnung bezeichnet wird. Neben einigen wenigen Bettmaterialkörnungen im Bereich $d_{50,3} \approx 150 \mu\text{m}$ stellte sich über alle Versuchszustände mit Sand A und Deinkingschlamm immer wieder nahezu dieselbe Bettmaterial-KGV mit einem mittleren Partikeldurchmesser von ca. $164 \mu\text{m}$ ein (Abb. 6.2) und blieb über lange Zeiträume konstant. Sie wird deshalb als stationäre Bettmaterial-KGV bezeichnet. Der Steigrohrdruckverlust und die Brennkammer-temperatur haben also innerhalb der angewendeten Bereiche keinen Einfluss auf die stationäre Korngrößenverteilung des Bettmaterials. Abbildung 6.2 kann entnommen werden, dass im Feinanteil eine gewisse Variationsbreite besteht. Für die verfügbaren Daten ähnlicher Betriebszustände mit solch unterschiedlichem Feinanteil konnte im Rahmen dieser Untersuchungen keine signifikante Änderung der axialen Feststoffverteilung oder des Zykloneinlaufdruckverlustes festgestellt werden.

¹ Genaue Beschreibung des Versuchsablaufes vgl. Kap. 5.1.2.

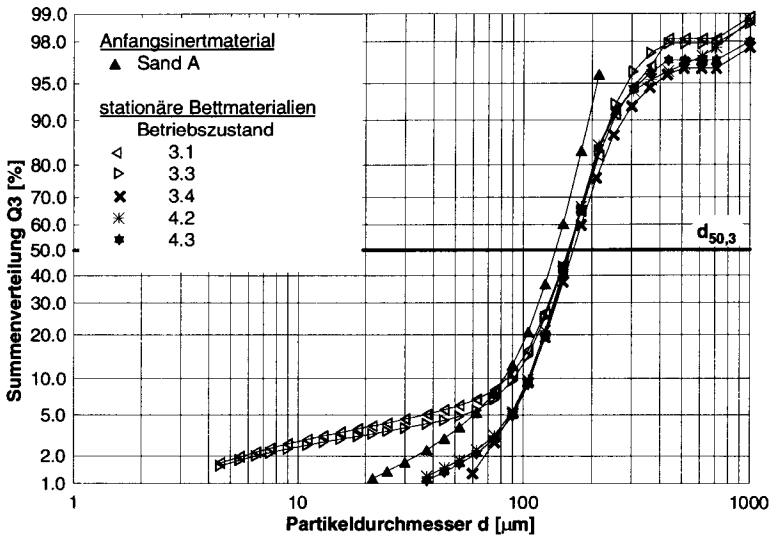


Abb. 6.2 Stationäre Bettmaterial-KGV für Deinkingschlamm und Sand A

Während der Betriebszeiten mit Deinkingschlamm und Sand A konnte mehrmals auch der starke Einfluss der Siphonfluidisierung auf das Abscheideverhalten des Zyklons aufgezeigt werden (Steiner *et al.* 1996) - ein Einfluss, der auch von der Kaltanlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich bekannt ist (Nicolai 1995): Nebst Phasen mit konstantem Bettinventar traten Zustände mit nahezu kontinuierlichem Absinken des Bettinventars auf. Da sich während dieser Zustände die Bettmaterialkörnung aber fast nicht veränderte, also ein nahezu korngrossenunabhängiger Verlust zu beobachten war, ist die Vermutung naheliegend, dass durch ungünstige Strömungszustände im Fallrohr/Siphonbereich bereits abgeschiedenes Material wieder in den Kernbereich des Zyklonwirbels getragen worden ist und den Zyklon reingasseitig verlassen hat. Optimierungen der Siphoneinstellungen und der Fallrohrstützluft bringen diesen unerwünschten Zustand zum Verschwinden.

Obwohl während den Phasen mit konstantem Bettinventar absolut gesehen der ganze eingetragene Brennstoffaschemassenstrom zu 100 % als Flugasche anfällt, gelangen Anteile der Brennstoffasche ins Bettmaterial. Dieser Vorgang wird gemeinsam mit den Resultaten der Versuche mit Deinkingschlamm und Sand B als Anfangsinertmaterial erläutert.

Deinkingschlamm mit Sand B als Anfangsinertmaterial

Wurde Deinkingschlamm mit Sand B ($d_{50,3} = 168 \mu\text{m}$) als Anfangsinertmaterial verbrannt, traten viele Gemeinsamkeiten mit dem Betrieb mit Sand A auf. Da die Umlauf- und Bodenmaterialproben ebenfalls praktisch identische KGV aufwiesen, wird wieder die Bezeichnung Bettmaterial verwendet.

Trotz der unterschiedlichen Betriebsbedingungen und den Schwankungen in der Schlammzusammensetzung stellte sich immer wieder dieselbe stationäre Bettmaterial-KGV ein. Während der mittlere Partikeldurchmesser mit $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$ nahezu identisch mit demjenigen des Anfangsinertmaterials ist, zeigt sich eine leichte Verbreiterung der Korngrößenverteilung im Vergleich zum Anfangsinertmaterial (Abb. 6.3). Aus Abbildung 6.3 ist zudem ersichtlich, dass die stationäre Bettmaterial-KGV für den Betrieb mit Deinkingschlamm und Sand B identisch ist mit derjenigen für den Betrieb mit Sand A. Die Anfangsinertmaterialkörnung hat also innerhalb des Bereiches von $139 - 164 \mu\text{m}$ keinen Einfluss auf die stationäre Bettmaterialkörnung.

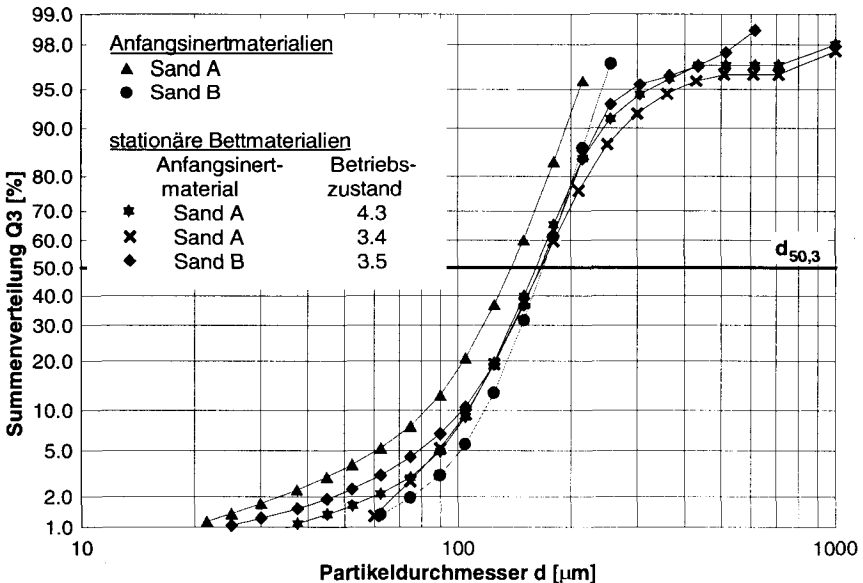


Abb. 6.3: KGV der Anfangsinertmaterialien Sand A und B und der stationären Bettmaterialien für Deinkingschlamm

Obwohl von der Gesamtinertmaterialbilanz her betrachtet beim Betrieb mit Sand A oder Sand B praktisch die gesamte Brennstoffaschemenge als Flugasche

anfiel, verblieben gewisse Aschebestandteile im Bettmaterial. So traten im Bettmaterial Massenanteile von 3 - 7 % Calcium und Aluminium und auch erhöhte Konzentrationen an Alkalimetallen auf. Auf letztere wird in Kapitel 6.7 gesondert eingegangen. Ein spezielles Augenmerk wurde auf die neu entstandenen Grobanteile oberhalb der ursprünglichen Sandkörnung gerichtet. Bereits kurz nach Beginn der Schlammzufuhr traten Anteile im Bereich $> 710 \mu\text{m}$ auf. Diese meist plättchenförmigen Partikel lassen sich mittels einer Pinzette einfach zerteilen, überstehen aber milde Siebanalysebedingungen (Amplitude 1.3). Im weiteren Versuchsverlauf konnten sowohl Zu- als auch Abnahmen dieses Grobanteils $> 710 \mu\text{m}$ beobachtet werden, wobei der maximal auftretende Anteil 5 % betrug. Rasterelektronenmikroskopaufnahmen zeigen, dass es sich bei diesen groben Partikeln um recht poröse Agglomerate von Teilchen handelt, deren Struktur derjenigen der im Zyklonvorabscheider der Rauchgasreinigung abgeschiedenen Flugaschepartikel sehr ähnlich ist (Abb. 6.4). Durch Mikroskopuntersuchungen an Schlißproben solcher Grobanteile lässt sich zeigen, dass diese aus einer Vielzahl von Aschepartikeln bestehen, aber keine Quarzsandkörner in diesen Agglomeraten eingeschlossen sind. Es handelt sich also nicht um einen zwiebelartigen Schichtaufbau. Dies könnte auch der Hauptgrund dafür sein, dass solche Grobpartikel auch innerhalb der ZWS wieder zerfallen können.

Quarzsandkörner sind zwar nicht Bestandteile der obenerwähnten Agglomerate, unterlaufen aber in der Feuerung trotzdem Veränderungen. Abbildung 6.5 zeigt, dass ihre anfänglich recht glatte Oberfläche durch feine Partikel belegt wird. Dieser Vorgang, bei dem es sich hauptsächlich um bekannte Reaktionen zwischen dem Quarz und Alkalikomponenten handeln dürfte, scheint aber nach wenigen Partikellagen abgeschlossen zu sein und übt deshalb keinen signifikanten Einfluss auf die KGV aus.

Gesamthaft ist festzustellen, dass die auftretenden Grobanteile aufgrund ihres sich von selbst kontrollierenden maximalen Masseanteils von 5 % und ihres Aufbaus den ZWS-Betrieb nicht negativ beeinflussen und deshalb keine Gegenmaßnahmen, beispielsweise in Form einer Additivzugabe zur Verschiebung eutektischer Zusammensetzungen, getroffen werden müssen.

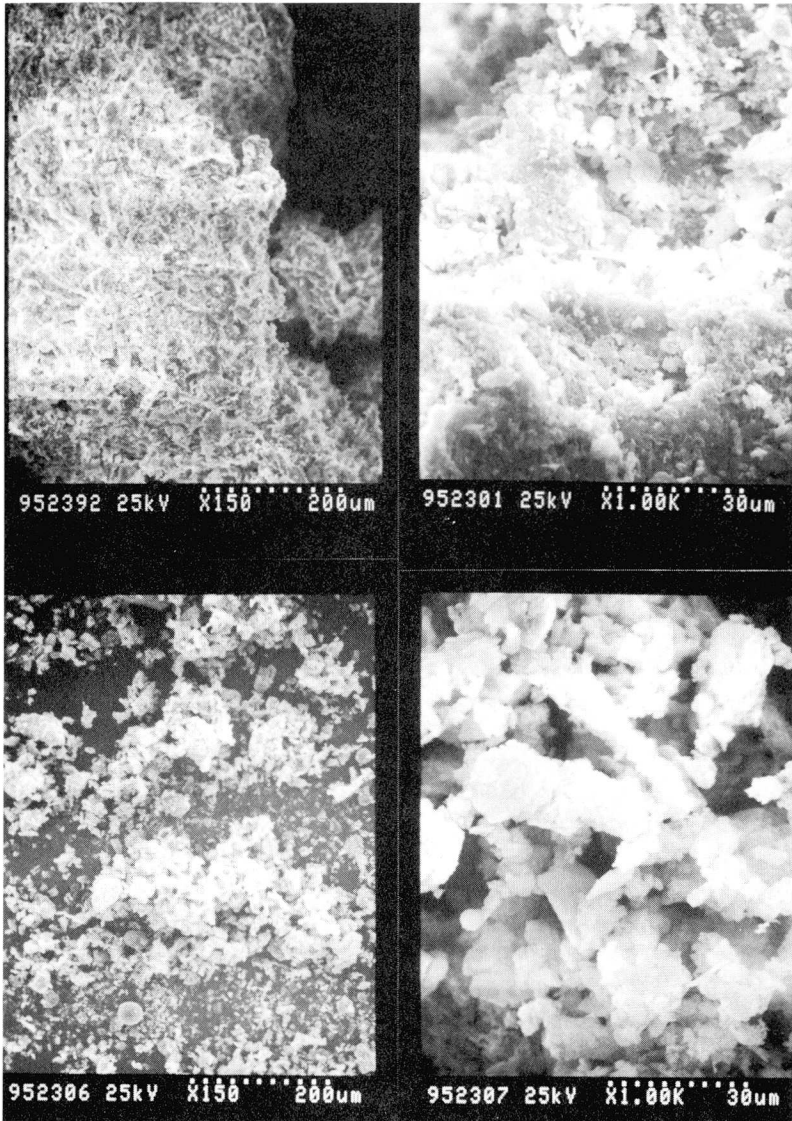


Abb. 6.4: Vergleich der Struktur des Grobanteiles des Bettmaterials (oben) und der im Zyklonvorabscheider der Rauchgasreinigung abgeschiedenen Flugasche (unten). Für Deinkingschlamm und Sand B. Vergrößerung: l: 150x, r: 1000x

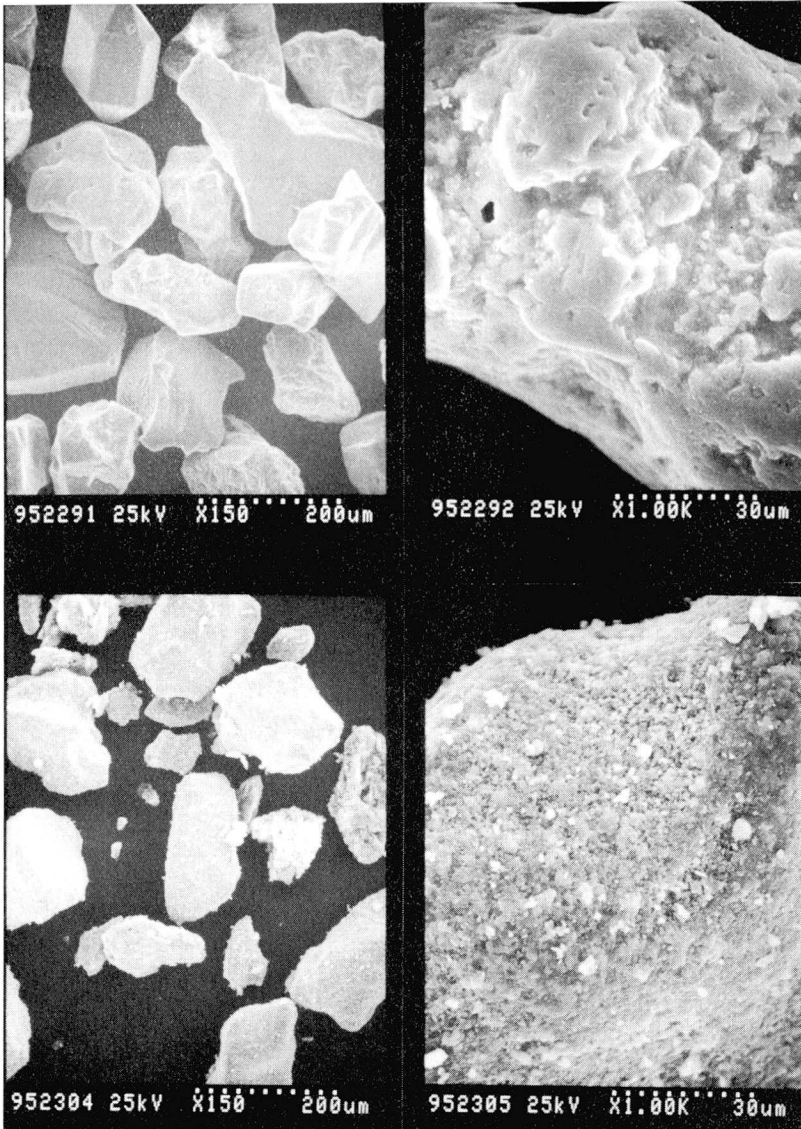


Abb. 6.5: Vergleich der Oberfläche von ursprünglichem Sand B (oben) und von Bettmaterialkörnern im Bereich der ursprünglichen Sandkörnung (unten). Für Deinkingschlamm und Sand B. Vergrößerung: l: 150x, r: 1000x

Deinkingschlamm mit Sand C als Anfangsinertmaterial

Beim Verbrennen von Deinkingschlamm mit Sand C ($d_{50,3} = 297 \mu\text{m}$) als Anfangsinertmaterial traten beträchtliche Unterschiede gegenüber dem Betrieb mit Sand A und B auf:

- Im Steigrohr trat eine Segregation auf. Das Umlaufmaterial wies einen um 10 - 20 μm kleineren mittleren Partikeldurchmesser aufwies als das Bodenmaterial.
- Mit dem Beginn der Schlammdosierung erfolgte eine nahezu kontinuierliche Verfeinerung des Umlaufmaterials (Abb. 6.6) und auch des Bodenmaterials. Innerhalb von 16 Stunden Schlammverbrennung trat eine Verkleinerung des mittleren Partikeldurchmessers des Umlaufmaterials auf $d_{50,3} = 238 \mu\text{m}$ ein, was einer Halbierung der Archimedeszahl von ursprünglich 98 (Sand C) auf 50 entspricht. Es ist keine Aussage möglich, ob sich bei ausreichend langer Betriebsdauer wiederum dieselbe stationäre Bettmaterial-KGV einstellen würde, die für den Betrieb mit Sand A oder B eingetreten ist.

Zur Unsicherheit, ob die Asche alle dazu notwendigen Korngrößenklassenanteile liefern könnte, kommt die mangelnde Kenntnis über die Abhängigkeit des Zyklonabscheideverhaltens von der Austragsmaterialkörnung (Abb. 6.1) hinzu. Eine experimentelle Bestimmung der stationären Bettmaterial-KGV für Deinkingschlamm und Sand C wäre in dieser Hinsicht sehr aufschlussreich, konnte aber im Rahmen dieser Arbeit nicht mehr durchgeführt werden.

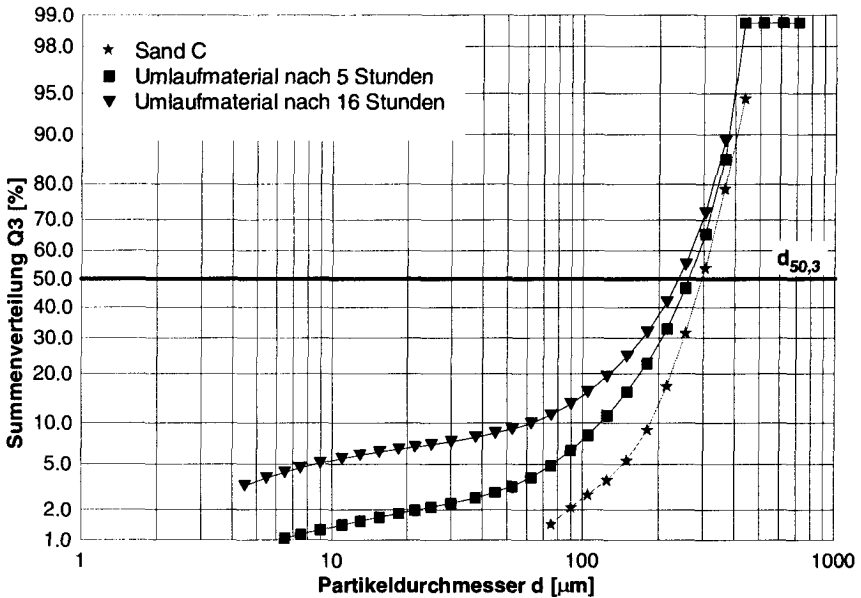


Abb. 6.6: Veränderungen in der Umlaufmaterial-KGV für Deinkingschlamm mit Sand C als Anfangsinertmaterial

- 10 - 15 % der eingebrachten Brennstoffasche fallen als Bettasche an. Ohne Bettentaschung würde also eine beträchtliche Bettmaterialakkumulation stattfinden.

In diesem Zusammenhang ist darauf hinzuweisen, dass alle kommentierten Korngrößenverteilungen als „relative“ Korngrößenverteilungen zu betrachten sind. Eine Umrechnung auf absolute Massen in den einzelnen Korngrößenklassen des Bettmaterials ist mit beträchtlicher Unsicherheit verbunden, da die gesamte Masse des Bettmaterials, das Bettinventar, während des kontinuierlichen Betriebs nicht exakt bekannt ist. Dafür sind hauptsächlich mögliche Veränderungen in der sich im Rückführteil befindenden Masse verantwortlich.

Eine spezielle Untersuchung müsste zeigen, ob eine ausreichend genaue Bestimmung des Bettinventars durch das Einstellen eines Zustandes möglich ist, bei dem Steigrohr und Siphon als stationäre Wirbelschicht fluidisiert werden (Nicolai 1995), oder ob das Bettmaterial gar abgelassen und ausgewogen werden müsste. In beiden Fällen muss dazu der kontinuierliche Feuerungsbetrieb mit konstanten Betriebsbedingungen unterbrochen werden. In

der vorliegenden Arbeit wurde dem kontinuierlichen Betrieb grösseres Gewicht zugemessen als der exakten Bestimmung des Bettinventars. Als Folge davon ist es nicht möglich, eine Aussage darüber zu machen, ob die Veränderung zu einer feineren Korngrößenverteilung des Umlaufmaterials rein aufgrund der Akkumulation feiner Aschebestandteile eingetreten ist, oder ob zusätzlich noch ein Zerfall größerer Inertmaterialanteile stattgefunden hat.

- Im Betrieb mit Sand C traten geringere Grobanteile auf. Der maximale Anteil $> 710 \mu\text{m}$ betrug 2 % im Gegensatz zu 5 % beim Betrieb mit Sand A oder B. Vermutlich werden die Grobanteile durch die größeren Inertmaterialpartikel häufiger zerschlagen.

Klärschlamm mit Sand A als Anfangsinertmaterial

Der beträchtliche Einfluss des Brennstoffes auf die stationäre Bettmaterial-KGV ist anhand des Versuches mit Klärschlamm und Sand A ($d_{50,3} = 139 \mu\text{m}$) als Anfangsinertmaterial ersichtlich. Im Gegensatz zu Deinkingschlamm ist die stationäre Bettmaterialkorngrößenverteilung nicht gröber als die Körnung des Anfangsinertmaterials. Es tritt zwar wiederum eine leichte Verbreiterung der Bettmaterial-KGV auf (Abb. 6.7), aber der mittlere Partikeldurchmesser kann konstant auf $d_{50,3} = 138 \mu\text{m}$ gehalten werden. Wie für Deinkingschlamm konnte auch für Klärschlamm kein Einfluss des Steigrohrdruckverlustes oder der Brennkammertemperatur auf die stationäre Bettmaterialkörnung festgestellt werden.

Wie zu erwarten, tritt auch hier keine Segregation auf. Der Bettascheanteil bezogen auf die gesamte eingebrachte Aschemenge variiert zwischen den einzelnen Betriebsphasen und beträgt im Maximum ca. 20 %. Im Vergleich zu allen Phasen mit Deinkingschlamm nimmt der Grobanteil mit lediglich 1 % $> 710 \mu\text{m}$ den kleinsten Wert ein.

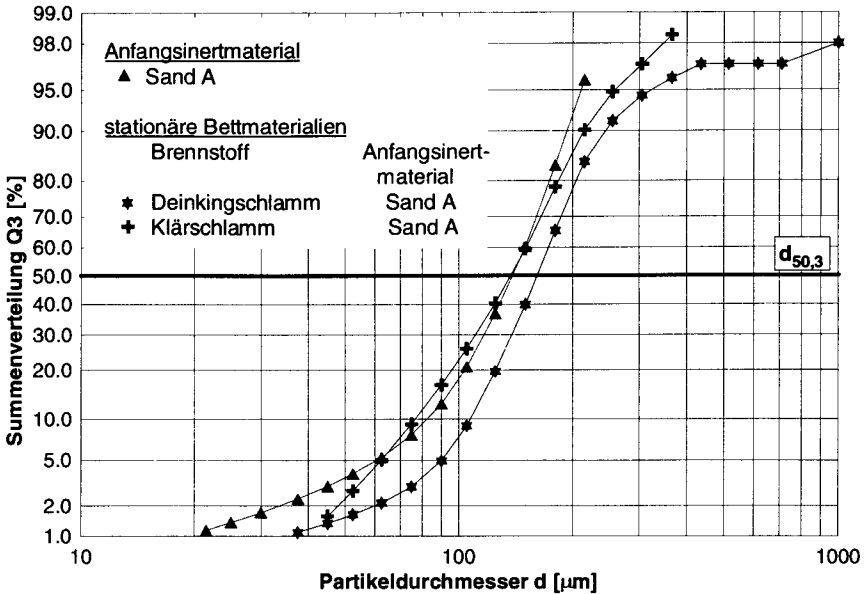


Abb. 6.7: Einfluss des Brennstoffes auf die stationäre Bettmaterial-KGV

Zusammenfassung

Aufgrund des Vergleichs der Resultate der Betriebszustände mit Deinkingschlamm und Sand A oder B mit denjenigen mit Klärschlamm und Sand A lässt sich sagen, dass die einzelne ZWS-Feuerung und der Brennstoff eine feinstmögliche Bettmaterial-KGV zu definieren scheinen.

Da die mittleren Partikeldurchmesser der stationären Bettmaterialien für beide Abfallstoffe (Deinkingschlamm: $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$; Klärschlamm: $d_{50,3} = 138 \mu\text{m}$) im untersten Bereich der von industriellen Anlagen oder Versuchsanlagen publizierten Werte liegen (vgl. Abb. 6.10), erbringt der speziell ausgelegte Rückführzyklon offensichtlich die zum Ziel gesetzten hohen Fraktionsabscheidegrade. Aufgrund des noch nicht messbaren externen Feststoffumlaufmassenstromes und der apparativen Einschränkungen im Rauchgasweg (vgl. Kap. 6.2), welche zu Ungenauigkeiten in der Bestimmung des Flugaschemassenstromes und der Flugaschekörnung führen, kann der Fraktionsabscheidegrad aber noch nicht mit befriedigender Genauigkeit berechnet werden. Wegen der zentralen Bedeutung, die der Fraktionsabscheidegrad in ZWS-Feuerungen einnimmt, sollten weitere Untersuchungen speziell zur Bestimmung des Fraktionsabscheidegrades durchgeführt werden.

Tabelle 6.1 enthält als Übersicht die mittleren Partikeldurchmesser und die korrespondierenden Archimedeszahlen der stationären Bettmaterialien sowie des nach 16 Betriebsstunden mit Schlammfeuerung erzielten Umlaufmaterials für den Versuch mit Deinkingschlamm und Sand C.

Materialbezeichnung	$d_{50,3}$ [μm]	Ar [-]
stationäres Bettmaterial für Klärschlamm (mit Sand A)	138	10
stationäres Bettmaterial für Deinkingschlamm (mit Sand A oder B)	164	16
Umlaufmaterial nach 16 h Betrieb mit Deinkingschlamm und Sand C als Anfangsinertmaterial	238	50

Tab.6.1: Mittlere Partikeldurchmesser und Archimedeszahlen der stationären Bettmaterialien mit Sand A und B sowie des Umlaufmaterials am Ende des Versuchs mit Deinkingschlamm und Sand C (Ar berechnet für typische Rauchgaszusammensetzung, Brennkammertemperatur 850°C, Absolutdruck 980 mbar und Partikeldichte 2650 kg m⁻³)

Vergleich mit industriellen Anlagen

a) Perlen Papier AG

In dieser ZWS-Feuerung der Bauart Ahlstrom Pyroflow (vgl. Kap. 5.3) wird nebst dem für die Versuche in der halbindustriellen Versuchsanlage verwendeten Deinkingschlamm hauptsächlich Altholz sowie zeitweise Rinde oder Öl verfeuert. Durch entsprechende Wahl der einzelnen Brennstoffanteile wird ein Mischbrennstoff des gewünschten Heizwertes eingestellt.

Der Anlagebetrieb lässt sich hinsichtlich des Bettmaterialhaushaltes folgendermassen zusammenfassen: Da mit dem Altholz - trotz mehrstufiger Abtrennung von Inertanteilen in der Brennstoffaufbereitungslinie - eine beträchtliche Menge teilweise recht grober Inertanteile (Steine, Metallteile) eingetragen wird, ist ein Abzug von Bettasche notwendig, um diese Grobanteile wieder aus dem System auszuschleusen. Der Abzug von Bettasche aus dem Bodenbereich des Steigrohrs erfolgt diskontinuierlich. Da die zur Begrenzung des Grobanteils im Bettmaterial abzuziehende Bettaschemenge grösser ist als die Akkumulation von Asche im

Bett, wird frischer Sand zugegeben, um das Bettinventar auf dem gewünschten Wert zu halten. Um den Grobanteil der abgezogenen Bettasche zu erhöhen, wird im Ablassstutzen Sichterluft aufgegeben. Darüber hinaus findet keine nachträgliche Siebung oder Sichtung mit teilweiser Bettascherückführung statt.

Die Analyse der Korngrößenverteilung des Umlaufmaterials sowie der abgezogenen Bettasche ergibt folgende Resultate: Im Vergleich zu dem als Anfangsinertmaterial sowie auch als Zusatzmaterial eingesetzten Sand C¹ verfügt das Umlaufmaterial über eine wesentlich breitere Korngrößenverteilung (Abb. 6.8). Der mittlere Partikeldurchmesser des Umlaufmaterials variiert zwischen $d_{50,3} = 239 \mu\text{m}$ (Ar = 51) und $d_{50,3} = 282 \mu\text{m}$ (Ar = 83) und ist damit kleiner als der mittlere Partikeldurchmesser des Anfangsinertmaterials ($d_{50,3} = 297 \mu\text{m}$, Ar = 97). Der kleinste mittlere Partikeldurchmesser des Umlaufmaterials entspricht also gerade dem auf der halbindustriellen Versuchsanlage nach 16 Stunden Schlammbetrieb mit demselben Anfangsinertmaterial erreichten Wert. Die Korngrößenverteilung auf der halbindustriellen Anlage weist im Vergleich höhere Feinanteile auf (Abb. 6.6 und 6.8).

Beachtenswert ist insbesondere auch der hohe Grobanteil des Umlaufmaterials, wobei hier ein eindeutiger Unterschied zu den Versuchen auf der halbindustriellen Versuchsanlage besteht. Die dort beobachteten plättchenförmigen recht lockeren Ascheagglomerate kommen weder im Umlaufmaterial noch im Bettmaterial von Perlen vor. Es ist möglich, dass ihre Bildung durch die mit dem Altholz eingetragenen groben Inertanteile behindert wird. Abbildung 6.8 und Abbildung 6.9 dokumentieren, dass auch Partikel mit Durchmessern von $> 2500 \mu\text{m}$ in den Siphon gelangen. Für das nahezu kugelförmige Teilchen in der Mitte der Abbildung 6.9 mit einem Durchmesser von 7.5 mm berechnet sich die Archimedeszahl zu $1.6 \cdot 10^6$, was eine stationäre Sinkgeschwindigkeit von 48 m s^{-1} ergibt! Da die KGV der Bettasche derjenigen des Umlaufmaterials sehr ähnlich und teilweise gar feiner ist, scheint die Sichtwirkung im Ablass recht begrenzt zu sein und auch keine grosse Segregation innerhalb des ZWS-Systems aufzutreten.

¹ Der grösste der in den Versuchen auf der halbindustriellen Anlage eingesetzten Quarzsande.

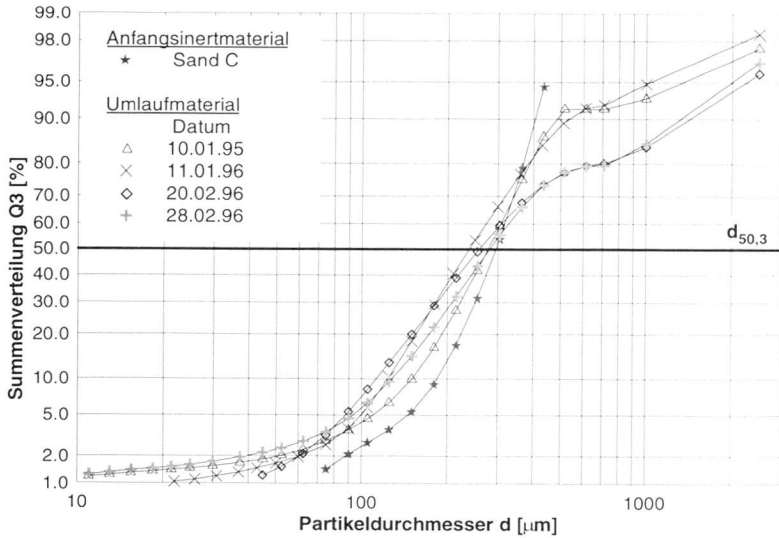


Abb. 6.8: Korngrößenverteilungen des Anfangsinertmaterials und von Umlaufmaterial zu verschiedenen Zeitpunkten; ZWS-Feuerung Perlen Papier AG

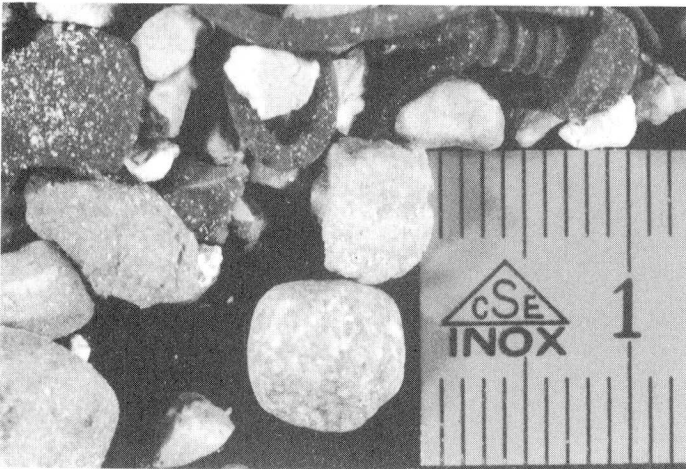


Abb. 6.9: Partikel aus der Fraktion $> 2500 \mu\text{m}$ der Umlaufmaterialprobe vom 11.1.1996; ZWS-Feuerung Perlen Papier AG

Eine detailliertere Zuordnung des Einflusses der einzelnen Brennstoffe auf die Entwicklung des Bettmaterials ist aufgrund der vorhandenen Daten nicht möglich. Wegen der enormen Variationsbreite der Altholzzusammensetzung - sowohl des Anteils als auch der Körnung der inerten Bestandteile - müsste für weitergehende Untersuchungen ein sehr grosser Probenahmeaufwand betrieben werden.

b) verschiedene andere Anlagen

Um einen Eindruck über den zur Zeit etwa zur Anwendung kommenden Körnungsbereich von Bettmaterialien zu vermitteln, enthält Abbildung 6.10 Beispiele publizierter Korngrössenverteilungen aus industriellen Anlagen zur Kohleverbrennung (Chatham, Carling, Duisburg, Flensburg). Als Vergleich ist die in der Versuchsanlage erzielte stationäre Bettmaterial-KGV für Klärschlamm und Sand A eingetragen. Leider fehlt in der ZWS-Feuerungsliteratur häufig die Angabe der Korngrössenverteilung. So war es auch hier nicht möglich, für sämtliche Anlagen Korngrössenverteilungen der Umlaufmaterialien zu finden. Die Feuerraumabmessungen, die Betriebsbedingungen sowie die Literaturverweise für die Anlagen Chatham, Duisburg und Flensburg finden sich im Kapitel 4.1.3. Die Anlage in Carling mit einer thermischen Leistung von 330 MW verfügt über eine Brennkammer von 8.5 x 11 m Grundfläche und eine Höhe von 33 m (Lucat et al 1993).

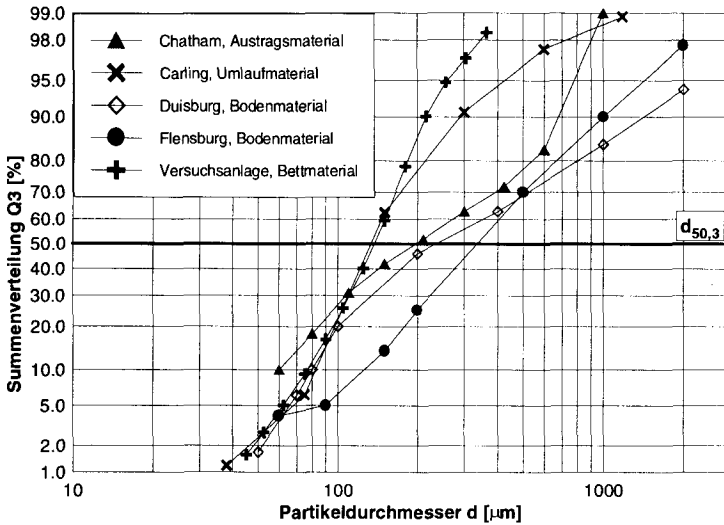


Abb. 6.10: Vergleich der KGV von Umlauf-, Austrags¹- respektive Bodenmaterial mehrerer ZWS-Kohle-Kraftwerke mit dem in der Versuchsanlage erzielten stationären Bettmaterial für Klärschlamm und Sand A

6.2 Flugaschekörnung

Halbindustrielle Versuchsanlage

Während den Verbrennungsversuchen musste festgestellt werden, dass verschiedene apparative Einschränkungen in der am Versuchsanlagestandort bereits vorhandenen Rauchgaskühlung und -reinigung die genaue Ermittlung der Flugaschemenge und der Flugasche-KGV über kurze Zeiträume (ca. < 4 Stunden) verunmöglichen. Es wurden folgende Problembereiche abgegrenzt:

- Zeitweise auftretender Aufstau von Flugasche, insbesondere im Zyklonvorabscheider oder - trotz Vibrationsaustrag - im Tuchfilterkonus führt zu zeitverschobenem Anfall von Flugasche.
- Die Rauchgasverweilzeit im Verdampfungskühler ist teilweise zu kurz. Speziell bei Laständerungen vermag nicht alles Wasser zu verdampfen und es kann zur Bildung feuchter Ascheagglomerate oder gar zu Anbackungen

¹ In Chatham erfolgte die Probenahme mittels Absaugung in 18.7 m Brennkammerhöhe.

kommen. In beiden Fällen ist die ursprüngliche KGV dieser Ascheanteile nicht mehr bestimmbar.

- Ein kleiner Ascheanteil fällt an einer Stelle aus, an der während des Versuches keine Möglichkeit zur periodischen Verwägung besteht.

Durch Betriebsoptimierungen konnten die negativen Auswirkungen beträchtlich vermindert werden. Gänzlich beseitigen lassen würden sie sich aber nur mittels eines Umbaus der entsprechenden Anlagenkomponenten.

Durch Zuordnung der Verdampfungskühler-Flugascheanteile zur nächst größeren (Umlenkung) oder feineren Flugaschefraktion (Zyklonvorabscheider)¹ und Aufteilung der nicht einzelnen Zeitabschnitten zuordnungsbaaren Flugascheanteile lässt sich eine feinstmögliche sowie eine gröbstmögliche Flugasche-KGV bestimmen, zwischen denen die wahre Flugasche-KGV liegen muss.

Abbildung 6.11 enthält die feinst- und gröbstmöglichen Flugasche-KGV für den Versuch 4 mit Deinkingschlamm und Sand A oder C als Anfangsinertmaterial. Weil sich gemäss den Erläuterungen in Kapitel 6.1.2 innerhalb der Betriebszeit mit Sand C noch keine stationäre Bettmaterial-KGV eingestellt hatte, bleibt vorerst offen, ob die Flugasche-KGV für Sand C auch nach Erreichen einer stationären Bettmaterial-KGV feiner bliebe als für Sand A.

¹ Vgl. Anlagefliessbild, Kap. 2.1.

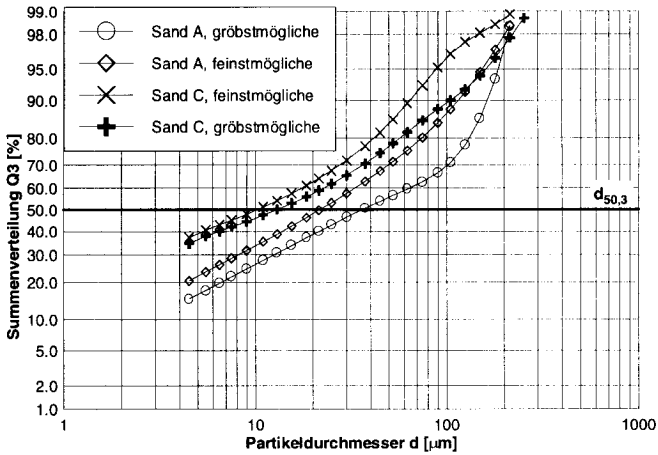


Abb. 6.11: Bereich der Flugasche-KGV für Deinkingschlamm und Sand A oder C als Anfangsinertmaterialien (Versuch 4)

Der Abbildung 6.12 kann entnommen werden, dass die Flugasche-KGV für Klärschlamm und Sand A einen ähnlichen Bereich überdeckt.

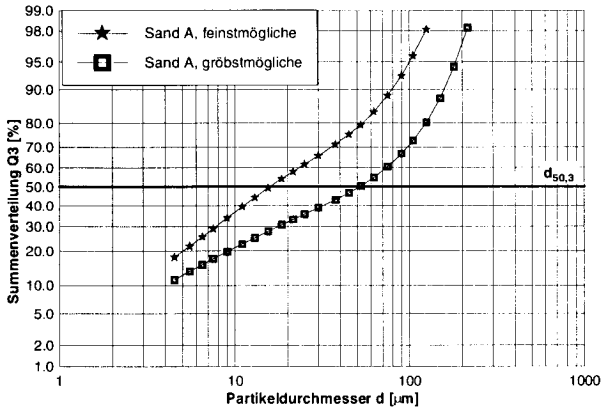


Abb. 6.12: Bereich der Flugasche-KGV für Klärschlamm und Sand A als Anfangsinertmaterial (Versuch 2)

Vergleich mit industriellen Anlagen

Abbildung 6.13 enthält die KGV von Flugascheproben der ZWS-Feuerung der Perlen Papier AG sowie der stationären Wirbelschicht (SWS) Feuerungen der Tela AG und der Kläranlage Hard (vgl. Kap. 5.3).

Flugascheproben aus SWS-Feuerungen können wichtige Hinweise auf das Betriebsverhalten des Brennstoffes in einer ZWS-Feuerung geben. So zeigt der Feinanteil auf, welche Asche-Anteile direkt mit dem Brennstoff fein eingetragen werden oder sehr schnell zerfallen, da sie andernfalls bereits zu einem Zeitpunkt aus der Wirbelschicht ausgetragen worden wären, als sie noch einen grösseren Partikeldurchmesser aufwiesen. Der gröbere Flugascheanteil würde im Rückführzyklon einer ZWS-Feuerung quantitativ abgeschieden und entweder durch Abriebvorgänge zerkleinert, bis er das System als Feinasche verlässt oder aber zu einer Bettascheakkumulation führen. Im letzteren Fall wäre also im Gegensatz zum SWS-Betrieb eine Aufteilung auf Bett- und Flugasche möglich. Dies kann gerade für Abfallstoffe erwünscht sein, da dadurch eine Auftrennung auf unterschiedliche Aschequalitäten vorgenommen werden kann. Auf diesen Aspekt wird in Kapitel 6.6 vertieft eingegangen.

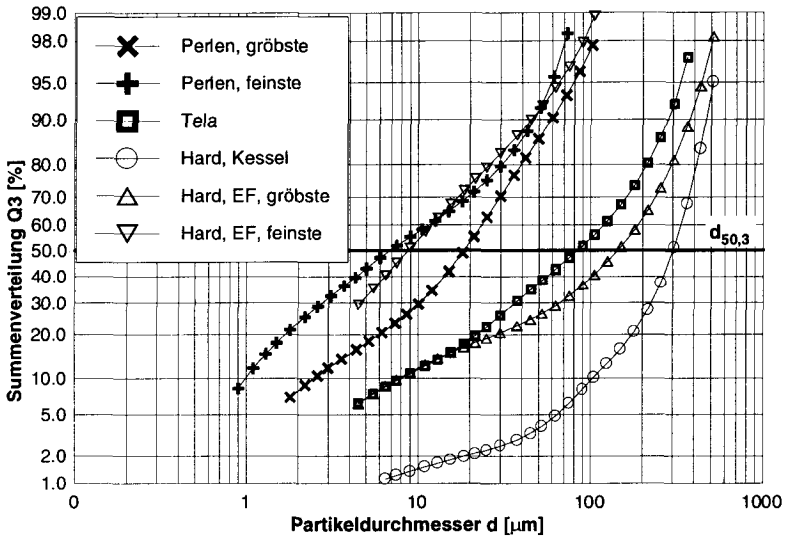


Abb. 6.13: Flugasche-KGV¹ industrieller Anlagen mit Deinkingschlamm (Perlen: ZWS-Feuerung, Tela: SWS-Feuerung) oder Klärschlamm (Hard: SWS-Feuerung) als wichtigstem Teil der Brennstoffmischung

¹ In der Anlage Hard können vor der Ascheanfeuchtung Proben der einzelnen Ascheanfallstellen (Kessel und Elektrofilter „EF“), nicht aber eine Mischprobe entnommen werden. Da die mengenmäßige Aufteilung auf die beiden Fraktionen unbekannt ist, kann keine Gesamtflugaschekörnung berechnet werden.

6.3 Axiale Druck- und Feststoffverteilung

Die Einflüsse der einzelnen Betriebsparameter auf den fluiddynamischen Zustand der Anlage lassen sich anhand der axialen Druckverteilung sowie der daraus gemäss Gleichung 4.5 abgeleiteten scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration aufzeigen. Es ist ersichtlich, dass die verwendeten Variationsbereiche der Betriebsparameter zu erheblichen Unterschieden in der Feststoffverteilung und -bewegung führen.

6.3.1 Feuerungsbetrieb

Einfluss der Bettmaterialkörnung

Abbildung 6.14 zeigt, dass die Partikelgrösse den erwarteten starken Einfluss (vgl. Kap. 1.3) auf die axiale Verteilung des Feststoffes im Steigrohr ausübt und sich dadurch stark unterschiedliche axiale Druckprofile ausbilden. Die gemäss Gleichung 4.5 aus den Druckmesswerten abgeleitete scheinbare Feststoffvolumenkonzentration $\phi_{\Delta p}$ ist über die gesamte obere Brennkammerhälfte für die feine Körnung etwa doppelt so gross wie für die grobe ¹ (Abb. 6.15). Die beiden verglichenen Zustände stammen aus den Versuchen mit Deinkingschlamm und weisen ausser der Körnung bis auf den Primärluftanteil identische Betriebsparameter auf. Leider stehen für den Vergleich keine Zustände mit identischem Primärluftanteil x_{pri} zur Verfügung. Der Primärluftanteil ist für die gröbere Körnung höher. Die nachfolgenden Vergleiche zeigen auf, dass der Unterschied aufgrund der Körnung für identische Primärluftanteile noch ausgeprägter wäre, da ein höherer Primärluftanteil zu höheren Feststoffkonzentrationen im Brennkammeroberteil führt.

¹ In Kapitel 4.1.2 wurde detailliert auf mögliche Abweichungen der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration von der effektiven Volumenkonzentration eingegangen. Während für die Brennkammermitte keine Abweichung zu erwarten ist, würde der Unterschied zwischen den wahren Feststoffvolumenkonzentrationen der beiden Körnungen im Bereich nahe des Zyklonübertrittes eher noch grösser als der vorausgesagte, da der höhere Umlauf für die feine Körnung zu einer grösseren Unterschätzung der wahren Feststoffvolumenkonzentration führt.

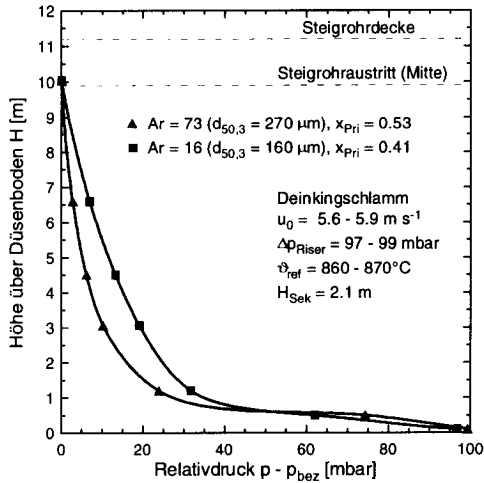


Abb. 6.14: Axiale Druckprofile für unterschiedliche Körnungen bei hohem Inventar

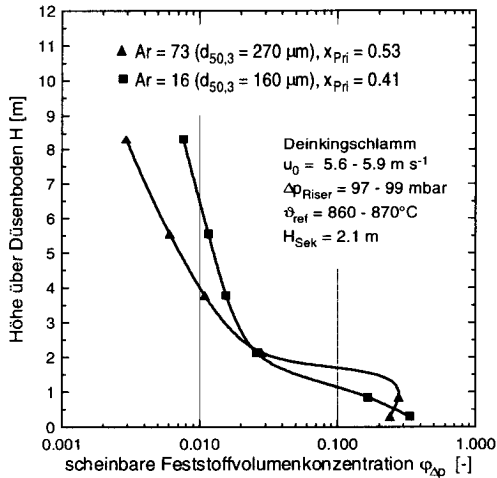


Abb. 6.15: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für unterschiedliche Körnungen bei hohem Inventar

Der Einfluss der Partikelgröße auf die Feststoffverteilung nimmt zwar mit abnehmendem Inventar ab, ist aber auch für niedrige Inventare ($\Delta p_{\text{Riser}} = 46 - 48$ mbar) noch von Bedeutung (Abb. 6.16). Weil der Wärmeübergangskoeffizient

zwischen der Wirbelschicht und allfälligen Wandheizflächen mit höherer Feststoffkonzentration stark ansteigt (Shi 1996), führen auch solche - vermeintlich geringen - Unterschiede in der Feststoffkonzentration zu beträchtlichen Unterschieden im mittleren Wärmeübergangskoeffizienten der oberen Brennkammerhälfte.

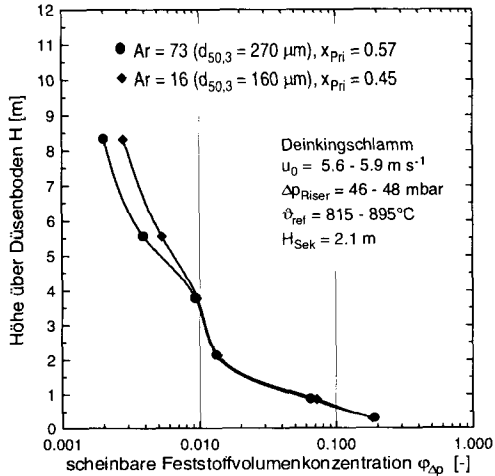


Abb. 6.16: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für unterschiedliche Körnungen bei niedrigem Inventar

Einfluss des Steigrohrinventars

Anhand der vier Zustände der Abb. 6.15 und 6.16 ist das Steigrohrinventar als weiterer wichtiger Einflussparameter auf die Feststoffverteilung identifizierbar. Der besseren Übersichtlichkeit halber sind die Feststoffkonzentrationsprofile in der Abb. 6.17 getrennt nach Körnungen aufgetragen. Es ist offensichtlich, dass sich die Inventaränderung für die feinere Körnung stärker auswirkt.

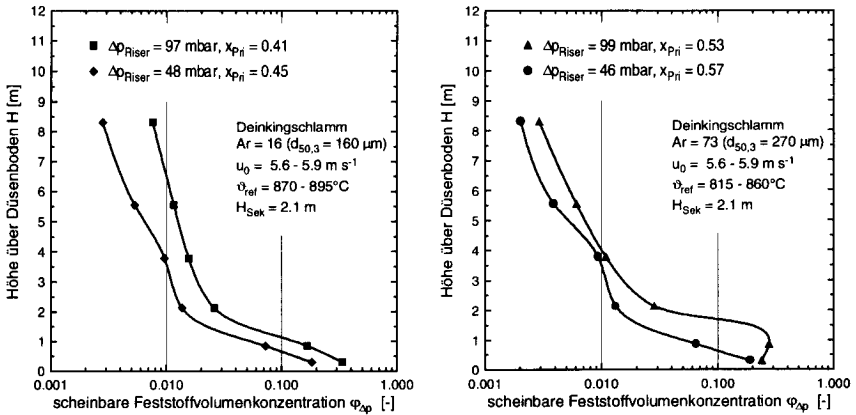


Abb. 6.17: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für unterschiedliche Steigrohrinventare (links: feine Körnung, rechts: grobe Körnung)

Einfluss der Höhe der Sekundärlufteinleitung und des Primärluftanteils

Auch die Höhe der Sekundärlufteinleitung H_{sek} (Abb. 6.18) sowie der Primärluftanteil an der Gesamtluftmenge x_{Pri} (Abb. 6.19) beeinflussen die axiale Feststoffverteilung. Da durch diese beiden Größen aber auch die Ausdehnung der zwecks Verminderung der NO_x -Emission eingestellten reduzierenden Zone im Brennkammerunterteil beeinflusst wird, sind die entsprechenden Freiheitsbereiche abhängig vom einzusetzenden Brennstoff.

Abbildung 6.19 verdeutlicht, dass eine starke Luftstufung bei grober Bettmaterialkörnung und niedrigem Inventar zwangsweise zu einer extrem geringen Feststoffkonzentration im Brennkammeroberteil führt. Als Folge davon kann die Temperaturuniformität für schlammförmige Abfallstoffe mit hohem Gehalt an Flüchtigen nicht aufrechterhalten werden. Während die Temperaturdifferenz zwischen dem Auslass zum Zyklon ($H_{\text{exit}} = 10'000 \text{ mm}$) und der Ebene $H = 500 \text{ mm}$ für Primärluftanteile $x_{\text{Pri}} > 0.46$ weniger als 50°C beträgt, steigt sie für einen Primärluftanteil von $x_{\text{Pri}} = 0.32$ auf über 210°C an (vgl. Kap. 6.4).

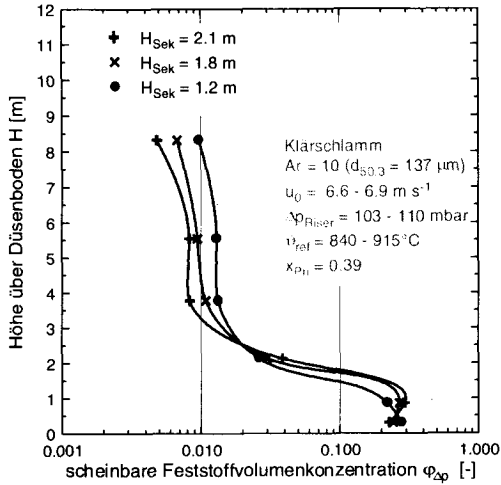


Abb. 6.18: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für unterschiedliche Höhen der Sekundärlufteinleitung

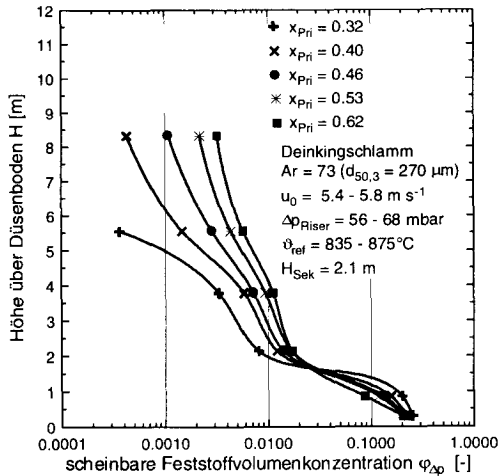


Abb. 6.19: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für unterschiedliche Primärluftanteile an der Gesamtluftmenge

Es sei an dieser Stelle nochmals auf einen Unterschied zwischen der Schlamm- und der Kohleverbrennung hingewiesen, der für einen allfälligen Vergleich mit Druck- oder Feststoffkonzentrationsprofilen anderer Anlagen beachtet werden muss. Durch den grossen Wasseranteil der schlammförmigen Abfallbrennstoffe übersteigt der Rauchgasvolumenstrom den zugeführten Verbrennungsluftstrom um typischerweise 20 - 30 % (Kohleverbrennung < 5 %). Dieser erst in der Brennkammer entstehende Rauchgasanteil führt je nach Entstehungsort zu einer beträchtlichen Veränderung des via Verbrennungsluftaufteilung eingestellten axialen Profils der querschnittsmittleren Gasgeschwindigkeit¹, und beeinflusst damit die axiale Feststoffverteilung.

6.3.2 Vergleich Feuerungs- /Kaltbetrieb

Der Vergleich der im Kaltbetrieb (vgl. Kap. 5.2) und im Feuerungsbetrieb ermittelten axialen Feststoffkonzentrationsprofile zeigt, dass für nahezu identische Archimedeszahlen und gleiches, relativ hohes, Inventar sehr ähnliche axiale Feststoffverteilungen auftreten (Abb. 6.20).

¹ Zusätzlich bestehen radiale Gasgeschwindigkeitsprofile.

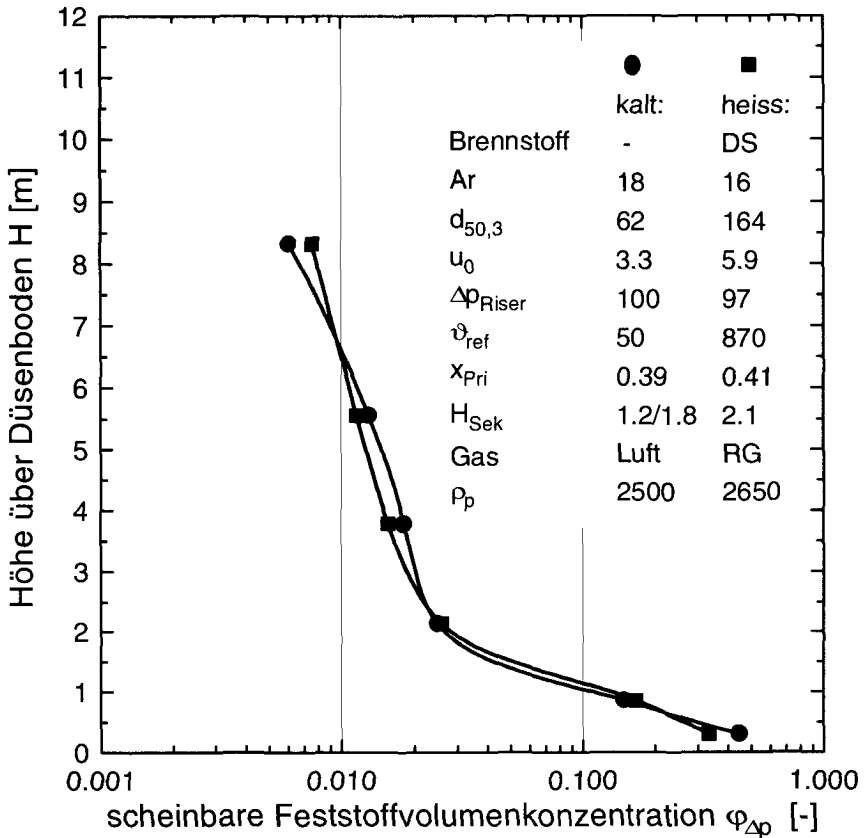


Abb. 6.20: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für Feuerungsbetrieb mit Deinkingschlamm und Kaltbetrieb (hohes Inventar; DS: Deinkingschlamm, RG: Rauchgas)

Für diesen ähnlichen Zustand liegt die Leerrohrgasgeschwindigkeit im kalten Betrieb mit 3.3 m s^{-1} deutlich unterhalb derjenigen im Feuerungsbetrieb mit 5.9 m s^{-1} . Es ist aber darauf hinzuweisen, dass aufgrund der kleinen Anzahl vorhandener Zustände mit vergleichbaren Betriebsparametern noch keine Aussage über den Bereich der Geschwindigkeiten machbar ist, für den diese Ähnlichkeit auftritt. Die Tatsache, dass im kalten Betrieb die Sekundärlufteinleitung in niedrigerer Höhe erfolgte, lässt vermuten, dass die Luftleerrorgeschwindigkeit erhöht werden müsste, um dieselbe Feststoffverteilung bei einer Einleitungshöhe von 2.1 m oberhalb des Düsenbodens zu erreichen. Eine weitere Unsicherheit besteht im Primärluftanteil des Betriebs mit Deinkingschlamm, da der entstehende Was-

serdampf hier zu der beschriebenen Veränderung (vgl. Kap. 6.3.1) der effektiven Rauchgasgeschwindigkeitsstufung gegenüber der theoretischen Luftstufung führen kann. Würde sämtlicher Wasserdampf in unmittelbarer Nähe des Primärdüsenbodens gebildet, entspräche die Rauchgasgeschwindigkeitsstufung etwa 0.55 bei einer Luftstufung von 0.4.

Abbildung 6.21 zeigt, dass die Übereinstimmung auch für kleinere Inventare und entsprechend niedrigeren Feststoffkonzentrationen im Steigrohrerteil recht gut ist.

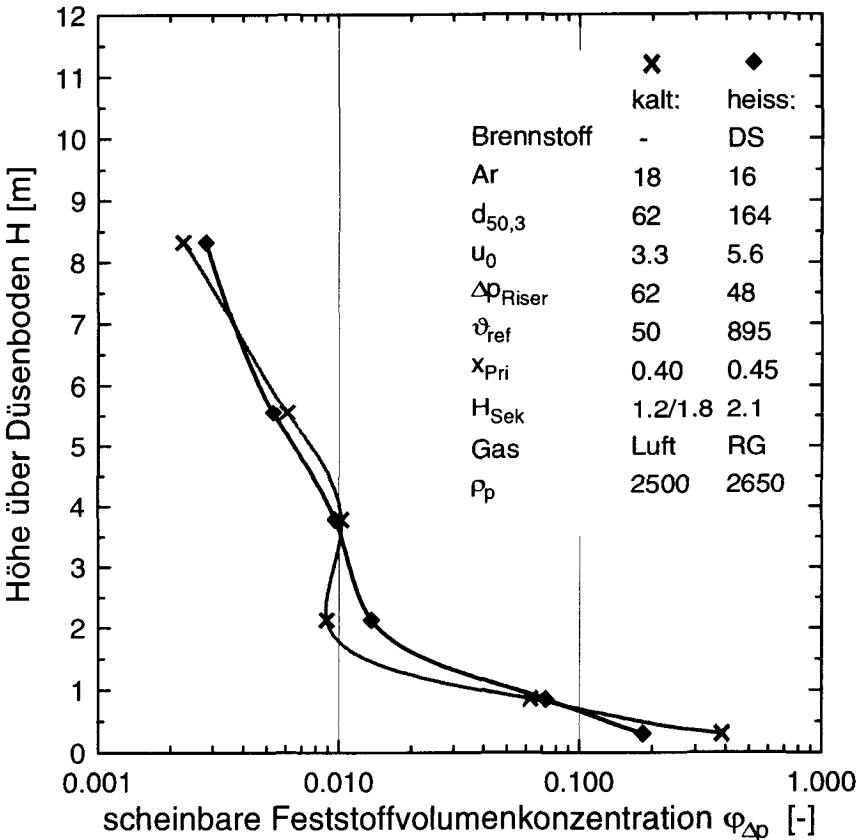


Abb. 6.21: Axiale Profile der scheinbaren Feststoffvolumenkonzentration für Feuerungsbetrieb mit Deinkingschlamm und Kaltbetrieb (niedriges Inventar; DS: Deinkingschlamm, RG: Rauchgas)

6.4 Mischungsverhalten

Werden stark wasserhaltige Abfallstoffe mit hohem Flüchtigengehalt in stationären Wirbelschichtfeuerungen verbrannt, so tritt eine grosse Temperaturdifferenz zwischen dem Bett und dem Freiraum auf. Der Grund dafür ist, dass im Bett zur Hauptsache die Wasserverdampfung, sowie die Pyrolyse und Teilvergasung des organischen Anteils - alles endotherme Vorgänge - erfolgen, während der Ausbrand der Flüchtigen mangels ausreichender Gasverweilzeit innerhalb der Schicht erst im Freiraum erfolgt. Da keine Möglichkeit besteht, die erst oberhalb der Schicht freigesetzte Wärme wieder in das Bett zurückzubringen, muss die Temperaturdifferenz durch geeignete Massnahmen (z.B. Stützfeuerung im Bett; Wärmeentzug im Freiraum mittels Verdampferflächen) begrenzt werden.

Im Gegensatz dazu kann bei zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen aufgrund der verlängerten Mischstrecken zwischen Gas und Feststoff - über das ganze Steigrohr bis in den Zyklon - die Ausbrandwärme wieder an den Feststoff übertragen und via interne und externe Feststoffrezirkulation, also die erhöhte Feststoff/Feststoff-Mischung in axialer Richtung, in den Brennkammerunterteil zurückgeführt werden. Der Verbrennungs- resp. allgemein Reaktorumsatz und insbesondere die Raum-Zeit-Effizienz werden aber nicht nur von diesen zwei Mischungsvorgängen, sondern vom Ablauf sämtlicher Mischungskombinationen zwischen Feststoffen und Gaskomponenten beeinflusst (vgl. Tab. 1.2).

Während die Mischungsprozesse real in allen räumlichen Richtungen ablaufen, werden sie zur Vereinfachung häufig in eine axiale - aufwärts als auch abwärts - und eine laterale Richtung unterteilt. Diese Beschreibungsweise wird auch in den folgenden Erläuterungen zu den durchgeführten Versuchen verwendet. Die Kenntnisse über die einzelnen hauptsächlich durch die Gas-Feststoff-Fluidynamik beeinflussten Mischungsvorgänge müssen unbedingt verbessert werden, um den weiteren Scale-up und die Steigerung der Gesamteffizienz von zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen zu ermöglichen. Gerade zur Frage der lokalen Gaskonzentrationen, welche einerseits für grosse Anlagenabmessungen und andererseits für Brennstoffe mit hohem Flüchtigengehalt von entscheidender Bedeutung sind, existieren sehr wenig Messungen. Auch wenn die in dieser Arbeit durchgeführten Untersuchungen mangels ausreichend langer Versuchsdauer unvollständig sind, können sie doch wichtige Anhaltspunkte geben. Untersucht wurden dabei primär die Verhältnisse innerhalb des Steigrohres für den Betrieb mit Deinkingschlamm und als Vergleich für eine reine Ölverbrennung.

6.4.1 Deinkingschlamm

Erreicht der Deinkingschlamm einen hohen Entwässerungsgrad ($TS \geq 50 \%$), so kann er auf der Versuchsanlage mit sehr geringer Ölzusatzfeuerung ($\leq 30 \text{ l h}^{-1}$) bei ca. 6 % trockenem Restsauerstoffgehalt im Rohgas nach Zyklon verbrannt werden (vgl. Kap. 5.1). Abbildung 6.22 zeigt typische lokale Gaskonzentrationen von O_2 , CO und CO_2 , wie sie während solcher Phasen mit einem Schlammstrom von $800\text{-}850 \text{ kg h}^{-1}$ und vernachlässigbarem Einfluss der Stützfeuerung ermittelt wurden.

Es ist ersichtlich, dass auf dem Durchmesser $\theta = 79^\circ$, $H = 4500 \text{ mm}$, der zum Deinkingschlamm eintrag bei $\theta = 150^\circ$, $H = 1300 \text{ mm}$ um 71° gedreht ist, recht gleichmäßige Gaskonzentrationen vorliegen. Die O_2 -Werte der Messpunkte liegen innerhalb $\pm 2 \%$ (absolut, entsprechend $\pm 30 \%$ relativ) des Restsauerstoffgehaltes nach dem Zyklon, welcher 6 % beträgt. Obwohl an allen Messpositionen mehr als 4 % Sauerstoff vorhanden ist, sind sehr hohe CO-Konzentrationen vorhanden ($5'000 - 15'000 \text{ ppm}$). Daraus ist ersichtlich, dass der hohe Flüchtigengehalt des Deinkingschlammes zu hohen CO-Konzentrationen führt, welche infolge der begrenzten lateralen Gas/Gasmischung auch bei Anwesenheit von Sauerstoff nur mit endlicher Geschwindigkeit abgebaut werden. Für den vollständigen CO-Ausbrand ist demzufolge eine genügend lange Verweilzeit, also eine ausreichend hohe Brennkammer, notwendig. Der Vergleich mit den Messwerten des Durchmessers $\theta = 90^\circ$, $H = 7100 \text{ mm}$ zeigt, dass die CO-Konzentrationen von der Höhe 4500 mm auf die Höhe 7100 mm auf ca. $1'700 - 6'000 \text{ ppm}$ abgebaut werden.

Die Messwerte des Durchmessers $\theta = 169^\circ$, $H = 4500 \text{ mm}$ unterstützen die Aussage der relativ gleichmäßigen Verteilung des Brennstoffes über einen grossen Bereich der Brennkammer. Lediglich die weiter als $0.8 \cdot D_e$ von der Deinkingschlammaufgabestelle entfernten Messpunkte ($r = -357$ resp. $r = -403 \text{ mm}$) weisen mit 10.5 resp. 11.2 % O_2 deutlich erhöhte Sauerstoffkonzentrationen auf. Trotz der hohen Sauerstoffgehalte treten an diesen beiden Messpunkten CO-Konzentrationen von $1'600$ resp. $1'000 \text{ ppm}$ auf.

Der Deinkingschlamm vermag sich also, trotz des hohen Flüchtigengehaltes und der schnellen Entgasung infolge hoher Aufheizraten, praktisch über den ganzen Brennkammerquerschnitt zu verteilen, bevor die Ausgasphase abgeschlossen ist. Die laterale fest/fest-Mischung zwischen Brennstoff, Inertmaterial und Asche ist demnach recht hoch. Dies zeigt sich insbesondere auch daran, dass der O_2 -Gehalt an der Position $\theta = 169^\circ$, $H = 4500 \text{ mm}$, $r = 163 \text{ mm}$ höher ist als im Steigrohrzentrum ($r=0$) auf derselben Höhe, obwohl die erstgenannte Position

wesentlich näher bei der Brennstoffaufgabestelle liegt. Hier können natürlich auch weitere, aufgrund der geringen Datenmenge noch nicht eruierte, im makroskopischen Bereich liegende Einflüsse der Sekundärluftaufgabe oder der Feststoffrückführung vom Siphon eine Rolle spielen.

Bei den Durchmessern $\theta = 79^\circ$, $H = 4500$ mm respektive $\theta = 90^\circ$, $H = 7100$ mm tritt in Wandnähe ($r = 313, 363, 409$ resp. $r = 263, 363, 409$ mm) ein abfallender O_2 -Verlauf auf. Es kann vermutet werden, dass hier ein Einfluss der fluid-dynamischen Wandgrenzschicht besteht. Vorstellbar sind sowohl der Rücktransport von O_2 -armem Gas aus dem Brennkammeroberteil innerhalb von Strahlen (Agglomeraten) oder aber ein Abbrennen von in den Agglomeraten eingeschlossenen Brennstoffpartikeln mit einem gleichzeitig reduzierten lateralen Gasaustausch mit der Umgebung. Ein Einfluss der Öleindüsung (Position $H = 500$ mm, $\theta = 90^\circ$, $r = 413$ mm) kann praktisch ausgeschlossen werden, da während den Messungen an den genannten sechs wandnahen Positionen weniger als 10 l h^{-1} Öl eingedüst wurde. Es sollten weitere Messungen mit verfeinertem Messpunktenetz zur Klärung dieses Sachverhaltes durchgeführt werden.

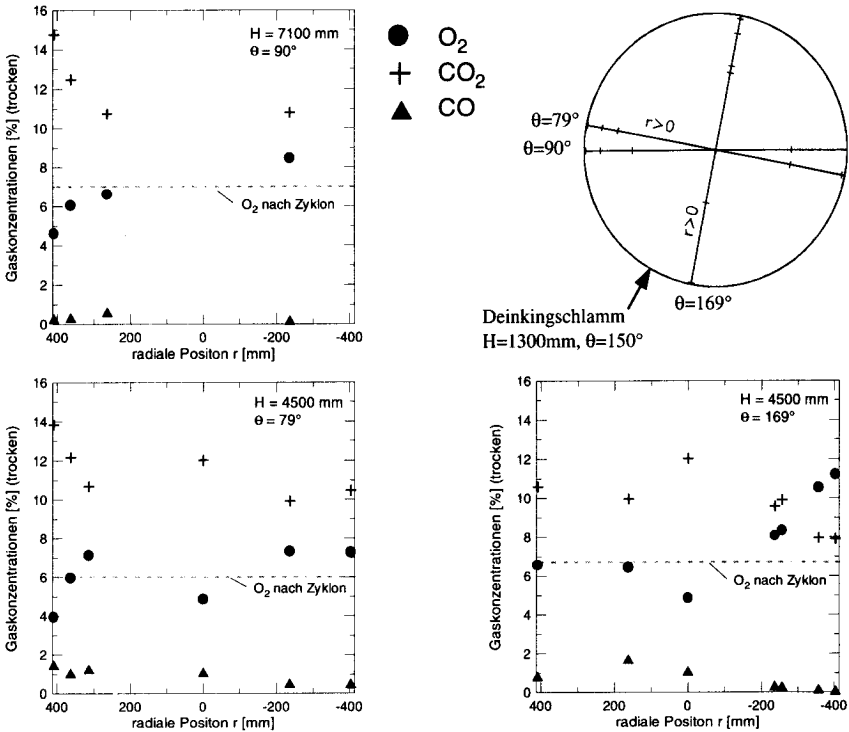


Abb. 6.22: Lokale Gaskonzentrationen bei der Verbrennung von Deinkingschlamm mit kleiner Stützfeuerung ($< 30 \text{ l h}^{-1}$ Heizöl). Betriebsparameter: $Ar = 73$, $d_{50,3} = 270 \mu\text{m}$, $u_0 = 5.5 - 5.8 \text{ m s}^{-1}$, $\Delta p_{\text{Riser}} = 90 - 105 \text{ mbar}$, $\vartheta_{\text{rel}} = 845 - 860^\circ\text{C}$, $H_{\text{Sck}} = 2.1 \text{ m}$, $x_{\text{Pri}} = 0.53$

Vergleich mit Literatur

Die Messung hoher CO-Konzentrationen bei gleichzeitig recht hoher O_2 -Konzentration deckt sich mit den Messungen von *Couturier* (1991) an der Chatham ZWSF¹. Bei der Verfeuerung einer Kohle mit ziemlich hohem Flüchtigengehalt (41 % bzgl. organischem Anteil) lagen die CO-Werte auch für Sauerstoffkonzentrationen von 10 % oberhalb des CO-Messgerätbereiches, welcher allerdings mit 2500 ppm recht tief gewählt worden war. In der genannten Messung wurden lokale Konzentrationen von 0.6 - 15 % O_2 analysiert. Die Ungleich-

¹ Anlagebeschreibung vgl. Kap. 4.1.3.

verteilung des Brennstoffes führte sowohl zu Einschränkungen in der SO_2 -Abscheidung als auch zu axialen und lateralen Temperaturgradienten von 60°C^1 .

Eher als Gegensatz zu *Couturiers* Werten und denjenigen dieser Arbeit wären die Messwerte von *Ahr* (1993) aus der Anlage Emile Huchet in Carling zu bezeichnen. Er berichtet, dass 19.9 m über dem Düsenboden (Gesamthöhe 33 m; Querschnittsfläche 8.5×11 m) an zwei Messpunkten (200 resp. 1000 mm Abstand von der Brennkammerwand) lokale CO -Konzentrationen von lediglich 350 ppm und ein Sauerstoffgehalt von 8 % O_2 bestimmt wurden. Da der mittlere O_2 -Gehalt am Austritt des Zyklons 3 - 4 % O_2 beträgt, würde also eine Halbierung des Sauerstoffgehaltes auftreten, ohne dass dabei CO in höheren Konzentrationen aufträte. Eine solche Hypothese lässt sich aufgrund von 2 Messpositionen in einer Brennkammer von 94 m^2 Querschnittsfläche weder verwerfen noch bestätigen. Nur durch Messungen an zahlreichen zusätzlichen Positionen könnte beurteilt werden, ob nicht sowohl wesentlich höhere CO - als auch tiefere O_2 -Werte auftreten.

Reingaswerte

Es ist darauf hinzuweisen, dass die gemessenen hohen CO -Konzentrationen im Steigrohr der halbindustriellen Versuchsanlagen bis nach dem Zyklon in sämtlichen Betriebszuständen auf $< 50 \text{ mg CO m}^{-3}$ (i.N., trocken, bez. 11 % O_2) abgebaut wurden (vgl. Kap. 6.5).

Temperaturhomogenität

Obwohl die Wasserverdampfung sowie die Entgasung dem Brennkammerunterteil Wärme entziehen und der Flüchtigenausbrand im Brennkammeroberteil Wärme freisetzt, ist die Temperaturhomogenität gewährleistet. Messungen über die gesamte Brennkammer ergeben maximale Temperaturdifferenzen in axialer und radialer Richtung von 30°C , wobei die höheren Temperaturen oben und auf der Seite der Brennstoffaufgabe gemessen werden.

Dies bedeutet, dass insbesondere die axiale Feststoff/Feststoff-Mischung aller inerten Bettmaterialkomponenten genügend hoch ist, damit das Bettmaterial via interne und externe Rezirkulation den Wärmetransport vom Brennkammeroberteil ins -unterteil bewerkstelligen kann. Dass dieser Ausgleich sehr effektiv erfolgt, ist aus den über das gesamte Steigrohr nahezu parallel verlaufenden Temperaturänderungen ersichtlich (Abb. 6.23).

¹ Unter Abzug der thermischen Wandgrenzschicht infolge der Membranrohrwände.

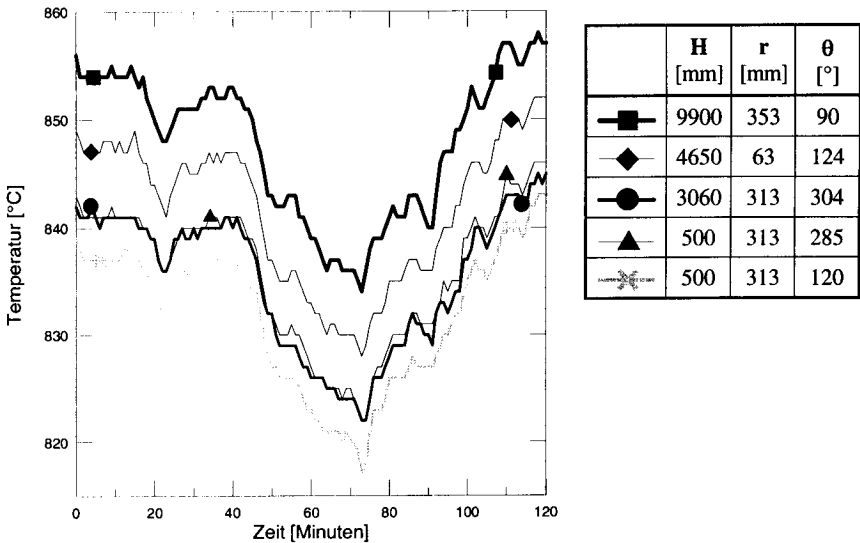


Abb. 6.23: Zeitlicher Verlauf örtlicher Steigrohrtemperaturen bei der Verbrennung von Deinkingschlamm mit kleiner Stützfeuerung (Betriebsbedingungen vgl. Abb. 6.22)

Für Zustände mit schlechter entwässertem Deinkingschlamm und höherer Öl-zusatzfeuerung betrug die maximale axiale Temperaturdifferenz 50°C (zwischen $H = 500\text{ mm}$ und $H = 9900\text{ mm}$).

Die Temperaturhomogenität kann aber nur innerhalb dieser Grenzen gehalten werden, wenn die Korngrößenverteilung des Bettmaterials, die Inventarmenge, die Rauchgasgeschwindigkeit und der Primärluftanteil einen Betriebszustand mit ausreichend hoher interner und externer Rezirkulation definieren. Wird z.B. für grobe Körnung ($Ar = 73$, $d_{50,3} = 270\ \mu\text{m}$) und kleines Inventar ($\Delta p_{\text{Riser}} = 56 - 68\text{ mbar}$) ein Primärluftanteil x_{Pri} von 0.46 unterschritten, so vergrößert sich die axiale Temperaturdifferenz und steigt für $x_{\text{Pri}} = 0.32$ auf über 210°C an.

6.4.2 Heizöl extraleicht

Leicht verdampfbare Flüssigbrennstoffe und gasförmige Brennstoffe führen bei inhomogener Aufgabe zu noch erswerteren Mischverhältnissen als Festbrenn-

stoffe mit hohem Flüchtigengehalt, da jegliche Brennstoffverteilung aufgrund von fest/fest-Mischvorgängen ausgeschlossen ist.

Um einen solchen Extremzustand zu untersuchen, wurden bei 93 % Primärluftanteil¹ (Vorwärmung mittels Propan auf 450°C, trockener Sauerstoffgehalt der Primärluft nach Luftvorwärmung: 17.8 % O₂) 90 l h⁻¹ Heizöl EL in den Brennkammerunterteil eingedüst und absichtlich auf eine optimale Verdüsungseinstellung verzichtet. Da die Versuchsanlage aufgrund des Hauptzwecks der Untersuchung niederwertiger Abfallbrennstoffe über keine Kühlflächen im ZWS-Kreislauf verfügt (vgl. Kap. 2.1), ist ein Betrieb mit Öl im Temperaturbereich von 790 - 910°C nur bei Restsauerstoffgehalten von > 10 % O₂ möglich, was für den hier untersuchten Vorgang aber keine Nachteile mit sich bringt.

Abbildung 6.24 zeigt die für diesen Zustand ermittelten lokalen Gaskonzentrationen im Steigrohr. Es ist ersichtlich, dass sich oberhalb der Öleindüsung (H = 500 mm, $\theta = 90^\circ$, r = 413 mm) ein Bereich mit vollständigem Fehlen von Sauerstoff und stark reduzierenden Bedingungen mit ca. 38'000 ppm CO ausbildet (H = 4500 mm, $\theta = 79^\circ$). Dieses Gebiet erstreckt sich ca. 100 - 150 mm in die Feuerung. Weiter in Richtung Brennkammerzentrum nimmt die Sauerstoffkonzentration zu und liegt im Zentrum bereits oberhalb des mittleren Rauchgas-O₂-Gehaltes nach Zyklon. In einer Entfernung von $0.8 \cdot D_e$ von der Öleindüsungsstelle werden Sauerstoffkonzentrationen von > 16 % gemessen. In diesem Bereich liegen die CO-Konzentrationen unterhalb 250 ppm. An Messpositionen zwischen diesen zwei Extrembereichen wurden CO-Konzentrationen von 5'000 - 7'000 ppm für O₂-Konzentrationen von 5 - 12 % und von 500 - 1'000 ppm für 14 - 15 % ermittelt. Von H = 4500 mm nach H = 7100 mm baut sich die CO-Konzentration im Bereich unmittelbar oberhalb des Öleintrages auf 15'000 - 18'000 ppm ab, was etwa einer Halbierung entspricht. Gesamthaft lässt sich sagen, dass auf der Höhe H = 4500 mm mindestens über den halben Brennkammerquerschnitt O₂-Konzentrationen deutlich oberhalb der mittleren Rauchgas-O₂-Konzentration nach Zyklon gemessen werden.

Dies bedeutet, dass sich der Hauptanteil der Verbrennung sehr einseitig und lediglich in einem kleinen Teil der Brennkammer abspielt. Die laterale Gas/Gas-Mischung ist zu begrenzt, als dass sich die nahe bei der Eindüsungsstelle entstehenden Brennstoffdämpfe über einen grösseren Bereich des Querschnittes ausbreiten könnten.

¹ Rest: Siphonluft.

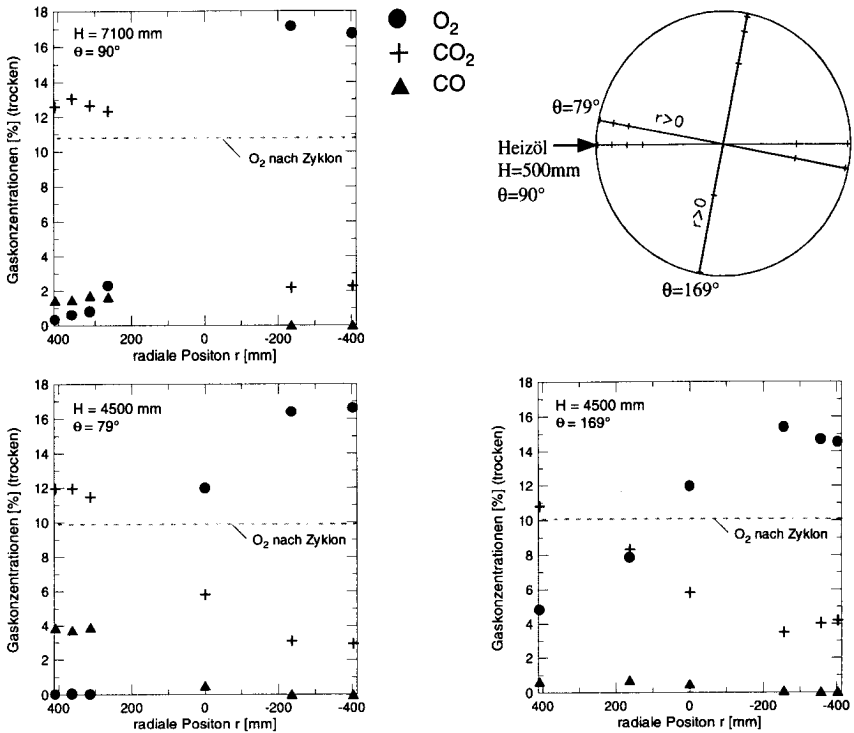


Abb. 6.24: Lokale Gaskonzentrationen bei der Verbrennung von Heizöl EL mit Primärluftvorwärmung mittels Propan (trockener Rauchgassauerstoffgehalt nach Luftvorwärmung: 17.8 % O₂). Betriebsparameter: Ar = 15, d_{50,3} = 154 μm, u₀ = 5.5 m s⁻¹, Δp_{Riser} = 35 - 75 mbar, ϑ_{ref} = 885 - 925°C, x_{Pri} = 0.93

Vergleich mit Literatur

Adams *et al.* (1989) berichten von Untersuchungen zur Optimierung der Volllast Ölfeuerung (Öltyp: Bunker C) an der Versuchsanlage der Studsvik Energy (vgl. Tab. 2.1). Während die dort auftretende axiale Temperaturdifferenz mit 180°C beträchtlich oberhalb dem in der halbindustriellen Versuchsanlage erreichten Wert liegt, weisen die Gasabsagemessungen für die Relation zwischen O₂ und CO eine recht gute Übereinstimmung auf. 4.8 und 6.6 m über dem Düsenboden werden Messpunkte mit CO-Konzentrationen von 1'200 - 3'000 ppm bei O₂-Konzentrationen von 4 - 14 % angegeben. Die Häufung des Messwertes von 3'000 ppm lässt vermuten, dass dies der oberen Analysesegrenze entsprach, ob-

wohl keine derartige Aussage gemacht wird. Eine stark unterstöchiometrische Zone wird nicht erwähnt. Es fällt aber auf, dass alle ermittelten O_2 -Werte oberhalb der angegebenen Rauchgas-Sauerstoffkonzentration liegen und demzufolge auch Zonen mit wesentlich tieferem O_2 -Gehalt vorhanden sein müssten. Die publizierten Daten machen aber keine detailliertere Aussage möglich.

Temperaturhomogenität

Zusätzlich zum Wärmeüberschuss im Brennkammeroberteil (Ausbrand) und dem Wärmebedarf im -unterteil (Verdampfung) tritt die Wärmeproduktion also seitlich sehr asymmetrisch auf.

Die Untersuchung der lokalen Temperaturen zeigt aber auf, dass auch diese zusätzliche Ungleichverteilung durch die axiale und laterale fest/fest-Mischung des Inertmaterials ausgeglichen werden kann und die maximal auftretenden axialen Temperaturdifferenzen $< 40^\circ\text{C}$ und die radialen gar $< 20^\circ\text{C}$ sind.

6.5 Emissionen des Gas- und Feststoffpfades

Schadgaskonzentrationen

Da für die Hauptuntersuchung der Bettmaterialkörnung die Einstellungen jeweils über lange Zeit konstantgehalten werden mussten, waren im Rahmen der vorliegenden Arbeit keine umfangreichen Parametervariationen zur Emissionsminderung durchführbar. Es sind deshalb keine Aussagen bezüglich der erreichbaren Minimalwerte möglich. Anhand der Messungen ist aber ableitbar, wo spezielle Parametervariationen durchgeführt werden sollten. Reine Emissionsuntersuchungen sind mit geringerem Zeitaufwand als Körnungsuntersuchungen durchführbar. Im Sinne von Anhaltswerten werden die während den verschiedenen Betriebszuständen ermittelten Konzentrationen dennoch angegeben. Auf eine ausführliche Kommentierung wird hingegen bewusst verzichtet.

a) Kohlenmonoxid

Sowohl für den Betrieb mit Klärschlamm als auch mit Deinkingschlamm kann der in der Schweiz für Abfallverbrennungsanlagen geltende Grenzwert¹ von 50 mg m^{-3} (i.N., trocken, bzgl. 11 % O_2) eingehalten werden.

¹ LRV, Anhang 2, Ziff. 71.

Dies ist insbesondere auch in Betriebsphasen mit stationären trockenen Rauchgas-Sauerstoff-Konzentrationen von ca. 4 % möglich, was infolge der hohen Rauchgasfeuchten einer effektiven Sauerstoffkonzentration im feuchten Rauchgas von knapp unter 3 % entspricht. Damit lässt sich der Abgasverlust der Feuerung stark verringern und der Feuerungswirkungsgrad signifikant erhöhen.

b) Stickoxide

Während den 4 Betriebszuständen mit Klärschlamm und Sand A als Anfangsinertmaterial wurden Stickoxidkonzentrationen $c_{\text{NO}_x}^1$ von 150 - 230 mg m^{-3} ermittelt (Abb. 6.25).

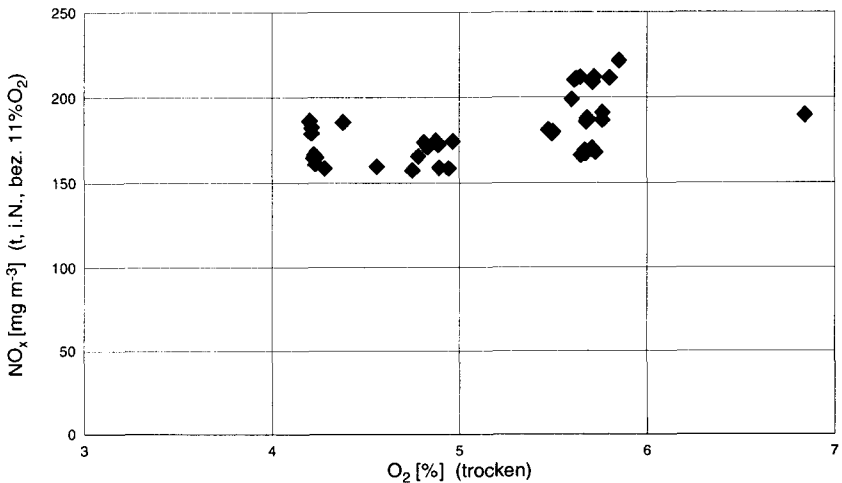


Abb. 6.25: Stickoxidkonzentrationen mit Klärschlamm

Diese Werte sind in Relation zum sehr hohen Brennstoffstickstoffgehalt des Klärschlammes von 5.0 Masse-%, bezogen auf den trockenen organischen Brennstoffanteil, zu betrachten. Der organische Anteil an der Trockensubstanz beträgt 40.3 %, der Trockensubstanzgehalt 20.6 % (vgl. Tab. 3.1). Da die Stickoxidemission bezüglich des trockenen Rauchgases beurteilt wird, ist als Vergleichsgröße des Emissionspotentials unterschiedlicher Brennstoffe der

¹ Alle in diesem Kapitel genannten Stickoxidkonzentrationen c_{NO_x} sind übliche Emissionsangaben in mg m^{-3} im trockenen Rauchgas bei Normbedingungen und bezogen auf einen Sauerstoffgehalt von 11 %, wobei alle NO_x -Moleküle als NO_2 -Moleküle gerechnet werden.

Stickstoffgehalt bezüglich des organischen Anteils der geeignetste Abschätzungswert. Bei bekannter Elementarzusammensetzung ist eine genauere Aussage anhand der mittels Verbrennungsrechnung ermittelten maximal möglichen NO_x -Konzentration möglich.

Als Kenngröße bezüglich des effektiven Verhaltens bei unterschiedlichen Feuerungsbedingungen oder zum Vergleich verschiedener Brennstoffe wird häufig die Umwandlungsrate $U_{\text{BN} \rightarrow \text{NO}_x}$ des Brennstoffstickstoffs (BN) zu Stickoxiden (NO_x) verwendet. Sie wird definiert als das Verhältnis der aus dem Brennstoffstickstoff (BN) gebildeten NO_x -Menge zur theoretisch möglichen NO_x -Menge, wenn der gesamte im Brennstoff gebundene Stickstoff zu NO_x reagieren würde.

$$U_{\text{BN} \rightarrow \text{NO}_x} = \frac{\text{zu } \text{NO}_x \text{ reagierter Brennstoffstickstoff}}{\text{im Brennstoff gebundener Stickstoff}} \leq 100\% \quad (6.3)$$

Exakterweise müsste also von der Gesamtmenge des gemessenen NO_x derjenige Anteil abgezogen werden, der via die thermische NO -Bildung und die prompte NO -Bildung aus dem Luftstickstoff entstanden ist, um den NO_x -Anteil aus dem Brennstoff zu berechnen. Weil die Bildung von thermischem NO_x in der ZWS-Feuerung praktisch ausgeschlossen werden kann und der Anteil von promptem NO_x klein ist, wird in dieser Arbeit das gesamte gemessene NO_x vereinfacht als aus dem Brennstoffstickstoff entstandenes NO_x betrachtet. Zudem wurde die Gesamtmenge NO_x vollständig auf die mit dem Abfallbrennstoff eingetragene Stickstoffmenge bezogen, also keine Korrektur für die Konversion des Ölstickstoffes vorgenommen. Da der mit dem Öl eingetragene Stickstoffmassenstrom maximal 0.5 % desjenigen von Klärschlamm und auch desjenigen von Deinkingschlamm entspricht, würde selbst eine 100 % Konversion dieses Stickstoffanteils nur zu einer kleinen Veränderung in der bezüglich des Abfallbrennstoffes berechneten Umwandlungsrate führen.

$U_{\text{BN} \rightarrow \text{NO}_x}$ wurde also berechnet aus:

$$U_{\text{BN} \rightarrow \text{NO}_x} = \frac{\text{Stickstoffmassenstrom im } \text{NO}_x \text{ des Rauchgases}}{\text{Abfallbrennstoffmassenstrom} \cdot \text{mittlerer Stickstoffgehalt des Abfallbrennstoffes}} \quad (6.4)$$

Die für Klärschlamm gemessenen Stickoxidkonzentrationen entsprechen Umwandlungsraten $U_{\text{BN} \rightarrow \text{NO}_x}$ des Brennstoffstickstoffes von 3.2 - 4.5 %. Es wurde also nur ein kleiner Anteil des Brennstoffstickstoffes zu Stickoxiden umgewandelt.

Es wären detailliertere Untersuchungen notwendig um abzuklären, ob der in der Schweiz für die Verbrennung von kommunalem Klärschlamm geltende NO_x -Grenzwert¹ von 80 mg m^{-3} durch eine Optimierung der Luftstufung oder allenfalls weiteres Absenken der ZWS-Temperatur rein mittels Primärmassnahmen erreicht werden kann. Während solch detaillierterer Emissionsuntersuchungen sollten unbedingt auch Gaskonzentrationsmessungen innerhalb des Steigrohrs durchgeführt werden, da eine Vergleichsmässigung der Gaskonzentrationen zu einer deutlichen Verminderung der NO_x -Emissionen führen könnte. Falls der Grenzwert nicht eingehalten werden kann, müssten an einer grosstechnischen Anlage sekundäre Massnahmen zur Anwendung gelangen. Aufgrund des mit ca. 850°C nahezu optimalen Temperaturbereichs bietet sich dazu die selektive nichtkatalytische Reduktion (SNCR) mittels Ammoniak- oder Harnstoffeindüsung an.

Abbildung 6.26 zeigt typische NO_x -Konzentrationen für die Verbrennung von Deinkingschlamm während sämtlicher Zustände der Versuche 3 und 4. Die Werte liegen zwischen 150 und 340 mg m^{-3} . Wie bereits beschrieben (Kap. 5.1) bedingten wechselnde Schlammheizwerte den Einsatz unterschiedlicher Ölmengen. Die in Abbildung 6.26 vorgenommene Auftrennung nach Zuständen mit Ölmengen von $0 - 30 \text{ l h}^{-1}$ oder $30 - 80 \text{ l h}^{-1}$ zeigt auf, dass grössere Ölmengen nicht einfach zu einer Verdünnung eines hypothetischen Schlammrauchgases und damit zu einer Verringerung der NO_x -Konzentration führen.

Wird das trockene Rauchgas als Mischung von Schlammrauchgas und Ölruchgas mit gleichen Restsauerstoffgehalten betrachtet, so beträgt der Volumenanteil des Ölruchgases am gesamten trockenen Rauchgas ca. 20 % für einen Ölvolumenstrom von 30 l h^{-1} respektive ca. 45 % für 75 l h^{-1} .

Das Stickoxidemissionspotential von Deinkingschlamm ist geringer als dasjenige von Klärschlamm, da der auf den organischen Anteil bezogene mittlere Stickstoffgehalt des Deinkingschlammes mit 1.2 Masse-% etwa einen Viertel des Wertes von Klärschlamm entspricht. Da die Stickstoffgehalte der Deinkingschlammproben von 0.6 - 3.2 Masse-% (bzgl. organischem Anteil) variieren, überstreichen die mittels der Verbrennungsrechnung für die jeweilige Elementar-

¹ LRV, Anhang 2, Ziffer 71.

zusammensetzung errechneten maximalen NO_x -Konzentrationen bei Alleinverbrennung den weiten Bereich von $1'900 - 11'000 \text{ mg m}^{-3}$ (t., i.N., bez. $11 \% \text{ O}_2$). Der organische Anteil an der Trockensubstanz beträgt 50.5% , der Trockensubstanzgehalt 47.3% (vgl. Tab. 3.1).

Die gemäss Gleichung 6.4 aus den Messwerten berechneten Umwandlungsraten $U_{\text{BN} \rightarrow \text{NO}_x}$ des Brennstoffstickstoffs zu Stickoxiden liegen zwischen 4.5 und 12% . Der Anteil des Brennstoffstickstoffs der zu NO_x umgewandelt wird, ist also auch für Deinkingschlamm gering, aber höher als für Klärschlamm.

Da die überwiegende Mehrzahl der Messwerte unterhalb des für Altpapier geltenden Grenzwertes¹ von 250 mg m^{-3} liegen, lässt sich dieser allein durch geeignete Primärmassnahmen einhalten.

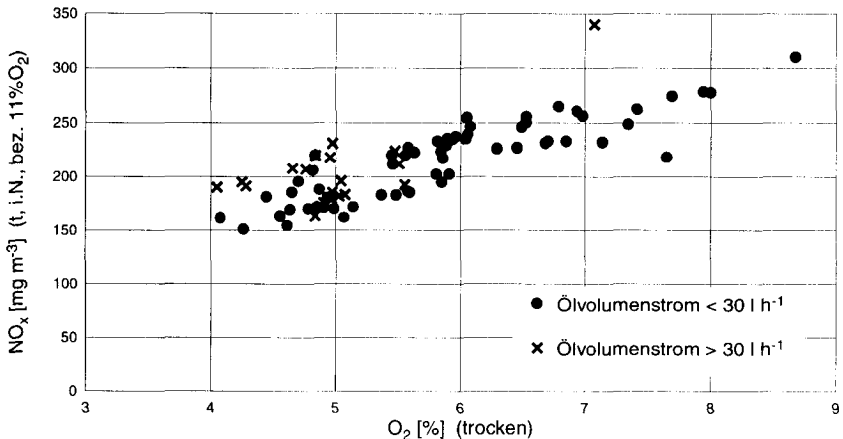


Abb. 6.26: Stickoxidkonzentrationen mit Deinkingschlamm

c) Lachgas

Tabelle 6.2 enthält die Mittel- sowie die Minimal- und Maximalwerte der für die beiden Brennstoffe ermittelten Lachgaskonzentrationen. Die Werte liegen etwa im Bereich von braunkohlegefeuerten ZWSF und sind als relativ niedrig zu betrachten (vgl. Kap. 1.2). Ein Grenzwert ist nicht vorgegeben.

¹ LRV, Anhang 2, Ziffer 72.

Abfallbrennstoff	Mittelwert [mg m ⁻³]	Minimum [mg m ⁻³]	Maximum [mg m ⁻³]
Deinkingschlamm	21	< 5	63
Klärschlamm	40	14	73

Tab. 6.2: Messwerte der Lachgaskonzentrationen (auf einen Sauerstoffgehalt von 11 % O₂ bezogen)

Gehalt an Unverbranntem in den Aschen

Der Gehalt an Unverbranntem in der Asche wurde näherungsweise durch den Glühverlust bei 550°C bestimmt. Die experimentellen Ergebnisse zeigen, dass ein hoher Feststoffausbrand erreicht wird. Sämtliche Ascheproben der verschiedenen Betriebszustände weisen einen Glühverlust von unterhalb 5 %¹ auf. Tabelle 6.3 enthält die entsprechenden Mittelwerte und Konfidenzintervalle. Die Aschen sind sehr homogen und nahezu weiss.

	Zyklonvorabscheider	Tuchfilter
Deinkingschlamm Versuch 1, Zustände 1 - 4	0.6 ± 0.4 %	0.8 ± 0.6 %
Deinkingschlamm Versuch 3, Zustände 1 - 4	1.3 ± 0.1 %	2.1 ± 2.4 %
Klärschlamm Versuch 2, Zustände 1 - 4	0.5 ± 0.5 %	3.2 ± 1.3 %

Tab. 6.3: Mittelwerte inklusive 95 %-Konfidenzintervalle der Glühverluste (550°C) der beiden Hauptanfallstellen der Flugasche für verschiedene Versuchswochen (Aschemasseanteile: 80-85 % Zyklonvorabscheider, 15-20 % Tuchfilter)

6.6 Verhalten von Chlor und Schwefel

Das Verhalten von Chlor und Schwefel ist sowohl hinsichtlich der gasförmigen Emissionen (HCl und SO₂) als auch der Möglichkeiten der Ascheverwertung von Bedeutung. Für einen gegebenen Schwefel- und Chlorgehalt des Brennstoffes gilt es demnach bei Einhaltung der Emissionsgrenzwerte das Optimum zu finden zwischen apparativem und betrieblichem Aufwand und der Wiederverwertbarkeit

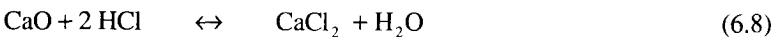
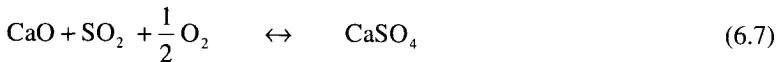
¹ Der Grenzwert von 5 % gilt für die Einstufung als Inertmaterial nach der TVA und z.B. auch für die Verwertung von Steinkohleflugaschen als Betonzusatzstoff nach DIN 1045.

der unterschiedlichen Ascheströme. In dieser Hinsicht wurden auch die Versuche an der halbindustriellen Versuchsanlage durchgeführt. Vor der Erläuterung der Resultate soll kurz auf die entsprechende Theorie eingegangen werden.

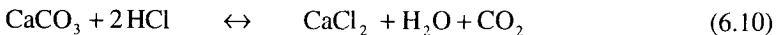
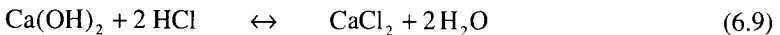
6.6.1 Theorie und Untersuchungsschwerpunkt

Auf dem Gebiet der trockenen SO_2 - und HCl -Abscheidung mit calciumhaltigen Sorbentien wurden sowohl von der Kohlekraftwerksseite als auch bezüglich der Abfallverbrennung eine riesige Anzahl von Untersuchungen durchgeführt. Mittlerweile ist im grossindustriellen Massstab erwiesen, dass innerhalb der ZWS-Feuerung sehr hohe Schwefeldioxidabscheidegrade und im kalten Bereich (ca. 100°C) in einem geeigneten Gas-Feststoffreaktor (z.B. Rückstromwirbler) hervorragende Abscheideleistungen bezüglich Chlorwasserstoff und Fluorwasserstoff sowie weiterer Schadgaskomponenten erreicht werden können (Graf 1992, Hefni-Omar 1992).

Folgende Reaktionen sind von Bedeutung:



Die entsprechenden Gleichgewichtspartialdrücke, berechnet unter der Annahme, dass sich das Rauchgas wie ein ideales Gasgemisch verhält, sind in den Abbildungen 6.27 - 6.29 dargestellt. Da im kalten Bereich Calciumoxid gemäss den Reaktionen 6.5 und 6.6 teilweise wieder zu Calciumcarbonat oder Calciumhydroxid reagiert, kann HCl auch gemäss den Reaktionen 6.9 und 6.10 abgeschieden werden. Der HCl -Gleichgewichtspartialdruck der Reaktion 6.10 ist allerdings so hoch, dass daraus eher HCl in Konkurrenz zu den andern Reaktionen zurückgebildet würde (Dam-Johansen 1992).



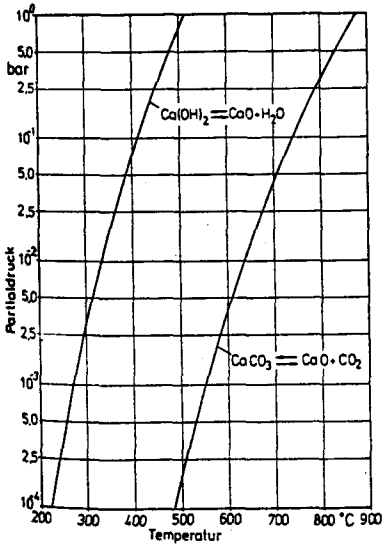


Abb. 6.27: Gleichgewichtspartialdruck für CO_2 (Reaktion 6.5) und H_2O (Reaktion 6.6). Nach Chughtai (1983).

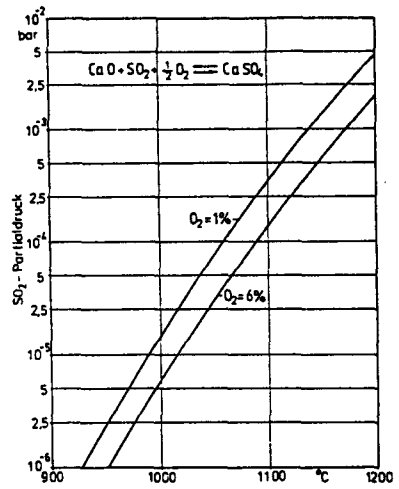


Abb. 6.28: Gleichgewichtspartialdruck für SO_2 (Reaktion 6.7). Nach Chughtai (1983)

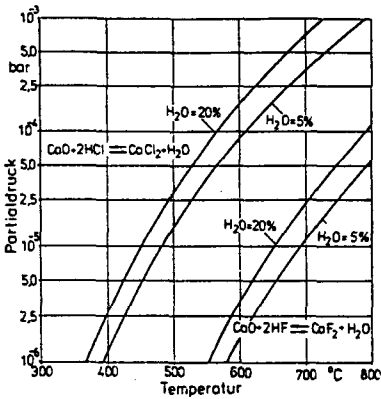


Abb. 6.29: Gleichgewichtspartialdruck für HCl (Reaktion 6.8). Nach Chughtai (1983).

Für eine für die Versuche mit Deinkingschlamm und Klärschlamm typische Rauchgaszusammensetzung mit $y_{\text{O}_2,f} = 4 \%$, $y_{\text{CO}_2,f} = 10 \%$ und $y_{\text{H}_2\text{O}} = 30 \%$ ergibt sich also folgendes Bild:

- oberhalb 750°C wird Calciumcarbonat zu Calciumoxid decarbonisiert, da die CO_2 -Konzentration des Rauchgases unterhalb des CO_2 -Gleichgewichtspartialdruckes der Reaktion 6.5 liegt.
- unterhalb 460°C wird Calciumoxid zu Calciumhydroxid hydratisiert, da die H_2O -Konzentration des Rauchgases grösser ist als der H_2O -Gleichgewichtspartialdruck der Reaktion 6.6.
- für Temperaturen $< 930^\circ\text{C}$ ist der SO_2 -Gleichgewichtspartialdruck kleiner als 1 ppm
- für Temperaturen $> 700^\circ\text{C}$ ist der HCl-Gleichgewichtspartialdruck grösser als 1000 ppm

Wie bei allen thermodynamischen Gleichgewichtsdaten ist lediglich die Reaktionsrichtung ableitbar. Wie schnell die mögliche Reaktion abläuft (Kinetik) und ob es zu einer unvollständigen Endkonversion des Sorbens kommt (*Dam Johansen* 1992), ist daraus nicht bestimmbar.

Die Gleichgewichtspartialdrücke zeigen den Unterschied zwischen SO_2 und HCl bezüglich der Abscheidung auf Konzentrationen unterhalb der für Abfallverbrennungsanlagen geltenden Grenzwerte¹: Der SO_2 -Gleichgewichtspartialdruck von 1 ppm bei 930°C liegt unterhalb des Grenzwertes von 50 mg m^{-3} (19 ppm, umgerechnet für die vorgehend angegebene Sauerstoff- und Wasserdampfkonzentration). SO_2 kann also direkt in der Feuerung auf Konzentrationen unterhalb des Grenzwertes reduziert werden. Im Gegensatz dazu ist der HCl-Gleichgewichtspartialdruck von 1000 ppm bei 700°C weit vom Grenzwert von 20 mg m^{-3} (13 ppm) entfernt. HCl kann deshalb allgemein erst entlang des Rauchgasweges bei Temperaturen von weniger als ca. 450°C auf Konzentrationen unterhalb des Grenzwertes eingebunden werden.

Für hochchlorhaltige Brennstoffe kann bereits in der Feuerung eine HCl-Teileinbindung erfolgen. Die aus den Brennstoffanalysen berechneten maximalen HCl-Konzentrationen des untersuchten Deinkingschlammes (ca. 160 ppm) und des Klärschlammes (ca. 125 ppm) liegen aber beträchtlich unterhalb des obge-

¹ LRV, Anhang 2, Ziff. 71; alle Angaben in mg m^{-3} dieses Kapitels gelten bei Normbedingungen, trockenem Rauchgas und bezogen auf 11 % O_2 .

nannten Gleichgewichtspartialdruckes, weshalb die Reaktion 6.8 in der Feuerung in der Pyrohydrolyserichtung abläuft.

Da der erreichbare HCl-Abscheidegrad damit stark von den Mischungsbedingungen und den Verweilzeiten im Rauchgasweg abhängig ist, wurden keine speziellen Untersuchungen in dieser Hinsicht durchgeführt, sondern lediglich ermittelt, zu welcher Reduktion der brennstoffeigene Kalkanteil auf der halbindustriellen Versuchsanlage führte. Durch die Art der Kühlung mittels Wassereindüsung und Luftbeimischung wird das treibende Gefälle im Vergleich zu einer Grossanlage verringert.

Das Interesse richtete sich stattdessen auf das Verhalten des Chlors in der Feuerung, speziell im Hinblick darauf, ob eine gezielte Aufteilung des Chloranteils auf unterschiedliche Ascheströme möglich ist. Obwohl die Brennstoffchlorkonzentrationen auch bei vollständigem Umsatz zu HCl nie zu beispielsweise mit Kehrichtverbrennungsanlagen vergleichbaren HCl-Konzentrationen führen, liegen die bei vollständiger Einbindung des Chlors in die Brennstoffasche resultierenden Aschechloridkonzentrationen mit Werten von 1.8 mg g^{-1} für Deinkingschlamm und 1.3 mg g^{-1} für Klärschlamm in einem Bereich¹, in dem die Verwendung als Zement- oder Betonzuschlagstoff gefährdet werden kann. Für die Verwertung von Steinkohleflugasche als Betonzusatzstoff nach DIN 1045 ist der Chloridgehalt beispielsweise auf $\leq 0.1 \text{ Masse-\%}$ begrenzt. Dieser Grenzwert ist identisch mit demjenigen für Portlandzement (EN 197, Teil 1). Da beispielsweise die meisten in der Schweiz hergestellten Zemente Chloridgehalte im Bereich von lediglich $0.01 - 0.03 \text{ \%}$ aufweisen und damit weit unterhalb des Grenzwertes liegen, müsste aus bautechnischer Sicht der gesamte Chloridgehalt der Zementmehl/Asche-Mischung und nicht derjenige der Asche begrenzt werden. Dadurch würde die Verwertung einer (latent-) hydraulischen Asche mit leicht erhöhtem Chloridgehalt durch Zumischung zu einem chloridarmen Zementmehl ermöglicht. Im Gegensatz zum Chloridgehalt ist die theoretische mittlere Sulfatkonzentration (angegeben als SO_3) bei vollständiger Schwefeleinbindung in die Asche mit 0.6 \% für Deinkingschlamm sehr gering und mit 3.6 \% für Klärschlamm noch in einem Bereich, der eine Verwertung selbst bei direkter Anwendung der Zementnorm nicht einschränkt (EN 197, Teil 1: $\text{SO}_3 \leq 4.0 \text{ \%}$).

¹ Aufgrund der kleinen Proben-Anzahl weisen beide Mittelwerte einen beträchtlichen Unsicherheitsbereich auf.

6.6.2 Resultate

a) Konzentrationen im Bettmaterial

Für sämtliche analysierten Bettmaterialproben des Betriebs mit Klärschlamm oder mit Deinkingschlamm lag die Chloridkonzentration unterhalb der Analysegrenze von 0.5 mg g^{-1} . Dies ist insbesondere auch für die getrennt analysierten lockeren Ascheagglomerate im Korngrößenbereich oberhalb der ursprünglichen Sandkörnung der Fall (vgl. Kap. 6.1.2), obwohl diese einen sehr hohen Gehalt von Alkalimetallen aufweisen (vgl. Kap. 6.7). Selbst als während des Versuchs 3 (Zustand 4) mit 5.8 kg h^{-1} NaCl nochmals die 10-fache Chloridmenge des Deinkingschlammes in das Bett eingetragen wurde, resultierte keine messbare Konzentration. Die Aufteilung in Bettasche und Flugasche scheint demnach für bettaschebildende Brennstoffe mit einer Chloridkonzentration, welche eine Verwertung der gesamten Asche verunmöglicht, eine interessante Option darzustellen.

b) Flugaschekonzentrationen

Eine weitere Aufteilungsmöglichkeit in Ascheströme unterschiedlicher Chloridkonzentration stellt die vorgängige Abtrennung eines Ascheanteils aus dem Rauchgasstrom dar, da die Absorption wie einleitend beschrieben entlang des Weges und natürlich insbesondere an den feinsten Teilchen erfolgt. Tabelle 6.4 verdeutlicht den Unterschied in der Chloridkonzentration der beiden Haupt-Ascheanfallstellen der halbindustriellen Versuchsanlage.

Ascheanfallstelle	Mittelwert \bar{x} [mg g^{-1}]	95 %-Konfidenzbereich d [mg g^{-1}]
Zyklonvorabscheider	0.82	0.20
Tuchfilter	1.80	0.57

Tab. 6.4: Chloridkonzentrationen der beiden Hauptanteile der Flugasche von Deinkingschlamm (Versuch 1, Zustände 1-4; Aschemasseanteile: 80 % Zyklonvorabscheider, 20 % Tuchfilter)

c) Reingasemissionen

Die Asche des Deinkingschlammes enthält einen derart grossen Kalkanteil, dass bei geeigneter Reaktionsstrecke keine Fremdkalkzugabe zur Einhaltung der

entsprechenden Grenzwerte¹ von HCl (30 mg m⁻³) und SO₂ (250 mg m⁻³) notwendig ist. Auf der halbindustriellen Versuchsanlage lagen die SO₂-Werte bedeutend tiefer als 250 mg m⁻³ (meist um die 10 mg m⁻³), der Grenzwert für HCl wurde hingegen in 4 der 20 einstündigen Messperioden knapp überschritten (maximal um 30 %). Für die Zeiträume mit bekannter Chlorkonzentration des Brennstoffes wurden Chloraustragsraten mit dem Reingas-HCl von 5 - 20 % der eingetragenen Chlormenge berechnet. Dass der Grund für die unvollständige Abscheidung die mangelnde Durchmischung und nicht eine Endkonversion des Kalkanteils ist, zeigen die Versuche mit Zugabe chlorhaltiger Additive: Wird zusätzlich zum Chloreintrag des Deinkingschlammes die 10-fache Menge Chlor in organischer (PVC) oder anorganischer Form (NaCl) zudosiert, werden 75 % der gesamten Chlorfracht in die Asche des Deinkingschlammes eingebunden. Im Hinblick auf eine Flugascheverwertung in der Zementindustrie ist eine Mischung mit einem stark chlorhaltigen Abfallbrennstoff aber nicht sinnvoll.

Für Klärschlamm sind lediglich die Versuchswerte für die Schwefeldioxidemissionen verfügbar, da eine Verfälschung der Chlormessungen durch aus einer anderen Versuchsanlage stammende Ablagerungen im Rauchgasreinigungsteil entstanden ist. Es lässt sich aber bereits anhand der Schwefeldioxidwerte vermuten, dass auf einer Grossanlage eine Zugabe von Fremdkalk notwendig wäre, da der Grenzwert von 50 mg m⁻³ in keiner der Betriebsphasen mit Quarzsand als Bettmaterial eingehalten wurde.

6.7 Verhalten von Alkalimetallen

Alkalimetalle sind unliebsame Begleitelemente von Brennstoffen, da sie zu Problemen im Bereich der Nachschaltheizflächen als auch in der Wirbelschicht selbst führen können. In den Nachschaltheizflächen, namentlich an den ersten Überhitzerreihen, kann es bei hohen Alkaligehalten zu starken Belagsbildungen kommen, welche in extremeren Fällen infolge Zuwachsens des Rauchgaskanalquerschnittes gar einen vollständigen Betriebsunterbruch erzwingen können, meist aber mindestens eine chlorinduzierte Hochtemperaturkorrosion unter den Belägen auslösen (Weisser 1994). Im Bereich des Bettes kann es infolge der Bildung eutektischer Zusammensetzungen zu Agglomerationen kommen, welche in mehreren Fällen die Fluidisierung vollständig zum Erliegen gebracht haben (Zimmer 1994).

¹ LRV, Anhang 2, Ziffer 72.

Da die Versuchsanlage über keine Nachschaltheizflächen verfügt, konnte lediglich das Verhalten im Bett untersucht werden. Die Resultate der verschiedenen Versuchswochen sind sehr ähnlich und sollen anhand von Deinkingschlamm erläutert werden.

Vom ursprünglich vorgegebenen Quarzsandbett mit Natrium- und Kaliumgehalten von $< 0.1 \text{ mg g}^{-1}$ steigt die Konzentration der beiden Elemente im Bettmaterial innert weniger Stunden Schlammtrieb auf einige Zehntel Milligramm pro Gramm (sowohl Na als auch K ca. $0.3 - 0.9 \text{ mg g}^{-1}$), unabhängig davon, ob bilanzmässig die gesamte Asche als Flugasche anfällt oder ein Bettaufbau stattfindet. Ist der genannte Konzentrationsbereich von $0.3 - 0.9 \text{ mg g}^{-1}$ erreicht, herrscht ein stationärer Zustand. Alle weiteren Umlauf- und Bodenmaterialproben liegen in diesem Bereich, wobei sowohl Konzentrationszunahmen als auch -abnahmen zu beobachten sind. Da die absoluten Konzentrationen sehr klein sind, müsste aber eine detailliertere Probeserie gezogen und analysiert werden, um zu bestimmen, ob es sich hier ausschliesslich um zeitliche Schwankungen handelt, oder ob nicht auch die Mischwirkung der ZWS an die Grenzen gelangt und nicht mehr das ganze Bettmaterial mit einer einzigen Probenahme beschreibbar ist.

Sicher ist hingegen, dass die Alkalikonzentration in den neu gebildeten gröberen Bettmaterialbestandteilen (vgl. Kap. 6.1.2) nahezu derjenigen in der Flugasche entspricht (Abb. 6.30, 6.31), wobei sich im Gegensatz zu Chlorid keine starke Akkumulation der beiden Elemente in der Feinstasche des Tuchfilters im Vergleich zur Aschefraktion des Zyklonvorabscheiders ergibt. Auch die im Durchmesserbereich von $d < 280 \mu\text{m}$ des ursprünglichen Sandes liegende Bettmaterialfraktion weist etwa 3 - 6 x höhere Gehalte als der ursprüngliche Quarzsand auf.

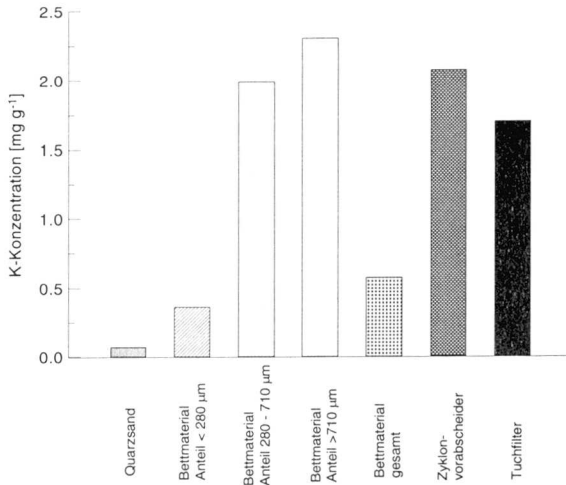


Abb. 6.30: Kaliumkonzentrationen im ursprünglichen Inertmaterial, in den Bettmaterial- und in den Flugaschefraktionen für Deinkingschlamm

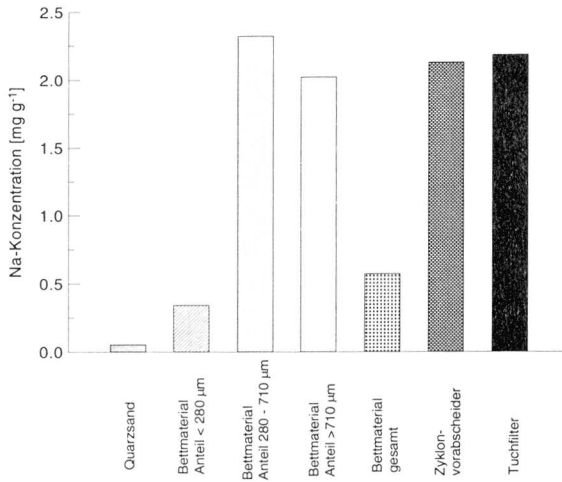


Abb. 6.31: Natriumkonzentrationen im ursprünglichen Inertmaterial, in den Bettmaterial- und in den Flugaschefraktionen für Deinkingschlamm

Wie in Kapitel 6.1.2 beschrieben, sind die groben Ascheagglomerate aber von poröser Struktur, lassen sich leicht zerteilen und scheinen auch von selbst immer

wieder zu zerfallen, da ihr Masseanteil einen konstanten Wert erreicht. Es handelt sich hier also um ungefährliche Alkaligehalte, solange durch die feine Bettmaterialkörnigkeit die Temperaturhomogenität gewährleistet ist und demzufolge keine lokalen Übertemperaturen auftreten können.

Aus den zur Untersuchung der Chloraufteilung durchgeführten Versuchen mit zusätzlicher Fremddosierung von NaCl ist ersichtlich, dass bezüglich Natrium ein beträchtlicher Sicherheitsabstand zu hinsichtlich Ascheagglomerationsvorgängen kritischen Konzentrationen besteht. Wird mittels kontinuierlicher NaCl-Zudosierung die Natriumzufuhr im Vergleich zum normalen Deinkingschlamm-eintrag versechsfacht, stellen sich sowohl im Fein- als auch im Grobanteil des Bettmaterials deutlich erhöhte stationäre Natriumkonzentrationen ein (Abb. 6.32). Selbst diese Konzentrationen führen aber noch nicht zur Bildung harter Agglomerate und auch der Anteil der porösen Ascheagglomerate im Bett nimmt nicht zu.

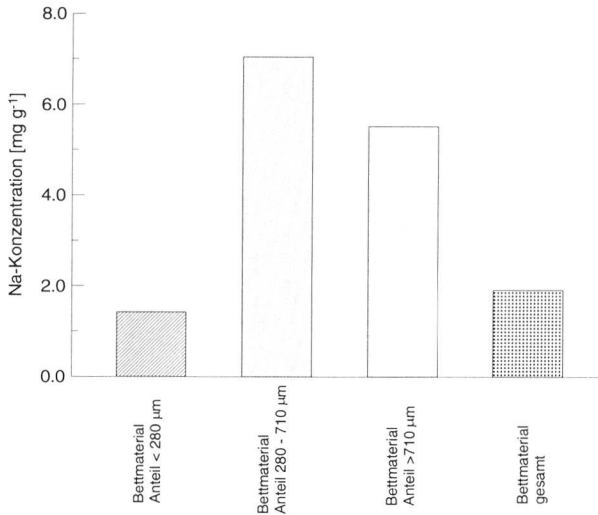


Abb. 6.32: Natriumkonzentrationen der Bettmaterialfraktionen für Deinkingschlamm bei versechsfacher Natriumzufuhr (Additiv: NaCl)

7 Schlussfolgerungen und Ausblick

Zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen haben im Kraftwerks- und im Industrie-feuerungsbereich innerhalb der letzten 15 Jahre eine grosse Verbreitung erlangt. Da in ihnen sowohl gasförmige, flüssige als auch feste Brennstoffe in einem breiten Heizwertbereich verwendet werden können, stellt diese Feuerungsart auch ein wichtiges Potential für die zunehmende thermische Verwertung von Abfallstoffen dar.

Aufgrund der komplexen Gas/Feststofffluidodynamik und den damit eng gekoppelten Reaktionsabläufen stützt sich die Auslegung von neuen Feuerungen hauptsächlich auf Erfahrungen mit bestehenden Anlagen. Eine geschlossene Modellierung ist noch nicht absehbar.

Die globale und lokale Strömungsdynamik wird sehr stark von der Bettmaterial-Korngrößenverteilung (KGV) beeinflusst. Diese stellt damit einen der zentralen Auslegungsparameter dar. Sie muss während des Betriebes konstant auf dem Sollwert gehalten werden. Die Vorteile des ZWS-Reaktorprinzips werden nur bei feiner Bettmaterialkörnung voll ausgenutzt. Da die Bettmaterial-KGV aus dem wirbelschichtspezifischen Aschebildungsverhalten der Brennstoffe, dem Zerfallsverhalten des Anfangsinertmaterials und allfälliger Sorbentien sowie dem Zyklonabscheidegrad resultiert und alle diese Einflussfaktoren wiederum in Wechselwirkung mit dem Betriebszustand stehen, kann nur mit entsprechenden Resultaten aus Versuchs- und Grossanlagen abgeschätzt werden, welche Bettmaterialkörnung sich während des Feuerungsbetriebes einstellt. Weicht deren Wert vom Auslegungswert ab, so müssen zusätzliche Massnahmen wie die Zugabe von Fremd-Inertmaterial oder die Rückführung bestimmter Bett- oder Flugascheanteile bereits in der Planung einer industriellen Anlage berücksichtigt werden.

Für noch nicht industriell eingesetzte Brennstoffe ist man deshalb zwingend auf experimentelle Untersuchungen an Versuchsanlagen von betriebsnaher Grössenordnung angewiesen. Zu diesem Zweck wurde im Rahmen dieser Arbeit eine halbindustrielle zirkulierende Wirbelschichtfeuerung mit verzögerungsfreier Feststoffrückführung aufgebaut. Dabei wurden wichtige Ergebnisse aus den Versuchen an der kaltbetriebenen halbertechnischen Anlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich einbezogen. Die Federführung in der konzeptionellen Gestaltung und der Anlagenauslegung sowie die Ko-Leitung

während des weiteren Projektablaufes bis hin zur Inbetriebnahme nach 19 Monaten bildete einen wichtigen Bestandteil der Arbeit.

Auf der neu errichteten Anlage wurden umfangreiche, gezielte Versuche über einen weiten, industriell relevanten Betriebsbereich durchgeführt. Sie ermöglichen sowohl die Charakterisierung des wirbelschichtspezifischen Verbrennungsverhaltens der untersuchten Abfallbrennstoffe als auch der Beeinflussbarkeit des fluiddynamischen Betriebszustandes durch Veränderung der Betriebsparameter. Insgesamt wurden im 24-Stunden-Betrieb 126 Tonnen Deinkingschlamm und 39 Tonnen Klärschlamm verbrannt.

Die wesentlichsten Resultate der Feuerungsversuche lassen sich folgendermassen zusammenfassen:

Es konnte gezeigt werden, dass sich stationäre Korngrössenverteilungen des Bettmaterials im gewünschten Feinkornbereich erzielen lassen, ohne dass dazu eine Fremdinertmaterialzugabe oder eine Rückführung bestimmter Flug- oder Bettascheanteile notwendig ist. Mit mittleren Partikeldurchmessern von $d_{50,3} = 138 \mu\text{m}$ ($Ar = 10$) für Klärschlamm und $d_{50,3} = 164 \mu\text{m}$ ($Ar = 16$) für Deinkingschlamm liegen die erreichten stationären Bettmaterial-KGV im feinsten Bereich der von ZWS-Feuerungen publizierten Daten.

Für beide Abfallstoffe wurde weder ein Einfluss der ZWS-Temperatur noch des Bettinventars auf die stationäre Bettmaterial-KGV gefunden. Dies bedeutet, dass das Bettinventar als freier Betriebsparameter für die Einstellung des gewünschten Betriebszustandes der ZWS-Feuerung neben der Temperatureinstellung für die feuerungsinterne Emissionsminderung zur Verfügung steht.

Der Fraktionsabscheidegrad des Rückführzyklons stellt den entscheidenden Einflussfaktor auf die erzielbare stationäre Bettmaterial-KGV dar. Die Tatsache, dass sehr feine stationäre Bettmaterialkörnungen erreicht werden, verdeutlicht, dass die neuartige Zyklonbauweise ohne Tauchrohr die bei der Auslegung zum Ziel gesetzten sehr hohen Fraktionsabscheidegrade erreicht. Während diese für die halbertechnische kaltbetriebene Versuchsanlage des Instituts für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich zahlenmässig angegeben werden können, sind solche Zahlen für die halbindustrielle Feuerungsanlage aufgrund apparativer Einschränkungen im Rauchgasweg und dem z. Zt. noch nicht messbaren externen Feststoffumlauf nicht in befriedigender Genauigkeit verfügbar. Da der Fraktionsabscheidegrad einen zentralen Einfluss auf einen effizienten Betrieb ausübt, sollten zukünftige Untersuchungen in diese Richtung vertieft werden. Dabei sollten

Zustände ohne Festbrennstoffeintrag untersucht werden, da dadurch sowohl der Anlagebetrieb als auch die Inertmaterialbilanzierung wesentlich vereinfacht werden können.

Eine wichtige Erkenntnis bezüglich des Zyklonabscheideverhaltens ist die Wechselwirkung zwischen dem Fluidisierungszustand im Siphon/Fallrohrbereich und dem Zyklonabscheidegrad. Sowohl auf der kalten halbtechnischen Versuchsanlage als auch auf der halbindustriellen ZWSF-Anlage konnte gezeigt werden, dass eine nicht optimale Siphonfluidisierung den Zyklonabscheidegrad massiv verschlechtert. Vermutlich gelangt bereits abgeschiedener Feststoff durch im Fallrohr aufsteigendes Gas wieder in den Zyklonwirbelbereich und wird ausgetragen. In solchen Phasen kann ein beträchtlicher Bettinventarverlust bei nahezu gleichbleibender Verteilung der Körnung des Wirbelbetts beobachtet werden, was bedeutet, dass der Verlust an Bettmaterial praktisch Korngrößenunabhängig über den ganzen Körnungsbereich auftritt. Dieser Effekt könnte auch bei grossindustriellen ZWSF-Kohlekraftwerken für bekannte Probleme bei der Einstellung einer gleichbleibend feinen Körnung und eines konstanten Bettinventars wesentlich mitverantwortlich sein.

Die genannten stationären Bettmaterial-KGV werden bei der Verwendung feinkörnigen Anfangsinertmaterials erreicht. Für Klärschlamm wurde lediglich Sand A ($d_{50,3} = 139 \mu\text{m}$) verwendet. Für Deinkingschlamm ergab sich dieselbe stationäre Bettmaterialkörnung, unabhängig davon, ob Sand A oder Sand B ($d_{50,3} = 168 \mu\text{m}$) verwendet wurde. Es ist noch keine Aussage möglich, ob bei Sand C ($d_{50,3} = 297 \mu\text{m}$) dieselbe stationäre Bettmaterial-KGV erreicht würde, oder ob eine zweite stationäre Korngrößenverteilung des Bettmaterials im größeren Bereich existiert, da bei Versuchsende noch keinen stationärer Wert erreicht war. In den 16 Betriebsstunden trat eine nahezu kontinuierliche Verfeinerung des Umlaufmaterials auf $d_{50,3} = 238 \mu\text{m}$ bei gleichzeitiger Bettmaterialakkumulation ein.

Es konnte gezeigt werden, dass der Betrieb mit feiner Bettmaterialkörnung (Sand A oder B) wesentliche Vorteile aufweist: Bei ansonsten gleichen Betriebsparametern wird eine wesentlich höhere Feststoffvolumenkonzentration im Brennkammeroberteil und ein erwünschter hoher externer Feststoffumlauf erreicht. Beide Faktoren sind sowohl für den Gesamtwärmehaushalt als auch für das Erzielen einer nahezu konstanten kontrollierten Temperatur über den gesamten ZWS-Kreislauf für eine optimale Emissionsminderung wichtig. Gerade im Falle schlammförmiger Abfallstoffe mit hohem Wassergehalt kann die Temperatur nur dann im gesamten ZWS-System konstant gehalten werden, wenn auch die im Brennkammeroberteil freigesetzte Verbrennungswärme mittels genügender

interner und externer Feststoffrezirkulation wieder in den unteren Bereich der Brennkammer verschoben werden kann. Dort laufen mit der Wasserverdampfung, der Pyrolyse und der Teilvergasung der organischen Anteile hauptsächlich endotherme Vorgänge ab, die eine hohe Wärmezufuhr erfordern. Bei feiner Bettmaterialkörnung bleibt der Temperatenausgleich selbst bei kleinem Primärluftanteil und grossem Abstand der Sekundärlufteinleitung vom Düsenboden gewährleistet. Damit können diese beiden Betriebsparameter im Sinne der Emissionsminderungsmassnahmen freier variiert werden als bei grobem Bettmaterial, für das ab gewissen Grenzen eine merkliche Temperaturdifferenz zwischen Brennkammeroberteil und -unterteil auftritt. Ein ausreichend hoher externer Feststoffumlauf ermöglicht den Einsatz eines externen Fließbettkühlers. Dadurch kann die Wärmeauskopplung den Heizwertschwankungen angepasst werden, ohne den Fluidisierungszustand im Steigrohr zu ändern. Für heizwertreiche Brennstoffmischungen, bei denen Wandheizflächen im Steigrohr eingebaut werden können, führt die höhere Feststoffkonzentration im Brennkammeroberteil zu hohen mittleren Wärmeübergangskoeffizienten zwischen Wirbelschicht und Wandheizfläche. Damit erzielt man gleichzeitig höhere spezifische Verbrennungsleistungen ohne Nachteile auf der Emissionsseite.

Für Deinkingschlamm fällt stoffbedingt aufgrund der sehr feinen Körnung praktisch alle Asche als Flugasche an, während für Klärschlamm zwischen 0 und 20 % der Gesamtasche als Bettasche anfällt. Für den Einsatz in einer ZWS-Feuerung ist für beide Abfallstoffe keine Vorbehandlung, insbesondere keine Zerkleinerung, notwendig.

Die Grösse der halbindustriellen Versuchsanlage ermöglicht experimentelle Untersuchungen zum Mischungsverhalten der Gas- und Feststoffkomponenten. Dieses ist bei schnell ablaufenden Reaktionen von entscheidender Bedeutung für die erzielbare Reaktionsausbeute. Messungen bei der Verbrennung von Deinkingschlamm zeigen relativ homogene Gaskonzentrationen innerhalb eines Steigrohrquerschnittes. Daraus ist zu schliessen, dass sich der Deinkingschlamm trotz des hohen Flüchtigengehaltes von einer Aufgabestelle aus nahezu über den ganzen Brennkammerquerschnitt verteilt, bevor die Entgasungsphase abgeschlossen ist. Die begrenzte laterale Gas/Gas-Mischung führt zu hohen CO-Konzentrationen in halber Brennkammerhöhe, welche über den weiteren Verlauf des Steigrohrs und den Zyklon aber auf einen Endwert deutlich unterhalb des Emissionsgrenzwertes¹ von 50 mg m^{-3} abgebaut werden. Dass die Mischung der festen Brennstoffpartikel während der Entgasungsphase für die relativ homoge-

¹ Alle Emissionsangaben in dieser Arbeit gelten für Normbedingungen und sind bezogen auf 11 % O₂ im trockenen Abgas

nen Gaskonzentrationen verantwortlich ist, konnte anhand eines Vergleichsver- suches mit alleiniger, absichtlich nicht optimierter Eindüsung von Heizöl extra- leicht aufgezeigt werden. Für diesen Fall der alleinigen Gas/Gas-Mischung ist die Verbrennung quasi auf den halben Steigrohrquerschnitt begrenzt und oberhalb der Eindüsungsstelle herrschen auch in mehreren Metern vertikalem Abstand stark reduzierende Bedingungen.

Die experimentellen Ergebnisse für Emissionen des Gas- und Feststoffpfades sind als Anhaltswerte und nicht als niedrigste zu erreichende Werte zu betrach- ten, da bezüglich der Emissionsminderung keine gezielten Parametervariationen durchgeführt wurden.

Mit beiden Abfallbrennstoffen traten weder in der Gasphase noch in der anfan- lenden Asche Probleme bezüglich des Kohlenstoffausbrandes auf. Der Glühver- lust der Aschen liegt - meist beträchtlich - unterhalb des Grenzwertes von 5 % und auch der Kohlenmonoxidgrenzwert von 50 mg m^{-3} wird unterschritten. Wäh- rend der Stickoxidgrenzwert von 250 mg m^{-3} für Deinkingschlamm durch geeig- nete Wahl der Betriebsparameter eingehalten werden kann, müsste eine detaillier- tere Untersuchung aufzeigen, ob sich der für Klärschlamm geltende Grenzwert von 80 mg m^{-3} allein durch feuerungsinterne Primärmaßnahmen einhalten lässt. Während einer solch detaillierteren Emissionsuntersuchung sollten unbedingt umfangreiche Messungen bezüglich der lokalen Gaskonzentrationen im Steigrohr durchgeführt werden, da eine Vergleichsmässigung der Konzentrationen zu einer deutlichen Verringerung der NO_x -Emissionen führen könnte. Andernfalls bietet sich aufgrund des geeigneten Temperaturbereichs der Einsatz der selektiven nichtkatalytischen Reduktion (SNCR) mittels Ammoniak- oder Harnstoffein- düsung als Sekundärmaßnahme an. Die Mittelwerte der Lachgaskonzentrationen sind mit 21 mg m^{-3} für Deinkingschlamm und 40 mg m^{-3} für Klärschlamm niedrig, ein Grenzwert existiert nicht.

Deinkingschlamm verfügt über einen hohen Calciumanteil, weshalb bereits in der Feuerung Schwefeldioxid und entlang des Rauchgasweges Chlorwasserstoff in die Asche eingebunden wird. Die entsprechenden Grenzwerte lassen sich ohne zusätzliche Absorbenszugabe einhalten. Auch wenn eine beträchtliche Einbin- dungskapazität über den Eigengehalt von Chlor und Schwefel hinaus vorhanden ist, muss im einzelnen Anwendungsfall abgeklärt werden, ob diese beispielsweise durch Mischfeuerung mit einem chlorhaltigen Brennstoff ausgenützt werden soll, da dadurch die Ascheverwertung in der Zementindustrie behindert oder gar verunmöglicht werden kann. Für Klärschlamm hingegen ist eine Zugabe von Kalkstein zur Einhaltung des SO_2 -Grenzwertes von 50 mg m^{-3} notwendig.

Für den Fall, dass eine zu hohe Aschechloridkonzentration eine Verwertung verhindert, stellt eine gezielte Aufteilung in Bettasche und Flugasche eine Möglichkeit dar, zwei Aschefractionen unterschiedlichen Chloridgehaltes zu erzeugen, um wenigstens die Bettasche einer Verwertung zuführen zu können. Es wurde gezeigt, dass die Chloridkonzentration im Bettmaterial selbst dann unterhalb der Analysegrenze von 0.5 mg g^{-1} liegt, wenn die mit Deinkingschlamm eingetragene Chlormenge durch Zugabe von NaCl auf den 11-fachen Wert erhöht wird. Eine weitere Möglichkeit besteht in der separaten Abtrennung eines Ascheanteiles aus dem Rauchgasstrom vor der eigentlichen Feinststaubabscheidung, da die Absorption von Chlor entlang des Rauchgasweges und bevorzugt an den feinsten Calciumpartikeln erfolgt.

Die experimentellen Ergebnisse bezüglich des Verhaltens von Natrium und Kalium zeigen, dass im angewendeten Temperaturbereich von $800 - 900 \text{ }^\circ\text{C}$ die ZWS-Temperatur keinen Einfluss auf die Alkalimetallkonzentration im Bettmaterial hat und dass es zu keinen betriebsgefährdenden Agglomerationsvorgängen kommt, solange die Temperaturkontrolle gewährleistet ist.

Der kalte Betrieb der halbindustriellen ZWSF mit Luft und nahezu monodispersen Glaskugeln ($\text{Ar} = 18$) dient dem Vergleich des globalen (axiale querschnittsmittlere Feststoffvolumenkonzentration) und lokalen (Feststoffgeschwindigkeit und -volumenkonzentration) fluiddynamischen Zustandes in doppelter Hinsicht: Einer Gegenüberstellung zweier kalt betriebenen Anlagen mit um den Faktor 4 verschiedenen Steigrohrquerschnittsflächen sowie dem Vergleich zwischen Kalt- und Heissbetrieb der halbindustriellen ZWSF. In einem ersten Schritt konnte gezeigt werden, dass für identische Archimedeszahl und identisches Bettinventar im kalten und im heissen Betrieb sehr ähnliche axiale Feststoffverteilungen auftreten. Die vergleichbare axiale Feststoffverteilung trat dabei im kalten Betrieb bei wesentlich niedrigerer Leerrohrgasgeschwindigkeit auf. Die Erweiterung des Vergleichs auf die halbtechnische kaltbetriebene Versuchsanlage und auf den lokalen fluiddynamischen Zustand erfolgt im Rahmen einer zur Zeit laufenden Forschungsarbeit.

Abschliessend kann festgestellt werden, dass die mit dem Aufbau einer halbindustriellen Versuchsanlage angestrebten Ziele erreicht worden sind: Die experimentellen Untersuchungen zum wirbelschichtspezifischen Verbrennungsverhalten von Deinkingschlamm und Klärschlamm konnten in der gewünschten Weise durchgeführt werden. Die für die Auslegung einer industriellen Feuerung notwendigen Daten können gewonnen werden. Es steht eine halbindustrielle Versuchsanlage für die experimentelle Untersuchung weiterer Abfallbrennstoffe zur

Verfügung. Es handelt sich dabei um die einzige Anlage in der Schweiz, die derartige Versuche ermöglicht. Auch weltweit ist sie eine der grössten zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungsanlagen zur Untersuchung von Brennstoffen mit niedrigem Heizwert.

Da der Fraktionsabscheidegrad des Rückführzyklons die beschriebene zentrale Bedeutung für das Erreichen feiner Bettmaterialkörnungen einnimmt, sollten zusätzliche Anstrengungen zur Messung des externen Feststoffumlaufes unternommen werden. Einerseits liessen sich dadurch die Fraktionsabscheidegrade auf der Versuchsanlage wirklich berechnen, andererseits würde eine auf allen industriellen Anlagen wünschbare Überwachung des externen Feststoffumlaufes als wichtigen Betriebsparameter möglich.

Es wurde gezeigt, dass homogene Aschen mit sehr niedrigem Gehalt an Unverbranntem erzeugt werden können. ZWS-Feuerungen stellen deshalb insbesondere eine wichtige Option für die thermische Verwertung relativ sortenreiner, niedrigbelasteter Abfälle dar, da für solche Stoffe zusätzlich zur Energienutzung eine Ascheverwertung möglich ist und diese bereits im voraus gesichert werden kann. Die Aschezusammensetzung sollte deshalb in den Überlegungen zur Wahl einer Brennstoffmischung stärker mitberücksichtigt werden.

A1 Messtechnik und Analysemethoden

A1.1 Temperaturen

Alle im Feuerungsbereich eingesetzten Thermoelemente sind vom Typ K (Ni-CrNi), Klasse 1 und verfügen damit im Bereich von 800 - 950°C über eine Genauigkeit von $\pm 4^\circ\text{C}$.

A1.2 Drücke

Es werden kapazitive Differenzdruckaufnehmer mit einer Genauigkeit von $\pm 0.2\%$ des Messbereiches verwendet. Tabelle A1.1 enthält die Angaben zu den im Steigrohr zur Bestimmung des axialen Druckprofils eingesetzten Druckaufnehmern.

Höhe H über Primärdüsenboden [mm]	Messbereich [mbar]	Messfehlerbereich $\pm \Delta p$ [mbar]
10040	-20 .. +40	0.12
6600	0 .. 100	0.2
4500	0 .. 100	0.2
3060	0 .. 200	0.4
1200	0 .. 200	0.4
500	0 .. 200	0.4
100	0 .. 250	0.5

Tab. A1.1: Position, Messbereich und Messfehlerbereich der im Steigrohr eingesetzten Druckaufnehmer

A1.3 Rauchgaszusammensetzung

Sauerstoff (O_2), trocken:

Analysator Typ Oxinos 100 der Firma Rosemount; Messprinzip: magnetische Suszeptibilität; Messbereich 0 - 30%; Kalibrierung mit Umgebungsluft (20.95%); Nullpunkteinstellung mit reinem Stickstoff.

Sauerstoff (O₂), feucht:

Sauerstoff Messsystem der Firma Eurox mit unbeheizter Zirkondioxidsonde (Typ Ex-S-101; Y₂O₃ stabilisiert; Rohr einseitig geschlossen) in einem Schutzrohr aus rekristallisiertem Siliziumkarbid. Kalibrierung mit Umgebungsluft.

Kohlenmonoxid (CO) und Kohlendioxid (CO₂):

Infrarot-Absorptionsmessgerät Typ BINOS der Firma Rosemount;

CO: Messbereich 0 - 500 ppm; Kalibrierung: 454 ppm; Nullpunkteinstellung: reiner Stickstoff

CO₂: Messbereich 0 - 20%; Kalibrierung: 13.0%; Nullpunkteinstellung: reiner Stickstoff

Stickoxide (NO_x in Form von NO, NO₂):

Chemiluminiszenzgerät Typ CLD 502 der Firma Tecan; Messprinzip: Nachweis der charakteristischen Lichtemission der Reaktion von NO mit O₃; Messbereich: 0 - 500 ppm NO; Kalibrierung 447 ppm NO; Nullpunkteinstellung: reiner Stickstoff.

Die Komponenten NO und NO₂ wurden einzeln gemessen. Der Anteil von NO₂ ist für alle gefahrenen Bedingungen sehr klein. Die Angabe in dieser Arbeit erfolgt in der für Emissionsbeurteilungen üblichen Art (LRV 1992) als NO_x in mg m⁻³ im trockenen Rauchgas bei Standardbedingungen (0°C, 1013 mbar) und bezüglich 11% O₂ trockenem Restsauerstoffgehalt, wobei für die Umrechnung von ppm auf mg m⁻³ alle NO- und NO₂-Moleküle als NO₂-Moleküle gerechnet werden.

Gasförmige organische Stoffe:

Gemäss VDI-Richtlinie Nr. 3481, Blatt 3. Flammenionisationsdetektor (FID) Typ JUM VE-7 der Firma Kull; Kalibrierung mit Propan (C₃H₈). Messbereich: 0 - 100 ppm; Kalibrierung: 91 ppm; Nullpunkteinstellung: reiner Stickstoff.

Gasförmige anorganische Chlorverbindungen (hauptsächlich HCl):

Probenahme durch Absaugen der Gase über Waschflaschen und Bestimmung der trockenen Gasmenge mit einem Gaszähler (BUS Empfehlungen; Anhang 21). Absorption der Gase in destilliertem Wasser (BUS Empfehlungen; VDI 3480 Bl. 1). Die Analyse der Lösungen erfolgte mittels Ionenchromatographie.

Schwefeloxide (mehrheitlich SO₂):

Probenahme und Analyse der Lösungen wie für die gasförmigen anorganischen Chlorverbindungen. Absorption der Gase in 3%-iger Wasserstoffperoxidlösung (BUS-Empfehlungen; VDI 2462).

Lachgas (N₂O):

Die Probenahme erfolgte durch Abfüllen der Rauchgase in Lindebeutel. Die Rauchgase wurden über einen Kühler, eine Natronkalkpatrone (Trocknung und CO₂-Unterdrückung) und nochmals über einen Kühler getrocknet. Wegen der Veränderung der Gasmenge durch Entzug von Kohlendioxid durch den Natronkalk wurde stichprobenweise der Sauerstoffgehalt des getrockneten Gases bestimmt und die N₂O-Konzentration entsprechend dem Sauerstoffverhältnis vor/nach Natronkalkpatrone korrigiert. Die Analyse erfolgte mit GC-MS direkt am Probegas. Es wird eine ähnliche Genauigkeit wie mit kontinuierlichen Messverfahren auf NDIR-Basis erreicht.

Tabelle A1.2 enthält die Messunsicherheiten und Nachweisgrenzen der eingesetzten Verfahren. Bei den Messunsicherheiten handelt es sich um die 95%-Vertrauensgrenzen, die gemäss Angaben der VDI-Richtlinien und der BUS-Messempfehlungen abgeschätzt wurden.

Messgrösse	Einheit	Nachweisgrenze	relative Messunsicherheit	minimale absolute Messunsicherheit
Sauerstoff, trocken	%	0.3	3	0.3
Kohlendioxid	%	0.2	5	0.2
Kohlenmonoxid	mg m ⁻³	6	10	6
Stickoxide als NO ₂	mg m ⁻³	10	10	10
Gasförmige organische Verbindungen	mg C m ⁻³	2	10	2
Chlorverbindungen als HCl	mg m ⁻³	0.1	10	0.1
Schwefeldioxid	mg m ⁻³	0.1	10	0.1
Lachgas	mg m ⁻³	1	10	1

Tab. A1.2: Nachweisgrenzen und Messunsicherheiten der eingesetzten Verfahren (*Andrée et al.* 1995)

A1.4 Brennstoffanalysen

TS	Trocknen bei 105°C
GV	mind. 2 h bei 550°C oder 815°C im Muffelofen
C	Oxidation, Verbrennung am TOC
H	Verbrennen in einem PERKIN-ELMER CHN-Analyzer 240 B im O ₂ -Strom bei 900°C; Leiten der Gase über ein mit V ₂ O ₅ und Cu gefülltes Quarzrohr bei 700°C; Bestimmen des Wasserstoffes als H ₂ O über Mg-Perchlorat-Ab- u. Desorption mittels Wärmeleitfähigkeitsdetektor
N	Kjeldahl, Wasserdampfdestillation, Rücktitration
S	Verbrennung in LECO-S-Analyzer bei 1000°C im O ₂ -Strom; quantitative infrarotspektroskopische Bestimmung des gebildeten SO ₃ in einer Gaszelle
Cl	Verbrennung im Kalorimeter, entstandene Gase in H ₂ O absorbiert, Bestimmung am IC
Alkalimetalle (Na, K)	Glührückstand (2 h 550°C) Aufschluss mit 2N HNO ₃ , Bestimmung am AAS

Tab. A1.3: Analyseverfahren zur Brennstoffanalyse

A1.5 Bettmaterial- und Ascheanalysen

Cl	wässriger Auszug, potentiometrische Titration
Alkalimetalle (Na, K)	Aufschluss mit 2N HNO ₃ , Bestimmung am AAS
Glühverlust	2 h bei 550°C im Muffelofen

Tab. A1.4: Analyseverfahren zur Bettmaterial- und Ascheanalyse

A2 Symbolverzeichnis

Lateinische Zeichen

A	[m ²]	Fläche
A _{riser}	[m ²]	Querschnittsfläche des Steigrohres
c	[m s ⁻¹]	Partikelgeschwindigkeit allgemein
	[mol m ⁻³]	Stoffkonzentration
c _i	[mg m ⁻³]	Emissions-Konzentration des Schadgases i in mg m ⁻³ bei Normbedingungen, trockenem Rauchgas und bezogen auf 11 % Restsauerstoffgehalt
c _p	[J kg ⁻¹ K ⁻¹]	Wärmekapazität (bei konstantem Druck)
D	[m]	Durchmesser, Abstand
	[m ² s ⁻¹]	Diffusionskoeffizient
D _e	[m]	hydraulischer Steigrohrdurchmesser
d		95%-Konfidenzbereich (Gl. 4.16)
d	[m]	Durchmesser
d _{50,3}	[m]	Partikeldurchmesser (Medianwert der volumenbezogenen Summenverteilung Q ₃)
d _p	[m]	Partikeldurchmesser allgemein
d _s	[m]	Partikeldurchmesser (Sauter-Mittelwert)
F	[kg m s ⁻²]	Kraft
G _s	[kg m ⁻² s ⁻¹]	auf die Steigrohrfläche bezogener externer Feststoffumlaufmassenstrom
g	[m s ⁻²]	Erdbeschleunigung
<u>g</u>	[m s ⁻²]	Erdbeschleunigung (vektoriell)
H	[m]	Höhenkoordinate des zylindrischen Koordinatensystems zur Beschreibung des Steigrohres (Düsenboden: H = 0)
H _{r,θ}		zylindrisches Koordinatensystem zur Beschreibung des Steigrohres
H _{exit}	[m]	mittlere Höhe des Überganges zum Zyklon über dem Düsenboden
H _{exit,min}	[m]	Höhe der Unterkante des Überganges zum Zyklon über dem Düsenboden
H _{Sek}	[m]	Höhe des Sekundärlufteintrittes
H _t	[m]	Gesamthöhe des Steigrohres
H _u	[J kg ⁻¹]	Heizwert (früher: unterer Heizwert)

h	[m]	Höhe allgemein
	[J kg ⁻¹]	spezifische Enthalpie
k		Reaktionsgeschwindigkeitskonstante
	[W m ⁻² K ⁻¹]	Wärmedurchgangskoeffizient
m	[kg]	Masse, Partikelmasse
		Mittelwert einer Zufallsgröße
\dot{m}	[kg s ⁻¹]	Massenstrom
n	[-]	Lastvielfaches
\underline{n}	[-]	Normaleneinheitsvektor
p	[kg m ⁻¹ s ⁻²]	Druck
p _{bez}	[kg m ⁻¹ s ⁻²]	Bezugsdruck für das relative Druckprofil über das Steigrohr (Position: H = 10040 mm)
\dot{Q}	[W]	Wärmestrom
Q ₃	[%]	volumenbezogene Summenverteilung
r	[m]	Radiale Koordinate des zylindrischen Koordinatensystems zur Beschreibung des Steigrohres
S	[m ²]	Oberfläche
s		Standardabweichung einer Zufallsgröße
T	[K]	Temperatur, absolut
t	[s]	Zeit
U _{BN→NO_x}	[%]	Umwandlungsrate des Brennstoffstickstoffes zu Stickoxiden
u	[m s ⁻¹]	Gasgeschwindigkeit
	[J kg ⁻¹]	spezifische innere Energie
u ₀	[m s ⁻¹]	Rauchgasgeschwindigkeit bezogen auf Leerrohr
V	[m ³]	Volumen
\dot{V}	[m ³ s ⁻¹]	Volumenstrom
v	[m s ⁻¹]	Geschwindigkeit allgemein
\underline{v}	[m s ⁻¹]	Geschwindigkeit vektoriell
v _{rel}	[m s ⁻¹]	Relativgeschwindigkeit Gas/Feststoff allgemein
x		Mittelwert
x _{Pri}	[-]	Anteil des Primärluftvolumenstromes am gesamten Luftvolumenstrom
y _{i,f}	[-]	Volumenanteil der Komponente i einer Gasmischung (bezogen auf das feuchte Gasgemisch)
y _{i,t}	[-]	Volumenanteil der Komponente i einer Gasmischung (bezogen auf das trockene Gasgemisch)
z	[-]	Richtungsvektor für Impulssatz

Griechische Zeichen

α	$[\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}]$	Wärmeübergangskoeffizient
β	$[\text{m s}^{-1}]$	Stoffübergangskoeffizient
γ_i	$[-]$	Massenanteil der Komponente i im Feststoff
Δ		Differenz
Δp_{Riser}	$[\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-2}]$	Druckdifferenz über das Steigrohr (p_{bez} - $p_{\text{Düsenboden}}$)
ε	$[-]$	Porosität (Volumenkonzentration des Gases, $\varepsilon = 1 - \varphi$)
ε_s	$[-]$	Porosität des Feststoffes
η	$[\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}]$	Dynamische Zähigkeit
θ	$[\text{°}]$	Umfangswinkel des zylindrischen Koordinatensystems zur Beschreibung des Steigrohres
ϑ	$[\text{°C}]$	Temperatur
ϑ_B	$[\text{°C}]$	Bezugstemperatur für Heizwert H_u (25°C)
ϑ_{ref}	$[\text{°C}]$	Referenztemperatur ($H=4650$ mm, $r=60$ mm, $\theta=124\text{°}$)
λ	$[\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}]$	Wärmeleitfähigkeit
	$[-]$	Luftüberschusszahl
μ	$[\text{kg}_s \text{kg}_g^{-1}]$	Feststoff-Massenstrombelastung
		Mittelwert der Grundgesamtheit
ν	$[\text{m}^2 \text{s}^{-1}]$	Kinematische Zähigkeit
ρ	$[\text{kg m}^{-3}]$	Dichte allgemein
ρ_{Bulk}	$[\text{kg m}^{-3}]$	Schüttdichte
ρ_f	$[\text{kg m}^{-3}]$	Fluiddichte
ρ_g	$[\text{kg m}^{-3}]$	Gasdichte
ρ_M	$[\text{kg m}^{-3}]$	Materialdichte
ρ_p	$[\text{kg m}^{-3}]$	Partikeldichte
σ		Standardabweichung der Grundgesamtheit
Φ	$[-]$	Sphärizität
φ	$[-]$	Feststoffvolumenkonzentration ($\varphi = 1 - \varepsilon$)
$\varphi_{\Delta p}$	$[-]$	scheinbare Feststoffvolumenkonzentration aus der Druckdifferenz (ohne Beschleunigungs-/Verzögerungsanteile)

Tiefgestellte Indizes und Abkürzungen

A	Asche
abs	absolut
ARA	Abwasserreinigungsanlage

B	Bezugszustand für Heizwert H_u
BA	Bettasche
BN	Brennstoffstickstoff
Br	Brennstoff
C	Kohlenstoff
CO	Kohlenmonoxid
CO ₂	Kohlendioxid
down	abwärts
DS	Deinkingschlamm
ext	extern
FA	Flugasche
f	feucht
FCC	Fluid Catalytic Cracking
FID	Flammenionisationsdetektor, gasförmige organische Verbindungen
FMZ	Flüchtige mineralische Zersetzungsprodukte
g	Gravitation
	Gas
ges	gesamt
GV	Glühverlust
H	Wasserstoff
HCl	Chlorwasserstoff
HEL	Heizöl EL („Extra leicht“)
KGV	Korngrößenverteilung
KS	Klärschlamm
KVA	Kehrichtverbrennungsanlage
M	Mineralstoff
n	Normzustand (0°C, 1013 mbar)
N	Stickstoff
N ₂ *	Luftstickstoff
N ₂ O	Lachgas, Distickstoffoxid („nitrous oxide“)
NO	Stickstoffmonoxid („nitric oxide“)
NO ₂	Stickstoffdioxid („nitric dioxide“)
NO _x	Stickoxide (NO + NO ₂)
O	Sauerstoff
O ₂	Sauerstoff
oben	Steigrohroberteil
org	organisch
p	Partikel
Pri	Primärluft

Prop	Propan
rel	Relativ (Gas zu Feststoff)
RG	Rauchgas
Riser	Steigrohr
roh	Angabe bzgl. Brennstoff im Verwendungszustand
s	Feststoff
S	Oberfläche
	Schwefel
Sek	Sekundärluft
SO ₂	Schwefeldioxid
SWS	Stationäre Wirbelschicht
T	Endzustand
t	trocken
TC	Total Carbon
th	thermisch
tot	gesamt
TS	Trockensubstanz
u	Umgebung
up	aufwärts
UV	Umgebungsverlust
V	Volumen
W	Widerstand
waf	wasser- und aschefrei
wf	wasserfrei
wmf	wasser- und mineralstofffrei
WK	Wandkühlelement
x,y,z	Koordinatenrichtungen
ZWS	Zirkulierende Wirbelschicht
ZWSF	Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

Dimensionslose Kennzahlen

Archimedes-Zahl
$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3}{v_f^2} \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} = \frac{3}{4} \cdot Re_{rel}^2 \cdot C_w$$

Widerstandsbeiwert C_w

Froude-Zahl

$$\text{Fr} = \frac{v_{\text{rel}}}{\sqrt{g \cdot d_p}}$$

modifizierte Froude-Zahl

$$\text{Fr}^* = \frac{3}{4} \cdot \text{Fr}^2 \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s - \rho_f} = \frac{n}{C_w}$$

Lastvielfaches

$$n = \frac{3 \cdot C_w \cdot \rho_f \cdot v_{\text{rel}}^2}{4 \cdot d_p \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f)}$$

$$= \frac{3}{4} \cdot \frac{\Omega}{\sqrt[3]{\text{Ar} \cdot \Omega}} \cdot C_w$$

 Ω -Zahl¹

$$\Omega = \frac{v_{\text{rel}}^3 \cdot \rho_f}{v \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f)} = \frac{3}{4} \cdot \frac{\text{Re}_{\text{rel}}}{C_w}$$

Reynolds-Zahl (Partikel)

$$\text{Re}_{\text{rel}} = \frac{d_p \cdot v_{\text{rel}}}{v_f}$$

¹ Auch *Lijatschenko*-, *Beranek*- oder *M*-Zahl genannt.

A3 Literaturverzeichnis

- Adams, C.; Morris, M.; Colmano, R.; Epis, G:
Full-Load Firing of Coal, Oil and Gas in a Circulating Fluidised Bed; Proc. of the 10th International Conference on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1989, S. 107 - 119
- Ahr, O.:
Betriebsbewährung der zirkulierenden atmosphärischen Wirbelschichtfeuerung (ZAWSF) im Kraftwerk Emile Huchet; VGB Kraftwerkstechnik 73 (1993) 5, S. 446 - 449
- Alliston, M.G.; Probst, S.G.; Wu, S.; Edvardsson, C.M.:
Experience with the Combustion of Alternate Fuels in a CFB Pilot Plant; Proc. of the 13th International Conference on Fluidized Bed Combustion; ASME, 1995, S. 745-751
- Åmand, L.E.; Leckner, B.; Dam-Johansen, K.:
Influence of SO₂ on the NO/N₂O chemistry in fluidized bed combustion, 1. Full scale experiments; Fuel 72 (1993) 4, S. 557-564
- Andrée, M.; Sigg, A.:
Emissionsmessungen während Versuchen an der ZWS-Versuchsanlage; Dr. Graf AG, Berichte Nr. 92.2514, 92.2617, 1995
- Anthony, E. J.:
Fluidized Bed Combustion of Alternative Solid Fuels; Status, Successes and Problems of the Technology; Prog. Energy Combust. Sci. 21 (1995), S. 239-268
- Arthkamp, J.:
Experimentelle Untersuchungen zur Bildung von Distickstoffmonoxid (N₂O) bei der Kohleverbrennung; Dissertation Ruhr-Universität Bochum, 1994
- Baehr, H.D.:
Thermodynamik: Eine Einführung in die Grundlagen und ihre technischen Anwendungen; 7., korrigierte Auflage; Springer, Berlin, 1989
- Barin, I.; Gelfort, E. et al:
Verbrennung und Verschlackung von Klärschlamm; in: Loll, U: Recycling von Klärschlamm 2; EF-Verlag, Berlin, 1989, S. 331 - 343

- Bäuerle, H.G.; Obers, H.; Wischniewski, M.:
Die Kontakttrocknung von kommunalen Klärschlämmen; Aufbereitungs-
technik 29 (1988) 5, S. 243-251
- Bender, J.:
Verbrennung von Rückständen der Papierproduktion in einer zirkulierenden
Wirbelschichtfeuerung; BWK 46 (1994) 1/2, S. 17-20
- Bernstein, W.; Brunne, T.; Garski, O.; Wandel, S.; Dersch, J.; Fett, F.N.:
Experimentelle Untersuchungen und Simulation des Verbrennungsverhal-
tens von ost- und westelbischen Braunkohlen in der ZWSF; VDI-Berichte
1081, 1993, S. 213-225
- Bischofsberger, W.; Born, R.:
Verfahrens- und umwelttechnische Analyse neuer thermischer Prozesse in
der Abfallwirtschaft, Phase 2: Wirbelschichtfeuerung; Berichte aus Wasser-
gütewirtschaft und Gesundheitsingenieurwesen, Nr. 90, Technische Uni-
versität München, 1989
- Burkell, J.J.; Grace, J.R.; Zhao, J.; Lim, C.J.:
Measurements of Solids Circulation Rates in Circulating Fluidized Beds;
Circulating Fluidized Bed Technology II, Proc. of the Second Int. Conf. on
Circulating Fluidized Beds (1988), Pergamon Press, Oxford, 1988, S. 501-
509
- BUWAL, Bundesamt für Umwelt, Wald und Landschaft:
Klärschlammverbrennung, Schriftreihe Umwelt Nr. 156, Bern, 1991
- Caloz, Y.;
Dissertation ETH-Zürich, in Vorbereitung, ca. 1998
- Chughtai, M.Y.; Michelfelder, S.:
Schadstoffeinbindung durch Additiveinblasung um die Flamme; Brennstoff -
Wärme - Kraft 35 (1983) 3, S. 75 - 83
- Cichon, W.; Steger, M.:
Einsatz von Wirbelschichtfeuerung und Entgasung für die thermische Be-
handlung und Verwertung von Klärschlamm; in: Keller, E.; Schenkel, W.:
Abfallwirtschaft und Recycling; Vulkan-Verlag, Essen, 1992
- Couturier, M.F.; Stevens, D.; Razbin, V.:
Temperature, Gas Concentration and Solid Mass Flux Profiles within a
Large Circulating Fluidized Bed Combustor; Proc. of the 11th. Int. Conf. on
Fluidized Bed Combustion, ASME, 1991, S. 107-114

- Couturier, M.F.; Steward, F.R.; Poolpol, S.:
Experimental Determination of Heat Transfer Coefficients in a 72 MWT
Circulating Fluidized Bed Boiler; Proc. of the 12th Int. Conf. on Fluidized
Bed Combustion; ASME, 1993, S. 1215-1222
- Dam-Johansen, K.; Weinell, C.E.; Jensen P.I.; Livbjerg, H.:
Hydrogen Chloride Reaction with Lime and Limestone: Kinetics and Sorption
Capacity; Ind. Eng. Chem. Res. 31 (1992) 1, S. 164 - 171
- Dam-Johansen, K.; Amand, L.E.; Leckner, B.:
Influence of SO₂ on the NO/N₂O chemistry in fluidized bed combustion,
2. Interpretation of full-scale observations based on laboratory experiments;
Fuel 72 (1993) 4, S. 565 - 571
- de Soete, G.G.:
Mécanismes de formation et de destruction des oxides d'azote dans la com-
bustion; Revue Générale de Thermique, 330 - 331 (1989), S. 353-373
- DIN 1045:
Beton und Stahlbeton. Bemessung und Ausführung; Juni 1986 (Entwurf)
- DIN 1045, Prüfzeichenrichtlinie:
Richtlinie für die Erteilung von Prüfzeichen für Steinkohlenflugasche als
Betonzusatzstoff nach DIN 1045 (Prüfzeichenrichtlinie) - Fassung Septem-
ber 1979; Mitteilungen des Instituts für Bautechnik 11 (1980) 2, S. 39-45
- DIN 1045, Prüfzeichenrichtlinie:
Richtlinie für die Erteilung von Prüfzeichen für Steinkohlenflugasche als
Betonzusatzstoff nach DIN 1045 (Prüfzeichenrichtlinie), Abschnitt 5.1 -
Fassung Juli 1986; Mitteilungen des Instituts für Bautechnik 17 (1986) 6,
S. 200-201
- DIN 51700:
Prüfung fester Brennstoffe, Allgemeines und Übersicht über Prüfverfahren;
Juni 1988 (Einzelnormen: DN 51701 - DIN 51730)
- DIN 51701:
Prüfung fester Brennstoffe, Probenahme und Probenvorbereitung; Teil 2:
Durchführung der Probenahme; Teil 3: Durchführung der Probenvorberei-
tung; August 1985
- Fujima, Y., Fujioka, Y., Hino, H., Takamoka, H.:
Experimental Study on Sulfur Retention in CFBC; Circulating Fluidized Bed
Technology, Proc. of the First Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds
(1985), Pergamon Press, Oxford, 1986, S. 239 - 246

- Gartenmann, E.:
Tabellen zur Vorlesung an der ETH über Heizöle; 1991; Vorlesungsscript
ETH Zürich
- Gierse, M.:
Kornhaushalt in zirkulierenden Wirbelschichten; BWK 43 (1991) 10,
S. 459-462
- Glatzer, A.; Haider, M.:
Axiale Feststoffverteilung in zirkulierenden Wirbelschichten; Brennstoff -
Wärme - Kraft, 45 (1993) 9, S. 381-385
- Goedicke, F.:
Strömungsmechanik und Wärmeübergang in Zirkulierenden Wirbelschich-
ten; Dissertation ETH-Zürich Nr. 9733, 1992
- Graf, R.:
Halbtrockene, hocheffiziente Abgasentschwefelung in der rückströmenden,
zirkulierenden Wirbelschicht; VGB-Konferenz „Wirbelschichtsysteme
1992“, Essen, V32, S. 1 - 16
- Gustavsson, L.; Leckner, B.:
Abatement of N₂O Emissions from Circulating Fluidized Bed Combustion
through Afterburning; Ind. Eng. Chem. Res. 34 (1995), S. 1419-1427
- Günther, R.; Jeschar, R.; Pötke, W.:
Hochtemperatur Verfahrenstechnik Besonderheiten-Teilgebiete-
Schwerpunkte; Chem.-Ing.-Tech. 48 (1976), S. 749-758
- Hansen, P.F.B.; Dam-Johansen, K.; Johnsson, J.E.; Hulgaard, T.:
Catalytic Reduction of NO and N₂O on Limestone during Sulfure Capture
under Fluidized Bed Combustion Conditions; Chem. Engng. Sci. 47 (1992)
9-11, S. 2419-2424
- Hausammann, O.; Maisch, R.; Petermann, K.:
Besuch bei der Perlen Papier AG anlässlich der Sulzer Escher Wyss - Kun-
dentagung; Wochenblatt für Papierfabrikation 17 (1993), S. 687-694
- Hefni-Omar, M.:
Abscheidung von Schadstoffen aus den Rauchgasen einer Müllverbren-
nungsanlage in einem zirkulierenden Wirbelschichtreaktor; VGB-Konferenz
„Wirbelschichtsysteme 1992“, Essen, V31, S. 1-23
- Herbertz, H.-A.; Vollmer, H.; Albrecht, J.; Schaub, G.:
Die Zirkulierende Wirbelschicht als Feuerungssystem für Brennstoffe mit
hohen oder schwankenden Aschegehalten; VGB Kraftwerkstechnik 69
(1989) 10, S. 1003 - 1008

Hiltunen, M.; Myöhänen, K.:

Extremely Rapid Cooling of Hot Gas Containing Sticky Components By the Means of Fluxflow-Technology; Proc. of the Seventh Engineering Foundation Conference on Fluidization, Engineering Foundation, New York, 1992, S. 841 - 848

Hugi, E.;

Dissertation ETH-Zürich, in Vorbereitung, 1997

Jahn, P.; Weis, P.:

Grundlagenuntersuchungen zur Verwertung von zirkulierenden Wirbelschichtaschen; VGB Kraftwerkstechnik 69 (1989) 9, S. 924-929

Johnsson, F.; Leckner, B.:

Vertical Distribution of Solids in a CFB-Furnace; Proc. of the 13th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1995, S. 671-679

Kather, A.; Scheffknecht, G.:

Praktische Erfahrungen zur Einstellung des Körnungsgrößenhaushaltes bei ZWSF-Anlagen; VDI-Berichte Nr. 1090, 1993, S. 113 - 120

Knowlton, T.M.:

Nonmechanical Solids Feed and Recycle Devices For Circulating Fluidized Beds; *Circulating Fluidized Bed Technology II, Proc. of the Second Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds* (1988), Pergamon Press, Oxford, 1988, S. 31 - 41

Klein, M.R.:

Modelluntersuchungen zur N_2O - und NO -Bildung in kohlegefeuerten Wirbelschichten und zur katalytischen N_2O -Minderung in Abgasen; Fortschr.-Ber. VDI-Reihe 15, Nr. 140, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1995

Kobro, H.; Morris, M.:

Development of Studsvik CFB from Prototype to Commercial Status; Proc. of the 1987 International Conference on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1987, Vol. 1, S. 161-167

Kraft, G.:

Probenahme an festen Stoffen; in: Kienitz et al (Hrsg.): Analytikertaschenbuch; Springer-Verlag, Berlin, 1980

Kruse, M.:

Gas/Feststoff-Strömung und Gasvermischung in der Rezirkulationszone zirkulierender Wirbelschichten; VDI Fortschritt-Berichte Reihe 3: Verfahrenstechnik Nr. 392, 1995

- Kuni, D.; Levenspiel, O.:
Entrainment of Solids from Fluidized Beds; Powder Technology 61 (1990),
S. 193-206
- Lambertz, J.:
Klärschlammverbrennung in einem braunkohlegefeuerten Industriekraft-
werk; Vortrag anlässlich der internen Arbeitssitzung des GVC-
Fachausschusses Energieverfahrenstechnik, Heidelberg, 1996
- Landolt-Börnstein:
Zahlenwerte und Funktionen; Herausgeber: Borders, H.; Hansen, H.; Hell-
wege, K.H.; Schäfer, K.; Schmidt, E.; 6. Auflage, Springer Verlag, Berlin,
1971
- Leckner, B.; Golriz, M.R.; Zhang, W.; Andersson B.-A., Johnsson, F.:
Boundary Layers - First Measurements in the 12 MW CFB Research Plant
at Chalmers University; Proc. of the 11th International Conference on Fluid-
ized Bed Combustion, ASME, 1991, Montreal, S. 771-776
- Leckner, B.; Andersson B.-A.; Breitholz, C.; Palchonok, G.I.:
Heat Transfer in the Boundary Layer of a Circulating Fluidized Bed Boiler;
Fluidization VIII, Tours, 1995, S. 177-184
- Leithner, R.:
Einfluss unterschiedlicher Wirbelschichtfeuerungs-systeme auf Auslegung,
Konstruktion und Betriebsweise der Dampferzeuger; VGB Kraftwerks-
technik 69 (1989) 7, S. 675 - 701
- Lemann, M.:
Abfalltechnik; Vorlesungsscript ETH Zürich, 1992
- Leschonski, K.:
Grundlagen und moderne Verfahren der Partikelmesstechnik; Manuskript
zum gleichnamigen 16. Clausthaler Kursus, 1994
- Li, J.; Weinstein, H.:
An Experimental Comparison of Gas Backmixing in Fluidized Beds Across
the Regime Spectrum; Chem. Engng. Science 44 (1989), S.1697-1705
- Lipken, H.; von der Kammer, G.:
Heizkraftblock mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung für Wuppertal-
Elberfeld; BWK 38 (1986) 7/8, S. 320-326
- Löffler, F.; Raasch, J.:
Grundlagen der Mechanischen Verfahrenstechnik; Vieweg, Wiesbaden
1992

Lotze, J.; Wargalla, G.:

Kenndaten und Verwertungsmöglichkeiten von Aschen aus einer Feuerungsanlage mit zirkulierender Wirbelschicht, Teil 1: Verfahrenstechnik und Charakteristik; Zement-Kalk-Gips 38 (1985) 5, S. 239-243

Lotze, J.; Wargalla, G.:

Kenndaten und Verwertungsmöglichkeiten von Aschen aus einer Feuerungsanlage mit zirkulierender Wirbelschicht, Teil 2: Eignung und Anwendung in der Bauwirtschaft; Zement-Kalk-Gips 38 (1985) 7, S. 374-378

LRV:

Luftreinhalte-Verordnung der Schweiz, (LRV), Stand 1. Januar 1992, 814.318.142.1

Lucat, P.; Morin, J.-X.; Semedard, J.-Cl.; Jaud, P.; Joos, E.; Masnieri, P.:

Utility-Type CFB Boilers: 250 MWe and Beyond; Proc. of the 12th. Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1993, S. 9-15

Lundquist, R.; Basak, A.K.; Smedley, J.; Boyd, T.J.:

An Evaluation of Process Performance and Scale-Up Effects For Ahlstrom Pyroflow Circulating Fluidized Bed Boilers Using Results from the 110 MWe Nucla Boiler and a 0,6 MW_{th} Pilot Plant; Proc. of the 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion; Montreal, ASME 1991, S. 131-138

Meili, R.:

Kontinuierliche Erzeugung homogener Gas-/Feststoffsuspensionen für effiziente Fallrohrreaktoren; Dissertation ETH-Zürich Nr. 11199, Fortschr.-Ber. VDI Reihe 3 Nr. 417, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1995

Monceaux, L.; Azzi, M.; Molodtsov, Y.; Large, J.F.:

Overall and Local Characterization of Flow Regimes in a Circulating Fluidized Bed; Circulating Fluidized Bed Technology, Proc. of the First International Conference on Circulating Fluidized Beds (1985), Pergamon Press, Oxford, 1986, S. 185-191

Müller, P.:

Partikel-Widerstand und Druckabfall in beschleunigter Gas-Feststoff-Strömung; Dissertation ETH-Zürich Nr. 9842, 1992

Nagy, E., Nonnenmacher, K.:

Klärschlammverwertung unter Einbeziehung fortschrittlicher Verfahren; Entsorgungspraxis 5/94, S. 98-105

Nicolai, R.:

Experimentelle Untersuchungen zur Strömungsmechanik in einer hochexpandierten Zirkulierenden Gas/Feststoff-Wirbelschicht; Dissertation ETH-Zürich Nr. 11344, 1995

Nicolai, R.; Reh, L.:

Measurements of Solids Concentration, Velocity and Momentum Distribution in a Cold CFB Unit; Proc. of the 13th. Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1995, S. 681-692

Nicolai, R.; Reh, L.:

Experimental Study on Cold Model CFB-Fluidynamics; Preprints of the 5th Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1996), Beijing, P.R. China, 1996, Paper DB3, S. 1 - 6

Obrist, A.; Lang, T.:

Verbrennung von Klärschlamm in Zementdrehöfen; Gas - Wasser - Abwasser 67 (1987) 3, S. 174-180

Ohme, S.; Takatsuka, T.; Oda, N.; Yamada, H.; Fukui, K.; Fujima, Y.:

A Multi Fuel CFB of 150 T/H Steam Rate; Proc. of the 11th. Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1991, S. 139-145

Osberghaus, H.:

„Abfall“, Kapitel 5 in: Stoeppler, M.: Probenahme und Aufschluss, Basis der Spurenanalytik, Springer, Berlin, 1994

Patience, G.S.; Chaouki, J.; Grandjean, B.P.A.:

Solids Flow Metering from Pressure Drop Measurements in Circulating Fluidized Beds; Powder Technol. 61 (1990), S. 95-99

Patience, G.S.; Chaouki, J.:

Solids Circulation Rate Determined By Pressure Drop Measurements; Circulating Fluidized Bed Technology III, Proc. of the Third Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1990), Pergamon Press, Oxford, 1991, S. 626-632

Patience, G.S.; Chaouki, J.:

Gas Phase Hydrodynamics in the Riser of a Circulating Fluidized Bed; Chem. Eng. Science 48 (1993), S. 3195-3205

Pelz, G.:

N₂O-Emissionen aus kohlegefeuerten Kraftwerksanlagen; Dissertation Universität / GH Paderborn, 1993

Petzel, H.-K.:

Die Wirbelschichtfeuerung auf dem Weg zur betriebsbewährten Grossfeuerung?; VGB Kraftwerkstechnik 75 (1995) 4, S. 380-385

Plass, L.; Daradimos, G.; Beisswenger, H.; Lienhard, H.:

Anlagenkonzeption und Betriebserfahrungen von Kraftwerken mit Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung (ZWS); VGB Kraftwerkstechnik 66 (1986) 9, S. 801-807

Rasmussen, I.:

Development of Utility-sized CFB-boilers for Coal & Biomass; VGB-Tagungsbericht „Feuerungen 1994“, Tagungsband 217, Vortrag F6, S. 1-9

Rasmussen, I.; Noer, M.; Nielsen, C.; Clausen, J.C.:

Clean Coal - Technologische Initiativen in Dänemark; VGB Kraftwerkstechnik 74 (1994) 4, S. 317 -321

Reh, L.:

Das Wirbeln von körnigem Gut im schlanken Diffusor als Grenzzustand zwischen Wirbelschicht und pneumatischer Förderung; Dissertation TH-Karlsruhe, 1961

Reh, L.; Ernst, J.; Schmidt, H.W.; Rosenthal, K.H.:

Erfahrungen bei der Kalzination von Aluminiumhydroxid in einer zirkulierenden Wirbelschicht; Aluminium 47 (1971), S. 681-685

Reh, L.:

Ullmanns Enzyklopädie der technischen Chemie; Verlag Chemie GmbH Weinheim/Bergstraße (1973), 4. Auflage, Band 3, S. 433-460

Reh, L.:

Strömungs- und Austauschverhalten von Wirbelschichten; Chem.-Ing.-Tech. 46 (1974), S. 180-189

Reh, L.:

Fluid Bed Combustion in Processing, Environmental Protection and Energy Supply; Erdöl und Kohle-Erdgas-Petrochemie 32 (1979), S. 560-566

Reh, L.:

New and Efficient High-Temperature Processes with CFB-Reactors; Chem. Eng. Technol. 18 (1995), S. 75-89

Reh, L.:

Fluid Dynamics of CFB-Combustors; Preprints of the 5th Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1996), Beijing, P.R. China, 1996, Paper PL1, S. 1-15

- Rhodes, M. J.; Laussmann, P.:
A simple non-isokinetic sampling probe for dense suspensions; Powder Technology 70 (1992), S. 141-151
- Rink, K.K.; Larsen, F.S.; Kozinski, J.A.; Lighty, J.S.; Silcox, G.D.:
Thermal Treatment of Hazardous Wastes: A Comparison of Fluidized Bed and Rotary Kiln Incineration; Energy & Fuels 7 (1993) 6, S. 803-813
- Saraiva, P.C.; Azevedo, J.L.T.; Carvalho, M.G.:
Modelling Combustion, NO_x Emissions and SO₂ Retention in a Circulating Fluidized Bed; Proc. of the 12th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1993, S. 375 - 380
- Saxena, S.C.; Jotshi, C.K.:
Fluidized-Bed Incineration of Waste Materials; Prog. Energy Combust. Sci. 20 (1994), S. 281-324
- Seguin, P.:
Combustion de déchets divers en lit fluidisé circulant; La Technique Moderne 85 (1993) 5-6-7, S. 63-68
- Shi, D.; Reh, L.:
Wall-to-Bed Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds; Preprints of the 5th Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1996), Beijing, P.R. China, 1996, Paper HM6, S. 1-6
- Shi, D.:
Fluiddynamik und Wärmeübergang in einer zirkulierenden Wirbelschicht; Dissertation ETH-Zürich Nr. 11908, 1996
- Squires, A.; Kwauk, M.; Avidan, A.:
Fluid Beds: At Last, Challenging Two Entrenched Practices; Science 230 (1985), S.1329-1337
- Stäubli, B.; Keller, C.:
Stoffflussanalyse bei zwei Klärschlammverbrennungsanlagen; Müll und Abfall 25 (1993) 2, S. 82-101
- Steiner, C.; Reh, L.:
Investigation of Bed Material Changes in CFB Combustion of Waste Fuels; Preprints of the 5th Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1996), Beijing, P.R. China, 1996, Paper Pr4, S. 1-6
- Stöhr, M.:
N₂O in der Umwelt; VGB Kraftwerkstechnik 73 (1993) 2, S. 160-171

Sybon, G.; Leuckel, W.; Albrecht, J.; Bandel, G.; Hollnagel, A.; Schaub, G.:
Massnahmen zur Minderung der N₂O-Emissionen aus Wirbelschichtfeuerungen - Grundlegende Untersuchungen und verfahrenstechnische Entwicklungen; VDI-Bericht 1090, Düsseldorf 1993, S. 91-98

Taggart:

Handbook of Mineral Dressing; zitiert in Kraft G.: Probenahme an festen Stoffen; in: Kienitz et al (Hrsg.): Analytikertaschenbuch; Springer-Verlag, Berlin, 1980

Tanner, H.:

Lokale Strömungsmechanik in hochexpandierten zirkulierenden Gas/Feststoff-Wirbelschichten; Dissertation ETH-Zürich Nr. 10805, 1994

Thielen, W.; Dürrfeld, H.; Kinni, J.:

Die Allein- und Mitverbrennung von schwierigen Brennstoffen in der Wirbelschicht; VDI-Berichte 1081, 1993, S. 285-298

Thomann, H.H.:

Strömungslehre; Vorlesungsscript ETH-Zürich 1984

Treiber, H.; Schroth, H.:

Die Klärschlamm-Wirbelschichtverbrennungsanlage (II) im Hauptklärwerk Stuttgart-Mühlhausen; BWK/TÜ/Umwelt-Spezial, Okt. 1992, M38-M46

TVA:

Technische Verordnung über Abfälle; Stand 10. Dezember 1990; Schweiz

VGB:

Untersuchungen der N₂O-Emissionen aus Wirbelschichtfeuerungen und deren Minderungspotential; Technisch-wissenschaftliche Berichte „Wärme-kraftwerke“; VGB-TW 204; Essen, 1994

vom Berg, W.; Puch, K.-H.:

Verwertung von Rückständen aus Wirbelschichtfeuerungsanlagen; VGB-Konferenz „Verwertung von Reststoffen und Entsorgung von Abfällen aus Kohlekraftwerken 1994“, VGB Tagungsband TB 704, S. 1-16

Weiss, E.; Buck; Vogelsang:

Verbrennung von Munitionstreibladungsmitteln in der zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung; VDI-Berichte Nr. 1090, 1993, S. 689 - 697

Weisser, H.:

Erfahrungen mit der Verbrennung von Reststoffen in Wirbelschichtfeuerungen; VGB-Tagungsbericht „Feuerungen 1994“, TB 217, 1994, Vortrag F4, S. 1 - 19

Werdermann, C.C.:

Feststoffbewegung und Wärmeübergang in zirkulierenden Wirbelschichten von Kohlekraftwerken; Dissertation TU Hamburg-Harburg; 1992; Aachen, Shaker, 1993

Werther, J.:

Fluid Mechanics of Large-Scale CFB Units; Circulating Fluidized Bed Technology IV, Proc. of the Fourth Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1993), Hidden Valley, Pennsylvania, USA, 1994, S. 1-16

Westerlund, K.; Holopainen, H.; Westerlund, K.:

Increasing Profit by Improving Gas Handling Systems; Jom: The Journal of the Minerals, Metals and Materials Society, September 1992, S. 46 - 49

Witte, U. (Hrsg.):

Dampferzeugertechnik; Steinmüller Taschenbuch, 25. Auflage, Vulkan-Verlag, Essen, 1992

Wójtowicz, M.A.; Oude Lohuis, J.A.; Tromp, P.J.J.; Moulijn, J.A.:

N₂O Formation in Fluidised Bed Combustion of Coal; Proc. of the 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1991, S. 1013-1020

Zhu, J.-X.; Bi, H.-T.:

Development of CFB and High Density Circulating Fluidized Beds; Circulating Fluidized Bed Technology IV, Proc. of the Fourth Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds (1993), Hidden Valley, Pennsylvania, USA, 1994, S. 565-570

Zimmer, H.; Schobesberger, P.; Tschanun, I.:

Betriebserfahrungen an einer Reststofffeuerungsanlage mit neuartigem Wirbelschichtverfahren; VGB-Tagungsbericht „Feuerungen 1994“, TB 217, Vortrag F5, S. 1 - 11

Zimmermann, S.:

Überhitzeranordnung bei Wirbelschichtdampferzeugern im industriellen Einsatzbereich; BWK 40 (1988) 3, S. 68-71

Lebenslauf

Christian Peter Steiner

geboren am 21. März 1967 in Bern

- | | |
|--------------------------|---|
| 1974-1978 | Primarschule in Bolligen |
| 1978-1980 | Sekundarschule in Bolligen |
| 1980-1982 | Untergymnasium in Bolligen |
| 1982-1986 | Realgymnasium Bern-Neufeld
Maturitätsabschluss Typus C |
| Okt. 1987
- Apr. 1992 | Studium an der Eidgenössischen Technischen Hochschule (ETH) Zürich; Abteilung für Maschineningenieurwesen mit Vertiefungsrichtung Verfahrenstechnik;
Abschluss als Dipl. Masch.-Ing. ETH mit Ausbildung in Verfahrenstechnik |
| Jul. - Aug. 1990 | Industriepraktikum bei ABB Kraftwerke AG |
| Sep. - Okt. 1990 | Industriepraktikum bei Von Roll AG, Dep. Umwelttechnik |
| Apr. 1992
- Mai 1993 | Unterrichtsassistent am Institut für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH Zürich bei Prof. Dr. L. Reh |
| Jun. 1993
- Nov. 1996 | Doktorand am Institut für Verfahrens- und Kältetechnik bei Prof. Dr. L. Reh |