



TECHNISCHE
UNIVERSITÄT
WIEN
Vienna University of Technology

DIPLOMARBEIT

UNTERSUCHUNG ZUR ERWEITERUNG DES BETRIEBSBEREICHES EINER STATIONÄREN WIRBELSCHICHTFEUERUNG FÜR NIEDRIGKALORISCHE 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

E166

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

eingereicht an der Technischen Universität Wien
Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von

Stefan Penthor

Matrikelnummer: 0425020

Rudolf-Simon-Gasse 8/25

1110 Wien

Wien, September 2009

.....
Stefan Penthor

Danksagung

Ich möchte mich an dieser Stelle bei Prof. Hofbauer für die Ermöglichung dieser Arbeit am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, sowie bei Dr. Tobias Pröll für die Betreuung und den Input während dieser Zeit bedanken.

Außerdem möchte ich mich bei der Fernwärme Wien GmbH (Dr. Bernhard Kronberger, DI Holger Huschka, Dr. Thomas Strauss, Markus Weber) für die Ermöglichung der Versuche und die Unterstützung währenddessen bedanken.

Weiterer Dank gilt meinen Kollegen im Büro (DI Gregor Tondl, DI Werner Höttl, DI Martin Stidl, DI Jan Kotik) für das wunderbare Arbeitsklima und die gebotene Hilfestellung.

Abschließend möchte ich mich bei meinen Eltern für die umfassende Unterstützung während meiner gesamten Ausbildung bedanken.

Kurzfassung

Durch die Verbrennung von Klärschlamm kann einerseits die darin gespeicherte Energie wiedergewonnen und andererseits das Volumen der zu lagernden Reststoffe minimiert werden. Durch die Robustheit und Einfachheit des Prozesses ist die Verbrennung in stationären Wirbelschichten dafür sehr gut geeignet. Wirbelschichten werden auch von der „Fernwärme Wien GmbH“ zur Verbrennung des in der Hauptkläranlage Wien produzierten Klärschlamm eingesetzt. Die Verbrennungseigenschaften sowie die Zusammensetzung des Klärschlamm unterscheiden sich allerdings stark von konventionellen festen Brennstoffen wie z.B. Kohle. Der hohe Wasser- und Inertgehalt des Schlamm macht eine autotherme Verbrennung unmöglich und erfordert die Zuführung von hochkalorischen Stützbrennstoffen. Des Weiteren ist der Anteil der flüchtigen Bestandteile viel höher als bei Kohle. Bis zu 80 % des im Schlamm enthaltenen Kohlenstoffes werden während der Verbrennung in Form von flüchtigen Bestandteilen freigesetzt.

Bei der Verbrennung in Wirbelschichten wird der Klärschlamm nicht zur Gänze im Wirbelbett umgesetzt. Ein Teil der flüchtigen Bestandteile verbrennt erst im darüberliegenden Freiraum. Ziel der vorliegenden Arbeit war es, mit Hilfe von Versuchen an einer Industrieanlage jene Mechanismen zu bestimmen, die den Ort der Freisetzung und den der Verbrennung der flüchtigen Bestandteile beeinflussen, und zu bestimmen, welche dieser Parameter wie verändert werden müssen, damit der Anteil der Wärmefreisetzung im Wirbelbett vergrößert wird. Das Hauptaugenmerk wurde dabei im Hinblick auf eine mögliche Reaktorverkleinerung vor allem auf die Querschnittsbelastung (Brennstoffleistung pro Wirbelbettquerschnittsfläche) sowie auf die Fluidisierungsgeschwindigkeit gelegt. Die Versuchsdaten wurden mit einem Modell, basierend auf Massen- und Energiebilanzen, mit Hilfe der Simulationssoftware IPSEpro ausgewertet. Der Reaktor wurde dazu in zwei Bilanzonen, das Wirbelbett und den darüber liegenden Freiraum unterteilt.

Die Versuche haben gezeigt, dass die Fluidisierungsgeschwindigkeit signifikant ist und sich eine Erhöhung positiv auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett auswirkt. Mit den gewonnenen Erkenntnissen aus den Versuchen wurde das Bilanzierungsmodell um eine Parametergleichung zur Vorhersage des Brennstoffumsatzes in der Bettzone erweitert. Simulationen mit dem erweiterten Modell zeigen, dass zusätzliche Maßnahmen wie die alternative Vorwärmung der Verbrennungsluft mit Hochdruckdampf sowie die Anreicherung der Verbrennungsluft mit Reinsauerstoff aus technischer Sicht weiteres Optimierungspotential bergen. Die Erhöhung des Trockensubstanzgehalts im Klärschlamm hat ebenfalls signifikanten Einfluss auf den Stützbrennstoffbedarf.

Abstract

Incineration of sewage sludge is an established technology for recovering its energy content and for reducing the volume for landfilling. Because of its convenience, its robust character and the high range of possible fuel characteristics, bubbling fluidized beds are often chosen for this purpose. Fluidized bed incinerators are also used by the domestic heat supplier „Fernwärme Wien GmbH“ to combust the sewage sludge of the city of Vienna. However, composition and combustion characteristics of sewage sludge are completely different from traditional solid fuels like coal. Due to the high water and ash content, autothermal combustion is not possible and the use of high calorific secondary fuel is necessary. Another aspect of the characteristics of sewage sludge is the high content of volatile matter. Up to 80% percent of the carbon content is volatile.

During the combustion of sewage sludge in a fluidized bed incinerator, only a part of the carbon conversions takes place in the bed region of the reactor. The rest is converted in the freeboard region above the bed surface. The purpose of this master thesis was to find out which parameters influence this partial heat release phenomenon and how they have to be changed to increase the heat release in the bed region. To identify these parameters, experiments were carried out on an industrial scale plant. Regarding a possible reactor downsize, the focus in the experiments was on the influences of the specific fuel power (fuel power per bed surface) and the fluidization gas velocity. The results were processed in a steady state mass and energy balance model created with the simulation software IPSEpro. In the model, the height of the fluidized bed reactor was divided into two different zones, the bed and the freeboard region.

The results of the experiments show, that the fluidization gas velocity has a significant impact on the heat release in the bubbling bed. With the knowledge gained from the experiments, the mass and energy balance model was extended by a parameter equation describing the partial heat release according to several parameters. A simulation based on the parametric model shows that several other measures like alternative air preheating, oxygen enrichment of the combustion air and reduction of the water content of the sewage sludge can bring further improvements.

Inhaltsverzeichnis

1. Einleitung	1
1.1. Aufgabenstellung und Motivation	1
1.2. Klärschlammproblematik	1
1.2.1. Entstehung und Produktion von Klärschlamm	2
1.2.2. Situation in Österreich	4
1.3. Möglichkeiten der Klärschlamm Entsorgung	5
1.3.1. Ausbringung auf Feldern als Düngemittel	5
1.3.2. Deponierung	6
1.3.3. Auskippen im Meer	6
1.3.4. Thermische Behandlung	6
2. Theoretische Grundlagen	8
2.1. Wirbelschichttechnik, stationäre Wirbelschichten	8
2.1.1. Charakterisierung von Einzelpartikeln und Schüttgütern	8
2.1.2. Ausbildung einer Wirbelschicht	10
2.1.3. Fluidisierungsregime	11
2.1.4. Zustandsdiagramm nach Grace	12
2.1.5. Blasenbildung und Feststoffdurchmischung in der Wirbelschicht	13
2.2. Mechanismen bei der Klärschlammverbrennung	15
2.2.1. Trocknung	16
2.2.2. Entgasung und Verbrennung der flüchtigen Bestandteile	16
2.2.3. Koksabbrand	17
2.3. Thermische Behandlung von Klärschlamm in Wirbelschichtfeuerungen	17
2.3.1. Trocknung und Entgasung	18
2.3.2. Verbrennung der flüchtigen Bestandteile	19
2.3.3. Koksabbrand im Wirbelbett	19
3. Anlagenbeschreibung und Methodik der Datenerfassung	20
3.1. Anlagenschema und Beschreibung des Prozesses	20
3.1.1. Klärschlammaufbereitung	21
3.1.2. Eckdaten der Anlage	22
3.1.3. Fluidisierungszustand	23
3.1.4. Verwendete Brennstoffe und Betriebsweise	23
3.2. Bilanzierung der Anlage	26
3.2.1. Schlamm Bilanzierung	26

3.2.2.	Bilanzierung des Reaktors	28
3.2.3.	Methode der gewichteten Mittelwerte	28
4.	Modellierung des Prozesses	29
4.1.	Simtech IPSEpro	29
4.1.1.	Die PGP-Lib	30
4.1.2.	Messdatenvalidierung mit PSValidate	30
4.2.	Modellierung der untersuchten Wirbelschichtfeuerung	31
4.2.1.	Das Wirbelbettmodell in IPSEpro	33
5.	Versuchsprogramm	39
5.1.	Veränderte und untersuchte Parameter	39
5.1.1.	Querschnittsbelastung	39
5.1.2.	Oberfeuer (<i>partial heat release</i>)	39
5.2.	Einfluss der Querschnittsbelastung auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett	40
5.2.1.	Versuchsablauf	40
5.3.	Einfluss der Durchmischung auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett . . .	41
5.3.1.	Versuchsablauf	41
6.	Ergebnisse und Diskussion	42
6.1.	Abbildung des Anlagenbetriebs mit dem erstellten Modell	42
6.2.	Variationen an der Anlage	42
6.2.1.	Besondere Bedingungen während der Versuche und Limitierungen durch die Anlage	43
6.2.2.	Variation der Querschnittsbelastung bei konstanter Fluidisierung .	44
6.2.3.	Variation der Querschnittsbelastung und der Fluidisierung	46
6.3.	Erstellung eines Parametermodells zur Vorhersage des CO-Schlupfes . . .	47
6.4.	Lineare Sensitivitätsanalyse	49
6.5.	Parametervariationen in IPSEpro	51
6.5.1.	Potential durch Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft	52
6.5.2.	Potential durch Luftvorwärmung mit Hochdruckdampf	55
6.5.3.	Potential durch Erhöhung der Trockensubstanz	59
7.	Zusammenfassung und Ausblick	63
8.	Nomenklatur	66
8.1.	Abkürzungen	66
8.2.	Symbole	66
8.3.	Indizes	68
A.	Prozessdaten der Betriebspunkte	72

Tabellenverzeichnis

1.1. Grenzwerte für gereinigte Abwässer lt. 91/271/EWG	2
1.2. Reinigungsleistung der kommunalen Kläranlagen 2008 [5]	5
1.3. Klärschlammbehandlung 2006 [6]	5
2.1. Fluidisierungszustände	12
3.1. Korngrößenverteilung des Bettmaterials	23
3.2. Partikeldaten	23
3.3. Fluidisierungsdaten	24
3.4. Brennstoffdurchsätze der untersuchten Anlage	25
6.1. Ergebnisse der Abbildung des Anlagenbetriebs	43
6.2. Aus den Ergebnissen der Ausgleichsrechnung berechnete Parameter für Betriebspunkt 0.1	44
6.3. Nummerierung der Betriebspunkte Versuch 1	44
6.4. Ergebnisse des ersten Versuchs	45
6.5. Nummerierung der Betriebspunkte Versuch 2	46
6.6. Ergebnisse des zweiten Versuchs	46
6.7. Berechnete Koeffizienten zur Vorhersage des CO-Schlupfes	48
6.8. Lineare Sensitivitätskoeffizienten	49
6.9. Konstante Parameter bei der Parametervariation	51
6.10. Dampfparameter für die Luftvorwärmung	55
6.11. Schlammdaten für die Variation des Wassergehalts	59

Abbildungsverzeichnis

1.1. Schema der Klärschlammproduktion	3
2.1. Verlauf des Druckverlustes über die Leerrohrgeschwindigkeit	10
2.2. Fluidisierungsregime [13]	13
2.3. Zustandsdiagramm nach Grace	14
2.4. Mechanismen des Partikeltransports in einer Wirbelschicht	14
2.5. Verschiedene Zonen der Klärschlamm-trocknung	16
3.1. Verfahrensschema der Anlage	20
3.2. Schlammaufbereitung	21
3.3. Untersuchter Wirbelschichtreaktor	22
3.4. Korngrößenverteilung des Bettmaterials	24
3.5. Fluidisierungszustand der untersuchten Anlage	25
3.6. TS-Gehalt im Dickschlamm im Jahr 2007	26
3.7. Heizwert des Dickschlammes im Jahr 2007	27
3.8. Bilanzierung der Schlamm-mengen	28
4.1. Funktionsweise von IPSEpro [31]	29
4.2. IPSEpro Modell der untersuchten Anlage	32
4.3. Darstellung der Brennkammerunit in IPSEpro	33
4.4. Abhängigkeit der Fluidisierungszahl vom Brennstoffeintrag	37
4.5. Konzentrationen im Abgas und Verbrennungstemperatur bei adiabater Verbrennung von CH_4 mit trockener Luft bei Variation des Luftüberschus- ses und des CO-Schlupfes	38
6.1. Änderung des CO-Schlupfes bei Variation der Querschnittsbelastung	45
6.2. Änderung des CO-Schlupfes bei Variation der Fluidisierung	47
6.3. Vergleich zwischen berechnetem und gemessenem CO-Schlupf	49
6.4. Lineare Sensitivitätskoeffizienten	50
6.5. CO-Schlupf in Abhängigkeit der Fluidisierung (alle aufgenommenen Mess- punkte)	50
6.6. CO-Schlupf bei Variation der Querschnittsbelastung	51
6.7. Sauerstoffgehalt der Primärluft vor und nach dem LUVVO-Brenner	52
6.8. IPSEpro Modell mit der Möglichkeit Reinsauerstoff in die Primärluft ein- zuspeisen	53

6.9. Brennstoffmengen und thermische Leistung bei erhöhtem Sauerstoffgehalt in der Verbrennungsluft	54
6.10. Spezifischer Schwerölverbrauch und Sauerstoff im Abgas bei der Einspei- sung von Reinsauerstoff in die Primärluft	55
6.11. IPSEpro Modell mit verstärkter Dampf-Luftvorwärmung	56
6.12. Übertragende Wärmeleistung der Dampfwärmetauscher	57
6.13. Benötigte Dampfmengen für die Luftvorwärmung	58
6.14. Sauerstoffgehalt nach dem LUVO-Brenner	58
6.15. Brennstoffmengen bei verstärkter Luftvorwärmung	59
6.16. Spezifischer Schwerölbedarf bei verstärkter Luftvorwärmung	60
6.17. Schwerölbedarf bei Erhöhung der Trockensubstanz im Klärschlamm	61
6.18. Schlammumsatz bei Veränderung des Wassergehalts	62
6.19. Windboxtemperatur und spezifischer Schwerölbedarf bei Variation des Wassergehalts	62

1. Einleitung

1.1. Aufgabenstellung und Motivation

In Wien wird der gesamte in der Hauptkläranlage anfallende Klärschlamm von der „Fernwärme Wien GmbH“ in vier Wirbelschichtöfen verbrannt und somit zur Energieerzeugung genutzt. Auf Grund der Zusammensetzung des Schlammes (niedriger Heizwert, sehr hoher Wassergehalt) ist zur Verbrennung bzw. zum Halten der gewünschten Betttemperatur in den Wirbelschichten der Einsatz von hochkalorischen Stützbrennstoffen (Schweröl, Tiermehl, Rechengut aus der HKA, Klärschlamm pellets) notwendig. Ziel der Diplomarbeit ist es, zu bestimmen, welche Parameter der Anlage wie verändert werden müssen, um den Bedarf an Stützbrennstoffen zu reduzieren. Die Untersuchungen werden dabei mit Hilfe von Versuchen an der Anlage und mit Parametervariationen in der Simulationssoftware durchgeführt.

Der entscheidende Faktor für eine effiziente Verbrennung des Schlammes ist die Wärme freisetzung im Wirbelbett (*partial heat release*). Mit Hilfe von Versuchen an der untersuchten Anlage soll ein Verständnis für die entscheidenden Parameter entwickelt werden. Gleichzeitig sollen dabei jene Parameter bestimmt werden, die auf den Ort der Wärme freisetzung den größten Einfluss haben.

Eine weitere Aufgabe der Diplomarbeit ist, einen Rahmen für zukünftige Untersuchungen an der Anlage zu schaffen bzw. vorhandene Werkzeuge dafür zu adaptieren. Dazu gehören neben dem eigentlichen Modell in IPSEpro, mit dem die thermodynamischen bzw. verfahrenstechnischen Berechnungen durchgeführt werden, diverse Excelprogramme und -dateien, die eine Schnittstelle zwischen der Simulationssoftware und den aufgezeichneten Messwerten bilden.

1.2. Klärschlammproblematik

Das Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft definiert Klärschlamm als *ein Gemisch aus Wasser und Feststoffen, das durch die Reinigung von Abwässern entsteht. Kommunale Klärschlämme entstehen in Abwasserreinigungsan-*

lagen, *Fäkalschlämme in privaten Kleinklä- und Sammelanlagen* [6]. In dieser Arbeit ist mit Klärschlamm immer Klärschlamm aus Abwasserreinigungsanlagen (Kläranlagen) gemeint.

1.2.1. Entstehung und Produktion von Klärschlamm

Klärschlamm entsteht während der Behandlung von Abwasser. Abwasser setzt sich aus den flüssigen Abfällen aus kommunalen, öffentlichen, gewerblichen und industriellen Quellen sowie aus Grund- und Regenwasser zusammen und beinhaltet diverse unerwünschte Bestandteile. Das sind organische, anorganische und giftige Substanzen sowie infektiöse Mikroorganismen. Die organischen Bestandteile sind hauptsächlich Proteine, Kohlenhydrate, Fette und Öle. Die Zusammensetzung des Abwassers führt dazu, dass es ohne weitere Behandlung nicht wieder an die Umwelt abgegeben werden kann. Gründe dafür sind der Sauerstoffbedarf durch den biologischen Abbau und die dabei entstehenden schädlichen Gase (z.B. Methan). Des Weiteren sind die diversen giftigen bzw. infektiösen Inhaltsstoffe gefährlich für den Menschen und die Umwelt. Die im Abwasser enthaltenen Phosphate führen zur Überdüngung der Gewässer und es muss verhindert werden, dass die Schwermetalle in die Nahrungskette gelangen [35].

Die Reinigung des Abwassers findet in Kläranlagen statt. Dabei müssen gewisse Qualitätskriterien erfüllt werden, die in der Kommunalen Abwasserrichtlinie der EU (91/271/EWG) [11] geregelt sind. In Tabelle 1.2.1 sind die Grenzwerte der Richtlinie mit den Werten von ungereinigten Abwässern verglichen.

Tabelle 1.1.: Grenzwerte für gereinigte Abwässer lt. 91/271/EWG

	Grenzwert[11]	ungereinigtes Abwasser[21]
BSB ₅ [mg/l] ^a	25	100-400
CSB [mg/l] ^b	125	175-600
Feststoffe [mg/l]	35	100-350
Stickstoff [mg/l]	3-30	13-60
Quecksilber [ppb]	10-15	

^aBiochemischer Sauerstoffbedarf: Menge an Sauerstoff, die zum biotischen Abbau im Wasser vorhandener Stoffe innerhalb von 5 Tagen bei 20 °C benötigt wird.

^bChemischer Sauerstoffbedarf: Maß für die Summe aller im Wasser vorhandenen oxidierbaren Stoffe.

Produktion von Klärschlamm, Funktionsweise einer Kläranlage

Abbildung 1.1 zeigt eine mögliche Prozessvariante der Klärschlammproduktion (mechanische und biologische Reinigungsstufe inkl. Schlammbehandlung). Grundsätzlich ist die

Abwasserreinigung in drei Stufen unterteilt: eine mechanische Stufe, eine biologische und chemische Stufe sowie die Schlammbehandlung.

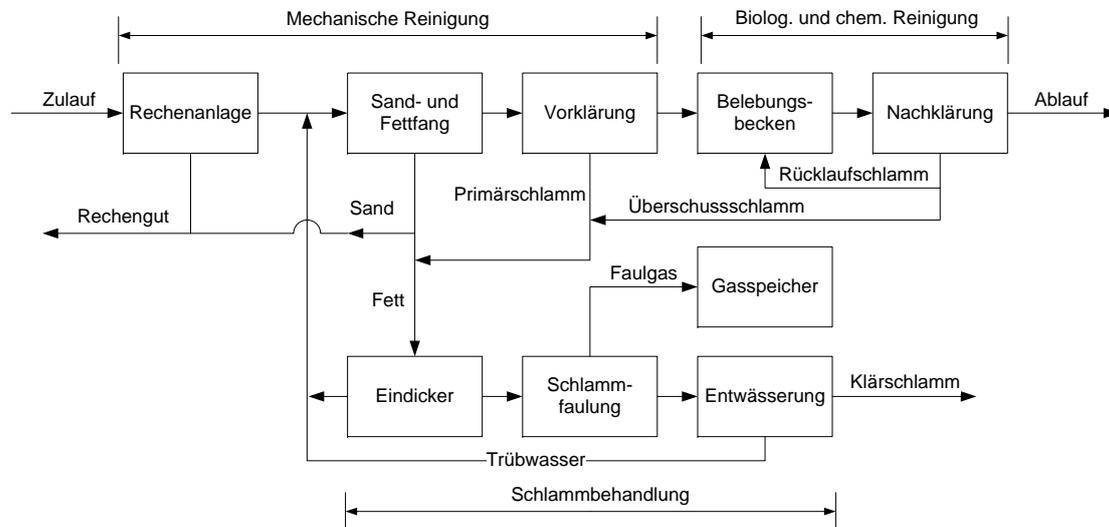


Abbildung 1.1.: Schema der Klärschlammproduktion

Die *mechanische Behandlungsstufe* besteht aus einer Rechenanlage und aus einem Sand- und Fettfang. In der Rechenanlage wird mit Hilfe eines Rechens Rechengut abgeschieden. Das Rechengut wird gewaschen, entwässert und kann anschließend als Stützbrennstoff bei der Klärschlammverbrennung eingesetzt werden. Im Sandfang wird das Abwasser auf eine Geschwindigkeit von $0,3 \text{ m/s}$ verlangsamt, sodass sich Sandteilchen und körniges Material absetzen. Die Vorklärung dient dazu, besonders feine organische Partikel aus dem Abwasser zu entfernen. Dieser Vorgang erfolgt durch Absetzen bei einer Fließgeschwindigkeit von $0,03 \text{ m/s}$. In der mechanischen Stufe werden 50-70% der Feststoffe und 25-40% des BSB_5 entfernt. Der hier entstehende Schlamm wird als Primärschlamm bezeichnet. [5, 32]

In der *biologischen Reinigungsstufe* werden mit Hilfe von Bakterien oder anderen Mikroorganismen gelöste Inhaltsstoffe aus dem Abwasser entfernt. Die Bakterien nutzen die organischen Verbindungen zum Wachstum (Aufbau von Biomasse) und die anorganischen Inhaltsstoffe (Nitrit, Nitrat, Ammonium-Stickstoff) zur Oxidation (Nitrifikation). Mit Hilfe spezieller Bakterien kann der im Nitrat gelöste Sauerstoff zum weiteren Abbau von Kohlenstoffverbindungen genutzt werden (Denitrifikation). Die beiden Prozesse Nitrifikation und Denitrifikation werden gezielt zur Stickstoffentfernung genutzt. Der dabei entstehende Schlamm wird Überschussschlamm genannt. [5, 32].

Die *chemische Reinigungsstufe* dient in kommunalen Anlagen meist nur der Phosphorfällung. Der Phosphor kommt im Abwasser in gelöster und partikulärer Form vor und ist nicht abbaubar. Er wird einerseits chemisch durch die Zugabe von Eisen- oder Alumi-

umsalzen in eine ungelöste Form übergeführt und andererseits beim Aufbau der Biomasse eingebaut. Der in der chemischen Reinigung entstehende Schlamm wird Fällschlamm genannt [5].

Ziel der *Schlammbehandlung* ist es, den Schlamm aus den drei Reinigungsstufen so weit zu stabilisieren, dass keine Faulvorgänge mehr stattfinden. Dieser Zustand wird meist in biologischen Prozessen unter aeroben (aerobe Schlammstabilisierung) oder anaeroben (Schlammfaulung) Bedingungen erreicht. Ein weiteres Ziel der Schlammbehandlung ist die Volumsreduktion des Klärschlammes durch Entwässerung [5]. Weitere Möglichkeiten, den Schlamm zu stabilisieren, sind die Zugabe von Kalk oder die kurzzeitige Erhitzung auf 190 °C bei 26 bar [32, 35].

Bei der Wahl des Stabilisierungsverfahrens muss besonders auf die weitere Verwendung bzw. Behandlung des Klärschlammes Rücksicht genommen werden. Wird der Schlamm durch Faulung stabilisiert, sinkt der Heizwert durch die Freisetzung organischer Substanzen in Form von CH_4 und CO_2 von $17,5 \text{ MJ/kg}$ (waf) auf ca. $10,5 \text{ MJ/kg}$ (waf) [28]. Allerdings konnte man zeigen, dass durch die Faulung das Volumen um 50% verringert wird und sich auch die Entwässerungseigenschaften des Schlammes verbessern [1]. Ein weiterer Vorteil ist, dass im Falle eines Gebrechens in der Verbrennungsanlage Faulschlamm einfacher zu handhaben ist als nicht stabilisierter Schlamm. In der EU verwenden 68% der Kläranlagen Faulung zur Stabilisierung des Schlammes [35].

1.2.2. Situation in Österreich

Kanalnetz und Kläranlagen

Die EU-Richtlinie 91/271/EWG verlangt von den Mitgliedsländern, dass alle Siedlungsgebiete mit mehr als 2000 EW_{60} ¹ an die Kanalisation angeschlossen werden und dass die geklärten Abwässer die vorgegebenen Grenzwerte (siehe Tabelle 1.2.1) nicht überschreiten. Der Anschlussgrad an das Kanalnetz beträgt in Österreich 91,7%. Ein 100-prozentiger Anschlussgrad ist wegen der zahlreichen Streusiedlungen nicht möglich [5].

Des Weiteren sieht die Richtlinie vor, dass der anfallende Klärschlamm derart zu entsorgen ist, dass die Belastung der Umwelt auf ein Minimum reduziert wird. Die Ausbringung des Klärschlammes in Oberflächengewässer ist verboten.

In Österreich gibt es 1570 Kläranlagen mit einer Gesamtkapazität von 21,06 Mio EW_{60} , wobei der Großteil (86,5%) von Großkläranlagen mit einer Kapazität von über 15000 EW_{60} getragen wird [5]. Die Gesamtreinigungsleistung der österreichischen Kläranlagen ist in Tabelle 1.2 aufgelistet.

¹1 Einwohnerwert (EW_{60}) entspricht der organisch-biologisch abbaubaren Belastung mit einem biochemischen Sauerstoffbedarf in 5 Tagen (BSB_5) von 60 g Sauerstoff pro Tag [5].

Tabelle 1.2.: Reinigungsleistung der kommunalen Kläranlagen 2008 [5]

Reinigungsleistung	
BSB ₅	98%
CSB	94%
Stickstoffe	77%
Phosphate	88%

Klärschlamm Entsorgung

In den 1570 kommunalen Kläranlagen in Österreich sind im Jahr 2007 insgesamt 273.429 t Klärschlamm (Trockensubstanz) angefallen. Diese Zahl wird wegen des Ausbaus des öffentlichen Kanalnetzes in den nächsten Jahren ansteigen. Vermeidungsmaßnahmen im Bereich der Klärschlämme konzentrieren sich hauptsächlich auf die Reduzierung des Schwermetallanteils sowie der endokrinen Substanzen². In Tabelle 1.3 sind die Anteile der verschiedenen Behandlungsarten aufgelistet [6].

Tabelle 1.3.: Klärschlammbehandlung 2006 [6]

	Absolut [t TS]	Relativ [%]
Landwirtschaft	39.480	16
Thermische Behandlung	98.272	39
Sonstige Behandlung	91.930	36
Deponierung	24.914	10

Unter sonstige Behandlung fallen Landschaftsbau und Bauzuschlagsstoff, Kleinmengenabgaben, biotechnische Behandlung, Kompostierung sowie unbekannte Behandlung.

1.3. Möglichkeiten der Klärschlamm Entsorgung

1.3.1. Ausbringung auf Feldern als Düngemittel

Klärschlamm kann auf Feldern zur Düngung und zur Bodenverbesserung verwendet werden und weist wegen seines hohen Stickstoffgehalts besonders gute Düngereigenschaften auf. Die Vorteile der Verwendung von Klärschlamm als Dünger liegen einerseits in der Rückführung des organischen Materials in den Biokreislauf und andererseits ersetzt der Klärschlamm den Kunstdünger, dessen Produktion sehr energieintensiv ist. Bei der Ausbringung auf Feldern ist allerdings darauf zu achten, dass der Schwermetallanteil im

²z.B. Hormone

Klärschlamm nicht zu hoch ist. Ein zu hoher Anteil an Schwermetallen kann dazu führen, dass die Schwermetalle in den Nahrungsmittelkreislauf gelangen. Die Verhinderung der Überbelastung der Böden mit Schwermetallen regelt die EU-Richtlinie 86/278/EWG³ [25].

1.3.2. Deponierung

Die Ablagerung auf Deponien ist besonders in Entwicklungsländern die verbreitetste. Es existieren zwei verschiedene Arten der Lagerung: die Mono- und die Coablagerung. Unter Monoablagerung versteht man die alleinige Deponierung von Klärschlamm, unter Coablagerung versteht man die gemeinsame Ablagerung von Klärschlamm und Hausmüll.

Obwohl der Anteil der Deponierung an der Klärschlammbehandlung im Moment noch sehr groß ist [35], ist zu erwarten, dass dieser Anteil in Zukunft kleiner wird. Gründe dafür sind einerseits technischer und andererseits finanzieller/bürokratischer Natur. Bei der Deponierung ist besonders wichtig, dass der Klärschlamm gut stabilisiert und entwässert ist, um Gas- und Geruchsemissionen sowie Umweltverschmutzung durch Sickerwasser zu vermeiden [10]. Weitere Probleme gibt es bei der Gewinnung neuer Deponien. Die Bewilligungsverfahren für neue Deponien sind sehr langwierig [35] und der Preisvorteil gegenüber der thermischen Verwertung schwindet [14].

1.3.3. Auskippen im Meer

In Europa ist das Auskippen von Klärschlamm in das Meer seit dem 31. Dezember 1998 verboten [12].

1.3.4. Thermische Behandlung

Durch das Verbot der Entsorgung in Gewässern und die Schwierigkeiten bei der Deponierung bzw. der Erschließung von Deponien ist die thermische Entsorgung sehr attraktiv. Der größte Vorteil ist, dass durch die Verbrennung das Volumen der zu deponierenden Reststoffe um 90% reduziert wird und andererseits die dadurch entstandene Asche stabilisiert und frei von toxischen organischen Bestandteilen ist [33]. Dieser Vorteil kommt besonders in städtischen Gebieten, wo wenig Platz für Deponierung zur Verfügung steht und wo besonders auf Geruchsbelästigung geachtet werden muss, zum Tragen. Da getrockneter Klärschlamm in etwa denselben Heizwert wie Braunkohle hat, kann durch

³Richtlinie des Rates vom 12. Juni 1986 über den Schutz der Umwelt und insbesondere der Böden bei der Verwendung von Klärschlamm in der Landwirtschaft (86/278/EWG)

eine Verbrennung außerdem der enthaltene Energieinhalt (bezogen auf den unteren Heizwert) zurückgewonnen werden [29]. Eine Übersicht über die verwendeten Verfahren zur thermischen Verwertung von Klärschlamm wurde von Werther [35] zusammengestellt.

2. Theoretische Grundlagen

2.1. Wirbelschichttechnik, stationäre Wirbelschichten

Im folgenden Abschnitt werden die wichtigsten Grundlagen zur Wirbelschichttechnik in Bezug auf die vorhandene Aufgabenstellung erörtert. Dabei wird auf die Herleitung der genannten Beziehungen verzichtet.

2.1.1. Charakterisierung von Einzelpartikeln und Schüttgütern

Einzelpartikel

Um Einzelpartikel in der Wirbelschichttechnik zu charakterisieren, werden verschiedene Durchmesser verwendet. Das sind [15]:

Siebdurchmesser d_p ist die Seitenlänge eines Quadrates, durch das das Partikel durchpasst.

Volumenbezogener Durchmesser d_v ist der Durchmesser einer Kugel, die dasselbe Volumen wie das Partikel hat.

Oberflächenbezogener Durchmesser d_s ist der Durchmesser einer Kugel, die dieselbe Oberfläche wie das Partikel hat.

Oberflächen/volumenbezogener Durchmesser d_{sv} ist der Durchmesser einer Kugel, die dasselbe Oberfläche/Volumen-Verhältnis wie das Partikel hat.

Um die Abweichung der Partikel von der Form einer Kugel zu beschreiben, wird der Formfaktor Φ verwendet [15]:

$$\Phi = \frac{\text{Oberfläche der volumengleichen Kugel}}{\text{Oberfläche des Partikels}} = \left(\frac{d_v}{d_s}\right)^2 \quad (2.1)$$

Für eine Kugel gilt $\Phi = 1$, für andere Formen liegt Φ im Bereich $0 < \Phi < 1$. Mit Hilfe des Formfaktors kann auch der Zusammenhang zwischen dem in den meisten Formeln verwendete Durchmesser d_{sv} und dem bei der Siebanalyse ermittelten Durchmesser d_p hergestellt werden. Der Zusammenhang lautet für Partikel, die nicht stark von der Form einer Kugel abweichen:

$$d_{sv} \approx \Phi \cdot d_p \quad (2.2)$$

Schüttgüter

Die wichtigsten Kenngrößen für ein Haufenwerk sind:

- Partikelgrößenverteilung d_i, x_i
- Porosität ϵ
- Schüttdichte ρ_p

Bei technisch verwendeten Pulvern hat man es immer mit einer *Partikelgrößenverteilung* zu tun (siehe Abbildung 3.4). Für diese Verteilung ergibt sich ein oberflächen/volumenbezogener mittlerer Durchmesser

$$d_{sv} = \frac{\sum x_i}{\sum \frac{x_i}{d_i}} \quad (2.3)$$

Wurden die Durchmesser der einzelnen Klassen mit Hilfe einer Siebanalyse bestimmt, gilt:

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} \quad (2.4)$$

Für die *Porosität* gilt:

$$\epsilon = \frac{\text{Zwischenkorvolumen}}{\text{Gesamtvolumen}} = \frac{\text{Gesamtvolumen} - \text{Partikelvolumen}}{\text{Gesamtvolumen}} \quad (2.5)$$

Für die *Schüttdichte* gilt:

$$\rho_b = \frac{M}{V_B} \quad (2.6)$$

2.1.2. Ausbildung einer Wirbelschicht

In einem Behälter mit porösem Boden und körnigem Inhalt (Bettmaterial), der von einem Fluid durchströmt wird, können sich je nach Fluidgeschwindigkeit verschiedene Zustände einstellen. Ab einer gewissen Fluidgeschwindigkeit (Lockerungsgeschwindigkeit U_L), bildet sich eine Wirbelschicht, das Bettmaterial beginnt sich fluidähnlich zu verhalten. Ab diesem Punkt ist der Druckabfall über das Bett konstant (siehe Abbildung 2.1). Für den Druckabfall in der Wirbelschicht gilt [15]:

$$\Delta p = (1 - \epsilon) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \cdot H \quad (2.7)$$

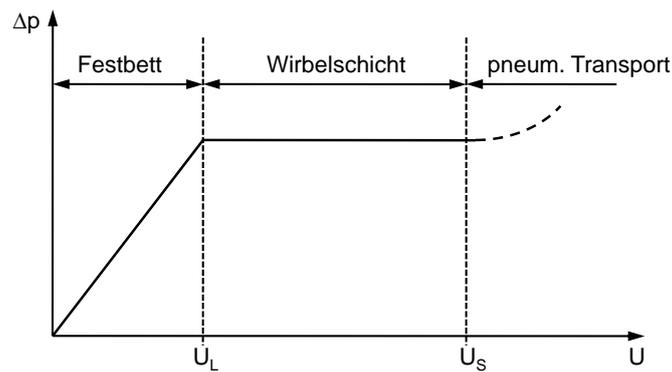


Abbildung 2.1.: Verlauf des Druckverlustes über die Leerrohrgeschwindigkeit

Setzt man den Druckabfall im Festbett und den Druckabfall in der Wirbelschicht gleich, erhält man eine Gleichung zur Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit U_L :

$$\underbrace{\frac{\rho_g \cdot d_{sv}^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\mu^2}}_{Ar} = \underbrace{\frac{150 \cdot (1 - \epsilon_L)}{\epsilon_L^3}}_{C_1} \cdot \underbrace{\frac{\rho_g \cdot d_{sv} \cdot U_L}{\mu}}_{Re_L} + \underbrace{\frac{1,75}{\epsilon_L^3}}_{C_2} \cdot \underbrace{\frac{\rho_g^2 \cdot d_{sv}^2 \cdot U_L^2}{\mu^2}}_{Re_L^2} \quad (2.8)$$

Wie die geschwungenen Klammern bereits andeuten, wird die Gleichung für die Lockerungsgeschwindigkeit meist in der einfacheren Form

$$Ar = C_1 \cdot Re_L + C_2 \cdot Re_L^2 \quad (2.9)$$

verwendet. Dabei gilt für die *Archimedeszahl*:

$$Ar = \frac{\rho_g \cdot d_{sv}^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad (2.10)$$

Und für die *Reynoldszahl* am Lockerungspunkt gilt:

$$Re_L = \frac{\rho_g \cdot d_{sv} \cdot U_L}{\mu} \quad (2.11)$$

Setzt man in Gleichung 2.9 für die Porosität am Lockerungspunkt und den Formfaktor aus Experimenten gewonnene Werte ein, erhält man eine vereinfachte Beziehung zur Berechnung der Lockerungsgeschwindigkeit. Die angenommenen Größen sind in den Konstanten unter der Wurzel enthalten. Die Beziehung für die Lockerungsgeschwindigkeit nach Grace lautet [13]:

$$U_L = \frac{\mu}{\rho_g \cdot d_{sv}} \cdot \left[\sqrt{27,2^2 + 0,0408 \cdot Ar} - 27,2 \right] \quad (2.12)$$

2.1.3. Fluidisierungsregime

Je nach Partikeleigenschaften, Gaseigenschaften und Fluidodynamik stellen sich im Reaktor verschiedene Fluidisierungszustände ein. Tabelle 2.1 fasst sie zusammen [13].

Tabelle 2.1.: Fluidisierungszustände

Fluidisierungszustand	Merkmale
Festbett	Die Partikel bilden ein Festbett und bewegen sich nicht. Das Gas strömt durch die Zwischenräume hindurch.
Blasenfreie Wirbelschicht	Das Bett dehnt sich gleichmäßig und ruhig aus. Die Bettoberfläche ist klar definiert. Es herrschen sehr geringe Druckschwankungen.
Blasenbildende Wirbelschicht	Am Düsenboden bilden sich Gasblasen, die nach oben steigen. Die Bettoberfläche ist noch immer klar definiert. Die Blasengröße steigt mit der Leerrohrgeschwindigkeit.
Stoßende Wirbelschicht	Die Gasblasen füllen den Großteil des Bettquerschnitts aus. Die Bettoberfläche hebt und senkt sich mit den zerplatzenden Blasen.
Turbulente Wirbelschicht	Die Blasenphase stellt die kontinuierliche Phase dar. In der Gasphase finden sich verteilt Feststoffstrahlen vor. Eine Bettoberfläche ist nicht mehr sichtbar.
Schnelle Wirbelschicht	Bettmaterial wird ausgetragen und muss, um die Wirbelschicht aufrechtzuerhalten, wieder in den Reaktor zurückgeführt werden.
Pneumatischer Transport	Es bildet sich kein sichtbares Wirbelbett mehr aus. An den Wänden können sich Partikelstrahlen bilden. Hier wird am meisten Bettmaterial ausgetragen.

2.1.4. Zustandsdiagramm nach Grace

Das Zustandsdiagramm nach Grace ergänzt das Zustandsdiagramm nach Reh [27], in dem die dimensionslosen Kennzahlen einer Wirbelschicht ¹ gegeneinander aufgetragen werden, um Literaturdaten. Dabei wird die dimensionslose Geschwindigkeit $U^* = Re/Ar^{1/3}$ über dem dimensionslosen Partikeldurchmesser $d_p^* = Ar^{1/3}$ aufgetragen.

¹ Für die dimensionslosen Kennzahlen Re (Reynoldszahl), Fr (Froudezahl), Ar (Archimedeszahl) und Ω gilt:

$$Re \equiv \frac{U \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu}; \quad Fr = \frac{U^2}{d_p \cdot g}; \quad Ar = \frac{\rho_g \cdot d_{sv}^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\mu^2}; \quad \Omega = \frac{\rho_g^2 \cdot U^3}{(\rho_p - \rho_g) \cdot g \cdot \mu} \quad (2.13)$$

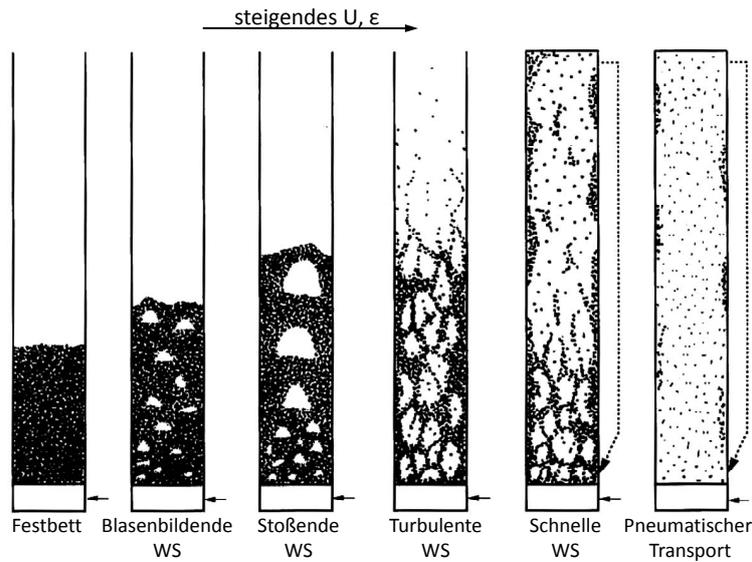


Abbildung 2.2.: Fluidisierungsregime [13]

2.1.5. Blasenbildung und Feststoffdurchmischung in der Wirbelschicht

In Gas/Feststoffwirbelschichten durchströmt nur ein Teil des Fluidisierungsgases die Suspensionsphase. Der restliche Teil passiert das Bett in feststofffreien Gasblasen. Der Anteil des Fluidisierungsgases, der in den Blasen durch die Wirbelschicht strömt ist [15]:

$$\dot{Q}_b = Y \cdot (U - U_L) \cdot A_{Bett} \quad (2.14)$$

Der Faktor Y beschreibt die Abweichung von der Zweiphasentheorie bei Flüssigkeiten, ist eine Funktion der Archimedeszahl und liegt im Bereich $0 < Y < 1$, wobei der Wert von Y mit steigender Archimedeszahl sinkt.

Die Blasen entstehen direkt am Verteilerboden. Wegen des Unterdrucks am unteren Blasenende werden kleinere Blasen von größeren angesaugt, was zu einem Anwachsen der Blasen in Steigrichtung führt [38]. Die Blasen in Wirbelschichten treten als Schirmblasen auf [15].

Die Blasen in der Wirbelschicht sind hauptverantwortlich für die gute Feststoffdurchmischung. Dabei werden die Partikel auf zwei verschiedene Arten transportiert (siehe Abbildung 2.4):

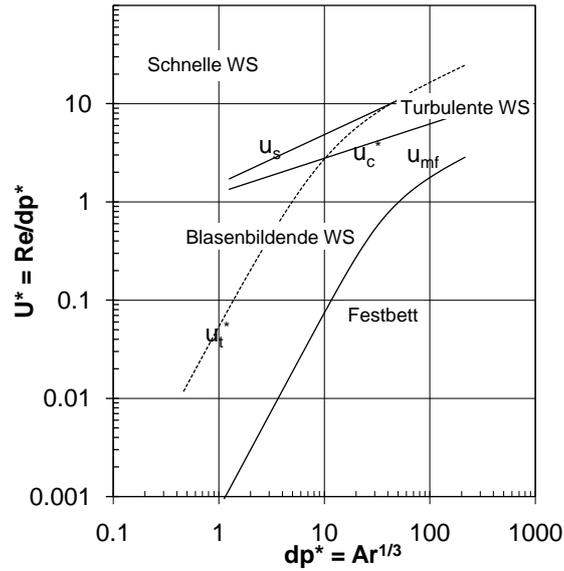


Abbildung 2.3.: Zustandsdiagramm nach Grace

1. Partikel werden im Nachlauf der Blase (*wake*) nach oben transportiert. Gelangt die Blase an die Bettoberfläche, zerplatzt sie und die Partikel im Nachlauf werden zur Seite geschleudert. Während des Aufstiegs der Blase kann es vorkommen, dass Partikel „verloren“ gehen. Dieses Phänomen wird *wake shedding* genannt und führt zu einer horizontalen Durchmischung.
2. In der Schleppe (*drift*) werden die Partikel nur vertikal durchmisch.

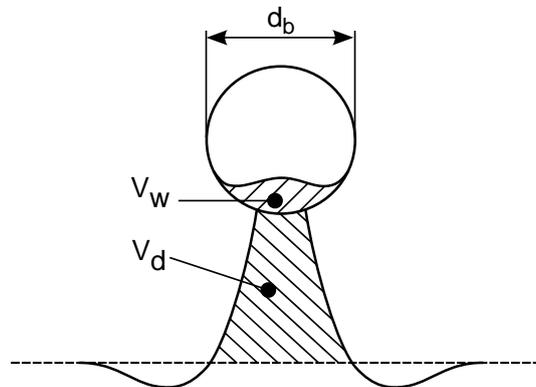


Abbildung 2.4.: Mechanismen des Partikeltransports in einer Wirbelschicht

In der Wirbelschicht bilden sich Zonen aus, in denen die Blasen bevorzugt aufsteigen, und solche, in denen sie nur vereinzelt auftreten. Dabei wird das Bettmaterial in den Zonen mit hoher Blasendichte im *wake* bzw. im *drift* nach oben transportiert und gelangt in

den Zonen mit niedriger Blasendichte wieder nach unten [15].

Um Aussagen über die Durchmischung in der Wirbelschicht zu treffen, wird der Feststoffzirkulationsstrom J berechnet. Dabei werden die Volumen von *wake* und *drift* ins Verhältnis zum Blasenvolumen gesetzt (siehe Abbildung 2.4). Es gilt [15]:

$$\beta_w = \frac{V_w}{V_b}; \quad \beta_d = \frac{V_d}{V_b} \quad (2.15)$$

Für Quarzsand sind häufig verwendete Werte $\beta_w = 0,25$ und $\beta_d = 0,35$.

Die Beziehung für den Feststoffzirkulationsstrom lautet [15]:

$$J = \rho_p \cdot (1 - \epsilon_L) \cdot Y \cdot (U - U_L) \cdot (\beta_w + 0,38 \cdot \beta_d) \quad (2.16)$$

Somit lässt sich die Zeit t_U , die zur kompletten Umwälzung des Bettmaterials benötigt wird, berechnen:

$$t_U = \frac{M}{J \cdot A_{Bett}} \quad (2.17)$$

2.2. Mechanismen bei der Klärschlammverbrennung

Klärschlamm unterscheidet sich sowohl in der Zusammensetzung als auch im Verhalten während der Verbrennung stark von Kohle. Die Unterschiede sind [35]:

- Mechanisch entwässerter Klärschlamm hat noch immer einen Wassergehalt von 70-80 gew%. Der daraus resultierende niedrige Nettoheizwert führt dazu, dass Stützbrennstoffe zur Verbrennung benötigt werden.
- Während des Trocknungsprozesses, wenn der Klärschlamm einen Wassergehalt von ca. 50-70 gew% hat, kann es durch die Klebrigkeit zu Problemen bei der Förderung kommen.
- Der Ascheanteil der Trockensubstanz beträgt bis zu 50 gew%. Des Weiteren finden sich die Schwermetalle aus dem Klärschlamm auch in der Asche wieder, was die Endlagerung problematisch macht.

- Andere, im Klärschlamm enthaltene, giftige Stoffe, wie z.B. Chlor, Schwefel, Dioxine oder Furane müssen aufwendig aus dem Rauchgas gewaschen werden.
- Etwa 80 gew% der Trockensubstanz sind flüchtige Bestandteile und nur etwa 10 gew% des Kohlenstoffes liegen in gebundener Form vor und werden als Koks verbrannt.
- Die Zusammensetzung und die chemischen Eigenschaften des Klärschlammes sind nicht konstant, sondern variabel und schwanken je nach Jahreszeit und Witterung (siehe Abschnitt 3.1).

Die folgenden Punkte beschreiben die einzelnen Abschnitte, die ein großes Klärschlamm-partikel während der Verbrennung durchläuft.

2.2.1. Trocknung

Experimente zeigen, dass die Trocknungskurve von Klärschlamm, anders als z.B. bei Kohle, zwei Knickpunkte aufweist. Der Trocknungsprozess wird dadurch in drei Zonen unterteilt (siehe Abbildung 2.5). Während dieser drei Phasen durchläuft der Klärschlamm auch verschiedene physikalische Stadien. Da es in der klebrigen Zone Probleme mit der Förderung gibt (der Schlamm fließt nicht mehr frei), kann der Klärschlamm nicht in einem Schritt getrocknet werden [36].

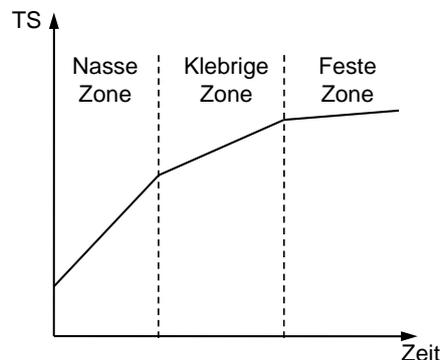


Abbildung 2.5.: Verschiedene Zonen der Klärschlamm-trocknung

2.2.2. Entgasung und Verbrennung der flüchtigen Bestandteile

Unter Entgasung versteht man die thermische Zersetzung der kohlestoffhaltigen Substanzen und die anschließende Freisetzung der flüchtigen Bestandteile.

Im Gegensatz zu Steinkohle beginnt der Entgasungsprozess bei Klärschlamm schon bei relativ geringen Partikeltemperaturen von 100-150 °C [20]. Vesilind und Ramsey [33] haben den Heizwert von Klärschlamm bei verschiedenen Trocknungstemperaturen bis 400 °C gemessen. Dabei war der Heizwert der getrockneten Proben bis 150 °C nahezu konstant. Ab 150 °C begann der Heizwert stark zu fallen und bei 400 °C hatten die Proben keinen Heizwert mehr. Diese Ergebnisse deuten ebenfalls auf Beginn der Entgasung bei niedrigen Temperaturen hin. Durch die niedrigen Temperaturen, bei denen die Entgasung stattfindet, dauert der Entgasungsvorgang bis zu drei mal so lange wie bei Steinkohle [36, 23].

Versuche von Werther et al. [36] und Borodulya et al. [8] haben gezeigt, dass im Gegensatz zu Kohle Trocknung und Entgasung bei Klärschlamm parallel ablaufen. Die Resultate von Borodulya zeigen, dass die Entgasung beginnt, wenn erst 40% des Wassers verdampft sind.

Analysen der Gaszusammensetzung haben gezeigt, dass die Flüchtigen hauptsächlich aus H_2 , CO , CO_2 und C_xH_y bestehen. Den Hauptanteil (zusammen 60-80 gew%) stellen dabei CO und die Kohlenwasserstoffe [2, 17, 18, 19]. Wie groß der Anteil der einzelnen Bestandteile ist, hängt stark von der Temperatur, bei der der Pyrolysevorgang stattfindet, ab. Dabei steigt der CO -Anteil mit der Temperatur auf Kosten des C_xH_y -Anteils. Bei einer Temperatur von 760 °C besteht das Pyrolysegas aus 3,2 gew% H_2 , 15,39 gew% CO_2 , 43,43 gew% CO und 31,12 gew% C_xH_y [2]. Des Weiteren erhöht sich mit der Temperatur auch der Anteil des Gesamtkohlenstoffs in den Flüchtigen. Bei 700 °C befinden sich bereits 70-80 gew% des Gesamtkohlenstoffs in den Flüchtigen [34].

2.2.3. Koksabbrand

Experimente von Ogada und Werther [34] haben gezeigt, dass die Verbrennung des Klärschlammes durch den hohen Anteil an Flüchtigen von der Entgasung und Verbrennung der Flüchtigen bestimmt wird. Die Versuche haben auch gezeigt, dass die Charakteristik der Verbrennung von Klärschlamm sehr stark mit der Verbrennung eines Propan-Luft-Gemisches übereinstimmt. Man kann daher sagen, dass der Koksabbrand bei der Beschreibung der Verbrennung eine untergeordnete Rolle einnimmt.

2.3. Thermische Behandlung von Klärschlamm in Wirbelschichtfeuerungen

Bei der Verbrennung von Klärschlamm in Wirbelschichten sind i.d.R. stationäre Wirbelschichten im Einsatz. Dabei ist eine rein mechanische Entwässerung des Schlammes (der

Schlamm bleibt dabei an der Grenze zwischen nasser und klebriger Zone, siehe Abbildung 2.5) ausreichend. Da der Wassergehalt mit ca. 70 gew% relativ hoch ist, ist eine autotherme Verbrennung nicht möglich und es wird hochkalorischer Stützbrennstoff benötigt, um das Wasser zu verdampfen.

Was das Verhalten des Schlammes nach dem Beschicken betrifft, wurden verschiedene Phänomene beobachtet. Ruoss [30] und Ogada und Werther [34] beobachteten, dass der Klärschlamm im Bett in kleinere Partikel zerteilt wird. Ruoss [30] sagt, dass die großen Partikel nach der Beschickung auf den Düsenboden sinken und anschließend zerrissen werden. Wirsum [37] hingegen beobachtete, dass der Klärschlamm während der Verbrennung seine Form beibehält.

2.3.1. Trocknung und Entgasung

Wie die Versuche von Werther und Ogada [34] gezeigt haben, laufen Trocknung und Entgasung bei der Verbrennung von Klärschlamm in Wirbelschichten parallel ab. D.h., dass unmittelbar nach der Beschickung sowohl der Trocknungs- als auch der Entgasungsprozess beginnen.

Da es direkte Auswirkungen auf die Betttemperatur hat, stellt sich bei der Verbrennung in einer Wirbelschicht vor allem die Frage, wo die Entgasung stattfindet und wo die Flüchtigen verbrennen.

Entscheidend dafür ist neben der Zeit, die für eine komplette Durchmischung des Bettmaterials benötigt wird, die Zeit, die für die Entgasung und die anschließende Verbrennung der Flüchtigen benötigt wird [24, 4, 7, 34]. Dadurch ergeben sich zwei Szenarien:

- Ist die Durchmischungszeit viel kleiner als die Zeit die für Entgasung und Verbrennung der Flüchtigen benötigt wird, findet die Entgasung über die komplette Bettzone verteilt statt [4, 7].
- Ist die Durchmischungszeit viel größer als die Zeit, bis die Entgasung abgeschlossen ist, findet die Entgasung lokal an der Stelle der Schlammaufgabe statt [24].

In großtechnischen Anlagen liegt die Partikelgröße des Schlammes zwischen 100 und 300 mm. Die daraus resultierende lange Trocknungs- und Entgasungszeit führt dazu, dass die Flüchtigen gleichmäßig im Wirbelbett entgasen. Dabei macht es keinen Unterschied, ob der Schlamm direkt in das Bett oder über dem Bett eingebracht wird [22].

2.3.2. Verbrennung der flüchtigen Bestandteile

Anders als bei der Verbrennung von Kohle liegt die Freeboardtemperatur bei der Verbrennung von Klärschlamm in Wirbelschichten bis zu 200 °C über der Betttemperatur. Dieser Temperaturunterschied deutet daraufhin, dass ein Teil der Flüchtigen nicht im Bett, sondern im Freeboard verbrennt.

Ogada und Werther [34] haben die Verbrennung der Flüchtigen in einer Wirbelschicht untersucht. Dabei wurden die Konzentrationen von CO , CO_2 , O_2 und C_xH_y über die Reaktorhöhe gemessen. Nimmt man die Konzentration von CO und C_xH_y als Hinweis für den Ort der Verbrennung, zeichnet sich folgendes Bild:

- Die Spitzenwerte der Konzentrationen wurden im Wirbelbett gemessen.
- Auch in der Splashzone bzw. im Freeboard wurden erhöhte CO - und C_xH_y -Konzentrationen gemessen.

Für die erhöhten Konzentrationen gibt es zwei mögliche Gründe [9]:

- Die Verbrennung findet hauptsächlich in der Suspensionsphase statt, da die Entzündung in der Blasenphase höhere Temperaturen erfordern würde. Die Flüchtigen in der Blasenphase erreichen die Bettoberfläche also, ohne ausgebrannt zu sein.
- Das Bettmaterial hat einen löschenden Effekt auf die Flüchtigen. Die Flüchtigen in der Emulsionsphase erreichen die Bettoberfläche somit unverbrannt.

2.3.3. Koksabbrand im Wirbelbett

Ein kinetisches Modell, das die Verbrennung in einer Wirbelschicht beschreibt, wurde von Werther [35] aufgestellt. Die für den Koksabbrand benötigte Zeit ist länger als die Zeit, die zur Entgasung und Verbrennung der Flüchtigen benötigt wird. Des Weiteren tritt der Koks in kleinen Partikeln auf und ist gut im Wirbelbett verteilt.

3. Anlagenbeschreibung und Methodik der Datenerfassung

3.1. Anlagenschema und Beschreibung des Prozesses

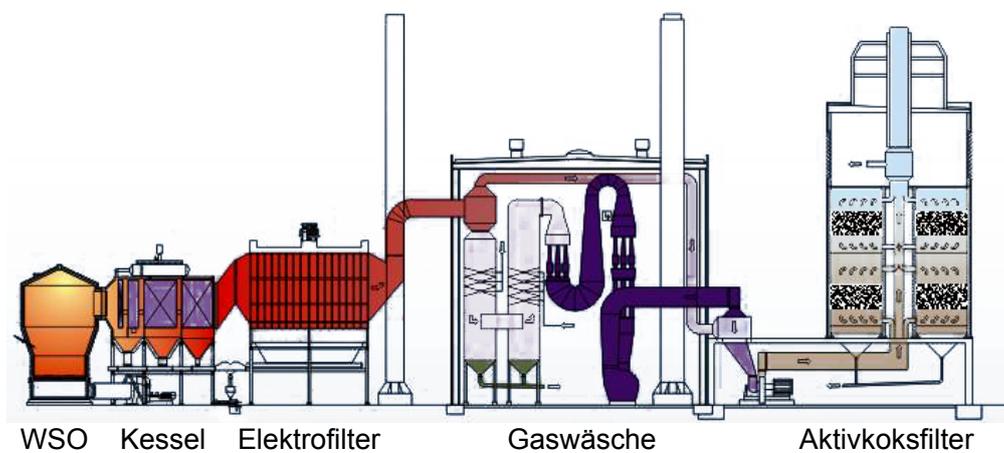


Abbildung 3.1.: Verfahrensschema der Anlage

Bei der Klärschlammverbrennung werden die folgenden Prozessabschnitte durchlaufen (siehe Abbildung 3.1):

- Der Dünnschlamm wird von der HKA übernommen und in Zentrifugen mechanisch entwässert.
- Nach der Schlammaufbereitung wird der Dickschlamm gemeinsam mit den benötigten Stützbrennstoffen in der Wirbelschicht verbrannt.
- Nach dem Kessel wird das abgekühlte Rauchgas gereinigt.

Die Rauchgasreinigung gliedert sich in die folgenden Abschnitte:

- Im Elektrofilter wird die Flugschasche mit einem Abscheidegrad von 99,5 % abgetrennt.

- In der vierstufigen Rauchgaswäsche werden HCl, HF, SO₂, Schwermetalle und Reststaub aus dem Rauchgas entfernt.
- Im Aktivkohlefilter werden Dioxine, Furane, Quecksilber, HCl, SO₂ und Reststaub abgeschieden.
- In der Entstickungsanlage (DeNOx-Anlage) werden mit einem keramischen Katalysator Stickoxide aus dem Rauchgas entfernt.

3.1.1. Klärschlammaufbereitung

Die Klärschlammaufbereitung findet in zwei Schlammtrakten statt, wobei die untersuchte Wirbelschicht durch Schlammtrakt 1 versorgt wird.

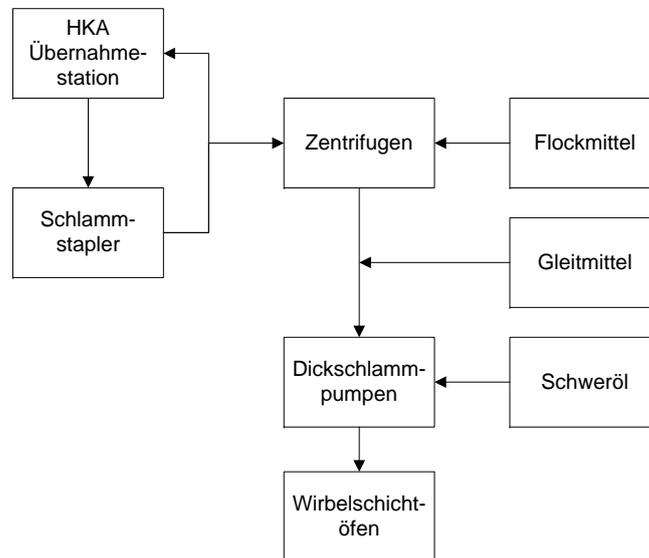


Abbildung 3.2.: Schlammaufbereitung

Der Frischschlamm wird von der HKA mit 3,5 %TS (Jahresmittelwert) übernommen und in zwei Schlammstaplern mit einem Fassungsvermögen von 3000 m³ zwischengespeichert. Anschließend wird der Dünnschlamm mit Exzentrerschneckenpumpen aus einer Ringleitung zum Schlammtrakt gefördert. Nach der Mischung mit dem Flockmittel kommt der Dünnschlamm in die Zentrifugen.

Pro Schlammtrakt gibt es 14 Zentrifugen, von denen immer acht in Betrieb sind. Jede Zentrifuge bewältigt einen Durchsatz von 25-30 m³/h Dünnschlamm, wobei der Dickschlamm die Zentrifugen mit ca. 29 %TS verlässt. Das Zentrat hat nach den Zentrifugen < 0,5%TS und wird wieder zurück in die Kläranlage gepumpt. Nach den Zentrifugen

wird der Dickschlamm mit Gleitmittel versetzt, um die Förderbarkeit zu erhöhen. Über Dickstoffpumpen erfolgt die Förderung zu den Wirbelschichtöfen. In den Dickstoffpumpen findet auch die Mischung mit dem Schweröl statt.

3.1.2. Eckdaten der Anlage

Geometrische Daten

Bei der untersuchten Anlage handelt es sich um eine im Jahr 1979 errichtete *Copeland*-Wirbelschicht. In Abbildung 3.3 sind die wichtigsten Abmessungen des Reaktors zusammengefasst. Die Feedstelle für den Klärschlamm befindet sich auf ca. zwei Drittel der Betthöhe. Die festen Stützbrennstoffe werden oberhalb des Wirbelbettes in den Reaktor eingebracht.

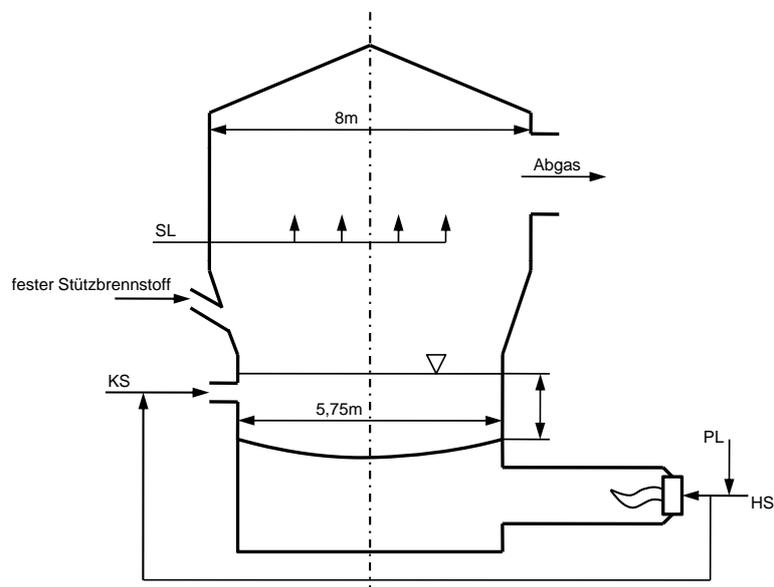


Abbildung 3.3.: Untersucher Wirbelschichtreaktor

Partikeldaten

Als Bettmaterial ist in der untersuchten Anlage Quarzsand im Einsatz. In Tabelle 3.1 ist die Korngrößenverteilung aufgelistet und in Abbildung 3.4 grafisch aufbereitet. Die Verteilung wurde mittels Siebanalyse bestimmt. In Tabelle 3.2 sind die wichtigsten Partikeldaten zusammengefasst.

Tabelle 3.1.: Korngrößenverteilung des Bettmaterials

Korngrößenbereich [mm]	Gewichtsanteil [%]
2,000 – 3,000	1,37
1,600 – 2,000	9,51
1,400 – 1,600	9,00
1,250 – 1,400	8,57
1,000 – 1,250	20,54
0,800 – 1,000	17,45
0,600 – 0,800	17,45
0,500 – 0,600	7,03
0,350 – 0,500	5,39
0,250 – 0,350	2,23
0,180 – 0,250	0,90
0,125 – 0,180	0,23
0 – 0,125	0,33

Tabelle 3.2.: Partikeldaten

Größe	Wert	Einheit
d_p	801	μm
d_{sv}	721	μm
Φ	0,9	-
ρ_b	1354	kg/m^3
ρ_p	2640	kg/m^3

3.1.3. Fluidisierungszustand

Bei der untersuchten Anlage handelt es sich um eine blasenbildende Wirbelschicht. In Abbildung 3.5 ist der momentane Fluidisierungszustand im Diagramm nach Grace (siehe Abschnitt 2.1.4) eingetragen. Tabelle 3.3 fasst die wichtigsten Fluidisierungsdaten zusammen (Werte für Luft bei 750 °C). Für die Lockerungsgeschwindigkeit gilt $U_L = 0,24 m/s^1$.

3.1.4. Verwendete Brennstoffe und Betriebsweise

Wie in Abschnitt 2.2 erwähnt ist eine autotherme Verbrennung des Klärschlammes nicht möglich, sondern der Einsatz von Stützbrennstoffen nötig, um das im Klärschlamm enthaltene Wasser zu verdampfen. In der untersuchten Anlage der Fernwärme Wien sind die folgenden Stützbrennstoffe im Einsatz:

¹Der Wert wurde während des An- bzw. Abfahrens der Wirbelschicht ermittelt

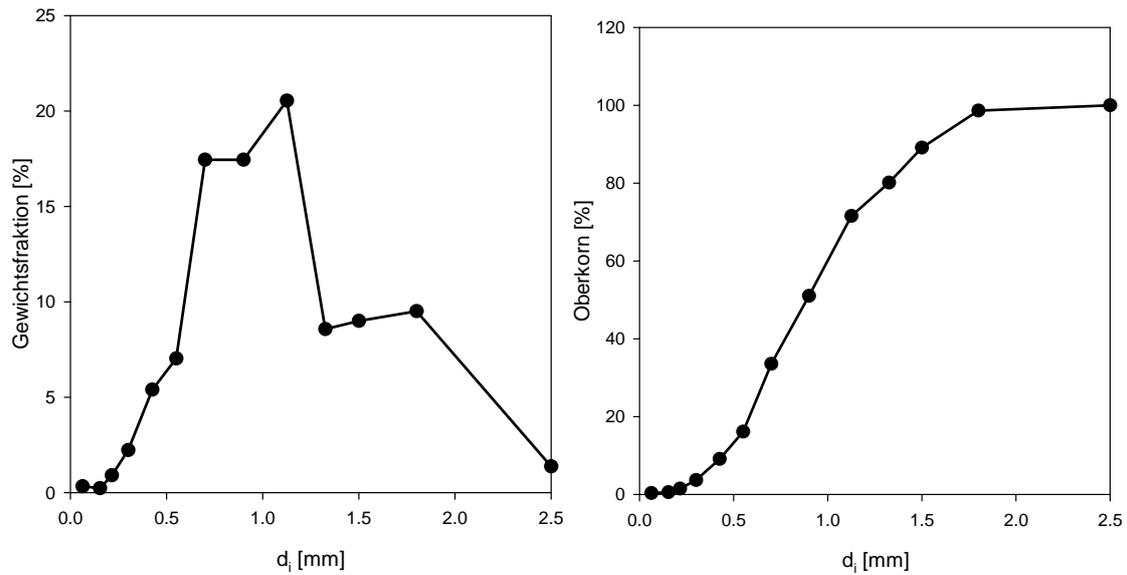


Abbildung 3.4.: Korngrößenverteilung des Bettmaterials

Tabelle 3.3.: Fluidisierungsdaten

Größe	Wert	Einheit
μ_{Luft}	$36,62 \cdot 10^{-6}$	$Pa \cdot s$
ρ_{Luft}	0,4502	kg/m^3
U_L	0,24	m/s
Ar	3257	-
Re_p	8,878	-
U^*	0,599	-
d_p^*	14,823	-

- Heizöl Schwer
- Getrocknete Klärschlamm pellets
- Tiermehl
- Aufbereitete Kunststoffe
- Rechengut aus der Rechengutanlage der HKA

Das Schweröl wird dabei zum Aufwärmen der Primärluft verwendet und zusätzlich als Zusatzbrennstoff in das Wirbelbett eingebracht. Steht einer der restlichen Stützbrennstoffe zur Verfügung, wird versucht das benötigte Schweröl im Wirbelbett direkt durch

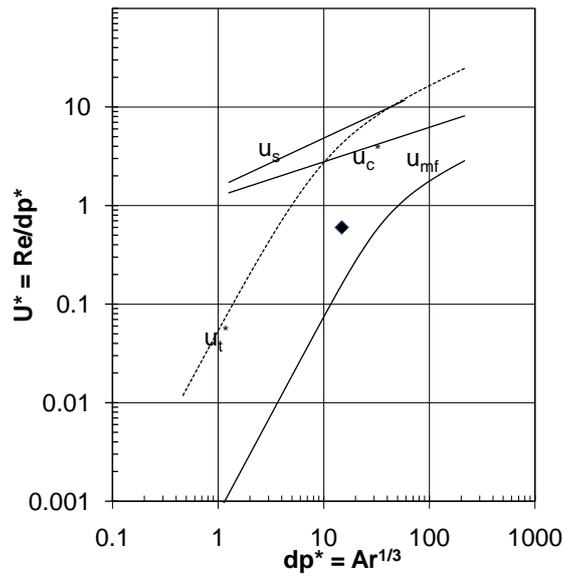


Abbildung 3.5.: Fluidisierungszustand der untersuchten Anlage

einen der anderen Stützbrennstoffe zu ersetzen. In Tabelle 3.4 sind die Durchsätze zusammengefasst.

Tabelle 3.4.: Brennstoffdurchsätze der untersuchten Anlage

Brennstoff	Tagesdurchsatz
Dickschlamm	ca. 200 t
Heizöl Schwer Bett	6-7 t
Heizöl Schwer LUVO	7 t
Heizöl Schwer gesamt	13-14 t
Tiermehl	15-20 t

Die Zusammensetzung und die Eigenschaften des Klärschlammes ändern sich ständig. In Abbildung 3.6 und 3.7 sind der Verlauf des TS-Gehalts und des Heizwerts für das Jahr 2007 dargestellt. Wie man sehen kann, schwanken die Werte sehr stark.

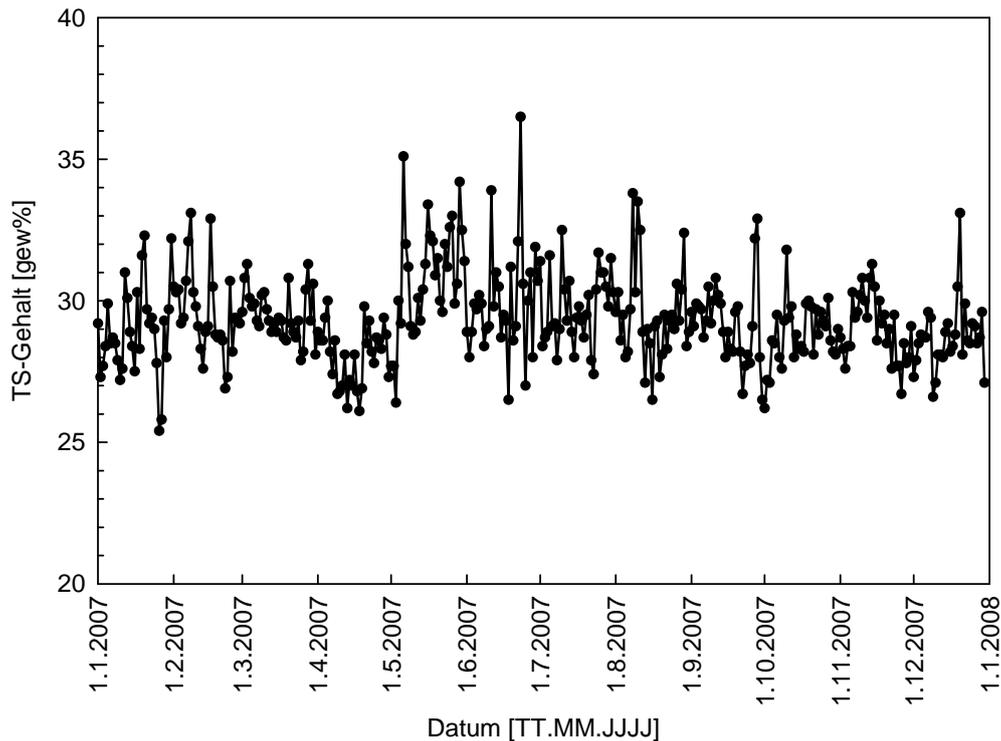


Abbildung 3.6.: TS-Gehalt im Dickschlamm im Jahr 2007

3.2. Bilanzierung der Anlage

Mit dem verwendeten Simulationsprogramm IPSEpro (siehe Abschnitt 4.1) können nur stationäre Betriebspunkte abgebildet werden. Zur Abbildung des Anlagenbetriebs werden daher arithmetische Mittelwerte verwendet, die über einen Zeitraum gebildet werden, in dem keine Anlagenstörungen auftreten und sich keine Betriebsparameter wesentlich ändern.

3.2.1. Schlamm Bilanzierung

Eine direkte Messung der in den Ofen eingebrachten Dickschlammmenge ist nicht möglich. Der im Prozessleitsystem angegebene Wert ist aus dem Kolbenhub und der Drehzahl der Dickschlammumpen errechnet². Zur Bilanzierung der umgesetzten Schlammengen wird daher der Umweg über die genauere Messung der Dünnschlammengen gegangen. Dazu wird die Massenbilanz über die Schlammaufbereitung gebildet (Abbildung 3.8).

²Laut Betriebspersonal sind diese Werte sehr ungenau, da der Hubraum der Kolbenpumpe beim Fördern des Schlammes nicht komplett mit Dickschlamm gefüllt wird.

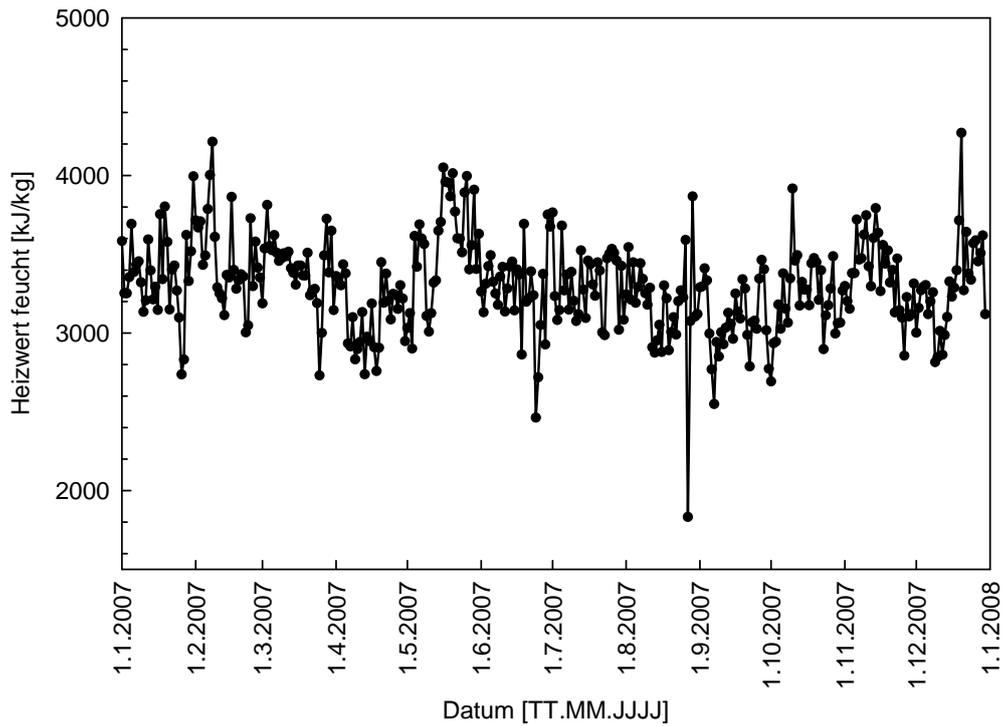


Abbildung 3.7.: Heizwert des Dickschlammes im Jahr 2007

Mit den gemessenen Werten Dünnschlammmenge, TS Dünnschlamm, TS Entwässerter Schlamm und TS Zentrat kann somit die Dickschlammmenge berechnet werden. Es ergeben sich die folgenden Zusammenhänge:

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

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

Und es folgt:

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

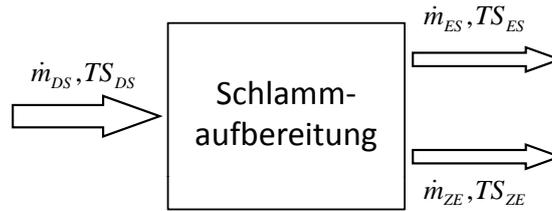


Abbildung 3.8.: Bilanzierung der Schlammengen

3.2.2. Bilanzierung des Reaktors

Die Daten für den Wirbelschichtofen und den Kessel erhält man direkt aus dem Prozessleitsystem. Für die festen Stützbrennstoffe gibt es wegen fehlender Durchsatzmessungen keine belastbaren Daten. Die Mengen lassen sich nur über größere Zeiträume (Wochen, Monate) über die angelieferten Mengen bestimmen und sind daher für die vorgesehenen Auswertungen nicht zweckmäßig.

3.2.3. Methode der gewichteten Mittelwerte

Zur Bilanzierung des Prozesses muss mit drei verschiedenen Prozessleitsystemen gearbeitet werden. Die Leitsysteme liefern die Messwerte zu unterschiedlichen Zeitpunkten und in unterschiedlichen Intervallen. Um die Daten anschaulich vergleichen zu können, werden sie mit Hilfe von gewichteten Mittelwerten auf eine neue Zeitachse transformiert. Der Wert x_k zum Zeitpunkt k errechnet sich aus den Werten n Werten x_i mit $i = 1 \dots n$ wie folgt:

$$\tilde{x}_k = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \cdot g(t_i, t_k)}{\sum_{i=1}^n g(t_i, t_k)} \quad (3.4)$$

mit der Gewichtungsfunktion

$$g(t_i, t_k) = e^{-\frac{1}{T} \cdot |t_i - t_k|}. \quad (3.5)$$

4. Modellierung des Prozesses

4.1. Simtech IPSEpro

IPSEpro (Integrated Process Simulation Environment) ist ein von der Firma Simtech für den Anlagenbau entwickeltes Fließbildsimulationsprogramm. Mit Hilfe des Fließbildes wird ein stationäres, nicht lineares Gleichungssystem aufgestellt, das in Gruppen unterteilt und anschließend mit dem Newton-Raphson-Algorithmus in einem Schritt gelöst wird.

Abbildung 4.1 illustriert die Zusammenarbeit der einzelnen Softwarekomponenten. Mit Hilfe des Model Development Kits werden die benötigten Apparate und Komponenten erstellt. Dazu werden die beschreibenden physikalischen und chemischen Gleichungen verwendet. Im vorliegenden Fall sind diese Gleichungen im Wesentlichen Massen- und Energiebilanzen. Die erstellten Komponenten werden in sogenannten Modellbibliotheken zusammengefasst und bilden gemeinsam mit den Stoffdatenbanken die Grundlage für die Berechnungen.

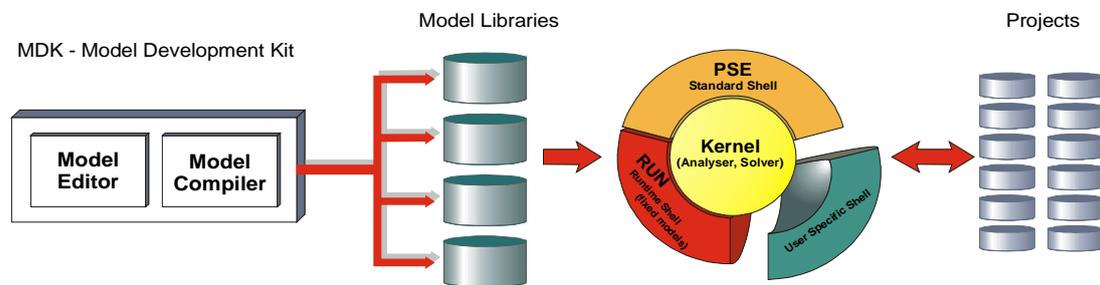


Abbildung 4.1.: Funktionsweise von IPSEpro [31]

Den für den Benutzer sichtbaren Teil der Software bildet die Anwenderoberfläche PSE (Process Simulation Environment). Hier werden die Fließbilder mit den Apparaten und Komponenten aus den Modellbibliotheken zusammengestellt, aus denen wiederum das zu lösende Gleichungssystem erstellt wird. Bei der Erstellung der Fließbilder werden drei verschiedene Arten von Modellen verwendet [31]:

Units Die Units stellen die Knoten im Fließbild dar. Sie sind die eigentlichen Anlagen-

teile, in denen die verschiedenen Parameter gesetzt und verändert werden.

Connections Die Connections sind die Verbindungen zwischen den einzelnen Units und transportieren die benötigten Informationen wie z.B. Temperatur, Druck, Massen- und Volumenströme.

Globals Globals sind im Fließbild nicht sichtbar. Hier werden Informationen gespeichert, die von mehreren Objekten verwendet werden. Ein typisches Beispiel dafür ist die chemische Zusammensetzung eines Stoffes.

Das Fließbild, die Simulationsparameter und die Startwerte der Variablen sind in den Projektdateien abgelegt.

4.1.1. Die PGP-Lib

Die PGP-Lib (*Pyrolysis and Gasification Process Library*) wurde an der TU WIEN in Zusammenarbeit mit SimTech entwickelt. Sie baut auf der ebenfalls an der TU WIEN entwickelten BG-Lib (*Biomass Gasification Library*) [26] auf und hat diverse Vorteile gegenüber der Standardbibliothek APP-Lib (*Advanced Powerplant Library*):

- Die Einführung zusätzlicher Gaskomponenten ist möglich, da die Stoffwertberechnung in einer eigenen Stoffdatenbank erfolgt.
- Gas- und Feststoffströme können mit Staub, Koks und Teer beladen werden.
- Der komplette, kommentierte Quellcode ist verfügbar.
- Die Struktur der Bibliothek ist transparent und somit leicht erweiterbar.

4.1.2. Messdatenvalidierung mit PSValidate

Liegt ein bereits bestimmtes System vor, bei dem zusätzliche Messwerte zur Verfügung stehen, die das System überbestimmen, können diese zusätzlichen Messwerte dazu genutzt werden, statistische Aussagen über die Qualität der einzelnen Messwerte zu treffen. Mit dem Programmteil PSValidate von IPSEpro ist es möglich, solche überbestimmten Systeme zu lösen.

Dabei wird das überbestimmte System mit Hilfe der Methode der Lagrange-Multiplikatoren in ein erweitertes bestimmtes System übergeführt und anschließend mit dem Newton-Raphson-Verfahren gelöst. Zur Lösung des überbestimmten Systems wird die Methode

der minimalen Fehlerquadrate benutzt. Jedem Messwert wird eine Toleranz zugeordnet, die die Steifigkeit der Veränderung des jeweiligen Messwerts bestimmt. Die Minimierungsaufgabe lautet:

$$\sum_i \left(\frac{a_i - \bar{a}_i}{tol_{a_i}} \right)^2 \rightarrow Min \quad (4.1)$$

4.2. Modellierung der untersuchten Wirbelschichtfeuerung

Um die vorhandene Anlage abzubilden, wurde ein Modell in IPSEpro erstellt. Das Modell beruht ausschließlich auf Massen- und Energiebilanzen und berücksichtigt somit keine fluiddynamischen Phänomene. In das Modell wurden die Luftvorwärmung inkl. Brennstoffzufuhr, die Wirbelschichtfeuerung und die Dampferzeugung inkludiert. Auf die Abbildung der Rauchgasreinigung wurde verzichtet. Abbildung 4.2 zeigt das IPSEpro-Fließbild.

Wie in der Einleitung erwähnt, ist ein wesentlicher Parameter bei einer effektiven Verbrennung des Klärschlammes der Ort der Verbrennung der Flüchtigen und dadurch die Wärme-freisetzung im Wirbelbett. Um diesen Parameter beurteilen zu können, wurde der Reaktor in zwei Teilbereiche unterteilt: das Wirbelbett und den darüber liegenden Freiraum. Im Wirbelbett finden die Trocknung, Entgasung und teilweise Verbrennung des Brennstoffgemisches mit der vorgewärmten Primärluft statt. Im Freeboard werden die Flüchtigen durch Zugabe der Sekundärluft verbrannt. Beide Abschnitte werden durch ein Brennkammermodell dargestellt (siehe Abschnitt 4.2.1). Die Flüchtigen werden als CO modelliert. Der Kessel wurde als eine Kombination aus zwei Gas/Wasser-Wärmetauschern abgebildet.

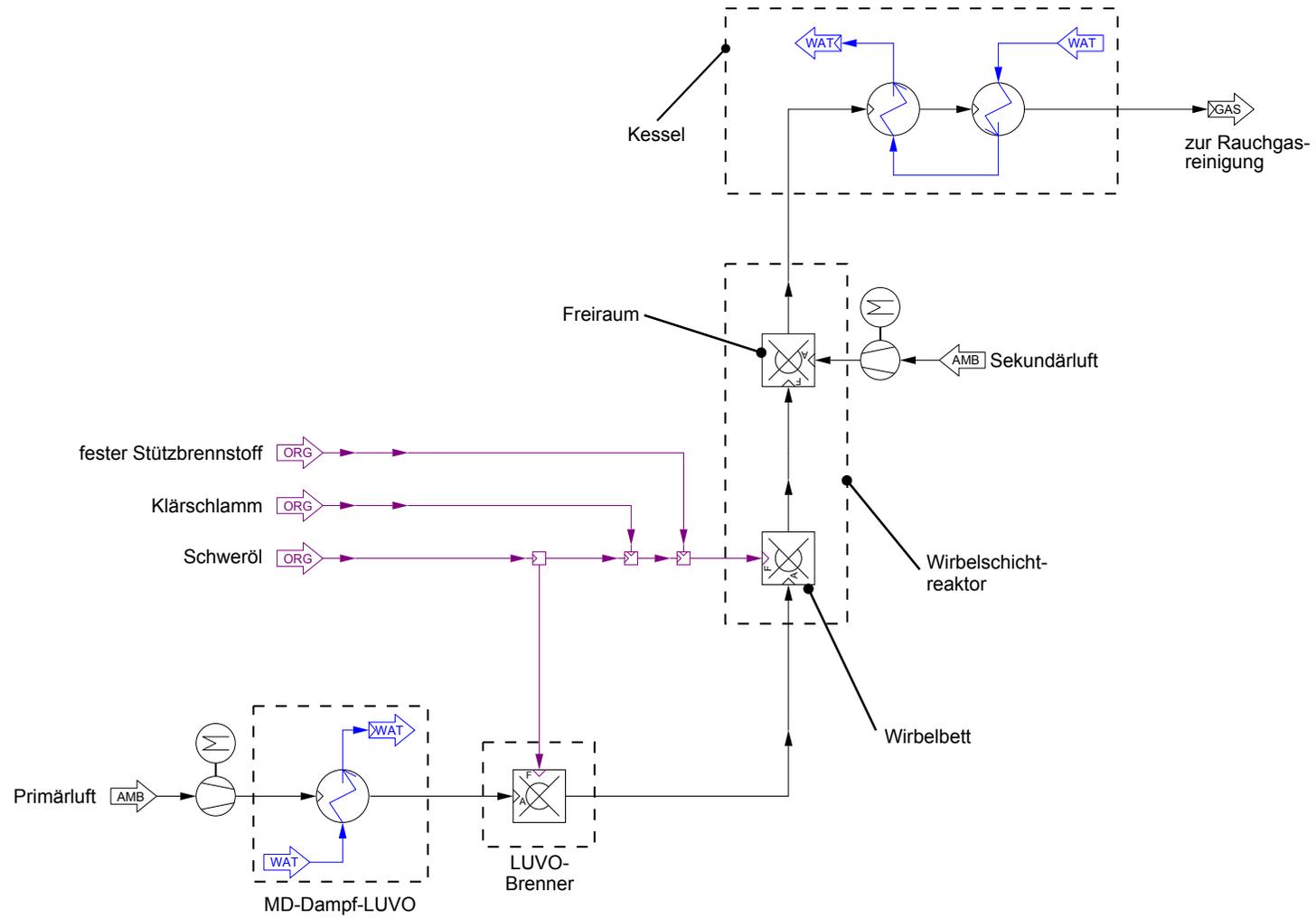


Abbildung 4.2.: IPSEpro Modell der untersuchten Anlage

4.2.1. Das Wirbelbettmodell in IPSEpro

Das Modell für das Wirbelbett basiert auf dem Brennkammermodell der *PGP-Lib*. In der Brennkammer (siehe Abbildung 4.3) werden Gase oder organische Brennstoffe mit Sauerstoff oxidiert, um Wärme freizusetzen. Die bei der Oxidation entstehende Energie ist in der fühlbaren Wärme im Abgasstrom enthalten.

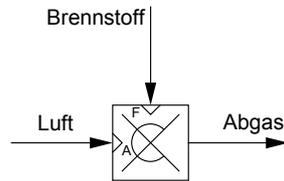


Abbildung 4.3.: Darstellung der Brennkammerunit in IPSEpro

Massenbilanz

Die Massenbilanz wird in der Brennkammer, da chemische Reaktionen ablaufen, auf Elementbasis (C, H, O, N, S, Cl) formuliert. Dabei gibt es die folgenden Ströme (siehe Abbildung 4.3) [26]:

Brennstoff Bei einem organischen Brennstoffstrom sind das wasser- und aschefreie organische Substanzen sowie das Wasser des Brennstoffes. Bei einem Gasbrennstoffstrom sind das der Trägerstrom sowie organische Beladungen (Koks, Teer).

Luft Der Luftstrom

Abgas Der gasförmige Abgasstrom

Im Brennstoffstrom enthaltene anorganische Feststoffe (Asche oder Staub) werden als inert betrachtet. Es ist also nur eine Bilanz der Verbindungen notwendig [26].

Energiebilanz

Die Energiebilanz wird mit Hilfe der spezifischen konventionellen Enthalpien nach Baehr [3] formuliert, wodurch die Energiefreisetzung durch die Verbrennungsreaktion automatisch berücksichtigt wird. Sie lautet:

$$\sum_i \dot{m}_i \cdot H_i^*(T, p) = \dot{Q}_V \quad (4.2)$$

Dabei ist $H^*(T, p)$ die konventionelle Enthalpie ¹. Für die thermische Brennstoffleistung gilt [26]:

$$P_{th} = \dot{m}_{BrSt} \cdot H_{u,BrSt} \quad (4.4)$$

Der Wärmeverlust wird auf die Brennstoffleistung bezogen und es gilt [26]:

$$q_{v,rel} = \frac{\dot{Q}_V}{P_{th}} \quad (4.5)$$

Verbrennung

Da mit den Elementarbilanzen nur sieben Freiheitsgrade abgedeckt sind, sind zur Bestimmung der Abgaszusammensetzung (18 Komponenten) zusätzliche Gleichungen nötig. In dem Modell wird von einer vollständigen Verbrennung ausgegangen. Es werden also C, H, S vollständig zu CO₂, H₂O und SO₂ umgesetzt. Der im Brennstoff enthaltene Stickstoff (NH₃, HCN und N₂O) wird zu NO oxidiert. Die thermische NO_x-Bildung ist nicht modelliert [26].

Für die Luftzahl λ als Verhältnis von vorhandenem Sauerstoff zu stöchiometrisch erforderlichem Sauerstoff gilt [26]:

$$\lambda \cdot \dot{n}_{AG} \cdot (y_{O_2,AG} - \frac{1}{2} \cdot y_{CO,AG}) = (\lambda - 1) \cdot \sum (\dot{n}_{g,e} \cdot y_{O_2,g,e}) \quad (4.6)$$

Auf der linken Seite der Gleichung steht der im Abgas enthaltene Sauerstoff und auf der rechten Seite der in die Brennkammer eingebrachte Sauerstoff.

¹Die Verwendung der konventionellen Enthalpien ermöglicht eine Auswertung des 1. Hauptsatzes der Thermodynamik für chemische Reaktionen ohne die weitere Bestimmung von Reaktionsenthalpien. Es gilt[3]:

$$H_{0i}^*(T, p) = H_{0i}^f + [H_{0i}(T, p) - H_{0i}(T_0, p_0)] \quad (4.3)$$

In den eckigen Klammern findet sich die Differenz zwischen der Enthalpie im Zustand (T,p) und im Standardzustand (T₀,p₀).

Unvollständige Verbrennung wird in dem Modell durch die Bildung von CO beschrieben. Um den CO-Anteil unter Sauerstoffüberschuss ($\lambda > 1$) zu beschreiben, wird der CO-Schlupf s_{CO} , basierend auf den Arbeiten von Pröll [26] und Kaiser [16], eingeführt. Er beschreibt den Anteil an unvollständig verbranntem Kohlenstoff am Gesamtkohlenstoff:

$$s_{CO} = \frac{y_{CO}}{y_{CO} + y_{CO_2}} \quad \text{für } \lambda > 1 \quad (4.7)$$

Um Berechnungen in einem Bereich von $\lambda \approx 1$ numerisch stabil durchführen zu können, wird der CO-Schlupf auch für einen Bereich $\lambda < 1$ eingeführt: Der Zusammenhang zwischen CO und O₂ im Abgas ergibt sich über die Reaktionsgleichung



Treten auf Grund der Reaktionsbedingungen im Abgas CO und O₂ auf, gilt für den Fall einer stöchiometrischen Verbrennung ($\lambda = 1$):

$$y_{O_2,AG,\lambda=1} = \frac{1}{2} \cdot y_{CO,AG,\lambda=1} \quad (4.9)$$

Im Gegensatz zum CO-Schlupf bei Luftüberschuss bedeutet eine nicht vollständige Umsetzung bei unterstöchiometrischen Bedingungen einen Restsauerstoffgehalt im Abgas. Somit folgt aus den Gleichungen 4.7 und 4.9 für $\lambda < 1$:

$$s_{CO} = \frac{2 \cdot y_{O_2}}{2 \cdot y_{O_2} + y_{CO_2}} \quad \text{für } \lambda < 1 \quad (4.10)$$

Für die restlichen Gaskomponenten gilt:

$$y_{i,AG} = 0 \quad \text{für } i = C_xH_y, H_2, NH_3, HCN, N_2O, H_2S \quad (4.11)$$

Für den Luftstickstoff gilt:

$$\dot{n}_{AG} \cdot y_{N_2,AG} = \sum (\dot{n}_{g,e} \cdot y_{N_2,g,e}) \quad (4.12)$$

Wirbelschichtparameter

Um einfache Aussagen über den aktuellen Fluidisierungszustand zu treffen, wurde die Berechnung der Fluidisierungszahl in das Modell integriert. Für die Leerrohrgeschwindigkeit gilt:

$$U = \frac{\dot{V}_{Bett,a}}{A_{Bett}} \quad (4.13)$$

Für die Fluidisierungszahl als Verhältnis von Leerrohrgeschwindigkeit zu Lockerungsgeschwindigkeit ergibt sich:

$$FluidNr = \frac{U}{U_L} \quad (4.14)$$

Bei der Berechnung der Fluidisierungszahl stellt sich die Frage, ob als Leerrohrgeschwindigkeit die Gasgeschwindigkeit am Düsenboden oder die Gasgeschwindigkeit an der Bettoberfläche verwendet wird. Da der zu verbrennende Klärschlamm einen relativ hohen Wassergehalt aufweist, beeinflusst der bei der Verbrennung entstehende Wasserdampf die Abgasmenge erheblich.

Geht man vom Verbrennungsablauf wie in Punkt 2.2 beschrieben aus (Verdampfung und Entgasung finden gleichmäßig über die WS verteilt statt), wächst die Leerrohrgeschwindigkeit über die Betthöhe an und beeinflusst somit die Fluidisierung. Deshalb wird im verwendeten Modell die Fluidisierungszahl $\frac{U}{U_L}$ mit der Gasaustrittsgeschwindigkeit aus dem Wirbelbett berechnet.

Abbildung 4.4 zeigt das Fluidisierungsverhalten des Modells². Dazu wird die Fluidisierungszahl am Düsenboden mit der Gasgeschwindigkeit an der Bettoberfläche bei variabler Luftzahl³ verglichen. Wie man sieht, herrschen bei gleicher Gasgeschwindigkeit am Düsenboden je nach Brennstoffmenge unterschiedliche Gasgeschwindigkeiten an der Bettoberfläche.

²Wirbelschicht mit 1 m² Bettquerschnitt

³70% Wasser, Brennstoffzusammensetzung (wf): 30% Asche, 40% C, 5% H, 4% N, 1% S, 0.075% Cl, Rest O

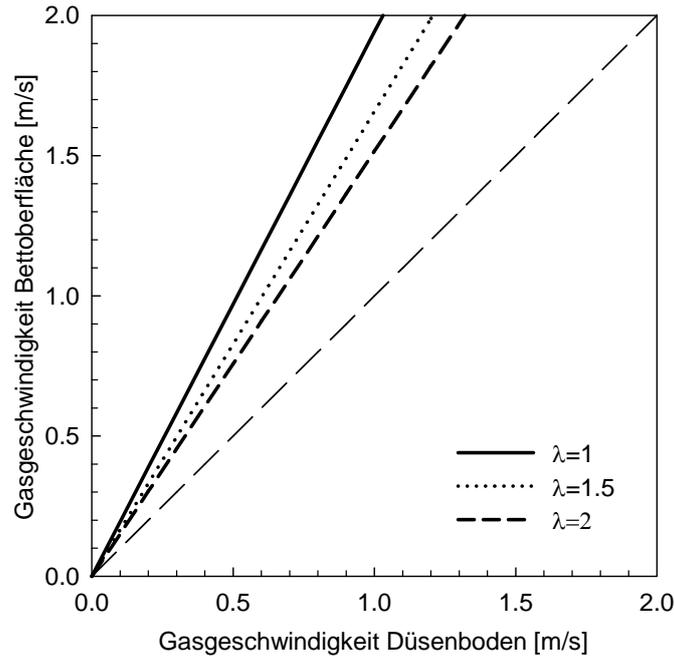


Abbildung 4.4.: Abhängigkeit der Fluidisierungszahl vom Brennstoffeintrag

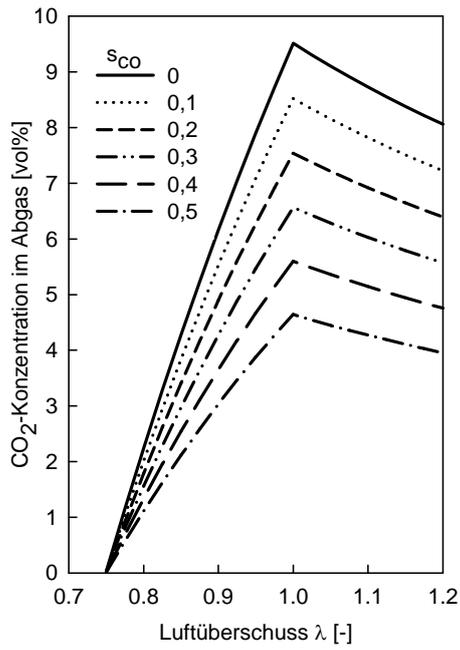
Verhalten des Modells bei der Verbrennung

Um das Verhalten der Verbrennung im Brennkammermodell zu veranschaulichen, wird die Verbrennung von CH_4 mit trockener Luft ⁴ bei Standarddruck (1 bar) und Standardtemperatur (25 °C) betrachtet. Dabei werden der Luftüberschuss λ (0,75 bis 1,2) und der CO-Schlupf s_{CO} (0 bis 0,5) variiert. Die Ergebnisse werden in Abbildung 4.5 dargestellt.

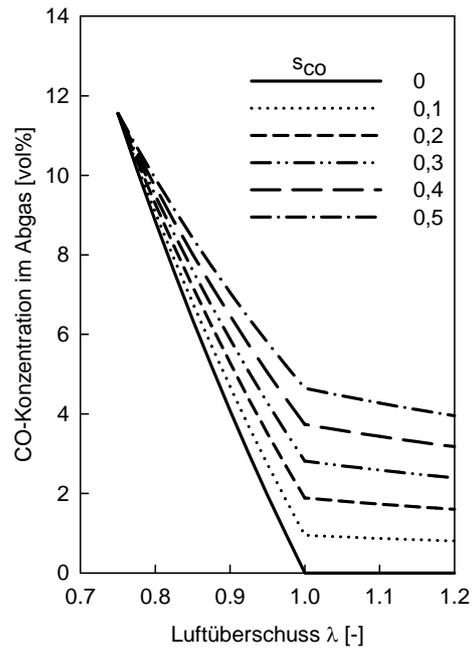
Wie aus den Modellgleichungen 4.7 und 4.10 hervorgeht, weisen die Kurven bei $\lambda = 1$ einen Knick auf, was durch die unstetigen Ableitungen an dieser Stelle zu Konvergenzproblemen führen kann [26].

Der Rückgang der CO_2 -Konzentration bei $\lambda = 0,75$ entspricht nicht der Realität. Außerdem finden sich in diesem Bereich neben CO auch H_2 und CH_4 als unverbrannte Komponenten [26]. Da das Modell allerdings nur für überstöchiometrische Reaktionen konzipiert ist, dienen die Gleichungen für den Bereich $\lambda < 1$ nur dazu, um robuste Berechnungen im Bereich $\lambda \approx 1$ zu ermöglichen. Prozesse, die grundsätzlich unterstöchiometrisch ablaufen, sollten daher nicht mit diesem Modell simuliert werden, da auch keine Berechnung von chemischen Gleichgewichtszuständen implementiert ist.

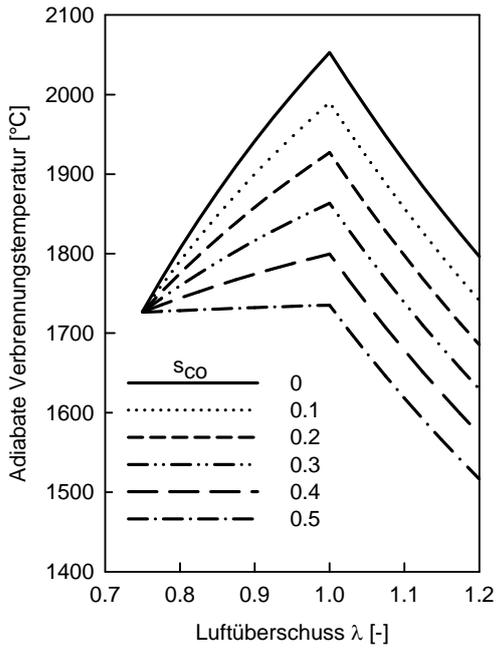
⁴20,942 vol% O_2 , 0,934 vol% Ar, 388 ppm CO_2 , Rest N_2



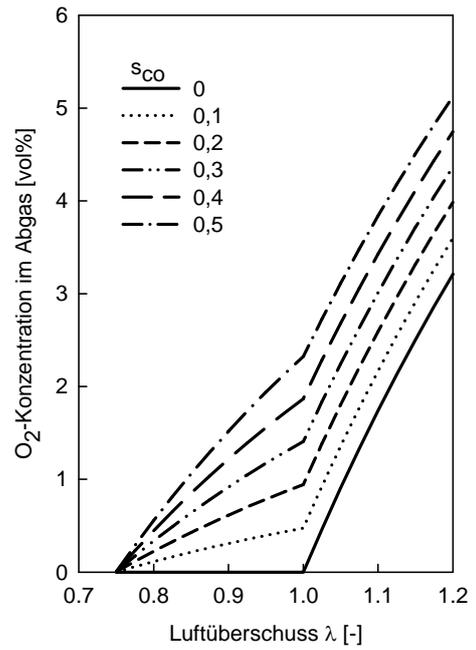
(a) CO₂ Konzentration



(b) CO Konzentration



(c) Adiabate Verbrennungstemperatur



(d) O₂-Konzentration

Abbildung 4.5.: Konzentrationen im Abgas und Verbrennungstemperatur bei adiabater Verbrennung von CH₄ mit trockener Luft bei Variation des Luftüberschusses und des CO-Schlupfes

5. Versuchsprogramm

Im Rahmen der Diplomarbeit werden an der Anlage zwei Versuche durchgeführt. Die Versuche dienen dazu, Vorhersagen über das Potential einer Reaktorverkleinerung (Verkleinerung des Bettquerschnitts) treffen zu können. Im ersten Versuch wird der Einfluss der Querschnittsbelastung auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett untersucht und im zweiten Versuch wird der Einfluss der Fluidisierungsgeschwindigkeit auf die Wärmefreisetzung im Bett untersucht. Da eine belastbare Bilanzierung der festen Stützbrennstoffe nicht möglich ist (siehe Abschnitt 3.2), finden die Versuche im reinen Schwerölbetrieb statt.

Im täglichen Betrieb stellt der Kessel den nach oben limitierenden Faktor dar. Da eine Variation der Parameter nach oben vorgenommen wird, muss beachtet werden, dass vor allem die Ausgangszustände der beiden Versuche keinen repräsentativen Anlagenbetrieb darstellen.

5.1. Veränderte und untersuchte Parameter

5.1.1. Querschnittsbelastung

Unter der Querschnittsbelastung versteht man die in das Wirbelbett eingebrachte Brennstoffleistung bezogen auf den Bettquerschnitt:

$$q_{Bett} = \frac{\dot{m}_{KS} \cdot H_{u,KS} + \dot{m}_{HS,Bett} \cdot H_{u,HS}}{A_{Bett}} \quad (5.1)$$

5.1.2. Oberfeuer (*partial heat release*)

Oberfeuer bzw. *partial heat release* ist der Teil des Brennstoffes, der im Freiraum umgesetzt wird:

$$\varphi_{OF} = \frac{P_{th,Freeboard}}{P_{th,ges}} \quad (5.2)$$

5.2. Einfluss der Querschnittsbelastung auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett

In diesem Versuch wird die Querschnittsbelastung des Wirbelbetts variiert und die Auswirkungen auf die Verbrennung im Wirbelbett und den Stützbrennstoffbedarf untersucht. Die Erhöhung der Querschnittsbelastung würde einer Reaktorverkleinerung bei gleichbleibender Fluidisierung entsprechen.

5.2.1. Versuchsablauf

Während des Versuches werden vier Betriebspunkte aufgenommen. Diese sind:

Ausgangszustand

Im Betriebspunkt *Ausgangszustand* herrscht stationärer Betrieb und es werden keine festen Stützbrennstoffe in das Bett eingebracht. Da im Betrieb die Kesselbelastung den limitierenden Faktor darstellt, wird der Punkt so gewählt, dass eine Erhöhung der Brennstoffleistung in das Wirbelbett um 10% für den Kessel kein Problem darstellt.

Variation 1, Erhöhung der Querschnittsbelastung

Die Querschnittsbelastung wird um 10% erhöht. Dazu werden die Schweröl- und Schlammmenge in das Wirbelbett jeweils um 10% erhöht. Die Primärluftmenge sowie die Temperatur der Primärluft werden konstant gehalten. Um eine Überlastung des Kessels zu vermeiden, wird die Sekundärluft bei Bedarf erhöht. Hat die Anlage wieder einen stationären Zustand erreicht, wird der Betriebspunkt aufgenommen.

Variation 2, Reduzierung der Stützbrennstoffmenge

Die in das Wirbelbett eingebrachte Schwerölmenge wird so lange reduziert, bis die Betttemperatur des Ausgangszustandes erreicht wird. Die Fluidisierungsbedingungen (Pri-

märlufttemperatur und -menge) werden dabei nicht verändert. Um bessere Aussagen treffen zu können, wird diese Variation in zwei Schritten durchgeführt. Es werden somit auch zwei Betriebspunkte aufgenommen.

5.3. Einfluss der Durchmischung auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett

In diesem Versuch wird der Einfluss der Brennstoffdurchmischung auf den Brennstoffumsatz im Wirbelbett untersucht. Ziel ist es herauszufinden, wie groß das Potential einer Erhöhung der Fluidisierung ist, ob ab einer bestimmten Fluidisierungszahl ein Sättigungseffekt auftritt und wenn ja, ab wann dieser zu erwarten ist. Gleichzeitige Erhöhung der Brennstoffleistung und der Primärluftmenge entspricht einer Reaktorverkleinerung mit gleichzeitiger Erhöhung der Fluidisierung.

5.3.1. Versuchsablauf

Während des Versuchs werden 3 Betriebspunkte aufgenommen. Diese sind:

Ausgangszustand

Da der zweite Versuch direkt im Anschluss an den ersten durchgeführt wird, wird die Anlage wieder auf einen stationären Zustand gebracht, der Variationen der thermischen Belastung nach oben ermöglicht (siehe Versuch 1, Abschnitt 5.2.1).

Variation 1, Erhöhung der Brennstoff- und Primärluftmenge um 5%

Wie im ersten Versuch wird die Brennstoffmenge in das Wirbelbett um 5% erhöht. Um die Auswirkung der Durchmischung zu untersuchen, wird gleichzeitig die Primärluftmenge um 5% erhöht, wobei die Primärlufttemperatur nicht verändert wird.

Variation 2, Erhöhung der Brennstoff- und Primärluftmenge um 10%

Analog zum vorherigen Betriebspunkt werden die Brennstoffleistung in das Wirbelbett und die Primärluftmenge um 10% (bezogen auf den Ausgangszustand) erhöht. Die Primärlufttemperatur bleibt wieder unverändert.

6. Ergebnisse und Diskussion

6.1. Abbildung des Anlagenbetriebs mit dem erstellten Modell

Um die Funktion des in IPSEpro erstellten Modells zu testen, wurde vor den Versuchen ein beliebiger stationärer Betriebspunkt der Anlage erfasst und die Messwerte wurden mit PSValidate validiert. Um den Betriebspunkt in der späteren Auswertung verwenden zu können, wurde auf den Einsatz von festen Stützbrennstoffen verzichtet. Im Gegensatz zu den späteren Versuchen war die teilweise Luftvorwärmung mittels Dampf in Betrieb. Die wichtigsten Ergebnisse sowie die Abweichungen der ausgeglichenen Lösung von den aufgenommenen Messwerten sind in Tabelle 6.1 zusammengefasst. Die aus den korrigierten Messwerten berechneten Kennzahlen sind in Tabelle 6.2 zusammengefasst. Dabei wurde der Klärschlammmenge eine Toleranz von 20%, den restlichen Messwerten 10% und den Temperaturen 5% der Absoluttemperatur zugeordnet. Detaillierte Werte finden sich im Anhang (Betriebspunkt 0.1).

6.2. Variationen an der Anlage

Nachfolgend werden die Ergebnisse der in Abschnitt 5 beschriebenen Versuche diskutiert. Zusätzlich zu den Auswertungen der beiden Versuche wird ein Parametermodell entwickelt und anschließend eine lineare Sensitivitätsanalyse durchgeführt. Mit dem Parametermodell werden Parameter im Modell variiert, um Aussagen über das Potential zusätzlicher Veränderungen an der Anlage (Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft, Luftvorwärmung mit Hochdruckdampf, Erhöhung des TS-Gehalts im Klärschlamm) abzuschätzen.

Tabelle 6.1.: Ergebnisse der Abbildung des Anlagenbetriebs

Parameter	Messung	ausgegl. Lösung	Abweichung [%]
Windboxtemperatur [$^{\circ}C$]	515,40	513,19	-0,27
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	746,26	746,26	0,00
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	882,19	893,96	1,33
PL-Temp. nach MD-LUVO [$^{\circ}C$]	160,00	160,22	0,14
Primärluft [Nm^3/h]	27180	28840	5,91
Sekundärluft [Nm^3/h]	2117	2133	0,74
Dickschlamm [t/h]	8,08	8,3	2,72
HS LUVO-Brenner [kg/h]	351,80	355,97	1,18
HS Wirbelbett [kg/h]	260,00	256,65	-1,30
Rest-O ₂ Abgas [$vol\%_{tr.}$]	10,09	10,07	1,37
Menge FD [t/h]	15,5	15,50	-0,04
Temperatur FD [$^{\circ}C$]	351,00	349,92	-0,02
Druck FD [bar]	50,03	50,04	0,02

6.2.1. Besondere Bedingungen während der Versuche und Limitierungen durch die Anlage

Da im Anlagenbetrieb die gewünschten Parameteränderungen nicht immer direkt eingestellt werden können (die zu verändernden Parameter sind im Regelsystem nicht als Stellgrößen implementiert), kam es während der Versuche zu betriebsbedingten Unschärfen. Das waren:

- Wie in Punkt 3.2 bereits erwähnt, gibt es keine belastbare Messung für die Dickschlammmenge, mit denen der Reaktor beschickt wird. Im Versuch wurde daher die Dünnschlammmenge in die Zentrifugen verändert.
- Die Stellgröße der HS-Dosierpumpe für den Schwerölstrom in das Wirbelbett, ist nicht die Menge selbst, sondern die Pumpenleistung. Das genaue Einstellen einer gewünschten Menge ist also nur bedingt möglich.
- Als HS-Dosierpumpe ist eine Kolbenpumpe im Einsatz. Im verwendeten Leistungsbereich oszillieren die Fördermengen sehr stark.
- Während der Versuche war der Dampfwärmetauscher zur Primärluftvorwärmung nicht in Betrieb.

- Während der Versuche war die CO-Messung im Abgas außer Betrieb. Der CO-Wert wurde daher für die Auswertung der Versuche mit 10 mg/Nm^3 angenommen.

Tabelle 6.2.: Aus den Ergebnissen der Ausgleichsrechnung berechnete Parameter für Betriebspunkt 0.1

Parameter	Wert	Einheit
φ_{OF}	0,35	-
$\frac{U}{U_L}$	7,08	-
λ_{Bett}	1,99	-
s_{CO}	0,35	$\text{mol}_{CO}/\text{mol}_C$
P_{th}	9,55	MW
q_{Bett}	367,60	kW/m^2
$r_{HS/KS}$	30,93	kgHS/tKS

Neben den betriebsbedingten Unschärfen kam es auch zu unerwünschten Umwelteinflüssen. Während der Versuche herrschten starke Unwetter, die sich in der Zusammensetzung und der Menge des Schlammes widerspiegelten. Durch die hohen Niederschläge wurde das Kanalnetz regelrecht „durchgespült“, was einerseits zu einem höheren Trockensubstanzanteil im Dünnschlamm führte, andererseits aber durch den höheren Inertanteil (z.B. Sand) den Heizwert des Dickschlammes reduzierte. Neben der Schlammzusammensetzung beeinflussten die Unwetter auch die anfallende Schlammmenge. Während des zweiten Versuchs war es nicht mehr möglich, die gewünschten Schlammengen genau einzustellen.

6.2.2. Variation der Querschnittsbelastung bei konstanter Fluidisierung

Zur besseren Übersicht werden den während der Versuche angefahrenen Betriebspunkten (siehe Abschnitt 5.2.1) Nummern zugeordnet:

Tabelle 6.3.: Nummerierung der Betriebspunkte Versuch 1

Name	Nummer	veränderte Parameter
Ausgangszustand	1.0	-
Variation 1	1.1	$q_{Bett} +10\%$
Variation 2, 1. Schritt	1.2	$\dot{m}_{HS,Bett}$ reduzieren
Variation 2, 2.Schritt	1.3	$\dot{m}_{HS,Bett}$ reduzieren

Die vollständigen Daten der Auswertung befinden sich im Anhang. In Tabelle 6.4 sind die für die Auswertung wichtigsten Ergebnisse zusammengefasst.

Wie man Tabelle 6.4 und Abbildung 6.1 entnehmen kann, hat die Variation der Querschnittsbelastung bei konstanter Fluidisierung einen negativen Effekt auf die Wärmefrei-

Tabelle 6.4.: Ergebnisse des ersten Versuchs

	Punkt 1.0	Punkt 1.1	Punkt 1.2	Punkt 1.3
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	722,54	745,73	738,23	735,84
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	899,51	897,51	905,59	904,00
Menge KS [kg/h]	7921	9027	9097	8758
Menge HS _{Bett} [kg/h]	336,93	349,69	343,74	332,09
Primärluft [Nm^3/h]	23790	22890	23200	23475
Sekundärluft [Nm^3/h]	2930	9400	8120	6760
φ_{OF} [-]	0,42	0,48	0,48	0,46
q_{Bett} [kW/m^2]	384,11	480,80	473,83	451,31
s_{CO} [mol_{CO}/mol_C]	0,42	0,53	0,52	0,50
$r_{HS/KS}$ [$kgHS/tKS$]	42,54	38,74	37,78	37,92
$\frac{U}{U_L}$ [-]	5,89	6,11	6,17	6,13

setzung im Wirbelbett. Die Verschlechterung kann ein Indiz dafür sein, dass der Klärschlamm nach dem Beschicken auf den Boden sinkt und nur langsam zerteilt wird.

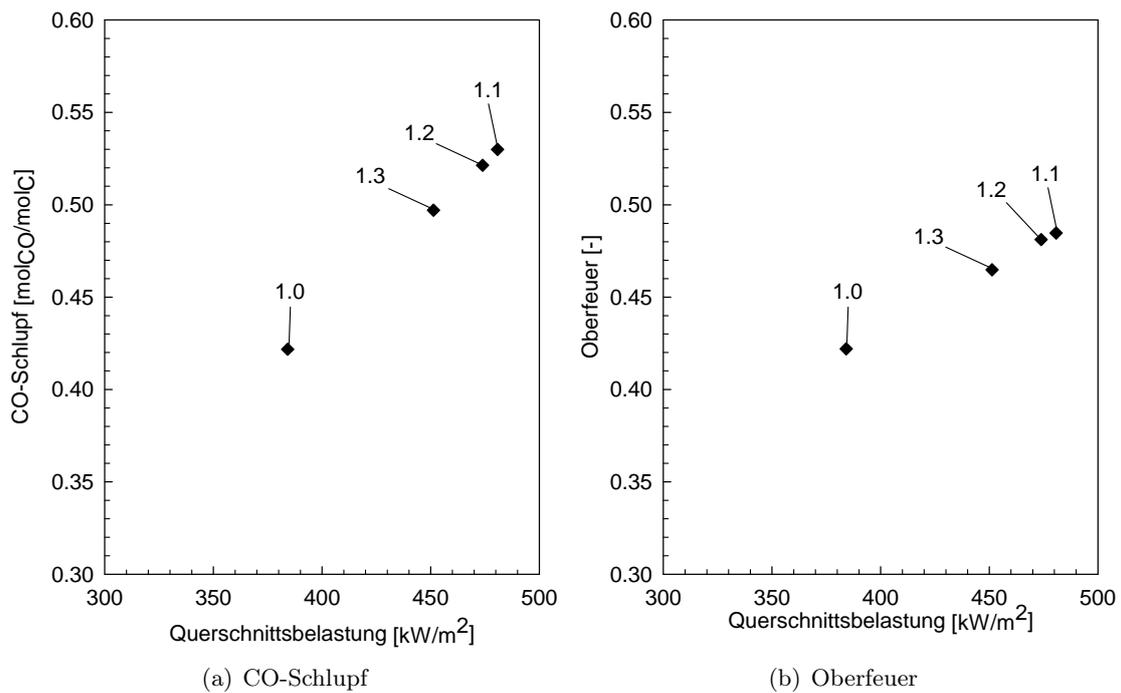


Abbildung 6.1.: Änderung des CO-Schlupfes bei Variation der Querschnittsbelastung

6.2.3. Variation der Querschnittsbelastung und der Fluidisierung

Zur besseren Übersicht werden den während der Versuche angefahrenen Betriebspunkten (siehe Abschnitt 5.2.1) Nummern zugeordnet.

Tabelle 6.5.: Nummerierung der Betriebspunkte Versuch 2

Name	Nummer	veränderte Parameter
Ausgangszustand	2.0	-
Variation 1	2.1	$q_{Bett} +5\%$, $\dot{V}_{PL} +5\%$
Variation 2	2.2	$q_{Bett} +10\%$, $\dot{V}_{PL} +10\%$

Die vollständigen Daten der Auswertung befinden sich im Anhang. In Tabelle 6.6 sind die für die Auswertung wichtigsten Ergebnisse zusammengefasst.

Tabelle 6.6.: Ergebnisse des zweiten Versuchs

	Punkt 2.0	Punkt 2.1	Punkt 2.2
Betttemperatur [$^{\circ}C$]	747,78	779,49	782,97
Reaktorkopftemperatur [$^{\circ}C$]	901,40	904,69	905,65
Menge KS [kg/h]	8206	8206	8838
Menge HS _{Bett} [kg/h]	335,67	344,59	353,10
Primärluf [Nm^3/h]	23440	24400	25800
Sekundärluft [Nm^3/h]	5370	5790	7200
φ_{OF} [-]	0,42	0,40	0,41
q_{Bett} [kW/m^2]	421,58	433,90	474,28
s_{CO} [mol_{CO}/mol_C]	0,45	0,42	0,43
$r_{HS/KS}$ [$kgHS/tKS$]	40,90	42,00	39,95
$\frac{U}{U_L}$ [-]	6,05	6,40	6,80

Dabei zeigen die Ergebnisse, dass die Fluidisierung einen positiven Einfluss auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett bzw. auf den CO-Schlupf hat (siehe Abbildung 6.2). Dafür gibt es mehrere mögliche Gründe:

- Durch eine höhere Turbulenz in der Splashzone (der Bereich direkt über der Bettoberfläche) wird beim Zerplatzen der Blasen mehr Bettmaterial in den Freiraum geschleudert (siehe Abschnitt 2.1), das durch die dort herrschenden höheren Temperaturen aufgeheizt wird und somit wieder Energie ins Bett zurückführt.
- Durch die stärkere Durchmischung finden die Entgasung bzw. Verbrennung gleichmäßiger über das Bett verteilt statt, was für einen besseren Brennstoffumsatz sorgt.
- Wie in Abschnitt 2.3 beschrieben, gibt es zwei mögliche Phänomene, die die Ver-

brennung der Flüchtigen im Bett verhindern. Die Ergebnisse könnten ein Indiz dafür sein, dass die Emulsionsphase hemmend auf die Verbrennung wirkt und durch eine größere Blasenphase die Verbrennung begünstigt wird. Um konkrete Aussagen darüber zu machen, sind allerdings weitere Untersuchungen notwendig.

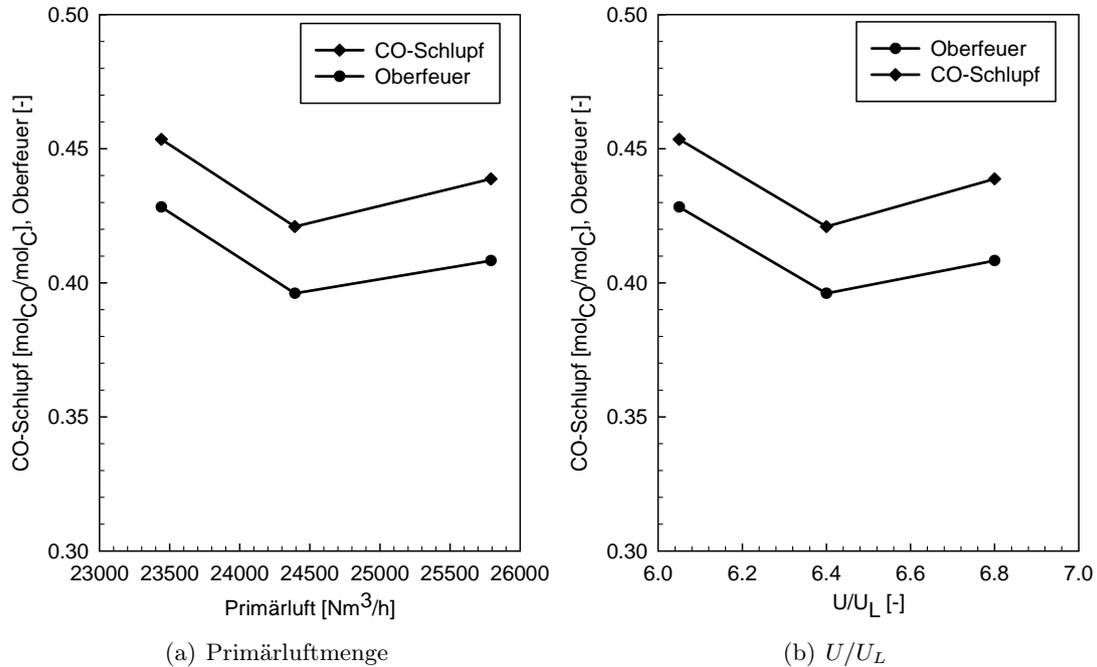


Abbildung 6.2.: Änderung des CO-Schlupfes bei Variation der Fluidisierung

In Abschnitt 5 wurde erwähnt, dass sich ab einer bestimmten Fluidisierung ein Sättigungseffekt einstellt und eine höhere Durchmischung keinen weiteren Effekt auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett hat. In Abbildung 6.2 ist zwischen Betriebspunkt 2.1 und 2.2 eine leichte Verschlechterung sichtbar. Da sich allerdings die Querschnittsbelastung zwischen den beiden Punkten unterscheidet, kann man mit den Erkenntnissen aus dem ersten Versuch darauf schließen, dass die erhöhte Querschnittsbelastung für den leicht erhöhten CO-Schlupf verantwortlich ist. In Abschnitt 6.3 wird eine Verknüpfung zwischen den beiden Versuchen hergestellt.

6.3. Erstellung eines Parametermodells zur Vorhersage des CO-Schlupfes

Die getrennte Auswertung der zwei Versuche hat gezeigt, dass die beiden untersuchten Parameter Querschnittsbelastung und Fluidisierung einen gegenläufigen Effekt auf die

Brennstoffumsetzung im Wirbelbett haben. Um abzuklären, welcher der beiden Parameter der dominierende ist, wird aus den Versuchsdaten ein Parametermodell erstellt.

Der CO-Schlupf ist im verwendeten Modell die beschreibende Größe für die Menge der unverbrannten Flüchtigen, die das Bett verlässt. Dabei ist die Wärmefreisetzung im Wirbelbett indirekt proportional zum CO-Schlupf.

Betrachtet man die Ergebnisse der Versuche (Abschnitte 6.2.2 und 6.2.3), stellt man fest, dass der CO-Schlupf im Wesentlichen eine Funktion der folgenden Größen ist:

$$s_{CO} = s_{CO}(q_{Bett}, \frac{U}{U_L}, T_{Bett}, r_{HS/KS}) \quad (6.1)$$

Anknüpfend daran wird ein linearer Ansatz zur Vorhersage des CO-Schlupfes gebildet:

$$s_{CO} = a_0 + a_1 \cdot \frac{q_{Bett}}{\bar{q}_{Bett}} + a_2 \cdot \frac{\frac{U}{U_L}}{\bar{\frac{U}{U_L}}} + a_3 \cdot \frac{T_{Bett}}{\bar{T}_{Bett}} + a_4 \cdot \frac{r_{HS/KS}}{\bar{r}_{HS/KS}} \quad (6.2)$$

Bildet man mit den Messwerten aus den Abschnitten 6.1, 6.2.2 und 6.2.3 mit Gleichung 6.2 ein überbestimmtes Gleichungssystem und minimiert die Fehlerquadrate zwischen gemessenem und mit Gleichung 6.2 berechnetem CO-Schlupf, lassen sich die 5 Koeffizienten a_0 bis a_4 berechnen. Um die Koeffizienten und somit die Auswirkungen der Parameter besser vergleichen zu können, werden die Parameter mit den arithmetischen Mitteln der zur Verfügung stehenden Daten dimensionslos gemacht. Die Ergebnisse sind in Tabelle 6.7 zusammengefasst.

Tabelle 6.7.: Berechnete Koeffizienten zur Vorhersage des CO-Schlupfes

Koeffizient	Wert	zugeh. Parameter
a_0	0,985	-
a_1	0,486	$q_{Bett}[kW/m^2]$
a_2	-0,637	$\frac{U}{U_L}[-]$
a_3	-0,133	$T_{Bett}[K]$
a_4	-0,247	$r_{HS/KS}[kgHS/tKS]$

Abbildung 6.3 zeigt den mit Gleichung 6.2 berechneten CO-Schlupf im Vergleich zum CO-Schlupf aus der Versuchsauswertung.

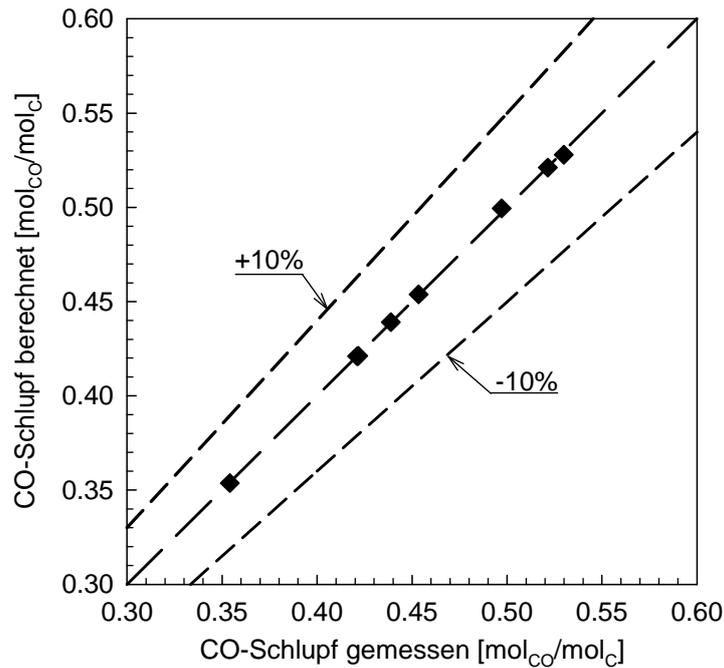


Abbildung 6.3.: Vergleich zwischen berechnetem und gemessenem CO-Schlupf

6.4. Lineare Sensitivitätsanalyse

Mit dem in Abschnitt 6.3 erstellten Parametermodell wurde eine lineare Sensitivitätsanalyse durchgeführt, um die Reaktion des Modells auf die Variation der Parameter zu testen. Die Parameter wurden dafür jeweils um $\pm 10\%$ verändert. Als Referenzpunkt für die Sensitivitätsanalyse wurde Betriebspunkt 2.2 genommen. Die Sensitivitätskoeffizienten sind in Tabelle 6.8 angeführt und in Abbildung 6.4 grafisch dargestellt.

Tabelle 6.8.: Lineare Sensitivitätskoeffizienten

Parameter	Sensitivitätskoeffizient
q_{Bett}	1,149
$\frac{U}{U_L}$	-1,529
T_{Bett}	-0,136
$r_{HS/KS}$	-0,634

Die Ergebnisse bestätigen die Auswertung der einzelnen Versuche dahingehend, dass die Erhöhung der Querschnittsbelastung einen negativen und die Erhöhung der Fluidisierung einen positiven Effekt auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett haben. Des Weiteren sieht man, dass der Effekt der Fluidisierung stärker als der Effekt der Querschnittsbelastung ist. In den Abbildungen 6.5 und 6.6 sind alle Messpunkte eingetragen.

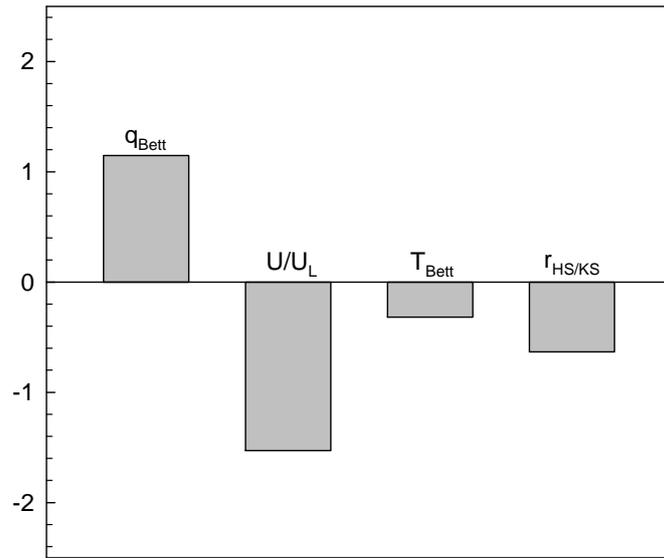


Abbildung 6.4.: Lineare Sensitivitätskoeffizienten

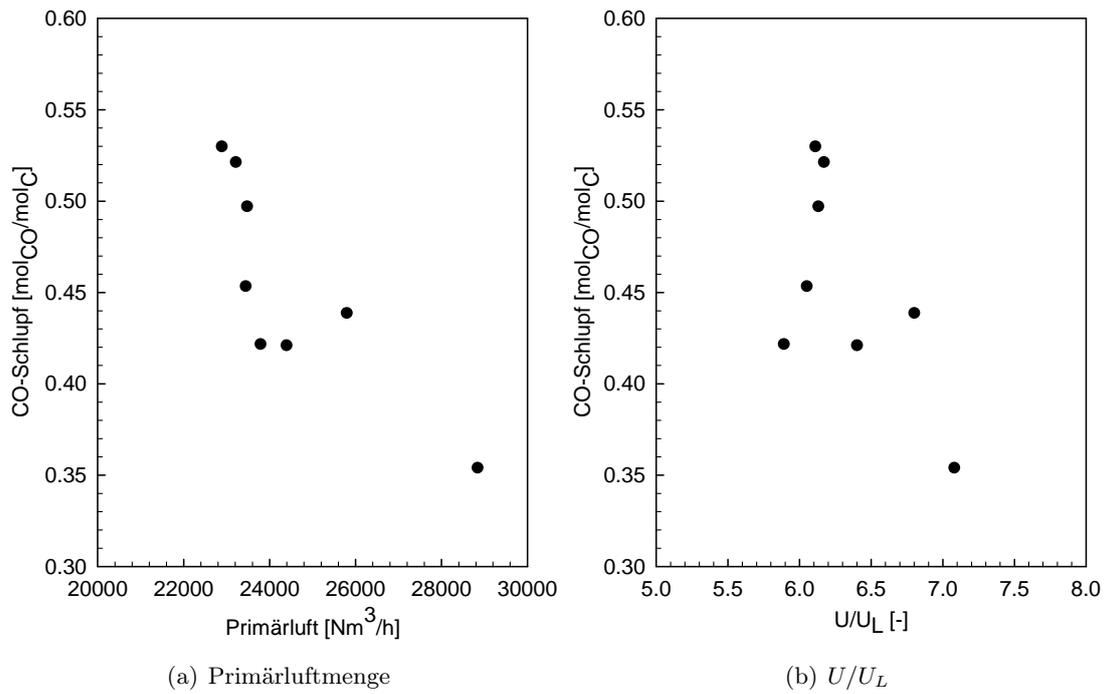


Abbildung 6.5.: CO-Schlupf in Abhängigkeit der Fluidisierung (alle aufgenommenen Messpunkte)

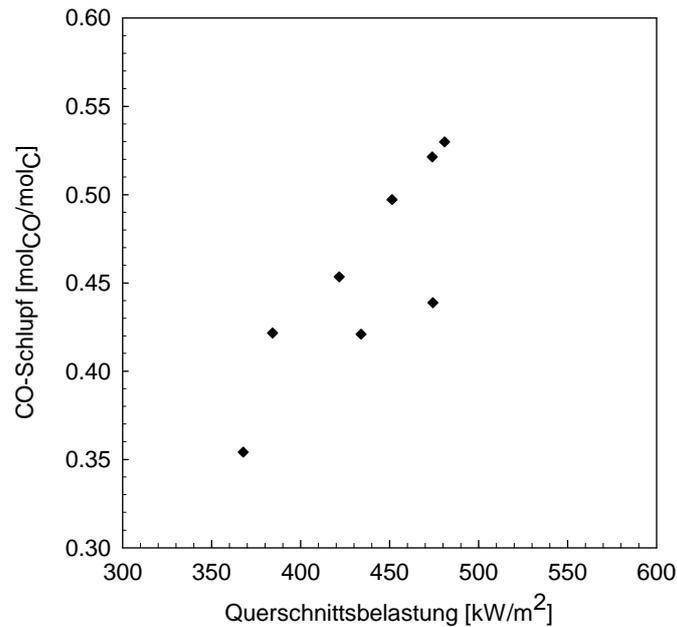


Abbildung 6.6.: CO-Schlupf bei Variation der Querschnittsbelastung

6.5. Parametervariationen in IPSEpro

Zusätzlich zu den Variationen an der Anlage wurden in IPSEpro Parametervariationen, ausgehend von einem repräsentativen Anlagenbetrieb, durchgeführt. Als Ausgangszustand wurde der Referenzpunkt aus der linearen Sensitivitätsanalyse (Abschnitt 6.4) genommen. Die bei der Variation konstant gehaltenen Parameter sind in Tabelle 6.9 gelistet.

Tabelle 6.9.: Konstante Parameter bei der Parametervariation

Parameter	Wert	Einheit
Betttemperatur	779,49	°C
Reaktorkopftemperatur	904,70	°C
Windboxtemperatur	503,12	°C
PL-Menge (inkl. Rein O ₂)	24390	Nm ³ /h
CO-Gehalt Abgas	10	mg/Nm ³
Dampfmenge	15,9	t/h

Zur Berechnung des CO-Schlupfes des Wirbelbetts wurde das in Abschnitt 6.3 erstellte Parametermodell verwendet. Die Dampfmenge wird konstant gehalten, um die Veränderungen der Durchsätze bei gleichbleibender Dampfproduktion darzustellen. Um die Maßnahmen besser beurteilen zu können, wird die spezifische Schwerölmenge bzw. der spezifi-

sche Schwerölverbrauch eingeführt. Für die drei auftretenden Schwerölmengen (Schweröl in das Bett, Schweröl in den LUVO-Brenner und Schweröl gesamt) gilt:

$$r_{HS,Bett/KS} = \frac{\dot{m}_{HS,Bett}}{\dot{m}_{KS}} \quad r_{HS,LUVO/KS} = \frac{\dot{m}_{HS,LUVO}}{\dot{m}_{KS}} \quad r_{HS,ges/KS} = \frac{\dot{m}_{HS,ges}}{\dot{m}_{KS}} \quad (6.3)$$

6.5.1. Potential durch Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft

Durch den Einsatz des LUVO-Brenners wird der Sauerstoffgehalt in der Windbox auf 17 vol% reduziert. Mit der Einspeisung von Reinsauerstoff in die Primärluft wird der Sauerstoffgehalt in der Windbox wieder auf über 20 vol% erhöht. Abbildung 6.8 zeigt das Fließbild des verwendeten IPSEpro Modells.

Um Aussagen über Durchsatzsteigerungen bzw. Öleinsparungen zu treffen, wurde in einer Parametervariation die Menge an eingespeistem Sauerstoff von 0 auf $1600 \text{ Nm}^3/\text{h}$ erhöht. Die maximale Menge entspricht dabei einem Sauerstoffgehalt in der Primärluft (vor dem LUVO-Brenner) von ca. 26%. Dieser Wert wurde gewählt, da ab dieser Sauerstoffkonzentration ein höherer sicherheitstechnischer Aufwand vorgeschrieben ist.

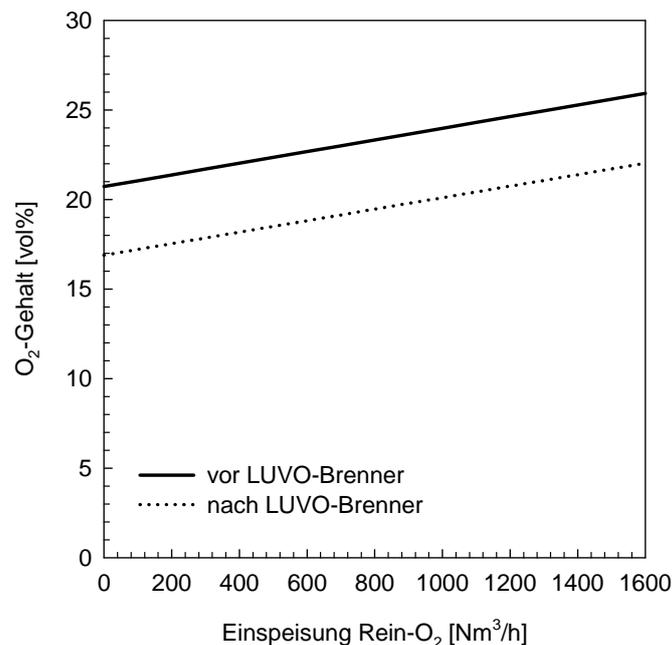


Abbildung 6.7.: Sauerstoffgehalt der Primärluft vor und nach dem LUVO-Brenner

In Abbildung 6.7 wird der Zusammenhang zwischen der Menge an eingespeistem Sauerstoff und dem Sauerstoffgehalt in der Primärluft dargestellt.

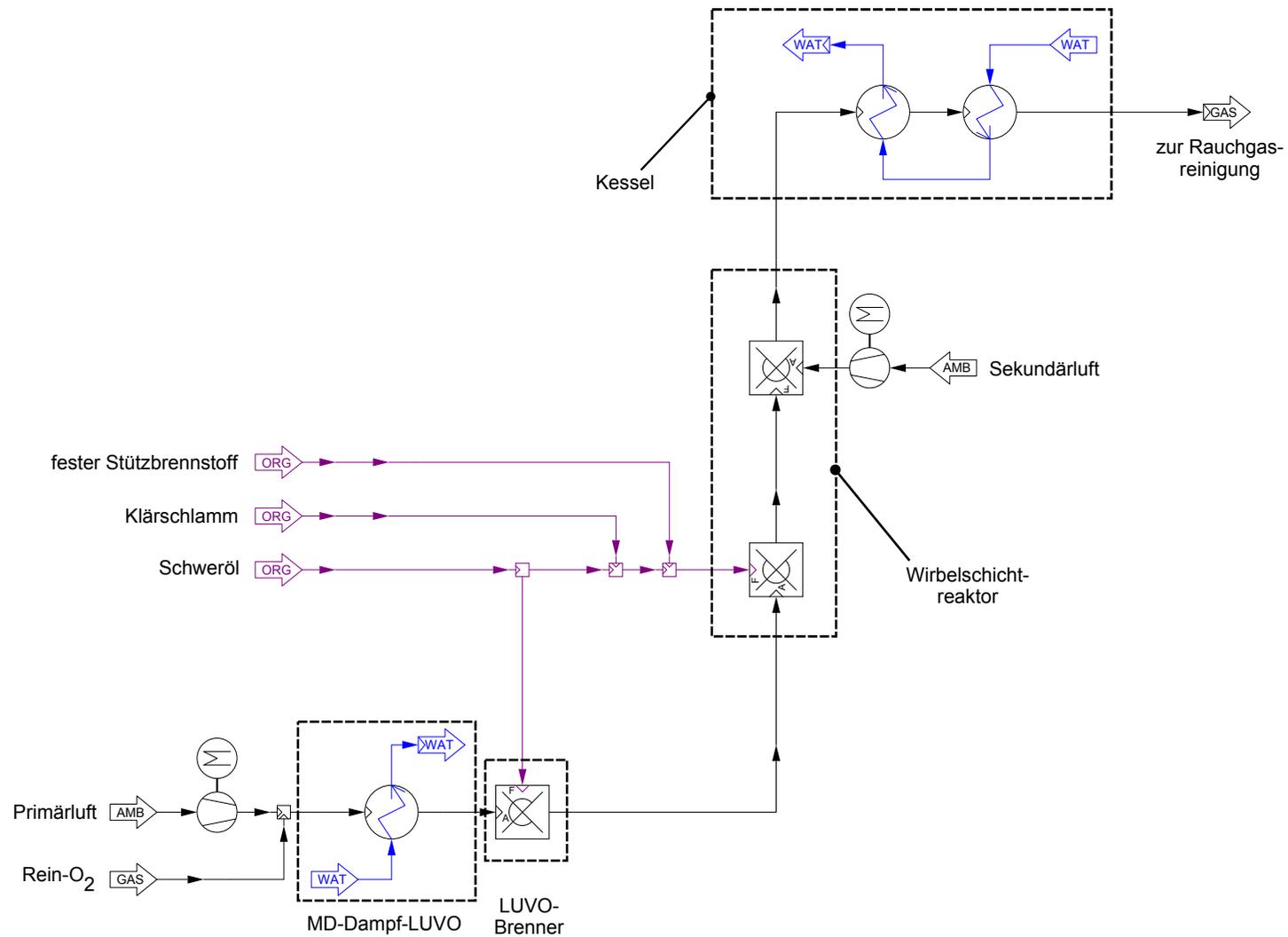


Abbildung 6.8.: IPSEpro Modell mit der Möglichkeit Reinsauerstoff in die Primärluft einzuspeisen

Da der Sauerstoffgehalt um bis zu 5 vol%-Punkte steigt und da zu erwarten ist, dass der CO-Schlupf auch vom Sauerstoffgehalt in der Fluidisierungsluft beeinflusst wird, wird die Annahme getroffen, dass der Anteil am Sauerstoff in der Verbrennungsluft, der im Wirbelbett umgesetzt wird, konstant ist:

$$\frac{y_{O_2, Bett,a}}{y_{O_2, Bett,e}} = 0.35 = const. \quad (6.4)$$

Durch den höheren Sauerstoffgehalt in der Fluidisierungsluft muss weniger Stickstoff auf die Betttemperatur aufgeheizt werden und es steht mehr Sauerstoff für die Oxidationsreaktion zur Verfügung. Somit wird die benötigte Schwerölmenge reduziert und die durch die verringerte Ölmenge reduzierte Brennstoffleistung direkt durch den Klärschlamm substituiert (siehe Abbildung 6.9). Wie in Abbildung 6.10a zu sehen ist, reduzieren sich dadurch auch die spezifischen Schwerölmengen.

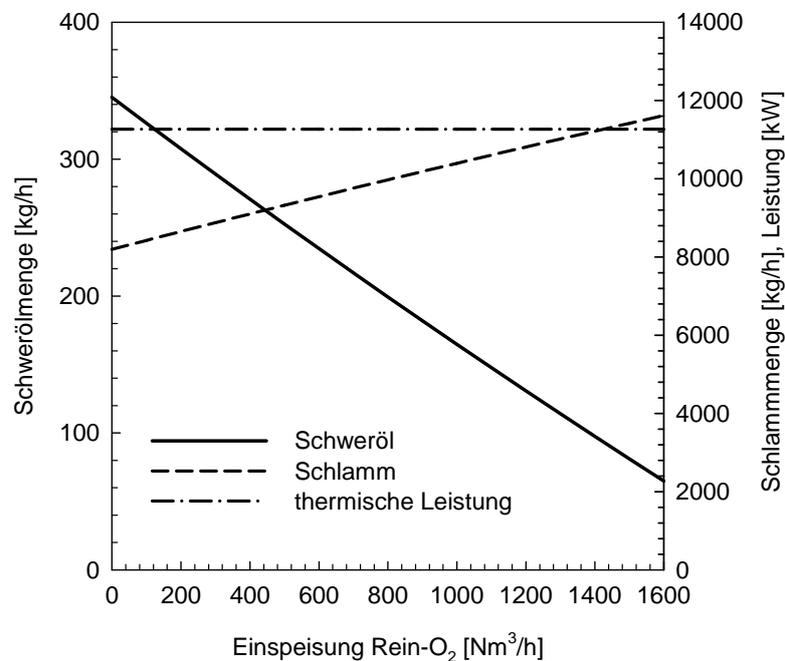


Abbildung 6.9.: Brennstoffmengen und thermische Leistung bei erhöhtem Sauerstoffgehalt in der Verbrennungsluft

Wie bereits erwähnt, wurde bei der Simulation die Annahme getroffen, dass der Anteil am Gesamtsauerstoff, der an der Verbrennung beteiligt ist, konstant bleibt. Dadurch steigt auch der Sauerstoffgehalt im Abgas an (siehe Abbildung 6.10b). Da die Menge an produziertem Dampf konstant gehalten wird, ändert sich die thermische Leistung nicht.

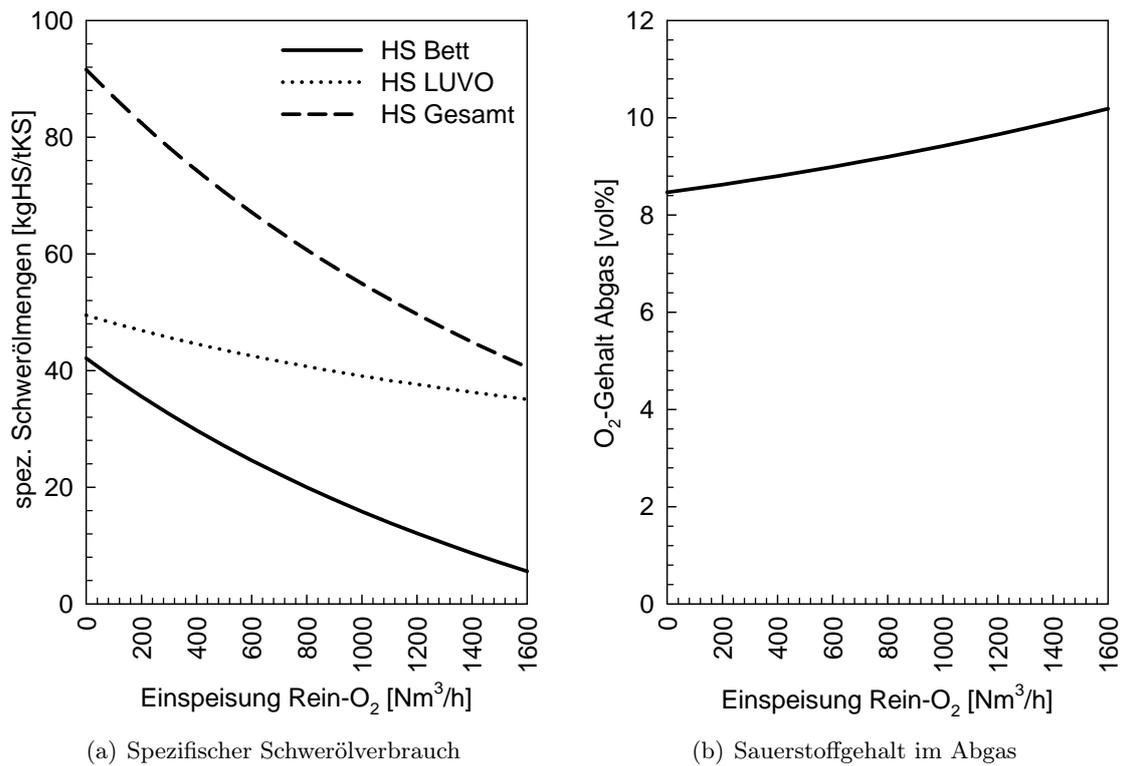


Abbildung 6.10.: Spezifischer Schwerölverbrauch und Sauerstoff im Abgas bei der Einspeisung von Reinsauerstoff in die Primärluft

6.5.2. Potential durch Luftvorwärmung mit Hochdruckdampf

In dieser Simulation werden die Auswirkungen einer Luftvorwärmung mit HD- und MD-Dampf ausgehend von den Bedingungen in Arbeitspunkt 2.1 untersucht. Dabei wird die Primärlufttemperatur vor dem LUV0-Brenner auf 260 °C erhöht (siehe Abbildung 6.11). Tabelle 6.10 fasst die Dampfparameter der zwei Wärmetauscher zusammen.

Tabelle 6.10.: Dampfparameter für die Luftvorwärmung

	p [bar]	T [°C]	x [-]
MD Ein	8,5	175	ÜH
MD Aus	7,5	168	0
HD Ein	50	350	ÜH
HD Aus	49	262	0

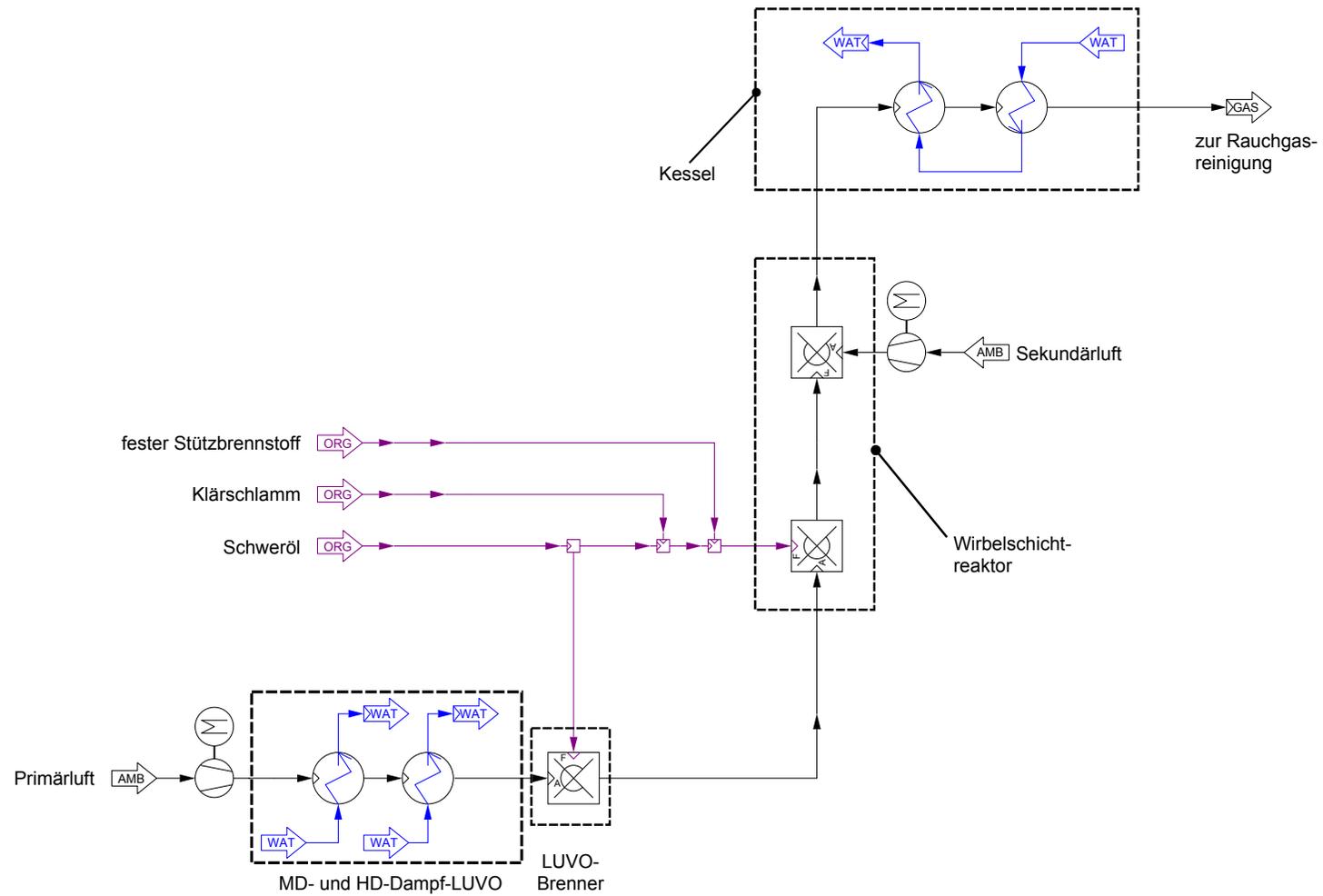


Abbildung 6.11.: IPSEpro Modell mit verstärkter Dampf-Luftvorwärmung

Die Luft wird vom MD-Wärmetauscher auf 160 °C und vom HD-Wärmetauscher auf 260 °C erwärmt. Abbildung 6.12 stellt die dabei übertragenden Wärmeleistungen und Abbildung 6.13 die dazu benötigten Dampfmengen dar.

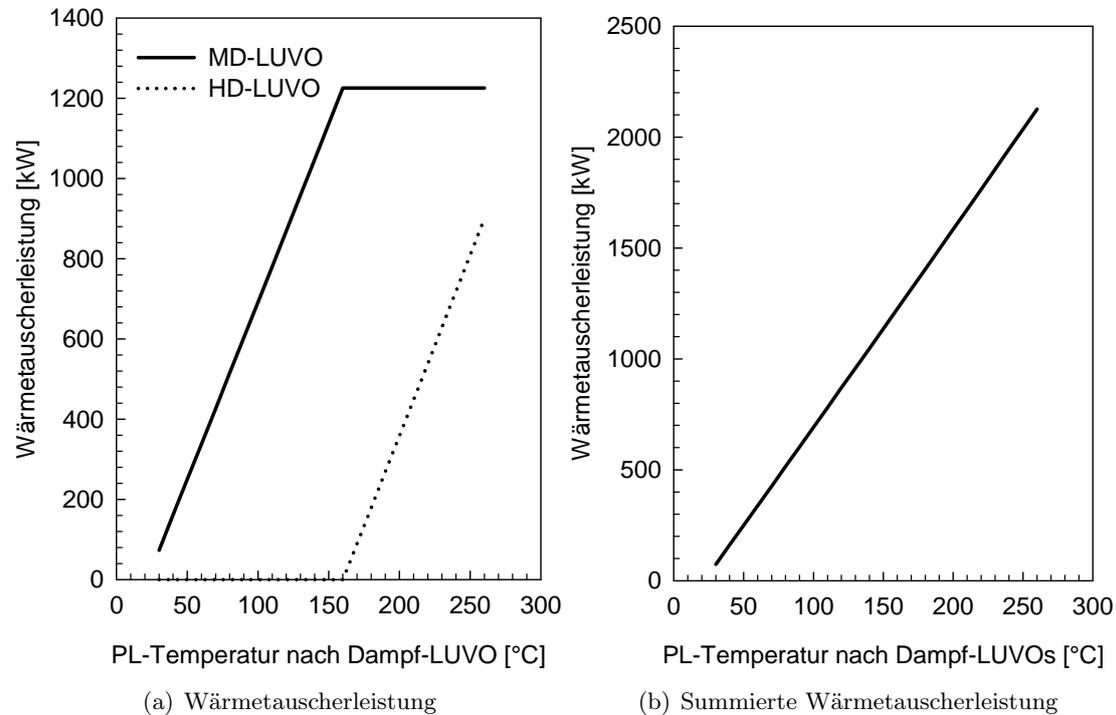


Abbildung 6.12.: Übertragende Wärmeleistung der Dampfwärmetauscher

Da die Erhöhung der Primärlufttemperatur von Umgebungsbedingungen auf die Temperatur vor dem LUVO-Brenner nicht ausschließlich durch Oxidation, sondern durch Wärmeleitung erreicht wird, steigt der Sauerstoffgehalt nach dem LUVO-Brenner an. Abbildung 6.14 zeigt den Zusammenhang zwischen der Temperatur vor dem LUVO-Brenner und dem Sauerstoffgehalt in der Windbox.

Da die Energie zum Aufheizen der Primärluft zum Teil von den Dampf-LUVOs bereitgestellt wird, sinkt die benötigte Schwerölmenge, um die Primärluft auf die gewünschte Temperatur zu bringen (siehe Abbildung 6.15a).

Der erhöhte Sauerstoffgehalt in der Primärluft bewirkt eine Reduzierung der benötigten Stützbrennstoffmenge und gleichzeitig eine Erhöhung des Schlammurchsatzes, was sich direkt auf den spezifischen Schwerölbedarf auswirkt (siehe Abbildung 6.15).

In Abbildung 6.16 sind die Schwerölmengen bezogen auf die Schlammmenge dargestellt.

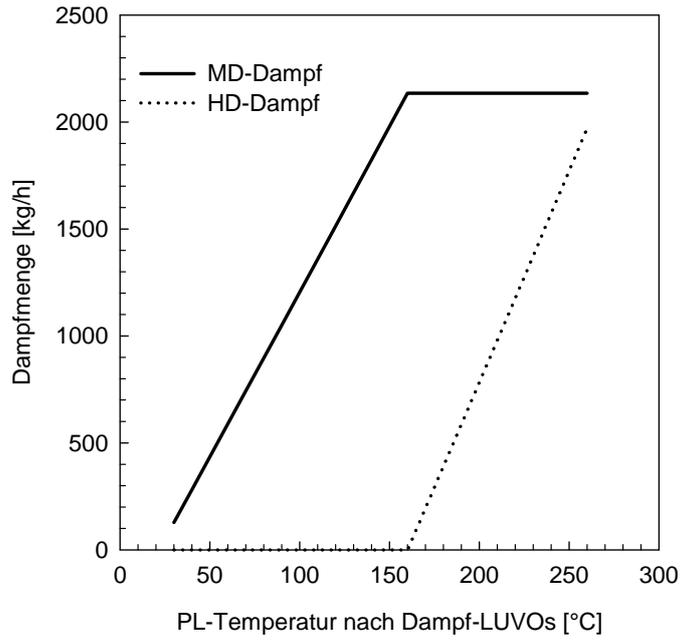


Abbildung 6.13.: Benötigte Dampfmengen für die Luftvorwärmung

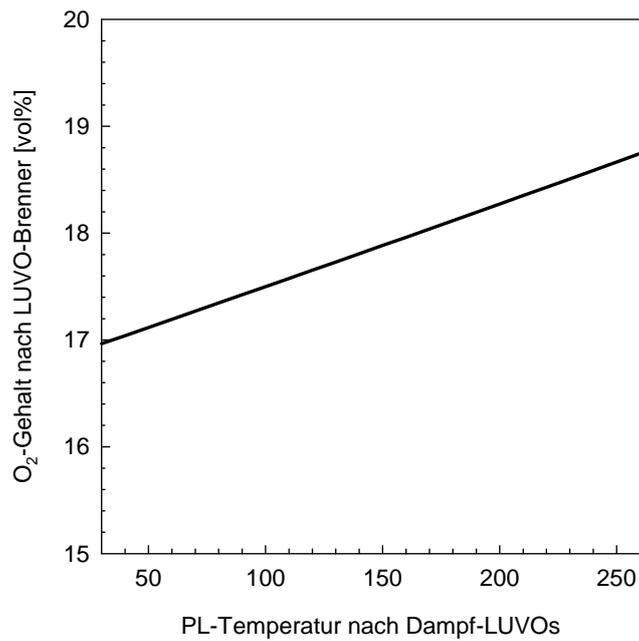


Abbildung 6.14.: Sauerstoffgehalt nach dem LUVO-Brenner

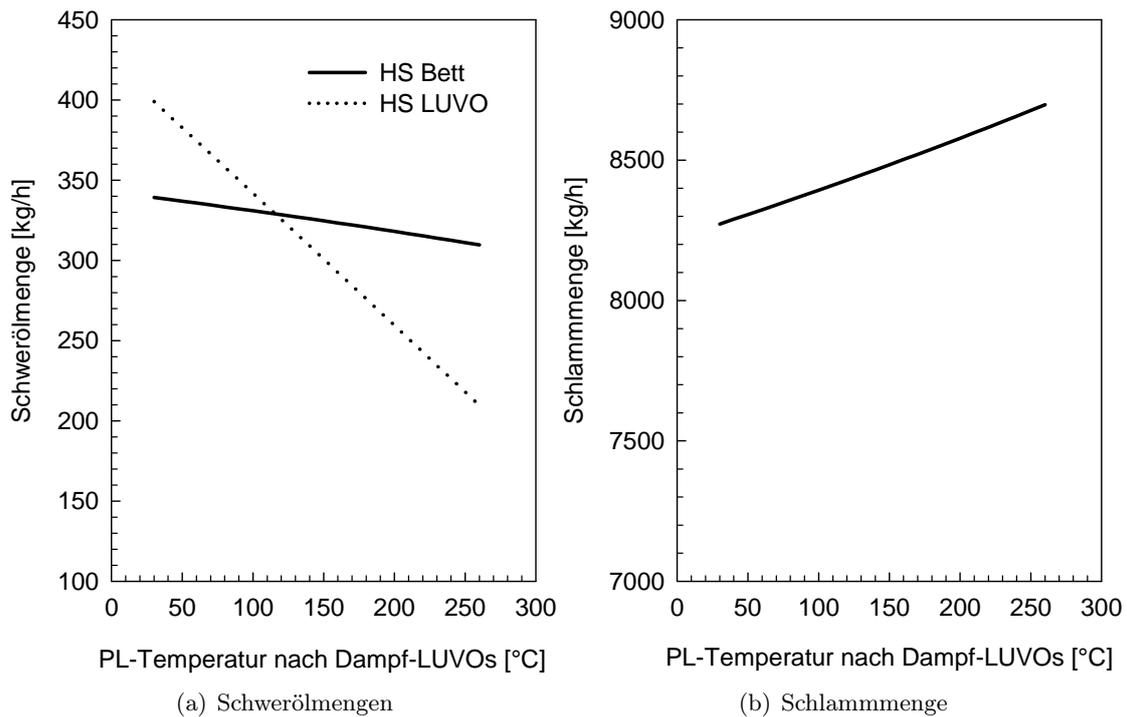


Abbildung 6.15.: Brennstoffmengen bei verstärkter Luftvorwärmung

6.5.3. Potential durch Erhöhung der Trockensubstanz

Bei der Verbrennung von Klärschlamm verlangt der hohe Wassergehalt die Zuführung von Stützbrennstoffen. Neben den in den vorherigen Punkten behandelten Veränderungen an den Betriebsparametern stellt sich die Frage, wie stark sich eine Veränderung des TS-Gehalts auf den Stützbrennstoffbedarf auswirkt. In der folgenden Simulation werden für die Klärschlamm Daten die Jahresmittelwerte aus 2007 verwendet (siehe Tabelle 6.11), da die Klärschlammzusammensetzung während der Versuche aufgrund von heftigen Regenfällen nicht repräsentativ waren (höherer TS-Gehalt bei niedrigerem Heizwert).

Tabelle 6.11.: Schlammdaten für die Variation des Wassergehalts

	Wert	Einheit
TS-Gehalt	29,3	gew%
Inertanteil	77,2	gew%
Heizwert feucht	3300	kJ/kg
Heizwert trocken	17200	kJ/kg

In der Simulation wurde der TS-Gehalt vom Ausgangswert 30 gew% auf 53 gew% erhöht, wobei sowohl der Inertgehalt als auch der Heizwert (wasserfrei) konstant gehalten werden.

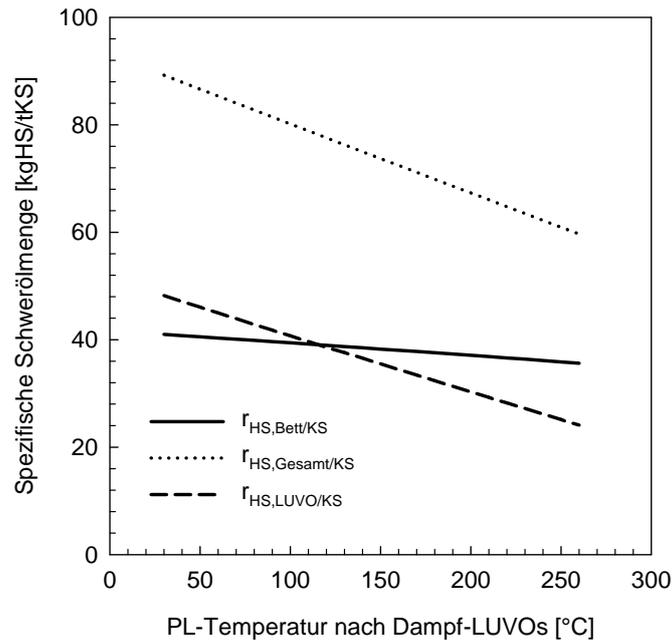


Abbildung 6.16.: Spezifischer Schwerölbedarf bei verstärkter Luftvorwärmung

Die Variation verläuft dabei durch drei Zonen:

1. In der ersten Zone wird durch den geringeren Wassergehalt im Klärschlamm weniger Schweröl im Wirbelbett benötigt, um das Wasser zu verdampfen und die gewünschte Betttemperatur zu erreichen.
2. In Zone 2 ist in der Bettzone kein Schweröl zur Verbrennung mehr nötig und es kann die Windboxtemperatur reduziert werden. Dadurch wird direkt Schweröl für den LUVO-Brenner eingespart.
3. In der dritten Zone wird die Windboxtemperatur auf die Temperatur nach dem Primärluftgebläse abgesenkt. Es findet also keine Luftvorwärmung mehr statt.

Mit der Änderung des TS-Gehalts ist auch eine Änderung des Verbrennungsverhalten in der Wirbelschicht zu erwarten. Das in Abschnitt 6.3 erstellte Parametermodell wird daher nicht zur Berechnung des CO-Schlupfes verwendet. Zur Berechnung der unverbrannten Flüchtigen wird der CO-Schlupf konstant bei $s_{CO} = 0,45$ gehalten.

Wie in den Abbildungen zu sehen ist, endet die erste Zone bei einem TS-Gehalt von ca. 36%. Ab hier ist keine Zufueuerung von Stützbrennstoffen in das Wirbelbett nötig, da weniger Wasser im Schlamm verdampft werden muss. Das Ende der zweiten und somit der Beginn der dritten Zone ist bei ca. 40% TS. Die benötigten Schwerölmengen sind in

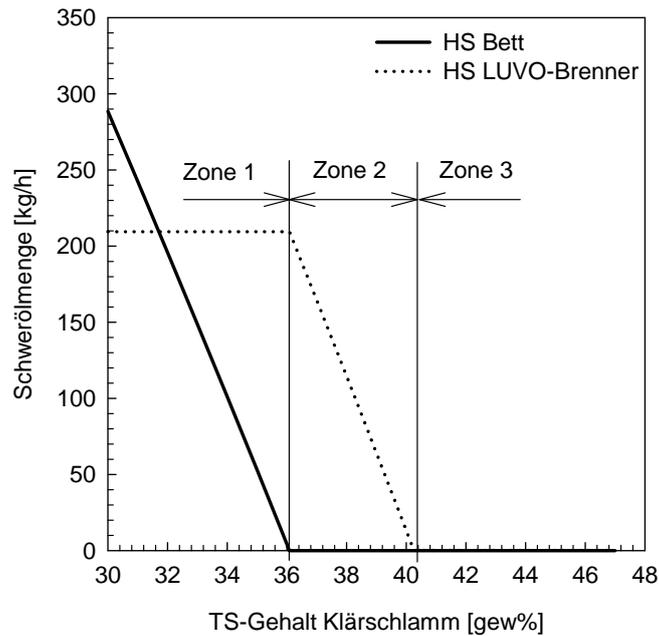


Abbildung 6.17.: Schwerölbedarf bei Erhöhung der Trockensubstanz im Klärschlamm

Abbildung 6.17 dargestellt.

Durch die geringeren Wassermengen kann insgesamt mehr Trockensubstanz verbrannt werden. Abbildung 6.18 stellt den Verlauf des Schlammumsatzes dar. Der Knick der Kurven am Beginn von Zone drei ist ein Resultat der fallenden Windboxtemperatur. Da die Leistung des LUVU-Brenners reduziert wird, wird ein Teil der Energie im Wirbelbett dazu benötigt, die reduzierte Leistung im LUVU-Brenner zu substituieren.

Abbildung 6.19a stellt den Verlauf der Windboxtemperatur dar. Sie bleibt in der ersten Zone konstant und wird in der zweiten und dritten Zone durch den Wegfall des LUVU-Brenners bzw. durch die Reduzierung der Dampf-LUVU-Leistung reduziert. Der Verlauf des spezifischen Schwerölbedarfs wird in Abbildung 6.19b dargestellt. Hier ist zu beachten, dass ab der zweiten Zone die gesamte Schwerölmenge und die Schwerölmenge in das Wirbelbett ident sind. Dadurch sind auch diese spezifischen Schwerölmengen gleich.

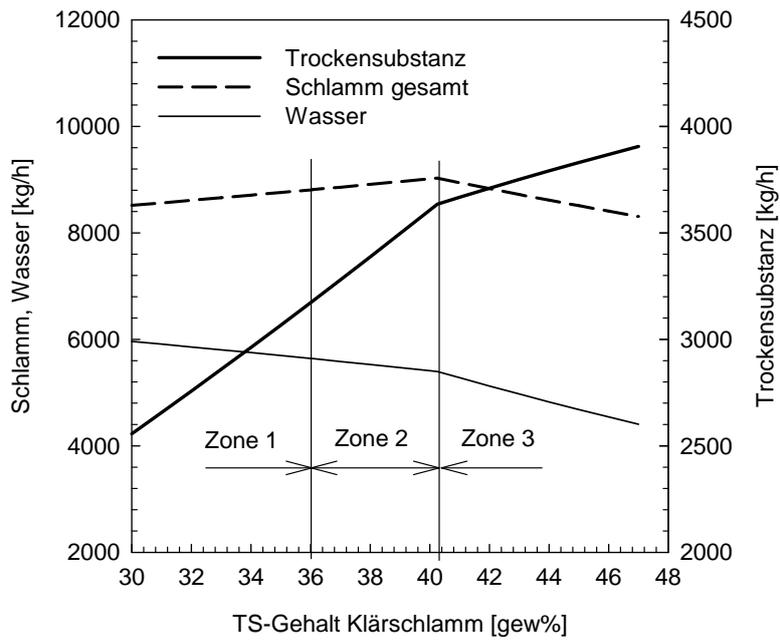


Abbildung 6.18.: Schlammdurchsatz bei Veränderung des Wassergehalts

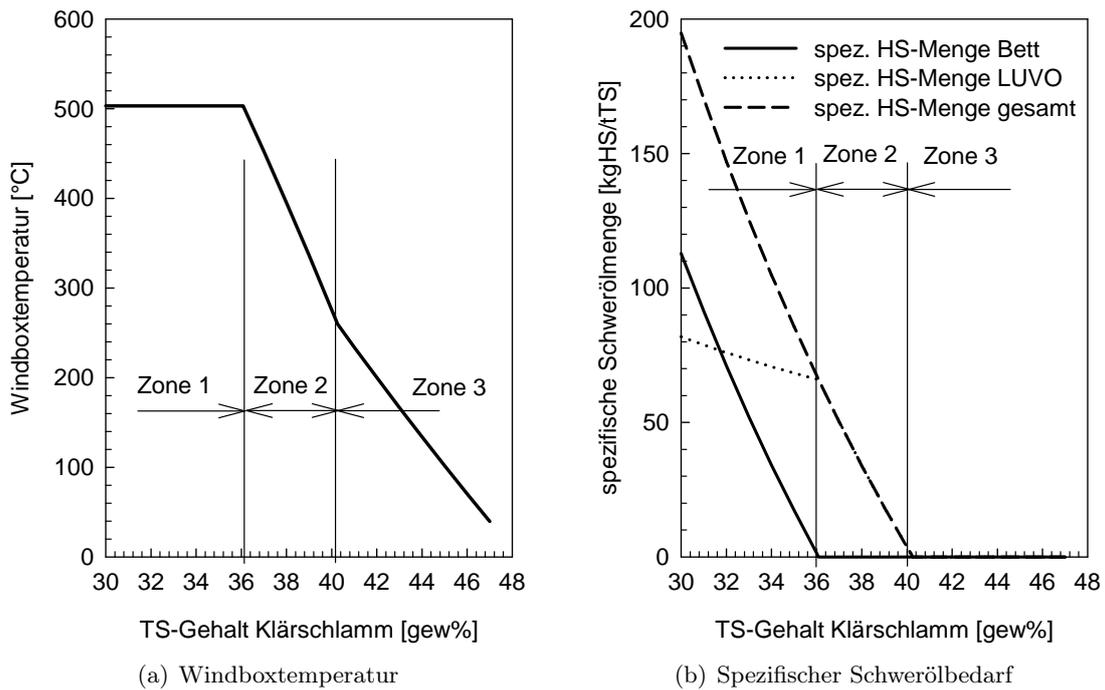


Abbildung 6.19.: Windboxtemperatur und spezifischer Schwerölbedarf bei Variation des Wassergehalts

7. Zusammenfassung und Ausblick

Im Rahmen der Diplomarbeit wurde in IPSEpro ein Modell und das dazugehörige Framework zur Abbildung des Betriebs einer Wirbelschichtfeuerung erstellt.

Die Wirbelschicht wurde in Abstimmung mit den vorhandenen Messstellen in zwei Bilanzzonen (Wirbelbett und Freiraum) unterteilt, um die Wärmefreisetzung im Wirbelbett und im Freiraum bilanzieren zu können. Dazu wurden bereits vorhandene Unit-Modelle der verwendeten Bibliothek für IPSEpro abgeändert bzw. erweitert. Als beschreibende Größe für die Wärmefreisetzung im Wirbelbett wurde der CO-Schlupf als Verhältnis von CO zum gesamten Kohlenstoff bestimmt. Da das Modell auch im Bereich $\lambda \approx 1$ stabil rechnen soll, wurde der CO-Schlupf auch für unterstöchiometrische Verhältnisse definiert.

Um die verschiedenen im Einsatz befindlichen Prozessleitsysteme zusammenzuführen, wurden in MS Excel Makros und Datenmasken entwickelt. Dadurch wurde die Versuchsauswertung größtenteils automatisiert, um die zukünftige Verarbeitung von Versuchsdaten zu erleichtern.

Um die entscheidenden Parameter für die Wärmefreisetzung im Wirbelbett bzw. das Potential einer eventuellen Reaktorverkleinerung zu bestimmen, wurden zwei Versuche durchgeführt. Beim ersten Versuch wurde der Einfluss der Querschnittsbelastung auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett untersucht. Mit dem zweiten Versuch wurde der Einfluss der Fluidisierung untersucht. Die Versuche lieferten die folgenden Ergebnisse:

- Der erste Versuch zeigt, dass die Querschnittsbelastung einen negativen Einfluss auf den CO-Schlupf bzw. die Wärmefreisetzung im Wirbelbett hat.
- Der zweite Versuch hat gezeigt, dass eine stärkere Fluidisierung einen positiven Effekt auf die Wärmefreisetzung im Wirbelbett hat.
- Eine lineare Sensitivitätsanalyse zeigt, dass der Einfluss der Fluidisierung größer als der Einfluss der Querschnittsbelastung ist.
- Neben Fluidisierung und Querschnittsbelastung haben sich die Betttemperatur und die spezifische Schwerölmenge (kg HS pro t KS) als die für die Wärmefreisetzung im Wirbelbett entscheidenden Parameter erwiesen.

Mit den aufgenommenen Betriebspunkten wurde ein Parametermodell erstellt, das die gewonnenen Erkenntnisse berücksichtigt. Hier muss allerdings erwähnt werden, dass für eine robustere Modellbildung weitere Messpunkte nötig sind. Das Parametermodell wurde anschließend in das bereits vorhandene IPSEpro Modell implementiert.

Mit dem erstellten Parametermodell wurden Variationen durchgeführt, um Aussagen über weitere Verbesserungsmaßnahmen zu treffen. Konkret wurden die Auswirkungen einer verbesserten Luftvorwärmung mit Hochdruckdampf, die Anreicherung der Verbrennungsluft mit Reinsauerstoff sowie die Variation des TS-Gehalts im Klärschlamm untersucht.

Für die verstärkte Luftvorwärmung mit Dampf gilt:

- Der Sauerstoffgehalt in der Verbrennungsluft steigt, da nicht mehr die gesamte Energie zur Luftvorwärmung durch Oxidation zur Verfügung gestellt wird.
- Sowohl der Schwerölbedarf im LUVVO-Brenner als auch im Wirbelbett sinken.
- Der Schlammumsatz steigt, da in der Verbrennungsluft mehr Sauerstoff vorhanden ist.

Für die Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft gilt:

- Durch den erhöhten Sauerstoffgehalt in der Verbrennungsluft ist ein höherer Schlammumsatz zu erwarten.
- Es muss weniger, an der Reaktion nicht beteiligter Stickstoff auf die Betttemperatur erwärmt werden, was zu einem niedrigeren Stützbrennstoffbedarf führt.

Bei der verbesserten Entwässerung des Klärschlammes sind die folgenden Veränderungen zu erwarten:

- Die Erhöhung des TS-Gehaltes hat eine sehr starke Reduktion des Stützbrennstoffbedarfs zur Folge.
- Ab einem TS-Gehalt von ca. 36 gew% ist kein Stützbrennstoff im Wirbelbett mehr nötig.
- Ab einem TS-Gehalt von ca. 40 gew% ist kein LUVVO-Brenner mehr nötig und die Windboxtemperatur kann auf 260 °C abgesenkt werden.
- Ab einem TS-Gehalt von ca. 53 gew% kann mit Luft bei Umgebungstemperatur fluidisiert werden.

Um genauere bzw. für einen größeren Betriebsbereich geltende Erkenntnisse über die Mechanismen der Wärmefreisetzung bei der Klärschlammverbrennung zu erlangen, sind weitere Variationen an der Anlage nötig. Ein besonders untersuchenswerter Punkt ist dabei das Verhalten des Brennstoffes nach dem Eintritt in das Wirbelbett. Hier unterscheiden sich bereits publizierte Ergebnisse sehr voneinander. Besteht ein Problem mit der Brennstoffdurchmischung, liegt in ihrer Verbesserung weiteres Potential.

In weiteren Versuchen gilt es noch zu klären, wie sich die Anreicherung der Primärluft mit Reinsauerstoff auf die Wärmefreisetzung auswirkt. Erst dann können belastbare Aussagen über die Wirtschaftlichkeit dieser Maßnahme getroffen werden.

8. Nomenklatur

8.1. Abkürzungen

AG	Abgas
BSB ₅	Biochemischer Sauerstoffbedarf
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
DS	Dünnschlamm
ES	Entwässerter Schlamm
EU	Europäische Union
FWW	Fernwärme Wien GmbH
HKA	Hauptkläranlage Wien
HD	Hochdruck
HS	Heizöl schwer
KS	Klärschlamm
MD	Mitteldruck
PL	Primärluft
PLS	Prozessleitsystem
TS	Trockensubstanz
WS	Wirbelschicht
ZE	Zentrat

8.2. Symbole

Symbol	Beschreibung	Dimension
A_{Bett}	Bettquerschnitt	m^2
a_i	Messwert allgemein	div.
\bar{a}_i	Wert der ausgeglichenen Lösung	div.
Ar	Archimedeszahl	-
d_i	Durchmesser der i-ten Klasse	m
d_p	Partikeldurchmesser (Siebdurchmesser)	m
d_p^*	Dimensionsloser Partikeldurchmesser	-
d_s	Partikeldurchmesser (oberflächenbezogen)	m
d_{sv}	Partikeldurchmesser (oberfläche/volumen-bezogen)	m

d_v	Partikeldurchmesser (volumenbezogen)	m
$FluidNr$	Fluidisierungszahl	-
g	Gravitationskonstante	m/s^2
H	Festbetthöhe	m
H^*	Konventionelle Enthalpie	J
H_0^f	Standardbildungsenthalpie eines Reinstoffes	J
H_u	Unterer Heizwert	J/kg
J	Feststoffzirkulationsstrom	$kg/m^2 \cdot s$
M	Masse der Partikel im Reaktor	kg
\dot{m}	Massenstrom	kg/s
\dot{n}	Stoffmengenstrom	mol/s
P_{th}	thermische Brennstoffleistung	W
q_{Bett}	Querschnittbelastung des Wirbelbetts	W/m^2
\dot{Q}_b	Anteil des Fluidisierungsgases in den Blasen	m^3/h
\dot{Q}_V	Wärmeverlust	W
$q_{v,rel}$	Wärmeverlust bezogen auf die Brennstoffleistung	-
$r_{HS/KS}$	Spezifische Schwerölmenge	$kgHS/tKS$
Re	Reynoldszahl	-
s_{CO}	CO-Schlupf	mol_{CO}/mol_C
t_U	Umwälzzeit des Bettmaterials	s
T	Zeitkonstante für die Gewichtungsfunktion	s
TS	Trockensubstanz	$gew\%$
tol_{a_i}	Absolute Fehlertoleranz d. Messwerts x	div.
U_L	Lockerungsgeschwindigkeit	m/s
U^*	Dimensionslose Leerrohrgeschwindigkeit	-
U	Leerrohrgeschwindigkeit	m/s
\dot{V}	Volumenstrom	m^3/s
V_b	Blasenvolumen	m^3
V_B	Bettvolumen	m^3
V_d	Driftvolumen	m^3
V_w	Wakevolumen	m^3
\dot{V}_{PL}	Primärluftmenge	Nm^3/s
x_i	Gewichtsfraction der i-ten Klasse einer Schüttung	-
Y	Faktor für die Abweichung von der Zweiphasentheorie	-
y	Molenbruch	mol/mol
β_w	Wakeanteil	-
β_d	Driftanteil	-
Δp	Druckabfall	Pa
ϵ	Porosität	-
μ	Dynamische Viskosität	$kg/m \cdot s$
φ_{OF}	Wärmefreisetzung Freeboard (Oberfeuer)	-
Φ	Formfaktor	-
ρ_b	Schüttdichte	kg/m^3

ρ_g	Gasdichte	kg/m^3
ρ_p	Partikeldichte	kg/m^3

8.3. Indizes

0	Standardzustand
a	Ausgang
AG	Abgas
BrSt	Brennstoff
DS	Dünnschlamm
e	Eingang
ES	Entwässerter Schlamm
g	Gasstrom
i	bezogen auf die Komponente i
KS	Klärschlamm
L	Am Lockerungspunkt
p	Partikel
PL	Primärluft
ZE	Zentrat

Literaturverzeichnis

- [1] ALBRINK, B., H. HANSEN und V. NICOLAI: *Hamburger Klärschlammwässerungs- und -trocknungsanlage in Betrieb*. Abwassertechnik, Abfalltechnik und Recycling, 10:11–13, 1992.
- [2] AUGUSTIN, T.: *Wertstoffgewinnung durch Pyrolyse von thermisch konditioniertem Belebtschlamm in der Wirbelschicht und Produktanalytik*. Doktorarbeit, Universität Hamburg, 1986.
- [3] BAEHR, H. D.: *Thermodynamik - Grundlagen und technische Anwendungen*. Berlin: Springer Verlag, 10 Aufl., 2000.
- [4] BARON, R., J. HODGES und A. SAROFIM (Hrsg.): *AICHE Symposium Series*, 1978.
- [5] ÜBERREITER, E., K. SCHWAIGER und H. MARENT: *Kommunale Abwasserrichtlinie der EU - 91/271/EWG Österreichischer Bericht 2008*. Techn. Ber., Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, Sektion VII, 2008.
- [6] BMLFUW: *Bundesabfallwirtschaftsplan 2006*. Techn. Ber., Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, 2006.
- [7] BORGHI, C., F. SAROFIM und J. BEER: *A model of coal devolatilization and combustion in fluidized beds*. In: *AICHE 70th Annual Meeting*, 1977.
- [8] BORODULYA, V., V. DIKALENKO, G. PALCHONOK und L. STANCHITS: *Fluidized bed combustion of solid organic waste and lowgrade coal, research and modelling*. In: HEINSCHER, K. (Hrsg.): *Proceedings 13th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, S. 135–142. ASME, 1995.
- [9] DENNIS, J., A. HAYHURST und I. MACKLEY: *The ignition and combustion of propane/air mixtures in a fluidised bed*. In: *19th International Symposium on Combustion*. The Combustion Institute, 1982.
- [10] DOEDENS, H.: *Proceedings Klärschlamm Entsorgung*, VDI-Bildungswerk GmbH. Düsseldorf: VDI-Verlag, 1991.

- [11] EU-RICHTLINIE: *RICHTLINIE DES RATES vom 21. Mai 1991 über die Behandlung von kommunalem Abwasser (91/271/EWG)*, 1991.
- [12] GOLDSMITH, P.: *Sanitary Solutions*. The Chemical Engineer, 557:13–14, 1994.
- [13] GRACE, J., A. AVIDAN und T. KNOWLTON (Hrsg.): *Circulating Fluidized Beds*. London: Chapman and Hall, 1997.
- [14] HALL, J.: *Treatment and use of sewage sludge in EC*, In: *The treatment and handling of wastes*. London: Chapman and Hall, 1992.
- [15] HOFBAUER, H.: *Skriptum zur Vorlesung Wirbelschichttechnik*. Wien: Eigenverlag, 2004.
- [16] KAISER, S.: *Simulation und Modellierung von Kraft-Wärme-Kopplungsverfahren auf Basis Biomassevergasung*. Doktorarbeit, Technische Universität Wien, 2001.
- [17] KOCH, J. und W. KAMINSKY: *Pyrolysis of a refinery sewage sludge, a material recycling process*. Science and Technology, 46, 1993.
- [18] KRÜGER-BETZ, M.: *Wertstoffgewinnung aus industriellem Klärschlamm durch Pyrolyse in einer indirekt beheizten Wirbelschicht unter Berücksichtigung der Schwermetallverteilung auf die Produktionsfraktionen*. Doktorarbeit, Universität Hamburg, 1986.
- [19] KRUMMER, A.: *Pyrolyse von usgefaultem Klärschlamm in der Wirbelschicht, eine Entsorgungsalternative*. Doktorarbeit, Universität Hamburg, 1989.
- [20] LOLL, U.: *ATV Handbuch - Klärschlamm*. Ernst und Sohn, 4. Auflage Aufl., 1996.
- [21] MCGHEE, T.: *Water supply and sewerage*. New York: McGraw-Hill, 1991.
- [22] MÜHLHAUS, L.: *Verbrennung von Klärschlamm im Wirbelschichtofen*. In: *VDI-Seminar, Klärschlamm Entsorgung II*, 1991.
- [23] NAUZE, R. L.: *Fundamentals of Coal Combustion in Fluidised Beds*. Chem Eng Res Dev, 63:3–33, 1985.
- [24] PARK, D., O. LEVENSPIEL und T. FITZGERALD: *A plume model for large-scale atmospheric fluidised bed combustors*. In: *Second Ann AICHE Meet*, S. 791–802, 1979.
- [25] POLETCHNY, H.: *Klärschlamm - Nutzen oder Gefahr für die Landwirtschaft*. Entsorgungspraxis-Spezial, S. 10–13, 1988.

- [26] PROELL, T.: *Potenziale der Wirbelschichtdampfvergasung fester Biomasse - Modellierung und Simulation auf Basis der Betriebserfahrungen am Biomassekraftwerk Güssing*. Doktorarbeit, Technische Universität Wien, 2004.
- [27] REH, L.: *Verbrennung in der Wirbelschicht*. Chemie-Ingenieur-Technik, 40:509–515, 1968.
- [28] REIMANN, D. O.: *Heizwert und Schwermetall aus Klärschlamm*. Müll und Abfall, Beiheft Nr. 28:16, 1989.
- [29] RÖMER, R.: *Klärschlamm Entsorgung 1: Daten, Dioxine, Entwässerung, Verwertung, Entsorgungsvorschläge*, Kap. Thermische Klärschlammbehandlung - Verbrennung, Trocknung, Energiegewinnung, Emission, S. 250–271. VDI GmbH, 1991.
- [30] RUOSS, F.: *Simulation einer Klärschlammverbrennung in einer stationären Wirbelschichtanlage mit Hilfe des Flowsheetprogramms Aspen Plus*. Diplomarbeit, Universität Essen, 1991.
- [31] SIMTECH: *IPSEPro Documentation*.
- [32] TCHOBANOGLIOUS, G. und B. FRANKLIN: *Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse*. New York: McGraw-Hill, 1991.
- [33] VESILIND, P. und T. RAMSEY: *Effect of drying temperature on the fuel value of wastewater sludge*. Wastewater Management and Research, 14:189–196, 1996.
- [34] WERTHER, J. und T. OGADA: *Combustion characteristics of wet sewage sludge in a fluidised bed, release and combustion of the volatiles*. Fuel, 75:617–626, 1996.
- [35] WERTHER, J. und T. OGADA: *Sewage sludge combustion*. Progress in Energy and Combustion Science, 25(1):55 – 116, 1999.
- [36] WERTHER, J., T. OGADA, V. BORODULYA und V. DIKALENKO: *Devolatilisation and combustion kinetic parameters of wet sewage sludge in a bubbling fluidised bed furnace*. In: *Proceedings of the Institute of Energy's Second International Conference on Combustion and Emissions Control*, S. 149–158, 1995.
- [37] WIRSUM, M.: *Experimentelle Untersuchung und theoretische Beschreibung der Verbrennung von Klärschlamm in blasenbildenden Wirbelschichtfeuerungen*. Doktorarbeit, Universität Siegen, 1997.
- [38] WIRTH, K.: *Strömungszustände und Druckverlust in Wirbelschichten*. In: *VDI Wärmeatlas*, 2002.

A. Prozessdaten der Betriebspunkte

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	13
BWL Wirbelschicht [MW]	10
Dampfleistung Kessel [MW]	11
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	84

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO- Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.155	0.990	0.990
Temperatur [°C]	15.0	35.0	160.2	513.2
Normvol.strom [Nm³/h]	28838	28838	28838	29060
Betr.vol.strom [m³/h]	31153	28541	46828	85621
Gasmassenstrom [kg/h]	37122	37122	37122	37478
Gesamtmassenstrom [kg/h]	37122	37122	37122	37478
Exergiefluss [kW]	89.7	226.7	337.5	2339.7
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.155
Temperatur [°C]	15.0	35.0
Normvol.strom [Nm³/h]	2133	2133
Betr.vol.strom [m³/h]	2304	2111
Gasmassenstrom [kg/h]	2745	2745
Gesamtmassenstrom [kg/h]	2745	2745
Exergiefluss [kW]	6.6	16.8
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.889
Temperatur [°C]	248
Normvol.strom [Nm³/h]	39871
Betr.vol.strom [m³/h]	86781
Gasmassenstrom [kg/h]	48141
Staub [g/Nm³]	16.0
Gesamtmassenstrom [kg/h]	48778
Exergiefluss [kW]	1574
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	513.19
Wirbelbett [°C]	746.26
Reaktorkopf [°C]	893.96

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.353
Querschnittsbelastung [kW/m²]	367.64
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.354
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	30.93

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	122.0	122.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	2909	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	9.220	0.445	0.321
Gesamtmassenstrom [kg/h]	8298	356	257
Exergiefluss [kW]	11476	4181	3015
Wassergehalt [Gew.%]	72.08	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	7.68	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	2.549
Massenstrom [kg/h]	0	2293.04
Exergiefluss [kW]	0.00	72.22

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.74	50.04
Temperatur [°C]	105.0	349.9
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3069.0
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	16.19	804.58
Massenstrom [kg/h]	15497	15497
Exergiefluss [kW]	193.4	4959.0

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	80	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.99	Therm. Leistg. [kW]	9548
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.354	rel. Wärmeverlust [%]	0.52
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	50.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.699	Exergieverlust [kW]	8102.0
Fluidisierungszahl [-]	7.078		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	3373.2
Druckverlust Luft [mbar]	245	rel. Wärmeverlust [%]	1.48
Luftzahl λ [-]	7.30	Wärmeverlust [kW]	50.0
Oberfeuer [%]	35.33	Exergieverlust [kW]	722.8
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
k A-Wert [kW/°C]	29.25	3.88	35.35
Übertragene Wärme [kW]	1313.0	564.7	10735.7
Exergieverlust [kW]	192.6	117.1	2286.2

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.167	1.167
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	210.46	15.56
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	221	1637
Exergieverlust [kW]	84.5	1627.0

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.91	27.06	30.01
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.92	0.72	0.95
C2H4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2 [vol%]	0.04	1.96	6.81	9.03
H2 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O [vol%]	1.03	2.52	24.58	---
H2S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N2 [vol%]	77.27	76.69	60.22	79.84
N2O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O2 [vol%]	20.73	17.88	7.60	10.07
SO2 [vol%]	0.00	0.03	0.08	0.10

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	55.66	84.00
H [Gew%]	6.90	11.00
O [Gew%]	30.44	1.10
N [Gew%]	5.52	0.40
S [Gew%]	1.38	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	23068	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	14
BWL Wirbelschicht [MW]	10
Dampfleistung Kessel [MW]	11
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO-Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.032	1.000	1.000
Temperatur [°C]	15.0	20.4	20.4	503.1
Normvol.strom [Nm³/h]	23788	23788	23788	24034
Betr.vol.strom [m³/h]	25697	25094	25901	69210
Gasmassenstrom [kg/h]	30621	30621	30621	31017
Gesamtmassenstrom [kg/h]	30621	30621	30621	31017
Exergiefluss [kW]	74.0	103.7	80.6	1907.9
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	2930	2930
Betr.vol.strom [m³/h]	3165	2925
Gasmassenstrom [kg/h]	3772	3772
Gesamtmassenstrom [kg/h]	3772	3772
Exergiefluss [kW]	9.1	21.6
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.901
Temperatur [°C]	222
Normvol.strom [Nm³/h]	35321
Betr.vol.strom [m³/h]	72094
Gasmassenstrom [kg/h]	42519
Staub [g/Nm³]	14.9
Gesamtmassenstrom [kg/h]	43047
Exergiefluss [kW]	1396
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	503.14
Wirbelbett [°C]	722.54
Reaktorkopf [°C]	899.51

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.422
Querschnittsbelastung [kW/m²]	384.11
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.422
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	42.54

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	122.0	122.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	2838	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	8.801	0.495	0.421
Gesamtmassenstrom [kg/h]	7921	396	337
Exergiefluss [kW]	10756	4654	3958
Wassergehalt [Gew.%]	70.70	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	6.66	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.74	50.04
Temperatur [°C]	105.0	358.1
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3090.6
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	15.03	761.41
Massenstrom [kg/h]	14388	14388
Exergiefluss [kW]	179.6	4649.5

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	79	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.54	Therm. Leistg. [kW]	9975
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.422	rel. Wärmeverlust [%]	5.01
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.414	Exergieverlust [kW]	8606.4
Fluidisierungszahl [-]	5.893		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	4209.4
Druckverlust Luft [mbar]	216	rel. Wärmeverlust [%]	11.88
Luftzahl λ [-]	4.40	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	42.20	Exergieverlust [kW]	1257.8
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	0	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
k A-Wert [kW/°C]	0.00	17.78	27.54
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2314.7	8263.5
Exergieverlust [kW]	0.0	355.3	1813.4

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.043	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	46.68	19.26
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	49	2026
Exergieverlust [kW]	19.4	2013.6

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	26.98	30.25
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.70	0.95
C ₂ H ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂ H ₆ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₃ H ₈ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ [vol%]	0.04	2.62	8.06	11.00
H ₂ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O [vol%]	1.03	3.04	26.70	---
H ₂ S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂ [vol%]	77.27	76.49	58.67	80.04
N ₂ O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH ₃ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂ [vol%]	20.73	16.90	5.77	7.87
SO ₂ [vol%]	0.00	0.04	0.10	0.13

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	50.45	84.00
H [Gew%]	6.47	11.00
O [Gew%]	36.51	1.10
N [Gew%]	5.18	0.40
S [Gew%]	1.29	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	20168	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	17
BWL Wirbelschicht [MW]	12
Dampfleistung Kessel [MW]	12
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO- Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.033	0.995	0.995
Temperatur [°C]	15.0	20.5	20.5	503.9
Normvol.strom [Nm³/h]	22886	22886	22886	23124
Betr.vol.strom [m³/h]	24723	24132	25053	66985
Gasmassenstrom [kg/h]	29460	29460	29460	29842
Gesamtmassenstrom [kg/h]	29460	29460	29460	29842
Exergiefluss [kW]	71.2	100.3	74.0	1836.5
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	9397	9397
Betr.vol.strom [m³/h]	10152	9380
Gasmassenstrom [kg/h]	12097	12097
Gesamtmassenstrom [kg/h]	12097	12097
Exergiefluss [kW]	29.2	69.4
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.896
Temperatur [°C]	227
Normvol.strom [Nm³/h]	41776
Betr.vol.strom [m³/h]	86463
Gasmassenstrom [kg/h]	50564
Staub [g/Nm³]	18.0
Gesamtmassenstrom [kg/h]	51317
Exergiefluss [kW]	1599
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	503.86
Wirbelbett [°C]	745.73
Reaktorkopf [°C]	897.51

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.485
Querschnittsbelastung [kW/m²]	480.80
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.530
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	38.74

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	90.0	90.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	3435	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	10.031	0.478	0.437
Gesamtmassenstrom [kg/h]	9028	382	350
Exergiefluss [kW]	13664	4489	4106
Wassergehalt [Gew.%]	67.94	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	8.33	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.71	50.01
Temperatur [°C]	105.0	357.4
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3088.9
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	17.59	890.08
Massenstrom [kg/h]	16836	16836
Exergiefluss [kW]	210.1	5435.9

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	78	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.23	Therm. Leistg. [kW]	12486
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.530	rel. Wärmeverlust [%]	4.00
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.466	Exergieverlust [kW]	10301.7
Fluidisierungszahl [-]	6.108		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	6051.8
Druckverlust Luft [mbar]	221	rel. Wärmeverlust [%]	8.26
Luftzahl λ [-]	4.09	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	48.47	Exergieverlust [kW]	2083.2
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
kA-Wert [kW/°C]	0.00	21.18	31.41
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2848.5	9521.2
Exergieverlust [kW]	3.5	442.5	2105.7

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.044	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	45.74	61.83
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	48	6505
Exergieverlust [kW]	19.0	6465.2

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	27.13	30.18
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.71	0.95
C ₂ H ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂ H ₆ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₃ H ₈ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ [vol%]	0.04	2.63	7.80	10.41
H ₂ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O [vol%]	1.03	3.05	25.06	---
H ₂ S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂ [vol%]	77.27	76.48	59.94	79.99
N ₂ O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH ₃ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂ [vol%]	20.73	16.89	6.39	8.52
SO ₂ [vol%]	0.00	0.04	0.09	0.12

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	52.55	84.00
H [Gew%]	6.76	11.00
O [Gew%]	33.83	1.10
N [Gew%]	5.41	0.40
S [Gew%]	1.35	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	21476	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	17
BWL Wirbelschicht [MW]	12
Dampfleistung Kessel [MW]	12
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO- Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.035	0.990	0.990
Temperatur [°C]	15.0	20.7	20.7	503.4
Normvol.strom [Nm³/h]	23214	23214	23214	23455
Betr.vol.strom [m³/h]	25078	24452	25562	68250
Gasmassenstrom [kg/h]	29883	29883	29883	30270
Gesamtmassenstrom [kg/h]	29883	29883	29883	30270
Exergiefluss [kW]	72.2	103.1	71.4	1856.5
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	8118	8118
Betr.vol.strom [m³/h]	8770	8103
Gasmassenstrom [kg/h]	10450	10450
Gesamtmassenstrom [kg/h]	10450	10450
Exergiefluss [kW]	25.3	59.9
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.891
Temperatur [°C]	230
Normvol.strom [Nm³/h]	40913
Betr.vol.strom [m³/h]	85816
Gasmassenstrom [kg/h]	49397
Staub [g/Nm³]	18.7
Gesamtmassenstrom [kg/h]	50162
Exergiefluss [kW]	1618
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	503.42
Wirbelbett [°C]	738.23
Reaktorkopf [°C]	905.59

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.481
Querschnittsbelastung [kW/m²]	473.83
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.521
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	37.78

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	90.0	90.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	3363	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	10.109	0.484	0.430
Gesamtmassenstrom [kg/h]	9098	387	344
Exergiefluss [kW]	13601	4547	4036
Wassergehalt [Gew.%]	68.32	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	8.41	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.86	50.16
Temperatur [°C]	105.0	358.1
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3090.3
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	17.40	878.58
Massenstrom [kg/h]	16649	16649
Exergiefluss [kW]	207.9	5380.9

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	78	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.25	Therm. Leistg. [kW]	12305
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.521	rel. Wärmeverlust [%]	4.06
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.481	Exergieverlust [kW]	10209.5
Fluidisierungszahl [-]	6.170		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	5921.9
Druckverlust Luft [mbar]	226	rel. Wärmeverlust [%]	8.44
Luftzahl λ [-]	3.94	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	48.12	Exergieverlust [kW]	1958.4
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
kA-Wert [kW/°C]	0.00	20.24	30.47
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2809.0	9430.2
Exergieverlust [kW]	3.6	447.4	2104.7

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.046	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	48.43	53.40
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	51	5619
Exergieverlust [kW]	20.1	5584.5

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	27.06	30.21
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.71	0.95
C ₂ H ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂ H ₆ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₃ H ₈ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ [vol%]	0.04	2.63	7.92	10.68
H ₂ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O [vol%]	1.03	3.04	25.79	---
H ₂ S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂ [vol%]	77.27	76.48	59.41	80.06
N ₂ O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH ₃ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂ [vol%]	20.73	16.89	6.07	8.18
SO ₂ [vol%]	0.00	0.04	0.09	0.13

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	52.75	84.00
H [Gew%]	6.81	11.00
O [Gew%]	33.54	1.10
N [Gew%]	5.45	0.40
S [Gew%]	1.36	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	21626	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	16
BWL Wirbelschicht [MW]	12
Dampfleistung Kessel [MW]	12
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO- Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.036	0.990	0.990
Temperatur [°C]	15.0	20.9	20.9	499.9
Normvol.strom [Nm³/h]	23475	23475	23475	23717
Betr.vol.strom [m³/h]	25360	24713	25861	68699
Gasmassenstrom [kg/h]	30219	30219	30219	30607
Gesamtmassenstrom [kg/h]	30219	30219	30219	30607
Exergiefluss [kW]	73.0	105.0	72.2	1855.9
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	6760	6760
Betr.vol.strom [m³/h]	7303	6748
Gasmassenstrom [kg/h]	8702	8702
Gesamtmassenstrom [kg/h]	8702	8702
Exergiefluss [kW]	21.0	49.9
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.891
Temperatur [°C]	229
Normvol.strom [Nm³/h]	39488
Betr.vol.strom [m³/h]	82534
Gasmassenstrom [kg/h]	47669
Staub [g/Nm³]	18.5
Gesamtmassenstrom [kg/h]	48399
Exergiefluss [kW]	1551
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	499.90
Wirbelbett [°C]	735.84
Reaktorkopf [°C]	904.00

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.465
Querschnittsbelastung [kW/m²]	451.31
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.497
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	37.92

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	90.0	90.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	3306	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	9.731	0.486	0.415
Gesamtmassenstrom [kg/h]	8758	388	332
Exergiefluss [kW]	12964	4561	3900
Wassergehalt [Gew.%]	68.60	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	8.33	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.77	50.07
Temperatur [°C]	105.0	355.7
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3084.2
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	16.83	846.85
Massenstrom [kg/h]	16103	16103
Exergiefluss [kW]	201.0	5188.6

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	78	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.33	Therm. Leistg. [kW]	11721
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.497	rel. Wärmeverlust [%]	4.27
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.471	Exergieverlust [kW]	9772.4
Fluidisierungszahl [-]	6.131		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	5447.9
Druckverlust Luft [mbar]	226	rel. Wärmeverlust [%]	9.18
Luftzahl λ [-]	4.08	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	46.48	Exergieverlust [kW]	1768.8
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
kA-Wert [kW/°C]	0.00	19.62	29.57
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2689.6	9120.3
Exergieverlust [kW]	3.6	425.4	2031.2

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.047	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	50.09	44.46
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	53	4678
Exergieverlust [kW]	20.8	4649.3

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	27.06	30.21
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.71	0.95
C ₂ H ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂ H ₆ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₃ H ₈ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH ₄ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ [vol%]	0.04	2.60	7.92	10.68
H ₂ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O [vol%]	1.03	3.03	25.82	---
H ₂ S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂ [vol%]	77.27	76.49	59.40	80.07
N ₂ O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH ₃ [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂ [vol%]	20.73	16.92	6.06	8.17
SO ₂ [vol%]	0.00	0.04	0.09	0.13

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	52.68	84.00
H [Gew%]	6.81	11.00
O [Gew%]	33.60	1.10
N [Gew%]	5.45	0.40
S [Gew%]	1.36	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	21597	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	15
BWL Wirbelschicht [MW]	11
Dampfleistung Kessel [MW]	11
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO- Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.038	0.995	0.995
Temperatur [°C]	15.0	21.1	21.1	498.4
Normvol.strom [Nm³/h]	23441	23441	23441	23681
Betr.vol.strom [m³/h]	25323	24651	25714	68121
Gasmassenstrom [kg/h]	30174	30174	30174	30560
Gesamtmassenstrom [kg/h]	30174	30174	30174	30560
Exergiefluss [kW]	72.9	106.1	75.7	1847.9
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	5368	5368
Betr.vol.strom [m³/h]	5799	5358
Gasmassenstrom [kg/h]	6910	6910
Gesamtmassenstrom [kg/h]	6910	6910
Exergiefluss [kW]	16.7	39.6
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.895
Temperatur [°C]	226
Normvol.strom [Nm³/h]	37538
Betr.vol.strom [m³/h]	77662
Gasmassenstrom [kg/h]	45320
Staub [g/Nm³]	18.4
Gesamtmassenstrom [kg/h]	46013
Exergiefluss [kW]	1460
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	498.44
Wirbelbett [°C]	747.78
Reaktorkopf [°C]	901.40

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.428
Querschnittsbelastung [kW/m²]	421.58
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.453
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	40.90

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	90.0	90.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	3172	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	9.119	0.483	0.420
Gesamtmassenstrom [kg/h]	8207	386	336
Exergiefluss [kW]	11862	4537	3942
Wassergehalt [Gew.%]	69.23	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	8.44	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.79	50.09
Temperatur [°C]	105.0	356.2
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3085.6
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	15.96	804.03
Massenstrom [kg/h]	15278	15278
Exergiefluss [kW]	190.7	4926.3

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	79	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.41	Therm. Leistg. [kW]	10948
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.453	rel. Wärmeverlust [%]	4.57
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.452	Exergieverlust [kW]	9176.7
Fluidisierungszahl [-]	6.049		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	4689.2
Druckverlust Luft [mbar]	221	rel. Wärmeverlust [%]	10.66
Luftzahl λ [-]	4.42	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	42.83	Exergieverlust [kW]	1525.8
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
kA-Wert [kW/°C]	0.00	18.78	28.49
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2523.3	8687.8
Exergieverlust [kW]	3.6	394.2	1923.1

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.049	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	52.07	35.30
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	55	3714
Exergieverlust [kW]	21.6	3691.0

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	27.06	30.19
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.71	0.95
C2H4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2 [vol%]	0.04	2.59	7.86	10.58
H2 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O [vol%]	1.03	3.02	25.72	---
H2S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N2 [vol%]	77.27	76.49	59.53	80.13
N2O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O2 [vol%]	20.73	16.94	6.09	8.20
SO2 [vol%]	0.00	0.04	0.09	0.13

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	52.85	84.00
H [Gew%]	6.89	11.00
O [Gew%]	33.26	1.10
N [Gew%]	5.51	0.40
S [Gew%]	1.38	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	21776	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	16
BWL Wirbelschicht [MW]	11
Dampfleistung Kessel [MW]	12
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO- Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.043	0.990	0.990
Temperatur [°C]	15.0	21.7	21.7	503.1
Normvol.strom [Nm³/h]	24393	24393	24393	24646
Betr.vol.strom [m³/h]	26352	25582	26950	71686
Gasmassenstrom [kg/h]	31400	31400	31400	31806
Gesamtmassenstrom [kg/h]	31400	31400	31400	31806
Exergiefluss [kW]	75.9	114.0	75.0	1948.7
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	5790	5790
Betr.vol.strom [m³/h]	6255	5779
Gasmassenstrom [kg/h]	7453	7453
Gesamtmassenstrom [kg/h]	7453	7453
Exergiefluss [kW]	18.0	42.7
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.896
Temperatur [°C]	228
Normvol.strom [Nm³/h]	38896
Betr.vol.strom [m³/h]	80670
Gasmassenstrom [kg/h]	47103
Staub [g/Nm³]	18.2
Gesamtmassenstrom [kg/h]	47810
Exergiefluss [kW]	1491
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	503.12
Wirbelbett [°C]	779.49
Reaktorkopf [°C]	904.70

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.396
Querschnittsbelastung [kW/m²]	433.90
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.421
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	41.99

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	90.0	90.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	3269	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	9.118	0.507	0.431
Gesamtmassenstrom [kg/h]	8207	406	345
Exergiefluss [kW]	12067	4766	4046
Wassergehalt [Gew.%]	68.72	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	8.61	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.76	50.06
Temperatur [°C]	105.0	355.0
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3082.4
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	16.58	833.15
Massenstrom [kg/h]	15864	15864
Exergiefluss [kW]	198.0	5107.4

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	73	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.44	Therm. Leistg. [kW]	11268
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.421	rel. Wärmeverlust [%]	4.44
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.537	Exergieverlust [kW]	9285.4
Fluidisierungszahl [-]	6.405		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	4463.3
Druckverlust Luft [mbar]	221	rel. Wärmeverlust [%]	11.20
Luftzahl λ [-]	4.89	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	39.61	Exergieverlust [kW]	1510.9
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
kA-Wert [kW/°C]	0.00	19.29	29.20
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2626.7	9000.1
Exergieverlust [kW]	3.8	414.3	2003.0

Gasverdichter

<i>Gasverdichter</i>	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.054	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	59.70	38.07
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	63	4006
Exergieverlust [kW]	24.7	3981.4

Zusammensetzungen Gasströme

<i>Luft und Abgas</i>	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	27.14	30.17
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.72	0.95
C2H4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2 [vol%]	0.04	2.62	7.78	10.35
H2 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O [vol%]	1.03	3.04	24.87	---
H2S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N2 [vol%]	77.27	76.49	60.18	80.10
N2O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O2 [vol%]	20.73	16.90	6.36	8.46
SO2 [vol%]	0.00	0.04	0.09	0.12

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

<i>Brennstoffe</i>	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	52.94	84.00
H [Gew%]	6.90	11.00
O [Gew%]	33.15	1.10
N [Gew%]	5.52	0.40
S [Gew%]	1.38	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	21830	39860

Leistungen Gesamtanlage

BWL ges. (WS inkl LUVO) [MW]	17
BWL Wirbelschicht [MW]	12
Dampfleistung Kessel [MW]	13
Wirkungsgrad zu Dampf [%]	74

Umgebungsbedingungen

Seehöhe [m]	200
Temperatur [°C]	15
Luftdruck [mbar]	989.454
Rel. Luftfeuchte [%]	60

Gasströme

Primärluft	Primärluft vor Gebläse	Primärluft nach Gebläse	Primärluft nach Dampf-LUVO	Primärluft nach LUVO-Brenner
Absolutdruck [bara]	0.989	1.041	0.990	0.990
Temperatur [°C]	15.0	21.5	21.5	502.3
Normvol.strom [Nm³/h]	25793	25793	25793	26060
Betr.vol.strom [m³/h]	27864	27077	28476	75718
Gasmassenstrom [kg/h]	33202	33202	33202	33631
Gesamtmassenstrom [kg/h]	33202	33202	33202	33631
Exergiefluss [kW]	80.3	119.2	79.3	2055.0
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft

Sekundärluft	Sekundärluft vor Gebläse	Sekundärluft nach Gebläse
Absolutdruck [bara]	0.989	1.138
Temperatur [°C]	15.0	33.0
Normvol.strom [Nm³/h]	7203	7203
Betr.vol.strom [m³/h]	7782	7191
Gasmassenstrom [kg/h]	9273	9273
Gesamtmassenstrom [kg/h]	9273	9273
Exergiefluss [kW]	22.4	53.2
Zusammensetzung Gas	Umgebungsluft	Umgebungsluft

Abgas	Rauchgas WSO
Absolutdruck [bara]	0.899
Temperatur [°C]	233
Normvol.strom [Nm³/h]	42314
Betr.vol.strom [m³/h]	88460
Gasmassenstrom [kg/h]	51317
Staub [g/Nm³]	18.4
Gesamtmassenstrom [kg/h]	52094
Exergiefluss [kW]	1647
Zusammensetzung Gas	Rauchgas

Temperaturen	Wert
Windbox [°C]	502.30
Wirbelbett [°C]	782.97
Reaktorkopf [°C]	905.56

Kennzahlen	Wert
Oberfeuer [-]	0.408
Querschnittsbelastung [kW/m²]	474.28
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.439
Spez. Schwerölverb. [kgHS/tKS]	39.95

Brennstoffe und Abwasser

Brennstoffe	Klärschlamm	Schweröl LUVO	Schweröl Bett
Absolutdruck [bara]	1.100	1.100	1.100
Temperatur [°C]	20.0	90.0	90.0
Dichte [kg/m ³]	900	800	800
unt. Heizwert gesamt [kJ/kg]	3425	39860	39860
Betr.vol.strom [m ³ /h]	9.820	0.536	0.441
Gesamtmassenstrom [kg/h]	8838	429	353
Exergiefluss [kW]	13356	5032	4146
Wassergehalt [Gew.%]	68.10	0.00	0.00
Asche [Gew.% feucht]	8.79	0.00	0.00
Zusammensetzung Organisch	Klärschlamm	Heizöl Schwer	Heizöl Schwer

Wasser- und Dampfströme

Dampf-LUVO	Dampf zu LUVO	Kondensat nach LUVO
Absolutdruck [bara]	50.000	7.500
Temperatur [°C]	263.9	167.8
Enthalpie [kJ/kg]	2794.2	709.4
Dampfziffer x [-]	1.000	0.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	0.000	0.000
Massenstrom [kg/h]	0	-1.4822e-323
Exergiefluss [kW]	0.00	0.00

Kessel	Speisewasser	Frischdampf
Absolutdruck [bara]	50.83	50.13
Temperatur [°C]	105.0	354.9
Enthalpie [kJ/kg]	443.9	3082.0
Dampfziffer x [-]	0.000	1.000
Betriebsvolumenstrom [m ³ /h]	17.91	898.40
Massenstrom [kg/h]	17139	17139
Exergiefluss [kW]	214.0	5517.9

Apparate

Bett

Druckverlust Gas [mbar]	70	Bettquerschnitt [m ²]	26
Luftzahl λ [-]	1.40	Therm. Leistg. [kW]	12317
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.439	rel. Wärmeverlust [%]	4.06
Leerrohr-Querschnitt [m ²]	25.970	Wärmeverlust [kW]	500.0
Gasaustrittsgeschw. [m/s]	1.633	Exergieverlust [kW]	10024.4
Fluidisierungszahl [-]	6.803		

Freeboard

Druckverlust Rauchgas [mbar]	0	Therm. Leistg. [kW]	5029.4
Druckverlust Luft [mbar]	218	rel. Wärmeverlust [%]	9.94
Luftzahl λ [-]	4.84	Wärmeverlust [kW]	500.0
Oberfeuer [%]	40.83	Exergieverlust [kW]	1712.9
CO-Schlupf [mol _{CO} /mol _c]	0.00000		

Wärmetauscher

	Dampf-LUVO	Kessel Eco	Kessel VD/ÜH
Stromführung	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Δp heiße Seite [mbar]	5	1	20
Δp kalte Seite [mbar]	1000	200	500
kA-Wert [kW/°C]	0.00	20.57	30.85
Übertragene Wärme [kW]	0.0	2911.9	9647.7
Exergieverlust [kW]	4.0	470.0	2163.3

Gasverdichter

Gasverdichter	Primärluftgebläse	Sekundärluftgebläse
Druckverhältnis [-]	1.052	1.150
Isentropenwirkungsgrad [%]	65	65
Mechan. Wirkungsgrad [%]	99	99
Wellenleistung [kW]	61.06	47.37
El. Wirkungsgrad Motor [%]	96	96
Mechan. Wirkgs.grd. Mot. [%]	99	99
Motorleistung [kW]	64	4984
Exergieverlust [kW]	25.3	4953.3

Zusammensetzungen Gasströme

Luft und Abgas	Umgebungsluft	Fluidisierungsluft nach LUVO-Brenner	Rauchgas	Rauchgas wasserfrei
mittlere Molmasse [g/mol]	28.85	28.93	27.18	30.15
Heizwert H_U [MJ/Nm ³]	0.00	0.00	0.00	0.00
Ar [vol%]	0.92	0.91	0.72	0.95
C2H4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2 [vol%]	0.04	2.61	7.73	10.23
H2 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O [vol%]	1.03	3.03	24.46	---
H2S [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
N2 [vol%]	77.27	76.49	60.48	80.06
N2O [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NH3 [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
NO [vol%]	0.00	0.00	0.00	0.00
O2 [vol%]	20.73	16.91	6.51	8.62
SO2 [vol%]	0.00	0.04	0.09	0.12

Organische Zusammensetzungen Brennstoffe (waf)

Brennstoffe	Klärschlamm	Heizöl Schwer
C [Gew%]	53.34	84.00
H [Gew%]	6.90	11.00
O [Gew%]	32.75	1.10
N [Gew%]	5.52	0.40
S [Gew%]	1.38	3.50
Cl [Gew%]	0.10	0.00
Heizwert H_U (waf) [kJ/kg]	22014	39860