

Christoph Mandl

**Entwicklung, Test und Evaluierung einer
Pelletvergasungstechnologie zur Wärmeerzeugung
im kleinen Leistungsbereich**

DISSERTATION

zur Erlangung des akademischen Grades
„Doktor der technischen Wissenschaften“

erreicht an der

Technischen Universität Graz

Institut für Prozess- und Partikeltechnik
Technische Universität Graz

Graz, im September 2010

Vorwort

Herrn Prof. Dr. Ingwald Obernberger gilt mein besonderer Dank für die Betreuung, Korrektur und Beurteilung meiner Dissertation. Des Weiteren möchte ich mich bei Herrn Prof. Dr.-Ing. Hartmut Spliethoff für die Zweitbegutachtung meiner Dissertation bedanken.

Für die hilfsbereite Unterstützung möchte ich den Kollegen der Arbeitsgruppe Energetische Biomassenutzung des Instituts für Prozess- und Partikeltechnik und der Bios Bioenergiesysteme GmbH danken. In diesem Zusammenhang gilt mein besonderer Dank Fritz Biedermann und Thomas Brunner für die zahlreichen, jedoch motivierenden, Diskussionen und konstruktiven Ratschläge.

Mein Dank gilt außerdem Herrn Hans-Jürgen Brandt, stellvertretend für alle Mitarbeiter der Firma Windhager Zentralheizung, insbesondere der des Prüfstandes Qualitätswesen, für die freundschaftliche Aufnahme und die Unterstützung während der Testläufe an den Versuchsanlagen sowie für die unzähligen Diskussionen, welche natürlich diese Arbeit auch beeinflusst haben.

Last but not least bedanke ich mich bei meiner Familie für die Unterstützung und Aufmunterungen, ohne die diese Arbeit nur schwer möglich gewesen wäre.

Kurzfassung

Die Hauptzielsetzung der vorliegenden Arbeit war die Entwicklung einer neuen Pellet-Kleinf Feuerungstechnologie, die bezüglich Staub- und NO_x -Emissionen eine deutliche Verbesserung zum derzeitigen Stand der Technik darstellt. In der Arbeit werden die einzelnen Entwicklungsschritte der neuen Feuerungstechnologie chronologisch beschrieben und diskutiert sowie ein mathematisches Modell für einen Festbett-Gegenstromvergaser vorgestellt.

Ausgangspunkt der Entwicklung war die Erhebung des Stands der Technik bei Pelletkesseln im kleinen Leistungsbereich. Es zeigte sich, dass Pelletfeuerungen bereits einen sehr hohen Entwicklungsstand aufweisen, wodurch eine Loslösung von bestehenden Verbrennungskonzepten notwendig war. Aus diesem Grund wurden in einer umfassenden Literaturstudie die Verfahren der thermochemischen Konversion von festen Biomassebrennstoffen, nämlich auf Basis von Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung, evaluiert und mit dem Ziel bewertet, eine für die neue Feuerungsentwicklung geeignete Technologie zu identifizieren. Als Ergebnis dieser Evaluierung wurde das Prinzip der Gegenstromvergasung für die Entwicklung eines Konzeptes der neuen Feuerung, bestehend aus Gegenstromvergaser mit gekoppeltem Gasbrenner, herangezogen.

Das Konzept wurde in einer ersten Versuchsanlage, bestehend aus einem Gegenstromvergaser mit angeschlossenem Pelletkessel zur Verbrennung des Produktgases realisiert. Ein stabiler Betrieb des Vergasers konnte aufgrund von Kondensation von Teeren aus dem Produktgas vorerst nicht erreicht werden. Durch eine räumliche Kopplung des Produktgasbrenners direkt an den Vergaser und der daraus resultierenden unmittelbaren Verbrennung des aus dem Vergaserbett austretenden teerbeladenen Produktgases konnte die Teerkondensation effektiv unterbunden und ein stabiler Betrieb des Vergasers erreicht werden.

Ein weitere Entwicklungsschwerpunkt lag auf der Unterbindung von versinterten Ascheanbackungen, die sich im laufenden Betrieb im Vergaser bildeten. Mit Hilfe von im Rahmen der experimentellen Entwicklung wiederholt durchgeführten nasschemischen, EDX/REM- und XRD-Analysen von Proben der versinterten Aschen und von Rostaschen konnte ein von konventionellen Rostfeuerungen signifikant abweichendes Ascheschmelzverhalten, bedingt durch Kaliumanreicherung in den versinterten Aschen sowie Bildung von $\text{K}_2\text{Ca}(\text{CO}_3)_2$ Schmelzen, als Ursache für die Bildung identifiziert werden. Durch eine Vergrößerung des Durchmessers des Vergaserrohres sowie einer temperaturgeführten Entaschung konnte die Bildung von Ascheanbackungen reduziert, aber nicht vollständig unterbunden werden.

Des Weiteren wurde auf Basis von CFD-Simulationen ein eigenes Brennerkonzept zur Verbrennung des Produktgases entwickelt und optimiert, um eine hohe Ausbrandqualität der Rauchgase sowie eine effektive Reduktion der NO_x -Emissionen gewährleisten zu können. Die Grundlage hierfür bildete die gestufte Verbrennung, wie sie auch bei konventionellen Feuerungen eingesetzt wird. Durch das Brennerkonzept der neuen Feuerungstechnologie liegen die CO - und NO_x -Emissionen unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung. Des Weiteren zeichnet sich die neue Feuerungstechnologie durch eine sehr gute Teillastfähigkeit aus.

Die im Rahmen der experimentellen Entwicklung wiederholt durchgeführten Gesamt- und Feinstaubmessungen zeigten, dass es mit der neuen Anlagentechnologie möglich ist, die Gesamt- und Feinstaubemissionen im Vergleich zum Stand der Technik deutlich zu reduzieren. Die Ergebnisse der wiederholt durchgeführten Analysen bestätigten, dass Kalium,

welches den wichtigsten anorganischen Feinstaubbildner bei Pelletfeuerungen darstellt, zwar in der Verbrennungszone freigesetzt wird, aber in Bereichen niedriger Temperatur wieder auskondensiert und zum Großteil in die Asche des Vergasers eingebunden wird.

Parallel zur experimentellen Entwicklung wurde im Rahmen der vorliegenden Arbeit ein eindimensionales mathematisches Modell für einen Festbett-Gegenstromvergaser entwickelt. Ergebnisse der Simulationen wurden mit an der neuen Feuerungstechnologie durchgeführten Messungen bezüglich der Temperaturverteilung und Produktgaszusammensetzung verglichen, das Modell schrittweise weiterentwickelt und schließlich validiert. Des Weiteren wurde eine Parameterstudie bezüglich Brennstoffwärmeleitung und Brennstoffwassergehalt durchgeführt, wobei sich zeigte, dass das Modell für Brennstoffwassergehalte über 20 Gew% nicht geeignet ist, weil dann Teer- und zum Teil auch Wasserkondensation auftreten.

Mit der vorliegenden Arbeit wurde ein wichtiger Beitrag zur Entwicklung der neuen Feuerungstechnologie geleistet. Es wurde das hohe Potential der neuen Anlagentechnologie zur Reduktion gas- und partikelförmiger Emissionen von Pelletfeuerungen aufgezeigt. Bezüglich der Gesamt- und Feinstaubemissionen kann mit der neuen Technologie sicherlich ein neuer Standard für Pelletkessel erreicht werden, da die Gesamt- und Feinstaubemissionen bei modernen Pelletkesseln derzeit rund um den Faktor 10 höher liegen.

Die Schwachstelle der neuen Anlagentechnologie ist derzeit noch die Entaschung des Vergasers. Anbackungen aus versinterter Asche an der Innenseite des Vergaserrohres und im Bereich der Luftzuführung führten wiederholt zu Problemen beim Betrieb. Hier sind noch Verbesserungen bezüglich Regelung der Entaschung notwendig. Bezüglich Modellierung ist die Beschreibung der Pyrolyse als Schwachpunkt zu sehen. Das Hauptproblem dafür ist die fehlende Kenntnis der genauen Abläufe im Zuge der Pyrolyse von Weichholzpellets sowie der Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse. Die Annahmen, die bezüglich der Pyrolyse mangels zuverlässiger Daten getroffen wurden, zeigen die Notwendigkeit weiterer Forschungsaktivitäten hinsichtlich detaillierter Pyrolysemodelle mit begleitenden Messungen und Analysen auf.

Abstract

The main objective of the present thesis was the development of a new small-scale pellet boiler technology, which defines a new standard regarding dust and NO_x-emissions. In the work the chronological development of the new pellet boiler technology is described and discussed. Moreover, a mathematical model for the simulation of a small-scale fixed-bed gasifier was developed.

In the beginning, the state of the art of pellet boiler technology was investigated showing, that modern pellet boilers are already well developed. Therefore, the development of a new combustion concept was necessary. Based on an extensive literature review common thermo-chemical conversion processes including combustion, pyrolysis and gasification, were investigated and evaluated in order to identify the most promising technology. Accordingly, an updraft fixed-bed gasifier coupled with a gas burner was chosen as concept for the new pellet boiler technology.

First gasification tests performed with a small-scale updraft gasifier coupled to a simple combustion chamber showed, that stable operation could not be achieved due to condensation of producer gas tars. Therefore, the updraft gasifier was directly coupled with the combustion chamber for immediate combustion of the producer gas. Following this way, tar condensations could be prevented and continuous and stable operation of the gasifier could be achieved.

Further research and modifications of the design of the gasifier were necessary due to sintering and agglomeration of ash in the combustion zone of the gasifier. Based on repeatedly performed wet-chemical, SEM/EDX and XRD analysis it could be shown that the ash melting behaviour of a fixed-bed gasifier significantly differs from conventional grate furnaces, due to enrichment of potassium in the bottom ash and formation of K₂Ca(CO₃)₂, resulting zones, where agglomeration and sintering of the ash occurred. Improvements could be achieved by increasing the diameter of the gasifier and by a temperature controlled automatic discharge of ash.

Furthermore, an advanced combustion chamber geometry based on staged combustion of the producer gas was developed by means of CFD simulations, in order to achieve efficient NO_x reduction and almost complete burn out of the flue gas. Performed measurements showed that the CO and NO_x emissions of the new pellet boiler technology are significantly lower compared to modern pellet boilers. Moreover, stable operation with low emissions is possible even at small loads.

The most significant feature of the new pellet boiler technology are extremely low total dust and PM₁ emissions which could be verified by repeatedly performed measurements. The low particulate emissions can be attributed to the enrichment of potassium in the bottom ash of the gasifier.

Additionally, a one-dimensional steady state mathematical model for a small-scale fixed-bed updraft gasifier was developed and solved. Simulation results have been compared to measurements derived from test runs performed. By this way the basic model was stepwise modified and finally good agreement was obtained between calculated and experimental results regarding axial temperature profiles and the composition of the producer gas. Furthermore, simulations for varying loads and different water contents of the utilised fuel. It turned out that the model is suitable for softwood pellets and wood chips with moisture contents up to 20 wt%. It is not suitable for higher moisture contents due to tar condensation and partial water condensation in the upper part of the fuel bed.

As a result of this work the high potential of the new pellet boiler technology regarding the reduction of gaseous and particulate emissions was shown. The new pellet boiler technology is able to define a new standard for pellet boilers regarding dust and fine particle emissions, reducing them by almost a factor of 10.

Further research and development are still necessary in order to prevent agglomeration and sintering of the ash in the gasifier. Further improvements regarding the temperature controlled automatic discharge of the bottom ash are necessary. Regarding the model development, the treatment of the pyrolysis zone is the weak part. More experimental data are required in order to be able to improve it. The implementation of a more detailed pyrolysis mechanism may improve the prediction of the product ratios of pyrolysis, which should be a focus for future research.

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Arbeit selbstständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen/Hilfsmittel nicht benutzt, und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommene Stellen als solche kenntlich gemacht habe.

Graz, am

.....

(Unterschrift)

STATUTORY DECLARATION

I declare that I have authored this thesis independently, that I have not used other than the declared sources / resources, and that I have explicitly marked all material which has been quoted either literally or by content from the used sources.

.....

date

.....

(signature)

Inhaltsverzeichnis

ABBILDUNGSVERZEICHNIS.....	XI
TABELLENVERZEICHNIS.....	XV
NOMENKLATUR.....	XVII
1 EINLEITUNG, PROBLEMSTELLUNG UND ZIELSETZUNG	1
1.1 Einleitung und Problemstellung	1
1.2 Zielsetzungen	3
2 METHODIK.....	4
2.1 Rauchgasanalytik	4
2.1.1 Rauchgasanalytik 1	4
2.1.2 Rauchgasanalytik 2	7
2.2 Bestimmung des Gesamtstaubgehaltes im Rauchgas	9
2.3 Bestimmung der Korngrößenverteilung und Konzentration von Aerosolen im Rauchgas	10
2.3.1 Diskontinuierliches gravimetrisches Verfahren	10
2.3.2 Kontinuierliches elektrisches klassierendes Verfahren	11
2.4 Produktgasmessungen	12
2.4.1 Bestimmung des Teergehaltes	12
2.4.2 Bestimmung der Hauptkomponenten (CO, CO ₂ , H ₂ , CH ₄ und N ₂)	14
2.4.3 Verfahren zur Bestimmung von NH ₃ und HCN	15
2.5 Messungen in der Sekundärbrennkammer	16
2.6 Analyse der Brennstoffproben	16
2.6.1 Bestimmung des Brennstoffwassergehaltes	16
2.6.2 Brennstoffprobenaufbereitung für die nachfolgenden Analysen	16
2.6.3 Bestimmung des Aschengehaltes	16
2.6.4 Bestimmung der C-, H- und N-Gehalte	16
2.6.5 Bestimmung der Cl-Gehalte	17
2.6.6 Bestimmung der Gehalte an Al, Ca, Fe, K, Mg, Mn, Na, P, Pb, S, Si und Zn im Brennstoff	17
2.7 Aschenanalysen	17
2.7.1 Aschenaufbereitung für die nachfolgenden Analysen	17
2.7.2 Bestimmung der Cl-Gehalte	17
2.7.3 Bestimmung der Gehalte an Al, Ca, Fe, K, Mg, Mn, Na, P, Pb, S, Si und Zn in den Ascheproben	17
2.7.4 Bestimmung der TOC- und TIC- Gehalte	17
2.7.5 Elektronenmikroskopische Analysen von Versinterungen	18
3 STAND DER TECHNIK BEI PELLETKESSELN IN ÖSTERREICH UND EVALUIERUNG DER VERFAHREN ZUR THERMOCHEMISCHEN KONVERSION VON BIOMASSE ZUR WÄRMEERZEUGUNG IM KLEINEN LEISTUNGSBEREICH	19
3.1 Stand der Technik bei Pelletkesseln im kleinen Leistungsbereich	19
3.1.1 Rückbrandsicherung	20
3.1.2 Feuerungstechnik	21
3.1.3 Feuerraum und Kessel	23
3.1.4 Regelung	25
3.1.5 Emissionen	27
3.1.6 Anlagenbeispiele	28
3.1.7 Innovative Anlagenkonzepte	30

3.2	Evaluierung der Verfahren zur thermochemische Konversion von Biomasse zur Wärmeerzeugung im kleinen Leistungsbereich	33
3.2.1	Bewertungskriterien	34
3.2.2	Grundlagen der thermochemischen Konversion von Biomasse	34
3.2.3	Verbrennung- Technologien und Bewertung	38
3.2.4	Pyrolyse - Technologien und Bewertung	46
3.2.5	Vergasung - Technologien und Bewertung	54
3.2.6	Schlussfolgerungen	61
4	KONZEPT DER NEUEN ANLAGENTECHNOLOGIE	64
4.1	Anlagenkonzept	64
5	EXPERIMENTELLE ENTWICKLUNG DER NEUEN ANLAGENTECHNOLOGIE	66
5.1	Versuchsanlage 1	66
5.1.1	Aufbau der Versuchsanlage 1	67
5.1.2	Messtechnik	68
5.1.3	Versuchsdurchführung	70
5.1.4	Brennstoff	71
5.1.5	Ergebnisse der ersten Vergasungsversuche	71
5.1.6	Schlussfolgerungen aus den ersten Vergasungsversuche	77
5.1.7	Testläufe mit modifizierter Brennstoffzuführung und Produktgasleitung	78
5.1.8	Teerproblematik	79
5.2	Modifizierte Versuchsanlage 1	83
5.2.1	Aufbau der modifizierten Versuchsanlage 1	83
5.2.2	Versuchsdurchführung	85
5.2.3	Ergebnisse der ersten durchgeführten Testläufe	85
5.2.4	Bewertung der gas- und partikelförmigen Rauchgasemissionen	88
5.2.5	Bewertung der Entaschungsrichtung	91
5.2.6	Ascheanbackungen – Ursachen und Lösungsansätze	94
5.3	Versuchsanlage 2	107
5.3.1	Aufbau der Versuchsanlage 2	107
5.3.2	Messtechnik	110
5.3.3	Regelung der Versuchsanlage 2	111
5.3.4	Versuchsdurchführung	113
5.3.5	Brennstoff	113
5.3.6	Überblick über die durchgeführten Testläufe	113
5.3.7	Bewertung der Ausbrandqualität	114
5.3.8	Bewertung der NO _x -Emissionen der Versuchsanlage 2	118
5.3.9	Variationen Brennkammer	123
5.3.10	Bewertung der Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2	127
5.3.11	Zusammensetzung des Produktgases	131
5.3.12	Ascheverhalten und Entaschung	135
5.3.13	Zusammenfassung und Schlussfolgerungen	148
5.4	Prototyp	150
5.4.1	Aufbau des Prototypen	150
5.4.2	Messtechnik	152
5.4.3	Regelung des Prototypen	153
5.4.4	Versuchsdurchführung	153
5.4.5	Brennstoff	154
5.4.6	Überblick über die durchgeführten Testläufe	154
5.4.7	Bewertung der Ausbrandqualität	154
5.4.8	Bewertung der NO _x -Emissionen des Prototypen	161
5.4.9	Zusammensetzung des Produktgases	165
5.4.10	Freisetzung und Konversion des Brennstoffstickstoffs	170
5.4.11	Beurteilung der Fein- und Gesamtstaubemissionen des Prototypen	178
5.4.12	Ascheverhalten und Entaschung	184
5.4.13	Energetische Bewertung des Prototypen	188

5.4.14 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen	191
6 MATHEMATISCHE MODELLIERUNG DES GEGENSTROMVERGASERS...	194
6.1 Mathematische Modelle für Gegenstromvergaser	194
6.2 Modellentwicklung	195
6.2.1 Stoff- und Energiebilanzen	195
6.2.2 Kinetik	199
6.2.3 Stoffeigenschaften	205
6.2.4 Numerische Lösung der Modellgleichungen	206
6.2.5 Ergebnisse Basismodell	207
6.2.6 Energiebilanzierung für das Basismodell	210
6.3 Modellsensitivität	211
6.3.1 Simulationsparameter	212
6.3.2 Einfluss Faktor ζ	212
6.3.3 Einfluss Pyrolysekinetik	215
6.3.4 Einfluss Wärmekapazität des Feststoffes	218
7 MODELLVALIDIERUNG ANHAND DER VERSUCHSERGEBNISSE UND APPLIKATION.....	222
7.1 Modellvalidierung	222
7.1.1 Ergebnisse des Basismodells	223
7.1.2 Weiterentwicklung des Festbettmodells	226
7.1.3 Ergebnisse des weiterentwickelten Modells	228
7.1.4 Energiebilanzierung für das weiterentwickelte Modell	230
7.2 Parameterstudie	231
7.2.1 Parameter Brennstoffwärmeleistung des Vergasers	232
7.2.2 Parameter Brennstoffwassergehalt	236
7.3 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen	240
8 ZUSAMMENFASSUNG UND SCHLUSSFOLGERUNGEN	243
LITERATURVERZEICHNIS.....	254
ANHANG.....	259

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1:	Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zur Bestimmung der Teerbelastung des Produktgases.....	13
Abbildung 2:	Produktgasprobenahme mit Gassammelrohr.....	14
Abbildung 3:	Schematische Darstellung der Probenahmeeinrichtung zur Bestimmung der HCN- und NH ₃ -Konzentrationen im Produktgas.....	15
Abbildung 4:	Jährlich errichtete Pelletkessel seit 1997 (ohne Kaminöfen).....	19
Abbildung 5:	Pneumatische Pelletsförderung.....	20
Abbildung 6:	Zellradschleuse.....	21
Abbildung 7:	Selbsttätige Löscheinrichtung.....	21
Abbildung 8:	Feuerungstypen für Pelletkessel.....	22
Abbildung 9:	Unterschiedliche Pelletsbrennertypen.....	23
Abbildung 10:	Schema eines modernen Pelletkessels mit Treppenrost und ausgeprägter Luftstufung.....	24
Abbildung 11:	Schematische Darstellung der CO/Lambda-Charakteristik einer Kleinf Feuerung.....	26
Abbildung 12:	Emissionen eines modernen Pelletkessels bei Modulationsbetrieb.....	26
Abbildung 13:	Entwicklung der Gesamtstaub- und CO-Emissionen bei Pelletkesseln von 1996 bis 2008.....	27
Abbildung 14:	Schematische Darstellung einer Abwurf Feuerung.....	28
Abbildung 15:	Schematische Darstellung einer Unterschub Feuerung (Retorten Feuerung).....	29
Abbildung 16:	Schematische Darstellung einer seitlich beschickten Feuerung.....	30
Abbildung 17:	Schematische Darstellung einer Mikro Feuerung für Pellets.....	31
Abbildung 18:	Erreichbare Wirkungsgrade in Abhängigkeit der Rauchgastemperatur bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten im Rauchgas.....	32
Abbildung 19:	Schematische Darstellung eines Pelletkessels mit integrierter Rauchgaskondensation (Brennwerttechnik).....	33
Abbildung 20:	Phasen der thermochemischen Umwandlung von Biomassebrennstoffen.....	35
Abbildung 21:	Schematische Darstellung der Reaktionen und Teilprozesse bei der Verbrennung von feuchter Biomasse.....	36
Abbildung 22:	Pyrolyse von Holz in Abhängigkeit von der Temperatur.....	37
Abbildung 23:	Schematische Darstellung einer Vorschubrost Feuerung.....	39
Abbildung 24:	Schematische Darstellung einer Wanderrost Feuerung.....	40
Abbildung 25:	Schematische Darstellung einer Unterschub Feuerung.....	41
Abbildung 26:	Schematische Darstellung einer Staub Feuerung.....	43
Abbildung 27:	Schematische Darstellung einer stationären Wirbelschicht Feuerung.....	44
Abbildung 28:	Schematische Darstellung einer zirkulierenden Wirbelschicht Feuerung.....	45
Abbildung 29:	Schematische Darstellung eines zirkulierenden Wirbelschichtreaktors zur Herstellung von Bio-Öl.....	47
Abbildung 30:	Grundprinzip der ablativen Pyrolyse (Schmelzpyrolyse).....	48
Abbildung 31:	Schematische Darstellung einer Pyrolyseschnecke.....	49
Abbildung 32:	Schematische Darstellung eines Doppelschneckenreaktors.....	51
Abbildung 33:	Schematische Darstellung eines Vortexreaktors.....	52
Abbildung 34:	Schematische Darstellung des Pyrolyseverfahrens auf Basis eines rotierenden Konusreaktors.....	53
Abbildung 35:	Schematische Darstellung eines Gleichstromvergasers.....	55
Abbildung 36:	Schematische Darstellung eines Gegenstromvergasers.....	56
Abbildung 37:	Schematische Darstellung eines Kreuzstromvergasers.....	58
Abbildung 38:	Schematische Darstellungen von Wirbelschichtvergasern.....	59
Abbildung 39:	Schematische Darstellung eines Flugstromvergasers.....	61
Abbildung 40:	Schematische Darstellung des Anlagenkonzeptes.....	64
Abbildung 41:	Versuchsanlage 1.....	66
Abbildung 42:	Schematische Darstellung der Versuchsanlage 1.....	67
Abbildung 43:	Primärluftkreuz (links) und Blick in Brennkammer (rechts).....	68
Abbildung 44:	Anordnung der Thermoelemente in Versuchsanlage 1.....	69
Abbildung 45:	Schnitt durch ein Rohr mit eingebauter Eintauchsonde.....	70
Abbildung 46:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers.....	72
Abbildung 47:	Rauchemissionen der Versuchsanlage 1.....	73
Abbildung 48:	Kesselleistung, Primärluftmenge und Höhe des Brennstoffbettes.....	74
Abbildung 49:	Boden des Vergasers mit Primärluftkreuz.....	74
Abbildung 50:	Produktgastemperatur, Kesselleistung, Höhe des Brennstoffbettes.....	75
Abbildung 51:	Teerablagerungen in der Produktgasleitung (links) und im Kopf des Vergasers (rechts).....	76

Abbildung 52:	Pellets in der Fallrinne und Vergaserinnenwand.....	76
Abbildung 53:	Umgebaute Brennstoffzuführung und Vergaserkopf.....	77
Abbildung 54:	Primärluftkreuz mit Rührern (links) und Drehvorrichtung (rechts).....	78
Abbildung 55:	Blick in den Vergaserkopf.....	79
Abbildung 56:	Beheizung mit elektrischem Heizband.....	80
Abbildung 57:	Blick in den Vergaserkopf.....	80
Abbildung 58:	Versuchsaufbau zur Lüfteindüsung für partielle Oxidation der Teere.....	81
Abbildung 59:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers.....	82
Abbildung 60:	Teerablagerungen im Kopf des Vergasers.....	83
Abbildung 61:	Schematische Darstellung der modifizierten Versuchsanlage 1.....	84
Abbildung 62:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergaser und Produktgastemperatur.....	86
Abbildung 63:	Kesselleistung, Primär- und Sekundärluftmenge.....	87
Abbildung 64:	Blick auf das Brennstoffbett nach Testlauf.....	87
Abbildung 65:	Rauchgasemissionen der Versuchsanlage 1 bei Nennlast.....	88
Abbildung 66:	Rauchgasemissionen der Versuchsanlage 1 bei Teillast.....	89
Abbildung 67:	Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 1 bei Nenn- und Teillast.....	90
Abbildung 68:	Gesamtstaubemissionen der Versuchsanlage 1 in Abhängigkeit von der Kesselleistung.....	91
Abbildung 69:	Blick auf Primärluftkreuz und Entaschungsvorrichtung.....	92
Abbildung 70:	Schematische Darstellung der modifizierten Entaschungsvorrichtung mit Primärluftkreuz der Versuchsanlage 1.....	93
Abbildung 71:	Blick in das Vergaserrohr der modifizierten Versuchsanlage 1 von unten.....	93
Abbildung 72:	Probennahmestelle für versinterter Ascheanbackungen.....	94
Abbildung 73:	Bilder der untersuchten versinterten Ascheproben aus KW39.....	95
Abbildung 74:	Vergleich der theoretischen Aschezusammensetzungen sowie der nasschemischen Analysen und SEM/EDX-Übersichtsanalysen.....	96
Abbildung 75:	Aktive Kühlung des Vergaserrohres.....	97
Abbildung 76:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur.....	98
Abbildung 77:	Kessel- und Kühlleistung der modifizierten Versuchsanlage 1.....	99
Abbildung 78:	Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zur Abgasrückführung in den Vergaser.....	100
Abbildung 79:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur.....	101
Abbildung 80:	Blick in das Vergaserrohr der modifizierten Versuchsanlage 1 von unten.....	101
Abbildung 81:	Kesselleistung, Umgebungsluftstrom, rezirkulierter Rauchgasvolumenstrom und Sauerstoffgehalt im Rauchgas.....	102
Abbildung 82:	Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zum Befeuchten der Primärluft.....	103
Abbildung 83:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers, Produktgastemperatur und Kesselleistung.....	103
Abbildung 84:	Blick in das Vergaserrohr der modifizierten Versuchsanlage 1 von unten.....	104
Abbildung 85:	Bilder der untersuchten versinterten Ascheproben aus KW43.....	105
Abbildung 86:	Vergleich der theoretischen Aschezusammensetzungen sowie der nasschemischen Analysen und SEM/EDX-Übersichtsanalysen.....	106
Abbildung 87:	Schematische Darstellung der Versuchsanlage 2.....	108
Abbildung 88:	Schematische Darstellung der Basisvariante des Brennerkonzeptes der Versuchsanlage 2.....	109
Abbildung 89:	Verlauf der Temperaturen im untersten und obersten Bereich des Brennstoffbettes des Vergasers.....	112
Abbildung 90:	Kohlemonoxidemissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses.....	115
Abbildung 91:	Kohlemonoxidemissionen und Restsauerstoffgehalt im Rauchgas sowie Kesselleistung der Versuchsanlage 2.....	116
Abbildung 92:	Kohlemonoxidemissionen und Restsauerstoffgehalt im Rauchgas sowie Kesselleistung der Versuchsanlage 2.....	116
Abbildung 93:	Kohlemonoxidemissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Luftstufung.....	117
Abbildung 94:	NO _x -Emissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung.....	119
Abbildung 95:	NO _x -Emissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses.....	120
Abbildung 96:	NO _x -Emissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer.....	121
Abbildung 97:	NO _x -Emissionen der Versuchsanlage 2 bei aktivierter und deaktivierter Luftstufung.....	122
Abbildung 98:	Schematische Darstellung der zylindrischen Brennkammer der Versuchsanlage 2.....	123

Abbildung 99:	NO _x -Emissionen der Basisvariante der Brennkammer und der zylindrischen Brennkammer	124
Abbildung 100:	CO-Emissionen der Basisvariante der Brennkammer und der zylindrischen Brennkammer	125
Abbildung 101:	CO- und NO _x -Emissionen der Basisvariante der Brennkammer und der Brennkammer mit hoher Wärmeleitfähigkeit	126
Abbildung 102:	Verlauf der CO-Emissionen und des Sauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung für die Brennkammer mit hoher Wärmeleitfähigkeit	127
Abbildung 103:	Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2 bei Nennlast	128
Abbildung 104:	Verlauf der CO-Emissionen sowie Ergebnisse der ELPI-, Feinstaub (PM ₁₀) und Gesamtstaubmessungen bei Nennlast	129
Abbildung 105:	Verlauf der CO-Emissionen sowie Ergebnisse der ELPI-, Feinstaub- (PM ₁₀) und Gesamtstaubmessungen bei unterschiedlichen Einschaltzeiten des Rührers	130
Abbildung 106:	Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2 bei Teillast	131
Abbildung 107:	Teergehalt im Produktgas bei Nennlast 15 kW	132
Abbildung 108:	Produktgaszusammensetzung bei Nennlast 15 kW	133
Abbildung 109:	Ergebnisse der Brennstoffanalysen	137
Abbildung 110:	Ergebnisse der Elementbilanzen der Aschen	139
Abbildung 111:	Ergebnisse der Elementbilanzen der Aschen nach durchgeführter Calcium- und Eisenkorrektur	140
Abbildung 112:	Freisetzung der leicht flüchtigen Aschebildner bei Versuchsanlage 2 und Kaliumfreisetzung bei konventionellen Pelletfeuerungen bei Nennlast	141
Abbildung 113:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur	143
Abbildung 114:	Verlauf des Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur über Zeitraum von 550 Betriebsstunden	144
Abbildung 115:	Blick in das Vergaserrohr auf das Primärluftkreuz	145
Abbildung 116:	Probenahmestellen von Ascheanbackungen im Vergaser	145
Abbildung 117:	Bilder der untersuchten versinterten Ascheproben	146
Abbildung 118:	Vergleich der nasschemischen Aschenanalysen mit den Ergebnissen der SEM/EDX-Übersichtsanalysen	146
Abbildung 119:	Primärluftkreuz mit zwei Luftverteilungsarmen	148
Abbildung 120:	Schematische Darstellung des Prototypen	151
Abbildung 121:	Primärluftkreuz des Prototypen	152
Abbildung 122:	Kohlemonoxidemissionen des Prototypen bei Nennlast 15 kW in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses	155
Abbildung 123:	Verlauf der Kohlemonoxidemissionen und des Gesamtluftüberschusses des Prototypen	156
Abbildung 124:	Verlauf der Kohlemonoxidemissionen und des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung des Prototypen bei 33% Nennlast	157
Abbildung 125:	Verlauf der Kohlenmonoxidemissionen und des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung des Prototypen bei 33% Nennlast (5 kW)	158
Abbildung 126:	Verlauf der Kohlenmonoxidemissionen und des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung des Prototypen bei extremer Teillast	159
Abbildung 127:	CO-Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung	160
Abbildung 128:	NO _x -Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung	162
Abbildung 129:	NO _x -Emissionen des Prototypen in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses	163
Abbildung 130:	NO _x -Emissionen des Prototypen in Abhängigkeit des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer	164
Abbildung 131:	NO _x -Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer	165
Abbildung 132:	Probenahmestutzen für Produktgas	166
Abbildung 133:	Teergehalt im Produktgas bei Nenn- und Teillast	166
Abbildung 134:	Produktgaszusammensetzung bei Nenn- und Teillast	168
Abbildung 135:	Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus	172
Abbildung 136:	Absaugungspunkte in der Brennkammer und über dem Brennstoffbett	172
Abbildung 137:	Teergehalte in der Sekundärbrennkammer bei Nenn- und Teillast	174
Abbildung 138:	Verlauf der Stickstoffspezies bei Nennlast 15 kW	175
Abbildung 139:	Verlauf der Stickstoffspezies bei Teillast 5 kW	175
Abbildung 140:	Vergleich von Stickstoffkonversionsraten verschiedener Brennstoffe	177
Abbildung 141:	Vergleich der NO _x - Emissionen verschiedener Brennstoffe	177

Abbildung 142:	Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei Nennlast.....	179
Abbildung 143:	Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei Teillast.....	180
Abbildung 144:	Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei extremer Teillast.....	180
Abbildung 145:	Verlauf von CO, org.C und des Sauerstoffgehaltes sowie der PM ₁ -Emissionen im Rauchgas beim Hochfahren des Prototypen	181
Abbildung 146:	Verlauf der CO-Emissionen sowie der Brennkammertemperatur beim Hochfahren	182
Abbildung 147:	Verlauf von CO, org.C, des Sauerstoffgehaltes, der PM ₁ -Emissionen im Rauchgas sowie der Primärluft und der Brennkammertemperatur beim Niederfahren	183
Abbildung 148:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers sowie Produktgastemperatur und Kesselleistung.....	184
Abbildung 149:	Blick in das Vergaserrohr des Prototypen von unten.....	185
Abbildung 150:	Blick auf das Primärluftkreuz.....	186
Abbildung 151:	Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers sowie Produktgastemperatur und Kesselleistung.....	187
Abbildung 152:	Vergleich der Wirkungsgrade.....	190
Abbildung 153:	Vergleich der Rauchgasemissionen bei Nennlast.....	192
Abbildung 154:	Schematische Darstellung eines Gegenstromvergasers	195
Abbildung 155:	Blick auf das Brennstoffbett und das Primärluftkreuz nach Betrieb von oben.....	197
Abbildung 156:	Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	208
Abbildung 157:	Axiale Profile der Gasphasenspezies.....	209
Abbildung 158:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	210
Abbildung 159:	Verlauf der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	213
Abbildung 160:	Axiale Profile der Gasphasenspezies.....	214
Abbildung 161:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	214
Abbildung 162:	Verlauf der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	216
Abbildung 163:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	217
Abbildung 164:	Verlauf der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	219
Abbildung 165:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	220
Abbildung 166:	Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	223
Abbildung 167:	Axiale Profile der Gasphasenspezies.....	224
Abbildung 168:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	226
Abbildung 169:	Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	228
Abbildung 170:	Axiale Profile der Gasphasenspezies	229
Abbildung 171:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	230
Abbildung 172:	Gemessenes Luftverhältnis ($\lambda_{\text{primär}}$) in Abhängigkeit von der Brennstoffwärmeleistung des Vergasers	233
Abbildung 173:	Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	234
Abbildung 174:	CO- und CO ₂ -Konzentrationen sowie Temperatur und Heizwert des Produktgases in Abhängigkeit von der Brennstoffwärmeleistung) (Simulation und Testlauf).....	235
Abbildung 175:	Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase	238
Abbildung 176:	Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks	239

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Technische Daten des Rosemount Binos 100 zur CO ₂ -Bestimmung	4
Tabelle 2:	Technische Daten des Rosemount Binos 100 zur CO-Bestimmung	5
Tabelle 3:	Technische Daten des Rosemount 951C	6
Tabelle 4:	Technische Daten des TESTA 123	6
Tabelle 5:	Technische Daten des Rosemount NGA 2000 zur O ₂ -Bestimmung	7
Tabelle 6:	Technische Daten des Rosemount NGA 2000 zur CO-Bestimmung	8
Tabelle 7:	Technische Daten des CLD 700	8
Tabelle 8:	Technische Daten des Bernath Atomic 3005	9
Tabelle 9:	Technische Daten des eingesetzten BLPI-Modells	10
Tabelle 10:	Technische Daten des eingesetzten ELPI-Modells	12
Tabelle 11:	Bewertung der Rostfeuerungen	41
Tabelle 12:	Bewertung der Unterschubfeuerungen	42
Tabelle 13:	Bewertung der Staubfeuerungen	43
Tabelle 14:	Bewertung der stationären und zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen	46
Tabelle 15:	Bewertung der stationären und zirkulierenden Wirbelschichtreaktoren (Pyrolyse)	48
Tabelle 16:	Bewertung der ablativen Pyrolyse	49
Tabelle 17:	Bewertung der Pyrolyseschnecke mit externe Beheizung	50
Tabelle 18:	Bewertung des Doppelschneckenreaktors	51
Tabelle 19:	Bewertung des Vortexreaktors	52
Tabelle 20:	Bewertung des rotierenden Konusreaktors	53
Tabelle 21:	Bewertung des Gleichstromvergasers	55
Tabelle 22:	Bewertung des Gegenstromvergasers	57
Tabelle 23:	Bewertung des Kreuzstromvergasers	58
Tabelle 24:	Bewertung der Wirbelschichtvergasers	60
Tabelle 25:	Bewertung des Flugstromvergasers	61
Tabelle 26:	Chemische Zusammensetzung und theoretische Aschezusammensetzung des eingesetzten Brennstoffes sowie chemische Zusammensetzung der nasschemisch untersuchten versinterten Rostasche	95
Tabelle 27:	Chemische Zusammensetzung und theoretische Aschezusammensetzung des eingesetzten Brennstoffes sowie chemische Zusammensetzung der nasschemisch untersuchten versinterten Rostasche aus KW43	105
Tabelle 28:	Versuchsplan zur Bewertung des Brennerkonzeptes hinsichtlich NO _x -Emissionen (1. Teil)	118
Tabelle 29:	Versuchsplan zur Bewertung des Brennerkonzeptes hinsichtlich NO _x -Emissionen (2. Teil)	119
Tabelle 30:	Auszug aus Ergebnissen der Brennstoff- und Teeranalysen	133
Tabelle 31:	Zusammenfassung der Messungen und Massenbilanzen	134
Tabelle 32:	Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen	135
Tabelle 33:	Ergebnisse der Brennstoffanalysen	136
Tabelle 34:	Ergebnisse der Aschebilanzierung	137
Tabelle 35:	Ergebnisse der Korrekturschritte bei der Berechnung der theoretischen Aschemenge	138
Tabelle 36:	Ergebnisse der Ascheanalysen	139
Tabelle 37:	Ergebnisse der Brennstoffbilanzierung für Berechnung der theoretischen Feinstaubbelastung	141
Tabelle 38:	Ergebnisse der XRD-Analysen der Anbackungen	147
Tabelle 39:	CO-Emissionen des Prototypen	160
Tabelle 40:	Versuchsplan zur Bewertung des Prototypen hinsichtlich NO _x -Emissionen	161
Tabelle 41:	Auszug aus Ergebnissen der Brennstoff- und Teeranalysen	167
Tabelle 42:	Ergebnisse der Produktgasmessungen	168
Tabelle 43:	Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen bei Nennlast	169
Tabelle 44:	Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen bei Teillast	170
Tabelle 45:	Versuchsplan Brennstoffstickstoff (Teil 1)	171
Tabelle 46:	Versuchsplan Brennstoffstickstoff (Teil 2)	171
Tabelle 47:	Ergebnisse der Brennstoffstickstoffbilanzierung für Produktgas bei Nennlast	173
Tabelle 48:	Ergebnisse der Brennstoffstickstoffbilanzierung für Produktgas bei Teillast	173
Tabelle 49:	Ergebnisse der Brennstoffstickstoffbilanzierungen	176
Tabelle 50:	Gemessene Werte der Bilanzierungstestläufe	189
Tabelle 51:	Ergebnisse der Bilanzierungstestläufe	189
Tabelle 52:	Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen für verschiedene Gesamtluftüberschüsse	191
Tabelle 53:	Fraktionen der primären und sekundären Pyrolysereaktionen	200
Tabelle 54:	Literaturauswahl von Kinetiken für die primäre Pyrolyse von Holz (Reaktionsansätze 1. Ordnung)	201

Tabelle 55:	Kinetische Konstanten und Reaktionsenthalpien	204
Tabelle 56:	Spezifische Wärmekapazitäten der Gasphasenspezies	205
Tabelle 57:	Spezifische Wärmekapazitäten von Biomasse, Koks und Wasser	205
Tabelle 58:	Simulationsparameter für Basismodell	208
Tabelle 59:	Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen	211
Tabelle 60:	Simulationsparameter für Modellsensitivität	212
Tabelle 61:	Untersuchte Kinetiken der primäre Pyrolyse	215
Tabelle 62:	Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse der Pyrolysekinetik	218
Tabelle 63:	Untersuchte Wärmekapazitäten des Feststoffes	218
Tabelle 64:	Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse der Wärmekapazität des Feststoffes	220
Tabelle 65:	Betriebs- und Modellparameter sowie Messergebnisse	222
Tabelle 66:	Gemessene Betttemperaturen des Vergasers der Versuchsanlage 2 bei Nennlast.....	223
Tabelle 67:	Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sowie der Testläufe	225
Tabelle 68:	Fraktionen der primären Pyrolysereaktion bei Basismodell und weiterentwickeltem Modell	227
Tabelle 69:	Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sowie der Testläufe	229
Tabelle 70:	Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen.....	231
Tabelle 71:	Betriebs- und Modellparameter	232
Tabelle 72:	Fraktionen der primären Pyrolysereaktion bei 100% und bei 33% Last	233
Tabelle 73:	Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sowie der Testläufe.....	234
Tabelle 74:	Übernommene Betriebs- und Modellparameter für Simulationen bezüglich Brennstoffwassergehalt	236
Tabelle 75:	Ergebnisse der durchgeführten Simulationen	237
Tabelle 75:	Ergebnisse der durchgeführten Simulationen	238

Nomenklatur

Lateinische Formelzeichen

A_i	Stoßfaktor (s^{-1})
A_p	spezifische Oberfläche des Brennstoffbettes (m^2/m^{-3})
cp_i	spezifische Wärmekapazität ($kJ\ kg^{-1}\ K^{-1}$)
D_V	Durchmesser des Vergasers (m)
d_p	volumenäquivalenter Partikeldurchmesser (m)
$d_{Zylinder}$	Durchmesser des Zylinders (m)
EG	Emissionsgrad
E_i	Aktivierungsenergie ($J\ kmol^{-1}$)
k_i	Massentransferkoeffizient ($m\ s^{-1}$)
L	Brennstoffbetthöhe (m)
$l_{Zylinder}$	Länge des Zylinders (m)
M_i	Molekulargewicht ($kg\ kmol^{-1}$)
m	Massenstrom ($kg\ h^{-1}$)
N	Volumenkonzentration ($m^3\ m^{-3}$)
p	Druck (Pa)
Pr	Prandtl-Zahl
Q	Wärmeverlust (W)
R	allgemeine Gaskonstante ($J\ kmol^{-1}\ K^{-1}$)
r_i	Reaktionsrate ($kmol\ m^{-3}\ s^{-1}$, $kg\ m^{-3}\ s^{-1}$)
Re	Reynolds-Zahl
Sc	Schmidt-Zahl
s_h	konvektiver Transport
s_q	Energietransfer
t	Zeit (s)
T	Temperatur (K)
u	Speicherterm
v	Geschwindigkeit ($m\ s^{-1}$)
V	Volumenstrom (Nm^3/h)
W	Wärmefluss ($kJ\ s^{-1}$)
X	molare Konzentration ($kmol\ kmol^{-1}$)
Y	Massenkonzentration ($kg\ kg^{-1}$)
z	Raum (m)

Griechische Formelzeichen

α_w	Wärmeübergangskoeffizient ($\text{kJ m}^{-2} \text{s}^{-1} \text{K}^{-1}$)
$\Delta H_{r,i}$	Reaktionswärme (kJ kg^{-1} , kJ kmol^{-1})
ε	Lückengrad
ζ	dimensionsloser Faktor für Wärmeübergang
λ	Wärmeleitfähigkeit ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$)
μ	dynamische Gasviskosität (N s m^{-2})
ν	Verweilzeit (s)
ν_{Koks}	Koksanteil bei primärer Pyrolyse (r_{p1}) (Gew% TS)
ρ	Massenkonzentration (kg m^{-3}), Schüttdichte (kg m^{-3}), Teerbelastung (kg/Nm^{-3})
σ	Stefan-Boltzmann-Konstante ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-4}$)
χ	CO/CO ₂ -Verhältnis (mol mol^{-1})

Tiefgestellte Formelzeichen

Asche	Brennstoffasche
BS	trockener Brennstoff
c	Verbrennungsreaktion
cc	Koeffizient für CO/CO ₂ -Verhältnis
CO	Kohlenmonoxid
chem	chemische Reaktion
f	Feststoff (trockener Brennstoff, Koks, Brennstofffeuchte)
fest	feste Phase (Brennstoff, Koks, Wasser)
Feuchte	Brennstofffeuchte
fg	Wärmeübergang Feststoff - Gasphase
fw	Wärmeübergang Feststoff - Wand
g	Vergasungsreaktion
gas	Gasphase
gw	Wärmeübergang Gas - Wand
H ₂ O	Wasserdampf
i	Spezies
N ₂	Stickstoff
ox	Verbrennungsreaktion
Norm	Zustand bei Normbedingungen (T=273,15 K, p=1013,25 mbar) 1
p	Partikel
PL	Primärluft

PG	Produktgas
p, min	minimaler Partikeldurchmesser
p1	primäre Pyrolyse
p2	sekundäre Pyrolyse
rad	Strahlung
s0	Wärmeleitung Feststoff
Teer	Summe teerartige Substanzen
w	Vergaserwand
Wasser	flüssiges Wasser
wg	Wassergas-Shift-Reaktion
0	Ausgangszustand

1 Einleitung, Problemstellung und Zielsetzung

1.1 Einleitung und Problemstellung

Der Primärenergieverbrauch in Österreich ist den vergangenen Jahrzehnten konstant gestiegen. Von 1970 bis 2004 nahm der Bruttoinlandsverbrauch insgesamt um 75 % zu und bezifferte sich im Jahr 2007 auf 1.421 PJ [68], wobei zu erwarten ist, dass sich dieser Trend fortsetzen wird. Bedingt durch die starke Abhängigkeit von fossilen Brennstoffen und die zunehmende Umweltverschmutzung, zeigt sich in den letzten Jahren ein deutlich steigender Trend hin zur Nutzung erneuerbarer Energieträger, ihr Anteil betrug im Jahr 2007 etwa 25,3%. Dieser Trend zeigte sich auch im Bereich der thermischen Nutzung erneuerbarer Energieträger zur Raum- und Prozesswärmeerzeugung, womit zu erwarten ist, dass sich dieser Trend auch in den nächsten Jahren fortsetzen wird.

In Österreich ist seit 2001 – mit Ausnahme von 2003- der Anteil der mit Holzheizungen (Einzelöfen und Zentralheizungen) beheizten Wohnungen deutlich gestiegen und lag im Jahre 2006 bereits bei 19,4% [61]. Bedingt wurde dieser Trend insbesondere durch den Einsatz moderner Systeme mit hoher Bedienerfreundlichkeit sowie dem Einsatz qualitativ hochwertiger Brennstoffe. Des Weiteren führten die starken Schwankungen beim Rohölpreis sowie die Machtspiele großer Gaslieferanten nicht nur in Österreich zu einem Umdenken.

Einen großen Anteil am Trend hin zur Nutzung erneuerbarer Energieträger im Bereich der Raumwärmeerzeugung haben Pelletsheizungen. Rund 8.500 Pelletsheizungen (ohne Kaminöfen) wurden in Österreich im Jahr 2009 verkauft, der Verbrauch an Holzpellets lag bei 575.000 t [52]. Es wird davon ausgegangen, dass der positive Trend bei den Neuinstallationen auch in den nächsten Jahren anhalten wird. Auch im Ausland ist ein gesteigertes Interesse an Pelletfeuerungen zur Raumwärmebereitstellung zu vermerken. Per Ende 2008 waren in Deutschland mehr als 100.000 Pelletfeuerungen installiert. In Italien waren im Jahr 2007 ca. 800.000 Pelletskaminöfen und in Schweden 127.200 Pelletszentralheizungen und Pelletskaminöfen installiert. Auch Frankreich und Osteuropa könnten diesbezüglich interessante Zukunftsmärkte werden. In den kommenden Jahren wird unter anderem durch die Umsetzung der EU 2020-Zielsetzungen mit einer deutlich erhöhten Nachfrage gerechnet. Bis 2020 wird gemäß einer internen Marktstudie eine Marktsteigerung bei Pellet-Kleinfeuerungen von rund 183% prognostiziert (bezogen auf das Jahr 2008). Pellets sind im Vergleich zu anderen biogenen Brennstoffen ein zumindest in Österreich genormter Brennstoff, wodurch sich einige Vorteile bei der Nutzung ergeben. Aufgrund des niedrigen Wassergehaltes ist eine fachgerechte Lagerung über Jahre als unproblematisch anzusehen. Infolge der Verdichtung des Brennstoffes bei der Verpressung weisen Pellets eine hohe Energiedichte und Homogenität auf und sind rieselfähig, wodurch eine vollautomatische Förderung bis in die Brennkammer möglich ist. Daraus resultiert, dass Feuerungsanlagen kompakter und einfacher ausgeführt und mit hoher Effizienz betrieben werden können. Des Weiteren weisen moderne Pelletsheizungen niedrigere Emissionen auf als vergleichbare Holzheizungen, die mit Stückholz oder Hackgut betrieben werden [60].

Moderne Pelletsheizungen zeigen im stationären Betrieb bereits sehr niedrige Emissionen bezüglich CO, Staub und organischem Kohlenstoff. Für Kohlenmonoxid werden Emissionen kleiner 20 mg/MJ, für org. C. Werte um 1 mg/MJ erreicht [17]. Auch bezüglich Feinstaub sind Emissionen bis minimal 10 mg/MJ (gilt für PM₁₀) erreichbar, wobei dieser Wert bereits als Optimum anzunehmen ist [17]. Die Gesamtstaubemissionen von modernen Pelletfeuerungen im kleinen Leistungsbereich liegen im Mittel bei 11 mg/MJ [12]. Die angegebenen Werte beziehen sich auf den stabilen Volllastbetrieb bei vollautomatischer

Regelung des Kessels, während der Start- und der Ausbrandphase ist zumindest kurzzeitig mit deutlich höheren Werten zu rechnen [60]. Vor allem hier und bei Lastwechselvorgängen ist regelungstechnisch noch Optimierungspotential vorhanden. Eine weitere Reduktion der Feinstaubemissionen durch Primärmaßnahmen ist, für Anlagen laut derzeitigem Stand der Technik, kaum möglich.

Bedingt durch die ständige Weiterentwicklung der Messmethoden rückten die Feinstaubemissionen und ihre Relevanz für die menschliche Gesundheit in den letzten Jahrzehnten in den Mittelpunkt des öffentlichen Interesses. So wurde zum Beispiel in der EU-Richtlinie 1999/30/EC zum Schutz der Bevölkerung für die PM_{10} -Emissionen ein Grenzwert von $50 \mu\text{m}^3$ (Tagesmittelwert) definiert, der nicht öfters als 35 mal im Jahr überschritten werden sollte. Mittlerweile ist hinlänglich bekannt, dass in vielen Regionen Europas dieser Grenzwert mehr als 35-mal im Jahr überschritten wird. Einen wesentlichen Anteil an den PM_{10} -Emissionen haben dabei die Feinstaubemissionen (PM_{10}) aus Biomassekleinfeuerungen (Hausbrand). Vor allem in Regionen, wo der EU-Grenzwert des Öfteren überschritten wird, stehen diese Feuerungen im Kreuzfeuer der Kritik. Derzeit zielen die Maßnahmen zur Reduktion der PM_{10} -Emissionen aus Biomassekleinfeuerungen auf den Tausch veralteter Anlagen und die Entwicklung von Sekundärmaßnahmen wie Feinstaubfilter ab.

Neben der von Gesetzes wegen vorangetriebenen geforderten Reduktion der Feinstaubemissionen treten auch die NO_x -Emissionen bei Holzheizungen vermehrt in den Mittelpunkt des öffentlichen Interesses. So wurde zum Beispiel der Richtwert für NO_x bei automatischen Pelletsheizungen von Förderstellen, wie dem österreichischen Umweltzeichen und dem deutschen Blauen Engel auf 100 mg/MJ gesenkt, womit dieser für die Förderungen relevante sowie für Unternehmen aus Werbungsgründen interessante Richtwert deutlich unter dem vom Gesetzgeber geforderten Grenzwert von 150 mg/MJ liegt [11, 69]. Eine Reduktion der NO_x -Emissionen bei Pelletkesseln wird in erster Linie durch den Einsatz eines stickstoffarmen Brennstoffes erreicht, da die Höhe der Emissionen stark vom Brennstoffstickstoffgehalt der Pellets beeinflusst wird [98]. Bauliche Maßnahmen oder der Einsatz von Sekundärmaßnahmen (SCR-Entstickung) sind sehr kostenintensiv beziehungsweise nicht rentabel. Ausgereifte Systeme für Pelletkessel, in denen eine Reduktion der NO_x -Emissionen durch eine gestufte Verbrennung durch Aufteilung der Verbrennungsluft in Primär-, Sekundär- und Tertiärluft erfolgt, sind am Markt nicht vorhanden.

Die vorliegende Arbeit ist Teil des Projektes Pelletvergaserkessel 2010, einem Kooperationsprojekt der Firmen Windhager Technik GmbH und BIOS BIOENERGIESYSTEME GmbH mit der Technischen Universität Graz, zur Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie für Pelletkessel zur Raumwärmeerzeugung für Leistungsbereiche bis 50 kW . Ziel des Projektes war es, eine Low-Dust-Low- NO_x -Pelletfeuerung zu realisieren, die sich vom derzeitigen Stand der Technik durch wesentlich niedrigere Staub- und NO_x -Emissionen abhebt und 2010 in den Markt eingeführt werden soll. Folgende Zielwerte bezüglich gasförmiger Emissionen für Weichholzpellets nach Norm wurden vorgegeben:

- Kohlenmonoxid $< 20 \text{ mg/Nm}^3$ bezogen auf 13 Vol% O_2 tr. Rauchgas
- organischer Kohlenstoff $< 1 \text{ mg/Nm}^3$ bezogen auf 13 Vol% O_2 tr. Rauchgas
- NO_x $< 70 \text{ mg/Nm}^3$ bezogen auf 13 Vol% O_2 tr. Rauchgas
- Staub (PM_{10}) $< 5 \text{ mg/Nm}^3$ bezogen auf 13 Vol% O_2 tr. Rauchgas

Ein weiterer Punkt der Entwicklung war die Verbesserung des Wirkungsgrades der neuen Feuerung im Vergleich zu bestehenden Systemen. Parallel zur Feuerungstechnologie wurden

Sekundärmaßnahmen zur Wärmerückgewinnung und zur Feinstaubreduktion bei Biomassekleinfeuerungen entwickelt. Diese Projektinhalte sind nicht Inhalt dieser Dissertation.

In der vorliegenden Arbeit werden die einzelnen Entwicklungsschritte der neuen Feuerungstechnologie chronologisch beschrieben und diskutiert. Des Weiteren wird im Rahmen der Arbeit ein mathematisches Festbettmodell zur Beschreibung eines Gegenstromvergaser, dem Kernstück der neuen Feuerungstechnologie, entwickelt.

1.2 Zielsetzungen

Die Hauptzielsetzung der vorliegenden Arbeit ist die Entwicklung einer neuen Pellet-Kleinfeuerungstechnologie, die bezüglich Staub- und NO_x -Emissionen eine deutliche Verbesserung zum derzeitigen Stand der Technik darstellt. Die vorliegende Arbeit ist in drei grundlegende Hauptteile untergliedert:

Im ersten grundlagenorientierten Teil wurde zuerst der Stand der Technik bei Pelletkesseln im kleinen Leistungsbereich erfasst. Im nächsten Schritt sollten in einer umfassenden Literstudie vorhandene Technologien (Verbrennung, Vergasung und Pyrolyse) zur thermochemischen Konversion von fester Biomasse bezüglich ihrer Vor- und Nachteile hinsichtlich Rauchgasemissionen, Betriebssicherheit, Brennstoffflexibilität und Leistungsbereich evaluiert und mit dem Ziel bewertet werden, für die neue Feuerung interessante Technologien zu identifizieren. Auf Basis der Bewertung sollte die Technologie mit dem größten Potential ausgewählt und daraus ein Konzept für die neue Feuerungstechnologie abgeleitet werden.

Der zweite Teil der Arbeit behandelt den experimentellen Teil der Entwicklung, wobei der Schwerpunkt der Dissertation auf der Durchführung, Aus- und Bewertung der Testläufe sowie der Weiterentwicklung der Versuchsanlagen und des ersten Prototypen lag. Das Konzept sollte zunächst in einer ersten Versuchsanlage realisiert werden und das Potential der Technologie bezüglich Reduktion der Feinstaubemissionen anhand von durchgeführten Messungen bewertet werden. Die Aus- und Bewertung der durchgeführten Testläufe bildeten die Grundlage für die Weiterentwicklung des Konzeptes. Anhand der verfahrenstechnischen und maschinenbaulichen Bewertung sollten die Schwachstellen des Konzeptes identifiziert und beseitigt werden. Hierfür kamen auch CFD-Simulationen, die, aufbauend auf den aus den Testläufen erhaltenen Ergebnissen und Betriebsdaten, durchgeführt wurden, zum Einsatz. Auf Basis von CFD sollte ein neues Low- NO_x -Brennerkonzept entwickelt und realisiert werden. Das Prozedere wurde für die Weiterentwicklung und Optimierung der Versuchsanlage, der Entwicklungen einer zweiten Versuchsanlage und eines ersten Prototypen der neuen Pelletfeuerung beibehalten. Die Aus- und Bewertung der am Prototypen erfolgten Messungen, durchgeführten Optimierungsmaßnahmen sowie die Empfehlungen für zukünftige Arbeiten bildeten den Abschluss des experimentellen Teils der Entwicklung.

Der dritte Teil der vorliegenden Arbeit behandelt die Entwicklung und Validierung eines mathematischen Modells für einen Gegenstromvergaser. Auf Basis vorhandener Festbettmodelle sollte ein eigenes Modell für einen Gegenstromvergaser entwickelt werden, um grundlegende Dimensionen sowie Geometrien des Vergasers der Versuchsanlage abschätzen zu können. Das Modell wurde anhand von an der Versuchsanlage durchgeführten Messungen der Temperaturverteilung und Produktgaszusammensetzung validiert und schrittweise weiterentwickelt. Im Rahmen einer Parameterstudie wurde die Anwendbarkeit des Modells bei geänderten Betriebsbedingungen sowie bei unterschiedlichen Brennstoffwassergehalten gezeigt.

2 Methodik

Dieses Kapitel umfasst die Beschreibung der für die experimentellen Arbeiten eingesetzten Messgeräte sowie eine Kurzbeschreibung der in Kapitel 6 durchgeführten Versuche zur Bestimmung der Produktgaszusammensetzung und des Freisetzungsverhaltens des Brennstoffstickstoffes.

2.1 Rauchgasanalytik

Für die kontinuierliche Messung der gasförmigen Emissionen wurden die beiden Messtürme RGA1 und RGA2 eingesetzt. Das Rauchgas wurde mit einer beheizten Rauchgasentnahmesonde, die mit einem Feinfilter ausgestattet ist, entnommen und über einen auf 160 °C beheizten Probenahmeschlauch der jeweiligen Rauchgasanalytik zugeführt.

2.1.1 Rauchgasanalytik 1

Mit der Rauchgasanalytik 1 (RGA1) wurden die Parameter Kohlendioxid (CO₂), organische, gasförmige Kohlenwasserstoffe (org. C), Kohlenmonoxid (CO) und Stickoxide (NO_x) erfasst. Der Kohlenmonoxid-, der Kohlendioxidgehalt sowie die Stickoxide wurden nach einer geräteexternen Aufbereitung, in der das feuchte Rauchgas unter den Taupunkt auf 5°C abgekühlt und das anfallende Kondensat entfernt werden, im trockenen Rauchgas gemessen.

2.1.1.1 Kohlendioxid

2.1.1.1.1 Messprinzip

Das NDIR-Messverfahren beruht auf der Tatsache, dass manche Gase (z.B.: CO, CO₂) Licht definierter Frequenz im IR-Bereich absorbieren. Die Absorption von IR-Strahlung ist direkt proportional der Gaskonzentration und kann daher zur quantitativen Bestimmung herangezogen werden.

2.1.1.1.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 1 zusammengefasst.

Hersteller	Rosemount
Typ	BINOS 100
Ansprechzeit	≤ 5 sec
Linearität	≤ 1%
Nullpunktdrift	≤ ± 2,0% pro Woche
Empfindlichkeitsdrift	≤ ± 1% pro Woche
Messgasmenge	ca. 1 l/min
Eingesetzter Messbereich	0 bis 20% CO ₂
Nullgas	Stickstoff 5.0
Kalibriergas	16% CO ₂ Rest N ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	≤ 1% bezogen auf Messbereichsendwert
Fehlergrenze	≤ 1% bezogen auf Messbereichsendwert

Tabelle 1: Technische Daten des Rosemount Binos 100 zur CO₂-Bestimmung

2.1.1.2 Kohlenmonoxid

2.1.1.2.1 Messprinzip

Das NDIR-Messverfahren beruht auf der Tatsache, dass manche Gase (z.B.: CO, CO₂) Licht definierter Frequenz im IR-Bereich absorbieren. Die Absorption von IR-Strahlung ist direkt proportional der Gaskonzentration und kann daher zur quantitativen Bestimmung herangezogen werden.

2.1.1.2.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 2 zusammengefasst.

Hersteller	Rosemount
Typ	BINOS 100
Ansprechzeit	≤ 5 sec
Linearität	≤ 1%
Nullpunktdrift	≤ ± 2,0% pro Woche
Empfindlichkeitsdrift	≤ ± 1% pro Woche
Messgasmenge	ca. 1 l/min
Messwertausgang	0 - 20 mA (analog)
Eingesetzter Messbereich	0 bis 5000 ppm
Nullgas	Stickstoff 5.0
Kalibriergas	4485 ppm CO in N ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	≤ 1% bezogen auf Messbereichsendwert
Fehlergrenze	≤ 1% bezogen auf Messbereichsendwert

Tabelle 2: Technische Daten des Rosemount Binos 100 zur CO-Bestimmung

2.1.1.3 Stickoxide

2.1.1.3.1 Messprinzip

Chemielumineszenz-Reaktionen umfassen chemischen Gasreaktionen, bei denen die freiwerdende Energie in Form von Photonen abgegeben wird und eine für die Reaktion charakteristische Strahlung, die Chemielumineszenz, entsteht, die photoelektrisch detektiert wird. NO reagiert mit im Gerät erzeugtem Ozon (O₃) nach oben genanntem Schema. Um auch NO₂ messen zu können, muss NO₂ zuerst in einem Konverter zu NO umgewandelt werden. Das Ergebnis dieser Messung ist die Summe der NO- und der NO₂-Emissionen, genannt NO_x.

2.1.1.3.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 3 zusammengefasst.

Hersteller	Rosemount Analytical Inc.
Typ	951C
Messbereich	0–10/0–25/0–100/0–250 ppm
Einstellzeit	≤ 4 sec
Linearität	±1%
Nullpunktdrift	±1% pro 24 h
Empfindlichkeitsdrift	±2% pro 24 h
Messgasmenge	1 l/min
Messwertausgang	0 - 5 V (analog)
Eingesetzter Messbereich	0 - 250 ppm
Kalibriergas	79,5 ppm NO in N ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	< 1% vom Messbereichsendwert
Fehlergrenze	≤ ±1% vom Messbereichsendwert

Tabelle 3: Technische Daten des Rosemount 951C

2.1.1.4 Organische, gasförmige Kohlenwasserstoffe

2.1.1.4.1 Messprinzip

An eine Flamme, die mit reinem Wasserstoff brennt, wird ein elektrostatisches Feld angelegt, wodurch sich ein schwacher, aber messbarer Ionenstrom ausbildet. Wird der Flamme ein kohlenwasserstoffhaltiger Gasstrom zugeführt, ändert sich der Ionenstrom proportional zur Menge der Kohlenwasserstoffe. Der dabei in dem Feld auftretende Ionenstrom wird elektrisch verstärkt und angezeigt.

2.1.1.4.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 4 zusammengefasst.

Hersteller	Testa
Typ	123
Messbereiche	0–10/0–100/0–1.000/0–10.000 ppm
Einstellzeit	≤ 1 sec
Nullpunktdrift	
Empfindlichkeitsdrift	
Messgasfluss	3 bis 4 l/min
Messwertausgang	0 - 10 V (analog)
Eingesetzter Messbereich	0 - 100 ppm
Brennluft	kohlenwasserstofffreie Luft
Brenngas	Wasserstoff 5.0
Kalibriergas	78 ppm Propan in N ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	< ±1% vom Messbereichsendwert
Fehlergrenze	≤ 1%

Tabelle 4: Technische Daten des TESTA 123

2.1.2 Rauchgasanalytik 2

Mit der Rauchgasanalytik 2 (RGA2) wurden die Parameter Sauerstoff (O₂), organische, gasförmige Kohlenwasserstoffe (org. C), Kohlenmonoxid (CO) und Stickoxide (NO und NO₂) erfasst. Der Sauerstoff- sowie der Kohlenmonoxidgehalt wurden nach einer geräteexternen Aufbereitung, in der das feuchte Rauchgas unter den Taupunkt auf 5°C abgekühlt und das anfallende Kondensat entfernt wurde, im trockenen Rauchgas gemessen.

2.1.2.1 Sauerstoff

2.1.2.1.1 Messprinzip

Das Prinzip zur Messung der Sauerstoffkonzentrationen beruht auf seinen paramagnetischen Eigenschaften.

2.1.2.1.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 5 zusammengefasst.

Hersteller	Rosemount
Typ	NGA 2000
Messbereich	0 - 5% bis 0 - 100% O ₂
Ansprechzeit	≤ 5 sec
Linearität	≤ 1%
Nullpunktdrift	≤ ± 1,0% pro Woche
Empfindlichkeitsdrift	≤ ± 2% pro Woche
Werkstoffe der gasführenden Teile	Edelstahl, PTFE
Messgasmenge	ca. 1 l/min
Messwertausgang	4 - 20 mA (analog)
Eingesetzter Messbereich	0 – 21,5%
Nullgas	Stickstoff 5.0
Kalibriergas	10,1 Vol% O ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	≤ 1% O ₂
Fehlergrenze	≤ 1%

Tabelle 5: Technische Daten des Rosemount NGA 2000 zur O₂-Bestimmung

2.1.2.2 Kohlenmonoxid

2.1.2.2.1 Messprinzip

Das NDIR-Messverfahren beruht auf der Tatsache, dass manche Gase (z.B.: CO, CO₂) Licht definierter Frequenz im IR-Bereich absorbieren. Die Absorption von IR-Strahlung ist direkt proportional der Gaskonzentration und kann daher zur quantitativen Bestimmung herangezogen werden.

2.1.2.2.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 6 zusammengefasst.

Hersteller	Rosemount
Typ	NGA 2000
Messbereich	0 - 500 ppm bis 0 - 10.000 ppm
Ansprechzeit	≤ 2 sec
Linearität	≤ 1%
Nullpunktdrift	≤ ± 2% pro Woche
Empfindlichkeitsdrift	≤ ± 0,3% pro Woche
Werkstoffe der gasführenden Teile	Edelstahl, PTFE
Messgasmenge	ca. 1 l/min
Messwertausgang	4 - 20 mA (analog)
Eingesetzter Messbereich	0 – 10.000 ppm
Nullgas	Stickstoff 5.0
Kalibriergas	374 ppm CO
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	≤ 1% vom Messbereichsendwert
Fehlergrenze	≤ 1 %

Tabelle 6: Technische Daten des Rosemount NGA 2000 zur CO-Bestimmung

2.1.2.3 Stickoxide

2.1.2.3.1 Messprinzip

Chemielumineszenz-Reaktionen umfassen chemischen Gasreaktionen, bei denen die freiwerdende Energie in Form von Photonen abgegeben wird und eine für die Reaktion charakteristische Strahlung, die Chemielumineszenz, entsteht, die photoelektrisch detektiert wird. NO reagiert mit im Gerät erzeugtem Ozon (O₃) nach oben genanntem Schema. Um auch NO₂ messen zu können, muss NO₂ zuerst in einem Konverter zu NO umgewandelt werden. Das Ergebnis dieser Messung ist die Summe der NO- und der NO₂-Emissionen, genannt NO_x.

2.1.2.3.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 7 zusammengefasst.

Hersteller	ECO Physics
Typ	CLD 700 EL ht
Messbereich	0 - 10, 100, 1.000, 10.000 ppm
Einstellzeit	≤ 4 sec
Linearität	≤ ±1%
Nullpunktdrift	keine
Messgasmenge	ca. 1,4 l/min
Eingesetzter Messbereich	0 - 1.000 ppm
Nullgas	Stickstoff 5.0
Kalibriergas	340 ppm NO in N ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	0,1%
Fehlergrenze	≤ 0,5%

Tabelle 7: Technische Daten des CLD 700

2.1.2.4 Organische, gasförmige Kohlenwasserstoffe

2.1.2.4.1 Messprinzip

An eine Flamme, die mit reinem Wasserstoff brennt, wird ein elektrostatisches Feld angelegt, wodurch sich ein schwacher, aber messbarer Ionenstrom ausbildet. Wird der Flamme ein kohlenwasserstoffhaltiger Gasstrom zugeführt, ändert sich der Ionenstrom proportional zur Menge der Kohlenwasserstoffe. Der dabei in dem Feld auftretende Ionenstrom wird elektrisch verstärkt und angezeigt.

2.1.2.4.2 Messgerät

Die technischen Daten des Messgerätes sind in Tabelle 8 zusammengefasst.

Hersteller	Bernath Atomic GmbH & CO KG
Typ	3005
Messbereiche	0–10/0–100/0–1.000/0–10.000/0–100.000 ppm
Einstellzeit	≤ 1 sec
Nullpunktdrift	< ±0,5% pro Monat
Empfindlichkeitsdrift	< ±5,0% pro Monat
Messgasfluss	ca. 1,2 l/min
Messwertausgang	0 - 10 V (analog)
Eingesetzter Messbereich	0 - 100 ppm
Brennluft	kohlenwasserstofffreie Luft
Brenngas	Wasserstoff 5.0
Kalibriergas	70 ppm Propan in N ₂
Genauigkeit der Messung:	
untere Nachweisgrenze	< ±1,5% vom Messbereichsendwert
Fehlergrenze	≤ 1%

Tabelle 8: Technische Daten des Bernath Atomic 3005

2.1.2.4.3 Messergebnisse

Die Umrechnung eines Prüfgasvolumengehaltes c' in die entsprechende Kohlenstoffmassenkonzentration c erfolgt nach Gleichung 2.1.

$$c = c' * f \quad \text{mit } f = \frac{n * M_c}{V_{nm}} \tag{Gl. 2.1}$$

- c'Prüfgasvolumengehalt in ppm
- cKohlenstoffkonzentration des Prüfgases in mg/Nm³ (0°C, 1013 mbar)
- f.....Umrechnungsfaktor
- n.....Anzahl der C-Atome im Kalibriergasmolekül (bei Propan C₃H₄ = 3)
- M_C.....molare Masse von Kohlenstoff = 12,011 g/mol
- V_{nm}.....molares Volumen des Prüfgases bei 0°C und 1013 mbar = 22,4 l/mol

Für das Kalibriergas Propan erhält man einen Umrechnungsfaktor f = 1,608.

2.2 Bestimmung des Gesamtstaubgehaltes im Rauchgas

Zur Bestimmung der Gesamtstaubkonzentration im Rauchgas nach Kesselaustritt wurde das gravimetrische Messverfahren nach VDI 2066 angewendet. Dabei wird Rauchgas durch eine Quarzwattepackung gesaugt, die in einer Filterhülse im Rauchgaskanal positioniert ist.

Zusätzlich wurde dem Quarzwattefilter ein Planfilter nachgeschaltet. Der gesamte im Rauchgas enthaltene Staub wird in der Quarzwatte und vom Planfilter zurückgehalten. Die Staubkonzentration errechnet sich aus dem Quotienten der abgeschiedenen Staubmasse (mg) und dem durch das Filter gesaugten Rauchgasvolumenstrom (m^3).

Alle Staubsammelhülsen wurden unter Laborbedingungen für die Messungen vorbereitet, in staubdichten Behältern verstaut und im Exsikkator transportiert. Unmittelbar nach der Messung wurden die Filterhülsen wieder im Exsikkator zwischengelagert und dann staubdicht verpackt.

2.3 Bestimmung der Korngrößenverteilung und Konzentration von Aerosolen im Rauchgas

Zur Bestimmung der Aerosol- oder Feinstaubgehalte im Rauchgas nach Kessel wurden ein kontinuierliches sowie ein diskontinuierliches Verfahren eingesetzt.

2.3.1 Diskontinuierliches gravimetrisches Verfahren

Zur Bestimmung der Konzentration sowie der Korngrößenverteilung von Aerosolen im Rauchgas nach Kesselaustritt wurden Niederdruck-Kaskadenimpaktoren (Berner-Type Low-Pressure Impactor: BLPI), Typ Hauke LPI 30/0,0625/2, eingesetzt. Die technischen Daten des eingesetzten BLPI sind in Tabelle 9 aufgelistet. Als Abscheidemedium kamen Aluminiumfolien zum Einsatz.

Hersteller: Hauke Ges.m.b.H. & Co. KG

Typ: LPI 30/0,0625/2

Durchflussrate: 31,41 l/min bei 20°C und atmosphärischem Druck

Stufe	Trennkorn [μm ae.d.]	Düsendurchmesser [mm]
1	0,0625	0,25
2	0,125	0,30
3	0,25	0,45
4	0,5	0,60
5	1	0,70
6	2	1,2
7	4	2,7
8	8	5,0

Tabelle 9: Technische Daten des eingesetzten BLPI-Modells

Erläuterungen: ae.d. ... aerodynamischer Durchmesser; Trennkorn ... kleinste Korngröße, die auf der entsprechenden Stufe abgeschieden wird

Um Partikelverluste in der Absaugsonde des BLPI zu minimieren sowie Kondensation von Wasserdampf in der Absaugsonde, dem Vorabscheider oder dem Impaktor selbst zu vermeiden, wurden alle Teile der Messanordnung auf Rauchgastemperatur vorgeheizt. Der Impaktor selbst wurde während der Messung begleitetheizt.

Kaskadenimpaktoren sind auf aerodynamische Durchmesser geeicht. Der aerodynamische Durchmesser beschreibt das Verhalten von kugelförmigen Partikeln mit einer Dichte von 1 kg/dm^3 in Strömungen. Die Umrechnung auf den wirklichen Partikeldurchmesser, den so genannten Stokes-Durchmesser, erfolgt unter Berücksichtigung der mittleren Dichte der Partikel und des so genannten Cunningham-Korrekturfaktors. Je kleiner die betrachtete Partikelfraktion und je größer die Differenz der Auslegungstemperatur des Impaktors (20°C)

von der Temperatur des Gases bei der Messung wird, umso kleiner wird der Stokes-Durchmesser im Vergleich zum aerodynamischen Durchmesser.

Da alle Gesetze und Richtlinien, die sich auf Korngrößen beziehen, den aerodynamischen Durchmesser als Grundlage verwenden, und zusätzlich die meisten Staubabscheidetechnologien ebenfalls den aerodynamischen Durchmesser als Auslegungsbasis heranziehen, wurde bei der Darstellung der Ergebnisse der BLPI-Messungen auf die Umrechnung auf den Stokes-Durchmesser verzichtet.

Das Ergebnis einer Messung mit dem eingesetzten Impaktor setzt sich aus Konzentrationen in mg/Nm^3 , die für jede Impaktorstufe (=Korngrößenfraktion) getrennt ausgewertet werden, zusammen. Die korrekte Darstellung wäre also ein Histogramm, in dem jeder Stufe ein Balken zugewiesen wird. Will man von dieser Histogrammdarstellung ausgehend die Korngrößenverteilung als kontinuierliche Verteilung darstellen, so muss die für eine Stufe ermittelte Konzentration durch die Stufenbreite dividiert (mit der Klassenbreite normiert) werden. Der so erhaltene Wert wird dann auf den mittleren Durchmesser der jeweiligen Korngrößenklasse bezogen. Korngrößenverteilungen von Aerosolen, die aus Biomassefeuerungen emittiert werden, lassen sich in Form einer logarithmischen Normalverteilung annähern. Für die Darstellung der kontinuierlichen Verteilung wird somit eine Darstellung, bei der die jeweils auf einer Impaktorstufe abgeschiedene Partikelmasse mit der logarithmischen Differenz des oberen und unteren Klassendurchmessers normiert wird, gewählt. Der diesem Wert zugeordnete mittlere Klassendurchmesser ist dann der geometrische Mittelwert aus oberem und unterem Klassendurchmesser. Die Partikelkonzentration wird als $\delta m / \delta \log(dp)$ in mg/Nm^3 angegeben.

2.3.2 Kontinuierliches elektrisches klassierendes Verfahren

Zur kontinuierlichen Messung der Korngrößenverteilungen wurde ein elektrischer Niederdruck-Kaskadenimpaktor (Electrical Low Pressure Impactor: ELPI) vom Typ Dekati ELPI 10 lpm eingesetzt. Die technischen Daten der eingesetzten ELPI sind in Tabelle 10 aufgelistet.

Der ELPI ermöglicht eine Echtzeitmessung der Partikelgrößenverteilung in einem Korngrößenbereich von 30 nm (ae.d.) bis 10 μm (ae.d.). Durch die schnelle Bereitstellung der Messergebnisse im Abstand von 2 Sekunden, liefert dieses Messgerät auch bei schwankenden Betriebsbedingungen detaillierte Emissionsverläufe.

Beim ELPI kommt das gleiche Funktionsprinzip wie bei einem Kaskadenimpaktor zur Anwendung. Der Unterschied zu dem in der vorliegenden Arbeit eingesetzten Kaskadenimpaktor liegt jedoch darin, dass die Partikel vor dem Eintritt in den Niederdruck-Kaskadenimpaktor in einem so genannten Corona charger (Koronaaufladung) aufgeladen werden und ihre Ladung später bei der Abscheidung in der jeweiligen Impaktorstufe wieder abgeben. Die im Impaktor abgeschiedenen Partikel bewirken einen Stromfluss der proportional der Partikelanzahl ist. Dieser wird durch einen Elektrometer erfasst. Ein hoher Stromfluss korrespondiert daher mit einer großen Partikelanzahl in der jeweiligen Stufe. Somit lassen sich für den zu vermessenden Gasstrom anzahlbezogene Korngrößenverteilungen erstellen, die in weiterer Folge mit Hilfe der geräteinternen Software auf Oberflächen-, Volumen- und Massenkonzentrationen umgerechnet werden können.

Volumenstrom: 10 [l/min]					
Temperatur: 5 – 40 [°C]					
Stufe	d(50)	Anzahl min.	Anzahl max.	Masse min.	Masse max.
	[μm]	[$1/\text{cm}^3$]	[$1/\text{cm}^3$]	[$\mu\text{g}/\text{m}^3$]	[mg/m^3]
13	9,97				
12	6,54	0,56	2,0 E+04	160	6.200
11	4,09	0,97	3,0 E+04	71	2.800
10	2,52	1,8	7,0 E+04	31	1.200
9	1,65	3,1	1,0 E+05	14	540
8	1,02	5,4	2,0 E+05	6,2	240
7	0,660	9,6	3,0 E+05	2,8	100
6	0,410	17	6,0 E+05	1,3	40
5	0,260	30	1,0 E+06	0,55	20
4	0,170	52	2,0 E+06	0,26	10
3	0,107	90	3,0 E+06	0,12	4,6
2	0,065	163	6,0 E+06	0,05	1,9
1	0,034	381	1,5 E+07	0,02	0,8

Tabelle 10: Technische Daten des eingesetzten ELPI-Modells

Erläuterungen: Anzahl max./min. ... größte bzw. kleinste Anzahl erfassbarer Partikel je cm^3 ; Masse max./min. ... größte bzw. kleinste Masse erfassbarer Partikel je cm^3

Dem ELPI wurde eine Verdünnungseinheit, bestehend aus zwei turbulenten Mischern (Diluter) der Firma Dekati, vorgeschaltet, um zu verhindern, dass die zulässige Partikelbelastung überschritten wird. Im Diluter wird das partikelbeladene Abgas mit trockener partikelfreier Luft vermischt. Eine hohe Turbulenz und somit eine besonders intensive Durchmischung sorgen dafür, dass es bei der Abkühlung des Abgases durch die kühlere Verdünnungsluft zu keinen lokalen Konzentrationsspitzen kondensierbarer Dämpfe kommt, die in weiterer Folge neue Partikel bilden könnten. Bei den Betriebsbedingungen unter denen die Diluter eingesetzt wurden, stellte sich eine ca. 49-fache Verdünnung des Abgasstromes ein. Die zwei Mischer wurden mit einem Heizband begleitetheizt, um eine mögliche Kondensation des Rauchgases in den Mixern zu vermeiden.

2.4 Produktgasmessungen

Bei den Produktgasmessungen wurden unterschiedliche Verfahren zur Bestimmung des Teergehaltes im Produktgas, zur Erfassung der gasförmigen Hauptkomponenten (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 und N_2) und zur Bestimmung der NO_x -Vorläufersubstanzen HCN und NH_3 eingesetzt.

2.4.1 Bestimmung des Teergehaltes

Bei der Teermessung besteht die Problematik, dass es derzeit weder eine einheitliche Definition des Begriffs „Teer“ gibt, noch standardisierte Messverfahren existieren. Nahezu jede Forschungsgruppe bedient sich einer, auf der von ihr verwendeten Teermessstechnik basierenden, Teerdefinition. Auf dem Gebiet der Teermessung bei Biomassevergasungsanlagen ist sicherlich die Arbeitsgruppe CEN BT/TF 143, die intensiv an einer Standardisierung der Teermessverfahren und der Festlegung einer einheitlichen Teerdefinition arbeitet, hervorzuheben. Von dieser Arbeitsgruppe wird Teer als die Summe aller organischen Verbindungen im Produktgas eines Vergasers mit Ausnahme der gasförmigen Kohlenwasserstoffe C1 bis C6 bezeichnet [20].

Zur Erfassung hoher Teergehalte von bis zu 300 g/Nm^3 wird von der Arbeitsgruppe ein zweistufiges Verfahren vorgeschlagen [20]. In der ersten Stufe werden die Teere in einer Waschkolonne (sampling train), bei der 2-Propanol als Lösungsmittel eingesetzt wird, aus dem Produktgas abgeschieden. Die Bestimmung des Teergehaltes kann dann entweder gravimetrisch über Eindampfen und Wiegen des Rückstandes (gravimetric tar) oder mit Gaschromatographie (GC-MS) erfolgen. Die Wahl des Verfahrens hängt dabei von den gewünschten Informationen über die Teere ab. Für die vorliegende Arbeit wurde nur die Teerbeladung im Produktgas von Interesse. Aus diesem Grund erfolgte die Bestimmung des Teergehaltes im Produktgas in Anlehnung an [20] über ein gravimetrisches Verfahren, der Versuchsaufbau ist in Abbildung 1 schematisch dargestellt.

2.4.1.1 Versuchsaufbau

Ein Teil des Produktgases wird direkt über dem Brennstoffbett isokinetisch abgesaugt und durchströmt die mit 2-Propanol befüllte Waschflaschenkaskade, einer mit Silicagel befüllten Waschflasche, den Volumenzähler und die bypassgeregelte Absaugpumpe.

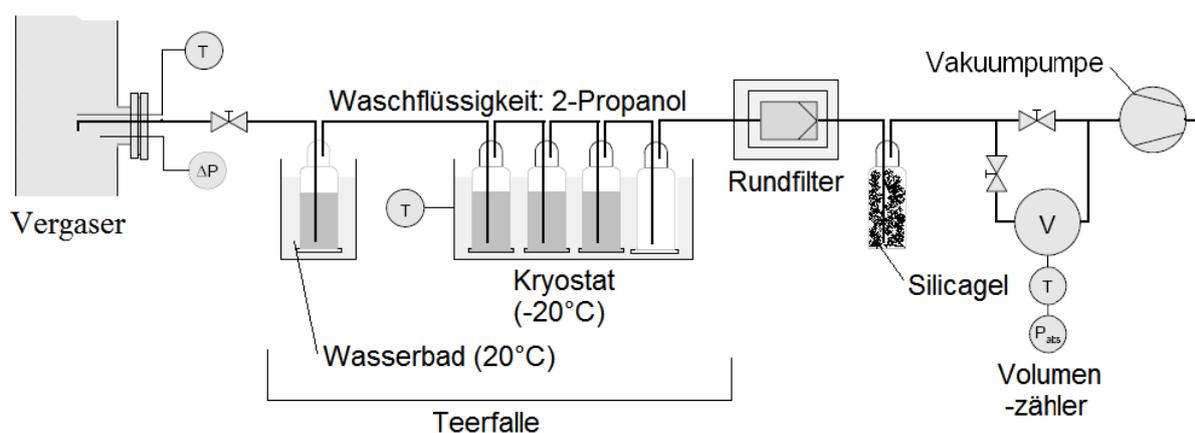


Abbildung 1: Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zur Bestimmung der Teerbeladung des Produktgases

Die Probenahmeleitung wurde bis zur ersten Waschflasche auf rund 300 °C beheizt, um zu verhindern, dass Teere in der Leitung auskondensieren. Auf einen Filter in der Probenahmesonde konnte verzichtet werden, da der Partikelgehalt im Produktgas im Vergleich zum erwarteten Teergehalt sehr klein ist (vergleiche Kapitel 5.3.10). Die aus vier Waschflaschen zusammengesetzte Waschkaskade befindet sich in einem auf -20 °C temperierten Kühlbad und ermöglicht so die Abscheidung der Teere. Der Waschkaskade vorgeschaltet ist eine auf 20 °C temperierte Waschflasche, in der der Hauptteil des im Brenngas enthaltenen Wasserdampfes auskondensiert, und so die folgenden Waschflaschen vor Vereisung schützt. Nach der Probennahme wurden die Inhalte der fünf Waschflaschen inklusive der Spülflüssigkeit in luftdichte Probenflaschen zusammengeführt.

2.4.1.2 Gravimetrische Bestimmung

Die gezogenen Proben werden in Abdampfschalen in einem Vakuumtrockenschrank bei 55 °C und einem Absolutdruck von 150 mbar bis zur Gewichtskonstanz eingedampft. Neben dem 2-Propanol verdampfen dabei auch das in den Proben enthaltene Wasser und diejenigen organische Bestandteile des Produktgases, die definitionsgemäß nicht zu den Teeren zählen. Die zurückbleibende Teermasse wird mit dem während der Probennahme abgesaugten Brenngasvolumen ins Verhältnis gesetzt. Da das Brenngas beim Passieren des

Volumenzählers frei von Wasser und Teer ist, wird der gravimetrische Teergehalt pro Normkubikmeter trockenes und teerfreies Gas angegeben. Die chemische Zusammensetzung der Teere wurde nach Kapitel 2.6.4 bestimmt.

2.4.2 Bestimmung der Hauptkomponenten (CO, CO₂, H₂, CH₄ und N₂)

Parallel zum Teergehalt wurden diskontinuierlich die Hauptkomponenten des trockenen teerfreien Produktgases, nämlich CO, CO₂, H₂, CH₄ und Stickstoff, bestimmt.

2.4.2.1 Versuchsaufbau

Der Versuchsaufbau der Probennahme ist in Abbildung 2 schematisch dargestellt.

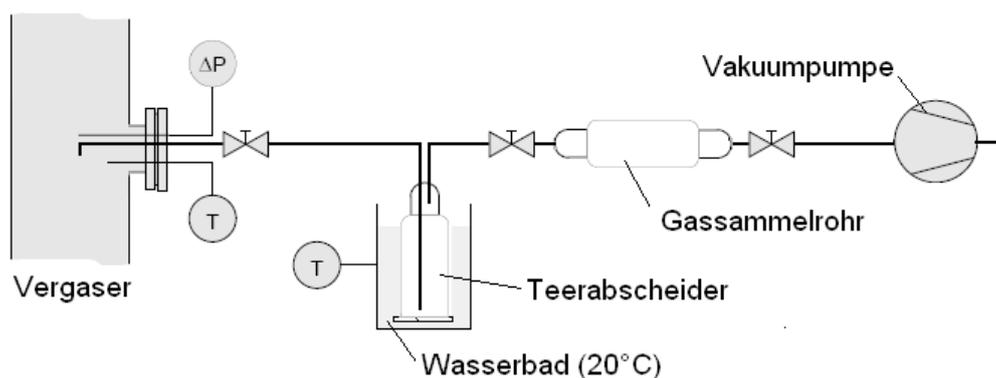


Abbildung 2: Produktgasprobennahme mit Gassammelrohr

Ein Teilstrom des Produktgases wird über dem Brennstoffbett mit Hilfe einer Vakuumpumpe abgesaugt, über einen Teerabscheider geführt und in einem Gassammelrohr, weitläufig als Gasmaus bezeichnet, gesammelt. Die Gassammelrohre wurden vor der Probennahme mit dem Referenzgas Argon befüllt. Die Kondensation von Teer und Wasserdampf im Teerabscheider sowie in der Probenahmeleitung musste dabei nicht berücksichtigt werden, da diese Komponenten nicht gemessen wurden. Die Gassammelrohre wurden der Firma Joanneum Research zur Analyse übergeben.

2.4.2.2 Gasanalyse

Die Bestimmung der Zusammensetzung der Proben erfolgte mit einem GC vom Typ 3000 Micro GC der Firma Agilent Technologies [1]. Dazu wird mit einer Injektionspritze eine Gasprobe über das Septum aus dem Gassammelrohr entnommen und dem Gaschromatographen zugeführt. Bei diesem Typ handelt es sich um eine Kompaktbauweise eines GCs mit Gassampling-Injektor, der mit 2 Modulen arbeitet, die gleichzeitig messen können. Modul A arbeitet mit einer Molsieve-Säule mit PLOT-U - Vorsäule und Modul B mit einer Kapillarsäule PLOT U mit PLOT Q – Vorsäule.

In den Säulen der beiden Module werden Wasserdampf sowie Teere vorabgeschieden, das heißt es wird das trockene und teerfreie Produktgas gemessen. Zur Kontrolle wurde der Sauerstoffgehalt im Probengas bei jeder Messung ermittelt. Dieser war immer kleiner als 1 Vol%.

Das Produktgas des Vergasers enthält neben den gemessenen Komponenten noch eine Vielzahl an organischen Verbindungen, die messtechnisch nur sehr aufwendig erfassbar sind. Der Fehler, der sich aus der Nichtberücksichtigung dieser Komponenten ergibt, ist aber

aufgrund der Tatsache, dass diese Verbindungen im Vergleich zu den gemessenen Komponenten bei Vergasungsprozessen in sehr niedrigen Konzentrationen vorliegen, vernachlässigbar klein [70].

2.4.3 Verfahren zur Bestimmung von NH_3 und HCN

Die Bestimmung erfolgte parallel in hintereinander geschalteten Vorlagen von 1 N Schwefelsäure (für NH_3) und von 1 N Natronlauge (für HCN). Die Ionen wurden mittels Ionenchromatographie (IC) bestimmt.

Während der Messung wurde das Produktgas über dem Brennstoffbett des Vergasers für mindestens 30 Minuten durch die Waschflaschen abgesaugt. Die genauen Absaugzeiten bei den einzelnen Probenahmen variierten dabei in Abhängigkeit von der Beladung. Nach Beendigung der Produktgasentnahme wurde, um Verluste zu vermeiden, in der Absaugleitung abgeschiedenes Kondensat mit destilliertem Wasser in die Waschflaschen gespült. Die Proben wurden unter Zugabe von Ascorbinsäure in Kunststoffbehälter umgefüllt, luftdicht verschlossen und bis zur Analyse in einem Kühlschrank bei $5\text{ }^\circ\text{C}$ aufbewahrt.

2.4.3.1 Messaufbau

Der Messaufbau ist schematisch in Abbildung 3 dargestellt und besteht aus:

- Entnahmesonde aus Metall
- Gaswäsche: Teilgasstromabsaugung durch drei in Serie geschaltete Waschflaschen
- 3. Waschflasche ist mit Silicagel befüllt
- Vakuumpumpe, Volumenstromregelung über Reduzierventil vor der Pumpe
- Gasmengenmessung: genormte Gasuhr mit Druck- und Temperaturmessung

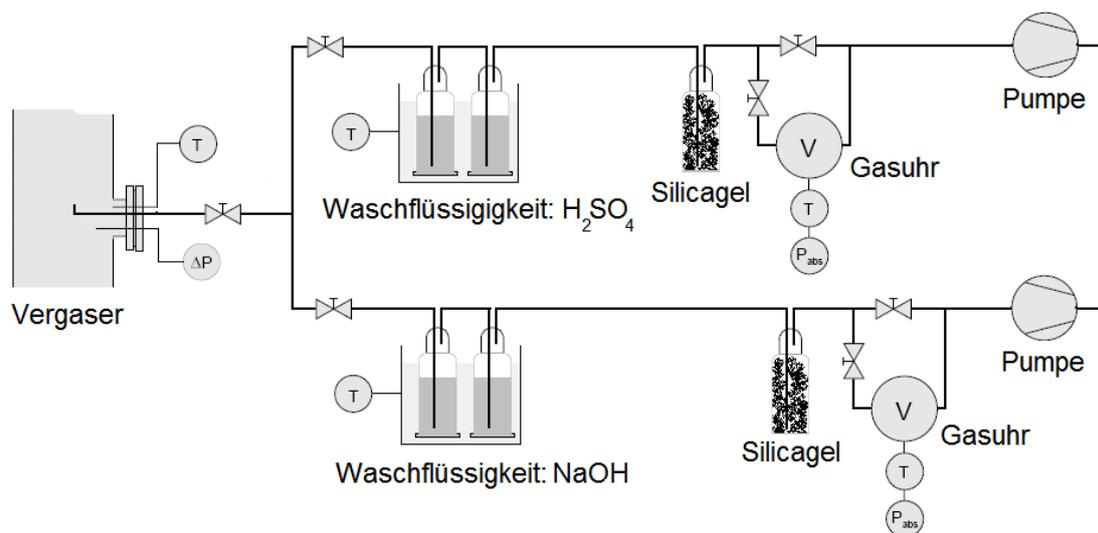


Abbildung 3: Schematische Darstellung der Probenahmeeinrichtung zur Bestimmung der HCN - und NH_3 -Konzentrationen im Produktgas

2.4.3.2 Analyse der Proben

Die Probenbehälter wurden der Firma Bioenergy 2020+ zur Analyse mittels Ionenchromatographie (IC) übergeben. Aus den Proben wird ein Teilvolumen entnommen

und Cyanidionen als freie Blausäure mit der Chloramin T über Hypochloridionen untersucht (System Chlorcyan). Die Zuordnung ist durch eine Mehrpunktkalibrierkurve einer Anpassgüte von besser als $r^2=0,999$ garantiert. Die Proben werden als Doppelbestimmungen ausgeführt, Ergebnisse werden nur innerhalb des kleinsten beziehungsweise größten Kalibrierpunktes zugelassen. Zur Bestimmung von NH_3 wird aus den Proben ein Teilvolumen entnommen und Ammoniumionen als freies Ammoniak mit der Indophenolblaumethode über Hypochloridionen untersucht (System Berthelot). Die Zuordnung ist durch eine Mehrpunktkalibrierkurve einer Anpassgüte von besser als $r^2=0,999$ garantiert. Die Proben werden als Doppelbestimmungen ausgeführt, Ergebnisse werden nur innerhalb des kleinsten beziehungsweise größten Kalibrierpunktes zugelassen.

2.5 Messungen in der Sekundärbrennkammer

Durchführung und Analyse der in der Sekundärbrennkammer durchgeführten Gasprobennahmen und Messungen erfolgten in gleicher Weise wie die Produktgasmessungen (siehe Kapitel 2.4).

2.6 Analyse der Brennstoffproben

Die gezogenen Brennstoffproben wurden luft- und wasserdicht verpackt und dem Labor der Firma Bioenergy 2020+ übergeben.

2.6.1 Bestimmung des Brennstoffwassergehaltes

Die Bestimmung erfolgt nach ÖNORM CEN/TS 14774 (Bestimmung des Gewichtsverlustes bei Trocknung bei 105°C bis zur Gewichtskonstanz).

2.6.2 Brennstoffprobenaufbereitung für die nachfolgenden Analysen

Die Brennstoffprobenaufbereitung erfolgt laut ÖNORM CEN/TS 14780. Die Einzelproben wurden durch Kegelung, Viertelung der Kegel und Trennung der jeweils gegenüberliegenden Viertel in zwei Proben geteilt. Eine dieser Teilproben wurde rückgestellt. Die zweite Teilprobe wurde zur Bildung der erwähnten Mischproben vereint und wie folgt für die weiteren Analysen aufbereitet:

- Trocknung der Probe
- Mahlung in einer mit Wolframcarbidplatten ausgestatteten Schneidmühle auf eine Korngröße $<4,0$ mm
- Herstellung von Laborproben durch mehrmalige Probenteilung (Kegelung und Viertelung)
- Mahlung mittels einer Zentrifugalmühle (Rotor und Sieb aus Ti) auf Analysenfeinheit ($<0,2$ mm)

2.6.3 Bestimmung des Aschengehaltes

Der Aschegehalt wird durch Veraschen des Brennstoffes bei 550°C ermittelt (ÖNORM CEN/TS 14775).

2.6.4 Bestimmung der C-, H- und N-Gehalte

Die Bestimmung der C-, H- und N-Gehalte von Brennstoffen erfolgt nach ÖNORM CEN/TS 15104 mittels Verbrennung und nachgeschalteter gaschromatographischer Trennung mit einem Elementaranalysator.

2.6.5 Bestimmung der Cl-Gehalte

Die Bestimmung der Chlorgehalte von Brennstoffen erfolgt nach ÖNORM CEN/TS 15289.

Aufschluss: Verbrennung in der Sauerstoffbombe; Pufferlösung: 10 ml NaOH (0,05 molar).
Messung: IC (Ionenchromatographie).

2.6.6 Bestimmung der Gehalte an Al, Ca, Fe, K, Mg, Mn, Na, P, Pb, S, Si und Zn im Brennstoff

Die Bestimmung der Konzentrationen von Haupt- und Nebenelementen in Brennstoffen und Aschen erfolgt nach ÖNORM CEN/TS 15290 bzw. 15297.

Aufschluss: mehrstufiger Säuredruckaufschluss mit HNO_3 (65%) / HF / H_3BO_3 .
Messung: Al, Ca, Fe, K, Mg, Mn, Na, P, S, Si, Zn mittels ICP-OES.
Pb mittels ICP-MS.

2.7 Aschenanalysen

Repräsentative Proben der während der Testläufe beprobten Rostasche und der nach Testlauf beprobten Versinterungen wurden nasschemischen Untersuchungen unterzogen.

Außerdem wurden auf Basis einer visuellen Beurteilung Proben der Versinterungen ausgewählt, und zu elektronenmikroskopischen Untersuchungen weitergeleitet. Die gezogenen Proben wurden luft- und wasserdicht verpackt und dem Labor der Firma Bioenergy 2020+ übergeben.

2.7.1 Aschenaufbereitung für die nachfolgenden Analysen

- Die Aufbereitung der Aschen für die nachfolgenden Analysen erfolgt laut ÖNORM CEN/TS 14780.
- Mahlung in einer Planetenmühle (Kugeln und Mahlkörper aus Siliziumnitrit) auf Analysenfeinheit.
- Herstellung einer Laborprobe durch mehrmalige Probenteilung (Kegelung und Viertelung) sowie Rückstellung der verbleibenden Probe.

2.7.2 Bestimmung der Cl-Gehalte

Aufschluss: Eluation über 24 h mit bidestilliertem Wasser.

Messung: IC (Ionenchromatographie).

2.7.3 Bestimmung der Gehalte an Al, Ca, Fe, K, Mg, Mn, Na, P, Pb, S, Si und Zn in den Ascheproben

Die Bestimmung der Konzentrationen von Haupt- und Nebenelementen in Asche- und Staubproben erfolgt in Anlehnung an ÖNORM CEN/TS 15290 bzw. 15297.

Aufschluss: mehrstufiger Säuredruckaufschluss mit HNO_3 (65%) / HF / H_3BO_3 .
Messung: FAAS, ICP-OES, ICP-MS (je nach Nachweisgrenzen).

2.7.4 Bestimmung der TOC- und TIC- Gehalte

Die Bestimmung des TOC- bzw. TIC-Gehaltes von Aschen erfolgt nach ÖNORM EN 13137.

Bestimmung von TIC

In einem geschlossenen System wird die Probe mit HCl übergossen. Das entstehende CO₂ verdrängt Wasser; die ml Verdrängung werden abgelesen. Kalibriert wird mit CaCO₃ (Gasvolumetrie nach Scheibler).

Bestimmung von TOC

Die Bestimmung von TOC erfolgt indirekt. Der Gesamtkohlenstoff wird mittels Elementaranalysator bestimmt. Der organisch gebundene Kohlenstoff ergibt sich aus der Differenz von Gesamtkohlenstoff minus TIC.

2.7.5 Elektronenmikroskopische Analysen von Versinterungen

Ausgewählte Probenstücke wurden mittels Elektronenmikroskopie untersucht. Die Analysen wurden am Forschungsinstitut für Elektronenmikroskopie und Feinstrukturforschung der Technischen Universität Graz durchgeführt.

Probenvorbereitung

Eingießen zerkleinerter Stücke in Harz. Der resultierende Harzblock wird geschnitten und die Schnittfläche trocken (ohne Einsatz von flüssigem Schleifmittel) poliert. Die Oberfläche wird mit Kohlenstoff bedampft.

Analyse

Mittels Scanning Electron Microscopy (SEM) und Energy Dispersive X-ray Spectrometry (EDX) ist eine Vielzahl möglicher Analysenvarianten durchführbar. Im Rahmen dieser Untersuchungen wurde auf zwei Methoden zurückgegriffen:

Optische Beurteilung von Form und Struktur der einzelnen auftretenden Phasen mittels SEM.

Elementaranalysen von Bildausschnitten (Flächen-Scans) und definierten Zonen (Punkt-Scans) der einzelnen Phasen mittels EDX.

Verwendete Geräte:

Leo Gemini DSM 982 (Feldemission) + Oxford Kühltisch (Stickstoff) + 4 Quadranten Rückstreuelektronendetektor + Noran Voyager (Si(Li) Detektor, ultradünnes Fenster).

3 Stand der Technik bei Pelletkesseln in Österreich und Evaluierung der Verfahren zur thermochemischen Konversion von Biomasse zur Wärmeerzeugung im kleinen Leistungsbereich

Die Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie für Pelletkessel im kleinen Leistungsbereich beinhaltet, den aktuellen Stand der Technik bei österreichischen Pelletkesseln im kleinen Leistungsbereich (<100 kW) zu erheben. Bezogen auf den österreichischen Markt weisen Pelletkessel bereits einen hohen Entwicklungsstand auf, wie im folgenden Kapitel gezeigt werden soll. Die Erhebung beschränkt sich dabei auf Produkte österreichischer Hersteller, aufgrund der jahrelangen Technologiemarktführerschaft Österreichs im Bereich der Pelletkessel kleiner Leistung eine zulässige Vorgangsweise.

Im Anschluss daran werden die Verfahren der thermochemischen Konversion von festen Biomassebrennstoffen, nämlich auf Basis von Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung, evaluiert und mit dem Ziel bewertet, für die Feuerungsentwicklung relevante Technologien zu identifizieren. Die Verfahren auf Basis von Pyrolyse und Vergasung werden aus dem Grund miteinbezogen, da eine neue Verbrennungstechnologie gekoppelte Verfahren, wie zum Beispiel Vergasung mit nachgeschalteter Produktgasverbrennung, beinhalten kann.

3.1 Stand der Technik bei Pelletkesseln im kleinen Leistungsbereich

Seit ihrer Markteinführung im Jahr 1996 haben sich die Produktions- und Verkaufszahlen von Pelletkesseln in Österreich äußerst positiv entwickelt. Der jährliche Absatz an Neuanlagen konnte mit Ausnahme der Jahre 2002 und 2007 jährlich deutlich gesteigert werden. Der Einbruch bei den Verkaufszahlen im Jahr 2007 ist auf den in diesem Jahr stark gestiegenen Pelletspreis zurückzuführen. Durch eine vernünftige Preispolitik und durch Ausbau der Produktionskapazitäten sank der Pelletspreis wieder auf das Niveau vergangener Jahre und die Verkaufszahlen erholten sich im Jahr 2008 wieder. Mit Ende 2009 befanden sich in Österreich rund 71.000 Pelletkessel in Betrieb (siehe Abbildung 4) [52].

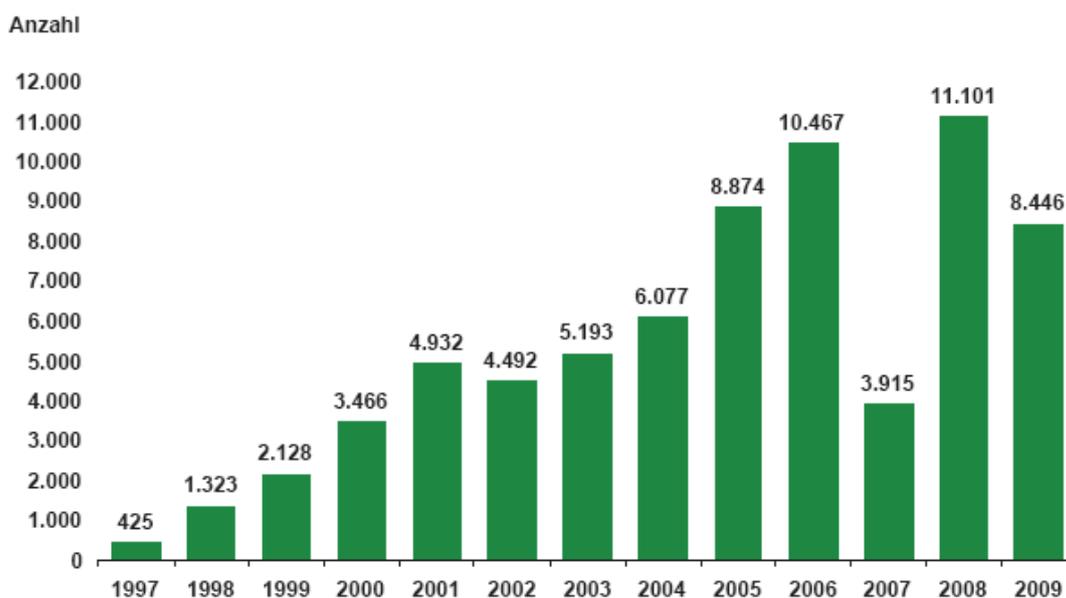


Abbildung 4: Jährlich errichtete Pelletkessel seit 1997 (ohne Kaminöfen)

Es wird davon ausgegangen, dass der positive Trend bei den Neuinstallationen auch in den nächsten Jahren anhalten wird. Auch im Ausland ist ein gesteigertes Interesse an Pelletfeuerungen zur Raumwärmebereitstellung zu vermerken. Per Ende 2008 waren in Deutschland mehr als 100.000 Pelletfeuerungen installiert. In Italien waren im Jahr 2007 ca. 800.000 Pelletskaminöfen und in Schweden 127.200 Pelletszentralheizungen und Pelletskaminöfen installiert. Auch Frankreich und Osteuropa könnten diesbezüglich interessante Zukunftsmärkte werden. In den kommenden Jahren wird unter anderem durch die Umsetzung der EU 2020-Zielsetzungen mit einer deutlich erhöhten Nachfrage gerechnet. Bis 2020 wird gemäß einer internen Marktstudie eine Marktsteigerung bei Pellet-Kleinfeuerungen von rund 183% prognostiziert (bezogen auf das Jahr 2008). Moderne Pelletkessel zeichnen sich durch einen fast vollständig automatischen Betrieb und dadurch durch einen hohen Bedienungskomfort aus.

Die Lagerung der Pellets erfolgt meist in geschlossenen Lagerräumen oder in unterirdischen Tanks, in letzter Zeit kommen auch vermehrt Gewebetanks zum Einsatz [61]. Die Förderung der Pellets vom Lagerraum zum Kessel erfolgt entweder durch ein pneumatisches System, durch Schneckenförderung oder durch eine Kombination der beiden Systeme [61]. Ein Beispiel für eine pneumatische Förderung ist in Abbildung 5 dargestellt. Eine Saugturbine, die entweder direkt auf dem Tagesbehälter des Kessels oder unmittelbar danach installiert ist, erzeugt einen Unterdruck im Tagesbehälter, wodurch die Pellets vom Lagerraum über ein Schlauchsystem in den Tagesbehälter gesaugt werden. Das Schlauchsystem ist dabei geschlossen ausgeführt, wodurch eine Staubentwicklung unterbunden wird.

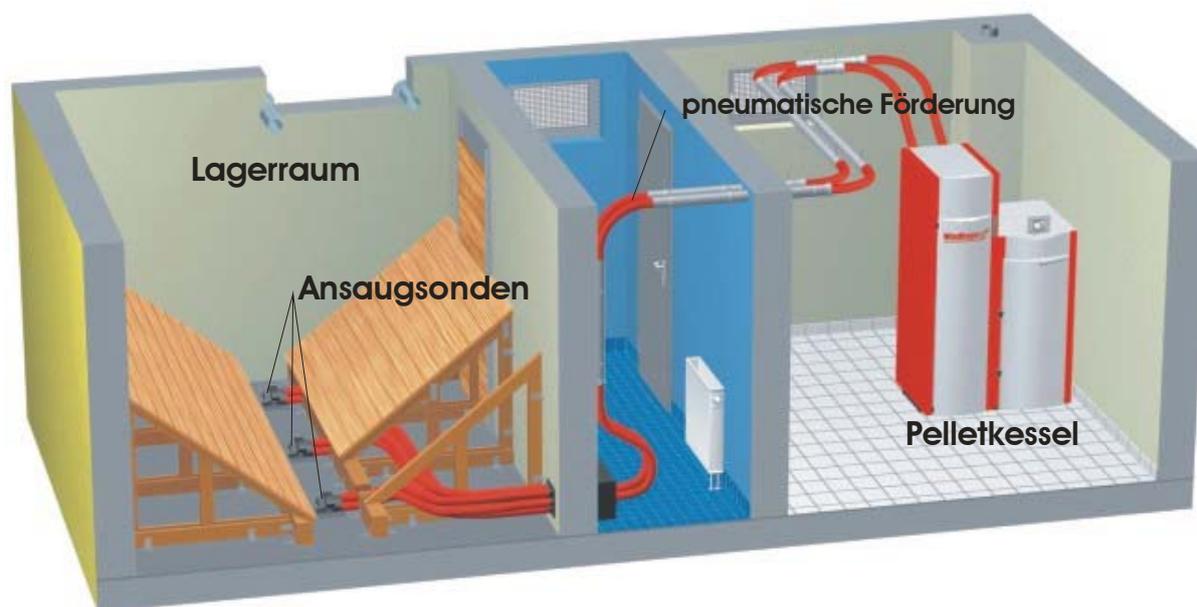


Abbildung 5: Pneumatische Pelletsförderung

Erläuterungen: Draufsicht, Datenquelle [97]

3.1.1 Rückbrandsicherung

Die Brennstoffbeschickung muss rückbrandsicher ausgeführt werden, um ein Zurückbrennen in den Vorratsbehälter beziehungsweise in den Lagerraum zu verhindern. Dazu werden entweder Zellradschleusen, selbsttätige Löscheinrichtungen oder Brandschutzklappen in der Brennstoffzuführung des Pelletkessels eingebaut. In Abbildung 6 ist eine Zellradschleuse dargestellt. Dadurch wird eine ausreichende Dichtheit zwischen Feuerung und Vorratsbehälter gewährleistet.

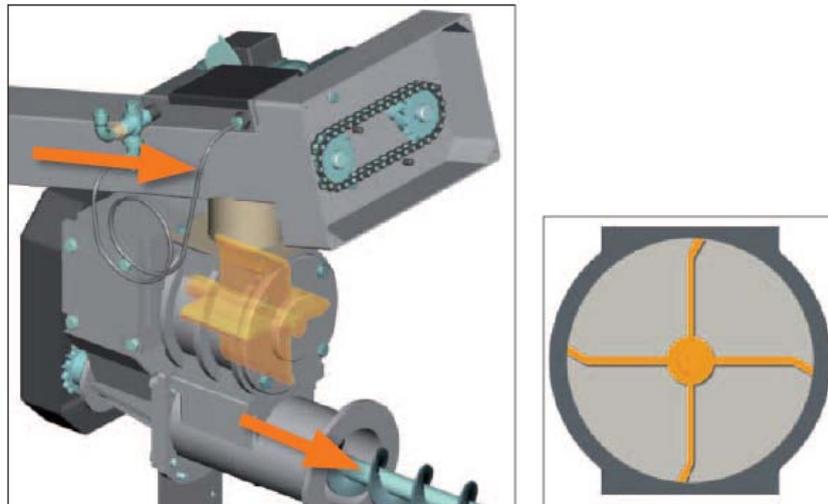


Abbildung 6: Zellradschleuse

Erläuterungen: Datenquelle [46]

Eine effiziente Rückbrandsicherung kann auch durch eine selbsttätige Löscheinrichtung (Abbildung 7) erreicht werden. Im Fallschacht ist ein Thermostat zur Temperaturüberwachung angebracht, der beim Überschreiten einer bestimmten Temperatur die Löscheinrichtung aktiviert. Die Dichtheit zwischen Feuerung und Vorratsbehälter wird mit diesem System nicht gewährleistet. Um den Falschlufteintrag in die Brennkammer zu minimieren, ist zusätzlich eine Zellradschleuse notwendig.

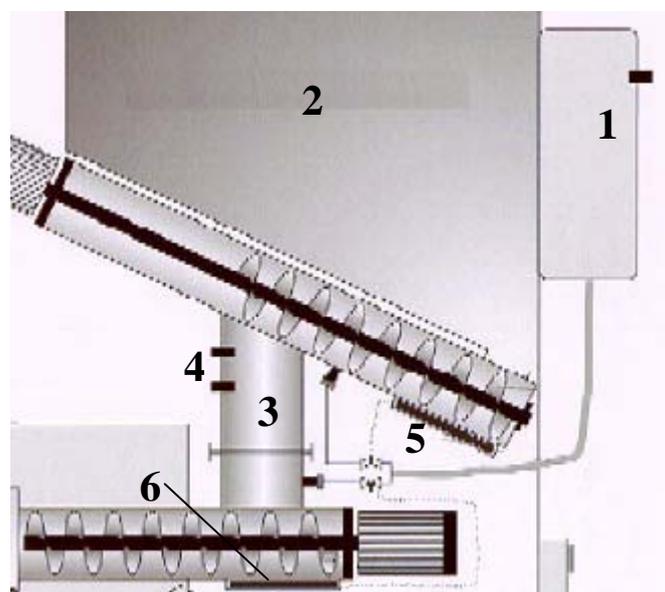


Abbildung 7: Selbsttätige Löscheinrichtung

Erläuterungen: 1 ... Wasserbehälter; 2 ... Vorratsbehälter; 3 ... Fallschacht; 4 ... Thermostat; 5 ... Rückbrandsicherung Vorratsbehälter; 6 ... Rückbrandsicherung Brennstoffschnecke; Datenquelle [93]

3.1.2 Feuerungstechnik

In Abhängigkeit von der Förderung der Pellets in die Brennkammer kann grundlegend zwischen drei verschiedenen Feuerungstypen unterschieden werden, der Unterschubfeuerung,

der seitlich beschickten Feuerung und der Abwurffeuerung. Die drei Feuerungstypen sind in Abbildung 8 schematisch dargestellt. Eine weitere Unterteilung kann nach der Art des Brennertyps erfolgen und wird im Anschluss daran erläutert.

Bei der Unterschubfeuerung werden die Pellets von einer Stokerschnecke zum horizontalen Brennteller gefördert. Der Brennstoff wird dabei von unten nach oben gedrückt. Die Zuführung der Primärluft erfolgt seitlich am Rande des Brenntellers. Die Asche wird über den Rand des Tellers gedrückt und fällt in die darunterliegende Aschebox. Durch den langsamen Einschub des Brennstoffes wird das Glutbett kaum gestört und eine Staubaufwirbelung, wie sie vor allem bei Abwurffeuerungen und teilweise bei seitlich beschickten Feuerungen auftritt, unterbunden. Nachteilig wirkt sich bei Unterschubfeuerungen aus, dass nach dem Abschalten das Glutbett mit dem darunterliegenden frischen Brennstoff in Verbindung steht, wodurch es zum Nachschwelen und gegebenenfalls zum Rückbrand in die Brennstoffschnecke kommen kann.

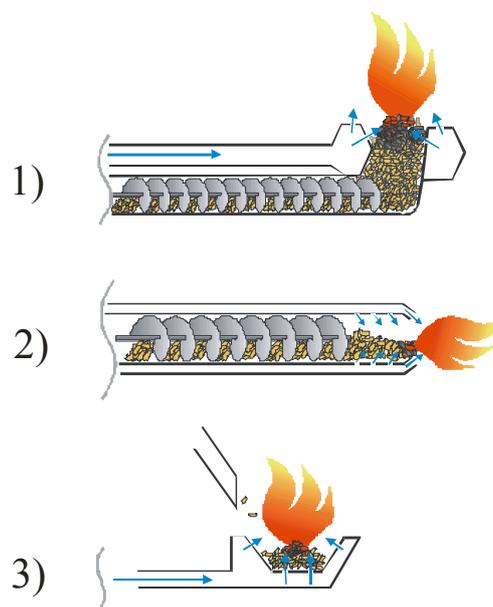


Abbildung 8: Feuerungstypen für Pelletkessel

Erläuterungen: 1) Unterschubfeuerung; 2) seitlich beschickte Feuerung; 3) Abwurffeuerung; Datenquelle [93]

Bei der seitlich beschickten Feuerung wird der Brennstoff wie bei der Unterschubfeuerung von einer Stokerschnecke bewegt, jedoch erfolgt der Vorschub der Pellets immer horizontal. Der Brennstoff wird üblicherweise auf einen Rost geschoben, die Zuführung der Primärluft erfolgt unterhalb des Rostes. Die Asche wird entweder über den Rand des Rostes hinausgeschoben oder der gesamte Rost wird für den Entaschungsprozess nach unten gekippt (siehe Abbildung 9). Wie bei der Unterschubfeuerung bleibt das Glutbett nach dem Abschalten des Kessels mit dem frischen Brennstoff in Verbindung, wodurch es zum Nachschwelen und Rückbrand kommen kann.

Im Gegensatz zu den beiden anderen genannten Feuerungsarten fällt der Brennstoff bei der Abwurffeuerung von oben meist über ein Fallrohr auf das Glutbett der Feuerung. Das Glutbett liegt auf einem Rost auf. Die Primärluft wird unterhalb des Rostes aufgegeben und durchströmt das Glutbett von unten nach oben. Die Asche fällt durch den Rost und wird in einer darunterliegenden Aschebox aufgefangen. Nachteilig wirkt sich bei der Abwurffeuerung prinzipbedingt aus, dass die Pellets von oben auf das Glutbett fallen, wodurch es zum Aufwirbeln von Staub und unverbrannten Partikeln kommt. Die Verbrennung am Glutbett

erfolgt nicht so homogen wie vergleichsweise bei einer Unterschubfeuerung oder wie bei einer seitlich beschickten Feuerung. Durch die räumliche Trennung von Glutbett und Brennstoffförderung ist einerseits eine exakte Brennstoffdosierung und damit verbunden eine gute Leistungsregelung möglich. Andererseits wird nach dem Abschalten ein Nachschwelen des Brennstoffes wirksam unterbunden.

Eine weitere Unterteilung der Feuerungstechnologie bei Pelletkesseln kann, wie schon erwähnt, nach Ausführung des Pelletsbrenners erfolgen, nämlich in Rost- und Retortenfeuerung [62]. Retortenfeuerungen sind immer als Unterschubfeuerungen ausgeführt, Rostfeuerungen können entweder als von oben beschickt oder als seitlich beschickt ausgeführt werden. Weiters kann bei Rostfeuerungen nach der Ausführungsform des Rostes in starren Rost, Treppenrost (Vorschubrost), Kipprost, Drehrost und Walzenrost unterschieden werden. In Abbildung 9 sind einige Anwendungsbeispiele für typische Pelletsbrenner zusammengefasst.



Abbildung 9: Unterschiedliche Pelletsbrennertypen

Erläuterungen: oben links starrer Rost [97]; oben rechts Retortenfeuerung [62]; unten links Treppenrost [42]; unten rechts Kipprost [42]

3.1.3 Feuerraum und Kessel

Der Feuerraum eines Pelletkessels lässt sich grundsätzlich in eine Primär- und eine Sekundärzone unterteilen. Die Primärzone beinhaltet neben dem bereits beschriebenen Rost die Primärluftzuführung. In der Sekundärzone erfolgt nach der Zuführung der Sekundärluft die nahezu vollständige Oxidation der Rauchgase. Eine räumliche Trennung von Primär- und Sekundärzone ist dabei unter anderem erwünscht, um eine Rückvermischung der Sekundärluft mit der Primärluft zu vermeiden, damit die in der Primärverbrennungszone vorherrschenden unterstöchiometrischen Bedingungen erhalten bleiben. Durch diese Luftstufung liegen in der Primärzone reduzierende Bedingungen vor und in Abhängigkeit von der Verweilzeit der Rauchgase in der Primärverbrennungszone werden die NO_x -Vorläufersubstanzen in der Gasphase teilweise zu N_2 reduziert [64], wodurch folglich weniger NO_x gebildet wird. Für

eine nahezu vollständige Oxidation der Rauchgase und einen damit verbundenen emissionsarmen Betrieb sind neben einer ausreichend langen Verweilzeit der Rauchgase in der Sekundärverbrennungszone auch ausreichend hohe Feuerraumtemperatur sowie eine gute Durchmischung der Rauchgase mit der Verbrennungsluft von Bedeutung. Dies wird durch entsprechende Feuerraumdimensionierung und Luftdüsengeometrien erreicht.

Als Werkstoffe für die Brennkammer kommen Edelstahl, Schamott und Siliziumkarbid zum Einsatz oder eine Kombination der genannten Werkstoffe. Edelstahl ist ein im Vergleich zu Schamott und Siliziumkarbid billiger Werkstoff mit niedriger Wärmekapazität, wodurch schnelle Anfahr- und Abfahrvorgänge möglich sind. Im Teillastbetrieb kann aber die Feuerraumtemperatur für einen vollständigen Ausbrand der Rauchgase zu niedrig sein. Des Weiteren besitzt Edelstahl nur eine begrenzte Beständigkeit gegenüber Korrosion und Depositionen. Schamottierte Feuerräume besitzen eine hohe Wärmespeicherkapazität und zeichnen sich bei richtiger Dimensionierung durch eine gute Ausbrandqualität der Rauchgase auch im Teillastbetrieb aus. Nachteilig sind jedoch der hohe Preis von Schamott sowie die geringe Depositionsbeständigkeit bei hohen Temperaturen. Siliziumkarbid besitzt wie Edelstahl eine niedrige Wärmekapazität, wodurch schnelle Anfahr- und Abfahrvorgänge möglich sind. Des Weiteren ist Siliziumkarbid gegen Korrosion und Depositionsbildung weitgehend unempfindlich, jedoch wird Siliziumkarbid aufgrund seines hohen Preises nur begrenzt in Feuerräumen eingesetzt.

In Abbildung 10 ist der Feuerraum eines modernen Pelletkessels mit Luftstufung und Teilschamottierung des Feuerraums im unteren Bereich dargestellt. Im Bereich der Sekundärverbrennungszone ist der Feuerraum in wassergekühltem Edelstahl ausgeführt.

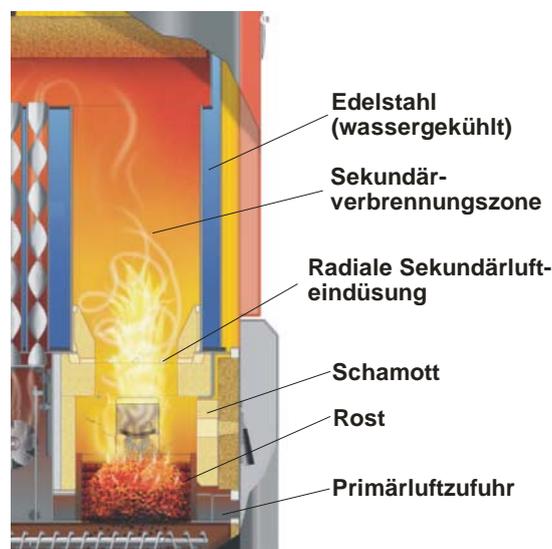


Abbildung 10: Schema eines modernen Pelletkessels mit Treppenrost und ausgeprägter Luftstufung

Erläuterungen: Datenquelle [42]

Nach der Sekundärverbrennungszone werden die Rauchgase über einen Wärmetauscher, der oft kurz als Kessel bezeichnet wird, geführt, wo sie die gespeicherte sensible Wärme an das Kesselwasser abgeben. Der Kessel moderner Pelletsheizungen ist üblicherweise als ein- oder mehrzügiger vertikaler Rauchrohrkessel ausgeführt, als Werkstoff wird normalerweise kostengünstiger Kesselstahl eingesetzt. Die Reinigung der Rauchrohre erfolgt mit Hilfe von in den Rohren eingebauten Spiralen, auch Turbolatoren oder Wirbulatoren genannt, die in bestimmten Abständen entweder automatisch oder manuell in Bewegung versetzt werden.

Durch die Reinigung sollen etwaige Ablagerungen und Verschmutzungen in den Rauchrohren gelöst werden, wodurch der Wirkungsgrad des Wärmetauschers über eine Heizperiode relativ konstant gehalten werden soll.

3.1.4 Regelung

Ein vollautomatischer Betrieb wird bei modernen Pelletkesseln über eine kombinierte Leistungs- und Verbrennungsregelung erreicht. Die Leistungsregelung erfolgt hierbei über die Temperatur des Kesselvorlaufes als Sollwert und die Brennstoffzufuhr beziehungsweise die Primärluftmenge als Stellwert. Die Verbrennung wird bei den meisten modernen Pelletkesseln über den Sauerstoffgehalt im Rauchgas mit der Sekundärluftmenge als Stellgröße geregelt (Lambda-Regelung). Bei einigen Kesseln – zum Beispiel bei den Pelletkesseln der Firma *Windhager* [97] - erfolgt die Verbrennungsregelung über die Feuerraumtemperatur als Sollwert, die Sekundärluftmenge bildet, wie bei der Lambda-Regelung, die Regelgröße. Eine Regelung der Feuerraumtemperatur über Rauchgasrezirkulation ist bei Pelletkesseln im kleinen Leistungsbereich (<100 kW) nicht üblich. Der Unterdruck im Feuerraum wird durch ein drehzahlgesteuertes Saugzuggebläse geregelt, wobei üblicherweise nicht auf einen bestimmten Sollwert hingeregelt wird, sondern in Abhängigkeit von der vorgegebenen Kesselsollleistung eine bestimmte Gebläsedrehzahl vorgegeben wird.

Bei der Messung des Sauerstoffgehaltes im Rauchgas kommen üblicherweise Lambda-Sonden, wie sie in der Automobilindustrie verwendet werden, zum Einsatz. Diese Sonden sind kostengünstig und relativ unempfindlich gegenüber Verschmutzung. Der Nachteil der Lambda-Regelung lässt sich wie folgt begründen. Für den Sauerstoffgehalt im Rauchgas muss ein fixer Sollwert vorgegeben werden, wobei der Luftüberschuss möglichst gering gehalten werden soll, da mit abnehmendem Sauerstoffgehalt im Rauchgas der Wirkungsgrad des Kessels steigt [64]. Jedoch ist dieser Sollwert, der zur Erzielung optimaler Verbrennungsbedingungen und niedriger Emissionen eingestellt wird, nicht konstant, sondern neben dem Luftüberschuss auch vom Brennstoffwassergehalt und dem Lastzustand der Anlage abhängig- so genannte CO/Lambda-Charakteristik [54]. Wird dieser Sollwert über- oder unterschritten, zum Beispiel durch einen geänderten Brennstoffwassergehalt, verschlechtert sich die Qualität des Ausbrandes der Rauchgase, wodurch im Rauchgas mit erhöhten CO-Emissionen zu rechnen ist [54]. Eine schematische Abbildung der CO/Lambda-Charakteristik bei unterschiedlichen Bedingungen ist in Abbildung 11 dargestellt. Da eine Lambda-Sonde nur den Sauerstoffgehalt im Rauchgas misst, kann die Lambda-Regelung auf einen plötzlichen Anstieg der CO-Emissionen nicht reagieren.

Im Gegensatz zur Lambda-Regelung kann bei einer CO-Regelung die Qualität des Ausbrandes direkt über die Messung der CO-Emissionen mit CO-Sonden ermittelt werden, womit eine optimale Verbrennungsregelung mit niedrigen CO-Emissionen ermöglicht werden kann. Nachteilig wirkt sich bei einer CO-Regelung aus, dass der tatsächliche Sauerstoffgehalt im Rauchgas nicht gemessen wird. Bei stark schwankenden Betriebsbedingungen kann es bei einem flachen Verlauf der CO/Lambda-Charakteristik zu einem erhöhten Luftüberschuss kommen, wodurch in weiterer Folge der Wirkungsgrad des Kessels verschlechtert wird.

Eine CO/Lambda-Regelung stellt eine Kombination der beiden beschriebenen Regelstrategien dar und vereint die Vorteile der jeweiligen Regelkonzepte. Durch eine CO/Lambda-Regelung können sowohl der Luftüberschuss im Rauchgas auf einem stabilen niedrigem Wert gehalten, als auch die CO-Emissionen überwacht werden. Derzeit sind am Markt noch keine preislich akzeptablen und verlässlichen CO-Sensoren für Kleinf Feuerungen erhältlich. Da aber mit Pellets ein genormter Brennstoff mit hoher Homogenität zur Verfügung steht, ist nicht zu erwarten, dass sich der Brennstoffwassergehalt drastisch ändert.

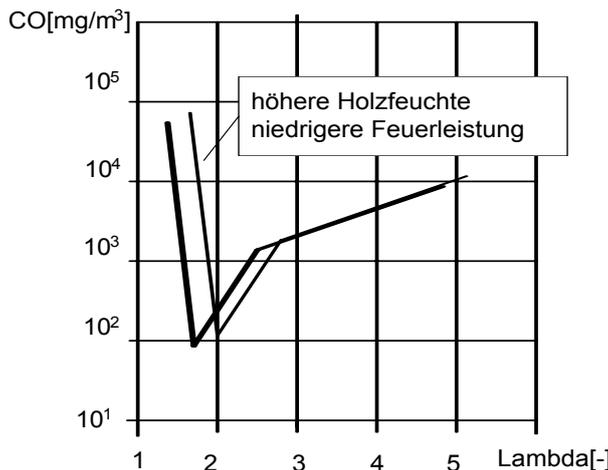


Abbildung 11: Schematische Darstellung der CO/Lambda-Charakteristik einer Kleinfueuerung
 Erläuterungen: Datenquelle [63]

Somit wäre für einen emissionsarmen Betrieb grundsätzlich eine Lambda-Regelung ausreichend, da von der Regelung lastabhängige Sollwerte für den Sauerstoffgehalt vorgegeben werden, um die Emissionen auch bei Teillast niedrig zu halten. Der Einsatz einer kombinierten Lambda/CO-Regelung bei Kleinfueuerungen wäre aber für die Optimierung der Verbrennung zukünftig sicherlich sinnvoll.

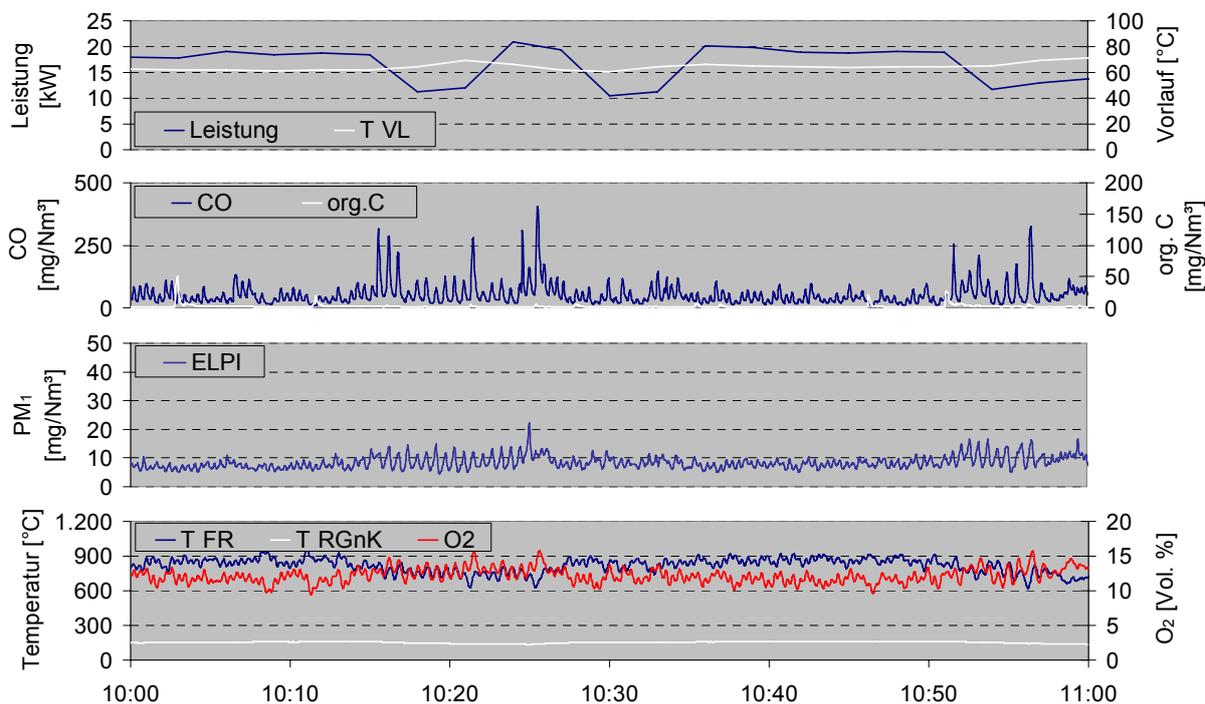


Abbildung 12: Emissionen eines modernen Pelletkessels bei Modulationsbetrieb
 Erläuterungen: Testlauf mit BioWin 210 (21 kW); alle Emissionen bezogen auf trockenes Rauchgas und 13 Vol% O₂; T FR ... Feuerraumtemperatur; T RGnK ... Rauchgastemperatur nach Kessel; T VL ... Vorlauftemperatur Netz; PM₁-Emissionen mit ELPI gemessen

Die Regelung moderner Pelletkessel erfolgt vollautomatisch und dient vor allem dazu, möglichst niedrige Emissionen bei Nenn- und Teillast sowie bei Lastwechsel- und bei Anfahrbeziehungsweise Abfahrvorgängen zu gewährleisten. Die Bedeutung automatischer Regelungssysteme lässt sich anhand von Abbildung 12, in der die Staub-, CO- und die TOC-Emissionen sowie relevante Temperaturen bei modulierendem Betrieb des Pelletkessels dargestellt sind, verdeutlichen.

Es ist deutlich zu erkennen, dass die Emissionen während eines Lastwechsels ansteigen. Durch die automatische Regelung fallen die Konzentrationen aber nach wenigen Minuten wieder auf ein niedriges Niveau zurück. Durch den Einsatz automatischer Regelungssysteme soll gewährleistet werden, dass die Verbrennung vollständig verläuft und somit die Emissionen bei allen Lastzuständen auf niedrige Werte gehalten werden können. Dies ist auch in Hinblick auf die Feinstaubemissionen von großer Bedeutung, da durch den Einsatz einer automatischen Regelung auch die organischen Partikelemissionen, die bei einem unvollständigen Ausbrand der Rauchgase gebildet werden, minimiert werden können [62].

3.1.5 Emissionen

Durch die technologische Weiterentwicklung der Pelletkessel seit ihrer Markteinführung im Jahr 1996 konnten auch die Emissionen deutlich reduziert werden [17]. In Abbildung 13 ist der Vergleich der CO- und Gesamtstaubemissionen alter und neuer Anlagen dargestellt. Moderne Pelletsheizungen weisen im stabilen Betrieb bereits sehr niedrige Emissionen bezüglich CO, Staub und organischem Kohlenstoff auf. Für Kohlenmonoxid werden Emissionen kleiner 20 mg/MJ, für org. C. Werte um 1 mg/MJ erreicht [17]. Auch bezüglich Staub werden Emissionen bis minimal 10 mg/MJ (gilt für PM₁₀) erreicht, wobei dieser Wert bereits als das Optimum anzusehen ist [17]. Eine weitere Reduktion der Feinstaubemissionen ist, vom derzeitigen Stand der Technik ausgehend, kaum möglich. Die angegebenen Werte beziehen sich auf den stabilen Volllastbetrieb bei vollautomatischer Regelung des Kessels, während der Startphase und beim Ausbrand ist zumindest kurzzeitig mit deutlich höheren Werten zu rechnen [60]. Vor allem hier sowie bei Lastwechselfvorgängen ist, wie bereits erwähnt, regelungstechnisch noch Optimierungspotential vorhanden.

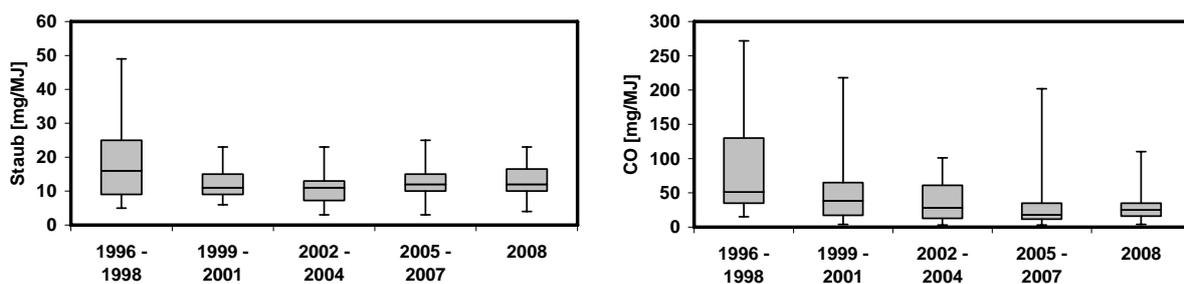


Abbildung 13: Entwicklung der Gesamtstaub- und CO-Emissionen bei Pelletkesseln von 1996 bis 2008

Erläuterungen: Datenquelle [17]

Neben der von Gesetzes wegen vorangetriebenen geforderten Reduktion der Feinstaubemissionen treten auch die NO_x-Emissionen bei Holzheizungen vermehrt in den Mittelpunkt des öffentlichen Interesses. So wurde zum Beispiel der Richtwert für NO_x bei automatischen Pelletsheizungen von Förderstellen, wie dem österreichischen Umweltzeichen und dem deutschen Blauen Engel, auf 100 mg/MJ gesenkt, womit dieser für die Förderungen relevante sowie für Unternehmen aus Werbungsgründen interessante Richtwert deutlich unter

dem vom Gesetzgeber geforderten Grenzwert von 150 mg/MJ liegt [5,6]. Eine Reduktion der NO_x-Emissionen bei Pelletkesseln wird in erster Linie durch den Einsatz eines stickstoffarmen Brennstoffes erreicht, da die Höhe der Emissionen stark vom Brennstoffstickstoffgehalt der Pellets beeinflusst wird [98]. Bauliche Maßnahmen zur Reduktion der NO_x-Emissionen, wie zum Beispiel Kühlung heißer Bereiche der Brennkammer, um die Bildung von thermischem NO_x zu reduzieren oder der Einsatz von Sekundärmaßnahmen (z.B. SCR-Entstickung) sind kostenintensiv beziehungsweise wären für Kleinanlagen nicht rentabel. Die Einhaltung des derzeitigen gesetzlichen Grenzwertes der NO_x-Emissionen ist mit modernen Pelletfeuerungen bei Einsatz von Weichholzpellets kein Problem. Sollte der Grenzwert in Zukunft jedoch noch weiter gesenkt werden beziehungsweise sollten neben Weichholzpellets auch Pellets mit Rindenanteil oder aus Stroh, die einen deutlich höheren Brennstoffstickstoffgehalt als Weichholzpellets aufweisen [58], eingesetzt werden, sind Primär- und Sekundärmaßnahmen zur Reduktion der NO_x-Emissionen wahrscheinlich unausweichlich. Das gilt auch für die Staub- und Feinstaubemissionen, da Pellets mit Rindenanteil oder aus Stroh einen wesentlichen höheren Aschegehalt und höhere Anteile an Feinstaubbildnern als Weichholzpellets aufweisen [48]. Bei der Verbrennung dieser Brennstoffe ist somit auch mit deutlich höheren Staub- und Feinstaubemissionen zu rechnen [48].

3.1.6 Anlagenbeispiele

Abbildung 14 zeigt eine schematische Darstellung eines von oben beschickten Pelletkessel (Abwurfheizung). Die Saugturbine erzeugt im Vorratsbehälter einen Unterdruck, wodurch die Pellets aus dem Lagerraum oder –tank in den Vorratsbehälter gesaugt werden. Der Brennstoff wird mit der Förderschnecke über das Fallrohr dem Brennertopf zugeführt, in dem das Glutbett auf einem starren Rost gebildet wird.

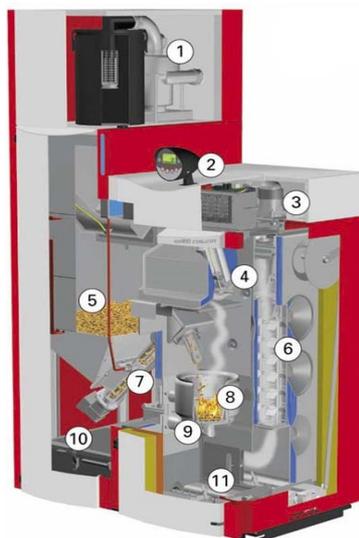


Abbildung 14: Schematische Darstellung einer Abwurfheizung

Erläuterungen: 1.. Saugturbine; 2..Bedienung; 3..Saugzuggebläse;
4..Thermosonde für Brennkammer; 5..Vorratsbehälter;
6..Heizflächenreinigung; 7..Förderschnecke; 8..Brennerschale;
9..Entaschungsvorrichtung; 10..Aschebox; 11..Ascheaustragung;
Datenquelle [97]

Durch die räumliche Trennung von Brennstoffförderung und Glutbett sind eine exakte Dosierung des Brennstoffes sowie eine sehr gute Leistungsregelung möglich. Des Weiteren

können Nachschwelen der Pellets sowie die Gefahr eines Rückbrandes in die Förderschnecke unterbunden werden. Die Primärluft wird unterhalb des Rostes zugeführt und durchströmt das Glutbett von unten nach oben. Die Zündung der Pellets erfolgt mit heißer Luft, die durch ein im Primärluftkanal angeordnetes keramisches Heizelement erhitzt wird. Nach der Anzündphase wird das Heizelement wieder ausgeschaltet. Im oberen Bereich des Brennertopfes wird die Sekundärluft über radial angeordnete Düsen zugeführt. In der Brennkammer erfolgt die vollständige Oxidation der Rauchgase. Die Verbrennungsregelung erfolgt bei diesem Kessel über die Brennkammertemperatur. Ein Thermofühler, der die aktuelle Brennkammertemperatur misst, ist im oberen Bereich der Brennkammer angeordnet. Die Rauchgase gelangen danach über einen vertikalen Rauchrohrkessel, in dem Turbulatoren für die Abreinigung angeordnet sind, und dem Saugzuggebläse in den Kamin. Die am Rost gebildete Asche fällt durch regelmäßiges Rütteln durch den Rost auf den Boden der Brennkammer. Die im Brennerkopf aufgewirbelte Flugasche kann sich aufgrund der geringeren Rauchgasgeschwindigkeiten zum Teil am Boden der Brennkammer absetzen. Von dort wird sie gemeinsam mit der Rostasche von der Ascheschnecke in die Aschebox gefördert.

In Abbildung 15 ist beispielhaft eine Unterschubfeuerung oder Retortenfeuerung dargestellt. Der Brennstoff gelangt hier über eine Förderschnecke und eine im Fallschacht angeordnete Brandschutzklappe in die horizontale Stokerschnecke. Diese fördert die Pellets von unten auf den Brennteller, wo die Primärluft über Öffnungen im Teller aufgegeben wird.

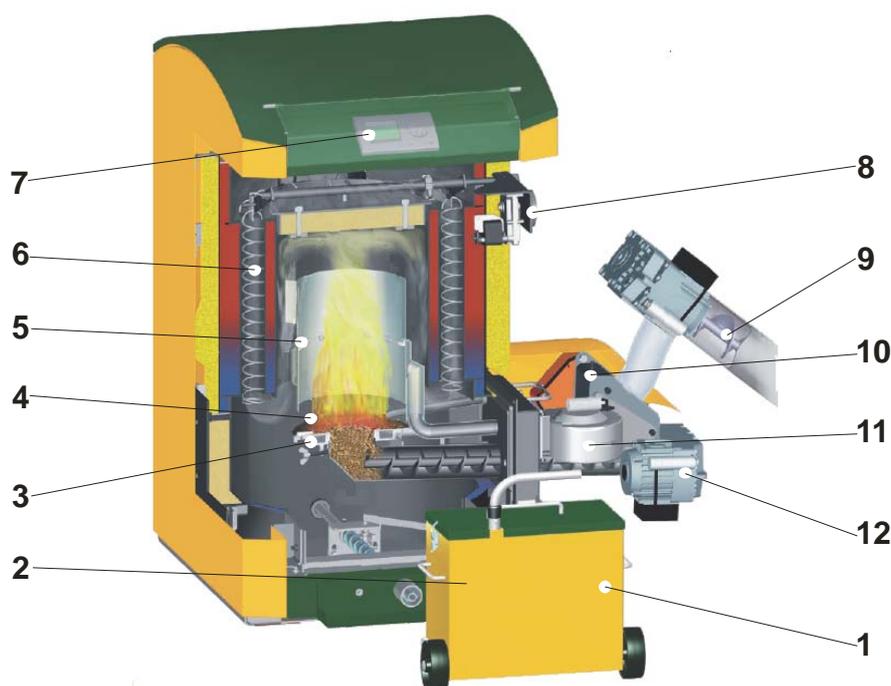


Abbildung 15: Schematische Darstellung einer Unterschubfeuerung (Retortenfeuerung)

Erläuterungen: 1..Aschebox; 2..Stokerschnecke; 3..Primärluft; 4..Brennteller; 5..Sekundärluftdüsen; 6..Wärmetauscherrohr; 7..Bedienung; 8..Motor für Reinigung; 9..Förderschnecke; 10..Brandschutzklappe; 11.. Luftgebläse; 12..Motor Stokerschnecke; Datenquelle [51]

Die Sekundärluft wird im Innenraum des Brennerrohres vorgewärmt und anschließend über radial angeordnete Düsen mit den Rauchgasen vermischt. Die Verbrennungsluft (Primär- und Sekundärluft) wird bei diesem Kessel unterstützend durch ein Luftgebläse zugeführt, das Verhältnis Primär- zu Sekundärluft ist fix eingestellt. In der Sekundärverbrennungszone

erfolgt bei ausreichender Verweilzeit der vollständige Ausbrand. Die Rauchgase werden danach zuerst nach unten umgelenkt, treten nach nochmaliger Umlenkung in den vertikalen Rauchrohrkessel ein und gelangen schließlich über das Saugzuggebläse in den Kamin.

Abbildung 16 zeigt die schematische Darstellung einer seitlich beschickten Feuerung mit Treppenrost. Die Pellets gelangen über eine Förderschnecke auf den Treppenrost, der von unten von der Primärluft durchströmt wird. Die ausgeprägte Trennung zwischen Primär- und Sekundärverbrennungszone ermöglicht eine gestufte Verbrennung, eine Grundvoraussetzung für die Reduktion der NO_x -Emissionen. Die Sekundärluft wird über Düsen mit dem Rauchgas vermischt. Eine große Sekundärverbrennungszone garantiert einen fast vollständigen Ausbrand der Rauchgase. Die Verbrennungsregelung erfolgt mikroprozessorengesteuert über eine Lambda-Sonde, die sich im Rauchgas am Kesselaustritt befindet. Am Ende der Brennkammer werden die Rauchgase umgelenkt und gelangen in den Rohrbündelwärmetauscher. Die Reinigung der Rauchrohre erfolgt automatisch mit Hilfe der in den Rohren angeordneten Turbulatoren. Das Saugzuggebläse fördert schließlich die Rauchgase in den Kamin.

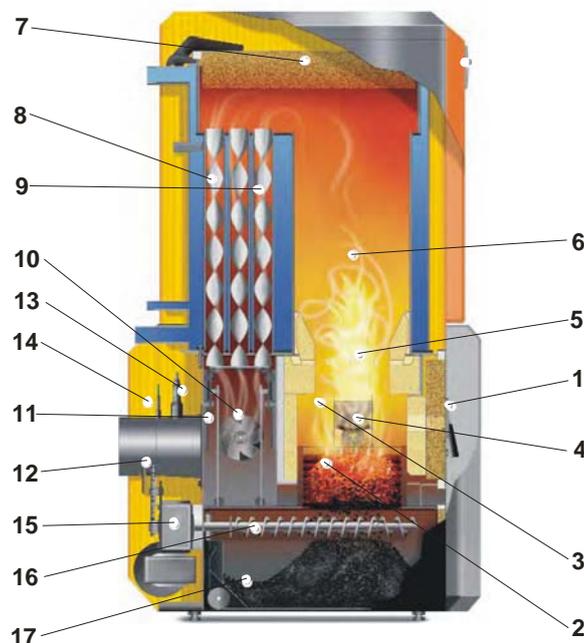


Abbildung 16: Schematische Darstellung einer seitlich beschickten Feuerung

Erläuterungen: 1..Feuerraumtür; 2..Treppenrost; 3..Brennkammer; 4..Füllstandszone; 5..Sekundärluft; 6..Sekundärbrennkammer; 7..Deckel; 8..Turbulatoren; 9..Wärmetauscher; 10..Saugzuggebläse; 11..Wärmetauscherreinigung; 12..Rauchrohr; 13..Lambda-Sonde; 14..Rauchgasfühler; 15..Motor Rost/Ascheschnecke; 16..Ascheschnecke; 17..Aschebox; Datenquelle [42]

3.1.7 Innovative Anlagenkonzepte

Um auch den geringen Bedarf an Raumwärme von Passiv- und Niedrigenergiehäusern abdecken zu können, sind neue Anlagenkonzepte für die Pelletsheizungen notwendig. Grundsätzlich besitzen moderne Pelletkessel ein gutes Teillastverhalten, jedoch ist bei kleinen Kesselleistungen (<5 kW) mit erhöhten Emissionen zu rechnen und der Anlagenwirkungsgrad ist meist geringer als bei Nennlast. Abhilfe können hier so genannte Mikrofeuerungen schaffen, die für kleinste Kesselleistungen ausgelegt sind. In Abbildung 17 ist eine

Mikrofeuerung für Pellets mit einer Nennleistung von 7 kW schematisch dargestellt. Die in Abbildung 17 dargestellte Mikrofeuerung ist für Kesselleistungen von 2 bis 7 kW ausgelegt. Auffällig ist vor allem die kompakte Ausführung der Anlage, die mit einer Gesamthöhe von 1280 mm und einer Tiefe von 560 mm in Anlehnung an Gasthermen als Wandtherme ausgeführt ist und damit platz sparend aufgestellt werden kann. Die Zuführung der Pellets erfolgt durch eine Förderschnecke über eine luftdichte Zellradschleuse als Rückbrandsicherung und einen Fallschacht, wodurch eine exakte Brennstoffdosierung ermöglicht werden soll, was bei kleinen Kesselleistungen von großer Bedeutung ist. Herzstück der Feuerung ist die so genannte Zyklonbrennkammer, im Wesentlichen handelt es sich hierbei um eine von oben beschickte Feuerung mit starrem Rost.

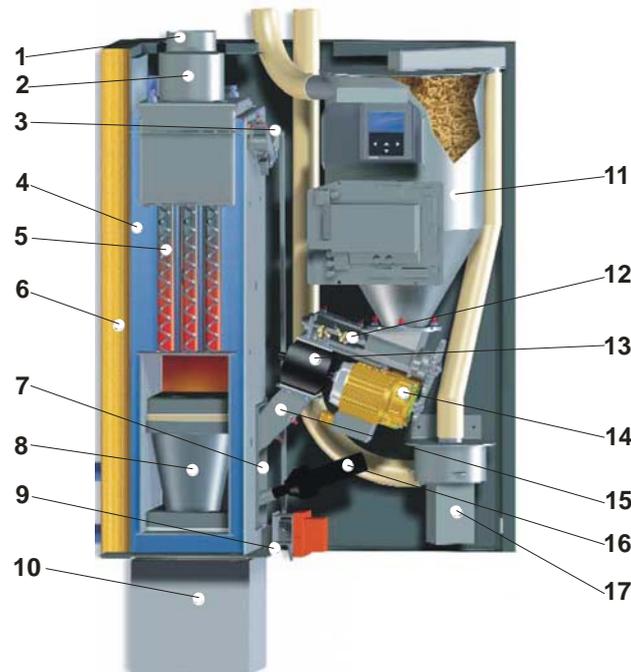


Abbildung 17: Schematische Darstellung einer Mikrofeuerung für Pellets

Erläuterungen: 1..Rauchrohr; 2..Saugzuggebläse; 3..Wärmetauscherreinigung;
4..Wassermantel; 5..Wärmetauscher; 6..Vollisolierung; 7..Sekundärluft;
8..Brennkammer; 9..Primärluft; 10..Aschebehälter; 11..Vorratsbehälter;
12..Förderschnecke; 13..Zellradschleuse; 14..Getriebemotor; 15..Fallschacht;
16..Zündgebläse; 17..Saugturbine; Datenquelle [42]

Die Primärluft wird unterhalb des Rostes zugeführt und durchströmt das Glutbett von unten nach oben, in einer horizontalen Umlenkung erfolgt die Zugabe der Sekundärluft. Die Rauchgase werden zuerst über eine zyklonförmige Brennkammer, in der Grobstaub abgeschieden werden soll, geführt und gelangen anschließend in die Ausbrandzone. Danach werden die Rauchgase über einen vertikalen Rauchrohrkessel geführt und gelangen über das Saugzuggebläse und das Rauchrohr in den Kamin. Durch den Einsatz eines kompakten einteiligen Brenners aus Siliziumkarbid, in dem mit Ausnahme der Ausbrandzone, fast die gesamte Verbrennung abläuft, soll eine Unterkühlung und somit erhöhte Emissionen bei kleinsten Kesselleistungen vermieden werden.

Die Verluste bei konventionellen Pelletkesseln entstehen hauptsächlich durch das feuchte Rauchgas, die Verluste durch Strahlung sind nur bei Teillastbetrieb und bei Mikrofeuerungen relevant. Je niedriger die Temperatur des Rauchgases am Kesselaustritt ist, desto höher ist

folglich der Wirkungsgrad der Anlage. Wird das Rauchgas unter den Taupunkt abgekühlt, kann neben der sensiblen Wärme auch ein Teil der im Rauchgas enthaltenen latenten Wärme energetisch genutzt und dadurch der Wirkungsgrad der Anlage deutlich erhöht werden. Die erzielbare Wirkungsgradsteigerung hängt neben der Rauchgastemperatur und dem Brennstoffwassergehalte auch vom Sauerstoffgehalt im Rauchgas ab. Je niedriger dabei der Sauerstoffgehalt ist, desto höher ist der Taupunkt und folglich die Wirkungsgradsteigerung für eine gegebene Rauchgastemperatur, wie in Abbildung 18 verdeutlicht wird. So kann durch eine Absenkung der Rauchgastemperatur am Austritt von für konventionelle Pelletkessel üblichen 160 °C auf zum Beispiel 38 °C der Wirkungsgrad der Anlage um 12% erhöht werden.

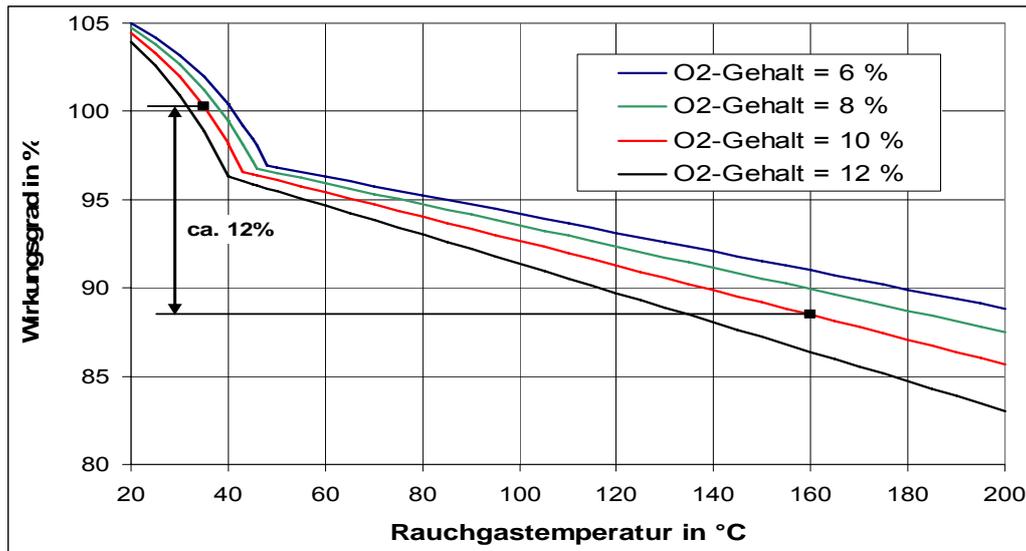


Abbildung 18: Erreichbare Wirkungsgrade in Abhängigkeit der Rauchgastemperatur bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten im Rauchgas

Erläuterungen: Brennwert Pellets 20,2 MJ/kg TS; Brennstoffwassergehalt 8 Gew%; H-Gehalt Brennstoff 5,7 Gew% TS; Datenquelle [61]

Ein innovatives Anlagenkonzept bezüglich Wärmerückgewinnung ist schematisch in Abbildung 19 dargestellt. Hierbei handelt es sich um einen Pelletkessel mit integrierter Wärmerückgewinnung durch Rauchgaskondensation, kurz als Brennwerttechnik bezeichnet. Das Rauchgas wird, nachdem es den Kessel durchströmt hat, über einen Edelstahlwärmetauscher geleitet und durch den Heizungsrücklauf unter den Taupunkt abgekühlt. Dabei wird neben der sensiblen Wärme auch ein Teil der im Rauchgas enthaltenen latenten Wärme durch die Kondensation von Wasserdampf an den Rücklauf übertragen. Die dabei erzielbare Wirkungsgradsteigerung ist stark von der Rücklauftemperatur des Heizungssystems abhängig und liegt im Bereich von bis zu 12%.

Einige Kesselhersteller bieten Kessel an, die neben Pellets auch mit anderen Brennstoffen wie Hackgut oder Scheitholz befeuert werden können. Des Weiteren gibt es Anlagen, in denen zum Beispiel Pellets und Scheitholz gleichzeitig verbrannt werden können, wie im Kombikessel „thermodual TDA“ der Firma SHT Heiztechnik [84]. An dieser Stelle wird auf diese Kessel und Kombigeräte nicht näher eingegangen, sondern auf weitere Literatur verwiesen [61, 84, 43, 85].

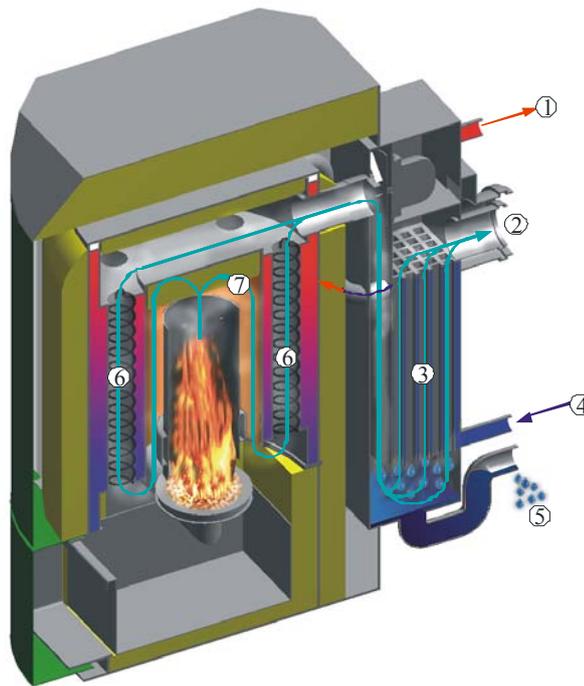


Abbildung 19: Schematische Darstellung eines Pelletkessels mit integrierter Rauchgaskondensation (Brennwerttechnik)

Erläuterungen: 1.. Vorlauf; 2..Abgas; 3..Edelstahlwärmetauscher; 4..Rücklauf; 5..Kondensatablauf; 6..Kessel; 7..Feuerung; Datenquelle [65]

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass Pelletkessel in Österreich bereits einen sehr hohen Stand der Technik aufweisen. Automatische mikroprozessorgesteuerte Anlagen mit hohem Wirkungsgrad und niedrigen Emissionen sind bereits Standard. Durch den Einsatz von verbrennungstechnisch ausgereiften Brennkammern mit ausgeprägter Trennung zwischen Primär- und Sekundärverbrennungszone für eine gestufte Verbrennung wird ein fast vollständiger Ausbrand der Rauchgase ermöglicht. Die Regelung der Pelletkessel erfolgt vollautomatisch über eine kombinierte Leistungs- und Verbrennungsregelung, wodurch niedrige Emissionen bei allen Lastzuständen gewährleistet werden können. Kostengünstige Lambda-Sonden werden für die Verbrennungsregelung schon standardmäßig eingesetzt, in Zukunft könnten auch CO-Sonden für eine kombinierte Lambda/CO-Regelung zum Einsatz kommen. Derzeitige Entwicklungsarbeiten gehen in die Richtung Pelletkessel mit sehr niedrigen thermischen Leistungen (<5 kW) und Einsatz der Brennwerttechnik zur Wirkungsgradsteigerung. Bezüglich emissionsarmen Betriebs ist mit den derzeit entwickelten Feuerungstechnologien jedoch weitgehend der Zenit erreicht, nur regelungstechnisch gibt es noch ein gewisses Optimierungspotentiale. Um weitere Emissionsminderungen, vor allem im Bereich Feinstaub, zu erzielen, ist die Entwicklung eines völlig neuen Verbrennungskonzeptes notwendig.

3.2 Evaluierung der Verfahren zur thermochemische Konversion von Biomasse zur Wärmeerzeugung im kleinen Leistungsbereich

Die derzeit für moderne Pelletkessel eingesetzten Feuerungstechnologien weisen einen sehr hohen Entwicklungsstand auf und besitzen bezüglich Emissionsminderung nur mehr ein geringes Optimierungspotential (siehe Kapitel 3.1). Um vor allem im Bereich Emissionen noch eine weitere Reduktion zu erzielen, ist die Entwicklung einer völlig neuen Feuerungstechnologie notwendig. Im Rahmen einer ausführlichen Literaturstudie wurden

vorhandene Technologien (Verbrennung, Vergasung und Pyrolyse) zur thermochemischen Konversion von festen Biomassenbrennstoffen evaluiert und bezüglich ihrer Vor- und Nachteile in Hinblick auf deren Einsatz für die Entwicklung einer neuen Kleinf Feuerungstechnologie bewertet. Auf Basis der erfolgten Bewertung der einzelnen Konversionstechnologien sollte ein grundlegendes Anlagenkonzept für die neue Feuerungstechnologie entwickelt werden.

3.2.1 Bewertungskriterien

Die Grundlagen für die Bewertungskriterien bilden neben den bereits eingangs erwähnten angestrebten Zielwerte bezüglich Emissionen (siehe Kapitel 1.1), wobei hier der Schwerpunkt auf einer Reduktion der Staubemissionen liegt. Weitere Punkte sind der angestrebte Leistungsbereich des zu entwickelnden Pelletkessels sowie eine deutliche Steigerung der Brennstoffflexibilität gegenüber derzeit am Markt vorhandenen Heizungssystemen für Pellets. Die aus den Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie abgeleiteten Bewertungskriterien sind:

- Staubbelastung des Heiz- bzw. Rauchgases
- Betriebsverhalten und Teillastfähigkeit
- Brennstoffflexibilität
- Anlagenkomplexität
- Angestrebter Leistungsbereich (1-50 kW)

Neben genormten Weichholzpellets sollen auch Pellets zum Einsatz kommen, die nicht der ÖNORM M7135 entsprechen [67], wie zum Beispiel Weichholzpellets mit erhöhtem Aschegehalt sowie Pellets mit Rindenanteil, die bei der Verbrennung aufgrund der aschebedingten Probleme wie Verschlackung und erhöhten Feinstaubemissionen zu Problemen führen können [48]. Die Anforderungen bezüglich Anlagenkomplexität sind in erster Linie als Kostenfaktor zu sehen, da die neue Feuerungstechnologie letztendlich als Serienkessel in den Markt eingeführt werden soll und damit bestimmte Produktionskosten nicht überschritten werden dürfen. Des Weiteren soll sich die neue Feuerungstechnologie durch ein stabiles Betriebsverhalten und gute Teillastfähigkeit auszeichnen, was für das Erreichen von sehr niedrigen Kesselleistungen (<5 kW) von großer Bedeutung ist.

3.2.2 Grundlagen der thermochemischen Konversion von Biomasse

Der Ablauf der thermochemischen Konversion von Biomasse ist ein sehr komplexer Prozess und kann grundsätzlich in vier unterschiedliche Phasen aufgeteilt werden (siehe Abbildung 20), die sowohl weitgehend unabhängig voneinander als auch parallel ablaufen können. Die vier Phasen unterscheiden sich teilweise sowohl durch die physikalischen und chemischen Reaktionen als auch im Temperaturniveau, auf dem die jeweiligen wärmeinduzierten Prozesse ablaufen [48]. Ein wesentliches Unterscheidungsmerkmal stellt auch der Anteil des von außen zugeführten Sauerstoffs dar. Die einzelnen Phasen der thermochemischen Umwandlung werden im Weiteren ausführlich beschrieben. Die im Rahmen der Literaturstudie betrachteten Konversionstechnologien, nämlich auf Basis von Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung, umfassen, je nach Konversionsgrad, nur einzelne Phasen oder im Falle der Verbrennung alle. Auf weitere Verfahren der thermochemischen Konversion von fester Biomasse wie zum Beispiel Torrefaktion wird nicht eingegangen, sondern nur auf weiterführende Literatur verwiesen [48].

Die Verbrennung von Biomasse ist ein komplexer Vorgang, bei dem verschiedene Teilschritte physikalischer und chemischer Prozesse teils hintereinander und teils parallel ablaufen. Die in Abbildung 21 schematisch dargestellten Teilschritte sind [48]:

- Erwärmung des Brennstoffes durch Rückstrahlung von Flamme, Glutbett und Feuerraumwänden oder durch vorgewärmte Luft
- Trocknung des Brennstoffes durch Verdampfung und Abtransport des Wassers (ab ca. 100 °C)
- Pyrolyse der Biomasse durch Temperatureinwirkung
- Vergasung und partielle Verbrennung des festen Kohlenstoffs mit Kohlendioxid, Wasserdampf und Sauerstoff
- Vollständige Oxidation der brennbaren Gase zu Kohlendioxid und Wasserdampf bei Temperaturen ab 700 °C bis rund 1500 °C
- Wärmeabgabe der Flamme an die umgebenden Feuerraumwände und an den neu zugeführten Brennstoff

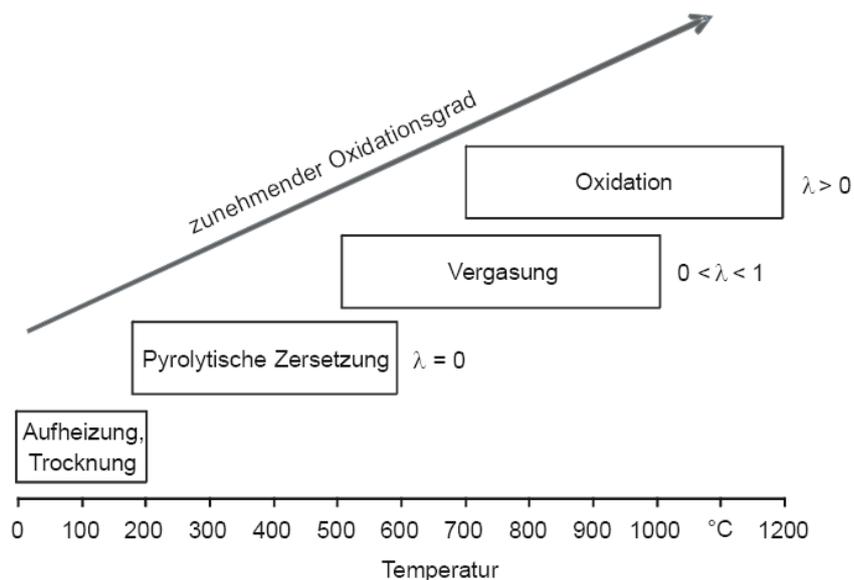


Abbildung 20: Phasen der thermochemischen Umwandlung von Biomassebrennstoffen
Erläuterungen: Datenquelle [48]

Die Verbrennung der Biomasse beginnt mit der Aufheiz- und Trocknungsphase. Durch die Rückstrahlung von Flamme, Glutbett und Feuerraumwänden wird der Brennstoff erwärmt und bei Temperaturen um 100 °C wird das am Brennstoff anhaftende und in den Hohlräumen der Zellen befindliche Wasser verdampft. In dieser Phase erwärmt sich der Brennstoff aufgrund der hohen Verdampfungsenthalpie des Wassers kaum, erst wenn das am Brennstoff anhaftende und in den Hohlräumen der Zellen befindliche Wasser vollständig verdampft ist, steigt die Temperatur weiter an und das chemisch-physikalisch gebundene Wasser wird aus dem Brennstoff verdampft. Bei einer weiteren Wärmezufuhr werden ab Temperaturen von circa 150 °C mit dem Beginn der Pyrolyse erste Makromoleküle aufgebrochen und zu kleineren Molekülen abgebaut. Ab ca. 200 °C werden Wasserdampf, Kohlenmonoxid und Kohlendioxid sowie kurzkettige Kohlenwasserstoffe und Karbonsäuren – vorwiegend Ameisen- und Essigsäure- freigesetzt, wobei dieser Prozess genauso wie die Trocknung endotherm abläuft. Ab ca. 250 °C setzen starke exotherme Zersetzungsreaktionen der

Biomasse unter Bildung von brennbaren Gasen, vor allem CO, kurzkettigen Kohlenwasserstoffen wie Methan und Karbonsäuren (Ameisen- und Essigsäure) sowie teerartigen Substanzen ein. Das Maximum der Gasproduktion liegt bei circa 400 °C, rund 70% der Ausgangsmasse sind zu diesem Zeitpunkt in die Gasphase übergegangen. Der zurückbleibende feste Rückstand wird als Koks oder Holzkohle bezeichnet und besteht hauptsächlich aus Kohlenstoff (>80 Gew%), gewissen Anteilen an Wasser- und Sauerstoff sowie der Asche.

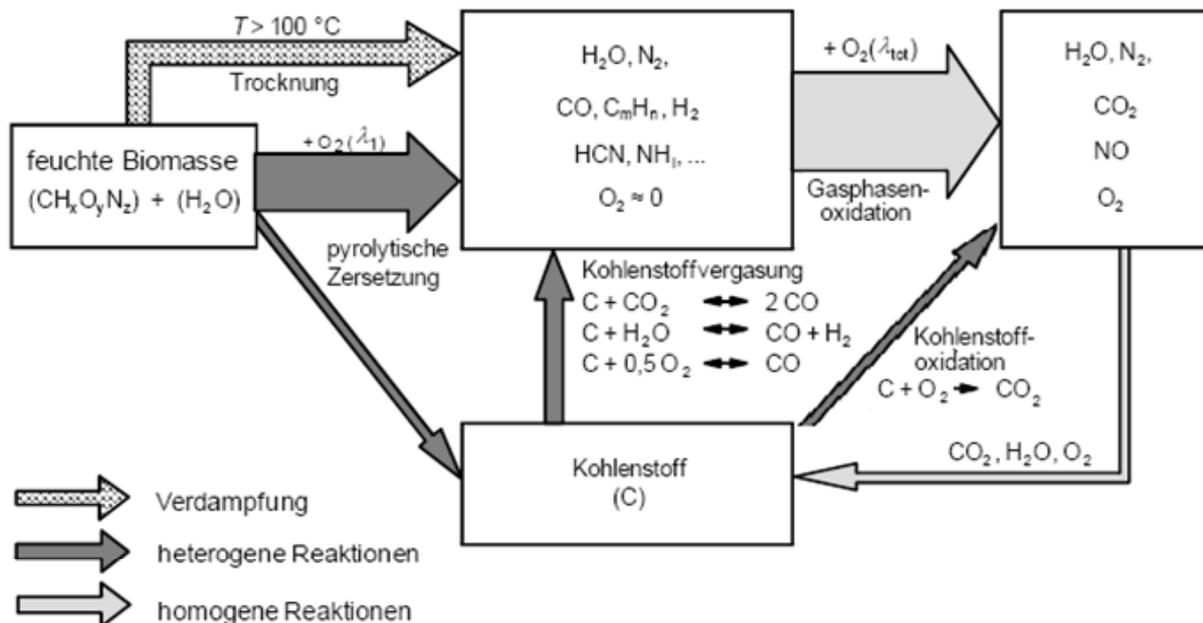


Abbildung 21: Schematische Darstellung der Reaktionen und Teilprozesse bei der Verbrennung von feuchter Biomasse

Erläuterungen: Datenquelle für Abbildung [48]

Oberhalb von circa 450 bis 500 °C laufen die Reaktionen wieder endotherm ab. Aus der Biomasse austretende Gase werden an der heißen Koks Oberfläche unter Bildung von H_2 und CO_2 aufgespalten. Diese Reaktionen werden als sekundäre heterogene Pyrolyse bezeichnet. Dazu zählen auch die Zerfallsreaktionen des Teers ab circa 600 °C an der heißen Koks Oberfläche, die üblicherweise als Teercracken bezeichnet werden. Reagieren die flüchtigen Gase untereinander, spricht man von homogener sekundärer Pyrolyse. Beispielhaft sei hier die Wassergas-Shift-Reaktion genannt. Bei einer Temperatur von circa 700 °C ist die Pyrolyse vollständig abgeschlossen, rund 80 bis 85 Gewichtsprozent des Ausgangsmaterials werden dabei in flüchtige Gase umgewandelt. Der Temperaturbereich in dem die Pyrolyse abläuft sowie die Produktzusammensetzung hängen auch von der Zusammensetzung des Brennstoffes ab. Alle lignocellulosehaltigen Biomassebrennstoffe setzen sich hauptsächlich aus den Komponenten Lignin, Cellulose und Hemicellulose zusammen, die sich bei unterschiedlichen Temperaturen zersetzen, wie in Abbildung 22 anhand der Pyrolyse von Holz verdeutlicht wird.

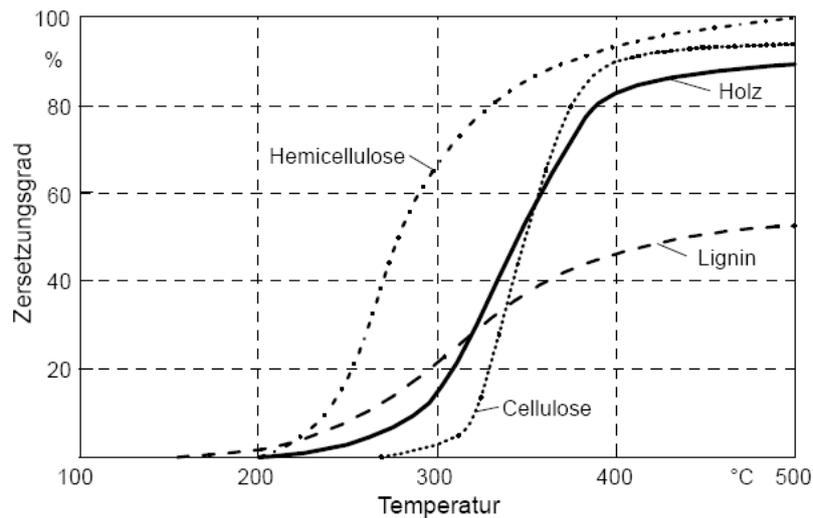


Abbildung 22: Pyrolyse von Holz in Abhängigkeit von der Temperatur
 Erläuterungen: Datenquelle [48]

Die Vergasung ist – wie die Pyrolyse – ein Zwischenschritt bei der vollständigen Verbrennung fester Biomasse und setzt im Anschluss an die Pyrolyse ein. Der Begriff Vergasung bezeichnet im Weiteren auch ein eigenes Verfahren zur Herstellung von Synthese- und Brenngasen (siehe Kapitel 3.2.5). Bei der Vergasung werden die bei der Pyrolyse entstehenden gasförmigen und festen Produkte durch weitere Wärmeeinwirkung in Gegenwart zusätzlich der Reaktion zugeführtem Luftsauerstoff, wobei die Luftüberschusszahl größer als null und kleiner als eins ist, zur Reaktion gebracht. Die Prozesse laufen dabei im Vergleich zur Pyrolyse aber bei merklich höheren Temperaturen ab. Bei den während der Vergasung ablaufenden Reaktionen unterscheidet man zwischen den homogenen Gasphasenreaktionen und den heterogenen Reaktionen der Gase mit dem festen Koks. Typisch ablaufende Gasphasenreaktionen sind die Wassergas-Shift-Reaktion (Gl. 3.1) die Methanisierung von CO (Gl. 3.2) sowie die Reformierung von Kohlenwasserstoffen (Gl. 3.3). Die heterogenen Reaktionen umfassen die Vergasung des festen Pyrolysekokes mit Wasserdampf, CO₂ und Wasserstoff (Gl. 3.4 bis 3.6) sowie die Oxidation (Gl. 3.7 und Gl. 3.8).



Die Oxidation bildet den Abschluss des Verbrennungsvorganges. Dabei werden die während der Pyrolyse und der Vergasung gebildeten brennbaren Gase sowie der restliche feste Koks vollständig zu CO_2 und Wasserdampf oxidiert. Anzumerken ist, dass die Vergasungs- und Oxidationsreaktionen nicht zeitlich voneinander getrennt hintereinander ablaufen, sondern sich überlagern. Als Feststoff bleibt die mineralische Asche mit geringen Anteilen an unverbranntem Kohlenstoff zurück. Wichtige Voraussetzungen für eine vollständige Oxidation des Brennstoffes und somit für einen vollständigen Ausbrand der Rauchgase sind:

- Zufuhr von genügend Luftsauerstoff ($\lambda > 1$)
- ausreichend lange Verweilzeit des Gemisches in der heißen Reaktionszone
- ausreichend hohe Verbrennungstemperaturen ($> 800 \text{ °C}$)
- gute Vermischung der Brenngase mit der Verbrennungsluft durch hohe Turbulenz

3.2.3 Verbrennung- Technologien und Bewertung

Die direkte Verbrennung hat für feste Biomassebrennstoffe die größte Bedeutung bei der Produktion von Wärme und Strom. Grundsätzlich unterscheidet man zwischen händisch und automatisch beschickten Feuerungen. Eine Brennstoffbeschickung per Hand ist bei Pelletkesseln schon allein aus Kostengründen nicht möglich, folglich wird auf händisch beschickte Feuerungen an dieser Stelle nicht eingegangen, sondern nur auf die Literatur verwiesen [48]. Bei automatisch beschickten Feuerungen wird der Brennstoff kontinuierlich und möglichst gleichmäßig in die Feuerung gefördert.

In Abhängigkeit von der Relativgeschwindigkeit zwischen Brennstoff und Luft können die Technologien der direkten Verbrennung in Festbett-, Staub- und Wirbelschichtfeuerungen unterteilt werden. Bei den Festbettfeuerungen kann weiters zwischen Rost- und Unterschubfeuerungen unterschieden werden. Hinsichtlich der eingesetzten Rostform und des Brennstoffvorschubes kommen Rostfeuerungen als folgende Varianten zum Einsatz:

- Schrägrost
- Vorschubrost
- Wanderrost
- Vibrationsrost
- Zigarrenrost

3.2.3.1 Rostfeuerungen

Rostfeuerungen sind der am meisten eingesetzte Feuerungstyp im mittleren und großen Leistungsbereich und weisen einen hohen Entwicklungsstand auf. Sie eignen sich für eine breite Palette von Brennstoffen auch mit hohem Wasser- und Aschegehalt sowie variierender Korngröße, wobei die Korngröße nach unten hin durch den Abstand zwischen den Rostelementen limitiert ist. In Abbildung 23 ist als typisches Beispiel für eine Rostfeuerungen eine Vorschubrostfeuerungen schematisch dargestellt.

In der obersten Rostzone erfolgen die Aufheizung und Trocknung des Brennstoffes. Im mittleren Bereich finden die Pyrolyse und die Vergasung des Brennstoffes und im letzten Bereich die Verbrennung der Holzkohle statt, wobei sich die einzelnen Konversionsprozesse überlappen können. Die Asche fällt anschließend in einen Aschebehälter.

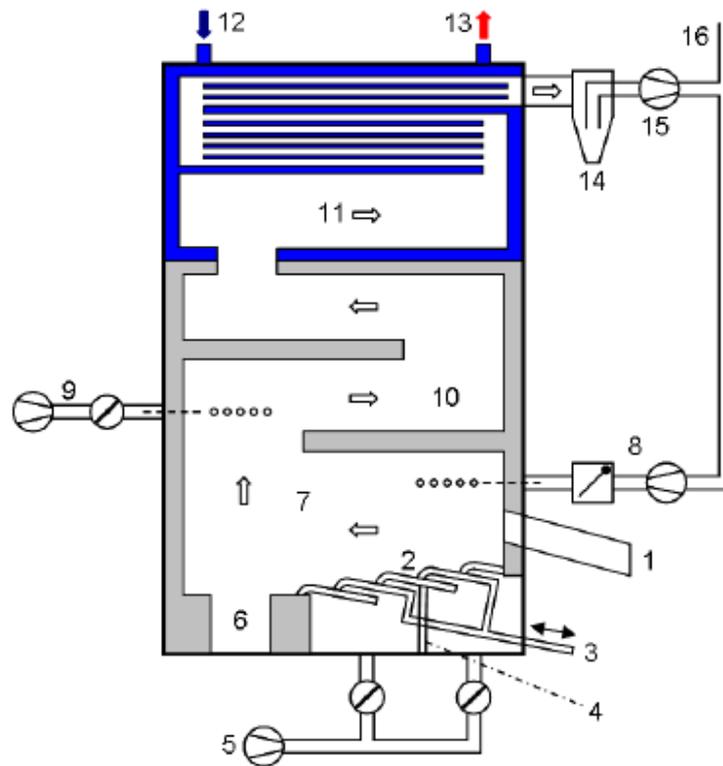


Abbildung 23: Schematische Darstellung einer Vorschubrostfeuerung

Erläuterungen: 1 ... Brennstoffzufuhr; 2 ... Rost; 3 ... Mechanismus zur Rostbewegung; 4 ... Blech zur getrennten Primärluftzufuhr; 5 ... Primärluftzufuhr; 6 ... Ascheauswurf; 7 ... Primärverbrennungszone; 8 ... Rauchgasrezirkulation; 9 ... Sekundärluftzufuhr; 10 ... Sekundärverbrennungszone; 11 ... Wärmeübertrager; 12 ... Rücklauf des Wasserkreislaufs; 13 ... Vorlauf des Wasserkreislaufs; 14 ... Zyklonabscheider; 15 ... Rauchgasventilator; 16 ... Kamin; Datenquelle [37]

Der Brennstoff wird auf einen horizontalen oder schräg stehenden Vorschubrost aufgebracht, der Rost übernimmt dabei die Funktion des Transportes sowie des Umwälzens des Brennstoffes. Des Weiteren soll durch den Rost eine gleichmäßige Verteilung des Brennstoffes sowie der Primärluft ermöglicht werden. Durch Vor- und Zurückbewegen einzelner Rostelemente erfolgt im Wechsel mit feststehenden Elementen der Transport des Brennstoffes. Der Transport des Brennstoffes erfolgt dabei in eine Richtung, was einerseits von Vorteil ist, weil durch die langsame kontinuierliche Längsbewegung die Aufwirbelung unverbrannter Partikel und somit die Staubbelastung im Rauchgas reduziert wird. Andererseits kann durch die fehlende Querbewegung eine über den Querschnitt ungleichmäßige Rostbelegung nicht ausgeglichen werden, wodurch infolge der inhomogenen Bettmischung keine gleichmäßigen Verbrennungsbedingungen erreicht werden und folglich zumindest kurzzeitig im Rauchgas Emissionsspitzen auftreten können.

Die Primärluft wird von unten durch im Rost angeordnete Luftkanäle eingebracht und kühlt damit gleichzeitig den Rost, wodurch die Gefahr der Schlackebildung beim Einsatz kritischer Brennstoffe sowie einer möglichen Materialüberhitzung herabgesetzt werden kann. Die Zuführung der Sekundärluft erfolgt im Sinne der Luftstufung oberhalb des Bettes.

Eine weitere Variante der Rostfeuerung ist der so genannte Wanderrost (siehe Abbildung 24). Der Vorteil dieser Technologie besteht darin, dass sich der gesamte Rost, angetrieben über Ketten vorwärts bewegt.

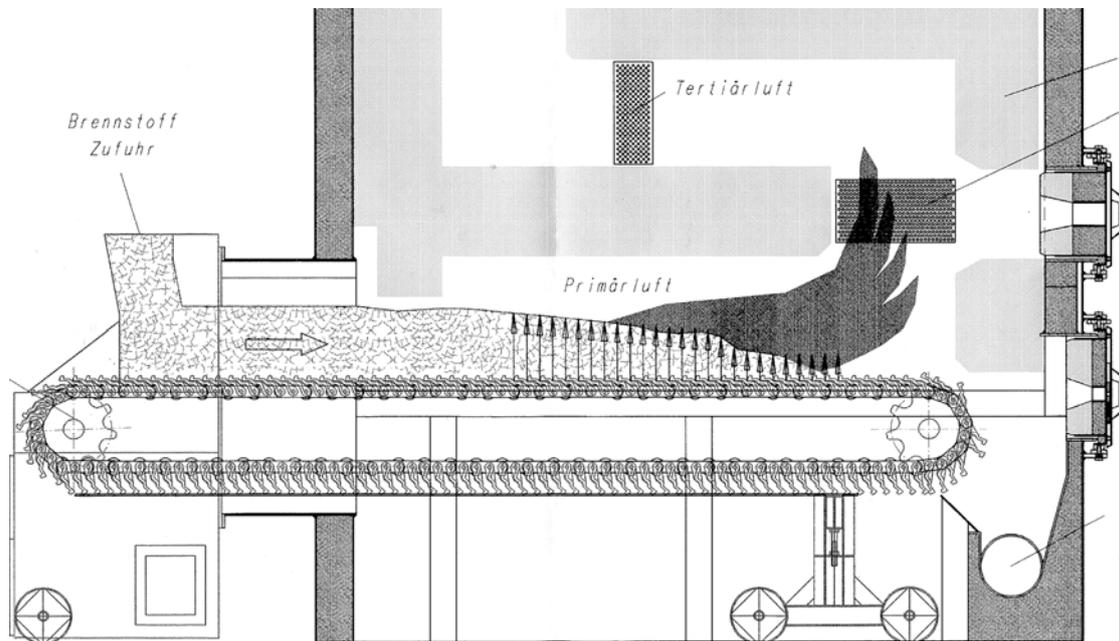


Abbildung 24: Schematische Darstellung einer Wanderrostfeuerung
 Erläuterungen: Datenquelle [63]

Dadurch wird gewährleistet, dass das Brennstoffbett während des Abbrandes weitgehend in Ruhe bleibt, wodurch kaum unverbrannte Partikel beziehungsweise Flugasche aufgewirbelt werden und somit die Staubbelastung im Rauchgas niedrig ist. Der Wanderrost ist aber nur für sehr homogene Brennstoffe geeignet, da es ansonsten zu einer ungleichmäßigen Bettbelegung oder zu Tunnelbildung im Brennstoffbett kommen kann.

Weitere eingesetzte Rostarten sind der meist wassergekühlte Vibrationsrost, der besonders für zur Verschlackung neigende Brennstoffe eingesetzt wird und die Zigarrenfeuerung, die für stroh- und halmgutartige Brennstoffe meist in Ballenform zum Einsatz kommt [63].

Zusammenfassend lässt sich die Technologie der Rostfeuerungen wie folgt bewerten. Rostfeuerungen weisen durch die Verbrennung am Rost eine niedrige Staubbelastung im Rauchgas auf und sind weniger anfällig für Verschlackung als zum Beispiel Wirbelschichtfeuerungen. Des Weiteren zeichnen sich Rostfeuerungen durch eine gute Brennstoffflexibilität aus und sind auch für Brennstoffe mit höherem Aschegehalt geeignet. Nachteilig wirkt sich aus, dass keine optimalen gleichmäßigen Verbrennungsbedingungen erreicht werden, wodurch unter anderem ein emissionsarmer Teillastbetrieb schwierig ist. Weiters kann als Nachteil der relativ hohe erforderliche Luftüberschuss und der damit verbundene geringere Wirkungsgrad angeführt werden. Die Bewertung der Rostfeuerungen in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 11 zusammengefasst.

Rostfeuerungen weisen aufgrund ihres hohen Entwicklungsstandes auch im Bereich der Pelletkessel nur ein begrenztes Optimierungspotential auf. Aus diesem Grund ist der Einsatz der Rostfeuerungstechnologien für die Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie nicht sinnvoll.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	niedrig
Staubbelastung	niedrige Staubbelastung im Rauchgas
Betriebsverhalten Teillastverhalten	emissionsarmer Teillastbetrieb schwierig
Optimierungspotenzial	aufgrund des hohen Entwicklungsstandes klein
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie bedingt einsetzbar

Tabelle 11: Bewertung der Rostfeuerungen

3.2.3.2 Unterschubfeuerungen

Bei Unterschubfeuerungen wird der Brennstoff mit einer Förderschnecke von unten in den Feuerraum eingetragen. Die Verbrennung erfolgt auf einer Retorte oder in einer Mulde, wo auch ein Teil der Verbrennungsluft als Primärluft zugeführt wird. Die brennbaren Gase werden oberhalb des Bettes mit der Sekundärluft vermischt. Unterschubfeuerungen eignen sich aufgrund der Schneckenbeschickung nur für feinkörnige und gleichmäßige Brennstoffe wie Pellets oder Hackgut und wegen der schwierigen Ascheaustragung nur für Brennstoffe mit niedrigem Aschegehalt. Durch den kontinuierlichen Brennstoffeintrag ist eine einfache und gute Lastregelung möglich. Des Weiteren ist durch die gute Brennstoffdosiermöglichkeit ein emissionsarmer Schwachlastbetrieb möglich. Durch den langsamen Einschub des Brennstoffes von unten wird das Glutbett kaum gestört, womit kaum unverbrannte Partikel und Flugasche aufgewirbelt wird.

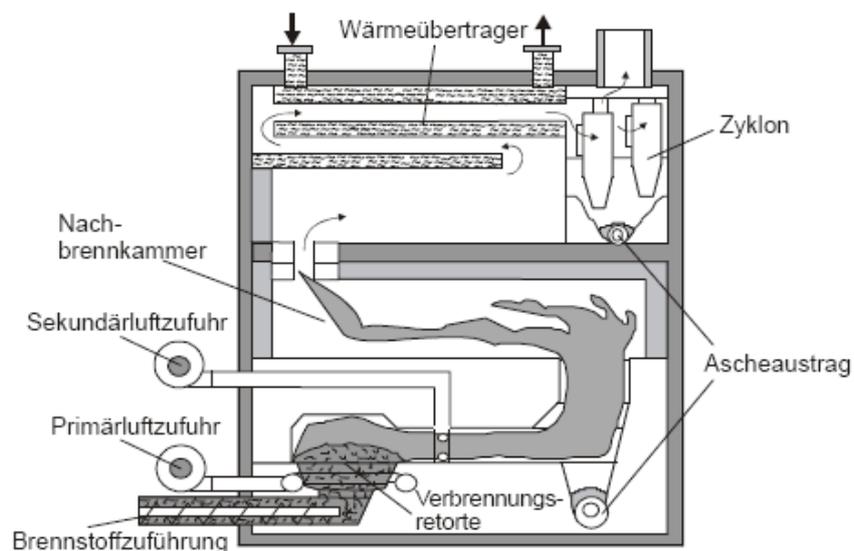


Abbildung 25: Schematische Darstellung einer Unterschubfeuerung

Erläuterungen: Datenquelle [48]

Zusammenfassend lassen sich Unterschubfeuerungen wie folgt bewerten. Die Vorteile der Unterschubfeuerung liegen in der einfachen Lastregelung durch einen kontinuierlichen Brennstoffeintrag sowie den durch eine exakte Brennstoffdosiermöglichkeit emissionsarmen Schwachlastbetrieb. Die Staubbelastung im Rauchgas ist bei Unterschubfeuerungen niedriger

als zum Beispiel bei Wirbelschichtfeuerungen. In Unterschubfeuerungen können jedoch nur sehr homogene und feinkörnige Brennstoffe mit niedrigem Aschegehalt eingesetzt werden. Die Bewertung der Unterschubfeuerungen in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 12 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	niedrig
Staubbelastung	niedrige Staubbelastung im Rauchgas
Betriebsverhalten Teillastverhalten	emissionsarmer Teillastbetrieb durch Brennstoffdosiermöglichkeit einfacher möglich
Optimierungspotenzial	aufgrund des hohen Entwicklungsstandes klein
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie bedingt einsetzbar

Tabelle 12: Bewertung der Unterschubfeuerungen

Unterschubfeuerungen weisen wie Rostfeuerungen aufgrund ihres hohen Entwicklungsstandes auch im Bereich der Pelletfeuerungen nur ein begrenztes Optimierungspotential auf. Aus diesem Grund werden Unterschubfeuerungen für die Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie nicht in Betracht gezogen.

3.2.3.3 Staubfeuerungen

Staubfeuerungen eignen sich für die Verbrennung von staubförmigen Brennstoffen wie Spänen oder Sägemehl. Bei Einblasfeuerungen wird der Brennstoff dabei pneumatisch gefördert und mit der Trägerluft in den Brennraum oder in einen Vorraum der Hauptbrennkammer eingeblasen. Die Sekundärluft wird als Mantelluft bei der Brennstoffzuführung oder vor der Hauptbrennkammer der Verbrennung zugeführt. Die Staubpartikel beginnen beim Eintritt sofort zu vergasen und kleinere Partikel verbrennen schon im Flug vollständig. Je nach Konstruktionsprinzip erfolgt der Ausbrand großer Partikel entweder an der Brennkammerwand oder auf einem Rost. Durch die gute Durchmischung des Brennstoffes mit der Verbrennungsluft sowie der geringen Korngröße wird ein guter Ausbrand mit niedrigen CO-Emissionen erreicht. Als Folge der Flugstromverbrennung und des großen Feinanteils im Brennstoff weisen Einblasfeuerungen meist eine hohe Staubbelastung im Rauchgas auf. Bei der Verwendung einer Zyklon- oder Vortexbrennkammer sind niedrige NO_x-Emissionen durch die Luftstufung und einem meist niedrigem Luftüberschuss möglich. Nachteilig wirken sich hier aber die hohe Erosion sowie die hohe thermische Beanspruchung der Feuerraumwände aus. Die Lastregelung kann einfach und schnell über die Regelung der Brennstoffzufuhr meist stufenlos bis zu einer Teillast von 25% erfolgen [63].

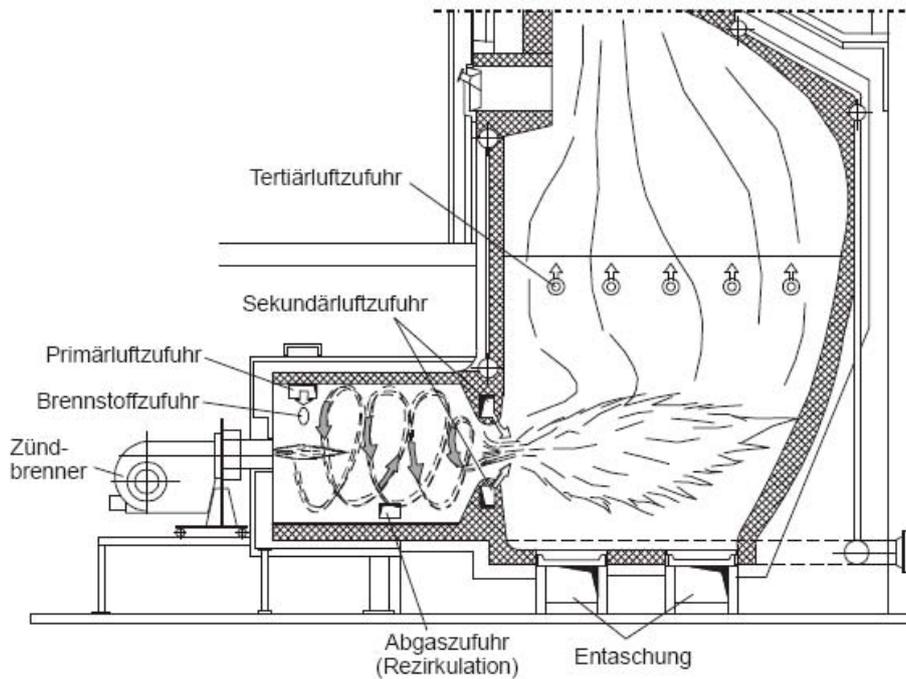


Abbildung 26: Schematische Darstellung einer Staubfeuerung
Erläuterungen: Datenquelle [48]

Zusammenfassend können Staubfeuerungen wie folgt bewertet werden. Staubfeuerungen verfügen über eine sehr gute Lastregelung und weisen gute Ausbrandqualitäten mit niedrigen CO-Emissionen auf. Des Weiteren können durch die Luftstufung und geringe Luftüberschusszahlen niedrige NO_x-Emissionen erreicht werden. Als nachteilig sind die limitierte Brennstoffkorngröße sowie die hohe Staubbelastung im Rauchgas anzusehen. Des Weiteren kommt es bei Staubfeuerungen zu Erosion sowie zu einer hohen thermischen Beanspruchung der Feuerraumwände. Die Bewertung der Staubfeuerungen in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 13 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	Pellets müssen vor der Verbrennung gemahlen werden
Anlagenkomplexität	Bauweise komplexer als bei Festbettfeuerungen
Staubbelastung	hohe Staubemissionen
Betriebsverhalten Teillastverhalten	gute Lastregelung
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 13: Bewertung der Staubfeuerungen

Da bei Staubfeuerungen die Pellets vor der Verbrennung gemahlen werden müssen und die Staubbelastung im Rauchgas deutlich höher ist als bei Festbettfeuerungen, scheiden Staubfeuerungen für die Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie aus.

3.2.3.4 Wirbelschichtfeuerungen

Ab einer Kesselleistung von größer 15 bis 20 MW_{th} können Wirbelschichtfeuerungen zum Einsatz kommen. Im Vergleich zu Rostfeuerungen ist die Anströmung des Feststoffbettes in Wirbelschichtfeuerungen deutlich höher. Die Umsetzung des Brennstoffes erfolgt dabei in einem heißen Brennstoffbett, welches aus einem körnigen Inertstoff (meist Silicatsand) besteht. Beim Anfahren der Feuerung muss das Bettmaterial durch eingebaute Wärmetauscher oder durch externe Stützbrenner aufgeheizt werden. Das Gemisch, das normalerweise zu 98 bis 99 Gew% aus dem Inertstoff besteht, wird durch die über einen Lochboden zugeführte Primärluft in Schwebelage gehalten (fluidisiert).

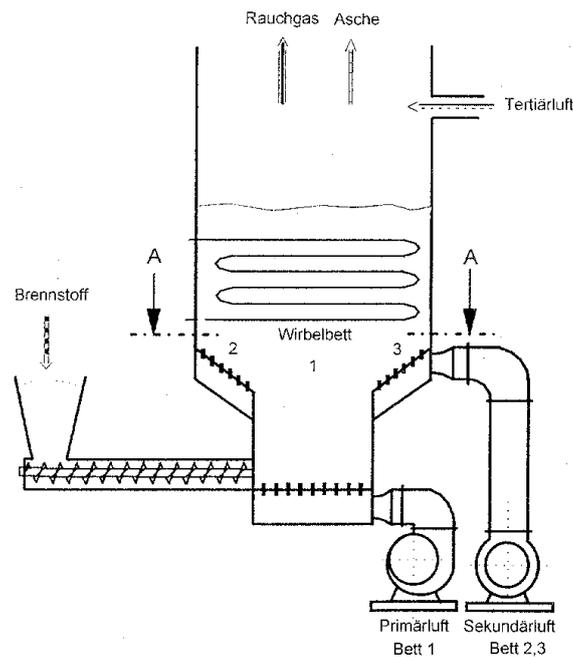


Abbildung 27: Schematische Darstellung einer stationären Wirbelschichtfeuerung
Erläuterungen: Datenquelle [63]; bei Teillast nur Bett1 in Betrieb

Je nach Höhe der Fluidisierungsgeschwindigkeit unterscheidet man zwei Ausführungsformen, die stationäre (siehe Abbildung 27) und die zirkulierende Wirbelschicht (siehe Abbildung 28). Bei der stationären Wirbelschicht wird das Bett, bestehend aus Bettmaterial und Brennstoffpartikeln durch die von unten einströmende Verbrennungsluft in Schwebelage gehalten. Im Gegensatz dazu wird bei der zirkulierende Wirbelschicht das Bett über den gesamten Feuerraum verteilt und wird in einem der Feuerung nachgeschaltetem Zyklon abgetrennt und wieder der Feuerung zugeführt.

Stationäre Wirbelschichtfeuerungen werden im Bereich von 5 bis 50 MW_{th} für Brennstoffe bis 100 mm Durchmesser eingesetzt [48]. Der Brennstoff wird direkt in das Brennstoffbett eingebracht, die Grobasche wird mit Anteilen an Bettmaterial am Boden der Feuerung ausgetragen. Über dem Wirbelbett wird über Düsenreihen die Sekundärluft beziehungsweise die Tertiärluft zugeführt. Durch diese Luftstufung in Verbindung mit einer kontrollierten Luftzufuhr kann sowohl eine effiziente Reduktion der NO_x-Emissionen erreicht, andererseits kann die Feuerung beim einem niedrigem Luftüberschuss betrieben werden. Ein weiterer Vorteil von Wirbelschichtfeuerungen ist die große Flexibilität bezüglich Korngröße und Wassergehalt des Brennstoffes [63]. Aufgrund der hohen Strömungsgeschwindigkeiten werden kleinere Bett- und Aschepartikel aus der Feuerung ausgetragen, wodurch die Staubbelastung im Rauchgas deutlich höher ist als vergleichsweise bei Festbettfeuerungen.

Weiters sind Wirbelschichtfeuerungen aufgrund der notwendigen Fluidisierung des Bettes anfällig gegenüber Partikelagglomeration durch Ascheschmelze. Die Notwendigkeit das Wirbelbett aufrechtzuerhalten führt zu einer verminderten Teillastfähigkeit der Anlage, in modernen Wirbelschichtfeuerungen kann der Lastbereich durch Stufung oder Trennung des Bettes vergrößert werden (siehe Abbildung 27).

Im Unterschied zu stationären Wirbelschichtfeuerungen, werden zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen (Einsatz ab circa 30 MW_{th}) bei deutlich höheren Fluidisierungsgeschwindigkeiten (5 bis 10 m/s) unter Einsatz von feinerem Bettmaterial betrieben.

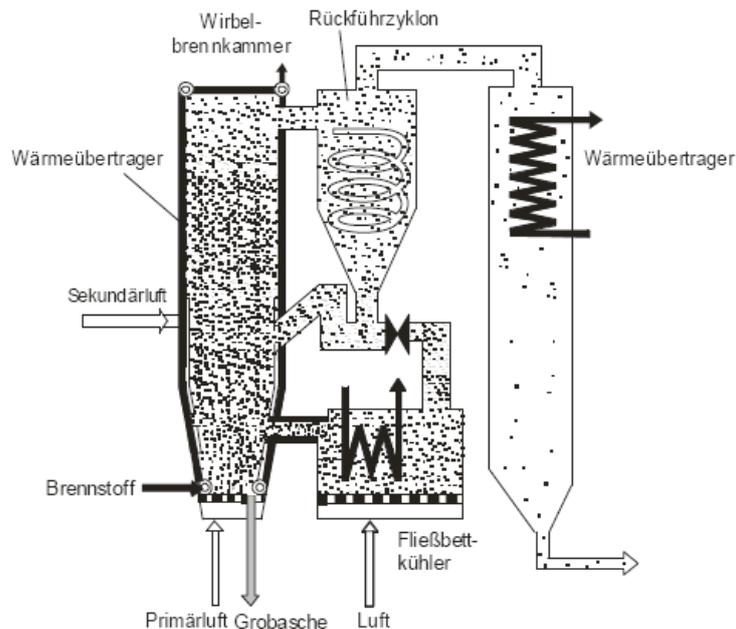


Abbildung 28: Schematische Darstellung einer zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung
Erläuterungen: Datenquelle [48]

Dadurch wird das Bettmaterial über den gesamten Feuerraum verteilt und wird in einem der Feuerung nachgeschaltetem Zyklon abgetrennt und wieder der Feuerung zugeführt. Durch die erhöhte Turbulenz und der damit verbundenen guten Durchmischung wird der Wärmeübergang verbessert und damit eine relativ homogene Temperaturverteilung in den einzelnen Bereichen erreicht. Die Verbrennungsbedingungen lassen sich dadurch besser kontrollieren, was von Vorteil bezüglich der Luftstufung, der damit verbunden effektiven Reduktion der NO_x-Emissionen und des erforderlichen Luftüberschusses. Wie auch stationäre Wirbelschichtfeuerungen weisen zirkulierende Feuerungen eine hohe Flexibilität bezüglich Korngröße und Wassergehalt des eingesetzten Brennstoffes auf, die Korngröße ist nach oben hin auf 40 mm begrenzt [63]. Als nachteilig sind wie bei stationären Wirbelschicht der erhöhte Staubgehalt im Rauchgas, die Anfälligkeit hinsichtlich Partikelagglomeration sowie die begrenzte Teillastfähigkeit zu sehen.

Zusammenfassend lassen sich stationäre und zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen wie folgt bewerten. Wirbelschichtfeuerungen zeichnen sich durch eine hohe Flexibilität bezüglich Art und Wassergehalt des eingesetzten Brennstoffes aus, wobei bei zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen die Korngröße nach oben hin auf 40 mm und bei stationären Wirbelschichtfeuerungen auf 80 mm begrenzt ist. Weiters wird durch die Luftstufung eine gute Reduktion der NO_x-Emissionen erreicht. Als technologische Nachteile können die hohe Staubbelastung im Rauchgas und die begrenzte Teillastfähigkeit angeführt werden. Weiters

sind die Investitions- und Betriebskosten bei Wirbelschichtfeuerungen deutlich höher als bei Rostfeuerungen. Die Bewertung der Wirbelschichtfeuerungen, in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie, ist in Tabelle 14 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	hoch
Staubbelastung	hohe Staubemissionen
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Teillastbetrieb erfordert spezielle Technologie, hohe Betriebskosten
Optimierungspotenzial	niedrig
Leistungsbereich	Anwendungen erst ab größer 15 MW thermisch

Tabelle 14: Bewertung der stationären und zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen

Wirbelschichtfeuerungen werden im kleinen Leistungsbereich ($<100 \text{ kW}_{\text{th}}$) aus ökonomischen Gründen nicht eingesetzt und weisen ein schlechtes Teillastverhalten auf. Des Weiteren ist die Staubbelastung im Rauchgas hoch. Aus diesen Gründen scheidet die Wirbelschichttechnologie für die Entwicklung einer neuen Feuerung aus.

3.2.4 Pyrolyse - Technologien und Bewertung

Pyrolyse bezeichnet streng genommen die thermische Zersetzung von Brennstoffen in Abwesenheit von Luftsauerstoff. Ziel der Verfahren, die auf der Pyrolyse basieren, ist die Bereitstellung flüssiger und fester Sekundärenergieträger. Die für die Pyrolyse der Biomasse benötigte Wärme wird entweder von außen, zum Beispiel durch die Verbrennung der Pyrolyseprodukte (allotherm), zugeführt oder wird durch die teilweise Verbrennung der Biomasse (autotherm) bereitgestellt.

Im Folgenden sollen einige Verfahren der Pyrolyse näher erläutert und in Hinblick auf ihre Eignung für die Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie diskutiert werden. Grundsätzlich sei an dieser Stelle angemerkt, dass sich die Technologien zur Herstellung der Sekundärenergieträger auf Basis der Pyrolyse meist noch im Entwicklungsstadium befinden [29, 30]. Es sind einige Pilotanlagen in Betrieb, ausgereifte Anlagenkonzepte werden am Markt aber noch nicht angeboten. Ausgenommen sind hier die Verfahren zur Holzkohleherstellung, die jedoch für die vorliegende Arbeit nicht relevant sind. Des Weiteren dienen diese Verfahren primär zur Herstellung von Sekundärenergieträger und nicht direkt der Erzeugung von Wärme und Strom, das heißt für die vollständige Verbrennung der Biomasse sind zusätzliche Anlagenkomponenten notwendig. Für die Bewertung der Konversionstechnologien auf Basis der Pyrolyse wurden folgende Verfahren und Reaktoren näher untersucht:

- stationäre und zirkulierende Wirbelschichtreaktoren
- Verfahren der ablativen Pyrolyse (Schmelzpyrolyse)
- Pyrolyseschnecke
- Vortexreaktor
- Rotierender Konusreaktor

3.2.4.1 Stationäre und zirkulierende Wirbelschichtreaktoren

In Abbildung 29 ist ein zirkulierender Wirbelschichtreaktor zur Herstellung von Bio-Öl schematisch dargestellt.

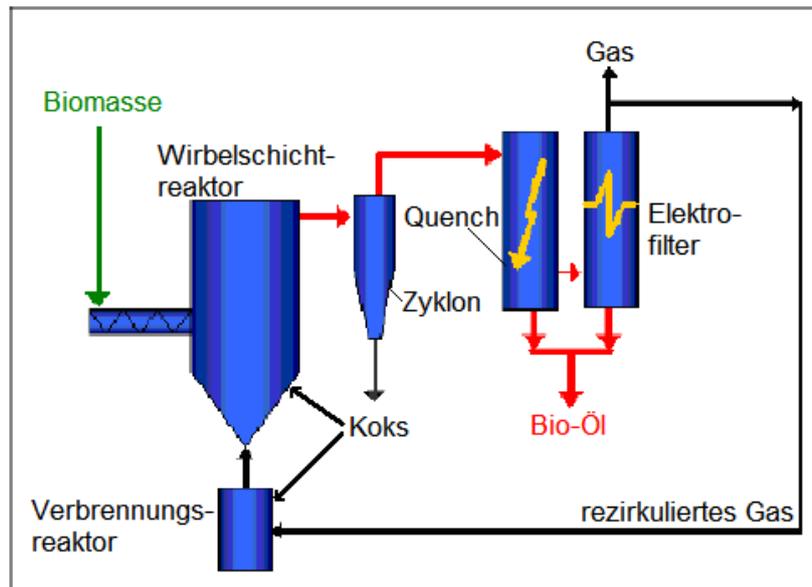


Abbildung 29: Schematische Darstellung eines zirkulierenden Wirbelschichtreaktors zur Herstellung von Bio-Öl

Erläuterungen: Datenquelle [29]

Über eine Förderschnecke wird die meist getrocknete und zerkleinerte Biomasse in das Wirbelbett eingebracht. Im Reaktor erfolgt dann unter Luftabschluss und bei Temperaturen zwischen 450 und 500°C die thermische Zersetzung der Biomasse in den festen Koks und die Pyrolysegase [29]. Ein nachgeschalteter Zyklon trennt mitgerissene Kokspartikel und das Bettmaterial aus dem Gasstrom ab. Danach wird der heiße Gasstrom in einer Quenchstufe schlagartig auf Raumtemperatur abgekühlt und die kondensierbaren Bestandteile (Pyrolyseöl), aus dem Gasstrom abgetrennt. Das verbleibende Gas wird dann in einem Elektrofilter von noch vorhandenen Aerosolen und Staubpartikel gereinigt. Da der Konversionsprozess weitgehend endotherm verläuft, muss die benötigte Wärme von außen zugeführt werden. Dies kann entweder durch die Verbrennung des anfallenden Pyrolysekokes oder des gereinigten Pyrolysegases erfolgen [29].

Grundsätzlich können für die Bewertung der Wirbelschichtreaktoren konventionelle Wirbelschichtfeuerungen herangezogen werden. Wirbelschichtreaktoren zeichnen sich durch eine gute Flexibilität bezüglich Korngröße und Wassergehalt des eingesetzten Brennstoffes aus. Als technologische Nachteile können die hohe Staubbelastung im Rauchgas und die begrenzte Teillastfähigkeit angeführt werden. Die Bewertung der Wirbelschichtreaktoren in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 15 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	hoch
Staubbelastung	hohe Staubemissionen
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Teillastbetrieb erfordert spezielle Technologie, hohe Betriebskosten
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	keine Anwendungen im angestrebten Leistungsbereich

Tabelle 15: Bewertung der stationären und zirkulierenden Wirbelschichtreaktoren (Pyrolyse)

Wirbelschichtreaktoren werden, wie konventionelle Wirbelschichtfeuerungen, im kleinen Leistungsbereich ($<100 \text{ kW}_{\text{th}}$) aus ökonomischen Gründen nicht eingesetzt und weisen eine schlechtes Teillastverhalten auf. Des Weiteren ist die Staubbelastung im Rauchgas hoch. Aus diesen Gründen scheiden Wirbelschichtreaktoren für die Entwicklung einer neuen Feuerung aus.

3.2.4.2 Verfahren der ablativen Pyrolyse

In Abbildung 30 ist das Grundprinzip der ablativen Pyrolyse, auch Schmelzpyrolyse genannt, schematisch dargestellt.

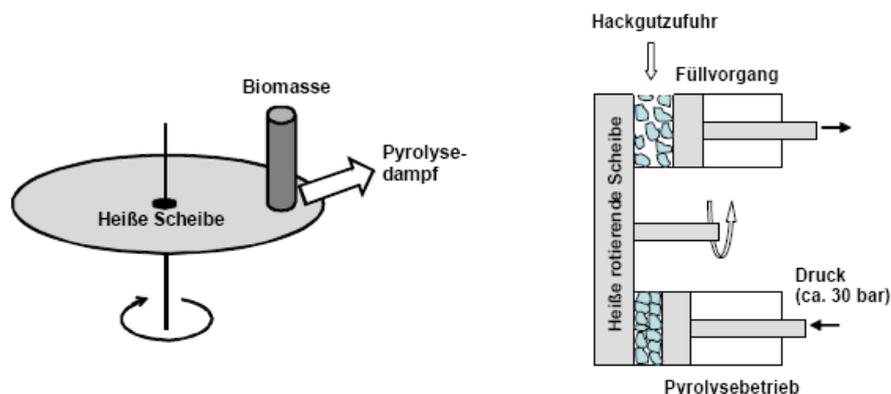


Abbildung 30: Grundprinzip der ablativen Pyrolyse (Schmelzpyrolyse)

Erläuterungen: links: Pyrolyse auf heißer Scheibe; rechts: mögliche technische Anwendung; Datenquelle [48]

Bei diesem Verfahren werden die Biomassepartikel unter Druck auf eine rotierende heiße Scheibe gepresst und thermisch zersetzt. Die Vorteile dieses Verfahren sind der hohe Wärmübergang, wichtig für eine hohe Pyrolyseölausbeute, sowie dass für den Transport des Pyrolysegases kein Trägermedium notwendig ist. Jedoch sind hochtemperierte und bewegte Teile als technologisch problematisch und kostenintensiv anzusehen. Das Verfahren befindet sich noch in der Entwicklungsphase, als Beispiel für die technische Umsetzung der ablativen Pyrolyse sei der BTO-Prozess genannt [5].

Die Bewertung der ablativen Pyrolyse in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 16 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	hochtemperierte und bewegte Bauteile kostenintensiv und problematisch
Staubbelastung	Staubbelastung im Pyrolysegas gering
Betriebsverhalten Teillastverhalten	keine Erfahrungswerte, da Verfahren noch in Entwicklungsphase
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	Verfahren noch in Entwicklungsphase

Tabelle 16: Bewertung der ablativen Pyrolyse

Das Verfahren der ablativen Pyrolyse ist technologisch sehr aufwendig und befindet sich noch in der Entwicklungsphase. Somit ist der Einsatz dieses Konzeptes für eine neue Feuerungstechnologie nicht sinnvoll.

3.2.4.3 Pyrolyseschnecke

Bei diesem Verfahren erfolgt die Pyrolyse des Brennstoffes unter Luftabschluss in einer Schnecke, als Produkte werden der feste Pyrolysekoks sowie die heißen Pyrolysegas erhalten.

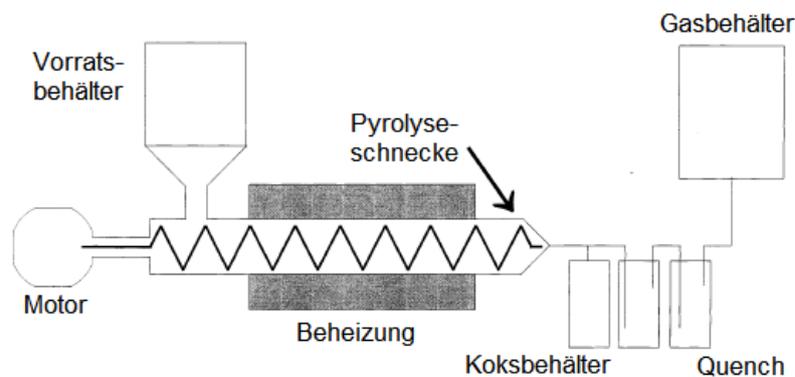


Abbildung 31: Schematische Darstellung einer Pyrolyseschnecke

Erläuterungen: Datenquelle [22]

Die für die Pyrolyse bei rund 500 °C benötigte Wärme wird entweder durch eine externe Beheizung der Schnecke (Abbildung 31) oder durch einen heißen Wärmeträger (Abbildung 32) bereitgestellt.

Bei der in Abbildung 31 dargestellten Variante erfolgt die Beheizung der Pyrolyseschnecke von außen. Dies kann entweder elektrisch oder zum Beispiel durch die Rauchgase aus der Verbrennung des Pyrolysekokes erfolgen. Der Transport der Biomasse während der Pyrolyse erfolgt durch die Schnecke, ein zusätzliches Trägermedium für die Pyrolysegas ist nicht

notwendig, die Staubbelastung im Pyrolysegas ist somit gering. Aufgrund der moderaten Temperaturen von 500 bis 600 °C, bei der die Pyrolyse abläuft, ist im Pyrolysegas auch mit niedrigen Feinstaubgehalten zu rechnen [96]. Die Bewertung der Pyrolyseschnecke mit externer Beheizung in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 17 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	Brenner für Wärmebedarf der Pyrolyseschnecke notwendig
Staubbelastung	Staubbelastung im Pyrolysegas gering
Betriebsverhalten Teillastverhalten	stabiles Teillastverhalten
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 17: Bewertung der Pyrolyseschnecke mit externe Beheizung

Im Pyrolysegas ist mit einer niedrigen Staub- und Feinstaubbelastung zu rechnen. Für die Beheizung der Schnecke ist aber ein zusätzlicher Brenner, in diesem Fall ein Pyrolysekoksverbrenner notwendig. Bei der Koksverbrennung treten jedoch hohe Temperaturen auf, wodurch mit einer verstärkten Alkalimetallfreisetzung und folglich mit einer höheren Feinstaubbelastung im Rauchgas als im Pyrolysegas zu rechnen ist [96]. Auf Basis dieser Überlegungen ist anzunehmen, dass bei diesem Konzept in Summe die Feinstaubbelastung im Rauchgas nicht niedriger sein dürfte als bei konventionellen Festbettfeuerungen. Des Weiteren machen die zusätzlichen Brenner für Pyrolysekoks und für die Pyrolysegas das Konzept ungleich technologisch aufwendig. Aus den genannten Gründen scheidet das Konzept der Pyrolyseschnecke mit externer Beheizung für die Entwicklung einer neuen Feuerungstechnologie aus.

In Abbildung 32 ist ein Doppelschneckenreaktor schematisch abgebildet. Die zerkleinerte und getrocknete Biomasse wird unter Luftabschluss mit heißem fluidisiertem Sand als Wärmeträger vermischt und in der Doppelschnecke pyrolysiert. Als Hauptprodukte werden durch Abkühlen der Pyrolysegas das flüssige Pyrolyseöl sowie der feste Pyrolysekoks gewonnen, die zu einem Slurry als Sekundärenergieträger vermischt werden [27]. Den Rest bilden nicht kondensierbare Gase, deren Verbrennungswärme zum Aufheizen des im Kreislauf gefahrenen Sandes auf Reaktionstemperatur genutzt werden können, wobei beim Hochfahren ein zusätzlicher Stützbrenner zum Aufheizen des Sandes erforderlich ist. Durch die Verwendung von Sand als Wärmeträger ist im Produktgas mit einer hohen Staubbelastung zu rechnen. Die Bewertung des Doppelschneckenreaktors in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 18 zusammengefasst.

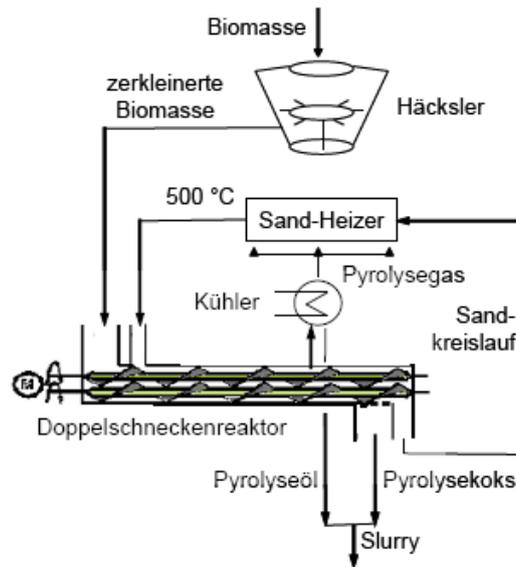


Abbildung 32: Schematische Darstellung eines Doppelschneckenreaktors

Erläuterungen: Datenquelle [48]

Das Konzept des Doppelschneckenreaktors ist technologisch sehr aufwendig. Des Weiteren ist die Staubeladung im Pyrolysegas hoch. Somit ist der Einsatz dieses Konzeptes für eine neue Feuerungstechnologie nicht sinnvoll.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	technisch aufwendig, Brenner für Wärmeträger notwendig
Staubbelastung	hohe Staubbelastung
Betriebsverhalten Teillastverhalten	hohe Zündleistung erforderlich
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 18: Bewertung des Doppelschneckenreaktors

3.2.4.4 Vortexreaktor

In Abbildung 33 ist das Pyrolyseverfahren auf Basis eines Vortexreaktors abgebildet. Die staubförmige Biomasse wird gemeinsam mit Dampf unter hoher Geschwindigkeit in den Reaktor eingebracht, die Pyrolyse erfolgt an der heißen Reaktorwand ablativ. Mit Hilfe eines nachgeschalteten Zyklons wird der Pyrolysekoks aus dem Gasstrom abgeschieden und kann gemeinsam mit der frischen Biomasse wieder dem Reaktor zugeführt werden. Der heiße Gasstrom wird anschließend zur Gewinnung des flüssigen Pyrolyseöls abgekühlt und gereinigt.

Für die ablativ Pyrolyse an der Reaktorwand sind hohe Gasgeschwindigkeiten notwendig, womit mit hohen Betriebskosten zu rechnen ist. Zusätzlich wird ein Trägermedium, in diesem Fall Dampf, für die Biomasse benötigt. Durch die hohe Staubeladung im Pyrolysegas ist eine

Entstaubung des Gases in einem Zyklon unumgänglich. Die Bewertung des Vortexreaktors in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 19 zusammengefasst.

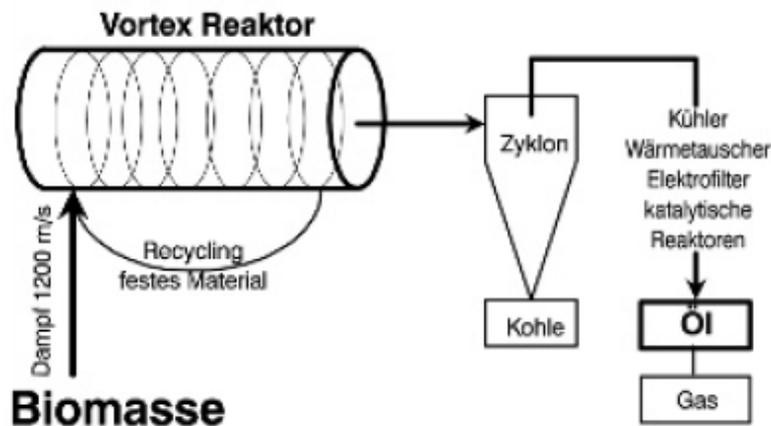


Abbildung 33: Schematische Darstellung eines Vortexreaktors

Erläuterungen: Datenquelle [48]

Da das Pyrolyseverfahren auf Basis eines Vortexreaktors technisch sehr aufwändig und nur für staubförmige Brennstoffe geeignet sowie mit hohen Betriebskosten verbunden ist, scheidet dieses Verfahren für die Konzeptfindung aus.

Brennstoffflexibilität	nur für staubförmige Brennstoffe
Anlagenkomplexität	technisch aufwendiges Verfahren
Staubbelastung	Entstaubung durch nachgeschalteten Trennzyklon
Betriebsverhalten Teillastverhalten	hohe Betriebskosten
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 19: Bewertung des Vortexreaktors

3.2.4.5 Rotierender Konusreaktor

Die Pyrolyse der Biomasse kann auch in einem rotierenden Konusreaktor (siehe Abbildung 34) erfolgen. Das Reaktorsystem besteht aus einem inneren, rotierenden und geheizten Konus und einem äußeren, stationären Konus. Die zerkleinerte Biomasse wird zusammen mit dem heißen Sand am Boden des rotierenden Konus aufgegeben. Durch die dort auf die Biomassepartikel wirkenden Zentrifugalkräfte werden sie an die heiße Innenwand des Reaktors angedrückt und wandern nach oben. Die Pyrolyse der Biomasse erfolgt dabei ablativ an der heißen Reaktorwand. Der gebildete Pyrolysekoks verlässt gemeinsam mit dem Sand den Reaktor über den Rand und wird zur Deckung der Prozesswärme verbrannt. Die entstandenen gasförmigen Pyrolyseprodukte werden abgezogen und in einem Wärmetauscher

erfolgt die Abtrennung der bei Raumtemperatur kondensierbaren flüssigen Bestandteile (d. h. das Pyrolyseöl).

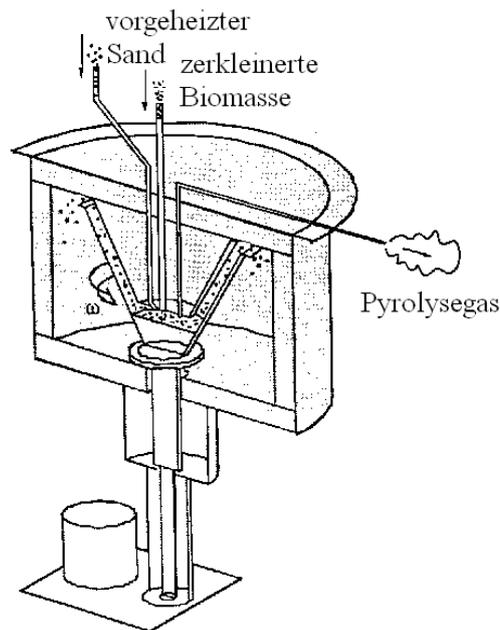


Abbildung 34: Schematische Darstellung des Pyrolyseverfahrens auf Basis eines rotierenden Konusreaktors

Erläuterungen: Datenquelle [56]

Da als Trägermedium Sand verwendet wird, ist im Pyrolysegas mit einer hohen Staubbelastung zu rechnen. Weiters sind hochtemperierte und bewegte Teile als technologisch problematisch und kostenintensiv anzusehen. Die Bewertung des Vortexreaktors in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 19 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	nur für Brennstoffe < 6mm geeignet
Anlagenkomplexität	hochtemperierte und bewegte Bauteile kostenintensiv und problematisch
Staubbelastung	hohe Staubbelastung im Pyrolysegas
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Wärmeträger (Sand) muss vorgeheizt werden
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 20: Bewertung des rotierenden Konusreaktors

Für den Konusreaktor können nur staubförmige Brennstoffe eingesetzt werden, das heißt Pellets müssten gemahlen werden. Aufgrund dieses und der genannten technologischen Nachteile scheidet der rotierende Konusreaktor für eine neue Feuerungstechnologie aus.

3.2.5 Vergasung - Technologien und Bewertung

Vergasung bezeichnet die unvollständige Verbrennung aus Mangel an Oxidationsmittel ($\lambda < 1$). Dabei laufen grundsätzlich die gleichen Umwandlungsprozesse wie bei der Verbrennung ab, als Produkt wird ein gasförmiger Sekundärenergieträger erhalten. Dieses Produktgas wird entweder zur Wärme- und Stromerzeugung direkt verbrannt oder zu höherwertigen Treibstoffen, wie zum Beispiel Fischer-Tropsch Diesel (FTD), Methan, Dimethylether oder Methanol, weiterverarbeitet [48].

Die für die Vergasung der Biomasse notwendige Wärme wird entweder bei der autothermen Prozessführung durch die partielle Verbrennung der Biomasse bereitgestellt oder muss von außen zugeführt werden. Als Vergasungsmittel kommen Luft, Wasserdampf und Sauerstoff oder Mischungen zum Einsatz, dabei ist Luft die technisch einfachste und billigste Variante. Luft hat jedoch den Nachteil, dass das Produktgas durch den hohen Anteil an Luftstickstoff verdünnt wird und folglich nur einen niedrigen Heizwert aufweist. Dies kann durch den Einsatz von Sauerstoff oder Wasserdampf vermieden werden, die Kosten dafür sind aber ungleich teurer und sind im Fall von Sauerstoff nur für Großanlagen ökonomisch vertretbar. Wasserdampf wird auch im kleineren Leistungsbereich als Vergasungsmittel eingesetzt, der Nachteil ist aber, dass die für die endotherme Vergasung der Biomasse notwendige Wärme teilweise von außen zugeführt werden muss.

Die Einteilung der Vergasertypen kann nach den Gesichtspunkten Reaktortyp, Vergasungsmittel und Wärmebereitstellung (autotherm oder allotherm) erfolgen. In der Literatur bedient man sich zu meist folgender Unterteilung:

- Festbettvergaser
 - Gleichstromvergaser
 - Gegenstromvergaser
 - Kreuzstromvergaser
- Wirbelschichtvergaser
 - stationäre und zirkulierende Wirbelschicht
- Flugstromvergaser

3.2.5.1 Gleichstromvergaser

Beim Gleichstromvergaser werden Brennstoff und Vergasungsmittel in gleicher Richtung geführt. Die Luft durchströmt die Brennstoffschüttung, die auf einem Rost aufliegt, von oben nach unten. In Abbildung 35 ist ein Gleichstromvergaser oder absteigender Vergaser schematisch dargestellt.

Der Brennstoff wird am Kopf des Vergasers, meist über eine luftdichte Schleuse, aufgegeben und wandert nach unten. Dabei durchläuft er die übereinander gelagerten Konversionszonen Trocknung, Pyrolyse, Oxidation und Vergasung. Die während der Pyrolyse freigesetzten Gase passieren die heiße Oxidationszone, wobei die langkettigen organischen Verbindungen (Teere) aufgrund der hohen Temperaturen von über 1000 °C weitgehend in kurzkettige Bestandteile umgewandelt werden. Anschließend treten die Gase gemeinsam mit dem verbliebenen Koks und der während der Verbrennung gebildeten Asche in die Reduktionszone ein. Dort wird der Koks durch die aufgrund reduzierender Bedingungen auftretenden heterogenen Reaktionen mit den heißen Gasen reduziert. Teilweise reagieren die

Gase auch untereinander. Das Produktgas verlässt den Vergaser am Boden, am Rost bleibt die Asche mit normalerweise geringen Anteilen (< 5 Gew%) an unverbranntem Koks zurück.

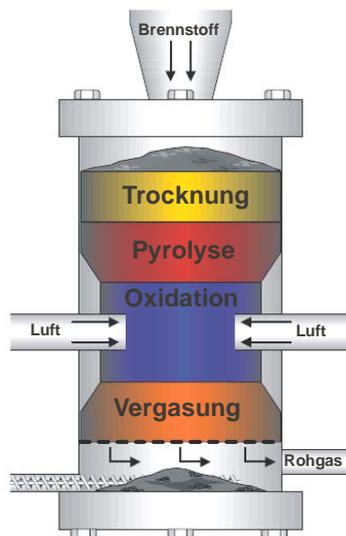


Abbildung 35: Schematische Darstellung eines Gleichstromvergasers

Erläuterungen: Datenquelle [66]

Die Vorteile des Gleichstromvergasers liegen in seiner einfachen Bauweise und vor allem darin, dass das Produktgas aufgrund der Prozessführung meist nur einen geringen Teergehalt aufweist, wodurch der Reinigungsaufwand reduziert wird und das Produktgas für die Gasnutzung (z.B. in Gasmotoren) herangezogen werden kann. Nachteilig ist, dass das Produktgas mit relativ hohen Temperaturen, meist höher als 600 °C, aus dem Vergaser austritt, wodurch der Gesamtwirkungsgrad des Vergasers reduziert wird [66]. Des Weiteren wird das Produktgas unterhalb des Rostes abgezogen, wodurch infolge des Ascheaustrages und aufgrund der hohen Austrittstemperaturen mit einer höheren Staubbelastung im Produktgas zu rechnen ist als vergleichsweise bei einem Gegenstromvergaser.

Brennstoffflexibilität	Verstopfung des Brennstoffbettes möglich; Brennstoffflexibilität moderat
Anlagenkomplexität	einfache Bauweise
Staubbelastung	Staubbelastung durch Ascheaustrag und hohe Gasaustrittstemperatur
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Gefahr der Ascheschmelze bei hohen Temperaturen in der Vergasungszone
Optimierungspotenzial	bezüglich Pellets hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 21: Bewertung des Gleichstromvergasers

Gleichstromvergaser weisen eine begrenzte Brennstoffflexibilität auf, es werden relative hohe Anforderungen bezüglich Stückigkeit und Wassergehalt (<20 Gew%) des Brennstoffes gestellt [48]. Feine Bestandteile des Brennstoffes können das Brennstoffbett verstopfen. Ein

weiterer Nachteil ist die Gefahr der Ascheschmelze aufgrund der hohen Temperaturen in der Vergasungszone. Dieses Verschlackungsrisiko ist besonders groß bei der Vergasung von Brennstoffen mit niedriger Ascheerweichungstemperatur. Die Bewertung des Gleichstromvergaser in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 21 zusammengefasst. Aufgrund der genannten Nachteile wird die Technologie der Gleichstromvergasung für eine neue Feuerungstechnologieentwicklung nicht eingesetzt.

3.2.5.2 Gegenstromvergaser

Beim dieser Vergaserbauart werden Brennstoff und Vergasungsmittel (meist Luft) im Gegenstrom geführt. Der Brennstoff wird am Kopf des Vergasers aufgegeben, die Luft wird unterhalb des Rostes zugeführt. In Abbildung 36 ist ein Gegenstromvergaser schematisch dargestellt.

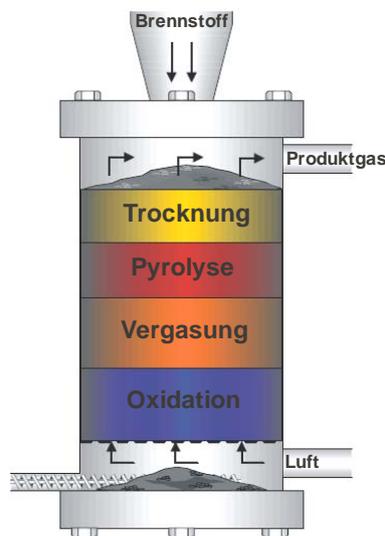


Abbildung 36: Schematische Darstellung eines Gegenstromvergaser

Erläuterungen: Datenquelle [66]

Wie beim Gleichstromvergaser bilden sich vier unterschiedliche Reaktionszonen aus, wobei sich hier die Oxidationszone unterhalb der Reduktionszone befindet. Die unterhalb des Rostes eintretende Luft verbrennt den während der Pyrolyse gebildeten Koks und liefert damit die für die darüberliegenden Prozesse notwendige Wärme. Die gebildete Asche fällt durch den Rost. In der Reduktionszone wird der Koks von den während der Verbrennung gebildeten Gasen CO_2 und Wasserdampf unter Bildung von CO und H_2 sowie Methan vergast. Die aufsteigenden Gase heizen den nach unten wandernden Brennstoff auf. Im oberen Bereich des Vergasers erfolgt bedingt durch den Wärmeeintrag der aufsteigenden Gase die Pyrolyse des Brennstoffes. Die während der Pyrolyse gebildeten Gase steigen auf und durchströmen die Trocknungszone. Dabei nimmt die Gastemperatur kontinuierlich ab und das Produktgas tritt mit relativ niedrigen Temperaturen (100 bis 250°C) aus dem Vergaser aus.

Die Vorteile des Gegenstromvergaser liegen in seiner einfachen Bauweise und dem, bedingt durch die niedrige Produktgastemperatur im Vergleich zum Gleichstromvergaser, höheren Gesamtwirkungsgrad. Der wesentliche Vorteil des Gegenstromvergaser liegt aber in der zu erwartenden sehr niedrigen Staub- beziehungsweise Feinstaubbelastung des Produktgases. Einerseits werden beim Gegenstromvergaser mit dem Produktgas aufgrund der Prozessführung kaum Flugasche oder unverbrannte Partikel ausgetragen, andererseits weist das Brennstoffbett eine gewisse „Filterwirkung“ auf. Das heißt, aufgrund der vergleichsweise

niedrigen Temperaturen im oberen Bereich der Brennstoffschüttung kondensieren die für die Feinstaubbildung verantwortlichen Alkalimetalle (insbesondere Kalium) aus dem Gasstrom aus und werden mit der Rostasche ausgetragen (vergleiche Kapitel 5.3.12.1). Des Weiteren zeichnen sich Gegenstromvergaser durch eine gute Brennstoffflexibilität aus. Grundsätzlich werden keinen großen Anforderungen hinsichtlich Wassergehalt (<60 Gew%) und Brennstoffgröße gestellt [48, 66].

Die Nachteile des Gegenstromvergaser liegen im hohen Teergehalt des Produktgases und der Gefahr der Ascheschmelze aufgrund hoher Rosttemperaturen. Die Bewertung des Gegenstromvergaser in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 22 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	einfache Bauweise
Staubbelastung	Staubbelastung des Rohgases durch „Filterwirkung“ des Festbettes gering
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Gefahr der Ascheschmelze bei hohen Rosttemperaturen
Optimierungspotenzial	bezüglich Pellets hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 22: Bewertung des Gegenstromvergaser

Wird das Produktgas nicht direkt verbrannt, ist aufgrund des hohen Teergehaltes eine aufwändige und energetisch ungünstige Reinigung des Produktgases notwendig. Da die neue Feuerungstechnologie aber ausschließlich zur Raumwärmeerzeugung eingesetzt werden soll, ist der hohe Teergehalt nicht unmittelbar als Nachteil anzusehen. Die genannten Vorteile, vor allem die zu erwartende niedrige Staub- und Feinstaubbelastung und die gegebene Brennstoffflexibilität lassen den Schluss zu, dass das Prinzip der Gegenstromvergasung für die neue Feuerungstechnologie eingesetzt werden kann.

3.2.5.3 Kreuzstromvergaser

Analog zum Gleich- und Gegenstromvergaser wandert der Brennstoff beim Kreuzstromvergaser von oben nach unten durch den Reaktor. Die Luft wird dabei in der Mitte des Brennstoffbettes radial über Lanzen zugeführt (siehe Abbildung 37), das Produktgas wird seitlich abgezogen. Grundsätzlich bilden sich auch hier die gleichen Zonen aus wie beim Gleichstromvergaser, das heißt die während der Pyrolyse gebildeten langkettigen organischen Kohlenwasserstoffe werden in der heißen Oxidations- und Reduktionszone in kurzkettige Verbindungen aufgespalten.

Die Vorteile des Kreuzstromvergaser liegen in seiner einfachen Bauweise und darin, dass das Produktgas aufgrund der Prozessführung einen deutlich geringeren Teergehalt aufweist als zum Beispiel beim Gegenstromvergaser [48]. Nachteilig ist, dass das Produktgas wie beim Gleichstromvergaser mit relativ hohen Temperaturen, meist höher als 600 °C, aus dem Vergaser austritt [66]. Des Weiteren ist infolge des Ascheaustrages und aufgrund der hohen

Austrittstemperaturen mit einer höheren Staubbelastung im Produktgas zu rechnen als vergleichsweise bei einem Gegenstromvergaser.

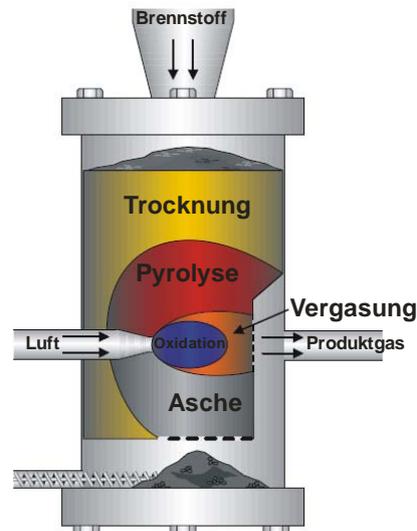


Abbildung 37: Schematische Darstellung eines Kreuzstromvergasers
 Erläuterungen: Datenquelle [66]

Kreuzstromvergaser weisen eine ähnliche Brennstoffflexibilität wie Gleichstromvergaser auf. Bezüglich Stückigkeit und Wassergehalt (<20 Gew%) des Brennstoffes werden relativ hohe Anforderungen gestellt.

Die Bewertung des Kreuzstromvergasers in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 23 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	einfache Bauweise
Staubbelastung	Staubbelastung höher als bei Gegenstromvergaser
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Gefahr der Ascheschmelze bei hohen Temperaturen in der Oxidationszone
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	für neue Feuerungstechnologie einsetzbar

Tabelle 23: Bewertung des Kreuzstromvergasers

Aus der Bewertung geht hervor, dass das Konzept des Kreuzstromvergasers aufgrund der zahlreichen Nachteile für die neue Feuerungstechnologie nicht eingesetzt werden sollte.

3.2.5.4 Wirbelschichtvergaser

Wie Wirbelschichtfeuerungen enthalten Wirbelschichtvergaser ein Bett aus feinem Bettmaterial (üblicherweise Quarzsand), welches über einem Anströmboden in Schwebelage gehalten wird. Das Vergasungsmittel strömt von unten durch den Boden und hält das

Wirbelbett, das aus dem Bettmaterial und den Brennstoffteilchen besteht, in Schwebelage. Die zugeführten Brennstoffteilchen sind dabei wesentlich kleiner als bei Festbettvergasern. Als Vergasungsmittel kommen typischerweise Luft, Wasserdampf und Sauerstoff oder Sauerstoff-Wasserdampf-Mischungen zum Einsatz, die Vergasung selbst kann atmosphärisch oder druckaufgeladen erfolgen. Durch die hohen Relativgeschwindigkeiten zwischen Vergasungsmittel und Bett werden eine gute Durchmischung des Bettes sowie eine intensive Wärmeübertragung zwischen Bettmaterial und Brennstoff erreicht. Dadurch können sich bei Wirbelschichtvergasern im Gegensatz zu Festbettvergasern keine ausgeprägten Temperatur- und Reaktionszonen ausbilden. Die einzelnen Teilreaktionen laufen im Reaktor parallel ab, der Vergaser wird üblicherweise bei Temperaturen zwischen 700 und 900 °C betrieben [66]. Daraus ergibt sich der Nachteil, dass das Produktgas den Vergaser mit relativ hohen Temperaturen verlässt, womit nachgeschaltete Wärmetauscher unerlässlich sind. Der Teergehalt liegt bei Wirbelschichtvergasern etwas höher als bei Gleichstromvergasern, aber deutlich niedriger als bei Gegenstromvergasern. Der Teergehalt kann durch den Einsatz von katalytisch aktiven Bettmaterialien wie Olivin oder Dolomit beziehungsweise durch Wasserdampf als Vergasungsmittel noch gesenkt werden [31, 71].

Analog zu den Wirbelschichtfeuerungen unterscheidet man auch bei den Vergasern in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit zwischen stationärer und zirkulierender Wirbelschicht. Bei stationären Wirbelschichtvergasern (siehe Abbildung 38) ist die Geschwindigkeit des Vergasungsmittels nur so hoch, dass das Bett in Schwebelage gehalten wird. Im Gegensatz dazu sind die Gasgeschwindigkeiten bei zirkulierenden Wirbelschichtvergasern (siehe Abbildung 38) deutlich höher, wodurch das Bett teilweise aus dem Reaktor ausgetragen wird. Durch nachgeschaltete Zykclone wird dieses aus dem Produktgasstrom abgetrennt und dem Reaktor wieder zugeführt.

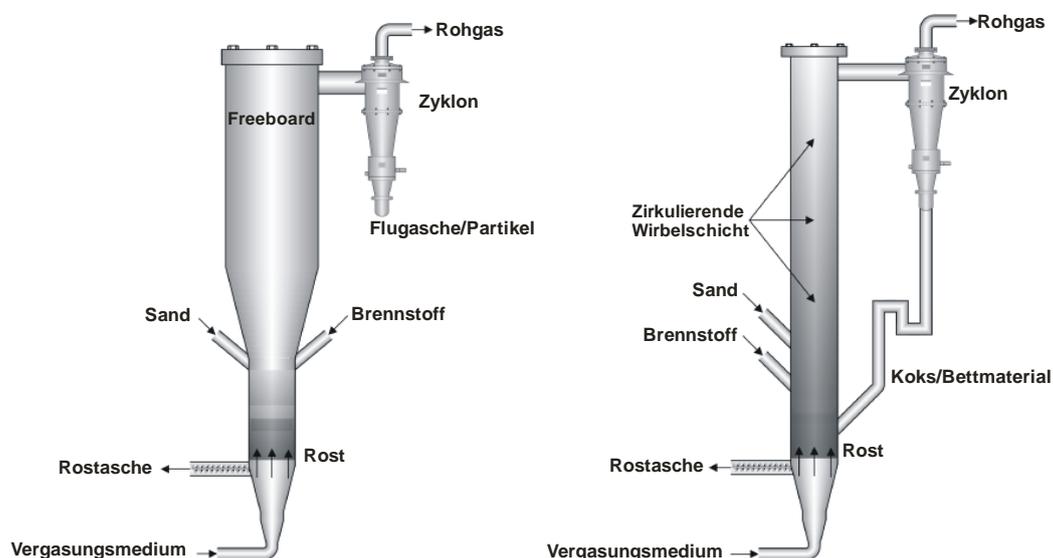


Abbildung 38: Schematische Darstellungen von Wirbelschichtvergasern

Erläuterungen: rechts: zirkulierende Wirbelschicht; links: stationäre Wirbelschicht; Datenquelle [66]

Zusammenfassend lassen sich stationäre und zirkulierende Wirbelschichtvergasern wie folgt bewerten. Wirbelschichtvergasern zeichnen sich durch eine gute Flexibilität bezüglich Art und Wassergehalt des eingesetzten Brennstoffes aus, wobei bei zirkulierenden Wirbelschichtvergasern die Korngröße nach oben hin auf 40 mm und bei stationären Wirbelschichtvergasern auf 80 mm begrenzt ist. Der Teergehalt liegt bei

Wirbelschichtvergaser etwas höher als bei Gleichstromvergasern, aber deutlich niedriger als bei Gegenstromvergasern. Als technologische Nachteile können die hohe Staubbelastung im Rauchgas und die begrenzte Teillastfähigkeit angeführt werden. Weiters sind die Investitions- und Betriebskosten bei Wirbelschichtvergaser deutlich höher als bei Festbettvergasern, wodurch ihr Einsatz erst ab großen Kesselleistungen von über 15 MW_{th} sinnvoll ist. Die Bewertung der Wirbelschichtvergaser in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 24 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	für Pellets geeignet
Anlagenkomplexität	hoch
Staubbelastung	hohe Staubbelastung
Betriebsverhalten Teillastverhalten	Teillastbetrieb erfordert spezielle Technologie, hohe Betriebskosten
Optimierungspotenzial	hoch
Leistungsbereich	Anwendungen erst ab 15 MW thermisch

Tabelle 24: Bewertung der Wirbelschichtvergaser

Aufgrund der genannten Nachteile beziehungsweise weil Wirbelschichtvergaser im kleinen Leistungsbereich aus wirtschaftlichen Gründen nicht eingesetzt werden, scheidet die Technologie der Wirbelschichtvergaser für eine neue Feuerungstechnologie aus.

3.2.5.5 Flugstromvergaser

Beim Flugstromvergaser erfolgt die Vergasung des Brennstoffes im Flug (siehe Abbildung 39). Hierzu wird der feingemahlene Brennstoff gemeinsam mit dem Vergasungsmittel, Sauerstoff oder Sauerstoff-Dampf-Gemisch, im Gleichstrom in den Vergaser geblasen und unter hohen Temperaturen (bei holzartigen Brennstoffen bis 1500 °C) meist in wenigen Sekunden nahezu vollständig vergast [66]. Durch die hohen Temperaturen ist das Produktgas nahezu teerfrei und die Asche liegt in flüssiger Form vor, ein Vorteil wenn Brennstoffe mit niedriger Ascheerweichungs- und Ascheschmelztemperatur eingesetzt werden sollen. Von Nachteil ist aber der relativ hohe technische Aufwand, der zur Beherrschung der hohen Temperaturen notwendig ist. Bevor der Brennstoff dem Flugstromvergaser zugeführt werden kann, muss er aufbereitet werden. Dies kann entweder durch Mahlen der Biomasse erfolgen, wodurch der Brennstoff direkt vergast werden kann, oder der Brennstoff wird zuerst torrefiziert oder pyrolysiert (vergleiche Kapitel 3.2.4) und danach der feingemahlene Koks, das Pyrolyseöl oder eine Mischung aus beiden – der so genannte Slurry (siehe Abbildung 32) – vergast [48].

Die Vorteile des Flugstromvergasers liegen in dem nahezu teerfreien Produktgas und darin, dass Brennstoffe mit niedriger Ascheerweichungs- und Ascheschmelztemperatur eingesetzt werden können. Nachteilig ist aber, dass der Brennstoff vorher aufbereitet werden muss. Pellets müssten vor der Vergasung gemahlen werden. Von Nachteil ist aber auch der relativ hohe technische Aufwand. Des Weiteren finden Flugstromvergaser nur im großen Leistungsbereich Anwendung.

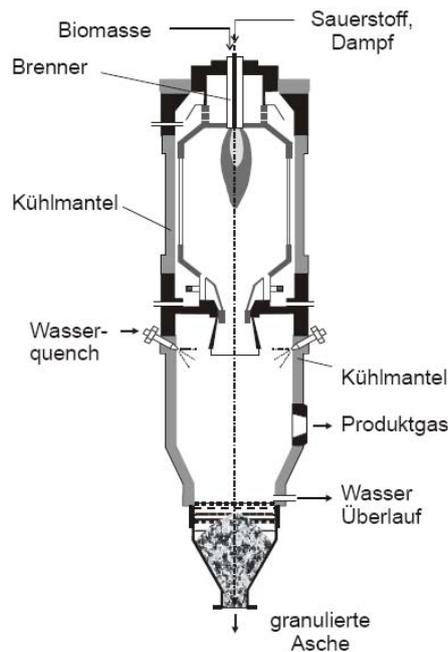


Abbildung 39: Schematische Darstellung eines Flugstromvergasers
 Erläuterungen: Datenquelle [48]

Die Bewertung des Flugstromvergasers in Hinblick auf die Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie ist in Tabelle 25 zusammengefasst.

Brennstoffflexibilität	nur für staubförmige oder flüssige Brennstoffe geeignet
Anlagenkomplexität	hoch
Staubbelastung	Staubbelastung durch Einbindung in Schlacke niedrig
Betriebsverhalten Teillastverhalten	schlechtes Anfahrverhalten
Optimierungspotenzial	mittel
Leistungsbereich	Anlagen nur im großen Leistungsbereich (>100 MW _{th})

Tabelle 25: Bewertung des Flugstromvergasers

Aufgrund der genannten Nachteile beziehungsweise weil Flugstromvergaser im kleinen Leistungsbereich aus wirtschaftlichen Gründen nicht eingesetzt werden, scheidet die Technologie der Flugstromvergasung für die neue Feuerungstechnologie aus.

3.2.6 Schlussfolgerungen

Zusammenfassend ergibt die Bewertung der Feuerungstechnologien auf Basis der direkten Verbrennung folgendes:

- Rost- und Unterschubfeuerungen besitzen aufgrund ihres hohen Entwicklungsstandes nur noch ein begrenztes Optimierungspotenzial.

- Bei Verwendung eines Staubfeuerungskonzeptes müssten die Pellets vor der Verbrennung gemahlen werden, wodurch mit einem erhöhten Energieverbrauch zu rechnen ist. Des Weiteren ist der Staubgehalt im Rauchgas hoch einzustufen.
- Wirbelschichtfeuerungen besitzen ein schlechtes Teillastverhalten (Teillast nur bis ca. 50% der Nennlast) und finden aus ökonomischen Gründen erst im MW-Bereich Anwendung. Zusätzlich ist mit einem, im Vergleich zu Rost- und Unterschubfeuerungen, erhöhtem Staubgehalt im Rauchgas zu rechnen.

Daraus folgt, dass Technologien auf Basis der direkten Verbrennung für die neue Feuerungstechnologieentwicklung nicht in Betracht gezogen werden.

Die Technologien auf Basis der Pyrolyse scheiden für die neue Feuerungstechnologie aus folgenden Gründen aus:

- Die Verfahren auf Basis der Pyrolyse erfordern meist einen hohen technischen und apparativen Aufwand.
- Die für die Pyrolyse der Biomasse notwendige Prozesswärme muss von einem zusätzlichen Brenner (in diesem Fall ein Pyrolysekoks Brenner) zur Verfügung gestellt werden. Des Weiteren ist für die nachgeschaltete Verbrennung der Pyrolysegase ein Brenner notwendig. Daraus ergeben sich technologisch hohe Anforderungen an die neue Feuerung.
- Der Gehalt an Feinstaubbildnern im Pyrolysegas ist aufgrund der bei der Pyrolyse üblicherweise auftretenden Temperaturen von 500 bis 600°C, wodurch es nur bedingt zur Freisetzung der Feinstaubbildner kommt [96], gering. Bei der Verbrennung des Pyrolysekokes ist aber aufgrund der üblicherweise hohen Verbrennungstemperaturen mit erhöhter Freisetzung von Feinstaubbildnern und damit verbunden erhöhter Feinstaubbelastung im Rauchgas zu rechnen.
- Die Verfahren auf Basis der Pyrolyse besitzen zwar ein hohes Optimierungspotential, jedoch befinden sich die meisten Verfahren noch in der Entwicklung. Technisch ausgereifte Verfahrenskonzepte sind kaum vorhanden.

Die Bewertung der Vergasungstechnologien ergab folgendes:

- Wirbelschichtvergaser scheiden aufgrund ihres schlechten Teillastverhaltens, der hohen Staubbelastung im Produktgas, und weil sie aus ökonomischen Gründen erst im großen Leistungsbereich Anwendung finden, für die neue Feuerungstechnologie aus.
- Für den Flugstromvergaser können nur staubförmige oder flüssige Brennstoffe verwendet werden. Weiters finden Flugstromvergaser nur im großen Leistungsbereich ($>100 \text{ MW}_{\text{th}}$) Anwendung. Der Flugstromvergaser scheidet somit ebenfalls für die neue Feuerungstechnologie aus.
- Die Nachteile des Kreuzstromvergasers sind der im Vergleich zum Gegenstromvergaser höhere Staubgehalt im Produktgas und die geringe Brennstoffflexibilität. Der Kreuzstromvergaser scheidet somit für die neue Feuerungstechnologie aus.
- Beim Gleichstromvergaser besteht ebenfalls die Gefahr der Verstopfung des Brennstoffbettes im Betrieb. Des Weiteren ist die Staubbelastung im Produktgas deutlich höher als beim Gegenstromvergaser. Der Gleichstromvergaser ist folglich für die neue Feuerungstechnologie nicht geeignet.

Beim Gegenstromvergaser ist mit einer im Vergleich zu den anderen Vergaserbauarten deutlich niedrigerer sowie generell mit einer sehr niedrigen Staubbelastung im Produktgas zu rechnen. Weiters zeichnet sich der Gegenstromvergaser durch eine gute Brennstoffflexibilität und seine einfache und gut teillastfähige Bauweise aus. Damit weist der Gegenstromvergaser das größte Potential von allen bewerteten Technologien für die geplante Entwicklung auf. Daher wurde das Prinzip der Gegenstromvergasung für die Entwicklung eines Konzeptes für die neue Low-Dust-Low-NO_x-Feuerung herangezogen.

4 Konzept der neuen Anlagentechnologie

Die Bewertung der Technologien zur thermochemischen Konversion von Biomasse ergab, dass die Technologie der Gegenstromvergaser für die Entwicklung der neuen Feuerung herangezogen werden sollte (vergleiche Kapitel 3.2.6). Der Brennstoff wird in einem Gegenstromvergaser nicht vollständig verbrannt, sondern zu einem Produktgas mit meist niedrigem Heizwert umgesetzt. Dieses Produktgas muss für die Wärmeerzeugung in einem nachgeschalteten Brenner verbrannt werden. Das heißt, das neue Anlagenkonzept beinhaltet grundlegend zwei Komponenten, nämlich einen Gegenstromvergaser und einen Schwachgasbrenner, in dem das Produktgas des Vergasers verbrannt wird.

4.1 Anlagenkonzept

In Abbildung 40 ist das Anlagenkonzept für die neue Feuerungstechnologie schematisch dargestellt und wird im Folgenden näher erläutert. Die Pellets gelangen über eine gasdichte Zellradschleuse und eine Förderschnecke in den Vergaser. Die Gasdichtheit der Zellradschleuse ist erforderlich, um den Falschlufteintrag in den Vergaser sowie die Rückbrandgefahr in den Vorratsbehälter zu minimieren. Der Vergaser ist als zylindrisches Rohr ausgeführt, in dem das Brennstoffbett auf einem Rost aufliegt. Der Rost dient zusätzlich zum Verteilen der Vergasungsluft.

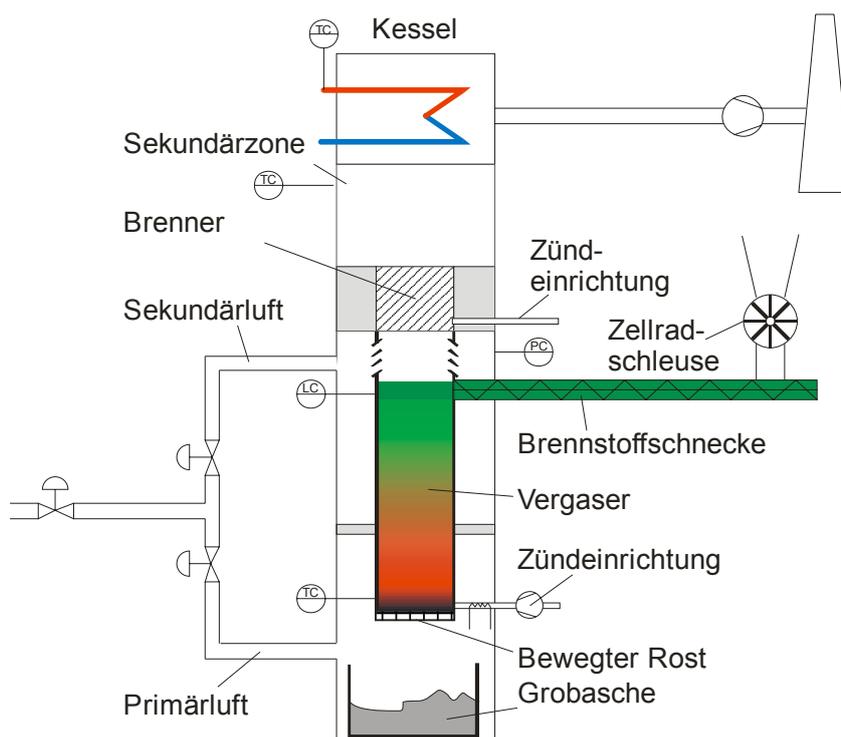


Abbildung 40: Schematische Darstellung des Anlagenkonzeptes

Die während der Verbrennung gebildete Asche fällt durch den Rost in eine Aschebox. Die Primär- oder Vergasungsluft wird unterhalb des Rostes zugeführt und durchströmt den Vergaser von unten nach oben. Dabei erfolgt im Brennstoffbett die thermochemische Umsetzung der Pellets zu Produktgas (vergleiche Kapitel 3.2.5.2.). Das aus dem Bett austretende Produktgas wird mit der zugeführten Sekundärluft vermischt und in einem Gasbrenner vollständig verbrannt. Danach werden die Rauchgase über den Kessel geführt und gelangen über das Saugzuggebläse in den Kamin. Das Saugzuggebläse sorgt für einen ständigen Unterdruck in der Anlage, da ansonsten brennbare Gase aus dem Vergaser austreten

könnten. Beim Hochfahren der Anlage müssen sowohl die Pellets im Vergaser als auch das Produktgas gezündet werden. Die Zündung der Pellets kann über ein konventionelles Zündgebläse erfolgen, das Produktgas kann entweder mit einem Stützbrenner oder mit einer elektrischen Funkenzündung gezündet werden. Auf Basis dieses Anlagenkonzeptes wurde eine erste Versuchsanlage realisiert, die im folgenden Kapitel ausführlich beschrieben wird.

5 Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie

Dieses Kapitel umfasst den experimentellen Teil der vorliegenden Arbeit. Im Rahmen des Projektes wurden zwei Versuchsanlagen sowie ein Prototyp der neuen Feuerungstechnologie gebaut. Im Folgenden werden diese Anlagen einzeln beschrieben sowie die durchgeführten Experimente und Testläufe dokumentiert, aus- und bewertet.

5.1 Versuchsanlage 1

Entsprechend dem erarbeiteten Anlagenkonzept (siehe Kapitel 4.1) wurde bei der Firma Windhager Zentralheizung eine erste Versuchsanlage der neuen Feuerungstechnologie mit einer Brennstoffwärmeleistung von 25 kW realisiert (siehe Abbildung 41). Das Hauptaugenmerk lag bei dieser Versuchsanlage auf dem Vergaser. Im Rahmen der Testläufe sollte ermittelt werden, ob Weichholzpellets prinzipiell für die Festbettvergasung geeignet sind. Obwohl zahlreiche Anlagen auf Basis der Gegenstromvergasung in Betrieb sind, kommen in diesen Anlagen als Brennstoffe vorwiegend Hackgut sowie Forstabfälle zum Einsatz [66]. In der Literatur finden sich Berichte über Tests mit Pellets in Technikumsanlagen, die jedoch nur im Batchbetrieb gefahren wurden [33, 53, 74]. Weiters sollten erste Betriebserfahrungen mit der neuen Technologie gemacht werden und ermittelt werden, ob die Feinstaubemissionen im Rauchgas wie erwartet sehr niedrig sind.



Abbildung 41: Versuchsanlage 1

5.1.1 Aufbau der Versuchsanlage 1

Wie eingangs erwähnt, waren für Gegenstromvergaser, die mit Weichholzpellets betrieben werden, nur unzureichende Betriebserfahrungen vorhanden. Eine Abschätzung der grundlegenden Dimensionen des Vergasers wie Durchmesser oder Höhe der Brennstoffschüttung war folglich nur schwer möglich. Aus diesem Grund wurde in Rahmen der vorliegenden Arbeit ein Festbettmodell eines Gegenstromvergasers entwickelt. Dieses Modell wird in den Kapiteln 6 und 7 ausführlich beschrieben, daher wird an dieser Stelle auf dieses Modell nicht näher eingegangen. Basierend auf den Berechnungen, die mit dem Basismodell durchgeführt wurden, ist der Vergaser der Versuchsanlage 1 mit einer Brennstoffwärmeleistung von 25 kW ausgelegt worden (vergleiche Kapitel 6.2.5).

In Abbildung 42 ist die Versuchsanlage 1 schematisch dargestellt. Das Kernstück der Anlage bildet der Gegenstromvergaser, welcher als zylindrisches Rohr mit einem Innendurchmesser von 100 mm und einer Höhe von rund 500 mm aus St 1.4841 ausgeführt ist. Der Vergaser ist mit zwei Schichten aus Isoliermaterial Alsitra MAT1260 der Firma Rath AG mit einer Gesamtdicke von 50 mm isoliert, wobei der untere Bereich ausgespart ist, um die thermische Belastung des Materials aufgrund der in diesem Bereich infolge der Verbrennung der Pellets auftretenden hohen Temperaturen zu verringern. Der Rost des Vergasers besteht aus einem vierteiligen Luftkreuz, welches auf zwei gegeneinander verschiebbare Rostscheiben aufgeschweißt ist (siehe Abbildung 43).

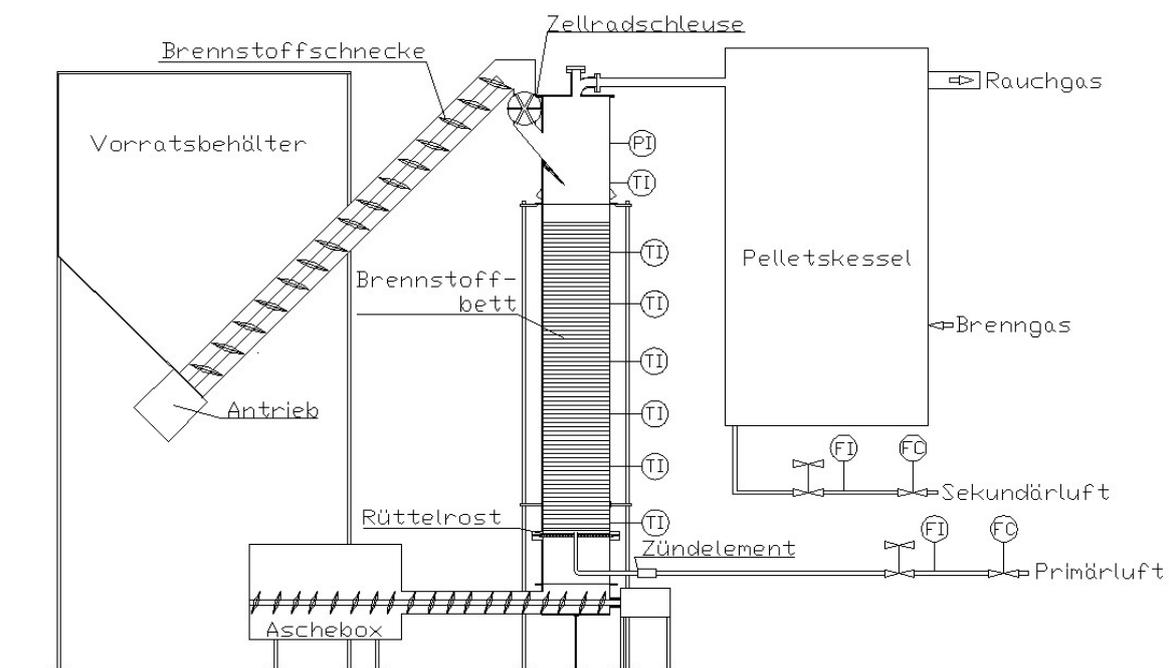


Abbildung 42: Schematische Darstellung der Versuchsanlage 1

Die Primärluft wird unterhalb des Vergasers zugeführt und strömt über die Arme des Luftkreuzes in das Brennstoffbett. Die Zündung der Pellets erfolgt über ein im Primärluftkanal angeordnetes keramisches Zündelement. Die während der Verbrennung gebildete Asche baut im Betrieb im Bereich des Luftkreuzes ein wachsendes Aschebett auf, auf dem das Brennstoffbett aufliegt. In regelmäßigen Abständen wird über eine Rüttleinrichtung das Luftkreuz vor und zurück bewegt, wodurch die Asche durch die Rostscheiben rutscht und über die Ascheschnecke aus dem Vergaser gefördert wird. Bei diesem Entschungsvorgang sollte jedoch nicht die gesamte Asche aus dem Vergaser

gefördert werden, sondern nur soviel, dass das Luftkreuz durch die Asche, die als Isolierschicht gegen hohe Verbrennungstemperaturen dient, geschützt wird.

Die Pellets werden über eine Brennstoffschnecke, die Zelleradschleuse und eine Fallrinne in den Vergaser gefördert und bauen das Brennstoffbett im Vergaser auf. Die Betthöhe konnte bei dieser Anlage noch nicht konstant gehalten werden, da eine automatische Füllstandsmessung der Betthöhe beziehungsweise eine selbsttätige Regelung (Level-Control) noch nicht vorhanden war. Die Messung der Betthöhe erfolgt in regelmäßigen Abständen manuell mit einem von oben in den Vergaser eingeführten Stab (siehe Abbildung 41). Über die variabel einstellbare Taktung der Brennstoffschnecke wurde versucht, die Betthöhe während des Betriebes annähernd konstant zu halten.



Abbildung 43: Primärluftkreuz (links) und Blick in Brennkammer (rechts)

Da das Hauptaugenmerk bei dieser Versuchsanlage auf dem Vergaser lag, war die Ausbrandqualität der Rauchgase von untergeordneter Bedeutung. Das während des Vergasungsprozesses gebildete Produktgas konnte aus Sicherheitsgründen nicht direkt in den Kamin geleitet werden, sondern wurde abgefackelt. Dies erfolgte in einem ausgemusterten Pelletkessel der Firma Windhager Zentralheizung vom Typ BioWin (vergleiche Kapitel 3.1.6). Dazu wurde der Brennertopf aus der Brennkammer entfernt und durch einen Stützbrenner, der mit Gas betrieben wurde, ersetzt (siehe Abbildung 4 rechts oben). Über ein innerhalb der Brennkammer angeordnetes perforiertes Rohr wurde das Produktgas aus dem Vergaser in die Brennkammer geleitet und abgefackelt (siehe Abbildung 43 rechts). Der Stützbrenner sollte dabei nur beim Hochfahren der Anlage in Betrieb sein und das Produktgas entzünden. Die für die Verbrennung des Produktgases notwendige Sekundärluft wurde über ein zylindrisches Rohr am Boden der Brennkammer eingebracht (siehe Abbildung 4 rechts oben). Zur besseren Wärmedämmung wurde die Brennkammer innen mit Platten aus dem feuerfesten Material KVS14 der Firma Rath AG ausgekleidet.

Die Rauchgase wurden anschließend über den Rauchrohrkessel und das Saugzuggebläse des Pelletkessels in den Kamin geleitet. Über das Gebläse wurde im Vergaser ein konstanter Unterdruck eingestellt.

5.1.2 Messtechnik

Während der Testläufe sollten möglichst viele Betriebsdaten der Anlage aufgezeichnet werden, um die durchgeführten Versuche bewerten zu können. Standardmäßig wurden folgende Betriebsdaten kontinuierlich aufgezeichnet:

- Temperaturprofil des Brennstoffbettes
- Temperatur des Produktgases
- Primär- und Sekundärluftmenge
- Unterdruck im Vergaser
- Kesselleistung

Das Temperaturprofil des Brennstoffbettes wurde mit über den Vergaser verteilten Mantelthermoelementen des Typs K (NiCr-Ni) mit 3 mm Durchmesser jeweils am Rand des Brennstoffbettes gemessen, um die Brennstoffschüttung durch die Thermoelemente nicht zu beeinflussen. Die genaue Anordnung der Thermoelemente, die jeweils circa 5 mm in die Brennstoffschüttung hineinragen, ist in Abbildung 5 dargestellt. Die Produktgastemperatur wurde ebenfalls mit einem Mantelthermoelement (Durchmesser 3 mm) des Typs K gemessen.

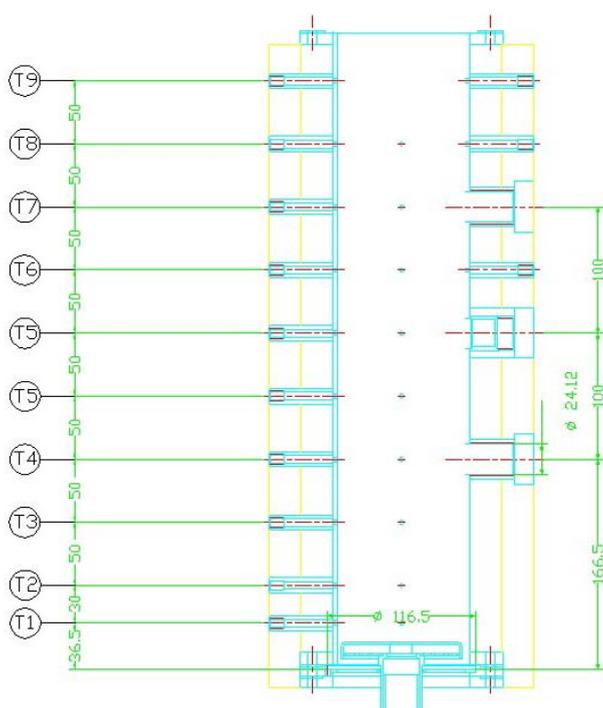


Abbildung 44: Anordnung der Thermoelemente in Versuchsanlage 1

Erläuterungen: Thermoelemente: Typ K, Durchmesser: 3mm; rechte Seite: Inspektionsöffnungen (3)

Die Primär- und Sekundärluftmenge wurden mit Strömungssensoren nach dem Prinzip des thermischen Anemometers, auch Hitzedrahtprinzip genannt, gemessen (siehe Abbildung 45). Dabei wird die Strömungsgeschwindigkeit des Luftmassenstroms in einem in der Luftzuführung eingebautem Messrohr gemessen und daraus mit dem Rohrdurchmesser sowie einem Korrekturfaktor der aktuelle Volumenstrom berechnet [82]. Für die Messungen wurden Sensoren der Firma Schmidt® Technology vom Typ SS20.60 eingesetzt [82].

Die Regelung der Luftströme erfolgte vorerst manuell über in der Luftzuführung eingebaute Klappen. Auf eine Regelung des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas mit einer konventionellen Lambda-Regelung wurde bei der Versuchsanlage 1 verzichtet.



Abbildung 45: Schnitt durch ein Rohr mit eingebauter Eintauchsonde
Erläuterungen: Datenquelle [82]

Der Unterdruck im Vergaser wurde kontinuierlich direkt über dem Brennstoffbett mit einem Unterdrucksensor der Firma Halstrup-Walcher vom Typ PS10 aufgezeichnet. Der aufgezeichnete Wert wurde direkt für die Unterdruckregelung des Vergasers übernommen. Mit Hilfe des Saugzuggebläses des Kessels wurde mit einem einfachen PID-Regler, programmiert in Labview [57], der Unterdruck im Vergaser auf einen konstanten Wert gehalten.

Die Höhe der Brennstoffschüttung kann aufgrund des bei Gegenstromvergäsern normalerweise hohen Teergehaltes im Gas nicht messtechnisch erfasst werden. Die üblicherweise bei Biomassefeuerungen eingesetzten Infrarot-Sensoren oder kapazitive Sensoren würden im Betrieb sofort verschmutzen und damit unbrauchbar werden. Aus diesem Grund wurde die Betthöhe diskontinuierlich mit einem von oben in den Vergaser eingeführten Stab ermittelt und händisch aufgezeichnet.

Die Kesselleistung des Pelletkessels, der zum Abfackeln des Produktgases eingesetzt wurde, wurde kontinuierlich aufgezeichnet. Dabei wurde die Vorlauf- und die Rücklauf-temperatur des Kesselwassers am Ein- beziehungsweise Austritt des Pelletkessels mit Thermofühlern (Typ J) kontinuierlich aufgezeichnet und daraus gemeinsam mit dem Durchfluss, gemessen mit einer Wasseruhr der Firma Aquametro vom Typ PMW25, die aktuelle Kesselleistung berechnet. Die tatsächliche Leistung des Vergasers ließ sich aus der Kesselleistung nicht ausreichend genau berechnen, da sowohl der Vergaser als auch der ausgemusterte Pelletkessel nicht entsprechend isoliert wurden und folglich die tatsächlichen Abstrahlverluste nicht ermittelt werden konnten. Auf der anderen Seite war die Brennstoffwärmeleistung der Versuchsanlage 1 zu diesem Zeitpunkt nicht von großer Bedeutung, da wie eingangs erwähnt grundsätzlich die Eignung des Konzeptes beurteilt werden sollte. Auf eine Berechnung beziehungsweise eine Darstellung der Brennstoffwärmeleistung wurde bei der Versuchsanlage 1 daher verzichtet.

Bei manchen Testläufen wurde im Rauchgas nach Kessel die Rauchgasspezies CO , CO_2 und NO_x gemessen. Dazu wurde die in Kapitel 2.1.1 beschriebene Rauchgasanalytik eingesetzt.

Die Aufzeichnung der Messdaten erfolgte über eine herkömmliche Computerschnittstelle mit dem Messdatenerfassungs- und -verarbeitungsprogramm MCPS der Firma CAD-Computer GmbH & Co. KG [19] auf einem PC.

5.1.3 Versuchsdurchführung

Vor Versuchsbeginn wurden jeweils zuerst die Messdatenaufzeichnung gestartet und über das Saugzuggebläse ein konstanter Unterdruck im Vergaser eingestellt. Danach wurde der

Stützbrenner in der Brennkammer in Betrieb genommen und die Primär- sowie die Sekundärluftklappe geöffnet. Weiters wurde das Zündelement in der Primärluftzuführung in Betrieb genommen.

Der Vergaser wurde entweder mit einem niedrigen Bett aus frischen Pellets oder aus Holzkohlepellets aus dem vorherigen Testlauf gestartet. Die Betthöhe variierte dabei zwischen 100 und 200 mm. Sobald die Zündung der Pellets im Vergaser erfolgt war, wurde die Brennstoffzuführung eingeschaltet und die Betthöhe kontinuierlich auf circa 400 mm vergrößert (siehe Abbildung 48). Diese Betthöhe resultierte aus den mit dem Festbettmodell durchgeführten Simulationen des Gegenstromvergasers für eine Brennstoffwärmeleistung von 25 kW. Das Zündelement wurde ebenfalls wieder ausgeschaltet. Der Stützbrenner blieb so lange in Betrieb, bis in der Brennkammer eine stabile Verbrennung des Produktgases erreicht worden war.

5.1.4 Brennstoff

Als Brennstoff wurden immer Weichholzpellets nach Ö-NORM M7135 eingesetzt. Die Ergebnisse der durchgeführten Analysen der wiederholt gezogenen Brennstoffproben sind in Anhang A1 angeführt.

5.1.5 Ergebnisse der ersten Vergasungsversuche

Ziel der ersten Vergasungsversuche war es, einen stabilen Betrieb des Vergasers zu erreichen, um damit grundsätzlich die Eignung von Weichholzpellets für die Gegenstromvergasung zu bestätigen. Dazu wurden zahlreiche Testläufe durchgeführt, im Folgenden werden exemplarisch einige dieser Testläufe näher erläutert.

In den Abbildung 46 bis Abbildung 48 sind die Ergebnisse des am 19.12.2006 durchgeführten Testlaufes dargestellt. In Abbildung 46 ist das Temperaturprofil des Brennstoffbettes im Vergaser über die Versuchszeit zu sehen. Abbildung 47 zeigt die Rauchgasemissionen CO, CO₂, sowie NO_x. Die Kesselleistung, die Betthöhe sowie der Primärluftstrom über die Versuchsdauer sind in Abbildung 48 dargestellt.

Aus Abbildung 46 ist ersichtlich, dass sich erst deutlich nach dem Erreichen der gewünschten Betthöhe grundsätzlich ein stationäres Temperaturprofil im Vergaser ausbildete, wobei sich die Temperaturen in den einzelnen Bereichen von unten beginnend zeitlich verschoben stabilisierten. Die höchsten Temperaturen wurden prinzipbedingt in der Verbrennungszone des Vergasers unmittelbar über dem Rost erreicht. Die Temperaturschwankungen sind in dieser Zone am größten und können auf die örtlich variierende starke Wärmefreisetzung infolge der Verbrennung des Feststoffes zurückgeführt werden [26]. Darüber nehmen die Betttemperaturen infolge der stark endothermen Vergasungsreaktionen ab [26]. Oberhalb der Vergasungszone bildet sich ein Bereich aus, in dem die Temperaturschwankungen gering sind. In dieser Zone wird der nach unten wandernde Feststoff von den nach oben strömenden heißen Gasen aufgeheizt (vergleiche Kapitel 6.2.5). Im oberen Bereich des Vergasers sind die Temperaturschwankungen auf die Pyrolyse und die Trocknung des Feststoffes zurückzuführen, wobei die Amplituden der Schwankungen deutlich kleiner sind, da die Pyrolyse im Vergleich zur Verbrennung und Vergasung nur schwach endotherm beziehungsweise exotherm verläuft (vergleiche Kapitel 6.2.5). Die Austrittstemperatur des Produktgases liegt bei 200 °C.

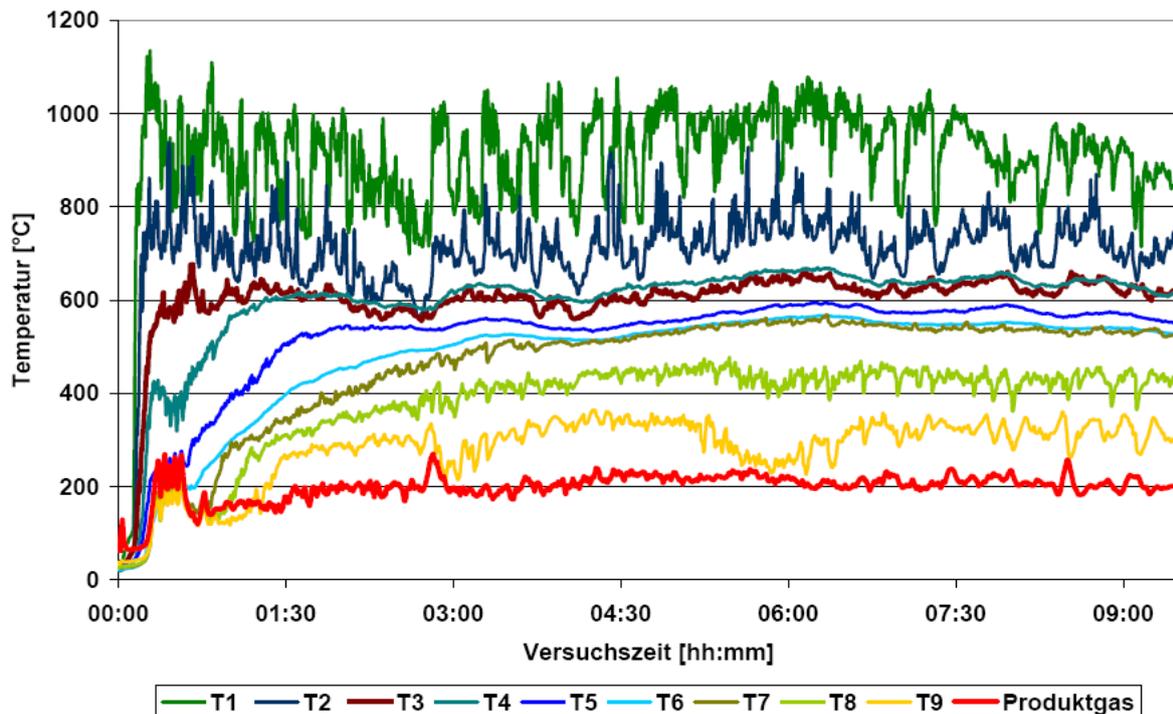


Abbildung 46: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente laut Abbildung 44; Testlauf vom 19.12.2006; Brennstoff: Weichholzpellets

In Abbildung 47 sind die Rauchgasemissionen CO , CO_2 und NO_x nach Kessel über die Versuchsdauer dargestellt. Die starken Schwankungen im CO_2 -Verlauf ergeben sich daraus, dass der Restsauerstoffgehalt im Rauchgas nicht automatisch geregelt wurde, sondern es wurde für die Sekundärluft eine bestimmte Klappenöffnung manuell eingestellt. Bei Auftreten von CO -Spitzen im Rauchgas, wie in Abbildung 47 nach einer Versuchsdauer von dreieinhalb Stunden deutlich zu erkennen sind, wurde der Restsauerstoffgehalt im Rauchgas manuell durch Ändern der Sekundärluftklappenstellung angepasst.

Anzumerken ist, dass sich die CO - und auch NO_x -Emissionen trotz der einfachen Ausführung des Brenners auf einem für Pelletkessel in diesem Leistungsbereich üblichen niedrigen Niveau befinden. In Abbildung 48 sind die Kesselleistung, die Primärluftmenge und die protokollierte Betthöhe des Brennstoffbettes dargestellt.

Aus Abbildung 48 geht hervor, dass es nicht möglich war, über wiederholte Messungen und die variabel einstellbare Brennstoffdosierung die Brennstoffbetthöhe im Vergaser konstant zu halten. Durch Schwankungen im Primärluftstrom und den daraus resultierenden Schwankungen in der Kesselleistung, änderte sich auch der Brennstoffverbrauch des Vergasers ständig. Für einen kontinuierlichen Betrieb des Vergasers bei einer konstanten Betthöhe ist der Einbau einer automatischen Brennstoffdosierung in Abhängigkeit von der Betthöhe zwangsläufig unerlässlich (siehe Kapitel 5.2.1).

Die Schwankungen im Primärluftstrom und folglich in der Kesselleistung werden durch Druckschwankungen im Bett vor allem infolge der Verbrennung des Feststoffes sowie durch die gebildete Asche verursacht. Durch regelmäßiges Rütteln des Rostes sollte die Asche durch den Rost fallen und von der Ascheschnecke aus dem Vergaser gefördert werden. Im Laufe des Versuches nahmen jedoch die Primärluftmenge und folglich die Kesselleistung der

Versuchsanlage 1 kontinuierlich ab. Die Primärluftmenge wurde nicht auf einen konstanten Wert geregelt, sondern nur der Unterdruck über dem Brennstoffbett. Falls sich der Druckverlust über das Brennstoffbett markant änderte, wurde dadurch auch die Primärluftmenge beeinflusst. Aus diesem Grund wurde der Testlauf schließlich abgebrochen und der Vergaser geöffnet, um die Ursache eruieren zu können.

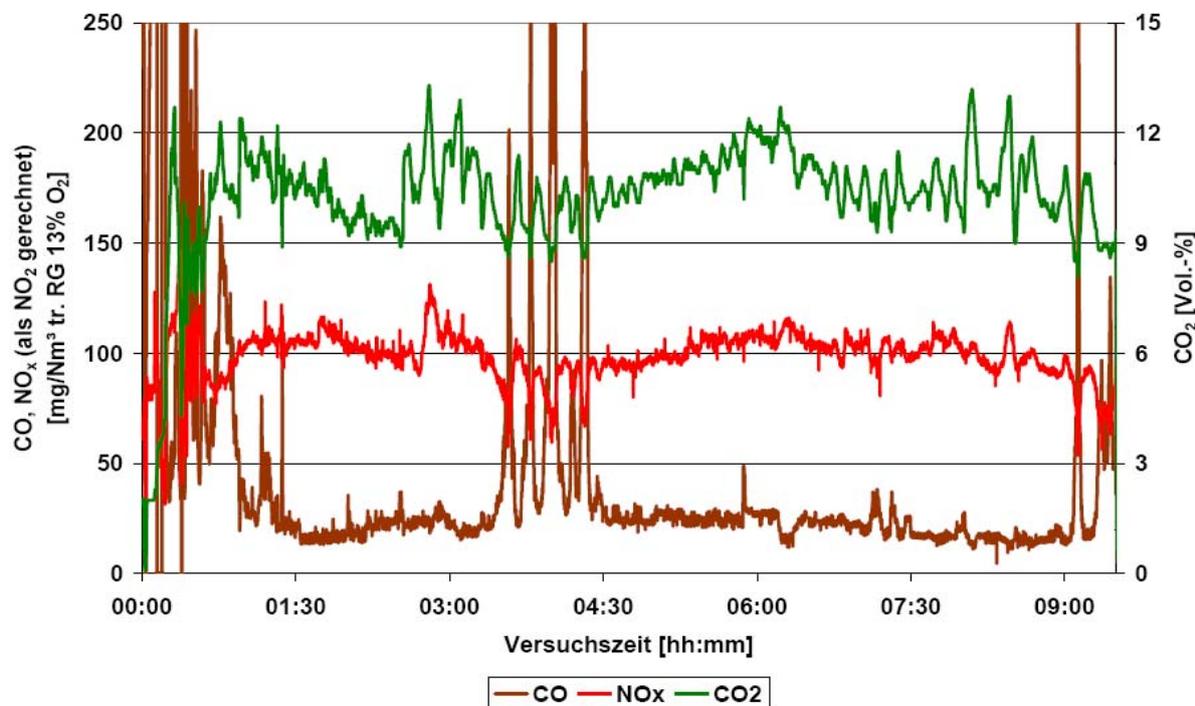


Abbildung 47: Rauchemissionen der Versuchsanlage 1

Erläuterungen: Testlauf vom 19.12.2006; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

In Abbildung 49 ist der Rost des Vergasers gemeinsam mit dem Primärluftkreuz nach dem Testlauf dargestellt. Das Primärluftkreuz ist mit kompakten Aschebrocken belegt und die Luftaustrittskanäle sind verlegt. Die Asche wurde durch das Gewicht des darüberliegenden Brennstoffbettes komprimiert und rutschte daher, nicht wie gewünscht, durch den Rost, sondern bildete im Bereich des Rostes ein massives Bett aus. Die darunterliegende Ascheschnecke förderte nur den unteren Teil des Aschebettes aus dem Vergaser, wodurch sich in diesem Bereich ein Hohlraum bildete, da von oben keine weitere Asche nachrutschte. Die Entaschung war somit wirkungslos.

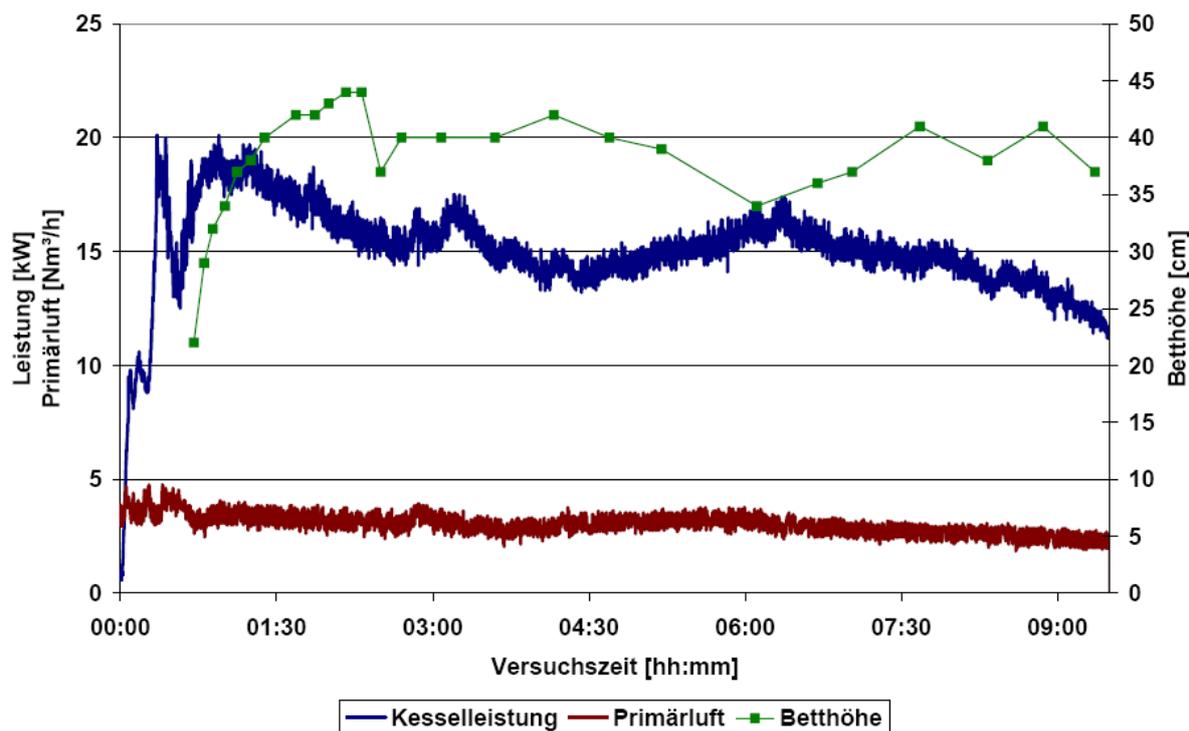


Abbildung 48: Kesselleistung, Primärluftmenge und Höhe des Brennstoffbettes
Erläuterungen: Betthöhe diskontinuierlich gemessen; Testlauf vom 19.12.2006; Brennstoff: Weichholzpellets



Abbildung 49: Boden des Vergasers mit Primärluftkreuz
Erläuterungen: Testlauf vom 19.12.2006; Brennstoff: Weichholzpellets

Durch das wachsende Aschebett nahm der Druckverlust über das gesamte Brennstoffbett im Laufe des Versuches kontinuierlich zu. Damit lässt sich die Abnahme des Primärluftstromes

erklären. Die Ausführung des Rostes war für den Vergaser nicht geeignet, da die Asche ein kompaktes Bett bildete und nicht durch den Rost rutschte. Durch einfache Rüttelbewegungen des Rostes konnten weder die Asche nach unten gefördert noch die Schwankungen im Primärluftstrom verleichmäßiggt werden. Abhilfe könnte zum Beispiel durch eine kontinuierliche Drehung des Primärluftkreuzes sowie durch Anbringen von zusätzlichen Rührern unterhalb des Kreuzes geschaffen werden (siehe Kapitel 5.1.6).

In Abbildung 50 sind die Produktgastemperatur, die Kesselleistung und die Betthöhe des Testlaufes vom 08.11.2006 dargestellt. Sowohl die Kesselleistung als auch die Produktgastemperatur sind starken Schwankungen unterworfen. Ein annähernd stabiler Betriebszustand des Vergasers konnte während dieses Testlaufes nicht erreicht werden. Nach einer Versuchszeit von rund 6 Stunden brach die Kesselleistung abrupt ein und der Testlauf musste abgebrochen werden.

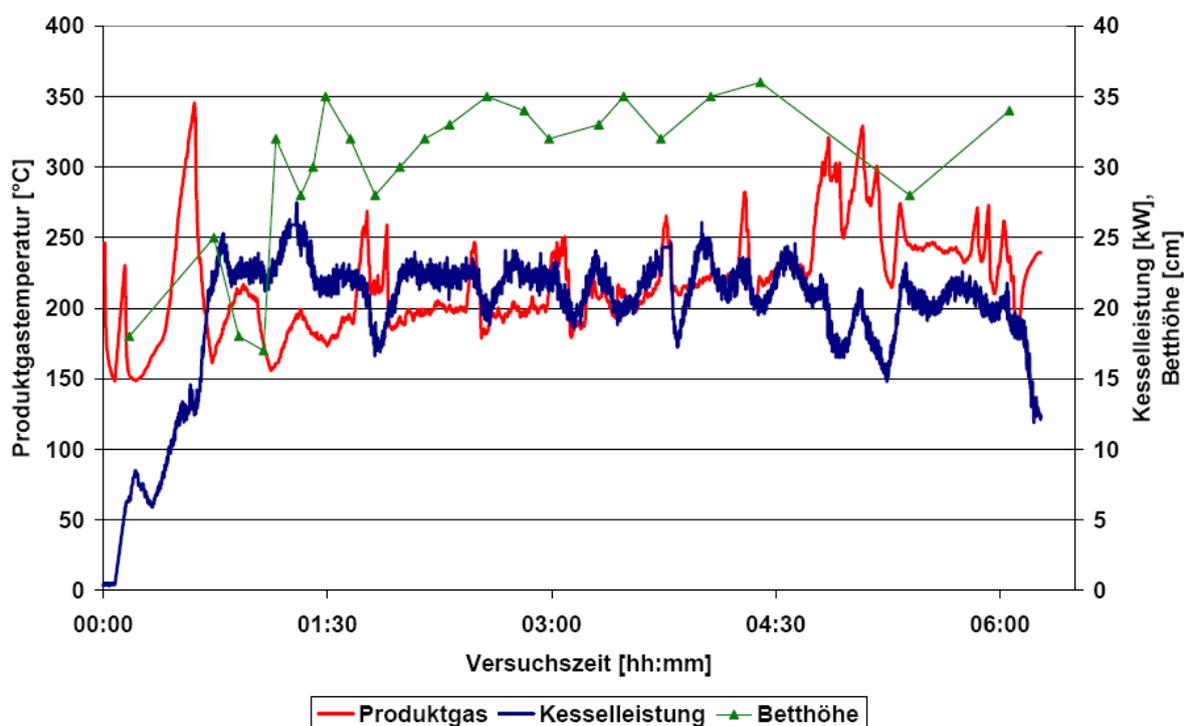


Abbildung 50: Produktgastemperatur, Kesselleistung, Höhe des Brennstoffbettes

Erläuterungen: Testlauf vom 08.11.2006; Brennstoff: Weichholzpellets

Da der Einbruch der Kesselleistung vermutlich auf eine Verstopfung der Produktgasleitung zurückzuführen war, wurde der Vergaser am Kopf geöffnet und inspiziert. In Abbildung 51 sind die Produktgasleitung und der Kopf des Vergasers nach dem Testlauf zu sehen. Die Produktgasleitung war mit Ablagerungen, die sich aus kondensiertem Teer und Pelletsstaub zusammensetzten, nahezu vollständig verlegt. Des Weiteren fanden sich Teerablagerungen im Bereich oberhalb des Brennstoffbettes und in der Fallrinne, wie in den Abbildung 51 und Abbildung 52 deutlich zu erkennen ist. Zusätzlich wurde auch die Zelleradschleuse aus der Brennstoffzuführung ausgebaut. Auch dort waren Spuren von kondensiertem Teer zu finden. Die Pellets blieben teilweise in der Fallrinne kleben und rutschten nur bedingt weiter. Auch im Bereich der Vergaserinnenwand blieben Pellets immer wieder hängen und rutschten nur von Zeit zu Zeit weiter. Durch diese Störungen konnte sich im Vergaser kein stabiler Betriebszustand einstellen, was anhand der schwankenden Kesselleistung und Produktgastemperatur deutlich zu erkennen ist.

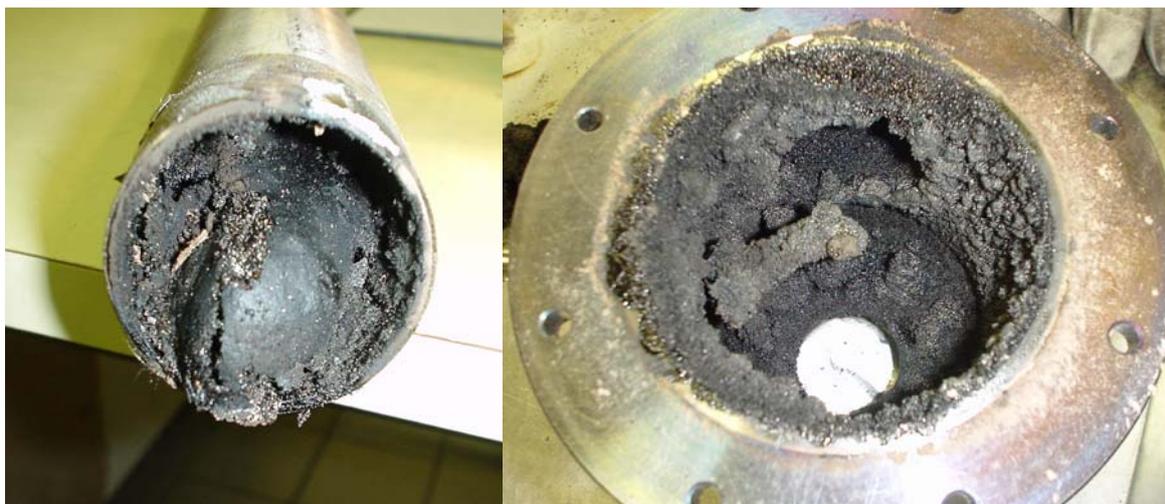


Abbildung 51: Teerablagerungen in der Produktgasleitung (links) und im Kopf des Vergasers (rechts)

Erläuterungen: Testlauf vom 08.11.2006; Brennstoff: Weichholzpellets

Der Teergehalt im Produktgas ist bei Gegenstromvergäsern bekanntlich sehr hoch (vergleiche Kapitel 3.2.5.2). Weiters betrug die gemessene Produktgastemperatur im Mittel rund 200 °C. Aufgrund der hohen Teerkonzentration kann es in diesem Temperaturbereich an den Innenwänden, die nicht beheizt werden oder ausreichend isoliert sind, zur Kondensation von schweren Teeren aus dem Produktgasstrom kommen [55].



Abbildung 52: Pellets in der Fallrinne und Vergaserinnenwand

Erläuterungen: Blick von oben auf die Fallrinne; Testlauf vom 08.11.2006; Brennstoff: Weichholzpellets

Die Pellets bleiben am kondensierten Teer hängen, rutschen nur bedingt weiter und können letztendlich die Fallrinne verstopfen. Des Weiteren finden sich diese Teerablagerungen auch in der Zellradschleuse, die wiederholt von diesen Ablagerungen gereinigt werden musste, da diese Ablagerungen bei mehreren Testläufen zum Blockieren des Zellenrades und zum Ausfall der Schleuse führten. Aus den durchgeführten Testläufen ließ sich schließen, dass die Brennstoffzuführung in der vorliegenden Ausführung für einen Gegenstromvergaser nicht geeignet war.

Die entsprechenden Verbesserungsmaßnahmen, die sich aus dem Betrieb des Vergasers ableiten ließen, sind im nächsten Kapitel zusammengefasst.

5.1.6 Schlussfolgerungen aus den ersten Vergasungsversuche

Die ersten Testläufe mit der Versuchsanlage 1 haben gezeigt, dass es prinzipiell möglich ist, Weichholzpellets in einem Gegenstromvergaser einzusetzen. Ein stabiler Betrieb des Vergasers konnte aufgrund massiver Probleme jedoch noch nicht erreicht werden. Die aufgetretenen Probleme sind in erster Linie auf die Kondensation von Teer aus dem Produktgas zurückzuführen. Des Weiteren sind die Brennstoffzuführung, sowie die Ausführung des Rostes für einen längeren Betrieb ungeeignet.

Als erste Maßnahme wurden der Kopf des Vergasers und die Brennstoffzuführung umgebaut (siehe Abbildung 53).

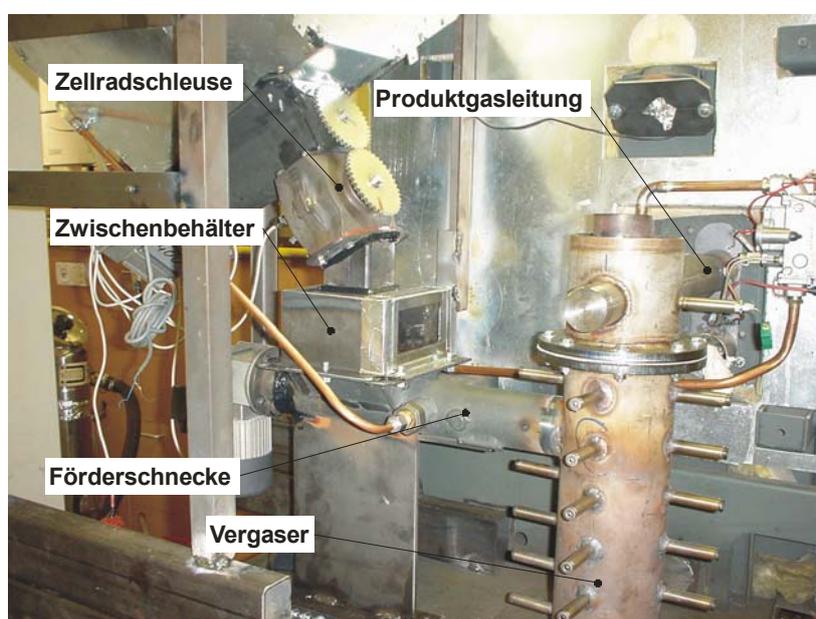


Abbildung 53: Umgebaute Brennstoffzuführung und Vergaserkopf

Erläuterungen: Anlagenteile zum Zeitpunkt des Fotos noch nicht isoliert

Die Produktgasleitung wurde verkürzt und der Kopf des Vergasers verkleinert. Durch diese Maßnahmen wird einerseits der unbeheizte Weg des Produktgases bis zum Gasbrenner verkürzt und die große Speichermasse des Kopfes, die zum Aufwärmen viel Wärmeenergie benötigt und leicht auskühlen kann, reduziert. Der Kopf und die Produktgasleitung wurden ausreichend isoliert, damit das Produktgas nicht abkühlt, wodurch eine Kondensation der Teere begünstigt wird. Der Brennstoff wird nicht mehr über eine Fallrinne in den Vergaser gefördert, sondern wird von einer Förderschnecke direkt auf das Brennstoffbett geschoben. Zwischen der Zellradschleuse und der Förderschnecke wurde ein Zwischenbehälter installiert, der über eine zweite Brennstoffschnecke mit Pellets aus dem Vorratsbehälter versorgt wird. Mit Hilfe eines am Zwischenbehälter angebrachten kapazitiven Füllstandsschalters, der den Brennstoffnachschub aus dem Vorratsbehälter regelt, sollte sichergestellt werden, dass der Behälter und die Förderschnecke immer mit Pellets befüllt sind. Mit dieser Maßnahme sollte sichergestellt werden, dass die in die Förderschnecke zurückströmenden gasförmigen Teere auf den kalten Pellets und nicht in der Zellradschleuse kondensieren.

Weitere Umbaumaßnahmen an der Versuchsanlage 1 betrafen die Entaschungsrichtung des Vergasers. Am Primärluftkreuz wurden zwei Rührer angebracht, die die Asche auflockern und in Richtung der Ascheschnecke fördern sollten (siehe Abbildung 54).



Abbildung 54: Primärluftkreuz mit Rührern (links) und Drehvorrichtung (rechts)

Des Weiteren wurden der Rüttelmechanismus und eine der beiden Rostscheiben entfernt. Die verbleibende Rostscheibe ist außen mit einem Zahnkranz (Abbildung 54) versehen, über den das Primärluftkreuz bei der Entaschung mit einem über Zahnräder mit dem Zahnkranz verbundenen Motor kontinuierlich in eine Richtung gedreht werden kann. Während des Testlaufes wurde der Drehmechanismus in festgelegten Abständen für wenige Sekunden in Betrieb genommen, damit das Bett durch die Rührbewegung des Primärluftkreuzes gleichmäßig wird.

5.1.7 Testläufe mit modifizierter Brennstoffzuführung und Produktgasleitung

Die neue Brennstoffzuführung wurde im Rahmen weiterer Versuche ausführlich auf ihre Zuverlässigkeit getestet. Die Testläufe sollten auch darüber Aufschluss bringen, ob durch die Modifizierung der Produktgasleitung und des Kopfes des Vergasers die Kondensation von Teer im Vergaser reduziert werden kann. Weiters sollte die Funktionstüchtigkeit der Entaschungsrichtung getestet werden. Jedoch stellte sich schon nach dem ersten Testlauf heraus, dass durch die gesetzten Maßnahmen die Teerkondensation nicht maßgeblich unterbunden werden konnten. Zur Kontrolle wurde der Vergaser am Kopf geöffnet und auf Teerablagerungen untersucht. Wie in Abbildung 55 deutlich zu erkennen ist, bauten sich im Kopf des Vergasers und in der Produktgasleitung massive Teerablagerungen auf.

Durch die Maßnahmen konnte die Kondensation der Teere in der Versuchsanlage nicht unterbunden werden. Im Gegensatz dazu blieb die Zellschleuse durch die neue Brennstoffzuführung von den Teeren verschont. Auch im Zwischenbehälter konnten keine Teerablagerungen festgestellt werden. Aus diesem Grund war eine Modifikation der Brennstoffzuführung zu diesem Zeitpunkt nicht notwendig. Die Entaschungsrichtung kam aufgrund der geringen Anzahl an erreichten Betriebsstunden nicht zum Einsatz. Eine Beurteilung war daher erst zu einem späteren Zeitpunkt möglich (siehe Kapitel 5.2.5)



Abbildung 55: Blick in den Vergaserkopf

Erläuterungen: Versuchsdauer: 2 Stunden; Brennstoff: Weichholzpellets

Durch die Teerablagerungen war ein stabiler Betrieb des Vergasers über einen längeren Zeitraum mit der derzeitigen Anlagenkonfiguration nicht erreichbar. Die durch die Kondensation der Teere verursachten massiven Probleme beim Betrieb der Versuchsanlage 1 machten eine intensivere Betrachtung der Teerproblematik notwendig.

5.1.8 Teerproblematik

Die Teerablagerungen infolge der Kondensation der Teere führten beim Betrieb der Versuchsanlage 1 zu massiven Problemen. Durch die baulichen Maßnahmen (siehe Kapitel 5.1.7) konnte die Kondensation der Teere nicht unterbunden werden. Für einen kontinuierlichen Betrieb der Anlage über einen längeren Zeitraum ist es aber zwingend notwendig, dass die Bildung von Teerablagerungen effektiv unterbunden wird. Dazu wurden folgende technologische Ansätze erarbeitet:

- direkte Beheizung der betroffenen Stellen
- Reduktion des Teergehaltes im Produktgas

Eine direkte Beheizung der betroffenen Anlagenteile zielte darauf ab, die Kondensation der Teere, die in erste Linie an nicht ausreichend isolierten Flächen sowie durch Abkühlen des Produktgases auftrat, zu unterbinden. Dazu wurden der Kopf des Vergasers sowie die Produktgasleitung mit einem elektrischen Heizband umwickelt und anschließend mit Dämmmatten isoliert (siehe Abbildung 56).

Der Vergaserkopf sowie die Produktgasleitung wurden vor der Inbetriebnahme des Vergasers mit Hilfe des Heizbandes, welche eine Heizleistung von 500 W aufweist, auf eine Temperatur von rund 400 °C aufgeheizt. Bei dieser Temperatur ist nicht anzunehmen, dass es zur Kondensation von Teeren kommt. Weiters sollte damit auch verhindert werden, dass das Produktgas auf dem Weg zum Brenner abkühlt. Die Anlage wurde gemäß Kapitel 5.1.3 hochgefahren und über einen Zeitraum von rund 5 Stunden betrieben. Auch während des Testlaufes blieb die Heizung eingeschaltet. Nach einer Versuchsdauer von rund 5 Stunden wurde die Anlage heruntergefahren und der Vergaser am Kopf zur Inspektion geöffnet.

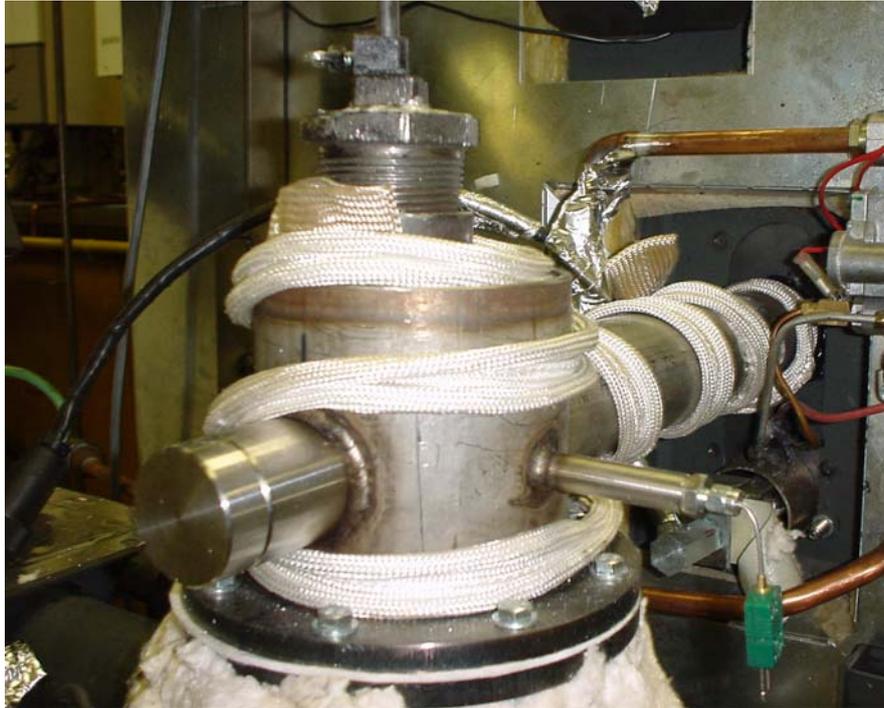


Abbildung 56: Beheizung mit elektrischem Heizband

Erläuterungen: Anlagenteile zum Zeitpunkt des Fotos noch nicht isoliert

Wie aus Abbildung 57 deutlich ersichtlich ist, konnte durch die direkte Beheizung die Kondensation der Teere nicht unterbunden werden. Möglicherweise waren die Heizleistung des Bandes oder die gewählte Beheiztemperatur zu niedrig. Aufgrund der Tatsache, dass durch die Beheizung der Anlagenteile die Kondensation der Teere nicht reduziert werden konnte, schienen weitere Testläufe, in denen zum Beispiel die Beheizung verstärkt wird, nicht sinnvoll, da generell eine elektrische Beheizung von Anlagenteilen bei einer Kleinführung aus ökonomischer Sicht nicht sinnvoll ist.



Abbildung 57: Blick in den Vergaserkopf

Erläuterungen: Versuchsdauer: 5 Stunden; Brennstoff: Weichholzpellets

Der andere Ansatz sah vor, den Teergehalt im Produktgas zu reduzieren und damit den Taupunkt der Teere zu tieferen Temperaturen zu verschieben. Durch diese Maßnahme könnte die Kondensation der Teere unterbunden werden. In der Literatur finden sich Ansätze zur Reduktion des Teergehaltes im Produktgas durch partielle Oxidation derer [33, 47]. Dabei wird das Produktgas mit Luft oder Sauerstoff vermischt und die Teere, die üblicherweise eine hohe Reaktivität aufweisen, bei unterstöchiometrischen Bedingungen teilweise verbrannt. In der Praxis wird dieses Verfahren auch bei Gegenstromvergasern eingesetzt, wobei hier dem Produktgas direkt über dem Brennstoffbett Luft beigemischt wird und so durch partielle Oxidation eine Reduktion der Teere erzielt wird [50].

Im Rahmen eines Testlaufes wurde versucht, dieses Verfahren bei der Versuchsanlage 1 einzusetzen. Der Versuchsaufbau ist in Abbildung 58 dargestellt. Pressluft mit einem Druck von rund 2 bar wird in einem Kupferrohr, welches im Bereich der Verbrennungszone um das Vergaserrohr gewickelt ist, auf rund 200 °C vorgewärmt. Anschließend wird die Luft über ein Rohr in den freien Bereich über dem Brennstoffbett eingedüst und mit dem Produktgas vermischt. Die eingedüste Luft sollte mit den Teeren reagieren und somit eine Reduktion des Teergehaltes erzielt werden.

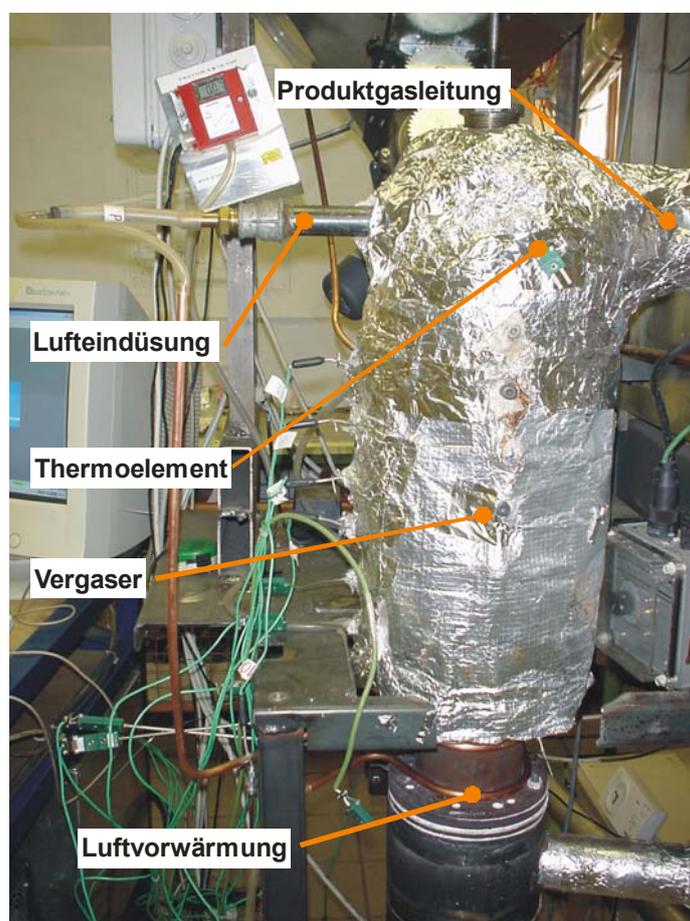


Abbildung 58: Versuchsaufbau zur Lüfteindüsung für partielle Oxidation der Teere
Erläuterungen: Testläufe vom 09.02.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Die Anlage wurde gemäß Kapitel 5.1.3 hochgefahren und über einen Zeitraum von rund 7 Stunden betrieben. Die zusätzliche Luft zur partiellen Oxidation der Teere wurde während der gesamten Versuchszeit in den Kopf des Vergasers eingedüst. Dabei wurde keine definierte Luftmenge zugeführt, es wurde aber darauf geachtet, dass nur eine geringe Luftmenge (ca. 10 l/min) eingedüst wurde, damit unterstöchiometrische Bedingungen erhalten blieben. In

Abbildung 59 ist das Temperaturprofil des Vergasers über die Versuchszeit dargestellt. Es ist deutlich zu erkennen, dass die Produktgastemperatur starken Schwankungen unterworfen ist. Des Weiteren ist die Produktgastemperatur im Mittel mit 300 °C deutlich höher als bei vergleichbaren Testläufen ohne Lufterdüsung (siehe Abbildung 46). Dies deutet auf eine exotherme Reaktion des Produktgases mit der eingedüsten Luft hin. Aufgrund der starken Schwankungen der Produktgastemperatur ist aber anzunehmen, dass diese Reaktion nicht stabil oder gleichmäßig verläuft. Nach einer Versuchsdauer von rund 7 Stunden wurde der Testlauf beendet und der Vergaser am Kopf zur Inspektion geöffnet.

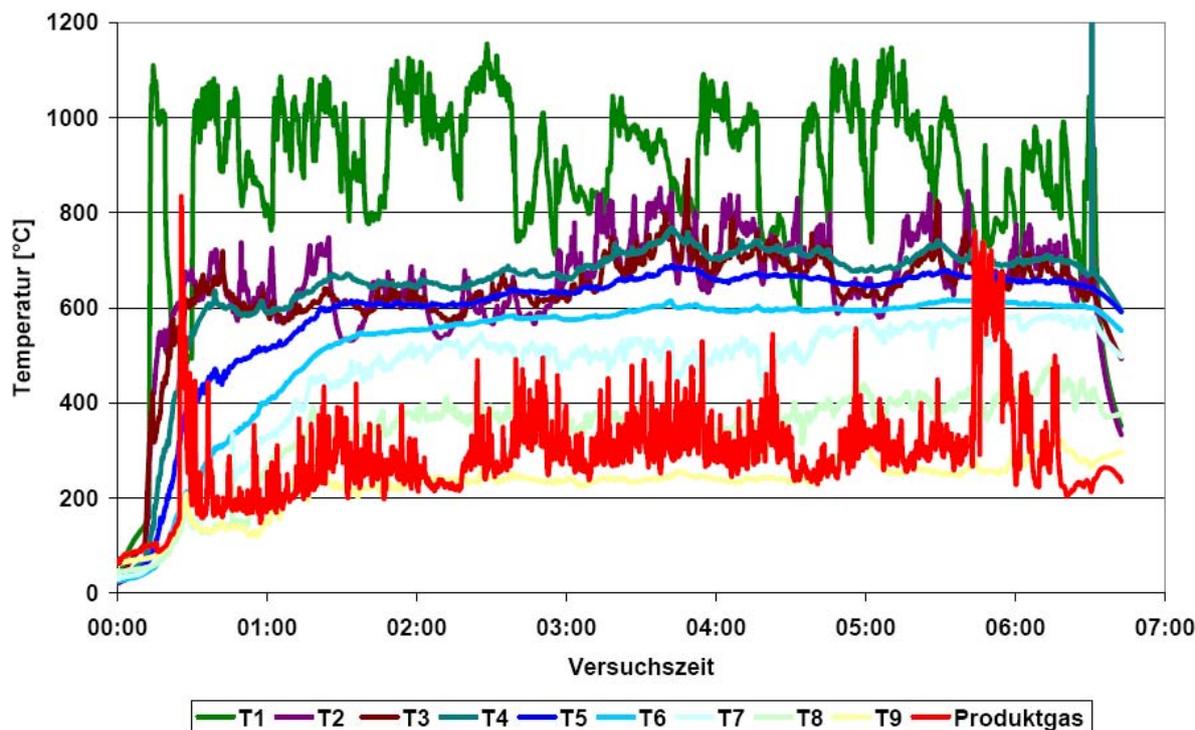


Abbildung 59: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente laut Abbildung 44; Testlauf vom 09.02.2007; Kesselleistung: 11-15 kW; Brennstoff: Weichholzpellets

In Abbildung 60 sind die Vergaserköpfe aus zwei unterschiedlichen Testläufen dargestellt. Beim Vergaserkopf auf der linken Seite wurde während des Testlaufes Luft zur partiellen Oxidation von links eingedüst. Der Vergaserkopf auf der rechten Seite in Abbildung 60 wurde nach einem Testlauf ohne Lufterdüsung aus dem Vergaser ausgebaut. Die Versuchsdauer betrug bei beiden Testläufen ungefähr 7 Stunden. Aus Abbildung 60 geht deutlich hervor, dass die Teerablagerungen durch die teilweise Verbrennung der Teere reduziert werden konnten. Anzumerken ist, dass die durch die Verbrennung der Teere freigesetzte Wärme die Innenwand des Vergaserkopfes aufheizt, wodurch in weiterer Folge eine Kondensation der Teere unterbunden wird. Es ist anzunehmen, dass die Reduktion der Teerablagerungen eher auf das infolge der Verbrennung im Vergaserkopf vorliegende höhere Temperaturniveau zurückzuführen ist als auf die Reduktion des Teergehaltes und der damit verbundenen Absenkung des Taupunktes der Teere. Dies wird durch die Tatsache verdeutlicht, dass nur im unmittelbaren Bereich der Verbrennung die Teerablagerungen effektiv reduziert werden konnten.



Abbildung 60: Teerablagerungen im Kopf des Vergasers

Erläuterungen: links: mit zusätzlicher Luftzuführung; rechts: ohne zusätzliche Luftzuführung; Testläufe vom 08.02.2007 und 09.02.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Die durchgeführten Testläufe lassen folgende Schlussfolgerungen zu. Eine Lösung der Teerproblematik kann nur erreicht werden, wenn eine Kondensation der Teere weitgehend unterbunden wird. Eine elektrische Beheizung des Laborvergaser wäre aus technologischer und wirtschaftlicher Sicht nicht sinnvoll und damit nicht zielführend, die benötigte Wärme kann aber durch die Verbrennung des Produktgases bereitgestellt werden. Eine teilweise Verbrennung der Teere durch partielle Oxidation ist im Prinzip nicht erforderlich, da das Produktgas ohnehin direkt verbrannt wird. Durch eine räumliche Kopplung des Produktgasbrenners direkt an den Vergaser kann eine fast unmittelbare Verbrennung der aus dem Vergaserbett austretenden Gase erreicht werden. Des Weiteren wird der Bereich zwischen Vergaser und Gasbrenner, der für die Kondensation der Teere anfällig ist, durch die Strahlungswärme der Verbrennung aufgeheizt. Basierend auf diesen Schlussfolgerungen wurde die Versuchsanlage 1 insofern modifiziert, dass die Verbrennung des Produktgases nicht mehr in dem angeschlossenen Pelletkessel erfolgte, sondern in einem auf den Vergaser aufgesetzten Gasbrenner.

5.2 Modifizierte Versuchsanlage 1

Die an der Versuchsanlage 1 durchgeführten Untersuchungen zeigten, dass der Gasbrenner direkt an den Vergaser gekoppelt werden sollte, damit eine Kondensation der Teere in der Anlage vermieden werden kann. Im Rahmen der Umbauarbeiten wurden auch einige Modifikationen an der Versuchsanlage durchgeführt, die im Folgenden näher beschrieben werden.

5.2.1 Aufbau der modifizierten Versuchsanlage 1

In Abbildung 61 ist die umgebaute Versuchsanlage 1 mit einer festgelegten Kesselnennleistung von 15 kW schematisch dargestellt. Der Vergaser selbst sowie die Brennstoffzuführung wurden nicht modifiziert, jedoch um eine Vorrichtung zur Erfassung der Brennstoffbetthöhe im Vergaser erweitert. Die Pellets gelangen über eine luftdichte Zellradschleuse in einen Zwischenbehälter, von dem aus sie über eine Förderschnecke in den Vergaser gefördert werden. Dabei bilden sie einen Pfropfen, der die Zellradschleuse vor den gasförmigen Teeren abschottet. Die Brennstoffschnecke fördert so lange Pellets in den Vergaser, bis bei einer vorgegebenen Betthöhe der mechanischen Füllstandsschalter (siehe Abbildung 61) – in weiterer Folge als Level-Control bezeichnet - ausgelöst wird. Durch diese

Vorrichtung kann sichergestellt werden, dass das Brennstoffbett im Vergaser während der Testläufe auf einer annähernd konstanten Höhe von rund 450 mm gehalten wird.

In dem auf den Vergaser aufgesetzten Gasbrenner wird das Produktgas nahezu vollständig verbrannt. Die bei der Verbrennung frei werdende Strahlungswärme heizt den Bereich zwischen Vergaser und Brenner auf, wodurch eine Kondensation der Teere in diesem Bereich vermieden werden sollte.

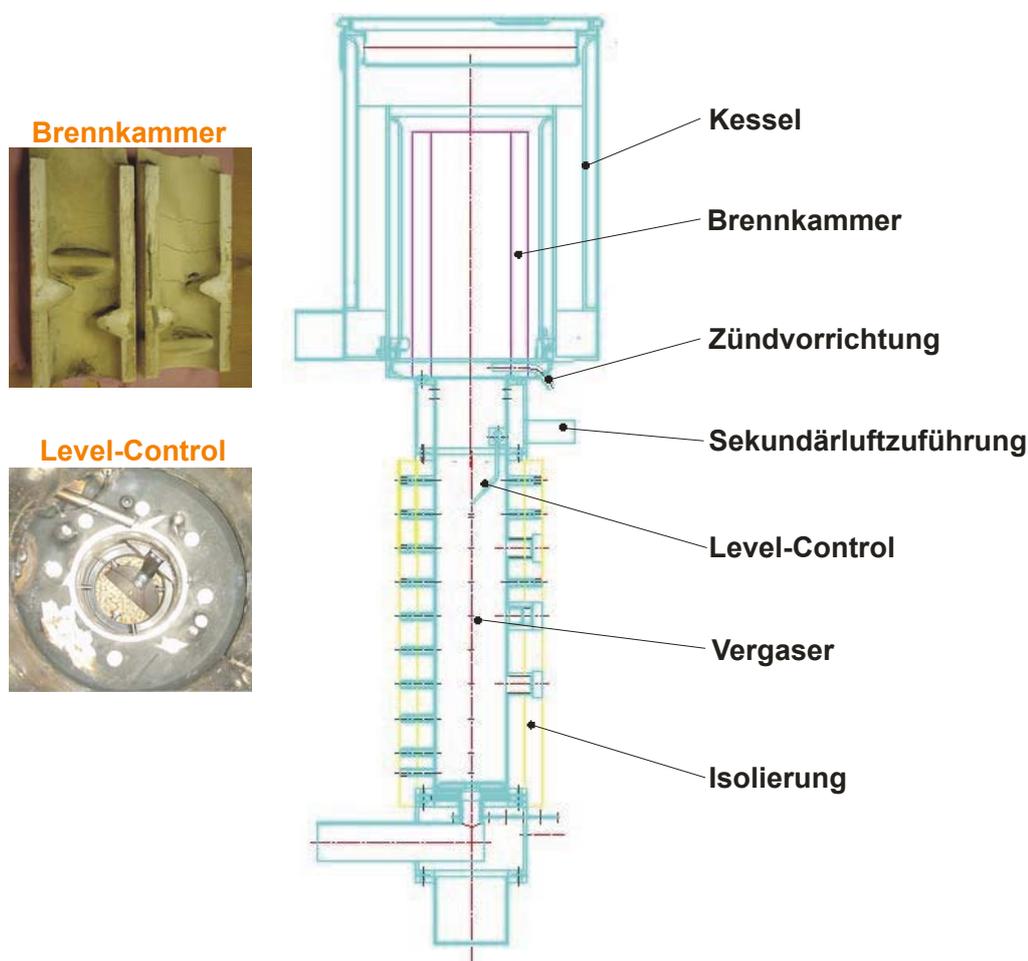


Abbildung 61: Schematische Darstellung der modifizierten Versuchsanlage 1

Die Sekundärluft wird in einem Ringraum unterhalb des Brenners vorgewärmt und über zwei radial angeordnete Düsenreihen ungefähr 10 cm über dem Brennstoffbett zugeführt. Jede Düsenreihe besteht aus 12 Bohrungen mit einem Durchmesser von 5 mm, wobei die zweite Düsenreihe gegenüber der ersten um $7,5^\circ$ versetzt ist. Der vertikale Mittelpunktsabstand zwischen den Düsenreihen beträgt 10 mm. Die Zündung des Produktgases in der Brennkammer erfolgte mit Hilfe eines einfachen Handbunsenbrenners über die Zündvorrichtung am Boden der Brennkammer.

Die Brennerkammer des Gasbrenners ist als zweiteiliger zylindrischer Brennkammerstein aus hitzebeständigem Material (Kerform KVS 15) der Firma Rath AG ausgeführt. Die heißen Gase werden durch vier Ausbuchtungen im Stein mehrfach umgelenkt, um einen besseren Ausbrand des Rauchgases zu erzielen. Die Höhe der Brennkammer beträgt 550 mm und der Durchmesser rund 110 mm. Am Austritt aus der Brennkammer werden die Rauchgase umgelenkt und über die vertikalen Wärmetauscherrohre des Kessels geführt. Am Boden des

Kessels werden die Rauchgase in einem Ringkanal gesammelt und gelangen über das Saugzuggebläse in den Kamin.

5.2.2 Versuchsdurchführung

Die eingesetzte Messtechnik blieb bei der modifizierten Versuchsanlage 1 gegenüber der Basisvariante im Wesentlichen unverändert. Bei Versuchsbeginn wurden jeweils zuerst die Messdatenaufzeichnung gestartet und über das Saugzuggebläse ein konstanter Unterdruck im Vergaser eingestellt. Danach wurden die Primär- sowie die Sekundärluftklappe geöffnet. Weiters wurde das Zündelement in der Primärluftzuführung in Betrieb genommen.

Der Vergaser wurde entweder mit einem niedrigen Bett aus frischen Pellets oder aus Holzkohlepellets aus dem vorherigen Testlauf gestartet. Die Betthöhe variierte dabei zwischen 20 und 30 cm. Sobald die Zündung der Pellets im Vergaser erfolgt ist, wurde die Brennstoffzuführung eingeschaltet und die Betthöhe kontinuierlich auf rund 450 mm vergrößert. Durch den Level-Control wurde das Brennstoffbett auf einem annähernd konstantem Niveau gehalten. Das Zündelement wurde ebenfalls wieder ausgeschaltet. Mit Hilfe des Handbunsenbrenners wurde das Produktgas in der Brennkammer gezündet. Der Restsauerstoffgehalt im Rauchgas wurde nicht automatisch geregelt, sondern manuell über die Sekundärluftklappe eingestellt.

5.2.3 Ergebnisse der ersten durchgeführten Testläufe

Mit der modifizierten Versuchsanlage 1 wurden zahlreiche Testläufe mit dem Ziel durchgeführt, einen stabilen und kontinuierlichen Betrieb des Vergasers zu erreichen. Ohne einen stabilen Betrieb des Vergasers ist eine Beurteilung des Anlagenkonzeptes vor allem in Hinblick auf die Emissionen (Staub- und Feinstaub) nicht möglich. Die zentrale Fragestellung war, ob durch den gekoppelten Gasbrenner die Teerablagerungen unterbunden und somit ein kontinuierlicher Betrieb der Anlage über einen längeren Zeitraum ermöglicht werden kann. Des Weiteren musste abgeklärt werden, ob sich die neue Entaschungsvorrichtung (siehe Kapitel 5.1.7) bei einem längeren Betrieb des Vergasers bewährt.

Eine Darstellung und Bewertung aller durchgeführten Testläufe würde den Rahmen der vorliegenden Arbeit bei weitem sprengen, im Folgenden wird auf einen längeren Testlauf, bei dem der Entwicklungsfortschritt klar verdeutlicht wird, näher eingegangen.

Abbildung 62 und Abbildung 63 zeigen die Betriebsdaten des ersten Testlaufes, bei dem die Versuchsanlage über einen im Vergleich zu den bisherig durchgeführten Versuchen längeren Zeitraum von rund 20 Stunden betrieben werden konnte. Nach einer Betriebsdauer von zweieinhalb Stunden stellte sich im Vergaser ein stabiles Temperaturprofil ein. Ab diesem Zeitpunkt befand sich der Vergaser in einem stabilen Betriebszustand. Die hohen Schwankungen im unteren Bereich des Bettes können auf die örtlich variierende starke Wärmefreisetzung infolge der Verbrennung des Feststoffes zurückgeführt werden [26]. Auffällig ist, dass die gemessene Produktgastemperatur höher ist als die im oberen Bereich des Bettes gemessene Temperatur (Thermoelement T9). Dieser Effekt lässt sich darauf zurückzuführen, dass sich das Thermoelement, mit dem die Produktgastemperatur gemessen wird, im freien Raum oberhalb des Bettes befindet. Dieser Bereich und somit auch das Thermoelement werden durch die Strahlungswärme des Gasbrenners aufgeheizt. Der Vergleich mit dem Temperaturprofil aus Abbildung 46 zeigt nur Unterschiede in der Produktgastemperatur, die bei der modifizierten Versuchsanlage 1 bedingt durch die Strahlungswärme deutlich höher ist.

Die Leistung des Vergasers war über weite Strecken des Testlaufes konstant, nur gegen Ende traten vermehrt starke Schwankungen auf. Diese wurden durch eine unregelmäßige Brennstoffnachdosierung, bedingt durch einen zeitweise ausgefallenen Level-Control, verursacht.

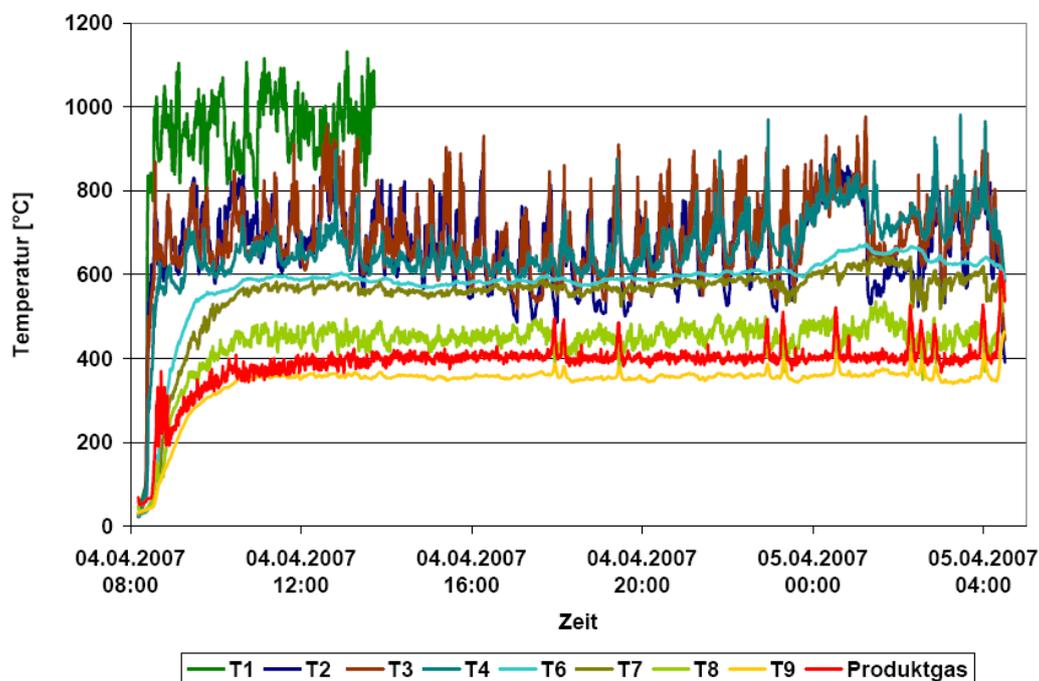


Abbildung 62: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergaser und Produktgastemperatur

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente laut Abbildung 44; Thermoelement T1 ab 14:00 defekt; Testlauf vom 03.04. auf 04.04.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Dieser ist im Bereich der Sekundärlufteindüsung, wo aufgrund der Verbrennung des Produktgases hohe Temperaturen auftreten, angebracht und fiel infolge der hohen thermischen Belastung wiederholt aus. Durch regelmäßiges Schmieren des Gelenkes mit einem Hochtemperaturschmieröl konnten die Ausfälle bei nachfolgenden Testläufen auf ein Minimum reduziert werden.

Nach einer Laufzeit von rund 20 Stunden musste der besagte Testlauf aufgrund des Totalausfalls des mechanischen Füllstandschalters abgebrochen werden. Die Anlage wurde geöffnet und auf Spuren von Teerablagerungen untersucht. Abbildung 64 zeigt den Innenraum der Anlage mit Blick auf das Brennstoffbett nach Beendigung des Testlaufes. Der Bereich zwischen Brennstoffbett und Sekundärlufteindüsung ist sauber und frei von Teerablagerungen. Durch die Strahlungswärme aus der Verbrennung des Produktgases werden die Innenwände unterhalb der Sekundärlufteindüsung auf Temperaturen von über 500 °C, laut einer durchgeführten Messung, aufgeheizt. In diesem Temperaturbereich kann eine Kondensation der Teere ausgeschlossen werden.

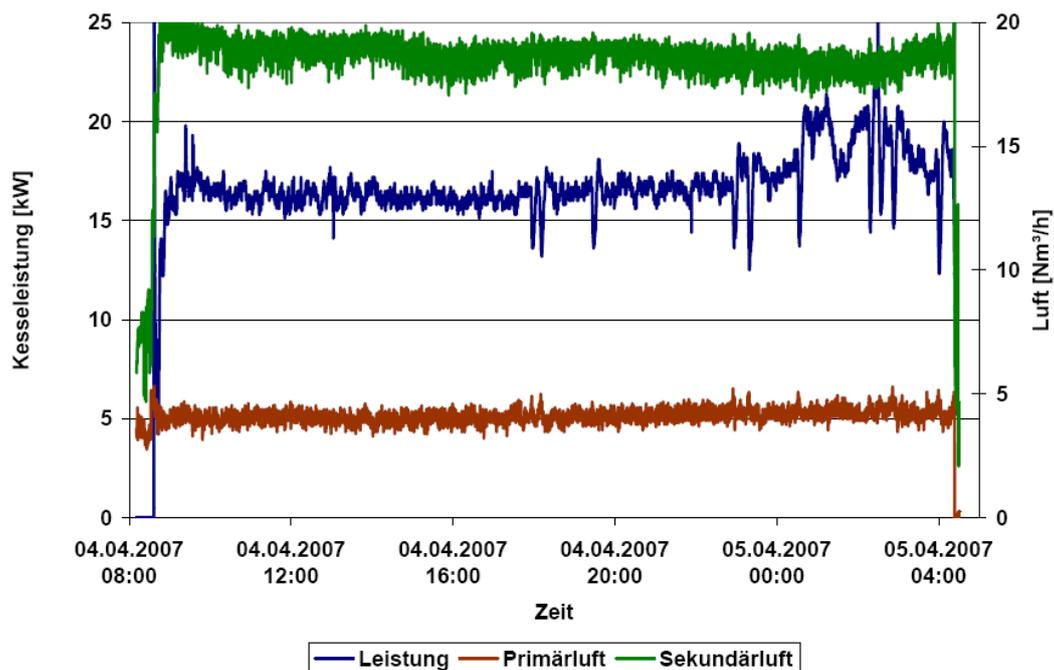


Abbildung 63: Kesselleistung, Primär- und Sekundärluftmenge
 Erläuterungen: Testlauf vom 03.04.2007 auf 04.04.2007; Brennstoff: Weichholzpellets



Abbildung 64: Blick auf das Brennstoffbett nach Testlauf
 Erläuterungen: Testlauf vom 03.04.2007 auf 04.04.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Die ersten durchgeführten Testläufe ließen den Schluss zu, dass die Teerproblematik durch das neue Anlagenkonzept gelöst und in weiterer Folge ein stabiler Betrieb des Vergasers über

einen längeren Zeitraum gewährleistet werden kann. Jedoch musste sich das Konzept im Langzeitbetrieb der modifizierten Versuchsanlage 1 noch bewähren.

5.2.4 Bewertung der gas- und partikelförmigen Rauchgasemissionen

Durch das neue Anlagenkonzept war es möglich, den Vergaser in einem stabilen Lastzustand zu betreiben. Die durchgeführten Versuche sollten Aufschluss darüber geben, ob die Feinstaubemissionen im Rauchgas der modifizierten Versuchsanlage 1 durch das neue Feuerungskonzept, nämlich Gegenstromvergaser gekoppelt mit Gasbrenner, tatsächlich deutlich niedriger sind als bei konventionellen Pelletkesseln. Des Weiteren sollten die Ausbrandqualität der Rauchgase sowie die NO_x -Emissionen bewertet werden.

Anhand von vier Testläufen, die bei unterschiedlichen Lastzuständen (Nenn- und Teillast) durchgeführt wurden, wurden die Staub- und Feinstaubemissionen sowie die Rauchgasemissionen CO , org.C und NO_x bewertet. Zur diskontinuierlichen Messung der partikelförmigen Emissionen wurden ein Berner-Typ-Niederdruck Kaskadenimpaktor (BLPI) und Staubhülsen mit Endfiltern eingesetzt (siehe Kapitel 2.3.1). Die Rauchgasemissionen CO , TOC und NO_x sowie CO_2 und O_2 wurden mit konventionellen Rauchgasanalysatoren gemessen (siehe Kapitel 2.1.2).

In den Abbildung 65 und Abbildung 66 sind die Rauchgasemissionen sowie die aktuelle Kesselleistung der modifizierten Versuchsanlage 1 der am 27.04. und 03.05.2007 durchgeführten Versuche dargestellt.

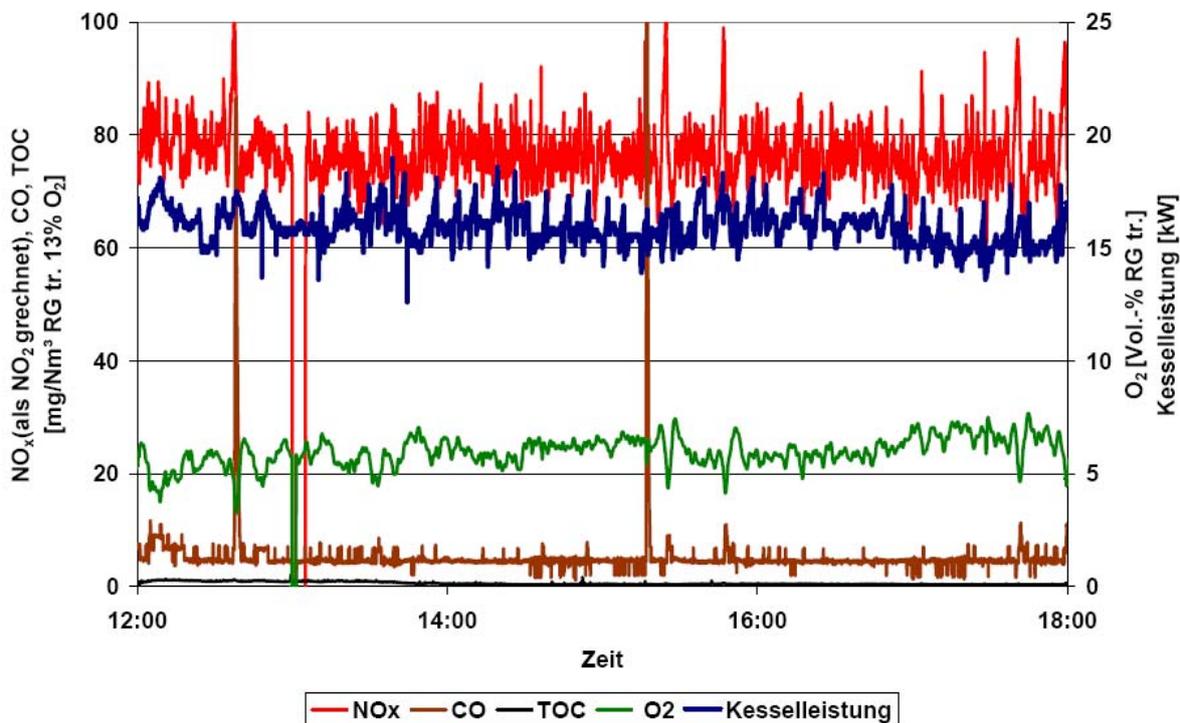


Abbildung 65: Rauchgasemissionen der Versuchsanlage 1 bei Nennlast

Erläuterungen: Testlauf vom 03.05.2007; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 2

Bei Nennlast wird eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase erreicht, wie anhand der in Abbildung 65 dargestellten sehr niedrigen CO - und org.C -Emissionen zu erkennen ist. Die hohe Ausbrandqualität ist auf die gute Durchmischung des Produktgases mit der Sekundärluft

und auf die hohen Verbrennungstemperaturen im Brennkammerstein zurückzuführen [48]. Die NO_x -Emissionen liegen deutlich unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung. Aufgrund der im Vergleich zum Nennlastbetrieb schlechteren Durchmischung des Produktgases mit Sekundärluft, bedingt durch kleinere Volumenströme und niedrigere Gasgeschwindigkeiten, treten im Teillastbetrieb vermehrt CO-Spitzen auf.

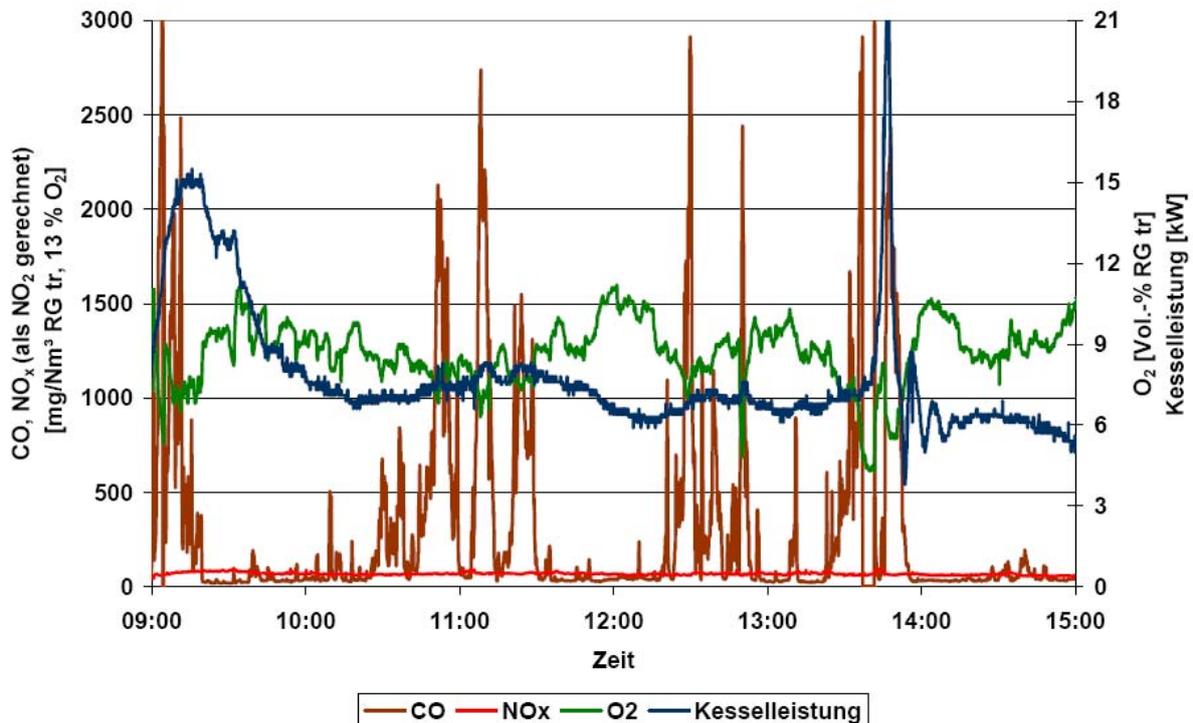


Abbildung 66: Rauchgasemissionen der Versuchsanlage 1 bei Teillast

Erläuterungen: Testlauf vom 27.04.2007; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Diese CO-Spitzen können durch eine geringfügige Erhöhung der Gesamtluftzahl λ durch eine höhere Sekundärluftmenge und einer daraus resultierenden besseren Vermischung des Produktgases mit der Verbrennungsluft etwas reduziert werden. Bei einer Erhöhung der Gesamtluftzahl λ sinkt im Gegensatz dazu die abiate Verbrennungstemperatur in der Brennkammer, wodurch möglicherweise die Temperaturen für einen vollständigen Ausbrand der Rauchgase nicht mehr ausreichen. Eine willkürliche Erhöhung der Gesamtluftzahl λ wäre somit kontraproduktiv, da die CO-Emissionen aufgrund zu niedriger Brennkammertemperaturen ansteigen würden. Die starken Schwankungen des O_2 -Gehaltes im Rauchgas ergeben sich aus der manuellen Regelung des Restsauerstoffgehaltes. Die NO_x -Emissionen liegen bei Teillast mit Werten um 70 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13 \% \text{O}_2$) etwas niedriger als bei Nennlast.

In Abbildung 67 sind die Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 1 der am 03.05. und 04.05.2007 durchgeführten Messungen dargestellt. Die Messungen wurden bei Nennlast (15 kW) und bei Teillast (6-7 kW) im Rauchgaskanal der modifizierten Versuchsanlage durchgeführt. Die Feinstaubemissionen befinden sich, wie erwartet, auf einem sehr niedrigen Niveau, im Teillastbetrieb werden Werte unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13 \% \text{O}_2$) erreicht. Die niedrigen Feinstaubemissionen können darauf zurückgeführt werden, dass die aufgrund der hohen Temperaturen in der Verbrennungszone des Vergasers aus dem Brennstoff freigesetzten Feinstaubbildner teilweise in den darüberliegenden Zonen

der Brennstoffschüttung, wo deutlich niedrigere Temperaturen vorherrschen, wieder aus der Gasphase auskondensieren und somit vermindert zur Feinstaubbildung beitragen. Dies wurde durch durchgeführte Brennstoff- und Ascheanalysen, die auf eine Anreicherung des Feinstaubbildners Kalium in der Rostasche hinweisen, bestätigt (vergleiche Kapitel 5.2.6). Kalium stellt den wichtigsten anorganischen Feinstaubbildner bei Pelletfeuerungen dar und bildet in der Gasphase mit den ebenfalls aus dem Brennstoff freigesetzten Schwefel und Chlor Kaliumsulfat beziehungsweise Kaliumchlorid sowie Karbonate [60]

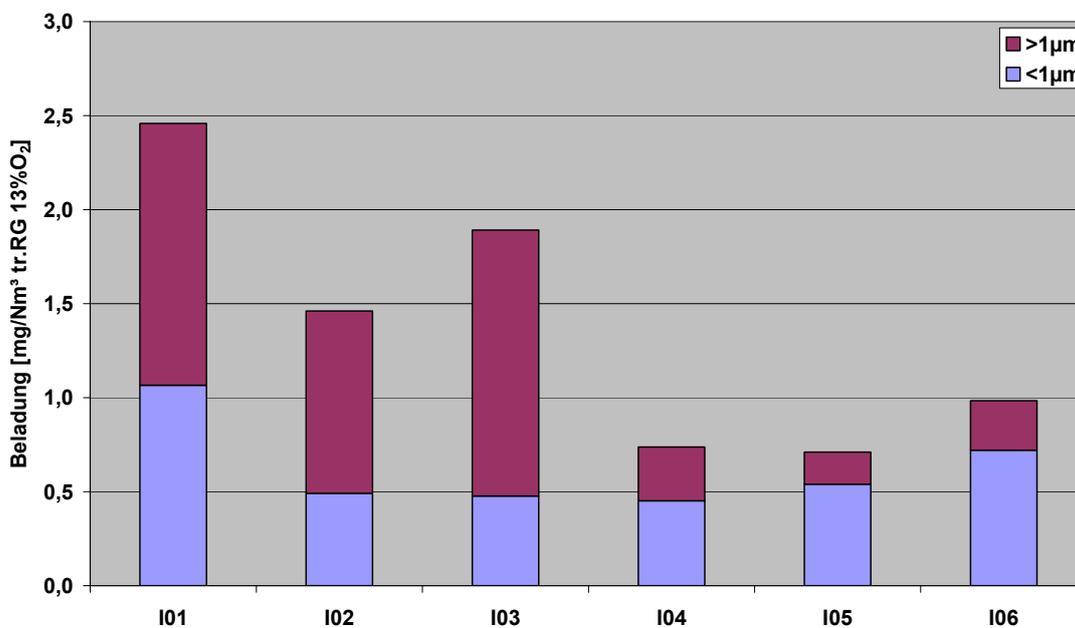


Abbildung 67: Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 1 bei Nenn- und Teillast
Erläuterungen: Testläufe vom 03.05.2007 und 04.05.2007; Brennstoff: Weichholzpellets; I01 bis I03 bei Nennlast (ca. 15,5 kW Kesselleistung) gemessen; I04 bis I06 bei Teillast (6-7 kW Kesselleistung) gemessen

Die in Abbildung 67 dargestellten Feinstaubemissionen zeigen eine deutliche Abhängigkeit von der Leistung der Versuchsanlage 1. Bei Nennlast sind die Feinstaubgehalte fast doppelt so hoch wie im Teillastbetrieb. Diese Zunahme der Staubmissionen bei steigender Kesselleistung zeigt sich auch bei den durchgeführten Gesamtstaubmessungen, wie anhand von Abbildung 68, in der die Gesamtstaubemissionen in Abhängigkeit von der Kesselleistung dargestellt sind, verdeutlicht wird. Bis zu einer Kesselleistung von rund 13 kW liegen die Gesamtstaubgehalte auf einem sehr niedrigen Niveau. Von da an steigen die Gesamtstaubemissionen mit zunehmender Kesselleistung deutlich an.

Begründen lässt sich die Zunahme der Gesamt- sowie der Feinstaubemissionen mit steigender Kesselleistung wie folgt. Die Pellets werden in der Brennstoffzuführung durch die beiden Förderschnecken teilweise aufgemahlen, wodurch der Staubanteil der Pellets zunimmt. Dieser Staub wird gemeinsam mit den Pellets in den Vergaser gefördert und von dem nach oben strömenden Produktgas teilweise aufgewirbelt und mitgerissen. Die Brennkammer weist einen annähernd gleichen Durchmesser wie der Vergaser auf. Des Weiteren sind die Rauchrohre des Kessels nicht mit einer Absetzzone für Flugasche ausgestattet. Der aufgewirbelte Staub aus der Brennstoffzuführung brennt zwar in der Brennkammer aus, die Aschepartikel werden aber in den Rauchgaskanal, in dem die Messungen erfolgten, mitgerissen. Mit zunehmender Kesselleistung steigt die Gasgeschwindigkeit im Vergaserrohr an, wodurch vermehrt Brennstoffpartikel mitgerissen werden. Dadurch ergeben sich mit

steigender Kesselleistung auch zunehmende Gesamt- und Feinstaubgehalte. Die im Vergleich zum Teillastbetrieb erhöhten Staubgehalte bei Nennlast sind somit nicht auf den Vergasungsprozess an sich zurückzuführen, sondern auf einen zu kleinen Durchmesser des Vergasers. Abhilfe kann durch eine Vergrößerung des Durchmessers des Vergasers geschaffen werden, wodurch die Geschwindigkeit des Produktgases verringert wird und somit die Aufwirbelung von Brennstoffstaub deutlich reduziert werden kann. Bei der Konzeption der Versuchsanlage 2 wurde dies berücksichtigt (vergleiche Kapitel 5.3).

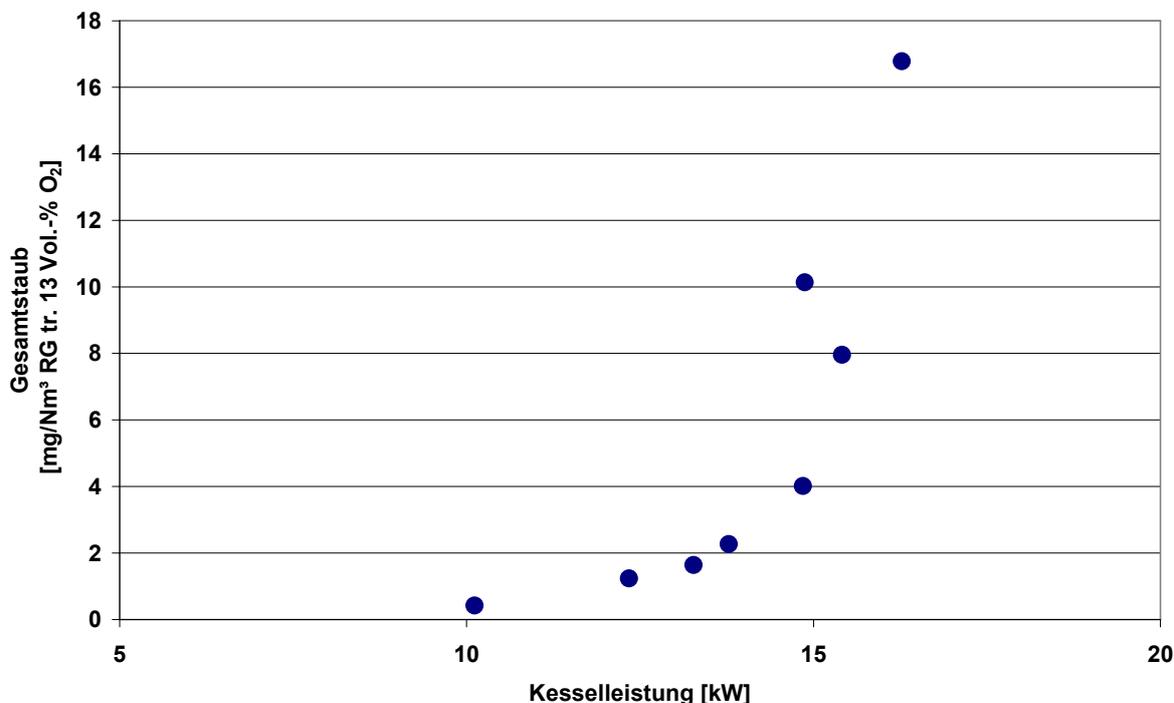


Abbildung 68: Gesamtstaubemissionen der Versuchsanlage 1 in Abhängigkeit von der Kesselleistung

Erläuterungen: Testläufe vom 04.06.2007 und 05.06.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Die Ergebnisse der durchgeführten Messungen deuten darauf hin, dass mit der neuen Feuerungstechnologie im Vergleich zum Stand der Technik bei Pelletkesseln (vergleiche Kapitel 3.1.5) deutlich niedrigere Feinstaubemissionen erzielt werden können. Durch das Konzept Gegenstromvergaser mit aufgesetztem Gasbrenner sollte es möglich sein, die angestrebten Zielsetzungen des Projektes bezüglich Feinstaubemissionen zu erreichen. Die neue Feuerungstechnologie muss sich aber noch im Langzeitbetrieb bewähren. Anhand von Messungen ist sicherzustellen, dass die Emissionen der Versuchsanlage 1 auch nach einem längeren Betrieb auf dem niedrigen Niveau liegen, da es im Vergaserbett zur Kaliumakkumulationen kommen könnte, die über längere Zeiträume gebundenes Kalium wieder freisetzen.

5.2.5 Bewertung der Entaschungsrichtung

Durch die Lösung der Teerproblematik war es möglich, den Vergaser kontinuierlich stabil zu betreiben. Zur Beurteilung der Entaschungsrichtung ist ein Betrieb der Versuchsanlage 1 über einen längeren Zeitraum notwendig, um ausreichend Asche durch die Verbrennung der Pellets zu erhalten. Während der Testläufe wurde das Primärluftkreuz in regelmäßigen Abständen - im Mittel alle fünf Minuten - für circa 10 Sekunden in Betrieb genommen, wobei

die Luftverteilungsarme des Kreuzes um 90° weitergedreht wurden. Aufgrund der thermischen Belastung infolge der hohen Verbrennungstemperaturen fiel der Drehmechanismus wiederholt aus, wodurch das festgesetzte Intervall nicht immer eingehalten werden konnte. Die Ascheschnecke wurde ungefähr alle 6 Stunden so lange eingeschaltet, bis die jeweilige Aschemenge, die bei der Verbrennung in diesem Zeitraum angefallen ist, aus dem Vergaser gefördert wurde. Die theoretisch produzierte Aschemenge wurde aus dem der jeweiligen Kesselleistung entsprechendem Brennstoffverbrauch abgeschätzt, wobei für Pellets ein Aschegehalt von 0,5 Gewichtsprozent angenommen wurde.

Im Verlauf des Betriebes der Versuchsanlage nahm der Druckverlust in der Anlage kontinuierlich zu. Aus diesem Grund wurde nach einer Betriebsdauer von rund 100 Stunden der Vergaser zur Inspektion des Primärluftkreuzes geöffnet. Die Luftverteilungsarme des Kreuzes waren mit porösen Anbackungen aus Asche belegt, wie in Abbildung 69 deutlich zu erkennen ist. Diese sind als Ursache für den erhöhten Druckverlust anzusehen, da durch die Anbackungen auch die Luftaustrittskanäle des Kreuzes verlegt wurden.



Abbildung 69: Blick auf Primärluftkreuz und Entschungsvorrichtung

Erläuterungen: Betriebsdauer ca. 100 h; Brennstoff: Weichholzpellets

Die Bildung von Ascheanbackungen ist auf die in der Verbrennungszone des Vergasers vorherrschenden hohen Temperaturen und auf eine Kaliumanreicherung in der Asche, bedingt durch Aerosolkondensation im Bett, zurückzuführen, wodurch es lokal zur Versinterung der Asche kommt (vergleiche Kapitel 5.2.6). Die Anbackungen am Primärluftkreuz sind einerseits auf den wiederholten Ausfall des Drehmechanismus zurückzuführen, da in diesem Zeitraum das Bett nicht bewegt wurde und sich die Anbackungen am Kreuz aufbauen konnten. Andererseits wird aufgrund der Geometrien des Luftkreuzes die Asche beim Drehvorgang an die vertikalen Wände der Verteilungsarme gepresst, wodurch die Bildung von Anbackungen unterstützt wird.

Aufgrund der aufgetretenen Probleme wurden sowohl der Drehmechanismus als auch das Primärluftkreuz modifiziert (siehe Abbildung 70). Um die thermische Belastung des Drehmechanismus zu reduzieren, wurde dieser unterhalb der Ascheschnecke angebracht. Des Weiteren wurde die Geometrie des Luftkreuzes insofern modifiziert, dass die vertikalen

Flächen des Kreuzes durch schräg angestellte ersetzt wurden, um die Bildung von Ascheanbackungen am Kreuz zu minimieren. Die Primärluft wird von unten über ein zylindrisches Rohr und das Primärluftkreuz zugeführt.

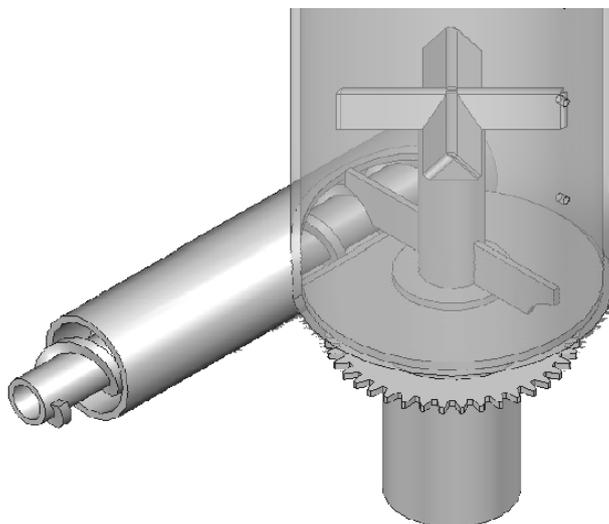


Abbildung 70: Schematische Darstellung der modifizierten Entaschungs- und Primärluftzufuhrvorrichtung der Versuchsanlage 1

Die Testläufe, die in dem Zeitraum KW32 bis KW39 2007 durchgeführt wurden, sollten Aufschluss darüber geben, ob durch die umgesetzten Modifikationen die Bildung der Ascheanbackungen am Primärluftkreuz reduziert werden können.



Abbildung 71: Blick in das Vergaserrohr der modifizierten Versuchsanlage 1 von unten
Erläuterungen: Testlauf vom 26.09. bis 28.09.2007; Betriebsdauer 48 h;
Brennstoff: Weichholzpellets

Es stellte sich heraus, dass zwar die Ascheanbackungen am Luftkreuz deutlich reduziert werden konnten, jedoch führten Ascheanbackungen an der Innenseite des Vergaserrohres zu massiven Problemen beim Betrieb der modifizierten Versuchsanlage 1. Die Anbackungen bauten sich im Betrieb oberhalb des Kreuzes auf und verstopften den gesamten Querschnitt des Vergaserrohres, was letztendlich zum Stillstand der Anlage führte (siehe Abbildung 71).

Aufgrund der Tatsache, dass sich die porösen Anbackungen oberhalb des Luftkreuzes bildeten, wurden diese beim Rühren des Luftkreuzes nicht zerstört. Da eine Bildung der Ascheanbackungen im Betrieb nicht unterbunden werden konnte und somit ein kontinuierlicher Betrieb der Anlage nicht gewährleistet war, wurden die Anbackungen untersucht sowie Maßnahmen zur Reduzierung dieser erarbeitet. Die Problematik der Ascheanbackungen wird im nächsten Kapitel detailliert erörtert.

5.2.6 Ascheanbackungen – Ursachen und Lösungsansätze

Wie im vorherigen Kapitel erläutert, führten Ascheanbackungen im Vergaserrohr zu Problemen beim Betrieb der Versuchsanlage 1 und letztendlich zum Stillstand der Anlage. Zur Abklärung der Ursache der Bildung der Anbackungen wurden Proben dieser aus den Testläufen, die in KW37 2007 durchgeführt worden sind, hinsichtlich ihrer chemischen Zusammensetzung untersucht (siehe Abbildung 72 und Abbildung 73). Von jedem Probestück (siehe Abbildung 73) wurden jeweils 2 Bereiche (siehe Anhang A2) untersucht. Des Weiteren wurden Proben der Rostasche sowie des während der Testläufe eingesetzten Brennstoffes untersucht. Zum Einsatz kamen hierbei folgende Verfahren:

- Nasschemische Analysen (Rostasche und Brennstoff)
- TOC/TIC-Analyse der Asche
- SEM (Rasterelektronenmikroskop)
- EDX (Energie Dispersive Röntgenspektroskopie)

Eine genaue Beschreibung der einzelnen Verfahren ist in Kapitel 2 zu finden.

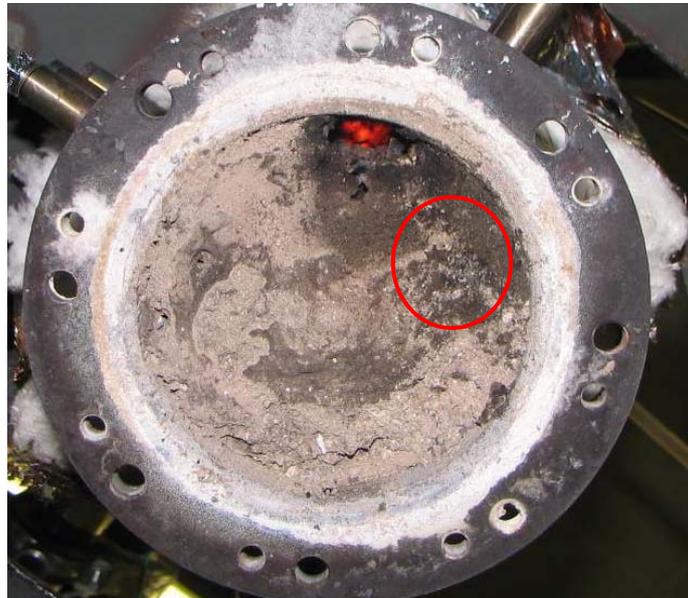


Abbildung 72: Probenentnahmestelle für versinterter Ascheanbackungen

Erläuterungen: Blick in das Vergaserrohr; roter Kreis markiert beprobten Bereich; Testlauf vom 26.09. bis 28.09.2007 (KW39 2007); Betriebsdauer 48 h; Brennstoff: Weichholzpellets



Abbildung 73: Bilder der untersuchten versinterten Ascheproben aus KW39

Erläuterungen: Proben aus Vergaserrohr; Testlauf vom 26.09. bis 28.09.2007 (KW39 2007); Betriebsdauer 48 h; Brennstoff: Weichholzpellets; REM-Aufnahmen der untersuchten Probestücke sind in Anhang A2 dargestellt

Die Ergebnisse der nasschemischen Analysen der Gesamtasche (Rostasche KW39) und des eingesetzten Brennstoffes sind in Tabelle 26 dargestellt. Bei der Oxidsumme der Rostasche werden die einzelnen Elemente der Asche als Oxide (z.B. Al als Al_2O_3 , Si als SiO_2) berücksichtigt. Aus der Brennstoffanalyse wurde eine theoretische Zusammensetzung der Gesamtasche aus den aschebildenden Elementen berechnet. Für die Berechnung der theoretischen Zusammensetzung wurde angenommen, dass der TIC –Gehalt gleich groß ist wie in der Rostasche.

		KW39-Rostasche	KW39-Brennstoff	KW39-Brennstoff
		Zusammensetzung lt.	Zusammensetzung lt.	theoretische
		nasschem. Analyse	nasschem. Analyse	Zusammensetzung der
				Asche
Al	mg/kg TS	5.900	24	7.948
Ca	mg/kg TS	251.000	756	250.367
Cl	mg/kg TS	11	50	16.559
K	mg/kg TS	145.000	384	127.170
Mg	mg/kg TS	37.500	113	37.423
Na	mg/kg TS	5.780	6	2.030
P	mg/kg TS	15.000	n.a.	-
S	mg/kg TS	7.030	52	17.188
Si	mg/kg TS	27.100	390	129.158
TOC	mg/kg TS	3.900	n.a.	-
TIC	mg/kg TS	28.000	n.a.	28.000
Aschegehalt	Gew% TS	-	0,3	-
Oxidsumme	mg/kg TS	920.000	-	-

Tabelle 26: Chemische Zusammensetzung und theoretische Aschezusammensetzung des eingesetzten Brennstoffes sowie chemische Zusammensetzung der nasschemisch untersuchten versinterten Rostasche

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; TOC ... total organic carbon; TIC ... total inorganic carbon; n.a. ... nicht analysiert, theoretische Aschezusammensetzung anhand der Brennstoffzusammensetzung berechnet

Ein Vergleich der Zusammensetzung der theoretischen Brennstoffasche mit der Rostasche, zeigt dass Chlor und Schwefel zum einem Großteil in die Gasphase freigesetzt werden. Für Calcium und Kalium ergeben sich dagegen sehr gute Winderfindungsraten, was darauf hindeutet, dass Kalium fast vollständig in die Rostasche eingebunden wird. Die große Differenz bei Silizium ist möglicherweise auf einen Fehler bei der nasschemischen Analyse

des Brennstoffes zurückzuführen, da dieser Siliziumwert deutlich über den übrigen Brennstoffdatenbankwerten liegt (siehe Anhang A1). In Abbildung 74 sind die theoretische Aschezusammensetzung des Brennstoffes sowie die nasschemische Analyse und REM/EDX-Übersichtsanalysen dargestellt. Aus den durchgeführten Analysen können folgende Schlüsse gezogen werden. Die Aschen bestehen vorrangig aus Kalium- und Calciumkarbonat beziehungsweise -oxid. Kaliumcarbonat ist an der Oberfläche der Aschepartikel durch Kondensation und Aerosoldeposition aus der Gasphase angereichert.

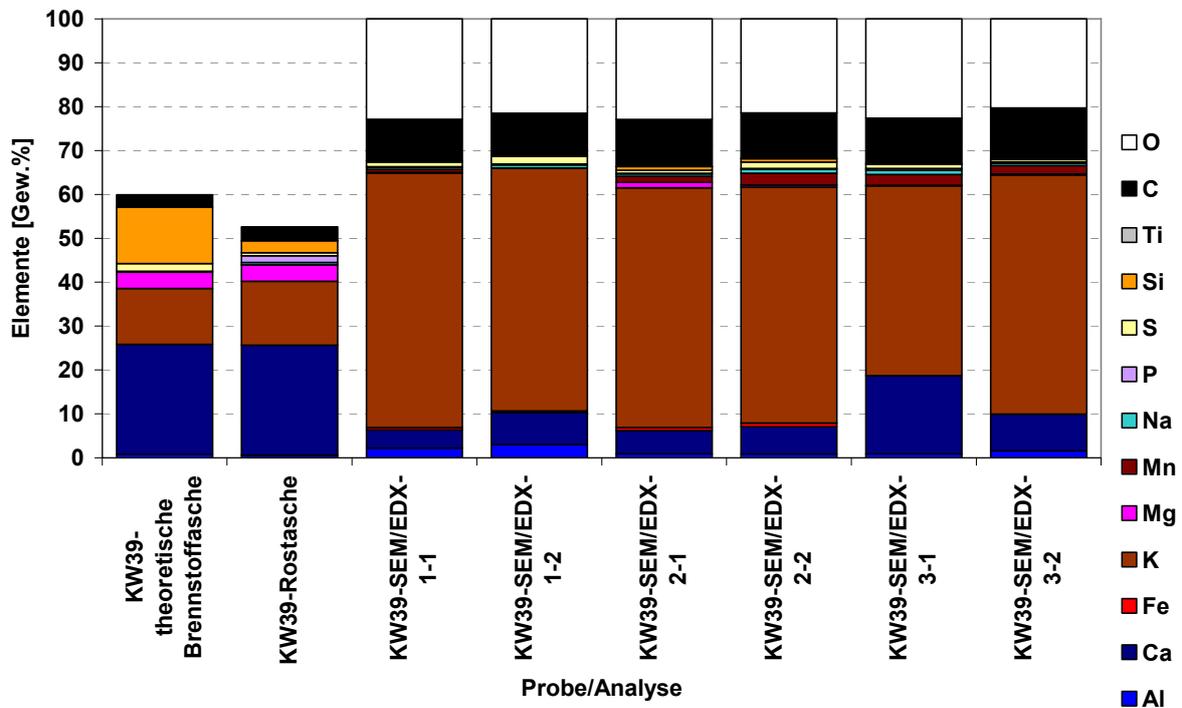


Abbildung 74: Vergleich der theoretischen Aschezusammensetzungen sowie der nasschemischen Analysen und SEM/EDX-Übersichtsanalysen
Erläuterungen: Darstellung aller Zusammensetzungen exkl. Cl; TIC und TOC als C; nasschemische Analysenergebnisse bezogen auf 1.000.000 mg/kg TS; theoretische Aschezusammensetzung anhand der Brennstoffzusammensetzung berechnet; Sauerstoff bei nasschemischen Analysen nur berechnet (nicht dargestellt)

Im Vergleich zur der theoretisch ermittelten Zusammensetzung der Brennstoffasche und der Rostasche weisen die untersuchten versinterten Ascheproben einen deutlich höheren Kaliumgehalt auf, womit auf eine Kaliumanreicherung in der versinterten Asche geschlossen werden kann. Kalium wird in der Verbrennungszone des Vergasers freigesetzt und kondensiert in den darüber liegenden Zonen des Brennstoffbettes aufgrund der dort im Vergleich zur Verbrennungszone deutlich niedrigeren vorherrschenden Temperaturen wieder aus. Würde Kalium nicht im Brennstoffbett kondensieren, wäre mit deutlich höheren Feinstaubgehalten im Rauchgas zu rechnen, da Kalium den wichtigsten anorganischen Feinstaubbildner bei Pelletfeuerungen darstellt [16]. Die Kondensation von Kalium ist daher erwünscht.

Das Schmelzverhalten der versinterten Asche wird vorrangig durch die Mischung aus Kalium- und Calciumkarbonat beziehungsweise -oxid bestimmt, der Schmelzpunkt von $K_2Ca(CO_3)_2$ liegt bei vergleichsweise niedrigen 815 °C [28]. Die durchgeführten Analysen

zeigen eine Anreicherung von Kalium in den versinterten Ascheanbackungen. Aufgrund der vorherrschenden Kaliumanreicherung sind der Schmelz- sowie der Sinterpunkt der Asche des Vergasers niedriger als die einer Asche aus konventioneller Verbrennung, wodurch die Bildung von versinterten Ascheanbackungen begünstigt wird. Die Bildung von gesinterten Ascheanbackungen kann aufgrund der in der Verbrennungszone vorherrschenden Temperaturen nicht dauerhaft verhindert werden. Aus diesem Grund wurden Maßnahmen erarbeitet, die darauf abzielten, die Temperaturen in der Verbrennungszone des Vergasers abzusenken und somit die Neigung zu Ascheanbackungen zu reduzieren.

Zum Einsatz kamen

- aktive Kühlung des Vergaserrohres im Bereich der Verbrennungszone
- Rauchgasrezirkulation
- Mit Wasserdampf gesättigte Primärluft

5.2.6.1 Aktive Kühlung des Vergaserrohres

Als erste Maßnahme zur Reduzierung der Ascheanbackungen wurde versucht, Wärme im Bereich der Verbrennungszone des Vergasers von außen durch aktive Kühlung des Vergaserrohres abzuführen. Dazu wurde der betroffene Bereich des Rohres mit einem Kupferrohr, welches von kaltem Wasser durchströmt wird, umwickelt (siehe Abbildung 75).



Abbildung 75: Aktive Kühlung des Vergaserrohres

Ein Teil der Verbrennungswärme sollte über Strahlung und Wärmeleitung an das Wasser abgegeben und so die Temperatur in der Verbrennungszone des Vergasers abgesenkt werden. Die Vorlauf- und die Rücklauf- sowie der Volumenstrom des Kühlwassers wurden kontinuierlich aufgezeichnet, um die abgenommene Leistung ermitteln zu können. Da mit den entlang des Vergaserrohres installierten Thermoelementen die Temperatur des Brennstoffbettes nur im äußeren Bereich gemessen wurde (vergleiche Kapitel 5.1.2) und anzunehmen ist, dass durch eine aktive Kühlung radiale Temperaturgradienten im Brennstoffbett auftreten, wurde im Bereich der Verbrennungszone ein zusätzliches Thermoelement, welches die Temperatur in der Mitte des Vergaserrohres misst, installiert, um auch einen möglichen Effekt der aktiven Kühlung auf die Kernzone der Verbrennung

beobachten können. Abbildung 76 und Abbildung 77 zeigen die Ergebnisse eines vom 03.10. bis 05.10.2007 durchgeführten Testlaufes. Ein Vergleich des in Abbildung 76 dargestellten Temperaturprofils mit dem Temperaturprofil eines vergleichbaren Testlaufes ohne aktive Kühlung (siehe Abbildung 62) verdeutlicht den Einfluss der aktiven Kühlung.

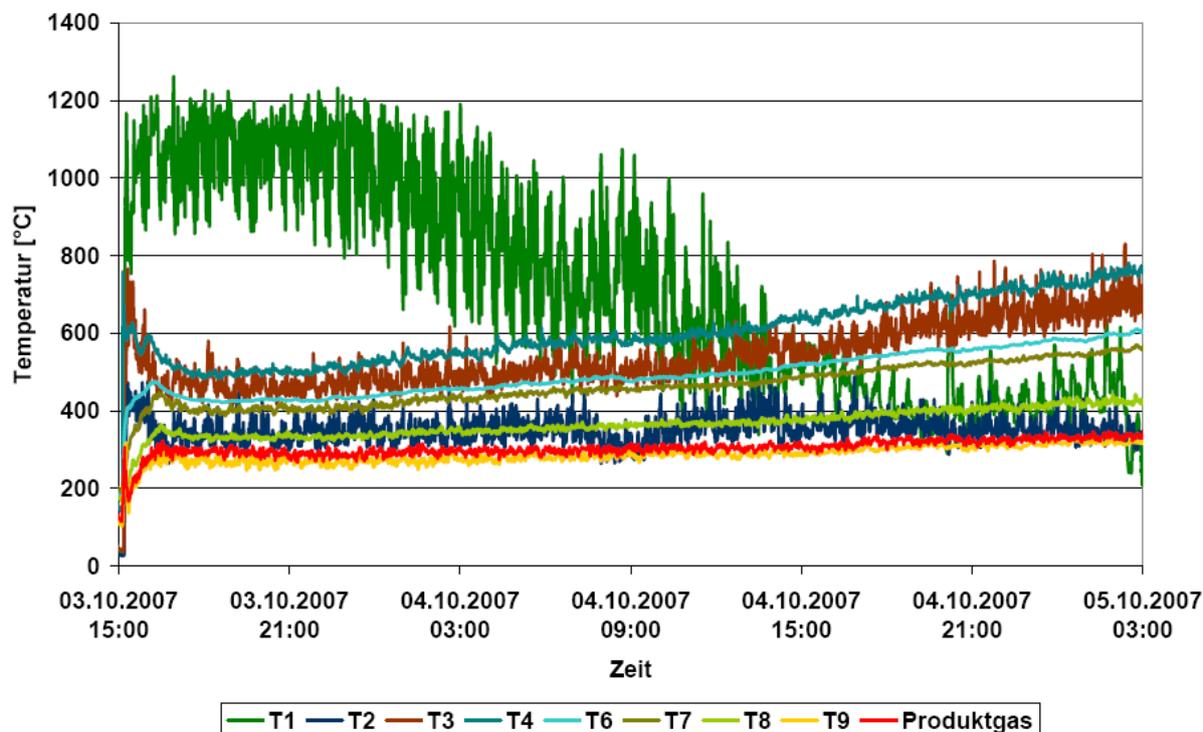


Abbildung 76: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente nach Abbildung 44; Testlauf vom 03.10. bis 05.10.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Im äußeren Bereich der Verbrennungszone (Thermoelemente T2 und T3) werden infolge der Kühlung deutlich niedrigere Temperaturen gemessen als ohne Kühlung. Im Gegensatz dazu wird die Temperatur in der Kernzone der Verbrennung (gemessen mit Thermoelement T1) durch die aktive Kühlung nicht beeinflusst, im Brennstoffbett treten Temperaturspitzen bis 1200 °C auf. Im Verlauf des Versuches sank die Temperatur (T1) im unteren Bereich des Vergasers kontinuierlich ab. Im Gegensatz dazu stiegen die Temperaturen im oberen Bereich des Brennstoffbettes an. Dies deutete darauf hin, dass die Verbrennungszone infolge der Bildung von porösen Ascheanbackungen nach oben wanderte.

Die Kühlleistung betrug während des Testlaufes zwischen 1 und 1,5 kW, also rund 10 Prozent der Kesselleistung (siehe Abbildung 77). Obwohl durch die Maßnahme ein Teil der Verbrennungswärme abgeführt werden konnte, ist anzunehmen, dass mit einer aktiven Kühlung von außen kein positiver Effekt bezüglich Absenkung der Verbrennungstemperatur erzielt werden kann. Nach Beendigung des Testlaufes wurde der Vergaser auseinandergebaut und das Vergaserrohr inspiziert. Wie aufgrund des Verlaufes des Temperaturprofils schon vermutet, bildeten sich an der Innenseite des Vergaserrohres wieder massive Ascheanbackungen. Aus dem durchgeführten Testlauf resultiert, dass durch eine aktive Kühlung des Vergaserrohres die Ascheanbackungen nicht entscheidend reduziert werden können.

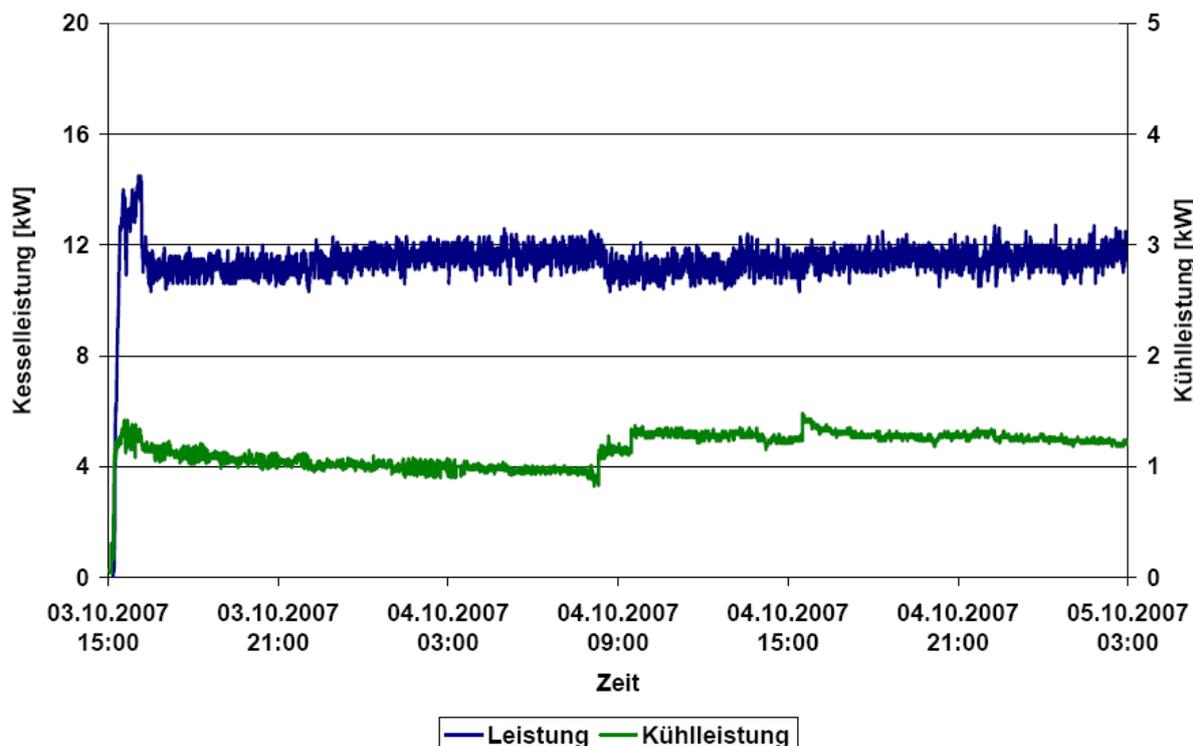


Abbildung 77: Kessel- und Kühlleistung der modifizierten Versuchsanlage 1
Erläuterungen: Testlauf vom 03.10. bis 05.10.2007; Brennstoff:
 Weichholzpellets

5.2.6.2 Rauchgasrezirkulation

Eine in der Verbrennung verbreitet eingesetzte Maßnahme zur Reduzierung der Verbrennungstemperaturen ist die Beimischung von Rauchgas zur Verbrennungsluft. Da der Sauerstoffgehalt im Rauchgas deutlich niedriger ist als in der Umgebungsluft, muss für eine vollständige Verbrennung ein größerer Massenstrom einer Mischung aus Luft und rezirkuliertem Rauchgas der Verbrennung zugeführt werden. Aufgrund dieses größeren Massenstroms ist die abiate Verbrennungstemperatur niedriger als bei einer Verbrennung mit Umgebungsluft.

Im Rahmen eines Testlaufes wurde Rauchgas der Primärluft beigemischt und dem Vergaser zugeführt. Der zugehörige Versuchsaufbau ist in Abbildung 78 schematisch dargestellt. Ein Teil des Rauchgases wurde nach dem Saugzuggebläse der Anlage abgezweigt, mit Umgebungsluft vermischt und über ein zusätzliches Primärluftgebläse, das aufgrund des erhöhten Druckverlustes infolge größerer Volumenströme in der Primärluftzuführung installiert werden musste, dem Vergaser zugeführt. Die Temperatur und der Volumenstrom des rezirkulierten Rauchgases wurden dabei kontinuierlich aufgezeichnet. Die Ergebnisse des Testlaufes mit Rauchgasrezirkulation vom 18.10.2007 sind in Abbildung 79 und Abbildung 81 dargestellt.

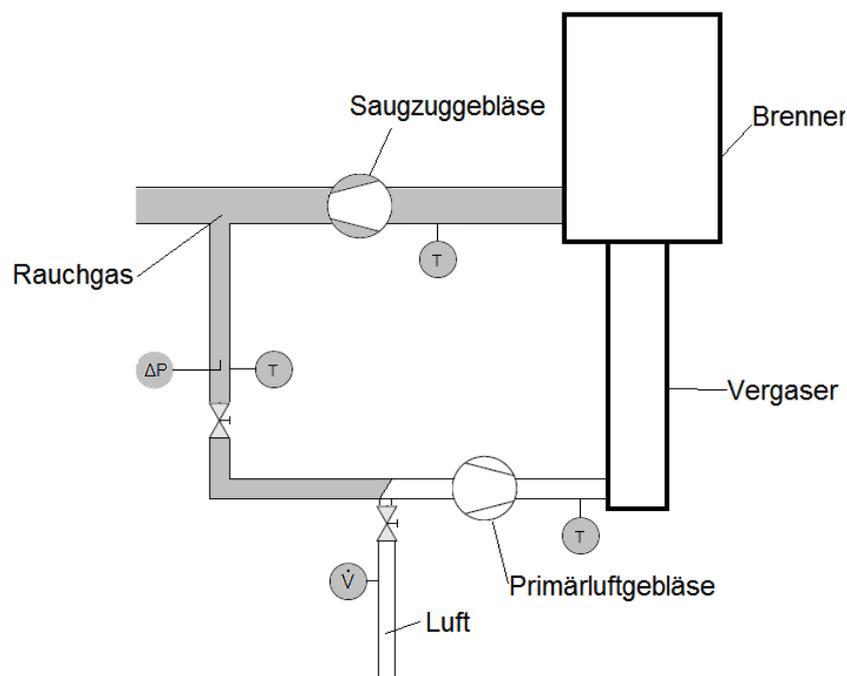


Abbildung 78: Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zur Abgasrückführung in den Vergaser

Erläuterungen: Anteil an rezirkuliertem Rauchgas 0,1 bezogen auf Rauchgasvolumenstrom am Kesselaustritt; Volumenstrom des rezirkulierten Rauchgases mit Prandtl-Rohr gemessen

Abbildung 79 zeigt den Verlauf des Temperaturprofils der Brennstoffschüttung im Vergaser sowie der Produktgastemperatur während des Testlaufes. Der Testlauf wurde mit Umgebungsluft als Vergasungsluft (Primärluft) gestartet. Nach rund 15 Minuten wurde durch Öffnen eines Ventils dem Vergaser nicht mehr reine Umgebungsluft, sondern eine Mischung aus Luft und Rauchgas als Vergasungsluft zugeführt. Unmittelbar nach dem Öffnen des Ventils sank die Temperatur in der Verbrennungszone des Vergasers um rund 200 °C ab (siehe Thermoelemente T1 bis T3 in Abbildung 79). Im unteren Bereich des Vergasers bildete sich aber kein stabiles Temperaturprofil aus, die Temperaturen sanken, bei T1 beginnend, nacheinander kontinuierlich ab. Dies deutete darauf hin, dass sich im unteren Bereich des Vergasers wieder Ascheanbackungen aufbauten. Im weiteren Verlauf des Versuches nahm der Druckverlust im Vergaser kontinuierlich zu, was zur Folge hatte, dass dem Vergaser nicht mehr ausreichend Primärluft zugeführt werden konnte, um die Kesselleistung auf annähernd konstantem Niveau zu halten (siehe Abbildung 81).

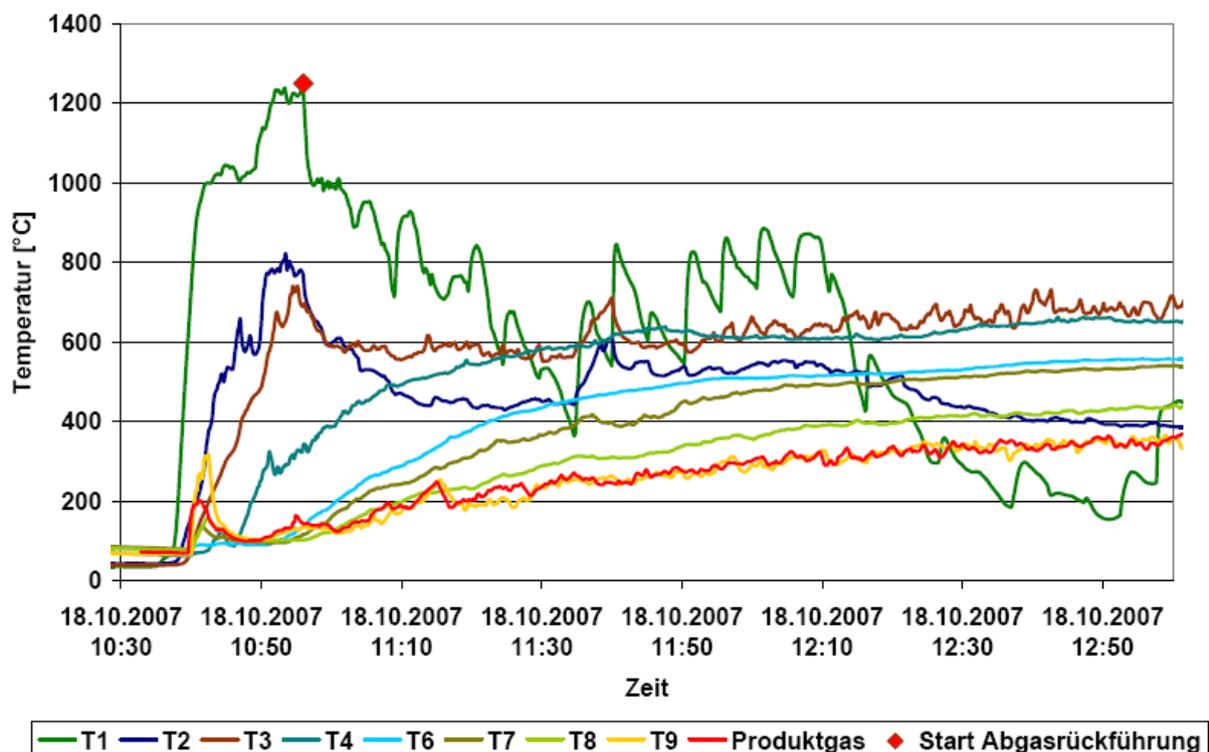


Abbildung 79: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente nach Abbildung 44; Testlauf vom 18.10.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Der Testlauf wurde schließlich abgebrochen und der Vergaser zur Inspektion geöffnet. Wie erwartet, hatten Aschenbackungen das Vergaserrohr oberhalb des Primärluftkreuzes verlegt (siehe Abbildung 80). Aus der Blockierung des Querschnittes des Vergaserrohres resultierte auch der erhöhte Druckverlust im Vergaser.



Abbildung 80: Blick in das Vergaserrohr der modifizierten Versuchsanlage 1 von unten
Erläuterungen: Testlauf vom 18.10.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Die Ascheanbackungen bauten sich während des Testlaufes mit Abgasrückführung deutlich schneller auf als bei vergleichbaren Testläufen. Die Ursache dafür dürfte darin liegen, dass aufgrund der durch die höheren Volumenströme bedingten höheren Strömungsgeschwindigkeit der aufsteigenden Gase im Vergaserrohr die in der Verbrennungszone gebildete Asche aufgewirbelt wird und nach oben gegen das Brennstoffbett gedrückt wird. Dadurch wurde die Bildung von Ascheanbackungen wahrscheinlich beschleunigt.

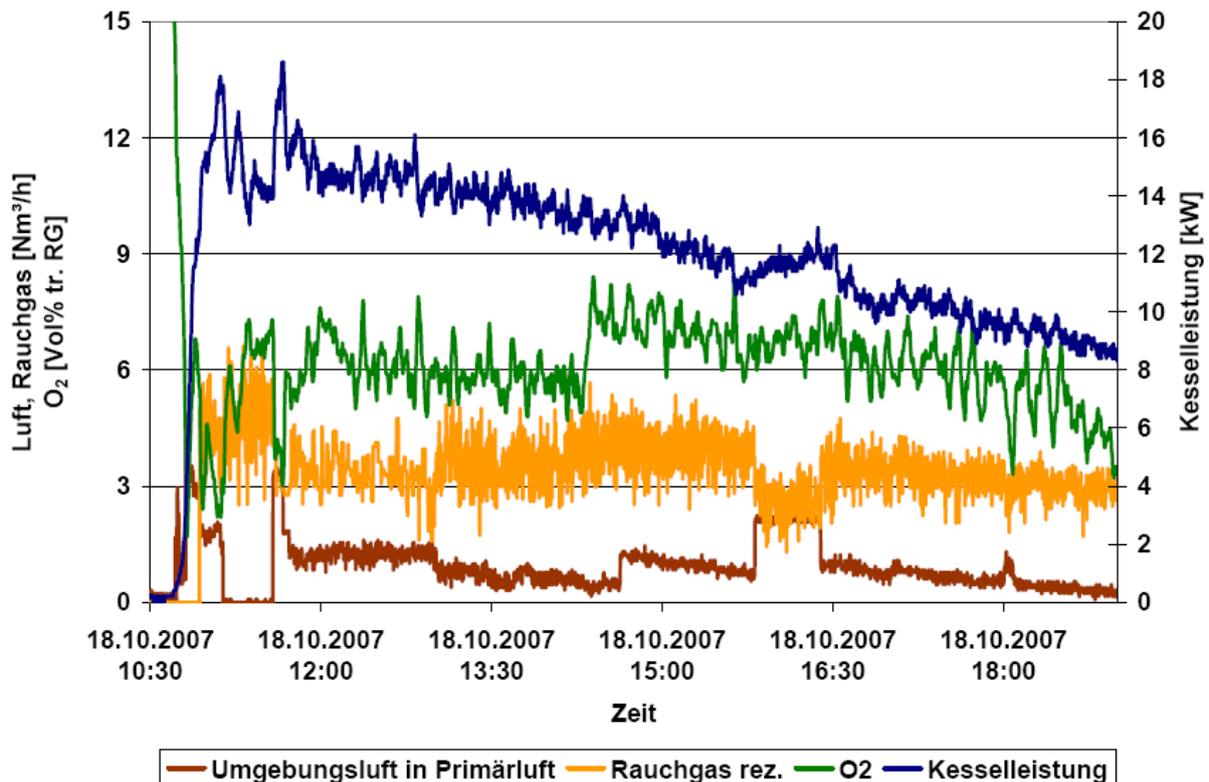


Abbildung 81: Kesselleistung, Umgebungsluftstrom, rezirkulierter Rauchgasvolumenstrom und Sauerstoffgehalt im Rauchgas
Erläuterungen: Testlauf vom 18.10.2007; Brennstoff: Weichholzpellets

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass durch den Einsatz der Rauchgasrezirkulation (Zumischung zur Primärluft) grundsätzlich die Temperatur in der Verbrennungszone effektiv reduziert werden kann. Aufgrund der höheren Strömungsgeschwindigkeiten im Vergaserrohr konnte die Bildung von Ascheanbackungen jedoch nicht unterbunden werden.

5.2.6.3 Mit Wasserdampf gesättigte Primärluft

Ein weiteres in der Praxis angewandtes Verfahren zur Reduzierung der Verbrennungstemperaturen ist der Einsatz von gesättigter Luft oder von Wasserdampf als Primärluft. In Abbildung 82 ist der entsprechende Versuchsaufbau schematisch dargestellt. Die Primärluft wurde über das Primärluftgebläse in ein beheiztes Wasserbad (Thermostat) eingedüst, mit Wasserdampf gesättigt und dem Vergaser über das Primärluftkreuz zugeführt. Über die Temperatur des Thermostaten konnte die Beladung an Wasserdampf in der Primärluft eingestellt werden. Die verbrauchte Wassermenge wurde durch Nachspeisen von Frischwasser in den Behälter ausgeglichen. Die dabei zugeführte Menge wurde von einer Wasseruhr aufgezeichnet.

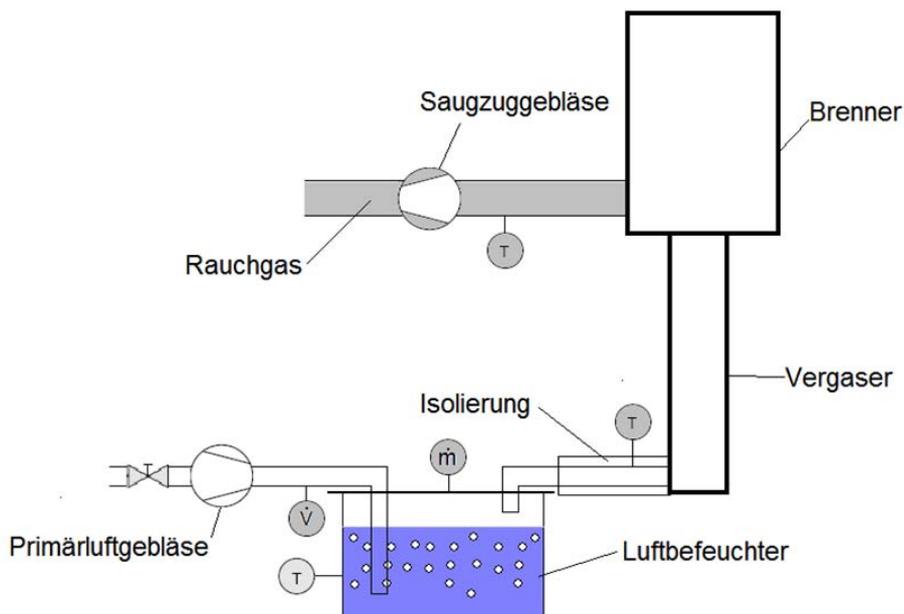


Abbildung 82: Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zum Befeuchten der Primärluft

Die Ergebnisse des Testlaufes mit gesättigter Primärluft vom 22.10. auf 23.10.2007 sind in Abbildung 83 dargestellt.

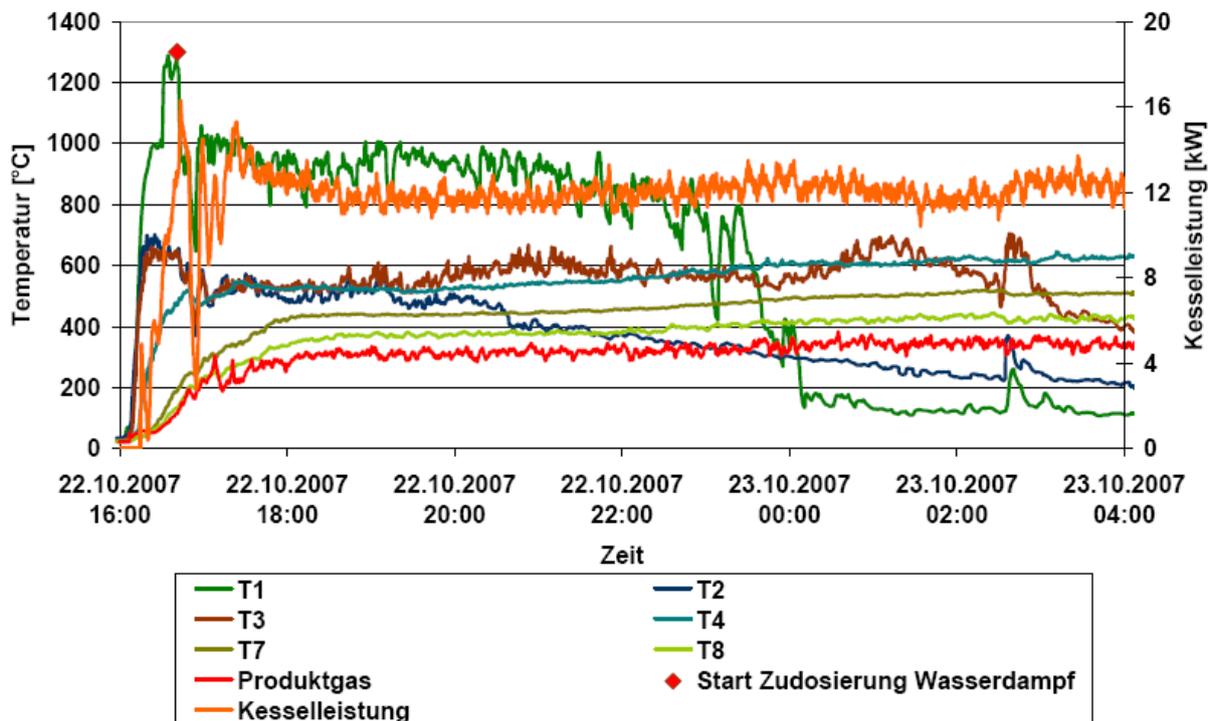


Abbildung 83: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers, Produktgastemperatur und Kesselleistung

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente nach Abbildung 44; Testlauf vom 22.10.auf 23.10.2007; Beladung Primärluft: 400g Wasser/Nm³ Luft; Brennstoff: Weichholzpellets

Ein Vergleich der Temperaturen in der Verbrennungszone mit denen eines entsprechenden Testlaufes mit trockener Primärluft (vergleiche Abbildung 62) zeigt, dass durch den Einsatz von mit Wasserdampf gesättigter Primärluft die Temperatur in der Verbrennungszone des Vergasers deutlich reduziert werden kann (siehe T1 in Abbildung 83). Bezogen auf die Temperatur in der Kernzone der Verbrennung - gemessen mit T1 - konnte eine Reduktion der Verbrennungstemperatur von über 200 °C auf Werte unter 1000 °C erreicht werden. Wie aus Abbildung 83 aber hervorgeht, stellte sich im unteren Bereich des Vergasers kein stationäres Temperaturprofil ein, die Temperaturen sanken, bei T1 beginnend, kontinuierlich ab. Im Gegensatz dazu stiegen die Temperaturen im darüberliegenden Bereich des Brennstoffbettes an, was wie bei den vorherigen Testläufen auf eine Bildung von Ascheanbackungen schließen lässt. Bezüglich des Druckverlustes im Vergaser und der Primärluft konnten keine signifikanten Änderungen beobachtet werden. Dennoch wurde die Anlage nach einer Testlaufdauer von rund 20 Stunden außer Betrieb genommen und der Vergaser zur Inspektion geöffnet. Wie erwartet war das Vergaserrohr mit Ascheanbackungen verlegt (siehe Abbildung 84). Obwohl durch den Einsatz von mit Wasserdampf gesättigter Primärluft die Temperatur in der Verbrennungszone deutlich reduziert wurde, konnte die Bildung der Ascheanbackungen nicht entscheidend reduziert werden. Das heißt eine Absenkung der Temperatur in der Verbrennungszone des Vergasers um rund 200°C ist nicht ausreichend, um eine Bildung von Ascheanbackungen auf Dauer zu unterbinden.



Abbildung 84: Blick in das Vergaserrohr der modifizierten Versuchsanlage 1 von unten
Erläuterungen: Testlauf vom 22.10. auf 23.10.2007; Beladung Primärluft:
400g Wasser/Nm³ Luft; Brennstoff: Weichholzpellets; roter Kreis markiert
für Analysen beprobten Bereich

Von den Ascheanbackungen im Vergaserrohr und dem eingesetzten Brennstoff wurden wieder Proben (siehe Abbildung 85) gezogen und diese nach bereits erwähnten Verfahren (siehe Seite 94) analysiert. Die Ergebnisse der nasschemischen Analysen der Gesamtasche (Rostasche KW43) und des eingesetzten Brennstoffes sind in Tabelle 27 dargestellt. Aus der Brennstoffanalyse wurde wieder eine theoretische Zusammensetzung der Gesamtasche aus den aschebildenden Elementen berechnet. Für die Berechnung der theoretischen Zusammensetzung wurde angenommen, dass der TIC –Gehalt gleich groß ist wie in der Rostasche. Die Ergebnisse der Analysen wurden mit denen der bereits analysierten Proben der

Testläufe aus KW39 (siehe Seite 94), bei denen Umgebungsluft als Vergasungsluft eingesetzt wurde, verglichen.



Abbildung 85: Bilder der untersuchten versinterten Ascheproben aus KW43

Erläuterungen: Proben aus Vergaserrohr; Testlauf vom 22.10. auf 23.10.2007 (KW43 2007); Betriebsdauer 20 h; Brennstoff: Weichholzpellets; REM-Aufnahmen der untersuchten Probestücke sind in Anhang A2 dargestellt

Die in Abbildung 86 dargestellten Ergebnisse verdeutlichen, dass die versinterten Ascheproben aus dem Testlauf mit gesättigter Primärluft im Vergleich zur der theoretisch ermittelten Zusammensetzung der Brennstoffasche und der Rostasche einen deutlich höheren Kaliumgehalt aufweisen, womit auf eine Kaliumanreicherung in der versinterten Asche geschlossen werden kann.

		KW43-Rostasche	KW43-Brennstoff	KW43-Brennstoff
		Zusammensetzung lt. nasschem. Analyse	Zusammensetzung lt. nasschem. Analyse	theoretische Zusammensetzung der Asche
Al	mg/kg TS	3.420	5	1.494
Ca	mg/kg TS	302.000	1.650	478.516
Cl	mg/kg TS	9	29	8.381
K	mg/kg TS	153.000	409	118.614
Mg	mg/kg TS	37.300	102	29.581
Na	mg/kg TS	1.290	4	1.175
P	mg/kg TS	15.400	n.a.	-
S	mg/kg TS	957	49	14.326
Si	mg/kg TS	17.200	69	20.127
TOC	mg/kg TS	<1.000	n.a.	-
TIC	mg/kg TS	43.000	n.a.	43.000
Aschegehalt	Gew% TS		0,46	-
Oxidsumme	mg/kg TS	970.000	-	-

Tabelle 27: Chemische Zusammensetzung und theoretische Aschezusammensetzung des eingesetzten Brennstoffes sowie chemische Zusammensetzung der nasschemisch untersuchten versinterten Rostasche aus KW43

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; TOC ... total organic carbon; TIC ... total inorganic carbon; n.a. ... nicht analysiert, theoretische Aschezusammensetzung anhand der Brennstoffzusammensetzung berechnet

Verglichen mit den versinterten Ascheproben aus KW39 ist der Kaliumanteil zwar etwas niedriger, dennoch besteht die versinterte Asche vorrangig aus Kalium- und Calciumkarbonat beziehungsweise -oxid. Aufgrund der vorherrschenden Kaliumanreicherung sind der

Schmelz- sowie der Sinterpunkt der Asche des Vergasers niedriger als die einer Asche aus konventioneller Verbrennung, wodurch die Bildung von versinterten Ascheanbackungen begünstigt wird. Das heißt, durch eine Absenkung der Verbrennungstemperatur um 200 °C, wie sie durch den Einsatz von mit Wasserdampf gesättigter Primärluft erreicht wurde, wird die Zusammensetzung der Aschen und folglich die Neigung zur Bildung von versinterten Ascheanbackungen nicht wesentlich beeinflusst.

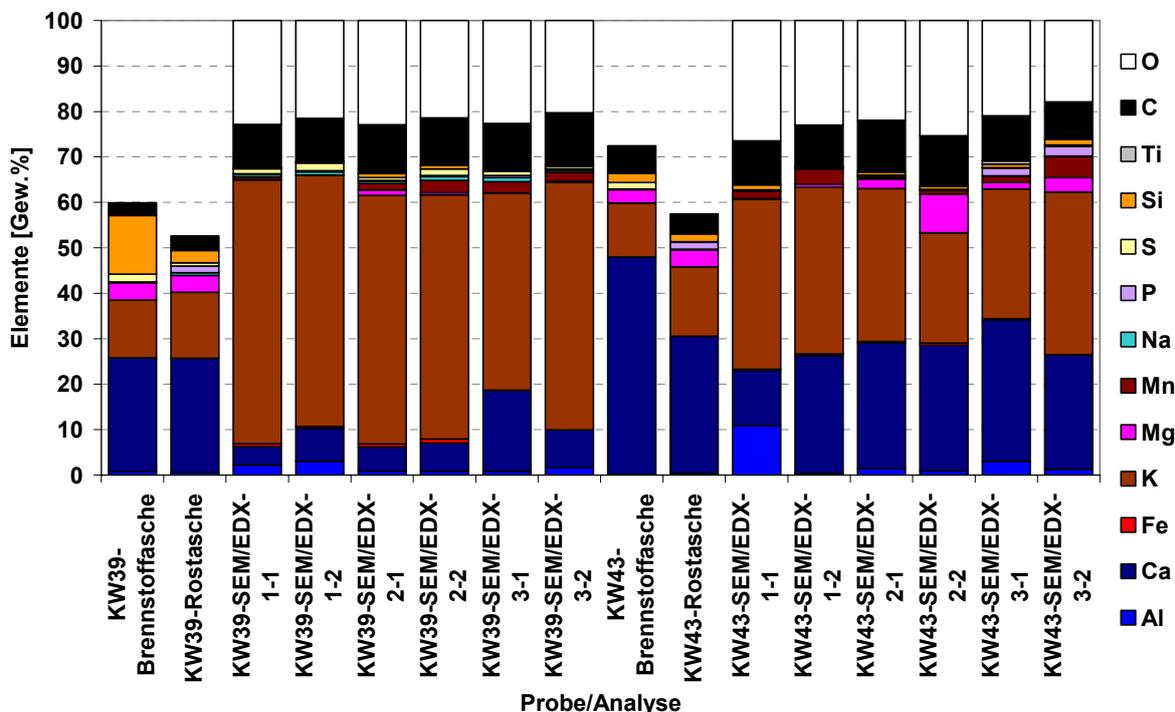


Abbildung 86: Vergleich der theoretischen Aschezusammensetzungen sowie der nasschemischen Analysen und SEM/EDX-Übersichtsanalysen
Erläuterungen: Darstellung aller Zusammensetzungen exkl. Cl; TIC und TOC als C; nasschemische Analysenergebnisse bezogen auf 1.000.000 mg/kg TS; theoretische Aschezusammensetzung anhand der Brennstoffzusammensetzung berechnet; Sauerstoff bei nasschemischen Analysen nur berechnet (nicht dargestellt)

Zusammenfassend lassen die durchgeführten Versuche zur Reduzierung der Ascheanbackungen folgende Schlüsse zu. Eine aktive Kühlung des Vergaserrohres hat keinen wesentlichen Einfluss auf die Temperaturen im Kern der Verbrennungszone, da durch die Kühlung von außen nur der Randbereich des Brennstoffbettes gekühlt wird. Durch den Einsatz von rezirkuliertem Rauchgas und mit Wasserdampf gesättigter Primärluft konnte zwar die Temperatur in der Verbrennungszone effektiv reduziert werden, die Bildung von Ascheanbackungen jedoch nicht unterbunden werden. Durch den Einsatz der beschriebenen Verfahren konnte die Bildung von Ascheanbackungen nicht dauerhaft unterbunden werden. Die Ascheanbackungen besitzen aufgrund ihrer Porosität aber nur eine geringe Festigkeit. Für die Weiterentwicklung der modifizierten Versuchsanlage 1 wurde aus diesem Grund ein im Vergaserrohr vertikal bewegbarer Rührer vorgesehen, der die gebildeten Anbackungen aus versinteter Asche zerstören und in Richtung Aschebett abfordern sollte. Des Weiteren wurde der Durchmesser des Vergaserrohres vergrößert, wodurch möglicherweise die mit Kalium angereicherte Asche durch das höhere Eigengewicht des Brennstoffbettes nach unten gedrückt wird und nicht an der Innenwand des Vergaserrohres nennenswerte Anbackungen bildet. Die

Vergrößerung des Durchmessers sollte sich auch positiv auf die Staubemissionen der Anlage auswirken (vergleiche Kapitel 5.2.4). Aufgrund der zahlreichen Umbauten und Modifikationen an der Versuchsanlage 1, wurde eine zweite Versuchsanlage auf Basis der mit der Versuchsanlage 1 gewonnenen Erfahrungen konzipiert und neu gebaut.

5.3 Versuchsanlage 2

Auf Basis der mit der Versuchsanlage 1 gewonnenen Erfahrungen wurde eine neue Versuchsanlage konzipiert und am Prüfstand der Firma Windhager Zentralheizung realisiert. Das Konzept Gegenstromvergaser mit aufgesetztem Gasbrenner wurde dabei beibehalten. Wesentliche Neuerungen betrafen den Vergaserdurchmesser und die in die Primärluftzuführung integrierte Hubvorrichtung. Weiters wurde ein neuer Brenner mit gestufter Luftführung, der auf Basis von CFD-Simulationen entwickelt wurde, integriert. Die genannten Änderungen werden nachfolgend ausführlich beschrieben.

5.3.1 Aufbau der Versuchsanlage 2

In Abbildung 87 ist die Versuchsanlage 2 mit einer Nennkesselleistung von 15 kW schematisch dargestellt. Die wesentlichen Änderungen am Vergaser zielten auf die Minimierung der Ascheanbackungen und Reduzierung der Gesamtstaubemissionen ab (vergleiche Kapitel 5.2.4 und 5.2.6). So wurde der Durchmesser des Vergasers von 100 auf 125 mm vergrößert und eine Hubvorrichtung für das Primärluftkreuz installiert, mit der das Kreuz im Vergaserrohr nach oben beziehungsweise nach unten bewegt werden konnte. Des Weiteren wurden die Verteilerarme des Luftkreuzes als zylindrisch eingerollte Rohre ausgeführt. Mit dieser Ausführung sollte das Bett beim Rühren gleichmäßig sowie Ascheanbackungen am Kreuz minimiert werden können. Der Drehmechanismus des Primärluftkreuzes wurde verbessert, das Kreuz wurde direkt ohne Übersetzung von einem Motor angetrieben. Am unteren Ende des Primärluftkreuzes wurde ein Rührerblatt angebracht, um ein Verdichten der Asche zu unterbinden. Die Primärluft wird von unten über ein zylindrisches Rohr, auf dem das Primärluftkreuz aufgesetzt, dem Vergaser zugeführt. Die während der Verbrennung der Pellets gebildete Asche wird am Boden des Vergasers mit Hilfe einer Ascheschnecke abgezogen.

Der Vergaser wurde als zylindrisches Rohr mit einem Innendurchmesser von 125 mm und einer Höhe von rund 500 mm aus dem Werkstoff St 1.4841 ausgeführt. Der Vergaser ist mit zwei Schichten aus Isoliermaterial Alsitra MAT1260 der Firma Rath AG mit einer Gesamtdicke von 50 mm isoliert, wobei der untere Bereich ausgespart blieb, um die thermische Belastung des Materials aufgrund der in diesem Bereich infolge der Verbrennung der Pellets auftretenden hohen Temperaturen zu verringern.

Die Brennstoffzuführung blieb gegenüber der Versuchsanlage 1 unverändert, die Pellets werden über eine horizontale Förderschnecke auf das Brennstoffbett geschoben. Die Betthöhe wurde wie bei der Versuchsanlage 1 mit Hilfe des mechanischen Füllstandschatlers auf einem annähernd konstanten Niveau von 420 mm gehalten (vergleiche Kapitel 5.2.1).

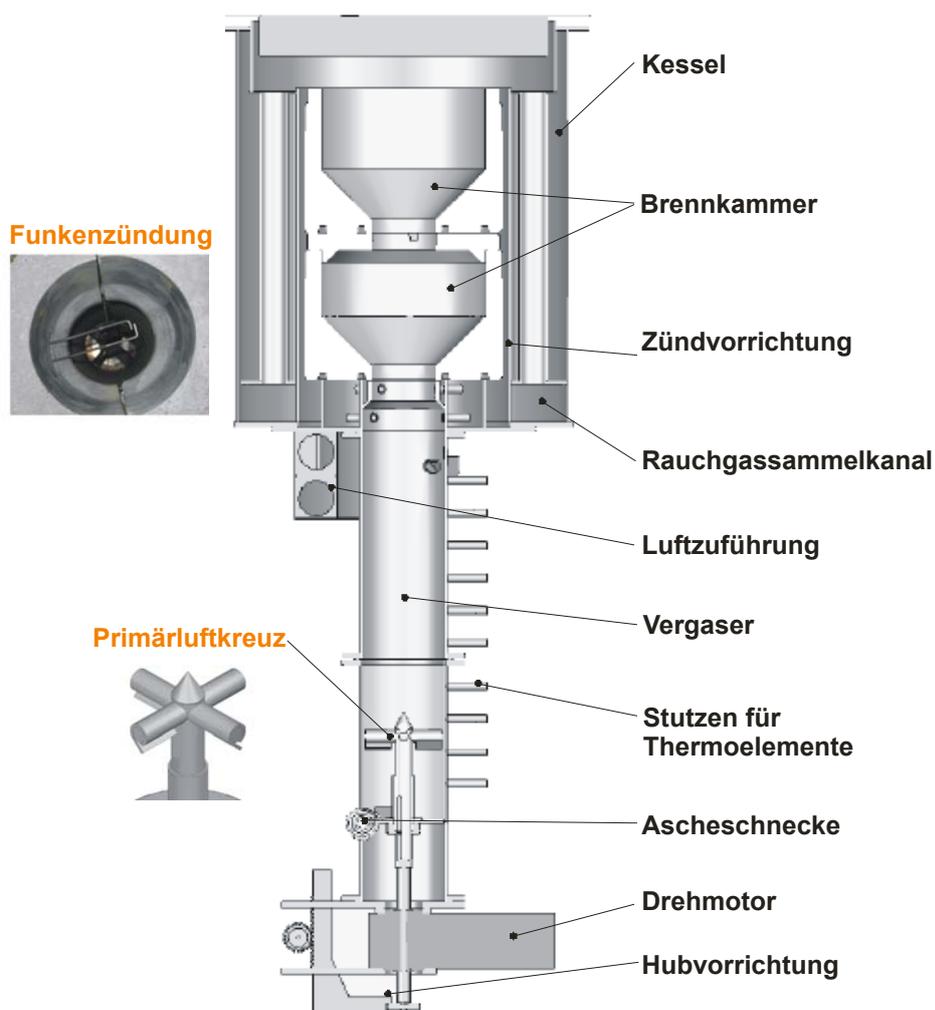


Abbildung 87: Schematische Darstellung der Versuchsanlage 2

Erläuterungen: detaillierte Zeichnung siehe Anhang A4

Die Zündung des Produktgases des Vergasers in der Brennkammer erfolgte mit Hilfe einer elektrischen Funkenzündung. Dazu wurden zwei Stabelektroden in der Brennkammer ungefähr 50 mm oberhalb der Luftzuführung (1. Düsenreihe) eingebaut, zwischen denen beim Zündvorgang ein elektrischer Lichtbogen erzeugt werden konnte (siehe Abbildung 87).

Für die Verbrennung des Produktgases wurde für die Versuchsanlage 2 ein eigenes Brennerkonzept entwickelt. Wichtige Anforderungen an dieses neue Konzept waren neben der geforderten hohen Ausbrandqualität der Rauchgase eine effektive Reduktion der NO_x -Emissionen. Die Grundlage hierfür bildet die gestufte Verbrennung, wie sie auch bei konventionellen Feuerungen eingesetzt wird. Voraussetzungen für eine gute Reduktion der NO_x -Emissionen bei der Verbrennung sind das Vorhandensein einer Reduktionszone, in der unterstöchiometrische Bedingungen vorliegen, und eine ausreichende Verweilzeit der Rauchgase in dieser Reduktionszone, in der die Reduktion der NO_x -Vorläufersubstanzen zu N_2 in der Gasphase erfolgt. Aus diesem Grund ist die Brennkammer der Versuchsanlage 2 durch eine gestufte Zuführung der Verbrennungsluft in zwei Zonen, eine Reduktions- und eine Oxidationszone unterteilt (siehe Abbildung 88).

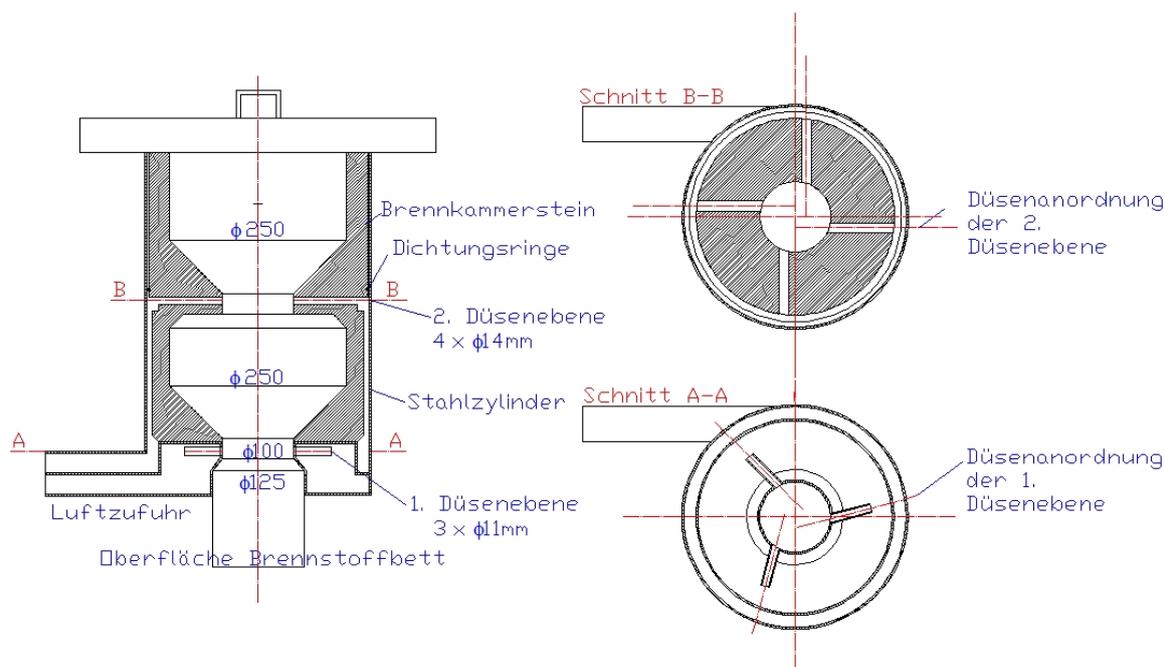


Abbildung 88: Schematische Darstellung der Basisvariante des Brennerkonzeptes der Versuchsanlage 2

Erläuterungen: Kessel und Rauchgassammelkanal nicht dargestellt;
detaillierte Zeichnung siehe Anhang A5

Unterhalb der Reduktionszone wird nur soviel Verbrennungsluft zugeführt, dass die Verbrennungstemperatur in der Reduktionszone für die ablaufenden chemischen Gasphasenreaktionen ausreichend hoch ist, aber noch unterstöchiometrische Bedingungen ($\lambda < 1$) vorliegen. Am Ende der Reduktionszone wird die restliche Verbrennungsluft zugeführt, um einen vollständigen Ausbrand der Rauchgase in der Oxidationszone der Brennkammer zu ermöglichen. In weiterer Folge wird die Reduktionszone als Sekundärbrennkammer und die in dieser Zone zugeführte Verbrennungsluft als Sekundärluft bezeichnet. Dem entsprechend ist die Oxidationszone die Tertiärbrennkammer und die zugeführte Luft die Tertiärluft.

Die Geometrien der Brennkammer sowie die der Luftzuführung und der Luftdüsen wurden auf Basis von durchgeführten CFD-Simulationen festgelegt (siehe Abbildung 88). Die Simulationen wurden mit eigenentwickelten CFD-Simulationsmodellen der Firma BIOS BIOENERGIESYSTEME, basierend auf dem Programm Fluent der Firma ANSYS, durchgeführt. Alle Arbeiten bezüglich CFD-Simulation erfolgten nicht durch den Autor der vorliegenden Arbeit. Aus diesem Grund werden nur die erzielten Ergebnisse dargestellt und erläutert. Im Vergleich zur Brennkammer der modifizierten Versuchsanlage 1 ergaben sich unter Berücksichtigung der Luftstufung für eine effektive Reduzierung der NO_x -Emissionen folgende wichtige Änderungen:

- Tangentiale Anbringung der Zuleitungen für Sekundär- und Tertiärluft, um eine gleichmäßige Austrittsgeschwindigkeit der Luft aus den Düsen zu ermöglichen (kontrolliertes Strömungsbild).
- Vergrößerung des Durchmessers der Düsen zur Zufuhr von Luft (Sekundär- und Tertiärluft) bei näherungsweise unveränderten Austrittsgeschwindigkeiten der Luft, um eine erhöhte Eindringtiefe der Luftstrahlen bei näherungsweise unveränderten Druckverlusten zu erzielen.

- Versetzung der Luftdüsen aus der Radialrichtung zur Brennerachse, um eine Drallströmung und somit eine verbesserte Durchmischung des Rauchgases mit Sekundär- und Tertiärluft zu erzielen.
- Verengung der Brennkammer im Bereich der Zuführung von Sekundär- und Tertiärluft, um einer bessere Durchmischung der Verbrennungsluft mit dem Rauchgas zu erzielen.
- Vergrößerter Durchmesser der Brennkammer, um eine entsprechend lange Verweilzeiten bei understöchiometrischen Bedingungen in der Sekundärverbrennungszone für eine effektive Reduktion der NO_x -Emissionen durch Primärmaßnahmen sowie bei überstöchiometrischen Bedingungen in der Tertiärbrennkammer für einen effektiven Ausbrand der Rauchgase zu erreichen.

Die Brennkammersteine wurden ohne Teilung aus Feuerfestbeton (Alsitra Mat 1260) von der Firma Rath AG gegossen

5.3.2 Messtechnik

Während der Testläufe sollten möglichst viele Betriebsdaten der Versuchsanlage 2 aufgezeichnet werden, um die durchgeführten Versuche aus- und bewerten zu können. Standardmäßig wurden folgende Betriebsdaten kontinuierlich aufgezeichnet:

- Temperaturprofil des Brennstoffbettes
- Temperatur des Produktgases
- Temperatur in der Sekundärbrennkammer
- Primär-, Sekundär- und Tertiärluftluftmenge
- Unterdruck im Vergaser
- Kesselleistung
- Gasförmige Rauchgasemissionen CO , CO_2 und NO_x mit RGA 1 (siehe Kapitel 2.1.1)

Der Messstellenplan ist in Anhang A4.1 dargestellt. Das Temperaturprofil des Brennstoffbettes wurde mit über den Vergaser verteilten Mantelthermoelementen des Typs K (NiCr-Ni) mit 3 mm Durchmesser jeweils am Rand des Brennstoffbettes gemessen, um die Brennstoffschüttung durch die Thermolemente nicht zu beeinflussen. Die genaue Anordnung der Thermolemente, die jeweils circa 5 mm in die Brennstoffschüttung hineinragen, ist im Messstellenplan dargestellt. Die Produktgastemperatur sowie die Temperatur in der Sekundärbrennkammer wurden ebenfalls mit Mantelthermoelementen des Typs K (3 mm Durchmesser) gemessen.

Für die Messung der Primär-, Sekundär- und Tertiärluftluftmenge wurden Sensoren der Firma Schmidt[®] Technology vom Typ SS20.60 eingesetzt [82]. Der Unterdruck im Vergaser wurde kontinuierlich direkt über dem Brennstoffbett mit einem Unterdrucksensor der Firma Halstrup-Walcher vom Typ PS10 aufgezeichnet.

Die Kesselleistung der Versuchsanlage 2 wurde, wie bei der Versuchsanlage 1, mit der Vor- und Rücklaufemperatur des Kesselwassers am Ein- beziehungsweise Austritt des Kessels sowie der Durchflussmenge ermittelt. Dazu wurden Mantelthermometer vom Typ J sowie eine Wasseruhr der Firma Aquametro vom Typ PMW25 eingesetzt.

Weiters wurde im Rauchgas nach Kessel der Sauerstoffgehalt mit einer herkömmlichen 2-Punkt-Lambda-Sonde der Firma Bosch gemessen [14].

Die Aufzeichnung der Messdaten erfolgte über eine herkömmliche Computerschnittstelle mit dem Messdatenerfassungs- und -verarbeitungsprogramm MCPS der Firma CAD-Computer GmbH & Co. KG [19] auf einem PC.

5.3.3 Regelung der Versuchsanlage 2

Der Betrieb der Versuchsanlage 2 sollte weitgehend automatisch erfolgen, um den Betreuungsaufwand zu reduzieren und während der Testläufe einen weitgehend stationären Betriebszustand mit niedrigen Emissionen über einen längeren Zeitraum gewährleisten zu können. In Anlehnung an die Regelungsstrategien bei modernen Pelletkesseln wurde ein erstes Regelungskonzept für die Versuchsanlage 2 mit folgenden Inhalten erarbeitet:

- Verbrennungsregelung über Sauerstoffgehalt im Rauchgas
- Leistungsregelung über Primärluft
- Regelung der Brennstoffzuführung über mechanischen Füllstandsschalter
- Temperaturgeführte Regelung der Entaschung des Vergasers
- Regelung des Rührwerkintervalls
- Sicherheitsrelevante Einrichtungen

Die Verbrennungsregelung erfolgte über den Sauerstoffgehalt (Lambda-Sonde) im Rauchgas mit der Tertiärluftmenge als Stellgröße. Das Verhältnis Sekundär- zu Tertiärluftmenge wurde mit der Sekundärluftklappe manuell eingestellt. Die jeweils benötigte Luftmenge (Primär-, Sekundär-, und Tertiärluft) wurde über in der Luftzuführung eingebaute automatische Klappen der Firma Belimo vom Typ ARF24-SR-S eingestellt [6].

Die Regelung der Kesselleistung der Versuchsanlage 2 erfolgte nicht wie üblich über die Vorlauftemperatur des Kessels, sondern über die Regelung der Primärluftmenge. Als Stellgröße wurde dabei die für eine bestimmte Kesselleistung benötigte Primärluftmenge vorgegeben, die Regelung erfolgte mit Hilfe des in der Primärluftzuführung eingebauten Luftmassensensors (vergleiche Kapitel 5.1.2) und der Primärluftklappe. Dies hatte zum Vorteil, dass die Kesselleistung der Anlage beliebig moduliert oder auf einen nahezu konstanten Wert eingestellt werden konnte.

Die Brennstoffzuführung wurde wie bei der modifizierten Versuchsanlage 1 über die Brennstoffbetthöhe im Vergaser geregelt. Mit Hilfe des mechanischen Füllstandschalters wurde die Höhe des Brennstoffbettes im Vergaser überwacht (siehe Abbildung 64). Sobald diese um rund 20 mm absank, löste der Füllstandsschalter die Brennstoffzuführung aus und über die Brennstoffschnecke wurde so lange frischer Brennstoff in den Vergaser gefördert bis das Brennstoffbett wieder auf die vorgegebene Höhe von rund 420 mm angewachsen war.

Weiters wurde der Entaschungsvorgang weitgehend automatisiert. Der Regelung der Entaschung liegt folgende Strategie zu Grunde. Infolge der Verbrennung der Pellets baut sich im unteren Bereich des Vergasers ein Aschebett auf, wodurch in weitere Folge die einzelnen Konversionszonen in der Schüttung nach oben wandern. Dies spiegelt sich auch in einer Änderung des Temperaturprofils entlang der Brennstoffschüttung im Vergaser wieder. Aufgrund der hohen Isolationswirkung der Asche, ist die Änderung des Temperaturprofils im

unteren Bereich des Vergasers markant ausgeprägt, wie in Abbildung 89 deutlich zu erkennen ist.

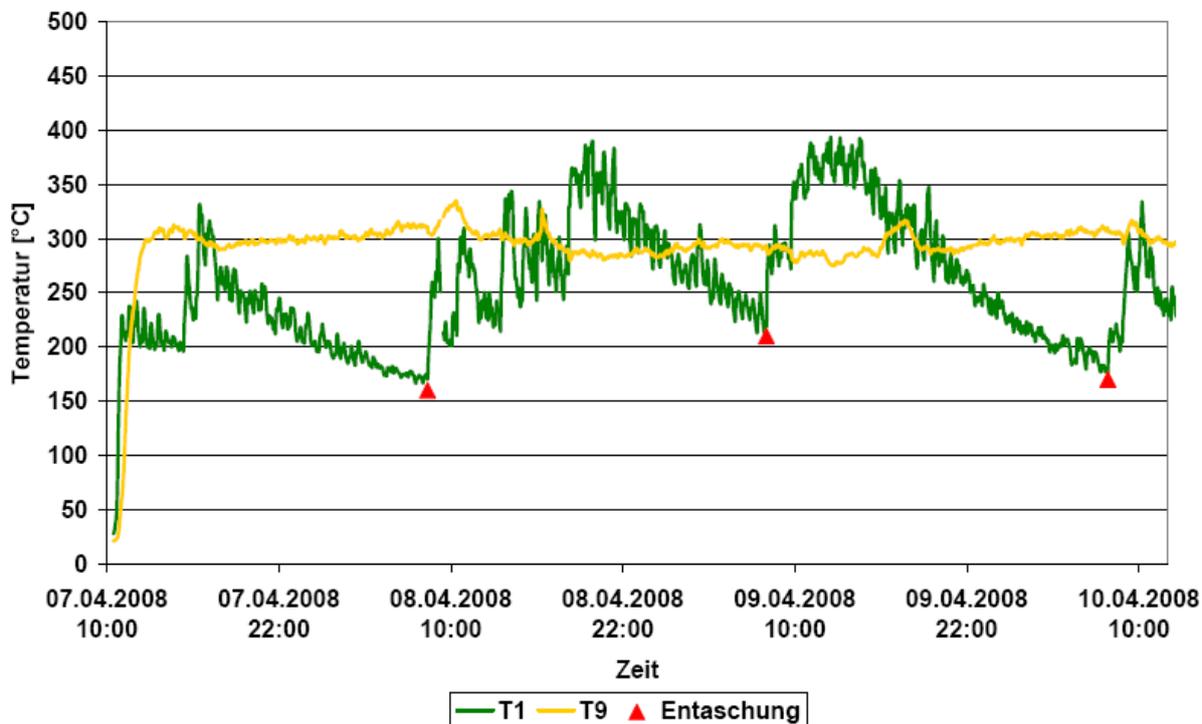


Abbildung 89: Verlauf der Temperaturen im untersten und obersten Bereich des Brennstoffbettes des Vergasers

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente nach A4.1; Testlauf vom 07.04. bis 10.04.2008; Entaschungsvorgang; Brennstoff: Weichholzpellets

Für die Regelung der Entaschung wurde daher die Temperatur im Bereich des Luftkreuzes kontinuierlich gemessen. Sobald die gemessene Temperatur bedingt durch den Ausbau des Aschebettes unter einen definierten Wert sank, wurde die Ascheschnecke so lange in Betrieb genommen bis die Temperatur wieder deutlich über den definierten Wert gestiegen war. Bei jedem Entaschungsvorgang wurde das Primärluftkreuz zur Unterstützung gedreht, wodurch die Asche von dem am Primärluftkreuz angebrachten Rührer in Richtung Ascheschnecke geschoben wurde.

Die Regelung des Rührvorganges des Primärluftkreuzes erfolgte intervallgesteuert in Abhängigkeit von der Kesselleistung. Bei Nennlast (15 kW Kesselleistung) wurde das Kreuz alle 5 Minuten 5 Sekunden lang, was einer Drehung des Kreuzes um 90° entspricht, gedreht. Bei Kesselleistungen unter 50% Nennlast wurde das Rührintervall auf 10 Minuten eingestellt, die Einschaltdauer wurde nicht geändert.

Sicherheitsrelevante Einrichtungen an der Versuchsanlage 2 waren notwendig, um einen unbeaufsichtigten Betrieb der Anlage zu ermöglichen. Dazu zählten Sicherheitstemperaturbegrenzungsschalter (STB) für den Kessel und die Brennstoffschnecke (Rückbrandgefahr), die beim Überschreiten der Grenztemperatur auslösten und die gesamte Anlage stromlos schalteten. Des Weiteren sah das Regelungskonzept vor, dass die Anlage bei Vorliegen eines Störfalles – zum Beispiel Überschreiten der zulässigen Kesselwassertemperatur – automatisch heruntergefahren wurde.

Die Umsetzung des Regelungskonzeptes erfolgte in Labview [57].

5.3.4 Versuchsdurchführung

Bei Versuchsbeginn wurden jeweils zuerst die Messdatenaufzeichnung gestartet und über das Saugzuggebläse ein konstanter Unterdruck im Vergaser eingestellt. Danach wurde eine konstante Primärluftmenge von 2 Nm³/h eingestellt und das Zündelement in der Primärluftzuführung in Betrieb genommen.

Der Vergaser wurde entweder mit einem niedrigen Bett aus frischen Pellets oder aus Holzkohlepellets aus dem vorherigen Testlauf gestartet. Die Betthöhe variierte dabei zwischen 100 mm, wenn das Bett aus frischen Pellets bestand, und 300 mm bei dem Holzkohlebett. Sobald die Zündung der Pellets im Vergaser erfolgt war, erkennbar an einem signifikanten Anstieg der Temperatur im Bereich des Primärluftkreuzes beziehungsweise an sehr hohen CO-Konzentrationen im Rauchgas, wurde die Brennstoffzuführung eingeschaltet und die Betthöhe kontinuierlich auf circa 420 mm vergrößert. Das Zündelement des Vergasers wurde wieder ausgeschaltet und die Funkenzündung aktiviert. Sobald sich das Produktgas in der Brennkammer entzündete, stieg die Temperatur in der Brennkammer infolge der Verbrennung stark an. Die Funkenzündung wurde wieder deaktiviert, so bald die Temperatur in der Brennkammer um 100 K gestiegen war.

Danach wurden, je nach durchzuführendem Testlauf, die Parameter für Primärluft, Sauerstoffgehalt im Rauchgas und Verhältnis Sekundär- zu Tertiärluft sowie das Rührwerksintervall eingestellt.

Alle dargestellten Messungen wurden erst nach Erreichen des stabilen Betriebes der Versuchsanlage 2 durchgeführt. Die für die Messungen eingesetzte Analytik sowie die dazugehörige Methodenbeschreibung sind im Kapitel 2 angeführt.

5.3.5 Brennstoff

Als Brennstoff wurden immer Weichholzpellets nach Ö-NORM M7135 eingesetzt. Die Ergebnisse der durchgeführten Analysen der wiederholt gezogenen Brennstoffproben sind in Anhang A1 angeführt.

5.3.6 Überblick über die durchgeführten Testläufe

An der Versuchsanlage 2 wurden zahlreiche Testläufe mit dem Ziel durchgeführt, den Vergaser und das neue Brennerkonzept hinsichtlich Stärken und Schwächen zu bewerten. Die Schlussfolgerungen aus der Bewertung sowie die gewonnenen Erfahrungen aus dem Betrieb der Versuchsanlage 2 bildeten die Grundlage bei der Entwicklung und Konzeption des Prototypen der neuen Feuerungstechnologie. Den Schwerpunkt der Arbeiten lag in der Beurteilung der Emissionen der Versuchsanlage 2. Im Rahmen der Testläufe wurden hierzu auch von der Basisvariante abweichende Brennkammergeometrien und Brennkammersteine mit unterschiedlicher Wärmeleitfähigkeit eingesetzt sowie die Luftzuführung variiert und deren Einfluss auf die Emissionen geprüft. Des Weiteren musste abgeklärt werden, ob die Ascheanbackungen, die beim Betrieb der Versuchsanlage 1 zu großen Probleme geführt hatten, durch die Vergrößerung des Durchmessers des Vergasers sowie durch den Einsatz der Hubvorrichtung entscheidend minimiert werden können. Die Ergebnisse der durchgeführten Testläufe sowie die Beurteilung der Versuchsanlage 2 sind in den Punkten

- Ausbrandqualität der Rauchgase

- NO_x-Emissionen
- Variation Brennerkammer
- Fein- und Gesamtstaubemissionen
- Zusammensetzung des Produktgases
- Ascheverhalten und Entaschung

zusammengefasst.

5.3.7 Bewertung der Ausbrandqualität

Die Bewertung der Ausbrandqualität der Rauchgase erfolgt anhand des Kohlenmonoxidgehaltes im Rauchgas, da die Oxidation von Kohlenmonoxid zu Kohlendioxid im Vergleich zu den anderen für den Ausbrand relevanten chemischen Reaktionen die langsamste Reaktion darstellt [81]. Wenn das Rauchgas kein beziehungsweise nur sehr wenig Kohlenmonoxid enthält, kann von einer vollständigen Verbrennung ausgegangen werden. Im Rahmen der Testläufe wurden die für die Verbrennung relevanten Betriebsparameter, nämlich Gesamtluftüberschuss, Kesselleistung und Verhältnis Sekundär- zu Tertiärluft (Luftstufung) variiert und deren Einfluss auf die CO-Emissionen und damit auf die Ausbrandqualität der Rauchgase geprüft. Dabei wurde immer nur ein Betriebsparameter variiert und die anderen beiden konstant gehalten, um ein Einfluss auf den Ausbrand klar darstellen zu können.

5.3.7.1 Einfluss Gesamtluftüberschuss

In Abbildung 90 ist der Einfluss des Gesamtluftüberschusses auf die CO-Emissionen für Nennlast und für 33% Nennlast (5 kW Kesselleistung) dargestellt. Als $\lambda_{\text{sekundär}}$ wird generell das Luftverhältnis in der Brennkammer nach der Sekundärluftzuführung bezeichnet. Die CO-Emissionen liegen für beide Lastfälle mit Werten unter 20 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau. Mit abnehmendem Gesamtluftüberschuss ist bei beiden Lastfällen ein Trend in Richtung leichte Zunahme der CO-Emissionen zu erkennen. Bei einem weiteren Absenken des Gesamtluftüberschusses auf Werte unter 1,2 ist aber vor allem im Teillastbetrieb mit einer deutlichen Zunahme der CO-Emissionen zu rechnen. Dies ist auf die etwas schlechtere Durchmischung von der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen aufgrund mit dem Luftüberschuss abnehmender Verbrennungsluftströme und daraus resultierender niedrigerer Geschwindigkeiten zurückzuführen. Aufgrund der sehr niedrigen CO-Emissionen ist bei beiden Lastfällen von einer sehr guten Ausbrandqualität der Rauchgase auch bei einem niedrigen Gesamtluftüberschuss auszugehen. Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die Ausbrandqualität der Rauchgase sehr hoch ist und vom Luftüberschuss nur in einem geringen Ausmaß beeinflusst wird. Die Versuchsanlage 2 kann bei niedrigem Gesamtluftüberschuss betrieben werden, was sich auch positiv auf den Wirkungsgrad der Feuerung auswirkt, da dieser mit abnehmendem Gesamtluftüberschuss zunimmt.

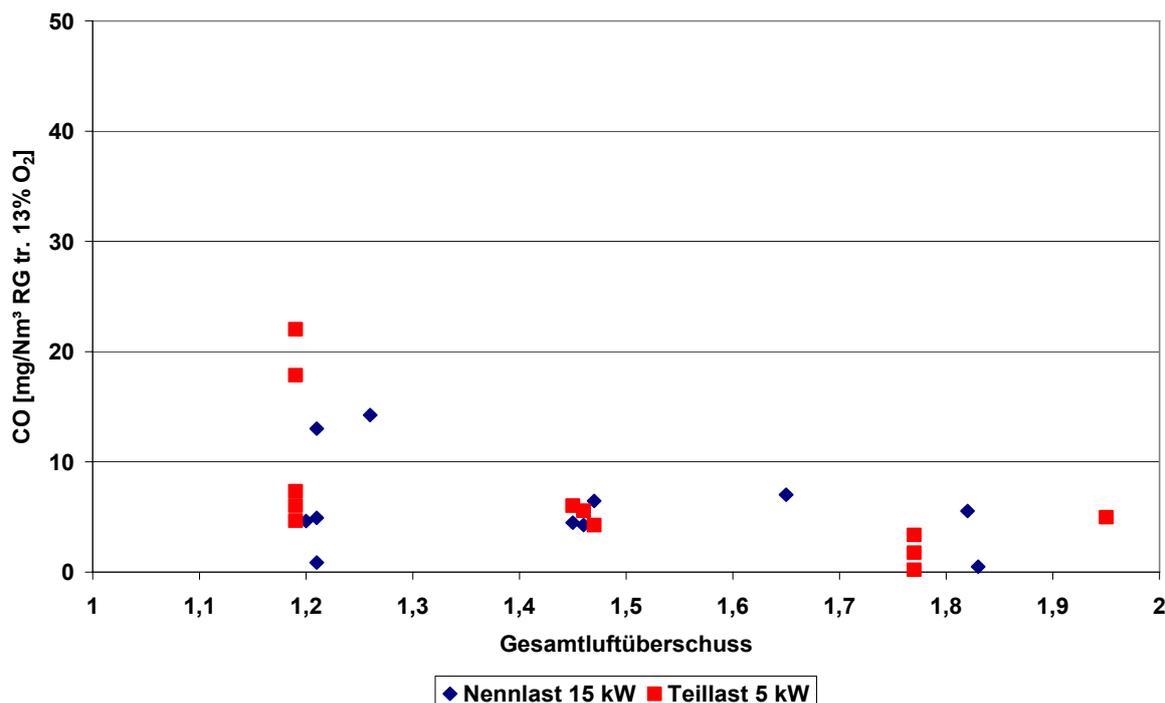


Abbildung 90: Kohlemonoxidemissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,5$; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

5.3.7.2 Einfluss Kesselleistung (Teillastfähigkeit)

In Abbildung 91 sind ein Lastwechsel von Nennlast 15 kW auf 25% Nennlast sowie der dazugehörige Verlauf der CO-Emissionen und des Restsauerstoffs im Rauchgas dargestellt. Beim Lastwechsel traten unterhalb einer Kesselleistung von 5 kW, gekennzeichnet durch die blaue Linie im Diagramm, vermehrt Kohlenmonoxidspitzen im Rauchgas auf. Diese lassen sich mit der schlechteren Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen aufgrund bei Teillast kleinerer Verbrennungsluftströme und daraus resultierender niedriger Geschwindigkeiten begründen. Bei einer Erhöhung der Kesselleistung auf 5 kW, das entspricht 33% der Nennlast, sanken die CO-Emissionen wieder auf ein sehr niedriges Niveau ab. Bei 33% Nennlast ist die Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen für einen guten Ausbrand der Rauchgase noch ausreichend. Unterhalb dieser Last führt die unzureichende Durchmischung zu erhöhten CO-Emissionen und zu einer Verschlechterung der Ausbrandqualität der Rauchgase.

Die Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen kann erhöht werden, indem die gesamte Verbrennungsluft über die Sekundärluftdüsen zugeführt wird, das heißt, indem die Luftstufung des Brenners deaktiviert wird. In Abbildung 92 sind die Kesselleistung sowie der dazugehörige Verlauf der CO-Emissionen und des Restsauerstoffes im Rauchgas bei deaktivierter Luftstufung dargestellt. Oberhalb einer Kesselleistung von rund 2,5 kW (entspricht 17% der Nennlast) sind die CO-Emissionen bei deaktivierter Luftstufung mit Werten unter 25 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) auf einem sehr niedrigen Niveau. Die Versuchsanlage 2 zeichnet sich damit durch eine sehr gute Teillastfähigkeit aus.

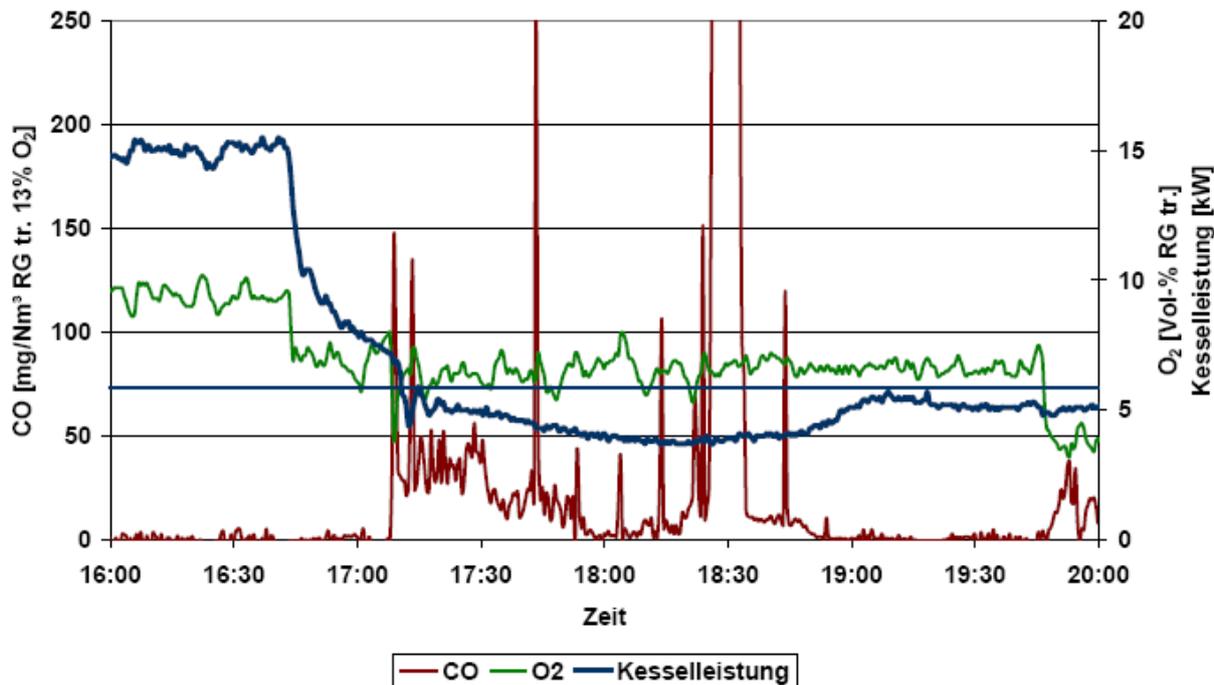


Abbildung 91: Kohlemonoxidemissionen und Restsauerstoffgehalt im Rauchgas sowie Kesselleistung der Versuchsanlage 2
 Erläuterungen: Testlauf vom 19.03.2008; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,5$; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

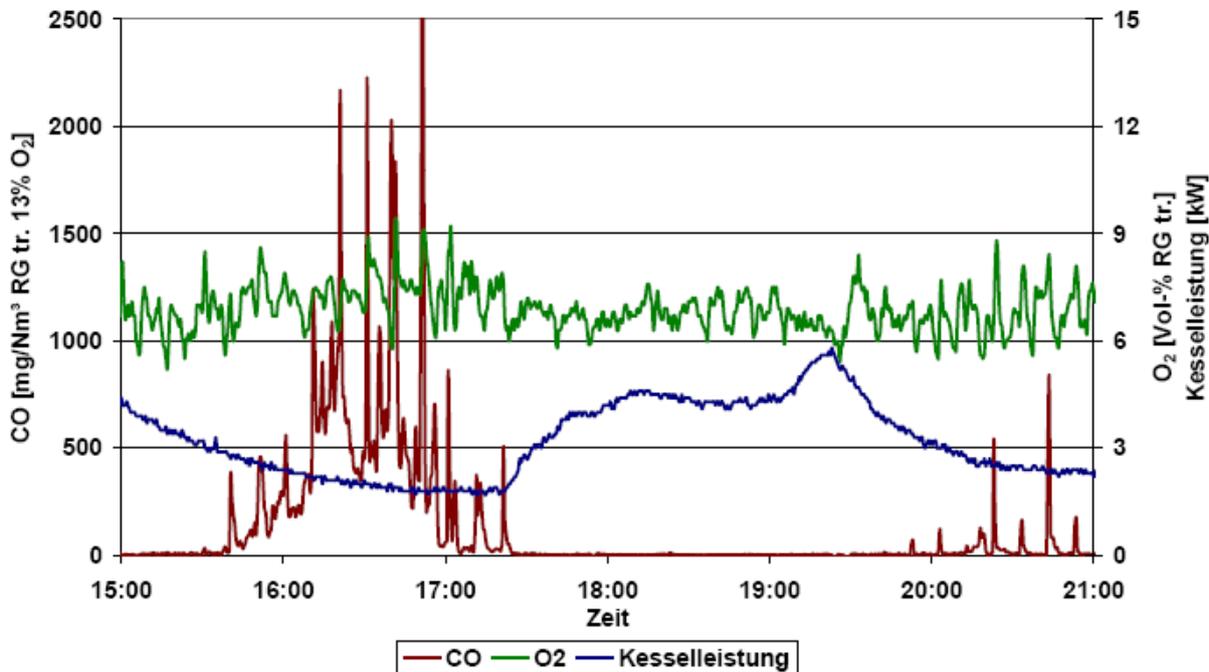


Abbildung 92: Kohlemonoxidemissionen und Restsauerstoffgehalt im Rauchgas sowie Kesselleistung der Versuchsanlage 2
 Erläuterungen: Testlauf vom 12.03.2008; Luftstufung deaktiviert; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Unterhalb einer Kesselleistung von rund 2,5, gekennzeichnet durch die blaue Linie im Diagramm, ist im Rauchgas mit einer signifikanten Zunahme der CO-Emissionen zu rechnen. Die Ursache für die Zunahme der CO-Emissionen ist einerseits in der schlechten Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen und andererseits in der für eine vollständige Verbrennung zu niedrigen Brennkammertemperatur zu sehen. Das heißt unterhalb einer Kesselleistung von 2,5 kW ist ein Betrieb der Versuchsanlage 2 aufgrund der schlechten Ausbrandqualität der Rauchgase nicht mehr sinnvoll.

5.3.7.3 Einfluss Luftstufung

Wie im vorherigen Abschnitt schon erläutert ist ein Betrieb der Versuchsanlage 2 mit aktivierter Luftstufung bei Kesselleistungen unter 5 kW aufgrund erhöhter CO-Emissionen nicht sinnvoll (vergleiche 5.3.7.2). Der Einfluss der Luftstufung auf die CO-Emissionen bei Nennlast und bei 33% Nennlast (5 kW Kesselleistung) ist in Abbildung 93 dargestellt. Die Ergebnisse lassen den Schluss zu, dass die Luftstufung im untersuchten Bereich bei Kesselleistungen im Bereich von 15 bis 5 kW keinen Einfluss auf die CO-Emissionen hat.

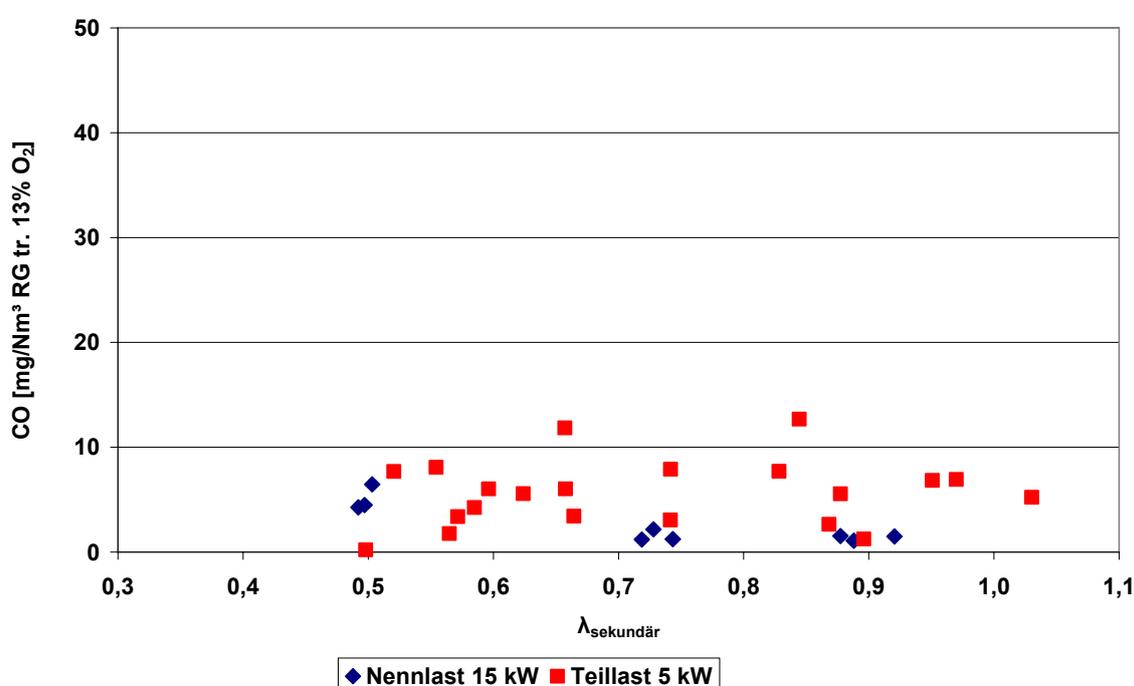


Abbildung 93: Kohlemonoxidemissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Luftstufung

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss 1,45; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die CO-Emissionen der Versuchsanlage 2 bei der Basisvariante der Brennkammer bei Nennlast mit Werten unter 20 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) dem Stand der Technik entsprechend auf einem sehr niedrigen Niveau liegen. Bei 33% Kesselleistung (5 kW) sind die CO-Emissionen der Versuchsanlage 2 mit Werten unter 20 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) ebenfalls als sehr niedrig zu bewerten, wobei die erzielten Werte deutlich unter denen von am Markt vorhandenen Pelletkesseln vergleichbarer Leistung liegen. Bei deaktivierter Luftstufung werden auch bei einer extremer Teillast von 2,5 kW, das entspricht 17% der Nennleistung, sehr niedrige CO-Emissionen (Werte unter 25 mg/Nm³, bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) und folglich

eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase erreicht. Die Versuchsanlage 2 zeichnet sich damit durch eine sehr gute Modulierbarkeit bezüglich Leistung aus.

Weiters kann die Versuchsanlage 2 bei niedrigem Gesamtluftüberschuss betreiben werden, was sich generell positiv auf den Wirkungsgrad einer Feuerung auswirkt, da dieser mit abnehmendem Gesamtluftüberschuss zunimmt.

Der Einfluss der Luftstufung auf die CO-Emissionen bei Nennlast und bei 33% Nennlast (5 kW Kesselleistung) ist gering. Unterhalb einer Kesselleistung von 5 kW sollte die Luftstufung deaktiviert und die gesamte Verbrennungsluft über die Sekundärluftdüsen zugeführt werden, da ansonsten mit einer Verschlechterung der Ausbrandqualität der Rauchgase zu rechnen ist.

5.3.8 Bewertung der NO_x-Emissionen der Versuchsanlage 2

Die Bewertung der NO_x-Emissionen nimmt einen wichtigen Stellenwert ein, da durch den Einsatz des Brennerkonzeptes mit integrierter Luftstufung eine deutliche Reduktion der NO_x-Emissionen erreicht werden sollte. Aus diesem Grund wurde ein umfangreiches Testlaufprogramm für die Versuchsanlage 2 erarbeitet, um das Potential der NO_x-Reduktion durch Luftstufung vollständig erfassen zu können. Den Testläufen zur Beurteilung der Ausbrandqualität entsprechend wurden im Rahmen der Testläufe die relevanten Betriebsparameter

- Kesselleistung
- Gesamtluftüberschuss
- Luftverhältnis in der Sekundärbrennkammer ($\lambda_{\text{sekundär}}$)

variiert und deren Einfluss auf die NO_x-Emissionen im Rauchgas geprüft. Der erarbeitete Versuchsplan ist in Tabelle 28 und Tabelle 29 zusammengefasst. In der ersten Testreihe wurden Testläufe mit den bei den CFD-Simulationen verwendeten Einstellungen für die Luftstufung, des Gesamtluftüberschusses und der Kesselleistung durchgeführt. Bei den weiteren Testläufen wurden für Nenn- und Teillast (5 kW) sowohl Lambda sekundär als auch der Gesamtluftüberschusses variiert.

Lastfälle/Variationen	Einheit	Kesselleistung				Variation Lambda				Variation Luftstufung	
		NL01	TL01	L0,75	TL02	NL02	NL03	NL04	NL05	NL06	NL07
Kesselleistung	kW	15	5	12	2,5	15	15	15	15	15	15
Primärluftverhältnis	[-]	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
Lambda sekundär	[-]	0,50	0,50	0,50	1,45	0,50	0,50	0,50	0,50	0,70	0,90
Lambda gesamt	[-]	1,45	1,45	1,45	1,45	1,20	1,60	1,80	2,00	1,45	1,45
Lambda Stein	[W/(mK)]	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42
Dauer	[h]	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Wiederholungen	[-]	3	3	3	3	3	1	3	1	3	3

Tabelle 28: Versuchsplan zur Bewertung des Brennerkonzeptes hinsichtlich NO_x-Emissionen (1. Teil)

Erläuterungen: Primärluftverhältnis entspricht Verhältnis Primärluftmenge zu stöchiometrischer Gesamtluftmenge; Lambda Stein: Wärmeleitfähigkeit Brennkammersteine

Lastfälle/Variationen	Parameter	Einheit	Variation Lambda					Variation Luftstufung	
			TL02	TL03	TL04	TL05	TL06	TL07	TL08
Kesselleistung	kW		5	5	5	5	5	5	5
Primärluftverhältnis	[-]		0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
Lambda sekundär	[-]		1,45	0,5	0,5	0,5	0,5	0,7	0,9
Lambda gesamt	[-]		1,45	1,20	1,60	1,80	2,00	1,45	1,45
Lambda Stein	[W/(mK)]		0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42
Dauer	[h]		1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Wiederholungen	[-]		3	3	1	3	1	3	3

Tabelle 29: Versuchsplan zur Bewertung des Brennerkonzeptes hinsichtlich NO_x-Emissionen (2. Teil)

Erläuterungen: siehe Tabelle 27

5.3.8.1 Einfluss Kesselleistung

Der Einfluss der Kesselleistung auf die NO_x-Emissionen der Versuchsanlage 2 zwischen 17% Nennlast und Nennlast (15 kW Kesselleistung) ist in Abbildung 94 dargestellt.

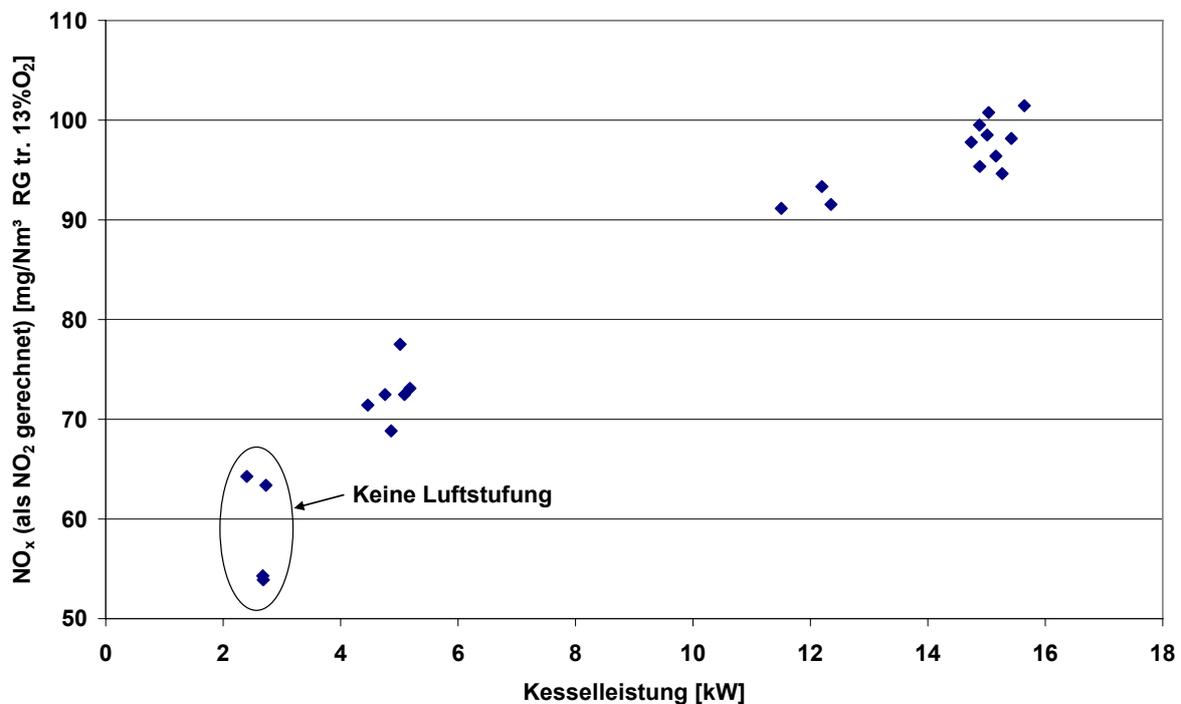


Abbildung 94: NO_x-Emissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,5$ bei aktivierter Luftstufung; Gesamtluftüberschuss: 1,45; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Die NO_x-Emissionen zeigen eine signifikante Abhängigkeit von der Kesselleistung der Versuchsanlage 2. Bei einer Kesselleistung von 2,5 kW und deaktivierter Luftstufung liegen die NO_x-Emissionen im Bereich von 55 bis 65 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂). Im Vergleich dazu sind die NO_x-Emissionen bei Nennlast mit Werten von 95 bis 105 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) fast doppelt so hoch wie bei extremer Teillast. Die Zunahme der NO_x-Konzentrationen im Rauchgas mit steigender

Vergaserleistung ist wahrscheinlich durch kürzere Verweilzeiten der Rauchgase in der Sekundärverbrennungszone mit zunehmender Leistung bedingt. Mit zunehmender Vergaserleistung steigen auch die Luftströme deutlich an, wodurch die Verweilzeiten der Rauchgase verkürzt werden und folglich das Reduktionspotential der Luftstufung nicht optimal ausgenutzt werden kann. Der Zusammenhang zwischen der Zunahme der NO_x -Konzentrationen im Rauchgas mit steigender Vergaserleistung wurde im Rahmen der am Prototypen durchgeführten Messungen grundlegend untersucht. Daher sei an dieser Stelle auf die Diskussion der erfolgten Messungen in Kapitel 5.4.10 verwiesen.

5.3.8.2 Einfluss Gesamtluftüberschuss

Der Einfluss des Gesamtluftüberschusses auf die NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 bei Nenn- und bei 33% Nennlast ist in Abbildung 95 dargestellt.

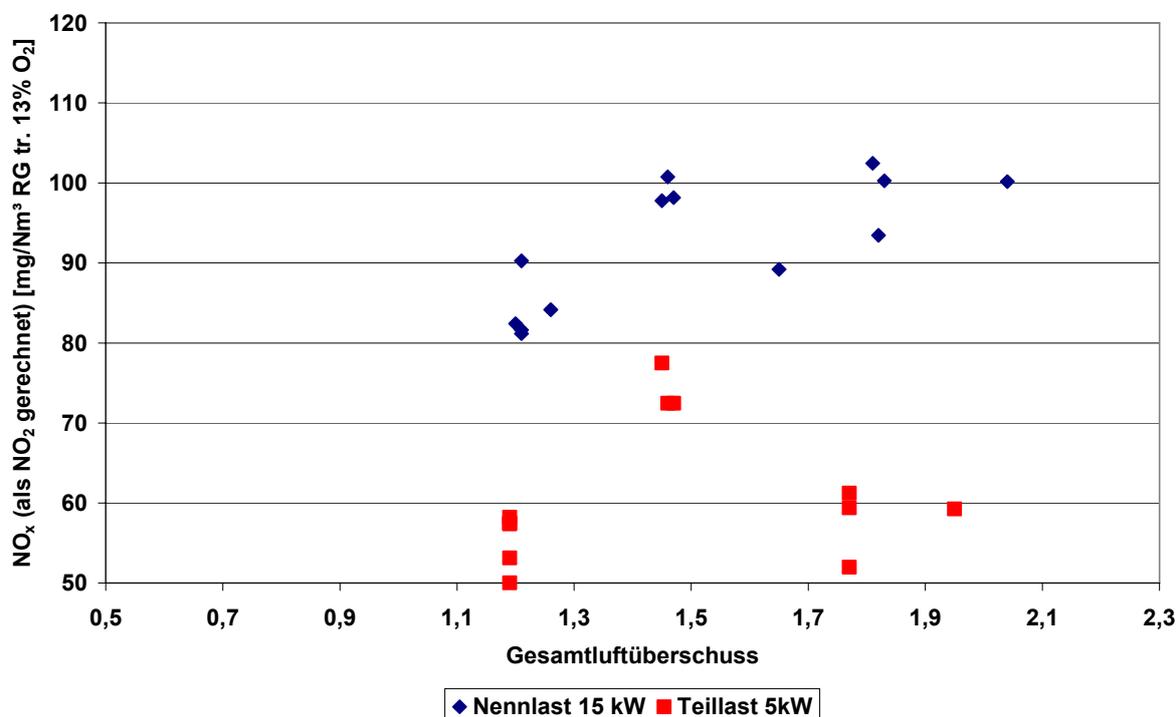


Abbildung 95: NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,5$; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Bei Nennlast steigen die NO_x -Emissionen mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss leicht an, bei 33% Nennlast ist dagegen kein Trend feststellbar. Die Zunahme der NO_x -Emissionen bei Nennlast von 80 auf rund 105 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) ist wahrscheinlich auf eine teilweise Rückvermischung der Tertiärluft mit den Rauchgasen in der Sekundärbrennkammer zurückzuführen. Je höher der Gesamtluftüberschuss desto mehr Tertiärluft gelangt durch Rückvermischung in die Sekundärbrennkammer und beeinflusst damit die Verweilzeit der Rauchgase in der Brennkammer, unter anderem ausschlaggebend für eine effektive Reduktion der NO_x -Emissionen, negativ. Eine Zunahme der NO_x -Emissionen aufgrund der Bildung von thermischem NO_x kann ausgeschlossen werden, da mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss die Temperatur in der Brennkammer abnimmt. Im

Teillastbetrieb (5 kW) ist dagegen kein Trend feststellbar, aufgrund der im Vergleich zur Nennlast deutlich kleineren Luftströme tritt eine Rückvermischung der Tertiärluft mit den Rauchgasen in der Brennkammer nicht auf. Die NO_x -Emissionen liegen bei 30% Nennlast im Bereich von 50 bis 88 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) und sind, wie erwartet, deutlich niedriger als bei Nennlast. Die im Vergleich zu den übrigen Messwerten höheren NO_x -Emissionen bei einem Gesamtluftüberschuss von 1,45 (siehe Abbildung 95) sind auf Schwankungen im Brennstoffstickstoffgehalt des eingesetzten Brennstoffes zurückzuführen, der bei dieser Versuchsreihe mit 0,12 Gew% TS etwas höher war als bei den übrigen Versuchsreihen, wo der Brennstoffstickstoffgehalt im Bereich 0,07 bis 0,1 Gew% TS lag. Bekanntlich wirkt sich der Brennstoffstickstoffgehalt auf die Höhe der NO_x -Emissionen aus.

5.3.8.3 Einfluss Luftverhältnis in der Sekundärbrennkammer

Die in der Sekundärbrennkammer vorherrschenden Luftverhältnisse haben bei konventionellen Biomasseverbrennungsanlagen einen wesentlichen Einfluss auf die NO_x -Emissionen. Das NO_x -Reduktionspotential wird einerseits von den unterstöchiometrischen Bedingungen in der Brennkammer andererseits maßgeblich von der Verweilzeit der Rauchgase in der reduzierenden Zone sowie von der Temperatur in der Brennkammer beeinflusst. Der Einfluss des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer auf die NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 bei Nenn- und bei 33% Nennlast ist in Abbildung 96 dargestellt.

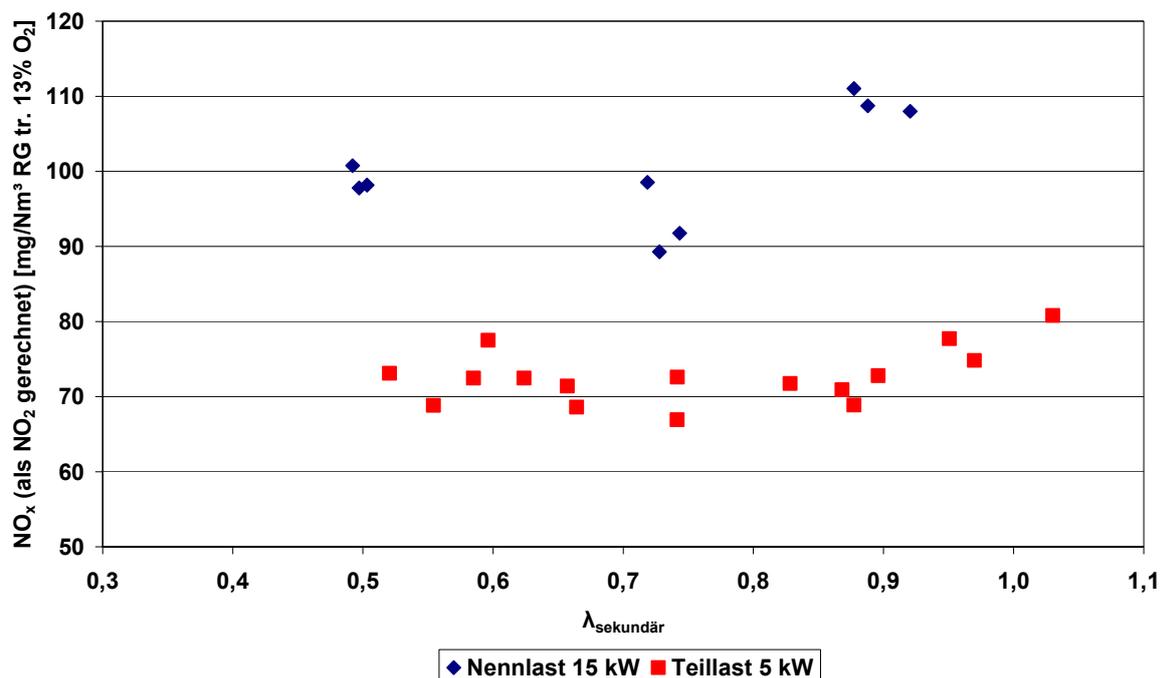


Abbildung 96: NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss: 1,45; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpелlets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Die NO_x -Emissionen weisen für beide Lastfälle bei einem $\lambda_{\text{sekundär}}$ von rund 0,75 ein leichtes Minimum auf, wobei dieses bei Nennlast ausgeprägter ist als bei 33% Nennlast. In diesem

Betriebspunkt wird die Luftstufung der Versuchsanlage optimal ausgenutzt, das heißt, die Verweilzeit der Rauchgase in der Reduktionszone sowie die Brennkammertemperatur liegen für eine effektive Reduktion der NO_x -Emissionen im optimalen Bereich. Im Falle der anderen gewählten Luftstufungen wird das Reduktionspotential des Brennerkonzeptes nicht voll ausgeschöpft, die NO_x -Emissionen sind etwas höher. Die NO_x -Emissionen liegen bei 33% Last mit Werten von 65 mit 80 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) auf einem deutlich niedrigeren Niveau als bei Nennlast, wo die NO_x -Emissionen im Bereich von 90 bis 110 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) liegen.

Das Potential der Luftstufung lässt sich anhand von Abbildung 97, in der die NO_x -Emissionen bei aktivierter und deaktivierter Luftstufung für die Lastfälle 33 und 75% Nennlast dargestellt sind, verdeutlichen. Aufgrund zu hoher Druckverluste in der Sekundärluftzuführung konnte bei Nennlast die Luftstufung nicht deaktiviert werden. Bei deaktivierter Luftstufung, das heißt die gesamte Verbrennungsluft wird über die Sekundärluftdüsen zugeführt, liegen die NO_x -Emissionen bei beiden Lastfällen auf einem deutlich höheren Niveau als bei aktivierter Luftstufung. Durch die Luftstufung können die NO_x -Emissionen um rund 25% reduziert werden.

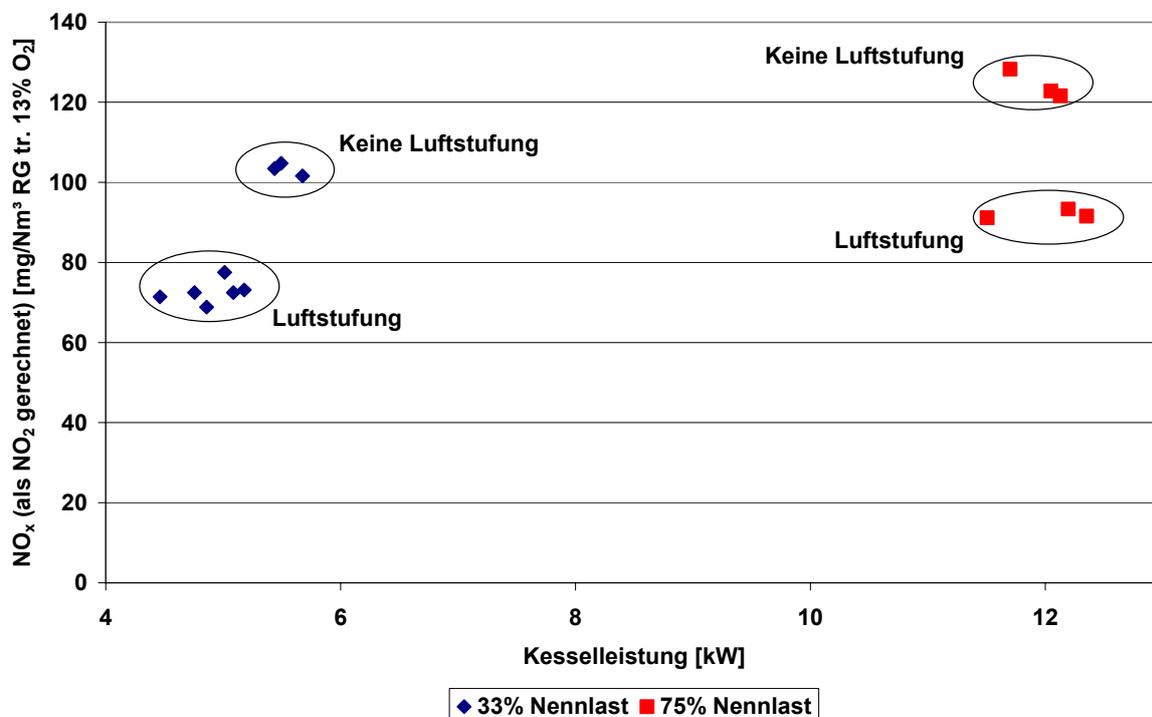


Abbildung 97: NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 bei aktivierter und deaktivierter Luftstufung

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss 1,45; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$ bei aktivierter Luftstufung; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Die NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 liegen bei aktivierter Luftstufung bei Nennlast im Bereich von 85 bis 110 mg/Nm^3 und bei Teillast (5 kW) zwischen 55 und 75 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) für Brennstoffstickstoffgehalte kleiner gleich 0,12 Gew% TS. Bei Nennlast steigen die NO_x -Emissionen mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss leicht an. Der Gesamtluftüberschuss der Versuchsanlage 2 sollte daher bei Nennlast so niedrig wie möglich sein (im Bereich von 1,2). Es zeigt sich eine signifikante

Abhängigkeit der NO_x -Emissionen von der Leistung der Versuchsanlage. Bei 5 kW Kesselleistung sind die NO_x -Emissionen um 25% geringer als bei Nennlast (15 kW). Die Ursache für die Abhängigkeit der NO_x -Emissionen von der Leistung der Anlage dürfte in den kürzeren Verweilzeiten der Rauchgase in der Sekundärverbrennungszone mit zunehmender Leistung liegen. Mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss steigen die NO_x -Emissionen leicht an. Für die Luftstufung liegt der optimale Betriebspunkt mit den niedrigsten NO_x -Emissionen im Bereich von λ sekundär 0,7 bis 0,8. Je höher die Kesselleistung ist, desto ausgeprägter ist dieser optimale Betriebspunkt. Das Potential der NO_x -Reduktion durch Luftstufung liegt bei rund 25%. Zusammenfassend zeigt sich, dass durch den Einsatz des Brennerkonzeptes mit integrierter Luftstufung die NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 auf Werte unter 100 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) reduziert werden können. Die erzielten Werte liegen damit deutlich unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung, wo die NO_x -Emissionen im Mittel bei 115 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) liegen [12].

5.3.9 Variationen Brennkammer

Durch den Einsatz des neuen Brennerkonzeptes konnten bereits sehr niedrige CO - und NO_x -Emissionen erreicht werden. Weitere Entwicklungsschritte des Brennerkonzeptes zielten darauf ab, die Größe der Brennkammer zu reduzieren sowie die Beständigkeit der Brennkammersteine gegenüber Bruch infolge thermischer Belastung zu erhöhen.

5.3.9.1 Variation Brennkammergeometrie

Der Durchmesser der Brennkammer wurde von 250 mm auf 100 mm reduziert, um den Platzbedarf und somit die Größe des Kessels künftig verkleinern zu können. Eine Reduktion der Größe der Brennkammer sowie des Kessels war in erster Line aus Kostengründen notwendig. Die zylindrisch ausgeführte Brennkammer ist in Abbildung 98 schematisch dargestellt.

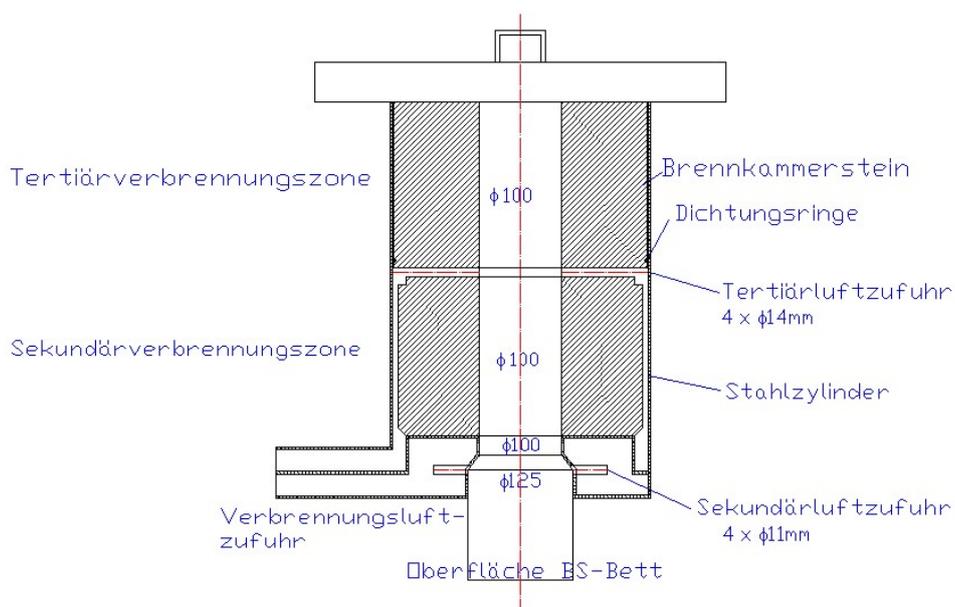


Abbildung 98: Schematische Darstellung der zylindrischen Brennkammer der Versuchsanlage 2

Erläuterungen: Kessel und Rauchgassammelkanal nicht dargestellt

Die Zuführung der Sekundär- und Tertiärluft sowie der Kessel blieben gegenüber der Basisvariante unverändert. Die Brennkammersteine wurden ohne Teilung aus Feuerfestbeton gegossen, wobei die Zusammensetzung des Betons gegenüber der Basisvariante unverändert blieb. Durch die Verkleinerung des Durchmessers der Brennkammer, wurden das effektive Brennkammervolumen und somit die Verweilzeit der Rauchgase in der Brennkammer deutlich reduziert. Anhand von an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Messungen wurde daher überprüft, ob die Verweilzeit der Rauchgase in der Brennkammer für einen vollständigen Ausbrand noch ausreichend war und inwiefern die NO_x -Emissionen durch die geänderten Verweilzeiten beeinflusst wurden.

In Abbildung 99 sind die NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 beim Einsatz der Basisvariante der Brennkammer und die Emissionen bei Verwendung der zylindrischen Brennkammer für die beiden Lastfälle Nennlast 15 kW und 33% Nennlast dargestellt.

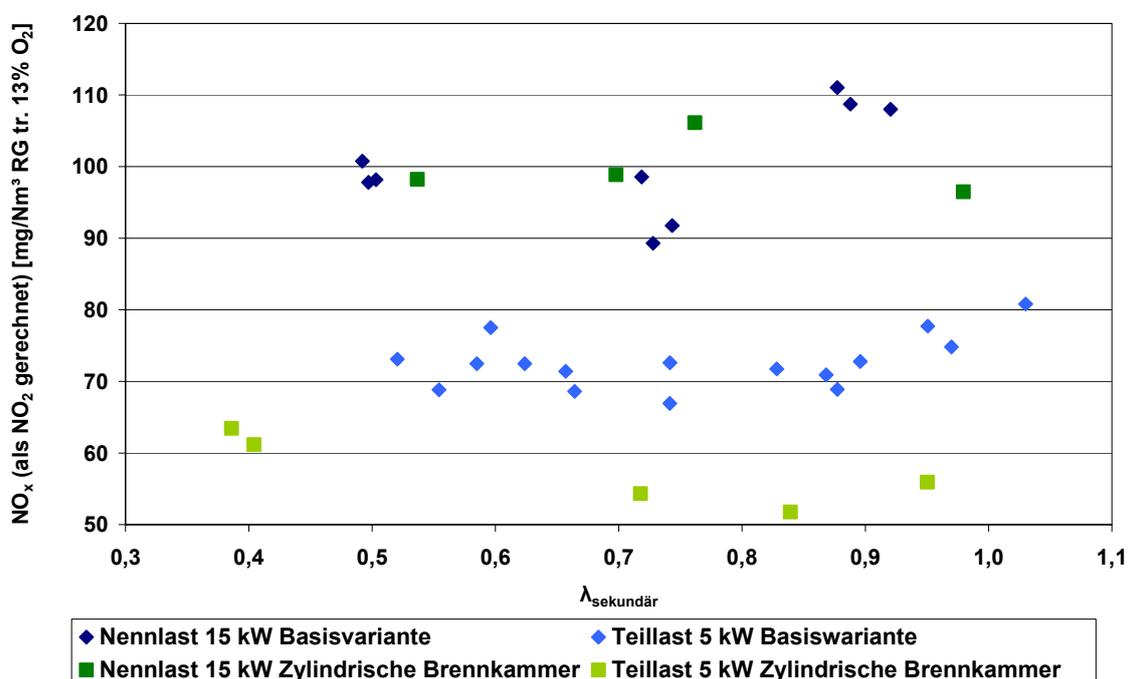


Abbildung 99: NO_x -Emissionen der Basisvariante der Brennkammer und der zylindrischen Brennkammer

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss: 1,45; Luftstufung Brennkammer Basisvariante aktiviert; Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 - 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Die Verwendung der zylindrischen Brennkammer führt zu keiner Verschlechterung der NO_x -Emissionen im Nennlastbetrieb. Im Teillastbetrieb sind die NO_x -Emissionen laut Messung bei der zylindrischen Brennkammer etwas niedriger als bei der Basisvariante. Auf Basis der erfolgten Messungen kann davon ausgegangen werden, dass die Verkleinerung des Durchmessers der Brennkammer keine negative Auswirkung auf die Höhe der NO_x -Emissionen im Rauchgas hat. Diese Ergebnisse sind durchaus interessant, da hier die Verweilzeitverkürzung der Rauchgase keinen relevanten Einfluss auf die NO_x -Emissionen zu haben scheint.

In Abbildung 100 sind die CO -Emissionen der Versuchsanlage beim Einsatz der Basisvariante der Brennkammer und die Emissionen bei Verwendung der zylindrischen

Brennkammer für die beiden Lastfälle Nennlast 15 kW und 33% Nennlast dargestellt. Bei Verwendung der zylindrischen Brennkammer steigen die CO-Emissionen sowohl bei Nennlast als auch bei Teillast geringfügig um rund 10 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) an, wobei hier nicht von einer signifikanten Änderung der Emissionen zu sprechen ist. Die leichte Erhöhung der CO-Emissionen ist bei Nennlast auf die reduzierte Verweilzeit der Rauchgase in der heißen Brennkammer zurückzuführen. Im Teillastbetrieb dürfte die im Gegensatz zur Basisvariante fehlende Verengung bei der Sekundär- und Tertiärluftzuführung zu einer Verschlechterung der Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen und folglich zu einer geringfügigen Erhöhung der CO-Emissionen führen.

Die durchgeführten Messungen zeigten, dass das vorhandene Volumen der zylindrischen Brennkammer für einen nahezu vollständigen Ausbrand der Rauchgase ausreichend ist. Des Weiteren führte eine Verkleinerung des Durchmessers der Brennkammer zu keiner Verschlechterung der NO_x-Emissionen. Der Platzbedarf der zylindrischen Brennkammer ist kleiner, womit in weiterer Folge der Durchmesser des Kessels deutlich verkleinert werden könnte. Bei der Konzipierung des Prototypen wurde dies berücksichtigt.

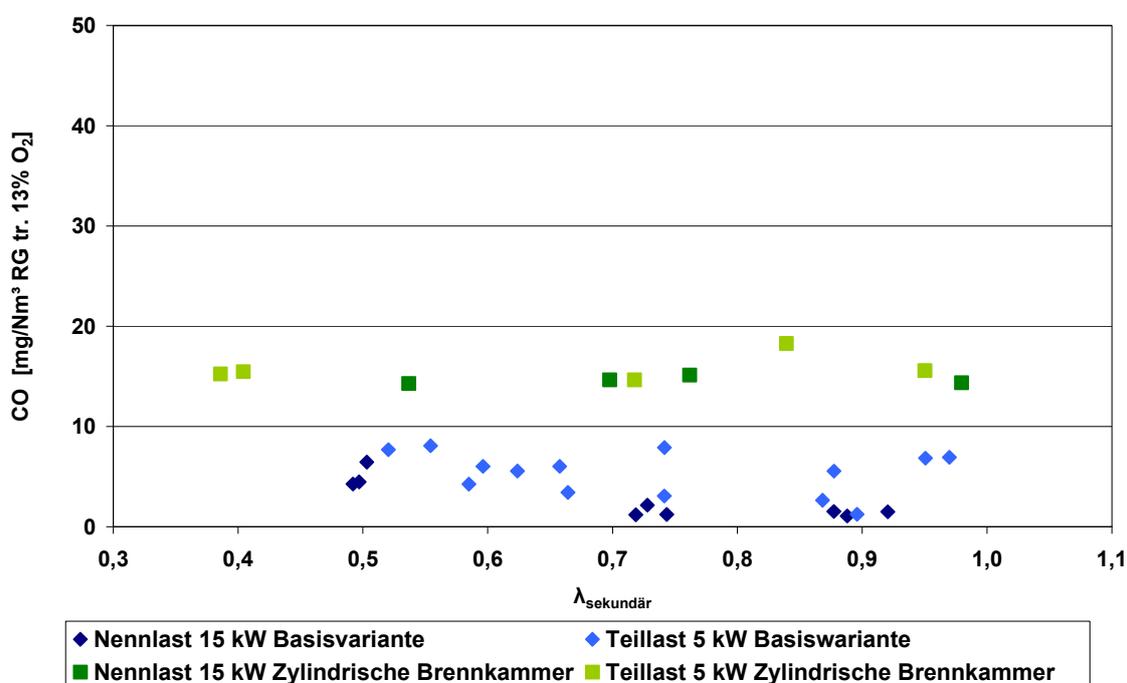


Abbildung 100: CO-Emissionen der Basisvariante der Brennkammer und der zylindrischen Brennkammer

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; Luftstufung Brennkammer Basisvariante aktiviert;

Gesamtluftüberschuss: 1,45; Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

5.3.9.2 Variation Wärmeleitfähigkeit Brennkammerstein

Hohe thermische Spannungen führten zu Rissen und letztendlich zum Bruch der Brennkammersteine. Für die Versuchsanlage 2 wurden gezielt Brennkammersteine mit einer niedrigen Wärmeleitfähigkeit eingesetzt, um zu vermeiden, dass vor allem bei niedrigen Kesselleistungen zu viel Wärme über die Steine abgeführt wird und somit die Temperaturen für einen nahezu vollständigen Ausbrand der Rauchgase nicht mehr ausreichend hoch genug sind. Auf der anderen Seite waren die Brennkammersteine durch die niedrige Wärmeleitfähigkeit sehr hohen Temperaturen ausgesetzt, die thermischen Spannungen führten

letztendlich zum Bruch der Steine. Aus diesem Grund wurde in der Sekundärbrennkammer ein Stein gleicher Geometrie aber mit einer Wärmeleitfähigkeit von $2 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ eingesetzt. Durch die höhere Wärmeleitfähigkeit des Steins sollte in der Sekundärbrennkammer ein größerer Wärmestrom als bei der Basisvariante an den Kessel abgegeben und damit das Temperaturniveau in der gesamten Brennkammer abgesenkt werden.

Die Ergebnisse der Testläufe, bei denen in der Sekundärbrennkammer ein Stein mit hoher Wärmeleitfähigkeit eingesetzt wurde, sind in Abbildung 101 und Abbildung 102 dargestellt. Abbildung 101 zeigt den Vergleich der CO - und NO_x -Emissionen bei Verwendung des Sekundärbrennkammersteines mit hoher Wärmeleitfähigkeit mit denen der Basisvariante der Brennkammer bei Nennlast.

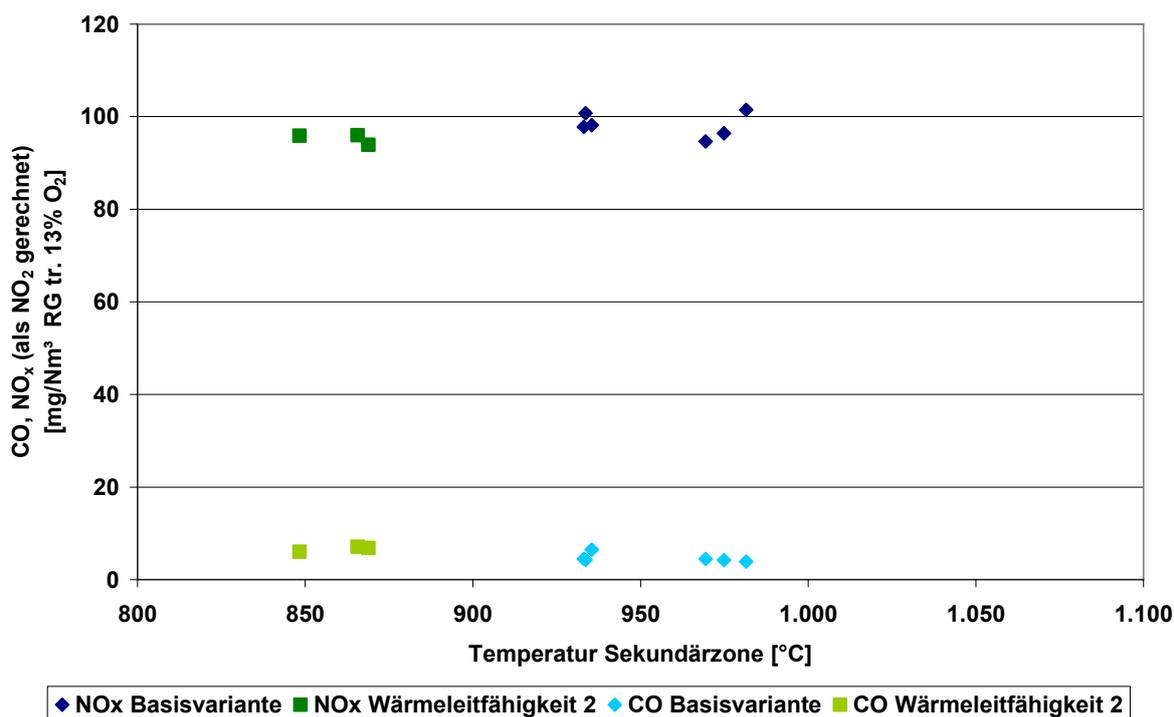


Abbildung 101: CO- und NO_x -Emissionen der Basisvariante der Brennkammer und der Brennkammer mit hoher Wärmeleitfähigkeit

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss: 1,45; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$;

Kesselleistung: 15 kW; Wärmeleitfähigkeit Brennkammerstein

Basisvariante: $0,42 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$; Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 - 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Durch den Einsatz eines Brennkammersteines mit hoher Wärmeleitfähigkeit konnte die Temperatur in der Sekundärbrennkammer bei Nennlast um rund 100 °C reduziert werden. Bezüglich der CO - und NO_x -Emissionen konnte bei Nennlastbetrieb keine Änderung gegenüber der Basisvariante der Brennkammer mit niedriger Wärmeleitfähigkeit festgestellt werden. Die CO -Emissionen liegen trotz deutlich reduzierter Verbrennungstemperaturen auf einem sehr niedrigen Niveau.

Im Teillastbetrieb traten bei Kesselleistungen um 5 kW jedoch vermehrt CO -Spitzen im Rauchgas auf, wie in Abbildung 102 deutlich zu erkennen ist. Durch den Einsatz eines Brennkammersteines mit hoher Wärmeleitfähigkeit wurde die Temperatur in der Sekundärbrennkammer auch im Teillastbetrieb um rund 100 °C reduziert. Die nun in der

Brennkammer vorherrschenden Verbrennungstemperaturen sind im Teillastbetrieb für einen vollständigen Ausbrand nicht ausreichend, wodurch höhere CO-Emissionen auftreten.

Durch die hohe Wärmeleitfähigkeit des unteren Brennkammersteines wird im Teillastbetrieb aufgrund der erhöhten Wärmeabfuhr die Ausbrandqualität verschlechtert. Infolge der im Vergleich zur Basisvariante niedrigeren Verbrennungstemperaturen werden die thermischen Spannungen im Stein reduziert und somit die Beständigkeit der Brennkammersteine erhöht, aber aufgrund der schlechteren Ausbrandqualität im Teillastbetrieb ist eine Verwendung eines Brennkammersteines mit hohem Wärmeleitwert nicht sinnvoll. Die thermischen Spannungen im Stein könnten reduziert werden, wenn die Brennkammersteine zweiteilig ausgeführt werden würden. Dies wurde bei der Konzeption der Prototypen berücksichtigt.

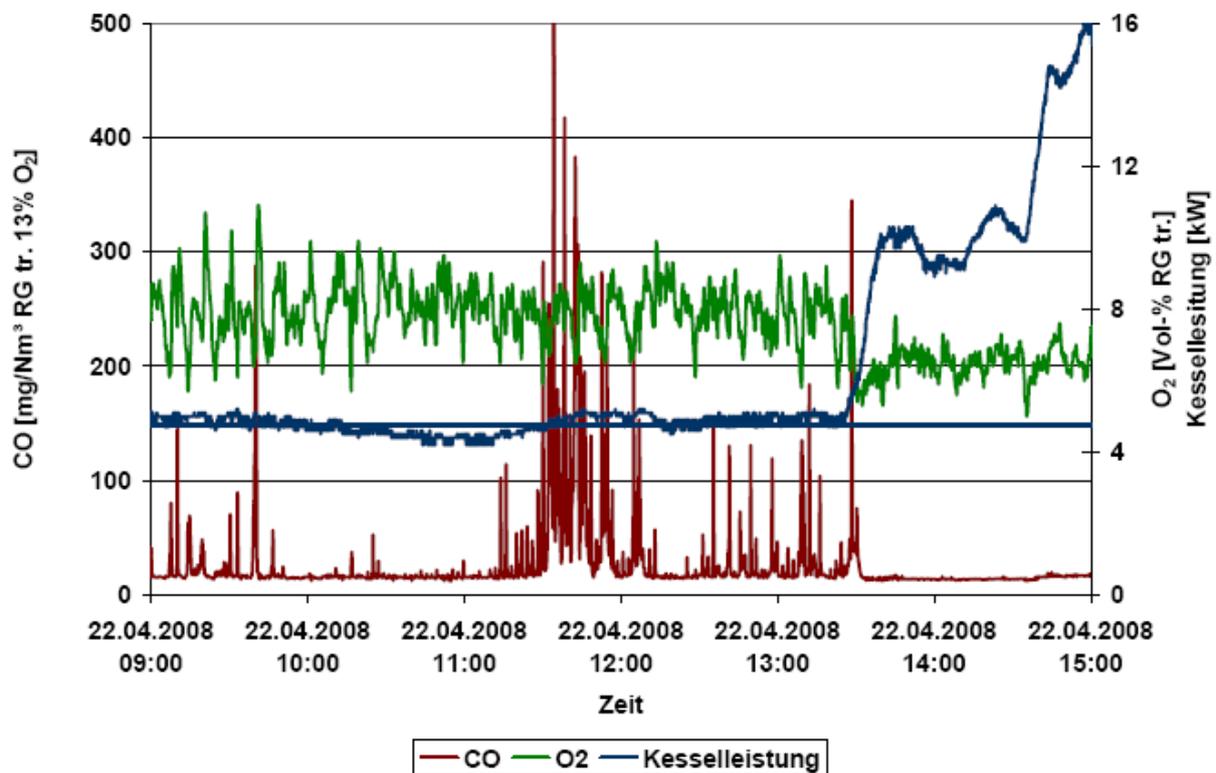


Abbildung 102: Verlauf der CO-Emissionen und des Sauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung für die Brennkammer mit hoher Wärmeleitfähigkeit

Erläuterungen: $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Wärmeleitfähigkeit Brennkammerstein: 2 W(m*K); Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

5.3.10 Bewertung der Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2

Der Durchmesser des Vergasers der Versuchsanlage 2 war gegenüber der Versuchsanlage 1 von 100 mm auf 125 mm vergrößert worden, um dadurch unter anderem das Aufwirbeln von Pelletsstaub aus dem Brennstoffbett, was im Nennlastbetrieb zu erhöhten Staubemissionen führte, zu reduzieren (vergleiche Kapitel 5.2.4). Im Rahmen der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe wurden daher erneut Messungen der Gesamt- und Feinstaubemissionen im Rauchgas nach Kessel durchgeführt.

Zur diskontinuierlichen Messung der partikelförmigen Emissionen wurden ein Berner-Typ Niederdruck Kaskadenimpaktor (BLPI) und Staubhülsen mit Planfilter eingesetzt (siehe

Kapiteln 2.2 und 2.3.1). Kontinuierliche Feinstaubmessungen erfolgten mit einem elektrischen Niederdruck Kaskadenimpaktor (siehe Kapitel 2.3.2).

Die Gesamt- und Feinstaubemissionen liegen im Nennlastbetrieb, wie erwartet, mit Werten unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) auf einem sehr niedrigen Niveau, mit Ausnahme von der Gesamtstaubmessung 3 (siehe Abbildung 103). Im Vergleich zur Versuchsanlage 1 konnten die Gesamtstaubemissionen bei Nennlast deutlich reduziert werden (siehe Kapitel 5.2.4). Durch die Vergrößerung des Durchmessers des Vergasers ist die Strömungsgeschwindigkeit des Produktgases deutlich niedriger als bei der Versuchsanlage 1, weshalb auch weniger Brennstoffpartikel aus dem Brennstoffbett mitgerissen werden und folglich die Staubemissionen im Rauchgas absinken.

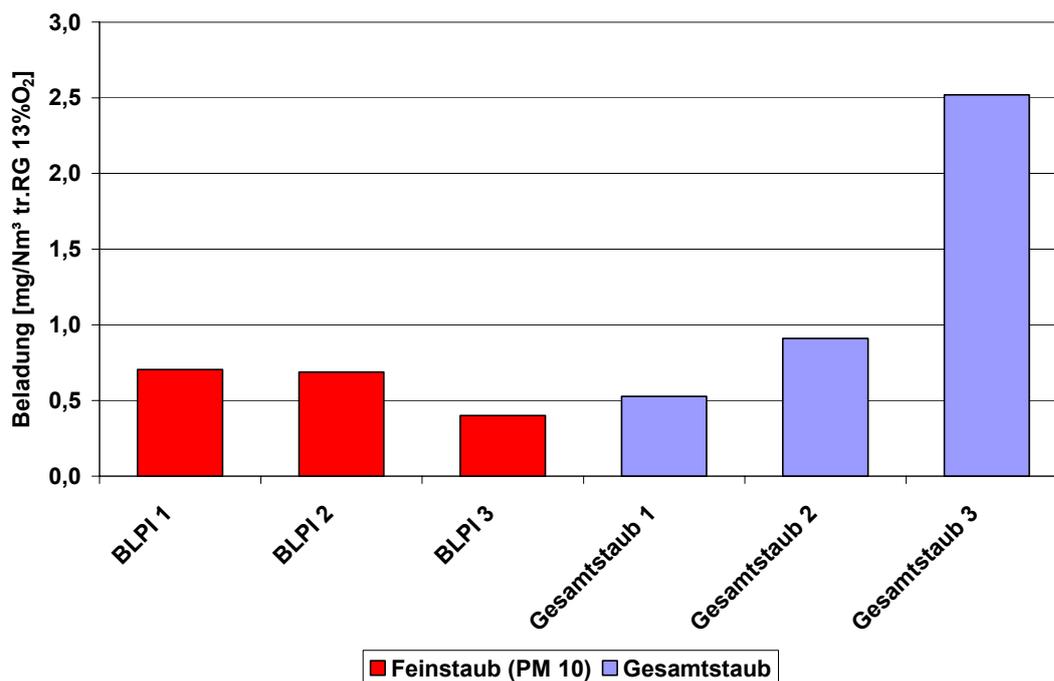


Abbildung 103: Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2 bei Nennlast

Erläuterungen: Testlauf vom 21.04.2008; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff:

Weichholzpellets; Feinstaub(PM_{10}) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Staubhülsen mit Planfilter gemessen; Entschungsvorgang bei Gesamtstaubmessung 3

Gesamtstaubmessung 3 zeigt im Vergleich zu beiden anderen Gesamtstaubmessungen eine deutlich höhere Gesamtstaubbelastung. Dies ist darauf zurückzuführen, dass während der Messung die Entschungsvorrichtung des Vergasers in Betrieb war. Die Zunahme der Staubemissionen infolge des Entschungsvorganges lässt sich anhand von Abbildung 104 verdeutlichen. Die PM_{10} -Emissionen, die kontinuierlich im ELPI erfasst wurden, nehmen infolge des Entschungsvorganges deutlich zu und sinken nach rund einer Stunde wieder auf ein niedriges Niveau ab. Im Gegensatz dazu zeigt der Entschungsvorgang keinen Einfluss auf die CO -Emissionen, das heißt die Ursache der Erhöhung der Gesamt- und Feinstaubemissionen während und nach der Entschung ist auf die Vorgänge im Aschebett des Vergasers zurückzuführen und nicht auf eine Verschlechterung des Ausbrandes. Durch die Drehbewegung des Primärluftkreuzes, welches während der Entschung in Betrieb ist, wird das Aschebett umgerührt, wodurch vermehrt feine Partikel mit dem nach oben strömendem Gas mitgerissen werden. Dies führt zu einer Erhöhung der Staubemissionen im Rauchgas. Bezogen auf den Gesamtbetrieb des Vergasers ist diese Erhöhung der Gesamt- und

Feinstaubemissionen aber als kurzzeitig zu betrachten und kann somit vernachlässigt werden. Des Weiteren ist ein kontinuierlicher Betrieb des Vergasers ohne regelmäßiges Entaschen nicht möglich.

Die wiederkehrenden Spitzen im Verlauf der Feinstaubemissionen (PM_{10}) in Abbildung 104 sind auf den Drehvorgang des Primärluftkreuzes zurückzuführen. Standardmäßig wurde das Primärluftkreuz bei Nennlastbetrieb alle 5 Minuten für 5 Sekunden gedreht. Eine Verkürzung des Intervalls auf zwei Minuten bewirkte zwar, dass die PM_{10} -Spitzen im Rauchgas kleiner wurden, jedoch aufgrund des geänderten Intervalls alle zwei Minuten auftraten, wie in Abbildung 105 deutlich zu erkennen ist.

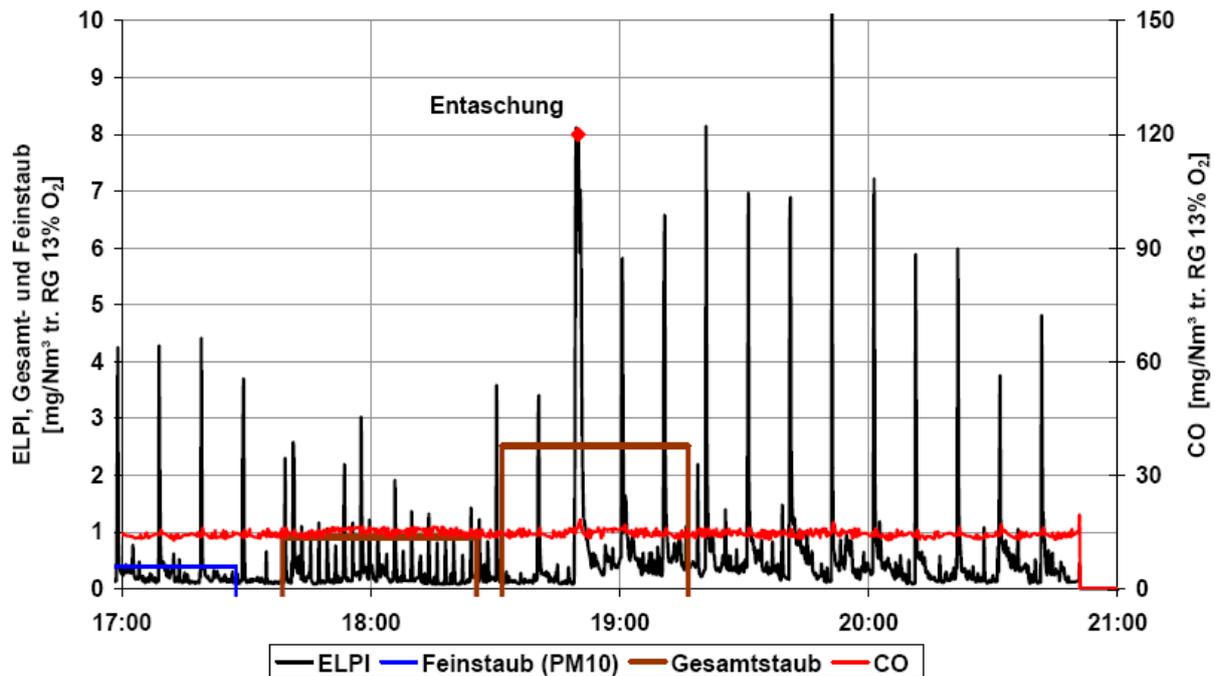


Abbildung 104: Verlauf der CO-Emissionen sowie Ergebnisse der ELPI-, Feinstaub (PM_{10}) und Gesamtstaubmessungen bei Nennlast

Erläuterungen: Testlauf vom 21.04.2008; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff:

Weichholzpellets; Feinstaub (PM_{10}) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Staubhülsen mit Planfilter gemessen; dargestellte Feinstaub- und Gesamtstaubmessungen: BLPI 3 sowie Gesamtstaub 2 und 3; Entaschungsvorgang bei Gesamtstaubmessung 3

Das heißt, in Summe führt ein Herabsetzen des Intervalls für die Drehbewegung des Primärluftkreuzes zu einer leichten Erhöhung der Staubemissionen. Dies zeigt auch ein Vergleich der Gesamtstaubmessungen 1 und 2, die bei unterschiedlichen Intervallen durchgeführt worden sind (siehe Abbildung 105). Ohne regelmäßiges Rühren ist ein stationärer Betrieb des Vergasers nicht möglich, da die gebildete Asche nicht von selbst nach unten in Richtung Ascheschnecke rutscht, sondern im Bereich des Primärluftkreuzes ein wachsendes Aschebett aufbaut. Des Weiteren wird ohne Rühren die Bildung von unerwünschten Ascheanbackungen begünstigt sowie die Ausbrandqualität der Vergaserasche verschlechtert. Aus den genannten Gründen wurde das Rührintervall des Primärluftkreuzes nicht geändert.

Im Teillastbetrieb (5 kW) liegen die Gesamt- und Feinstaubemissionen mit Werten zwischen 1,2 und 2,2 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) auf einem im Vergleich

zur Nennlast etwas höherem Niveau (siehe Abbildung 106). Zu dem Zeitpunkt, an dem die Messungen durchgeführt worden sind, war in der Brennkammer der Versuchsanlage 2 der Brennkammerstein mit hoher Wärmeleitfähigkeit eingebaut (vergleiche Kapitel 5.3.9.2). Die in der Brennkammer vorherrschenden Verbrennungstemperaturen sind im Teillastbetrieb für einen vollständigen Ausbrand nicht ausreichend, wodurch neben höheren CO-Emissionen auch erhöhte Gesamt- und Feinstaubemissionen, bedingt durch den höheren Anteil an kondensierten organischen Kohlenwasserstoffen und Russ, im Rauchgas auftreten. Bei einem nahezu vollständigen Ausbrand der Rauchgase ist auch bei der Versuchsanlage 2 im Teillastbetrieb mit Gesamt- und Feinstaubemissionen um 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) zu rechnen.

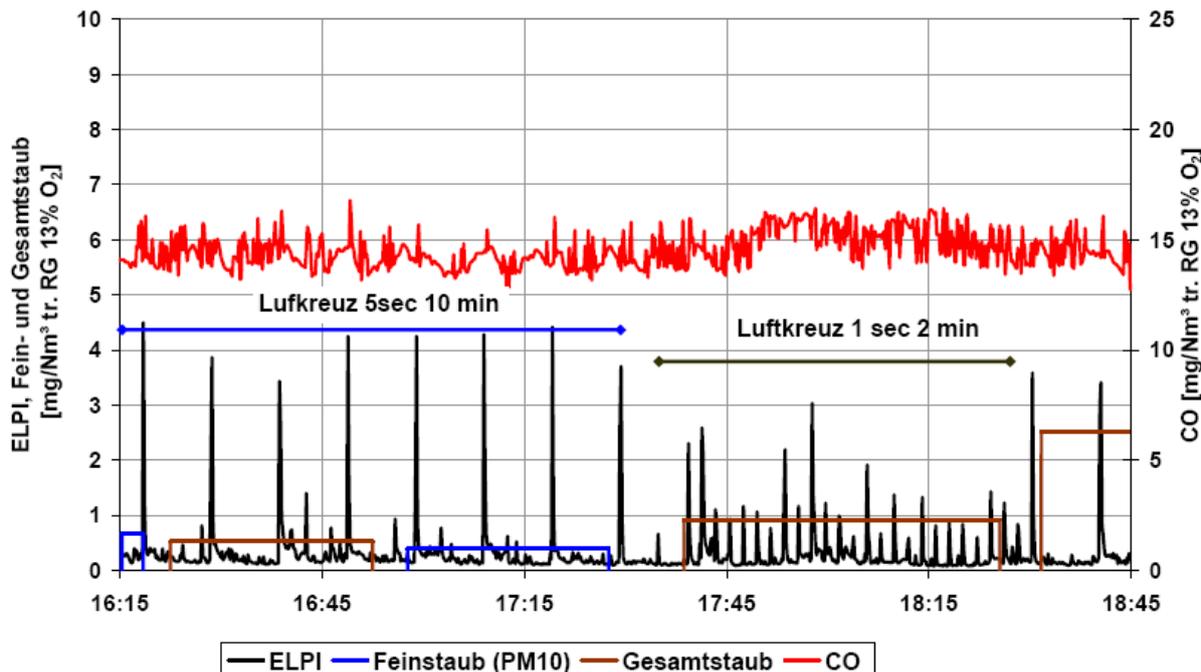


Abbildung 105: Verlauf der CO-Emissionen sowie Ergebnisse der ELPI-, Feinstaub- (PM₁₀) und Gesamtstaubmessungen bei unterschiedlichen Einschaltzeiten des Rührers

Erläuterungen: Testlauf vom 21.04.2008; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Kesselleistung: 15 kW; Brennstoff: Weichholzpellets; Feinstaub (PM₁₀) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Staubhülsen mit Planfilter gemessen; dargestellte Feinstaub- und Gesamtstaubmessungen: BLPI 3 sowie Gesamtstaub 1 und 2

Dies haben bereits die an der modifizierten Versuchsanlage 1 durchgeführten Staubmessungen gezeigt. Wie bereits im letzten Kapitel angemerkt wurde, ist eine Verwendung eines Brennkammersteines mit hohem Wärmeleitwert aufgrund der schlechteren Ausbrandqualität im Teillastbetrieb nicht sinnvoll.

Die Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2 liegen wie bei der modifizierten Versuchsanlage 1 auf einem sehr niedrigen Niveau. Im Nennlastbetrieb werden Werte unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) erzielt. Im Teillastbetrieb (5 kW) sind die Feinstaubemissionen aufgrund der schlechteren Ausbrandqualität der Rauchgase bedingt durch die hohe Wärmeleitfähigkeit des Sekundärbrennkammersteins mit Werten um $1,5 \text{ mg/Nm}^3$ (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) leicht höher als bei Nennlast. Zurückzuführen lassen sich die im Vergleich zum Stand der Technik äußerst niedrigen Feinstaubemissionen darauf, dass die für die anorganische Feinstaubbildung verantwortlichen

Elemente in der Asche, bei Weichholzpellets insbesondere Kalium, zwar in der Verbrennungszone freigesetzt werden, jedoch größtenteils im Brennstoffbett wieder kondensieren und sich somit in der Asche anreichern und nicht mit dem Rauchgas emittiert werden. Dies bestätigen auch die chemischen Untersuchungen der Ascheanbackungen, die eine deutliche Anreicherung mit Kalium, das hauptverantwortlich für die anorganische Feinstaubbildung ist, aufweisen (vergleiche Kapitel 5.2.6).

Ein ähnliches Bild zeigt sich auch bei den Gesamtstaubemissionen, die bei Nennlast mit Werten unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) auf einem sehr niedrigen Niveau liegen. Im Vergleich zur modifizierten Versuchsanlage 1 konnten die Gesamtstaubemissionen durch die Vergrößerung des Durchmessers des Vergasers deutlich reduziert werden. Im Teillastbetrieb (5 kW) sind die Gesamtstaubemissionen aufgrund der schlechteren Ausbrandqualität der Rauchgase bedingt durch die hohe Wärmeleitfähigkeit des Sekundärbrennkammersteins mit Werten um 2 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) leicht höher als bei Nennlast.

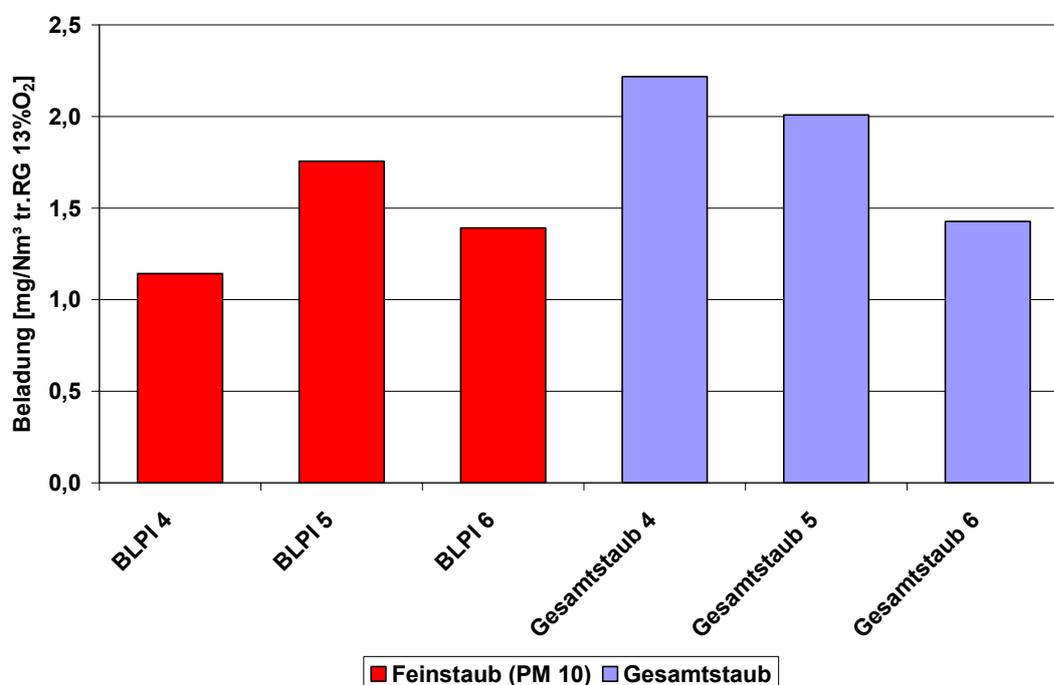


Abbildung 106: Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2 bei Teillast

Erläuterungen: Testlauf vom 22.04.2008; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff:

Weichholzpellets; Feinstaub (PM_{10}) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Staubhülsen mit Planfilter gemessen

5.3.11 Zusammensetzung des Produktgases

Die Kenntnis der Zusammensetzung des Produktgases des Vergasers war in erster Linie für die Validierung des mathematischen Modells des Gegenstromvergaser von Bedeutung. Zur Messung der Zusammensetzung des Produktgases des Vergasers wurde circa 50 mm über dem Brennstoffbett über einen Rohrkrümmer ein Teilstrom des Produktgases abgesaugt und analysiert. Dazu wurden zwei unterschiedliche Messverfahren eingesetzt. Die Bestimmung der Teerbeladung im Produktgas erfolgte über ein gravimetrisches Verfahren, eine detaillierte Beschreibung des eingesetzten Verfahrens ist in Kapitel 2.4.1 zu finden.

Parallel zum Teergehalt wurden diskontinuierlich die Hauptkomponenten des Produktgases, nämlich CO, CO₂, H₂, CH₄ und Stickstoff, bestimmt. Dazu wurden Proben des Produktgases in Gassammelrohren gesammelt und anschließend mit einem GC analysiert (siehe Kapitel 2.4.2)

Der Anteil an Wasserdampf im Produktgas wurde anhand einer Stoffbilanz (Elementbilanz) um den Vergaser berechnet. Weiters wurde zur Kontrolle der Dichtheit der Probenahme der Sauerstoffgehalt in der Produktgasprobe gemessen.

Die Zusammensetzung des Produktgases wurde bei Nennlast (15 kW Kesselleistung) und bei Teillast (5 kW Kesselleistung) in dreimaliger Wiederholung bestimmt. Bei den Teillastversuchen führten Leckagen bei der Brennstoffzuführung zu einer Verdünnung der gezogenen Proben. Aus diesem Grund werden die Ergebnisse für Teillast nicht dargestellt. Die Messungen wurden im Rahmen der Beurteilung des Prototypen wiederholt (siehe Kapitel 5.4.9)

Der Ergebnisse der Teermessungen für Nennlast sind in Abbildung 107 dargestellt. Der Teergehalt im Produktgas ist, wie erwartet, sehr hoch und liegt mit Werten um 225 g/Nm³ (bezogen auf trockenes Produktgas) etwas über den für Gegenstromvergaser üblichen Werten von maximal 150 g/Nm³ (bezogen auf trockenes Produktgas), wobei diese Werte für die Brennstoffe Hackgut und Waldabfälle gelten [55]. Für mit Weichholzpellets betriebene Gegenstromvergaser gibt es keine Messwerte. Die etwas höheren Teerwerte können durch den niedrigen Brennstoffwassergehalt der Pellets bedingt sein.

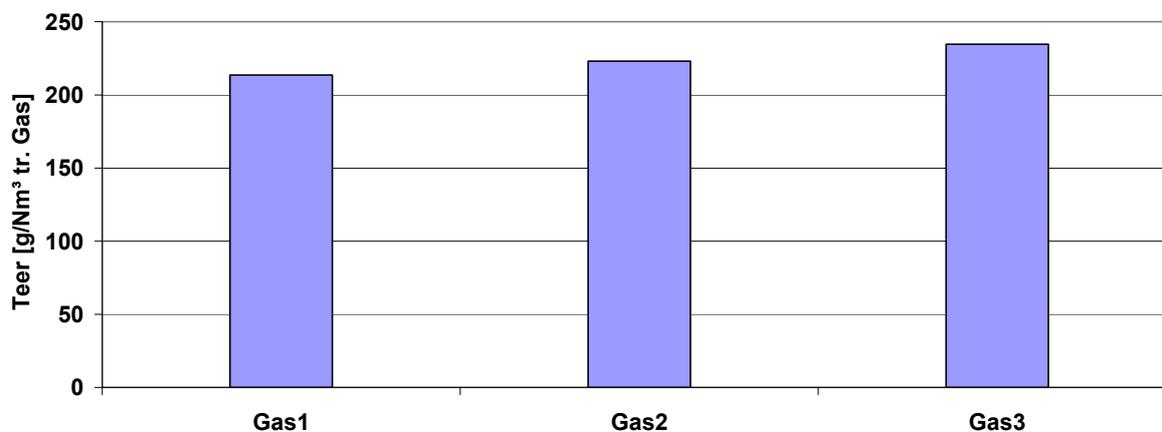


Abbildung 107: Teergehalt im Produktgas bei Nennlast 15 kW

Erläuterungen: $\lambda_{\text{primär}} = 0,26$; Brennstoffwärmeleistung Vergaser $\sim 16,5$ kW;
Brennstoff: Weichholzpellets; Brennwert Teer: 24,75 MJ/kg TS; H-Gehalt
Teer: 6,3 Gew% TS; C-Gehalt Teer: 59,7 Gew% TS

Gemeinsam mit den gemessenen Teergehalten, den Ergebnissen der Gasanalysen sowie den erfolgten Brennstoff- und Teeranalysen (Tabelle 30) wurde die Zusammensetzung des Produktgases berechnet.

		Pellets	Teer	s (Teer)
Wassergehalt	Gew% FS	6,4	0,0	0,0
C	Gew% TS	50,2	59,7	2,8
H	Gew% TS	6,0	6,3	0,4
O	Gew% TS	44,3	33,8	3,1
Aschegehalt	Gew% TS	0,30	n.a.	n.a.
Brennwert	kJ/kg TS	20.140	24.750	1.800
Heizwert	kJ/kg FS	17.460	23.360	1.700

Tabelle 30: Auszug aus Ergebnissen der Brennstoff- und Teeranalysen

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; FS ... Frischsubstanz; s ...

Standardabweichung; n.a. ... nicht analysiert; Brennwerte nach Formel von Gaur [32]; Sauerstoffgehalt nicht gemessen; Werte für Teer Mittelwerte aus 2

Messungen

Der Wasseranteil im Produktgas kann aufgrund des hohen Teergehaltes des Produktgases messtechnisch nur schwer erfasst werden. Aus diesem Grund wurde der Wasseranteil auf Basis einer Massenbilanzierung für Sauerstoff ermittelt. Die Komponente Sauerstoff wurde aus folgenden Gründen gewählt. Der Anteil der Spezies im Produktgas, die messtechnisch nicht erfasst werden können und Sauerstoff enthalten, ist im Vergleich zu den gemessenen Spezies, die Sauerstoff enthalten sehr klein ist. Die Berechnungsschritte der Massen- und Energiebilanzierungen sind in Anhang A3.1 angeführt.

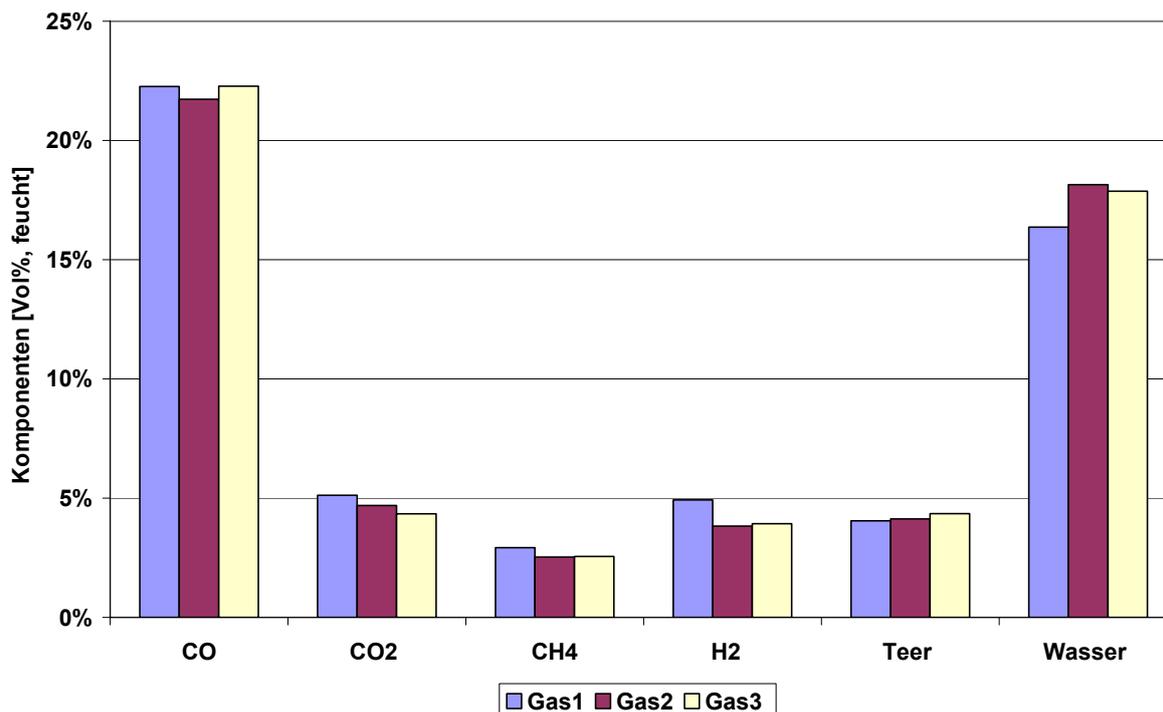


Abbildung 108: Produktgaszusammensetzung bei Nennlast 15 kW

Erläuterungen: Brennstoffwärmeleistung Vergaser ~16,5 kW; $\lambda_{\text{primär}} = 0,26$; Brennstoff: Weichholzpellets; Wasseranteil berechnet, Molekulargewicht Teer 96 g/mol [89]; Stickstoff nicht dargestellt

Die Zusammensetzung des Produktgases des Vergasers zeigt ein für einen Gegenstromvergaser, bei dem Luft als Vergasungsmittel eingesetzt wird, typisches Bild. Bei den brennbaren Gasen ist CO mit Werten um 22% das Hauptprodukt der Vergasung. Die Anteile an Wasserstoff, Methan und Teer liegen unter 5 Prozent. Der Wasseranteil im Produktgas beträgt im Mittel 17,5%. Die niedrige CO₂-Konzentration im Produktgas ist auf

das niedrige Primärluftverhältnis von 0,26 zurückzuführen. Die Ergebnisse der Produktgasmessungen sind in Tabelle 31 zusammengefasst.

Zur Überprüfung der Plausibilität der Messungen wurden auf Basis der Mess- sowie Analysenergebnisse Massen- und Energiebilanzierungen für den Vergaser durchgeführt. Für die Energiebilanzierung wurden neben dem Heizwert des Produktgases auch dessen sensibler Wärmehalt (Nullpunkt der Enthalpie 20°C) sowie aus einer Abschätzung die Wärmeverluste des Vergasers durch Strahlung und Konvektion berücksichtigt. Die Produktgastemperatur wurde üblicherweise über dem Brennstoffbett gemessen, wobei anzunehmen ist, dass der Thermofühler durch die Wärmestrahlung der Verbrennung in der Brennkammer der Brennkammer beeinflusst wird. Aus diesem Grund wurde die Produktgastemperatur bei den Messungen direkt über Oberfläche des Brennstoffbettes gemessen, um mögliche Einflüsse durch Wärmestrahlung zu unterbinden.

Testlauf		Gas 1	Gas 2	Gas 3
Datum		07.05.2008	07.05.2008	07.05.2008
CO	Vol% f	22,3	21,7	22,3
CO ₂	Vol% f	5,1	4,7	4,3
CH ₄	Vol% f	2,9	2,5	2,6
H ₂	Vol% f	4,9	3,8	3,9
Teer	Vol% f	4,1	4,1	4,3
Wasser	Vol% f	16,4	18,1	17,9
N ₂	Vol% f	44,4	44,9	44,7
Teer	g/Nm ³ f	170	173	183
Heizwert	kJ/kg f	6.713	6.467	6.686
Heizwert	MJ/Nm ³ f	8,5	8,2	8,5

Tabelle 31: Zusammenfassung der Messungen und Massenbilanzen

Erläuterungen: f... feucht; $\lambda_{\text{primär}} = 0,26$; Heizwert Teer 23.360 kJ/kg FS;
Molekulargewicht Teer 96 g/mol [89]

Die in Tabelle 32 dargestellten Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen zeigen nur geringe Abweichungen bezüglich Masse und Energie. Die Abweichungen sind auf Messungenauigkeiten und darauf zurückzuführen, dass niedrige Kohlenwasserstoffe mit der Ausnahme von Methan sowie organische Bestandteile, die nicht zu den Teeren zu zählen sind (vergleiche Kapitel 2.4.1), messtechnisch nicht erfasst wurden. Der Kaltwirkungsgrad des Vergasers liegt mit 86,5 bis 90% etwas über dem für Biomassevergaser, wo Luft als Vergasungsmittel eingesetzt wird, üblichen Bereich von 60 bis 85% [87]. Die hohen Werte bei den Messungen Gas1 und Gas3 sind darauf zurückzuführen, dass die Energie für den Vergaser etwas überbilanziert ist.

Testlauf		Gas 1	Gas 2	Gas 3
Datum		07.05.2008	07.05.2008	07.05.2008
Brennstoff	kg/h	3,5	3,4	3,4
Primärluft	Nm ³ /h	3,6	3,6	3,5
Brennstoffwärmeleistung	kW	16,7	16,6	16,3
CO	kg/h	1,78	1,72	1,72
CO ₂	kg/h	0,64	0,58	0,53
CH ₄	kg/h	0,13	0,11	0,11
H ₂	kg/h	0,03	0,02	0,02
Teer	kg/h	1,09	1,10	1,13
Wasser	kg/h	0,84	0,92	0,87
N ₂	kg/h	3,56	3,56	3,45
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.713	6.467	6.686
Temperatur Produktgas	°C	185	180	190
Kaltwirkungsgrad	%	90,0	86,5	89,3
Heißwirkungsgrad	%	96,2	92,5	95,7
Σ Masse ZU	kg/h	8,1	8,1	7,9
Σ Masse AB	kg/h	8,1	8,0	7,8
Differenz Masse	%	-0,3	-0,5	-0,9
Σ Energie ZU	kW	16,7	16,6	16,3
Σ Energie AB	kW	17,3	16,6	16,8
Differenz Energie	%	3,3	-0,3	3,0

Tabelle 32: Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen

Erläuterungen: f ... feucht; Wärmeverluste Vergaser 1,2 kW; $\lambda_{\text{primär}} = 0,26$;
Heizwert Teer 23.360 kJ/kg FS

Es ist somit anzunehmen, dass die Messungen sowie die Berechnungen korrekt durchgeführt wurden, die Ergebnisse sind plausibel. Die Ergebnisse der Produktgasmessungen konnten daher für die Validierung des Festbettmodells verwendet werden (siehe Kapitel 7.1).

5.3.12 Ascheverhalten und Entaschung

Die Ergebnisse der Feinstaubmessungen zeigten für die Versuchsanlage 2 eine im Vergleich zum Stand der Technik äußert niedrige Feinstaubbelastung. Die Ursache dafür ist wie bereits erläutert im Freisetzungverhalten und in der Einbindung der Feinstaubbildner in der Asche zu suchen. Im Rahmen der Testläufe an der Versuchsanlage 2 wurden daher wiederholt Brennstoff- und Ascheproben gezogen und diese auf ihre chemische Zusammensetzung analysiert, um Rückschlüsse auf das Verhalten der Feinstaubbildner zu erhalten. Die Ascheanbackungen im Vergaserrohr der Versuchsanlage 1 führten zu massiven Problemen beim Betrieb der Anlage (vergleiche Kapitel 5.2.6). Durch die an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Änderungen sowie durch eine temperaturgeführte automatische Entaschung sollten diese Probleme minimiert werden können.

5.3.12.1 Freisetzung aschebildender Elemente

Zur Beurteilung des Freisetzungsverhaltens der aschebildenden Elemente, insbesondere der Feinstaubbildner, wurden im Rahmen der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe über einen Zeitraum von mehreren Wochen wiederholt Ascheproben und eine Brennstoffprobe gezogen. Die Proben wurden analysiert und die Ergebnisse bezüglich des Verhaltens der aschebildenden Elemente bewertet, um so Rückschlüsse auf die sehr niedrige Feinstaubbelastung im Rauchgas zu erhalten.

		Referenz		Versuchsstand		Testlauf- brennstoff
		MW	s	MW	s	
AG	Gew% TS	0,35	0,03	0,42	0,07	0,33
WG	Gew% FS	7,1	0,8	7,3	0,7	6,4
C	Gew% TS	48,4	0,5	50,8	0,7	50,2
H	Gew% TS	6,3	0,1	6,6	0,1	6,1
N	Gew% TS	0,03	0,02	0,12	0,03	0,07
S	mg/kg TS	63	9	66	6	51
Cl	mg/kg TS	56	41	28	6	33
Ca	mg/kg TS	946	124	1.170	42	869
Si	mg/kg TS	297	83	222	33	63
K	mg/kg TS	412	38	404	37	413
Mn	mg/kg TS	122	35	104	10	138
Mg	mg/kg TS	111	9	139	9	115
Na	mg/kg TS	16	4	14	7	9
P	mg/kg TS	n.a.	n.a.	41	0	47
Al	mg/kg TS	16	1	43	16	13
Fe	mg/kg TS	21	7	35	11	17
Zn	mg/kg TS	11	4	14	3	11

Tabelle 33: Ergebnisse der Brennstoffanalysen

Erläuterungen: AG ... Aschegehalt; WG ... Wassergehalt; TS ... Trocken-
substanz; FS ... Frischsubstanz; MW ... Mittelwert; s ... Standardabweichung; n.a.
... nicht analysiert; Referenzwerte aus [60]; Versuchsstand ... Mittelwerte der
Analysen von bislang im Rahmen des Projektes eingesetzten Pelletschargen

In Tabelle 33 und in Abbildung 109 sind die Ergebnisse der Analyse des im Rahmen der Testläufe an der Versuchsanlage 2 eingesetzten Brennstoffes sowie der Analysen aller im Verlauf des Projektes gezogener Brennstoffproben und Referenzwerte für Weichholzpellets zusammengefasst.

Die während der Testläufe an der Versuchsanlage 2 eingesetzten Pellets sind generell als typische Weichholzpellets einzustufen. Bezüglich der wichtigsten Aschebildner kann angemerkt werden:

- Die Calciumkonzentrationen der untersuchten Probe liegen am unteren Ende des Referenzbereichs beziehungsweise unter den Calciumkonzentrationen der bislang eingesetzten Chargen.
- Die Siliziumkonzentrationen liegen deutlich unter den Vergleichswerten.
- Die Schwefelkonzentrationen liegen geringfügig unter den Vergleichswerten.
- Für Kalium, Natrium, Phosphor und Chlor liegen die Analysenwerte im Bereich der Referenzwerte und der bislang eingesetzten Chargen.
- Für Magnesium, Aluminium, Mangan und Eisen sind die Daten mit den Referenzwerten vergleichbar, liegen aber mit Ausnahme von Mangan etwas unter den Gehalten der bislang eingesetzten Chargen.

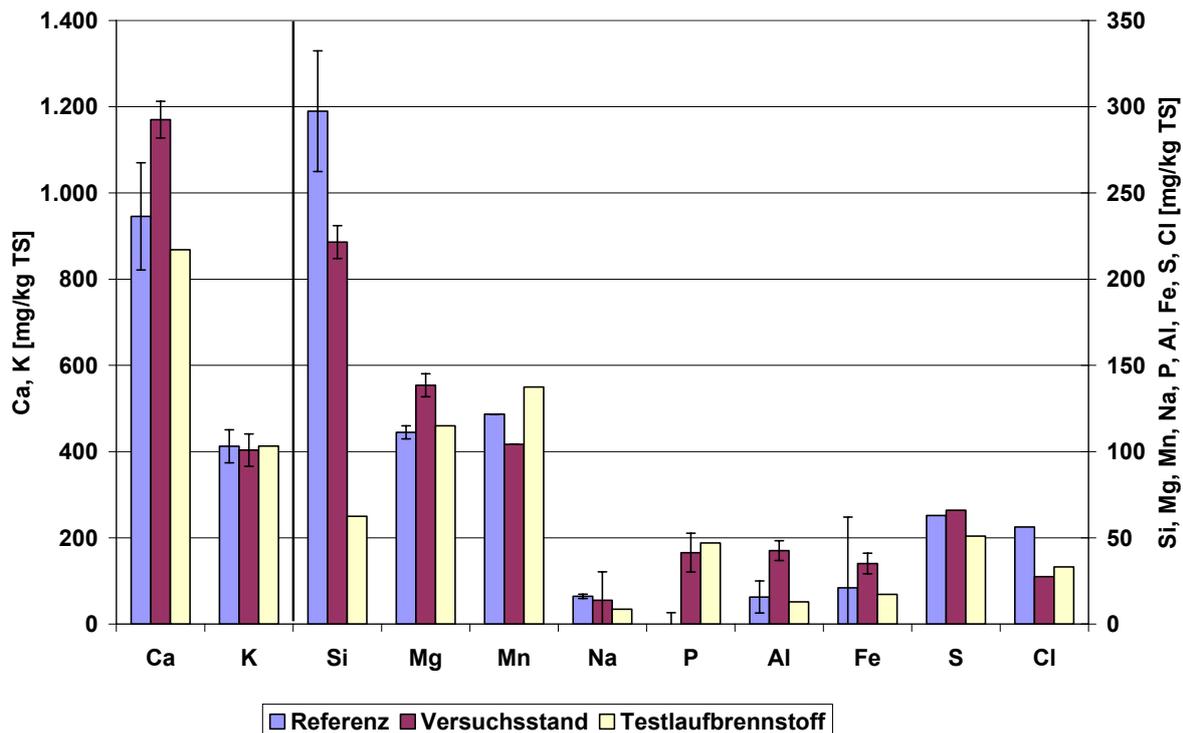


Abbildung 109: Ergebnisse der Brennstoffanalysen

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; Balken: Mittelwert; Referenzwerte aus [60]; Versuchsstand ... Mittelwerte der Analysen von bislang im Rahmen des Projektes eingesetzten Pelletschargen

Aus dem gemessenen Aschegehalt des eingesetzten Brennstoffes wurde eine theoretische Aschemenge berechnet und mit dem tatsächlichen Ascheanfall des Vergasers verglichen (siehe Tabelle 34).

Aschegehalt Pellets (815 °C)	Gew% TS	0,24
Wassergehalt Pellets	Gew% FS	6,3
Heizwert Pellets	kJ/kg FS	17.430
Aschemenge bei 15 kW	kg/h	0,008
Aschemenge bei 12 kW	kg/h	0,007
Aschemenge bei 5 kW	kg/h	0,003
Betriebsstunden	h	544
theoretische Aschemenge	kg	3.357
gemessene Aschemenge	kg	4.076
Abweichung Aschemenge	%	21,4

Tabelle 34: Ergebnisse der Aschebilanzierung

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; FS ... Frischsubstanz; Heizwert Pellets nach Formel von Gaur [32]

Über einen Bilanzierungszeitraum von rund 2,5 Monaten wurde die angefallene Aschemenge des Vergasers gewogen. Dabei wurde die Anlage in Summe 544 Stunden bei Kesselleistungen zwischen 5 und 15 kW betrieben. Aus einer Massen- und Energiebilanz um die Anlage wurde errechnet, dass in diesem Zeitraum in Summe 1.493 kg Pellets eingesetzt wurden. Der Heizwert der Pellets wurde dabei aus der Zusammensetzung des eingesetzten Brennstoffes (Testlaufbrennstoff) mit der Formel nach Gaur berechnet [32]. Unter Berücksichtigung des Aschegehaltes, gemessen bei einer Veraschung bei 815°C (0,24 Gew%

TS) und des durchschnittlichen Wassergehaltes der Pellets errechnete sich ein Ascheanfall von insgesamt 3,357 kg. In Summe wurde im Bilanzierungszeitraum ein Ascheanfall von 4,076 kg gemessen. Dieser liegt um 21,4% über dem berechneten Ascheanfall. Der Grund für die Abweichungen ist darin zu suchen, dass in der Ascheschnecke neben gut ausgebrannter Asche auch sehr schlecht ausgebrannte Pellets gefunden wurden. Dies zeigt sich auch im relativ hohen TOC-Wert der beprobten Aschen des Vergasers, der normalerweise bei modernen Pelletfeuerungen kleiner 5000 mg/kg ist (siehe Tabelle 36).

Auf Basis der erfolgten Brennstoff- und Ascheanalysen wurden Elementbilanzen erstellt, um somit Rückschlüsse auf das Freisetzungsverhalten ziehen zu können. Die Ascheproben wurden am Ende der Ascheschnecke entnommen, um sicherzustellen, dass die Asche eine gute Homogenität aufwies. Die Ergebnisse der Ascheanalysen der drei gezogenen Proben sind in Tabelle 36 zusammengefasst.

Bezüglich der Erstellung der Elementbilanzen wurde wie folgt vorgegangen. Es wurde ein Betrieb der Versuchsanlage 2 bei 15 kW Kesselleistung zu Grunde gelegt und dafür die eingesetzte Brennstoffmenge aus dem Brennwert, der Brennstoffzusammensetzung, dem Brennstoff-Wassergehalt, der Rauchgastemperatur am Kesselaustritt, der Kesselleistung und dem Gesamtluftverhältnis, berechnet. Aus der Brennstoffmenge und der Brennstoffzusammensetzung wurden die eintretenden Elementströme in mg/h berechnet. Der Aschengehalt des Brennstoffes (Oxidsumme) wurde um den organischen Kohlenstoff- (TOC) und den Karbonatgehalt (TIC) in den Aschen korrigiert. Des Weiteren zeigten erste Auswertungen, dass es zu einem Fe-Eintrag (Abrieb) gekommen ist. Aus diesem Grund wurde der Aschengehalt um diesen Fe-Eintrag korrigiert. Aus diesem korrigierten Aschengehalt wurde die theoretische Aschenmenge berechnet (siehe Tabelle 35). Zusammen mit der Zusammensetzung der Aschen wurden die austretenden Elementströme in den Aschen in mg/h berechnet (siehe Abbildung 110). Bei Calcium, dem Hauptbestandteil der Asche, zeigt sich eine Überbilanzierung bei der Asche aus KW14 und Unterbilanzierung bei der Asche aus KW18. Der Vergleich mit den Referenzwerten aus Abbildung 109 weist darauf hin, dass diese Über- beziehungsweise Unterbilanzierung in der Inhomogenität des Brennstoffes begründet sein dürfte.

		Asche 1 KW14 08	Asche 2 KW16 08	Asche 3 KW18 08
Brennstoffeinsatz	kg/h	3,527	3,527	3,527
Wassergehalt Pellets	Gew% FS	6,3	6,3	6,3
Aschegehalt Pellets	Gew% TS	0,26	0,26	0,26
Aschemenge	g/h	8,59	8,59	8,59
Anteil TOC und TIC (CO₂)	Gew% TS	4,76	6,78	7,95
Aschemenge nach C-Korrektur	g/h	9,07	9,25	9,35
Fe in Brennstoff	mg/h	57	57	57
Fe in Asche	mg/h	124,3	108,2	91,7
Fe-Eintrag (als Oxid)	mg/h	96,2	73,2	49,6
Aschemenge nach Fe-Korrektur	g/h	9,17	9,32	9,40

Tabelle 35: Ergebnisse der Korrekturschritte bei der Berechnung der theoretischen Aschemenge

Erläuterungen: FS ... Feuchtsubstanz; TS ... Trockensubstanz; TOC ... total organic carbon; TIC ... total inorganic carbon; C-Korrektur: organischer und Karbonatkohlenstoff; Fe-Eintrag wird als Oxid (Fe₂O₃) gerechnet

Aus diesem Grund wurde eine Kompensation der schwankenden Calciumgehalte durch Anpassen des Aschegehaltes durchgeführt (siehe Abbildung 111). Eine sicherlich zulässige Vorgangsweise, da durchgeführte Messungen zeigen, dass bei der Verbrennung der Pellets

Calcium vollständig in die Asche eingebunden und nicht in die Gasphase freigesetzt wird [60].

		Asche 1	Asche 2	Asche 3
		KW14 08	KW16 08	KW18 08
CaO	mg/kg TS	460.336	430.953	418.360
K ₂ O	mg/kg TS	165.030	167.440	180.690
MnO	mg/kg TS	75.799	71.368	68.836
MgO	mg/kg TS	72.300	63.014	60.029
SiO ₂	mg/kg TS	53.696	47.706	44.069
P ₂ O ₅	mg/kg TS	40.097	36.890	35.744
Fe ₂ O ₃	mg/kg TS	19.587	16.728	14.026
Al ₂ O ₃	mg/kg TS	11.469	9.919	8.578
Na ₂ O	mg/kg TS	3.464	3.586	3.828
SO ₃	mg/kg TS	12.759	12.509	9.937
Cl	mg/kg TS	<10	< 5	< 5
TOC	mg/kg TS	22.000	27.500	41.000
TIC als CO ₂	mg/kg TS	25.648	40.305	38.473
Summe	mg/kg TS	962.186	927.916	923.570

Tabelle 36: Ergebnisse der Ascheanalysen

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; TOC ... total organic carbon; TIC ... total inorganic carbon

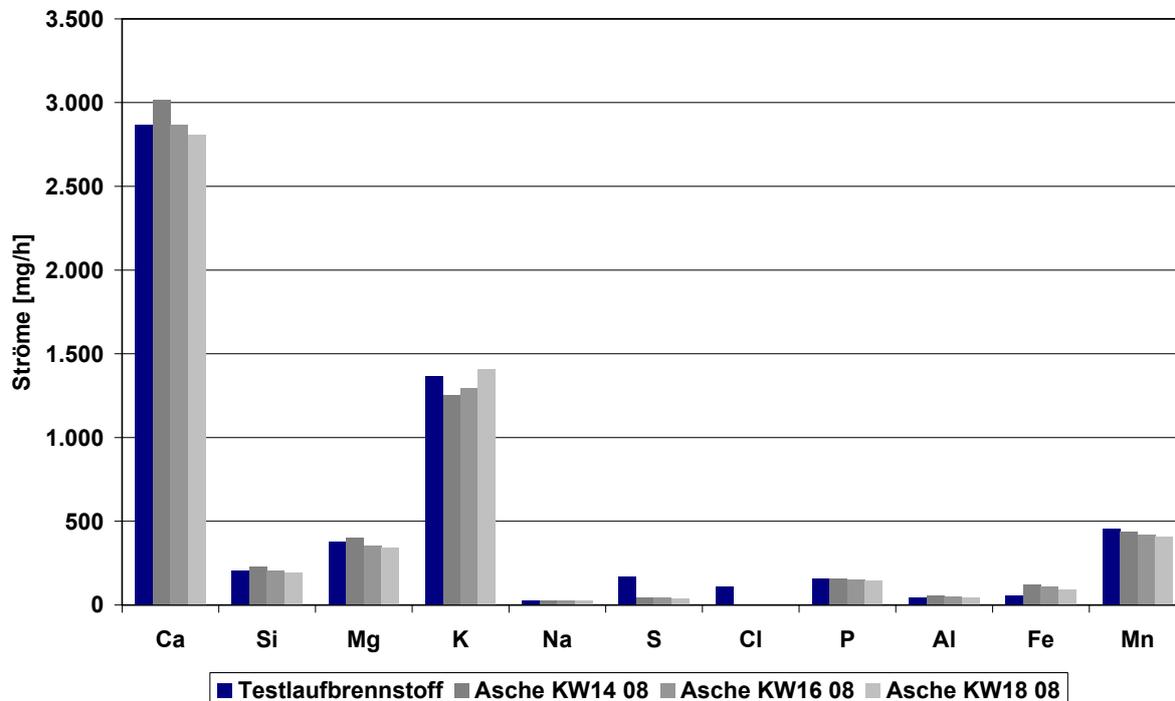


Abbildung 110: Ergebnisse der Elementbilanzen der Aschen

Erläuterungen: Testlaufbrennstoff: eintretende Ströme auf Basis der Brennstoffzusammensetzung berechnet

In Abbildung 112 sind die Freisetzung der leicht flüchtigen Aschebildner Kalium, Chlor und Schwefel sowie die Kaliumfreisetzung bei konventionellen Pelletfeuerungen dargestellt. Aus

den durchgeführten Elementbilanzen lassen sich folgende Schlüsse ziehen. Für Silizium, Magnesium, Natrium, Phosphor, Aluminium und Mn ergibt sich eine sehr gute Übereinstimmung der eintretenden und austretenden Elementströme. Bei Eisen ist die Überbilanzierung wahrscheinlich auf Fremdeintrag, zum Beispiel durch Abrieb, zurückzuführen. Erwartungsgemäß werden 72 bis 78% des Schwefels und fast 100% des Chlors in die Gasphase freigesetzt. Diese hohen Freisetzungsraten liegen im Bereich von konventionellen Pelletfeuerungen [60]. Kalium wird nur zu einem geringen Teil gasförmig aus der Anlage freigesetzt, wobei die Freisetzung für die Asche aus KW14 und KW16 jeweils unter 10% liegt. Für die Asche aus KW18 ergibt sich eine negative Freisetzung, das heißt, es wird mehr Kalium in die Asche eingebunden als durch den Brennstoff eingebracht wird. Dieser Umstand dürfte auf einen höheren Anteil von kaliumreichen Schlacketeilchen in der Ascheprobe zurückzuführen sein. Wie bereits die Untersuchungen der versinteren Ascheanbackungen gezeigt haben, weisen diese eine im Vergleich zur Asche höhere Kaliumkonzentration auf (vergleiche Kapitel 5.2.6). Im Bereich der Verbrennungszone des Vergasers kommt es aufgrund der hohen Temperaturen und der Kaliumanreicherung lokal zur Verschlackung und Versinterung der Asche. Die gebildeten Teilchen werden mit der Asche ausgetragen und führten aufgrund inhomogener Verteilung in der Asche im Fall der Ascheprobe aus KW18 zu einer berechneten negativen Freisetzung.

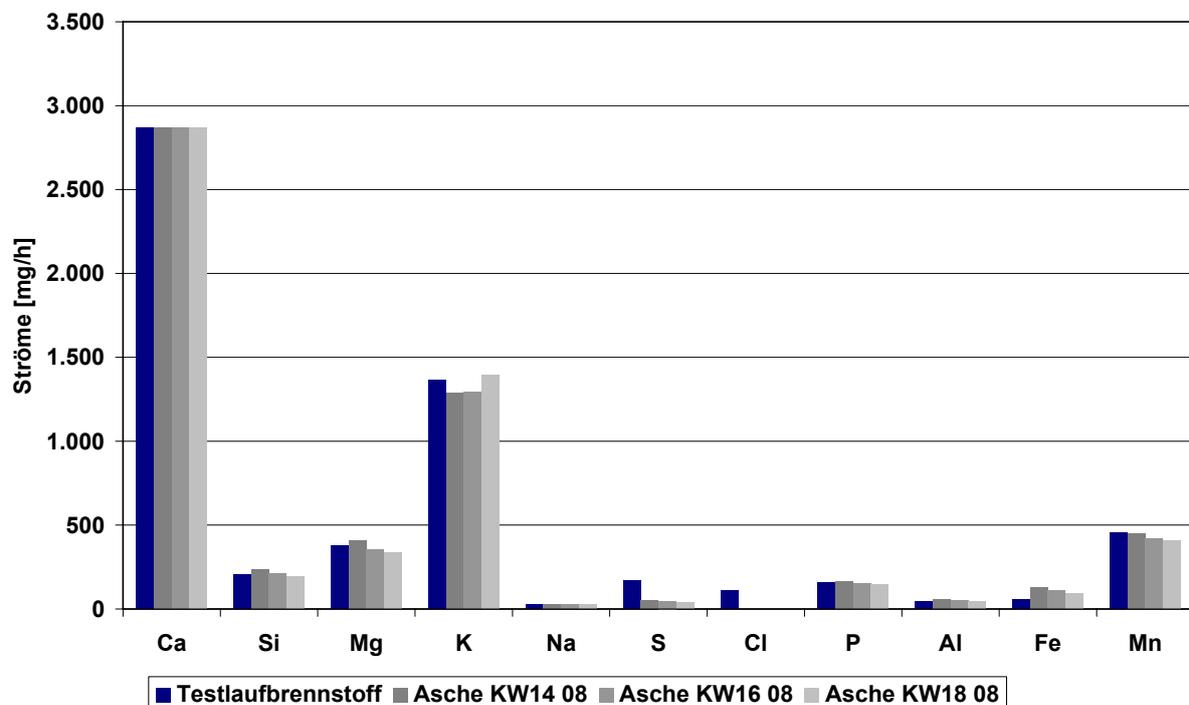


Abbildung 111: Ergebnisse der Elementbilanzen der Aschen nach durchgeführter Calcium- und Eisenkorrektur
Erläuterungen: Testlaufbrennstoff: eintretende Ströme auf Basis der Brennstoffzusammensetzung berechnet

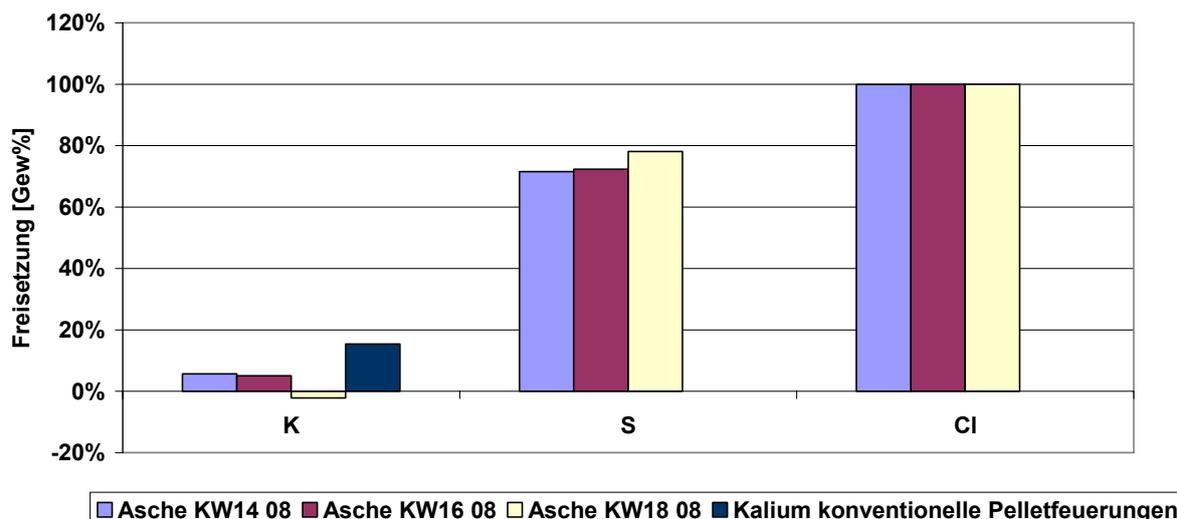


Abbildung 112: Freisetzung der leicht flüchtigen Aschebildner bei Versuchsanlage 2 und Kaliumfreisetzung bei konventionellen Pelletfeuerungen bei Nennlast

Erläuterungen: Testlaufbrennstoff: eintretende Ströme auf Basis der Brennstoffzusammensetzung berechnet; Calcium-Korrektur durchgeführt; Kaliumfreisetzung bei konventionellen Pelletfeuerungen: Mittelwert aus 7 Messungen (s= 0,3%); Datenquelle für Kaliumfreisetzung bei konventionellen Pelletfeuerungen: [58]

Aus den Brennstoff- und Aschenanalysen kann eine theoretische Feinstaubbelastung des Rauchgases der Versuchsanlage 2 berechnet werden. Dafür wurden um die Versuchsanlage 2 Elementbilanzen für die Aerosolbildner S, Cl, Pb, Zn und K wie folgt erstellt. Es wurde ein stationärer Betrieb der Versuchsanlage bei 15 kW zu Grunde gelegt und dafür die stündlich eingesetzte Brennstoffmenge aus dem Brennwert, der Brennstoffzusammensetzung, dem Brennstoffwassergehalt des eingesetzten Brennstoffes, der Rauchgastemperatur am Kesselaustritt, der Kesselleistung und einem Gesamtverbrennungsluftverhältnis von 1,45 berechnet (siehe Tabelle 37). Aus der Brennstoffmenge und der Brennstoffzusammensetzung wurden die eintretenden Elementströme in mg/h berechnet.

		Asche 1 KW14 08	Asche 2 KW16 08	Asche 3 KW18 08
Kesselleistung	kW	15	15	15
Wassergehalt Pellets	Gew% FS	6,3	6,3	6,3
Aschegehalt Pellets	Gew% TS	0,33	0,33	0,33
Gesamtluftverhältnis	-	1,45	1,45	1,45
Rauchgas Kesselaustritt	°C	115	115	115
Brennstoffeinsatz	kg/h	3,527	3,527	3,527
Rauchgasvolumenstrom	Nm³/h 13% O₂ tr. RG	36,8	36,8	36,8

Tabelle 37: Ergebnisse der Brennstoffbilanzierung für Berechnung der theoretischen Feinstaubbelastung

Erläuterungen: FS ... Feuchtsubstanz; TS ... Trockensubstanz; Aschegehalt (550 °C) nur für Brennstoffbilanzierung herangezogen

Der Aschegehalt des Brennstoffes (Oxidsumme) wurde um den organischen Kohlenstoff (TOC) und den Karbonatgehalt (TIC) in den Aschen korrigiert. Des Weiteren wurde der Aschegehalt um den Fe-Eintrag korrigiert und die Calciumkorrektur durchgeführt. Zusammen mit der Zusammensetzung der Aschen wurden die austretenden Elementströme in den Aschen in mg/h berechnet. Die mit der Gasphase austretenden Elementströme ergeben

sich aus der Differenz zwischen den eintretenden und mit der Rostasche austretenden Elementströmen. Die Aerosolbildner S, Cl, Pb, Zn und K wurden bei der Berechnung der Feinstaubbelastung als KCl, K₂SO₄, K₂CO₃, PbO und ZnO berücksichtigt, wobei aufgrund fehlender Analysedaten angenommen wurde, dass Blei und Zink zu hundert Prozent aus dem Brennstoff in die Gasphase freigesetzt werden. Diese Vorgehensweise lässt sich damit begründen, dass Blei und Zink als leichtflüchtige Elemente ein ähnliches Verhalten ausweisen wie Schwefel und Chlor, die, wie in Abbildung 112 deutlich zu erkennen ist, fast vollständig in die Gasphase freigesetzt werden. Die Abschätzung der maximalen Aerosolemissionen berücksichtigt nicht:

- Partikelverluste durch Wandkondensation aschebildender Dämpfe und Depositionsbildung im Feuerraum und Kessel
- Partikelverluste durch Reaktion aschebildender Dämpfe mit oder Kondensation auf groben Flugaschen
- Gasförmige Emissionen von Schwefel (z.B. SO₂) und Chlor (z.B. HCl)

Auf Basis dieser Methodik erhält man für eine Kesselleistung von 15 KW und einem Rauchgasvolumenstrom von 36,8 Nm³/h (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13 Vol% O₂) eine durchschnittliche anorganische Aerosolemission von 2,4 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13 Vol% O₂). Berücksichtigt man die Partikelverluste im Feuerraum und im Kessel, die die Aerosolemissionen im Rauchgas mindern, liegen die berechneten Aerosolemissionen in guter Übereinstimmung mit den bereits diskutierten gemessenen Feinstaubemissionen, die bei Nennlast im Bereich von 1 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13 Vol% O₂) liegen.

Die durchgeführten Analysen sowie Abbildung 112 verdeutlichen, dass die Kaliumfreisetzung beim Gegenstromvergaser deutlich niedriger ist als bei konventionellen Pelletfeuerungen vergleichbarer Leistung [60]. Kalium stellt den wichtigsten anorganischen Feinstaubbildner bei Pelletfeuerungen dar. Aufgrund der deutlich niedrigeren Kaliumfreisetzung im Vergaser der Versuchsanlage 2, sind folglich auch die Feinstaubemissionen im Rauchgas deutlich niedriger als bei konventionellen Pelletfeuerungen.

5.3.12.2 Ascheverhalten und Entaschung

Ascheanbackungen an der Innenseite des Vergaserrohres führten beim Betrieb der Versuchsanlage 1 zu massiven Problemen (vergleiche Kapitel 5.2.6). Aus diesem Grund wurde bei der Versuchsanlage 2 eine Hubvorrichtung zur Zerstörung der Ascheanbackungen installiert, die diese Anbackungen im Vergaserrohr zerstören sollte. Im Rahmen der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe konnte eine Bildung von Ascheanbackungen im dem Ausmaß, wie sie bei der Versuchsanlage 1 auftrat, jedoch nicht beobachtet werden. Zurückzuführen ist dies auf die Vergrößerung des Durchmessers des Vergaserrohres von 100 auf 125 mm und dem daraus resultierenden im Vergleich zur Versuchsanlage 1 höheren Eigengewichtes des Brennstoffbettes. Im Vergaserrohr gebildete Ascheanbackungen dürften von dem darüberliegenden Brennstoffbett nach unten gedrückt werden und konnten sich daher nicht so massiv aufbauen wie bei der Versuchsanlage 1. Die Hubvorrichtung kam bei der Versuchsanlage 2 daher nicht zum Einsatz.

Eine wichtige Neuerung bei der Entaschungsvorrichtung stellte die Regelung der Entaschung des Vergasers dar. Die Entaschung sollte automatisch in Abhängigkeit von der Temperatur im Aschebett des Vergasers erfolgen (vergleiche Kapitel 5.3.3). Das Problem dieser Regelungsstrategie bestand darin, die richtige Entaschungstemperatur sowie ein passendes

Intervall zu finden, das heißt, die Entaschung so zu gestalten, dass ein stabiler Betrieb des Vergasers gewährleistet ist. Des Weiteren sollte sich das gesamte Primärluftkreuz im Aschebett befinden, um damit die thermische Belastung durch die in der Verbrennungszone des Vergasers vorherrschenden hohen Temperaturen zu reduzieren. Das heißt, es sollte beim Entaschen nicht zuviel Asche aus dem Vergaser gefördert werden, wodurch infolge des Absinkens des Aschebettes das Primärluftkreuz hohen Temperaturen ausgesetzt wäre. Die für die Entaschung eingestellten Werte für Temperatur und Intervall sind somit Erfahrungswerte und können nur aus dem laufenden Betrieb des Vergasers ermittelt werden. Im Rahmen der Testläufe wurden daher unterschiedliche Temperaturen für die Auslösung der Entaschung eingestellt und deren Einfluss auf den Betrieb beobachtet.

Die Steuerung der Entaschung erfolgte folgendermaßen. Sobald die von dem Thermoelement T2 gemessene Temperatur (gleitender Mittelwert) unter den vorgegebenen Auslösewert fiel, wurde die Ascheschnecke für eine Dauer von 1 Minute in Betrieb genommen. Nach Ablauf des Entaschungsvorganges wurde die Temperatur im Brennstoffbett (T2) 15 Minuten überwacht. War nach Ablauf dieses Zeitintervalls die Temperatur im Bett nicht wieder über vorgegebenen Auslösewert gestiegen, wurde der Entaschungsvorgang wiederholt. Die gesamte Prozedur erfolgte so lange, bis die gemessene Temperatur über den Auslösewert gestiegen war. In Abbildung 113 sind das Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers sowie die Produktgastemperatur für verschiedene Entaschungstemperaturen dargestellt.

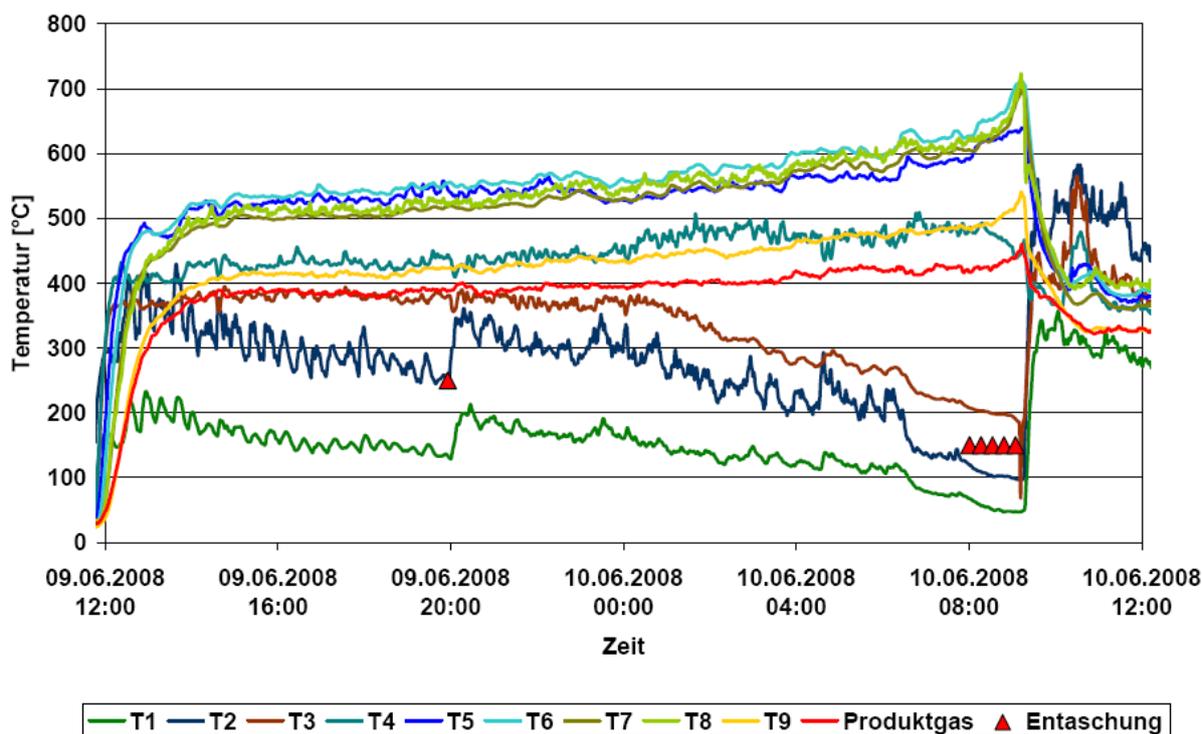


Abbildung 113: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente siehe A4.1;
Entaschungsdauer: 1 min.; Brennstoff: Weichholzpellets

Bezüglich des gemessenen Temperaturprofils des Brennstoffbettes sollte angemerkt werden, dass ein direkter Vergleich mit der Versuchsanlage 1 aufgrund geänderter Positionen und Einstecktiefen der Thermoelemente nicht sinnvoll ist. Vor dem Testlauf wurde so lange Asche

in den Vergaser gefüllt, bis das Primärluftkrenz vollständig mit Asche bedeckt war. Als Entaschungstemperatur wurde ein Wert von 250 °C gewählt. Nach einmaligem Entaschen stiegen die Temperaturen von T1 und T2, die die Temperatur im Aschebett messen, deutlich an. Das Temperaturprofil des darüberliegenden Brennstoffbettes änderte sich nur geringfügig. Im weiteren Verlauf des Versuches wurde die Entaschungstemperatur auf 150 °C abgesenkt. Dieses Vorgehen erwies sich als kontraproduktiv, da sich ein zu großes Aschebett aufbaute. Die Temperaturen im unteren Bereich des Vergasers sanken deutlich ab. Im Gegensatz dazu wanderte die Verbrennungszone im Vergaserrohr nach oben, wie anhand der deutlich steigenden Temperaturen in Abbildung 113 deutlich zu erkennen ist. Sobald die Entaschungstemperatur von 150 °C erreicht worden war, wurde die Entaschung durchgeführt. Aber erst nach mehrmaligem Entaschen zeigte sich abrupt eine deutliche Änderung im Temperaturprofil. Aufgrund der signifikanten Änderungen im Temperaturprofil ist anzunehmen, dass sich im Vergaserrohr wieder Ascheanbackungen bildeten. Durch das mehrmalige Entaschen wurde sehr viel Asche aus dem Vergaser gefördert und es bildete sich dadurch ein Hohlraum im Vergaserrohr unterhalb der Ascheanbackungen. In weiterer Folge brachen die Ascheanbackungen durch das Gewicht des darüberliegenden Brennstoffbettes zusammen und das gesamte Bett rutschte nach unten, was zur Folge hatte, dass sich das Primärluftkrenz nun in der Verbrennungszone befand und folglich hohen Temperaturen ausgesetzt war.

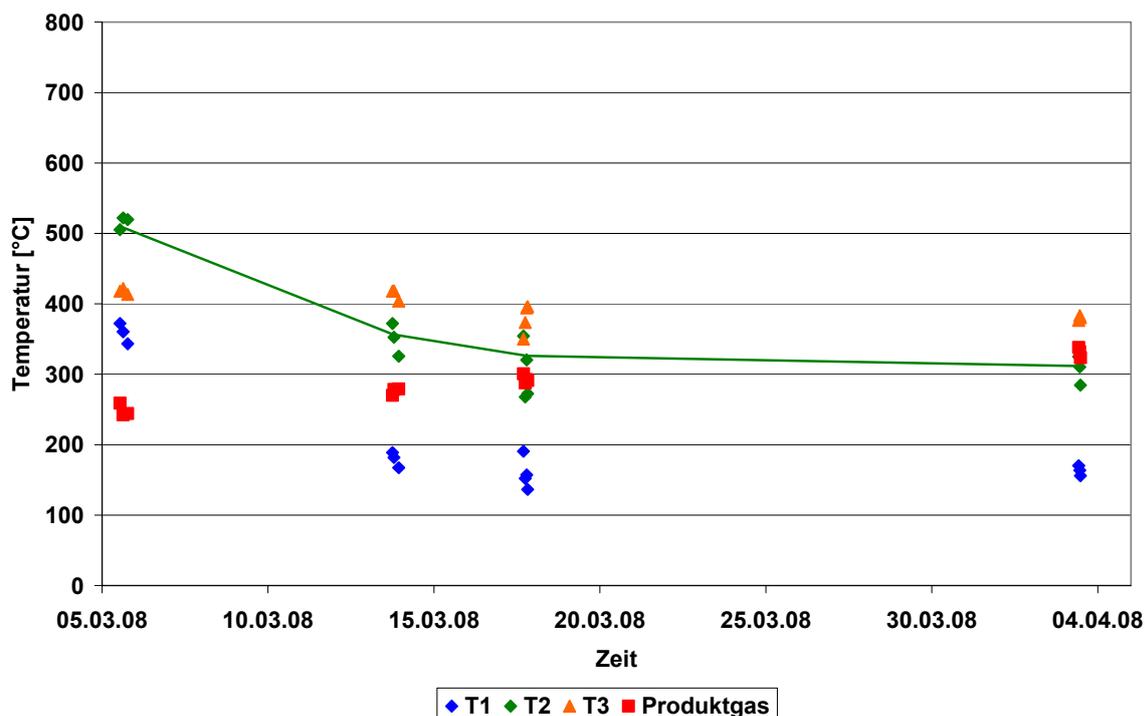


Abbildung 114: Verlauf des Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers und Produktgastemperatur über Zeitraum von 550 Betriebsstunden

Erläuterungen: Dargestellte Werte entsprechen Stundenmittelwerten;
 Bezeichnung der Thermoelemente siehe A4.1; Kesselleistung: ~15 kW;
 Entaschungstemperatur: 250 °C; Brennstoff: Weichholzpellets

Der durchgeführte Testlauf zeigte, dass die Entaschungstemperatur nicht zu niedrig gewählt werden darf, da ansonsten unerwünschte Aschebackungen entstehen können, die zwar in diesem Fall ohne Einsatz der Hubvorrichtung zerstört wurden, aber grundlegend zu Problemen beim Betrieb des Vergasers führen können. Für die weiteren Testläufe wurde daher eine Entaschungstemperatur von 250 °C eingestellt, wodurch ein stabiler Betrieb des

Vergasers bei Nennlast über eine Betriebsdauer von insgesamt rund 550 Stunden erreicht werden konnte. In Abbildung 114 ist der Verlauf relevanter Temperaturen des Brennstoffbettes sowie der Produktgastemperatur über diese Betriebsdauer dargestellt. Zu Beginn des betrachteten Zeitraumes lag das Temperaturprofil im Brennstoffbett auf einem etwas höheren Niveau, nach einer Woche stabilisierten sich die Temperaturen und änderten sich im weiteren Verlauf nur mehr geringfügig.



Abbildung 115: Blick in das Vergaserrohr auf das Primärluftkreuz

Erläuterungen: Betriebsdauer 550 Stunden; Kesselleistung: ~15 kW;
Entaschungstemperatur: 250 °C; Brennstoff: Weichholzpellets

Durch die temperaturgeführte automatische Entaschung konnte ein stabiler Betrieb des Vergasers erreicht werden. Nach einer Betriebsdauer von 550 Stunden bei Nennlast wurde der Vergaser zur Inspektion geöffnet. Am Innenmantel des Vergaserrohres zeigten sich Spuren von Ascheanbackungen (siehe Abbildung 115). Diese Ascheanbackungen hatten jedoch keinen negativen Einfluss auf den Betrieb des Vergasers. Des Weiteren waren die Luftverteilerarme vor allem auf der Seite mit Anbackungen aus versinterter Asche belegt. Die Ascheanbackungen wurden wie bei der Versuchsanlage 1 nasschemisch sowie mittels SEM/EDX-Analysen und XRD-Analysen (Röntgendiffraktometrie) hinsichtlich ihrer chemischen Zusammensetzung untersucht. Dazu wurden von den Ascheanbackungen am Luftkreuz an zwei verschiedenen Stellen jeweils eine Probe entnommen (siehe Abbildung 116). In Abbildung 117 sind die gezogenen Probenstücke dargestellt.

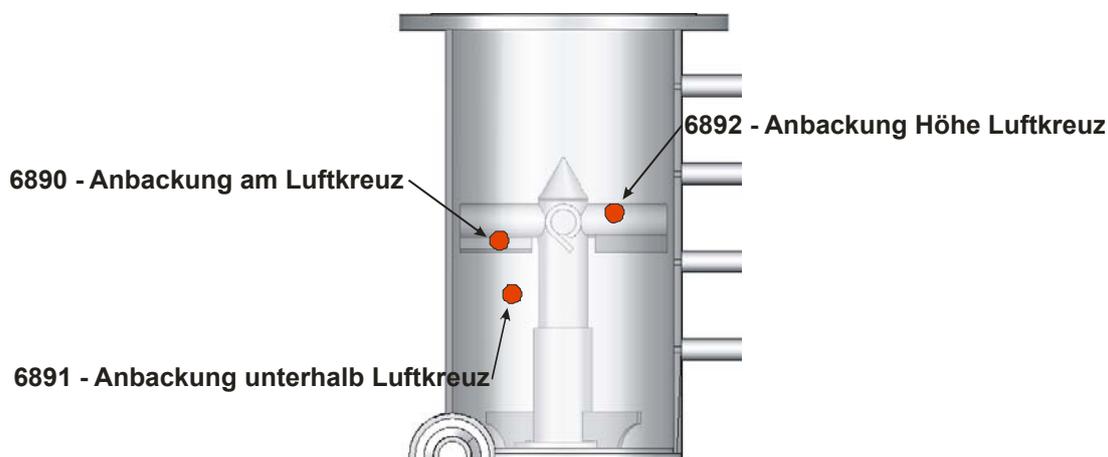


Abbildung 116: Probenahmestellen von Ascheanbackungen im Vergaser



Abbildung 117: Bilder der untersuchten versinterten Ascheproben

Erläuterungen: Abbildung links: Probe 6890; Abbildung rechts: Probe 6891

In Abbildung 118 sind die Ergebnisse der nasschemischen und der SEM/EDX-Analysen dargestellt.

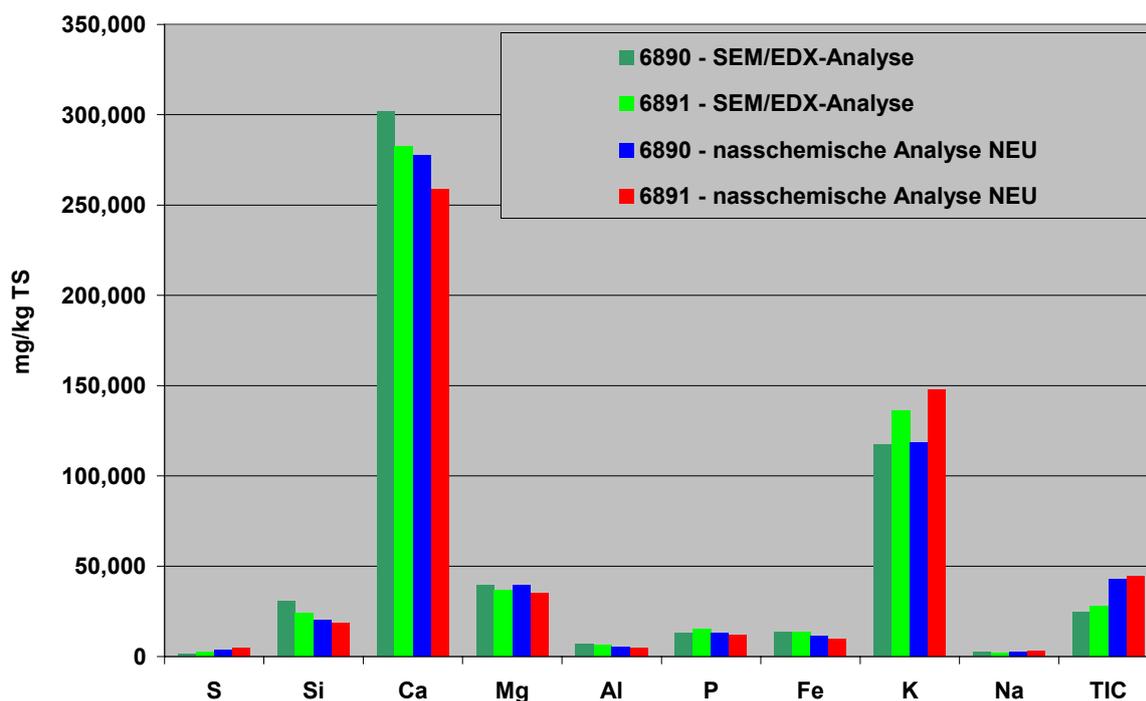


Abbildung 118: Vergleich der nasschemischen Aschenanalysen mit den Ergebnissen der SEM/EDX-Übersichtsanalysen

Erläuterungen: Darstellung aller Zusammensetzungen exkl. Cl und organischem C; nasschemische Analysenergebnisse bezogen auf 1.000.000 mg/kg TS

Zur besseren Vergleichbarkeit der Proben wurden die Konzentrationen der Elemente auf Gehalte ohne den Anteil an organischem Kohlenstoff umgerechnet. Die Ergebnisse der

versinterten Anbackungen zeigen dieselben Tendenzen, die bereits bei der modifizierten Versuchsanlage 1 durchgeführten Analysen festgestellt werden konnten. Die Aschen bestehen vorrangig aus Kalium- und Calciumkarbonat beziehungsweise -oxid. Kalium wird in der Verbrennungszone des Vergasers freigesetzt und kondensiert in den darüber liegenden Zonen des Brennstoffbettes wieder aus. Das wurde schon durch die bislang durchgeführten Untersuchungen bestätigt (siehe Kapitel 5.2.6 und 5.3.12.1). Das Schmelzverhalten der versinterten Aschen wird vorrangig durch die Mischung aus Kalium- und Calciumkarbonat bzw. -oxid bestimmt.

Laut den Ergebnissen der XRD-Analysen (Tabelle 38) ist die Kalium-Calciumkarbonatverbindung $K_2Ca(CO_3)_2$ ein Hauptbestandteil der Anbackungen. Der Schmelzpunkt dieser Verbindung liegt bei rund 800 °C. Bei höheren Temperaturen, wie sie üblicherweise in der Verbrennungszone eines Vergasers auftreten, ist diese Phase nicht stabil. Im Bereich des Luftkreuzes und am Luftkreuz kommt es aber durch die Kühlung mit der eintretenden Vergasungsluft zu Temperaturen, bei denen sich $K_2Ca(CO_3)_2$ bilden kann. Aus diesem Grund traten die Probleme mit Anbackungen, die auf die Bildung dieser Phase zurückzuführen sind, im Bereich des Luftkreuzes auf. Es gibt somit zwei Gründe für die Bildung der Anbackungen im Bereich des Primärluftkreuzes. Anreicherung von Kalium in der Asche durch Freisetzung von Kalium während des Verbrennungsprozesses im Vergaser und nachfolgende Kondensation in den kälteren Zonen. Weiters wird durch die eintretende Vergasungsluft das Aschenbett in unmittelbarer Nähe des Primärluftkreuzes gekühlt, wodurch die Bildung von $K_2Ca(CO_3)_2$ -Schmelzen ermöglicht wird, wenn das Primärluftkreuz hohen Temperaturen ausgesetzt ist.

	Mineral	Anbackungen am Luftkreuz Gew%	Anbackungen unterhalb Luftkreuz Gew%
$K_2Ca(CO_3)_2$	Fairchildite	24	37
$CaCO_3$	Kalkspat	15	5
CaO	Branntkalk	2	1
$Ca(OH)_2$	Portlandit	9	1
$CaSO_4(H_2O)_{0,67}$	Bassanit	5	8
MgO	Periklas	13	13
$CaMnO_3$		6	12
$Ca_5(PO_4)_3(OH)$	Apatit	13	10
Ca_2SiO_4		8	7
Summe		95	94

Tabelle 38: Ergebnisse der XRD-Analysen der Anbackungen

Erläuterungen: Grün: eindeutig identifiziert; Gelb: plausibles Ergebnis;

Orange: unsicheres Ergebnis

Es zeigte sich aber, dass sich die Anbackungen in erster Linie zwischen den Armen des Primärluftkreuzes gebildet haben. Aus diesem Grund wurde ein baugleiches Primärluftkreuz mit nur zwei Armen eingesetzt und im Rahmen der Testläufe der Einfluss auf die Bildung der Ascheanbackungen geprüft.

Abbildung 119 zeigt das modifizierte Primärluftkreuz nach einer Betriebsdauer von 85 Stunden. Die Modifizierung des Primärluftkreuzes hatte keinen positiven Einfluss auf die Bildung der Ascheanbackungen. Diese bauten sich sogar wesentlich schneller auf als beim dem ursprünglich eingesetzten Primärluftkreuz mit vier Armen. Zurückzuführen ist dies

wahrscheinlich darauf, dass der Vergaser mit einem zu niedrigen Aschebett betrieben wurde, wodurch das Primärluftkreuz für die Bildung von Ascheanbackungen ausreichend hohen Temperaturen ausgesetzt war. Es zeigte sich aber, dass das Primärluftkreuz im Bereich der Luftaustrittsöffnungen keine Spuren von Anbackungen aufwies. Die Anbackungen bauten sich zuerst auf der Seite der Luftverteilungsarme auf, die nicht direkt von der Primärluft umströmt werden und in Drehrichtung des Luftkreuzes liegen. Für die weitere Entwicklung sollte das ursprünglich verwendete Luftverteilungskreuz mit vier Armen eingesetzt werden, wobei das Primärluftkreuz nicht wie bisher kontinuierlich in eine Richtung gedreht, sondern vor und zurück bewegt werden sollte. Durch diese Maßnahme werden die Luftverteilungsarme abwechselnd auf beiden Seiten von der Primärluft umströmt, wodurch die Bildung von Ascheanbackungen möglicherweise reduziert werden sollte.



Abbildung 119: Primärluftkreuz mit zwei Luftverteilungsarmen

Erläuterungen: Betriebsdauer: 85 Stunden; Kesselleistung: ~15 kW;
Entaschungstemperatur: 250 °C; Drehrichtung im Uhrzeigersinn; Brennstoff:
Weichholzpellets

Eine automatische Regelung der Entaschung des Vergasers über die Temperatur ist prinzipiell möglich. Es muss aber darauf geachtet werden, dass die Entaschungstemperatur nicht zu niedrig gewählt wird, da ansonsten infolge eines hohen Aschebettes die Bildung von Ascheanbackungen an der Innenseite des Vergaserrohres begünstigt wird. Weiters darf beim Entaschungsvorgang nicht zu viel Asche aus dem Vergaser gefördert werden, was zu Folge hat, dass sich das Primärluftkreuz in der Verbrennungszone befindet und somit hohen Temperaturen ausgesetzt ist. Neben der hohen thermischen Belastung des Materials wird dadurch die Bildung von versinterten Anbackungen der Asche am Primärluftkreuz begünstigt.

5.3.13 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Im Rahmen der Testläufe, die an der Versuchsanlage 2 durchgeführt wurden, zeigte sich, dass durch die Vergrößerung des Durchmessers des Vergaserrohres sowie einer regelmäßig durchgeführten Entaschung die Bildung von Ascheanbackungen am Vergaserrohr weitgehend unterbunden werden konnte. Jedoch traten im Dauerbetrieb am Primärluftkreuz poröse Ascheanbackungen auf, die auch durch die regelmäßigen Entaschungsvorgänge nicht entfernt werden konnten. Die Ergebnisse der durchgeführten Analysen der Ascheproben zeigten, dass die Kalium-Calciumkarbonatverbindung $K_2Ca(CO_3)_2$ ein Hauptbestandteil der Anbackungen ist, die sich aufgrund der Temperaturen in diesem Bereich bildet. Zur Lösung dieses Problems sollte das Primärluftkreuz vor und zurück bewegt werden, was am Prototypen getestet werden sollte.

Umfangreiche Arbeiten und Messungen bezüglich der Bewertung des neuen Brennerkonzeptes wurden durchgeführt, wobei diesbezüglich der Schwerpunkt auf der Bewertung der NO_x - und CO -Emissionen lag. Im Rahmen der Testläufe wurden die relevanten Betriebsparameter Kesselleistung, Gesamtluftüberschuss und das Luftverhältnis in der Sekundärbrennkammer ($\lambda_{\text{sekundär}}$) variiert und deren Einfluss auf die NO_x - und CO -Emissionen geprüft.

Bei Nennlast stiegen die NO_x -Emissionen mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss leicht an, bei 33% Nennlast war dagegen kein Trend feststellbar. Die Zunahme der NO_x -Emissionen bei Nennlast von 80 auf rund 105 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) ist wahrscheinlich auf eine teilweise Rückvermischung der Tertiärluft mit den Rauchgasen in der Sekundärbrennkammer zurückzuführen. Die NO_x -Emissionen weisen im Nennlast- und im Teillastbetrieb bei einem $\lambda_{\text{sekundär}}$ von rund 0,75 ein leichtes Minimum auf, wobei dieses bei Nennlast ausgeprägter ist als bei 33% Nennlast. In diesem Betriebspunkt wird die Luftstufung der Versuchsanlage optimal ausgenutzt. Die NO_x -Emissionen zeigen eine signifikante Abhängigkeit von der Kesselleistung der Versuchsanlage 2. Bei einer Kesselleistung von 2,5 kW und deaktivierter Luftstufung liegen die NO_x -Emissionen im Bereich von 55 bis 65 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2). Im Vergleich dazu sind die NO_x -Emissionen bei Nennlast mit Werten von 95 bis 105 mg/Nm^3 (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O_2) fast doppelt so hoch wie bei extremer Teillast. Die Zunahme der NO_x -Konzentrationen im Rauchgas mit steigender Vergaserleistung ist wahrscheinlich durch kürzere Verweilzeiten der Rauchgase in der Sekundärverbrennungszone mit zunehmender Leistung bedingt. Das Potential der NO_x -Reduktion durch Luftstufung in der Brennkammer liegt bei rund 25%. Die Ergebnisse zeigen, dass die NO_x -Emissionen der Versuchsanlage 2 bei aktivierter Luftstufung mit Werten unter 100 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) deutlich unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln mit einfacher Luftstufung und vergleichbarer Leistung liegen, wo die NO_x -Emissionen im Mittel bei 115 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) liegen [12].

Des Weiteren zeichnet sich das neue Brennerkonzept der Versuchsanlage 2 durch eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase, verdeutlicht durch sehr niedrige CO -Emissionen, die auch im Teillastbetrieb (5 kW) unter 20 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) liegen, aus. Die weitere Entwicklung des Brennerkonzeptes sah vor, den Durchmesser der Brennkammer zu verkleinern, um somit den Platzbedarf und die Größe des Kessels deutlich reduzieren zu können.

Die Ergebnisse der durchgeführten Gesamt- und Feinstaubemissionen zeigen, dass durch die neue Technologie auf Basis eines Gegenstromvergaser die emittierten Feinstaubmengen massiv reduziert werden können. Die Feinstaubemissionen liegen im Bereich 0,6 bis 1,4 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2). Zurückzuführen lassen sich die niedrigen Feinstaubemissionen darauf, dass Kalium nicht wie bei konventionellen Pelletfeuerungen aus dem Brennstoffbett freigesetzt wird, sondern zum Großteil in die Asche des Vergasers eingebunden wird. Dies wurde auch durch die durchgeführten Elementbilanzen bestätigt. Auch die Gesamtstaubmessungen liegen deutlich unter 2,5 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2), womit im Vergleich zur Versuchsanlage 1 durch die Vergrößerung des Durchmessers des Vergasers für Nennlast eine deutliche Reduktion erreicht werden konnte. Aufgrund des durch die durchgeführten Messungen bestätigten hohen Potentials der neuen Technologie bezüglich Reduktion der Staub- und Feinstaubemissionen wurde das Konzept Gegenstromvergaser mit aufgesetztem Gasbrenner für den Prototypen der neuen Feuerungstechnologie eingesetzt.

5.4 Prototyp

Die Grundlage bei der Konzeption des Prototypen der neuen Feuerungstechnologie bildete die Versuchsanlage 2, wobei ein Hauptaugenmerk auf einer kompakten Ausführung der Anlage lag. Mit dem Prototypen sollte ein erster Schritt in Richtung seriennahen Pelletkessel gesetzt werden.

5.4.1 Aufbau des Prototypen

Vom feuerungstechnischen Standpunkt aus betrachtet blieb der Prototyp mit einer Nennleistung von 15 kW gegenüber der Versuchsanlage 2 mit dem Konzept Gegenstromvergaser mit aufgesetztem Gasbrenner unverändert. Die wesentlichen Weiterentwicklungen betrafen die Brennkammer, die Verbrennungsluftzuführung und die Brennstoffzuführung (siehe Abbildung 120). Gegenüber der Versuchsanlage 2 wurden folgende Änderungen am Brenner des Prototypen durchgeführt:

- Die Durchmesser von Sekundär- und Tertiärverbrennungszone wurden von 250 mm auf 130 mm verkleinert.
- Weiters wurde die Dämmung der Brennkammer verstärkt (innen 35 mm Feuerfestbeton mit einem Wärmeleitwert von 4,5 W/mK, außen 25 mm Vermiculite mit einem Wärmeleitwert von 0,11 W/mK bei 10 °C), womit sich zusammen mit der gegenüber der Versuchsanlage 2 verkleinerten Oberfläche der Sekundärverbrennungszone eine reduzierte Wärmeabfuhr über die Sekundärverbrennungszone ergab.
- Der Durchmesser der Sekundärluftdüsen wurde von 11 mm auf 13 mm vergrößert, um den Druckverlust über die Sekundärluftdüsen zu reduzieren.
- Weiters wurden getrennte Anschlussstutzen für die Sekundärluftzufuhr auf Höhe der Sekundärluftdüsen- und der Tertiärluftzufuhr auf Höhe der Tertiärluftdüsen-ebene vorgesehen. Die Anschlussstutzen sind aus fertigungstechnischen Gründen radial an die Ringräume im Brennkammerstein angeschlossen. Um eine Vergleichmäßigung der Aufteilung der Luft auf die einzelnen Düsen zu erzielen, wurden für beide Düsen-ebenen Leitbleche eingebaut, welche jeweils die gleiche Richtung zur Brennkammerachse aufweisen, wie die Luftdüsen.
- Die Eintrittsöffnungen in die Luftdüsen wurden zur Druckverlustreduktion zusätzlich mit einer Anfasung von 8 mal 8 mm versehen.
- Der Übergang in den Kessel wurde zur Verkleinerung des Kesselvolumens modifiziert und so ausgeführt, dass das Rauchgas in eine zylindrische Wendekammer mit gegenüber der Brennkammer versetzter Achse ausströmt und dann nach unten in 4 Rohren, die auf einer Halbseite der Brennkammer angebracht sind, strömt. Weiters wurde der Übergang in den Kessel gedämmt und nicht wassergekühlt, um die Rauchgastemperaturen anzuheben und die Verbrennungsreaktionen schneller ablaufen zu lassen. Um das durch die Neukonzeption stark reduzierte Volumen des Übergangs in den Kessel wieder etwas zu vergrößern, wurde die Höhe des Übergangs in den Kessel von 50 auf 100 mm erhöht.

Die Geometrien der Brennkammer sowie die der Luftzuführung und der Luftdüsen wurden wie bei der Versuchsanlage 2 auf Basis von durchgeführten CFD-Simulationen festgelegt. Die Simulationen wurden mit eigenentwickelten CFD-Simulationsmodellen der Firma BIOS

BIOENERGIESYSTEME, basierend auf dem Programm Fluent der Firma ANSYS, durchgeführt. Alle Arbeiten bezüglich CFD-Simulation erfolgten nicht durch den Autor der vorliegenden Arbeit.

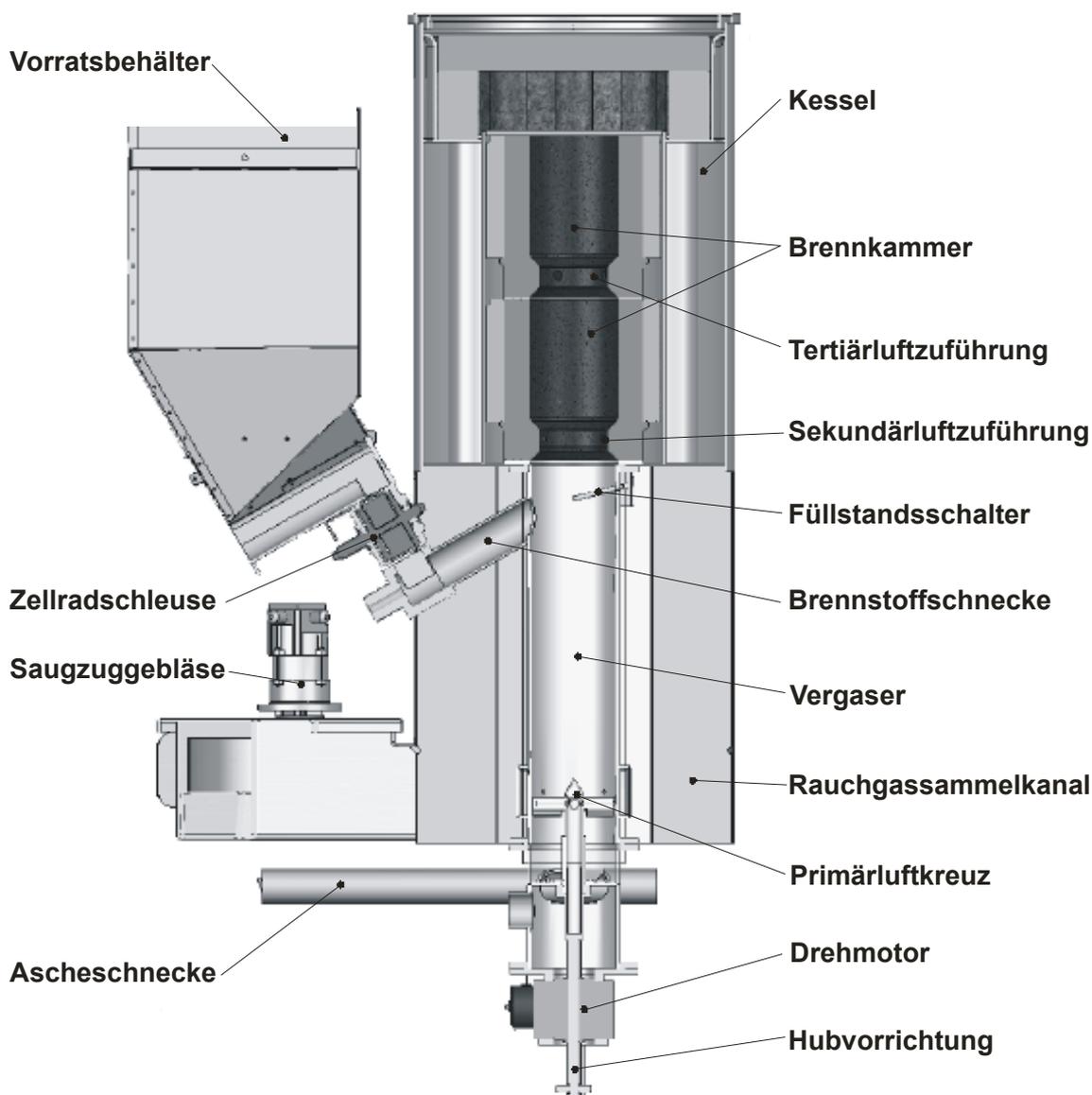


Abbildung 120: Schematische Darstellung des Prototypen

Erläuterungen: detaillierte Zeichnung siehe Anhang A5

Der Brennstoff wurde nicht mehr wie bisher über eine horizontale Brennstoffschnecke, sondern über eine schräge (45°) Brennstoffschnecke in den Vergaser gefördert. Die Pellets werden nicht mehr auf das Brennstoffbett gefördert, sondern werden von der Schnecke in das Brennstoffbett im Vergaser geschoben. Mit dieser Maßnahme sollte erreicht werden, dass der Pelletsstaub, der vor allem bei der modifizierten Versuchsanlage 1 zu einer deutlichen Erhöhung der Gesamtstaubemissionen geführt hatte, besser in das Brennstoffbett eingebunden wird. Zusätzlich sollte die Zentralschleuse durch die Pellets in der Brennstoffschnecke vor einer möglichen Verteuerung geschützt werden. Der Zwischenbehälter wurde entfernt, um den Falschlufteintrag in die Anlage zu reduzieren. Die Regelung der Höhe des Brennstoffbettes erfolgte wie bei der Versuchsanlage 2 über einen mechanischen Füllstandsschalter.

Der Vergaser wurde als zylindrisches Rohr mit einem Innendurchmesser von 125 mm und einer Höhe von rund 600 mm aus St 1.4841 ausgeführt ist. Der Vergaser ist mit zwei Schichten aus Isoliermaterial Alsitra MAT1260 der Firma Rath AG mit einer Gesamtdicke von 50 mm isoliert, wobei der untere Bereich ausgespart blieb, um die thermische Belastung des Materials aufgrund der in diesem Bereich infolge der Verbrennung der Pellets auftretenden hohen Temperaturen zu verringern.

Die Hubeinrichtung zur Zerstörung von Ascheanbackungen, die bei der Versuchsanlage 2 installiert war, aber nicht zum Einsatz kam, wurde auch beim Prototypen eingebaut, um bei Bedarf Ascheanbackungen im Vergaserrohr zerstören zu können (vergleiche Kapitel 5.3.1). Die Luftverteilungsarme des Primärluftkreuzes wurden als zylindrische Rohre mit untenliegenden Luftaustrittsschlitzten ausgeführt (siehe Abbildung 121).

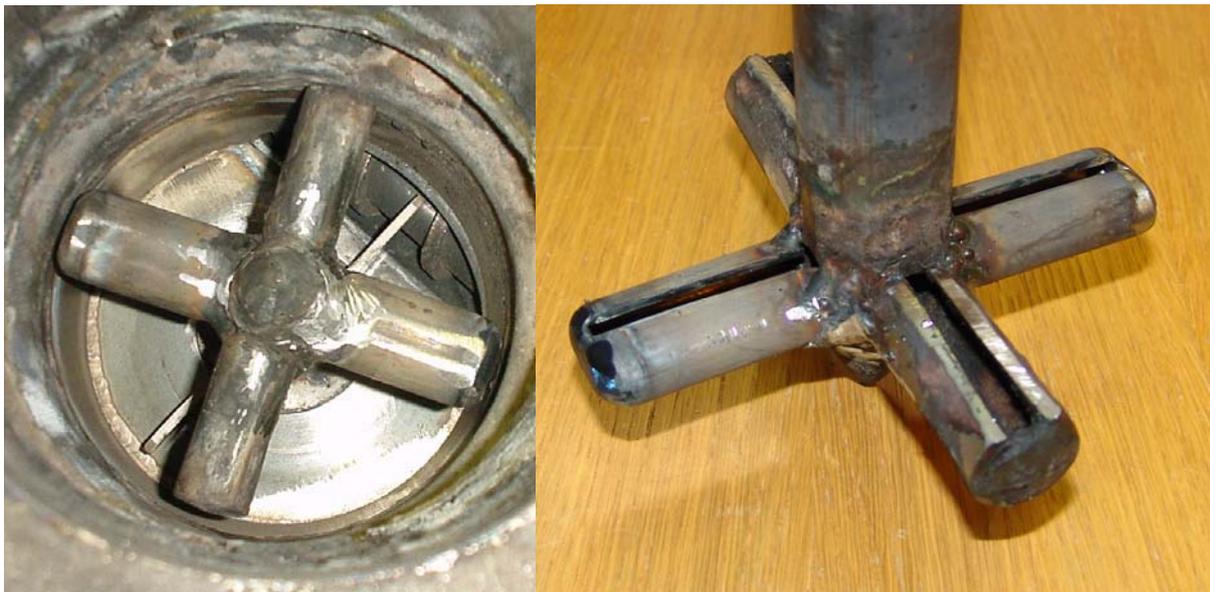


Abbildung 121: Primärluftkreuz des Prototypen

Erläuterungen: Bild links: Blick auf Primärluftkreuz; Bild rechts: Blick auf Primärluftkreuz von unten

5.4.2 Messtechnik

Während der Testläufe sollten möglichst viele Betriebsdaten des Prototypen aufgezeichnet werden, um die durchgeführten Versuche aus- und bewerten zu können. Standardmäßig wurden folgende Betriebsdaten kontinuierlich aufgezeichnet:

- Temperaturprofil des Brennstoffbettes
- Temperatur des Produktgases
- Temperatur in der Sekundärbrennkammer
- Primär-, Sekundär- und Tertiärluftluftmenge
- Unterdruck im Vergaser
- Kesselleistung
- Gasförmige Rauchgasemissionen CO, CO₂ und NO_x mit RGA 1 (siehe Kapitel 2.1.1)

Der Messstellenplan ist in Anhang A4.2 dargestellt. Das Temperaturprofil des Brennstoffbettes wurde mit über den Vergaser verteilten Mantelthermoelementen des Typs K (NiCr-Ni) mit 3 mm Durchmesser jeweils am Rand des Brennstoffbettes gemessen, um die Brennstoffschüttung durch die Thermolemente nicht zu beeinflussen. Die genaue Anordnung der Thermolemente, die jeweils circa 5 mm in die Brennstoffschüttung hineinragen, ist im Messstellenplan dargestellt. Die Produktgastemperatur sowie die Temperatur in der Brennkammer wurden ebenfalls mit Mantelthermoelementen des Typs K (3 mm Durchmesser) gemessen.

Für die Messung der Primär-, Sekundär- und Tertiärluftmenge wurden Sensoren der Firma Schmidt® Technology vom Typ SS20.60 eingesetzt [82]. Der Unterdruck im Vergaser wurde kontinuierlich direkt über dem Brennstoffbett mit einem Unterdrucksensor der Firma Halstrup-Walcher vom Typ PS10 aufgezeichnet.

Die Kesselleistung des Prototypen wurde wie bei der Versuchsanlage 2 mit der Vor- und Rücklaufemperatur des Kesselwassers am Ein- beziehungsweise Austritt des Kessels sowie der Durchflussmenge ermittelt. Dazu wurden Mantelthermometer vom Typ J sowie eine Wasseruhr der Firma Aquametro vom Typ PMW25 eingesetzt.

Weiters wurde im Rauchgas nach Kessel der Sauerstoffgehalt mit einer herkömmlichen 2-Punkt-Lambda-Sonde der Firma Bosch gemessen [14].

Die Aufzeichnung der Messdaten erfolgte über eine herkömmliche Computerschnittstelle mit dem Messdatenerfassungs- und -verarbeitungsprogramm MCPS der Firma CAD-Computer GmbH & Co. KG [19] auf einem PC.

5.4.3 Regelung des Prototypen

Das Regelungskonzept des Prototypen blieb gegenüber der Versuchsanlage 2 weitgehend unverändert. Die Regelung der Sekundär- und Tertiärluft erfolgte über eine gemeinsame Klappe, wobei das Verhältnis der beiden Ströme über eine Reduzierklappe in der Tertiärluftzuführung fix eingestellt wurde. Das Primärluftkreuz wurde bei Nennlast alle 5 Minuten für 5 Sekunden, das entspricht einer Drehung um 90°, abwechselnd nach vor und zurück gedreht. Bei Teillast (5 kW) wurde das Intervall auf 10 Minuten vergrößert. Die Entaschungstemperatur wurde im laufenden Betrieb festgelegt.

5.4.4 Versuchsdurchführung

Bei Versuchsbeginn wurden jeweils zuerst die Messdatenaufzeichnung gestartet und über das Saugzuggebläse ein konstanter Unterdruck im Vergaser eingestellt. Danach wurde eine konstante Primärluftmenge von 2,5 Nm³/h eingestellt und das Zündelement in der Primärluftzuführung in Betrieb genommen.

Der Vergaser wurde entweder mit einem niedrigen Bett aus frischen Pellets oder aus Holzkohlepellets aus dem vorherigen Testlauf gestartet. Die Betthöhe variierte dabei zwischen 100 mm, wenn das Bett aus frischen Pellets bestand, und 300 mm bei dem Holzkohlebett. Sobald die Zündung der Pellets im Vergaser erfolgt war, erkennbar an einem signifikanten Anstieg der Temperatur im Bereich des Primärluftkreuzes beziehungsweise an sehr hohen CO-Konzentrationen im Rauchgas, wurde die Brennstoffzuführung eingeschaltet und die Betthöhe kontinuierlich auf circa 420 mm vergrößert. Das Zündelement des Vergasers wurde wieder ausgeschaltet und die Funkenzündung aktiviert. Sobald sich das Produktgas in der Brennkammer entzündete, stieg die Temperatur in der Brennkammer infolge der

Verbrennung stark an. Die Funkenzündung wurde wieder deaktiviert, so bald die Temperatur in der Brennkammer um 100 K gestiegen war.

Danach wurden, je nach durchzuführendem Testlauf, die Parameter für Primärluft, Sauerstoffgehalt im Rauchgas und Verhältnis Sekundär- zu Tertiärluft sowie das Rührwerksintervall eingestellt.

Alle dargestellten Messungen wurden erst nach Erreichen des stabilen Betriebes des Prototypen durchgeführt. Die für die Messungen eingesetzte Analytik sowie die dazugehörige Methodenbeschreibung sind im Kapitel 2 angeführt.

5.4.5 Brennstoff

Als Brennstoff wurden immer Weichholzpellets nach Ö-Norm M7135 eingesetzt. Die Ergebnisse der durchgeführten Analysen der wiederholt gezogenen Brennstoffproben sind in Anhang A1 angeführt.

5.4.6 Überblick über die durchgeführten Testläufe

Für den Prototypen wurde ein umfangreiches Testlaufprogramm zur Bewertung des Vergasers und der Brennkammer erstellt. Aufgrund der Weiterentwicklungen wichtiger Komponenten war eine umfassende Beurteilung der Anlagentechnologie notwendig. Den Schwerpunkt der Arbeiten lag in der Beurteilung der Emissionen des Prototypen, der Freisetzung des Brennstoffstickstoffes sowie der Entaschung des Vergasers. Eine energetische Bewertung des Prototypen schließt die Beurteilung ab. Die Ergebnisse der durchgeführten Testläufe sowie die Beurteilung des Prototypen sind in den Punkten

- Ausbrandqualität der Rauchgase
- NO_x-Emissionen
- Zusammensetzung des Produktgases
- Freisetzung und Konversion des Brennstoffstickstoffes
- Fein- und Gesamtstaubemissionen
- Ascheverhalten und Entaschung
- Energetische Beurteilung

zusammengefasst.

5.4.7 Bewertung der Ausbrandqualität

Die Bewertung der Ausbrandqualität der Rauchgase erfolgt wie bei der Versuchsanlage 2 anhand des Kohlenmonoxidgehaltes im Rauchgas, da die Oxidation von Kohlenmonoxid zu Kohlendioxid im Vergleich zu den anderen für den Ausbrand relevanten chemischen Reaktionen die langsamste Reaktion darstellt [81]. Wenn das Rauchgas kein beziehungsweise nur sehr wenig Kohlenmonoxid enthält, kann von einer vollständigen Verbrennung ausgegangen werden. Das Brennkammervolumen wurde gegenüber der Versuchsanlage 2 deutlich verkleinert, was zu einer Verschlechterung der Ausbrandqualität der Rauchgase führen kann. Für die Bewertung der Ausbrandqualität sind die Betriebsparameter Kesselleistung und Gesamtluftüberschuss maßgeblich. Die Beurteilung der Versuchsanlage 2 zeigte, dass eine Variation der Luftstufung nur einen geringen Einfluss auf die Ausbrandqualität der Rauchgase hat (vergleiche Kapitel 5.3.7.3). Anzumerken ist hier, dass

bei der Versuchsanlage 2 eine aktivierte Luftstufung bei Kesselleistungen unter 5 kW aufgrund der schlechten Ausbrandqualität nicht sinnvoll war. Das Gleiche galt auch für den Prototypen, wie im folgenden Kapitel gezeigt wird.

5.4.7.1 Einfluss Gesamtluftüberschuss

Bei der Beurteilung der Ausbrandqualität in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses steht im Vordergrund, die Anlage bei einem möglichst niedrigen Gesamtluftüberschuss zu betreiben, da niedriger Gesamtluftüberschuss sich positiv auf den Wirkungsgrad der Feuerung auswirkt. In Abbildung 122 sind die CO-Emissionen des Prototypen bei Nennlast in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses dargestellt. Die CO-Emissionen liegen mit Werten unter 15 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau, ein eindeutiger Trend ist nicht zu erkennen.

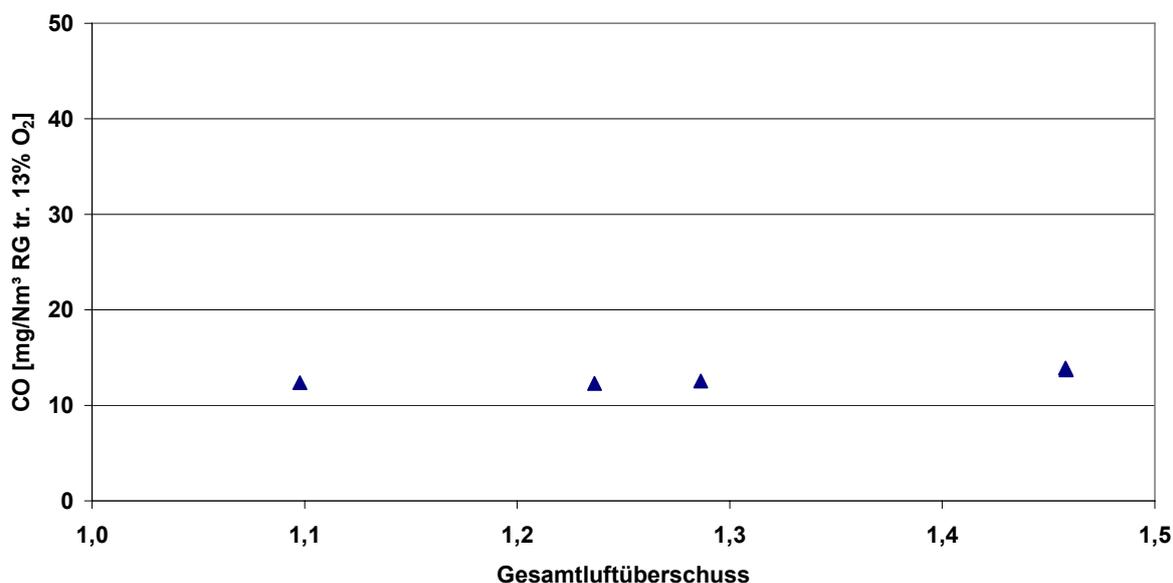


Abbildung 122: Kohlemonoxidemissionen des Prototypen bei Nennlast 15 kW in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Der Verlauf der CO-Emissionen und des Gesamtluftüberschusses bei Nennlast sind in Abbildung 123 dargestellt. Es ist deutlich zu erkennen, dass erst bei einem Gesamtluftüberschuss von kleiner 1,1 CO-Spitzen im Rauchgas auftreten. Die auch bei niedrigen Gesamtluftüberschusszahlen sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase, ist auf eine sehr gute Durchmischung der Rauchgase mit der Verbrennungsluft zurückzuführen. Positiv wirkt sich sicherlich auch aus, dass mit Weichholzpellets ein sehr homogener Brennstoff zur Verfügung steht, wodurch sich eine nahezu gleich bleibende Gasqualität des Produktgases bei einem stationären Betrieb des Vergasers ergibt. Die Ergebnisse lassen den Schluss zu, dass es durch die Verkleinerung des Brennkammervolumens zu keiner Verschlechterung der Ausbrandqualität der Rauchgase im Nennlastbetrieb kommt, wobei die Wärmedämmung der Brennkammer und des Überganges in den Kessel des Prototypen gegenüber der Versuchsanlage 2 verbessert wurde, um die Rauchgastemperaturen anzuheben und die Verbrennungsreaktionen schneller ablaufen zu lassen.

Laut Messungen liegen die Temperaturen in der Tertiärbrennkammer für beide Anlagen im gleichen Bereich (1000 bis 1100 °C). Die Rauchgastemperatur am Eintritt in den Kessel wurde nicht gemessen, womit ein direkter Vergleich der beiden Anlagen nicht möglich ist. Es ist aber anzunehmen, dass beim Prototypen die Rauchgastemperatur am Eintritt in den Kessel aufgrund der besseren Wärmedämmung höher liegt als bei der Versuchsanlage 2

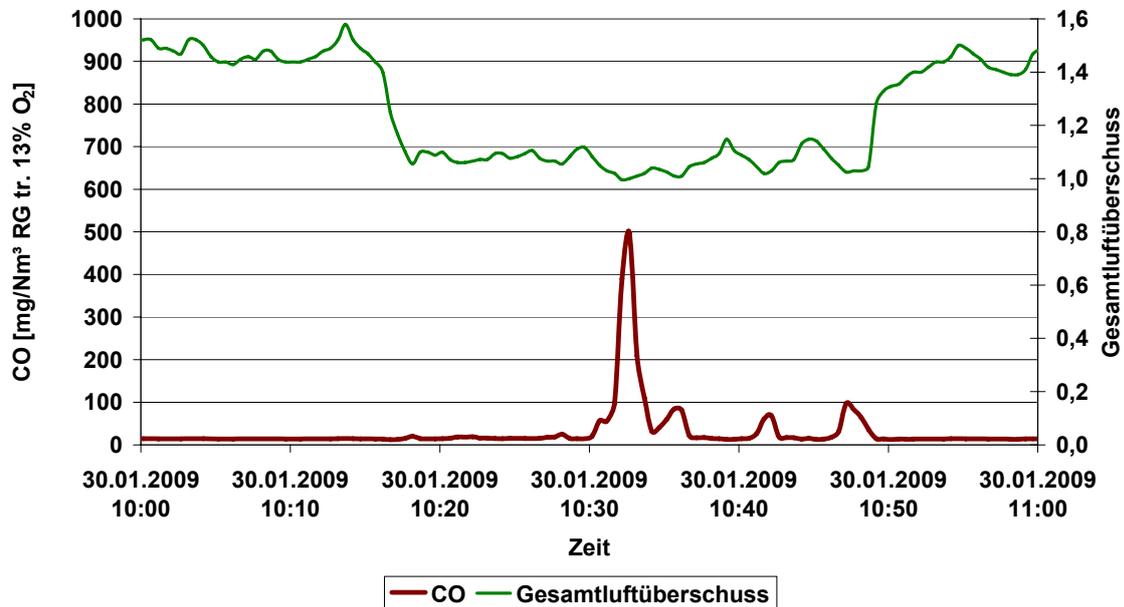


Abbildung 123: Verlauf der Kohlemonoxidemissionen und des Gesamtluftüberschusses des Prototypen

Erläuterungen: $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Kesselleistung: 15 kW; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Ein Betrieb des Prototypen bei ähnlich niedrigem Gesamtluftüberschuss ist bei 33% Nennlast (5 kW Kesselleistung) nicht möglich (siehe Abbildung 124). Sinkt der Restsauerstoffgehalt im Rauchgas unter 4 Vol% (bezogen auf trockenes Rauchgas), das entspricht einem Gesamtluftüberschuss von 1,25, kommt es zu einer Erhöhung der CO-Emissionen im Rauchgas und somit zu einer Verschlechterung der Ausbrandqualität. Diese lässt sich auf die schlechtere Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen aufgrund bei Teillast kleinerer Verbrennungsluftströme und daraus resultierender niedriger Geschwindigkeiten zurückführen. Wird im Betrieb ein Gesamtluftüberschuss von 1,3 (entspricht 4,9 Vol% Rest-O₂ im Rauchgas) nicht unterschritten, liegen die CO-Emissionen mit Werten um 15 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) wie bei Nennlast auf einem sehr niedrigen Niveau. Dies wird auch durch Abbildung 127, in der der Verlauf der CO-Emissionen über einen gesamten Versuchstag dargestellt sind, verdeutlicht (erhöhten CO-Emissionen ab 18:30 sind auf Abfall der Kesselleistung zurückzuführen).

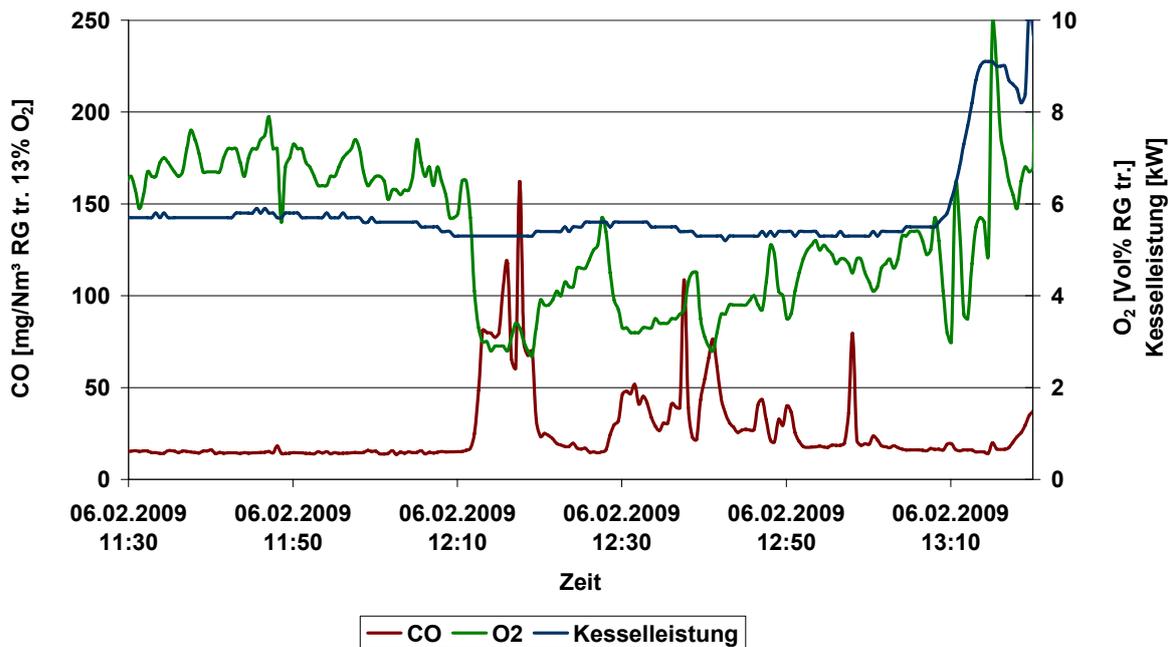


Abbildung 124: Verlauf der Kohlemonoxidemissionen und des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung des Prototypen bei 33% Nennlast
Erläuterungen: $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

5.4.7.2 Einfluss Kesselleistung

In Abbildung 125 sind der Verlauf der CO-Emissionen und des Restlauerstoffs im Rauchgas sowie der Kesselleistung dargestellt. Die Kesselleistung wurde während des Testlaufes im Bereich von 4 bis 6 kW variiert. Bei Kesselleistungen über 5 kW liegen die CO-Emissionen mit Werten um 15 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau. Sinkt die Kesselleistung unter 5 kW, gekennzeichnet durch die blaue Linie im Diagramm, treten im Rauchgas vermehrt Kohlenmonoxidspitzen auf. Diese lassen sich mit der schlechteren Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen aufgrund bei Teillast kleinerer Verbrennungsluftströme und daraus resultierender niedriger Geschwindigkeiten begründen. Sobald die Kesselleistung wieder über 5 kW ansteigt, liegen die CO-Emissionen wieder auf einem sehr niedrigen Niveau.

Die Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen kann erhöht werden, indem die gesamte Verbrennungsluft über die Sekundärluftdüsen zugeführt wird, dass heißt, indem die Luftstufung des Brenners deaktiviert wird. In Abbildung 126 sind die Kesselleistung sowie der dazugehörige Verlauf der CO-Emissionen und des Restsauerstoffes im Rauchgas bei deaktivierter Luftstufung dargestellt. Oberhalb einer Kesselleistung von rund 2,5 kW sind die CO-Emissionen bei deaktivierter Luftstufung mit Werten um 20 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau, vorausgesetzt, es wird ausreichend Verbrennungsluft zugeführt. Sinkt der Gesamtluftüberschuss unter 1,9 (entspricht 10 Vol% Rest-O₂ im Rauchgas), ist auch in diesem Leistungsbereich mit erhöhten CO-Emissionen zu rechnen (siehe Abbildung 126).

Unterhalb einer Kesselleistung von rund 2,5 kW, gekennzeichnet durch die blaue Linie im Diagramm, ist im Rauchgas mit einer deutlichen Zunahme der CO-Emissionen zu rechnen. Die Ursache für die Zunahme der CO-Emissionen ist einerseits in der schlechten

Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Rauchgasen und andererseits in der für eine vollständige Verbrennung zu niedrige Brennkammertemperatur zu sehen. Das heißt unterhalb einer Kesselleistung von 2,5 kW ist ein Betrieb des Prototypen aufgrund der schlechten Ausbrandqualität der Rauchgase nicht mehr sinnvoll.

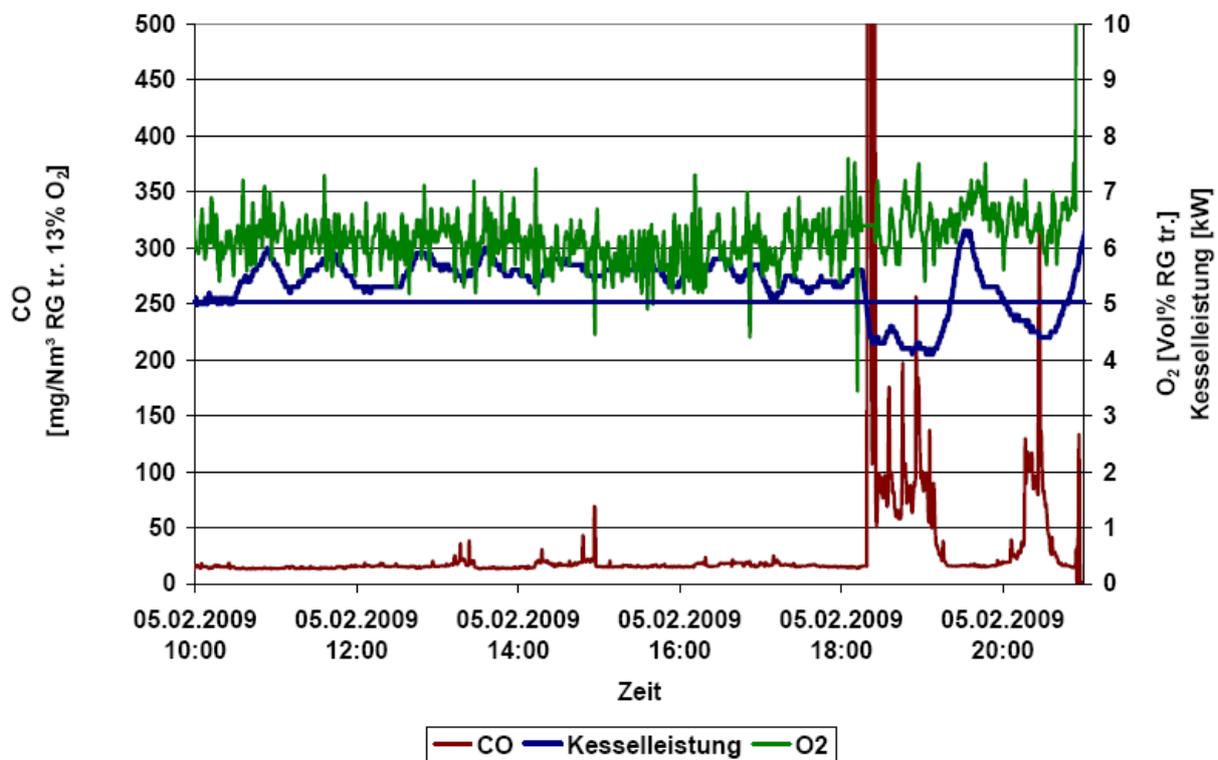


Abbildung 125: Verlauf der Kohlenmonoxidemissionen und des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung des Prototypen bei 33% Nennlast (5 kW)

Erläuterungen: $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Die CO-Emissionen liegen beim Prototypen tendenziell um 10 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) höher als bei der Versuchsanlage 2 (siehe Abbildung 127). Bei Nennlast könnte die Erhöhung der CO-Emissionen auf das reduzierte Brennkammervolumen und der damit verbundenen kürzeren Verweilzeit der Rauchgase in der heißen Brennkammer zurückzuführen sein. Die Ursache für die höheren CO-Emissionen im Teillastbetrieb dürfte darin liegen, dass der Durchmesser der Sekundärluftdüsen zur Reduzierung der Druckverluste vergrößert wurde, wodurch sich niedrigere Austrittsgeschwindigkeiten der Verbrennungsluft aus den Düsen ergeben.

Zusammenfassend ist die Durchmischung der Rauchgase mit der Verbrennungsluft etwas schlechter als bei der Versuchsanlage 2, wodurch sich im Rauchgas auch etwas höhere CO-Emissionen ergeben. Aufgrund der Tatsache, dass die CO-Emissionen beim Prototypen mit Werten von maximal 20 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) dennoch auf einem äußerst niedrigen Niveau liegen, ist aber von keiner relevanten Verschlechterung der Ausbrandqualität gegenüber der Versuchsanlage 2 zu sprechen.

Die Beurteilung der Ausbrandqualität beim Hoch- beziehungsweise beim Niederfahren des Prototypen erfolgte im Rahmen der Bewertung der Gesamt- und Feinstaubemissionen (siehe Kapitel (5.4.11)).

Der Prototyp zeichnet sich durch eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase im gesamten Leistungsbereich aus. Die CO-Emissionen liegen bei Nennlast mit Werten unter 20 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) dem Stand der Technik entsprechend auf einem sehr niedrigen Niveau I. Bei 33% Kesselleistung (5 kW) sind die CO-Emissionen des Prototypen mit Werten unter 20 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) ebenfalls als sehr niedrig zu bewerten, wobei die erzielten Werte deutlich unter denen von am Markt vorhandenen Pelletkesseln vergleichbarer Leistung liegen. Bei Kesselleistungen kleiner 5 kW ist die Luftstufung zu deaktivieren, da ansonsten mit erhöhten CO-Emissionen zu rechnen ist. Bei deaktivierter Luftstufung werden auch bei einer extremer Teillast von $2,5 \text{ kW}$, das entspricht 17% der Nennleistung, sehr niedrige CO-Emissionen (Werte um 20 mg/Nm^3 , bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) und folglich eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase erreicht. Der Prototyp zeichnet sich wie die Versuchsanlage 2 damit durch eine sehr gute Modulierbarkeit bezüglich der Kesselleistung aus (gilt für Kesselleistungen zwischen 17 und 100% und entsprechenden Luftüberschuss).

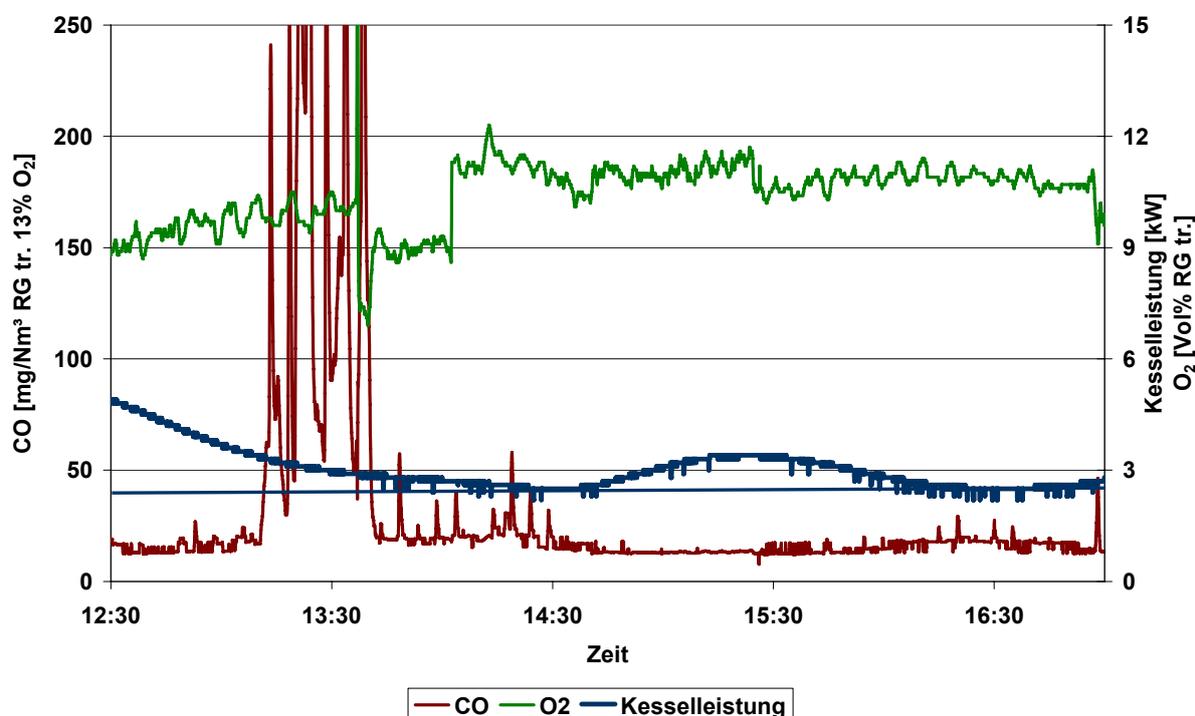


Abbildung 126: Verlauf der Kohlenmonoxidemissionen und des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas sowie der Kesselleistung des Prototypen bei extremer Teillast

Erläuterungen: Luftstufung deaktiviert; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

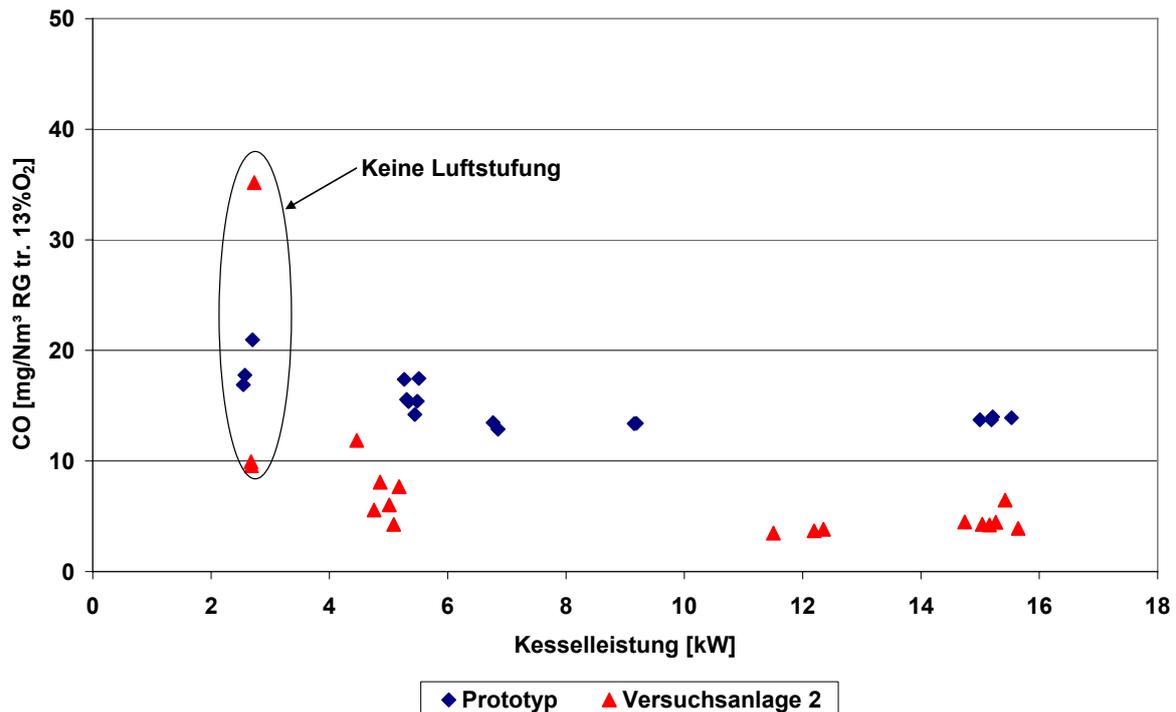


Abbildung 127: CO-Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$ bei aktivierter Luftstufung; Gesamtluftüberschuss: 1,45 (1,8 bis 1,9 bei 2,5 kW); Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Weiters kann der Prototyp bei sehr niedrigen Gesamtluftüberschusszahlen betrieben werden, was sich positiv auf den Wirkungsgrad der Feuerung auswirkt, da dieser mit abnehmendem Gesamtluftüberschuss zunimmt (vergleiche Kapitel 5.4.13).

Lastfall	Kesselleistung kW	Gesamtluftüberschuss	O ₂ -Gehalt Rauchgas Vol% tr. RG	CO-Emissionen mg/Nm ³ tr. RG 13% O ₂
100%	15	1,2	3,5	16±0,35
33%	5	1,4	6	17±1,1
17%	2,5	1,9	10	19±2,1

Tabelle 39: CO-Emissionen des Prototypen

Erläuterungen: dargestellte Werte entsprechen Mittelwerten aus jeweils 3 Messungen (Halbstundenmittelwert); $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$ für 33% und 100% Last; Luftstufung bei 20% Last deaktiviert; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Mit abnehmender Kesselleistung muss der Gesamtluftüberschuss stufenweise erhöht werden, um sehr niedrige CO-Emissionen im Rauchgas gewährleisten zu können. Anhand Tabelle 39, in der die Ergebnisse der Beurteilung der Ausbrandqualität der Rauchgase zusammengefasst sind, wird verdeutlicht, dass der angestrebte Zielwert von 20 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) bei allen Lastfällen erreicht wird (vergleiche Kapitel 1.1).

5.4.8 Bewertung der NO_x-Emissionen des Prototypen

Durch die Reduktion des Brennkammervolumens ergeben sich für die Rauchgase auch kürzere Verweilzeiten in der Reduktionszone der Brennkammer. Da die Verweilzeit eine wichtige Einflussgröße auf die Reduktion der NO_x-Emissionen darstellt, wurde für den Prototypen ein umfangreiches Testlaufprogramm erarbeitet, um mögliche Änderungen erfassen zu können. Den Testläufen an der Versuchsanlage 2 entsprechend wurden im Rahmen der Testläufe die relevanten Betriebsparameter

- Kesselleistung
- Gesamtluftüberschuss
- Luftverhältnis in der Sekundärbrennkammer ($\lambda_{\text{sekundär}}$)

variiert und deren Einfluss auf die NO_x-Emissionen im Rauchgas geprüft. Der erarbeitete Versuchsplan ist in der Tabelle 40 zusammengefasst.

Lastfälle/Variationen	Einheit	Kesselleistung			Variation Luftstufung		Variation Lambda	
		NL01	TL01	TL02	NL02	NL03	TL02	TL03
Parameter	Einheit							
Kesselleistung	kW	15	5	2,5	15	15	5	5
Primärluftverhältnis	[-]	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,30	0,30
Lambda sekundär	[-]	0,70	0,70	1,45	0,50	0,90	0,50	0,90
Lambda gesamt	[-]	1,45	1,45	1,45	1,45	1,45	1,45	1,45
Dauer	[h]	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Wiederholungen	[-]	3	3	3	3	3	3	3

Tabelle 40: Versuchsplan zur Bewertung des Prototypen hinsichtlich NO_x-Emissionen

Erläuterungen: Primärluftverhältnis entspricht Verhältnis Primärluftmenge zu stöchiometrischer Gesamtluftmenge

In der ersten Testreihe wurden Testläufe mit den bei den CFD-Simulationen verwendeten Einstellungen für die Luftstufung, des Gesamtluftüberschusses und der Kesselleistung durchgeführt. Bei den weiteren Testläufen wurden für Nenn- und Teillast (5 kW) sowohl Lambda sekundär als auch der Gesamtluftüberschusses variiert.

5.4.8.1 Einfluss Kesselleistung

In Abbildung 128 sind die NO_x-Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung dargestellt. Wie bei der Versuchsanlage 2 zeigt sich eine signifikante Abhängigkeit der NO_x-Emissionen von der Kesselleistung. Mit zunehmender Kesselleistung steigen auch die NO_x-Emissionen im Rauchgas deutlich an. Bei einer Kesselleistung von 2,5 kW und deaktivierter Luftstufung liegen die NO_x-Emissionen im Bereich von 50 bis 60 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂). Im Vergleich dazu sind die NO_x-Emissionen bei Nennlast mit Werten von 100 bis 110 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) fast doppelt hoch wie bei extremer Teillast. Zwischen den beiden Anlagen zeigen sich nur geringe Unterschiede bezüglich der Emissionen, bei Nennlast liegen die NO_x-Emissionen des Prototypen tendenziell für ein $\lambda_{\text{sekundär}}$ von 0,7 auf einem etwas höheren Niveau als bei der Versuchsanlage 2.

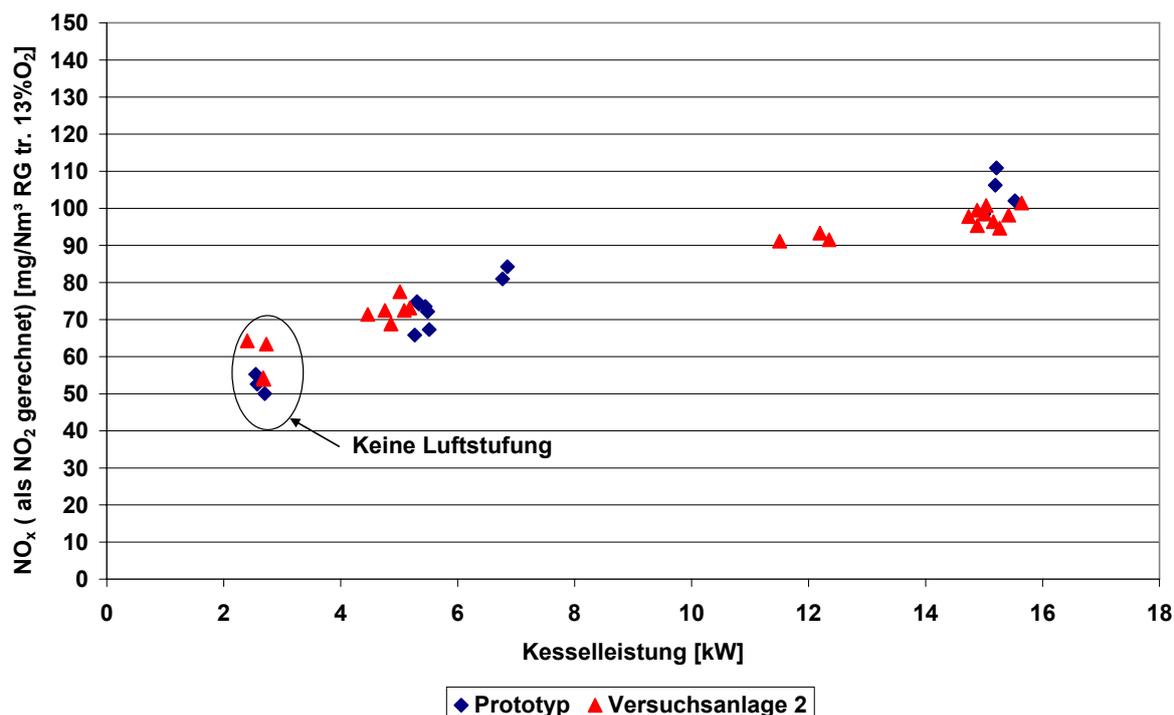


Abbildung 128: NO_x-Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit von der Kesselleistung

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$ bei aktivierter Luftstufung;

Gesamtluftüberschuss: 1,45; Brennstoff: Weichholzpellets;

Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,1 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

Die Zunahme der NO_x-Emissionen mit steigender Vergaserleistung ist auf die bei höherer Leistung kürzeren Verweilzeiten der Rauchgase in der Reduktionszone zurückzuführen. Der Zusammenhang zwischen NO_x-Emissionen und Vergaserleistung wurde im Rahmen der Testläufe näher untersucht und ist in Kapitel 5.4.10 detailliert beschrieben.

5.4.8.2 Einfluss Gesamtluftüberschuss

In Abbildung 129 sind die NO_x-Emissionen des Prototypen bei Nennlast in Abhängigkeit vom Gesamtluftüberschuss dargestellt. Im Teillastbetrieb (5 kW) führten niedrige Luftüberschusszahlen zu erhöhten CO-Emissionen im Rauchgas (vergleiche Kapitel 5.4.7.1). Aus diesem Grund wird auf eine Darstellung der NO_x-Emissionen bei Teillast verzichtet. Mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss zeigt sich wie bei der Versuchsanlage 2 ein Trend hin zu höheren NO_x-Emissionen. Die Zunahme der NO_x-Emissionen bei Nennlast von 85 auf rund 105 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) ist wahrscheinlich auf eine Rückvermischung der Tertiärluft mit den Rauchgasen in der Sekundärbrennkammer zurückzuführen. Je höher der Gesamtluftüberschuss desto mehr Tertiärluft gelangt durch Rückvermischung in die Sekundärbrennkammer und beeinflusst damit die Verweilzeit der Rauchgase in der Brennkammer, unter anderem ausschlaggebend für eine effektive Reduktion der NO_x-Emissionen, negativ. Eine Zunahme der NO_x-Emissionen aufgrund der Bildung von thermischem NO_x kann ausgeschlossen werden, da mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss die Temperatur in der Brennkammer abnimmt.

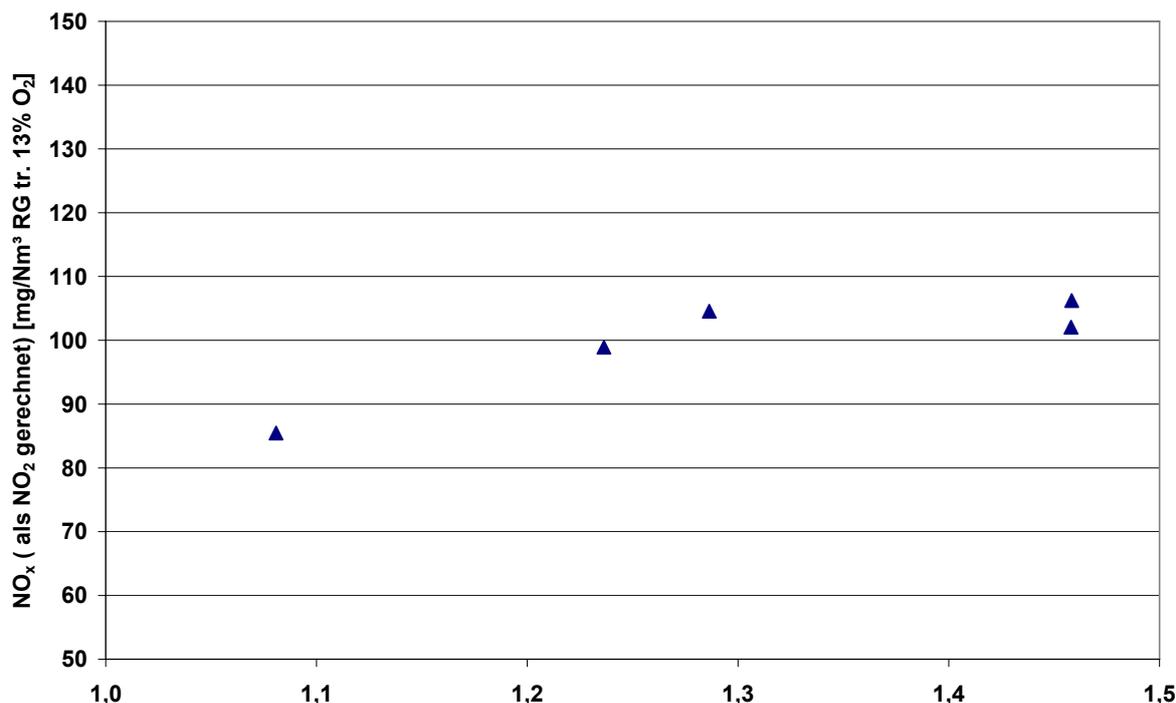


Abbildung 129: NO_x-Emissionen des Prototypen in Abhängigkeit des Gesamtluftüberschusses

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Kesselleistung: 15 kW; Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,1 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

5.4.8.3 Einfluss Luftverhältnis in der Sekundärbrennkammer

Die in der Sekundärbrennkammer vorherrschenden Luftverhältnisse haben einen wesentlichen Einfluss auf die NO_x-Emissionen. Das NO_x-Reduktionspotential wird einerseits von den unterstöchiometrischen Bedingungen in der Brennkammer andererseits maßgeblich von der Verweilzeit der Rauchgase in der reduzierenden Zone sowie von der Temperatur in der Brennkammer beeinflusst. Der Einfluss des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer auf die NO_x-Emissionen des Prototypen bei Nenn- und bei 33% Nennlast ist in Abbildung 130 dargestellt.

Die NO_x-Emissionen weisen für beide Lastfälle bei einem $\lambda_{\text{sekundär}}$ von rund 0,85 ein Minimum auf, wobei dieses bei Nennlast ausgeprägter ist als bei 33% Nennlast. In diesem Betriebspunkt wird die Luftstufung der Versuchsanlage optimal ausgenutzt, das heißt, die Verweilzeit der Rauchgase in der Reduktionszone sowie die Brennkammertemperatur liegen für eine effektive Reduktion der NO_x-Emissionen im optimalen Bereich. Bei der Versuchsanlage 2 lag das Optimum der Luftstufung bei einem $\lambda_{\text{sekundär}}$ von rund 0,75 (siehe Abbildung 131). Die Verschiebung des optimalen Betriebspunktes ist darauf zurückzuführen, dass sich durch das bei dem Prototypen reduzierten Brennkammervolumen auch die Verweilzeiten der Rauchgase, ein wichtiger Einflussfaktor bei der NO_x-Reduzierung, in der Sekundärbrennkammer ändern. Abgesehen von der Verschiebung des optimalen Betriebspunktes mit den niedrigsten NO_x-Werten liegen die NO_x-Emissionen für beide Anlagen im gleichen Bereich, wobei im Teillastbetrieb deutlich niedrigere Werte erzielt

werden. Die Reduktion des Brennkammervolumens führt somit zu keiner Verschlechterung der NO_x -Emissionen.

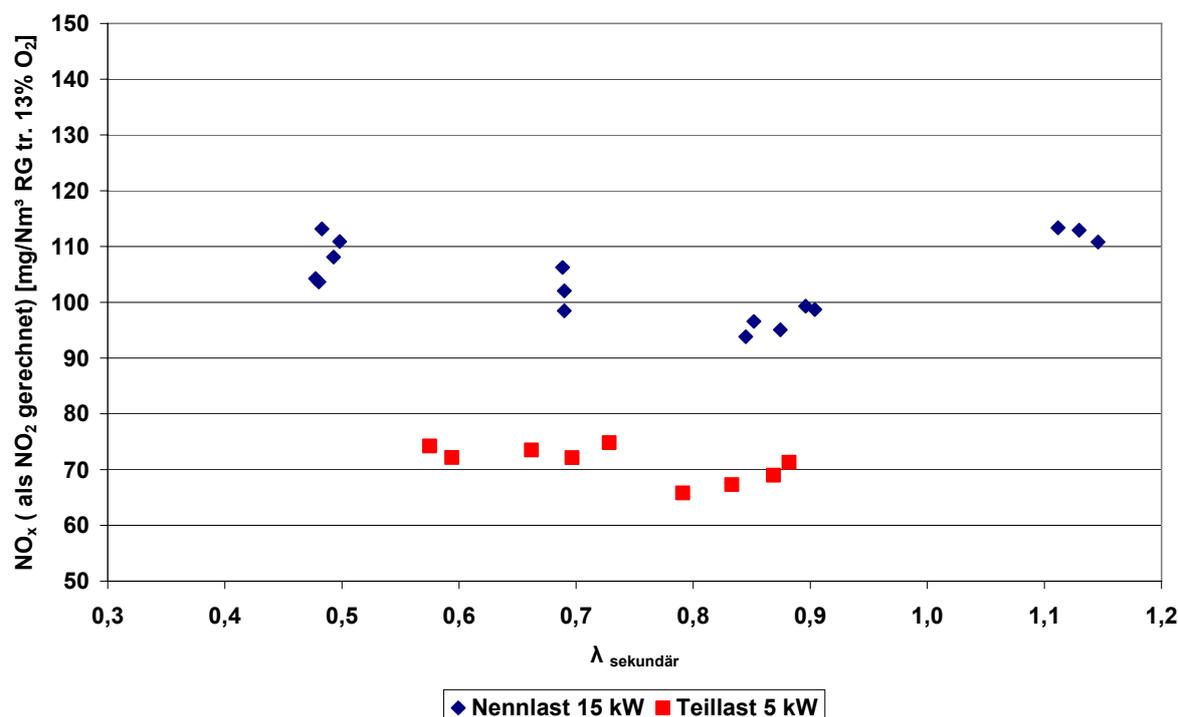


Abbildung 130: NO_x -Emissionen des Prototypen in Abhängigkeit des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss: 1,45; Brennstoff:

Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,1 Gew% TS;

gemessen mit RGA 1

Im Falle der anderen gewählten Luftstufungen wird das Reduktionspotential des Brennerkonzeptes nicht voll ausgeschöpft, die NO_x -Emissionen sind deutlich höher. Wie schon in Kapitel erläutert, liegen die NO_x -Emissionen bei 33% Last mit Werten von 65 bis 75 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) auf einem deutlich niedrigeren Niveau als bei Nennlast, wo die NO_x -Emissionen im Bereich von 95 bis 115 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) liegen.

Die NO_x -Emissionen des Prototypen liegen bei aktivierter Luftstufung bei Nennlast im Bereich von 85 bis 115 mg/Nm^3 und bei Teillast (5 kW) zwischen 65 und 75 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) für Brennstoffstickstoffgehalte kleiner gleich 0,1 Gew% TS. Es zeigt sich eine signifikante Abhängigkeit der NO_x -Emissionen von der Leistung des Vergasers. Bei 5 kW Kesselleistung sind die NO_x -Emissionen um 25% geringer als bei Nennlast (15 kW). Die Ursache für die Abhängigkeit der NO_x -Emissionen von der Leistung der Anlage dürfte in den kürzeren Verweilzeiten der Rauchgase in der Sekundärverbrennungszone mit zunehmender Leistung liegen. Mit zunehmendem Gesamtluftüberschuss steigen die NO_x -Emissionen an. Für die Luftstufung liegt der optimale Betriebspunkt mit den niedrigsten NO_x -Emissionen im Bereich von $\lambda_{\text{sekundär}}$ 0,8 bis 0,9. Je höher die Kesselleistung ist, desto ausgeprägter ist dieser optimale Betriebspunkt. Zusammenfassend zeigte sich, dass durch den Einsatz des Brennerkonzeptes mit integrierter Luftstufung die NO_x -Emissionen des Prototypen auf Werte unter 100 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) reduziert werden können. Die erzielten Werte liegen damit

zwar deutlich unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung (vergleiche Abbildung 153), der angestrebte Zielwert von 70 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O_2) kann aber nur im Teillastbetrieb eingehalten werden.

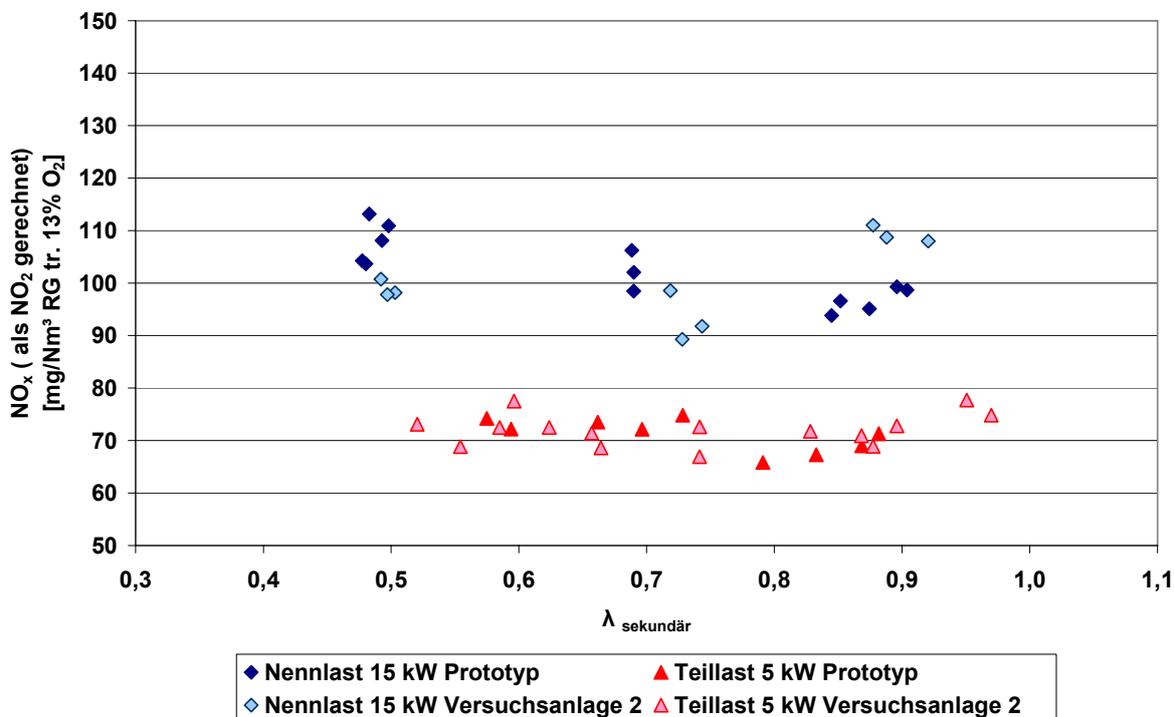


Abbildung 131: NO_x -Emissionen des Prototypen und der Versuchsanlage 2 in Abhängigkeit des Luftverhältnisses in der Sekundärbrennkammer

Erläuterungen: dargestellte Messwerte entsprechen

Halbstundenmittelwerten; Gesamtluftüberschuss: 1,45; Basisvariante der Brennkammer; Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,06 bis 0,12 Gew% TS; gemessen mit RGA 1

5.4.9 Zusammensetzung des Produktgases

Die Zusammensetzung des Produktgases des Vergasers war in erster Linie für die Validierung des Festmodells des Gegenstromvergasers von Bedeutung. Für die Messung der Zusammensetzung des Produktgases des Vergasers wurde circa 50 mm über dem Brennstoffbett über einen Rohrkrümmer ein Teilstrom des Produktgases abgesaugt und analysiert (siehe Abbildung 132). Dabei kamen die gleichen Messverfahren zum Einsatz wie bei der Versuchsanlage 2 (siehe Kapitel 5.3.11). Die Bestimmung des Teergehaltes im Produktgas erfolgte über ein gravimetrisches Verfahren, die Permanentgase wurden diskontinuierlich mit Gassammelrohren und einem GC bestimmt.

Die Ergebnisse der Teermessungen für Nennlast und Teillast (5 kW) sind in Abbildung 133 dargestellt. Der Teergehalt im Produktgas ist, wie erwartet, sehr hoch und liegt bei Nennlast mit einem Mittelwert von 247 g/Nm^3 (bezogen auf trockenes Produktgas) etwas höher als bei der Versuchsanlage 2, wo der Teergehalt im Mittel 225 g/Nm^3 (bezogen auf trockenes Produktgas) betrug. Bei Teillast ist der Teergehalt im Produktgas deutlich niedriger, der Mittelwert liegt bei 177 g/Nm^3 (bezogen auf trockenes Produktgas).



Abbildung 132: Probenahmestutzen für Produktgas

Die im Vergleich zu Nennlast niedrigeren Teergehalte bei Teillast lassen damit begründen, dass das Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers bei Teillast auf einem niedrigerem Niveau liegt als bei Nennlast (vergleiche Kapitel 7.2.1).

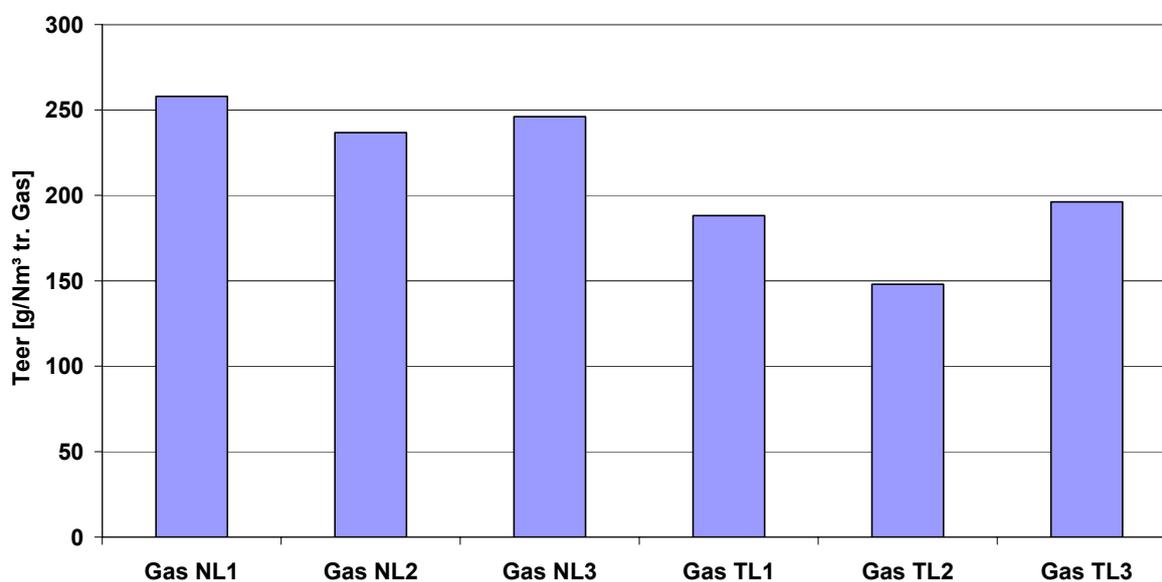


Abbildung 133: Teergehalt im Produktgas bei Nenn- und Teillast

Erläuterungen: Brennstoffwärmeleistung Vergaser 17,4 bis 18,1 kW bei Nennlast (6,4 bis 7,1 bei Teillast); $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$ bei Nennlast (0,3 bei Teillast); Standardabweichung 11 bei Nennlast (26 bei Teillast); Brennstoff: Weichholzpellets

Dadurch ergeben sich während der Pyrolyse des Brennstoffes niedrigere Freisetzungsraten für die Teere [83]. Die Schwankungen im gemessenen Teergehalt ergeben sich daraus, dass der Brennstoff nicht kontinuierlich in den Vergaser gefördert wird, sondern es gelangt immer schubweise in Abhängigkeit von der Hystereseschleife des Füllstandsschalters frischer Brennstoff in den Vergaser. Dies führt zu einer ungleichmäßigen pyrolytischen Zersetzung des Brennstoffes. Die Schwankungen sind bei Teillast größer, da hier die Förderpausen der Brennstoffschnecke größer sind als bei Nennlast.

Gemeinsam mit den gemessenen Teergehalten, den Ergebnissen der Gasanalysen (GC) sowie den erfolgten Brennstoff- und Teeranalysen (Tabelle 41) wurde die Zusammensetzung des Produktgases berechnet.

		Pellets	Teer	s (Teer)	Teer	s (Teer)
		Nennlast			Teillast	
Wassergehalt	Gew% FS	6,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C	Gew% TS	48,7	56,8	0,5	56,7	0,5
H	Gew% TS	6,2	6,3	0,1	6,3	0,1
O	Gew% TS	44,7	36,7	0,5	36,8	0,5
N	Gew% TS	0,06	0,16	0,01	0,16	0,01
Aschegehalt	Gew% TS	0,4	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Brennwert	kJ/kg TS	19.676	23.498	214	23.373	181
Heizwert	kJ/kg FS	17.060	22.098	210	21.982	175

Tabelle 41: Auszug aus Ergebnissen der Brennstoff- und Teeranalysen

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; FS ... Frischsubstanz; s ...

Standardabweichung; n.a. ... nicht analysiert; Brennwerte nach Formel von Gaur [32]; Sauerstoffgehalt nicht gemessen; Werte für Teer Mittelwerte aus 3

Messungen

Der Wasseranteil im Produktgas wurde dabei auf Basis einer Massenbilanzierung für Sauerstoff ermittelt und nicht aus der Gesamtmassenbilanz um den Vergaser. Die Komponente Sauerstoff wurde aus folgenden Gründen gewählt Der Anteil der Spezies im Produktgas, die messtechnisch nicht erfasst werden können und Sauerstoff enthalten, ist im Vergleich zu den gemessenen Spezies, die Sauerstoff enthalten sehr klein ist. Die Berechnungsschritte der Massen- und Energiebilanzierungen sind in Anhang A3.1 angeführt.

Die Zusammensetzung des Produktgases des Vergasers zeigt ein für einen Gegenstromvergaser, bei dem Luft als Vergasungsmittel eingesetzt wird, typisches Bild (siehe Abbildung 134). Bei den brennbaren Gasen ist CO mit Werten um 25% bei Nennlast (19% bei Teillast) das Hauptprodukt der Vergasung. Die Anteile an Wasserstoff, Methan und Teer liegen bei Nennlast um 5 Prozent beziehungsweise für Methan unter 5 Prozent, der Wasseranteil im Produktgas beträgt im Mittel 15%. Die niedrige CO₂-Konzentration im Produktgas ist auf das niedrige Primärluftverhältnis von 0,2 zurückzuführen. Im Teillastbetrieb liegen Methan und Wasserstoff im gleichen Bereich wie bei Nennlast. Der Teeranteil sowie der Wassergehalt mit Werten um 14% sind deutlich niedriger als bei Nennlast. Zurückzuführen ist dies auf unterschiedliche Freisetzungsraten während der Pyrolyse, bedingt durch unterschiedliche Temperaturprofile des Brennstoffbettes bei Nenn- und Teillast (vergleiche Kapitel 7.2.1). Das Primärluftverhältnis ist im Teillastbetrieb höher als bei Nennlast. Dadurch ergeben sich bei Teillast höhere CO₂-Gehalte im Produktgas und ein kleineres CO-CO₂-Verhältnis als bei Nennlast.

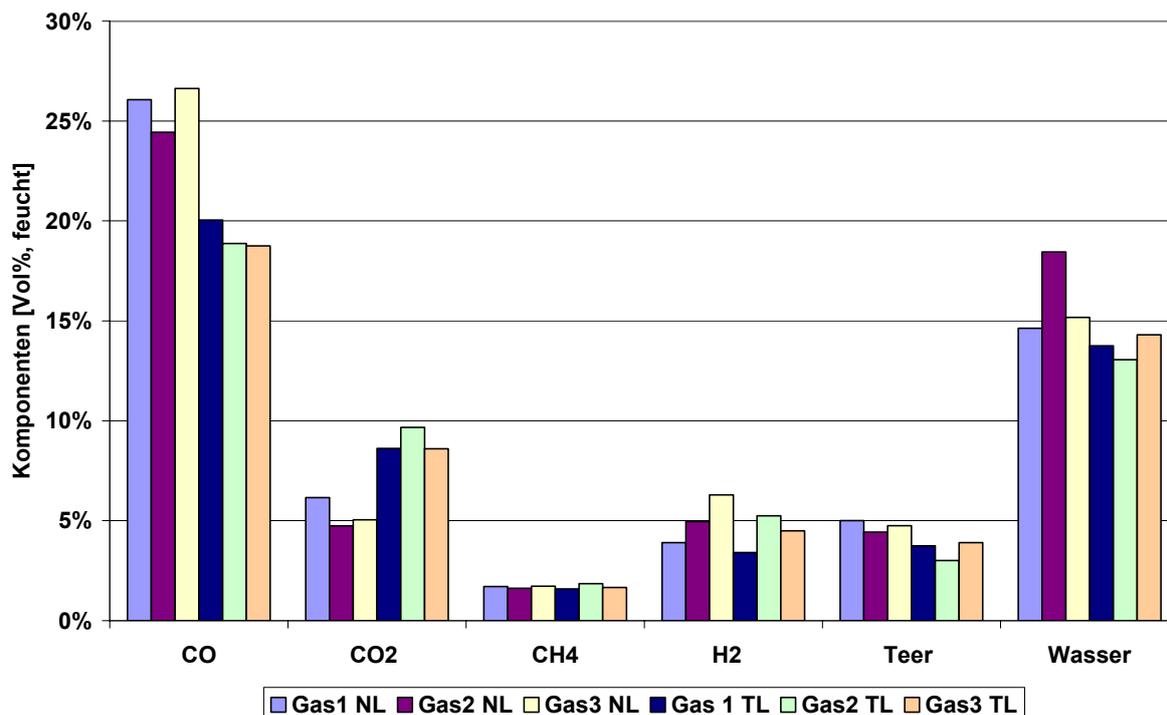


Abbildung 134: Produktgaszusammensetzung bei Nenn- und Teillast

Erläuterungen: Brennstoffwärmeleistung Vergaser: 17,4 bis 18,1 kW bei Nennlast (6,4 bis 7,1 bei Teillast); $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$ bei Nennlast (0,3 bei Teillast); Brennstoff: Weichholzpellets; Brennwert Pellets: 19,7 MJ/kg TS; Brennstoffwassergehalt: 6 Gew%; Wasseranteil berechnet, Molekulargewicht Teer: 96 g/mol [89]; Stickstoff nicht dargestellt

Durch das im Vergleich zur Nennlast höhere Primärluftverhältnis sind der N₂-Anteil im Produktgas bei Teillast höher sowie der Heizwert niedriger. Die Ergebnisse der Produktgasmessungen sind in Tabelle 42 zusammengefasst.

Testlauf		Gas1 NL	Gas2 NL	Gas3 NL	Gas1 TL	Gas2 TL	Gas3 TL
Datum		05.05.2009	05.05.2009	06.05.2009	06.05.2009	07.05.2009	07.05.2009
CO	Vol% f	26,1	24,4	26,6	20,0	18,9	18,8
CO ₂	Vol% f	6,2	4,7	5,0	8,6	9,7	8,6
CH ₄	Vol% f	1,7	1,6	1,7	1,6	1,8	1,7
H ₂	Vol% f	3,9	5,0	6,3	3,4	5,2	4,5
Teer	Vol% f	5,0	4,4	4,7	3,7	3,0	3,9
Wasser	Vol% f	14,6	18,4	15,2	13,8	13,1	14,3
N ₂	Vol% f	42,5	41,4	40,4	48,8	48,3	48,3
Teer	g/Nm ³ f	210	186	199	157	126	164
Heizwert	kJ/kg f	6.845	6.645	7.204	5.332	5.078	5.487
Heizwert	MJ/Nm ³ f	9,1	8,4	9,2	7,0	6,5	7,1

Tabelle 42: Ergebnisse der Produktgasmessungen

Erläuterungen: f... feucht; $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$ bei Nennlast (0,3 bei Teillast); Heizwert Teer: 22.098 kJ/kg FS (Teillast 21.982); Molekulargewicht Teer: 96 g/mol [89]

Zur Überprüfung der Plausibilität der Messungen wurden auf Basis der Mess- sowie Analysenergebnisse Massen- und Energiebilanzierungen für den Vergaser durchgeführt.

Testlauf		Gas1 NL	Gas2 NL	Gas3 NL
Datum		05.05.2009	05.05.2009	06.05.2009
Brennstoff	kg/h	3,7	3,7	3,7
Primärluft	Nm ³ /h	3,2	3,2	3,1
Brennstoffwärmeleistung	kW	17,4	17,5	17,6
CO	kg/h	1,92	1,87	2,03
CO ₂	kg/h	0,71	0,57	0,60
CH ₄	kg/h	0,07	0,07	0,08
H ₂	kg/h	0,02	0,03	0,03
Teer	kg/h	1,24	1,14	1,21
Wasser	kg/h	0,69	0,91	0,74
N ₂	kg/h	3,14	3,17	3,08
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.845	6.645	7.204
Temperatur Produktgas	°C	205	205	205
Kaltwirkungsgrad	%	85,4	81,7	88,3
Heißwirkungsgrad	%	91,4	87,6	94,1
Σ Masse ZU	kg/h	7,8	7,9	7,8
Σ Masse AB	kg/h	7,8	7,8	7,8
Differenz Masse	%	0,3	-1,2	0,3
Σ Energie ZU	kW	17,4	17,5	17,6
Σ Energie AB	kW	17,3	16,8	18,0
Differenz Energie	%	-0,6	-4,6	2,0

Tabelle 43: Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen bei Nennlast

Erläuterungen: f ... feucht; Wärmeverluste Vergaser: 1,2 kW; $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$;
Heizwert: Teer 22.098 kJ/kg FS

Es ist somit anzunehmen, dass die Messungen sowie die Berechnungen korrekt durchgeführt wurden, die Ergebnisse sind plausibel. Somit konnten die Ergebnisse der Produktgasmessungen für die Weiterentwicklung des Festbettmodells des Gegenstromvergaser verwendet werden (siehe Kapitel 7.2.1).

Für die Energiebilanzierung wurden neben dem Heizwert des Produktgases auch dessen Wärmehalt (sensible Wärme) sowie aus einer Abschätzung die Wärmeverluste des Vergaser durch Strahlung und Konvektion berücksichtigt. Die Produktgastemperatur wurde üblicherweise über dem Brennstoffbett gemessen, wobei anzunehmen ist, dass der Thermofühler durch die Wärmestrahlung der Verbrennung in der Brennkammer beeinflusst wird. Aus diesem Grund wurde die Produktgastemperatur bei den Messungen direkt über der Oberfläche des Brennstoffbettes gemessen, um mögliche Einflüsse durch Wärmestrahlung zu unterbinden. Die in Tabelle 43 und Tabelle 44 dargestellten Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen zeigen, dass sich die Massen- und Energiebilanz um den Vergaser mit ausreichender Genauigkeit schließen lässt. Die Abweichungen sind auf Messungenauigkeiten und darauf zurückzuführen, dass niedrige Kohlenwasserstoffe mit der Ausnahme von Methan sowie organische Bestandteile, die nicht zu den Teeren zu zählen sind (vergleiche Kapitel 2.4), messtechnisch nicht erfasst wurden.

Testlauf		Gas1 TL	Gas2 TL	Gas3 TL
Datum		07.05.2008	07.05.2008	07.05.2008
Brennstoff	kg/h	1,4	1,4	1,5
Primärluft	Nm ³ /h	1,7	1,8	1,8
Brennstoffwärmeleistung	kW	6,4	6,6	7,1
CO	kg/h	0,68	0,68	0,70
CO ₂	kg/h	0,46	0,55	0,51
CH ₄	kg/h	0,03	0,04	0,04
H ₂	kg/h	0,01	0,01	0,01
Teer	kg/h	0,42	0,36	0,49
Wasser	kg/h	0,30	0,30	0,34
N ₂	kg/h	1,65	1,74	1,81
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	5.332	5.078	5.487
Temperatur Produktgas	°C	140	140	140
Kaltwirkungsgrad	%	81,9	78,8	84,3
Heißwirkungsgrad	%	87,6	84,6	90,0
Σ Masse ZU	kg/h	3,5	3,7	3,9
Σ Masse AB	kg/h	3,5	3,7	3,9
Differenz Masse	%	0,8	0,3	1,0
Σ Energie ZU	kW	6,4	6,6	7,1
Σ Energie AB	kW	6,2	6,1	6,9
Differenz Energie	%	-4,0	-7,6	-2,3

Tabelle 44: Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen bei Teillast

Erläuterungen: f ... feucht; Wärmeverluste Vergaser: 0,6 kW; $\lambda_{\text{primär}} = 0,3$;
Heizwert Teer: 21.982 kJ/kg FS

5.4.10 Freisetzung und Konversion des Brennstoffstickstoffs

Durch das Brennerkonzept mit integrierter Luftstufung konnte eine deutliche Reduktion der NO_x-Emissionen erreicht werden. Die Ergebnisse der durchgeführten Messungen zeigten, dass eine deutliche Abhängigkeit der NO_x-Emissionen von der Leistung des Vergasers vorhanden ist (vergleiche Kapitel 5.3.8.1. und 5.4.8.1) Aus diesem Grund wurden im Rahmen der Testläufe das Freisetzungsverhalten des Brennstoffstickstoffes aus dem Brennstoffbett sowie dessen Konversion in der Gasphase untersucht, um diese signifikante Abhängigkeit der NO_x-Emissionen von der Leistung zu durchleuchten.

Der Bestimmung des Freisetzungsverhaltens des Brennstoffstickstoffes sowie dessen Konversion zu NO_x liegt folgende Methodik zu Grunde. Über dem Brennstoffbett sowie in der Sekundär- und der Tertiärbrennkammer wurden wichtige Stickstoffspezies sowie der Gehalt an Teeren, in denen Stickstoff gebunden ist, gemessen. Daraus wurden gemeinsam mit erfolgten Brennstoff- und Teeranalysen die Freisetzung sowie die Konversion des Brennstoffstickstoffes berechnet.

Zur Bestimmung des Freisetzungsverhaltens mussten diejenigen Komponenten, in denen der Brennstoffstickstoff gebunden ist, mit Ausnahme von N₂ im Produktgas messtechnisch erfasst werden. Dazu zählen NO, NH₃, HCN, NO₂ und N₂O sowie die Teere. Aufgrund des hohen Teergehaltes im Produktgas konnte konventionelle Gasanalytik nur begrenzt eingesetzt werden, da diese durch die Teere Schaden nehmen kann. Aus diesem Grund wurde ein nasschemisches Verfahren zur Bestimmung der NO_x-Vorläufer NH₃ und HCN im Produktgas und in der Sekundärbrennkammer gewählt, der Teergehalt wurde über ein gravimetrisches Verfahren bestimmt. Die Stickstoffspezies NO, NO₂ und N₂O konnten messtechnisch im Produktgas nicht erfasst werden. In der Sekundärbrennkammer wurden bis auf N₂O alle Komponenten gemessen. In der Tertiärbrennkammer wurde nur NO_x gemessen, da anzunehmen ist, dass aufgrund der vorherrschenden oxidierenden Bedingungen die Anteile an NH₃, HCN und N₂O vernachlässigbar klein sind. Zur Kontrolle wurden im Rauchgas die

NO_x-Emissionen gemessen. Der Versuchsplan mit allen durchgeführten Messungen ist in Tabelle 45 und Tabelle 46 zusammengefasst.

Messung Lastfälle/Variationen	Produktgas				Sekundärbrennkammer						
	Nasschemie NH ₃ , HCN		Teerfalle Teergehalt		Nasschemie NH ₃ , HCN		Teerfalle Teergehalt		Rauchgasanalytik NO _x		
	NC1	NC2	TE1	TE2	NC1	NC2	TE1	TE2	RG1	RG2	
Parameter	Einheit										
Kesselleistung	kW										
Primärluftverhältnis	[-]										
Lambda sekundär	[-]										
Lambda gesamt	[-]										
Wiederholungen	[-]										

Tabelle 45: Versuchsplan Brennstoffstickstoff (Teil 1)

Erläuterungen: Primärluftverhältnis entspricht Verhältnis Primärluftmenge zu stöchiometrischer Gesamtluftmenge; Teergehalt im Produktgas bei Produktgasmessungen (Kapitel 5.4.9) ermittelt

Messung Lastfälle/Variationen	Tertiärbrennkammer		Rauchgas	
	Rauchgasanalytik CO, CO ₂ , NO _x		Rauchgasanalytik CO, CO ₂ , NO _x	
	RG1	RG2	RG1	RG2
Parameter	Einheit			
Kesselleistung	kW			
Primärluftverhältnis	[-]			
Lambda sekundär	[-]			
Lambda gesamt	[-]			
Wiederholungen	[-]			

Tabelle 46: Versuchsplan Brennstoffstickstoff (Teil 2)

Erläuterungen: Primärluftverhältnis entspricht Verhältnis Primärluftmenge zu stöchiometrischer Gesamtluftmenge

Die Bestimmung des Teergehaltes in der Sekundärbrennkammer erfolgte über jenes gravimetrische Verfahren, welches schon bei den Produktgasmessungen eingesetzt wurde (vergleiche Kapitel 5.3.11). Der Versuchsaufbau zur Messung von NH₃ und HCN mit dem nasschemischen Verfahren sowie von NO_x mit konventioneller Rauchgasanalytik (RGA1) ist in Abbildung 135 schematisch dargestellt. Über eine Lanze wurde an drei verschiedenen Positionen (siehe Abbildung 136) Gas zur Analyse entnommen, über einen auf 200 °C beheizten Schlauch geführt und auf drei Ströme aufgeteilt. Die ersten beiden Teilströme wurden über mit wässrigen Adsorptionslösungen befüllten Waschflaschen, in denen die Adsorption von HCN und NH₃ erfolgte, geführt. Der jeweilige Volumenstrom wurde dabei mit Hilfe von Gasuhren ermittelt. Der dritte Teilstrom musste vor dem Analysator in einer Kühlfalle von Wasserdampf und Teer befreit werden. Die Kühlfalle setzt sich aus zwei mit Quarzwolle befüllten Waschflaschen, die in einem Kryostaten auf minus 20°C gekühlt werden, zusammen. Eine detaillierte Beschreibung der eingesetzten Analytik ist in den Kapiteln 2.1.1 und 2.5 zu finden.

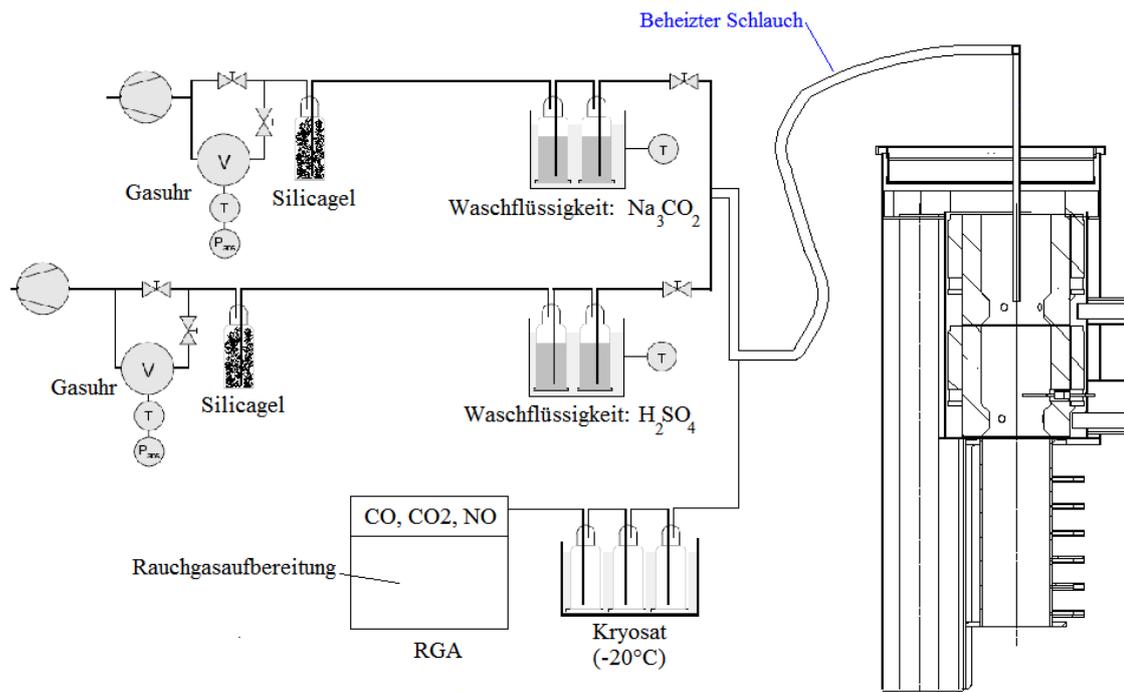


Abbildung 135: Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus

Erläuterungen: detaillierte Beschreibung der eingesetzten Analytik siehe Kapiteln 2.1.1 und 2.5

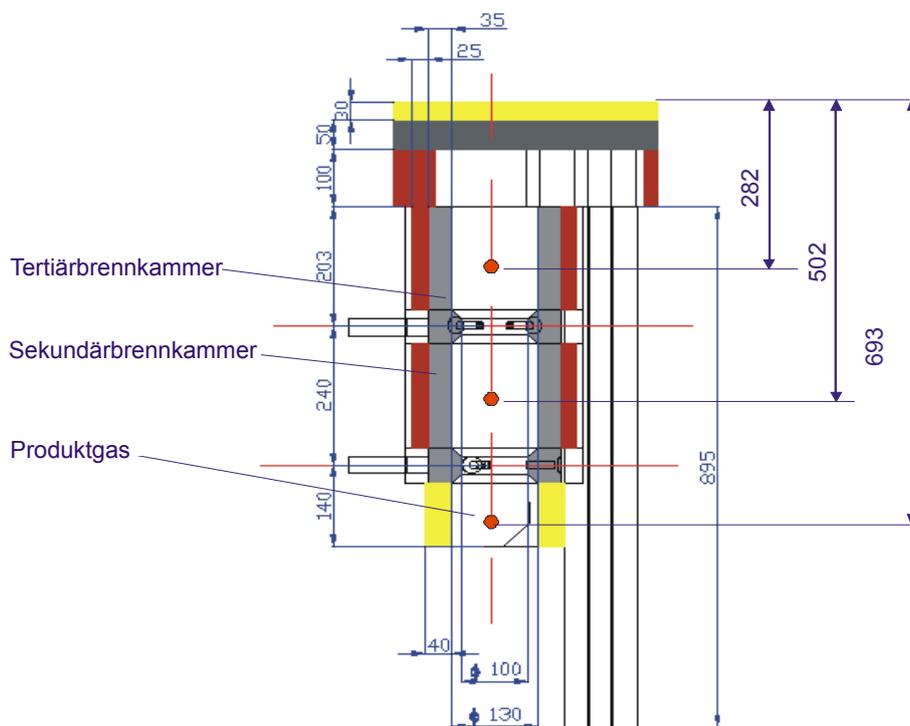


Abbildung 136: Absaugpunkte in der Brennkammer und über dem Brennstoffbett

Erläuterungen: Messungen im Rauchgas erfolgten vor Saugzuggebläse

Die Ergebnisse der durchgeführten Messungen sind in Abbildung 137 bis Abbildung 139 sowie in Tabelle 47 bis Tabelle 49 zusammengefasst. Die Messungen ergaben, dass die Anteile an NH₃ und HCN im Produktgas unter 1 ppmv liegen und folglich für die Freisetzung

des Stickstoffes aus dem Brennstoff nicht relevant sind. Anhand der Stickstoffmassenbilanz um den Vergaser zeigt sich, dass fast der gesamte Brennstoffstickstoff als im Teer gebunden freigesetzt wird (siehe Tabelle 47 und Tabelle 48). Bei Nennlast liegt der Anteil des im Teere gebundenen Brennstoffstickstoffs mit Werten zwischen 87 und 94% etwas höher bei Teillast, wo der Anteil zwischen 79 und 88% liegt. Der restliche Stickstoff wird als N_2 , NO , NH_3 , HCN , NO_2 und N_2O freigesetzt. Die durchgeführten Messungen verdeutlichen, dass sich das Freisetzungsverhalten des Brennstoffstickstoffes bei einem Gegenstromvergaser deutlich von dem bei konventionellen Rostfeuerungen, wie sie üblicherweise bei Pelletfeuerungen eingesetzt werden, unterscheidet, wo der Brennstoffstickstoff vorwiegend als NO , NH_3 und HCN freigesetzt wird [86].

Testlauf		Gas1 NL	Gas2 NL	Gas3 NL
Datum		05.05.2009	05.05.2009	06.05.2009
Brennstoff	kg/h	3,7	3,7	3,7
Brennstoffstickstoffgehalt	Gew% TS	0,06	0,06	0,06
Primärluft	Nm ³ /h	3,2	3,2	3,1
Produktgas	Nm ³ /h f	6,0	6,3	6,2
Teerbeladung	g/Nm ³ f	205	182	195
Teer	kg/h	1,2	1,1	1,2
Stickstoffgehalt Teer	Gew% TS	0,15	0,16	0,16
Stickstoff in Brennstoff	g/h	2,1	2,1	2,1
Stickstoff in Teer	g/h	1,8	1,8	2,0
Anteil Stickstoff in Teer	%	88,8	86,6	94,1

Tabelle 47: Ergebnisse der Brennstoffstickstoffbilanzierung für Produktgas bei Nennlast
 Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; f ... feucht

Die Freisetzung des Brennstoffstickstoffes aus den Teeren erfolgt erst in der Sekundärbrennkammer durch Crackprozesse. In der Mitte der Sekundärbrennkammer liegt der Teergehalt laut Messung im Bereich von 1 bis 2 g/Nm³ - bezogen auf trockenes Gas (siehe Abbildung 137). Der Vergleich mit dem Produktgas, wo Teergehalte bis maximal 250 g/Nm³ (bezogen auf trockenes Gas) auftreten, lässt den Schluss zu, dass die Teere bei den vorherrschenden hohen Temperaturen und bei Luftzufuhr sehr reaktiv sind und sich trotz unterstöchiometrischen Bedingungen schon in der Sekundärbrennkammer fast vollständig zersetzen.

Testlauf		Gas1 TL	Gas2 TL	Gas3 TL
Datum		07.05.2008	07.05.2008	07.05.2008
Brennstoff	kg/h	1,4	1,4	1,5
Brennstoffstickstoffgehalt	Gew% TS	0,06	0,06	0,06
Primärluft	Nm ³ /h	1,7	1,8	1,8
Produktgas	Nm ³ /h f	2,8	3,0	3,1
Teerbeladung	g/Nm ³ f	153	123	160
Teer	kg/h	0,4	0,4	0,5
Stickstoffgehalt Teer	Gew% TS	0,15	0,17	0,15
Stickstoff in Brennstoff	g/h	0,8	0,8	0,8
Stickstoff in Teer	g/h	0,6	0,6	0,7
Anteil Stickstoff in Teer	%	84,0	79,2	88,3

Tabelle 48: Ergebnisse der Brennstoffstickstoffbilanzierung für Produktgas bei Teillast
 Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; f ... feucht

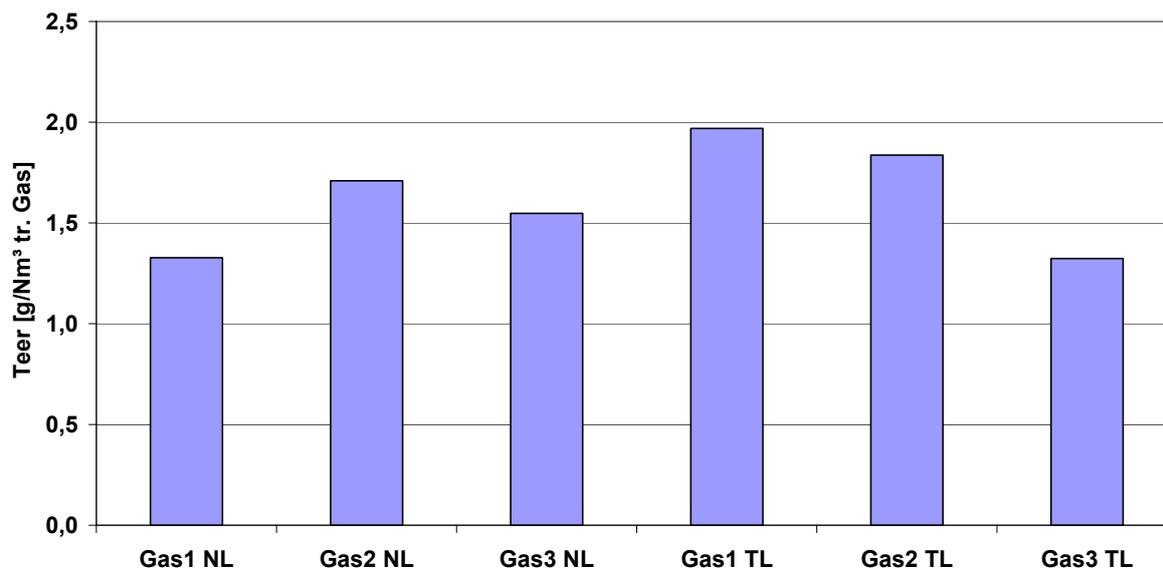


Abbildung 137: Teergehalte in der Sekundärbrennkammer bei Nenn- und Teillast

Erläuterungen: Kesselleistung: 15 kW bei Nennlast (5 kW bei Teillast);
 $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$ bei Nennlast (0,3 bei Teillast); $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Brennstoff:
 Weichholzpellets

In der Sekundärbrennkammer wurden die NO_x -Vorläufer NH_3 und HCN in deutlichen Konzentrationen gemessen, im Gegensatz dazu NO_x in nur sehr niedrigen Konzentrationen bei Teillast - bei Nennlast ist die NO_x -Konzentration praktisch null (siehe Abbildung 138 und Abbildung 139). Das heißt, die NO_x -Vorläufer werden erst in der Sekundärbrennkammer aus den Teeren durch Cracken gebildet. In der Tertiärbrennkammer werden die nicht in der Sekundärbrennkammer zu N_2 reduzierten NO_x -Vorläufer durch die zugeführte Tertiärluft zum Teil zu NO und NO_2 oxidiert. Der Vergleich mit dem Rauchgas zeigt, dass die Oxidation zu NO_x schon in der Mitte der Tertiärbrennkammer vollständig abgeschlossen ist.

Anhand der erfolgten Messungen wurde eine Brennstoffstickstoffbilanzierung um den Prototypen beziehungsweise für die Sekundärbrennkammer durchgeführt. Der Brennstoffverbrauch des Prototypen und der Rauchgasvolumenstrom wurden mit Hilfe der Messwerte und durchgeführten Brennstoffanalysen (C, H, N, TS) berechnet. Die Stickstoffbilanzierungen erfolgten auf Basis der gemessenen Gas- und Teerkonzentrationen, den berechneten Luftströmen, dem berechneten Brennstoffverbrauch sowie den Elementaranalysen für Teer und Brennstoff für die ein- und austretenden Stickstoffströme (siehe Tabelle 49). Der Rauchgasmassenstrom in der Sekundärbrennkammer errechnet sich aus der Differenz zwischen Rauchgasmassenstrom minus den zugeführten Tertiärluftmassenstrom. Die Stickstoffkonversionsrate (TFN) berechnet sich aus dem Verhältnis von dem in den Rauchgaspezies NO , NO_2 , NH_3 , HCN sowie im Teer gebundenen Stickstoff zu Stickstoff im Brennstoff.

Aus den Ergebnissen der Bilanzierung geht hervor, dass die Stickstoffkonversionsrate (TFN) im Rauchgas im Mittel bei Nennlast bei 37 ($s=0,6$) Gew% und bei Teillast bei 28 ($s=0,3$) Gew% liegt. Für die Sekundärbrennkammer ergeben sich laut Messung deutlich niedrigere Konversionsraten als im Rauchgas.

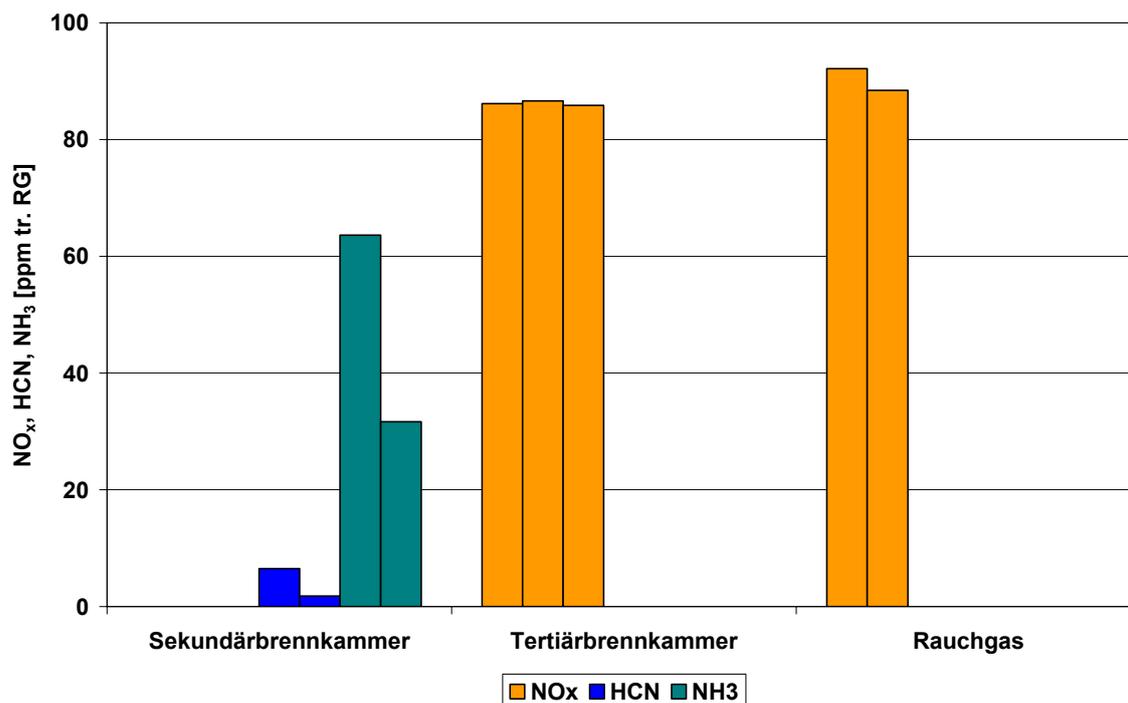


Abbildung 138: Verlauf der Stickstoffspezies bei Nennlast 15 kW

Erläuterungen: $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Gesamtluftüberschuss: 1,2;
 Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,1 Gew% TS

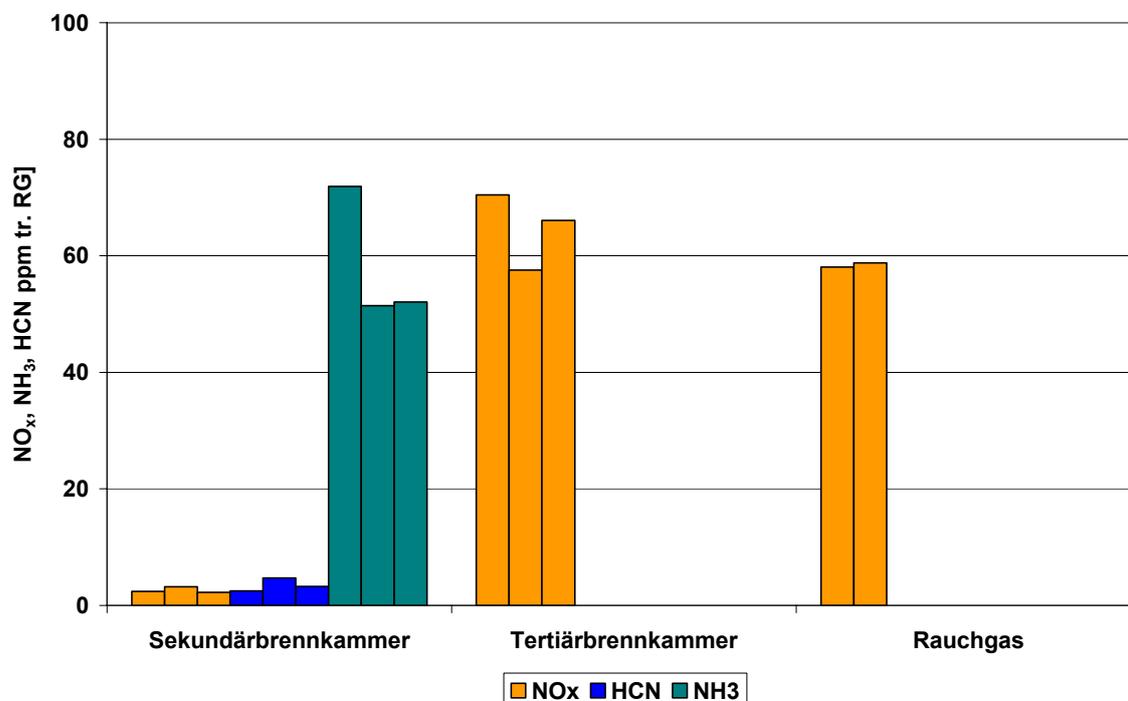


Abbildung 139: Verlauf der Stickstoffspezies bei Teillast 5 kW

Erläuterungen: $\lambda_{\text{primär}} = 0,3$; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Gesamtluftüberschuss: 1,4;
 Brennstoff: Weichholzpellets; Brennstoffstickstoffgehalt: 0,1 Gew% TS

Testlauf		Gas1 NL	Gas2 NL	Gas1 TL	Gas2 TL	Gas3 TL
Kesselleistung	kW	14,4	14,6	5,1	5,0	5,0
Brennstoffmenge	kg/h	3,7	3,7	1,2	1,2	1,2
Brennstoffstickstoffgehalt	Gew% TS	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
C-Gehalt Pellets	Gew% TS	48,7	48,7	48,7	48,7	48,7
H-Gehalt Pellets	Gew% TS	6,2	6,2	6,2	6,2	6,2
Wassergehalt Pellets	Gew% FS	6,3	6,3	6,3	6,3	6,3
O ₂ Rauchgas	Vol tr.	4,1	3,5	5,6	5,4	6,1
Rauchgastemperatur	°C	145	147	53	53	51
NO _x Rauchgas	ng/Nm ³ 13% tr	86	84	64	63	63
Gesamtluftverhältnis	-	1,2	1,2	1,4	1,3	1,4
Lambda sekundär	-	0,7	0,7	0,8	0,7	0,8
Gesamtluftmenge	Nm ³ /h	19,4	19,3	7,9	7,8	7,5
NH ₃ SBK	ppm tr.	63,6	31,7	51,5	71,9	52,1
HCN SBK	ppm tr.	6,5	1,8	3,3	4,7	2,5
NH ₃ SBK	mg/Nm ³ tr.	48,3	24,0	39,0	54,6	39,5
HCN SBK	mg/Nm ³ tr.	7,8	2,2	3,9	5,7	3,0
Teergehalt SBK	g/Nm tr.	1,3	1,7	2,0	1,8	1,3
Rauchgasmassenstrom SBK	kg/h tr.	16,1	15,6	5,4	5,1	5,8
Dichte trockenes Rauchgas	kg/Nm ³	1,3	1,3	1,4	1,4	1,5
Rauchgasvolumenstrom SBK	Nm ³ /h tr.	12,1	11,7	3,9	3,6	4,0
Summe N in TFN SBK	mg/h	558	278	147	184	143
Umwandlungsrate (TFN) SBK	%	16,1	8,0	12,7	16,1	12,5
Rauchgasvolumenstrom nach Kessel	Nm ³ /h tr.	19,2	18,8	7,1	7,0	7,2
Summe N in TFN Rauchgas	mg/h	1.295	1.279	323	319	313
Umwandlungsrate (TFN) Rauchgas	%	37,5	36,6	27,8	27,9	27,4

Tabelle 49: Ergebnisse der Brennstoffstickstoffbilanzierungen

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; FS ... Feuchtsubstanz; tr. ... trocken;
 TFN .. total fixed nitrogen (HCN, NH₃, NO, NO₂ und Teer); SBK ...
 Sekundärbrennkammer; $\lambda_{\text{primär}} = 0,2$ bei Nennlast (0,3 bei Teillast)

Tatsächlich müssen die Konversionsraten in der Sekundärbrennkammer aber annähernd gleich groß oder größer sein wie im Rauchgas, weil ansonsten die Erhöhung der Stickstoffkonversionsrate von der Sekundärbrennkammer zum Rauchgas nur durch die Bildung von thermischem NO_x möglich wäre. Laut durchgeführten Temperaturmessungen in der Tertiärtemperaturen liegen die Rauchgastemperatur bei Nennlast im Bereich von 1050 bis 1100 °C (bei Teillast im Bereich von 750 bis 850 °C). In diesem Temperaturbereich wird kaum thermischen NO_x gebildet. [98]. Die niedrigen Konversionsraten in der Sekundärbrennkammer sind daher wahrscheinlich auf Fehler bei der Probenahme beziehungsweise bei der Analyse zurückzuführen. Das vorrangige Problem bei den Messungen bestand darin, dass für die Probenahme keine standardisierten Verfahren zur Verfügung standen beziehungsweise, dass die im Gas enthaltenen Teere die Proben verunreinigten und die Probenahmeleitungen verstopften. Dies führte wahrscheinlich zu den Abweichungen bei den erfolgten Messungen. Jedoch steht im Falle der Sekundärbrennkammer eine qualitative Beurteilung der Ergebnisse im Vordergrund, weil hier in erster Linie der Verlauf der einzelnen Stickstoffspezies dargestellt werden soll.

Laut Messung ergeben sich für Teillast im Rauchgas deutlich niedrigere NO_x-Emissionen und somit niedrigere Konversionsraten als bei Nennlast. Der Anteil des im Teer gebundenen Brennstoffstickstoffs sowie der Teergehalt im Produktgas nehmen mit zunehmender Vergaserleistung zu. Die Zunahme der NO_x-Konzentrationen im Rauchgas mit steigender Vergaserleistung ist aber auf kürzere Verweilzeiten der Rauchgase in der Sekundärverbrennungszone, bedingt durch mit der Leistung zunehmende Volumenströme, zurückzuführen.

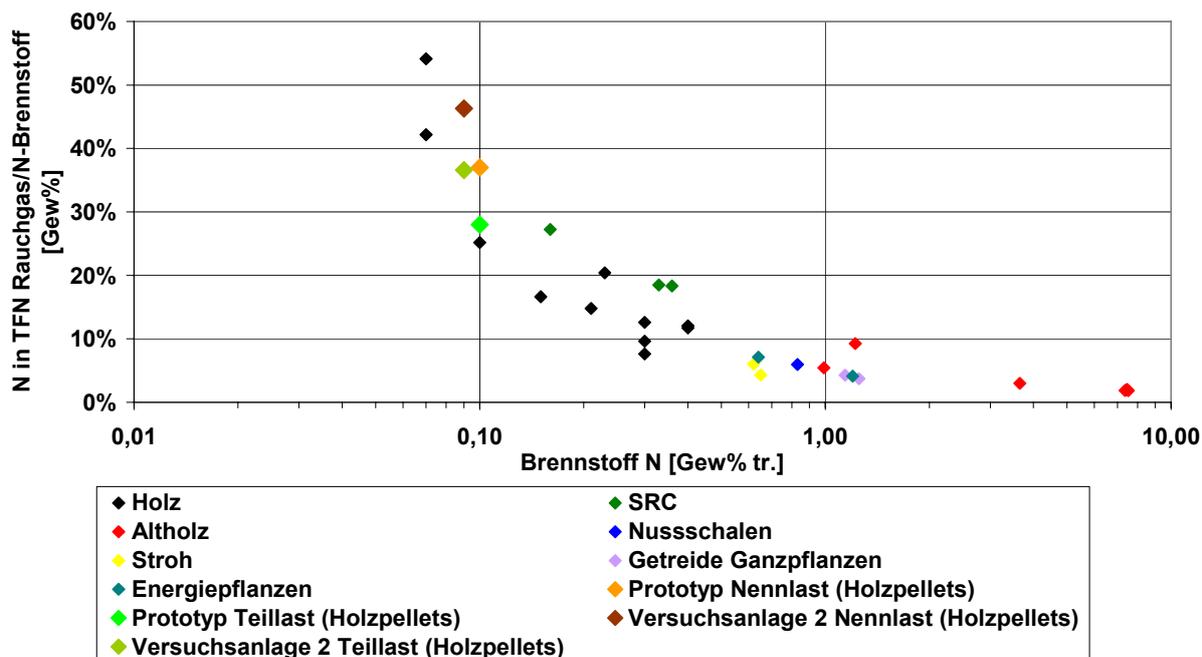


Abbildung 140: Vergleich von Stickstoffkonversionsraten verschiedener Brennstoffe

Erläuterungen: TFN .. total fixed nitrogen (HCN, NH₃, NO, NO₂);
 Versuchsanlage 2: Luftstufung aktiviert; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$;
 Gesamtluftüberschuss:1,45; Mittelwerte aus 3 Messungen; Datenquelle [58]

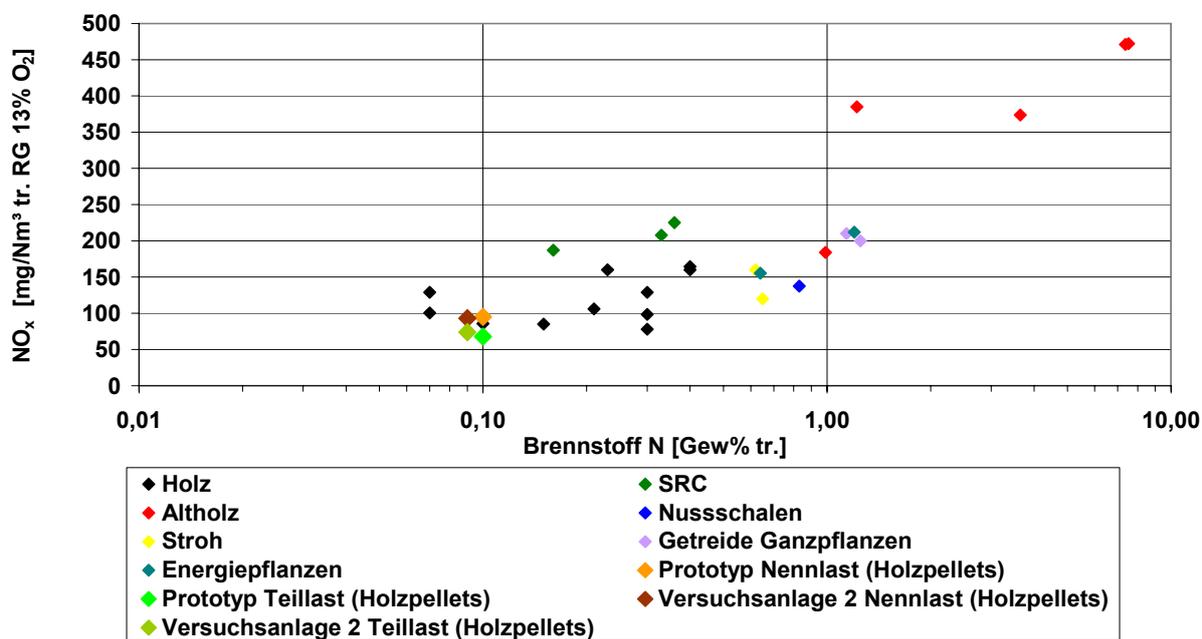


Abbildung 141: Vergleich der NO_x- Emissionen verschiedener Brennstoffe

Erläuterungen: TFN .. total fixed nitrogen (HCN, NH₃, NO, NO₂);
 Versuchsanlage 2: Luftstufung aktiviert; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$;
 Gesamtluftüberschuss:1,45; Mittelwerte aus 3 Messungen; Datenquelle [58]

Aufgrund der geringeren Verweilzeit in der Reduktionszone der Brennkammer wird die Reduktion der NO_x-Vorläufer verringert und somit kann das Potential der Luftstufung nicht

mehr voll ausgenutzt werden. Aus diesem Grund liegen die NO_x-Emissionen aller Versuchsanlagen sowie des Prototypen bei Nennlast auf einem deutlich höheren Niveau als bei Teillast.

Im Vergleich zu konventionellen Feuerungen mit Luftstufung sind die Brennstoffstickstoffkonversionsrate und die NO_x-Emissionen beim Prototypen bei Teillast deutlich kleiner, bei Nennlast liegen die Konversionsrate und NO_x-Emissionen die auf vergleichbarem Niveau (siehe Abbildung 140 und Abbildung 141). Die NO_x-Vorläufer werden erst durch Cracken der Teere in der Sekundärbrennkammer freigesetzt. Dadurch wird auch das Reduktionspotential, bedingt durch kürzere Verweilzeiten der Rauchgase in der reduzierenden Atmosphäre der Sekundärbrennkammer, verkleinert. Aufgrund der gewonnenen Erkenntnisse kann das Brennerkonzept mit integrierter Luftstufung sicherlich noch verbessert werden. Zum Beispiel könnte das Reduktionspotential durch eine Vergrößerung der Sekundärbrennkammer erhöht werden.

5.4.11 Beurteilung der Fein- und Gesamtstaubemissionen des Prototypen

Im Teillastbetrieb (5 kW) waren die Gesamt- und Feinstaubemissionen der Versuchsanlage 2 aufgrund der schlechten Ausbrandqualität der Rauchgase, bedingt durch die hohe Wärmeleitfähigkeit des Sekundärbrennkammersteins, leicht höher als bei Nennlast. Beim Prototypen wurde daher die Dämmung der Brennkammer erhöht, um so auch im Teillastbetrieb einen guten Ausbrand der Rauchgase zu erzielen. Zur Überprüfung der Gesamt- und Feinstaubemissionen wurden daher am Prototypen Staubbmessungen bei verschiedenen Lastzuständen sowie beim Hoch- und Niederfahren durchgeführt.

Zur diskontinuierlichen Messung der partikelförmigen Emissionen wurden ein Berner-Typ Niederdruck Kaskadenimpaktor (BLPI) und Planfilter eingesetzt (siehe Kapiteln 2.2 und 2.3). Kontinuierliche Feinstaubmessungen erfolgten mit einem elektrischen Niederdruck Kaskadenimpaktor (ELPI) (siehe Kapitel 2.3.2).

Die Gesamt- und Feinstaubemissionen liegen im Nennlastbetrieb, wie erwartet, mit Werten unter 1 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau (siehe Abbildung 142). Ein Vergleich der Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen mit denen der Versuchsanlage 2 zeigt, dass die Emissionen beim Prototypen noch weiter abgesenkt werden konnten (siehe Kapitel 5.3.10). Zurückzuführen ist dies auf die neue Brennstoffzuführung beim Prototypen, wo die frischen Pellets nicht wie bei der Versuchsanlage 2 auf das Bett abgeworfen sondern direkt in das Brennstoffbett gefördert werden. Durch diese Maßnahme wird weniger Pelletsstaub aufgewirbelt, wodurch auch die Gesamt- und Feinstaubemissionen im Rauchgas gemindert werden konnten.

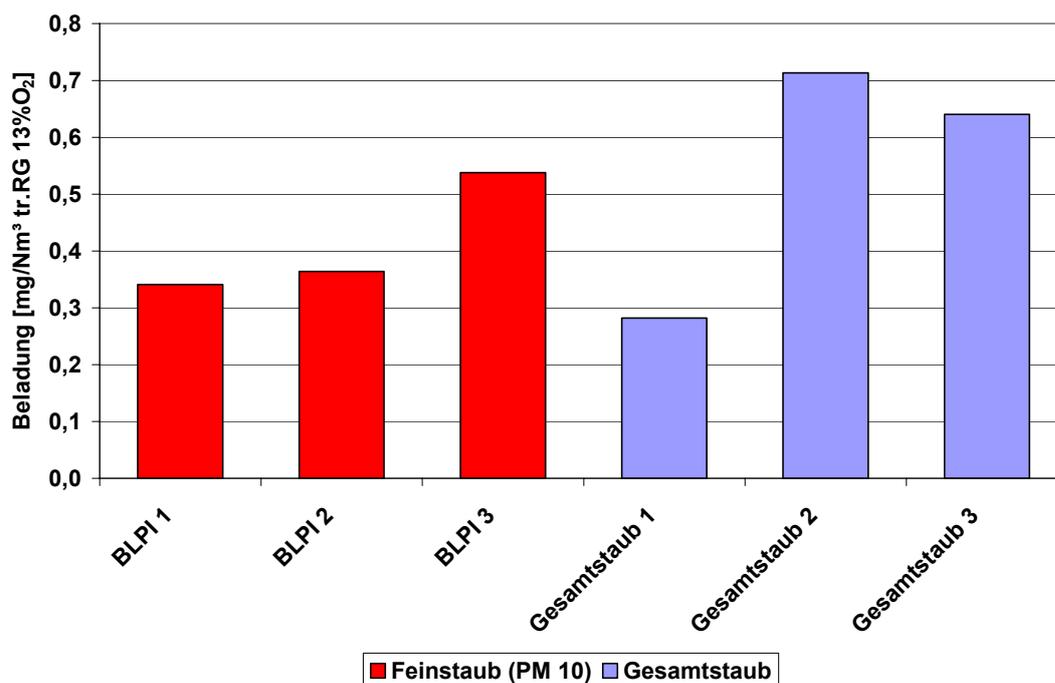


Abbildung 142: Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei Nennlast

Erläuterungen: Testlauf vom 09.02.2009; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Kesselleistung: 15 kW; Brennstoff: Weichholzpellets; Feinstaub (PM₁₀) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Planfilter gemessen

Im Teillastbetrieb liegen die Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei einer Kesselleistung von 5 kW, wie erwartet, ebenfalls mit Werten unter 1 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau (siehe Abbildung 143). Im Vergleich zur Versuchsanlage 2, wo die Gesamt- und Feinstaubemissionen aufgrund der schlechten Ausbrandqualität der Rauchgase bedingt durch zu niedrige Verbrennungstemperaturen in der Brennkammer erhöht waren, konnte durch die verstärkte Dämmung der Brennkammer eine deutliche Verbesserung erzielt werden. Dies zeigt sich auch bei den Gesamt- und Feinstaubemissionen im extremen Teillastbetrieb. Bei einer Kesselleistung von rund 2,5 kW sind die Feinstaubemissionen leicht höher als bei 5 kW Kesselleistung, liegen aber mit Werten unter 1 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) nach wie vor auf einem sehr niedrigen Niveau (siehe Abbildung 144). Die Gesamtstaubemissionen sind bei extremer Teillast höher als bei 5 kW und liegen im Bereich von 1 bis 1,5 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂). Die aufgrund der niedrigen Kesselleistung auftretenden niedrigen Temperaturen in der Brennkammer führen zu einer leichten Verschlechterung der Ausbrandqualität. Dadurch sind die Feinstaubemissionen bei extremer Teillast durch höhere Anteile an kondensierten organischen Kohlenwasserstoffen und Russ im Rauchgas leicht erhöht.

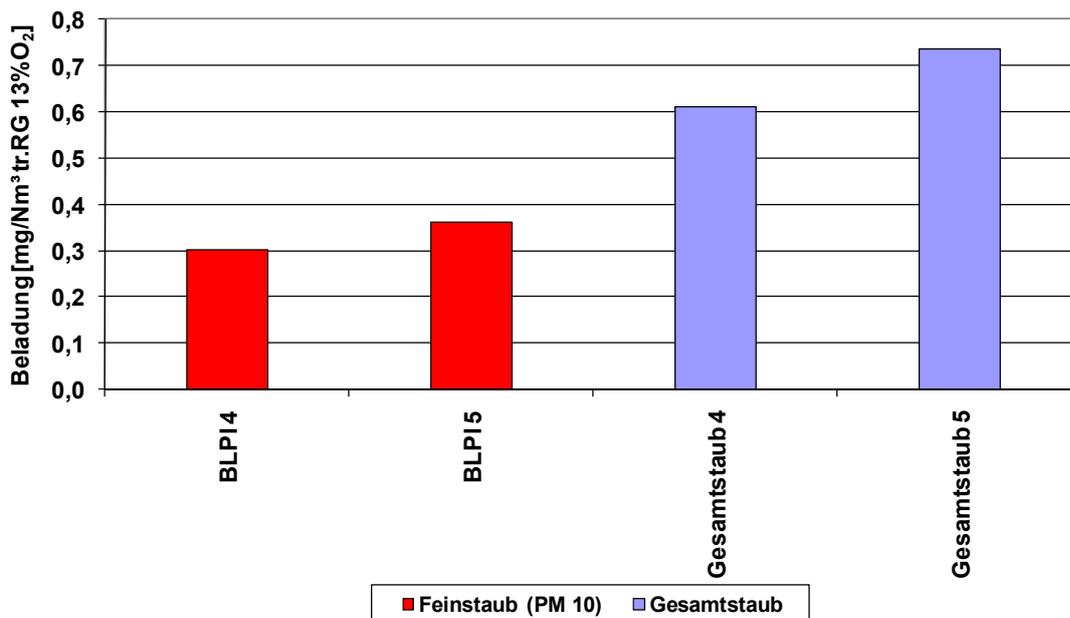


Abbildung 143: Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei Teillast

Erläuterungen: Testlauf vom 10.02.2008; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; Kesselleistung: 5 kW; Brennstoff: Weichholzpellets; Feinstaub (PM₁₀) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Planfilter gemessen

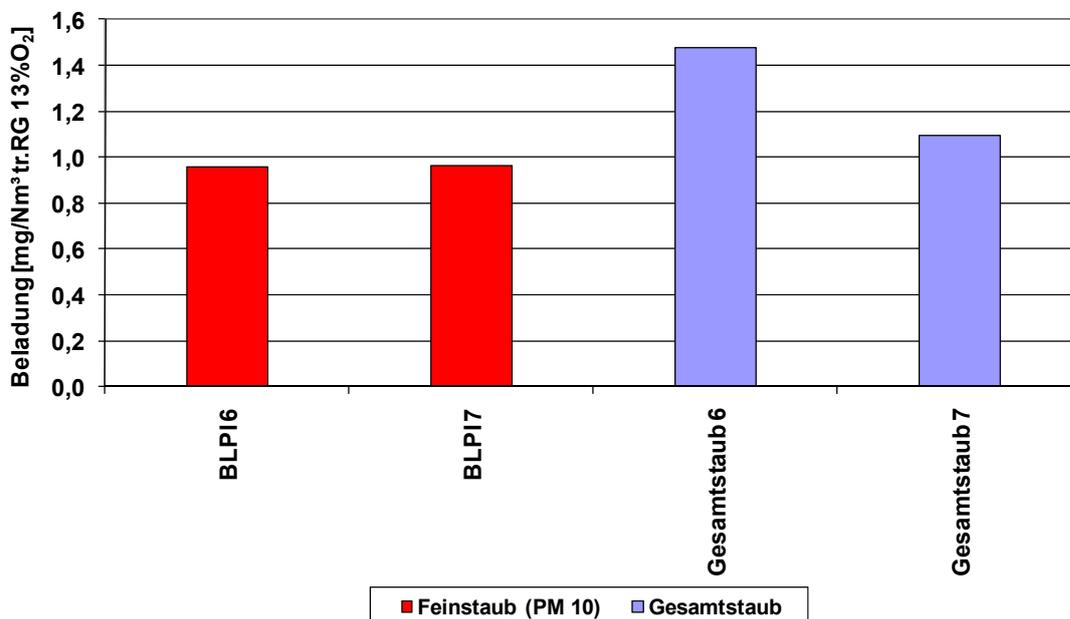


Abbildung 144: Gesamt- und Feinstaubemissionen des Prototypen bei extremer Teillast

Erläuterungen: Testlauf vom 10.02.2008; Luftstufung deaktiviert; Kesselleistung: 2,5 kW; Brennstoff: Weichholzpellets; Feinstaub (PM₁₀) mit BLPI gemessen; Gesamtstaub mit Planfilter gemessen

In Abbildung 145 sind die Verläufe der CO- und PM₁- Emissionen sowie der organischen Kohlenwasserstoffe und des Restsauerstoffes im Rauchgas beim Hochfahren aus dem kalten Zustand dargestellt. Die Luftstufung ist deaktiviert, damit die gesamte Verbrennungsluft über

die Sekundärluftdüsen zugeführt und so eine gute Durchmischung des Produktgases mit der Luft erreicht wird. Sobald der Vergaser zündet steigen die CO-Emissionen auf Werte über 5000 ppmv an. Der Maximalwert der CO-Emissionen kann nicht angegeben werden, da der Messbereich des Analysators auf 5000 ppmv begrenzt ist. Bei den Feinstaubemissionen kommt es nur kurzzeitig zu erhöhten Werten, wobei der Maximalwert bei 15 mg/Nm³ (bezogen auf feuchtes Rauchgas) liegt. Im Vergleich zu modernen Pelletkesseln, wo beim Hochfahren im Rauchgas PM₁-Spitzen bis 100 mg/Nm³ (bezogen auf tr. Rauchgas und 13% O₂) auftreten, wird beim Hochfahren des Prototypen damit etwas weniger Feinstaub emittiert [60]. Auch die organischen Kohlenwasserstoffe liegen nur für einen kurzen Zeitraum auf einem etwas höheren Niveau. Sobald die Zündung des Produktgases in der Brennkammer erfolgt ist, sinken die PM₁-Emissionen und org.C-Emissionen auf ein sehr niedriges Niveau ab. Die nur sehr kurzzeitig auftretende Erhöhung der Emissionen ist darauf zurückzuführen, dass das Brennstoffbett vorwiegend aus pyrolysiertem Brennstoff besteht und kein frischer Brennstoff auf dem Bett liegt. Dadurch werden beim Hochfahren nur wenige Kohlenwasserstoffe sowie Teere aus dem Brennstoff freigesetzt.

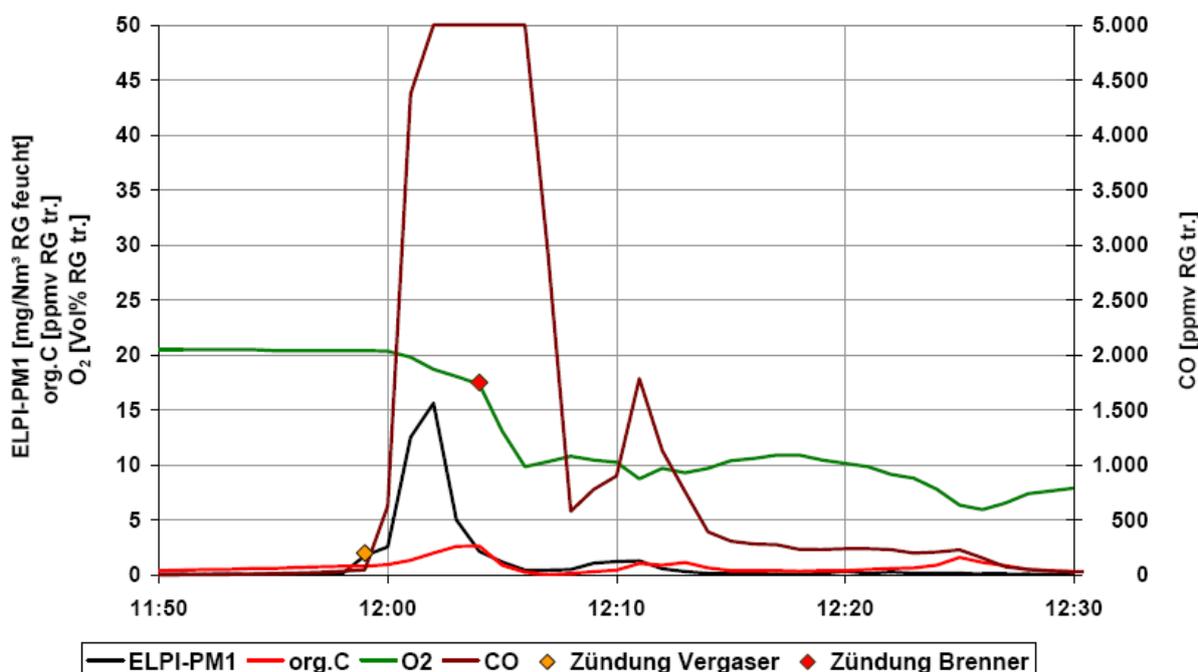


Abbildung 145: Verlauf von CO, org.C und des Sauerstoffgehaltes sowie der PM₁-Emissionen im Rauchgas beim Hochfahren des Prototypen
Erläuterungen: Testlauf vom 09.02.2009; Luftstufung deaktiviert;
 Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1 und ELPI

Im Gegensatz dazu nehmen die CO-Emissionen im Rauchgas deutlich langsamer ab. Bedingt ist dies dadurch, dass die Brennkammer beim Hochfahren kalt ist und somit die Verbrennungstemperaturen nicht ausreichend hoch genug sind, um Kohlenmonoxid vollständig zu oxidieren. So bald die Zündung des Produktgases erfolgt ist, steigt die Temperatur in der Brennkammer deutlich an und die CO-Emissionen sinken im Gegenzug ab (siehe Abbildung 146). Ein nahezu vollständiger Ausbrand der Rauchgase wird erst erreicht, wenn die Temperatur in der Brennkammer rund 800 °C erreicht hat. Eine Verbesserung könnte durch eine Reduktion der Masse und somit der Wärmekapazität der Brennkammersteine erreicht werden. Dadurch würden die Brennkammertemperatur beim Hochfahren schneller ansteigen und die CO-Emissionen aufgrund des bei höheren

Temperaturen besseren Ausbrandes früher auf das sehr niedrige Niveau des stabilen Betriebes absinken.

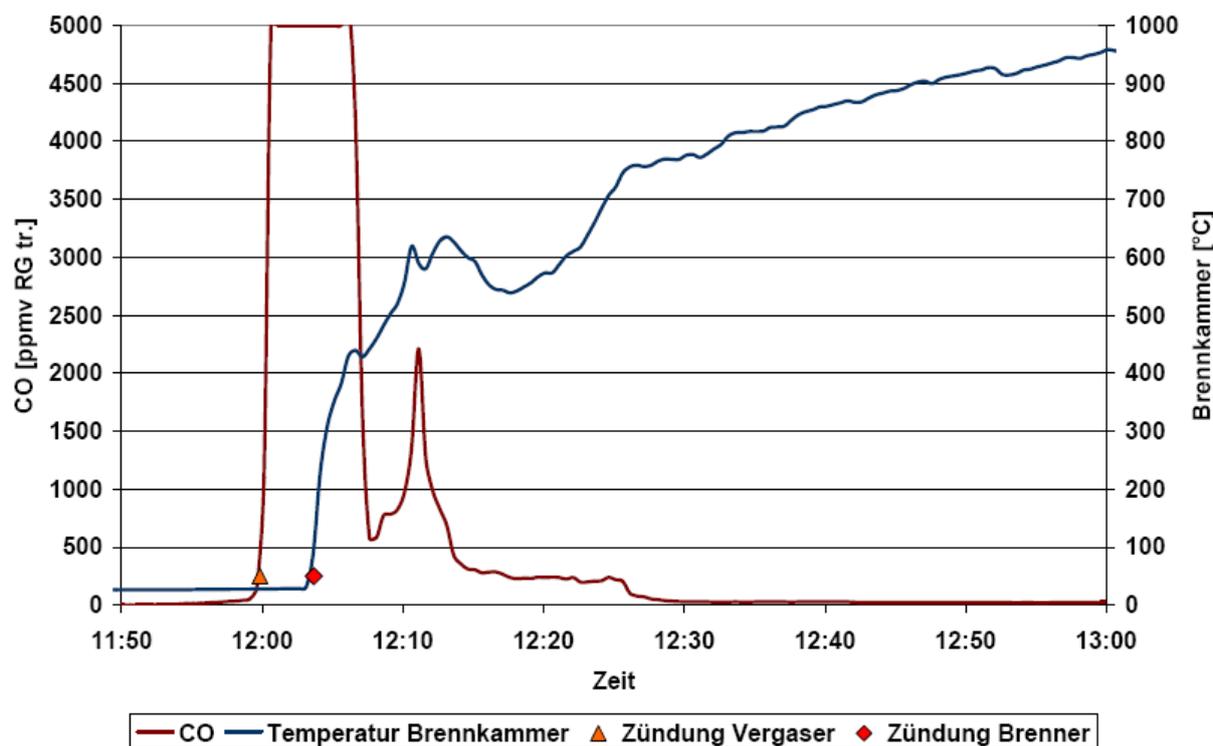


Abbildung 146: Verlauf der CO-Emissionen sowie der Brennkammertemperatur beim Hochfahren

Erläuterungen: Testlauf vom 09.02.2009; Luftstufung deaktiviert; Temperatur in der Brennkammer gemessen mit Thermoelement TR - BK; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1

Beim Niederfahren des Prototypen aus dem Nennlastbetrieb ist im Rauchgas nur kurzzeitig mit erhöhten Feinstaubemissionen zu rechnen (siehe Abbildung 147). Es treten einzelne Emissionsspitzen bezüglich PM_{10} -Emissionen auf. Sobald die Primärluftklappe vollständig geschlossen war, wurde die Luftstufung deaktiviert und die gesamte Verbrennungsluft über die Sekundärluftdüsen zugeführt, um die Vermischung der Luft mit dem Rauchgas und damit den Ausbrand der Rauchgase zu verbessern. Des Weiteren wurde der Sollsauerstoffgehalt stufenweise erhöht, um die Ausbrandqualität zu verbessern (vergleiche Kapitel 5.4.7). Durch diese Maßnahmen können die Emissionen bis zum Erlöschen der Flammen in der Brennkammer, gekennzeichnet durch das abrupte Ansteigen der CO-Emissionen um 19:30, auf sehr niedrigen Niveau gehalten werden. Weiters wirkt sich auch die hohe Wärmekapazität der Brennkammersteine positiv auf den Ausbrand aus, da die Brennkammertemperatur, gemessen in der Tertiärbrennkammer, beim Abfahren der Anlage nur langsam absinkt und somit die Verbrennungstemperaturen für einen nahezu vollständigen Ausbrand ausreichend hoch sind, wie in Abbildung 147 deutlich zu erkennen ist. Sobald die Flammen in der Brennkammer erloschen sind, steigen die CO- sowie die org.C-Emissionen deutlich, die PM_{10} -Emissionen leicht an. Da zu diesem Zeitpunkt der Rauchgasvolumenstrom aber schon sehr klein ist, wird in Summe nur wenig Feinstaub sowie CO emittiert.

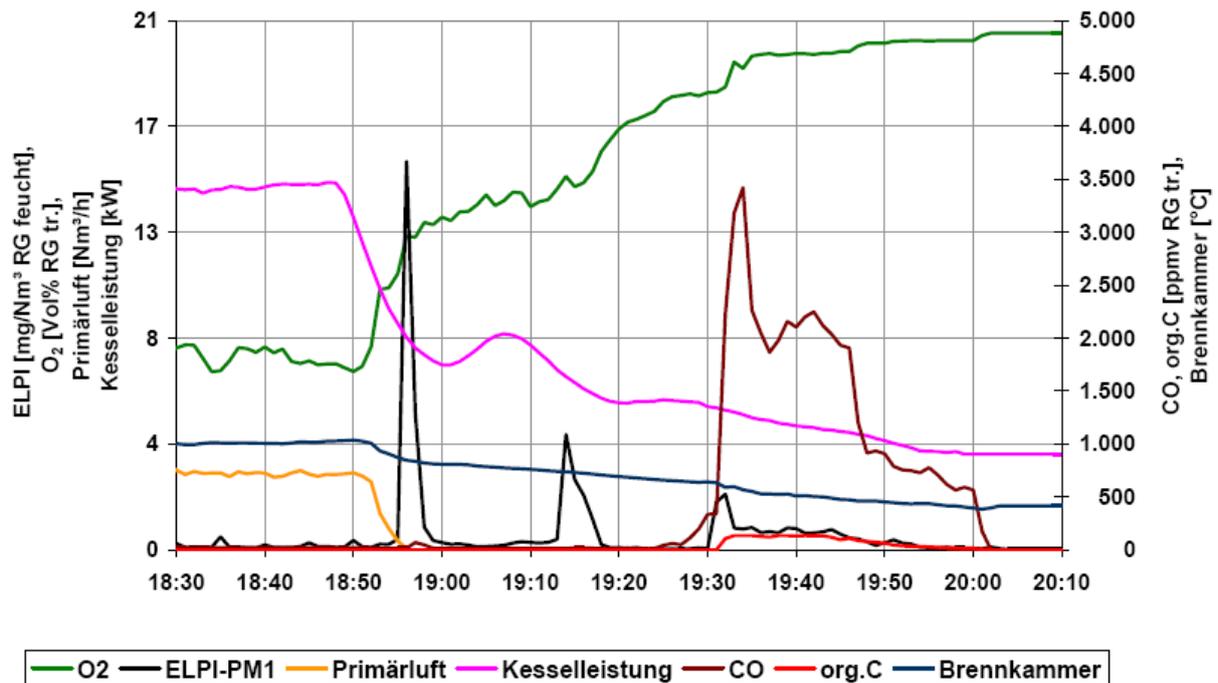


Abbildung 147: Verlauf von CO, org.C, des Sauerstoffgehaltes, der PM₁-Emissionen im Rauchgas sowie der Primärluft und der Brennkammertemperatur beim Niederfahren

Erläuterungen: Testlauf vom 10.02.2009; Luftstufung ab 18:55 deaktiviert; Temperatur in der Brennkammer gemessen mit Thermoelement TR - BK; Brennstoff: Weichholzpellets; gemessen mit RGA 1 und ELPI

Die Feinstaubemissionen des Prototypen liegen wie bei der modifizierten Versuchsanlage 1 und der Versuchsanlage 2 auf einem sehr niedrigen Niveau, wobei durch die neue Brennstoffzuführung eine weitere Reduktion erzielt werden konnte. Im Nennlastbetrieb werden Werte unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) erreicht. Im Teillastbetrieb (5 kW) konnte durch eine verbesserte Dämmung der Brennkammer eine deutliche Reduktion der Feinstaubemissionen im Vergleich zur Versuchsanlage 2 erzielt werden, die Feinstaubemissionen liegen auch hier unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂). Bei extremem Teillastbetrieb von 2,5 kW sind die Feinstaubemissionen nur minimal höher. Es konnte somit durch den Einsatz der neuen Technologie, nämlich Gegenstromvergaser mit gekoppeltem Gasbrenner, ein nahezu feinstaubfreier Betrieb erreicht werden.

Ein ähnliches Bild zeigt sich auch bei den Gesamtstaubemissionen, die bei Nennlast und auch bei Teillast (5 kW) mit Werten unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) auf einem sehr niedrigen Niveau liegen. Auch hier konnte insbesondere durch die neue Brennkammer mit niedrigem Wärmeleitfähigkeit erzielt werden. Im extremen Teillastbetrieb (2,5 kW) sind die Gesamtstaubemissionen aufgrund der etwas schlechteren Ausbrandqualität der Rauchgase mit Werten zwischen 1 und $1,5 \text{ mg/Nm}^3$ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) leicht höher.

Beim Hoch- sowie beim Niederfahren der Anlage kommt es nur kurzzeitig zu einer Erhöhung der Feinstaubemissionen.

5.4.12 Ascheverhalten und Entaschung

Anhand der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe wurde festgelegt, dass die Entaschung des Vergasers des Prototypen in Abhängigkeit der Temperatur des Aschebettes erfolgen kann. Im Rahmen der Testläufe am Prototypen sollte nun die optimale Entaschungstemperatur ermittelt werden. Weiters wurde die Drehbewegung des Primärluftkreuzes insofern modifiziert, dass das Primärluftkreuz nicht wie bisher kontinuierlich in eine Richtung gedreht, sondern abwechselnd vor und zurück bewegt wurde. Durch diese Maßnahme werden die Luftverteilungsarme abwechselnd auf beiden Seiten von der Primärluft umströmt, wodurch die Bildung von Ascheanbackungen am Kreuz reduziert werden sollte.

Im Rahmen der Beurteilung des Prototypen wurden Testläufe im Ausmaß von 750 Betriebsstunden durchgeführt. Im Folgenden werden Ausschnitte im Detail diskutiert, um die aufgetretenen Probleme bezüglich Entaschung besser darstellen zu können.

In Abbildung 148 ist der Verlauf des Temperaturprofils des Brennstoffbettes im Vergaser sowie der Produktgastemperatur und der Kesselleistung eines Testlaufes über rund 80 Stunden dargestellt.

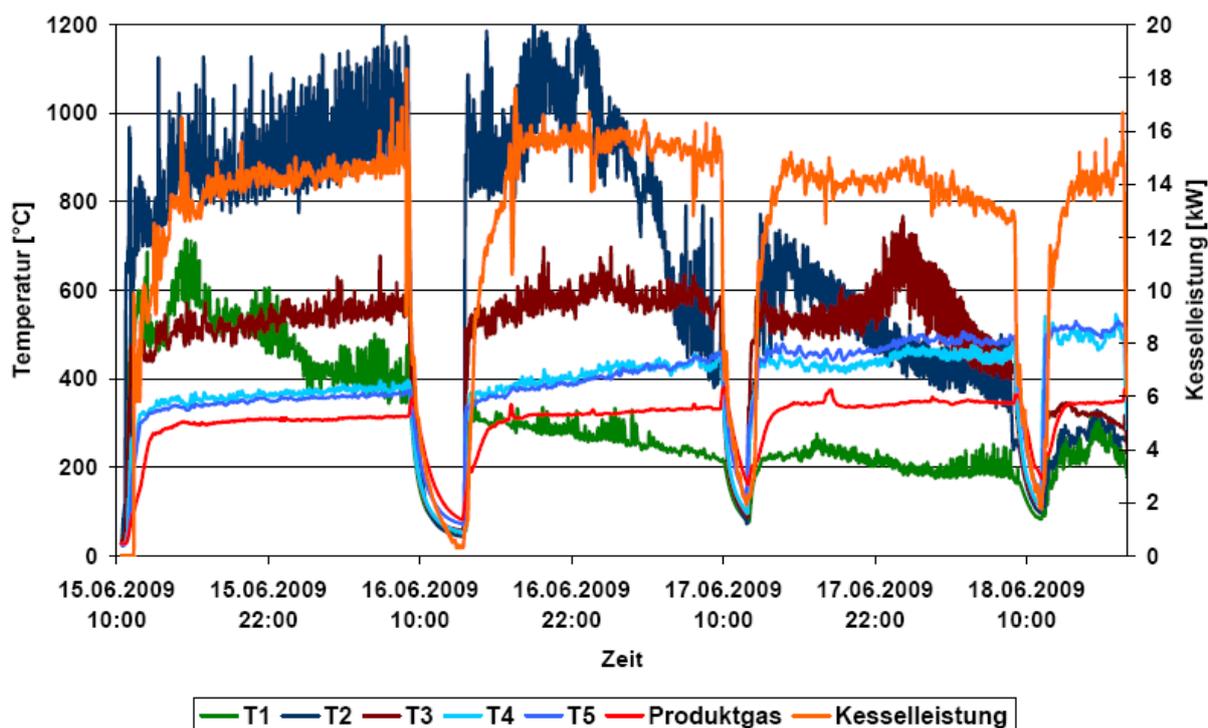


Abbildung 148: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers sowie Produktgastemperatur und Kesselleistung

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente siehe Anhang 4.2;

Entaschungstemperatur (T2): 600 °C; Entaschungsdauer: 1 min.; Brennstoff: Weichholzpellets

Die Anlage wurde dabei alle 24 Stunden für rund 3 Stunden abgestellt, um Brennstoff nachzufüllen. Für die Entaschung wurde eine Entaschungstemperatur von 600 °C gewählt. In den ersten 24 Stunden verlief der Betrieb problemlos, die Temperaturen im unteren Bereich des Vergasers änderten sich infolge des Aufbaus des Aschebettes, wobei T1, mit dem die

Temperatur im Aschebett erfasst wird, langsam absank. Im Gegensatz dazu stieg T2, welches die Temperatur in der Verbrennungszone misst, kontinuierlich an. Die Temperaturen in den darüberliegenden Bereichen des Brennstoffbettes sowie die Produktgastemperatur änderten sich nur marginal, womit von einem stabilen Betrieb des Vergasers ausgegangen werden konnte.

Nach rund 36 Stunden begannen die Temperaturen im Brennstoffbett im Bereich von T2 zu sinken, die Verbrennungszone wanderte langsam nach oben. Sobald T2 unter 600 °C gesunken war, wurde die Entaschung eingeschaltet und Asche aus dem Vergaser gefördert. Die Temperatur stieg danach wieder über 600 °C an, fiel aber bald wieder unter 600 °C ab. Die Entaschungsprozedur wurde mehrmals wiederholt, wodurch die Temperatur im Bereich von T2 zwar vorerst über 600 °C anstieg, letztendlich sank die Temperatur aber trotz mehrmaliger Entaschung kontinuierlich ab. Nach rund 80 Stunden wurde der Testlauf aufgrund des instabilen Betriebes abgebrochen. Inklusiv der davor durchgeführten Testläufe, bei denen der Vergaser stabil betrieben werden konnte, wurde bis zu diesem Zeitpunkt eine Betriebsdauer von rund 200 Stunden erreicht.

Im Vergaserrohr hatte sich, wie schon bei der Versuchsanlage 1, eine Schicht aus porösen Ascheanbackungen gebildet (siehe Abbildung 149). Zurückzuführen ist die Bildung der Ascheanbackungen auf die in diesem Fall zu niedrig gewählte Entaschungstemperatur beziehungsweise wurde das falsche Thermoelement für die Regelung der Entaschung herangezogen. Dadurch wurde die Entaschung über einen längeren Zeitraum nicht eingeschaltet. In weiterer Folge bildete sich ein hohes Aschebett im Vergaser und im Aschebett konnte sich eine Schicht aus versinterter Asche ausbilden.



Abbildung 149: Blick in das Vergaserrohr des Prototypen von unten

Erläuterungen: Testlauf vom 15.06. bis 18.06.2009; Betriebsdauer: 200 h;
Brennstoff: Weichholzpellets

Für die Regelung der Entaschung wurde das Thermoelement T2 herangezogen. Dieses befindet sich im Bereich der Verbrennungszone, wodurch es hohen Temperaturschwankungen ausgesetzt ist, beziehungsweise befand sich die Verbrennungszone, die normalerweise nur einige Zentimeter dick ist, bei Beginn dieses Testlaufes noch unterhalb von T2. Daraus resultierte, dass die Temperatur (T2) zuerst anstieg und erst zu fallen begann, nachdem die

Verbrennungszone infolge des wachsenden Aschebettes nach oben gewandert war. Das Thermoelement T2 wurde für die automatische Regelung der Entaschung deshalb eingesetzt, da in diesem Bereich durch das wachsende Aschebett höhere Temperaturunterschiede zu erwarten waren. Bei der Versuchsanlage 2 wurde das Thermoelement T2, welches die Temperatur im Bereich des Aschebettes des Vergasers misst, für die automatische Regelung herangezogen (vergleiche 5.3.12.2). Bei einem längeren Betrieb des Vergasers sank die Temperatur im Bereich des Aschebettes nur mehr sehr langsam ab, wodurch die Gefahr bestand, dass die temperaturgeführte Entaschung zu spät aktiviert wurde. Eine Regelung der Entaschung über das Thermoelement T2 erscheint aber aufgrund der auftretenden hohen Temperaturschwankungen dennoch nicht sinnvoll. Für die Regelung der automatischen Entaschung sollte daher das Thermoelement T1 herangezogen werden, da dieses die Temperatur im Aschebett misst und deutlich kleinere Schwankungen im Verlauf aufweist als das Thermoelement T2 (siehe Abbildung 148). Das Thermoelement wurde im oberen Bereich des Aschebettes installiert, um sicherzustellen, dass auch im längeren stabilen Betrieb deutliche Temperaturunterschiede (infolge des wachsenden Aschebettes) gemessen werden können.

Auf dem Primärluftkreuz hatten sich ebenfalls Ascheanbackungen gebildet, jedoch nicht zwischen den Luftverteilungsarmen (siehe Abbildung 150). Durch das Vor- und Zurückbewegen des Primärluftkreuzes werden die Arme abwechselnd auf beiden Seiten von der Primärluft umströmt, wodurch sich trotz des ungünstigen Betriebes des Vergasers keine Ascheanbackungen zwischen den Armen bildeten.



Abbildung 150: Blick auf das Primärluftkreuz

Erläuterungen: Testlauf vom 15.06. bis 18.06.2009; Betriebsdauer: 200 h;
Brennstoff: Weichholzpellets

Ein weiteres Problem der temperaturgeführten automatischen Entaschung ist in den bei Nenn- und Teillast unterschiedlichen Temperaturprofilen des Brennstoffbettes zu sehen. Bei einem Lastwechsel von Nennlast auf 33% Last sinkt auch das Temperaturprofil des Brennstoffbettes deutlich ab (siehe Abbildung 151). Daraus ergeben sich für die Regelung zusätzliche Anforderungen, das heißt die Entaschungstemperatur muss an die jeweilige Kesselleistung

angepasst werden, wobei berücksichtigt werden muss, dass die Temperaturen leicht zeitverzögert auf einen Lastwechsel reagieren. Dies kann bei einem Stop-and-Go Betrieb des Kessels beziehungsweise bei einem stark modulierenden Betrieb zu Problemen führen.

Um zu verhindern, dass die Entaschung über einen längeren Zeitraum nicht in Betrieb genommen wird, wurde die Regelung der Entaschung folgendermaßen modifiziert. Neben der temperaturgesteuerten Entaschung wurde in regelmäßigen Abständen kurz entascht. Dabei ist aber sicherzustellen, dass nicht mehr Asche aus dem Vergaser gefördert wird als in dieser Zeitspanne produziert wurde. Das heißt, aus dem Brennstoffverbrauch, der üblicherweise über die Laufzeit der Brennstoffschnelle ausreichend genau bestimmt werden kann, lässt sich eine theoretische Aschemenge bestimmen, wobei für den Aschegehalt des Brennstoffes ein etwas niedrigerer Wert als der tatsächliche angenommen wird. Dadurch wird verhindert, dass eine zu hohe theoretische Aschemenge ermittelt wird und folglich zu viel Asche aus dem Vergaser gefördert wird. Die temperaturgesteuerte Regelung der Entaschung übernimmt somit eine Kontrollfunktion und kommt zum Tragen, wenn aufgrund eines zu hohen Aschebettes die Temperatur T1 absinkt.

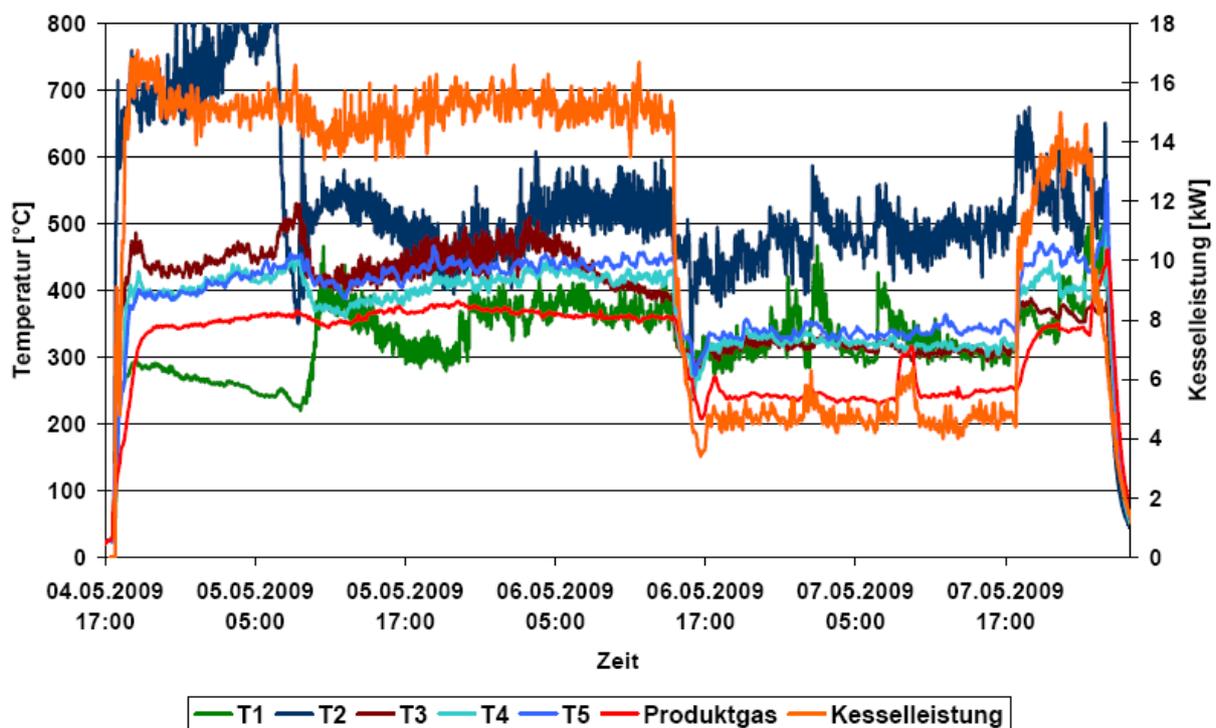


Abbildung 151: Temperaturprofil des Brennstoffbettes des Vergasers sowie Produktgastemperatur und Kesselleistung

Erläuterungen: Bezeichnung der Thermoelemente siehe Anhang 4.2;
Entaschungstemperatur (T2): 450 °C (400 °C bei Teillast);
Entaschungsdauer: 1 min.; Brennstoff: Weichholzpellets

Die modifizierte Regelung der Entaschung konnte zum Zeitpunkt des Erstellens der vorliegenden Arbeit aufgrund fehlender Betriebszeiten noch nicht ausreichend getestet werden. Das heißt, die Probleme bezüglich Entaschung konnten zu diesem Zeitpunkt zwar noch nicht restlos gelöst, die Ursache für die Bildung der Ascheanbackungen jedoch erkannt werden. Des Weiteren konnten durch die umfangreichen Testläufe wichtige Betriebserfahrungen mit der Entaschung des Vergasers gesammelt werden.

Die durchgeführten Analysen zeigten eine Anreicherung von Kalium in den versinterten Ascheanbackungen (vergleiche Kapitel 5.2.6 und 5.3.12). Aufgrund der vorherrschenden Kaliumanreicherung sind der Schmelz- sowie der Sinterpunkt der Asche des Vergasers niedriger als die einer Asche aus konventioneller Verbrennung, wodurch die Bildung von versinterten Ascheanbackungen begünstigt wird, wobei sich die Anbackungen vorwiegend im Bereich des Aschebettes und am Primärluftkreuz bildeten, da die Kaliumverbindungen bei höheren Temperaturen, wie sie in der Verbrennungszone vorherrschen, nicht stabil sind.

Wenn die Entaschung über einen längeren Zeitraum, aufgrund einer zu niedrig gewählten Entaschungstemperatur, nicht eingeschaltet wird, bildet sich ein hohes Aschebett im Vergaser und in weiterer Folge können Anbackungen aus versinterter Asche entstehen, die einen stationären Betrieb des Vergasers unmöglich machen. Im Betrieb ist daher darauf zu achten, dass die Entaschung in regelmäßigen Abständen durchgeführt wird. Weiters darf beim Entaschungsvorgang nicht zu viel Asche aus dem Vergaser gefördert werden, was zu Folge hat, dass sich das Primärluftkreuz in der Verbrennungszone befindet und somit hohen Temperaturen ausgesetzt ist. Neben der hohen thermischen Belastung des Materials würde dadurch auch die Bildung von versinterten Anbackungen der Asche am Primärluftkreuz begünstigt werden. Ebenso muss im Betrieb die Entaschungstemperatur an die jeweilige Kesselleistung angepasst werden.

Die durchgeführten Testläufe zeigten, dass eine Entaschungsdauer von 1 Minute meist ausreicht, um genügend Asche aus dem Vergaser zu fördern. Eine längere Entaschungsdauer wird nicht empfohlen, da ansonsten die Gefahr besteht, dass die Verbrennungszone in den Bereich des Primärluftkreuzes abrutscht. Die optimale Entaschungstemperatur dürfte bei Nennlast im Bereich von 300 bis 350 °C (ca. 300 °C bei Teillast) liegen. Jedenfalls sollte mindestens alle 6 Stunden eine Entaschung des Vergasers durchgeführt werden, um eine mögliche Bildung von Ascheanbackungen zu reduzieren. Die Ermittlung der einzelnen Parameter sollte aber aus dem laufenden Betrieb des Vergasers erfolgen, wobei dazu ein durchgehender Langzeitbetrieb des Vergasers über mindestens 1000 Stunden empfohlen wird.

5.4.13 Energetische Bewertung des Prototypen

Neben einem emissionsarmen Betrieb weisen moderne Pelletkessel eine hohe Energieeffizienz, das heißt einen hohen Anlagenwirkungsgrad auf. Aus diesem Grund war eine Beurteilung des Wirkungsgrades des Prototypen unerlässlich.

Die energetische Bewertung des Prototypen erfolgte auf Basis von Massen- und Energiebilanzierungen eines repräsentativen Testlaufes für Nennlast (15 kW Kesselleistung) und 33% Nennlast mit dem Bilanzierungstool BioBil [10]. Die für die Bilanzierungen benötigten Messergebnisse der Testläufe sind in Tabelle 50 zusammengefasst, die Zusammensetzung des eingesetzten Brennstoffes ist in Tabelle 41 angegeben. Der Brennstoffverbrauch wurde über Ein- beziehungsweise Auswiegen der Brennstoffmenge im Vorratsbehälter vor und nach dem jeweiligen Testlauf bestimmt. Die Kesselleistung wurde mit einem geeichten Pumpenwagen, mit dem die exakte Durchflussmenge des Kesselwassers sowie die Vor- und Rücklauftemperatur des Kesselwassers bestimmt werden können, ermittelt. Die restlichen Betriebsparameter wurden mit den standardmäßig eingesetzten Messgeräten aufgezeichnet (siehe Kapitel 5.4.2). Mit dem Bilanzierungstool wurden mit Hilfe der Messwerte und den Ergebnissen der Brennstoffanalysen für jeden Testlauf die Brennstoffwärmeleistung des Prototypen sowie zur Kontrolle die benötigte Gesamtluftmenge berechnet (siehe Tabelle 51). Die Wärmeverluste durch Abstrahlung und Konvektion konnten beim Prototypen nicht ausreichend genau ermittelt werden und wurden daher aus den Ergebnissen der Bilanzierungen sowie den Messwerten gemäß Anhang A3.1 berechnet.

Arithmetische Mittelwerte		MW1	MW2	MW3	MW4
Datum		01.04.2009	01.04.2009	02.04.2009	02.04.2009
Start		17:00:00	19:00:00	12:00:00	14:00:00
Ende		19:00:00	21:00:00	14:00:00	16:00:00
Kesselleistung	kW	15,2	15,0	5,1	5,0
O ₂ im Rauchgas	Vol% tr.	2,8	2,6	4,5	4,4
Gesamtluftverhältnis		1,2	1,1	1,3	1,3
CO	mg/Nm ³ 13% tr.	11	11	21	23
Rauchgastemperatur nach Kessel	°C	145,4	142,3	56,5	55,8
Gemessene Luftmenge	Nm ³ /h	20,2	19,6	7,1	6,9
Brennstoffverbrauch	kg/h	3,75	3,69	1,23	1,21

Tabelle 50: Gemessene Werte der Bilanzierungstestläufe

Erläuterungen: tr. ... trockenes Rauchgas; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$

Die Wärmeverluste des Prototypen setzen sich aus den Verlusten durch die im Rauchgas enthaltene sensible Wärme und den Wärmeverlusten durch Strahlung und Konvektion zusammen. Aufgrund der unzureichenden Isolierung des Prototypen sind die Wärmeverluste durch Abstrahlung und Konvektion beim Prototypen mit Werten um 1,6 kW bei Nennlast 15 kW (0,6 kW bei Teillast 5 kW) hoch (siehe Tabelle 51). Mit der mittleren Oberflächentemperatur des Kessels konnten die Verluste für Kessel und Deckel über die Wärmebilanz (vergleiche Anhang A2.1) abgeschätzt und daraus die Wärmeverluste des Vergasers berechnet werden. Der Großteil der Wärmeverluste entsteht im Bereich des Vergasers, da hier sehr hohe Oberflächentemperaturen auftreten. Beim Kessel sind die Wärmeverluste deutlich niedriger, ein Großteil der Wärmeverluste ist hier auf den heißen Brennkammerdeckel zurückzuführen. Die Wärmeverluste durch die im Rauchgas enthaltene sensible Wärme liegen bei Nennlast auf einem für moderne Pelletkessel vergleichbarer Leistung, wo die Rauchgastemperatur nach Kessel üblicherweise im Bereich zwischen 110 und 160 °C liegt, üblichen Niveau, bei Teillast (ca. 70 °C bei modernen Pelletkesseln) etwas darunter [12].

Bilanzierung BioBil		MW1	MW2	MW3	MW4
Datum		01.04.2009	01.04.2009	02.04.2009	02.04.2009
Start		17:00:00	19:00:00	12:00:00	14:00:00
Ende		19:00:00	21:00:00	14:00:00	16:00:00
Gesamtluftverhältnis	-	1,2	1,1	1,3	1,3
Berechnete Luftmenge	Nm ³ /h	18,2	17,7	6,6	6,4
Abweichung Luftmenge	%	9,9	9,6	6,7	6,9
Rauchgastemperatur nach Kessel	°C	145	142	56	56
Taupunkt Rauchgas	°C	51,8	52,0	50,1	50,2
Brennstoffwärmeleistung	kW	17,8	17,5	5,8	5,7
Kesselleistung	kW	15,2	15,0	5,1	5,0
Wärmeverluste Rauchgas	kW	1,0	0,9	0,1	0,1
Wärmeverluste Strahlung/Konvektion	kW	1,6	1,6	0,6	0,6
Wärmeverluste Vergaser	kW	1,2	1,2	0,4	0,4
Wärmeverluste Strahlung/Konvektion *	kW	0,3	0,3	0,3	0,3
Wirkungsgrad Feuerung	%	85,6	85,7	87,6	87,4
Wirkungsgrad Feuerung *	%	91,9	92,2	92,7	92,6

Tabelle 51: Ergebnisse der Bilanzierungstestläufe

Erläuterungen: $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; * 2% (5,6% bei 33% Nennlast) Verluste (bezogen auf Kesselleistung) durch Strahlung/Konvektion bei entsprechender Isolierung (laut Datenquelle [91])

Durch eine entsprechende Isolierung, wie sie bei der Serienfertigung der Kesseln erfolgt, können die Wärmeverluste des Prototypen auf ein Minimum reduziert werden und somit

Wirkungsgrade über 90% erreicht werden (siehe Tabelle 51). Durch diese Maßnahme liegen die Wirkungsgrade bei Nenn- und bei Teillast im Bereich von denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln, wie in Abbildung 152 zu erkennen ist.

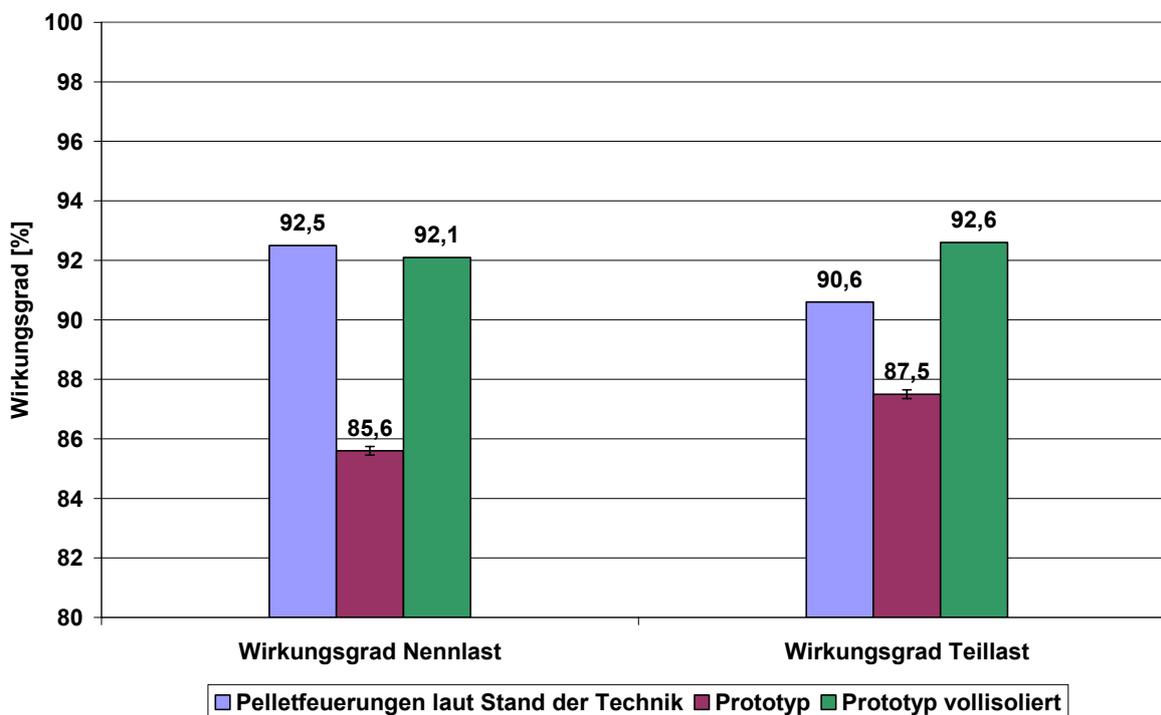


Abbildung 152: Vergleich der Wirkungsgrade

Erläuterungen: Pelletfeuerungen laut Stand der Technik: Wirkungsgrade laut Prüfberichten der BLT Wieselburg, Medianwerte für alle Pelletfeuerungen mit einer Kesselleistung <40kW im Prüfzeitraum 2005 – 2008 [12]; Prototyp: Mittelwert aus 2 Messungen; Prototyp vollisoliert: Wirkungsgrad bei dem Stand der Technik entsprechender Isolierung; Teillast entspricht 30% Nennlast

Eine weitere Erhöhung des Wirkungsgrades des Prototypen bei Nennlast kann durch eine Verbesserung der Wärmeübertragung im Kessel und der damit verbundenen Absenkung der Rauchgastemperatur erfolgen. Zum Beispiel würde sich bei einer Absenkung der Rauchgastemperatur von 145 auf 100 °C für den Bilanzfall 2000401-MW1 (vergleiche Tabelle 51) bei gleicher Kesselleistung der Wirkungsgrad von 85,6 auf 87,6 erhöhen. Bezüglich der Absenkung der Rauchgastemperatur ist somit ein deutliches Potenzial vorhanden. Bei Teillast ist eine Erhöhung des Wirkungsgrades durch Absenken der Rauchgastemperatur nicht möglich, da diese nahe dem Taupunkt des Rauchgases liegt. Bei einer weiteren Reduktion der Rauchgastemperatur würde es somit zu unerwünschter Kondensation im Kessel kommen, die in weiterer Folge zu Korrosion des Kessels führen kann da dieser nicht in Edelstahl ausgeführt ist. Eine Erhöhung des Wirkungsgrades nur durch Absenken der Rauchgastemperatur durch das Absenken des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas ist nicht möglich, da dieser beim Prototypen schon sehr niedrig ist. Im Vergleich zu modernen Pelletfeuerungen im gleichen Leistungsbereich, wo der Gesamtluftüberschuss im Bereich von 1,4 liegt, konnte mit dem Prototypen somit bezüglich des Wirkungsgrades schon eine deutliche Verbesserung erreicht werden. Als Beispiel sei der in Abbildung 123 dargestellte Testlauf, bei dem der Gesamtluftüberschuss phasenweise abgesenkt wurde, genannt. Für zwei Betriebsfälle mit unterschiedlichem Gesamtluftüberschuss wurden Massen-

und Energiebilanzierungen durchgeführt. Durch Absenken des Gesamtluftüberschusses sank auch die Rauchgastemperatur nach Kessel um rund 12 °C ab. Dadurch konnten die Verluste durch die im Rauchgas enthaltene sensible Wärme um 0,4 kW reduziert und somit der Wirkungsgrad des Prototypen um rund 2% erhöht werden.

Bilanzierung BioBil		MW1	MW2
Datum		30.01.2009	30.01.2009
Start		10:37:00	08:30:00
Ende		10:47:00	09:00:00
O ₂ im Rauchgas	Vol% tr.	1,6	6,6
Gesamtluftverhältnis	-	1,1	1,5
Kesselleistung	kW	15,5	15,5
Rauchgastemperatur nach Kessel	°C	132	144
Kesselleistung	kW	15,5	15,5
Wärmeverluste Rauchgas	kW	0,8	1,2
Wirkungsgrad Feuerung	%	86,6	84,8
Wirkungsgrad Feuerung *	%	93,3	91,1

Tabelle 52: Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen für verschiedene Gesamtluftüberschüsse

Erläuterungen: tr. ... trockenes Rauchgas; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,7$; * 2% (5,6% bei 33% Nennlast) Verluste durch Strahlung/Konvektion bei entsprechender Isolierung (laut Datenquelle [91])

Eine deutliche Erhöhung des Wirkungsgrades des Prototypen kann aber noch durch den Einsatz der Brennwerttechnik erreicht werden (vergleiche Kapitel 3.1.7). Voraussetzung dafür ist aber, dass der Kessel aus Edelstahl gefertigt wird. Bei einer entsprechend niedrigen Rücklaufemperatur kann das Rauchgas unter den Taupunkt abgekühlt, neben der sensiblen Wärme auch ein Teil der im Rauchgas enthaltenen latenten Wärme energetisch genutzt und somit der Wirkungsgrad des Prototypen deutlich erhöht werden. Von großem Vorteil ist hier, dass der Prototypen bei sehr niedrigen Luftüberschusszahlen betrieben werden kann, wodurch der Taupunkt der Rauchgase über 50 °C liegt und somit der Wirkungsgradgewinn noch höher ausfällt. (vergleiche Abbildung 18). Das Potential liegt bei einer Rücklaufemperatur von 35°C bei ca. 12%.

5.4.14 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Die Ergebnisse der am Prototypen durchgeführten Messungen zeigten, dass auf Basis der neu entwickelten Feuerungstechnologie sehr niedrige Emissionen erzielt werden können. Die NO_x-Emissionen des Prototypen liegen bei aktivierter Luftstufung bei Nennlast im Bereich von 85 bis 115 mg/Nm³ und bei Teillast (5 kW) zwischen 65 und 75 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) für Brennstoffstickstoffgehalte kleiner gleich 0,1 Gew% TS. Damit liegen die NO_x-Emissionen sowohl bei Nenn- als auch bei Teillast unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln (vergleiche Abbildung 153). Der angestrebte Zielwert von 70 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) konnte aber nur im Teillastbetrieb erreicht werden. Es zeigt sich eine signifikante Abhängigkeit der NO_x-Emissionen von der Leistung des Vergasers, bei 5 kW Kesselleistung (33% Nennlast) sind die NO_x-Emissionen um 25% geringer als bei Nennlast.

Des Weiteren zeichnet sich der Prototyp durch eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase bei niedrigem Gesamtluftüberschuss, verdeutlicht durch sehr niedrige CO-Emissionen, die auch im Teillastbetrieb (5 kW) unter 20 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) liegen, aus. Der Prototyp zeichnet sich durch eine sehr gute Modulierbarkeit bezüglich Leistung aus, ein emissionsarmer Betrieb ist auch noch bei 17% Nennlast möglich. Der

angestrebte Zielwert von 20 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) wurde sowohl bei Nennlast als auch im Teillastbetrieb (5 kW) unterschritten.

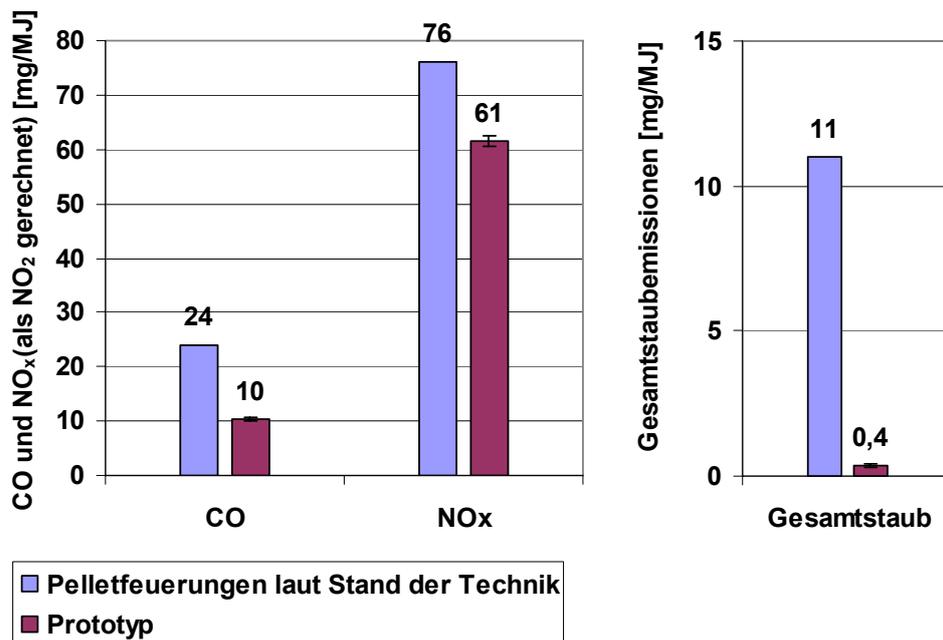


Abbildung 153: Vergleich der Rauchgasemissionen bei Nennlast

Erläuterungen: Pelletfeuerungen laut Stand der Technik: Emissionen laut Prüfberichten der BLT Wieselburg, Medianwerte für alle Pelletfeuerungen mit einer Kesselleistung $<40 \text{ kW}$ im Prüfzeitraum 2005 – 2008 [12]; Prototyp: Mittelwerte aus 3 Messungen; Gesamtluftüberschuss 1,45; $\lambda_{\text{sekundär}} = 0,8$

Die Ergebnisse der durchgeführten Gesamt- und Feinstaubemissionen zeigten, dass durch die neue Technologie auf Basis eines Gegenstromvergasers die emittierten Feinstaubmengen massiv reduziert werden können. Die Feinstaubemissionen liegen unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$). Zurückzuführen lassen sich die niedrigen Feinstaubemissionen darauf, dass Kalium nicht wie bei konventionellen Pelletkesseln aus dem Brennstoffbett freigesetzt wird, sondern zum Großteil in die Asche des Vergasers eingebunden wird. Auch die Gesamtstaubmessungen liegen unter 1 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$), nur im extremen Teillastbetrieb (17% Nennlast) sind die Gesamtstaubemissionen mit Werten zwischen 1 und $1,5 \text{ mg/Nm}^3$ bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$ etwas höher. Bezüglich der Gesamt- und Feinstaubemissionen kann mit dem Prototypen sicherlich ein neuer Standard bei Pelletkesseln gesetzt werden, da die Emissionen bei modernen Pelletkesseln derzeit meist um den Faktor 10 höher liegen (vergleiche Abbildung 153) [17]. Es erübrigt sich anzumerken, dass der angestrebte Zielwert von 5 mg/Nm^3 (bezogen auf trockenes Rauchgas und $13\% \text{ O}_2$) bei dem Prototypen bei weitem unterschritten wurde. Es konnte somit durch den Einsatz der neuen Technologie, nämlich Gegenstromvergasers mit gekoppeltem Gasbrenner, ein nahezu feinstaubfreier Betrieb erreicht werden.

Der Wirkungsgrad des Prototypen liegt bei Nennlast um 86% bei Teillast zwischen 87 und 88%. Im Vergleich zu dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln, wo üblicherweise Wirkungsgrade bis 94% erreicht werden, liegt der Prototyp hier etwas schlechter. Zurückzuführen ist dies in erste Linie auf die unzureichende Isolierung des

Prototypen. Durch eine entsprechende Isolierung, wie sie bei der Serienfertigung der Kessel erfolgt, können die Wärmeverluste des Prototypen auf ein Minimum reduziert werden und somit gemäß einer ersten Abschätzung Wirkungsgrade von 91 bis 93% erreicht werden, die somit dem Stand der Technik entsprechen. Es sei aber angemerkt, dass der Prototyp noch nicht mit einer entsprechenden Isolierung gefertigt wurde, eine Abschätzung der tatsächlichen Wirkungsgrade ist somit nur bedingt möglich. Es ist aber zu erwarten, dass die Wärmeverluste bei einer optimierten Isolierung des Prototypen wahrscheinlich etwas niedriger ausfallen als angenommen.

Eine weitere Erhöhung des Wirkungsgrades bei Nennlast kann durch das Absenken der Rauchgastemperatur durch eine Verbesserung der Wärmeübertragung im Kessel erreicht werden. Eine Erhöhung des Wirkungsgrades durch das Absenken des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas ist weder bei Nenn- noch bei Teillast möglich, da dieser beim Prototypen schon sehr niedrig ist. Im Vergleich zu modernen Pelletfeuerungen im gleichen Leistungsbereich konnte mit dem Prototypen hier bezüglich des Wirkungsgrades schon eine deutliche Verbesserung erreicht werden. Bei Teillast sollte die Rauchgastemperatur nicht abgesenkt werden, da diese nahe dem Taupunkt des Rauchgases liegt. Bei einer weiteren Reduktion der Rauchgastemperatur würde es somit zu unerwünschter Kondensation im Kessel kommen, die in weiterer Folge zu Korrosion des Kessels führen kann da dieser nicht in Edelstahl ausgeführt ist. Eine deutliche Erhöhung des Wirkungsgrades des Prototypen kann aber noch durch den Einsatz der Brennwerttechnik erreicht werden, das Potential liegt im Bereich von 12% (für eine Rücklauftemperatur von 35 °C). Von großem Vorteil ist hier, dass der Prototypen bei sehr niedrigen Luftüberschusszahlen betrieben werden kann, wodurch der Wirkungsgradgewinn höher ausfällt als bei modernen Pelletkesseln vergleichbarer Leistung.

Die Schwachstelle des Prototypen ist derzeit noch die Entaschung des Vergasers. Anbackungen aus versinterter Asche an der Innenseite des Vergaserrohres und am Primärluftkreuz führten wiederholt zu Problemen bei längerem Betrieb des Prototypen. Zum Zeitpunkt des Erstellens der vorliegenden Arbeit konnte eine Bildung dieser Anbackungen aufgrund fehlender Betriebszeiten noch nicht effektiv unterbunden werden. Die notwendigen Verbesserungsmaßnahmen sollten auf eine Optimierung der automatischen temperaturgeführten Entaschung abzielen, da diese einen wesentlichen Einfluss auf die Bildung von Ascheanbackungen hat. Die Festlegung der Entaschungstemperatur steht hier im Vordergrund. Die optimale Entaschungstemperatur dürfte bei Nennlast im Bereich von 300 bis 350 °C (ca. 300 °C bei Teillast) liegen. Des Weiteren sollte mindestens alle 6 Stunden eine Entaschung des Vergasers durchgeführt werden, um eine mögliche Bildung von Ascheanbackungen zu reduzieren. Die durchgeführten Testläufe zeigten, dass eine Entaschungsdauer von 1 Minute meist ausreicht, um genügend Asche aus dem Vergaser zu fördern. Eine längere Entaschungsdauer wird nicht empfohlen, da ansonsten die Gefahr besteht, dass die Verbrennungszone in den Bereich des Primärluftkreuzes abrutscht. Eine Beurteilung dieser Maßnahmen ist aber erst nach einem Langzeitbetrieb des Vergasers über mindestens 1000 Stunden möglich. Durch die Umsetzung der Maßnahmen sollte ein kontinuierlicher und stabiler Betrieb des Vergasers mit temperaturgeführter Entaschung über einen längeren Zeitraum möglich sein, wie bereits die an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe gezeigt haben.

6 Mathematische Modellierung des Gegenstromvergaser

Mathematische Modelle werden bei der Entwicklung und Optimierung von Biomassefeuerungen vermehrt eingesetzt und sollen neben der Dimensionierung der Anlagen auch dazu beitragen, ein besseres Verständnis für die ablaufenden Prozesse zu erhalten. Aus diesem Gründen und wegen fehlender Erfahrungen auf dem Gebiet der Festbettvergasung wurde im Rahmen der vorliegenden Arbeit ein mathematisches Modell eines Gegenstromvergaser entwickelt. Mit diesem Modell sollte die Auslegung des Vergaser der neuen Feuerungstechnologie ermöglicht werden.

6.1 Mathematische Modelle für Gegenstromvergaser

In der Literatur finden sich zahlreiche Modelle, die für die Simulation von Gegenstromfestbettvergaser eingesetzt werden [15, 26, 35, 45, 46, 49, 53, 74, 77]. Einige dieser Modelle beschäftigen sich mit der Vergasung von Kohle und sind somit auf biogene Brennstoffe wie Weichholzpellets nur begrenzt anwendbar [35, 45, 46]. Die Modelle müssten umfangreich adaptiert werden, da die physikalischen Eigenschaften sowie Stoffdaten und relevante Kinetik von Kohle deutlich von denen von Weichholzpellets abweichen. Die Modellierung von Festbettvergaser, die mit Biomassebrennstoffen betrieben werden, ist bei *Lucas* [53], *Di Blasi* [26], *Kayal* [49] und *Brundo* [15] beschrieben, wobei nur in bei *Lucas* [53] Weichholzpellets als Brennstoff zum Einsatz kommen. Gleichgewichtsmodelle, wie sie bei *Rao et al.* [74] und *Ratnadhariya* [77] für die Modellierung des Vergasungsprozesses eingesetzt werden, zielen zumeist darauf ab, die Produktgaszusammensetzung sowie die Temperaturen in den einzelnen Konversionszonen des Vergaser zu beschreiben. Aussagen über den Einfluss der Geometrien des Vergaser auf den Vergasungsprozess können mit diesen Modellen nicht gemacht werden. Da mit dem Modell der Vergaser ausgelegt werden soll, sind reine Gleichgewichtsmodelle für die vorliegende Modellierung nicht relevant.

Die betrachteten Modelle für die Vergasung von Biomassebrennstoffen sind grundsätzlich gleich aufgebaut und unterscheiden sich grundlegend von den Gleichgewichtsmodellen. Sie alle basieren auf differentiellen Stoff- und Energiebilanzen und berücksichtigen die Kinetik der beim Vergasungsprozess ablaufenden Reaktionen. Aus diesem Grund werden sie weitläufig auch als kinetische Modelle bezeichnet. Gegenüber den Gleichgewichtsmodellen lassen sich mit kinetischen Modellen die in Vergaser ablaufenden physikalischen und chemischen Prozesse wesentlich genauer abbilden sowie Aussagen über Einfluss der Geometrien des Vergaser machen. Die Komplexität derartiger Modelle steigt mit der Anzahl der kinetisch modellierten Reaktionen und wird, neben der Anzahl der berücksichtigten Dimensionen und der Berücksichtigung von dynamischen Betrachtungen, auch von den verwendeten Partikelmodellen beeinflusst. Diese Partikelmodelle müssen grundsätzlich bei der Modellierung der heterogenen Reaktionen zwischen Gasphase und Brennstoffpartikeln herangezogen werden.

Die Komplexität der Modelle lässt sich aber entscheidend reduzieren, wenn man auf ein Beschreiben des dynamischen Verhaltens des Vergaser verzichtet, das heißt, wenn nur der stationäre Zustand betrachtet wird. Mit dem vorliegenden Modell sollten in erster Linie die grundlegenden Geometrien des Vergaser beziehungsweise Höhe und Breite der Brennstoffschüttung festgelegt werden, wofür ein stationäres Modell sicherlich ausreichend ist. Aussagen über das dynamische Verhalten des Vergaser, zum Beispiel bei einem Lastwechsel, können mit dem stationären Modell zwar nicht gemacht werden, sind aber in erster Linie für die Regelung des Vergaser von Relevanz und sind gut über die durchgeführten Testläufe abklärbar.

Die Zielsetzung der Modellierung war somit die Schaffung eines kinetischen stationären Modells zur Beschreibung eines Festbettgegenstromvergasers primär für Weichholzpellets. Prinzipiell sollte das Modell aber auch für andere Brennstoffe, wie zum Beispiel Waldhackgut, anwendbar sein. Mit dem Modell sollte es möglich sein, die wesentlichen bei der Vergasung ablaufenden Reaktionen und Prozesse beschreiben und damit die grundlegenden Dimensionen des Festbettvergasers festlegen zu können.

6.2 Modellentwicklung

Mit dem mathematischen Modell sollen die physikalischen und chemischen Prozesse, die in einem Gegenstromvergaser ablaufen, beschrieben werden. In Abbildung 36 ist der betrachtete Gegenstromvergaser schematisch dargestellt. Bei dieser Vergaserbauart werden der Brennstoff und das Vergasungsmedium Luft im Gegenstrom geführt. Der Brennstoff wird am Kopf des Vergasers, der als zylindrisches Rohr betrachtet werden kann, kontinuierlich aufgegeben und bildet das Brennstoffbett, welches am Rost aufliegt. Im Vergaser durchläuft der Brennstoff die übereinander gelagerten Konversionszonen Trocknung, Pyrolyse, Vergasung und Oxidation. Die unterhalb des Rostes eintretende Luft verbrennt den während der Pyrolyse gebildeten Pyrolysekoks und liefert damit die für die darüberliegenden Prozesse notwendige Wärme. Die gebildete Asche fällt durch den Rost. In der Vergasungs- oder Reduktionszone wird der Koks von den während der Verbrennung gebildeten Gasen CO_2 und Wasserdampf unter Bildung von CO und H_2 sowie Methan vergast. Die aufsteigenden Gase heizen den nach unten wandernden Brennstoff auf. Im oberen Bereich des Vergasers erfolgt, bedingt durch den Wärmeeintrag der aufsteigenden Gase, die Pyrolyse des Brennstoffes in einem Temperaturbereich von 200 bis 500 °C. Die während der Pyrolyse gebildeten Gase steigen auf und durchströmen die Trocknungszone, in der der frische Brennstoff getrocknet wird. Dabei nimmt die Gastemperatur kontinuierlich ab und das Produktgas tritt mit relativ niedrigen Temperaturen (100 bis 250°C) am Kopf des Vergasers aus.

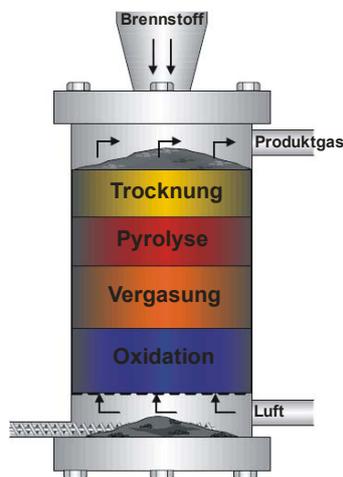


Abbildung 154: Schematische Darstellung eines Gegenstromvergasers

Erläuterungen: Datenquelle [66]

6.2.1 Stoff- und Energiebilanzen

Die Modellierung des Vergasungsprozesses erfolgt anhand von eindimensionalen Stoff- und Energiebilanzen für den Feststoff und die Gasphase. Im Brennstoffbett können zwar radiale Gradienten auftreten, aber aufgrund der Tatsache, dass Vergaser gut isoliert ist, kann angenommen werden, dass diese radialen Gradienten klein sind. Eine eindimensionale

Betrachtung des Vergasungsprozesses in Richtung der Reaktorachse ist somit ausreichend. Die allgemeine Form der eindimensionalen Energiegleichung lautet

$$\frac{\delta u}{\delta t} + \frac{\delta s_h}{\delta x} + s_q = \frac{\delta}{\delta x} \left(\lambda * \frac{\delta T}{\delta x} \right) \quad \text{Gl. 6.1}$$

Der erste Term auf der linken Seite der Gleichung berücksichtigt die Speicherung, der zweite den konvektiven Transport und der dritte, im Allgemeinen als Quellterm bezeichnet, den Transfer der Energie. Mit dem Term auf der rechten Seite der Gleichung wird die Diffusion der Energie also die Wärmeleitung berücksichtigt [38]. Wie schon eingangs erwähnt, wird der zeitunabhängige Zustand betrachtet. Der Speicherterm ist somit gleich null. Der Transferterm beinhaltet den Wärmeverlust über die Reaktorwand, den Wärmetransport zwischen dem Feststoff und der Gasphase sowie die Wärmequelle bzw. -senke bezüglich chemischer Reaktionen und, zusätzlich für den Feststoff, der Verdampfungsenthalpie des Wassers.

Bei einigen alten Modellen wurde angenommen, dass Gas und Feststoff im Bett stets dieselbe Temperatur aufweisen, das heißt im thermischen Gleichgewicht zueinander stehen. Tatsächlich treten in der Schüttung teilweise große Unterschiede zwischen der Temperatur der Gasphase und der des Feststoffes auf, wie bereits anhand von einigen Modellen gezeigt wurde [21, 26, 80]. Daher müssen für den Feststoff (Gl. 6.2) und die Gasphase (Gl. 6.3) eigene Energiebilanzen aufgestellt werden.

$$-\sum_i \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{i,fest} * c_{p,i,fest} * T_{fest} * v_{fest}) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{fest} \frac{\partial T_{fest}}{\partial z} \right) - \sum r_{i,fest} * \Delta H_{r,fest} - W_{fg} + W_{fw} \quad \text{Gl. 6.2}$$

$$\sum_i \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{i,gas} * c_{p,i,gas} * T_{gas} * v_{gas}) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{gas} \frac{\partial T_{gas}}{\partial z} \right) - \sum r_{i,gas} * \Delta H_{r,gas} + W_{fg} + W_{gw} \quad \text{Gl. 6.3}$$

Der Wärmeverlust über die Wand des Vergasers wird mit Gleichung 6.4 sowohl für den Feststoff als auch für die Gasphase berücksichtigt [35]. Der Wärmeübergangskoeffizient α_w hängt vom verwendeten Werkstoff und von der Isolierung des Vergaser ab. Für die Modellierung wurden die Wärmeübergangskoeffizienten von *Di Blasi* [26] übernommen, da diese aus dem Betrieb eines Laborvergasers vergleichbarer Leistung ermittelt wurden.

$$W_{iw} = \frac{4 * \alpha_{w,i}}{D_v} * (T_w - T_i) \quad \text{mit } i = g, f \quad \text{Gl. 6.4}$$

Die Modellierung des Wärmetransportes zwischen dem Feststoff und der Gasphase erfolgt mit einem empirischen Ansatz, basierend auf der Analogie zwischen Stoff- und Wärmetransport in Festkörperschüttungen, nach *Gupta und Thodos* [43] mit Gleichung 6.5.

$$W_{fg} = \zeta * \frac{2.06 * c_{p,gas} * \rho_{gas} * v_{gas}}{\varepsilon} * \text{Re}^{-0.575} * \text{Pr}^{-\frac{2}{3}} * A_p * (T_s - T_g) \quad \text{Gl. 6.5}$$

Der dimensionslose Faktor ζ berücksichtigt Abweichungen im Wärmetransport bedingt durch die teilweise inhomogenen physikalischen Eigenschaften der Biomasse sowie durch Transportphänomene in reagierenden Schüttschichten [26, 45]. Bei kleinen Werten für ζ lieferten Modelle für die Temperaturprofile meist eine gute Übereinstimmung zwischen Simulation und experimentellen Daten [26, 73]. Die Festlegung des dimensionslosen Faktors ζ musste im Rahmen der Validierung des Modells erfolgen, da ein Vergleich der Simulationsergebnisse mit experimentellen Daten notwendig ist (siehe Kapitel 7.1). Der

Einfluss des Faktors auf die berechneten Temperaturprofile wurde anhand einer Sensitivitätsanalyse in Kapitel 6.3.2 gezeigt.

Die Festbetschüttung im Vergaser lässt sich mit der spezifischen Oberfläche A_p und dem Lückengrad ε beschreiben. Mit der Annahme, dass die Brennstoffpartikel im Bett ihre Form behalten und nicht zerbrechen sowie, dass es zu keiner Agglomeration der Partikel kommt, kann der Lückengrad in allen Zonen des Vergasers als konstant angesehen werden. Diese Annahmen sind sicherlich nicht für jeden Brennstoff gültig, jedoch weisen Weichholzpellets eine gute mechanische Stabilität auf und neigen nicht dazu, infolge der thermischen Konversion zu zerbrechen. Dies konnte auch bei den Testläufen mit den Versuchsanlagen und dem Prototypen wiederholt beobachtet werden (siehe Abbildung 155).



Abbildung 155: Blick auf das Brennstoffbett und das Primärluftkreuz nach Betrieb von oben

Erläuterungen: Brennstoffbett wurde nach Betrieb (27 h) von oben teilweise abgetragen; Testlauf mit Versuchsanlage 2

Die spezifische Oberfläche des Brennstoffbettes wird aus dem Lückengrad der Schüttung sowie dem aktuellen volumenäquivalenten Durchmesser der Brennstoffpartikel nach Gleichung 6.6 berechnet [21].

$$A_p = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{d_p} \quad \text{Gl. 6.6}$$

Für die Berechnung des volumenäquivalenten Durchmessers der frischen Brennstoffpartikel werden die Abmessungen eines standardisierten Weichholzpellet mit einem Durchmesser von 6 mm und einer Länge von 20 mm herangezogen (Gl. 6.7).

$$d_{p,0} = \sqrt[3]{1.5 \cdot d_{\text{Zylinder}}^2 \cdot l_{\text{Zylinder}}} \quad \text{Gl. 6.7}$$

Für die Beschreibung des thermischen Abbaus der Partikel werden zwei unterschiedliche Partikelmodelle angewendet. Der Durchmesser und folglich auch die Geschwindigkeit der Brennstoffpartikel im Vergaser bleiben in der Trocknungs- und in der Pyrolysezone konstant, wobei infolge der Trocknung und der Pyrolyse die Dichte der festen Partikel abnimmt (Shrinking-Density-Modell) [87]. Im Gegensatz dazu schrumpfen die pyrolysierten Brennstoffpartikel in der Vergasungs- und Verbrennungszone, bedingt durch die heterogenen Reaktionen auf ein dem Aschegehalt entsprechendes Minimum (Gl. 6.8), während die Dichte konstant bleibt (Shrinking-Particle/Core-Modell) [87]. Dem entsprechend nimmt die Geschwindigkeit der Brennstoffpartikel in der Vergasungs- und Verbrennungszone kontinuierlich ab.

$$\frac{d_p}{d_{p,0}} = \sqrt[3]{\left(1 - \frac{W_{Asche}}{100}\right) \frac{v_{fest}}{v_{fest,0}} + \frac{W_{Asche}}{100}} \quad \text{Gl. 6.8}$$

Für die Kokspartikel wird in Abhängigkeit vom Aschegehalt ein minimaler Durchmesser ($d_{p,min}$) definiert [45]. Infolge der in der Vergasungs- und der Verbrennungszone ablaufenden heterogenen Reaktionen schrumpfen die Partikel dem Shrinking-Particle/Core-Modell entsprechend bei konstanter Dichte. Sobald die aus dem aktuellen Partikeldurchmesser und der Schüttdichte berechnete Partikelmasse gleich groß ist wie die aus dem Aschegehalt des Brennstoffes berechnete Aschemenge, ist die Konversion des Brennstoffes abgeschlossen und die heterogenen Reaktionen werden auf Null gesetzt.

Die Stoffbilanzen werden wie die Energiebilanzen für einen eindimensionalen stationären Reaktor aufgestellt. Für die feste Phase müssen die Komponenten trockener Brennstoff (Gl. 6.9), Pyrolysekoks (Gl. 6.10) sowie die Brennstofffeuchtigkeit (Gl. 6.11), die als Feststoff definiert wird, berücksichtigt werden.

$$\frac{\partial}{\partial z} (v_{fest} * \rho_{BS}) = -r_{p1} \quad \text{Gl. 6.9}$$

$$\frac{\partial}{\partial z} (v_{fest} * \rho_{Koks}) = r_{p1} * v_{Koks} - M_{Koks} * (r_{c1} + \sum r_{g,i}) \quad \text{Gl. 6.10}$$

$$\frac{\partial}{\partial z} (v_{fest} * \rho_{Feuchte}) = -m_{Wasser} \quad \text{Gl. 6.11}$$

Die Geschwindigkeit der Kokspartikel in der Schüttung wird unter Berücksichtigung der Ausgangsdichte des Koks, welche sich aus Gleichung 6.10 nach erfolgter Pyrolyse ergibt, nach Gleichung 6.12 berechnet.

$$\frac{\partial v_{fest}}{\partial z} = -\frac{1}{\rho_{Koks,0}} * M_{Koks} * (r_{c1} + \sum r_{g,i}) \quad \text{Gl. 6.12}$$

Für die Gasphase werden die Spezies H_2O (gasförmig), CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , Teer, O_2 und N_2 berücksichtigt (Gl. 6.13)

$$\frac{\partial \rho_{i,gas}}{\partial z} = \frac{1}{v_{gas}} * \left(r_{i,gas} - \rho_{i,gas} * \frac{\partial v_{gas}}{\partial z} \right) \quad \text{mit } i = H_2O, CO, CO_2, H_2, CH_4, Teer, O_2, N_2 \quad \text{Gl. 6.13}$$

Der Druckverlust im Vergaser ist dann nicht zu vernachlässigen, wenn sich über dem Rost ein hohes Aschebett aufbaut. Eine mathematische Beschreibung des Druckverlustes in Abhängigkeit des Aschebettes im Vergaser ist nur schwer möglich. Weiters kann ein hohes

Aschebett einen erheblichen Einfluss auf den Vergasungsprozess haben [21]. Im Gegensatz dazu ist der Druckverlust, der durch die Brennstoffschüttung hervorgerufen wird, bei Weichholzpellets im Vergleich zum Druckverlust der Ascheschicht verhältnismäßig klein. Für die Simulation des Vergasers wird daher ein kleines Aschebett angenommen, der Druckverlust im Vergaser ist somit vernachlässigbar klein. Unter der Annahme eines isobaren Reaktors kann die Gasgeschwindigkeit aus der Kontinuitätsgleichung der Gasphase unter Berücksichtigung aller Gasphasenreaktionen berechnet werden (Gl. 6.14).

$$\sum_i \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{i,gas} * v_{gas}) = \sum r_{i,gas} + m_{Wasser} \quad \text{Gl. 6.14}$$

6.2.2 Kinetik

Der Vergaser lässt sich in die vier Reaktionszonen Trocknung, Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung unterteilen. Die in der jeweiligen Zone ablaufenden Reaktionen lassen sich durch die dazugehörigen Reaktionsgleichungen beschreiben.

6.2.2.1 Trocknung

Der Trocknungsprozess des Brennstoffes wird in Abhängigkeit von der Temperatur des Feststoffes mit einer Arrhenius-Gleichung erster Ordnung beschrieben (Gl. 6.15). Das Verdampfen des Wassers erfolgt bei rund 100°C, die Verdunstung wird somit nicht berücksichtigt. Der Fehler, der sich aus dieser Vereinfachung ergibt, ist aufgrund des geringen Wassergehaltes der Pellets und der Tatsache, dass der Trocknungsprozess im Gegenstromvergaser einsetzt, sobald die Pellets auf das Brennstoffbett gefördert werden, vernachlässigbar klein. Die kinetischen Konstanten der Reaktionsgleichung sind in Tabelle 55 angeführt [72].

$$m_{Wasser} = \rho_{Feuchte} * A_{H_2O} * \exp\left(-\frac{E_{H_2O}}{R * T_{fest}}\right) \quad \text{Gl. 6.15}$$

6.2.2.2 Pyrolyse

Als Pyrolyse wird weitläufig die thermische Zersetzung des Brennstoffes in Abwesenheit von Luftsauerstoff bezeichnet. Dabei läuft eine Vielzahl von komplexen chemischen Reaktionen ab. In der Literatur finden sich zahlreiche Reaktionsmechanismen, mit denen die ablaufenden Reaktionen beschrieben werden [25, 30, 55]. Meist wird jedoch auf vereinfachte Modelle zurückgegriffen, bei denen die Biomasse in einem oder mehreren Schritten in Produktklassen (char, gas, liquids) umgesetzt wird. Für das entwickelte Modell wurde ein globaler Einschrittmechanismus (Gl. 6.16) nach *Di Blasi* [26] gewählt, da hier die Zusammensetzung der einzelnen Produktklassen vollständig angeführt ist (siehe Tabelle 53). Bei anderen Modellen erfolgt die Pyrolyse des Feststoffes in zwei oder drei Schritten, wobei hier die Zusammensetzung der einzelnen Produktklassen nicht angegeben wird. Der Vorteil dieser Modelle besteht darin, dass die Anteile der einzelnen Produktklasse von der Reaktionstemperatur abhängen und nicht, wie bei dem gewählten Modell konstant sind. Für die vorliegende Modellierung steht aber die Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte im Vordergrund, da die Komponenten im Modell einzeln berücksichtigt werden. Die Produkte der primären Pyrolyse des Brennstoffes sind somit der feste Pyrolysekoks, die flüchtigen nicht bei Raumtemperatur kondensierbaren Gase CO, CO₂, CH₄ und H₂ sowie die bei Raumtemperatur kondensierbaren Produkte Wasser und Teer (Gl. 6.17). Die Produktzusammensetzung der Pyrolyse ist in Tabelle 53 angeführt [24, 26].

	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂	Teer	Koks
r _{p1}	4,5	10,0	11,5	0,3	0,2	48,0	25,5
r _{p2}	53,4	8,5	17,0	21,1	-	-	-

Tabelle 53: Fraktionen der primären und sekundären Pyrolysereaktionen

Erläuterungen: Angaben in Gew% TS; Datenquelle [24, 26, 76]

Die in Tabelle 53 angeführten Daten der primären Pyrolyse (r_{p1}) stammen von Experimenten, die mit Buchenholzpartikeln durchgeführt wurden [24]. Die Pyrolyse der Schüttung aus Buchenholzpartikeln erfolgte dabei in einem Rohreaktor (Durchmesser 40 mm) unter Stickstoffatmosphäre bei Temperaturen (300 bis 580°C, Aufheizrate 0,3 bis 1,6 K/s), die denen in der Pyrolysezone eines Gegenstromvergasers ungefähr entsprechen. Für die Pyrolyse von Weichholzpellets sind in der Literatur keine relevanten beziehungsweise vollständige experimentelle Datensätze vorhanden. Für die Geschwindigkeit der primären Pyrolysereaktionen sind in der Literatur zahlreiche experimentellen Datensätze vorhanden (siehe Tabelle 54). Der zeitliche Verlauf der Pyrolyse ist stark von den Randbedingungen wie Partikelgröße, Aufheizrate und Reaktorendtemperatur sowie der chemischen Zusammensetzung des verwendeten Brennstoffes abhängig. Daraus ergeben sich bei der Modellierung des Festbettvergasers für die Pyrolyse, je nach verwendeter Kinetik, unterschiedliche Reaktionszeiten, wie anhand der Sensitivitätsanalyse gezeigt wurde (siehe Kapitel 6.3.3). Die Festlegung auf eine Pyrolysekinetik erfolgte daher im Rahmen der Validierung des Modells.

$$r_{p1} = \rho_{BS} * A_{p1} * \exp\left(-\frac{E_{p1}}{R * T_{fest}}\right) \quad \text{Gl. 6.16}$$



Die während der primären Pyrolyse gebildeten Teere werden bei entsprechenden Temperaturen in der Gasphase teilweise gecrackt (Gl. 6.18) [76]. Dieser Vorgang wird als sekundäre Pyrolyse bezeichnet und wird, wie die primäre Pyrolyse, mit einer Arrhenius-Gleichung erster Ordnung beschrieben (Gl. 6.19) [92]. Die Zusammensetzung des Produktgases der sekundären Pyrolyse ist in Tabelle 53 angeführt, die kinetischen Konstanten der sekundären Pyrolyse in Tabelle 55.



$$r_{p2} = \rho_{Teer} * A_{p2} * \exp\left(-\frac{E_{p2}}{R * T_{gas}}\right) \quad \text{Gl. 6.19}$$

Eine Kondensation der Teere im Bett wird nicht berücksichtigt, da die chemische Zusammensetzung und folglich der Taupunkt der Teere nicht bekannt sind. Andererseits sollte die Temperatur im oberen Bereich des Brennstoffbettes aufgrund des niedrigen Wassergehalts der Pellets ausreichend hoch sein, womit davon ausgegangen werden kann, dass die Teere in der Gasphase verbleiben und nicht auskondensieren. Bei Gegenstromvergasern, bei denen feuchte Brennstoffe wie Waldhackgut eingesetzt werden, tritt bekanntlich im oberen Bereich des Brennstoffbettes Kondensation von Teeren auf. Sollte mit dem Modell ein Betrieb mit Brennstoffen wie feuchtes Hackgut simuliert werden, müsste das Modell um einen entsprechenden Term, der den kondensierten Teer als Teil der festen Phase (wie das im Brennstoff enthaltene Wasser) berücksichtigt, erweitert werden, wobei der Anteil an kondensierenden Teere aufgrund ihrer komplexen chemischen Zusammensetzung nur schwer abgeschätzt werden kann. Bei Biomasseteeren handelt es sich gewöhnlich um sehr

komplexe heterogene Mischungen von organischen Substanzen (Aromaten, Phenole, Basen, Asphaltene und Preasphaltene) in einem breiten Konzentrationsbereich und mit unterschiedlichem Reaktionsverhalten. Stellvertretend dafür werden für die Modellierung teilweise Modellteersubstanzen (z.B. Phenol, Benzen oder Naphthalen) verwendet, diese weisen jedoch ein unterschiedliches Reaktionsverhalten auf beziehungsweise besitzen von einander abweichende Stoffeigenschaften. Es erweist sich daher eher als zweckmäßig, die Teere als Modellkohlenwasserstoff mit der Summenformel C_6H_8O und einem Molekulargewicht von 96 zusammenzufassen [89]. Die angegebenen Werte haben auf die Modellierung keinen wesentlichen Einfluss, da die Teere in Massenkonzentrationen gerechnet werden. Die Elementarzusammensetzung der Teere ist durch die während der Produktgasmessungen gezogenen Proben und nachfolgenden Analysen bekannt (vergleiche Kapitel 5.4.9).

Die während der Pyrolyse freigesetzte Reaktionswärme ist verglichen zu den Reaktionswärmern aus Vergasung und Verbrennung klein und liegt für Holz im Bereich von minus 300 (exotherm) bis plus 300 kJ/kg [75]. Für die primäre Pyrolyse wird eine Reaktionsenthalpie von 300 kJ/kg (endotherm) angenommen, die Reaktionsenthalpie der sekundären Pyrolysereaktion wird auf Null gesetzt. Die Reaktionsenthalpie wurde aus dem Grund auf den Maximalwert gesetzt, da bei Annahme einer exothermen Reaktion vom Modell für den Feststoff zu hohe Aufheizraten in der Pyrolysezone berechnet wurden, was wahrscheinlich darauf zurückzuführen ist, dass die Wärmekapazitäten von Biomasse, Koks und Teer nicht exakt angebar sind.

Brennstoff Größe, Gewicht	Reaktortyp	Temperatur [K]	Kinetik A [s ⁻¹], E _a [kJ/mol]	Datenquelle
Buche, <80 µm, 9 mg	Rohrfofen	573-708	k=2,4*10 ⁵ exp(-95,4/RT)	[25]
Eiche, 650 µm	Rohrfofen	573-673	k=2,47*10 ⁶ exp(-106,5/RT)	[90]
Pinie, 100-125 µm	TGA	553-673	k=1,4*10 ¹⁰ exp(-150/RT)	[95]
Forstabfälle, <1000 µm, 25 mg	TGA	498-598	k=7,68*10 ⁷ exp(-124,87/RT)	[79]
Buche, Birke, ø 20 mm x 30 mm	Rohrfofen	423-1243	k=10 ^{4,03*} exp(-77,8/RT)	[41]
Buche, 150-2000 µm	TGA	573-723	k=1.35*10 ^{9*} exp(-123,1/RT)	[3]
Birke, 1-5mm, 1-500 mg	Rohrfofen	578-623	k=1.9*10 ^{12*} exp(-177/RT)	[7]

Tabelle 54: Literaturlauswahl von Kinetiken für die primäre Pyrolyse von Holz (Reaktionsansätze 1. Ordnung)

Für die Pyrolysezone muss weiters noch die Wassergas-Shift-Reaktion berücksichtigt werden (Gl. 6.20). Diese homogene Gasphasenreaktion läuft auch in anderen Zonen des Bettes ab, insbesondere in der Trocknungszone, und wird als Arrhenius-Gleichung erster Ordnung (Gl. 6.21) modelliert [9].

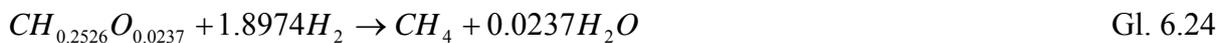
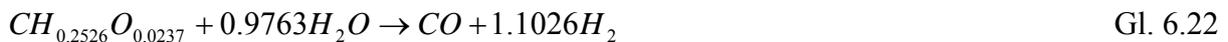


$$r_{wg} = X_{CO} * X_{H_2O} * A_{wg} * \exp\left(-\frac{E_{wg}}{R * T_{gas}}\right) \quad \text{Gl. 6.21}$$

Die kinetischen Konstanten der Wassergas-Shift-Reaktion sowie die dazugehörige Reaktionsenthalpie sind in Tabelle 55 angeführt. Aufgrund der in der Pyrolysezone vorherrschenden moderaten Temperaturen laufen andere Gasphasenreaktionen nur sehr langsam ab und werden daher nur in der Vergasungs- und in der Verbrennungszone des Vergasers berücksichtigt.

6.2.2.3 Vergasung

In der Vergasungs- oder Reduktionszone wird der während der Pyrolyse gebildete Koks unter Ablauf von heterogenen Reaktionen vergast. Der Pyrolysekoks besteht nicht aus reinem Kohlenstoff, sondern enthält neben Kohlenstoff (95 Gew.-%) geringe Anteile an Wasserstoff (2 Gew.-%) und Sauerstoff (3 Gew.-%), was einer hypothetischen Summenformel von $CH_{0,2526}O_{0,0237}$ und einem Molekulargewicht von 12,632 g/mol entspricht [26]. Die elementare Zusammensetzung des Pyrolysekokes hängt von den Randbedingungen, in erste Linie von der Pyrolysetemperatur und der Verweilzeit, ab [83]. Aufgrund der langen Verweilzeit des Brennstoffes im Vergaser kann davon ausgegangen werden, dass der Brennstoff vollständig pyrolysiert wird, wodurch die Anteile an Sauerstoff und Wasserstoff im verbleibenden Feststoff gering sind. Die heterogenen Reaktionen umfassen die Vergasung des festen Pyrolysekokes mit Wasserdampf, CO_2 und Wasserstoff (Gl. 6.22 bis Gl. 6.24).



Die Geschwindigkeit einer heterogenen Reaktion wird von einer Reihe physikalisch-chemischer Teilvorgänge und Wechselwirkungen beeinflusst. Das allgemeine Reaktionsschema kann als Abfolge der Teilprozesse

- Transport des gasförmigen Reaktanten zur Grenzschicht
- Gasdiffusion durch die Grenzschicht
- Porendiffusion
- heterogene chemische Reaktion an der reaktiven Oberfläche des Brennstoffpartikels

betrachtet werden. Unter Berücksichtigung dieser Teilprozesse ergibt sich eine effektive Reaktionsgeschwindigkeit (Gl. 6.25), die sich aus dem Massentransferkoeffizienten (Gl. 6.26), der chemischen Reaktionsgeschwindigkeit (Gl. 6.17), der molaren Konzentration des gasförmigen Reaktanten (H_2O , CO_2 , H_2) sowie dem Shrinking-Particle/Core-Modell entsprechend der spezifischen Oberfläche des Partikels zusammensetzt.

$$r_{g,i} = \frac{X_i}{\frac{1}{k_g} + \frac{1}{r_{chem,g,i}}} * A_p \quad \text{mit } i = H_2O, CO_2, H_2 \quad \text{Gl. 6.25}$$

Der Massentransferkoeffizient wird mit einem empirischen Ansatz nach Ghani *et al.* [34] modelliert.

$$k_g = \frac{2,06 * v_{gas}}{\varepsilon} * Re^{-0,575} * Pr^{\frac{2}{3}} \quad \text{Gl. 6.26}$$

Die kinetischen Konstanten sowie die Reaktionsenthalpien der heterogenen Vergasungsreaktionen sind in Tabelle 55 zusammengefasst.

$$r_{chem,g,i} = A_i * \exp\left(-\frac{E_i}{R * T_{fest}}\right) \quad \text{mit } i = H_2O, CO_2, H_2 \quad \text{Gl. 6.27}$$

Neben den heterogenen Reaktionen laufen in der Gasphase der Vergasungszone typische homogene Vergasungsreaktionen wie die Wassergas-Shift-Reaktion, die Methanisierung von CO sowie die Reformierung von Kohlenwasserstoffen ab (vergleiche Kapitel 3.2.2). Aufgrund von fehlenden Kinetiken und der Tatsache, dass der Wasserstoffgehalt und der Anteil an Kohlenwasserstoffen in der Vergasungszone bei einem Festbettvergasers, der mit trockener Luft betrieben wird, üblicherweise gering sind und somit der Umsatz dieser Reaktionen im Vergleich zur Wassergas-Shift-Reaktion und den heterogenen Gas-Fest-Reaktionen klein ist, wird für die vorliegende Modellierung nur die Wassergas-Shift-Reaktion berücksichtigt.

6.2.2.4 Verbrennung

In der Verbrennungszone erfolgt die Oxidation des verbleibenden Kokes mit der zugeführten Vergasungsluft. Die Verbrennung des festen Kokes ist wie die Vergasung eine heterogene Reaktion und wird dementsprechend mit einer effektiven Reaktionsgeschwindigkeit (Gl. 6.28) modelliert. Diffusionsvorgänge und die eigentliche chemische Reaktion sind als in Reihe geschaltete Widerstände zu betrachten, wobei die Diffusion als der geschwindigkeitslimitierende Schritt aufgrund der in der Verbrennungszone vorherrschenden Temperaturen von über 1000 °C zu sehen ist [4, 21]. Die Geschwindigkeit der chemische Reaktion ($r_{chem, c1}$) kann damit eigentlich vernachlässigt werden und wird nur der Vollständigkeit halber angeführt (Gl. 6.29).

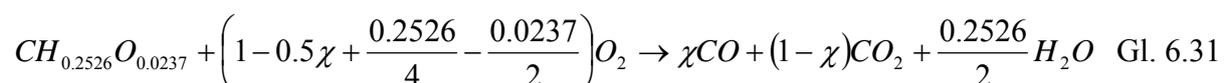
$$r_{c1} = \frac{p_{O_2}}{\frac{1}{(2 * k_{ox})} + \frac{1}{\left(\frac{M_{gas}}{M_{fest}} * r_{chem,c1}\right)}} * A_p \quad \text{Gl. 6.28}$$

$$r_{chem,c1} = A_{c1} * \exp\left(-\frac{E_{c1}}{R * T_{fest}}\right) \quad \text{Gl. 6.29}$$

Der Massentransferkoeffizient (Gl. 6.30) wird mit einem empirischen Ansatz nach *Rosa et al.* [80] modelliert.

$$k_{ox} = \frac{1.57 * v_{gas} * \rho_{gas} * Sc^{\frac{2}{3}} * Re^{-0.41} * (1 - \varepsilon)^{0.2}}{M_{gas} * p} \quad \text{Gl. 6.30}$$

Die Produkte der Koksverbrennung sind CO, CO₂ und Wasserdampf, die stöchiometrischen Koeffizienten berechnen sich nach Gleichung 6.31. Das Verhältnis CO zu CO₂ hängt dabei dem Boudouard-Gleichgewicht entsprechend von der aktuellen Verbrennungstemperatur im Bett ab und wird mit einem empirischen Ansatz nach *Lucas* [53] berechnet (Gl. 6.32).



$$\chi = \left(\frac{k_{cc}}{1 + k_{cc}}\right) \quad \text{mit} \quad k_{cc} = 2500 * \exp\left(-\frac{6420}{T_{fest}}\right) \quad \text{Gl. 6.32}$$

Das bei der Koksverbrennung gebildete CO wird in der Gasphase unter Bildung von CO₂ teilweise verbrannt (Gl. 6.33). Für die homogene Gasphasenreaktion (Gl. 6.34) muss die

chemische Reaktionsgeschwindigkeit (kinetische Konstanten siehe Tabelle 55) berücksichtigt werden [21].



$$r_{c2} = \varepsilon * A_{c2} * X_{CO} * (X_{O_2})^{0.5} * (X_{H_2O})^{0.5} * \exp\left(-\frac{E_{c2}}{T_{gas}}\right) \tag{Gl. 6.34}$$

Aufgrund der in der Verbrennungszone vorherrschenden hohen Temperaturen laufen die stark endothermen heterogenen Vergasungsreaktionen, mit Ausnahme der Vergasung von Wasserstoff, die exotherm verläuft, im Bett ab, wobei diese bedingt durch die niedrigen Konzentrationen der Reaktanten eine untergeordnete Rolle spielen. Die dabei gebildeten gasförmigen Produkte H₂ und CH₄ reagieren in der Gasphase mit dem vorhandenen Sauerstoff (Gl. 6.35 und Gl. 6.36).



Die Modellierung der homogenen Gasphasenreaktionen erfolgt mit globalkinetischen Ansätzen (Gl. 6.37 und Gl. 6.38) nach *Deng et al.* [23].

$$r_{c3} = \varepsilon * A_{c3} * X_{CH_4} * X_{O_2} * \exp\left(-\frac{E_{c3}}{T_{gas}}\right) \tag{Gl. 6.37}$$

$$r_{c4} = \varepsilon * A_{c4} * X_{H_2} * X_{O_2} * \exp\left(-\frac{E_{c4}}{T_{gas}}\right) \tag{Gl. 6.38}$$

Für die Methan- und Wasserstoffverbrennung werden die kinetischen Daten sowie die Reaktionsenthalpien von *Deng et al* [23] verwendet. Die relevanten kinetischen Daten sowie die Reaktionsenthalpien aller im Modell berücksichtigten Reaktionen sind in Tabelle 55 zusammengefasst.

Reaktion	A	Einheit	E _A	ΔH _R	Einheit	Datenquelle
m _{wasser}	(14) 5,56*10 ⁶	s ⁻¹	8,79*10 ⁷	2.250	kJ kg ⁻¹	[72]
Γ _{p1}	(15) 1,35*10 ⁹	s ⁻¹	1,231*10 ⁵	350	kJ kg ⁻¹	[3]
Γ _{p2}	(18) 2,076*10 ³	s ⁻¹	66,3*10 ⁶	0	-	[92]
Γ _{wg}	(20) 1.389	s ⁻¹	1,256*10 ⁷	-41,2	kJ mol ⁻¹	[9]
Γ _{chem,g,H2O}	(21) 1*10 ⁷	m s ⁻¹ K ⁻¹	1,256*10 ⁸	172,6	kJ mol ⁻¹	[2,40]
Γ _{chem,g,CO2}	(22) 1*10 ⁷	m s ⁻¹ K ⁻¹	1,256*10 ⁸	131,4	kJ mol ⁻¹	[2,40]
Γ _{chem,g,H2}	(23) 1*10 ⁴	m s ⁻¹ K ⁻¹	1,256*10 ⁸	-75,0	kJ mol ⁻¹	[2,40]
Γ _{chem,c1}	(28) 4.750	kg m ² s ⁻¹	2*10 ⁸	-110,6/393,8	kJ mol ⁻¹	[8]
Γ _{c2}	(33) 1,3*10 ¹¹	kmol m ³ s ⁻¹	1,256*10 ⁸	-283,0	kJ mol ⁻¹	[21]
Γ _{c3}	(36) 2,552*10 ¹⁴	m ³ K ⁻¹ mol ⁻¹ s ⁻¹	9,304*10 ⁷	-808,5	kJ mol ⁻¹	[23]
Γ _{c4}	(37) 8,83*10 ⁸	m ³ K ⁻¹ mol ⁻¹ s ⁻¹	9,976*10 ⁷	-241,7	kJ mol ⁻¹	[23]

Tabelle 55: Kinetische Konstanten und Reaktionsenthalpien

Erläuterungen: A ... Stoßfaktor; E_A ... Aktivierungsenergie (J/Kmol); ΔH_R ... Reaktionsenthalpie; ΔH_R bei r_{chem,c1} nach GL. 6.31 110,6 für CO (393,8 für CO₂)

6.2.3 Stoffeigenschaften

Für die Modellierung des Gegenstromvergasers müssen die Wärmekapazität sowie die Wärmeleitfähigkeit des Feststoffes und der Gasphase berücksichtigt werden. Die spezifischen Wärmekapazitäten der Gasphasenspezies werden mit Ausnahme von Teer mit Hilfe von aus Tabellenwerten abgeleiteten Polynomen 4. Grades für die jeweilige Temperatur berechnet [94]. In Tabelle 56 sind die spezifischen Wärmekapazitäten der Gasphasenspezies exemplarisch für zwei Temperaturen dargestellt. Die berechneten Werte verdeutlichen, dass die Wärmekapazitäten für den zu erwartenden Temperaturbereich nicht als konstant angenommen werden dürfen.

	spezifische Wärmekapazität (20°C)	spezifische Wärmekapazität (1200°C)
CO	1,04	1,15
CO ₂	0,84	1,36
H ₂ O	1,86	2,61
CH ₄	2,20	5,01
H ₂	14,35	16,15
O ₂	0,92	1,05
N ₂	1,03	1,27
Teer	3,22	3,22

Tabelle 56: Spezifische Wärmekapazitäten der Gasphasenspezies

Erläuterungen: Angaben in kJ/(kg*K); Datenquelle [94]; Wärmekapazität Teer nach Rosa et al. [80]

Die in der Literatur veröffentlichten, experimentell ermittelten Wärmekapazitäten von Holz und Biomassekoks weisen eine starke Varianz auf, was auf eine unterschiedliche chemische Zusammensetzung der untersuchten Sortimente zurückzuführen ist [41]. Im Rahmen der Sensitivitätsanalyse des Modells wurde gezeigt, dass die Wärmekapazität des Feststoffes einen erheblichen Einfluss auf die Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase im Brennstoffbett hat (siehe Kapitel 6.3.4). Die in Tabelle 57 angeführten spezifischen Wärmekapazitäten der Komponenten der festen Phase wurden basierend auf der Sensitivitätsanalyse final gewählt.

	spezifische Wärmekapazität	Datenquelle
Biomasse (trocken)	1,38	[41]
Koks	$(420+2,09*T_{fest}+6,85*10^4*T_{fest}^2)*10^3$	[41]
Wasser	4,2	[80]

Tabelle 57: Spezifische Wärmekapazitäten von Biomasse, Koks und Wasser

Erläuterungen: Angaben in kJ/(kg*K)

Die Wärmeleitfähigkeit (Gl. 6.39) sowie die dynamische Viskosität (Gl. 6.40) der Gasphase werden nach Rosa et al. [80] berechnet.

$$\lambda_{gas} = \varepsilon * 4.8 * 10^{-4} * T_{gas}^{0.717} \tag{Gl. 6.39}$$

$$\mu_{gas} = 1.98 * 10^{-5} * \left(\frac{T_{gas}}{300} \right)^{\frac{2}{3}} \tag{Gl. 6.40}$$

Die effektive Wärmeleitfähigkeit des Feststoffes wird anteilig aus den Wärmekapazitäten der einzelnen Komponenten der festen Phase berechnet (Gl. 6.41). Auf Grund der in der Vergasungs- und Verbrennungszone des Vergasers vorherrschenden hohen Temperaturen muss die Wärmeübertragung im Feststoff durch Strahlung berücksichtigt werden. Dies erfolgt

durch die zusätzliche Terme $k_{rad,gas}$ (Gl. 6.44) und $k_{rad,fest}$ (Gl. 6.45) bei der Berechnung der Wärmeleitfähigkeit des Kokes nach *Grønli* [41] und *Goldman et al* [36] (Gl. 6.43). Die Wärmeleitfähigkeit des feuchten Brennstoffes wird nach *Rosa et al.* [80] mit Gleichung 6.42 berechnet.

$$\lambda_{fest} = k_{s0} * (\rho_{BS} + \rho_{Feuchte}) * 1 / (\rho_{Bs} + \rho_{Feuchte} + \rho_{Koks}) + k_{Koks} * \rho_{Koks} / (\rho_{Bs} + \rho_{Feuchte} + \rho_{Koks}) \quad \text{Gl. 6.41}$$

$$k_{s0} = 0.144 * \left((1.39 + 2.8 * 0.08 + 0.165) * \frac{\rho_{fest,0}}{1000} \right) \quad \text{Gl. 6.42}$$

$$k_{Koks} = 0.5 * k_{rad,gas} + \frac{\varepsilon * 0.1046}{\left[\frac{0.1046}{(d_p * k_{rad,fest})} \right] + 1.43 * (1 - 1.2 * \varepsilon)} \quad \text{Gl. 6.43}$$

$$k_{rad,gas} = 4 * \sigma * 0.05 * T_{gas}^3 \quad \text{Gl. 6.44}$$

$$k_{rad,fest} = 4 * \sigma * 0.85 * T_{fest}^3 \quad \text{Gl. 6.45}$$

6.2.4 Numerische Lösung der Modellgleichungen

Ein vorrangiges Ziel bei der Modellentwicklung war es, für die Lösung der Modellgleichungen einen möglichst einfachen und stabilen Lösungsalgorithmus anzuwenden, um lange Rechenzeiten sowie Konvergenzprobleme zu vermeiden. Da der Focus des Modells auf dem stationären Zustand des betrachteten Systems liegt, reduziert das Modell auf einen Satz gekoppelter nichtlinearer Differentialgleichungen erster Ordnung, die üblicherweise mit der expliziten Finite-Differenzen-Methode gelöst werden können [13]. Bei dieser Methode werden nur die Anfangswerte der Lösung, das heißt die Randbedingungen entweder am Kopf oder am Boden des Vergasers, benötigt. Die Modellgleichungen werden dann durch stetiges Voranschreiten (Shooting-Method) gelöst. Aufgrund der Tatsache, dass der Feststoff und die Gasphase beim Gegenstromvergaser im Gegenstrom geführt werden, ergibt sich das Problem, dass am Kopf des Vergaser nur die Randbedingungen für die festen Phase bekannt sind, für die Gasphase jedoch nicht. Umgekehrt verhält es sich am Boden des Vergasers, wo die Randbedingungen nur für die Gasphase eindeutig definiert sind. Mit einem expliziten Verfahren ergeben sich, je nach Wahl der unbekannt Randbedingungen, somit verschiedene Lösungen.

Aus diesem Grund wurde zur Lösung des Modells das explizite Verfahren um ein iteratives Verfahren erweitert. Die numerische Lösung des Modells erfolgt somit in zwei Stufen. Die Berechnung startet am Kopf des Vergasers, wo die Randbedingungen (Gl. 6.46.1 bis 6.46.3) der festen Phase mit dem bei Umgebungstemperatur eintretenden feuchten Brennstoff bekannt sind. Für die unbekannt Randbedingungen der Gasphase werden vorerst Schätzwerte verwendet und die Modellgleichungen lassen sich mit der Finite-Differenzen-Methode nach *Bogacki et Shampine* [13] lösen. In der zweiten übergeordneten Berechnungsstufe werden die Schätzwerte mit dem Sekantenverfahren so lange iteriert, bis die in Stufe 1 berechneten Werte am Boden des Vergasers mit den bekannten Randbedingungen (Gl. 6.47.1 bis 6.47.3) der Gasphase übereinstimmen. Zusätzlich muss sich für die Produktgastemperatur (T_{gas}) die Energiebilanz um den Vergaser schließen.

$$T_{fest} = T_0 \quad \text{Gl. 6.46.1}$$

$$\rho_{fest,0} = \rho_{BS,0} + \rho_{Feuchte,0} \quad \text{Gl. 6.46.2}$$

Die Energiebilanzen des Feststoffes und der Gasphase sind Differentialgleichungen zweiter Ordnung. Beim Lösungsalgorithmus werden diese jeweils in zwei Differentialgleichungen erster Ordnung aufgelöst. Aus diesem Grund müssen für die ersten Ableitungen zwei zusätzliche Randbedingungen (Gl. 6.46.3) am Kopf und am Boden des Vergasers angegeben werden, die standardmäßig auf Null gesetzt werden [21]. Damit wird festgelegt, dass am Boden und am Kopf des Vergasers einwirkende Einflüsse wie Strahlung nicht in die Berechnung miteinbezogen werden.

$$\frac{\partial T_{gas}}{\partial z} = \frac{\partial T_{fest}}{\partial z} = 0 \quad \text{Gl. 6.46.3}$$

Am Boden des Vergasers sind die Randbedingungen der Gasphase mit der eintretenden Vergasungsluft definiert. Des Weiteren wird angenommen, dass die Temperatur der Asche gleich der Umgebungstemperatur ist [26].

$$T_{gas} = T_{fest} = T_0 \quad \text{Gl. 6.47.1}$$

$$\rho_i = 0 \quad \text{mit } i = CO, CO_2, H_2, CH_4, Teer \quad \text{Gl. 6.47.2}$$

$$X_{O_2} = 0,21 \quad X_{N_2} = 0,785 \quad X_{H_2O} = 0,005 \quad \text{Gl. 6.47.3}$$

Die rechentechnische Modellumsetzung erfolgte mit der kommerziellen Computersoftware MATLAB [88].

6.2.5 Ergebnisse Basismodell

Die für die Simulationsrechnungen mit dem Basismodell verwendeten Parameter sind in Tabelle 60 zusammenfasst. Für die Parameter ζ , Pyrolysekinetik und Wärmekapazität des Feststoffes wurden vorab Werte ausgewählt. Die endgültige Festlegung der Werte erfolgte im Rahmen der Validierung des Modells (vergleiche Kapitel 7.1). Mit dem Modell wurde ein Festbettvergasers (Versuchsanlage 1) für Weichholzpellets im stationären Betrieb mit einer Brennstoffwärmeleistung von 25 kW simuliert (vergleiche Kapitel 5.1.1). Der Durchmesser des Vergasers konnte aufgrund fehlender Betriebserfahrungen im Bereich der Holzpelletsvergasung im Prinzip frei gewählt werden. In Anlehnung an vorhandene Laborvergasers vergleichbarer Leistung wurde ein Durchmesser von 100 mm gewählt [49, 53]. Der Vergaser ist als einfaches zylindrisches Rohr mit einer Länge von 600 mm ausgeführt. Der Brennstoff wird kontinuierlich von oben auf das Brennstoffbett im Vergaser gefördert. Die Vergasungsluft wird am Boden des Vergasers unterhalb des Brennstoffbettes, welches auf einem Rost aufliegt, zugeführt. Der Rost wird im Modell nicht berücksichtigt. Das in Tabelle 60 angeführte Luftverhältnis ist als Verhältnis zwischen der zugeführten Luftmenge und der für einen vollständigen Brennstoffumsatz erforderlichen Luftmenge anzusehen. Die angegebenen Daten des Brennstoffes entsprechen den Brennstoffeigenschaften von standardisierten Weichholzpellets (C-Gehalt 50,2 Gew%, H-Gehalt Brennstoff 6 Gew% TS). In Abbildung 156 bis Abbildung 158 sind die Ergebnisse der mit dem Basismodell durchgeführten Simulationen dargestellt. Die Verläufe der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase im Brennstoffbett sind in Abbildung 156 dargestellt. Abbildung 157 zeigt die axialen Profile der Gasphasenspezies, Abbildung 158 die axialen Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks. Der in den Vergaser geförderte frische Brennstoff wird durch die von unten aufsteigenden Gase aufgeheizt und bei rund 100 °C setzt mit dem Verdampfen des im Brennstoff enthaltenen Wassers die Trocknung des Brennstoffes ein. Die Austrittstemperatur des Produktgases liegt bei 215 °C.

	Einheit	Wert
Brennstoff Weichholzpellets		
Brennstoffmassenstrom	kg h ⁻¹	5,27
Brennstoffschüttdichte	kg m ⁻³	650
Brennstoffwassergehalt	Gew.-%	8
Brennstoffaschegehalt	Gew.-% TS	0,5
Lückengrad ϵ	-	0,5
Luftverhältnis	-	0,26
Luftmassenstrom	kg h ⁻¹	7,86
Umgebungstemperatur T_0	K	293
Durchmesser Vergaser D_V	m	0,1
ζ	-	0,5
Wärmekapazität Feststoff	-	1)
Pyrolysekinetik	-	2)
$\alpha_{W, fest}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,167
$\alpha_{W, gas}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,002

Tabelle 58: Simulationsparameter für Basismodell

Erläuterungen: ¹⁾ Werte aus Tabelle 57; ²⁾ Kinetische Konstanten nach *Balci* [3];
 Wärmeübergangskoeffizienten (α_W) nach *Di Blasi* [26]; Heizwert Pellets 17, 08
 MJ/kg FS nach Formel von Gaur [32]

Der trockene Brennstoff wird weiter aufgeheizt und bei einer Feststofftemperatur von rund 200 °C wird mit der Pyrolyse die thermische Zersetzung des Brennstoffes unter Bildung von Koks und flüchtigen Gasen eingeleitet, gekennzeichnet durch die steilen Gradienten der Temperaturprofile. Die Konzentrationen der Gasphasenspezies nehmen mit Ausnahme von CO, welches hauptsächlich in der Verbrennungs- und der Vergasungszone des Vergasers gebildet wird, deutlich zu. Die Pyrolysezone ist laut Simulation aufgrund der auftretenden sehr großen Gradienten mit einer Länge von rund 30 mm sehr schmal.

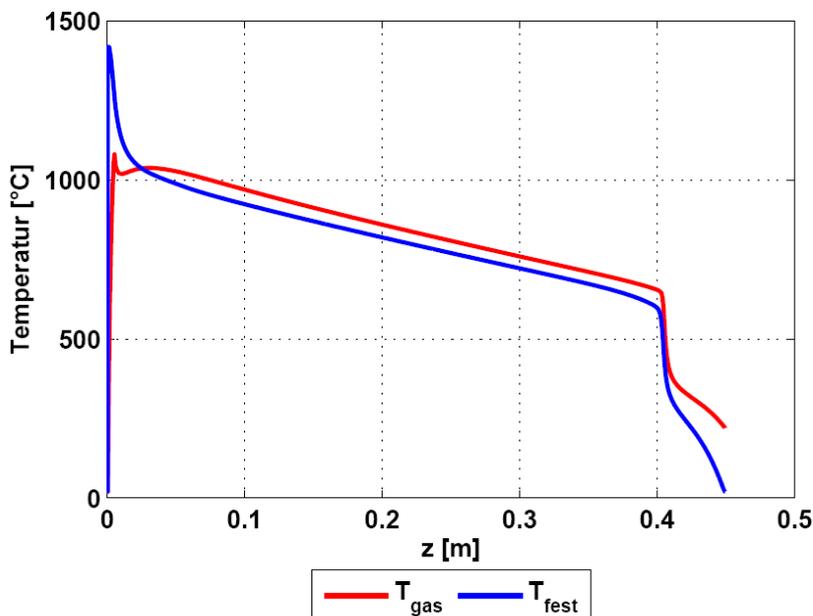


Abbildung 156: Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase

Erläuterungen: Basismodell; Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 450 mm;
 Vergasungsmittel: Luft

Der schnelle Verlauf der Pyrolyse des Brennstoffes ist auf die verwendete Kinetik zurückzuführen. Jedenfalls dürfte die Pyrolysezone bei einem Gegenstromvergasers deutlich länger sein, wie bereits in den Arbeiten von *Di Blasi* [26] und *Brundo* [15] gezeigt wurde. Die für das Basismodell verwendete Kinetik ist für die Modellierung der Pyrolysezone des Vergasers folglich nicht geeignet. Für die im Rahmen der Validierung des Modells erfolgten Simulationen wurden für das Pyrolysemodell andere kinetische Daten verwendet (siehe Kapitel 7.1.2).

Sobald die Trocknung und Pyrolyse des Brennstoffes abgeschlossen sind, werden die verbleibenden Kokspartikel im Bett von den nach oben strömenden heißen Gasen weiter aufgeheizt. Im mittleren Bereich des Brennstoffbettes bildet sich im stationären Betrieb des Vergasers eine lange Zone aus, in der die homogenen Gasphasenreaktionen nur sehr langsam und keine heterogenen Reaktionen, verdeutlicht durch den konstant bleibenden Koksmassenstrom, ablaufen. Die Wassergas-Shift-Reaktion ist zwar aktiv, der dominierende Prozess ist aber das Aufheizen der Kokspartikel durch die nach oben strömenden heißen Gase. Dieses Verhalten des Vergasers wurde schon in anderen Arbeiten beschrieben [26, 78].

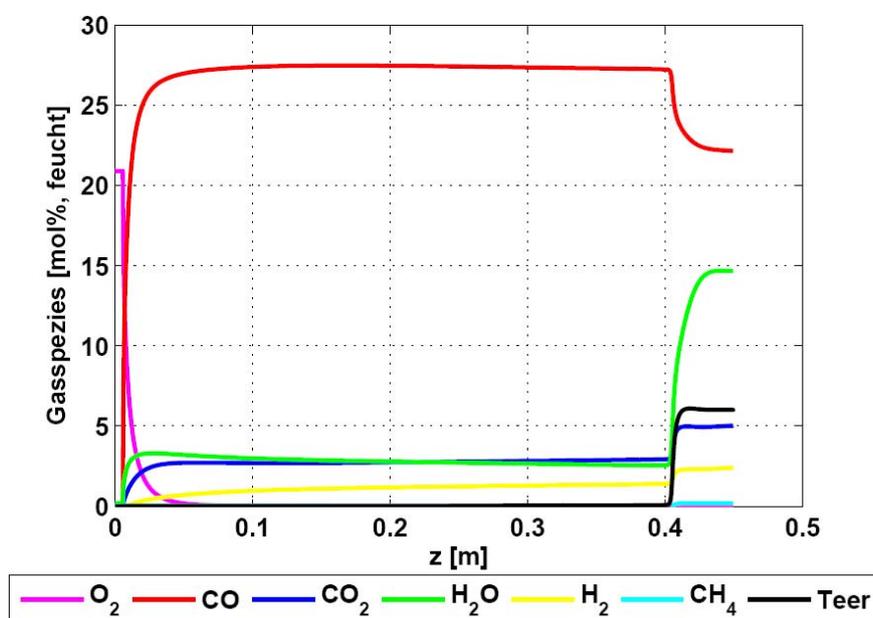


Abbildung 157: Axiale Profile der Gasphasenspezies

Erläuterungen: Basismodell; Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 450 mm; Vergasungsmittel: Luft

Vergasung und Verbrennung des Kokes erfolgen in einer schmalen Zone am Boden des Vergasers. Die eintretende Vergasungsluft erhitzt sich sehr schnell und der vorhandene Sauerstoff verbrennt den Koks in einer heterogenen Reaktion vorwiegend zu CO und H₂O. Der Anteil an CO₂ ist aufgrund der in der Verbrennungszone vorherrschenden hohen Temperaturen (Boudouard-Gleichgewicht) klein. Durch die Koksverbrennung treten in der Verbrennungszone sehr hohe Temperaturen auf, das Maximum der Temperatur des Feststoffes liegt laut Simulation bei rund 1450 °C. Die steilen Gradienten im Verlauf der Temperaturprofile direkt über dem Rost sind auf das dünne Aschebett – die Asche verlässt den Vergaser laut Definition bei Umgebungstemperatur- und der Tatsache, dass die Vergasungsluft mit 20 °C in den Vergaser eintritt, zurückzuführen. Daraus resultiert auch der große Unterschied zwischen der Temperatur des Feststoffes und der der Gasphase direkt über dem Rost.

Das aus der Koksverbrennung gebildete CO wird in der Gasphase nur in einem geringen Ausmaß zu CO₂ verbrannt. Zurückzuführen ist dies auf die im Vergleich zum Feststoff deutlich niedrigere Temperatur der Gasphase, wodurch die heterogene Verbrennungsreaktion dominant ist und die CO-Verbrennung sowie die anderen Verbrennungsreaktionen (r_{c3} und r_{c4}) deutlich niedrigere Reaktionsraten aufweisen. Infolge der vorherrschenden hohen Temperaturen des Feststoffes laufen die heterogenen Vergasungsreaktionen des Kokes im Bett ab.

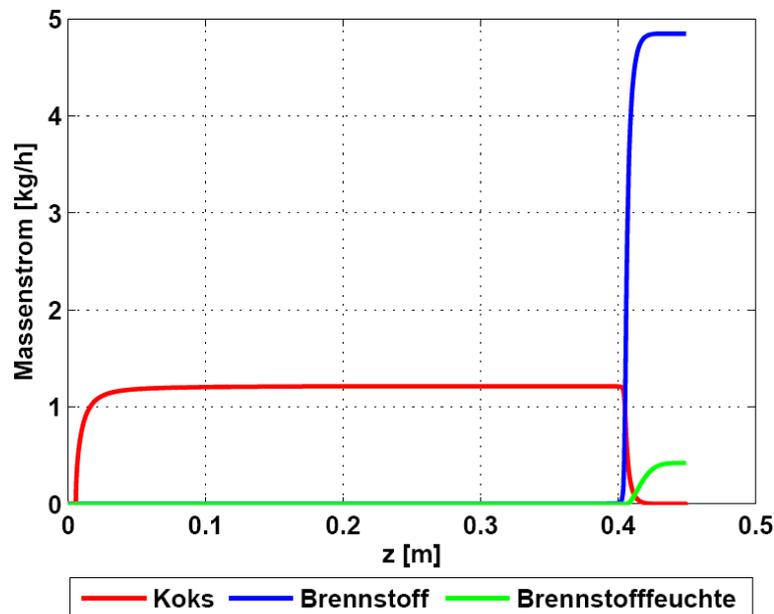


Abbildung 158: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks

Erläuterungen: Basismodell; Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 450 mm; Vergasungsmittel: Luft

Die in der Vergasungszone ablaufenden Reaktionen sind stark endotherm, wodurch die Temperatur des Feststoffes wieder abnimmt. Das Hauptprodukt der Vergasung ist wie in der Verbrennungszone CO, die Wasserstoffproduktion ist aufgrund des niedrigen Wassergehaltes klein. Grundsätzlich gibt es keine strikte räumliche Trennung zwischen Verbrennungs- und Vergasungszone, da sich konkurrierende Reaktionen gegenseitig überlappen können. Die heterogenen Vergasungsreaktionen laufen aufgrund der im Bett vorliegenden hohen Temperaturen ab, obwohl die Koksverbrennung noch aktiv ist. Verdeutlicht wird dies mit der Zunahme der Wasserstoffkonzentration bei gleichzeitigem Vorhandensein von Sauerstoff in der Verbrennungszone in Abbildung 157. Rund 60 mm über dem Rost ist der gesamte Sauerstoff verbraucht und die Verbrennungsreaktionen stoppen. In weiterer Folge sinken die Temperatur des Feststoffes und der Gasphase bedingt durch den endothermen Vergasungsprozess kontinuierlich und die Vergasungsreaktionen erlöschen.

6.2.6 Energiebilanzierung für das Basismodell

Zur Überprüfung der Plausibilität des Modells und der Simulationsergebnisse wurden Massen- und Energiebilanzierungen für den Vergaser durchgeführt. Die Energiebilanzierung ist standardmäßig in den Lösungsalgorithmus des Modells integriert, da die Modellgleichung (Gl 1.3) für die Produktgastemperatur nur dann gelöst werden kann, wenn gleichzeitig die Energiebilanz erfüllt ist. Das heißt, die Enthalpie der eintretenden Ströme muss gleich die der austretenden Ströme sein.

Für die Massenbilanz werden die eintretenden Ströme feuchter Brennstoff und Vergasungsluft sowie die austretenden Ströme Produktgas und Restkoks (Asche) berücksichtigt. Für die Energiebilanzierung wird ein Bezugspunkt von 20 °C definiert. Die Enthalpie der eintretenden Ströme wird aus dem Heizwert und dem Brennstoffmassenstrom berechnet. Der Wärmeinhalt des Brennstoffes und der Vergasungsluft kann bei 20 °C vernachlässigt werden. Für die Enthalpie der austretenden Ströme müssen neben dem Heizwert des Produktgases dessen sensibler Wärmeinhalt sowie die Wärmeverluste des Vergasers berücksichtigt werden (Gl. 6.48).

$$H_{U,BS} \cdot \dot{m}_{BS,feucht} = H_{U,Produktgas} \cdot \dot{m}_{Produktgas} + W_{sw} + W_{gw} + \dot{m}_{Produktgas} \cdot c_{p,Produktgas} \cdot (T_{Produktgas} - T_0) \quad \text{Gl. 6.48}$$

Der in Tabelle 59 angeführte Heizwert der Teere wurde wie folgt berechnet. Während der Pyrolysezone wird der trockene Brennstoff gemäß Gleichung 6.17 in flüchtige Gase und Koks umgewandelt. Der Energieinhalt (Heizwert) des Brennstoffes, bezogen auf eine konstante Temperatur, ist gleich dem Energieinhalt der Gase und des Kokes, wobei die Reaktionsenthalpie der Pyrolyse miteinbezogen werden muss. Der Wärmeinhalt des trockenen Brennstoffes sowie der Gase und des Kokes sind im Vergleich zu den Heizwerten sehr klein und können vernachlässigt werden. Mit diesen Annahmen kann der Heizwert der Teere aus der Produktverteilung nach Tabelle 53 und den bekannten Heizwerten (Tabelle 59) berechnet werden. Der Heizwert des Pyrolysekokes entspricht der Reaktionsenthalpie der Verbrennungsreaktion rc1 (Gl.6.28) bei vollständigem Umsatz zu CO₂ und Wasserdampf.

Die in Tabelle 59 dargestellten Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen zeigen, dass sich sowohl die Energie- als auch die Massenbilanz um den Vergaser schließen lassen. Die Modellgleichungen wurden somit ohne Fehler aufgestellt und formal-mathematisch richtig gelöst. Die Ergebnisse der mit dem Basismodell durchgeführten Simulationen wurden für die Auslegung des Vergasers der Versuchsanlage 1 herangezogen.

	Massenstrom [kg/h]		Heizwert [kJ/kg FS]	Energieinhalt [kW]	
	Eintritt	Austritt		Eintritt	Austritt
Brennstoff (feucht)	5,27		17.080	25,00	
Vergasungsluft	7,60		-	0,00	
Restkoks (Asche)		0,01	-		-
CO		2,61	10.107		7,33
CO₂		0,92	0		0,00
CH₄		0,01	50.531		0,16
H₂		0,02	142.919		0,80
Teer		2,37	21.475		14,13
H₂O		1,11	0		0,00
N₂		5,83	0		0,00
sensibler Wärmeinhalt					1,83
Wärmeverluste					0,77
Summe	12,87	12,87		25,00	25,00
Differenz [%]	0,00			0,00	

Tabelle 59: Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen

Erläuterungen: Energieinhalt der Asche nicht berücksichtigt; Heizwert Brennstoff (Weichholzpellets) nach Formel von Gaur [32]

6.3 Modellsensitivität

Anhand der Sensitivitätsanalyse sollen die Einflüsse wichtiger Modellparameter auf die Ergebnisse der durchgeführten Simulationen gezeigt werden. Wie schon im vorherigen

Kapitel erwähnt, zeigen sich, je nach Wahl der Parameter ζ , Pyrolysekinetik und Wärmekapazität des Feststoffes, deutliche Unterschiede im Verlauf der Temperaturen des Feststoffes und der Gasphase im Brennstoffbett sowie in der Produktgaszusammensetzung. Der dimensionslose Faktor ζ wurde bei den durchgeführten Simulationsrechnungen im Bereich von 0,1 bis 0,5 variiert, da für kleine Werte von ζ eine gute Übereinstimmung zwischen Modell und Experiment erreicht wurde [26, 34, 73]. Im Folgenden werden die Simulationsergebnisse für die Fälle $\zeta=0,25$ und $0,5$ näher erläutert. Für die Pyrolysekinetik und Wärmekapazität des Feststoffes wurden verschiedene experimentell ermittelte Daten aus der Literatur verwendet.

6.3.1 Simulationsparameter

Die für die Simulationsrechnungen mit dem Basismodell bezüglich Modellsensitivität verwendeten Parameter sind in Tabelle 60 zusammenfasst. Die Parameter ζ , Pyrolysekinetik und Wärmekapazität des Feststoffes werden jeweils extra angeführt.

	Einheit	Wert
Brennstoff		Weichholzpellets
Brennstoffmassenstrom	kg h ⁻¹	5,27
Brennstoffschüttdichte	kg m ⁻³	650
Brennstoffwassergehalt	Gew.-%	8
Brennstoffaschegehalt	Gew.-% TS	0,5
Lückengrad ϵ	-	0,5
Luftverhältnis	-	0,26
Luftmassenstrom	kg h ⁻¹	7,86
Umgebungstemperatur T_0	K	293
Durchmesser Vergaser D_V	m	0,1
ζ	-	var
Wärmekapazität Feststoff	-	var
Pyrolysekinetik	-	var
$\alpha_{W, fest}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,167
$\alpha_{W, gas}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,002

Tabelle 60: Simulationsparameter für Modellsensitivität

Erläuterungen: Wärmeübergangskoeffizienten (α_w) nach *Di Blasi* [26], Heizwert Pellets: 17, 08 kJ/kg FS nach Formel von Gaur [32]

6.3.2 Einfluss Faktor ζ

Der dimensionslose Faktor ζ berücksichtigt Abweichungen im Wärmetransport bedingt durch die teilweise inhomogenen physikalischen Eigenschaften der Biomasse sowie durch Transportphänomene in reagierenden Schüttschichten [26, 45]. Daraus resultiert, dass mit dem Faktor ζ der Wärmeübergang zwischen dem Feststoff und der Gasphase und damit der gesamte Vergasungsprozess beeinflusst werden. Für die Modellberechnungen wurden neben den in Tabelle 60 angeführten Parameter die Daten aus Tabelle 57 und die reaktionskinetischen Daten (Pyrolyse) nach *Balci et al.* [3] verwendet.

In Abbildung 159 bis Abbildung 161 sind die Ergebnisse der für $\zeta = 0,25$ und $\zeta = 0,5$ durchgeführte Simulationen dargestellt. Im Verlauf der Temperaturen des Feststoffes und der Gasphase zeigen sich bei den durchgeführten Simulationen deutliche Unterschiede (siehe Abbildung 159). Infolge des bei $\zeta = 0,25$ niedrigeren Wärmeübergangs zwischen der Gasphase und dem Feststoff ist die Temperaturdifferenz zwischen dem Feststoff und der Gasphase deutlich größer als bei $\zeta = 0,5$. Der Unterschied ist vor allem direkt über dem Rost in der

Verbrennungszone, wo am meisten Wärme freigesetzt wird, markant. Die eintretende Luft erwärmt sich durch den bei $\zeta = 0,25$ niedrigeren Wärmeübergang langsamer als bei $\zeta = 0,5$. Im Gegensatz dazu werden im Festbett direkt über dem Rost höhere Temperaturen erreicht, da das Bett durch die mit 20 °C eintretende Vergasungsluft nicht so effektiv "gekühlt" wird wie bei $\zeta = 0,5$. Das Temperaturmaximum im Bett liegt laut Simulation etwas über 1600 °C . Dieser Wert ist für einen mit Luft betriebenen Gegenstromvergasers, bei dem üblicherweise Temperaturen bis 1200 °C auftreten, sicherlich zu hoch [66]. Des Weiteren wäre bei derart hohen Temperaturen mit Ascheschmelze zu rechnen, was aber im Rahmen der durchgeführten Versuche nie beobachtet werden konnte. Bei einem ζ von $0,25$ werden somit mit dem Modell unrealistische Temperaturprofile für die Verbrennungszone des Vergasers berechnet. Durch die stark endothermen Vergasungsreaktionen sinkt die Temperatur im Bett nach dem Maximum wieder ab. Durch den bei $\zeta = 0,25$ schlechteren Wärmeübergang wird von der Gasphase weniger Wärme wieder an den Feststoff abgegeben und die Temperatur der Gasphase sinkt langsamer ab als bei $\zeta = 0,5$.

Durch den bei $\zeta = 0,25$ schlechteren Wärmeübergang ergibt sich auch eine deutlich größere Brennstoffbetthöhe für den Vergaser. Zurückzuführen ist dies auf den mittleren Bereich des Vergasers, in dem das Aufheizen des Bettes durch die nach oben strömenden Gase der dominante Prozess ist und der bei $\zeta = 0,25$ deutlich länger ist als bei $\zeta = 0,5$, wie in Abbildung 161 deutlich zu erkennen ist.

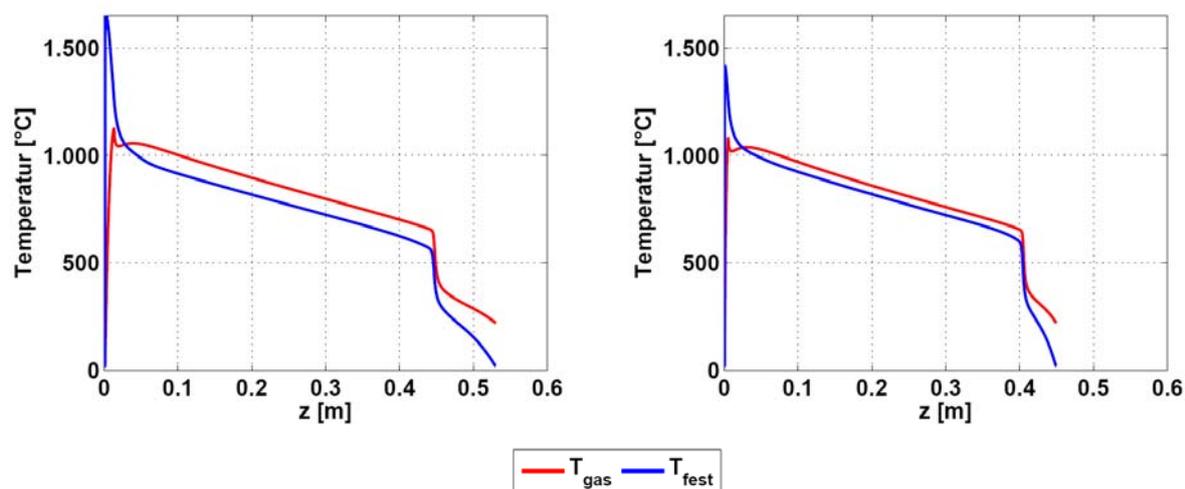


Abbildung 159: Verlauf der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase

Erläuterungen: Basismodell; Abbildung links: $\zeta = 0,25$; Abbildung rechts: $\zeta = 0,5$; Luftzuführung bei $z=0\text{ m}$; Vergasungsmittel: Luft

Weiters ist die Trocknungszone bei $\zeta = 0,25$ etwas länger als bei $\zeta = 0,5$, da der frische Brennstoff infolge des bei $\zeta = 0,25$ reduzierten Wärmeübergangs von den nach oben strömenden Gasen langsamer aufgeheizt wird. Im Gegensatz zu den Temperaturprofilen hat der dimensionslose Faktor nur einen geringen Einfluss auf die Zusammensetzung des Produktgases (siehe Abbildung 160). Die CO-Konzentration ist bei $\zeta = 0,25$ mit $21,6\text{ Vol\%}$ (bezogen auf feuchtes Produktgas) etwas niedriger als bei $\zeta = 0,5$, wo die CO-Konzentration bei $22,2\text{ Vol\%}$ (bezogen auf feuchtes Produktgas) liegt. Dies ist auf die höheren Temperaturen der in der Gasphase am Ende der Verbrennungszone und die Verbrennung von CO zu CO_2 in der Gasphase zurückzuführen. Korrespondierend dazu ist die CO_2 -Konzentration im Produktgas mit $5,5\text{ Vol\%}$ (bezogen auf feuchtes Produktgas) etwas höher als bei $\zeta = 0,5$ (5 Vol\%). Die CO-Produktion ist in der Verbrennungszone bei $\zeta = 0,25$ trotz der im Vergleich zu bei $\zeta = 0,5$ deutlich höheren Betttemperaturen nicht größer. Dies ist darauf zurückzuführen,

dass das Boudourd-Gleichgewicht, welches beim Modell bei der Koksverbrennung (Gl.6.31) berücksichtigt wird, bei Temperaturen über 1000 °C vollständig auf der Seite von CO liegt, was für beide Simulationen der Fall ist (siehe Abbildung 159).

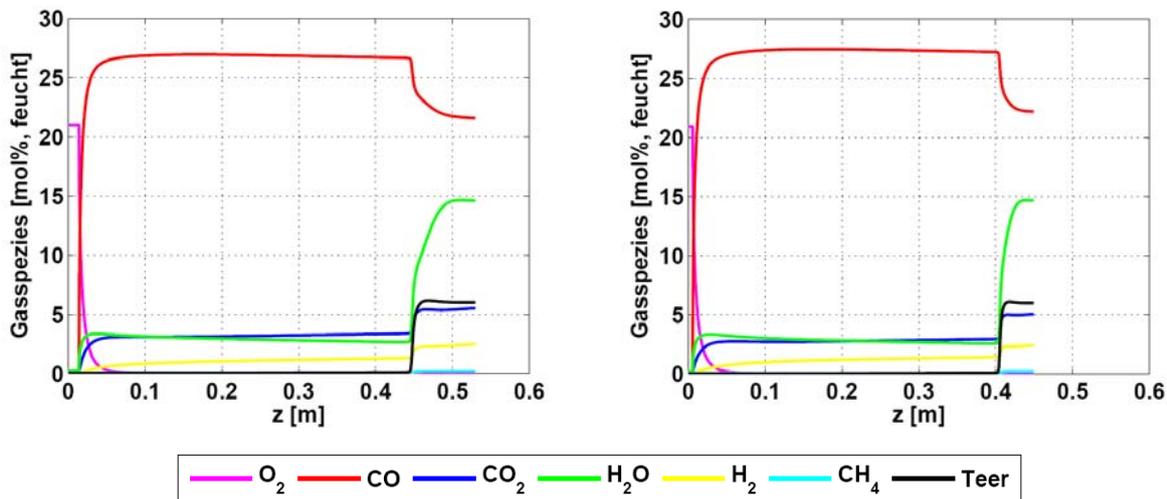


Abbildung 160: Axiale Profile der Gasphasenspezies

Erläuterungen: Basismodell; Abbildung links: $\zeta = 0,25$; Abbildung rechts: $\zeta = 0,5$; Luftzuführung bei $z=0$ m; Vergasungsmittel: Luft

Die Ergebnisse der durchgeführten Simulationen zeigen, dass der Faktor ζ einen wesentlichen Einfluss auf die Wärmeübertragung zwischen dem Feststoff und der Gasphase und somit auf den Verlauf der Temperaturprofile im Brennstoffbett sowie dessen Höhe hat. Die Festlegung des dimensionslosen Faktors ζ konnte nur im Rahmen des Valdierungsprozesses des Modells erfolgen, da ein Vergleich der Simulationsergebnisse mit experimentellen Daten notwendig ist (siehe Kapitel 7.1).

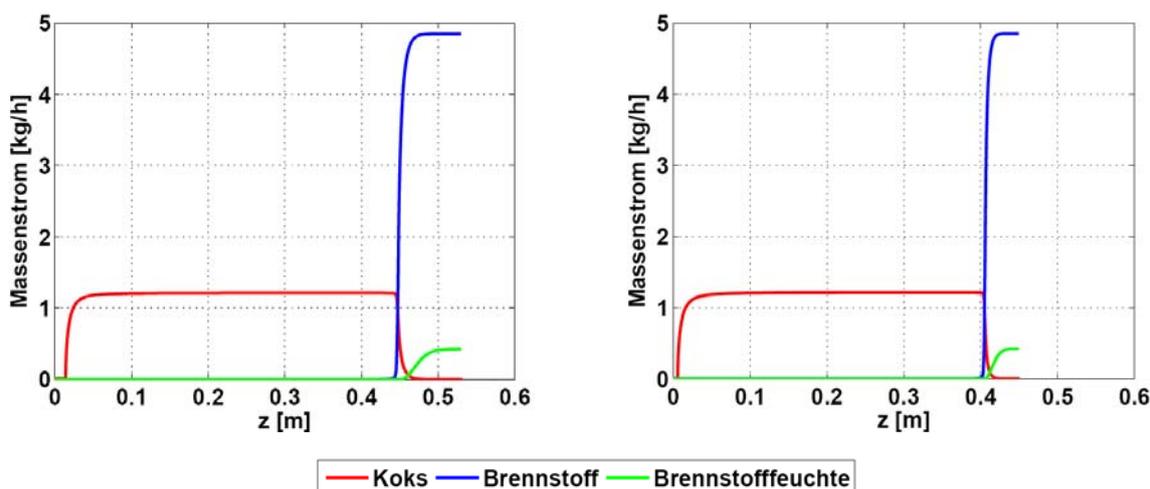


Abbildung 161: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks

Erläuterungen: Basismodell; Abbildung links: $\zeta = 0,25$; Abbildung rechts: $\zeta = 0,5$; Luftzuführung bei $z=0$ m; Vergasungsmittel: Luft

6.3.3 Einfluss Pyrolysekinetik

Für die Geschwindigkeit der primären Pyrolysereaktion sind in der Literatur zahlreiche experimentellen Datensätze (vergleiche Kapitel 6.2.2.2) vorhanden. Der zeitliche Verlauf der Pyrolyse ist stark von den Randbedingungen wie Partikelgröße, Aufheizrate und Reaktorendtemperatur sowie der chemischen Zusammensetzung des verwendeten Brennstoffes abhängig. Je nach Wahl der kinetischen Daten für die primäre Pyrolysereaktion ergeben sich bei der Modellierung des Festbettvergasers für die Pyrolysezone unterschiedliche Größen. Für die Modellierung wurden neben den in Tabelle 60 angeführten Parameter die Daten aus Tabelle 57 verwendet. Für den dimensionslosen Korrekturfaktor ζ wurde ein Wert von 0,5 angenommen. In Tabelle 61 sind die untersuchten Kinetiken nach Kapitel 6.2.2.2 zusammengefasst. Für alle angeführten Kinetiken wurde der globaler Einschnittmechanismus (Gl. 6.16) nach *Di Blasi* [26] verwendet und die in Kapitel 6.2.2.2 angeführten Reaktionen (primäre und sekundäre Pyrolyse). Auf eine Darstellung der Ergebnisse der Simulation, die mit der Kinetik nach *Thurner et al.* [[90]] durchgeführt wurde, wird verzichtet, da sich die Ergebnisse von denen mit der Kinetik nach *Balci et al.* [3] nur marginal unterscheiden.

	Brennstoff Größe, Gewicht	Reaktortyp	Temperatur [K]	Kinetik [A (s ⁻¹), E _a (kJ/mol)]	Ref.
Kinetik 1	Buche, <80 µm, 9 mg	Rohröfen	573-708	$k=2,4 \cdot 10^5 \exp(-95,4/RT)$	[67]
Kinetik 2	Pinie, 100-125 µm	TGA	553-673	$k=1,4 \cdot 10^{10} \exp(-150/RT)$	[72]
Kinetik 3	Forstabfälle, <1000 µm, 25 mg	TGA	498-598	$k=7,68 \cdot 10^7 \exp(-124,87/RT)$	[73]
Kinetik 4	Buche, Birke, ø 20 mm x 30 mm	Rohröfen	423-1243	$k=10^{4,03} \cdot \exp(-77,8/RT)$	[68]
Kinetik 5	Buche, 150-2000 µm	TGA	573-723	$k=1,35 \cdot 10^9 \cdot \exp(-123,1/RT)$	[77]
Kinetik 6	Birke, 1-5mm, 1-500 mg	Rohröfen	578-623	$k=1,9 \cdot 10^{12} \cdot \exp(-177/RT)$	[74]

Tabelle 61: Untersuchte Kinetiken der primäre Pyrolyse

Der Einfluss der Pyrolysekinetik auf den Verlauf der Temperaturen des Feststoffes und der Gasphase zeigt sich in erster Linie im Bereich der Pyrolysezone (siehe Abbildung 162). Je nach Geschwindigkeit der ablaufenden Pyrolysereaktion ergeben sich unterschiedliche Temperaturprofile in der Pyrolysezone. Des Weiteren weisen die Pyrolysezone für die untersuchten Kinetiken bedingt durch die Geschwindigkeit der Reaktion unterschiedliche Längen auf (siehe Abbildung 163). Der Temperaturbereich, in dem die Pyrolyse des Brennstoffes erfolgt, ist für alle untersuchten Kinetiken annähernd gleich.

Der Einfluss der Pyrolysekinetiken auf die axialen Temperaturprofile in der Reduktions- sowie der Verbrennungszone ist gering. Aufgrund der unterschiedlichen Geschwindigkeit, mit der die Pyrolyse des Feststoffes erfolgt, ergeben sich für die untersuchten Kinetiken voneinander abweichende Längen der Pyrolysezone sowie unterschiedliche Betthöhen (siehe Abbildung 163). Mit der Kinetik 1 wird vom Modell mit 450 mm die niedrigste Betthöhe berechnet. Der berechnete Maximalwert der Brennstoffbetthöhe liegt bei 480 mm für Kinetik 4. Die Ursache für die unterschiedlichen Temperaturverläufe und Betthöhen sind in den kinetischen Konstanten der primären Pyrolysereaktion zu suchen. Diese wurden anhand von experimentellen Daten ermittelt, wobei die Experimente mit unterschiedlichen Brennstoffen sowie unter von einander abweichenden Randbedingungen durchgeführt worden sind (vergleiche Tabelle 54). Der zeitliche Verlauf der Pyrolyse ist aber stark von diesen Randbedingungen wie Partikelgröße, Aufheizrate und Reaktorendtemperatur sowie der chemischen Zusammensetzung des verwendeten Brennstoffes abhängig.

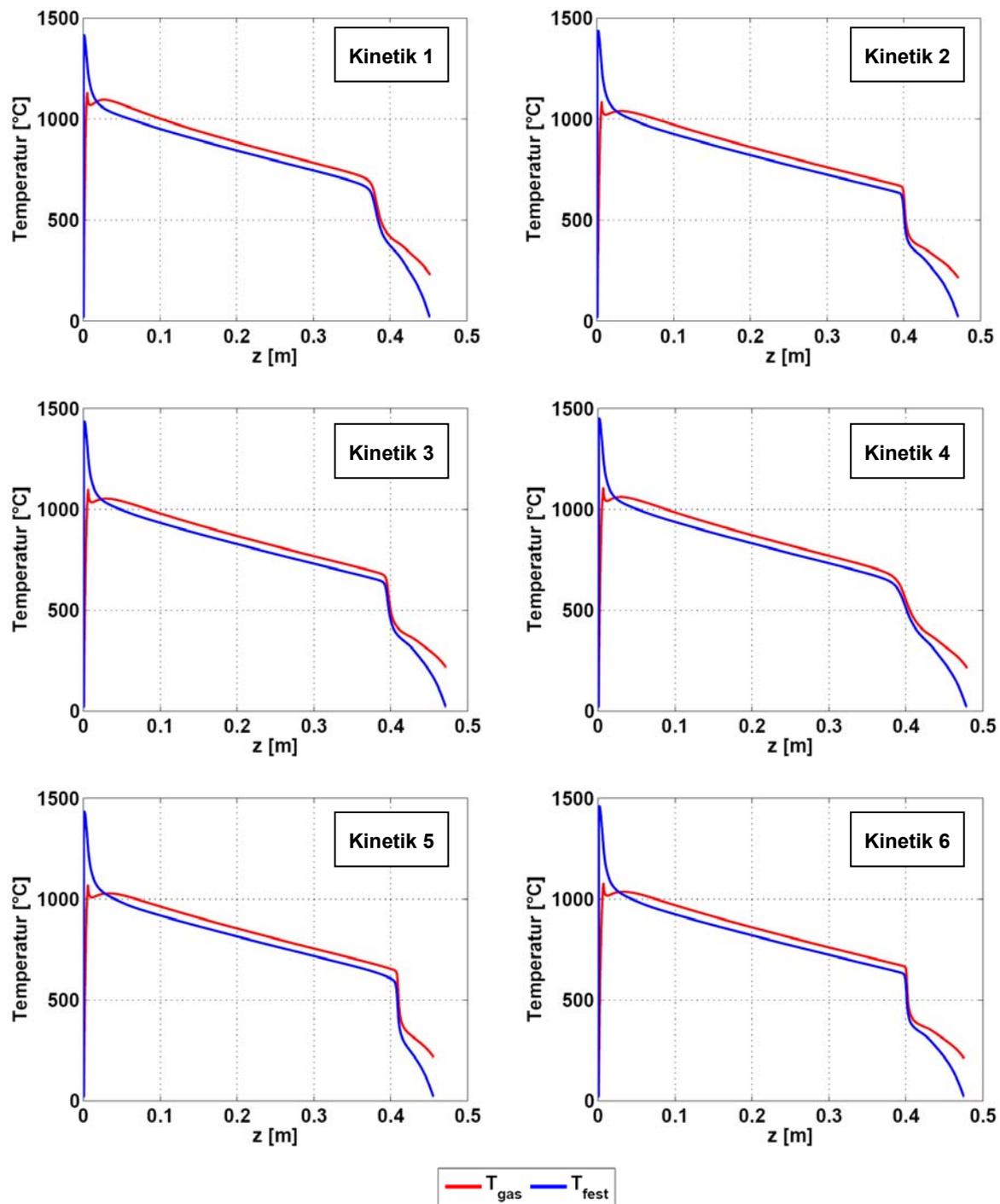


Abbildung 162: Verlauf der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase
Erläuterungen: Basismodell; $\zeta = 0,5$; Luftzuführung bei $z=0$ m;
 Vergasungsmittel: Luft

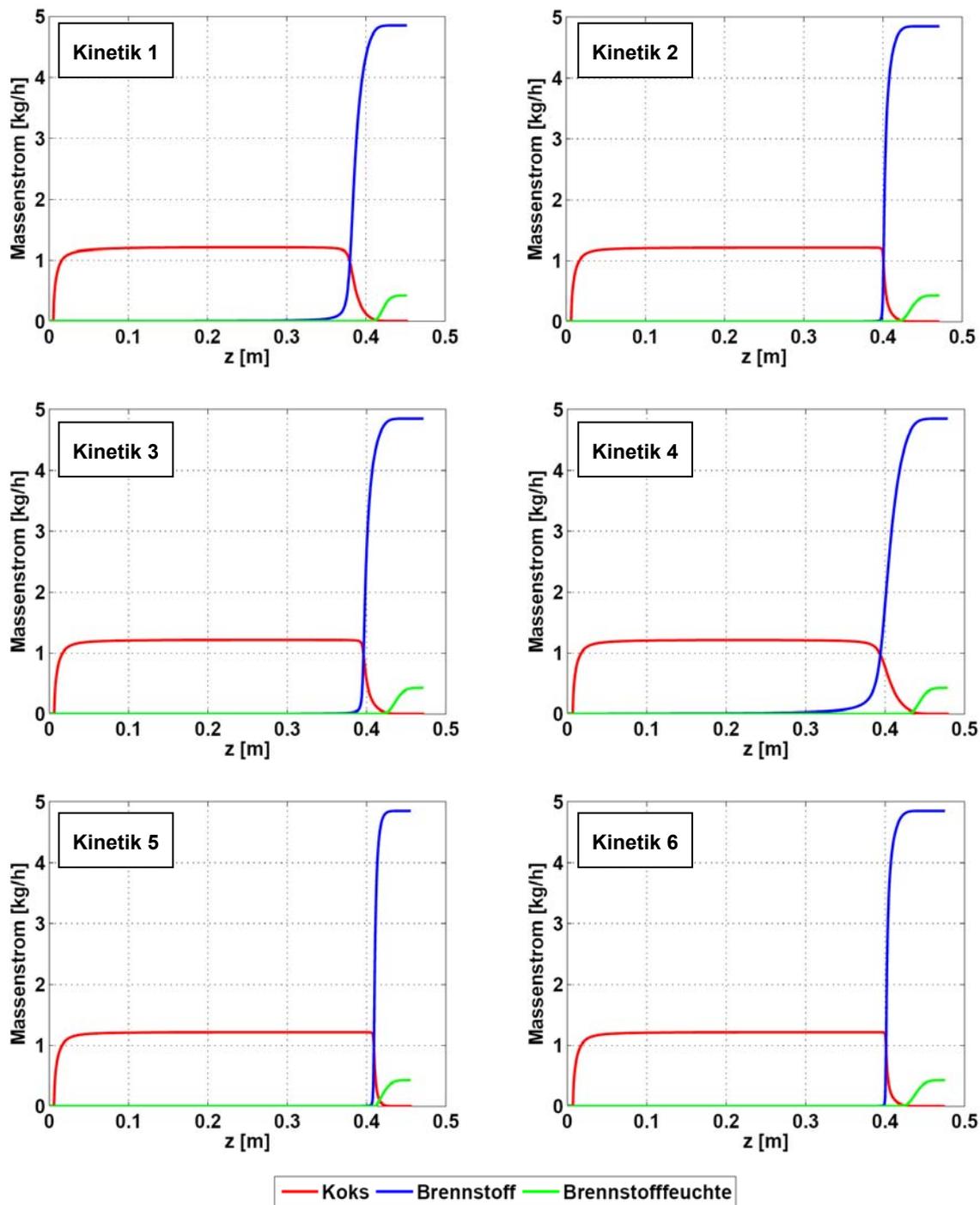


Abbildung 163: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks
Erläuterungen: Basismodell; $\zeta = 0,5$; Luftzuführung bei $z=0$ m;
 Vergasungsmittel: Luft

Der Einfluss der Pyrolysekinetik auf die Produktgaszusammensetzung sowie die Temperatur des Produktgases ist gering (siehe Tabelle 62). Die Zusammensetzung der Produktfraktionen der primären Pyrolyse sowie deren Anteile sind vom Pyrolysemodell unabhängig von der Pyrolysetemperatur und den verwendeten kinetischen Daten konstant vorgegeben (vergleiche Kapitel 6.2.2.2). Folglich kann die Produktgaszusammensetzung nicht direkt von der Pyrolysekinetik beeinflusst werden. Die Unterschiede in der Zusammensetzung des Produktgases sind auf die leicht unterschiedlichen Temperaturprofile des Feststoffes und der

Gasphase und den daraus resultierenden unterschiedlichen Umsätzen bei den ablaufenden chemischen homogenen Gasphasen- und heterogenen Gas-Fest-Reaktionen zurückzuführen.

		Kinetik 1	Kinetik 2	Kinetik 3	Kinetik 4	Kinetik 5	Kinetik 6
CO	mol%	21,6	22,0	21,9	21,7	22,2	21,9
CO ₂	mol%	5,6	5,1	5,3	5,4	5,0	5,1
H ₂ O	mol%	14,7	14,6	14,6	14,6	14,7	14,6
CH ₄	mol%	0,2	0,2	0,2	0,1	0,2	0,1
H ₂	mol%	2,4	2,5	2,5	2,5	2,4	2,5
N ₂	mol%	49,6	49,6	49,6	49,7	49,6	49,7
Teer	mol%	6,0	6,0	6,0	6,1	6,0	6,0
Produktgastemperatur	°C	230	212	215	215	215	210
Bethöhe	mm	450	470	470	480	455	470

Tabelle 62: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse der Pyrolysekinetik

Die Ergebnisse der durchgeführten Simulationen zeigen, dass durch die Pyrolysekinetik in erster Linie der Verlauf der Temperaturprofile in der Pyrolysezone sowie die Brennstoffbetthöhe, bedingt durch unterschiedliche Längen der Pyrolysezone, beeinflusst werden. Aus diesem Grund musste im Rahmen des Validierungsprozesses des Modells festgelegt werden, welche Pyrolysekinetik für das Modell geeignet ist, da ein Vergleich der Simulationsergebnisse mit experimentellen Daten, insbesondere ein Vergleich mit dem gemessenen Temperaturprofil des Brennstoffbettes, notwendig ist.

6.3.4 Einfluss Wärmekapazität des Feststoffes

Die in der Literatur veröffentlichten, experimentell ermittelten Wärmekapazitäten von Holz und Biomassekoks weisen eine starke Varianz auf, was auf eine unterschiedliche chemische Zusammensetzung der untersuchten Sortimente zurückzuführen ist [41]. Im Rahmen der Sensitivitätsanalysen wurden für die Modellierung des Vergasers vier unterschiedliche Datensätze von Wärmekapazitäten (siehe Tabelle 63) verwendet und deren Einfluss auf die Simulationsergebnisse untersucht. Weiters wurden für die Modellberechnungen die in Tabelle 60 angeführten Parameter sowie die Pyrolysekinetik nach Balci et al. [3] verwendet. Für den dimensionslosen Korrekturfaktor ζ wurde ein Wert von 0,5 angenommen.

Bezeichnung	spezifische Wärmekapazität
cp1	Biomasse (trocken) 1,38 Koks $(420+2,09 \cdot T_{\text{fest}}+6,85 \cdot 10^{-4} \cdot T_{\text{fest}}^2) \cdot 10^{-3}$
cp2	Biomasse (trocken) 2,3 Koks $(420+2,09 \cdot T_{\text{fest}}+6,85 \cdot 10^{-4} \cdot T_{\text{fest}}^2) \cdot 10^{-3}$
cp3	Biomasse (trocken) 1,5 Koks 1,1
cp4	Biomasse (trocken) 1,5 Koks 1,35

Tabelle 63: Untersuchte Wärmekapazitäten des Feststoffes

Erläuterungen: Angaben in kJ/(kg*K); Datenquelle [41]; Wärmekapazität Wasser: 4,2 kJ/(kg*K) [80]

Die Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sind in Abbildung 164 und Abbildung 165 sowie in Tabelle 64 dargestellt.

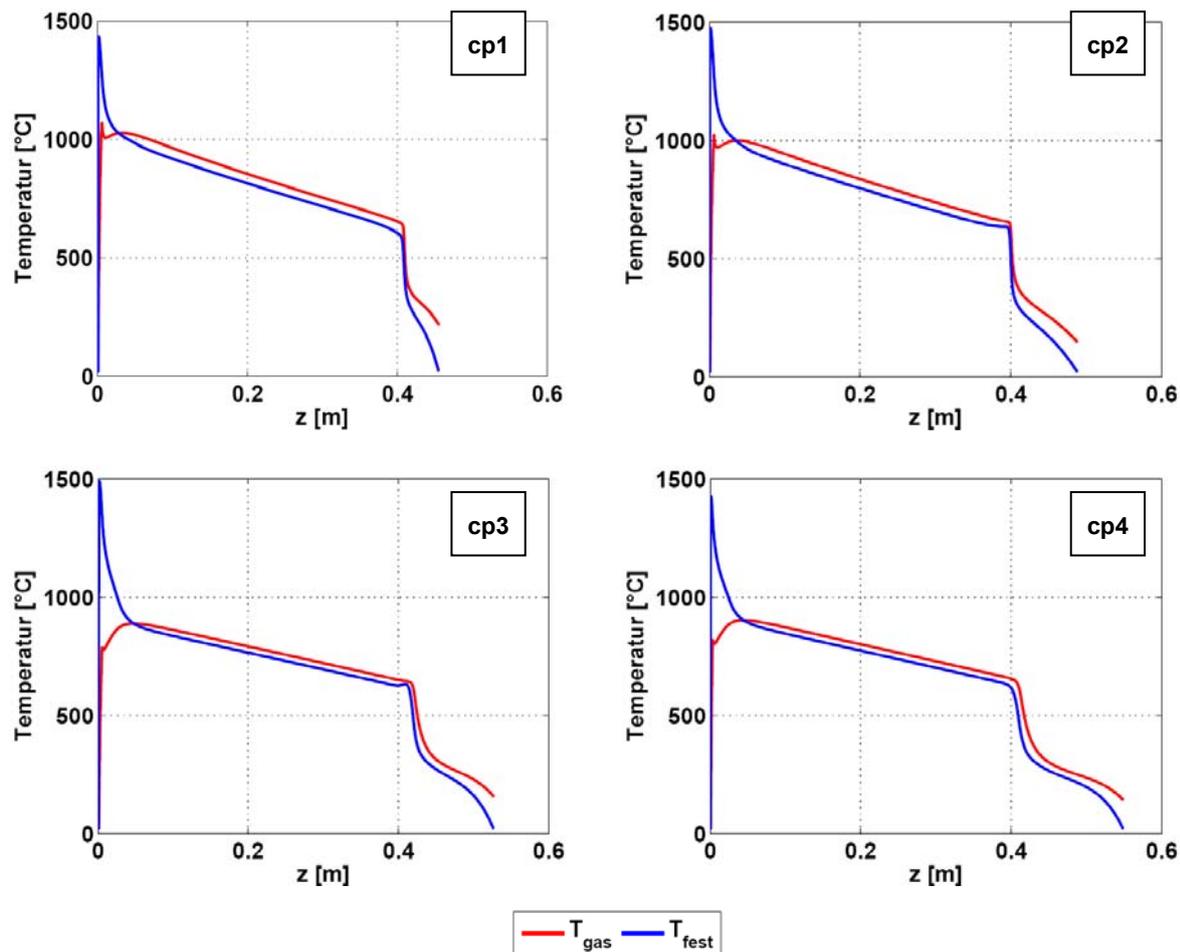


Abbildung 164: Verlauf der Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase

Erläuterungen: Basismodell; $\zeta = 0,5$; Pyrolysekinetik nach [3];
Luftzuführung bei $z=0$ m; Vergasungsmittel: Luft

Die Wärmekapazität des Feststoffes hat einen erheblichen Einfluss auf den Temperaturverlauf des Feststoffes und der Gasphase im Brennstoffbett (siehe Abbildung 164). Je höher die Wärmekapazität des Feststoffes ist, desto mehr Wärme muss von der nach oben strömenden Gasphase an diesen abgegeben werden, um den Feststoff im Bett aufzuheizen. Im oberen Bereich des Vergasers flachen die Temperaturprofile mit zunehmender Wärmekapazität des Feststoffes und der Gasphase ab, da von der Gasphase mehr Wärme an den Feststoff abgegeben werden muss. Korrespondierend dazu sinkt die Temperatur der Gasphase mit zunehmender Wärmekapazität ab, wodurch die Produktgastemperatur abnimmt. Die Differenz zwischen der Temperatur des in den Vergaser eintretenden frischen Brennstoffes und der Produktgastemperatur, die die treibende Kraft für den Wärmeaustausch zwischen dem Feststoff und der Gasphase darstellt, nimmt mit zunehmender Wärmekapazität ab, wodurch sich der frische Brennstoff langsamer erwärmt. Daraus resultieren für den Brennstoff längere Aufheiz- und Trocknungszeiten, wie anhand der in Abbildung 165 dargestellte axialen Profile der festen Phase deutlich zu erkennen ist. Je höher die Wärmekapazität des Feststoffes ist, desto länger ist auch die Pyrolysezone. In Summe führen höhere Wärmekapazitäten des Feststoffes zu größeren Brennstoffbetthöhen im Vergaser (siehe Abbildung 165). Die Betthöhe schwankt zwischen 450 für cp1 und 540 mm für cp4.

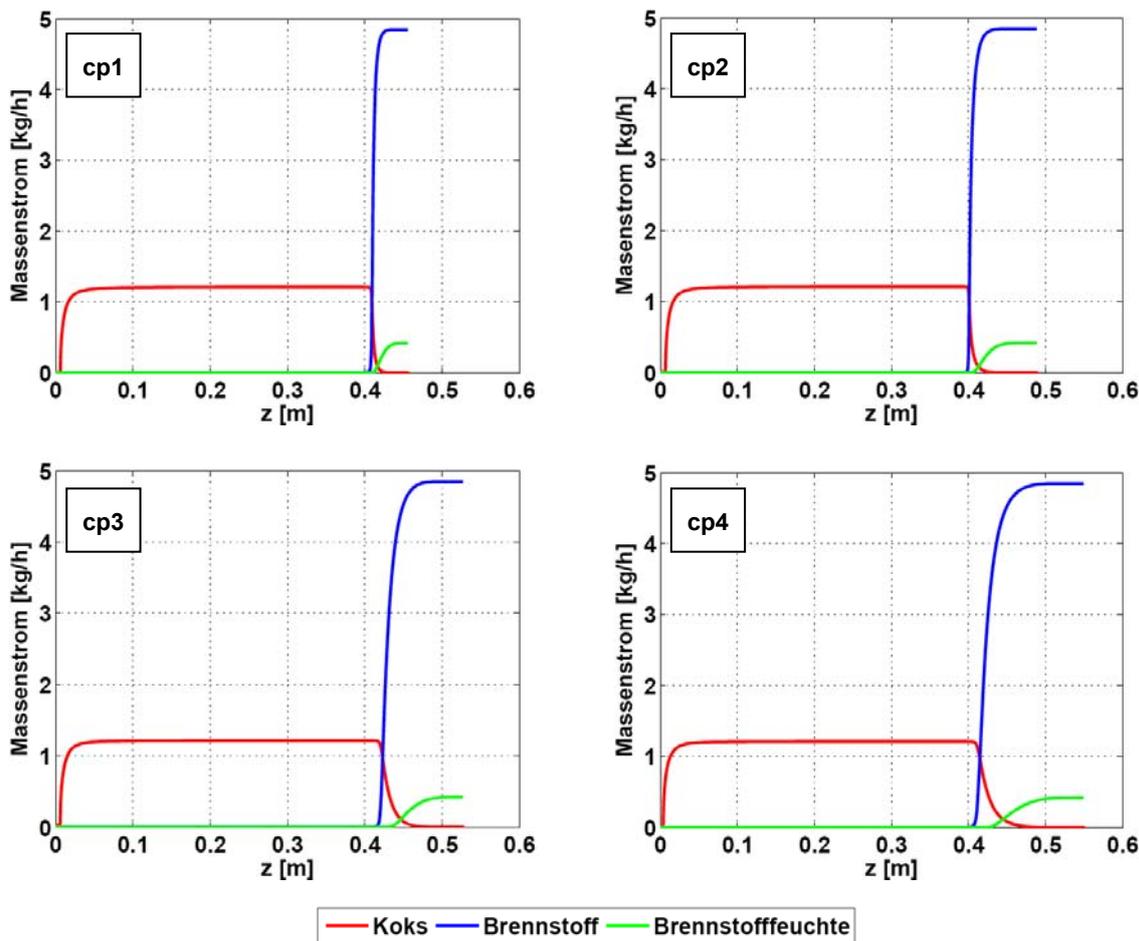


Abbildung 165: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks
Erläuterungen: Basismodell; $\zeta = 0,5$; Pyrolysekinetik nach [3];
 Luftzuführung bei $z=0$ m; Vergasungsmittel: Luft

Der Einfluss der Wärmekapazität des Kokses auf die Temperaturprofile zeigt sich in erster Linie im Bereich der Verbrennungszone. Durch die etwas höhere Wärmekapazität ergeben sich für cp4 im Vergleich zu cp3 niedrigere Verbrennungstemperaturen, da im Feststoff mehr Energie gespeichert werden kann. Weiters sind aufgrund der höheren Wärmekapazität des Kokses für cp4 die Pyrolysezone etwas länger sowie die Produktgastemperatur etwas niedriger als für cp3.

		cp1	cp2	cp3	cp4
CO	mol%	22,1	22,0	22,5	22,5
CO ₂	mol%	5,0	6,0	4,4	4,6
H ₂ O	mol%	14,7	14,7	14,7	14,7
CH ₄	mol%	0,2	0,2	0,2	0,2
H ₂	mol%	2,4	2,4	2,4	2,4
N ₂	mol%	49,7	49,7	49,7	49,8
Teer	mol%	6,0	6,0	6,0	6,0
Produktgastemperatur	°C	215	145	155	140
Betthöhe	mm	455	490	525	540

Tabelle 64: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse der Wärmekapazität des Feststoffes
Erläuterungen: Bezeichnungen gemäß Tabelle 63

Der Einfluss der Wärmekapazität des Feststoffes auf die Zusammensetzung des Produktgases ist als gering zu bezeichnen (siehe Tabelle 64). Unterschiede zeigen sich nur bei den Konzentrationen von CO und CO₂, die auf die unterschiedlichen Temperaturprofile in der

Verbrennungszone zurückzuführen sind. Mit zunehmender Wärmekapazität des Feststoffes nimmt die Temperatur der Gasphase im gesamten Brennstoffbett ab. Dadurch ergeben sich für die Verbrennung von CO zu CO₂ in der Gasphase mit abnehmender Temperatur sinkende Reaktionsraten.

Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse zeigen, dass durch die Wärmekapazität des Feststoffes in erster Linie die Brennstoffbetthöhe des Vergasers beeinflusst wird. Aus diesem Grund musste im Rahmen des Validierungsprozesses des Modells festgelegt werden, welche Wärmekapazitäten für das Modell geeignet sind, da ein Vergleich der Simulationsergebnisse mit experimentellen Daten, insbesondere ein Vergleich mit dem gemessenen Temperaturprofil des Brennstoffbettes, notwendig ist (siehe Kapitel 7.1).

7 Modellvalidierung anhand der Versuchsergebnisse und Applikation

Die Validierung des Festbettmodells erfolgte anhand der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe. Dazu wurde der Vergaser mit dem Basismodell und mit den Betriebsparametern eines repräsentativen Testlaufes nachgerechnet und die Ergebnisse der Simulation mit den Messergebnissen verglichen. Aus dem Vergleich konnten Verbesserungen für das Festbettmodell abgeleitet und Modifikationen in das Modell integriert werden. Ziel der Validierung war es, ein gut geeignetes mathematisches Modell für einen Gegenstromvergaser, der mit Weichholzpellets betrieben wird, zu erhalten.

7.1 Modellvalidierung

Für die Validierung des Modells wurden die Testläufe zur Ermittlung der Produktgaszusammensetzung des Vergasers der Versuchsanlage 2 herangezogen (siehe Kapitel 5.3.11). Die Messergebnisse, die wesentlichen Betriebsparameter sowie die Modellparameter für die Simulationen sind in Tabelle 65 und in Tabelle 66 zusammengefasst. Das Temperaturprofil des Brennstoffbettes wurde dabei nicht wie bei den übrigen Testläufen am Rand des Bettes gemessen, sondern diskontinuierlich (jeweils 5 Minuten) in der Mitte des Bettes.

	Einheit	Wert	s
Brennstoff		Weichholzpellets	
Brennstoffmassenstrom	kg h ⁻¹	3,42	0,05
Brennstoffschüttdichte	kg m ⁻³	650	
Brennstoffwassergehalt	Gew.-%	8	
Brennstoffaschegehalt	Gew.-% TS	0,5	
Lückengrad ϵ	-	0,5	
Luftverhältnis	-	0,26	0,002
Primärluftmassenstrom	kg h ⁻¹	4,96	0,1
Betthöhe	mm	420	5,0
CO	Vol% f	22,1	0,3
CO₂	Vol% f	4,7	0,4
CH₄	Vol% f	2,7	0,2
H₂	Vol% f	4,2	0,6
Teer	Vol% f	4,2	0,2
Wasser	Vol% f	17,5	1,0
N₂	Vol% f	44,7	0,3
Umgebungstemperatur T₀	K	293	
Durchmesser Vergaser D_V	m	0,125	
ζ	-	0,5	
Wärmekapazität Feststoff	-	1)	
Pyrolysekinetik	-	2)	
$\alpha_{W, fest}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,167	
$\alpha_{W, gas}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,002	

Tabelle 65: Betriebs- und Modellparameter sowie Messergebnisse

Erläuterungen: Messergebnisse sind Mittelwert aus 3 Messungen; s ...

Standardabweichung; f ... feucht; ¹⁾ Werte aus Tabelle 57; ²⁾ Kinetik nach *Balci et al.* [3]; Wärmeübergangskoeffizienten (α_w) nach *Di Blasi* [26]

Die Produktgastemperatur wurde üblicherweise über dem Brennstoffbett gemessen, wobei anzunehmen ist, dass der Thermofühler durch die Wärmestrahlung der Verbrennung in der Brennkammer beeinflusst wird. Aus diesem Grund wurde die Produktgastemperatur T9 gleichgesetzt, da dieser Fühler die Temperatur unmittelbar unter der Oberfläche des

Brennstoffbettes misst. Der Unterschied zur der über dem Brennstoffbett gemessenen Temperatur lag im Bereich von 100 °C.

	Einheit	Mittelwert	Maximalwert	Minimalwert
T1	°C	1.183	1.201	1.169
T2	°C	1.056	1.075	1.031
T3	°C	934	936	930
T4	°C	829	837	821
T5	°C	724	726	721
T6	°C	664	678	651
T7	°C	580	592	553
T8	°C	366	388	342
T9	°C	182	208	165
Temperatur Produktgas	°C	182	208	165

Tabelle 66: Gemessene Betttemperaturen des Vergasers der Versuchsanlage 2 bei Nennlast

Erläuterungen: Messperiode jeweils 10 Minuten; Bezeichnung der Thermoelemente gemäß Abbildung A4.1

7.1.1 Ergebnisse des Basismodells

Die Ergebnisse der mit dem Basismodell durchgeführten Simulationen sind in Abbildung 166 bis Abbildung 168 sowie in Tabelle 67 dargestellt. Bezüglich der Temperaturen im Brennstoffbett wird keine gute Übereinstimmung zwischen den Ergebnissen der Simulation und den Messergebnissen erreicht, wie in Abbildung 156 deutlich zu erkennen ist. Die auftretenden Abweichungen sind in erster Linie auf eine nicht geeignete Pyrolysekinetik zurückzuführen. Die Geschwindigkeit der Pyrolyse im Bett ist zu hoch, wodurch sich in der Pyrolysezone, bedingt durch den schnellen Umsatz des Feststoffes, sehr steile Temperaturgradienten ergeben.

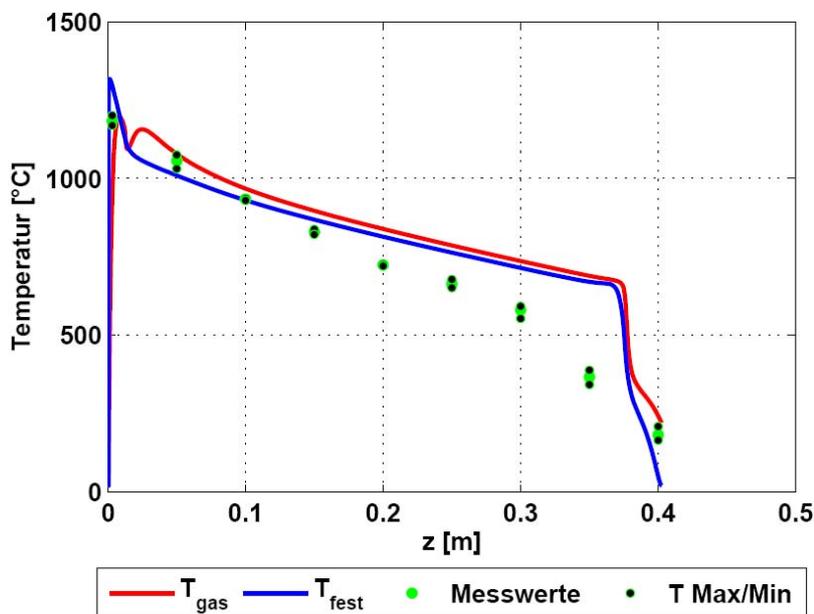


Abbildung 166: Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase

Erläuterungen: Basismodell; Luftzuführung bei z=0 m; Betthöhe: 400 mm; Vergasungsmittel: Luft

Tatsächlich dürfte die Pyrolyse im Vergaser langsamer ablaufen und erst im Bereich von 0,3 m abgeschlossen sein, da ab dieser Betthöhe das gemessene Temperaturprofil gleichmäßiger verläuft und Temperaturgradienten deutlich kleiner sind als zwischen 0,3 und 0,35 m. Die Sensitivitätsanalyse zeigte bereits, dass durch die Pyrolysekinetik der Verlauf der Temperaturprofile in der Pyrolysezone sowie die Länge der Pyrolysezone beeinflusst werden. Daraus folgt, dass für die Modellierung des Vergasers eine langsamere Pyrolysekinetik verwendet werden sollte.

In der Verbrennungszone werden vom Modell höhere Temperaturen berechnet als laut Messung auftreten. Beim Vergaser der Versuchsanlage 2 ist der Bereich der Verbrennungszone nicht isoliert, wodurch ein Teil der Verbrennungswärme durch Strahlung an die Umgebung abgegeben wird und die Verbrennungstemperaturen herabgesetzt werden. Beim Modell jedoch wird angenommen wird, dass der gesamte Vergaser isoliert ist, wodurch die Wärmeverluste niedriger ausfallen und die Verbrennungstemperaturen etwas höher berechnet werden als bei der Versuchsanlage 2 auftreten. Durch eine Vergrößerung der theoretischen Wärmeverluste über die Vergaserwand durch Erhöhung der Wärmeübergangskoeffizienten im Bereich der Verbrennungszone können die vom Modell berechneten Verbrennungstemperaturen reduziert werden (siehe Kapitel 7.1.2).

Deutliche Unterschiede zeigen sich auch zwischen der gemessenen und der vom Modell berechneten Zusammensetzung des Produktgases (siehe Abbildung 157). Große Abweichungen zeigen sich beim Teergehalt, bei der Wasser- sowie der Methankonzentration (siehe Tabelle 67). Die Ursache für die Abweichungen ist in der Modellierung der Pyrolyse des Brennstoffes zu suchen.

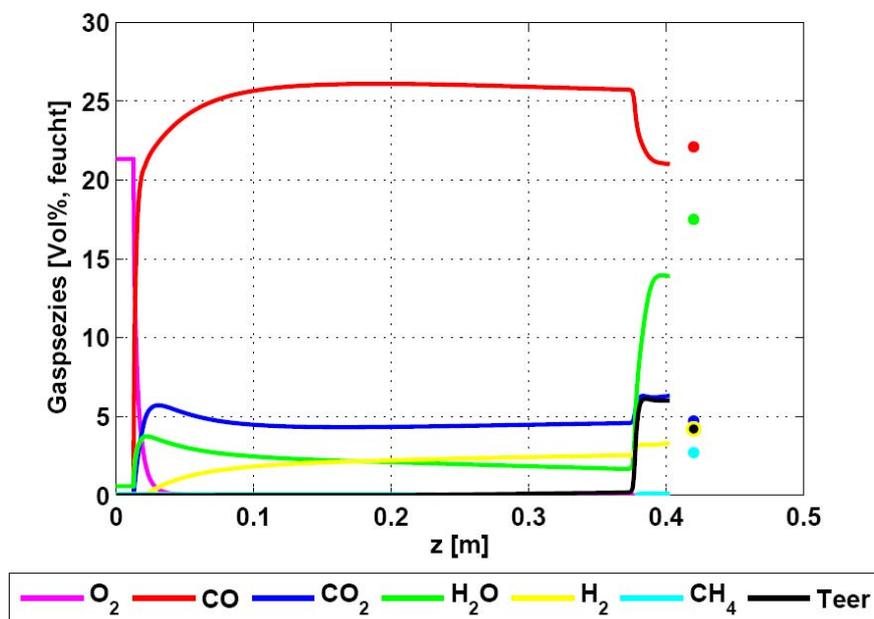


Abbildung 167: Axiale Profile der Gasphasenspezies

Erläuterungen: Basismodell; Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 400 mm; Vergasungsmittel: Luft

Der berechnete Teergehalt im Produktgas ist deutlich höher als der wiederholt gemessene. Die Temperaturen in der Pyrolysezone sind zu niedrig, um den während der primären Pyrolyse gebildeten Teer thermisch zu cracken [55]. Die Zusammensetzung der Produkte der primären Pyrolyse wurde nicht selbst experimentell bestimmt, sondern wurde von *Di Blasi* [26] übernommen. Die dort angeführten Daten der primären Pyrolyse (r_{p1}) stammen von

Experimenten, die mit Buchenholzpartikeln durchgeführt wurden [24]. Die Pyrolyse der Schüttung aus Buchenholzpartikeln (Durchmesser 3-5 mm, Schüttdichte 350 kg/m³) erfolgte dabei in einem Rohrreaktor (Durchmesser 40 mm) unter Stickstoffatmosphäre bei Temperaturen (300 bis 580°C, Aufheizrate 0,3 bis 1,6 K/s), die denen in der Pyrolysezone eines Gegenstromvergaser ungefähr entsprechen sollten. Die Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse ist bekanntlich stark von den Randbedingungen des Experiments wie Partikelgröße, Aufheizrate und Reaktorendtemperatur sowie der chemischen Zusammensetzung des verwendeten Brennstoffes abhängig.

		Testlauf	Simulation
CO	Vol% f	22,1	21,0
CO ₂	Vol% f	4,7	6,3
CH ₄	Vol% f	2,7	0,1
H ₂	Vol% f	4,2	3,3
Teer	Vol% f	4,2	6,0
Wasser	Vol% f	17,5	13,9
N ₂	Vol% f	44,7	49,4
Produktgastemperatur	°C	182	220
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.622	6.213

Tabelle 67: Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sowie der Testläufe

Erläuterungen: Basismodel; Ergebnisse Testläufe entsprechen Mittelwerten aus 3 Messungen

Es ist somit anzunehmen, dass einerseits die Pyrolyse von Weichholzpellets von der von Buchenholzpartikeln aufgrund der unterschiedlichen Partikelgröße abweicht. Andererseits dürfte die Pyrolyse des Brennstoffes im Festbettvergaser unter einer anderen Aufheizrate erfolgen als die Pyrolyse in dem bei den Experimenten eingesetzten Versuchsreaktor. Für den Vergaser kann die Aufheizrate in der Pyrolysezone nicht exakt angegeben werden, da die Größe der Zone nicht bekannt ist. Mit den gemessenen Betttemperaturen (siehe Tabelle 66) kann unter der Annahme, dass die Pyrolyse von Holz üblicherweise im Bereich von 200 bis 500 °C abläuft, die Länge der Pyrolysezone abgeschätzt werden. Diese dürfte beim Vergaser der Versuchsanlage 2 im Bereich zwischen T9 und T7 liegen, also rund 100 mm lang sein. Die Geschwindigkeit der Brennstoffpartikeln errechnet sich aus dem Brennstoffdurchsatz, der Schüttdichte und der Querschnittfläche des Vergaserrohres (Gl. 7.1).

$$v_{fest} = \frac{\dot{m}_{BS,feucht}}{\rho_{BS,feucht}} * \frac{1}{\left(D_V^2 * \frac{\pi}{4} \right)} \quad \text{Gl. 7.1}$$

Die Verweilzeit der Pellets in der Pyrolysezone ergibt sich aus der Division der Länge der Pyrolysezone durch die Geschwindigkeit der Brennstoffpartikeln (Gl. 7.2)

$$V_{fest} = \frac{L_{Pyrolysezone}}{v_{fest}} \quad \text{Gl. 7.2}$$

Die Verweilzeit der Pellets in der Pyrolysezone ergibt sich aus der Division der Länge der Pyrolysezone durch die Geschwindigkeit der Brennstoffpartikeln (Gl. 7.2) und liegt im Bereich von rund 14 Minuten. Die mittlere Aufheizrate wird mit der Verweilzeit und dem Temperaturanstieg von 200 auf 500 °C berechnet und liegt bei rund 0,4 K/s. Die von *Di Blasi* übernommenen Fraktionen der primären Pyrolysereaktion wurde bei einer Aufheizrate von rund 1,6 K/s ermittelt [24, 26]. Diese liegt also deutlich höher als beim Vergaser der Versuchsanlage 2. Da die Aufheizrate einen wesentlichen Einfluss auf die Größe (Masse) und

Zusammensetzung der Fraktionen der primären Pyrolyse hat, ist anzunehmen, dass die Fraktionen aufgrund der beim Vergaser abweichenden Aufheizrate mengenmäßig anders verteilt sind als bei den von *Di Blasi* [24] durchgeführten Experimenten. Das heißt, die aus der Literatur entnommenen Daten der primären Pyrolyse können nicht direkt auf das verwendete Modell zur Beschreibung der Pyrolyse im Vergaser übertragen werden. Ein modifiziertes Pyrolysemodell wird im nächsten Kapitel im Detail erläutert.

Von dem Modell wurde eine effektive Betthöhe von 400 mm berechnet (siehe Abbildung 158). Diese ist etwas kleiner als die Brennstoffbetthöhe im Vergaser, die im Mittel bei rund 420 mm lag. Der Unterschied ist auf die vom Modell kalkulierte Länge der Pyrolysezone zurückzuführen, die aufgrund der zu hohen Geschwindigkeit der Pyrolysereaktion etwas zu gering berechnet wurde.

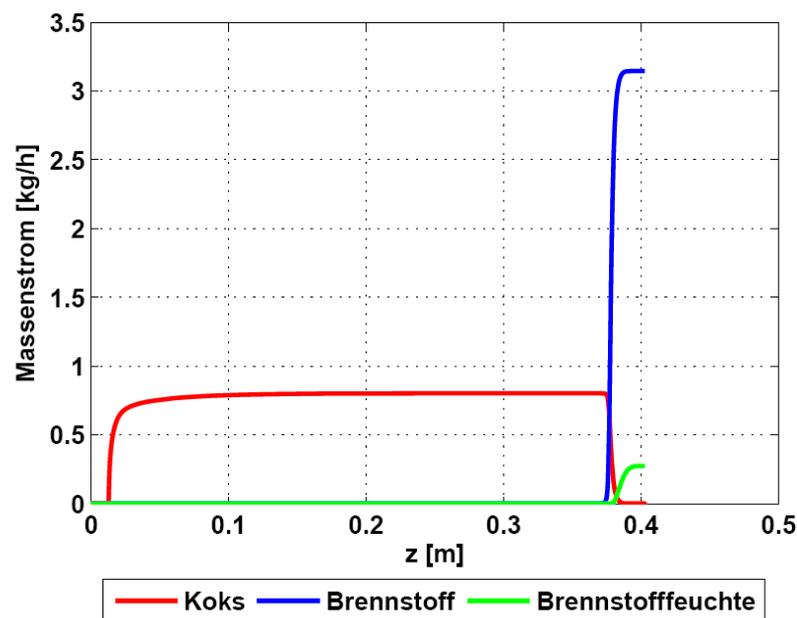


Abbildung 168: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks
 Erläuterungen: Basismodell; Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 400 mm;
 Vergasungsmittel: Luft

7.1.2 Weiterentwicklung des Festbettmodells

Aufgrund der deutlichen Unterschiede zwischen den Ergebnissen der mit dem Basismodell durchgeführten Simulationen und den Ergebnissen aus den Testläufen war eine Weiterentwicklung des Modells notwendig. Der Schwerpunkt der Arbeiten lag dabei auf der Verbesserung des Pyrolysemodells, auf welches die aufgetretenen Abweichungen in erster Linie zurückgeführt werden können.

Wie bereits im vorigen Kapitel angeführt, ist der Teergehalt im Produktgas laut Simulation deutlich höher als der wiederholt im Rahmen der Testläufe gemessene Teergehalt. Die Teere werden bei der thermischen Zersetzung des Brennstoffes in der Pyrolysezone gebildet. Da für die Beschreibung der Pyrolyse, die als äußerst komplexer Prozess anzusehen ist, für das Modell ein globaler Einschrittmeechanismus verwendet wird, ist der Anteil der Teere bei der primären Pyrolysereaktion unabhängig von den Randbedingungen immer konstant. Des Weiteren sind die in der Pyrolysezone vorherrschenden Temperaturen zu niedrig, um den während der primären Pyrolyse gebildeten Teer thermisch zu cracken [55]. Daraus resultiert, dass der Teergehalt im Produktgas immer gleich groß und vom Pyrolysemodell nicht

beeinflussbar ist. Die Zusammensetzung der Produkte der primären Pyrolysereaktion wurde aus der Literatur entnommen und ist, wie im vorigen Kapitel erläutert, aufgrund der bei dem betrachteten Gegenstromvergaser vorliegenden unterschiedlichen Randbedingungen (abweichende Aufheizrate und Partikelgröße) für die Modellierung der Pyrolysezone des Vergasers nur bedingt geeignet.

Aus diesem Grund wurde das Pyrolysemodell wie folgt modifiziert. Die während der primären Pyrolyse gebildeten Teere werden im Zuge der sekundären Pyrolyse an der heißen Partikeloberfläche üblicherweise bei Temperaturen über 600 °C in leichtere flüchtige Gase aufgespalten [48]. Im Modell wird diese Zerfallsreaktion mit der Reaktion rp_2 berücksichtigt (vergleiche Kapitel 6.2.2.2). Die in der Pyrolysezone des Vergasers vorherrschenden Temperaturen sind aber zu niedrig, um die gebildeten Teere aufzuspalten. Aus diesem Grund wird bei dem modifizierten Pyrolysemodell die Teerfraktion der primären Pyrolysereaktion entsprechend den Messergebnissen reduziert und der verbleibende Teer gemäß der sekundären Pyrolysereaktion rp_2 in die Gase CO, CO₂, H₂O und Methan aufgespalten, wobei die Zerfallsreaktion der Teere in die Produktverteilung der primären Pyrolysereaktion rp_1 miteinbezogen wird (siehe Tabelle 68).

	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂	Teer	Koks
$r_{p1, org}$	4,50	10,00	11,50	0,30	0,20	48,00	25,50
$r_{p1, mod}$	11,44	11,11	13,71	3,04	0,20	35,00	25,50

Tabelle 68: Fraktionen der primären Pyrolysereaktion bei Basismodell und weiterentwickeltem Modell

Erläuterungen: Angaben in Gew% TS; org ... ursprüngliche Zusammensetzung; mod ... modifizierte Zusammensetzung

Einen weiteren Punkt der Weiterentwicklung des Modells stellte die Verbesserung der Pyrolysekinetik dar. Die bei dem Basismodell verwendeten kinetischen Daten führten dazu, dass die Pyrolyse des Brennstoffes zu schnell erfolgte und folglich die Pyrolysezone zu klein berechnet wurde. Aus diesem Grund wurden die bereits im Rahmen der Sensitivitätsanalysen untersuchten kinetischen Daten für die Validierung des Modells herangezogen. Eine gute Übereinstimmung der Simulationsergebnisse mit den Messergebnissen bezüglich der Temperaturprofile wurde mit den kinetischen Daten (für die Pyrolysereaktion r_{p1}) von *Grønli* [41] erreicht (siehe Abbildung 169).

In der Verbrennungszone des Vergasers wurden vom Basismodell höhere Temperaturen berechnet als laut Messung auftraten (siehe Abbildung 156). Beim Vergaser der Versuchsanlage 2 ist der Bereich der Verbrennungszone nicht isoliert, wodurch ein Teil der Verbrennungswärme durch Strahlung an die Umgebung abgegeben wird und die Verbrennungstemperaturen herabgesetzt werden. Beim Basismodell wurde jedoch angenommen, dass der gesamte Vergaser isoliert ist, wodurch die Wärmeverluste niedriger ausfielen und die Verbrennungstemperaturen etwas höher berechnet wurden als bei der Versuchsanlage 2 auftreten. Dem wird beim weiterentwickelten Modell durch eine Vergrößerung der theoretischen Wärmeverluste über die Vergaserwand (durch Erhöhung der Wärmeübergangskoeffizienten um den Faktor 3) im Bereich der Verbrennungszone entgegengewirkt (siehe Gl. 7.4). Die Verbrennungszone erstreckt sich vom Boden des Vergasers ($z=0$) bis zu dem Punkt im Brennstoffbett, an dem der gesamte Sauerstoff der Vergasungsluft verbraucht ist (ca. 40 mm über dem Rost). Durch die Erhöhung der Wärmeübergangskoeffizienten erhöhen sich die Wärmeverluste der Verbrennungszone von 65 W auf 195 W.

7.1.3 Ergebnisse des weiterentwickelten Modells

Zur Validierung des weiterentwickelten Modells wurde der Testlauf zur Bestimmung der Produktgaszusammensetzung mit dem weiterentwickelten Modell nachgerechnet. Für die Simulationen wurden die in Tabelle 65 angeführten Parameter verwendet, wobei für das weiterentwickelte Modell die Pyrolysekinetik nach *Grønli* [41] Anwendung fand. Die Ergebnisse der mit dem weiterentwickelten Modell durchgeführten Simulationen sind in Abbildung 169 bis Abbildung 171 sowie in Tabelle 69 dargestellt. Bezüglich der Temperaturen im Brennstoffbett wird eine sehr gute Übereinstimmung zwischen den Ergebnissen der Simulation und den Messergebnissen erreicht, wie in Abbildung 169 deutlich zu erkennen ist.

Gegenüber dem Basismodell konnten durch das verbesserte Pyrolysemodell wesentliche Verbesserungen erzielt werden. Die Pyrolyse des Brennstoffes verläuft gegenüber dem Basismodell deutlich langsamer, wodurch sich kleinere Temperaturgradienten ausbilden und die Pyrolysezone deutlich größer ist (siehe Abbildung 171). Die Produktgastemperatur beträgt laut Simulation 175 °C und liegt im Schwankungsbereich der unmittelbar unter der Bettoberfläche gemessenen Temperatur. Durch die Vergrößerung der Wärmeverluste in der Verbrennungszone konnten die Temperaturen im Vergleich zum Basismodell deutlich reduziert werden. Das Maximum der Temperatur des Feststoffes liegt bei 1214 °C und weist damit eine gute Übereinstimmung mit der gemessenen Temperatur auf.

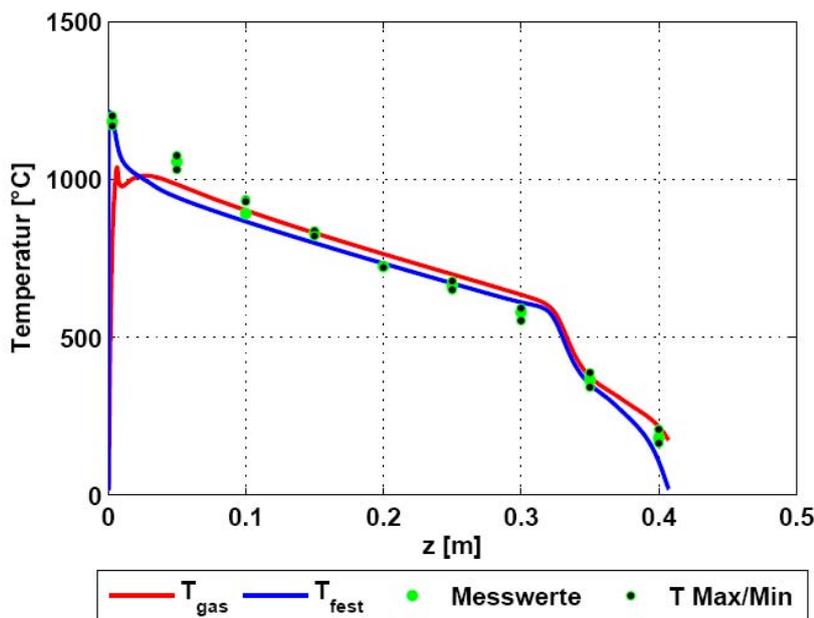


Abbildung 169: Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase

Erläuterungen: weiterentwickeltes Modell; Luftzuführung bei $z=0$ m;
Betthöhe: 420 mm; Vergasungsmittel: Luft

Bezüglich der Produktgaszusammensetzung wird mit dem weiterentwickelten Modell eine bessere Übereinstimmung der Simulationsergebnisse mit den Messergebnissen erreicht als mit dem Basismodell (siehe Abbildung 170).

		Testlauf	Simulation
CO	Vol% f	22,1	23,0
CO ₂	Vol% f	4,7	6,1
CH ₄	Vol% f	2,7	2,0
H ₂	Vol% f	4,2	3,1
Teer	Vol% f	4,2	4,2
Wasser	Vol% f	17,5	14,5
N ₂	Vol% f	44,7	47,2
Produktgastemperatur	°C	182	175
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.622	6.232

Tabelle 69: Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sowie der Testläufe

Erläuterungen: weiterentwickeltes Modell; Ergebnisse Testläufe entsprechen Mittelwerten aus 3 Messungen

Die Reduktion des Teeranteils bei der primären Pyrolyse erweist sich dabei als Schritt in die richtige Richtung. Für CO, CO₂, CH₄ und H₂ liegen die Abweichungen in einem akzeptablen Bereich. Der berechnete Teergehalt ist gleich dem gemessenen, da dieser vom Pyrolysemodell an die Testlaufergebnisse angepasst wird. Eine deutliche Abweichung der Simulationsergebnisse von den Messergebnissen zeigt sich jedoch für H₂O. Der Simulationsergebnis liegt deutlich unter dem aus den Messergebnissen berechneten Wassergehalt im Produktgas.

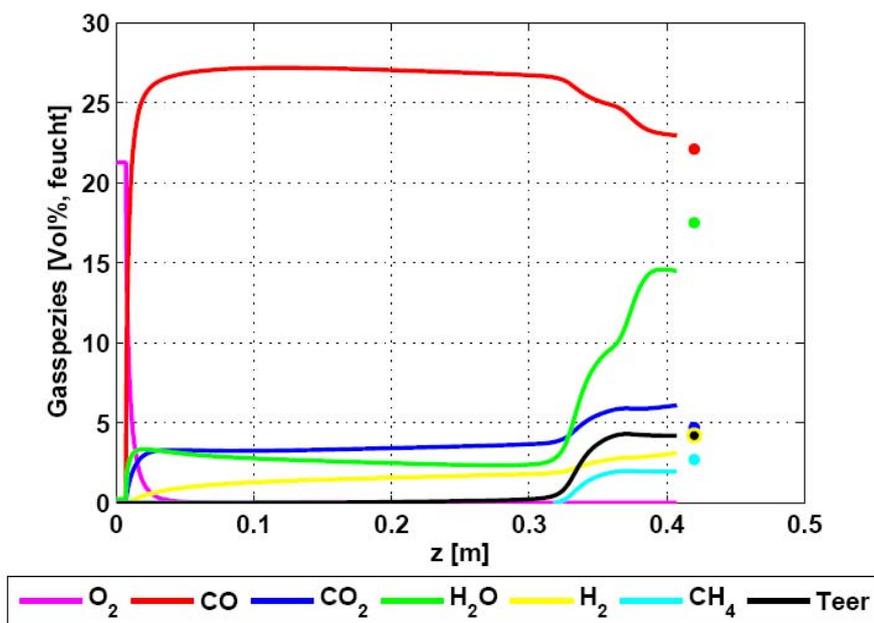


Abbildung 170: Axiale Profile der Gasphasenspezies

Erläuterungen: Weiterentwickeltes Modell; Punkte entsprechen Messwerten; Luftzuführung bei z=0 m; Betthöhe 420 mm; Vergasungsmittel: Luft

Die Ursache für die Abweichung ist wahrscheinlich darauf zurückzuführen, dass bei der Pyrolyse des Brennstoffes mehr Wasser gebildet wird als vom Modell angenommen. An dieser Stelle muss aber kritisch angemerkt werden, dass der Wassergehalt bei den Messungen nicht experimentell bestimmt worden ist, sondern aus der Massenbilanz berechnet wurde (vergleiche Kapitel 5.3.11). Aufgrund der geringen Abweichungen, die bei den Massen- und Energiebilanzierungen auftraten, ist aber nicht anzunehmen, dass die Messungen fehlerhaft sind.

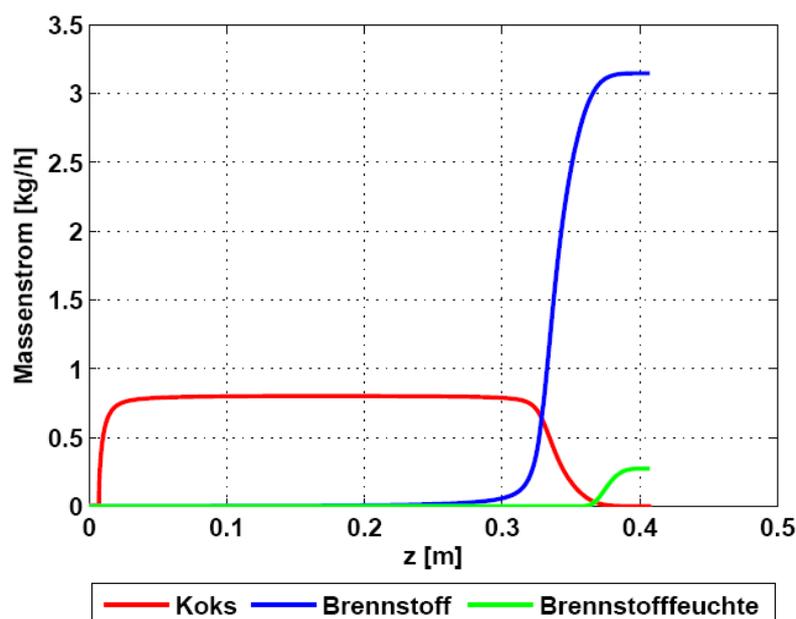


Abbildung 171: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks
 Erläuterungen: Weiterentwickeltes Modell; Luftzuführung bei $z=0$ m;
 Betthöhe 420 mm; Vergasungsmittel: Luft

Grundsätzlich lassen sich die vorhandenen Abweichungen auch teilweise auf die für die heterogenen Gas-Fest-Reaktionen und für die Wassergas-Shift-Reaktion verwendeten Reaktionskinetiken zurückführen. Weitere Verbesserungen können sich jedoch nur mit großem Aufwand erreicht werden, da eine heterogene Gas-Fest-Reaktion sowie die Wassergas-Shift-Reaktion äußerst komplexe Prozesse sind. Für die Weiterentwicklung des Modells ist aber eine genaue Betrachtung der Kinetik der ablaufenden Reaktionen sicherlich sinnvoll.

Von dem weiterentwickelten Modell wird eine effektive Betthöhe von 420 mm berechnet (siehe Abbildung 171). Diese entspricht der Brennstoffbetthöhe im Vergaser der Versuchsanlage 2, die im Mittel bei rund 420 mm lag.

7.1.4 Energiebilanzierung für das weiterentwickelte Modell

Den Abschluss des Validierungsprozesses des weiterentwickelten Modells bilden die Massen- und Energiebilanzierungen um den Vergaser. Die Energiebilanzierung ist standardmäßig in den Lösungsalgorithmus des Modells integriert, da die Modellgleichung für die Produktgastemperatur nur dann gelöst werden kann, wenn gleichzeitig die Energiebilanz erfüllt ist (vergleiche Kapitel 6.2.4). Das heißt, die Enthalpie der eintretenden Ströme muss gleich die der austretenden Ströme sein.

Für die Massenbilanz werden die eintretenden Ströme feuchter Brennstoff und Vergasungsluft sowie die austretenden Ströme Produktgas und Restkoks (Asche) berücksichtigt. Für die Energiebilanzierung wird ein Bezugspunkt von 20 °C definiert. Die Enthalpie der eintretenden Ströme wird aus dem Heizwert und dem Brennstoffmassenstrom berechnet. Für die Enthalpie der austretenden Ströme müssen neben dem Heizwert des Produktgases dessen sensibler Wärmehalt sowie die Wärmeverluste des Vergasers berücksichtigt werden. Die Asche wird als vollkommen ausgebrannt betrachtet, was laut Ergebnissen der durchgeführten Ascheanalysen auch gegeben ist (vergleiche Tabelle 36).

	Massenstrom [kg/h]		Heizwert [kJ/kg FS]	Energieinhalt [kW]	
	Eintritt	Austritt		Eintritt	Austritt
Brennstoff (feucht)	3,42		17.080	16,23	
Vergasungsluft	4,96		-	0,00	
Restkoks (Asche)		0,01	-		-
CO		1,84	10.107		5,17
CO ₂		0,77	0		0,00
CH ₄		0,09	50.531		1,25
H ₂		0,02	142.919		0,70
Teer		1,13	23.488		7,38
H ₂ O		0,75	0		0,00
N ₂		3,79	0		0,00
sensibler Wärmeinhalt					0,93
Wärmeverluste					0,80
Summe	8,38	8,38		16,23	16,23
Differenz [%]	0,00			0,00	

Tabelle 70: Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen

Erläuterungen: Energieinhalt der Asche nicht berücksichtigt; Heizwert Brennstoff (Weichholzpellets) nach Formel von Gaur [32]

Der in Tabelle 59 angeführte Heizwert der Teere wurde wie folgt berechnet. Während der Pyrolysezone wird der trockene Brennstoff gemäß Gleichung 7.17 in flüchtige Gase und Koks umgewandelt. Der Energieinhalt des Brennstoffes, bezogen auf eine konstante Temperatur und den Heizwert, ist gleich dem Energieinhalt der Gase und des Kokes, wobei die Reaktionsenthalpie der Pyrolyse miteinbezogen werden muss. Dabei wird vorausgesetzt, dass die Pyrolyseprodukte in Summe die gleiche Wärmekapazität (in kJ/kg) aufweisen wie der trockene Feststoff. Mit diesen Annahmen kann der Heizwert der Teere aus der modifizierten Produktverteilung nach Tabelle 68 und den bekannten Heizwerten (Tabelle 59) berechnet werden. Der Heizwert des Pyrolysekoks entspricht der Reaktionsenthalpie der Verbrennungsreaktion r_{c1} bei vollständigem Umsatz zu CO₂. Der nach diesem Schema berechnete Heizwert der Teere liegt bei 23.488 kJ/kg und weicht von dem aus der gemessenen chemischen Zusammensetzung der Teere berechnete Heizwert, der bei 23.377 kJ/kg liegt, nur geringfügig ab (vergleiche Tabelle 30). Die Vorgangsweise bei der Berechnung des Heizwertes aus der Energiebilanz der Pyrolyse ist somit gerechtfertigt.

Die in Tabelle 59 dargestellten Ergebnisse der Massen- und Energiebilanzierungen zeigen, dass sich sowohl die Energie- als auch die Massenbilanz um den Vergaser schließen lassen. Die Modellgleichungen wurden somit ohne Fehler aufgestellt und formal-mathematisch richtig gelöst. Der Validierungsprozess des Modells des Gegenstromvergaser ist damit abgeschlossen.

7.2 Parameterstudie

Mit dem validierten Modell wurde eine Parameterstudie durchgeführt, um ein besseres Verständnis für die im Vergaser ablaufenden Prozesse zu erhalten und die Einflüsse geänderter Betriebsbedingungen auf den Vergasungsprozess zu zeigen. Der erste Teil der Parameterstudie umfasst die Nachsimulation des Vergasers des Prototypen bei unterschiedlichen Lastzuständen. Durch einen Vergleich der Simulationsergebnisse mit den Messergebnissen wurde zugleich die Anwendbarkeit des entwickelten Modells bei von dem Validierungstestlauf abweichenden Betriebsparametern untersucht.

Der zweite Teil der Parameterstudie beschäftigt sich mit der Untersuchung des Einflusses unterschiedlicher Brennstoffwassergehalte auf den Vergasungsprozess.

7.2.1 Parameter Brennstoffwärmeleistung des Vergasers

Mit dem validierten Modell wurden Simulationen des Vergasers bei unterschiedlichen Lastzuständen, nämlich bei 100% und bei 33% Last, durchgeführt, um den Einfluss des Parameters Leistung auf die Temperaturverläufe im Brennstoffbett und die Qualität des Produktgases zu zeigen. Die Simulationen erfolgten mit den Betriebsdaten repräsentativer Testläufe am Prototypen (siehe Kapitel 5.4.9), um einen Vergleich der Simulationsergebnisse mit den Messergebnissen zu ermöglichen.

	Einheit	100% Last	33% Last
Brennstoffmassenstrom	kg h ⁻¹	3,7*	1,43*
Brennstoffschüttdichte	kg m ⁻³	650	650
Brennstoffwassergehalt	Gew%	6	6
Brennstoffaschegehalt	Gew% TS	0,35	0,35
Lückengrad ϵ	-	0,5	0,5
Luftverhältnis	-	0,2	0,3
Luftmassenstrom	kg h ⁻¹	4,1*	2,27*
Umgebungstemperatur T_0	K	293	293
Durchmesser Vergaser D_V	m	0,125	0,125
Brennstoffbetthöhe	m	0,42	0,42
ζ	-	0,5	0,5

Tabelle 71: Betriebs- und Modellparameter

Erläuterungen: *Mittelwert aus 3 Messungen; Testläufe siehe Kapitel 5.4.9

In Tabelle 71 sind die Betriebs- sowie die Modellparameter, die von denen des weiterentwickelten Modells abweichen, zusammengefasst. 100% Last beziehen sich auf die Leistung des Prototypen bei Nennlast (15 kW Kesselleistung) und 33% auf den Teillastbetrieb des Prototypen bei 5 kW Kesselleistung. Das Luftverhältnis ($\lambda_{\text{primär}}$) des Vergasers ist nicht konstant, sondern ist von der Leistung des Vergasers abhängig, wie die in Abbildung 172 dargestellten Ergebnisse der Testläufe mit dem Vergaser des Prototypen zeigen. Zurückzuführen ist diese Abhängigkeit auf die von der Leistung des Vergasers abhängigen Temperaturprofile im Brennstoffbett (vergleiche Abbildung 173) und daraus resultierenden folgenden Effekten. Mit zunehmender Vergaserleistung ergeben sich einerseits in der Pyrolysezone höhere Temperaturen und größere Aufheizraten (siehe Abbildung 173), wodurch auch der Anteil des bei der Pyrolyse gebildeten Koks beeinflusst wird, da dieser mit zunehmender Pyrolysetemperatur abnimmt [83]. Im Gegensatz dazu nimmt der Anteil der Teere zu. Auf der anderen Seite werden bei höheren Temperaturen die heterogenen Gas-Fest-Reaktionen begünstigt, wodurch der Pyrolysekoks zu einem größeren Teil als bei Teillast vergast wird und die Gasqualität, in erster Linie durch die Reduktion von CO₂ zu CO, zunimmt (vergleiche Tabelle 73). Je höher der Koksanteil ist, desto mehr Luft muss für einen vollständigen Ausbrand des Koks in der Verbrennungszone dem Vergaser zugeführt werden. Aus genannten Gründen nimmt das Luftverhältnis mit abnehmender Leistung zu, da bei niedrigerer Leistung mehr Koks gebildet wird und das Produktgas einen niedrigeren Heizwert aufweist. Aufgrund des mit steigender Vergaserleistung abnehmenden Luftverhältnisses, musste auch im Modell der Koksanteil bei der Pyrolyse angepasst werden, um einen vollständigen Ausbrand des Koks in der Verbrennungszone des Vergasers zu gewährleisten [26]. Nach *Di Blasi* [26] wurden für die verschiedenen Luftverhältnisse das Verhältnis Koks zu Teer variiert und die Anteile der übrigen Komponenten konstant gehalten.

Der Teilanteil bei der primären Pyrolyse wurde mit dem Pyrolysemodell den Messergebnissen angepasst (vergleiche Kapitel 7.1.2). Die Teerfraktion der primären

Pyrolysereaktion wurde entsprechend den Messergebnissen für den Nennlastfall von 53,5 auf 32 Gew% (von 47,5 auf 32 Gew% bei Teillast) reduziert und der verbleibende Teer gemäß der sekundären Pyrolysereaktion r_{p2} in die Gase CO, CO₂, H₂O und Methan aufgespalten, wobei die Zerfallsreaktion der Teere in die Produktverteilung der primären Pyrolysereaktion r_{p1} miteinbezogen wird. Die modifizierten Fraktionen der primären Pyrolysereaktion sind in Tabelle 72 angeführt.

	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂	Teer	Koks
$r_{p1, 100\%}$	15,98	11,83	15,16	4,84	0,20	32,00	20,00
$r_{p1, 33\%}$	12,78	11,32	14,14	3,57	0,20	32,00	26,00

Tabelle 72: Fraktionen der primären Pyrolysereaktion bei 100% und bei 33% Last
Erläuterungen: Angaben in Gew% TS

In Abbildung 173 sind die axialen Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase für die beiden Lastzustände sowie die korrespondierenden Messwerte dargestellt. Für 100% Last wird grundlegend eine gute Übereinstimmung der Simulationsergebnisse mit dem gemessenen Temperaturprofil erhalten.

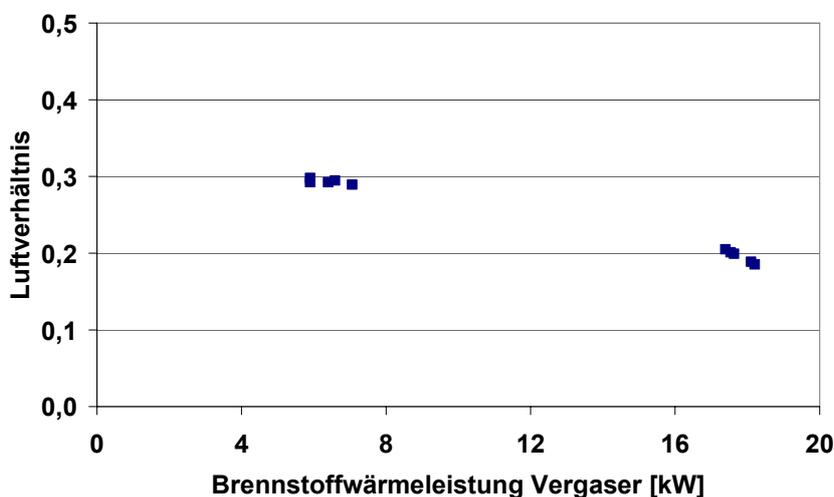


Abbildung 172: Gemessenes Luftverhältnis ($\lambda_{\text{primär}}$) in Abhängigkeit von der Brennstoffwärmeleistung des Vergasers

Erläuterungen: Luftverhältnis entspricht Verhältnis Primärluft zu Gesamtluft bezogen auf $\lambda_{\text{gesamt}}=1$

Für die Verbrennungszone werden ebenso wie für 33% Last vom Modell im Vergleich zu den gemessenen Werten etwas zu hohe Temperaturen berechnet. Hier besteht die Möglichkeit, dass die Temperaturmessungen nicht genau in der Kernzone der Verbrennung im Vergaser erfolgt sind und somit die gemessenen Temperaturen von denen tatsächlich in der Verbrennungszone auftretenden Temperaturen abweichen. Das Problem bei der Temperaturmessung besteht darin, dass die Verbrennungszone beim Vergaser sehr schmal ist und im Betrieb durch das wachsende Aschebett nach oben wandert. Des Weiteren konnte die Temperatur im Vergaser nicht an einer beliebigen Position erfolgen, da die Messpunkte durch die Stutzen für die Thermolemente vorgegeben sind. Jedenfalls wurden beim Validierungstestlauf, der zumindest mit dem 100 % Lastfall vergleichbar ist, in der Verbrennungszone höhere Temperaturen gemessen (vergleiche Kapitel 7.1).

Für den 33% Lastfall werden vom Modell in der unteren Hälfte des Vergasers etwas zu hohe Temperaturen berechnet. Zurückzuführen ist dies wahrscheinlich darauf, dass der konvektive

Wärmeübergang zwischen dem Feststoff und der Gasphase aufgrund der niedrigen Gasgeschwindigkeiten etwas niedriger ist als vom Modell berechnet. Die steilen Temperaturgradienten im unteren Bereich des Brennstoffbettes deuten eher auf einen höheren Anteil an Strahlung infolge der Verbrennung und Wärmeleitung im Feststoff hin.

Die Ergebnisse der durchgeführten Simulationen zeigen wie die Messergebnisse bezüglich der Temperaturprofile einen eindeutigen Trend. Mit zunehmender Vergaserleistung sind im Brennstoffbett höhere Temperaturen sowie höhere Produktgastemperaturen zu erwarten. Dieser Trend wurde schon in vergleichbaren Arbeiten beschrieben [18, 26].

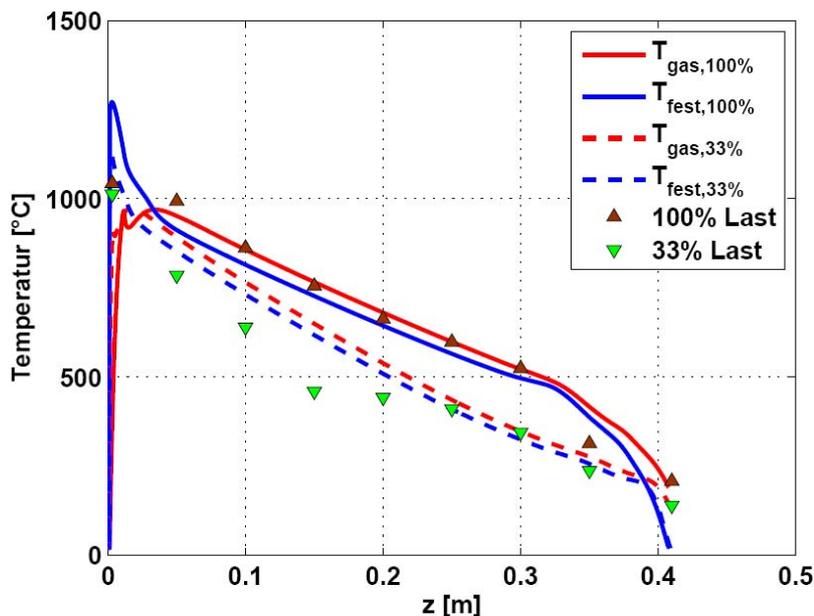


Abbildung 173: Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase
 Erläuterungen: Weiterentwickeltes Modell; Luftzuführung bei z=0 m; Betthöhe: 420 mm; Vergasungsmittel: Luft

Für den Betrieb des Vergasers ergibt sich daraus die wichtige Erkenntnis, dass mit abnehmender Leistung sinkende Produktgastemperaturen zu erwarten sind (siehe Abbildung 174).

		Testlauf	Simulation	Testlauf	Simulation
		100% Last		33% Last	
CO	Vol% f	25,6	23,4	19,2	20,9
CO ₂	Vol% f	5,3	6,5	9,0	8,2
CH ₄	Vol% f	1,7	3,8	1,7	2,3
H ₂	Vol% f	5,1	3,0	4,4	4,6
Teer	Vol% f	4,7	4,6	3,6	3,6
Wasser	Vol% f	17,5	16,4	13,7	11,6
N ₂	Vol% f	41,4	42,3	48,5	48,7
Produktgastemperatur	°C	205	190	140	135
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.898	7.414	5.299	5.670

Tabelle 73: Ergebnisse der durchgeführten Simulationen sowie der Testläufe
 Erläuterungen: f ... feucht; Ergebnisse der Testläufe entsprechen Mittelwerten aus 3 Messungen

Bei niedriger Produktgastemperatur besteht die Gefahr, dass Teere aus dem Produktgas auskondensieren und zu Problemen führen. Dies wurde im Rahmen der Testläufe zwar nicht

beobachtet, jedoch stehen Langzeittestläufe bei Teillast noch aus. Jedenfalls ist aufgrund der Teerproblematik ein Betrieb des Vergasers bei hohen Leistungen zu bevorzugen. Mit zunehmender Vergaserleistung steigt die CO-Konzentration im Produktgas deutlich an. Korrespondierend dazu sinkt die CO₂-Konzentration. Das mit zunehmender Vergaserleistung steigende CO-CO₂-Verhältnis kann auf die unterschiedlichen Temperaturen des Feststoffes in der Verbrennungs- und Vergasungszone zurückgeführt werden. Bei höheren Temperaturen wird einerseits die CO-Produktion gemäß dem Boudouard-Gleichgewicht begünstigt und andererseits die Reduktion von CO₂ in der Vergasungszone beschleunigt. Der Einfluss der Vergaserleistung auf die Produktgaszusammensetzung ist in Abbildung 174 dargestellt.

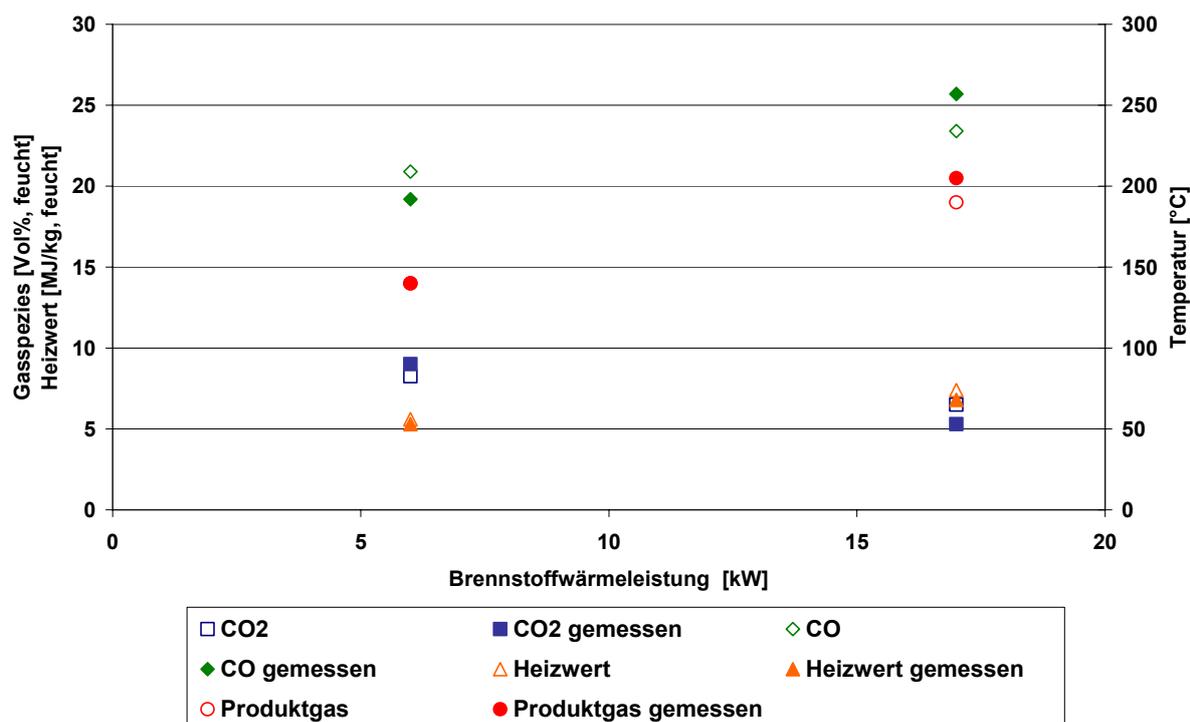


Abbildung 174: CO- und CO₂-Konzentrationen sowie Temperatur und Heizwert des Produktgases in Abhängigkeit von der Brennstoffwärmeleistung (Simulation und Testlauf)

Erläuterungen: Weiterentwickeltes Modell; Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 420 mm; Vergasungsmittel: Luft; Ergebnisse Testläufe entsprechen Mittelwerten aus 3 Messungen

Mit sinkender Vergaserleistung nimmt das Luftverhältnis im Vergaser laut Testlauf zu, wodurch auch der Stickstoffanteil im Produktgas ansteigt. Dies führt zu einer Verdünnung der restlichen Gasphasenspezies und senkt den Heizwert des Produktgases (siehe Tabelle 73). Das heißt, mit zunehmender Vergaserleistung steigt auch die Effizienz des Vergasungsprozesses an. Qualitativ stehen die Ergebnisse der durchgeführten Simulationen in Übereinstimmung mit den Testlaufergebnissen und den theoretischen Ergebnissen von *Di Blasi* [26].

Erwartungsgemäß können mit dem Modell die Testläufe (siehe Tabelle 73) nicht exakt abgebildet werden, was allgemein in den vereinfachten Modellannahmen und der Genauigkeit der verwendeten globalkinetischen Ansätze und mathematischen Beschreibungen liegt. Als wesentliche Ursache der Abweichungen zwischen dem beschriebenen Modell und den Messwerten kann die vereinfachte Betrachtung der Pyrolyse genannt werden. Aufgrund der fix vorgegeben Zusammensetzung der Produkte der primären Pyrolyse, können die Einflüsse, die sich zwangsläufig aus den in der Pyrolysezone vorherrschenden unterschiedlichen

Temperaturen und Aufheizraten ergeben, vom Modell nur ansatzweise durch eine Anpassung des Teergehaltes und des Koksgehaltes wiedergegeben werden.

7.2.2 Parameter Brennstoffwassergehalt

Beim Einsatz von Weichholzpellets nach Norm ist nicht zu erwarten, dass der Brennstoffwassergehalt großen Schwankungen unterliegt. Prinzipiell können im Festbettvergaser aber auch andere Brennstoffe, wie zum Beispiel Hackgut, eingesetzt werden, die einen wesentlich höheren Brennstoffwassergehalt aufweisen als Weichholzpellets. Aus diesem Grund wurden mit dem weiterentwickelten Modell Simulationen mit verschiedenen Brennstoffwassergehalten von Hackgut durchgeführt, um den Einfluss auf den Vergasungsprozess darzustellen. Für das Hackgut wurde angenommen, dass es die gleichen physikalischen Eigenschaften aufweist wie Weichholzpellets. Die für die Simulationen notwendigen Randbedingungen wurden von *Di Blasi* [24, 26] übernommen, da dort Testläufe und Simulationen mit einem mit Hackgut betriebenen Gegenstromvergaser durchgeführt worden sind. Die für das Pyrolysemodell notwendige Zusammensetzung der Produkte der primären Pyrolyse entspricht der des Basismodells (vergleiche Kapitel 6.2.2.2). Die Experimente zur Bestimmung der Zusammensetzung wurden von *Di Blasi* [26] für die Simulationen des Gegenstromvergasers durchgeführt. Die Zusammensetzung wurde für die Simulationen übernommen, da die bei *Di Blasi* [26] angeführten Simulationen eine gute Übereinstimmung mit den Testläufen mit dem Gegenstromvergaser lieferten [24, 26]. Der Teeranteil bei der Pyrolyse wurde konstant angenommen. Die übernommenen Betriebsparameter und Randbedingungen sind in Tabelle 74 zusammengefasst.

	Einheit	Wert
Brennstoff		Hackgut
Brennstoffmassenstrom	kg h ⁻¹ TS	2,34 ¹⁾
Brennstoffschüttdichte	kg m ⁻³ FS	360-684 ²⁾
Brennstoffwassergehalt	Gew.-%	5-50
Brennstoffaschegehalt	Gew.-% TS	0,5
Brennwert Hackgut	kJ kg ⁻¹ TS	18.940
Partikeldurchmesser	m	0,006
Betthöhe	m	0,5
Lückengrad ϵ	-	0,5
Luftverhältnis	-	0,20
Luftmassenstrom	kg h ⁻¹	2,46
Umgebungstemperatur T_0	K	293
Durchmesser Vergaser D_V	m	0,1
ζ	-	0,5
$\alpha_{W, fest}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,167
$\alpha_{W, gas}$	kJ m ⁻² s ⁻¹ K ⁻¹	0,002

Tabelle 74: Übernommene Betriebs- und Modellparameter für Simulationen bezüglich Brennstoffwassergehalt

Erläuterungen: FS .. Feuchtsubstanz; TS... Trockensubstanz; ¹⁾ trockener Brennstoffmassenstrom konstant; feuchter Brennstoffmassenstrom von Wassergehalt abhängig; ²⁾ Brennstoffschüttdichte von Wassergehalt abhängig; Vergasungsmittel: Luft; Brennwert Hackgut nach Formel von Gaur [32]; C-Gehalt Brennstoff 46,2 Gew% TS; H-Gehalt Brennstoff 6,5 Gew% TS; Datenquelle [24, 26]

Die Simulationen wurden mit den in Tabelle 74 angeführten Betriebs- und Modellparameter durchgeführt, wobei nur der Brennstoffwassergehalt schrittweise von 5 (wie bei *Di Blasi* [26])

bis auf 50 Gew% erhöht wurde. Bei einem Brennstoffwassergehalt von 30 Gew% lag die Produktgastemperatur laut Simulation bei 70 °C. Der Partialdruck des im Produktgas enthaltenen Wasserdampfes liegt bei dieser Temperatur mit 304 mbar sehr nahe am Sättigungsdampfdruck, der 311 mbar beträgt. Wird der Brennstoffwassergehalt weiter erhöht, muss aufgrund der vorherrschenden niedrigen Temperaturen davon ausgegangen werden, dass Wasserdampf im oberen Bereich des Brennstoffbettes aus dem Produktgas auskondensiert, was im weiterentwickelten Modell aber nicht berücksichtigt wird (vergleiche Kapitel 6.2.2.1 und 6.2.2.2). Die Kondensation von Wasserdampf kann prinzipiell über den Sättigungsdampfdruck des Wassers berücksichtigt werden, ein entsprechender Ansatz wird von *Di Blasi* [26] verwendet. Die Testrechnungen, die mit diesem Ansatz durchgeführt worden sind, lieferten für Brennstoffwassergehalte über 10 Gew% insofern unplausible Ergebnisse, dass fast der gesamte im Produktgas enthaltene Wasserdampf kondensierte. Die Ergebnisse der Simulationen, die für einen Brennstoffwassergehalt von 50 Gew% durchgeführt worden sind, werden daher nicht dargestellt.

Bei einem Brennstoffwassergehalt von 20 Gew% lag die Produktgastemperatur laut Simulation bei 110 °C. Aufgrund der vorherrschenden niedrigen Temperaturen muss davon ausgegangen werden, dass, bei einer weiteren Erhöhung des Brennstoffwassergehaltes, Teer im oberen Bereich des Brennstoffbettes teilweise aus dem Produktgas auskondensiert, was im weiterentwickelten Modell aber nicht berücksichtigt wird. Der Anteil an kondensierenden Teeren bei einer bestimmten Produktgastemperatur kann aufgrund ihrer komplexen chemischen Zusammensetzung nur schwer abgeschätzt werden. Ein entsprechender Ansatz, mit dem die Kondensation von Teer berücksichtigt werden kann, konnte in der Literatur nicht gefunden werden. Das Modell liefert somit für Brennstoffwassergehalte von über 20 Gew% verfälschte Ergebnisse. Der am Brennstoff kondensierte Teer wird in den heißeren Zonen des Brennstoffbettes wieder verdampft und teilweise gecrackt, wodurch sich neben dem Teeranteil auch die Zusammensetzung des Produktgases ändert. Des Weiteren kann sich durch die Teerkondensation und –verdampfung auch der Verlauf des Temperaturprofils über das Brennstoffbett ändern. Das Modell liefert somit für Brennstoffwassergehalte von über 20 Gew% verfälschte Ergebnisse. Mit den im Folgenden dargestellten Ergebnissen soll nur der Trend bei zunehmendem Brennstoffwassergehalt dargestellt werden.

Der Brennstoffwassergehalt hat einen signifikanten Einfluss auf das Temperaturprofil des Feststoffes und der Gasphase in der Aufheiz- und in der Trocknungszone (siehe Abbildung 175).

		BS5	BS20	BS30
Brennstoffwassergehalt	Gew% FS	5	20	30
CO	mol% tr	25,6	25,6	24,8
CO ₂	mol% tr	6,6	6,7	7,2
H ₂ O	mol% f	12,5	22,8	30,0
CH ₄	mol% tr	0,3	0,3	0,3
H ₂	mol% tr	4,1	4,3	4,8
N ₂	mol% tr	56,2	56,0	55,7
Teer	mol% tr	7,3	7,2	7,2
Produktgastemperatur	°C	170	110	70
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.062	5.627	5.270

Tabelle 75: Ergebnisse der durchgeführten Simulationen

Erläuterungen: f ... feucht; tr ... trocken; Vergasungsmittel: Luft

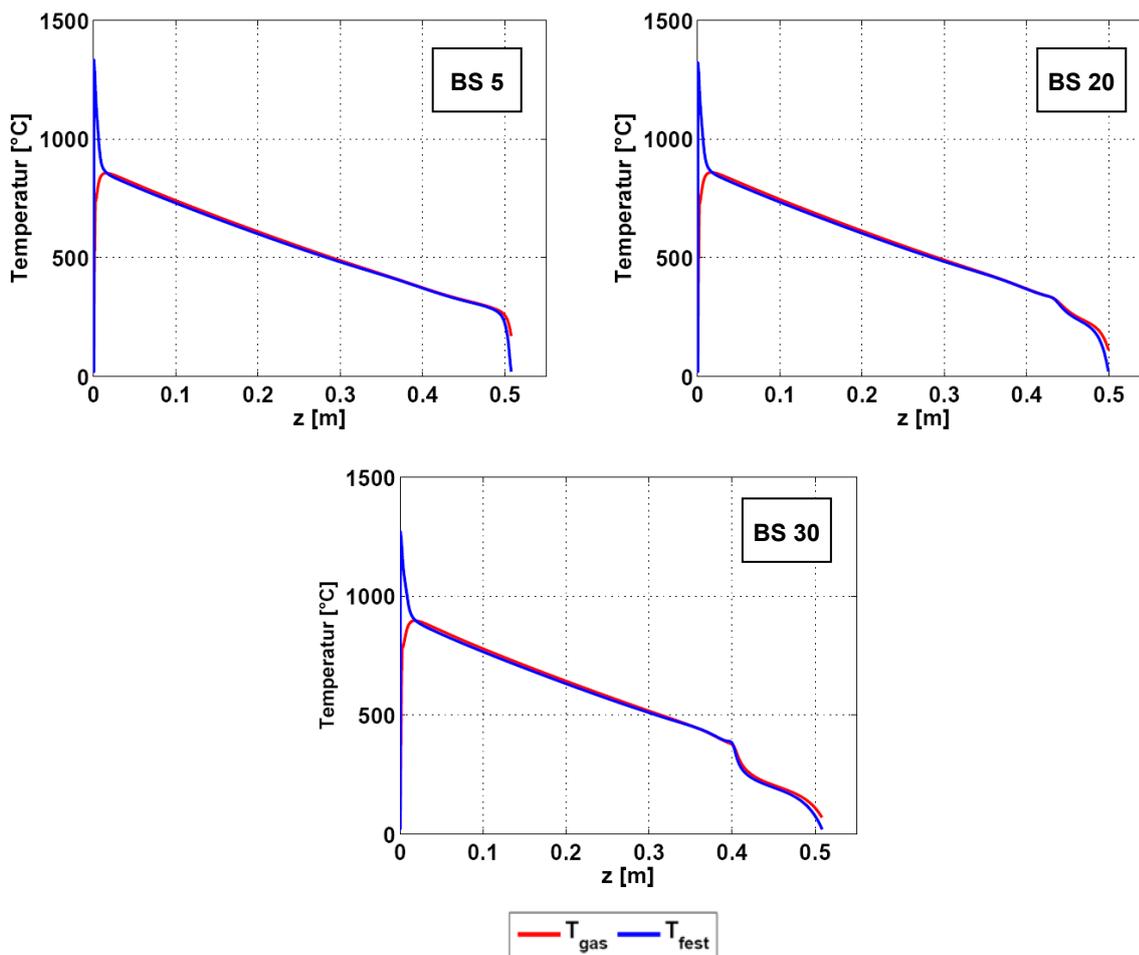


Abbildung 175: Axiale Temperaturprofile des Feststoffes und der Gasphase
Erläuterungen: Luftzuführung bei $z=0$ m; Betthöhe: 500 mm;
 Vergasungsmittel: Luft

Mit zunehmendem Brennstoffwassergehalt werden die Temperaturprofile flacher und die Aufheiz- und die Trocknungszone werden länger (siehe Abbildung 176), da mehr Wärme von der Gasphase zum Aufheizen und für den Verdampfungsprozess des feuchten Brennstoffes bereitgestellt werden muss. Folglich sinkt mit zunehmendem Brennstoffwassergehalt die Produktgastemperatur deutlich ab (siehe Tabelle 76), bei einem Brennstoffwassergehalt von 30% beträgt die Produktgastemperatur nur mehr 70 °C.

		BS5	BS20	BS30
Brennstoffwassergehalt	Gew% FS	5	20	30
CO	mol% tr	25,6	25,6	24,8
CO ₂	mol% tr	6,6	6,7	7,2
H ₂ O	mol% f	12,5	22,8	30,0
CH ₄	mol% tr	0,3	0,3	0,3
H ₂	mol% tr	4,1	4,3	4,8
N ₂	mol% tr	56,2	56,0	55,7
Teer	mol% tr	7,3	7,2	7,2
Produktgastemperatur	°C	170	110	70
Heizwert Produktgas	kJ/kg f	6.062	5.627	5.270

Tabelle 76: Ergebnisse der durchgeführten Simulationen
Erläuterungen: f ... feucht; tr ... trocken; Vergasungsmittel: Luft

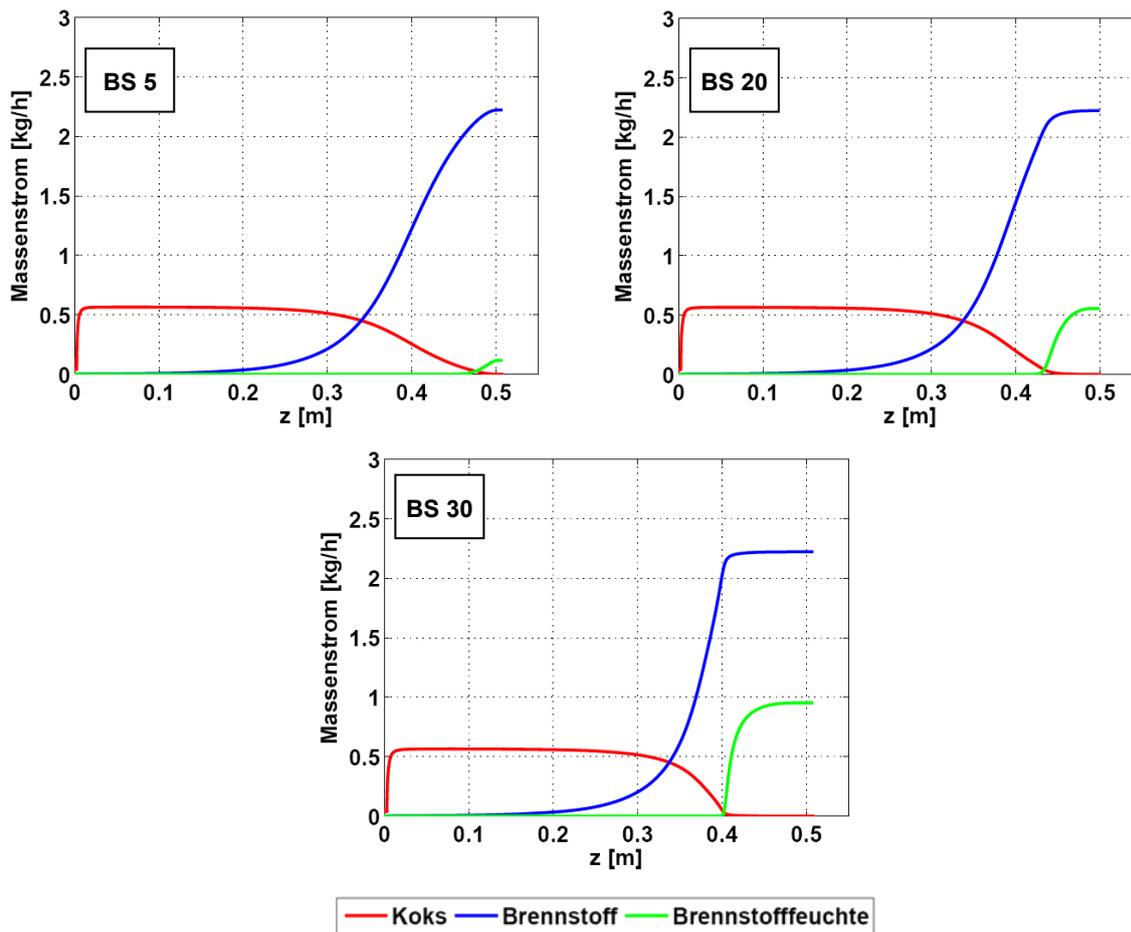


Abbildung 176: Axiale Profile von Brennstoff (trocken), Brennstofffeuchte und Koks
 Erläuterungen: Luftzuführung bei z=0 m; Betthöhe 500 mm;
 Vergasungsmittel: Luft

Für den Betrieb des Vergasers resultiert daraus die wichtige Erkenntnis, dass bei hohen Brennstoffwassergehalten aufgrund der niedrigen Produktgastemperatur mit Kondensation der Teere im oberen Bereich des Brennstoffbettes zu rechnen ist. Auf die Brennstoffbetthöhe hat der Brennstoffwassergehalt keinen wesentlichen Einfluss.

Mit zunehmendem Brennstoffwassergehalt wird die Pyrolysezone etwas kleiner (siehe Abbildung 176). Dies ist wahrscheinlich darauf zurückzuführen, dass mit steigendem Brennstoffwassergehalt mehr Wärme von der Gasphase an dem Feststoff abgegeben wird und dadurch etwas steilere Temperaturgradienten am Ende der Trocknungszone vorliegen, die dazu führen, dass sich der Feststoff schneller aufheizt und die Pyrolyse, die mit einem globalkinetischen Ansatz beschrieben wird, schneller abgeschlossen ist. Auf den Verlauf der Temperaturprofile im Bereich der Vergasungs- und Verbrennungszone hat der Brennstoffwassergehalt prinzipbedingt keinen wesentlichen Einfluss, da das während der Trocknung freigesetzte Wasser den Vergaser mit dem Produktgas am Kopf verlässt und nicht an der Vergasung und der Verbrennung teilnimmt. Daraus resultiert auch, dass der Brennstoffwassergehalt die Zusammensetzung des Produktgases insofern beeinflusst, dass dieses mit zunehmendem Brennstoffwassergehalt durch den höheren Wassergehalt verdünnt wird, wodurch auch der Heizwert des Produktgases absinkt (siehe Tabelle 76).

Die mit zunehmendem Brennstoffwassergehalt steigenden Anteile an CO₂ und Wasserstoff und die dazu korrespondierenden sinkenden CO-Konzentrationen sind auf höhere Umsätze bei der Wassergas-Shift-Reaktion zurückzuführen.

7.3 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurde ein mathematisches Modell eines Gegenstromvergasers entwickelt, mit dem es möglich sein sollte, die Vorgänge, die bei der Vergasung von fester Biomasse, in erster Linie von Weichholzpellets, ablaufen, beschreiben zu können. Das Modell basiert auf der Lösung der stationären Differentialgleichungen der Erhaltungsgleichungen für Energie und Transport und beinhaltet folgende Prozesse:

- Verdampfung des im Brennstoff enthaltenen Wassers
- Globale Einschrittkinetik für Pyrolyse inklusive thermischen Teerzerfall (Sekundärpyrolyse)
- Heterogene Gas-Fest-Vergasungsreaktionen und homogene Wassergas-Shift-Reaktion
- Heterogene Koksverbrennung und homogene Verbrennungsreaktionen in der Gasphase
- Zwei Partikelmodelle (Shrinking-Density-Modell und Shrinking-Particle/Core-Modell)
- Kein thermisches Gleichgewicht zwischen Feststoff und Gasphase (unterschiedliche Feststoff- und Gastemperaturen)
- Wärmetransport zwischen Feststoff und Gasphase
- Wärmeverluste über Reaktorwand

Anhand von experimentellen Daten aus den an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufen wurde versucht, das mathematische Modell des Festbettvergasers zu validieren. Für das Basismodell wurde anfänglich keine befriedigende Übereinstimmung zwischen Simulation und Testlauf erzielt. Die Ursache dafür waren in erster Linie die vereinfachte Beschreibung der Pyrolyse und die unzureichenden experimentellen Daten bezüglich der Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte. Aus diesem Grund wurde das Pyrolysemodell weiterentwickelt. Der Teeranteil der primären Pyrolysereaktion wurde den Messergebnissen entsprechend reduziert und der verbleibende Teer gemäß der sekundären Pyrolysereaktion rp_2 in leichtere Gase aufgespalten. Des Weiteren wurde für die Reaktionsgeschwindigkeit der primären Pyrolysereaktion kinetische Daten aus der Literatur gewählt, für die eine gute Übereinstimmung zwischen den Ergebnissen der Testläufe mit der Versuchsanlage 2 und denen der durchgeführten Simulationen erreicht werden konnte. Des Weiteren wurde beim weiterentwickelten Modell durch eine Vergrößerung der theoretischen Wärmeverluste über die Vergaserwand (durch Erhöhung der Wärmeübergangskoeffizienten um den Faktor 3) im Bereich der Verbrennungszone eine bessere Übereinstimmung bezüglich der berechneten und gemessenen Temperaturprofile erreicht. Die Ergebnisse der mit dem weiterentwickelten Modell durchgeführten Simulationen zeigten eine gute Übereinstimmung mit den Messergebnissen der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe bezüglich Temperaturprofil und Produktgaszusammensetzung. Die mit dem Simulationsergebnissen

durchgeführten Massen- und Energiebilanzierungen ließen sich schließen, womit das weiterentwickelte Modell als validiert betrachtet werden konnte.

Mit dem weiterentwickelten Modell wurde weiters eine Parameterstudie durchgeführt und der Einfluss der Vergaserleistung auf den Vergasungsprozess dargestellt. Mit zunehmender Leistung ergeben sich höhere Temperaturprofile im Brennstoffbett sowie höhere Produktgastemperaturen. Mit sinkender Vergaserleistung nimmt der Heizwert des Produktgases aufgrund der niedrigeren Reduktion von CO_2 zu CO in der Vergasungszone, bedingt durch niedrigere Temperaturen, und der Verdünnung der Gasphasenspezies, infolge des höheren Luftverhältnisses und des daraus resultierenden höheren Stickstoffanteils, ab. Die Zunahme des Luftverhältnisses mit abnehmender Vergaserleistung ist kein Ergebnis der durchgeführten Simulationen, sondern wurde für das Modell von den Testlaufergebnissen übernommen.

Das weiterentwickelte Modell ist geeignet, um die Vorgänge in einem Gegenstromvergaser kleiner Leistung, der mit Weichholzpellets betrieben wird, beschreiben zu können. Die Testläufe konnten aber nicht exakt abgebildet werden, was allgemein in den vereinfachten Modellannahmen und der Genauigkeit der verwendeten globalkinetischen Ansätze und mathematischen Beschreibungen liegt. Als wesentliche Ursache der Abweichungen zwischen dem beschriebenen Modell und den Messwerten kann die vereinfachte Betrachtung der Pyrolyse genannt werden. Aufgrund der fix vorgegeben Zusammensetzung der Produkte der primären Pyrolyse, können die Einflüsse, die sich zwangsläufig aus den in der Pyrolysezone vorherrschenden unterschiedlichen Temperaturen und Aufheizraten ergeben, vom Modell nur ansatzweise durch eine Anpassung des Teergehaltes wiedergegeben werden.

Die Beschreibung der Pyrolyse ist somit als Schwachpunkt des Modells zu sehen. Als vorwiegendes Problem ist die fehlende Kenntnis der genauen Abläufe im Zuge der Pyrolyse von Weichholzpellets sowie der Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse zu bezeichnen. Zum Zeitpunkt der Fertigstellung der vorliegenden Arbeit war es noch nicht möglich gewesen, die Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse von Weichholzpellets selbst experimentell zu bestimmen beziehungsweise ausreichende experimentelle Daten in der Literatur vorzufinden. Die Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse kann selbst experimentell bestimmt werden, zum Beispiel mit einer von außen beheizten Pyrolyseschnecke, da hier die Aufheizrate und das Temperaturprofil, wie sie in der Pyrolysezone des Gegenstromvergasers vorherrschen, sehr gut eingestellt werden können. Die Versuche sollten dabei für unterschiedliche Aufheizraten durchgeführt werden, um auch den Einfluss der Vergaserleistung auf die Pyrolyse entsprechend abdecken zu können. Basierend auf experimentellen Daten könnte das Pyrolysemodell weiterentwickelt werden, wobei die für die Pyrolyse relevanten Randbedingungen wie Aufheizrate und Brennstoffeigenschaften, in erster Linie die Partikelgröße, im Pyrolysemodell durch eine Anpassung der Pyrolyseproduktzusammensetzung auf unterschiedliche Aufheizraten und Brennstoffe berücksichtigt werden müssen. Damit sollte es möglich sein, den Einfluss von geänderten Betriebsbedingungen auf den Vergasungsprozess genauer wiedergeben zu können.

Die für verschiedene Brennstoffwassergehalte von Hackgut durchgeführten Simulationen zeigten, dass das Modell für Brennstoffwassergehalte von über 20 Gew% derzeit nicht geeignet ist. Bei Brennstoffwassergehalten von über 20 Gew% muss aufgrund der vorherrschenden niedrigen Temperaturen einerseits davon ausgegangen werden, dass Wasserdampf im oberen Bereich des Brennstoffbettes aus dem Produktgas auskondensiert, was im weiterentwickelten Modell aber nicht berücksichtigt wird. Ein entsprechender Ansatz, der die Kondensation von Wasserdampf über den Sättigungsdampfdruck des Wassers berücksichtigt, lieferte für durchgeführte Testrechnungen, aber unplausible Ergebnisse.

Weiters muss bei Brennstoffwassergehalten von über 20 Gew% aufgrund der vorherrschenden niedrigen Temperaturen davon ausgegangen werden, dass Teer im oberen Bereich des Brennstoffbettes teilweise aus dem Produktgas auskondensiert, was im weiterentwickelten Modell aber nicht berücksichtigt wird. Der Anteil an kondensierenden Teeren bei einer bestimmten Produktgastemperatur kann aufgrund ihrer komplexen chemischen Zusammensetzung nur schwer abgeschätzt werden. Ein entsprechender Ansatz, mit dem die Kondensation von Teer berücksichtigt werden kann, konnte in der Literatur nicht gefunden werden. Der am Brennstoff kondensierte Teer wird in den heißeren Zonen des Brennstoffbettes wieder verdampft und teilweise gecrackt, wodurch sich neben dem Teeranteil auch die Zusammensetzung des Produktgases ändert. Des Weiteren kann sich durch die Teerkondensation und –verdampfung auch der Verlauf des Temperaturprofils über das Brennstoffbett ändern. Das Modell liefert somit für Brennstoffwassergehalte von über 20 Gew% verfälschte Ergebnisse. Diese sind somit nur als Näherung zu sehen.

8 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Der Energieverbrauch in Österreich ist den vergangenen Jahrzehnten konstant gestiegen, wobei zu erwarten ist, dass sich dieser Trend fortsetzen wird. Bedingt durch die starke Abhängigkeit von fossilen Brennstoffen und die zunehmenden CO₂-Emissionen, zeigt sich in den letzten Jahren ein deutlich steigender Trend hin zur Nutzung erneuerbarer Energieträger zur Raumwärmeerzeugung. Einen großen Anteil an diesem Trend haben dabei im kleinen Leistungsbereich Pelletsheizungen.

Moderne Pelletkessel weisen bereits einen sehr hohen Entwicklungsstand mit sehr niedrigen Emissionen bezüglich CO, Staub und organischem Kohlenstoff auf und zeichnen sich durch hohe Wirkungsgrade und vollautomatischen Betrieb aus. Optimierungspotentiale sind, bedingt durch den bereits erreichten hohen Entwicklungsstand, in erster Linie im Bereich der Regelung noch vorhanden, ausgehend vom derzeitigen Stand der Technik, ist aber eine weitere deutliche Reduktion der Feinstaub- sowie der NO_x-Emissionen mit den bestehenden Systemen nicht erreichbar.

Aus diesem Grund wurde im Rahmen des Projektes Pelletvergaserkessel 2010 eine neue Feuerungstechnologie, mit der bei Pelletkesseln kleiner Leistung (< 50 kW) eine deutliche Reduktion der Feinstaubemissionen unter 5 mg/Nm³ (bezogen auf 13 Vol% O₂ und trockenes Rauchgas) sowie der NO_x-Emissionen unter 70 mg/Nm³ (bezogen auf 13 Vol% O₂ und trockenes Rauchgas) sowie eine Verbesserung des Wirkungsgrades ermöglicht werden sollte, entwickelt. Mit der vorliegenden Arbeit, in der die einzelnen Entwicklungsschritte chronologisch beschrieben und diskutiert wurden, wurde ein wichtiger Beitrag zur Entwicklung der neuen Feuerungstechnologie geleistet.

Bewertung der Verfahren der thermochemischen Konversion

Da Pelletfeuerungen bereits einen sehr hohen Entwicklungsstand aufweisen, war eine Loslösung von bestehenden Verbrennungskonzepten notwendig. Aus diesem Grund wurden die Verfahren der thermochemischen Konversion von festen Biomassebrennstoffen, nämlich auf Basis von Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung, evaluiert und mit dem Ziel bewertet, alle für die neue Feuerungsentwicklung relevanten Technologien zu identifizieren. Die Bewertungskriterien wurden aus den Anforderungen an die neue Feuerungstechnologie abgeleitet. Die Feuerungstechnologien auf Basis der direkten Verbrennung konnten für die neue Anlagentechnologie nicht in Betracht gezogen werden:

- Rost- und Unterschubfeuerungen besitzen aufgrund ihres hohen Entwicklungsstandes nur noch ein begrenztes Optimierungspotenzial.
- Bei Verwendung eines Staubfeuerungskonzeptes müssten die Pellets vor der Verbrennung gemahlen werden, wodurch mit einem erhöhten Energieverbrauch zu rechnen ist. Des Weiteren ist der Staubgehalt im Rauchgas hoch einzustufen.
- Wirbelschichtfeuerungen besitzen ein schlechtes Teillastverhalten (Teillast nur bis ca. 50% der Nennlast) und finden aus ökonomischen Gründen erst im MW-Bereich Anwendung. Zusätzlich ist mit einem, im Vergleich zu Rost- und Unterschubfeuerungen, erhöhtem Staubgehalt im Rauchgas zu rechnen.

Die Technologien auf Basis der Pyrolyse schieden für die neue Feuerungstechnologie aus folgenden Gründen aus:

- Die Verfahren auf Basis der Pyrolyse erfordern meist einen hohen technischen und apparativen Aufwand.

- Die für die Pyrolyse der Biomasse notwendige Prozesswärme muss von einem zusätzlichen Brenner (in diesem Fall ein Pyrolysekoks Brenner) zur Verfügung gestellt werden. Des Weiteren ist für die vollständige Verbrennung der Pyrolysegase ein Brenner notwendig. Daraus ergeben sich technologisch hohe Anforderungen an die neue Feuerung.
- Der Gehalt an Feinstaubbildnern im Pyrolysegas ist aufgrund der bei der Pyrolyse üblicherweise auftretenden Temperaturen von 500 bis 600°C, wodurch es nur bedingt zur Freisetzung der Feinstaubbildner kommt, gering. Bei der Verbrennung des Pyrolysekoks ist aber aufgrund der üblichen hohen Verbrennungstemperaturen mit erhöhter Freisetzung von Feinstaubbildnern und damit verbunden erhöhter nachfolgender Feinstaubbildung im Rauchgas zu rechnen.
- Die Verfahren auf Basis der Pyrolyse besitzen zwar ein hohes Optimierungspotential, jedoch befinden sich die meisten Verfahren noch in der Entwicklung. Technisch ausgereifte Verfahrenskonzepte sind kaum vorhanden.

Die Verfahren auf Basis der Vergasung schieden mit Ausnahme des Gegenstromvergaser für die Entwicklung aus nachfolgend genannten Gründen aus:

- Wirbelschichtvergaser weisen ein schlechtes Teillastverhalten und eine hohe Staubbelastung im Produktgas auf und finden aus ökonomischen Gründen erst im großen Leistungsbereich Anwendung.
- Für den Flugstromvergaser können nur staubförmige oder flüssige Brennstoffe verwendet werden. Weiters finden Flugstromvergaser nur im großen Leistungsbereich Anwendung.
- Die Nachteile des Kreuzstromvergaser sind der im Vergleich zum Gegenstromvergaser höhere Staubgehalt im Produktgas sowie ein niedriger Heizwert des Rohgases und ein schlechter Wirkungsgrad.
- Beim Gleichstromvergaser besteht die Gefahr der Verstopfung des Brennstoffbettes im Betrieb. Des Weiteren ist die Staubbelastung im Produktgas höher als beim Gegenstromvergaser.

Beim Gegenstromvergaser ist mit einer im Vergleich zu den anderen Vergaserbauarten sowie generell mit einer sehr niedrigen Staubbelastung im Produktgas zu rechnen. Weiters zeichnet sich der Gegenstromvergaser durch eine gute Brennstoffflexibilität und seine einfache Bauweise aus. Aufgrund der genannten Vorteile wurde das Prinzip der Gegenstromvergasung für die Entwicklung eines Konzeptes der neuen Feuerung, bestehend aus Gegenstromvergaser mit gekoppeltem Gasbrenner, herangezogen.

Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie

Die experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie lässt sich in folgende Entwicklungsschwerpunkte unterteilen, die sich abschließend für sich getrennt wie folgt zusammenfassen lassen:

- Unterbindung der Teerkondensation und von Anbackungen aus versinterter Asche
- Ausbrandqualität der Rauchgase und NO_x-Emissionen
- Gesamt- und Feinstaubemissionen

- Energetische Beurteilung
- Empfehlungen

Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie - Unterbindung der Teerkondensation und von Anbackungen aus versinterter Asche

Das Konzept wurde in einer ersten Versuchsanlage, bestehend aus einem Gegenstromvergaser mit angeschlossenem Pelletkessel zur Verbrennung des Produktgases realisiert. Ziel der ersten Vergasungsversuche war es, einen stabilen Betrieb des Vergasers zu erreichen, um damit grundsätzlich die Eignung von Weichholzpellets für die Gegenstromvergasung zu bestätigen. Ein stabiler Betrieb des Vergasers konnte aufgrund von Kondensation von Teeren aus dem Produktgas vorerst nicht erreicht werden. Die Teerablagerungen verlegten die Produktgasleitung und die Brennstoffzuführung, wodurch aufgrund des hohen Druckverlustes dem Vergaser zuwenig Primärluft zugeführt und die Brennstoffzuführung unterbrochen wurde.

Die Kondensation von Teeren aus dem Produktgas konnte durch folgende bauliche Maßnahmen effektiv unterbunden werden:

- Förderung der Pellets über eine horizontale Schnecke auf das Brennstoffbett
- Räumliche Kopplung des Produktgasbrenners direkt an den Vergaser und damit unmittelbare Verbrennung des aus dem Vergaserbett austretenden teerbeladenen Produktgases

Die baulichen Maßnahmen wurden mit der modifizierten Versuchsanlage 1 umgesetzt. Weiters wurde die Brennstoffzuführung um einen mechanischen Füllstandsschalter zur Regelung der Brennstoffbetthöhe erweitert. Durch die räumliche Kopplung des Produktgasbrenners konnte die Teerkondensation effektiv unterbunden und ein stabiler Betrieb des Vergasers erreicht werden. Im laufenden Betrieb der modifizierten Versuchsanlage 1 bildeten sich versinterterte Ascheanbackungen an der Innenseite des Vergaserrohres im Bereich der Verbrennungszone. Die versinterterten Ascheanbackungen führten nicht nur bei der modifizierten Versuchsanlage 1, sondern auch bei der Versuchsanlage 2 und beim Prototypen wiederholt zu Problemen durch Bildung von versinterterten Ascheanbackungen im Bereich der Verbrennungszone und des Primärluftkreuzes. Auf Basis von im Rahmen der experimentellen Entwicklung wiederholt durchgeführten nasschemischen, EDX/REM- und XRD-Analysen von Proben der versinterterten Aschen und von Rostaschen können folgende Schlussfolgerungen gezogen werden:

- Im Vergleich zu den Grobaschen kommt es in den versinterterten Anbackungen zu einer Anreicherung von Kalium.
- Der Karbonatanteil in den versinterterten Aschen ist höher als in den nicht versinterterten Aschen.
- Die versinterterten Aschen bestehen vorrangig aus Kalium- und Calcium-Karbonat bzw. -Oxid.
- Die Verbindung $K_2Ca(CO_3)_2$ ist ein Hauptbestandteil der versinterterten Anbackungen.

- Das Schmelzverhalten der Aschen wird vorrangig durch die Mischung aus K- und Ca-Karbonat bzw. -Oxid bestimmt (Schmelzpunkt von $K_2Ca(CO_3)_2$: 815 °C).
- Bei höheren Temperaturen ist diese Phase nicht stabil.

Es gibt somit 2 Gründe für die Bildung der Anbackungen an der Innenseite des Vergaserrohres und am Primärluftkreuz:

- Anreicherung von Kalium durch Freisetzung von Kalium während des Verbrennungsprozesses im Vergaser und nachfolgende Kondensation in den darüberliegenden kälteren Zonen des Brennstoffbettes.
- Kühlung des Aschenbettes in unmittelbarer Nähe des Luftkreuzes durch die eintretende Vergasungsluft und an der kühleren Innenseite des Vergaserrohres, wodurch die Bildung von $K_2Ca(CO_3)_2$ Schmelzen in diesen Bereichen ermöglicht wird.

Daraus resultiert, dass das Schmelzverhalten der Aschen bei dem entwickelten Gegenstromvergaser signifikant von dem einer konventionellen Pelletfeuerung mit Rost abweicht und somit eine neue Problemstellung gegeben ist. Im Rahmen der Entwicklung der neuen Anlagentechnologie wurden zahlreiche Schritte unternommen, um die Bildung von versinterten Ascheanbackungen zu unterbinden.

Bei der modifizierten Versuchsanlage 1 wurde versucht, durch aktive Kühlung des Vergaserrohres, Rauchgasrezirkulation sowie durch mit Wasserdampf gesättigte Primärluft die Bildung der Ascheanbackungen zu unterbinden. Durch den Einsatz der beiden letztgenannten Verfahren konnte die Verbrennungstemperatur zwar um rund 200 °C gesenkt werden, die Bildung von versinterten Ascheanbackungen jedoch nicht unterbunden werden.

Bei der Versuchsanlage 2 wurde aus diesem Grund ein im Vergaserrohr vertikal bewegbarer Rührer vorgesehen, der die gebildeten Anbackungen aus versinteter Asche zerstören und in Richtung Aschebett abfordern sollte. Im Rahmen der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe, zeigte sich, dass durch die Vergrößerung des Durchmessers des Vergaserrohres sowie einer regelmäßig durchgeführten Entaschung die Bildung von Ascheanbackungen am Vergaserrohr weitgehend unterbunden werden konnte, womit ein Einsatz der Hubvorrichtung nicht notwendig war. Jedoch traten im Dauerbetrieb am Primärluftkreuz poröse Ascheanbackungen auf, die auch durch die regelmäßigen Entaschungsvorgänge nicht entfernt werden konnten.

Als erster Ansatz wurde beim Prototypen das Primärluftkreuz vor und zurück bewegt, um so die Bildung zu reduzieren. Durch diese Maßnahme konnte die Bildung von versinterten Ascheanbackungen zumindest zwischen den Armen des Primärluftkreuzes unterbunden werden.

Derzeit wird eine automatische Regelung der Entaschung des Vergasers bei einer definierten Temperatur des Aschebettes in regelmäßigen Abständen verfolgt, um die Bildung von porösen Ascheanbackungen zu unterbinden. Die Entaschungstemperatur für die automatische Entaschung darf nicht zu niedrig gewählt werden, da bei einem hohen Aschebett die Bildung von versinterten Ascheanbackungen begünstigt wird. Weiters darf beim Entaschungsvorgang nicht zu viel Asche aus dem Vergaser gefördert werden, was zur Folge hätte, dass sich das Primärluftkreuz in der Verbrennungszone befindet und somit hohen Temperaturen ausgesetzt ist. Neben der hohen thermischen Belastung des Materials wird dadurch auch die Bildung von

versinterten Anbackungen der Asche am Primärluftkreuz begünstigt. Ebenso muss im Betrieb die Entaschungstemperatur an die jeweilige Kesselleistung angepasst werden. Nur wenn diese Vorgaben exakt eingehalten werden, ist ein Langzeitbetrieb des Vergasers ohne Probleme wahrscheinlich möglich.

Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie - Ausbrandqualität der Rauchgase und NO_x-Emissionen

Für die Verbrennung des Produktgases wurde für die Versuchsanlage 2 ein eigenes Brennerkonzept entwickelt. Wichtige Anforderungen an dieses neue Konzept waren neben der geforderten hohen Ausbrandqualität der Rauchgase eine effektive Reduktion der NO_x-Emissionen. Die Grundlage hierfür bildet die gestufte Verbrennung, wie sie auch bei konventionellen Feuerungen eingesetzt wird. Auf Basis von CFD-Simulationen wurde ein neuer Brenner mit gestufter Luftführung zur effektiven Reduzierung der NO_x-Emissionen entwickelt:

- Tangentiale Anbringung der Zuleitungen für Sekundär- und Tertiärluft, um eine gleichmäßige Austrittsgeschwindigkeit der Luft aus den Düsen zu ermöglichen (kontrolliertes Strömungsbild).
- Versetzung der Luftdüsen aus der Radialrichtung zur Brennerachse, um eine Drallströmung und somit eine verbesserte Durchmischung des Rauchgases mit Sekundär- und Tertiärluft zu erzielen.
- Verengung der Brennkammer im Bereich der Zuführung von Sekundär- und Tertiärluft, um einer besseren Durchmischung der Verbrennungsluft mit dem Rauchgas zu erzielen.
- Ausreichend großer Durchmesser (250 mm) der Brennkammer, um eine entsprechend lange Verweilzeiten bei unterstöchiometrischen Bedingungen in der Sekundärverbrennungszone für eine effektive Reduktion der NO_x-Emissionen durch Primärmaßnahmen sowie bei überstöchiometrischen Bedingungen in der Tertiärbrennkammer für einen effektiven Ausbrand der Rauchgase zu erreichen.

Die NO_x-Emissionen lagen bereits bei der Versuchsanlage 2 bei aktivierter Luftstufung für ein $\lambda_{\text{sekundär}}$ von 0,7 mit Werten unter 100 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung, wo die NO_x-Emissionen im Mittel bei 115 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) liegen. Des Weiteren zeichnete sich das neue Brennerkonzept der Versuchsanlage 2 durch eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase, verdeutlicht durch sehr niedrige CO-Emissionen, die auch im Teillastbetrieb (5 kW) unter 20 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) lagen, aus.

Beim Prototypen wurden weitere Entwicklungsschritte zur Technologieoptimierung umgesetzt. Eine wichtige Anforderung stellte hierbei die Reduktion des Brennkammervolumens dar, um die Investitionskosten und den Platzbedarf zu reduzieren. Gegenüber der Versuchsanlage 2 wurden folgende Änderungen am Brenner des Prototypen durchgeführt:

- Die Durchmesser von Sekundär- und Tertiärverbrennungszone wurden von 250 mm auf 130 mm verkleinert.
- Weiters wurde die Dämmung der Brennkammer verstärkt (innen 35 mm Feuerfestbeton mit einem Wärmeleitwert von 4,5 W/mK, außen 25 mm

Vermiculite mit einem Wärmeleitwert von 0,11 W/mK bei 10 °C), womit sich zusammen mit der gegenüber der Versuchsanlage 2 verkleinerten Oberfläche der Sekundärverbrennungszone eine reduzierte Wärmeabfuhr über die Sekundärverbrennungszone ergab.

- Der Durchmesser der Sekundärluftdüsen wurde von 11 mm auf 13 mm vergrößert, um den Druckverlust über die Sekundärluftdüsen zu reduzieren.
- Weiters wurden getrennte Anschlussstutzen für die Sekundärluftzufuhr auf Höhe der Sekundärluftdüsen- und der Tertiärluftzufuhr auf Höhe der Tertiärluftdüsen-ebene vorgesehen. Die Anschlussstutzen sind aus fertigungstechnischen Gründen radial an die Ringräume im Brennkammerstein angeschlossen. Um eine Vergleichmäßigung der Aufteilung der Luft auf die einzelnen Düsen zu erzielen, wurden für beide Düsenebenen Leitbleche eingebaut, welche jeweils die gleiche Richtung zur Brennkammerachse aufweisen, wie die Luftdüsen.
- Die Eintrittsöffnungen in die Luftdüsen wurden zur Druckverlustreduktion zusätzlich mit einer Anfasung von 8 mal 8 mm versehen.
- Der Übergang in den Kessel wurde zur Verkleinerung des Kesselvolumens modifiziert und so ausgeführt, dass das Rauchgas in eine zylindrische Wendekammer mit gegenüber der Brennkammer versetzter Achse ausströmt und dann nach unten in 4 Rohren, die auf einer Halbseite der Brennkammer angebracht sind, strömt. Weiters wurde der Übergang in den Kessel gedämmt und nicht wassergekühlt, um die Rauchgastemperaturen anzuheben und die Verbrennungsreaktionen schneller ablaufen zu lassen. Um das durch die Neukonzeption stark reduzierte Volumen des Übergangs in den Kessel wieder etwas zu vergrößern, wurde die Höhe des Übergangs in den Kessel von 50 auf 100 mm erhöht.

Die NO_x-Emissionen des Prototypen lagen bei aktivierter Luftstufung ($\lambda_{\text{sekundär}} = 0,8$) mit Werten unter 100 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) wie bei der Versuchsanlage 2 unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung, wo die NO_x-Emissionen im Mittel bei 115 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) liegen. Der angestrebte Zielwert von 70 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) konnte aber nur im Teillastbetrieb eingehalten werden. Es zeigte sich bedingt durch lastabhängige Verweilzeiten der Rauchgase in der Brennkammer eine signifikante Abhängigkeit der NO_x-Emissionen von der Leistung des Vergasers, bei 5 kW Kesselleistung (33% Nennlast) waren die NO_x-Emissionen um 25% geringer als bei Nennlast.

Im Rahmen der Testläufe wurde auch die Freisetzung und Konversion des Brennstoffstickstoffes untersucht. Beim Gegenstromvergaser wird fast der gesamte Brennstoffstickstoff als im Teer gebunden aus dem Brennstoff freigesetzt. Die NO_x-Vorläufer werden erst durch Cracken der Teere in der Sekundärbrennkammer freigesetzt. Dadurch wird auch das Reduktionspotential, bedingt durch kürzere Verweilzeiten der Rauchgase in der reduzierenden Atmosphäre der Sekundärbrennkammer, verkleinert. Die gewonnenen Erkenntnisse bilden eine wichtige Grundlage für die Weiterentwicklung des Low-NO_x-Brennerkonzeptes mit integrierter Luftstufung.

Des Weiteren zeichnete sich der Prototyp durch eine sehr gute Ausbrandqualität der Rauchgase bei niedrigem Gesamtluftüberschuss aus, verdeutlicht durch sehr niedrige CO-Emissionen, die auch im Teillastbetrieb (5 kW) unter 20 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes

Rauchgas und 13% O₂) liegen. Der Prototyp besitzt eine sehr gute Modulierbarkeit bezüglich Leistung, ein emissionsarmer Betrieb war auch noch bei 17% Nennlast möglich. Der angestrebte Zielwert von 20 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) wurde sowohl bei Nennlast als auch im Teillastbetrieb (5 kW) unterschritten. Bei Nennlast liegen die CO-Emissionen im Mittel bei 16 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) und damit deutlich unter denen dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln vergleichbarer Leistung, wo die CO-Emissionen im Mittel bei rund 40 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) liegen.

Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie – Gesamt- und Feinstaubemissionen

Die ersten an der modifizierten Versuchsanlage 1 durchgeführten Gesamt- und Feinstaubmessungen zeigten, dass die Feinstaubemissionen mit Werten unter 2,5 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) auf einem vergleichsweise sehr niedrigem Niveau liegen, jedoch nahmen die Gesamt- und Feinstaubemissionen bei einer Kesselleistung über 12 kW aufgrund der Aufwirbelung von Pelletsstaub aus dem Brennstoffbett signifikant zu. Durch eine Vergrößerung des Durchmessers des Vergasers von 100 auf 125 mm und durch die horizontale Förderschnecke konnte die Aufwirbelung von Pelletsstaub und die Zunahme der Gesamt- und Feinstaubemissionen deutlich reduziert werden, wie die an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Messungen zeigten. Die Feinstaubemissionen lagen im Bereich 0,6 bis 1,4 und die Gesamtstaubemissionen unter 2,5 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂). Die durchgeführten Messungen bestätigten, dass es mit der neuen Anlagentechnologie möglich ist, die Gesamt- und Feinstaubemissionen von Pelletkesseln im Vergleich zum Stand der Technik deutlich zu reduzieren.

Beim Prototypen wurde der Brennstoff über eine schräge (45°) Brennstoffschnecke in den Vergaser gefördert. Die Pellets wurden damit von der Schnecke in das Brennstoffbett im Vergaser geschoben. Mit dieser Maßnahme konnte erreicht werden, dass der Pelletsstaub, der vor allem bei der modifizierten Versuchsanlage 1 zu einer deutlichen Erhöhung der Gesamtstaubemissionen geführt hatte, besser in das Brennstoffbett eingebunden wird. Die Gesamt- und Feinstaubemissionen lagen bei Nenn- sowie bei Teillast (5 kW) bei unter 1 mg/Nm³ (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂), nur im extremen Teillastbetrieb waren die Gesamtstaubemissionen mit Werten zwischen 1 und 1,5 mg/Nm³ bezogen auf trockenes Rauchgas und 13% O₂) bedingt durch die schlechtere Ausbrandqualität der Rauchgase etwas höher. Beim Hoch- sowie beim Niederfahren der Anlage kam es nur kurzzeitig zu einer Erhöhung der Feinstaubemissionen, wobei hier nur sehr kleine Volumenströme auftreten.

Die niedrigen Feinstaubemissionen der neuen Anlagentechnologie sind darauf zurückzuführen, dass Kalium, welches den wichtigsten anorganischen Feinstaubbildner bei Pelletfeuerungen darstellt, zwar in der Verbrennungszone freigesetzt wird, aber in Bereichen niedriger Temperatur wieder auskondensiert und zum Großteil in die Asche des Vergasers eingebunden wird. Dies wurde auch durch die Ergebnisse der durchgeführten Analysen bestätigt, die eine deutliche Kaliumanreicherung in der Vergaserasche zeigen. Die Kaliumfreisetzung liegt bei der neuen Anlagentechnologie mit Werten um 5% deutlich unter der bei konventionellen Pelletfeuerungen (im Mittel 15%).

Bezüglich der Gesamt- und Feinstaubemissionen kann mit der neuen Technologie sicherlich ein neuer Standard bei Pelletkesseln gesetzt werden, da die Gesamt- und Feinstaubemissionen bei modernen Pelletkesseln derzeit meist um den Faktor 10 höher liegen.

Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie – Energetische Beurteilung

Der Wirkungsgrad des Prototypen liegt bei Nennlast um 86% bei Teillast zwischen 87 und 88%. Im Vergleich zu dem Stand der Technik entsprechenden Pelletkesseln, wo üblicherweise Wirkungsgrade bis 94% erreicht werden, liegt der Prototyp hier etwas schlechter. Zurückzuführen ist dies in erste Linie auf die unzureichende Isolierung des Prototypen. Durch eine entsprechende Isolierung, wie sie bei der Serienfertigung der Kessel erfolgt, können die Wärmeverluste des Prototypen auf ein Minimum reduziert werden und somit gemäß einer ersten Abschätzung Wirkungsgrade von 91 bis 93% erreicht werden, die somit dem Stand der Technik entsprechen.

Eine weitere Erhöhung des Wirkungsgrades bei Nennlast kann durch das Absenken der Rauchgastemperatur durch eine Verbesserung der Wärmeübertragung im Kessel erreicht werden. Eine Erhöhung des Wirkungsgrades durch das Absenken des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas ist weder bei Nenn- noch bei Teillast möglich, da dieser beim Prototypen schon sehr niedrig ist. Im Vergleich zu modernen Pelletfeuerungen im gleichen Leistungsbereich konnte mit dem Prototypen hier bezüglich des Wirkungsgrades schon eine deutliche Verbesserung erreicht werden. Bei Teillast sollte die Rauchgastemperatur nicht abgesenkt werden, da diese nahe dem Taupunkt des Rauchgases liegt. Bei einer weiteren Reduktion der Rauchgastemperatur würde es somit zu unerwünschter Kondensation im Kessel kommen, die in weiterer Folge zu Korrosion des Kessels führen kann. Eine deutliche Erhöhung des Wirkungsgrades des Prototypen kann aber noch durch den Einsatz der Brennwerttechnik erreicht werden, das Potential liegt im Bereich von 12% (für eine Rücklaufemperatur von 35 °C). Von großem Vorteil ist hier, dass der Prototypen bei sehr niedrigen Luftüberschusszahlen betrieben werden kann, wodurch der Wirkungsgradsgewinn im Vergleich zu modernen Pelletkesseln höher ausfällt.

Experimentelle Entwicklung der neuen Anlagentechnologie - Empfehlungen

Der Prototyp weist bereits einen sehr hohen Entwicklungsstand auf, bezüglich der partikelförmigen Emissionen kann mit der neuen Anlagentechnologie bereits jetzt ein neuer Standard bei Pelletkesseln definiert werden. Die NO_x-Emissionen können auf Basis der gewonnenen Erkenntnisse bezüglich der Freisetzung des Brennstoffstickstoffes wahrscheinlich noch reduziert werden. Voraussetzung dafür ist die genaue Kenntnis des Reaktionsweges des Brennstoffstickstoffes über die NO_x-Vorläufer zu NO_x.

Die Schwachstelle des Prototypen der neuen Anlagentechnologie ist derzeit noch die Entaschung des Vergasers. Anbackungen aus versinterter Asche an der Innenseite des Vergaserrohres und am Primärluftkreuz führten wiederholt zu Problemen beim Betrieb des Prototypen. Hier werden hohe Ansprüche an die Regelung der Entaschung gestellt. Nur wenn diese Vorgaben exakt eingehalten werden, ist ein Langzeitbetrieb des Vergasers ohne Probleme wahrscheinlich möglich. Zu diesem Zeitpunkt kann aber nicht ausgeschlossen werden, dass weitere Maßnahmen ergriffen werden müssen. Grundsätzlich wäre es möglich, die Primärluft nicht über das Primärluftkreuz sondern von außen mit einem zusätzlichen Gebläse direkt in das Aschebett einzublasen. Das Primärluftkreuz würde in diesem Fall eine reine Rührfunktion übernehmen. Ob durch diese Maßnahme die Ascheanbackungen effektiv reduziert werden können, sollte in einem Langzeitlauf von mindestens 1000 Stunden getestet werden.

Entwicklung eines mathematischen Modells für einen Gegenstromvergaser und Modellvalidierung

Im Rahmen der Dissertation wurde weiters ein eindimensionales mathematisches Modell für einen Gegenstromvergaser entwickelt. Das Modell basiert auf der Lösung der stationären Differentialgleichungen der Erhaltungsgleichungen für Energie und Transport und beinhaltet folgende Prozesse:

- Verdampfung des im Brennstoff enthaltenen Wassers
- Globale Einschrittkinetik für Pyrolyse inklusive thermischen Teerzerfall (Sekundärpyrolyse)
- Heterogene Gas-Fest-Vergasungsreaktionen und homogene Wassergas-Shift-Reaktion
- Heterogene Koksverbrennung und homogene Verbrennungsreaktionen in der Gasphase
- Zwei Partikelmodelle (Shrinking-Density-Modell und Shrinking-Particle/Core-Modell)
- Kein thermisches Gleichgewicht zwischen Feststoff und Gasphase (unterschiedliche Feststoff- und Gastemperaturen)
- Wärmetransport zwischen Feststoff und Gasphase
- Wärmeverluste über Reaktorwand

Die kinetischen Daten sowie die Stoffdaten der beteiligten festen und gasförmigen Komponenten wurden aus der Literatur übernommen. Anhand einer Sensitivitätsanalyse wurde gezeigt, dass die Modellparameter Faktor ζ , Pyrolysekinetik und Wärmekapazität des Feststoffes einen wesentlichen Einfluss auf die Temperaturverläufe im Bett und auf die Brennstoffbetthöhe haben. Diese Parameter wurden erst im Validierungsprozess des Modells auf Basis von experimentellen Daten festgelegt.

Für das Basismodell konnte keine befriedigende Übereinstimmung zwischen Simulation und Testlauf erzielt werden. Die Ursache dafür waren in erster Linie die vereinfachte Beschreibung der Pyrolyse von Weichholzpellets und die unzureichenden experimentellen Daten bezüglich der Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte. Aus diesem Grund wurde das Pyrolysemodell wie folgt weiterentwickelt:

- Reduktion des Teeranteils der primären Pyrolysereaktion entsprechend den Messergebnissen und Aufspaltung der verbleibenden Teere gemäß der sekundären Pyrolysereaktion rp_2 in die leichteren Gase CO , CO_2 , CH_4 und H_2O
- Auswahl kinetische Daten für die Reaktionsgeschwindigkeit der primären Pyrolysereaktion aus der Literatur, für die eine gute Übereinstimmung zwischen den Ergebnissen der Testläufe und denen der durchgeführten Simulationen erreicht werden konnte

Des Weiteren wurde beim weiterentwickelten Modell die theoretischen Wärmeverluste über die Vergaserwand (durch Erhöhung der Wärmeübergangskoeffizienten um Faktor 3) im Bereich der Verbrennungszone vergrößert, um damit der fehlenden Isolierung bei der Versuchsanlage Rechnung zu tragen.

Die Ergebnisse der mit dem weiterentwickelten Modell durchgeführten Simulationen zeigten eine gute Übereinstimmung mit den Messergebnissen der an der Versuchsanlage 2 durchgeführten Testläufe bezüglich Temperaturprofil und Produktgaszusammensetzung bei Nennlast. Die mit dem Simulationsergebnissen durchgeführten Massen- und Energiebilanzierungen ließen sich schließen, womit das weiterentwickelte Modell als validiert betrachtet werden kann.

Die mit dem weiterentwickelten Modell durchgeführte Parameterstudie (Vergaserleistung und Brennstoffwassergehalt von Hackgut) lässt folgende Schlüsse auf den Vergasungsprozess zu:

- Mit zunehmender Leistung ergeben sich höhere Temperaturprofile im Brennstoffbett sowie höhere Produktgastemperaturen.
- Mit sinkender Vergaserleistung nimmt der Heizwert des Produktgases aufgrund der niedrigeren Reduktion von CO₂ zu CO in der Vergasungszone, bedingt durch niedrigere Temperaturen, und der Verdünnung der Gasphasenspezies, infolge des höheren Luftverhältnisses und des daraus resultierenden höheren Stickstoffanteils, ab.
- Die Zunahme des Luftverhältnisses mit abnehmender Vergaserleistung ist kein Ergebnis der durchgeführten Simulationen, sondern wurde für Modell von den Testlaufergebnissen übernommen.

Das weiterentwickelte Modell ist geeignet, um die Vorgänge in einem Gegenstromvergaser kleiner Leistung, der mit Weichholzpellets betrieben wird, mit ausreichender Genauigkeit beschreiben zu können.

Die Beschreibung der Pyrolyse ist als Schwachpunkt des Modells zu sehen. Als vorwiegendes Problem ist die fehlende Kenntnis der genauen Abläufe im Zuge der Pyrolyse von Weichholzpellets sowie der Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse zu bezeichnen. Zum Zeitpunkt der Fertigstellung der vorliegenden Arbeit war es noch nicht möglich gewesen, die Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse von Weichholzpellets selbst experimentell zu bestimmen beziehungsweise geeignete experimentelle Daten in der Literatur vorzufinden. Die Zusammensetzung der Produkte der Pyrolyse kann selbst experimentell bestimmt werden, zum Beispiel mit einer von außen beheizten Pyrolyseschnecke, da hier die Aufheizrate und das Temperaturprofil, wie sie in der Pyrolysezone des Gegenstromvergasers vorherrschen, sehr gut eingestellt werden können. Die Versuche sollten dabei für unterschiedliche Aufheizraten durchgeführt werden, um auch den Einfluss der Vergaserleistung auf die Pyrolyse entsprechend abdecken zu können. Basierend auf experimentellen Daten könnte das Pyrolysemodell weiterentwickelt werden, wobei die für die Pyrolyse relevanten Randbedingungen wie Aufheizrate und Brennstoffeigenschaften, in erster Linie die Partikelgröße, im Pyrolysemodell durch eine Anpassung der Pyrolyseproduktzusammensetzung auf unterschiedliche Aufheizraten und Brennstoffe berücksichtigt werden müssen. Damit sollte es möglich sein, den Einfluss von geänderten Betriebsbedingungen auf den Vergasungsprozess genauer wiedergeben zu können.

Die für verschiedene Brennstoffwassergehalte von Hackgut durchgeführten Simulationen zeigten, dass das Modell für Brennstoffwassergehalte von über 20 Gew% derzeit nicht geeignet ist. Bei Brennstoffwassergehalten von über 20 Gew% muss aufgrund der vorherrschenden niedrigen Temperaturen einerseits davon ausgegangen werden, dass Wasserdampf im oberen Bereich des Brennstoffbettes aus dem Produktgas auskondensiert, was im weiterentwickelten Modell aber nicht berücksichtigt wird. Ein entsprechender Ansatz,

der die Kondensation von Wasserdampf über den Sättigungsdampfdruck des Wassers berücksichtigt, lieferte für durchgeführte Testrechnungen, aber unplausible Ergebnisse.

Weiters muss bei Brennstoffwassergehalten von über 20 Gew% aufgrund der vorherrschenden niedrigen Temperaturen davon ausgegangen werden, dass Teer im oberen Bereich des Brennstoffbettes teilweise aus dem Produktgas auskondensiert, was im weiterentwickelten Modell aber nicht berücksichtigt wird. Der Anteil an kondensierenden Teeren bei einer bestimmten Produktgastemperatur kann aufgrund ihrer komplexen chemischen Zusammensetzung nur schwer abgeschätzt werden. Ein entsprechender Ansatz, mit dem die Kondensation von Teer berücksichtigt werden kann, konnte in der Literatur nicht gefunden werden. Der am Brennstoff kondensierte Teer wird in den heißeren Zonen des Brennstoffbettes wieder verdampft und teilweise gecrackt, wodurch sich neben dem Teeranteil auch die Zusammensetzung des Produktgases ändert. Des Weiteren kann sich durch die Teerkondensation und –verdampfung auch der Verlauf des Temperaturprofils über das Brennstoffbett ändern. Das Modell liefert somit für Brennstoffwassergehalte von über 20 Gew% verfälschte Ergebnisse. Diese sind somit nur als Näherung zu sehen.

Literaturverzeichnis

- [1] Agilent, 2009; Datenblatt für Typ 3000 Micro GC, Agilent Technologies
<http://www.chem.agilent.com/enUS/Products/Instruments/gc/3000microgc/Pages/default.aspx>
- [2] Babu, B.V., Sheth, P.N.; Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor, *Energy Conversion&Management* (2005)
- [3] Balci, S., Dogu, T., Yucel, H., Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials, *Ind. Eng. Chem. Res.* Vol 32 (1993), pp 2573-2579.
- [4] Bauer R., Gölles, M., Brunner, T., Dourdoumas, N., Obernberger, I.; Modelling of grate combustion in a medium scale biomass furnace for control purpose, *Biomass and Bioenergy* Vol. 34 (2010), pp. 417 – 427
- [5] Bayerbach, R.; Die ablative Flashpyrolyse der PyTec - erste Erfahrungen und Produkteigenschaften, In *Gülzower Fachgespräche – Biocrudeoil*, Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e.V, Gülzow, 2008; pp 87-97
- [6] BELIMO Automation Handelsgesellschaft m.b.H., Datenblatt ARF24-SR-S
- [7] Bellais, M.; Modelling of the pyrolysis of large wood particles, Ph. D. Thesis (2007), KTH, Stockholm
- [8] Bhagat, P.M.; Wood charcoal combustion and the effects of water application, *Combustion and Flame*, Vol. 37 (1980), pp 275-291
- [9] Biba, V., Macak, J., Klose, E., Malecha, J.; Mathematical model for the gasification of coal under pressure, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 17 (1978)
- [10] BioBil, 2009; Bilanzierungstool BioBil der Firma BIOS BIOENERGIESYSTEME GmbH, Graz, Österreich
- [11] Blauer Engel, 2009; RAL-UZ 112, Deutschland
- [12] BLT Wieselburg (<http://www.blb.bmlf.gv.at>); Prüfberichte aller Pelletsfeuerungen mit einer Kesselleistung <40kW im Prüfzeitraum 2005 – 2008
- [13] Bogacki, P., Shampine, L.F.; A 3(2) pair of Runge-Kutta formulas, *Appl. Math. Letters*, Vol. 2 (1989), pp 1-9
- [14] Bosch, 2008; Firmenprospekt Lambda-Sonde, Robert Bosch AG, Wien, Österreich
- [15] Brundo M.; A mathematical model for coal and biomass gasification in a fixed bed reactor, 3rd International Conference on Clean Coal Technologies for our Future (2007)
- [16] Brunner, T., Bärnthaler, G., Obernberger, I.; Fine particulate emissions from state-of-the-art small-scale Austrian pellet furnaces – Characterisation, formation and possibilities of reduction, *Proceedings of the 2nd World Conference on Pellets*, May/June 2006, Jönköping, Sweden, pp 87-91
- [17] Brunner, T., Obernberger, I., Scharler, R.; Primary measures for low-emission residential wood combustion – Comparison of old with optimised modern systems, *Proceedings of the 17th European Biomass Conference & Exhibition*, June 2009, Hamburg, pp. 1319-1328
- [18] Bryden, K.M., Ragland, K.; Numerical Modeling of a Deep, Fixed-Bed Combustor, *Energy & Fuels*, Vol. 10 (1996)
- [19] CAD Computer GmbH & Co. KG, 41751 Viersen, Deutschland
- [20] CEN/BT/TF 143, Biomass Gasification – Tar and Particles in Product Gases – Sampling and Analysis, 2004, <http://www.eeci.net/>
- [21] Cooper, J., Hallett, W.L.H.; A numerical model for packed-bed combustion of char particles, *Chemical Engineering Science* 55 (2000), pp 4451-4460
- [22] Day, M., Shen, Z., Cooney, J.D; Pyrolysis of auto shredder residue: experiments with a laboratory screw kiln reactor, *Journal of analytical and applied pyrolysis*, Vol. 51 (1999), pp. 181-200

- [23] Deng et al.; Computational Fluid Dynamics Modeling of Coal Gasification in a Pressurized Spout-Fluid Bed, *Energy & Fuels*, Vol. 22 (2008), pp 1560–1569
- [24] Di Blasi, C., Signorelli, G., Portoricco, G.; Countercurrent Fixed-Bed Gasification of Biomass at Laboratory Scale, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol 38 (1999), pp. 2571-2581
- [25] Di Blasi, C.; Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis, *Progress in energy and combustion science*, Vol 34 (2006), pp 47-90
- [26] Di Blasi, C.; Modeling Wood Gasification in a Countercurrent Fixed-Bed Reactor, *A.I.Ch.E. Journal*, Vol. 50, No. 9 (2004)
- [27] Dinjus, E., Henrich, E., Weirich, F.; A two stage process for synfuel from biomass, Präsentation am IEA-Meeting 3.5.2004, Wien, Österreich
- [28] Eitel, W., Skalik, W.; Über einige Doppelcarbonate der Alkalien und Erdalkalien, *Zeitschrift für anorganische und allgemeine Chemie*, Volume 183 (2004), pp 263 – 286
- [29] *Fast Pyrolysis: A Handbook*, Volume 2, CPL Press, 2002
- [30] *Fast Pyrolysis: A Handbook*, Volume 3, CPL Press, 2005
- [31] Franco et al.; Gasification Study of Cyanara Cardunculus to Produce Hydrogen Rich Gas, Proceedings of the 17th European Biomass Conference & Exhibition, 2009, Hamburg, Germany
- [32] Gaur, S., Reed, T.B.; Thermal data for natural and synthetic fuels, Marcel Dekker Inc., New York, 1998
- [33] Gerun et al.; Numerical investigation of the partial oxidation in a two-stage downdraft gasifier, *Fuel* Vol 87 (2008), pp 1383–1393
- [34] Ghani et al.; Fbed-1: Fixed Bed Coal Combustion and Gasification Model with a Generalized Coal Devolatilization Submodel (FG-DVC), *Measurement and Modeling of Advanced Coal Conversion Processes*, Vol. 3 (1993)
- [35] Ghani, M.U.; Radulovic, P.T., Smoot, L.D.; An improved model for fixed-bed coal combustion and gasification: sensitivity analysis and applications, *Fuel* Vol. 75, No. 10 (1996), pp 1213-1226
- [36] Goldman et al.; A comparison of prediction and experiment in the gasification of anthracite in air and oxygen-enriched/steam mixtures, 20th Symposium (International) on Combustion, pp 1365-1372
- [37] Gölles, M.; Entwicklung mathematischer Modelle einer Biomasserostfeuerungsanlage als Grundlage für modellbasierte Regelungskonzepte, Dissertation, Technische Universität Graz, 2009
- [38] Gould, L.A.; *Chemical Process Control: Theory and Applications*. Addison Wesley (1969)
- [39] Grimm, A.; Preliminary Tests with Birch Wood Pellets in Up-Draft Air Gasifier, Proceedings of International Scientific Conference of Mechanical Engineering 2004, Santa Clara, Cuba
- [40] Groeneveld, M.J., van Swaaij, W.P.M.; Gasification of char particles with CO₂ and H₂O, *Chem.Eng.Science* Vol. 35 (1980), pp 307-313
- [41] Grønli, M.; A theoretical and experimental study of the thermal degradation of biomass, Ph. D. Thesis (1996), NTNU, Trondheim
- [42] Guntamatic, 2009; Firmenprospekt, Guntamatic Heiztechnik GmbH, Peuerbach, Österreich
- [43] Gupta, A.S., Thodos, G.; Direct Analogy between Mass and Heat Transfer to Beds of Spheres, *AIChE J.*, Vol 9, (1963), pp. 751
- [44] HDG Bavaria, 2009; Firmenprospekt HDG Bavaria GmbH Heizsysteme für Holz, Deutschland
- [45] Hobbs, M. L., Radulovic, P. T., Smoot, L. D.; Combustion and gasification of coals in fixed beds. *Progress Energy and Combustion Science*, 19 (1993), 505-586.

- [46] Hobbs, M. L., Radulovic, P. T., Smoot, L. D.; Modelling fixed-bed coal gasifiers. A.I.Ch.E. Journal, 38 (1992), pp 681-702.
- [47] Houben, M.P., de Lange, H.C., van Steenhoven, A.A.; Tar reduction through partial combustion of fuel gas, Fuel Vol 84 (2005), pp 817–824
- [48] Kaltschmitt et al.; Energie aus Biomasse, 2.Auflage, Springer Berlin Heidelberg, E-Book, 2009
- [49] Kayal, T.K.; Chakravarty, M., Biswas, G.K.; Mathematical modelling of steady state updraft gasification of jute stick particles of definite sizes packed randomly – an analytical approach, Bioresource Technology 60 (1997), 131-141
- [50] Kurkela, E.; Mitvergasung oder reine Vergasung - ein Beitrag aus Finnland, 1. Internationaler Anwenderkongress für Biomassevergasung am 24.01.2007, Berlin, Deutschland
- [51] KWB, 2009; Firmenprospekt, Kraft & Wärme aus Biomasse GmbH, St. Margarethen/Raab, Österreich
- [52] Landwirtschaftskammer Niederösterreich, 2008; Biomasse – Heizungserhebung 2008
- [53] Lucas, C.; High temperature air/steam gasification of biomass in an updraft fixed bed batch type gasifier; Ph. D. Thesis (2005), KTH, Sweden
- [54] Marutzky, R., Seeger, K.; Energie aus Holz und anderer Biomasse, DRW-Verlag Weinbrenner GmbH&Co, 1999
- [55] Morf, P.O.; Secondary Reactions of Tar during Thermochemical Biomass Conversion, Ph. D. Thesis (2001), ETH Zürich
- [56] Nan, L., Best, G., De Carvahlo Neto, C.C.; Integrated energy systems in China - The cold Northeastern region experience, Food and Agriculture Organization of the United Nations (1994), Rome
- [57] National Instruments, 2008; Labview Versionen 8.5 und 8.6
- [58] Obernberger I.; Reached Developments of Biomass Combustion Technologies and Future Outlook, Proceedings of the 17th European Biomass Conference & Exhibition, June 2009, Hamburg, pp. 10-21
- [59] Obernberger, I., Brunner, T., Bärnthaler, G., Jöller, M., Kanzian, W., Brenner, M.; Feinstaubemissionen aus Biomasse-Kleinfeuerungsanlagen, Endbericht zum gleichnamigen Forschungsprojekt, Zukunftsfonds Projekt Nr.2088, 2008
- [60] Obernberger, I., Brunner, T., Bärnthaler, G.; Fine particulate emissions from modern Austrian small-scale biomass combustion plants, Proceedings of the 15th European Biomass Conference & Exhibition, May 2007, Berlin, pp. 1546-1557
- [61] Obernberger, I., Thek, G.; Herstellung und Nutzung von Pellets, Schriftreihe Thermische Biomassenutzung, Band 5, 2009
- [62] Obernberger, I., Thek, G.; Recent developments concerning pellet combustion technologies – a review of Austrian developments, Proceedings of the 2nd World Conference on Pellets, May/June 2006, Jönköping, Sweden, pp.31-40
- [63] Obernberger, I.; Nutzung fester Biomasse in Verbrennungsanlagen unter besonderer Berücksichtigung des Verhaltens aschebildender Elemente, Schriftreihe Thermische Biomassenutzung, Band1, 1997
- [64] Obernberger, I.; Thermische Biomassenutzung, Vorlesungsskriptum Technische Universität Graz
- [65] ÖkoFEN, 2009; Firmenprospekt, ÖkoFEN Forschungs- und EntwicklungsgesmbH, Niederkappel, Österreich
- [66] Olofsson, I., Nordin, A., Söderling, U.; Initial Review and Evaluation of Process Technologies and Systems Suitable for Cost-Efficient Medium-Scale Gasification for Biomass to Liquid Fuels, ETPC Report (2005), Sweden
- [67] ÖNORM M7135
- [68] Österreichischer Biomasse Verband, 2009; Basisdaten Bioenergie Österreich

- [69] Österreichisches Umweltzeichen, 2009; Richtlinie UZ 37
- [70] Poboss, N., Schuster, A.; Vergasungsversuche einer Brennstoffmischung in einer elektrischen beheizten Wirbelschicht-Versuchsanlage zur Bestimmung der optimalen Vergasungsbedingungen zur Gewinnung einer maximalen Gasausbeute mit hohem Heizwert und minimalem Teergehalt, Endbericht (2009), Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, Universität Stuttgart, Deutschland
- [71] Puchner et al.; Biomass gasification in a pressurized fluidized bed - Experimental results, Proceedings of the 17th European Biomass Conference & Exhibition, 2009, Hamburg, Germany, pp. 1000-1004
- [72] Purnomo, D.J.; Model for a Downdraft Solid Fuel Combustor, Ph. D. Thesis (1998), The University of Wisconsin
- [73] Radulovic, P.T., Ghani, M.U., Smoot, L.D.; An Improved Model for Fixed-Bed Coal Combustion and Gasification, Fuel Vol. 74 (1995), pp 582-594
- [74] Rao et al.; Stoichiometric, mass, energy and energy balance analysis of countercurrent fixed-bed gasification of post-consumer residues, Biomass and Bioenergy Vol 27 (2004), pp 155-171
- [75] Rath et al.; Heat of wood pyrolysis, Fuel 82, 81–91, 2003
- [76] Rath, J., Staudinger, G.; Cracking reactions of tar from pyrolysis of spruce wood, Fuel 80 2001, pp 1379-1389
- [77] Ratnadhariya, J.K., Channiwala, S.A.; Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach, Renewable Energy Vol. 34 (2009), pp 1050–1058
- [78] Raupenstrauch, H.; Gasdurchströmte chemisch reagierende Schütttschichten, Habilitationsschrift (1997), Technische Universität Graz
- [79] Reina, J., Velo, E., Puigjaner, L.; Kinetic study of the pyrolysis of waste wood. Ind Eng Chem Res Vol 37 (1998)
- [80] Rosa, L., Tosato, R.; Modelling and testing a cogeneration plant based on wood gasification; 7th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers, 2006
- [81] Scharler, R.; Entwicklung und Optimierung von Biomasse-Rostfeuerungen durch CFD-Analyse, Dissertation, Technische Universität Graz, 2001
- [82] SCHMIDT, 2009; Datenblätter SS 20.60, SCHMIDT Technology GmbH, 78112 St. Georgen, Deutschland
- [83] Schröder, E.; Experiments on the pyrolysis of large beechwood particles in fixed beds, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, Vol 71 (2004), pp 669-694
- [84] SHT, 2009; Firmenprospekt thermidual TDA, SHT Heiztechnik, 2009, Salzburg-Bergheim, Österreich
- [85] Solarfocus, 2009; Firmenprospekt Solarfocus GmbH, St. Ulrich / Steyr, Österreich
- [86] Stubenberger, G.; Scharler, R., Obernberger, I.; Nitrogen release behavior of different biomass fuels under lab-scale and pilot-scale conditions, Proceedings of the 15th European Biomass Conference & Exhibition, 2007, Berlin, Germany, pp. 1412-1420
- [87] Tepper, H.; Zur Vergasung von Rest- und Abfallholz in Wirbelschichtreaktoren für dezentrale Energieversorgungsanlagen, Dissertation, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2005
- [88] The Mathworks; Matlab Version 7.1, The Mathworks, 2008
- [89] Thunman, H., Niklasson, F., Johnsson, F., Leckner, B.; Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds, Energy Fuels, Vol. 15 (2001), pp 1488 -1497
- [90] Thurner, F., Mann, U.; Kinetic investigation of wood pyrolysis, Ind Eng Chem Proc Des Dev Vol 20 (1981),
- [91] TÜV, 2008, Prüfbericht BioWin

- [92] Uden, Ag., Berruti, F., Scott, D.S.; A kinetic model for the production of liquids from the flash pyrolysis of biomass, *Chemical Engineering Communications*, Vol 65 (1988), pp 207 – 221
- [93] Van Loo, S., Koppejan, J.; *The handbook of biomass combustion and co-firing*, 2. Auflage, Earthscan, 2008
- [94] *VDI-Wärmeatlas*, Verein deutscher Ingenieure, Springer Verlag (1997)
- [95] Wagenaar, B.M., Prins, W., van Swaaij, W.P.M.; Flash pyrolysis kinetics of pine wood. *Fuel Proc Technol* Vol 36 (1994), pp 291–302.
- [96] Wiinikka, H.; *High Temperature Aerosol Formation and Emission Minimisation during Combustion of Wood Pellets*, PhD-Thesis, Luleå University of Technology, 2005, Sweden
- [97] Windhager 2009; *Firmenprospekt BioWin*, Windhager Zentralheizung GmbH, Seekirchen am Wallersee, Österreich
- [98] Zahirović, S.; *CFD analysis of gas phase combustion and NOx formation in biomass packed-bed furnaces*, Dissertation, Technische Universität Graz, 2008

ANHANG

A.1 Brennstoffdatenbank

Als Brennstoff wurden immer Weichholzpellets nach Ö-Norm M7135 [67] eingesetzt. Die Ergebnisse der Analysen der im Rahmen der Testläufe verwendeten Brennstoffchargen sind in den Tabellen A1 und A2 angeführt

Einsatzzeitraum		KW01 bis KW46	KW47 bis Ende	KW01 bis KW13	KW14 bis Ende
		2007	2007	2008	2008
WG	Gew.% FS	6,8	6,8	6,2	6,4
AG	Gew.% TS	0,30	0,37	0,35	0,30
C	Gew.% TS	51,8	51,3	50,2	50,2
H	Gew.% TS	6,9	6,7	6,2	6,0
N	Gew.% TS	0,09	0,14	0,07	0,07
S	mg/kg TS	52	62	51	51
Cl	mg/kg TS	50	32	34	33
Ca	mg/kg TS	756	1.140	886	851
Si	mg/kg TS	390	198	63	100
K	mg/kg TS	384	377	424	402
Al	mg/kg TS	24	31	17	9
Fe	mg/kg TS	30	27	17	17
Zn	mg/kg TS	11	12	11	11
Pb	mg/kg TS	5	0	1	5
Ho	MJ/kg TS	22,0	21,5	20,3	20,1
Hu	MJ/kg FS	18,9	18,5	17,6	17,5

Tabelle A1: Ergebnisse der Brennstoffanalysen (1. Teil)

Erläuterungen: TS ... Trockensubstanz; FS ... Frischsubstanz; WG ... Wassergehalt; AG ... Aschegehalt; Ho ... Brennwert; Hu ... Heizwert; Brennwerte und Heizwerte nach Formel von Gaur [32]

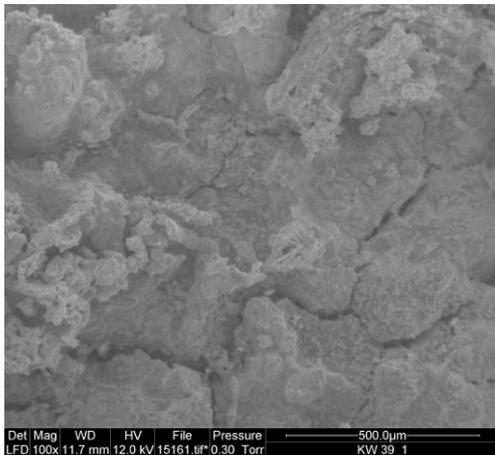
Einsatzzeitraum		KW01 bis KW06	KW07 bis KW18	ab KW19 2009
		2009	2009	
WG	Gew.% FS	6,7	6,3	6,0
AG	Gew.% TS	0,36	0,30	0,36
C	Gew.% TS	49,8	49,8	48,7
H	Gew.% TS	6,2	6,2	6,2
N	Gew.% TS	0,08	0,09	0,06
S	mg/kg TS	59	48	n.a.
Cl	mg/kg TS	28	58	n.a.
Ca	mg/kg TS	954	942	n.a.
Si	mg/kg TS	100	100	n.a.
K	mg/kg TS	387	347	n.a.
Al	mg/kg TS	17	15	n.a.
Fe	mg/kg TS	19	17	n.a.
Zn	mg/kg TS	12	12	n.a.
Pb	mg/kg TS	5	5	n.a.
Ho	MJ/kg TS	20,2	20,2	19,7
Hu	MJ/kg FS	17,4	17,4	17,1

Tabelle A2: Ergebnisse der Brennstoffanalysen (2. Teil)

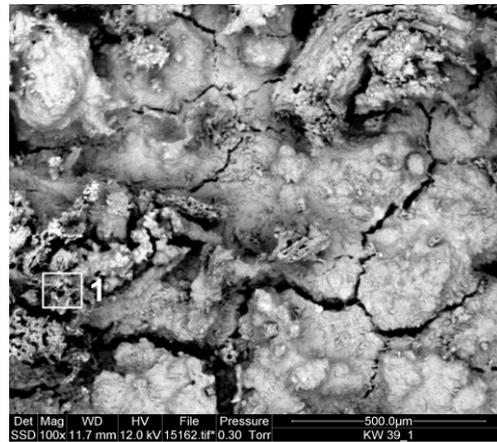
Erläuterungen: siehe Tabelle A1

A.2 REM-Aufnahmen untersuchten versinterter Ascheproben

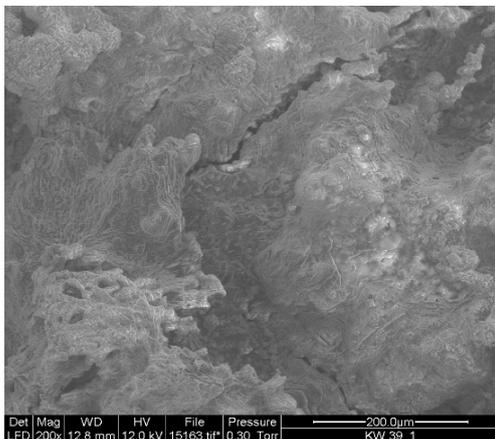
Sekundärelektronenbild es15161



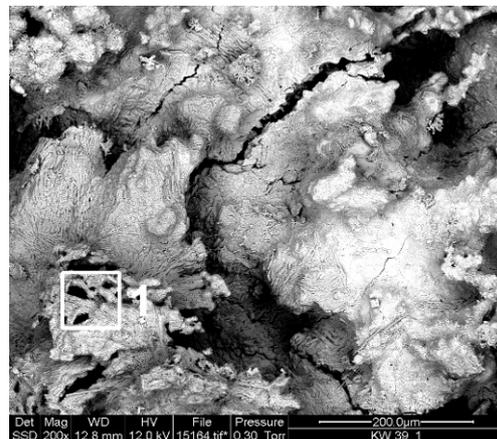
Rückstrahlelektronenbild es15162



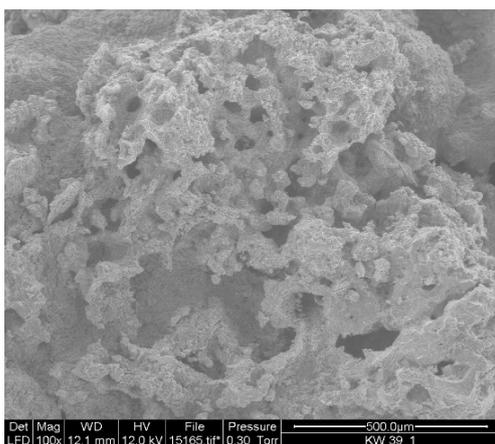
Sekundärelektronenbild es15163



Rückstrahlelektronenbild es15164



Sekundärelektronenbild es15165



Rückstrahlelektronenbild es15166

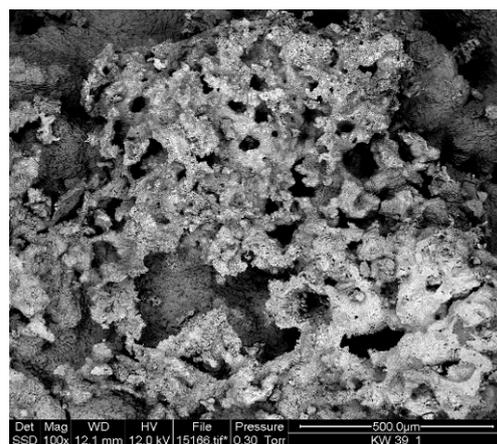
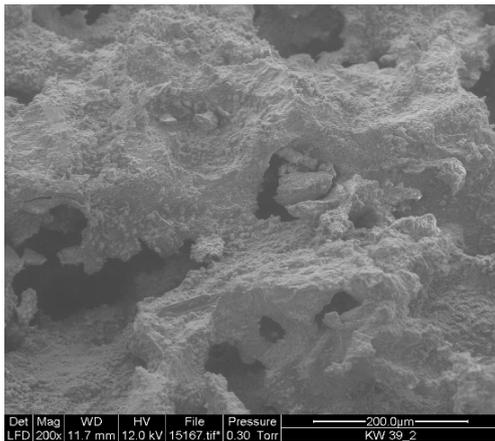
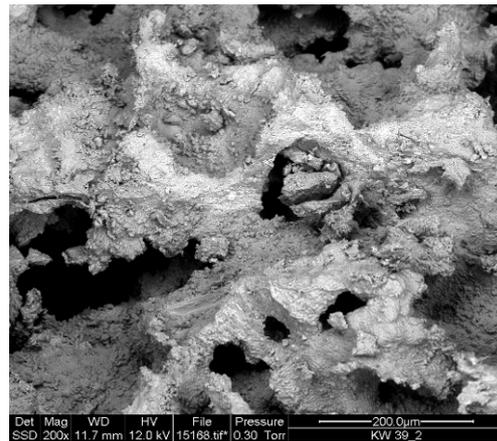


Abbildung A1: REM-Aufnahmen des Probenstückes KW 39-1
Erläuterungen: Probenfotos siehe Kapitel 5.2.6

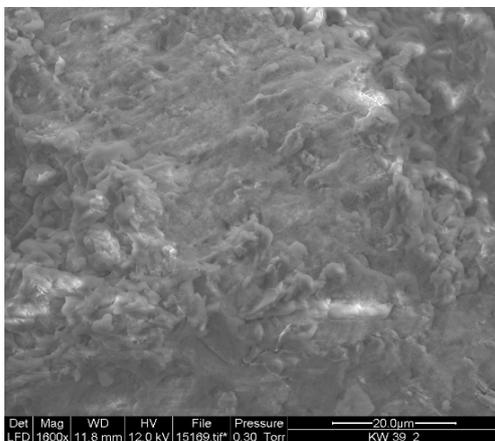
Sekundärelektronenbild es15167



Rückstrahlelektronenbild es15168



Sekundärelektronenbild es15169



Rückstrahlelektronenbild es15170

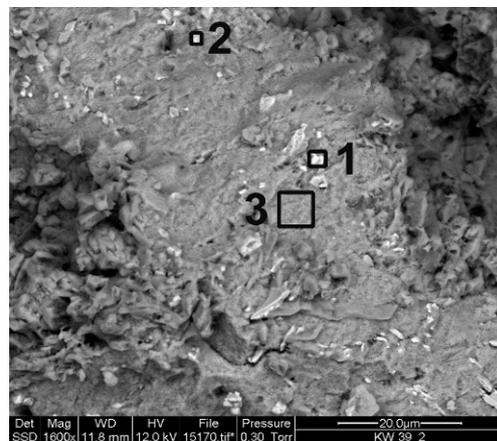
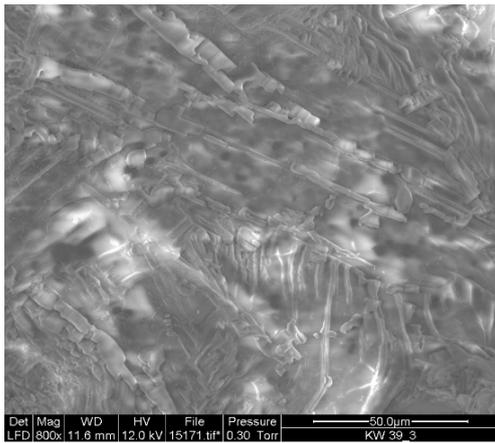
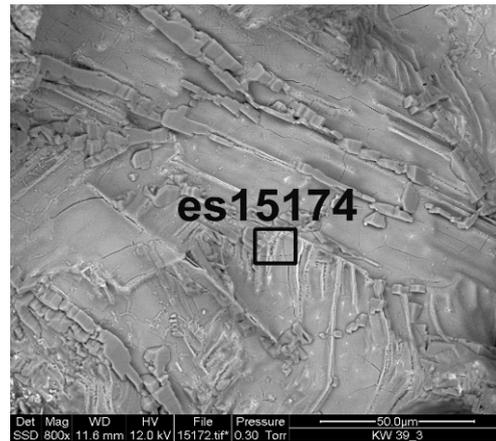


Abbildung A2: REM-Aufnahmen des Probestückes KW 39-2
Erläuterungen: Probenfotos siehe Kapitel 5.2.6

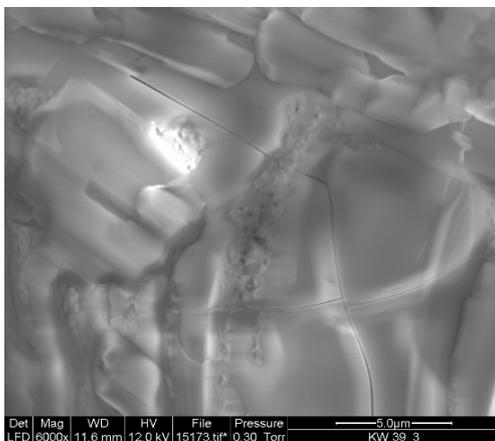
Sekundärelektronenbild es15171



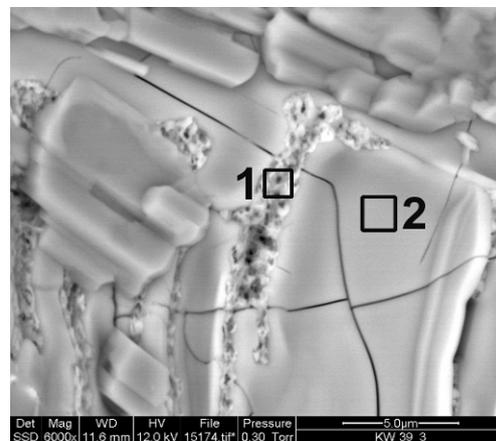
Rückstrahlelektronenbild es15172



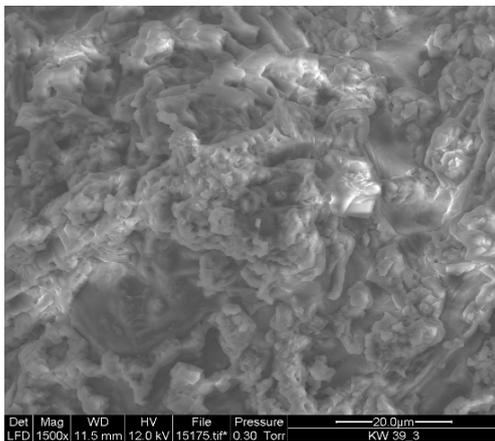
Sekundärelektronenbild es15173



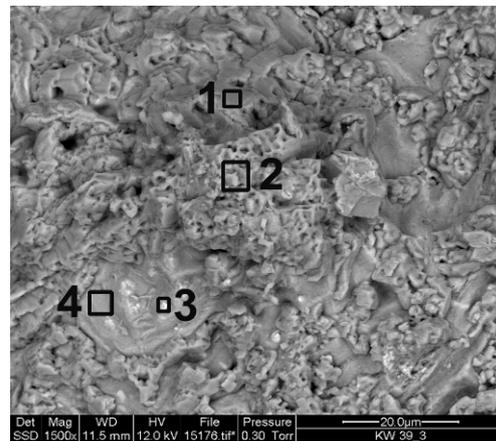
Rückstrahlelektronenbild es15174



Sekundärelektronenbild es15175



Rückstrahlelektronenbild es15176

**Abbildung A3: REM-Aufnahmen des Probenteilstücks KW 39-3**

Erläuterungen: Probenfotos siehe Kapitel 5.2.6

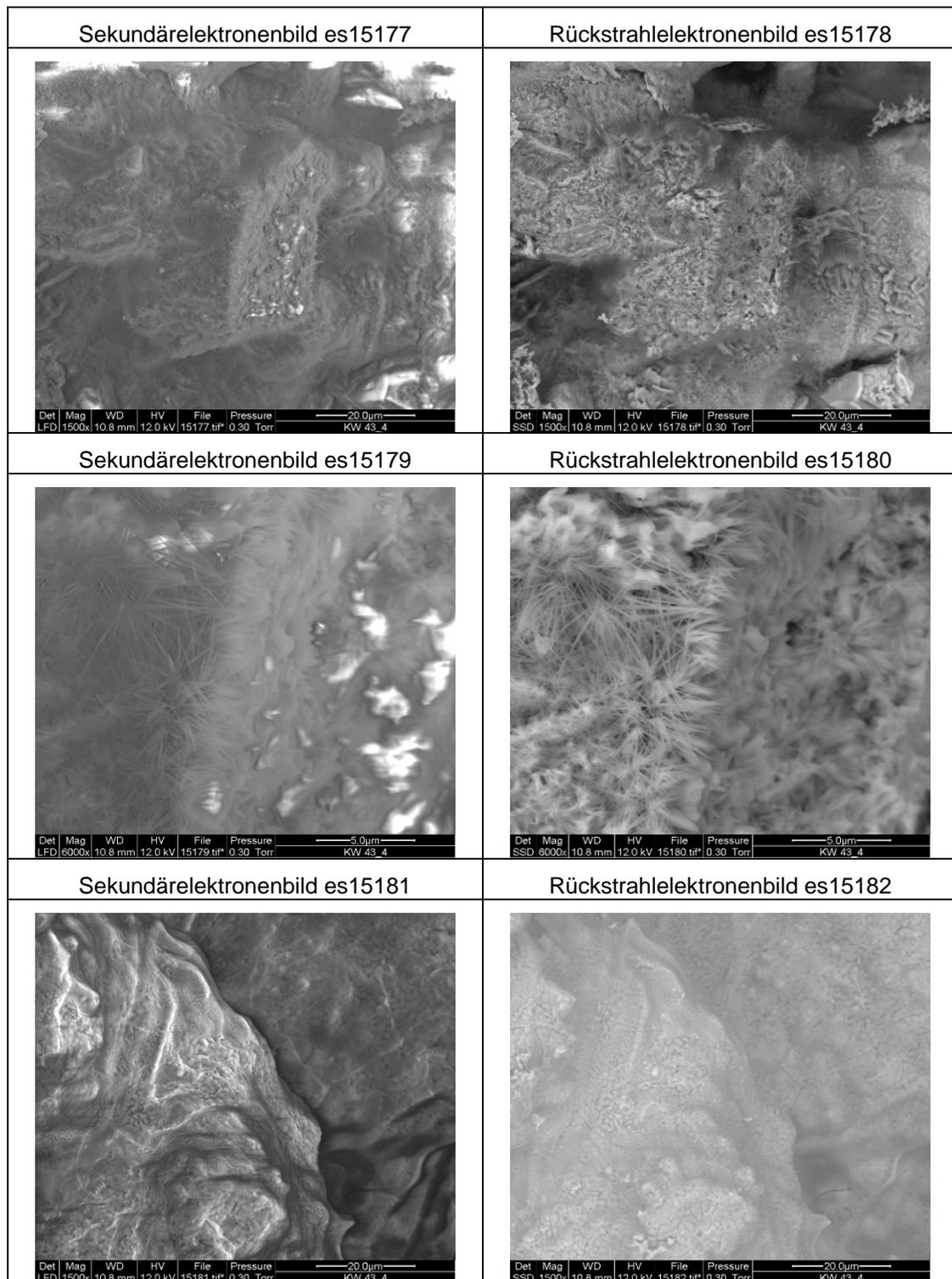


Abbildung A4: REM-Aufnahmen des Probestückes KW 43-1

Erläuterungen: Probenfotos siehe Kapitel 5.2.6.3

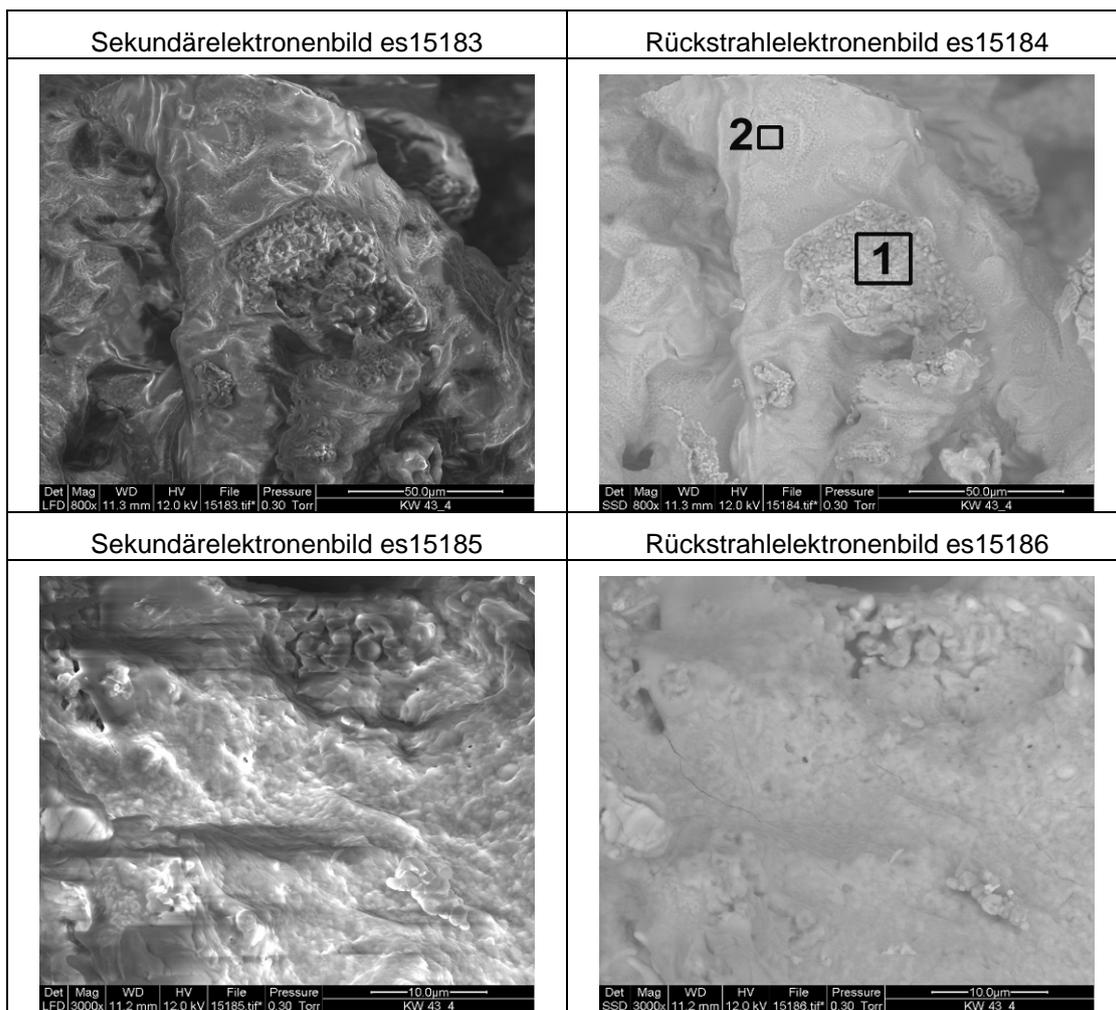


Abbildung A5: REM-Aufnahmen des Probenteilstücks KW 43-2

Erläuterungen: Probenfotos siehe Kapitel 5.2.6.3

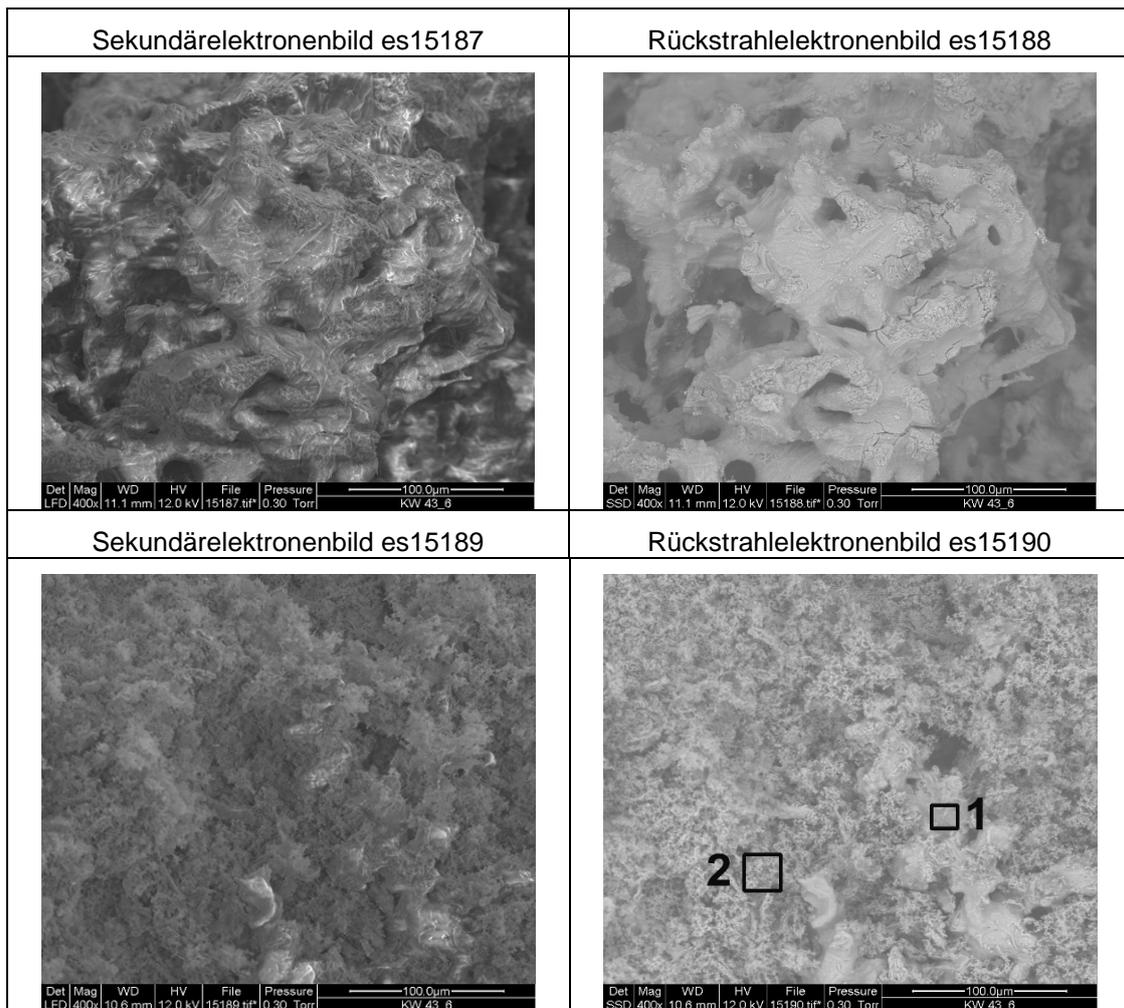


Abbildung A6: REM-Aufnahmen des Probenteilstücks KW 43-3
Erläuterungen: Probenfotos siehe Kapitel 5.2.6.3

A.3 Massen- und Energiebilanzierungen

A3.1 Massen- und Energiebilanzierungen für Produktgas

Die Zusammensetzung des Produktgases wurde wie folgt berechnet. Mit den Ergebnissen der GC-Analysen und dem gemessenen Primärluftvolumenstrom wurden zuerst die Massenanteile der gemessenen Spezies CO, CO₂, H₂, CH₄ und N₂ des trockenen und teerfreien Produktgas berechnet. Der Normvolumenstrom des trockenen Produktgases wurde unter der Annahme, dass der Normstickstoffvolumenstrom, der mit der Primärluft dem Vergaser zugeführt wird, konstant ist, nach Gleichung A.1 berechnet:

$$\dot{V}_{PG, Norm} = \dot{V}_{PL, Norm} * \frac{N_{N_2, PL}}{N_{N_2, PG}} \quad \text{Gl. A.1}$$

Der jeweilige Massenstrom der im trockenen Produktgas gemessenen Spezies ergibt sich aus Gleichung A2.

$$\dot{m}_{i, PG} = \dot{V}_{PG, Norm} * N_{i, PG} * MG_i * \frac{1}{22,413} \quad \text{Gl. A.2}$$

Der Teermassenstrom im Produktgas errechnet sich aus der gemessenen Konzentration und dem trockenen Produktgasvolumenstrom (Gl. A.3).

$$\dot{m}_{Teer, PG} = \rho_{Teer, RG} * \dot{V}_{PG, Norm} \quad \text{Gl. A.3}$$

Der Wasseranteil im Produktgas wurde aus einer Sauerstoffbilanz um den Vergaser berechnet. Als eintretende Ströme wurden der Primärluftmassenstrom und der Brennstoffmassenstrom, als austretende Ströme die sauerstoffhaltigen Spezies CO, CO₂, Teer und der zu berechnende Wasseranteil berücksichtigt. Der in der Brennstoffasche gebundene Sauerstoff wurde nicht berücksichtigt, da dieser bei Weichholzpellets bekanntlich niedrig ist. Der Brennstoffverbrauch der Versuchsanlage 2 beziehungsweise des Prototypen wurde mit dem Bilanzierungstool BioBil mit folgenden Eingabeparametern berechnet [10]:

- Brennstoffzusammensetzung (C, H, N, AG, WG)
- Brennwert Brennstoff
- Kesselleistung
- O₂ und CO im Rauchgas nach Kessel
- Rauchgastemperatur nach Kessel
- Oberflächentemperaturen des Kessels und des Vergasers

Die Wärmeverluste durch Strahlung und freie Konvektion der jeweiligen Anlage wurde gemäß *VDI-Wärmeatlas* berechnet [94]. Für die Berechnung der Wärmeverluste durch freie Konvektion wurde die jeweilige Anlage als stehender Zylinder angenommen, wobei für Durchmesser und Höhe die Dimensionen nach Anhang A4 berücksichtigt wurden. Für die Berechnung der mittleren Oberflächentemperaturen wurden am Prototypen Messungen bei Nenn- und Teillast mit einem Oberflächenthermoelement durchgeführt (siehe Abbildung A7). An der Versuchsanlage 2 wurden die Oberflächentemperaturen nur im Bereich des Vergasers gemessen und lagen bei Nennlast im oberen Bereich bei 100 °C und 330 °C im mittleren Bereich des Vergaserrohres. Für die Oberflächentemperatur des Kessels wurde die Temperatur des Kesselwassers herangezogen. Im unteren Bereich des Vergaserrohres, der aufgrund der in der Verbrennungszone des Vergaser auftretenden hohen Temperaturen nicht isoliert ist, wurden wegen der hohen Temperaturen keine detaillierten Messungen

durchgeführt. Für diesen Bereich (Länge 0,1 m) des Vergasers wurden neben den Wärmeverlusten durch freie Konvektion auch die Wärmeverluste durch Strahlung gemäß Gleichung A.4 berücksichtigt [94].

$$Q_{rad} = \sigma * EG * D_V * \pi * 0,1 * (T_s^4 - T_0^4) \dots\dots\dots \text{Gl. A.4}$$

Für den Emissionsgrad (EG) wurde ein Wert von 0,5, für die Oberflächentemperatur (T_s) des Vergaserrohres 500 °C bei Nenn- und Teillast angenommen. Die Oberflächentemperatur des Vergaserrohres lag laut durchgeführten Messungen im Bereich von 500 °C.

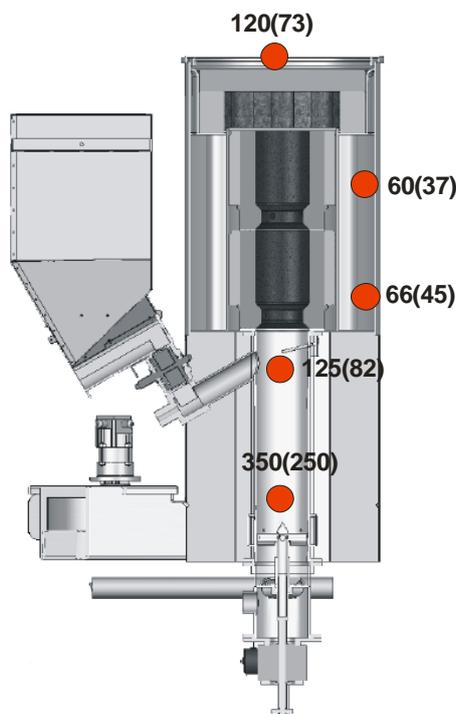


Abbildung A7: Am Prototypen gemessene Oberflächentemperaturen

Erläuterungen: Zahlen in Klammern bei Teillast gemessen; Angaben in °C

Gemäß diesen Vorgaben wurden die Wärmeverluste des Vergasers der Versuchsanlage 2 sowie der Brennstoffverbrauch mit dem Bilanzierungstool BioBil berechnet [10]. Beim Prototypen wurden die Wärmeverluste des Vergasers nicht über die Oberflächentemperaturen ermittelt, sondern auf Basis von Massen- und Energiebilanzierungen (vergleiche Kapitel 5.4.13).

Im nächsten Schritt wurde mit einem einfachen Excel-Solver die Wassermenge im Produktgas so lange variiert, bis sich die Sauerstoffbilanz (Massenbilanz) um den Vergaser schließen ließ. Mit der berechneten Wassermenge konnte die Zusammensetzung des feuchten Produktgases inklusive Teer berechnet werden.

Für Kohlenstoff und Wasserstoff ließen sich die Komponentenbilanzen nicht zu 100% schließen, die Abweichungen betragen aber für die Versuchsanlage 2 jeweils unter 5 Gew%. Beim Prototyp lagen die Abweichungen bei der Massenbilanz für Kohlenstoff im Bereich zwischen 3 und 10% sowie für Wasserstoff im Bereich zwischen 9 und 21%. Die Abweichungen sind auf Messungenauigkeiten und darauf zurückzuführen, dass niedrige Kohlenwasserstoffe mit der Ausnahme von Methan sowie organische Bestandteile, die nicht zu den Teeren zu zählen sind (vergleiche Kapitel 2.4), messtechnisch nicht erfasst wurden. Die Abweichungen bezüglich Wasserstoff sind wahrscheinlich teilweise auf folgendes Problem zurückzuführen. Bei den Produktgasmessungen wurden Proben des Produktgases mit Gassammelrohren gezogen und anschließend mit einer Mikro-GC analysiert. Zwischen

Probenahme und Analyse lag im Schnitt ein Zeitraum von 2 Tagen. Während dieses Zeitraumes dürfte Wasserstoff aus den Gassammelrohren bedingt durch Diffusion aus den Gassammelrohren ausgetreten sein, wodurch eine etwas niedrigere Wasserstoffkonzentration gemessen wurde.

A4 Messstellenpläne

A4.1 Messstellenplan Versuchsanlage 2

Der Messstellenplan ist in Abbildung A8 schematisch dargestellt

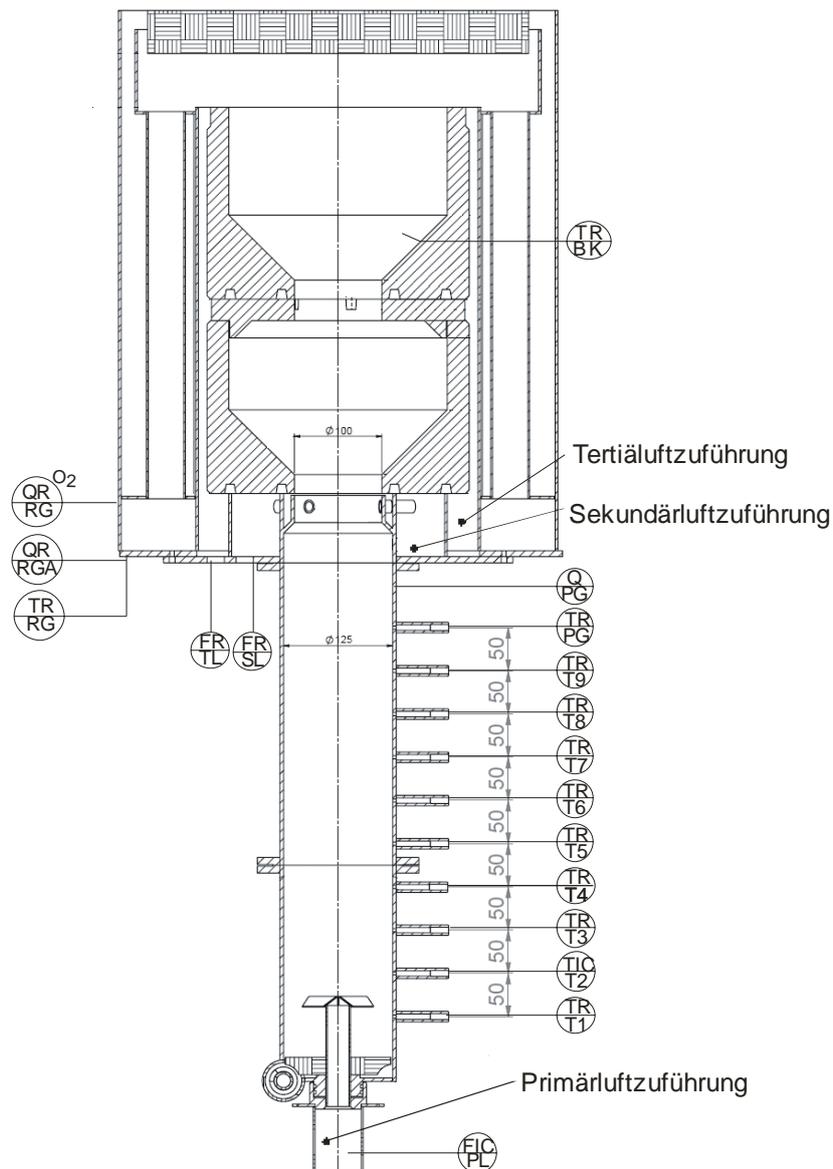


Abbildung A8: Messstellenplan Versuchsanlage 2

Erläuterungen: PL ... Primärluft; SL ... Sekundärluft; TL ... Tertiärluft;
 RG ... Rauchgas; RGA ... Rauchgasanalytik; PG ... Produktgas; BK
 Brennkammer TR ... Temperaturmessung; FR/FIC ... Messung des
 Luftvolumenstromes

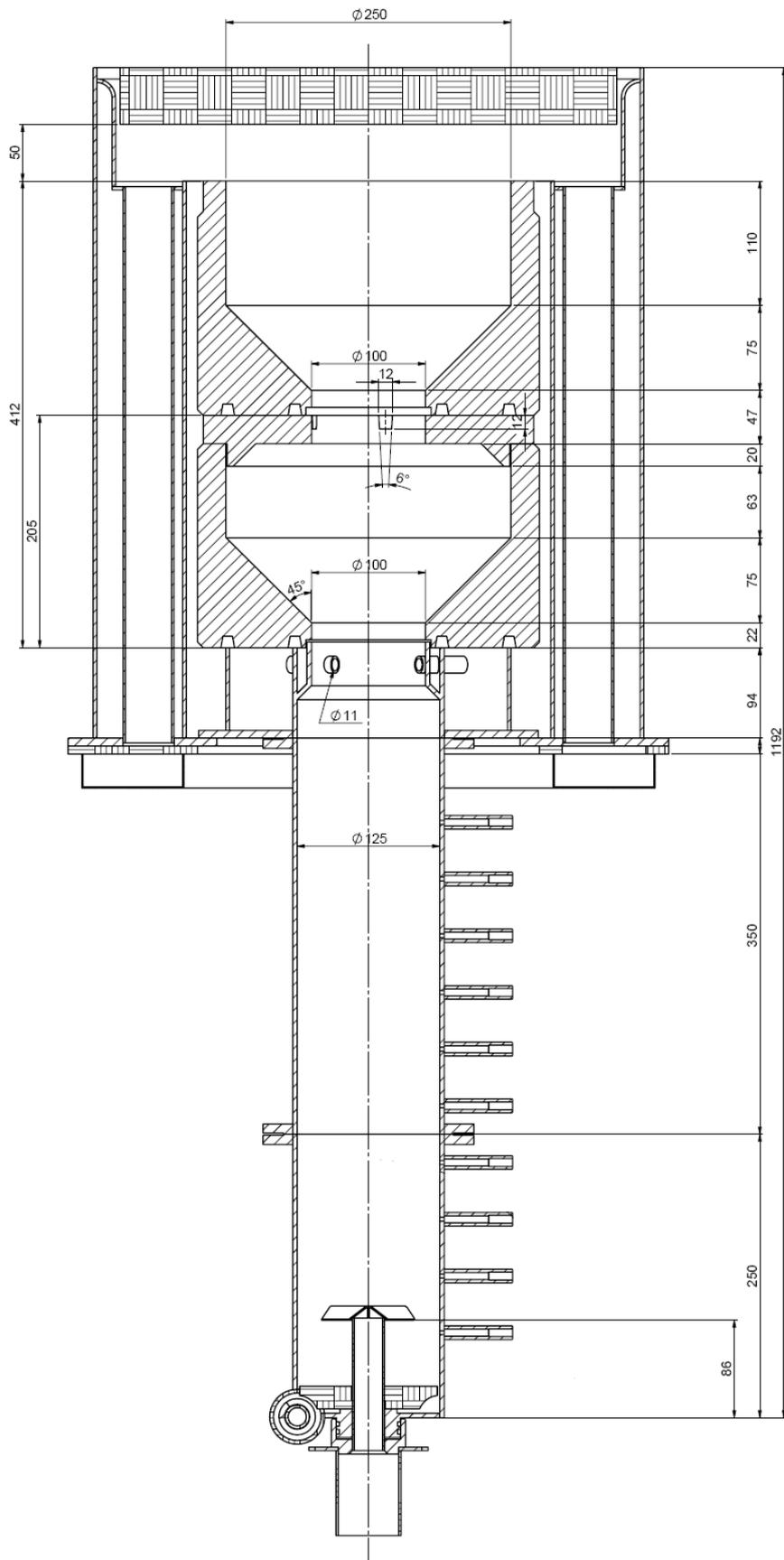


Abbildung A10: Schnittdarstellung der Versuchsanlage 2

Erläuterungen: Hebevorrichtung Entaschung nicht dargestellt

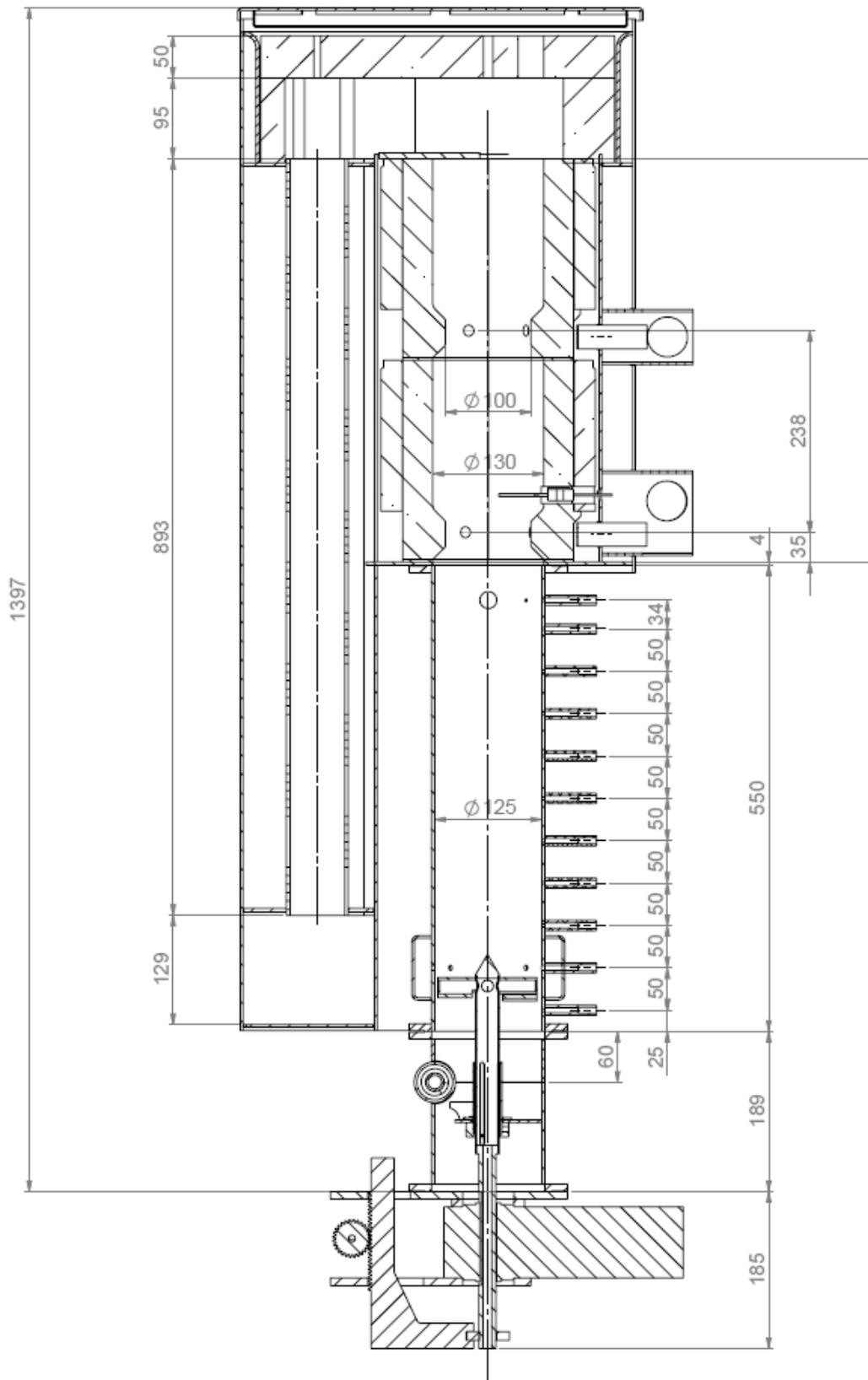


Abbildung A11: Schnittdarstellung des Prototypen