



TECHNISCHE
UNIVERSITÄT
WIEN
Vienna University of Technology

DIPLOMARBEIT

OPTIMIERUNG EINER STATIONÄREN WIRBELSCHICHTFEUERUNG FÜR NIEDERKALORISCHE BRENNSTOFFE

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Diplom-Ingenieurs unter der Leitung von

Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Hermann Hofbauer
Dipl.-Ing. Dr. techn. Tobias Pröll
Dipl.-Ing. Stefan Penthor

E166

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

eingereicht an der Technischen Universität Wien
Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von
Sebastian Christa
Matrikelnummer: 0527774
Schillerstraße 16
D-84567 Perach
Deutschland

Wien, Mai 2011

.....
Sebastian Christa

Danksagung

Ich bedanke mich an dieser Stelle bei Prof. Hofbauer für die Ermöglichung dieser Diplomarbeit am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, bei Dr. Tobias Pröll und bei DI Stefan Penthor für die Betreuung und Anregungen während dieser Zeit.

Zudem bedanke ich mich bei der Fernwärme Wien GmbH (DI Jürgen Baumgartinger, DI Holger Huschka, Markus Weber) für die Ermöglichung der Versuche und die Unterstützung währenddessen.

Weiterer Dank spreche ich meinen Kollegen im Büro für die stets gebotene Hilfestellung und das sehr positive Arbeitsklima aus.

Abschließend bedanke ich mich bei meinen Eltern und meiner gesamten Familie für die Unterstützung während meines gesamten Studiums.

Kurzfassung

Die Fernwärme Wien GmbH verbrennt in der Sondermüllverbrennungsanlage in der Simmeringer Haide den Klärschlamm, der in der Hauptkläranlage Wien anfällt. Die Anlage besteht aus vier Wirbelschicht- und zwei Drehrohröfen, die Entsorgung des Klärschlammes findet ausschließlich in stationären Wirbelschichten statt. Charakteristisch für Klärschlamm ist, dass bis zu 90% der organischen Anteile als flüchtige Bestandteile vorliegen, wodurch sich eine reduzierte Wärmefreisetzung im Bett ergibt. Wegen hohem Wasser- und Aschegehalt ist keine autotherme Verbrennung möglich und es werden hochkalorische Stützbrennstoffe benötigt, um die Verbrennung aufrecht zu erhalten.

Im Zuge dieser Arbeit wird das Verhalten fester und flüssiger Stützbrennstoffe untersucht und der optimale Betriebsbereich der Anlage evaluiert.

Die Untersuchungen werden an dem Wirbelschichtofen 1 der Anlage durchgeführt. In zwei Versuchsprogrammen, einmal mit Heizöl Schwer als flüssigem und einmal mit Schredderleichtfraktion als festem Stützbrennstoff, werden jeweils Variationen der Primärluft- und Brennstoffmenge durchgeführt. Die Messdaten werden anschließend mit dem Prozesssimulationsprogramm IPSEpro ausgewertet. Auf Basis der Versuchsergebnisse wird ein Parametermodell entwickelt, das den Zusammenhang zwischen den drei charakterisierenden Kenngrößen Fluidisierungszahl, Querschnittsbelastung und Oberfeuer, der prozentualen Wärmefreisetzung im Freeboard, mathematisch beschreibt.

Als Ergebnis lässt sich feststellen, dass bei hoher Fluidisierungszahl respektive Primärluftmenge die Wärmefreisetzung im Bett am höchsten ist und somit am wenigsten Stützbrennstoffe für erwünschte Temperaturen im Bett benötigt werden. Als Ursache dafür ist anzunehmen, dass bei höherer Primärluftmenge eine bessere Durchmischung des Brennstoffs im Bett stattfindet, der Klärschlamm weniger an der Bettoberfläche segregiert und somit mehr Wärme im Wirbelbett frei wird.

Weiter sind diverse Unterschiede der Stützbrennstoffe Heizöl Schwer und Schredderleichtfraktion erkennbar. Die Schredderleichtfraktion ist in ihrer Zusammensetzung inhomogen, deren chemische Eigenschaften daher großen Schwankungsbreiten unterworfen und somit schwerer zu bilanzieren. Bei den Versuchen mit Schredderleichtfraktion ist die prozentuale Wärmefreisetzung im Wirbelbett immer größer als bei den Versuchen mit Heizöl Schwer.

Abstract

The sewage sludge coming from the wastewater treatment plant of Vienna is burnt in the adjoining waste incinerating plant of the local district heating provider (Fernwärme Wien GmbH). The plant consists of four fluidized bed reactors and two rotary kilns. Sewage sludge is burnt exclusively in stationary fluidized bed combustors. Up to 90% of the contained carbon is volatile content, which causes reduced heat release in the bed. Due to the high water and ash content of sewage sludge, autothermal combustion is not possible. Highly calorific auxiliary fuels are therefore necessary to ensure continuous combustion and to reach desired temperatures in the oven.

The task of this diploma thesis is to determine the combustion characteristics of solid and liquid auxiliary fuels and to evaluate the optimal operating range.

This analysis is made at the Fluidized Bed Combustor 1 (WSO1) of the facility. During two test series, one with heavy oil as liquid fuel and one with light-weight fraction of automotive shredder residue as solid fuel, several variations of the flow rate of primary air as well as of fuel are made. Afterwards, the measured data are evaluated using the process simulation software IPSEpro. Based on these results, a parameter model is developed to mathematically describe the interrelation between the three characteristic parameters, i.e. the amount of primary air, the amount of fuels and the heat release in the freeboard.

The results of the experiments show that the heat release in the bed is highest at high fluidization numbers, i.e. amounts of primary air, and that therefore less auxiliary fuel is necessary to keep a certain bed temperature. As an explanation for this behavior it can be assumed that at higher fluidization numbers there is a better mixing in the bed, less segregation of the fuels at the bed surface and for that reason a desirable displacement of the heat release from the freeboard into the bed occurs.

There are also some differences in the behavior of the auxiliary fuels. Shredder material is inhomogeneous in consistency and its chemical properties have wide fluctuation margins. This makes it difficult to balance, what leads to a uncertainty regarding the interpretation of the findings. During the experiments with shredder residue, the heat release in the bubbling bed was always higher than during the experiments with heavy oil.

Inhaltsverzeichnis

1. Einleitung	1
1.1. Entstehung von Klärschlamm	1
1.2. Klärschlamm Entsorgung	2
1.2.1. Deponierung	3
1.2.2. Landwirtschaftlicher Dünger	3
1.2.3. Auskippen im Meer	3
1.2.4. Thermische Entsorgung	3
1.3. Stützbrennstoffe	4
1.3.1. Flüssige Stützbrennstoffe	4
1.3.2. Feste Stützbrennstoffe	4
1.4. Aufgabenstellung und Motivation	6
2. Theoretische Grundlagen	7
2.1. Wirbelschichttechnik	7
2.1.1. Betriebsweisen von Wirbelschichten	7
2.1.2. Das Bettmaterial	9
2.1.3. Fluidodynamische Kennzahlen	10
2.1.4. Anwendungsgebiete	11
2.1.5. FBC - Fluidized Bed Combustion	12
2.2. Klärschlamm als Brennstoff	14
2.2.1. Zusammensetzung	14
2.2.2. Spezielles Ascheverhalten	15
2.2.3. Mechanismen bei der Klärschlammverbrennung	16
2.3. Entmischungseffekte im Wirbelbett	20
2.3.1. Segregation des Brennstoffs	20
2.3.2. Unverbrannte flüchtige Bestandteile	23
3. Anlagenbeschreibung und Methodik der Datenerfassung	25
3.1. Eckdaten der Anlage	25
3.1.1. Klärschlamm aufbereitung	26
3.1.2. Wirbelschichtofen	26
3.1.3. Rauchgasreinigung	28
3.2. Methodik der Datenerfassung	28
3.2.1. Bilanzierung der Klärschlammmenge	28
3.2.2. Berechnung des Heizwertes des Klärschlammes	29

3.2.3. Auswertung der Messdaten	30
4. Modellierung	31
4.1. Simulationsprogramm IPSEpro	31
4.1.1. Die PGP-Lib	32
4.1.2. Messdatenvalidierung mit PSValidate	32
4.2. Modellierung der untersuchten Wirbelschichtfeuerung	33
4.2.1. Energiebilanz	35
4.2.2. Verbrennung	36
5. Experimentelle Untersuchungen	37
5.1. Untersuchte Parameter	37
5.2. Versuche mit festen Stützbrennstoffen	39
5.2.1. Variation der Fluidisierungszahl	39
5.2.2. Variation der Querschnittsbelastung	39
5.3. Versuche mit flüssigen Stützbrennstoffen	41
5.3.1. Variation der Fluidisierungszahl	41
5.3.2. Variation der Querschnittsbelastung	41
5.3.3. Kombinierte Variation	42
6. Ergebnisse und Diskussion	43
6.1. Versuche mit festen Stützbrennstoffen	43
6.1.1. Variation der Fluidisierungszahl	43
6.1.2. Variation der Querschnittsbelastung	45
6.1.3. Zusammenfassung Versuche mit festen Stützbrennstoffen	48
6.2. Versuche mit flüssigen Stützbrennstoffen	49
6.2.1. Variation der Fluidisierungszahl	49
6.2.2. Variation der Querschnittsbelastung	51
6.2.3. Kombinierte Variation	53
6.2.4. Zusammenfassung Versuche mit flüssigen Stützbrennstoffen	56
6.3. Erstellung von Parametermodellen	57
6.4. Schlussfolgerungen für den Betrieb der Anlage	61
7. Zusammenfassung und Ausblick	63
8. Nomenklatur	68
8.1. Abkürzungen	68
8.2. Symbole	68
8.3. Indizes	69
Literaturverzeichnis	70
A. Prozessdaten ausgewählter Betriebspunkte	74

Tabellenverzeichnis

1.1. Eigenschaften von Stützbrennstoffen, gemittelte Werte gemäß [11, 17, 19, 32]	5
2.1. Zusammensetzung von Klärschlamm und Kohle, gemittelte Werte nach [25]	15
2.2. Zusammensetzung der Flüchtigen nach Gomez [16]	19
5.1. Untersuchte Parameter	38
5.2. Nummerierung der Betriebspunkte Variation Fluidisierungszahl mit SLF	39
5.3. Nummerierung der Betriebspunkte Variation Querschnittsbelastung mit SLF	40
5.4. Nummerierung der Betriebspunkte Variation Fluidisierungszahl mit HS	41
5.5. Nummerierung der Betriebspunkte Variation Querschnittsbelastung mit HS	42
5.6. Nummerierung der Betriebspunkte kombinierten Variation mit HS	42
6.1. Betriebspunkte der Variation der Fluidisierungszahl mit SLF	43
6.2. Ergebnisse der Variation der Fluidisierungszahl mit SLF	44
6.3. Betriebspunkte der Variation der Querschnittsbelastung mit SLF	45
6.4. Ergebnisse der Variation der Querschnittsbelastung mit SLF	46
6.5. Betriebspunkte der Variation der Fluidisierungszahl mit HS	49
6.6. Ergebnisse der Variation der Fluidisierungszahl mit HS	49
6.7. Betriebspunkte der Variation der Querschnittsbelastung mit HS	51
6.8. Ergebnisse der Variation der Querschnittsbelastung mit HS	52
6.9. Betriebspunkte der kombinierten Variation mit HS	53
6.10. Ergebnisse der kombinierten Variation mit HS	54
6.11. Mittelwerte Querschnittsbelastung und Fluidisierungszahl	58
6.12. Berechnete Koeffizienten zur Vorhersage des Oberfeuers	58
7.1. Betriebsbereiche des Ofens mit festen/ flüssigen Stützbrennstoffen	64

Abbildungsverzeichnis

1.1. Entwicklung des Klärschlammaufkommens in Österreich [5]	1
1.2. Verwertung von Klärschlamm in Österreich [5]	2
2.1. Fluidisierungsregime in Anlehnung an Kunii und Levenspiel [22]	8
2.2. Einteilung des Bettmaterials nach Geldart [23]	10
2.3. Verlauf des Druckverlustes über die Leerrohrgeschwindigkeit	11
2.4. Betriebsweisen von Wirbelschichtöfen (Rezi = Rauchgasrezirkulierung) . .	13
2.5. Wasser-, Flüchtige und Temperaturprofile eines Klärschlammpartikels [37]	17
2.6. Abhängigkeit des Anteils der Flüchtigen von der Temperatur [37]	18
2.7. Durchmischungs- und Segregationseffekte nach Zhang [39]	22
2.8. Mechanismus des Partikeltransports in Wirbelschicht	23
2.9. Segregationsmechanismus durch Flüchtige	24
3.1. Anlagenschema Müllverbrennungsanlage Simmering	25
3.2. Untersuchter Wirbelschichtreaktor [28]	27
3.3. Bilanzierung der Schlammengen [27]	29
4.1. Funktionsweise von IPSEpro [34]	31
4.2. Fließbild in IPSEpro	34
6.1. Änderung des Oberfeuers bei Variation der Fluidisierungszahl mit SLF . .	44
6.2. Änderungen bei Variation der Fluidisierungszahl mit SLF	45
6.3. Änderung des Oberfeuers bei Variation der Querschnittsbelastung mit SLF	47
6.4. Änderungen bei Variation der Querschnittsbelastung mit SLF	47
6.5. Oberfeuer über Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung bei SLF . .	48
6.6. Änderung des Oberfeuers bei Variation der Fluidisierungszahl mit HS . . .	50
6.7. Änderungen bei Variation der Fluidisierungszahl mit HS	51
6.8. Änderung des Oberfeuers bei Variation der Querschnittsbelastung mit HS	52
6.9. Änderungen bei Variation der Querschnittsbelastung mit HS	53
6.10. Änderung der Luftüberschusszahl bei der kombinierten Variation mit HS .	54
6.11. Änderung des Oberfeuers bei der kombinierten Variation mit HS	55
6.12. Änderung der Temperaturen bei der kombinierten Variation mit HS . . .	56
6.13. Oberfeuer über Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung bei HS . . .	57
6.14. Vergleich der berechneten und gemessenen Werte des Oberfeuers	59
6.15. Vergleich berechnete Werte und Messdaten, SLF	60
6.16. Vergleich berechnete Werte und Messdaten, HS	60

6.17. Zusammenhang Dampfmenge und Querschnittsbelastung	61
6.18. Zusammenhang Primärluftmenge und Fluidisierungszahl	62
7.1. Anteile der Inputströme an der Gesamtleistung des Ofens	64
7.2. Temperaturen im Wirbelschichtofen über der Fluidisierungszahl	65
7.3. Diagramme der Parametermodelle	66

1. Einleitung

1.1. Entstehung von Klärschlamm

Klärschlamm entsteht bei der Abwasserreinigung und ist ein Gemisch aus Wasser und Feststoffen. Das Abwasser ist eine Kombination aus flüssigen Abfällen und Grund- und Regenwasser. Man unterscheidet je nach Herkunft zwischen kommunalem und industriellem Klärschlamm.

Die Abwasserbehandlung setzt sich aus drei Stufen zusammen: die mechanische, die biologische und die chemische Stufe. In allen drei Schritten fällt Schlamm an, Primär-, Überschuss- und Fällschlamm. Bei der nachfolgenden Schlammbehandlung werden diese drei Schlammfraktionen soweit stabilisiert, dass keine Faulvorgänge mehr stattfinden können. In weiterer Folge wird der Klärschlamm in Eindickern entwässert und somit das Volumen reduziert [5, 27].

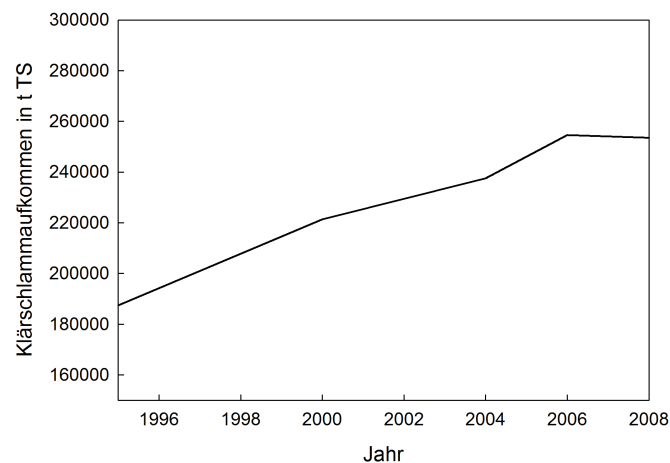


Abbildung 1.1.: Entwicklung des Klärschlammaufkommens in Österreich [5]

Im Klärschlamm sind Nährstoffe wie Stickstoff, Phosphor, Schwefel und Kalk enthalten. Er kann mit biologisch schwer abbaubaren organischen Substanzen, mit erhöhten Konzentrationen an Schwermetallen, mit pathogenen Organismen wie Viren oder Bakterien,

sowie mit hormonell wirksamen Substanzen belastet sein [5, 6, 7].

In Abbildung 1.1 ist die Entwicklung des Klärschlammaufkommens aus kommunalen Kläranlagen von 1995 bis 2008 aufgezeichnet. Es ist eine klare Zunahme in den letzten zehn Jahren erkenntlich, wodurch auch die Nachfrage an Möglichkeiten und Kapazitäten der Entsorgung gestiegen ist.

1.2. Klärschlamm Entsorgung

Allein in Österreich fielen 2008 etwa 250.000 t Trockensubstanz an Klärschlamm an. Das entspricht etwa 7.000.000 t Klärschlamm mit 3,5 % TS-Gehalt, wie es für Kläranlagen üblich ist. Durch den hohen Wassergehalt sind kurze Entsorgungswege zwingend notwendig, da sonst die Kosten der Entsorgung überproportional steigen. Abhängig von Herkunft und lokalen Gegebenheiten existieren verschiedene Möglichkeiten der Klärschlamm Entsorgung [5].

In Abbildung 1.2 sind die prozentualen Aufteilungen auf die verschiedenen Entsorgungsmöglichkeiten des Klärschlammes in Österreich im Verlauf der Jahre 1995 bis 2008 dargestellt.

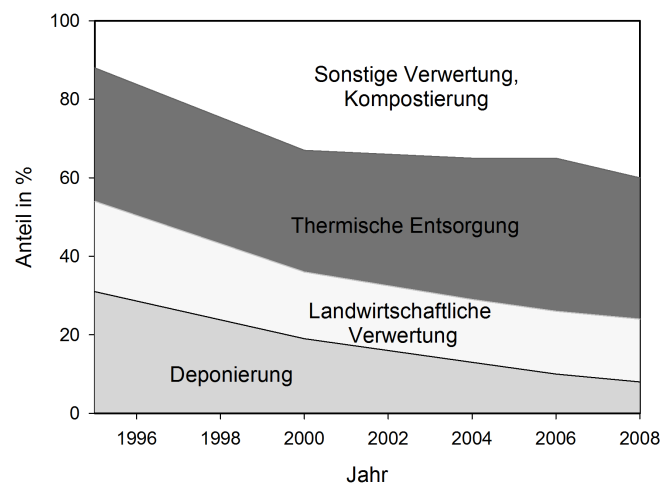


Abbildung 1.2.: Verwertung von Klärschlamm in Österreich [5]

1.2.1. Deponierung

Die Deponierung war bis in die achtziger Jahre die dominierende Art der Entsorgung und ist auch jetzt noch weit verbreitet, wird aber immer weniger praktiziert. Gründe dafür sind der hohe technische Aufwand, der notwendig ist, um den Klärschlamm zu stabilisieren, zu entwässern und um Geruchs- und Emissionsbildung zu vermeiden. Weiter bedarf die Erschließung neuer Deponien langwieriger Genehmigungsverfahren und unterliegt hohen gesetzlichen Auflagen. Dadurch wird der Preisvorteil der Deponierung gegenüber der thermischen Entsorgung zunehmend geringer und somit wirtschaftlich uninteressanter [5, 6, 30, 37].

1.2.2. Landwirtschaftlicher Dünger

Der Klärschlamm eignet sich wegen hoher Stickstoff- und Phosphorgehalte gut als Dünger für die Landwirtschaft. Dadurch wird organisches Material in den Naturkreislauf zurückgeführt, zugleich wird künstlich produzierter Dünger eingespart. Problematisch ist aber die oft hohe Belastung des Klärschlammes mit Schwermetallen, die somit auf die Felder und damit auch in die Nahrungskette kommen. Deshalb gibt es verschiedene gesetzliche Richtlinien und Beschränkungen, welche Menge an Schwermetallen respektive Klärschlamm auf die Felder aufgebracht werden darf [5, 6, 7, 30].

1.2.3. Auskippen im Meer

Die Entsorgung des Klärschlammes durch Auskippen im Meer ist seit dem 31. Dezember 1998 in Europa verboten [27].

1.2.4. Thermische Entsorgung

Durch die thermische Entsorgung werden organische Schadstoffe vollständig zerstört, der Abfall inertisiert und hygienisiert, das Gewicht und Volumen reduziert und zugleich Energie gewonnen. Die Technologien der thermischen Klärschlamm Entsorgung können in drei Kategorien unterteilt werden:

- Bei der Monoklärschlammverbrennung wird Klärschlamm in eigens dafür konzipierten Anlagen verfeuert. Dies geschieht v.a. in Wirbelschichten, Etagen- und Drehrohröfen. Durch den geringen Heizwert von nassem Klärschlamm als Folge des hohen Asche- und Wassergehalts werden Stützbrennstoffe benötigt, um die kontinuierliche Verbrennung sowie die erwünschten Temperaturen im Ofen aufrecht zu

erhalten. Bei pelletiertem und getrocknetem Klärschlamm ist auch eine autotherme Verbrennung möglich [37].

- Eine andere Möglichkeit der thermischen Entsorgung ist die Co- oder Mitverbrennung in Hausmüllverbrennungsanlagen, Kohlekraftwerken, Zementwerken u.a., wobei der Anteil an Klärschlamm dabei in den meisten Fällen eher gering ist. Vorteil dieses Verfahrens ist, dass dafür keine eigenen Anlagen gebaut werden müssen, bzw. keine Stützbrennstoffe benötigt werden. Ferner hat Klärschlamm gewisse positive Eigenschaften bzgl. des Ascheverhaltens [37].
- Auch werden alternative Prozesse erforscht, vor allem mit dem Ziel der Vermeidung der anfallenden Asche und der großen Rauchgasmengen, da somit bei den teuren und aufwendigen Rauchgasreinigungsanlagen Einsparungen getroffen werden können. Beispiele dafür sind die Vergasung, Pyrolyse oder die nasse Oxidation. Diese Verfahren sind jedoch noch im Entwicklungsstadium [37].

1.3. Stützbrennstoffe

Da der Heizwert des mechanisch getrockneten Klärschlammes niedrig ist, werden in Monoverbrennungsanlagen hochkalorische Stützbrennstoffe benötigt, damit die gesetzlich vorgegebene Mindesttemperaturen bzw. Verweilzeit bei dieser Temperatur im Ofen eingehalten werden können.

1.3.1. Flüssige Stützbrennstoffe

Als flüssige Stützbrennstoffe sind v.a. Heizöle, Altöle und Lösungsmittel im Einsatz. Vorteil von diesen ist, dass sie bei Brennwert und Zusammensetzung eine hohe Homogenität aufweisen und geringeren Schwankungsbreiten als feste Stützbrennstoffe unterliegen.

1.3.2. Feste Stützbrennstoffe

Feste, hochkalorische Stützbrennstoffe sind v.a. Tiermehl und Schredderleichtfraktionen, Klärschlamm pellets, und Brennstoff aus Müll. Diese festen Stützbrennstoffe sind billiger als das fossile Öl, abhängig von der Nachfrage des Marktes müssen sie zeitweise zugekauft werden, teilweise wird Geld für deren Entsorgung bezahlt.

Im Folgenden werden die wichtigsten festen Stützbrennstoffe kurz beschrieben:

- Die Schredderleichtfraktion, SLF, ist ein Abfallprodukt aus der Entsorgung von Altfahrzeugen. Nach der Entnahme von Betriebsflüssigkeiten und wiederverwendbaren Teilen wie Motor, Getriebe und Karosserieteilen, werden gesetzlich vorgeschriebene Stoffe und Materialien wie Reifen, Katalysatoren, asbesthaltige Bestandteile u. ä. entfernt. In weiterer Folge wird die Restkarosse in einem Schredder zerkleinert. Das zerkleinerte Material wird in eine Schredderleichtfraktion, bestehend aus kleinen Kunststoffteilen, Textilien, Schaumstoffen, Fasern und Stäuben, und in eine Schwerfraktion, v.a. Metalle und sonstige anorganische Bestandteile unterteilt.

Die Schredderleichtfraktion ist somit eine heterogene Mischung aus v.a. verschiedenen Kunststoffen und anderen organischen wie anorganischen Bestandteilen. Der Heizwert beträgt etwa 14 MJ/kg . Aufgrund der unterschiedlichen Vormaterialien sind die Zusammensetzung und die chemischen, physikalischen wie auch mechanischen Eigenschaften einer großen Schwankungsbreite unterworfen [32].

- Tiermehl besteht aus in speziellen Anlagen unter Druck gekochten, getrockneten und anschließenden gemahlenen Tierkadavern und Schlachtabfällen. Da die Verfütterung mittlerweile in der Europäischen Union verboten ist, finden diese Abfälle neben der Verwendung als landwirtschaftlicher Dünger großteils als Brennstoff Anwendung [11].
- Unter Refuse Derived Fuel, RDF, ehemals BRAM, Brennstoff aus Müll, wird v.a. die hochkalorische Fraktion der Hausmüllabfälle bezeichnet, jedoch ist der Begriff nicht eindeutig definiert. Die Eigenschaften dieses Ersatzbrennstoffes unterliegen produktionsbedingt einer hohen Schwankungsbreite [17].

Tabelle 1.1.: Eigenschaften von Stützbrennstoffen, gemittelte Werte gemäß [11, 17, 19, 32]

	Heizöl Schwer	Tiermehl	SLF	RDF
Heizwert [MJ/kg]	40	18	14	18
Asche [gew% (wf)]	0,3	27	42	20
Wasser [gew%]	3	11	12	10

In Tabelle 1.1 sind die für die Verbrennung wichtigsten Eigenschaften der verschiedenen Stützbrennstoffe dargestellt. Bis auf Heizöl Schwer sind die Werte nur grobe Mittelwerte, da die Eigenschaften der festen Stützbrennstoffe durch ihren unterschiedlichen Ursprung und durch ihre Inhomogenität großen Schwankungsbreiten unterworfen sind.

1.4. Aufgabenstellung und Motivation

In Wien wird das gesamte anfallende Abwasser in der Hauptkläranlage HKA in Simmering von den Entsorgungsbetrieben Simmering, EbS, gereinigt. Der dabei entstandene Klärschlamm wird anschließend in der direkt angrenzenden Sondermüllverbrennungsanlage der Fernwärme Wien mechanisch getrocknet, in vier Wirbelschichtöfen mit Hilfe diverser Stützbrennstoffe verbrannt und somit Strom und Wärme erzeugt.

Im Zuge dieser Diplomarbeit werden am Wirbelschichtofen 1 zwei Versuchsreihen, einmal mit festen und einmal mit flüssigen Stützbrennstoffen, durchgeführt. Bei den Versuchen wird durch Variationen der Primärluftmenge und der Menge der Brennstoffe der gesamte relevante Betriebsbereich abgefahren. Im Anschluss werden die Messdaten mit dem Prozesssimulationsprogramm IPSEpro ausgewertet und ein mathematisches Modell zur Beschreibung der Zusammenhänge der wichtigsten Kenngrößen erstellt.

Diese Untersuchungen zielen auf zweierlei Erkenntnisse ab:

- Da im Betrieb verschiedene Stützbrennstoffe, sowohl flüssige als auch feste, im Einsatz sind, wird im Zuge dieser Arbeit versucht, das unterschiedliche Verhalten dieser Stützbrennstoffe zu charakterisieren.
- Als Folge davon wird der technisch optimale Betriebsbereich bzgl. der Wärme-freisetzung im Wirbelbett und damit des minimalen Bedarfs an Stützbrennstoffen evaluiert.

2. Theoretische Grundlagen

2.1. Wirbelschichttechnik

In diesem Abschnitt werden die wichtigsten Grundlagen zur Wirbelschichttechnik erläutert. Auf die Herleitungen der genannten Beziehungen wird dabei verzichtet.

2.1.1. Betriebsweisen von Wirbelschichten

Wird eine ruhende Schüttung bestehend aus feinen Teilchen in einem Behälter von unten nach oben von einem Fluidisierungsmedium, einem Gas oder einer Flüssigkeit, durchströmt, expandiert ab einer bestimmten Strömungsgeschwindigkeit, der Lockerungsgeschwindigkeit U_L das Wirbelbett, d.h. das Volumen nimmt bei gleicher Feststoffmenge zu, folglich steigt die Porosität.

Die Wirbelschicht ist somit eine durch ein Fluidisierungsmedium in Schwebelage gehaltenes Kontinuum aus feinkörnigen Feststoffteilchen. Das Fluidisierungsmedium wird mittels eines Verteilerbodens gleichmäßig über den gesamten Querschnitt eingebracht.

Bei weiterer Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit geht die homogene in eine inhomogene Wirbelschicht über. In diesem Fall verhält sich der Feststoff flüssigkeitsähnlich, d. h. es gibt eine definierte Bettoberfläche und die Partikel sind bis zu einem gewissen Grad frei beweglich.

Bei Strömungsgeschwindigkeiten über der Schwebegeschwindigkeit U_S verliert das Wirbelbett seine definierte Oberfläche, die Gewichtskraft der Feststoffteilchen ist kleiner als die entgegengesetzt gerichtete Strömungskraft des Trägermediums und der Feststoff wird pneumatisch in den darüber liegenden Bereich mitgerissen [22].

In Abbildung 2.1 sind die technisch am bedeutendsten Fluidisierungsregime dargestellt. Im Folgenden werden diese kurz erläutert [22, 23]:

- a) Bei dem Festbett liegt die Leerrohrgeschwindigkeit unter der Lockerungsgeschwindigkeit. Somit bewegt und durchmischt sich das Bettmaterial nicht.

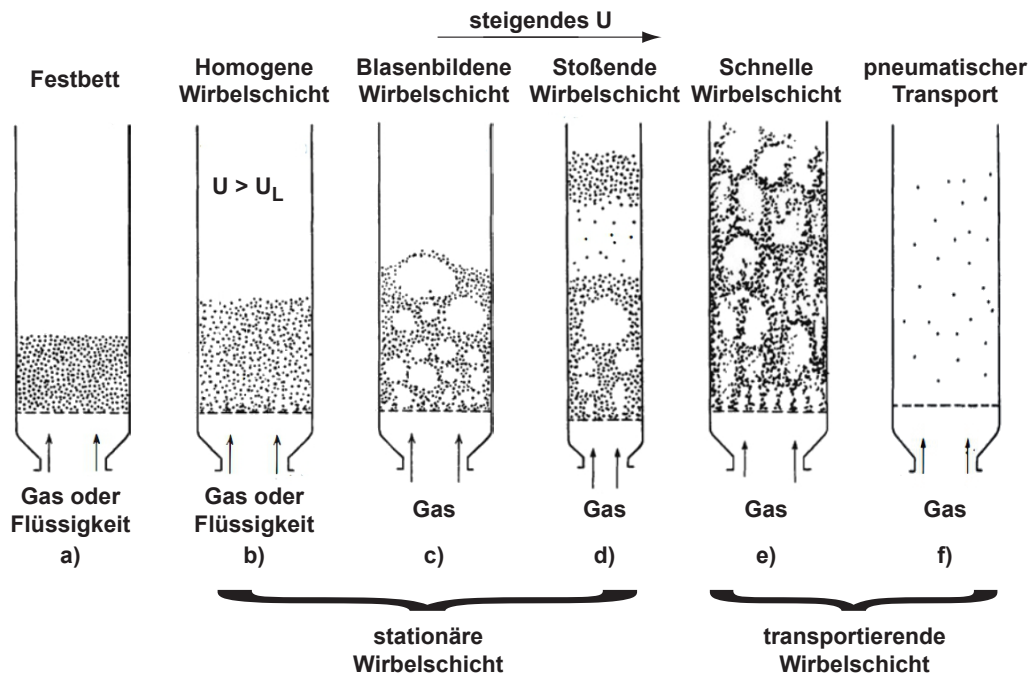


Abbildung 2.1.: Fluidisierungsregime in Anlehnung an Kunii und Levenspiel [22]

- b) Bei homogenen Wirbelschichten wird das Bettmaterial durch das Fluidisierungsmedium angehoben und das Bettvolumen und die Porosität vergrößern sich dadurch, jedoch findet noch keine globale Durchmischung des Bettes statt.
- c) Bei der blasenbildenden Wirbelschicht ist die Gasgeschwindigkeit über der Lockerungsgeschwindigkeit, wodurch das Wirbelbett gegenüber dem Festbett deutlich vergrößert wird. Durch die Blasen wird das gesamte Bettmaterial gut durchmischt.
- d) In stoßenden Wirbelschichten erstrecken sich die Gasblasen fast über den ganzen Bettquerschnitt, durch das Platzen der Blasen oszilliert die Bettoberfläche in vertikale Richtung.
- e) Bei der schnellen Wirbelschicht ist die Gasgeschwindigkeit noch weiter gesteigert, bis über die Schwebegeschwindigkeit hinaus. Das Bettmaterial wird vom Gasstrom mitgerissen und es ist keine klare Bettoberfläche mehr erkennbar.
- f) Bei einer noch höheren Leerrohrgeschwindigkeit kommt es zum pneumatischen Transport, bei dem das Bettmaterial im ganzen Behälter verteilt ist und es dadurch kein sichtbares Wirbelbett mehr gibt. Dieses kann z.B. bei der zirkulierenden Wirbelschicht mittels eines Zyklons von dem Gasstrom getrennt und anschließend wieder zugeführt werden.

In blasenbildenden und transportierenden Wirbelschichten findet ein sehr intensiver Stoff- und Wärmeaustausch statt, wodurch sich normalerweise eine sehr gute Durchmischung und somit eine sehr homogene Temperatur- wie Stoffverteilung ergibt.

Je nach Anwendungsbereich können Wirbelschichten sowohl im Unterdruck, atmosphärisch wie auch druckaufgeladen betrieben werden [22, 23].

2.1.2. Das Bettmaterial

Als Bettmaterial für Wirbelschicht-Verbrennungsanlagen wird meist Sand verwendet.

Das Bettmaterial erfüllt in der Wirbelschicht verschiedene Aufgaben. Zum einen ist es Sinn des Bettmaterials, als Wärmespeicher für eine gleichmäßige Temperaturverteilung im Bett zu sorgen. Für gewisse Anwendungsgebiete kann Bettmaterial mit speziellen, katalytischen Eigenschaften eingesetzt werden, z.B. um bei Wirbelschichtdampfvergasern den Teer abzubauen. Auch kann beispielsweise in Verbrennungswirbelschichten Kalkstein zudosiert werden, um Schwefel zu binden und die Schwefeldioxidemissionen zu vermindern [22, 23].

Die Einteilung des Bettmaterials nach Korngröße und Dichte werden nach der Geldart Klassifizierung vorgenommen, siehe Abbildung 2.2. Im Folgenden sind die Gruppen der Größe nach aufgelistet und erklärt [22, 23]:

- Gruppe C: sehr kleine und damit kohäsive Partikel, die sich daher nur schwer fluidisieren lassen
- Gruppe A: kleine Partikel, bei denen die Kohäsionskräfte noch Einfluss haben und sich daher beim Überschreiten der Lockerungsgeschwindigkeit eine homogene Expansion einstellt und es erst bei höheren Gasgeschwindigkeiten zur Blasenbildung kommt
- Gruppe B: größere und schwerere Partikel, es kommt zu keiner homogenen Expansion, Blasenbildung tritt gleich nach Überschreiten der Lockerungsgeschwindigkeit auf
- Gruppe D: große Partikel, die ungünstiges Fluidisierungsverhalten zeigen, da große Blasen entstehen, die zu stoßenden Wirbelschichten neigen

Im Regelfall ist das Bettmaterial nicht monodispers, sondern ein Haufwerk mit einer gewissen Partikelgrößenverteilung. Charakterisiert wird das Bettmaterial mit folgenden Kenngrößen [22, 23]:

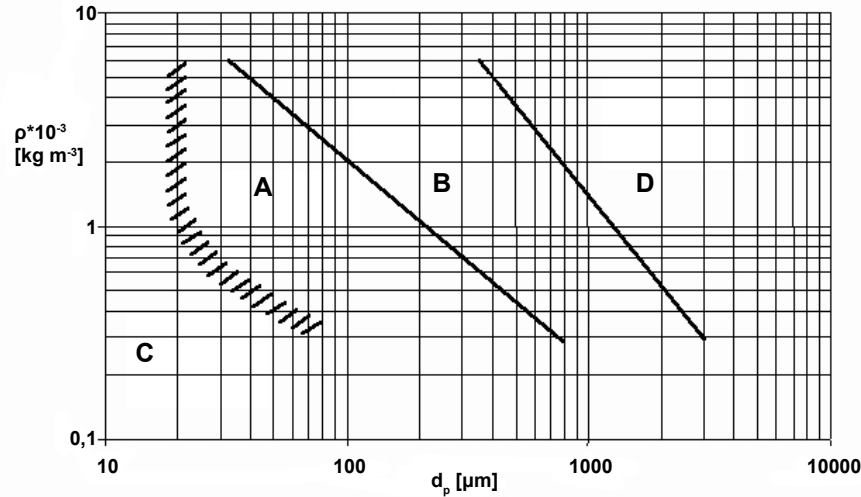


Abbildung 2.2.: Einteilung des Bettmaterials nach Geldart [23]

- Da der Durchmesser der Partikel im Bett nicht leicht bestimmt werden kann, weil diese bzgl. Form und Größe nicht homogen sind, wird meist der mittlere Siebdurchmesser d_p als Äquivalentdurchmesser d_{sv} verwendet.
- Die Porosität ϵ ist das Hohlraumvolumen bezogen auf das Gesamtvolumen. Mit steigender Fluidisierung wird auch der Anteil des Gases im Bett und damit die Porosität größer.
- Die Schüttdichte (bulk density) ρ_b ist die Dichte des Wirbelbettes und wird mit dem Gesamtvolumen und der Masse des Bettmaterials bestimmt. Die Schüttdichte hängt mit der Partikeldichte über die Porosität zusammen:

$$\rho_b = (1 - \epsilon) \cdot \rho_p \quad (2.1)$$

2.1.3. Fluiddynamische Kennzahlen

Je nach Korngröße und Dichte des Bettmaterials, aber auch abhängig von der Viskosität und Dichte des Fluidisierungsmediums ergeben sich verschiedene spezifische Eigenschaften. Wichtige Kennzahlen zur Einteilung, Auslegung und Beurteilung von Wirbelschichten sind im Folgenden kurz erläutert. Auf genauere Zusammenhänge, Berechnungsformeln und Herleitungen wird hierbei verzichtet [22, 23]:

- Die Leerrohrgeschwindigkeit $U = \frac{\dot{V}}{A}$ ist jene Gasgeschwindigkeit, die im Behälter ohne Bettmaterial vorherrschen würde.

- Ab der Lockerungsgeschwindigkeit U_L beginnt das Wirbelbett zu expandieren, die Porosität nimmt zu.
- Bei Gasgeschwindigkeiten gleich oder größer der Schwebegeschwindigkeit U_S werden die Partikel des Bettmaterials mit dem Gasstrom mitgerissen, es gibt keine klar definierte Bettoberfläche mehr.
- Die Fluidisierungszahl $\frac{U}{U_L}$ ist das Verhältnis der Leerrohrgeschwindigkeit zur Lockerungsgeschwindigkeit und gibt Auskunft darüber, wie gut das Bett fluidisiert ist.
- Der Druckverlust Δp des Gasstromes über den Düsenboden und das Bettmaterial ist kennzeichnend für verschiedene Betriebsweisen, siehe Abbildung 2.3 und ist ein wichtiges Kriterium für die Auslegung des Gebläses für die Fluidisierungsluft.
- Die Archimedeszahl Ar ist eine dimensionlose Kennzahl, die das Verhältnis von Auftriebskraft zu Reibungskraft beschreibt. Sie ist eine reine Materialkenngröße des Bettmaterials und des Fluidisierungsmediums.

$$Ar = \frac{\rho_g \cdot d_{sv}^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad (2.2)$$

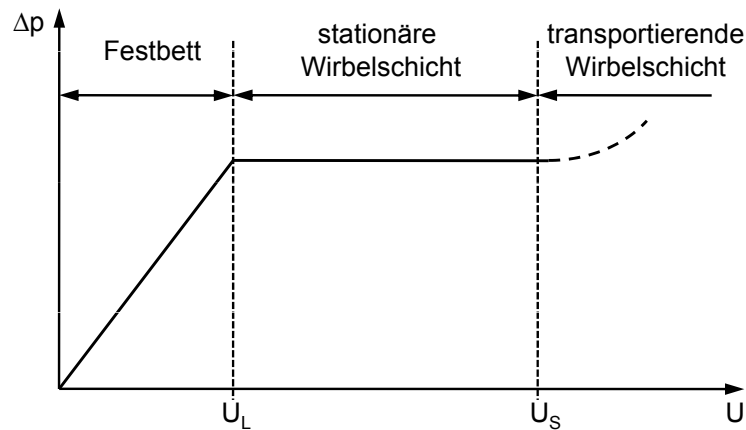


Abbildung 2.3.: Verlauf des Druckverlustes über die Leerrohrgeschwindigkeit

2.1.4. Anwendungsgebiete

Typischerweise werden Wirbelschichten aufgrund der guten Durchmischung und daher sehr homogenen Wärme- und Stoffverteilung im Bett wie auch wegen der Robustheit des

Prozesses in folgenden Bereichen verwendet [18, 21, 22, 23]:

- In Wirbelschichtfeuerungen (Fluidized Bed Combustion, FBC) werden Brennstoffe wie Kohle, Biomasse, Klärschlamm u.a. verbrannt somit Strom und Wärme produziert.
- Erdölfraktionen können in Wirbelschichten katalytisch gecrackt werden (Fluid Catalytic Cracking, FCC).
- Feste Brennstoffe wie Kohle oder Biomasse können in Wirbelschichten in einen gasförmigen Zustand übergeführt und beispielsweise zu synthetischem Erdgas weiterverarbeitet werden.
- Wirbelschichten können auch zur Trocknung eingesetzt werden. Bekanntes Beispiel dafür ist die Röstung von Kaffeebohnen.
- Ein spezieller Anwendungsfall ist das Zweibett-Wirbelschicht-Verfahren, bei dem das Bettmaterial zum Stoff- und Wärmetransport eingesetzt wird. Dieses wird z.B. in der Biomasse-Dampf-Vergasung [29], in der Chemical Looping Combustion, kurz CLC [24] und bei dem Carbonate Looping Verfahren [35] eingesetzt.

2.1.5. FBC - Fluidized Bed Combustion

Die Wirbelschicht eignet sich u.a. sehr gut für die Verbrennung verschiedenster Brennstoffe, da sich durch die gute Durchmischung ein homogenes Temperaturprofil über das gesamte Bett einstellt und daher eine gleichmäßige Verbrennung mit gutem Ausbrand stattfindet und somit niedrige Emissionswerte erreicht werden.

In einem Wirbelschichtofen wird im Allgemeinen über einen Düsenboden die Primärluft gleichmäßig über den Bettquerschnitt für eine gleichmäßige Fluidisierung eingebracht. Bei stationären Wirbelschichten unterteilen sich der Ofen in ein Wirbelbett, wo vorwiegend die Trocknung, Entgasung, pyrolytische Zersetzung der Brennstoffe, Teilverbrennung der Flüchtigen und der Koksabbrand stattfinden, und in ein Freeboard, wo eine Nachverbrennung der brennbaren Gase stattfindet.

Da vor allem die Aufheizung des Brennstoffs, die Trocknung und die Entgasung endotherme Prozesse sind, und im Wirbelbett partielle Wärmefreisetzung stattfindet, d.h. nur ein Teil der oxidierbaren Anteile im Bett verbrannt werden, ergeben sich im Bett niedrigere Temperaturen als im Freeboard [37]. Dies ist zum Teil gewollt, da das Bundes-Immissionsschutzgesetz bei der Verbrennung von Abfällen für das Abgas eine Verweilzeit von zwei Sekunden bei einer Temperatur von 850°C im Ofen, bzw. Freeboard vorgibt. Durch diese Vorgaben soll eine ausreichende Zerstörung von Schadstoffen sichergestellt

werden. Andererseits ist eine erhöhte Freeboardtemperatur für den Betrieb des Ofens eher ungünstig, da somit weniger Wärme im Bett freigesetzt wird und für die gewünschte Betttemperatur mehr Brennstoffe benötigt werden.

Wirbelschichtöfen können zum einen als zirkulierende Wirbelschichten (CFB) ausgelegt sein, bei denen es zu einem pneumatischen Transport und Austrag des Bettmaterials kommt. Dieses wird mittels eines Zyklons von dem Gasstrom getrennt und anschließend wieder zurückgeführt [18]. Solche Anlagen sind v.a. in hohen Leistungsbereichen im Einsatz und werden hier nicht näher betrachtet.

Zum Anderen gibt es Wirbelschichtöfen, die im blasenbildenden Regime (BFB) betrieben werden. Dabei sind die Leerrohrgeschwindigkeiten kleiner, es kommt zu keinem Austrag des Bettmaterials, siehe Abbildung 2.1. Diese Öfen sind jedoch in ihrer Größe und Leistung limitiert [21]. Die weiteren Auslegungsmöglichkeiten beziehen sich auf blasenbildende Wirbelschichtöfen.

Die unterschiedlichen Betriebsweisen sind in Abbildung 2.4 dargestellt.

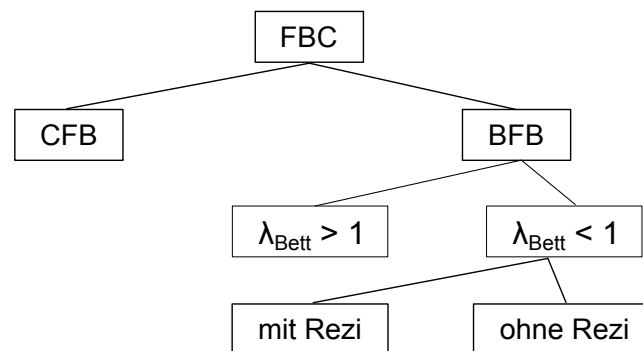


Abbildung 2.4.: Betriebsweisen von Wirbelschichtöfen (Rezi = Rauchgasrezirkulierung)

Bei älteren Wirbelschichten wird das Bett meist überstöchiometrisch betrieben, neuere Anlagen sind zum Zweck der Emissionsverringerng so ausgelegt, dass die Luftüberschusszahl im Bett kleiner eins ist.

Bei Wirbelschichtöfen kann auch Rauchgas rezirkuliert werden. Dabei wird eine gewisse Menge an Rauchgas nach dem Kessel abgezogen und der Wirbelschicht im Bett und im Freeboard wieder zugeführt. Der Sauerstoffgehalt ist dabei viel geringer als der der Frischluft. Dadurch können Luftüberschusszahl und Fluidisierung im Bett, Luftüberschusszahl und Temperatur im Freeboard unabhängig voneinander geregelt und somit eine größtmögliche Flexibilität des Ofens erreicht werden.

Bei älteren Anlagen zur Klärschlammverbrennung mit geschlossenem Boden kann die Asche oft nur als Flugasche mit dem Rauchgas entfernt werden, bei neueren Anlagen erfolgt der Ascheabzug meist über einen offenen Düsenboden nach unten.

Die Dampferzeugung kann über Rohre in den Wänden der Wirbelschicht und über nachgeschaltete Abhitzeessel erfolgen [22, 23].

2.2. Klärschlamm als Brennstoff

2.2.1. Zusammensetzung

Die Zusammensetzung von Klärschlamm unterscheidet sich wesentlich von der fossiler Brennstoffe wie z.B. Kohle, siehe Tabelle 2.1. Die tabellierten Werte sind nur ungefähre Angaben, je nach Herkunft der Brennstoffe kann die Zusammensetzung mehr oder weniger stark schwanken. Die wichtigsten Unterschiede sind [27, 26, 37]:

- Der Aschegehalt ist relativ hoch, er kann bis zu 50 gew% der Trockensubstanz betragen. Weiter ist der Wassergehalt von Klärschlamm auch noch nach der mechanischen Entwässerung noch immer sehr hoch, der Trockensubstanzgehalt beträgt etwa 35 gew%, Folge davon ist u.a. ein niedriger Heizwert.
- Weiter ist der Anteil von flüchtigen Bestandteilen an der organischen Trockensubstanz hoch, bis zu 90% können als Flüchtige vorliegen, die verbleibenden 10% liegen u.a. als Koks vor.
- Die Zusammensetzung des Klärschlammes ist witterungs- und jahreszeitenabhängig und kann mehr oder weniger stark variieren. Z.B. bei starken Regenfällen kann der Gehalt an anorganischen Bestandteilen wie Sand steigen.
- Im Klärschlamm sind zusätzliche unerwünschte Stoffe wie Schwermetalle, Schwefel und Chlor enthalten, wodurch eine aufwendige Rauchgasreinigung erforderlich ist.

Als Trockensubstanz (TS) werden die Bestandteile C, H, O, N, S, Cl zusammen mit der Asche jedoch ohne Wasser bezeichnet. Der Trockensubstanz- (TS-) Gehalt ist die Summe der wasserfreien Massenanteile von C, H, O, N, S, Cl und der Asche.

Als organische Trockensubstanz (oTS) werden die Bestandteile C, H, O, N, S, Cl ohne Asche und Wasser bezeichnet. Der organische Trockensubstanz- (oTS-) Gehalt ist die Summe der asche- und wasserfreien Massenanteile von C, H, O, N, S, Cl.

Tabelle 2.1.: Zusammensetzung von Klärschlamm und Kohle, gemittelte Werte nach [25]

Komponente	KS Pellets	mechanisch entwässerter KS	Braunkohle	Fettkohle
Wasser [gew%]	13	76	36	6
Asche [gew%(wf)]	45	44	18	35
Flüchtige [gew%(waf)]	93	92	58	44
C [gew%(waf)]	53	52	71	82
H [gew%(waf)]	8	8	5	6
O [gew%(waf)]	31	30	17	9
N [gew%(waf)]	7	9	1	1
S [gew%(waf)]	1	2	6	2
Heizwert [MJ/kg]	10	1	14	19

2.2.2. Spezielles Ascheverhalten

Durch die Zusammensetzung und den hohen Anteil der Asche an der Trockensubstanz des Klärschlammes ergeben sich gewisse Besonderheiten bei der Verbrennung.

Die enthaltenen Schwermetalle verdampfen im Ofen und kondensieren im Kessel an Staubpartikeln aus. Dadurch werden sie an die Asche gebunden und mit dieser abgeschieden. Folge davon ist es, dass die Asche eine hohe Belastung mit diesen Stoffen aufweist und zusammen mit den Rückständen der Rauchgaswäscher aufwendig deponiert werden muss. Der Ascheabzug erfolgt in der Wirbelschicht oft als Flugasche, die im E-Filter vom Rauchgas abgetrennt wird [6, 7].

Bei der Coverbrennung von Klärschlamm mit alkalireichen, v.a. biogenen Brennstoffen haben sich positive Eigenschaften bzgl. der Ablagerungen an den Einbauten und der Korrosion der Verdampfer und Überhitzer gezeigt.

Alkalimetalle, v.a. Kalium aber auch Natrium werden durch Aluminium-Silikate, die in der Asche des Klärschlammes vermehrt enthalten sind, chemisch gebunden und somit die KCl Konzentration abgesenkt. Durch die geringeren Anteile von Chloralkaliverbindungen werden insbesondere Rohrleitungen im Kessel weniger korrosiv angegriffen [10, 13].

Zudem bewirkt eine Absenkung der Menge der Chlor-Alkali Verbindungen höhere Schmelztemperaturen der Asche wodurch Ablagerungen der Asche an Einbauten verringert werden können [1, 2].

Durch die Beimengung von Klärschlamm in Form von getrockneten Pellets zur Feuerung biogener Brennstoffe können diese Effekte genutzt werden und zugleich wird der gesamte Brennwert nicht verschlechtert.

2.2.3. Mechanismen bei der Klärschlammverbrennung

Die Verbrennungsmechanismen von Klärschlamm unterscheiden sich durch die chemische Zusammensetzung stark denen der Kohle.

Da die organische Trockensubstanz des Klärschlammes bis zu 90% als flüchtige Bestandteile vorliegt, weist die Verbrennung bzgl. dem Ort der Wärmefreisetzung mehr die Charakteristik einer Gasverbrennung als der einer Kohlefeuerung auf. Es dominiert die Verbrennung der Flüchtigen gegenüber dem Koksabbrand.

Dieser Abschnitt bezieht sich insbesondere auf Vorgänge in Wirbelschichtöfen, da diese ein gängiges Verfahren der thermischen Klärschlamm Entsorgung sind [26, 37].

Trocknung und Entgasung

Der von der Kläranlage kommende Dünnschlamm enthält noch bis zu 98% Wasser und wird in den meisten Anlagen vor Verbrennungsvorgängen noch weiter getrocknet.

Mit rein mechanischen Trocknungsmechanismen kann der Wassergehalt auf bis zu 65 gew% reduziert werden. Die Verdampfung der restlichen, noch erheblichen Wassermenge hat einen signifikanten Einfluss auf die Entgasung und somit die Verbrennung des Klärschlammes. Da die Förderbarkeit des Klärschlammes mit abnehmendem Wassergehalt schlechter wird, können höhere Trockensubstanzgehalte nur mit technisch aufwendigen thermischen Trocknungsverfahren erreicht werden, wie das beispielsweise bei getrockneten Klärschlamm pellets der Fall ist [28].

Versuche von Werther et al. [26, 37] haben ergeben, dass die Entgasung und pyrolytische Zersetzung bereits bei etwa 150°C Partikeltemperatur beginnt und sich somit zeitlich mit der Verdampfung überlappt, siehe Abbildung 2.5.

Während dieser Vorgänge kommt es zu einem Temperaturgradient über das Klärschlamm-partikel. Im äußeren Bereich des Partikels steigt die Temperatur schneller als im Kern. Daher setzt außen bereits die Entgasung ein, während im Inneren noch der Trocknungsprozess stattfindet. Die von innen kommenden Dampfströme kühlen den äußeren Teil des Partikels ab, was zur Folge hat, dass die Entgasung von Klärschlamm mit höherem Wassergehalt länger dauert als von trockenen Klärschlamm partikeln.

Die Flüchtigen, v.a. H_2 , CO, Kohlenwasserstoffe wie Methan oder Ethan und höhermolekulare Verbindungen, werden als C_xH_y zusammengefasst. Deren Zusammensetzung ist stark abhängig von der Pyrolysetemperatur im Bett, siehe Abbildung 2.6. Mit steigender Temperatur werden die höhermolekularen, kondensierbaren Kohlenwasserstoffe

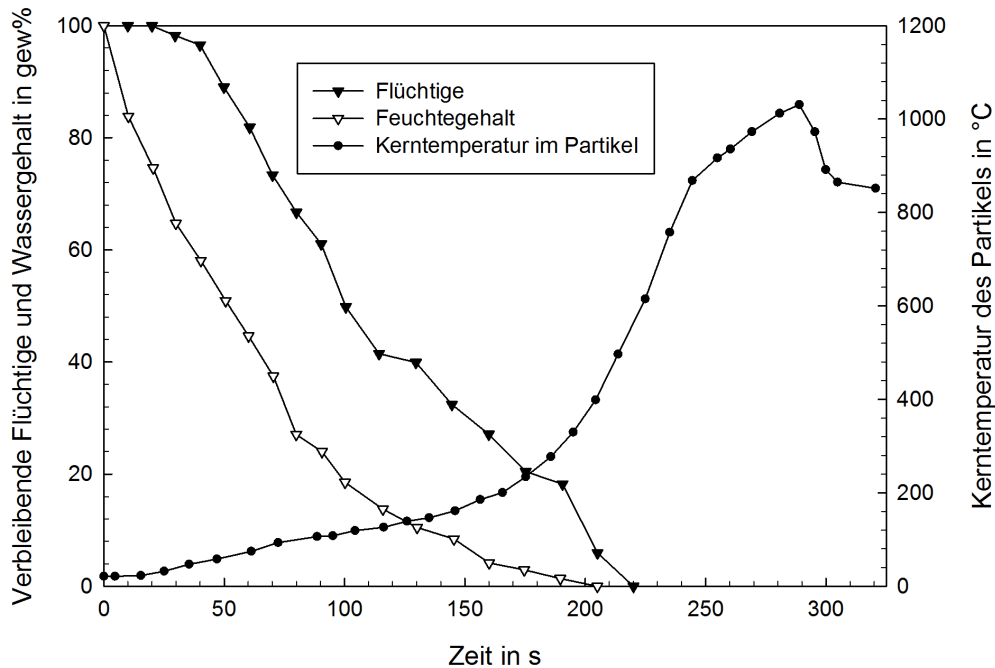


Abbildung 2.5.: Wasser-, Flüchtige und Temperaturprofile eines Klärschlammpartikels [37]

zunehmend zersetzt und der Anteil an CO steigt [26, 37].

Gomez [16] hat dazu getrocknetes Klärschlammgranulat untersucht und die Zusammensetzung der flüchtigen Bestandteile analysiert. Der Anteil an Flüchtigen steigen mit zunehmender Temperatur, der Anteil des Koks sinkt, siehe Tabelle 2.2.

Verbrennung der Flüchtigen

Die Flüchtigen werden zum einen Teil direkt im Bett oxidiert, zum anderen findet eine Nachverbrennung im Freeboard statt.

Es gibt allgemein drei Modelle, die Entstehung und Verbrennung von Flüchtigen betreffend:

1. Die Flüchtigen entstehen plötzlich direkt am Feedpunkt, wenn die Freisetzung schneller abläuft als die Durchmischung im Bett.

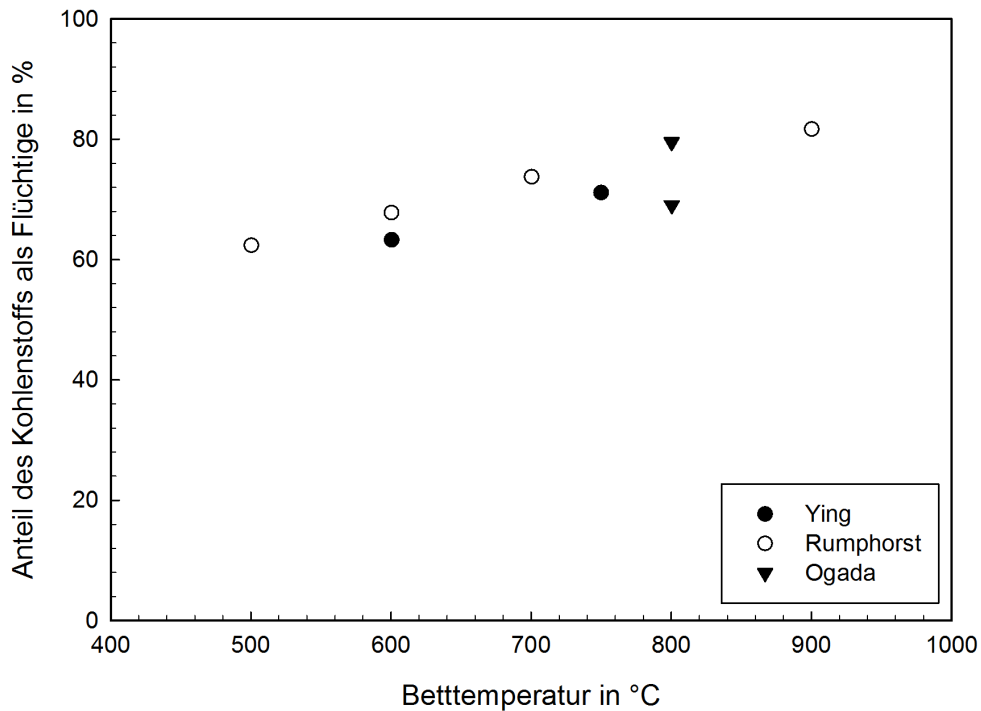


Abbildung 2.6.: Abhängigkeit des Anteils der Flüchtigen von der Temperatur [37]

2. Für den Fall, dass die Klärschlammpartikel gleichmäßig in der Wirbelschicht verteilt sind, wenn die Entgasung einsetzt, entstehen die brennbaren Gase gleichmäßig im gesamten Bett. Dies tritt ein, wenn die Dauer der Freisetzung etwa gleich der der Umwälzung ist.
3. Die Freisetzung der Flüchtigen erfolgt in Form einer Blase, wodurch das Eindringen und die Durchmischung mit Sauerstoff behindert wird und die Flüchtigen teils im Freeboard verbrannt werden.

Für Kohle ist das zweite Modell am zutreffendsten. Bei Klärschlamm können alle drei Vorgänge stattfinden, siehe Kapitel 2.3. Welcher Vorgang dominiert, hängt unter anderem von der Fluidisierungszahl, der Art der Einbringung des Klärschlammes ins Bett, der Zusammensetzung, der Bauweise des Ofens und weiteren Faktoren ab und ist damit nicht allgemein gültig bestimmbar [26, 37].

Tabelle 2.2.: Zusammensetzung der Flüchtigen nach Gomez [16]

Komponente	Einheit	750°C	850°C
Koks	gew%	15	12
Kondensierbare Anteile	gew%	32	20
Flüchtige	gew%	53	68
CO	vol%	40	41
H ₂	vol%	10	13
CO ₂	vol%	32	29
CH ₄	vol%	18	17

Koksabbbrand

Durch den hohen Anteil der Flüchtigen des Klärschlammes ist der Anteil von Koks generell verhältnismäßig gering. Zudem weist der Koks eine große spezifische Oberfläche durch die sehr feine Porenstruktur auf, die während der Trocknungs- und Entgasungsvorgänge entsteht. Dadurch und aufgrund bestimmter Bestandteile in Asche, z.B. Eisen, weist der Koks von Klärschlamm verglichen zu dem von Kohle eine größere Reaktivität auf [37].

Diese Gesichtspunkte führen zu einem guten und raschen Koksabbbrand in der Wirbelschicht, der als Folge davon bei dem Verbrennungsprozess von Klärschlamm nur eine untergeordnete Rolle spielt [12].

Verhalten des Klärschlammes im Wirbelbett

Es gibt verschiedene Spekulationen, was mit mechanisch entwässerten Klärschlamm, der als zähe Masse durch Feedleitungen eingebracht wird, nach dem Eintritt in die Wirbelschicht geschieht.

Rouss [33] hat in eigenen Experimenten festgestellt, dass größere Partikel auf den Düsenboden absinken und dort durch das Fluidisierungsgas in kleine Stücke gerissen werden, die gleichmäßig im Bett verteilt werden.

Wirsum [38] hingegen beobachtete in Experimenten, dass der Klärschlamm die Form während der Verbrennung beibehält und es zu keiner Fragmentierung kommt.

Wie er sich am Eintritt und im Wirbelbett verhält, ob er die Form beibehält oder in kleine Stücke zerrissen wird, ist v.a. von der Fluidisierungszahl, dem Wassergehalt und der Zusammensetzung des Klärschlammes abhängig und es kann keine allgemeingültige Aussage darüber getroffen werden.

2.3. Entmischungseffekte im Wirbelbett

In diesem Kapitel wird dargestellt, wie sich Brennstoffpartikel in der blasenbildenden Wirbelschicht verhalten.

Ausschlaggebend für die Vermutung, dass aufgrund von Entmischungseffekten flüchtige Bestandteile das Wirbelbett teilweise unverbrannt verlassen sind die höheren Temperaturen im Freeboard verglichen zum Bett und wurde auch durch Konzentrationsmessungen von CO_2 bzw. O_2 nachgewiesen.

Dazu gibt es zwei Theorien. Die eine besagt, dass sich die Brennstoffpartikel im Bett entmischen, vermehrt an der Bettoberfläche aufschwimmen und dadurch dort erst die Entgasung stattfindet. Die andere geht davon aus, dass die Flüchtigen im Bett schlechter verbrennen und daher ein gewisser Anteil erst im Freeboard oxidiert wird. Beide Vermutungen werden im Folgenden erläutert.

2.3.1. Segregation des Brennstoffs

Da das inerte Bettmaterial und die Brennstoffpartikel unterschiedliche Dichten und unterschiedliche Durchmesser aufweisen, ergeben sich im Allgemeinen Entmischungseffekte. Die Extremfälle einer ideal gemischten und einer ideal segregierten Wirbelschicht treten in der Praxis kaum auf, statt dessen stellt sich eine teilweise Segregation ein, was bedeutet, dass die Brennstoffpartikel ungleich vertikal wie horizontal im Wirbelbett verteilt sind.

Diese Phänomene sind vor allem vom Verhältnis der Dichten und Durchmesser von Bettmaterial und Brennstoff, wie auch von der Fluidisierungszahl abhängig.

Zum einen kann der Brennstoff auf dem Bettmaterial aufschwimmen, wodurch die Flüchtige erst im oberen Bereich des Bettes freigesetzt werden und diese somit teils unverbrannt ins Freeboard gelangen. Zum anderen kann sich der eingebrachte Brennstoff bei den Feedzugängen ansammeln, wodurch dort eine Sättigung auftritt, nicht alles verbrannt werden kann und somit Flüchtige ebenso unverbrannt ins Freeboard aufsteigen.

In Experimenten von Borodulya et. al. [8] zeigte sich durch visuelle Beobachtungen der Bettoberfläche, dass die feuchten Klärschlammpartikel hauptsächlich an der Bettoberfläche aufschwimmen und während der Trocknung und Entgasung teilweise, aber nur in geringe Tiefen ins Bett eintauchen.

Tepper [36] stellt unter Berufung auf Untersuchungen von Aznar [3] und Jennen [20] die Hypothese auf, dass bei einer Fluidisierungszahl von 3 bis 10 Segregationseffekte ver-

nachlässigt werden können. Er beruft sich dabei auf den Vergleich der Entgasungs- und Trocknungszeiten von Biomassepartikeln und der Umwälzzeit im Bett. Bei industriellen Anlagen ist von Brennstoffpartikeldurchmessern über 5 mm auszugehen, wodurch die Dauer der Umwälzung um mindestens eine Größenordnung kleiner ist als die Entgasung.

Ogada und Werther [26, 37] haben bei einer kontinuierlichen Verbrennung von nassem Klärschlamm in einer Pilotanlage die Orte der Entstehung und Verbrennung der Flüchtigen durch Messung des axialen Profils der Gasbestandteile untersucht. Ergebnis ist, dass die Anteile der $C_x H_y$ über die Betthöhe steigen, im Bereich kurz nach dem Feedpunkt am höchsten sind. Erst danach nimmt die Konzentration ab, was bedeutet, dass erst ab dort die Verbrennung gegenüber der Freisetzung dominiert.

In der Splashzone und im Freeboard sind die Konzentrationen noch erhöht. Dort ist die Abnahmerate der $C_x H_y$ Konzentration nicht so hoch wie bei einer Gasverbrennung zu erwarten, was auf eine vermehrte Freisetzung der Flüchtigen an der Bettoberfläche schließen lässt.

Die gemessene CO Konzentration verhält sich ähnlich: sie steigt mit der Betthöhe bis kurz vor die Bettoberfläche, dann erst erfolgt eine wenn auch mäßige Abnahme. Ausgehend von diesen Messungen wird von einem gewissen Grad an Segregation des Klärschlammes an der Bettoberfläche bei der Verbrennung in der blasenbildenden Wirbelschicht ausgegangen.

Zhang et al. [39] haben bei Versuchen evaluiert, dass Biomasse unabhängig von der Fluidisierungszahl teilweise an der Bettoberfläche aufschwimmt, bei niedriger und hoher mehr, mit einem Minimum bei mittlerer Fluidisierungszahl. Ursache dafür ist, dass Ver- und Entmischungseffekte ständig konkurrieren.

Im Zuge der Experimente von Zhang et al. [39] haben sich drei Mechanismen der Segregation gezeigt, siehe Abbildung 2.7:

- Unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit U_L kommt es zu sogenannter lokaler Segregation. Durch Vibrationen, ausgelöst durch die Expansion des Bettes, sickern kleine Sandpartikel nach unten, wodurch größere Biomassepartikel aufsteigen können. Dieser Sickereffekt ist vorherrschend bei homogenen Wirbelschichten, wenn noch keine exogenen Blasen, d.h. Blasen des Fluidisierungsmediums vorhanden sind.
- Bei Geschwindigkeiten über der Lockerungsgeschwindigkeit U_L ist die Segregation dominiert von Effekten durch Auftriebskräfte. Wenn die Schüttdichte größer ist als die Dichte des Brennstoffs, wandert die Biomasse vermehrt zur Bettoberfläche. Dies ist möglich, da sich das Bettmaterial ähnlich wie eine Flüssigkeit verhält, die

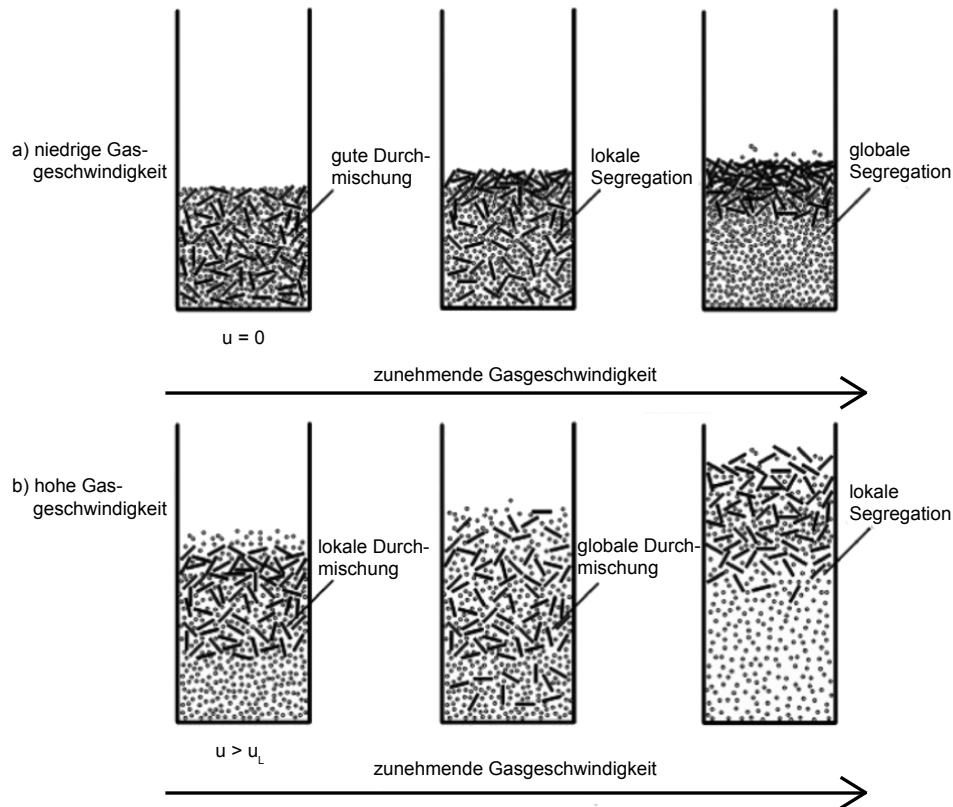


Abbildung 2.7.: Durchmischungs- und Segregationseffekte nach Zhang [39]

Partikel sich zu einem gewissen Grad frei bewegen können. Diese globale Segregation tritt im Besonderen bei geringer Fluidisierungszahl auf, wenn die Blasen noch nicht so zahlreich und kraftvoll sind.

- Bei steigender Gasgeschwindigkeit überwiegt die durch Blasenbewegung induzierte Segregation. Die Blasen nehmen in ihrem Nachlauf und in ihrer Schleppe („wake“ und „drift“), siehe Abbildung 2.8, Brennstoffpartikel mit an die Bettoberfläche. In die Leerstellen nach den Blasen sickert Sand ein, die leichteren Biomassepartikel werden durch den Sickereffekt zusätzlich angehoben. Ab einer bestimmten Leerrohrgeschwindigkeit überwiegt der Durchmischungseffekt der Blasen und es kommt zu einer Rückvermischung, man spricht von lokaler bzw. globaler Durchmischung. Mit noch weiter gesteigerter Gasgeschwindigkeit überwiegen wieder die Entmischungseffekte und es kommt zur Segregation der Biomasse an der Bettoberfläche. Durch die Blasenbewegung werden die Brennstoffpartikel im oberen Bereich etwas rückvermischt.

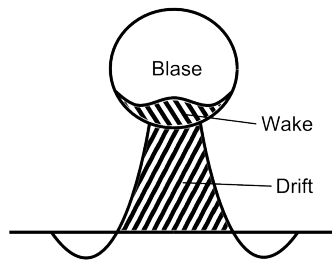


Abbildung 2.8.: Mechanismus des Partikeltransports in Wirbelschicht

2.3.2. Unverbrannte flüchtige Bestandteile

Neben den Entmischungseffekten gibt es die Vermutung, dass die Flüchtigen im Bett teils nicht verbrennen. Dieses kann verschiedene Ursachen haben welche im Folgenden näher erläutert werden.

Blasenbildung der Flüchtigen

Nachdem Brennstoffpartikel ins Wirbelbett eingebracht werden, verdrängen mit Beginn der Entgasung die dabei entstehenden Flüchtigen das Bettmaterial und bilden Blasen um die Brennstoffpartikel herum, siehe Abbildung 2.9. Diese Blasen steigen schließlich zur Bettoberfläche auf und ziehen das Bettmaterial und die Brennstoffpartikel hinter sich mit nach oben. Diese sogenannten endogenen Blasen sind zu unterscheiden von den Blasen des Fluidisierungsmediums, den exogenen Blasen [14, 15].

Durch diese Blasenbildung wird das Eindringen und die Durchmischung der Flüchtigen mit Sauerstoff behindert und somit die Verbrennung unterdrückt. Die Flüchtigen erreichen in der Blase großteils unverbrannt die Bettoberfläche.

Es haben sich zwei verschiedene Verhaltensweisen der Blasenbildung gezeigt [14, 15]:

- Einzelblasensegregation (SBS - single-bubble segregation): Dabei wird nur eine einzelne Blase erzeugt, die das Brennstoffpartikel zur Bettoberfläche aufhebt noch bevor die Entgasung vollendet ist.
- Mehrblasensegregation (MBS - multiple-bubble segregation): Es wird eine Kette von zwei oder mehreren Blasen während der Entgasung erzeugt. Der Aufstieg des Brennstoffpartikels erfolgt schrittweise von Blase zu Blase bis es schließlich die Oberfläche erreicht.

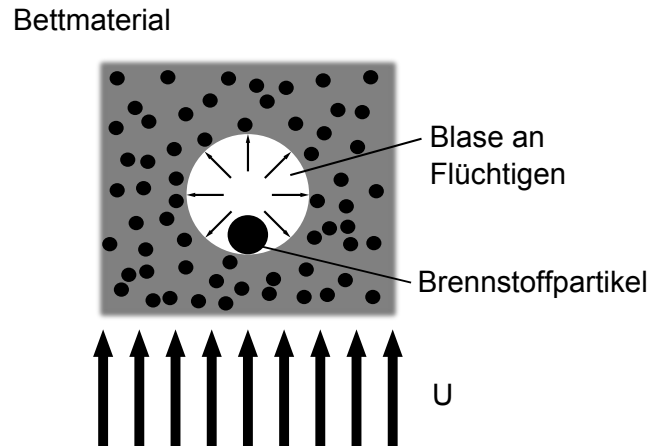


Abbildung 2.9.: Segregationsmechanismus durch Fluchtige

Welches Verhalten sich einstellt hängt ab von der Masse und der Dichte des Brennstoffpartikels und von der Intensität der Kräfte, die durch das Wirbelbett auf das Brennstoffpartikel wirken.

Fionrentino et al. [14, 15] und Bruni [9] haben diese Phänomene in Simulationen und Experimenten nahe der Lockerungsgeschwindigkeit U_L untersucht und bestätigt.

Verbrennungshemmende Wirkung des Bettmaterials

Die andere Theorie geht von einem verbrennungshemmenden Einfluss des Bettmaterials aus, wodurch die Verbrennungsrate der Fluchtigen im Bett niedriger ist als bei Verbrennung ohne Bettmaterial.

Durch Quencheffekte und Deaktivierung wird die Entzündung und Verbrennung der Fluchtigen im Wirbelbett unterdrückt und diese gelangen somit in erhöhtem Maße unverbrannt in das Freeboard [26].

3. Anlagenbeschreibung und Methodik der Datenerfassung

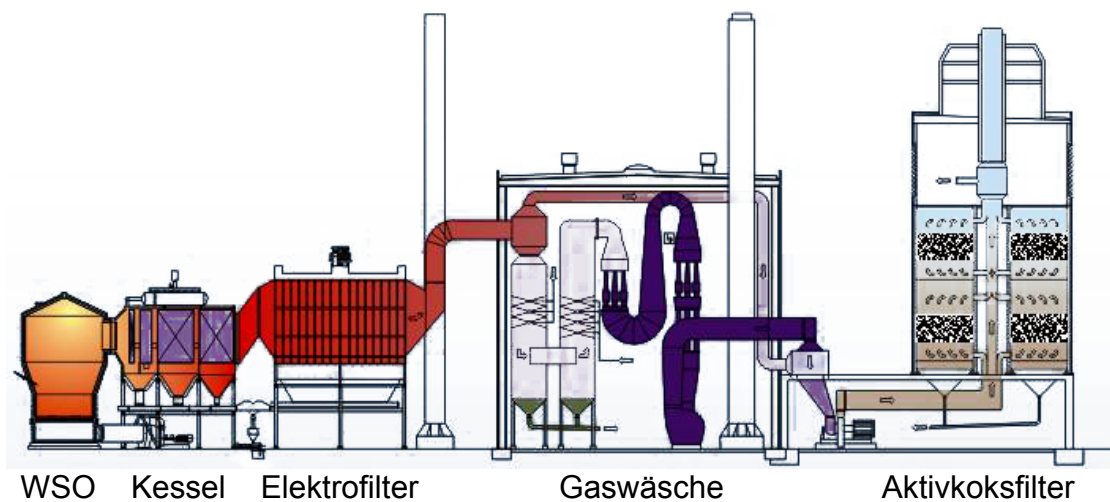


Abbildung 3.1.: Anlagenschema Müllverbrennungsanlage Simmering

3.1. Eckdaten der Anlage

In der Sondermüllverbrennungsanlage in Simmering wird der Klärschlamm, der in der Hauptkläranlage Wien, HKA, anfällt, mit Hilfe von Stützbrennstoffen in Wirbelschichtöfen verbrannt. Anschließend wird in Abhitzedampfkesseln Dampf zur Stromerzeugung und zur Speisung des Fernwärmenetzes erzeugt. Danach folgt die Rauchgasreinigung, siehe Abbildung 3.1.

Insgesamt besteht die Anlage aus vier Wirbelschichtöfen mit Leistungen von 16 bis 39 MW_{th} . Die im Zuge der Diplomarbeit durchgeführten Untersuchungen wurden am Wirbelschichtofen 1, WSO 1 gemacht.

3.1.1. Klärschlammzubereitung

Von der HKA wird der Dünnschlamm mit einem Trockensubstanzgehalt von etwa 3,5% übernommen und in den beiden sogenannten Schlammstaplern mit Fassungsvermögen von je etwa 2500 m³ zwischengespeichert.

Über Ringleitungen wird der Dünnschlamm mit Hilfe von Exzentrerschneckenpumpen in die zwei Schlammtrakte geleitet und dort weiterbehandelt. Zuerst wird der Schlamm mittels Wärmetauscher auf etwa 45°C vorgewärmt, um die Viskosität zu erniedrigen und damit die Entwässerung zu erleichtern. In weiterer Folge werden Flockungsmittel zugemischt und mit Zentrifugen mechanisch entwässert.

Aufgrund der hohen Anfälligkeit stehen insgesamt 22 Zentrifugen zur Verfügung, von denen aber nur 10 stets im Einsatz sind. Jede Zentrifuge hat eine Förderleistung maximal 30 m³/h Dünnschlamm. Der entwässerte Schlamm verlässt die Zentrifugen als entwässerter Schlamm mit etwa 33% TS-Gehalt. Das Zentrat der Zentrifugen hat etwa einen TS-Gehalt von 0,5 % und wird zurück zur HKA geleitet.

Nach der Zentrifuge wird dem Dickschlamm Gleitmittel beigemengt, um die Reibung in den Rohren zu minimieren. Dabei wird bei WSO 1 Wasser, bei den anderen Öfen ein Flüssigpolymer eingesetzt.

Anschließend wird der entwässerte Schlamm mittels modifizierter Betonpumpen, welche als Kolbenpumpen ausgeführt sind, mit etwa 50 bar Betriebsdruck in die Öfen befördert. Zusätzlich können dem Klärschlamm direkt Stützbrennstoffe wie Heizöl Schwer, Schredderleichtfraktion oder Tiermehl beigemengt werden, um die Brenneigenschaften zu verbessern.

3.1.2. Wirbelschichtofen

Kern der untersuchten Anlage ist der Wirbelschichtofen WSO1. Ein Schema und die Abmaße des Ofens sind in Abbildung 3.2 skizziert. Es handelt sich dabei um eine 1979 erbaute blasenbildende Wirbelschicht (Copeland-Bauweise) mit einer thermischen Leistung von 16 MW_{th}.

Heizöl Schwer kann entweder über den LUVO-, die Anfahrbrenner oder direkt mit dem Klärschlamm vermengt zugeführt werden. Die festen Stützbrennstoffe werden direkt mit dem Klärschlamm vermengt eingebracht. Klärschlamm pellets können zusätzlich mit Dampf in den Ofen eingeblasen werden.

Der eigentliche Ofen besteht aus der Windbox, dem Wirbelbett und dem Freeboard,

welche im Folgenden kurz erläutert sind.

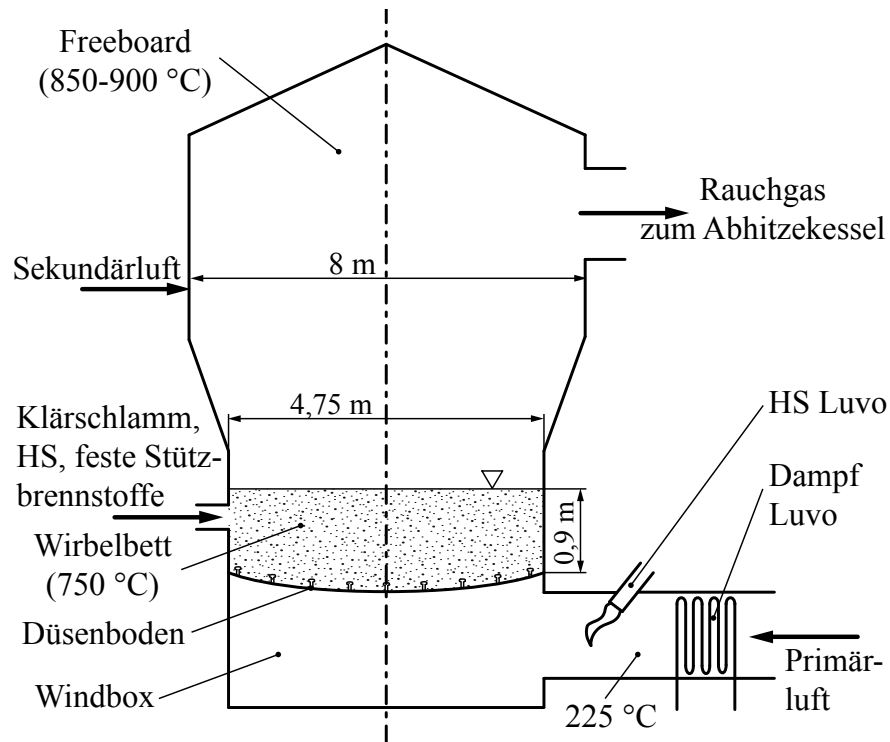


Abbildung 3.2.: Untersuchter Wirbelschichtreaktor [28]

Über die Windbox wird die Primärluft zugeführt, die zuvor mittels zweier Dampfwärmetauscher, den Dampf-LUVOs auf etwa 225°C vorgewärmt wird. Es ist zusätzlich ein LUVO-Brenner installiert, der jedoch im Normalbetrieb nicht im Einsatz ist. Mittels eines Düsensbodens wird die Luft gleichmäßig über den Bettquerschnitt verteilt in den Ofen eingebracht, um das Bettmaterial zu fluidisieren.

Als Bettmaterial wird Quarzsand mit einem Äquivalentdurchmesser von $d_{sv} = 800\mu m$ verwendet. Bei dieser Anlage findet kein Ascheabzug am Boden statt, die Asche kann den Ofen nur als Flugasche verlassen und wird in der nachfolgenden Rauchgasreinigung abgeschieden, schwerere Reste der Asche wie Steine agglomerieren im Bett. Dies hat zur Folge, dass sich das Bettmaterial mit der Asche vermischt und daher die Zusammensetzung, Korngrößenverteilung und Menge des Bettmaterials während des Betriebes nicht genau bestimmbar ist. Bei zu großem Druckverlust der Fluidisierungsluft über das Bett kann das Bettmaterial ausgetauscht, bei hohem Austrag Neues zugegeben werden. Der Klärschlamm wird im oberen Drittel des Bettes mittels zweier Rohre mit einem Durchmesser von etwa 150 mm eingebracht.

Der Freiraum über dem Bett wird Freeboard genannt, der Bereich unmittelbar über der

Betttoberfläche wird als Splashzone bezeichnet. Im Freeboard findet mit dem Restsauerstoff der Primärluft und mit der dort zugeführten Sekundärluft die Nachverbrennung der unverbrannten Flüchtigen aus dem Bett statt. Dadurch kommt es dort zu höheren Temperaturen als im Bett.

In dem nachgeschalteten Abhitzekeßel wird im Naturumlaufbetrieb bei 50 bar Betriebsdruck Dampf erzeugt und auf 350°C überhitzt.

3.1.3. Rauchgasreinigung

Die nachgeschaltete Rauchgasreinigung besteht aus folgenden Teilschritten [27]:

- Die Flugasche wird in dem Elektrofilter mit einem Wirkungsgrad von 99,5% abgeschieden.
- In der Rauchgaswäsche werden in vier Stufen HCl, HF, SO_2 , Schwermetalle und der restliche Flugstaub aus dem Rauchgas entfernt.
- Dioxine, Furane, Quecksilber, Reste von HCl, SO_2 , Schwermetalle und Flugstaub werden im Aktivkohlefilter abgeschieden.
- Die Entstickung erfolgt mittels einer selektiven katalytischen Entstickungsanlage (SCR-DeNOx-Anlage).

3.2. Methodik der Datenerfassung

3.2.1. Bilanzierung der Klärschlammmenge

Da die in den Ofen eingebrachte Menge Klärschlamm nicht direkt gemessen werden kann, bzw. die Mengenmessung über den Kolbenhub der Dickschlammumpen nicht die gewünschte Genauigkeit liefert, muss die Menge des Dickschlammes indirekt über eine Massenbilanz der Zentrifugen bestimmt werden, siehe Abbildung 3.3.

Mit den Messdaten von Dünnschlammmenge, TS-Gehalt Dünnschlamm, TS-Gehalt entwässerter Schlamm und TS-Gehalt Zentrat wird die Dickschlammmenge berechnet. Es

ergeben sich folgende Korrelationen:

$$\dot{m}_{DS} = \dot{m}_{ES} + \dot{m}_{ZE} \quad (3.1)$$

$$\dot{m}_{DS} \cdot TS_{DS} = \dot{m}_{ES} \cdot TS_{ES} + \underbrace{(\dot{m}_{DS} - \dot{m}_{ES})}_{\dot{m}_{ZE}} \cdot TS_{ZE} \quad (3.2)$$

Und es folgt:

$$\dot{m}_{ES} = \dot{m}_{DS} \cdot \frac{TS_{DS} - TS_{ZE}}{TS_{ES} - TS_{ZE}} \quad (3.3)$$

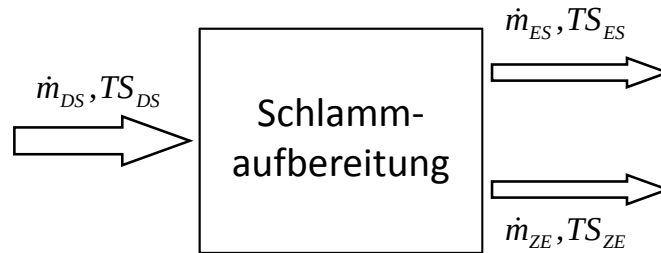


Abbildung 3.3.: Bilanzierung der Schlamm-mengen [27]

Aus der Bilanzierung ergibt sich, dass pro Zentrifuge drei Proben, TS Dünnschlamm, TS Zentrat und TS Dickschlamm, für die Berechnung der Dickschlamm-menge notwendig sind. Der Wirbelschichtofen 1 wird stets von vier Zentrifugen mit Dickschlamm beliefert, wodurch sich zwölf Proben pro angefahrenen Betriebspunkt ergeben. Um diesen Aufwand zu minimieren, wurden während der Versuche Mischproben für den Dünnschlamm aus den Ringleitungen, und für den Dickschlamm aus dem Abwurf der Zentrifugen genommen.

3.2.2. Berechnung des Heizwertes des Klärschlammes

Die Fernwärme Wien hat beruhend auf einer großen Datenbasis folgende empirische Formel zur Berechnung des Heizwertes des Klärschlammes entwickelt:

$$H_u = \frac{TS}{100} \cdot \frac{oTS}{TS} \cdot \frac{235,84}{1000} - (100 - TS) \cdot \frac{23,05}{1000} - (0,1038 \cdot \frac{oTS}{TS} - 1,4436) \cdot (\frac{TS}{100} \cdot 0,206) \quad (3.4)$$

Alle Werte beziehen sich dabei auf den entwässerten Schlamm. Da der Heizwert der organischen Trockensubstanz als für den Versuchszeitraum relativ konstant angenommen

werden kann, ergibt sich eine gute Korrelation für den Heizwert anhand der Trockensubstanz TS und der organischen Trockensubstanz oTS, die durch Proben bestimmt werden.

3.2.3. Auswertung der Messdaten

Da die Aufzeichnungsintervalle zwischen und teilweise innerhalb der beiden im Einsatz befindlichen Leitsysteme (SIEMENS und ElvisX) variieren, werden sie auf eine gemeinsame Zeitachse transformiert. Der Messwert $\tilde{x}_k$ zum Zeitpunkt k errechnet sich aus den n Werten x_i mit $i = 1 \dots n$ wie folgt:

$$\tilde{x}_k = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \cdot g(t_i, t_k)}{\sum_{i=1}^n g(t_i, t_k)} \quad (3.5)$$

mit der Gewichtungsfunktion

$$g(t_i, t_k) = e^{-\frac{1}{T} \cdot |t_i - t_k|}. \quad (3.6)$$

Anschließend wird über die jeweiligen Versuchszeiträume das arithmetische Mittel der Messwerte über die Zeit gebildet, in der ein stationärer Betrieb gefahren wurde. Die Mittelwerte werden in das Simulationsprogramm IPSEpro mit einer gewissen Toleranz eingespielt.

4. Modellierung

4.1. Simulationsprogramm IPSEpro

IPSEpro (Integrated Process Simulation Environment) ist ein von der Firma Simtech für den Anlagen- und Kraftwerksbau entwickeltes, gleichungsorientiertes Prozesssimulationsprogramm. Der Benutzer erstellt ein Fließbild, auf dessen Basis ein stationäres, nicht lineares Gleichungssystem erzeugt wird. Dieses wird von der Software in Gruppen unterteilt und anschließend mit dem Newton-Raphson-Algorithmus gelöst.

IPSEpro ist aus mehreren Softwarekomponenten zusammengesetzt. Mit dem Model Development Kit (MDK) werden die erforderlichen Anlagenteile, Apparate und Komponenten entwickelt. Dabei werden physikalische und chemische Grundgleichungen, hauptsächlich Massen- und Energiebilanzen verwendet. Die erstellten Komponenten werden in sogenannten Modellbibliotheken (Model Libraries) zusammengefasst und bilden gemeinsam mit den Stoffdatenbanken, in denen physikalische Eigenschaften chemischer Bestandteile hinterlegt sind, die Grundlage für die damit durchgeführten Berechnungen. In Abbildung 4.1 wird das Zusammenspiel der einzelnen Softwarekomponenten erläutert.

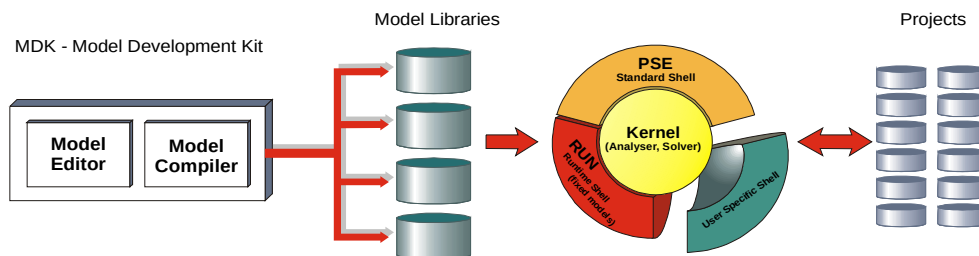


Abbildung 4.1.: Funktionsweise von IPSEpro [34]

Die eigentliche Bedienung der Simulationssoftware findet über PSE (Process Simulation Environment) statt. PSE stellt die Benutzeroberfläche des Programmes dar, in der Fließbilder aus Apparaten und Komponenten aus der Modellbibliothek erstellt werden.

Es werden bei den Fließbildern drei verschiedene Arten von Komponenten verwendet:

- Units: Die Grundeinheiten oder Units repräsentieren die Knoten im Fließbild. Sie stellen die eigentlichen Anlagenteile dar, in denen verschiedene Parameter gesetzt und verändert werden können.
- Connections: Die Connections verbinden die einzelnen Units untereinander und transportieren die Informationen wie Temperatur, Druck, Wellenarbeit, Massen- und Volumenströme.
- Globals: In den sogenannten Globals werden für das ganze Fließbild gültige Informationen gespeichert, die von mehreren Objekten verwendet werden. Beispiele dafür sind die Umgebungsbedingungen oder die Zusammensetzung von Stoffen.

In den einzelnen Projekten werden das Fließbild, die Parameter und die Startwerte der Variablen gespeichert [34].

4.1.1. Die PGP-Lib

PGP-Lib (Pyrolysis and Gasification Process Library) ist eine Bibliothek speziell für Prozesse, in denen Biomasse involviert ist wie Pyrolyse, Verbrennung und Vergasung. Diese wurde an der TU Wien entwickelt und ist bereits über viele Jahre für das Design und die Analyse von Biomassekraftwerken im Einsatz. 2008 übernahm Simtech die weitere Entwicklung und Vertrieb dieser Bibliothek.

Die Bibliothek beinhaltet physikalische Eigenschaften organischer fester, flüssiger und gasförmiger Brennstoffe, Wasser-, Dampf- und Gasströme, letztere mit optionaler Staub-, Koks- und Teerbeladung.

Weiter wird der Quellcode komplett und kommentiert mitgeliefert. Die Struktur der Bibliothek wird somit transparent und ist daher leicht erweiter- und veränderbar.

4.1.2. Messdatenvalidierung mit PSValidate

Da Messdaten im Allgemeinen mit Fehlern behaftet sind, gibt es bei IPSEpro neben der kompletten Simulation von Anlagen und Teilanlagen die Möglichkeit, statistische Aussagen über die Qualität der einzelnen Messwerte damit zu erhalten.

Dabei werden in ein bestehendes und bestimmtes Gleichungssystem zusätzliche Messwerte eingespielt und dieses somit mehrfach überbestimmt. Jedem Messwert ist eine Toleranz zugeschrieben, die die Abweichungsmöglichkeit der ausgeglichenen Lösung vom Messwert

angibt. Plausible Messdaten bestätigen sich somit gegenseitig, schlechte Messwerte weichen stark von den Ergebnissen der Simulation ab.

Solche überbestimmten Systeme können mit dem Programmteil PSValidate von IPSEpro gelöst werden. Mittels der Methode der Lagrange-Multiplikatoren wird das überbestimmte System in ein bestimmtes System übergeführt und anschließend mit dem Newton-Raphson-Verfahren gelöst. Bei der Lösung des überbestimmten Systems wird auf die Methode der minimalen Fehlerquadrate zurückgegriffen [31].

4.2. Modellierung der untersuchten Wirbelschichtfeuerung

Der Verbrennungsprozess des WSO1 inklusive Luftvorwärmung, Brennstoffzufuhr, Wirbelschichtofen, Dampferzeuger und Elektrofilter wird in einem Modell in IPSEpro abgebildet. Das Modell beruht auf Massen- und Energiebilanzen, die Fluidodynamik wird großteils nicht berücksichtigt. Das Verfahrensfließbild ist in Abbildung 4.2 zu sehen.

Der Kessel geht als Blackbox in die Simulation ein, es findet keine Unterteilung in Speisewasservorwärmer, Verdampfer und Überhitzer statt, da eine so detaillierte Modellierung für diese Untersuchungen nicht nötig ist.

Der E-Filter ist die einzige Komponente der Rauchgasreinigungsanlage, die in der Simulation berücksichtigt wird. Da der Abgasvolumenstrom danach gemessen wird, kann dieser Messwert somit als zusätzlicher Parameter für die Validierung der Messwerte verwendet werden.

Da der Ort der Wärmefreisetzung bei den Versuchen eine entscheidende Rolle spielt, wird der Wirbelschichtofen im Modell in die Bilanzzonen Wirbelbett und Freeboard unterteilt. Folglich gibt es für das Bett und das Freeboard jeweils eine eigene Energiebilanz, was eine getrennte Betrachtung der Wärmefreisetzung in den beiden Bereichen ermöglicht.

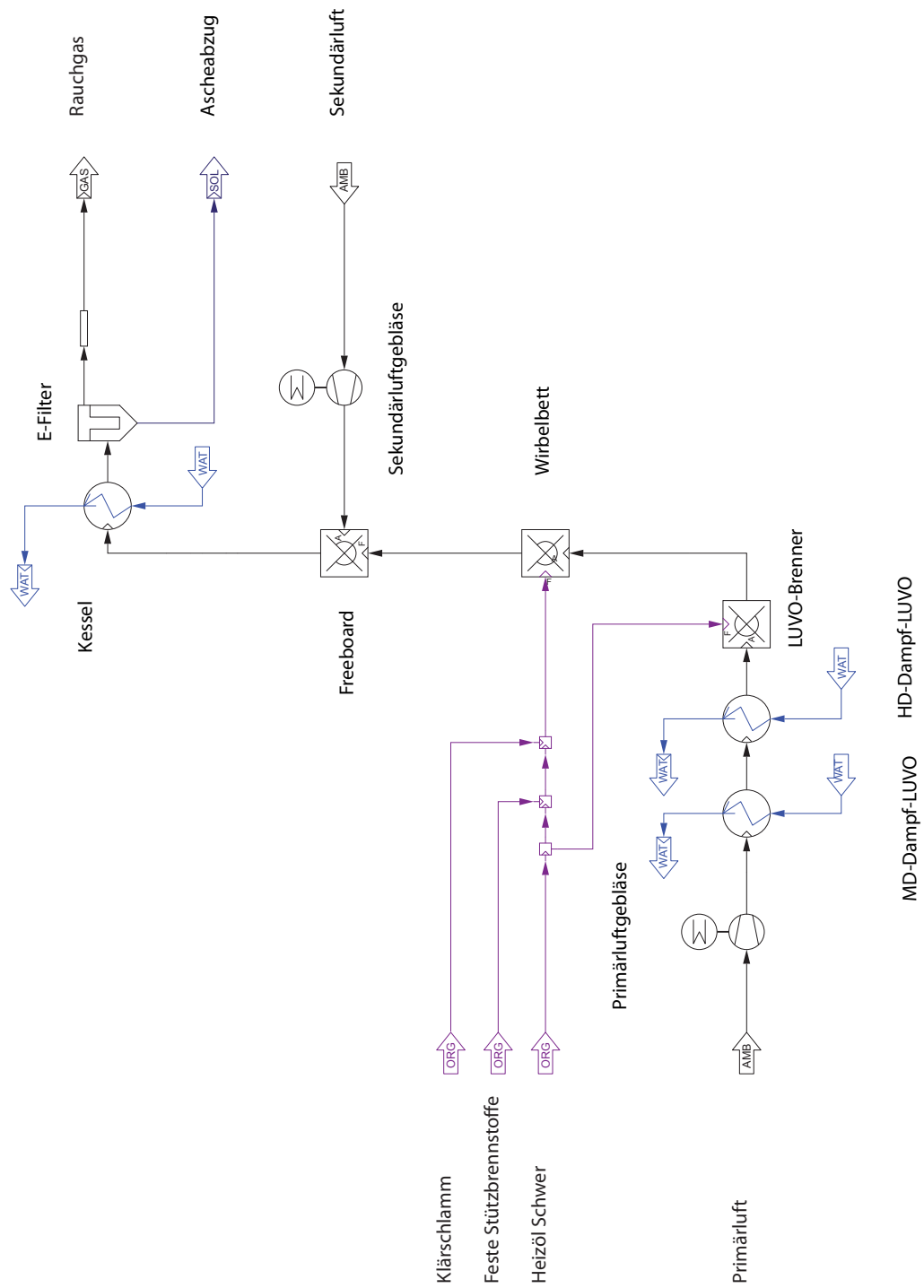


Abbildung 4.2.: Fließbild in IPSEpro

Im Folgenden werden die wichtigsten relevanten Berechnungsgrundlagen des Simulationsprogramms erläutert.

4.2.1. Energiebilanz

Die Energiebilanz wird mittels der konventionellen Enthalpie nach Baehr [4] berechnet.

Die Standard-Bildungsenthalpie $H_i^{f\Box}$ ist die Bildungsenthalpie einer Verbindung i im Standardzustand. Dies ist eine messbare Größe, die als Reaktionsenthalpie ihrer Bildungsreaktion direkt bestimmt werden kann. Für die Berechnung der Reaktionsenthalpien besagt die Konvention, dass die Enthalpien der Elemente im Standardzustand null sind.

Für die Enthalpie eines reinen Stoffes in einem beliebigen Zustand erhält man

$$H_{0i}^*(T, p) = H_i^{f\Box} + [H_{0i}(T, p) - H_{0i}(T_0, p_0)] \quad (4.1)$$

Der Term in den eckigen Klammern ist die Differenz der Enthalpien des Stoffes i in einem beliebigen Zustand (T, p) und dem Standardzustand (T_0, p_0) und lässt sich mittels der kalorischen Zustandsgleichung berechnen, zudem ist er für viele Stoffe in der Literatur tabelliert.

Als konventionelle Enthalpien H^* werden die über die Standard-Bildungsenthalpien aufeinander abgestimmten Enthalpien eines Stoffes i bezeichnet.

Vorteil der konventionellen Enthalpien ist, dass mit ihnen die Bilanzgleichungen des 1. Hauptsatzes auch über chemische Reaktionen hinweg berechnet werden können, ohne diese genauer berücksichtigen zu müssen. Die Leistungsbilanzgleichung lautet dadurch wie folgt:

$$\dot{Q} + P = \sum_{i=1}^N \dot{m}_i^a H_{0i}^*(T_a, p_a) - \sum_{i=1}^N \dot{m}_i^e H_{0i}^*(T_e, p_e) \quad (4.2)$$

Dabei ist $\dot{Q}$ die zugeführte Wärme und P die zugeführte mechanische Leistung [4].

Für die Anwendung heißt das, dass aus der elementaren Zusammensetzung der Brennstoffe mit den üblichen Bestandteilen des Abgases die entstehende Wärme berechnet wird.

4.2.2. Verbrennung

Grundsätzlich wird von einer vollständigen Verbrennung ausgegangen. Die Menge an Flüchtigen, die das Bett unverbrannt verlässt, wird über den CO-Schlupf beschrieben. Die Summe der Komponenten der Flüchtigen wird als CO modelliert. Im Freeboard findet anschließend die vollständige Verbrennung des CO mittels Sekundärluft statt.

Der CO-Schlupf wird wie folgt berechnet:

$$s_{CO} = \frac{y_{CO,AG}}{y_{CO,AG} + y_{CO_2,AG}} \quad (4.3)$$

Der CO-Schlupf ist die mathematisch beschreibende Größe des Oberfeuers, siehe Kapitel 5.1.

Für die Luftüberschusszahl λ als Verhältnis von vorhandenem Sauerstoff zu stöchiometrisch erforderlichem Sauerstoff gilt [31]:

$$\lambda = \frac{\sum(\dot{m}_{g,e} \cdot w_{O_2,g,e})}{\sum(\dot{m}_{g,e} \cdot w_{O_2,g,e}) - \dot{m}_{AG} \cdot (w_{O_2,AG} - \frac{1}{2} \cdot w_{CO,AG})} \quad (4.4)$$

Dabei sind $\sum(\dot{m}_{g,e} \cdot w_{O_2,g,e})$ die in die Brennkammer eingebrachte Sauerstoffmengen und $\dot{m}_{AG} \cdot (w_{O_2,AG} - \frac{1}{2} \cdot w_{CO,AG})$ die im Abgas enthaltene Sauerstoffmenge.

5. Experimentelle Untersuchungen

Das Ziel der Messungen ist es, die Verhaltensweise der Anlage bei Veränderung verschiedener Parameter zu untersuchen, die verschiedenen Stützbrennstoffe zu charakterisieren und einen optimalen Betriebsbereich zu evaluieren.

Mit Variationen der Betriebsparameter Primärluftmenge und Brennstoffmenge wird versucht, das Verhalten der Anlage bei Änderungen dieser Kenngrößen zu charakterisieren.

Bei der ersten Versuchsreihe wurden feste Stützbrennstoffe (Schredderleichtfraktion), bei der zweiten flüssige Stützbrennstoffe (Heizöl Schwer) eingesetzt.

Nach der Einstellung der gewünschten Parameter muss bis zu zwei Stunden gewartet werden, bis sich aufgrund der langen Totzeiten v.a. der Klärschlammeinbringung und der großen Trägheit des Ofens ein stationärer Betrieb einstellt. Anschließend wird versucht, diesen Zustand eine Stunde zu halten, um eine ausreichende Datenbasis für die Auswertung zu erhalten.

Das Versuchsprogramm wurde so gewählt, dass der komplette relevante Betriebsbereich abgefahren wird.

5.1. Untersuchte Parameter

Um die Ergebnisse besser vergleichen und auswerten zu können, werden spezielle Kennzahlen verwendet. Diese sind in Tabelle 5.1 aufgelistet.

- Die für diese Untersuchungen relevante Kenngröße der Anlage ist das Oberfeuer φ_{OF} . Es besagt, wie viel Prozent der gesamten entstehenden Energie im Freeboard freigesetzt werden.

$$\varphi_{OF} = \frac{P_{th,Freeboard}}{P_{th,ges}} \quad (5.1)$$

Dies wird vor dem Hintergrund betrachtet, dass möglichst viel Wärme im Bett freigesetzt werden soll, da dadurch Stützbrennstoffe gespart werden können.

- Die spezifische Stützbrennstoffleistung p_{SB} ist die Leistung der eingesetzten Stützbrennstoffe bezogen auf die gesamte, von Klärschlamm, Stützbrennstoffen und LUVOs in den Ofen eingebrachten Leistung.

$$p_{SB} = \frac{\dot{m}_{SB} \cdot H_{u,SB}}{\dot{m}_{KS} \cdot H_{u,KS} + \dot{m}_{SB} \cdot H_{u,SB} + \dot{Q}_{LUVOs}} \quad (5.2)$$

- Die Querschnittsbelastung ist die ins Wirbelbett eingebrachte Brennstoffleistung bezogen auf die Querschnittsfläche des Bettes:

$$q_{Bett} = \frac{\dot{m}_{KS} \cdot H_{u,KS} + \dot{m}_{SB,Bett} \cdot H_{u,SB}}{A_{Bett}} \quad (5.3)$$

- Die Fluidisierungszahl ist das Verhältnis der Leerrohrgeschwindigkeit zur Lockerungsgeschwindigkeit und berechnet sich wie folgt:

$$FluidNr = \frac{U}{U_L} \quad (5.4)$$

Die Leerrohrgeschwindigkeit ergibt sich aus der Primärluftmenge, und dem Bettquerschnitt:

$$U = \frac{\dot{V}_{PL}}{A_{Bett}} \quad (5.5)$$

Die Lockerungsgeschwindigkeit wurde während Abfahrvorgängen mit $U_L = 0,24m/s$ bestimmt.

Tabelle 5.1.: Untersuchte Parameter

Parameter	Symbol	Einheit
Querschnittsbelastung	q_{Bett}	$\frac{kW}{m^2}$
Fluidisierungszahl	$\frac{U}{U_L}$	-
Oberfeuer	φ_{OF}	-
Spezifische Stützbrennstoffleistung	p_{SB}	-

5.2. Versuche mit festen Stützbrennstoffen

Während dieser Versuche wird die Anlage nur mit festen Stützbrennstoffen, ohne LUVO-Brenner und ohne Zugabe von Heizöl Schwer betrieben.

Als Stützbrennstoff wird dabei zum Zwecke einer besseren Bilanzierbarkeit ausschließlich Schredderleichtfraktion verwendet und keine Mischung mit z.B. Tiermehl.

5.2.1. Variation der Fluidisierungszahl

Die Fluidisierungszahl, geregelt über die Primärluftmenge, wird von einem niedrigen Level in kleinen Schritten an den Volllastbetrieb und über ein mittleres Level wieder zum Ausgangspunkt variiert. Somit werden sieben Betriebspunkte angefahren, siehe Tabelle 5.4. Die schrittweise Annäherung an den Volllastbetrieb erfolgt aus dem Grund, da bei zu hoher Primärluftmenge die Reaktorkopftemperatur unter 850°C absinkt und die Anfahrbrenner aktiviert werden. Dies ist unerwünscht und sollte vermieden werden. Während dieser Variation werden die übrigen Parameter wie Klärschlammmenge, Windboxtemperatur, Menge Stützbrennstoffe so weit wie möglich konstant gehalten.

Tabelle 5.2.: Nummerierung der Betriebspunkte Variation Fluidisierungszahl mit SLF

Punkt	Primärluftmenge Nm^3/h	relative Änderung
SLF 1.1	18500	-
SLF 1.2	20500	$\dot{V}_{Pl} + 10\%$
SLF 1.3	21500	$\dot{V}_{Pl} + 5\%$
SLF 1.4	23000	$\dot{V}_{Pl} + 5\%$
SLF 1.5	24000	$\dot{V}_{Pl} + 5\%$
SLF 1.6	21500	$\dot{V}_{Pl} - 10\%$
SLF 1.7	19000	$\dot{V}_{Pl} - 10\%$

5.2.2. Variation der Querschnittsbelastung

Die Querschnittsbelastung, d.h. die in das Wirbelbett eingebrachte Brennstoffleistung bezogen auf den Bettquerschnitt wird von einem niedrigen auf ein höheres Level und wieder zum Ausgangspunkt variiert. Es ergaben sich so vier Betriebspunkte, siehe Tabelle 5.5. Während dieser Variation werden die übrigen Parameter wie Primärluftmenge, Windboxtemperatur, Verhältnis der Mengen Schredderleichtfraktion zu Klärschlamm möglichst konstant gehalten.

Da die Querschnittsbelastung weder direkt eingestellt noch gemessen werden kann, wurde bei den Versuchen als Ersatzkenngröße die Dampfmenge und zur Regulierung die Menge Dünnschlamm der Zentrifugen - die Menge des Dickschlammes ist nicht direkt zugänglich, sondern wird erst nachträglich berechnet - und die Menge der festen Stützbrennstoffe verwendet.

Tabelle 5.3.: Nummerierung der Betriebspunkte Variation Querschnittsbelastung mit SLF

Punkt	Dampfmenge <i>t/h</i>	relative Änderung
SLF 2.1	15,4	-
SLF 2.2	16,1	$q_{Bett} + 10\%$
SLF 2.3	15,6	$q_{Bett} - 10\%$
SLF 2.4	14,3	$q_{Bett} - 10\%$

5.3. Versuche mit flüssigen Stützbrennstoffen

Da sich bei den Versuchen mit Schredderleichtfraktion Ungenauigkeiten durch die Inhomogenität der Stützbrennstoffe und der Mengenmessung ergaben, wurden nochmals Variationen mit Heizöl Schwer als Stützbrennstoff durchgeführt.

Da die Menge des Heizöles zum einen besser messbar ist, zum anderen der fossile Brennstoff eine viel größere Homogenität bzgl. des Heizwertes im Vergleich zu den festen Stützbrennstoffen aufweist, sind die Ergebnisse mit flüssigen Stützbrennstoffen somit reproduzierbarer, bzw. die Qualität höher.

Um eine höhere Flexibilität des Ofens bei den Variationen mit weniger Risiko zu haben, dass die Reaktorkopftemperatur unter 850°C absinkt, ist während des gesamten Versuchszeitraumes der LUVO-Brenner im Einsatz.

5.3.1. Variation der Fluidisierungszahl

Die Primärluftmenge wird von einem niedrigen über ein mittleres bis zu einem hohen Level und wieder zum Ausgangspunkt variiert. Somit werden fünf Betriebspunkte angefahren, der erste und der mittlere jeweils zweimal, siehe Tabelle 5.4. Während dieser Variation werden die übrigen Parameter wie Klärschlammmenge, Windboxtemperatur, Menge Heizöl Schwer so weit wie möglich konstant gehalten.

Tabelle 5.4.: Nummerierung der Betriebspunkte Variation Fluidisierungszahl mit HS

Punkt	Primärluftmenge Nm^3/h	relative Änderung
HS 1.1	18000	-
HS 1.2	20000	$\dot{V}_{Pl} + 10\%$
HS 1.3	22000	$\dot{V}_{Pl} + 10\%$
HS 1.4	20000	$\dot{V}_{Pl} - 10\%$
HS 1.5	18000	$\dot{V}_{Pl} - 10\%$

5.3.2. Variation der Querschnittsbelastung

Die Querschnittsbelastung wird von einem niedrigen über ein mittleres bis zu einem hohen Level und wieder zum Ausgangspunkt variiert. Somit werden fünf Betriebspunkte angefahren, wobei der erste und der mittlere zweimal angefahren wird, siehe Tabelle 5.5.

Während dieser Variation werden die übrigen Parameter wie Primärluftmenge, Windboxtemperatur, Verhältnis Heizöl Schwer zu Klärschlamm möglichst konstant gehalten.

Ebenso wie bei den Versuchen mit festen Stützbrennstoffen kann auch bei dieser Variation die Querschnittsbelastung weder direkt eingestellt noch gemessen werden und es wurde als Ersatzkenngröße die Dampfmenge und zur Regulierung die Menge Dünnschlamm der Zentrifugen und die Öldosierung verwendet.

Tabelle 5.5.: Nummerierung der Betriebspunkte Variation Querschnittsbelastung mit HS

Punkt	Dampfmenge <i>t/h</i>	relative Änderung
HS 2.1	14,5	-
HS 2.2	15,8	$q_{Bett} + 10\%$
HS 2.3	17,0	$q_{Bett} + 10\%$
HS 2.4	15,8	$q_{Bett} - 10\%$
HS 2.5	14,5	$q_{Bett} - 10\%$

5.3.3. Kombinierte Variation

Bei dieser Variation werden Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung gleichzeitig erhöht. Es werden drei Punkte angefahren: Minimalmenge, eine mittlere Menge und Maximalmenge von jeweils der Primärluft- wie auch der Brennstoffmenge, siehe Tabelle 5.6.

Tabelle 5.6.: Nummerierung der Betriebspunkte kombinierten Variation mit HS

Punkt	Primärluftmenge <i>Nm³/h</i>	Dampfmenge <i>t/h</i>	relative Änderung
HS 3.1	16500	14,5	-
HS 3.2	18500	15,8	$\dot{V}_{Pl} + 10\%, q_{Bett} + 10\%$
HS 3.3	21000	17,0	$\dot{V}_{Pl} + 10\%, q_{Bett} + 10\%$

6. Ergebnisse und Diskussion

In diesem Kapitel wird die Zusammenfassung der Ergebnisse behandelt, im Anhang befinden sich die ausführlichen Prozessdaten ausgewählter Betriebspunkte.

6.1. Versuche mit festen Stützbrennstoffen

6.1.1. Variation der Fluidisierungszahl

In der Tabelle 6.1 sind die veränderten Parameter, in der Tabelle 6.2 die wichtigsten Ergebnisse tabelliert. Aus Abbildung 6.1 ist ersichtlich, dass das Oberfeuer merklich mit Zunahme der Fluidisierung abnimmt.

Tabelle 6.1.: Betriebspunkte der Variation der Fluidisierungszahl mit SLF

Punkt	Primärluftmenge	Dampfmenge
	Nm^3/h	t/h
SLF 1.1	18500	14
SLF 1.2	20500	16
SLF 1.3	21500	16
SLF 1.4	23000	16
SLF 1.5	24000	16
SLF 1.6	21500	15
SLF 1.7	19000	15

Wie in Abbildung 6.2 erkennbar ist, nimmt die Betttemperatur mit Erhöhung der Primärluftmenge um über $50^\circ C$ zu, ebenso steigt die Luftüberschusszahl des Bettes mit Erhöhung der Fluidisierungszahl deutlich an. Das Verhalten der Temperatur ist eigentlich für eine überstöchiometrische Verbrennung untypisch, da bei einer weiteren Erhöhung der Luftmenge die Temperatur sinken sollte.

Das Verhalten von Luftüberschusszahl, Betttemperatur und Oberfeuer lässt darauf schließen, dass mit zunehmender Fluidisierungszahl das Bett besser durchmischt wird und somit eine Verschiebung der Wärmefreisetzung vom Freeboard ins Bett stattfindet.

Tabelle 6.2.: Ergebnisse der Variation der Fluidisierungszahl mit SLF

Punkte SLF	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6	1.7
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	780	778	800	812	803	781	734
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	895	916	920	916	897	917	924
Menge KS [t/h]	8,0	8,3	8,6	8,8	8,9	8,4	8,0
Menge SB [kg/h]	1100	780	750	730	710	690	710
Primärluft [Nm^3/h]	18500	20300	21600	23000	24100	21600	19100
Sekundärluft [Nm^3/h]	4000	5500	3600	3000	3000	3000	5000
Dampfmenge [t/h]	14,0	15,7	15,7	16,0	16,0	15,3	15,0
φ_{OF} [-]	0,26	0,31	0,25	0,21	0,20	0,26	0,36
q_{Bett} [kW/m^2]	622	701	698	709	710	676	672
s_{CO} [mol_{CO}/mol_C]	0,36	0,43	0,44	0,29	0,28	0,35	0,51
p_{SB} [-]	0,47	0,29	0,28	0,27	0,26	0,27	0,28
$\frac{U}{U_L}$ [-]	4,65	5,11	5,56	5,97	6,20	5,46	4,60
λ_{Bett} [-]	1,38	1,34	1,41	1,48	1,53	1,45	1,31

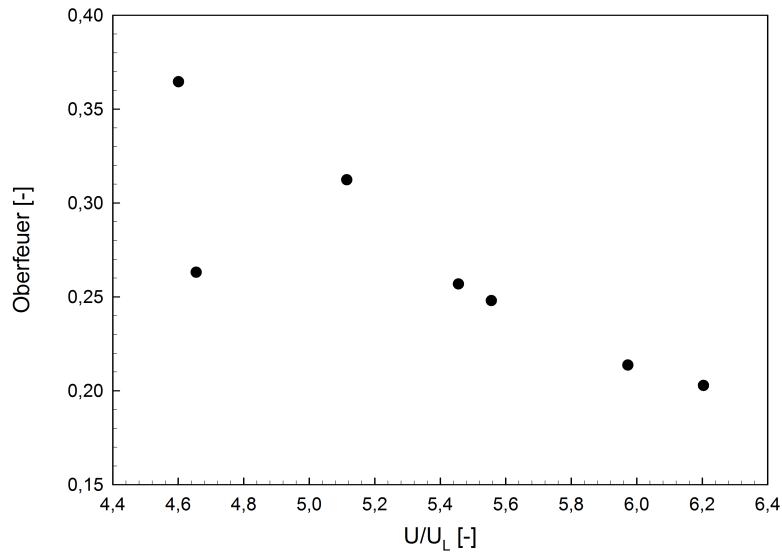


Abbildung 6.1.: Änderung des Oberfeuers bei Variation der Fluidisierungszahl mit SLF

Die gesamte Luftüberschusszahl und die Temperatur am Reaktorkopf bleiben über der Variation in etwa konstant. Dies ergibt sich v.a. durch die Regelung der Sekundärluftmenge und ist somit von der Fluidisierungszahl entkoppelt. Daraus lässt sich folgern, dass durch eine höhere Fluidisierungszahl die Abgasverluste nicht steigen.

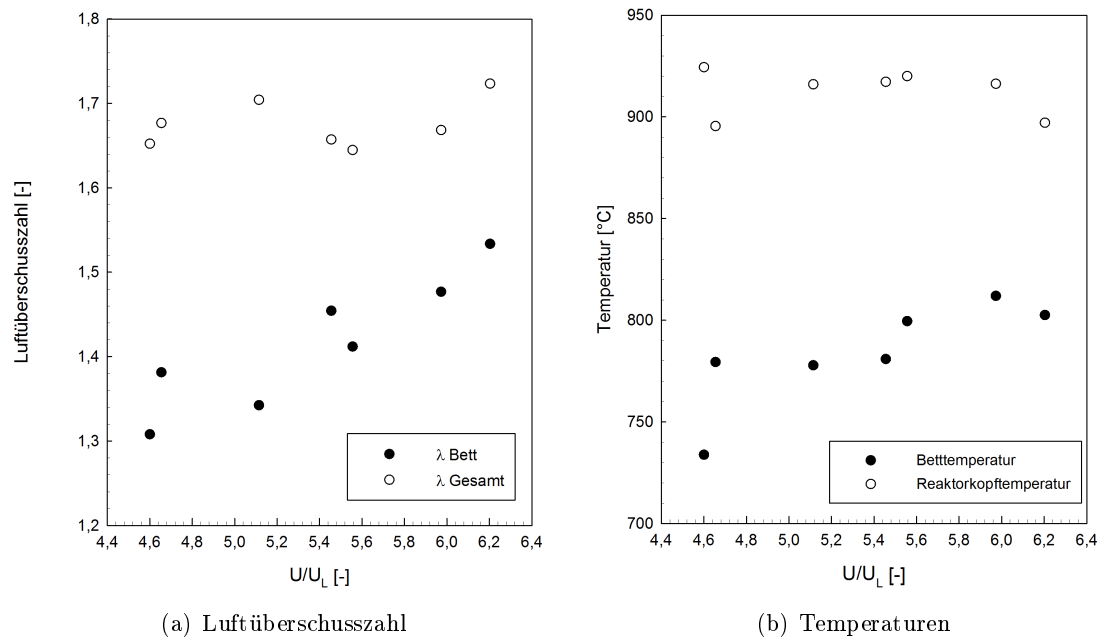


Abbildung 6.2.: Änderungen bei Variation der Fluidisierungszahl mit SLF

6.1.2. Variation der Querschnittsbelastung

Aufgrund von sinkendem Heizwert entweder des Klärschlammes oder der Stützbrennstoffe konnte zum Ende der Variation die Temperatur im Bett nicht mehr gehalten werden, es musste Heizöl Schwer zudosiert werden und die Versuche wurden somit abgebrochen.

In der Tabelle 6.1.2 sind das Versuchsprogramm, in der Tabelle 6.4 die wichtigsten Ergebnisse aufgelistet.

Tabelle 6.3.: Betriebspunkte der Variation der Querschnittsbelastung mit SLF

Punkt	Primärluftmenge Nm^3/h	Dampfmenge t/h
SLF 2.1	22000	15,4
SLF 2.2	22000	16,1
SLF 2.3	22000	15,6
SLF 2.4	22000	14,3

In Abbildung 6.3 ist eine leichte Zunahme des Oberfeuers mit Steigerung der Querschnittsbelastung erkennbar.

Tabelle 6.4.: Ergebnisse der Variation der Querschnittsbelastung mit SLF

Punkte SLF	2.1	2.2	2.3	2.4
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	778	785	799	782
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	905	915	918	876
Menge KS [t/h]	9,0	9,2	604	587
Menge SB [kg/h]	613	657	70,0	41,8
Primärluft [Nm^3/h]	21900	21900	21800	21900
Sekundärluft [Nm^3/h]	3000	3800	3000	2800
Dampfmenge [t/h]	15,4	16,1	15,6	14,3
φ_{OF} [-]	0,24	0,26	0,23	0,21
q_{Bett} [kW/m^2]	685	718	689	638
s_{CO} [mol_{CO}/mol_C]	0,33	0,35	0,31	0,28
p_{SB} [-]	0,24	0,24	0,23	0,24
$\frac{U}{U_L}$ [-]	5,51	5,55	5,60	5,52
λ_{Bett} [-]	1,44	1,38	1,43	1,55

Wie in der Abbildung 6.4 erkennbar ist, fällt die Luftüberschusszahl im Bett mit Erhöhung der Querschnittsbelastung etwas ab, die Temperatur im Bett ist in etwa konstant.

Die Zunahme des Oberfeuers mit der Querschnittsbelastung kann als Indiz gesehen werden, dass bei gleichbleibender Fluidisierungszahl und mit steigender Querschnittsbelastung, d.h. eine größere eingebrachte Brennstoffmenge, eine vermehrte Segregation der Brennstoffe stattfindet, dadurch mehr Flüchtige unverbrannt ins Freeboard gelangen und somit die Wärmefreisetzung im Bett geringer wird.

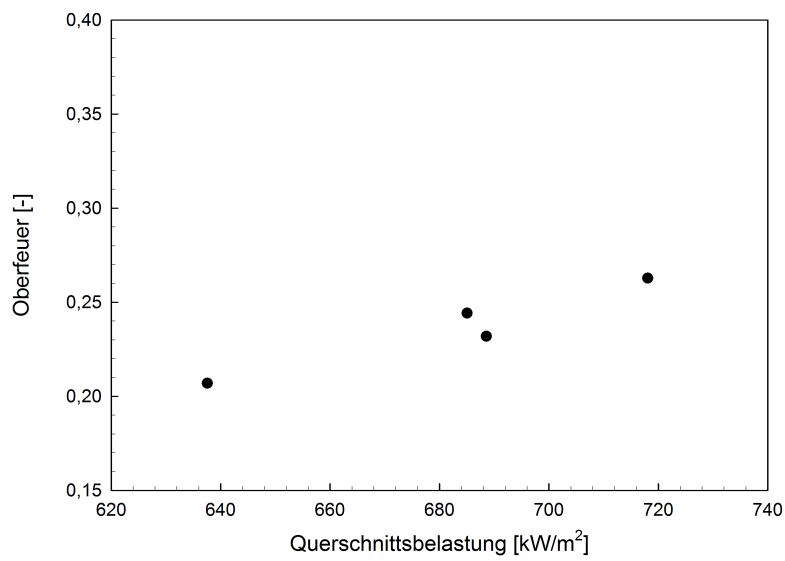


Abbildung 6.3.: Änderung des Oberfeuers bei Variation der Querschnittsbelastung mit SLF

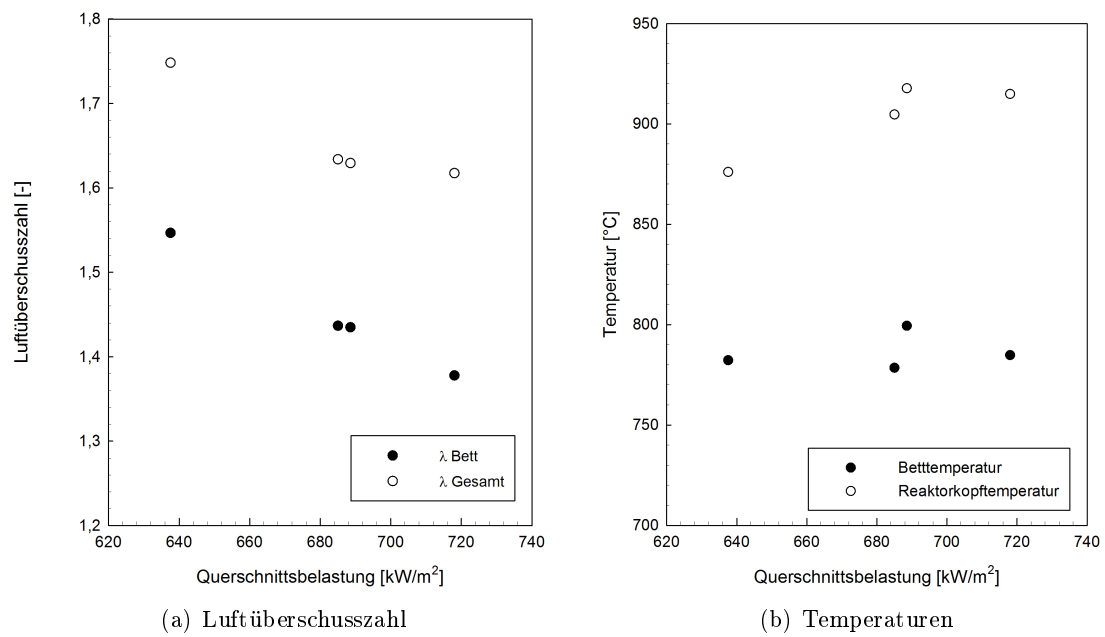


Abbildung 6.4.: Änderungen bei Variation der Querschnittsbelastung mit SLF

6.1.3. Zusammenfassung Versuche mit festen Stützbrennstoffen

Bei der Auswertung der Daten mit dem Prozesssimulationsprogramm weichen die Mengen und Brennwerte der Brennstoffe wie auch die Luftmengen teils um bis zu 20 % von den Werten aus dem Prozessleitsystem bzw. der Analysen ab. Ob dies durch systematische Fehler der Messeinrichtungen, Inhomogenität der Brennstoffe oder zufällige Messfehler bei der Probenahme begründet ist, kann nicht nachvollzogen werden.

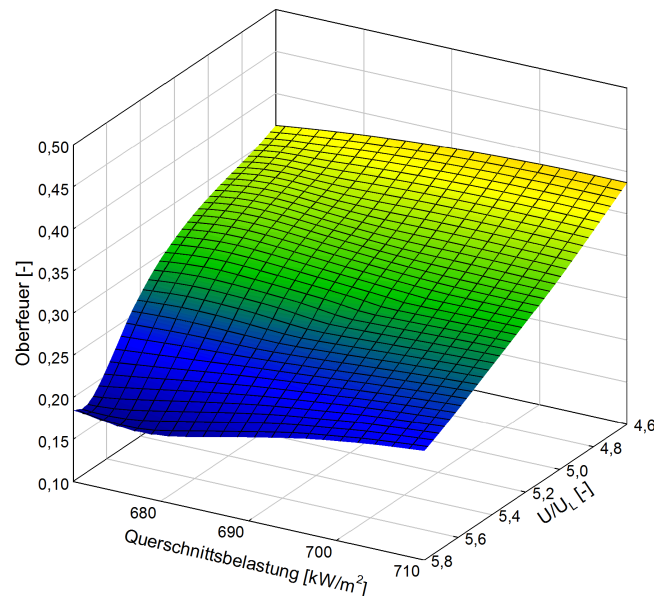


Abbildung 6.5.: Oberfeuer über Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung bei SLF

Es zeigt sich, dass Querschnittsbelastung und Fluidisierungszahl entgegengesetzten Einfluss auf das Oberfeuer haben. Zusammen mit dem Verhalten der Betttemperatur und der Luftüberschusszahl kann darauf geschlossen werden, dass eine Erhöhung der Primärluftmenge eine bessere Durchmischung im Bett bewirkt und damit mehr Brennstoff im Bett verbrannt wird.

Anders liegt die Vermutung nahe, dass es durch die Erhöhung der Querschnittsbelastung bei konstanter Fluidisierungszahl zu einer Sättigung bei den Feedstellen mit Klärschlamm kommt, somit mehr Flüchtige das Freeboard unverbrannt erreichen und dadurch weniger Wärme im Bett freigesetzt wird.

Die gesamten Betriebspunkte sind in einem dreidimensionalen Diagramm, Oberfeuer über Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung aufgetragen, siehe Abbildung 6.5. Zu erkennen ist, dass der Einfluss der Fluidisierungszahl auf das Oberfeuer größer ist als die Auswirkungen der Veränderung der Querschnittsbelastung.

6.2. Versuche mit flüssigen Stützbrennstoffen

6.2.1. Variation der Fluidisierungszahl

In der Tabelle 6.5 sind die veränderten Parameter, in der Tabelle 6.6 die wichtigsten Ergebnisse tabelliert.

Tabelle 6.5.: Betriebspunkte der Variation der Fluidisierungszahl mit HS

Punkt	Primärluftmenge	Dampfmenge
	Nm^3/h	t/h
HS 1.1	18000	17
HS 1.2	20000	17
HS 1.3	22000	17
HS 1.4	20000	17
HS 1.5	18000	17

Tabelle 6.6.: Ergebnisse der Variation der Fluidisierungszahl mit HS

Punkte HS	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	756	784	813	798	783
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	908	895	899	894	888
Menge KS [t/h]	10,2	10,0	9,5	9,7	9,3
Menge HS _{Bett} [kg/h]	180	69,7	69,6	70,8	70,9
Primärluft [Nm^3/h]	17800	20200	22300	20100	18100
Sekundärluft [Nm^3/h]	10400	6000	4560	7330	7490
Dampfmenge [t/h]	17,1	15,8	15,9	16,1	15,1
φ_{OF} [-]	0,47	0,34	0,28	0,35	0,38
q_{Bett} [kW/m ²]	688	608	590	623	589
s_{CO} [mol _{CO} /mol _C]	0,56	0,39	0,31	0,41	0,44
p_{SB} [-]	0,26	0,20	0,22	0,20	0,20
$\frac{U}{U_L}$ [-]	4,39	5,10	5,80	5,14	4,57
λ_{Bett} [-]	1,02	1,27	1,46	1,26	1,20

Die beobachteten Effekte der Versuche mit festen Stützbrennstoffen konnten mit Heizöl Schwer reproduziert werden. Das Oberfeuer nimmt wie gehabt signifikant mit Zunahme der Fluidisierungszahl ab, siehe Abbildung 6.6. Bei dem ersten angefahrenen Betriebspunkt, Punkt HS 1.1 bei der Primärluftmenge von 17800 Nm^3/h , wurde dem Klärschlamm zu viel Heizöl Schwer beigemengt. Dieser Punkt liegt erkennbar höher als die anderen Punkte. Dies kann als Indiz dafür gedeutet werden, dass das Heizöl zum größeren Teil im Bett verdampft wird und erst im Freeboard verbrennt.

Wie in Abbildung 6.7 ersichtlich ist, steigen die Luftüberschusszahl des Bettes und die Betttemperatur mit Erhöhung der Fluidisierungszahl etwas an. Wie auch bei den Versuchen mit Schredderleichtfraktion ist dies eigentlich für eine überstöchiometrische Verbrennung untypisch, da bei einer weiteren Erhöhung der Luftmenge die Temperatur sinken sollte.

Dieses Verhalten der Betttemperatur ist durch die Veränderung des Oberfeuers zu erklären, da mit zunehmender Fluidisierungszahl anzunehmen ist, dass das Bett besser horizontal und vertikal durchmischt wird, somit eine Verschiebung der Wärmefreisetzung vom Freeboard ins Bett stattfindet und die Temperaturen im Bett steigen.

Die Luftüberschusszahl über das gesamte Bett, siehe Abbildung 6.7, bleibt in etwa gleich. Somit kann darauf geschlossen werden, dass eine höhere Fluidisierungszahl respektive Primärluftmenge und damit bessere Durchmischung im Bett keine Erhöhung der Abgasverluste bewirken.

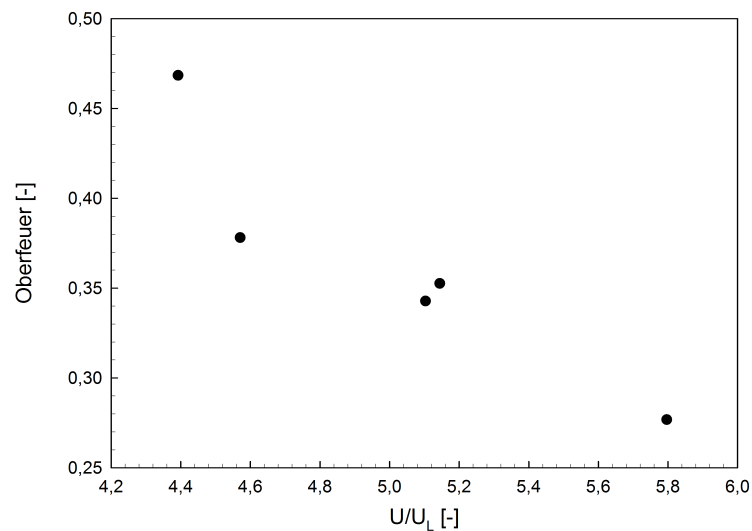


Abbildung 6.6.: Änderung des Oberfeuers bei Variation der Fluidisierungszahl mit HS

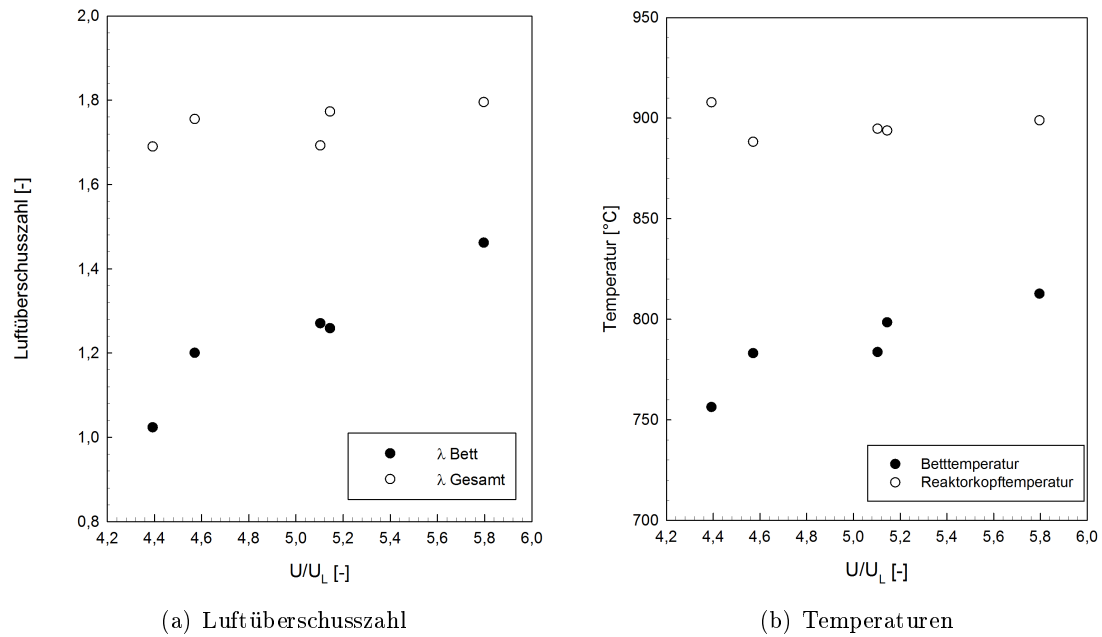


Abbildung 6.7.: Änderungen bei Variation der Fluidisierungszahl mit HS

6.2.2. Variation der Querschnittsbelastung

In der Tabelle 6.7 sind das Versuchsprogramm, in der Tabelle 6.8 die wichtigsten Ergebnisse aufgelistet.

Tabelle 6.7.: Betriebspunkte der Variation der Querschnittsbelastung mit HS

Punkt	Primärluftmenge Nm^3/h	Dampfmenge t/h
HS 2.1	18000	14,5
HS 2.2	18000	15,8
HS 2.3	18000	17,0
HS 2.4	18000	15,8
HS 2.5	18000	14,5

Wie auch bei den Versuchen mit festen Stützbrennstoffen fällt die Luftüberschusszahl im Bett mit Erhöhung der Querschnittsbelastung leicht ab, siehe Abbildung 6.9.

In Abbildung 6.8 ist eine klare Zunahme des Oberfeuers mit Steigerung der Querschnittsbelastung erkennbar.

Tabelle 6.8.: Ergebnisse der Variation der Querschnittsbelastung mit HS

Punkte HS	2.1	2.2	2.3	2.4	2.5
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	786	775	802	814	838
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	884	903	896	892	896
Menge KS [t/h]	8,5	9,3	10,0	9,5	8,4
Menge HS _{Bett} [kg/h]	39,6	37,0	70,0	41,8	30,9
Primärluft [Nm^3/h]	19300	19100	19000	19000	18900
Sekundärluft [Nm^3/h]	3570	4180	10200	8050	5440
Dampfmenge [t/h]	13,6	14,7	16,9	15,8	14,3
φ_{OF} [-]	0,28	0,33	0,40	0,35	0,28
q_{Bett} [kW/m^2]	508	559	675	616	538
s_{CO} [mol_{CO}/mol_C]	0,31	0,37	0,48	0,41	0,32
p_{SB} [-]	0,19	0,18	0,18	0,17	0,18
$\frac{U}{U_L}$ [-]	4,88	4,80	4,88	4,93	5,02
λ_{Bett} [-]	1,48	1,33	1,13	1,23	1,38

Da auch bei diesen Versuchen das Oberfeuer mit der Querschnittsbelastung steigt, wird die Vermutung gestärkt, dass bei gleichbleibender Fluidisierungszahl und mit steigender Querschnittsbelastung eine vermehrte Segregation der Brennstoffe stattfindet, dadurch mehr Flüchtige unverbrannt ins Freeboard gelangen und somit die Wärmefreisetzung im Bett geringer wird.

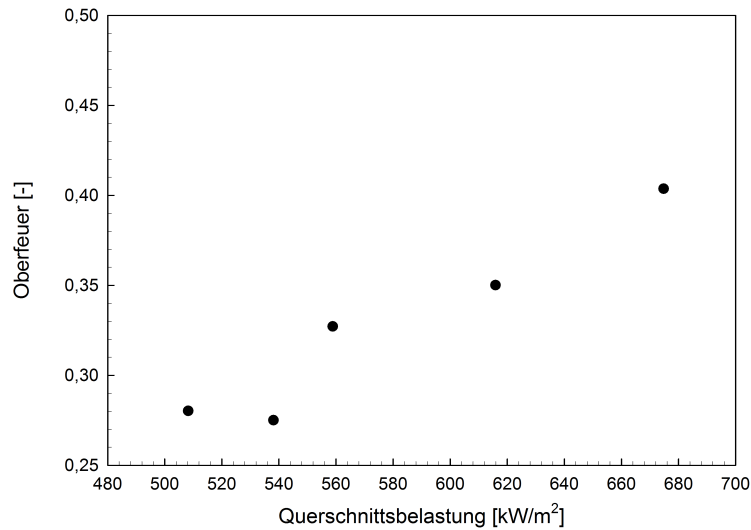


Abbildung 6.8.: Änderung des Oberfeuers bei Variation der Querschnittsbelastung mit HS

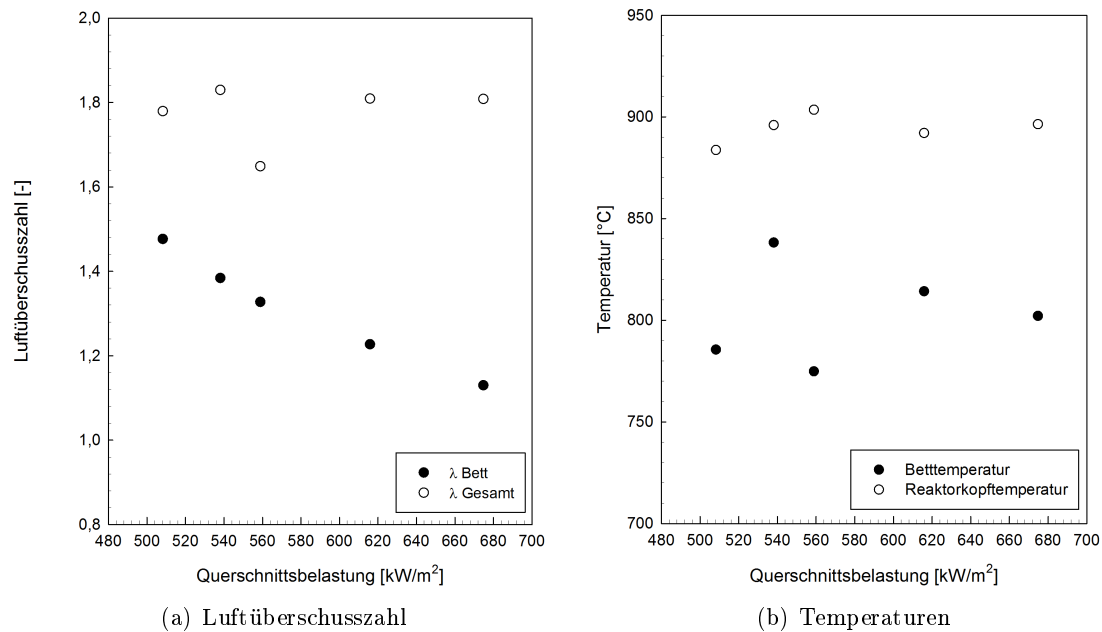


Abbildung 6.9.: Änderungen bei Variation der Querschnittsbelastung mit HS

6.2.3. Kombinierte Variation

In der Tabelle 6.9 sind die variierten Parameter, in der Tabelle 6.10 die wichtigsten Ergebnisse festgehalten.

Die geplante gleichmäßige Steigerung von Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung konnte betriebsbedingt nur teilweise realisiert werden, da im Punkt 3.2 verglichen zum Punkt 3.1 die Querschnittsbelastung nur in geringem Maße erhöht werden konnte, siehe Tabelle 6.10.

Tabelle 6.9.: Betriebspunkte der kombinierten Variation mit HS

Punkt	Primärluftmenge	Dampfmenge
	Nm^3/h	t/h
HS 1.1	16500	14,5
HS 1.2	18500	15,8
HS 1.3	21000	17,0

Die Betttemperatur steigt mit zunehmender Fluidisierungszahl bzw. Querschnittsbelastung leicht an, vgl. Abbildung 6.12. Auch die Luftüberschusszahl im Bett wird etwas

Tabelle 6.10.: Ergebnisse der kombinierten Variation mit HS

Punkte HS	3.1	3.2	3.3
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	795	835	846
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	884	886	899
Menge KS [t/h]	8,9	9,1	9,6
Menge HS _{Bett} [kg/h]	30,6	51,6	70,7
Primärluft [Nm^3/h]	17300	19800	22400
Sekundärluft [Nm^3/h]	7020	5850	7160
Dampfmenge [t/h]	14,3	15,0	17,0
φ_{OF} [-]	0,36	0,27	0,29
q_{Bett} [kW/m^2]	556	567	644
s_{CO} [mol_{CO}/mol_C]	0,41	0,31	0,34
p_{SB} [-]	0,17	0,20	0,21
$\frac{U}{U_L}$ [-]	4,42	5,26	6,01
λ_{Bett} [-]	1,22	1,37	1,39

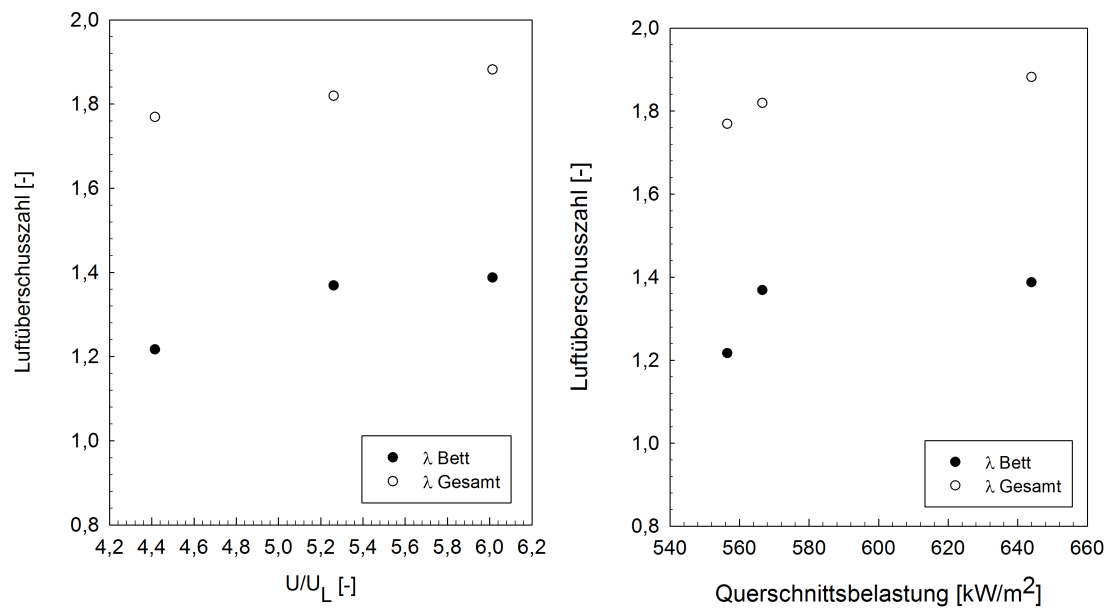


Abbildung 6.10.: Änderung der Luftüberschusszahl bei der kombinierten Variation mit HS

erhöht, siehe Abbildung 6.10.

Wie in Abbildung 6.11 erkennbar, ist bei niedriger Fluidisierungszahl das Oberfeuer trotz

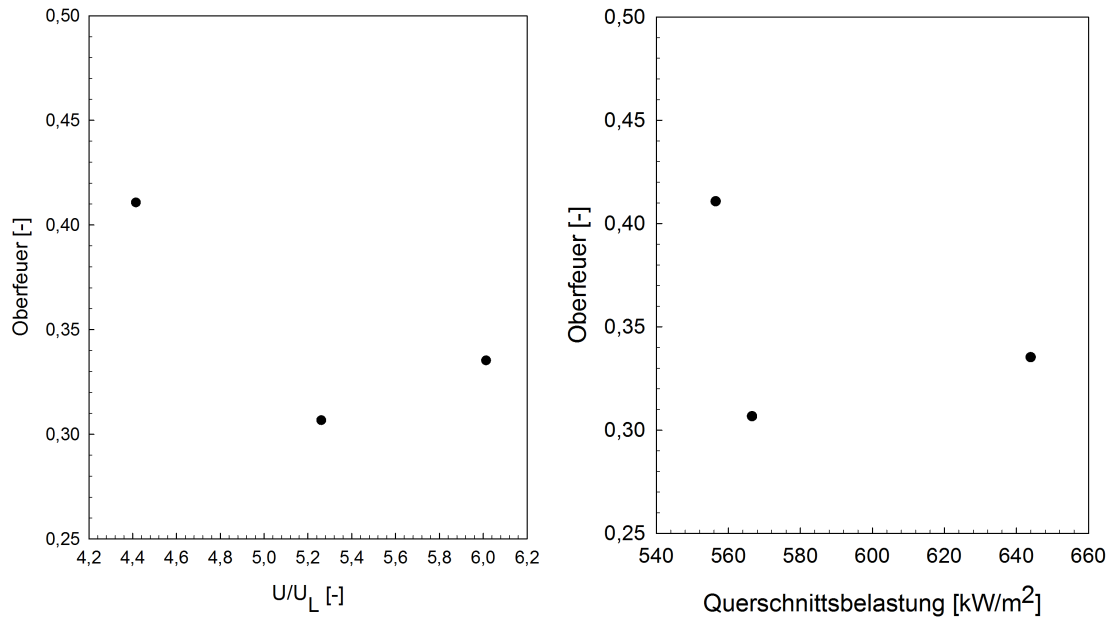


Abbildung 6.11.: Änderung des Oberfeuers bei der kombinierten Variation mit HS

geringer Querschnittsbelastung hoch. Im zweiten Punkt wurde die Fluidisierungszahl, kaum aber die Querschnittsbelastung gesteigert. Durch den hohen Einfluss der Fluidisierung sinkt das Oberfeuer stark ab. Bei weiterer Steigerung der beiden Parameter steigt das Oberfeuer wieder langsam an.

Als Ursache dafür sind die entgegengesetzten Einflüsse von Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung auf das Oberfeuer anzunehmen.

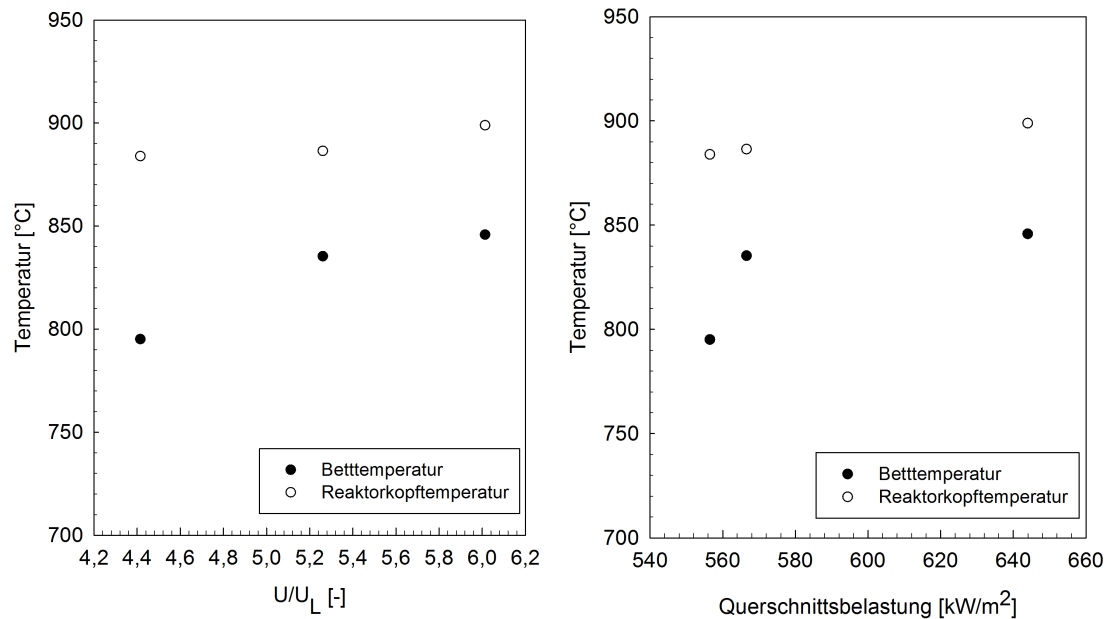


Abbildung 6.12.: Änderung der Temperaturen bei der kombinierten Variation mit HS

6.2.4. Zusammenfassung Versuche mit flüssigen Stützbrennstoffen

Bei der Auswertung zeigte sich, dass die Messdaten der Versuche mit Heizöl Schwer im Vergleich zu den festen Stützbrennstoffen eine bessere Bilanzierbarkeit und somit eine höhere Genauigkeit aufweisen.

Auch bei den Messungen mit Heizöl Schwer haben Querschnittsbelastung und Fluidisierungszahl entgegengesetzten Einfluss auf das Oberfeuer. Zusammen mit dem Verhalten der Betttemperatur verstärkt das die Vermutungen, dass bei höherer Primärluftmenge eine bessere Durchmischung im Bett stattfinden und eine Erhöhung der Querschnittsbelastung bei konstanter Fluidisierungszahl zu einer Sättigung im Bett und damit zu vermehrtem Oberfeuer führt.

Die Betriebspunkte sind in einem dreidimensionalen Diagramm, Oberfeuer über Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung aufgetragen, siehe Abbildung 6.13. Aus dem Verlauf des Diagramms geht hervor, dass sich die Querschnittsbelastung bei hohen Fluidisierungszahlen weniger stark auf das Oberfeuer auswirkt als bei niedrigen.

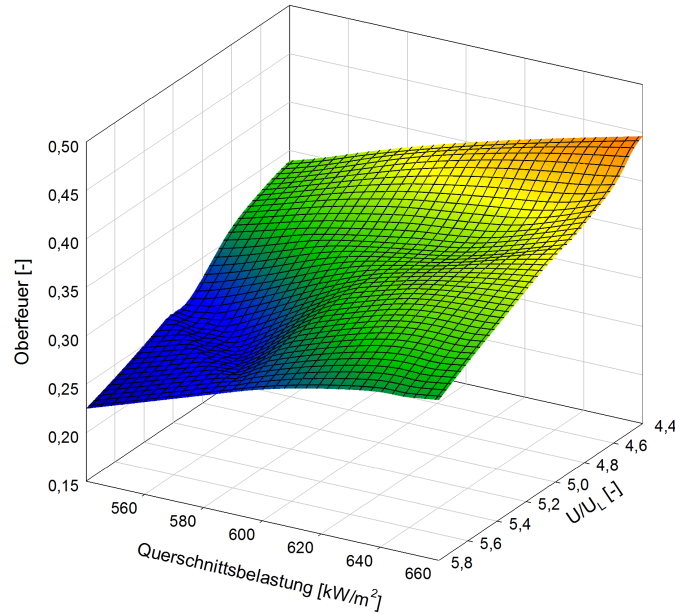


Abbildung 6.13.: Oberfeuer über Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung bei HS

6.3. Erstellung von Parametermodellen

Bei den Variationen hat sich ergeben, dass die Fluidisierungszahl und die Querschnittsbelastung entgegengesetzte Auswirkungen auf das Oberfeuer und somit auf die Wärmefreisetzung im Bett haben. Um während des Betriebes abschätzen zu können, in welchem Bereich sich das Oberfeuers befindet, wird aus den Messwerten ein Parametermodell erstellt.

Das Oberfeuer ist in diesem Modell die beschreibende Größe für die Wärmefreisetzung im Freeboard und somit auch der Wärmefreisetzung im Bett.

Da sich die festen und flüssigen Stützbrennstoffe in ihren Auswirkungen auf die Verbrennung im Bett signifikant voneinander unterscheiden, wird für die beiden Versuchsreihen jeweils ein separates Parametermodell gebildet.

Ausgehend von den Ergebnissen der Variationen ergibt sich, dass das Oberfeuer im Wesentlichen eine Funktion der Fluidisierungszahl und der Querschnittsbelastung ist:

$$\varphi_{OF} = \varphi_{OF} \left(q_{Bett}, \frac{U}{U_L} \right) \quad (6.1)$$

Es wird folgender Ansatz für das Parametermodell zur Abschätzung des Oberfeuers ver-

wendet:

$$\varphi_{OF} = a_0 + a_1 \cdot \frac{q_{Bett}}{\bar{q}_{Bett}} + a_2 \cdot \frac{\frac{U}{U_L}}{\left(\frac{U}{U_L}\right)} \quad (6.2)$$

Dabei werden die Parameter dimensionslos gemacht, indem sie jeweils durch die Mittelwerte der jeweiligen Versuchsreihe dividiert werden. Dies geschieht aus dem Grund, damit die Koeffizienten und die dadurch erlangten Ergebnisse besser verglichen werden können.

Tabelle 6.11.: Mittelwerte Querschnittsbelastung und Fluidisierungszahl

Parameter	Einheit	Arithmetisches Mittel	
		flüssige SB	feste SB
$\left(\frac{U}{U_L}\right)$	[-]	5,02	5,43
$\bar{q}_{Bett}$	[kW/m ²]	597	683

Anschließend wird mit den Messwerten und mit der Gleichung 6.2 ein überbestimmtes Gleichungssystem gebildet und es werden die Fehlerquadrate zwischen den gemessenen und berechneten Werten für das Oberfeuer gebildet und minimiert. Daraus ergeben sich jeweils die drei Koeffizienten. Die Ergebnisse sind in der Tabelle 6.12 zusammengefasst.

Tabelle 6.12.: Berechnete Koeffizienten zur Vorhersage des Oberfeuers

Koeffizient	Wert		zugeh. Parameter
	flüssige SB	feste SB	
a_0	0,274	0,190	-
a_1	0,497	0,708	q_{Bett} [kW/m ²]
a_2	-0,436	-0,642	$\frac{U}{U_L}$ [-]

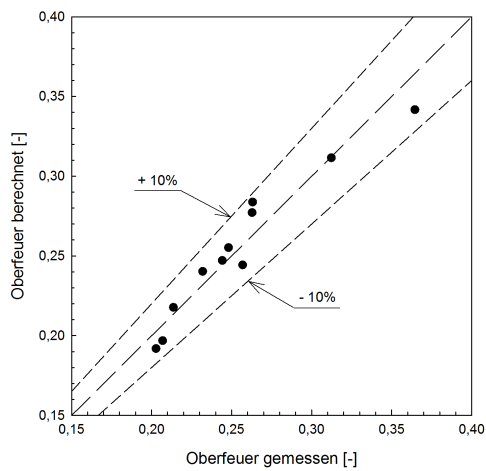
Mit den berechneten Koeffizienten und den Mittelwerten, siehe Tabelle 6.11 und 6.12, ergeben sich Gleichung 6.3 für Schredderleichtfraktion und Gleichung 6.4 für Heizöl Schwer.

$$\varphi_{OF} = 0,190 + 1,04 \cdot 10^{-3} \cdot q_{Bett} - 0,118 \cdot \frac{U}{U_L} \quad (6.3)$$

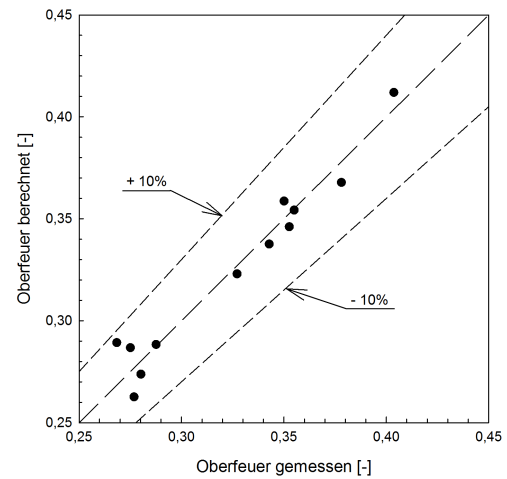
für $4,6 < \frac{U}{U_L} < 5,8$ und $670 < q_{Bett} < 710$

$$\varphi_{OF} = 0,274 + 8,33 \cdot 10^{-4} \cdot q_{Bett} - 8,68 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{U}{U_L} \quad (6.4)$$

für $4,4 < \frac{U}{U_L} < 5,8$ und $550 < q_{Bett} < 660$



(a) Schredderleichtfraktion



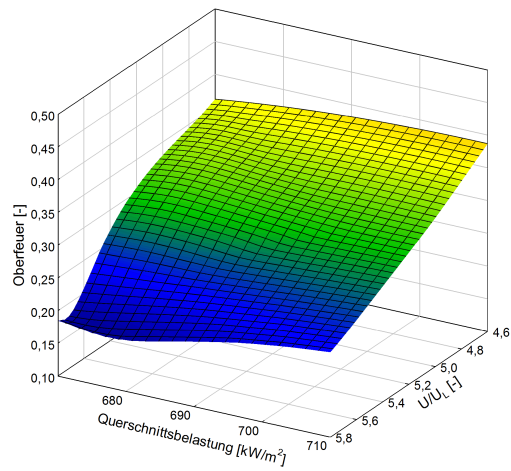
(b) Heizöl Schwer

Abbildung 6.14.: Vergleich der berechneten und gemessenen Werte des Oberfeuers

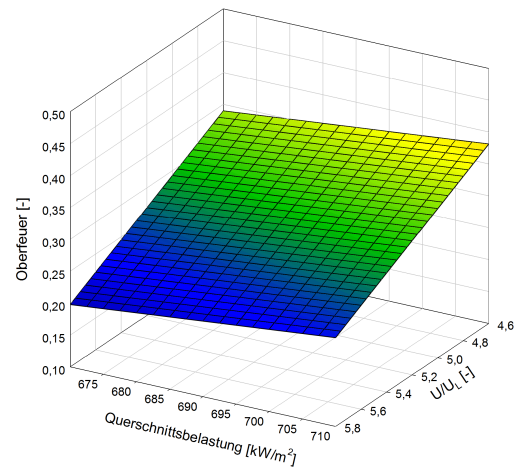
In den Abbildungen 6.14 sind die berechneten über den gemessenen Werten für das Oberfeuer aufgetragen. Es ist eine gute Übereinstimmung der Werte ersichtlich, alle befinden sich innerhalb eines 10 % Intervalls.

In den Abbildungen 6.16 und 6.15 sind die dreidimensionalen Diagramme aller Messdaten beider Versuchreihen und den Diagrammen, erstellt aus den mit den Parametermodellen berechneten Werten dargestellt.

Zu erkennen ist eine gute Übereinstimmung der Parametermodellen mit den Messdaten v.a. bei den Versuchen mit Heizöl Schwer. Jegliche die Kurven werden etwas geglättet. Somit lässt sich feststellen, dass die Modelle die Realität in den beobachteten Bereichen gut abbilden.

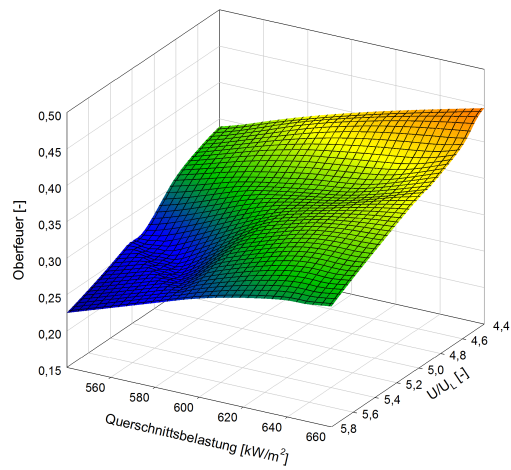


(a) Messwerte

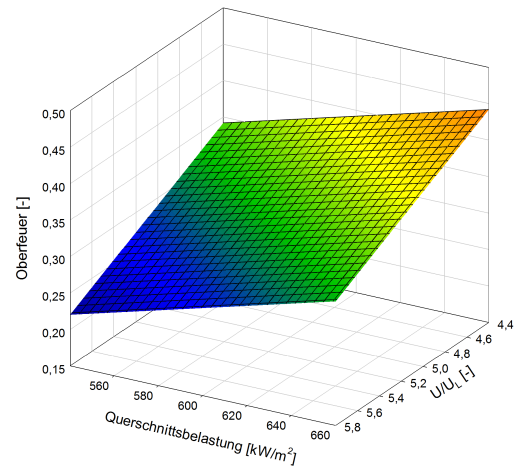


(b) berechnete Werte

Abbildung 6.15.: Vergleich berechnete Werte und Messdaten, SLF



(a) Messwerte



(b) berechnete Werte

Abbildung 6.16.: Vergleich berechnete Werte und Messdaten, HS

6.4. Schlussfolgerungen für den Betrieb der Anlage

Die bei der Auswertung betrachteten Parameter Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung sind im alltäglichen Betrieb nicht direkt über das Prozessleitsystem zugänglich. Daher wird in diesem Abschnitt versucht, die erlangten Ergebnisse auf die Messwerte umzulegen, die direkt aus dem Leitsystem ersichtlich sind.

Die Querschnittsbelastung ist proportional zu der erzeugten Dampfmenge, dem Kehrwert der Bettquerschnittsfläche und der Enthalpie des Dampfes (abh. von Temperatur und Druck), siehe Gleichung 6.5. Die Abhängigkeit ist in Abbildung 6.17 dargestellt.

$$q_{Bett} \propto \dot{m}_D \cdot (h_D(T, p) - h_{SPW}) \cdot \frac{1}{A_{Bett}} \quad (6.5)$$

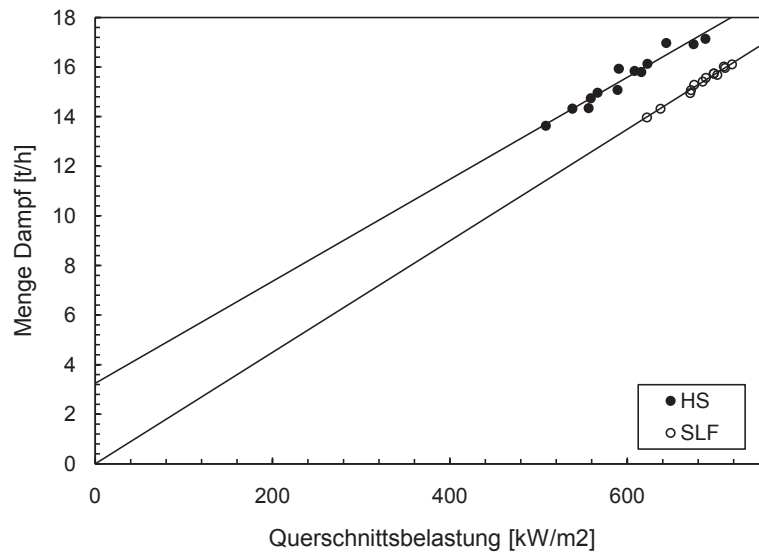


Abbildung 6.17.: Zusammenhang Dampfmenge und Querschnittsbelastung

Mit den Regressionsgeraden aus Abbildung 6.17 ergeben sich folgender Zusammenhänge, für Heizöl Schwer gilt:

$$\dot{m}_D = 0,0206 \frac{t \cdot m^2}{h \cdot kW} \cdot q_{Bett} + 3,25 \frac{t}{h} \quad \left[\frac{t}{h} \right] \quad (6.6)$$

für Schredderleichtfraktion gilt:

$$\dot{m}_D = 0,0225 \frac{t \cdot m^2}{h \cdot kW} \cdot q_{Bett} \quad \left[\frac{t}{h} \right] \quad (6.7)$$

Der Unterschied in den beiden Geraden ist auf den LUVO-Brenner zurückzuführen, der nur bei den Versuchen mit Heizöl Schwer im Einsatz war. Durch diesen wird zusätzlich Energie in den Ofen eingebracht und somit kann mehr Dampf produziert werden. Nachrechnungen haben bestätigt, dass die Menge Heizöl Schwer des LUVO-Brenners in etwa die Energie beinhaltet, die zur Erzeugung von etwa 3,3 t/h Dampf bei 50 bar und 350°C benötigt werden.

Die Fluidisierungszahl ist proportional zu der Primärluftmenge, der Betttemperatur und dem Kehrwert der Bettquerschnittsfläche, siehe Gleichung 6.8, jedoch spielt die Primärluftmenge die dominierende Rolle. Der Zusammenhang ist in Abbildung 6.18 ersichtlich.

$$\frac{U}{U_L} = \dot{V}_{PL} \cdot \frac{T_{Bett} + 273,15}{273,15} \cdot \frac{1}{U_L} \cdot \frac{1}{A_{Bett}} \quad (6.8)$$

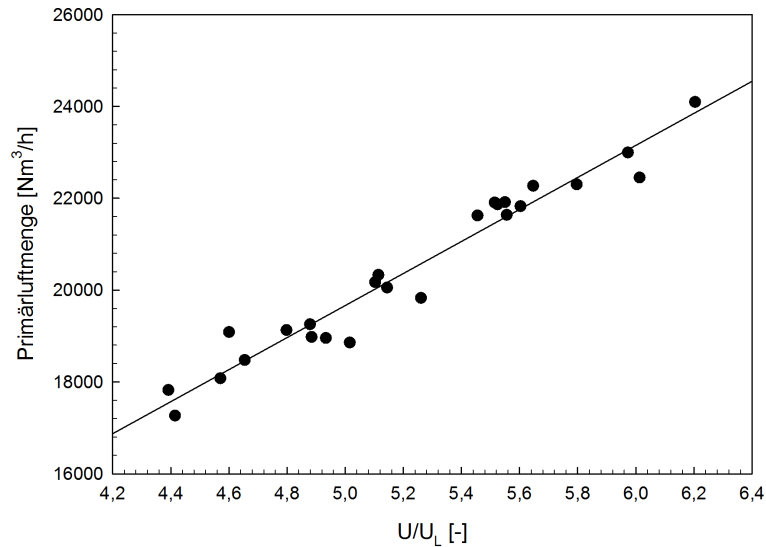


Abbildung 6.18.: Zusammenhang Primärluftmenge und Fluidisierungszahl

Ausgehend von der Proportionalität zwischen Querschnittsbelastung und Dampfmenge bzw. Fluidisierungszahl und Primärluftmenge lassen sich die Abhängigkeit des Oberfeuers von Fluidisierungszahl und Querschnittsbelastung direkten auf Primärluftmenge und Dampfmenge übertragen.

7. Zusammenfassung und Ausblick

Vergleich fester und flüssiger Stützbrennstoffe

Bei der Versuchsreihe mit Schredderleichtfraktion ergaben sich gewisse Ungenauigkeiten durch die Mengenmessung wie auch durch die große Bandbreite der Zusammensetzung und folglich des Heizwertes dieses festen Ersatzbrennstoffes. Um das etwas zu kompensieren wurden in einem zweiten Durchgang ähnliche Variationen mit Heizöl Schwer wiederholt. Dieser flüssige Stützbrennstoff ist genauer dosierbar, in Zusammensetzung und Heizwert homogen und somit exakter bilanzierbar.

Es hat sich gezeigt, dass die Trends des Oberfeuers, der Temperaturen und der Luftüberschusszahlen bei beiden Versuchsreihen ähnlich sind. Jedoch ist das Oberfeuer bei den Versuchen mit Heizöl Schwer bei allen Betriebspunkten um etwa 30% höher als bei der Schredderleichtfraktion.

Als mögliche Ursache dafür ist anzunehmen, dass die festen Stützbrennstoffe vermehrt im Bett verbleiben und dort besser verbrennen und dass die flüssigen Stützbrennstoffe zu einem gewissen Teil im Bett verdampft werden und somit in gesteigertem Maße unverbrannt oder nur teiloxidiert das Freeboard erreichen.

Eine weitere Begründung ist, dass durch den LUVÖ-Brenner bei den Versuchen mit flüssigen Stützbrennstoffen die Sauerstoffkonzentration der Primärluft abgesenkt wird. Diese lag bei den Versuchen ohne Brenner bei etwa 20,7 vol%, bei den Versuchen mit Brenner etwa bei 18,5 vol%. Dadurch steht im Bett weniger Sauerstoff zur Verbrennung zur Verfügung und es findet mehr Nachverbrennung im Freeboard mit der dort eingebrachten Sekundärluft statt.

In Abbildung 7.1 ist die Aufteilung der in den Ofen eingebrachten Leistungen auf die Brennstoffleistungen von Klärschlamm und Stützbrennstoffen, sowie die des Dampfes durch die LUVÖs dargestellt. Die Mittelwerte der beiden Versuchsreihen, siehe Tabelle 7.1, haben sich dafür als repräsentativer Punkt gezeigt. Zu erkennen ist, dass der Anteil an Klärschlamm bei der Schredderleichtfraktion kleiner ist als mit Heizöl Schwer, der Anteil des Dampfes ist in etwa gleich.

Da es während der Variationen mit festen Stützbrennstoffen Probleme gab, die Temperaturen im Ofen zu halten, wurde der Anteil der Schredderleichtfraktion bewusst größer gewählt, um eine höhere Flexibilität zu erreichen.

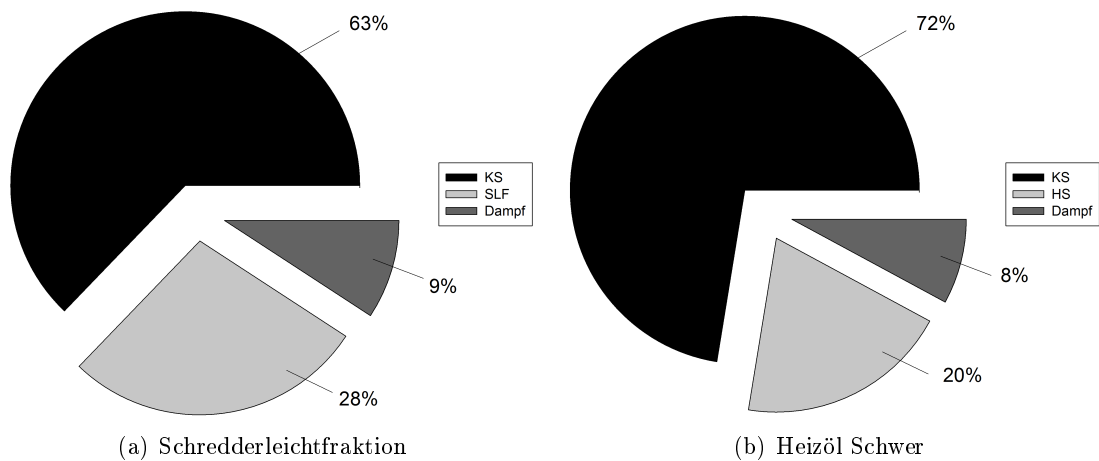


Abbildung 7.1.: Anteile der Inputströme an der Gesamtleistung des Ofens

In Tabelle 7.1 sind die Minima, Maxima und Mittelwerte der wichtigsten Parameter der beiden Versuchsreihen aufgelistet. Die höhere Querschnittsbelastung bei den Versuchen mit festen Stützbrennstoffen erklärt sich dadurch, dass mehr Brennstoffe benötigt werden, um die selben Temperaturen im Bett zu erreichen, da kein LUVVO-Brenner im Einsatz ist und somit die Primärluft um etwa 250°C kälter ist als bei den Versuchen mit Heizöl Schwer.

Tabelle 7.1.: Betriebsbereiche des Ofens mit festen/ flüssigen Stützbrennstoffen

Stützbrennstoff	Schredderleichtfraktion			Heizöl Schwer		
Bereich	von	bis	Mittelwert	von	bis	Mittelwert
Betttemperatur [°C]	734	812	786	756	846	802
Reaktorkopftemperatur [°C]	871	924	907	884	908	894
Menge KS [t/h]	8,0	9,4	8,6	8,4	10,0	9,4
Primärluftmenge [Nm³/h]	18500	24100	21500	17300	22400	19500
Dampfmenge [t/h]	14,0	16,1	15,4	13,6	17,1	15,5
φ_{OF} [-]	0,19	0,36	0,25	0,27	0,47	0,34
q_{Bett} [kW/m²]	622	718	683	508	688	597
s_{CO} [mol _{CO} /mol _C]	0,26	0,50	0,34	0,31	0,56	0,39
p_{SB} [MW/MW]	0,23	0,47	0,28	0,17	0,26	0,20
λ_{Bett} [-]	1,3	1,5	1,4	1,0	1,5	1,3
$\frac{U}{U_L}$ [-]	4,6	6,2	5,5	4,4	6,0	5,0

Segregation

Es sprechen einige Indizen dafür, dass es zu einem gewissen Grad an Segregation und Entmischungseffekten des Klärschlammes in der Wirbelschicht kommt.

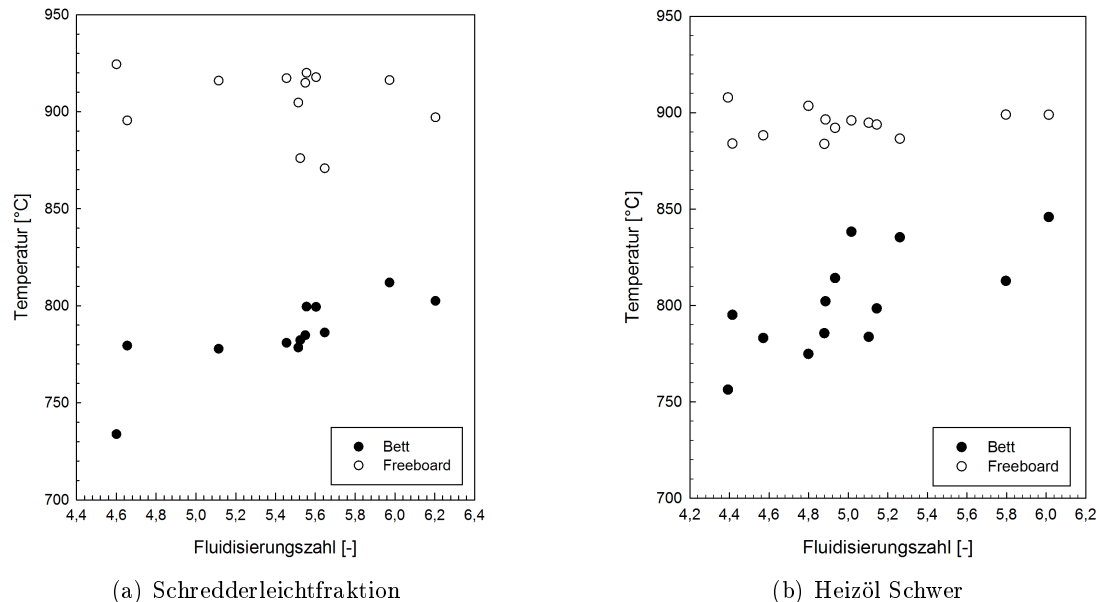
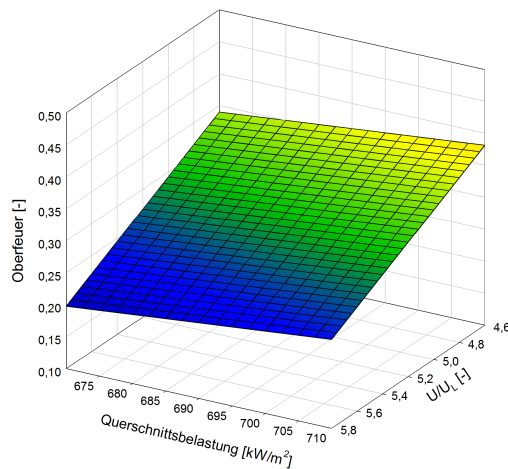


Abbildung 7.2.: Temperaturen im Wirbelschichtofen über der Fluidisierungsanzahl

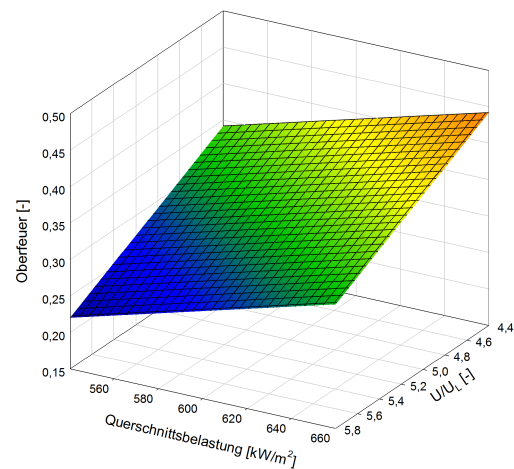
- In den Abbildungen 7.2 sind die Temperaturen von Bett, der darüber liegenden Splashzone und dem Freeboard über der Fluidisierungsanzahl aufgetragen. Es ist erkennbar, dass im Freeboard die Temperatur im Schnitt um über 100°C höher ist als im Bett. Dies kann als Indiz gedeutet werden, dass ein gewisser Anteil des Brennstoffs als Flüchtige ins Freeboard gelangt und erst dort nachverbrannt wird.
- Mit zunehmender Fluidisierungsanzahl nimmt bei allen Versuchen das Oberfeuer ab, siehe Abbildungen 6.1 und 6.6. Dies kann als Anzeichen gesehen werden, dass durch die größere Primärluftmenge das Bett besser durchmischt wird, weniger Segregation des Klärschlammes an der Bettoberfläche stattfindet, der Brennstoff besser vertikal über die Betthöhe verteilt wird und Anhäufungen des Klärschlammes bei den Feedstellen reduziert werden. Dadurch findet eine Verschiebung der Wärme-freisetzung ins Bett statt, folglich steigen mit zunehmender Primärluftmenge auch die Temperaturen im Bett, siehe Abbildung 7.2.
- Die Ergebnisse der Versuche stärken die Vermutung, dass es bei gleichbleibender Fluidisierungsanzahl und mit steigender Querschnittsbelastung zu einer Anhäufung

der Brennstoffe bei den Feedleitungen kommt. Das kann als Indiz gewertet werden, dass es im Ofen ein Verteilungsproblem des Brennstoffes vorliegt und die Ursache weniger die Zerteilung des Klärschlammes nach der Einbringung ins Wirbelbett ist. Als Folge davon findet dort eine Sättigung mit Brennstoff statt, wodurch sich lokal ein Mangel an Sauerstoff, sprich eine unterstöchiometrische Verbrennung ergibt, mehr Flüchtige unverbrannt ins Freeboard gelangen und somit die Wärmefreisetzung im Bett geringer wird.

Optimaler Betriebsbereich



(a) Schredderleichtfraktion



(b) Heizöl Schwer

Abbildung 7.3.: Diagramme der Parametermodelle

In den Abbildungen 7.3 wird der Verlauf des Oberfeuers in Abhängigkeit der Querschnittsbelastung und der Fluidisierungszahl der Versuche mit festen und flüssigen Stützbrennstoffen dargestellt. Es hat sich für beide Stützbrennstoffe gezeigt, dass sich eine hohe Fluidisierungszahl und eine niedrige Querschnittsbelastung negativ auf das Oberfeuer, d.h. positiv auf die Wärmefreisetzung im Bett auswirken. Ursache dafür ist, dass durch eine hohe Fluidisierungszahl im Bett eine bessere Durchmischung und verringerte Segregation stattfindet.

Erkennbar ist auch, dass der Einfluss der Fluidisierungszahl auf das Oberfeuer größer ist als der der Querschnittsbelastung.

Ein optimaler Betriebsbereich bezüglich der Wärmefreisetzung im Bett lässt sich somit bei möglichst hoher Fluidisierungszahl respektive Primärluftmenge definieren.

Dabei nicht berücksichtigt werden zusätzliche Randbedingungen wie gesetzliche Vorgaben bzgl. Verweilzeit und Mindesttemperatur im Ofen oder die Leistungsaufnahme des Primärluftgebläses. Daher kann es mögliche Differenzen geben zwischen technisch und ökonomisch optimalem Betriebspunkt.

8. Nomenklatur

8.1. Abkürzungen

AG	Abgas
DS	Dünnschlamm
ES	Entwässerter Schlamm
FWW	Fernwärme Wien GmbH
HKA	Hauptkläranlage Wien
HD	Hochdruck
HS	Heizöl Schwer
KS	Klärschlamm
MD	Mitteldruck
oTS	Organischer Bestandteile der Trockensubstanz
PL	Primärluft
RDF	Refuse Derived Fuel, Brennstoff aus Müll
SB	Stützbrennstoffe
SLF	Schredderleichtfraktion
TS	Trockensubstanz
WSO	Wirbelschichtofen
ZE	Zentrat

8.2. Symbole

Symbol	Beschreibung	Dimension
A_{Bett}	Bettquerschnitt	m^2
d_p	Partikeldurchmesser (Siebdurchmesser)	m
d_{sv}	Partikeldurchmesser (oberfläche/volumen-bezogen)	m
$FluidNr$	Fluidisierungszahl	-
H^*	Konventionelle Enthalpie	J
$H_i^{f\Box}$	Standardbildungsenthalpie eines Reinstoffes	J
H_u	Unterer Heizwert	J/kg
$\dot{m}$	Massenstrom	kg/s
P_{th}	thermische Brennstoffleistung	W

p_{SB}	spezifische Stützbrennstoffleistung	-
q_{Bett}	Querschnittbelastung des Wirbelbetts	W/m^2
$\dot{Q}_{LUVOs}$	Von den Dampf-LUVOs übertragene Wärmeleistung	W
s_{CO}	CO-Schlupf	mol_{CO}/mol_C
t_U	Umwälzzeit des Bettmaterials	s
T	Temperatur	$^{\circ}C$
T	Zeitkonstante für die Gewichtungsfunktion in Gleichung 3.6	s
TS	Trockensubstanzanteil	gew%
oTS	Anteil der organischen Bestandteile an der Trockensubstanz	gew%
U_L	Lockerungsgeschwindigkeit	m/s
U_S	Austragungsgeschwindigkeit	m/s
U	Leerrohrgeschwindigkeit	m/s
$\dot{V}$	Volumenstrom	m^3/s
$\dot{V}_{PL}$	Primärluftmenge	Nm^3/s
w	Massenbruch	kg/kg
y	Molenbruch	mol/mol
Δp	Druckverlust	Pa
ϵ	Porosität	-
μ	Dynamische Viskosität	$kg/m \cdot s$
λ	Luftüberschusszahl	-
φ_{OF}	Wärmefreisetzung Freeboard (Oberfeuer)	-
ρ_b	Schüttdichte	kg/m^3
ρ_g	Gasdichte	kg/m^3
ρ_p	Partikeldichte	kg/m^3

8.3. Indizes

0	Standardzustand
AG	Abgas
DS	Dünnschlamm
D	Dampf
ES	Entwässerter Schlamm
i	bezogen auf die Komponente i
KS	Klärschlamm
PL	Primärluft
SPW	Speisewasser
wf	Wasserfrei
waf	Wasser- und Asche frei
ZE	Zentrat

Literaturverzeichnis

- [1] AHO, M., P. YRJAS, R. TAIPALE, M. HUPA und J. SILVENNOINEN: *Reduction of superheater corrosion by co-firing risky biomass with sewage sludge*. Fuel, 89(9):2376 – 2386, 2010.
- [2] AMAND, L.-E., B. LECKNER, D. ESKILSSON und C. TULLIN: *Deposits on heat transfer tubes during co-combustion of biofuels and sewage sludge*. Fuel, 85(10-11):1313 – 1322, 2006.
- [3] AZNAR, M. P., F. A. GARCIA-GORRIA und J. CORELLA: *Segregacion en la Fluidizacion de Mezclas de Residuos Agricolas y Forestales con Arena. Perfiles Longitudinales de Concentracion..* Anales de Quimica, 85:100–108, 1987.
- [4] BAEHR, H.: *Thermodynamik - Grundlagen und technische Anwendungen*. Springer Verlag, Hamburg, 2000.
- [5] ÜBERREITER, E. und K. SCHWAIGER: *Kommunale Abwasserrichtlinie der EU - 91/271/EWG Österreichischer Bericht 2010*. Techn. Ber., Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, Sektion VII, 2010.
- [6] BMLFUW: *Bundesabfallwirtschaftsplan 2006*. Techn. Ber., Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, 2006.
- [7] BMLFUW: *Bundesabfallwirtschaftsplan 2011*. Techn. Ber., Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, 2011.
- [8] BORODULYA, V., V. DIKALENKO, G. PALCHONOK und L. STANCHITS: *Fluidized bed combustion of solid organic waste and low- grade coal, research and modelling*. ASME, 13th International Conference on Fluidized Bed Combustion:135–142, 1995.
- [9] BRUNI, G., R. SOLIMENE, A. MARZOCHELLA, P. SALATINO, J. G. YATES, P. LETTIERI und M. FIORENTINO: *Self-segregation of high-volatile fuel particles during devolatilization in a fluidized bed reactor*. Powder Technology, 128(1):11 – 21, 2002.

- [10] DAVIDSSON, K., L.-E. ÅMAND, A.-L. ELLED und B. LECKNER: *Effect of cofiring coal and biofuel with sewage sludge on alkali problems in a circulating fluidized bed boiler*. Energy and Fuels, 21(6):3180–3188, 2007.
- [11] DENAFAS, G., K. BUINEVICIUS, I. URNIEZAITE, R. PUSKORIUS und J. REKASIUS: *Meat and Bone Meal Incineration in Terms of Industrial and Energetic Infrastructure in Lithuania: Energetic and Environmental Aspects*. Environmental research, engineering and management, 4:36–48, 2004.
- [12] DENNIS, J., R. LAMBERT, A. MILNE, S. SCOTT und A. HAYHURST: *The kinetics of combustion of chars derived from sewage sludge*. Fuel, 84(2-3):117 – 126, 2005.
- [13] ELLED, A., K. DAVIDSSON und L. ÅMAND: *Sewage sludge as a deposit inhibitor when co-fired with high potassium fuels*. Biomass and Bioenergy, 34(11):1546 – 1554, 2010.
- [14] FIORENTINO, M., A. MARZOCHELLA und P. SALATINO: *Segregation of fuel particles and volatile matter during devolatilization in a fluidized bed reactor–I. Model development*. Chemical Engineering Science, 52(12):1893 – 1908, 1997.
- [15] FIORENTINO, M., A. MARZOCHELLA und P. SALATINO: *Segregation of fuel particles and volatile matter during devolatilization in a fluidized bed reactor–II. Experimental*. Chemical Engineering Science, 52(12):1909 – 1922, 1997.
- [16] GOMEZ-BAREA, A., S. NILSSON, F. V. BARRERO und M. CAMPOY: *Devolatilization of wood and wastes in fluidized bed*. Fuel Processing Technology, 91(11):1624 – 1633, 2010.
- [17] HERNANDEZ-ATONAL, F. D., C. RYU, V. N. SHARIFI und J. SWITHENBANK: *Combustion of refuse-derived fuel in a fluidised bed*. Chemical Engineering Science, 62(1-2):627 – 635, 2007.
- [18] HÖITL, W.: *OxyFuel-Verbrennung in einer zirkulierenden Wirbelschicht - Auslegung, Konstruktion und Inbetriebnahme einer 100 kWth Versuchsanlage*. Doktorarbeit, TU Wien, 2010.
- [19] HOFFMANN, G., B. BILITEWSKI und K. SCHRAMM: *Shredder residues - characterisation and combustion in a fluidized bed*. Techn. Ber., Technische Universität Dresden, Deutschland, 2010.
- [20] JENNEN, T.: *Mathematische Modellierung der Vergasung von Biomasse in dem System Zirkulierender Wirbelschichtvergaser / Gasmotor*. Doktorarbeit, Universität Dortmund, 2000.

- [21] KOORNNEEF, J., M. JUNGINGER und A. FAALJ: *Development of fluidized bed combustion—An overview of trends, performance and cost*. Progress in Energy and Combustion Science, 33(1):19 – 55, 2007.
- [22] KUNII, D. und O. LEVENSPIEL: *Fluidization Engineering*. Butterworth-Heinemann, 1991.
- [23] LEVENSPIEL, O.: *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley & Sons, 3. Aufl., 1999.
- [24] MATTISSON, T., J. ADANEZ, T. PROELL, R. KUUSIK, C. BEAL, J. ASSINKF, F. SNIJKERS und A. LYNKFELT: *Chemical-looping Combustion CO₂ Ready Gas Power*. Energy Procedia, 1(1):1557 – 1564, 2009. Greenhouse Gas Control Technologies 9, Proceedings of the 9th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-9), 16-20 November 2008, Washington DC, USA.
- [25] OGADA, T.: *Emissions and Combustion Characteristics of Wet Sewage Sludge in a Bubbling Fluidized Bed*. Doktorarbeit, TU Hamburg-Harburg, 1995.
- [26] OGADA, T. und J. WERTHER: *Combustion characteristics of wet sewage sludge in a fluidised bed, release and combustion of the volatiles*. Fuel, 75:617–626, 1996.
- [27] PENTHOR, S.: *Untersuchung zur Erweiterung des Betriebsbereiches einer stationären Wirbelschichtfeuerung für niedrigkalorische Brennstoffe*. Diplomarbeit, TU Wien, 2009.
- [28] PENTHOR, S., B. KRONBERGER, T. PRÖLL, H. HUSCHKA, J. BAUMGARTINGER, A. HÖSL, E. LOCHER und H. HOFBAUER: *Optimization of a 16 MWth bubbling fluidized bed combustor for low calorific fuels*. European conference on industrial furnaces and boilers, 2011.
- [29] PFEIFER, C., B. PUCHNER und H. HOFBAUER: *Comparison of dual fluidized bed steam gasification of biomass with and without selective transport of CO₂*. Chemical Engineering Science, 64(23):5073 – 5083, 2009.
- [30] POLETCHNY, H.: *Klärschlamm - Nutzen oder Gefahr für die Landwirtschaft*. Entsorgungspraxis-Spezial, S. 10–13, 1988.
- [31] PRÖLL, T.: *Potenziale der Wirbelschichtdampfvergasung fester Biomasse – Modellierung und Simulation auf Basis der Betriebserfahrungen am Biomassekraftwerk Güssing*. Doktorarbeit, TU Wien, 2004.

- [32] REINHARDT, T. und U. RICHERS: *Entsorgung von Schredderrückständen - ein aktueller Überblick*. Techn. Ber., Institut technische Chemie Forschungszentrum Karlsruhe, 2004.
- [33] RUOSS, F.: *Simulation einer Klärschlammverbrennung in einer stationären Wirbelschichtanlage mit Hilfe des Flowsheetprogramms Aspen Plus*. Diplomarbeit, Universität Essen, Deutschland, 1991.
- [34] SIMTECH: *IPSEpro User Manual*. SimTech Simulation Technology (www.simtechnology.com), Graz, Austria, 2001.
- [35] STRÖHLE, J., A. GALLOY und B. EPPLE: *Feasibility study on the carbonate looping process for post-combustion CO₂ capture from coal-fired power plants*. Energy Procedia, 1(1):1313 – 1320, 2009.
- [36] TEPPER, H.: *Zur Vergasung von Rest- und Abfallholz in Wirbelschichtreaktoren für dezentrale Energieversorgungsanlagen*. Doktorarbeit, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2005.
- [37] WERTHER, J. und T. OGADA: *Sewage sludge combustion*. Progress in Energy and Combustion Science, 25(1):55 – 116, 1999.
- [38] WIRSUM, M.: *Experimentelle Untersuchung und theoretische Beschreibung der Verbrennung von Klärschlamm in blasenbildenden Wirbelschichtfeuerungen*. Doktorarbeit, Universität Siegen, Deutschland, 1997.
- [39] ZHANG, Y., B. JIN und W. ZHONG: *Experimental investigation on mixing and segregation behavior of biomass particle in fluidized bed*. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 48(3):745 – 754, 2009.

A. Prozessdaten ausgewählter Betriebspunkte

Optimierungsversuche WSO1

Benchmarkmessungen

Ort: FWW Simmeringer Haide

Anlage WSO1

Datum/ Versuchszeitraum: 01.12.2010, 23:37 bis 00:06

Variation Fluidisierung

Betriebspunkt HS 1.2

Versuchsbeschreibung:

Eingesetzte Brennstoffe: Heizöl Schwer

Primärluftmenge im möglichen Betriebsbereich variiert,

Dampfmenge, Schlammmenge, HS Menge konstant gehalten

Durchführende Personen:

Dipl. Ing. Penthor Stefan, TU Wien

Christa Sebastian, TU Wien

Vorkommende Werte	
Parameter - Zur Berechnung erforderlicher Wert in IPSEpro	P
Setzwert - Festgelegter Wert in IPSEpro (Bekannte im Gleichungssystem)	S
Rechenwert - Ergebnis der Prozesssimulation in IPSEpro (Unbekannte im Gleichungssystem)	E
Messwert - In IPSEpro eingepflegter Messwert der Anlage (ausgeglichene Lösung)	M
Kennzahl - Aus Prozessdaten berechnete Kennzahl	K

Leistungsdaten Gesamtanlage				Umgebungsbedingungen			
Brennstoffleist. gesamt	MW	12.85	K	Seehöhe	m	171.00	S
Brennstoffleist. Wirbelschicht	MW	10.77	E	Temperatur	°C	20.00	S
Dampfleistung Kessel	MW	10.78	K	Luftdruck	bar	0.99	E
Dampfmenge	t/h	15.85	M	Rel. Luftfeuchte	%	60.00	S
Kesselwirkungsgrad	%	83.91	K				

Zusammensetzung Brennstoffe

Klärschlamm				Heizöl schwer			
Unterer Heizwert H _u (wf)	MJ/kg	16.64	E	Unterer Heizwert H _u (wf)	MJ/kg	39.86	E
Oberer Heizwert H _o (wf)	MJ/kg	17.94	E	Oberer Heizwert H _o (wf)	MJ/kg	42.26	E
Wassergehalt	gew-%	68.42	M	Wassergehalt	gew-%	0.00	S
Aschegehalt (wf)	gew-%	21.87	M	Aschegehalt (wf)	gew-%	0.00	E
Organische Zusammensetzung (waf)				Organische Zusammensetzung (waf)			
C	gew-%	50.17	E	C	gew-%	84.00	E
H	gew-%	7.68	S	H	gew-%	11.00	S
O	gew-%	35.65	E	O	gew-%	1.10	S
N	gew-%	5.12	S	N	gew-%	0.40	S
S	gew-%	1.28	S	S	gew-%	3.50	S
Cl	gew-%	0.10	S	Cl	gew-%	0.00	S
Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	21.29	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	39.86	E

Tiermehl				Gemisch Klärschlamm/Tiermehl/Heizöl Schwer			
Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	16.86	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	3.83	E
Oberer Heizwert H _o	MJ/kg	18.20	E	Oberer Heizwert H _o	MJ/kg	5.92	E
Wassergehalt	gew-%	4.60	S	Wassergehalt	gew-%	67.95	E
Aschegehalt (wf)	gew-%	21.02	S	Aschegehalt (wf)	gew-%	6.86	E
Organische Zusammensetzung (waf)				Organische Zusammensetzung (waf)			
C	gew-%	52.37	S	C	gew-%	51.10	E
H	gew-%	7.52	S	H	gew-%	7.77	E
O	gew-%	29.38	E	O	gew-%	34.70	E
N	gew-%	9.81	S	N	gew-%	4.99	E
S	gew-%	0.80	S	S	gew-%	1.34	E
Cl	gew-%	0.13	S	Cl	gew-%	0.09	E
Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	22.82	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	21.80	E

Zusammensetzung Gasströme

Umgebungsluft				Umgebungsluft wasserfrei			
Mittlere Molmasse	kg/kmol	28.81	E	Mittlere Molmasse	kg/kmol	28.97	K
Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	K
Ar	vol-%	0.92	S	Ar	vol-%	0.93	K
C ₂ H ₄	vol-%	0.00	S	C ₂ H ₄	vol-%	0.00	K
C ₂ H ₆	vol-%	0.00	S	C ₂ H ₆	vol-%	0.00	K
C ₃ H ₈	vol-%	0.00	S	C ₃ H ₈	vol-%	0.00	K
CH ₄	vol-%	0.00	S	CH ₄	vol-%	0.00	K
CO	vol-%	0.00	S	CO	vol-%	0.00	K
CO ₂	ppm	360.00	S	CO ₂	ppm	365.16	K
H ₂	vol-%	0.00	S	H ₂	vol-%	0.00	K
H ₂ O	vol-%	1.41	S	H ₂ O	vol-%	---	K
H ₂ S	vol-%	0.00	S	H ₂ S	vol-%	0.00	K
HCl	vol-%	0.00	S	HCl	vol-%	0.00	K
HCN	vol-%	0.00	S	HCN	vol-%	0.00	K
N ₂	vol-%	76.98	S	N ₂	vol-%	78.08	K
N ₂ O	vol-%	0.00	S	N ₂ O	vol-%	0.00	K
NH ₃	vol-%	0.00	S	NH ₃	vol-%	0.00	K
NO	vol-%	0.00	S	NO	vol-%	0.00	K
O ₂	vol-%	20.65	E	O ₂	vol-%	20.95	K
SO ₂	vol-%	0.00	S	SO ₂	vol-%	0.00	K

Fluidisierungsluft (nach HS-Brenner)				Gasstrom ex Wirbelbett			
Mittlere Molmasse	kg/kmol	28.85	E	Mittlere Molmasse	kg/kmol	25.53	E
Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.43	E
Ar	vol-%	0.92	E	Ar	vol-%	0.59	E
C ₂ H ₄	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₄	vol-%	0.00	E
C ₂ H ₆	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₆	vol-%	0.00	E
C ₃ H ₈	vol-%	0.00	E	C ₃ H ₈	vol-%	0.00	E
CH ₄	vol-%	0.00	E	CH ₄	vol-%	0.00	E
CO	vol-%	0.00	E	CO	vol-%	3.39	E
CO ₂	vol-%	1.50	E	CO ₂	vol-%	5.40	E
H ₂	vol-%	0.00	E	H ₂	vol-%	0.00	E
H ₂ O	vol-%	2.55	E	H ₂ O	vol-%	36.25	E
H ₂ S	vol-%	0.00	E	H ₂ S	vol-%	0.00	E
HCl	vol-%	0.00	E	HCl	vol-%	0.00	E
HCN	vol-%	0.00	E	HCN	vol-%	0.00	E
N ₂	vol-%	76.53	E	N ₂	vol-%	50.01	E
N ₂ O	vol-%	0.00	E	N ₂ O	vol-%	0.00	E
NH ₃	vol-%	0.00	E	NH ₃	vol-%	0.00	E
NO	vol-%	0.00	E	NO	vol-%	0.00	E
O ₂	vol-%	18.48	E	O ₂	vol-%	4.25	E
SO ₂	vol-%	0.02	E	SO ₂	vol-%	0.09	E

Abgas				Abgas (wasserfrei)			
Mittlere Molmasse	kg/kmol	26.43	E	Mittlere Molmasse	kg/kmol	30.23	K
Unterer Heizwert H_u	MJ/Nm ³	0.00	E	Unterer Heizwert H_u	MJ/Nm ³	0.00	K
Ar	vol-%	0.66	E	Ar	vol-%	0.95	K
C ₂ H ₄	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₄	vol-%	0.00	K
C ₂ H ₆	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₆	vol-%	0.00	K
C ₃ H ₈	vol-%	0.00	E	C ₃ H ₈	vol-%	0.00	K
CH ₄	vol-%	0.00	E	CH ₄	vol-%	0.00	K
CO	ppm	0.00	M	CO	ppm	0.00	K
CO ₂	vol-%	7.48	E	CO ₂	vol-%	10.85	K
H ₂	vol-%	0.00	E	H ₂	vol-%	0.00	K
H ₂ O	vol-%	31.06	E	H ₂ O	vol-%	---	K
H ₂ S	vol-%	0.00	E	H ₂ S	vol-%	0.00	K
HCl	vol-%	0.00	E	HCl	vol-%	0.01	K
HCN	vol-%	0.00	E	HCN	vol-%	0.00	K
N ₂	vol-%	55.16	E	N ₂	vol-%	80.01	K
N ₂ O	vol-%	0.00	E	N ₂ O	vol-%	0.00	K
NH ₃	vol-%	0.00	E	NH ₃	vol-%	0.00	K
NO	vol-%	0.00	E	NO	vol-%	0.00	K
O ₂	vol-%	5.56	E	O ₂	vol-%	8.07	M
SO ₂	vol-%	0.08	E	SO ₂	vol-%	0.11	K

Brennstoffströme

Klärschlamm				Heizöl schwer gesamt			
Absolutdruck	bara	1.20	S	Absolutdruck	bara	1.20	S
Temperatur	°C	20.00	S	Temperatur	°C	105.52	M
Dichte	kg/m ³	1000.00	S	Dichte	kg/m ³	928.00	S
Unterer Heizwert H_u gesamt	MJ/kg	3.58	M	Unterer Heizwert H_u gesamt	MJ/kg	39.86	M
Oberer Heizwert H_o gesamt	MJ/kg	5.67	E	Oberer Heizwert H_o gesamt	MJ/kg	42.26	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	10.04	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.28	E
Gesamtmassenstrom	t/h	10.04	M	Gesamtmassenstrom	kg/h	257.93	E
Exergiefluss	MW	15.82	E	Exergiefluss	MW	3.03	E
Wassergehalt	gew-%	68.42	M	Wassergehalt	gew-%	0.00	S
Aschegehalt (feucht)	gew-%	6.91	E	Aschegehalt (feucht)	gew-%	0.00	E
Brennstoffleistung	MW	9.99	E	Brennstoffleistung	MW	2.86	E

Heizöl schwer Wirbelbett				Heizöl schwer Öl-Brenner			
Absolutdruck	bara	1.20	S	Absolutdruck	bara	1.20	S
Temperatur	°C	105.52	M	Temperatur	°C	105.52	M
Dichte	kg/m ³	928.00	S	Dichte	kg/m ³	928.00	S
Unterer Heizwert H_u gesamt	MJ/kg	39.86	M	Unterer Heizwert H_u gesamt	MJ/kg	39.86	M
Oberer Heizwert H_o gesamt	MJ/kg	42.26	E	Oberer Heizwert H_o gesamt	MJ/kg	42.26	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.08	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.20	E
Gesamtmassenstrom	kg/h	69.73	M	Gesamtmassenstrom	kg/h	188.20	M
Exergiefluss	MW	0.82	E	Exergiefluss	MW	2.21	E
Wassergehalt	gew-%	0.00	S	Wassergehalt	gew-%	0.00	S
Aschegehalt (feucht)	gew-%	0.00	E	Aschegehalt (feucht)	gew-%	0.00	E
Brennstoffleistung	MW	0.77	E	Brennstoffleistung	kW	2.08	E

Tiermehl				Brennstoff gesamt Wirbelbett			
Absolutdruck	bara	1.20	S	Absolutdruck	bara	1.20	E
Temperatur	°C	20.00	S	Temperatur	°C	20.35	E
Dichte	kg/m ³	800.00	S	Dichte	kg/m ³	999.47	E
Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	16.86	E	Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	3.83	E
Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	18.20	E	Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	5.92	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.00	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	10.12	E
Gesamtmassenstrom	kg/h	0.00	S	Gesamtmassenstrom	kg/h	10113.60	E
Exergiefluss	MW	0.00	E	Exergiefluss	MW	16.64	E
Wassergehalt	gew-%	4.60	S	Wassergehalt	gew-%	67.95	E
Aschegehalt (feucht)	gew-%	21.02	S	Aschegehalt (feucht)	gew-%	6.86	E
Brennstoffleistung	MW	0.00	E	Brennstoffleistung	MW	10.77	E

Wasser- und Dampfströme

Dampf zu MD-LUVO				Kondensat nach MD-LUVO			
Absolutdruck	bara	8.50	S	Absolutdruck	bara	7.50	E
Temperatur	°C	180.00	S	Temperatur	°C	167.78	M
Enthalpie	kJ/kg	2788.8	E	Enthalpie	kJ/kg	709.38	E
Dampfziffer x	-	1.00	E	Dampfziffer x	-	0.00	S
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	247.99	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	1.19	E
Massenstrom	t/h	1.07	M	Massenstrom	t/h	1.0703	E
Exergiefluss	kW	238.79	E	Exergiefluss	kW	33.71	E

Dampf zu HD-LUVO				Kondensat nach HD-LUVO			
Absolutdruck	bara	50.00	S	Absolutdruck	bara	49.00	E
Temperatur	°C	350.00	S	Temperatur	°C	262.66	E
Enthalpie	kJ/kg	3069.3	E	Enthalpie	kJ/kg	1148.2	E
Dampfziffer x	-	1.00	E	Dampfziffer x	-	0.00	S
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	48.39	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	1.19	E
Massenstrom	t/h	0.93	M	Massenstrom	t/h	0.93	E
Exergiefluss	kW	297.98	E	Exergiefluss	kW	74.27	E

Speisewasser				Frischdampf			
Absolutdruck	bara	56.90	M	Absolutdruck	bara	51.90	M
Temperatur	°C	145.40	M	Temperatur	°C	350.18	M
Enthalpie	kJ/kg	615.7	E	Enthalpie	kJ/kg	3065.1	E
Dampfziffer x	-	0.00	E	Dampfziffer x	-	1.00	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	17.15	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	790.16	E
Massenstrom	t/h	15.85	E	Massenstrom	t/h	15.85	M
Exergiefluss	kW	389.51	E	Exergiefluss	kW	5081.7	E

Gasströme

Primärluft (nach LUVOs inkl Sauerstoff)				Sekundärluft (nach Gebläse)			
Absolutdruck	bara	1.19	E	Absolutdruck	bara	1.04	M
Relativdruck	mbarü	192.78	K	Relativdruck	mbarü	43.9	K
Temperatur	°C	485.21	M	Temperatur	°C	26.06	E
Normvolumenstrom	Nm ³ /h	20171	E	Normvolumenstrom	Nm ³ /h	5993	M
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	47859	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	6416	E
Massenstrom	kg/h	25966	E	Massenstrom	kg/h	7703	E
Exergiefluss	kW	1585.18	E	Exergiefluss	kW	26.14	E

Reinsauerstoff				Abgas			
Absolutdruck	bara	1.00	S	Absolutdruck	bara	0.98	M
Relativdruck	mbarü	7.12	K	Relativdruck	mbarü	-16.23	K
Temperatur	°C	20.00	S	Temperatur nach Kessel	°C	234.06	M
Normvolumenstrom	Nm ³ /h	0	S	Temperatur nach E-Filter	°C	224.78	M
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0	E	Normvolumenstrom	Nm ³ /h	36537	E
Massenstrom	kg/h	0	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	69100	M
Exergiefluss	kW	0.00	E	Massenstrom	kg/h	43088	E
				Exergiefluss	kW	1617.5	E

Wärmetauscher

MD-Dampf-LUVO				HD-Dampf-LUVO			
Stromführung	Gegenstrom			Stromführung	Gegenstrom		
Δp heiße Seite	bar	1.00	S	Δp heiße Seite	bar	1.00	S
Δp kalte Seite	bar	0.09	E	Δp kalte Seite	bar	0.01	S
kA-Wert	kW/K	10.51	E	kA-Wert	kW/K	4.06	E
Übertragene Wärme	kW	618.25	E	Übertragene Wärme	kW	496.89	E
Exergieverlust	kW	117.74	E	Exergieverlust	kW	56.71	E

Kessel (Blackbox)			
Stromführung	Gegenstrom		
Δp heiße Seite	bar	5.00	S
Δp kalte Seite	bar	0.00	S
kA-Wert	kW/K	42.93	E
Übertragene Wärme	MW	10.78	E
Exergieverlust	kW	2077.7	E

Gasverdichter

Primärluftgebläse				Sekundärluftgebläse			
Druckverhältnis	-	1.30	E	Druckverhältnis	-	1.04	E
Isentropenwirkungsgrad	%	0.50	S	Isentropenwirkungsgrad	%	0.60	S
Mechanischer Wirkungsgrad	%	0.99	S	Mechanischer Wirkungsgrad	%	0.96	S
Wellenleistung	kW	333.56	E	Wellenleistung	kW	13.68	E
El. Wirkungsgrad Motor	%	0.99	S	El. Wirkungsgrad Motor	%	0.99	S
Mech. Wirkungsgrad Motor	%	0.96	S	Mech. Wirkungsgrad Motor	%	0.96	S
Motorleistung	kW	350.97	E	Motorleistung	kW	14.39	E
Exergieverlust	kW	153.81	E	Exergieverlust	kW	5.80	E

Apparate

LUVO-Brenner			
Druckverlust Gas	mbar	0.00	S
Luftzahl	-	10.02	E
CO-Schlupf	mol _{CO} /mol _C	0.00	S
Thermische Leistung	kW	2083.7	E
Relativer Wärmeverlust	%	0.00	E
Wärmeverlust	kW	0.00	S
Exergieverlust	kW	1120.3	E

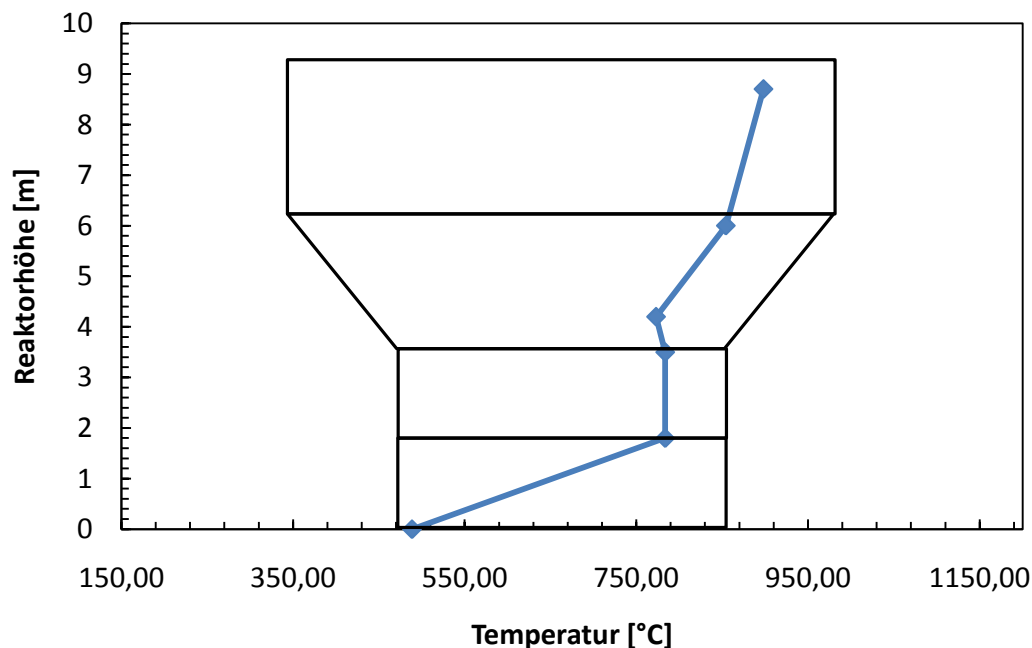
Wirbelschichtofen

Bilanzzone Wirbelbett			
Bettquerschnitt	m ²	17.70	S
Lockerungsgeschwindigkeit	m/s	0.24	S
Druckverlust Gas	mbar	0.10	M
Luftüberschuss λ	-	1.27	E
Thermische Leistung	MW	10.77	E
Relativer Wärmeverlust	%	3.72	E
Wärmeverlust	kW	400.00	S
CO-Schlupf	mol _{CO} /mol _C	0.39	E
Betttemperatur (Mittelwert)	°C	783.69	M

Bilanzzone Freeboard			
Druckverlust Gas	mbar	45.30	E
Luftüberschuss λ	-	4.86	E
Thermische Leistung	MW	3.69	E
Relativer Wärmeverlust	%	0.00	E
Wärmeverlust	kW	0.00	S
CO-Schlupf	mol _{CO} /mol _C	0.00	E
Reaktorkopftemp. (Mittelwert)	°C	894.75	M

Betriebskennzahlen			
Leerrohrgeschw. Boden	m/s	1.22	K
Leerrohrgeschw. Bettoberfläche	m/s	1.77	K
Fluidisierungsz. Boden	-	5.10	K
Fluidisierungsz. Bettoberfläche	-	7.37	K
Querschnittbelastung	kW/m ²	608.23	K
Oberfeuer	-	0.34	K
Spezifische Schwerölmenge	kgHS/tKS	6.94	K

Temperaturprofil			
Kesselaustritt	°C	235.06	M
Kesseleintritt	°C	812.46	M
Reaktorkopf	°C	898.14	M
Freeboard	°C	854.30	M
Überbett	°C	773.03	M
Bett	°C	783.69	M
Windbox	°C	488.78	M



Optimierungsversuche WSO1

Benchmarkmessungen

Ort: FWW Simmeringer Haide

Anlage WSO1

Datum/ Versuchszeitraum: 03.03.2011, 12:00 bis 14:00

Variation Fluidisierung

Betriebspunkt SLF 1.2

Versuchsbeschreibung:

Eingesetzte Brennstoffe: Schredderleichtfraktion

Primärluftmenge im möglichen Betriebsbereich variiert,

Dampfmenge, Schlammmenge, SLF Menge konstant gehalten

Durchführende Personen:

Dipl. Ing. Penthor Stefan, TU Wien

Christa Sebastian, TU Wien

Vorkommende Werte	
Parameter - Zur Berechnung erforderlicher Wert in IPSEpro	P
Setzwert - Festgelegter Wert in IPSEpro (Bekannte im Gleichungssystem)	S
Rechenwert - Ergebnis der Prozesssimulation in IPSEpro (Unbekannte im Gleichungssystem)	E
Messwert - In IPSEpro eingepflegter Messwert der Anlage (ausgeglichene Lösung)	M
Kennzahl - Aus Prozessdaten berechnete Kennzahl	K

Leistungsdaten Gesamtanlage				Umgebungsbedingungen			
Brennstoffleist. gesamt	MW	12.42	K	Seehöhe	m	171.00	S
Brennstoffleist. Wirbelschicht	MW	12.42	E	Temperatur	°C	20.00	S
Dampfleistung Kessel	MW	10.66	K	Luftdruck	bar	0.99	E
Dampfmenge	t/h	15.68	M	Rel. Luftfeuchte	%	60.00	S
Kesselwirkungsgrad	%	85.87	K				

Zusammensetzung Brennstoffe

Klärschlamm				Heizöl schwer			
Unterer Heizwert H _u (wf)	MJ/kg	18.14	E	Unterer Heizwert H _u (wf)	MJ/kg	39.86	E
Oberer Heizwert H _o (wf)	MJ/kg	19.45	E	Oberer Heizwert H _o (wf)	MJ/kg	42.26	E
Wassergehalt	gew-%	70.33	M	Wassergehalt	gew-%	0.00	S
Aschegehalt (wf)	gew-%	18.10	M	Aschegehalt (wf)	gew-%	0.00	E
Organische Zusammensetzung (waf)				Organische Zusammensetzung (waf)			
C	gew-%	52.98	E	C	gew-%	84.00	E
H	gew-%	7.33	S	H	gew-%	11.00	S
O	gew-%	33.49	E	O	gew-%	1.10	S
N	gew-%	4.88	S	N	gew-%	0.40	S
S	gew-%	1.22	S	S	gew-%	3.50	S
Cl	gew-%	0.09	S	Cl	gew-%	0.00	S
Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	22.15	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	39.86	E

Feste Stützbrennstoffe				Gemisch KS/feste Stützbrennstoffe/HS			
Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	18.46	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	4.94	E
Oberer Heizwert H _o	MJ/kg	19.81	E	Oberer Heizwert H _o	MJ/kg	6.98	E
Wassergehalt	gew-%	5.75	S	Wassergehalt	gew-%	64.76	E
Aschegehalt (wf)	gew-%	37.74	S	Aschegehalt (wf)	gew-%	8.16	E
Organische Zusammensetzung (waf)				Organische Zusammensetzung (waf)			
C	gew-%	68.10	S	C	gew-%	55.71	E
H	gew-%	9.77	S	H	gew-%	7.77	E
O	gew-%	8.17	E	O	gew-%	28.93	E
N	gew-%	12.76	S	N	gew-%	6.30	E
S	gew-%	1.03	S	S	gew-%	1.19	E
Cl	gew-%	0.17	S	Cl	gew-%	0.11	E
Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	32.92	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/kg	24.09	E

Zusammensetzung Gasströme

Umgebungsluft				Umgebungsluft wasserfrei			
Mittlere Molmasse	kg/kmol	28.81	E	Mittlere Molmasse	kg/kmol	28.97	K
Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	K
Ar	vol-%	0.92	S	Ar	vol-%	0.93	K
C ₂ H ₄	vol-%	0.00	S	C ₂ H ₄	vol-%	0.00	K
C ₂ H ₆	vol-%	0.00	S	C ₂ H ₆	vol-%	0.00	K
C ₃ H ₈	vol-%	0.00	S	C ₃ H ₈	vol-%	0.00	K
CH ₄	vol-%	0.00	S	CH ₄	vol-%	0.00	K
CO	vol-%	0.00	S	CO	vol-%	0.00	K
CO ₂	ppm	360.00	S	CO ₂	ppm	365.16	K
H ₂	vol-%	0.00	S	H ₂	vol-%	0.00	K
H ₂ O	vol-%	1.41	S	H ₂ O	vol-%	---	K
H ₂ S	vol-%	0.00	S	H ₂ S	vol-%	0.00	K
HCl	vol-%	0.00	S	HCl	vol-%	0.00	K
HCN	vol-%	0.00	S	HCN	vol-%	0.00	K
N ₂	vol-%	76.98	S	N ₂	vol-%	78.08	K
N ₂ O	vol-%	0.00	S	N ₂ O	vol-%	0.00	K
NH ₃	vol-%	0.00	S	NH ₃	vol-%	0.00	K
NO	vol-%	0.00	S	NO	vol-%	0.00	K
O ₂	vol-%	20.65	E	O ₂	vol-%	20.95	K
SO ₂	vol-%	0.00	S	SO ₂	vol-%	0.00	K

Fluidisierungsluft (nach HS-Brenner)				Gasstrom ex Wirbelbett			
Mittlere Molmasse	kg/kmol	28.81	E	Mittlere Molmasse	kg/kmol	25.86	E
Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.47	E
Ar	vol-%	0.92	E	Ar	vol-%	0.63	E
C ₂ H ₄	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₄	vol-%	0.00	E
C ₂ H ₆	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₆	vol-%	0.00	E
C ₃ H ₈	vol-%	0.00	E	C ₃ H ₈	vol-%	0.00	E
CH ₄	vol-%	0.00	E	CH ₄	vol-%	0.00	E
CO	vol-%	0.00	E	CO	vol-%	3.71	E
CO ₂	vol-%	0.04	E	CO ₂	vol-%	4.85	E
H ₂	vol-%	0.00	E	H ₂	vol-%	0.00	E
H ₂ O	vol-%	1.41	E	H ₂ O	vol-%	32.46	E
H ₂ S	vol-%	0.00	E	H ₂ S	vol-%	0.00	E
HCl	vol-%	0.00	E	HCl	vol-%	0.01	E
HCN	vol-%	0.00	E	HCN	vol-%	0.00	E
N ₂	vol-%	76.98	E	N ₂	vol-%	52.84	E
N ₂ O	vol-%	0.00	E	N ₂ O	vol-%	0.00	E
NH ₃	vol-%	0.00	E	NH ₃	vol-%	0.00	E
NO	vol-%	0.00	E	NO	vol-%	0.00	E
O ₂	vol-%	20.65	E	O ₂	vol-%	5.44	E
SO ₂	vol-%	0.00	E	SO ₂	vol-%	0.07	E

Abgas				Abgas (wasserfrei)			
Mittlere Molmasse	kg/kmol	26.74	E	Mittlere Molmasse	kg/kmol	30.14	K
Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	E	Unterer Heizwert H _u	MJ/Nm ³	0.00	K
Ar	vol-%	0.68	E	Ar	vol-%	0.95	K
C ₂ H ₄	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₄	vol-%	0.00	K
C ₂ H ₆	vol-%	0.00	E	C ₂ H ₆	vol-%	0.00	K
C ₃ H ₈	vol-%	0.00	E	C ₃ H ₈	vol-%	0.00	K
CH ₄	vol-%	0.00	E	CH ₄	vol-%	0.00	K
CO	ppm	0.00	M	CO	ppm	0.00	K
CO ₂	vol-%	7.35	E	CO ₂	vol-%	10.22	K
H ₂	vol-%	0.00	E	H ₂	vol-%	0.00	K
H ₂ O	vol-%	28.09	E	H ₂ O	vol-%	---	K
H ₂ S	vol-%	0.00	E	H ₂ S	vol-%	0.00	K
HCl	vol-%	0.00	E	HCl	vol-%	0.01	K
HCN	vol-%	0.00	E	HCN	vol-%	0.00	K
N ₂	vol-%	57.48	E	N ₂	vol-%	79.94	K
N ₂ O	vol-%	0.00	E	N ₂ O	vol-%	0.00	K
NH ₃	vol-%	0.00	E	NH ₃	vol-%	0.00	K
NO	vol-%	0.00	E	NO	vol-%	0.00	K
O ₂	vol-%	6.33	E	O ₂	vol-%	8.81	M
SO ₂	vol-%	0.06	E	SO ₂	vol-%	0.08	K

Brennstoffströme

Klärschlamm				Heizöl schwer gesamt			
Absolutdruck	bara	1.20	S	Absolutdruck	bara	1.20	S
Temperatur	°C	20.00	S	Temperatur	°C	105.25	M
Dichte	kg/m ³	1000.00	S	Dichte	kg/m ³	928.00	S
Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	3.67	M	Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	39.86	M
Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	5.77	E	Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	42.26	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	8.26	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.00	E
Gesamtmassenstrom	t/h	8.26	M	Gesamtmassenstrom	kg/h	0.20	E
Exergiefluss	MW	13.26	E	Exergiefluss	MW	0.00	E
Wassergehalt	gew-%	70.33	M	Wassergehalt	gew-%	0.00	S
Aschegehalt (feucht)	gew-%	5.37	E	Aschegehalt (feucht)	gew-%	0.00	E
Brennstoffleistung	MW	8.41	K	Brennstoffleistung	MW	0.00	K

Heizöl schwer Wirbelbett				Heizöl schwer Öl-Brenner			
Absolutdruck	bara	1.20	S	Absolutdruck	bara	1.20	S
Temperatur	°C	105.25	M	Temperatur	°C	105.25	M
Dichte	kg/m ³	928.00	S	Dichte	kg/m ³	928.00	S
Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	39.86	M	Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	39.86	M
Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	42.26	E	Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	42.26	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.00	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	0.00	E
Gesamtmassenstrom	kg/h	0.10	M	Gesamtmassenstrom	kg/h	0.10	M
Exergiefluss	MW	0.00	E	Exergiefluss	MW	0.00	E
Wassergehalt	gew-%	0.00	S	Wassergehalt	gew-%	0.00	S
Aschegehalt (feucht)	gew-%	0.00	E	Aschegehalt (feucht)	gew-%	0.00	E
Brennstoffleistung	MW	0.00	K	Brennstoffleistung	kW	0.00	K

Feste Stützbrennstoffe				Brennstoff gesamt Wirbelbett			
Absolutdruck	bara	1.20	S	Absolutdruck	bara	1.20	E
Temperatur	°C	20.00	S	Temperatur	°C	20.00	E
Dichte	kg/m ³	500.00	S	Dichte	kg/m ³	920.57	E
Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	18.46	E	Unterer Heizwert H _u gesamt	MJ/kg	4.94	E
Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	19.81	E	Oberer Heizwert H _o gesamt	MJ/kg	6.98	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	1.56	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	9.82	E
Gesamtmassenstrom	kg/h	780.33	S	Gesamtmassenstrom	kg/h	9044.13	E
Exergiefluss	MW	4.36	E	Exergiefluss	MW	17.61	E
Wassergehalt	gew-%	5.75	S	Wassergehalt	gew-%	64.76	E
Aschegehalt (feucht)	gew-%	37.74	S	Aschegehalt (feucht)	gew-%	8.16	E
Brennstoffleistung	MW	4.00	K	Brennstoffleistung	MW	12.42	K

Wasser- und Dampfströme

Dampf zu MD-LUVO				Kondensat nach MD-LUVO			
Absolutdruck	bara	8.50	S	Absolutdruck	bara	7.50	E
Temperatur	°C	180.00	S	Temperatur	°C	167.78	M
Enthalpie	kJ/kg	2788.8	E	Enthalpie	kJ/kg	709.38	E
Dampfziffer x	-	1.00	E	Dampfziffer x	-	0.00	S
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	249.38	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	1.20	E
Massenstrom	t/h	1.08	M	Massenstrom	t/h	1.0763	E
Exergiefluss	kW	240.13	E	Exergiefluss	kW	33.90	E

Dampf zu HD-LUVO				Kondensat nach HD-LUVO			
Absolutdruck	bara	50.00	S	Absolutdruck	bara	49.00	E
Temperatur	°C	350.00	S	Temperatur	°C	262.66	E
Enthalpie	kJ/kg	3069.3	E	Enthalpie	kJ/kg	1148.2	E
Dampfziffer x	-	1.00	E	Dampfziffer x	-	0.00	S
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	53.51	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	1.32	E
Massenstrom	t/h	1.03	M	Massenstrom	t/h	1.03	E
Exergiefluss	kW	329.49	E	Exergiefluss	kW	82.13	E

Speisewasser				Frischdampf			
Absolutdruck	bara	56.39	M	Absolutdruck	bara	51.39	M
Temperatur	°C	146.08	M	Temperatur	°C	350.23	M
Enthalpie	kJ/kg	618.6	E	Enthalpie	kJ/kg	3066.5	E
Dampfziffer x	-	0.00	E	Dampfziffer x	-	1.00	E
Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	16.98	E	Betriebsvolumenstrom	m ³ /h	790.78	E
Massenstrom	t/h	15.68	E	Massenstrom	t/h	15.68	M
Exergiefluss	kW	388.92	E	Exergiefluss	kW	5027.0	E

Gasströme

Primärluft (nach LUVOs inkl Sauerstoff)				Sekundärluft (nach Gebläse)			
Absolutdruck	bara	1.14	E	Absolutdruck	bara	1.01	M
Relativdruck	mbarü	151.41	K	Relativdruck	mbarü	19.5	K
Temperatur	°C	224.30	M	Temperatur	°C	22.72	E
Normvolumenstrom	Nm³/h	20328	E	Normvolumenstrom	Nm³/h	5477	M
Betriebsvolumenstrom	m³/h	32781	E	Betriebsvolumenstrom	m³/h	5937	E
Massenstrom	kg/h	26129	E	Massenstrom	kg/h	7039	E
Exergiefluss	kW	497.98	E	Exergiefluss	kW	19.90	E

Reinsauerstoff				Abgas			
Absolutdruck	bara	1.00	S	Absolutdruck	bara	1.03	M
Relativdruck	mbarü	7.12	K	Relativdruck	mbarü	36.09	K
Temperatur	°C	20.00	S	Temperatur nach Kessel	°C	226.96	M
Normvolumenstrom	Nm³/h	0	S	Temperatur nach E-Filter	°C	209.37	M
Betriebsvolumenstrom	m³/h	0	E	Normvolumenstrom	Nm³/h	34770	E
Massenstrom	kg/h	0	E	Betriebsvolumenstrom	m³/h	60482	M
Exergiefluss	kW	0.00	E	Massenstrom	kg/h	41474	E
				Exergiefluss	kW	1398.9	E

Wärmetauscher

MD-Dampf-LUVO				HD-Dampf-LUVO			
Stromführung	Gegenstrom			Stromführung	Gegenstrom		
Δp heiße Seite	mbar	1.00	S	Δp heiße Seite	mbar	1.00	S
Δp kalte Seite	mbar	0.14	E	Δp kalte Seite	mbar	0.01	S
kA-Wert	kW/K	10.74	E	kA-Wert	kW/K	4.62	E
Übertragene Wärme	kW	621.71	E	Übertragene Wärme	kW	549.45	E
Exergieverlust	kW	143.84	E	Exergieverlust	kW	59.70	E

Kessel (Blackbox)			
Stromführung	Gegenstrom		
Δp heiße Seite	mbar	5.00	S
Δp kalte Seite	mbar	0.00	S
kA-Wert	kW/K	42.78	E
Übertragene Wärme	MW	10.66	E
Exergieverlust	kW	2077.3	E

Gasverdichter

Primärluftgebläse				Sekundärluftgebläse			
Druckverhältnis	-	1.31	E	Druckverhältnis	-	1.02	E
Isentropenwirkungsgrad	%	0.50	S	Isentropenwirkungsgrad	%	0.60	S
Mechanischer Wirkungsgrad	%	0.99	S	Mechanischer Wirkungsgrad	%	0.96	S
Wellenleistung	kW	347.50	E	Wellenleistung	kW	5.60	E
El. Wirkungsgrad Motor	%	0.99	S	El. Wirkungsgrad Motor	%	0.99	S
Mech. Wirkungsgrad Motor	%	0.96	S	Mech. Wirkungsgrad Motor	%	0.96	S
Motorleistung	kW	365.64	E	Motorleistung	kW	5.89	E
Exergieverlust	kW	159.79	E	Exergieverlust	kW	2.39	E

Apparate

LUVO-Brenner			
Druckverlust Gas	mbar	0.00	S
Luftzahl	-	19119.10	E
CO-Schlupf	mol _{CO} /mol _C	0.00	S
Thermische Leistung	kW	1.1	E
Relativer Wärmeverlust	%	0.00	E
Wärmeverlust	kW	0.00	S
Exergieverlust	kW	2.9	E

Wirbelschichtofen

Bilanzzone Wirbelbett			
Bettquerschnitt	m ²	17.70	S
Lockerungsgeschwindigkeit	m/s	0.24	S
Druckverlust Gas	mbar	0.11	M
Luftüberschuss λ	-	1.34	E
Thermische Leistung	MW	12.42	E
Relativer Wärmeverlust	%	3.22	E
Wärmeverlust	kW	400.00	S
CO-Schlupf	mol _{CO} /mol _C	0.43	E
Betttemperatur (Mittelwert)	°C	777.84	M

Bilanzzone Freeboard			
Druckverlust Gas	mbar	20.84	E
Luftüberschuss λ	-	4.98	E
Thermische Leistung	MW	3.88	E
Relativer Wärmeverlust	%	0.00	E
Wärmeverlust	kW	0.00	S
CO-Schlupf	mol _{CO} /mol _C	0.00	E
Reaktorkopftemp. (Mittelwert)	°C	916.00	M

Betriebskennzahlen			
Leerrohrgeschw. Boden	m/s	1.23	K
Leerrohrgeschw. Bettoberfläche	m/s	1.77	K
Fluidisierungsz. Boden	-	5.11	K
Fluidisierungsz. Bettoberfläche	-	7.37	K
Querschnittbelastung	kW/m ²	701.49	K
Oberfeuer	-	0.31	K
Spezifische Schwerölmenge	kg _{HS} /t _{KS}	0.01	K

Temperaturprofil			
Kesselaustritt	°C	227.49	M
Kesseleinritt	°C	798.40	M
Reaktorkopf	°C	910.55	M
Freeboard	°C	847.61	M
Überbett	°C	769.78	M
Bett	°C	777.84	M
Windbox	°C	216.21	M

