Christian Oliver Hofmann

Untersuchung landwirtschaftlicher Biomasse zur Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases

Cuvillier Verlag Göttingen

Aus dem Institut für Landwirtschaftliche Verfahrenstechnik

der Christian – Albrechts – Universität zu Kiel

Direktor: Prof. Dr. Edmund Isensee

Untersuchung landwirtschaftlicher Biomasse zur Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases

Dissertation

zur Erlangung des Doktorgrades

der Agrar- und Ernährungswissenschaftlichen Fakultät

der Christian – Albrechts – Universität zu Kiel

vorgelegt von

Dipl.-Ing. agr. Christian Oliver Hofmann

aus Baden-Baden

Kiel 2005

Dekan:	Prof. Dr. Siegfried Wolffram
1. Berichterstatter:	Prof. Dr. Edmund Isensee
2. Berichterstatter:	Prof. Dr. Jörg Michael Greef
Tag der mündlichen Prüfung:	14. Juli 2005

Bibliografische Information Der Deutschen Bibliothek
Die Deutsche Bibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über http://dnb.ddb.de abrufbar.
1. Aufl. - Göttingen : Cuvillier, 2005
Zugl.: Kiel, Univ., Diss., 2005
ISBN 3-86537-676-2

Gedruckt mit Genehmigung der Agrar- und Ernährungswissenschaftlichen Fakultät der Christian-Albrechts-Universität zu Kiel

© CUVILLIER VERLAG, Göttingen 2005
Nonnenstieg 8, 37075 Göttingen
Telefon: 0551-54724-0
Telefax: 0551-54724-21
www.cuvillier.de

Alle Rechte vorbehalten. Ohne ausdrückliche Genehmigung des Verlages ist es nicht gestattet, das Buch oder Teile daraus auf fotomechanischem Weg (Fotokopie, Mikrokopie) zu vervielfältigen.
1. Auflage, 2005
Gedruckt auf säurefreiem Papier

ISBN 3-86537-676-2

Für Cecilia

Inhaltsverzeichnis

1 Einleitung 1

1.1 Problemstellung 1

1.2 Zielsetzung 4

2 Einführung in den Themenkreis 5

2.1 Ausgangssituation 5

2.1.1 Klima und Treibhauseffekt 5

2.1.2 Abhängigkeit von Energieeinfuhren 8

2.2 Geplante Maßnahmen zur Verbesserung der Situation 9

2.3 Pflanzliche Biomasse 10

2.4 Thermische Nutzung von Biomasse 13

2.5 Vergasung von Biomasse 15

2.5.1 Grundlagen der Vergasung 15

2.5.2 Gasgeneratoren 22

2.5.3 Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases 28

3 Auswahl und Aufbereitung der Biomasse für die Vergasungsversuche 29

3.1 Bereitstellung der Biomasse 31

3.2 Aufbereitung der Biomasse zu Energieträgern 32

3.2.1 Biomasse mit geringem Wassergehalt 33

3.2.2 Biomasse mit hohem Wassergehalt 34

3.3 Charakterisierung der Brennstoffe 39

4 Experimentelle Untersuchungen 41

4.1 Aufbau der Versuchsanlage 41

4.1.1 Der allotherme Gleichstrom-Festbettvergaser 41

4.1.2 Gasausgang, Zyklon, Kühler 43

4.1.3 Messtechnik 44

4.1.4 Datenerfassung 44

4.2 Methodik der Versuchsdurchführung 47

4.2.1 Versuchsvorbereitung 47

4.2.2 Anfahren 48

4.2.3 Betriebs- und Messphase 48

4.2.4 Abfahren 49

4.2.5 Nachbereitung 49

4.3 Versuchsauswertung und Darstellung der Ergebnisse 50

5 Ergebnisse der Vergasungsversuche 53

5.1 Vergasung von Roggenganzpflanze 53

5.2 Vergasung von Roggenstroh 59

5.3 Vergasung von Roggenkorn 64

5.4 Vergasung von Miscanthus 70

5.5 Vergasung von Dinkelspelz 75

5.6 Vergasung von Hanf 81

5.7 Vergasung von Maispressgut 85

5.8 Vergasung von Roggenpressgut 89

5.9 Vergasung von Hanfpressgut 94

6 Diskussion ... 99

6.1 Diskussion der Versuche ... 101

6.1.1 Roggenkorn ... 102

6.1.2 Miscanthus ... 106

6.1.3 Dinkelspelz ... 108

6.1.4 Roggenganzpflanze ... 111

6.1.5 Roggenstroh ... 113

6.1.6 Hanf ... 116

6.1.7 Maispressgut ... 118

6.1.8 Roggenpressgut ... 120

6.1.9 Hanfpressgut ... 122

6.2 Gesamtdiskussion ... 124

7 Ausblick ... 130

8 Zusammenfassung ... 132

9 Summary ... 134

10 Literatur

Tabellenverzeichnis

Tab. 1: Erwartete Klimaänderungen im 21. Jahrhundert und die möglichen Auswirkungen auf die Land- und Forstwirtschaft……8
Tab. 2: Ascheschmelzverhalten verschiedener Festbrennstoffe in °C.…12
Tab. 3: Durchschnittlicher TS-Gehalt der Energieträger in Prozent…….34
Tab. 4: Durchschnittlicher TS-Gehalt der Silagen in Prozent……..……35
Tab. 5: Erzielter durchschnittlicher TS-Gehalt der jeweiligen Brennstoffe mit unterschiedlichen Kombinationen……...…..…36
Tab. 6: Durchschnittlicher TS-Gehalt der Silagen und durchschnittlicher TS-Gehalt der Pressgüter nach kontinuierlicher Entwässerung...37
Tab. 7: Durchschnittlicher Gehalt an mineralischen Bestandteilen vor und nach der mechanischen Entwässerung in Prozent……...…..38
Tab. 8: Elementar- und Kurzanalyse der verwendeten Energieträge……40
Tab. 9: Analyse der verwendeten Energieträger……...…….40
Tab. 10: kontinuierliche Datenerfassung……...……..……45
Tab. 11: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenganzpflanze..…..56
Tab. 12: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenganzpflanze.….58
Tab. 13: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenstroh……....…..62
Tab. 14: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenstroh……..…63
Tab. 15: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenkorn…….…….67
Tab. 16: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenkorn…...…..…...68
Tab. 17: Ergebnisse der dritten Messphase von Roggenkorn…….....…69
Tab. 18: Ergebnisse der ersten Messphase von Miscanthus……..73
Tab. 19: Ergebnisse der zweiten Messphase von Miscanthus…….……74
Tab. 20: Ergebnisse der ersten Messphase von Dinkelspelz…...……..….78
Tab. 21: Ergebnisse der zweiten Messphase von Dinkelspelz…….79
Tab. 22: Ergebnisse der dritten Messphase von Dinkelspelz……...…..…..80
Tab. 23: Ergebnisse der Messphase von Hanf……...……..84
Tab. 24: Ergebnisse der Messphase von Maispressgut……...……88
Tab. 25: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenpressgut...…..…..92
Tab. 26: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenpressgut…...….93
Tab. 27: Ergebnisse der ersten Messphase von Hanfpressgut……97
Tab. 28: Ergebnisse der zweiten Messphase von Hanfpressgut……98

Abbildungsverzeichnis

Abb. 1: Trocknungsvorgang……..18
Abb. 2: Pyrolysevorgang……...……...19
Abb. 3: Oxidations- und Reduktionsvorgang……19
Abb. 4: Ablaufschema der Vergasung……...……..……20
Abb. 5: Prinzipdarstellung eines Wirbelschichtvergasers……...…….25
Abb. 6: Gleichstromvergaser und Gegenstromvergaser……..…27
Abb. 7: Modellversuchsstand……41
Abb. 8: Aufbau des Laborvergasers……..…..42
Abb. 9: Verschaltung zur Reinigung und Messung des Produktgases…..44
Abb. 10: Exemplarische Darstellung des Versuchsverlaufes ……...50
Abb. 11: Exemplarische Darstellung des Verlaufes der Ofen- und Vergasungstemperatur während des Versuches……...……51
Abb. 12: Exemplarische Darstellung des Druckverlaufes während des Versuches……...……..……..…51
Abb. 13: Exemplarische Darstellung des Umsatzes während des Versuches……...……..…52
Abb. 14: Temperaturverlauf Roggenganzpflanze……54
Abb. 15: Druckverlauf Roggenganzpflanze…….……54
Abb. 16: Gasvolumenstrom Roggenganzpflanze……55
Abb. 17: Versuchsverlauf Roggenganzpflanze (wasser- und stickstofffrei).....55
Abb. 18: Temperaturverlauf Roggenstroh……...…….....59
Abb. 19: Druckverlauf Roggenstroh……...…….……60
Abb. 20: Gasvolumenstrom Roggenstroh…….…….…..60
Abb. 21: Versuchsverlauf Roggenstroh (wasser- und stickstofffrei)…….61
Abb. 22: Temperaturverlauf Roggenkorn……...……...……..64
Abb. 23: Druckverlauf Roggenkorn……...……..……65
Abb. 24: Gasvolumenstrom Roggenkorn…….....…..65
Abb. 25: Versuchsverlauf Roggenkorn (wasser- und stickstofffrei)……..66
Abb. 26: Temperaturverlauf Miscanthus……..…70
Abb. 27: Druckverlauf Miscanthus……...…….……71
Abb. 28: Gasvolumenstrom Miscanthus……...…….……..71

Abb. 29: Versuchsverlauf Miscanthus (wasser- und stickstofffrei)….....…72
Abb. 30: Temperaturverlauf Dinkelspelz…….……..75
Abb. 31: Druckverlauf Dinkelspelz……76
Abb. 32: Gasvolumenstrom Dinkelspelz…….……..76
Abb. 33: Versuchsverlauf Dinkelspelz (wasser- und stickstofffrei)……...77
Abb. 34: Temperaturverlauf Hanf…….……..82
Abb. 35: Druckverlauf Hanf……...…….……82
Abb. 36: Gasvolumenstrom Hanf…….……..83
Abb. 37: Versuchsverlauf Hanf (wasser- und stickstofffrei)…….……..83
Abb. 38: Temperaturverlauf Maispressgut……....……..86
Abb. 39: Druckverlauf Maispressgut…….……86
Abb. 40: Gasvolumenstrom Maispressgut……...…….…..87
Abb. 41: Versuchsverlauf Maispressgut (wasser- und stickstofffrei)...……...87
Abb. 42: Temperaturverlauf Roggenpressgut……..89
Abb. 43: Druckverlauf Roggenpressgut……...……90
Abb. 44: Gasvolumenstrom Roggenpressgut……...…….…..90
Abb. 45: Versuchsverlauf Roggenpressgut (wasser- und stickstofffrei).....91
Abb. 46: Temperaturverlauf Hanfpressgut……...…….…….…..94
Abb. 47: Druckverlauf Hanfpressgut…….……95
Abb. 48: Gasvolumenstrom Hanfpressgut……...…….……...95
Abb. 49: Versuchsverlauf Hanfpressgut (wasser- und stickstofffrei)….…96

Im Text verwendete Abkürzungen

Abkürzungen

ΔH	Reaktionswärme
µm	Mikrometer
°C	Grad Celsius
ADF	Acid Detergent Fibre
BBCH	Entwicklungsstadium
CH_4	Methan
Cl	Chlor
CO	Kohlenmonoxid
CO_2	Kohlendioxid
$C_xH_yO_z$	Kohlenstoff-Wasserstoff-Sauerstoff-Verbindungen
el	elektrisch
FCKW	Flur-Chlor-Kohlenwasserstoffe
GC	Gaschromatograph
H	Wasserstoff
H_2O	Wasser
HCl	Hydrochlorid
H_u	unterer Heizwert
K	Kalium
kJ	Kilojoule
kW	Kilowatt
l	Liter
MJ	Megajoule
mm	Millimeter
Mrd.	Milliarde
MW	Megawatt
N	Stickstoff
N_2O	Distickoxid
NDA	Neutral Detergent Fibre
Nm^3	Normkubikmeter

NO_x	Stickoxide
O	Sauerstoff
O_3	Ozon
Pa	Pascal
RÖE	Rohöleinheit
S	Schwefel
SKE	Steinkohleeinheit
th	thermisch
TM	Trockenmasse
TS	Trockensubstanz
UV	Ultraviolette Strahlung
V	Volt
waf	water ash free
wf	water free

1 Einleitung

1.1 Problemstellung

Seit vielen Jahren findet eine intensive Auseinandersetzung um eine mögliche Substitution fossiler Energieträger statt. Die Diskussion wurde insbesondere durch die Umwelt- und Klimaproblematik bei der Verwendung fossiler Energieträger, deren Endlichkeit sowie die Abhängigkeit der Industrienationen von gesicherten Energieimporten ausgelöst.

Vor dem dargestellten Hintergrund ist die Europäische Union bestrebt, den Klimaänderungen und einer höheren Abhängigkeit entgegenzutreten (KOMMISSION EU 1998). In diesem Kontext wird eine verstärkte Nutzung erneuerbarer Energien angestrebt, wobei die energetische Nutzung von Biomasse einen entscheidenden Beitrag leisten soll. Der landwirtschaftliche Bereich ist hierbei ein elementarer Sektor der europäischen Strategie (KOMMISSION EU 1998).

Die Produktion regenerativer Energieträger kann der Landwirtschaft neue Perspektiven eröffnen. Neben der Bereitstellung „CO_2-neutraler“ Energieträger können neue Tätigkeiten und Verdienstmöglichkeiten in- und außerhalb der Landwirtschaft entstehen. Weiterhin bleibt die Flexibilität der Bodennutzung bewahrt, da jederzeit von der Nutzung von Biomasse zur Verbrennung auf deren Nutzung zur Nahrungsmittelproduktion umgestellt werden kann (BREITSCHUH und ECKERT 1994). Der gezielte Anbau von Energieträgern steht jedoch in Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion. Hierbei ist zu beachten, dass der Lebensmittelproduktion stets eine höhere Priorität als der Energiepflanzenproduktion eingeräumt werden sollte. Aus ethischer Sicht dürfte eine Diskussion zum Anbau nachwachsender Rohstoffe, wenn sie in europäischen Dimensionen geführt wird, sicher zu dem Ergebnis kommen, dass ein Anbau auf Flächen, die nicht mehr für die Nahrungsmittelproduktion benötigt werden, gerechtfertigt ist. Im globalen Zusammenhang muss diese Diskussion auf den Anbau von Futtermitteln und die bereits praktizierte energetische Nutzung von Biomasse ausgedehnt werden, wobei auf diese komplexe Fragestellung keine einfache Antwort zu erwarten ist (WIEST 1998).

Neben der CO_2-Neutralität und der Verfügbarkeit in nahezu allen Regionen zeichnen sich biogene Brennstoffe u. a. durch geringe Dichte und Energiedichte, Inhomogenität, ungünstiges Ascheschmelzverhalten, einen häufig hohen Wassergehalt, Verderblichkeit, ein jahreszeitlich stark schwankendes und sehr dezentrales Aufkommen sowie insgesamt eine schwankende Qualität aus (SCHEFFER 1992, WIEST 1998). Sollen zukünftig Biomassen aus der Landwirtschaft als regenerative Energieträger eingesetzt werden, ist eine Bevorratung erforderlich. Dies setzt Lagerfähigkeit bzw. Lagerstabilität der Energieträger voraus. Eine natürliche Lagerstabilität von Biomasse ist bei Wassergehalten von unter 15 % bis 20 % gegeben (HEINZ et al. 1999, SCHEFFER et al. 1996). Sollten diese für eine Lagerung notwendigen Wassergehalte nicht erreicht werden, besteht auch die Möglichkeit, feuchte Biomasse durch Silierung zu konservieren und vor ihrer energetischen Nutzung zu entwässern (HEINZ et al. 1999). Das bedeutet, dass Biomassen entweder im lufttrockenen Zustand geworben oder zu Silagen bereitet werden müssen (STÜLPNAGEL 1994).

Anlagen zur Energiewandlung erfordern für eine effiziente und emissionsarme Betriebsweise einen hohen verfahrenstechnischen Aufwand und damit einhergehend möglichst große Einheiten (WIEST 1998). Nach bisherigem Kenntnisstand gibt es kein Verfahren, das geeignet ist, unterschiedliche Biomassen thermisch zu nutzen. Die derzeitigen Verfahren benötigen stets einen Brennstoff mit speziellen Eigenschaften (HAHN 1994). Eine Abstimmung der Landwirtschaft auf diese Bedürfnisse würde große Monokulturen über den langen Zeitraum der Anlagennutzung hinweg bedeuten (WIEST 1998). Für eine gesellschaftliche Akzeptanz der nachwachsenden Rohstoffe ist jedoch auch die ökologische Unbedenklichkeit des Anbaues von erheblicher Bedeutung (KARPENSTEIN-MACHAN 1994). Das wiederum heißt, dass die Energieträgerproduktion nicht auf bestimmte Kulturpflanzen beschränkt werden sollte, sondern eine Vielfalt von Pflanzenarten zulassen müsste. Demzufolge muss ein neues Verfahren eine hohe Brennstoffflexibilität besitzen. Weiterhin sind Bodenerosion und Umweltschäden zu vermeiden und eine Verhinderung bzw. Minimierung von Nährstoffausträgen anzustreben (SCHEFFER und STÜLPNAGEL 1993, RINKE, 1999).

Nach Angaben von SCHINKEL (2002) verbietet sich aufgrund des niedrigen Brennwertes land- und forstwirtschaftlicher Biomassen ein längerer Transport, sodass deren energetische Nutzung vorzugsweise in dezentralen Anlagen, möglichst in enger räumlicher Nähe zum Anbaugebiet bzw. zum Ort des Anfalls der Biomasse, erfolgen sollte (HEINRICH und JAHRAUS 2000). Der relevante Anwendungsbereich liegt dabei aus logistischen Gründen für deutsche Verhältnisse vernünftigerweise in einem Leistungsbereich von 1 bis 20 MW Feuerleistung (ISIG 2000). Sinnvoll ist daher der Einsatz von flexiblen, an die Spezifika der Biomassen angepassten kleineren Anlagen zur Umwandlung der Energieträger.

Grundsätzlich kommt für eine energetische Verwertung von Biomasse die direkte Nutzung als Festbrennstoff oder verschiedene Verfahren der Veredelung zu höherwertigen gasförmigen oder flüssigen Stoffen in Betracht (WIEST 1998). Die direkte Verbrennung stellt aus exergetischer Sicht die am stärksten verlustbehaftete Variante dar (WIEST 1998). Aufgrund ihrer Eigenschaften eignet sich Biomasse für die Vergasung. Hierbei werden feste organische Brennstoffe bei höheren Temperaturen thermochemisch in gasförmige Verbindungen umgewandelt. Es entstehen höherwertige Produkte mit besseren Lager-, Transport- und Verarbeitungseigenschaften (JENSEN 2001). In Abhängigkeit vom Vergasungsverfahren werden u. a. stickstoffreiche niederkalorige bzw. wasserstoffreiche mittelkalorige Gase erzeugt. Letzteres Verfahren bietet ideale Ausgangsbedingungen für ein breites Anwendungsspektrum, insbesondere zur Produktion regenerativen Wasserstoffes.

In herkömmlichen Anlagen verursachen land- und forstwirtschaftliche Energieträger häufig Probleme. So lassen sich beispielsweise stark wasserhaltige Biomassen, wie Silagen oder frisch geschlagenes Waldholz, gar nicht oder nur nach einer aufwendigen Trocknung zur Energiegewinnung verwenden (HAHN 1994, JENSEN 2001). Vor dem dargestellten Hintergrund wird seit 1997 am Institut für Thermodynamik der Universität Kassel ein allothermes Gleichstrom-Festbettverfahren zur Nutzung stark wasserhaltiger Biomassen entwickelt. Bei der Vergasung in einem indirekt beheizten Reaktor kann ein hoher Wassergehalt der Biomassen zur Vergasung mit Wasserdampf optimal genutzt werden. Das Verfahren lässt die Produktion eines wasserstoffreichen Gases erwarten.

Aufgrund der Reaktionsführung kann bei einem im Gleichstrom betriebenem Vergaser, bei dem die entstehenden Teere durch die heiße Vergasungszone geführt werden, ein teerarmes Gas erzeugt werden (JENSEN 2001). Gleichstrom-Festbettvergaser verfügen in der Regel über kleine Leistungseinheiten, was eine dezentrale Anwendung zulässt.

1.2 Zielsetzung

In diesem Zusammenhang wurde im Rahmen der vorliegenden Arbeit eine Vielzahl an landwirtschaftlicher Biomasse zur Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases experimentell untersucht. Weiterhin sollte die Eignung der Energieträger für eine Vergasung in einem allothermen Festbettvergaser erörtert werden.
Zur Darstellung des gesamten Spektrums an landwirtschaftlicher Biomasse wurden sowohl Silagen als auch trockene Energieträger, vorab auf die spezifischen Betriebsbedingungen der Versuchsanlage aufbereitet, unter sich ändernden Betriebsparametern vergast und der Einfluss auf das entstehende Produktgas ermittelt. In diesem Kontext wurden insbesondere folgende Parameter untersucht:

- die Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases aus der zu untersuchenden Biomasse
- der Einfluss von Temperatur und Druck auf die Wasserstoffkonzentration
- die Gaszusammensetzung sowie der Einfluss von Temperatur und Druck auf deren Konzentrationen
- der Gasumsatz sowie der Einfluss von Temperatur und Druck auf dessen Ausbeute

Hinsichtlich der Eignung der Energieträger für das Vergasungsverfahren konnte davon ausgegangen werden, dass - in Abhängigkeit von der Biomasse - Probleme hinsichtlich der Brennstoffzufuhr, wie beispielsweise Verstopfung der Fördereinrichtung, Brückenbildung im Bunker oder Verkeilen der Dosierschnecke,

und demzufolge der Aufbau einer Schüttung und in diesem Zusammenhang Druckschwankungen, diskontinuierliche Gasproduktion und Gaszusammensetzung, auftreten würden. Weiterhin waren Brückenbildung und Anbackungen im Generator, welche im weiteren Betriebsverlauf zu Prozessschwankungen und Prozessstörungen führen können, sowie ein Schmelzen der Aschen (Agglomerationen) zu erwarten (BÜTTNER 2001, HEINZ et al. 1999, KATHER und WIESE 2004, RÖSCH und WINTZER 1997). Zur Charakterisierung der Brennstoffe wurden Elementar- und Immediatanalysen durchgeführt.

2 Einführung in den Themenkreis

2.1 Ausgangssituation

2.1.1 Klima und Treibhauseffekt

Die Klimageschichte zeigt, dass das irdische Klima schon immer Schwankungen unterlag. Meist vollzogen sich diese Klimaänderungen langsam, so dass sich die Biosphäre an die jeweils neuen klimatischen Bedingungen anpassen konnte. Dabei wechselten sich wärmere und kältere Phasen in einem mehr oder weniger regelmäßigen Rhythmus ab (HAHN 1994). Die früheren Klimaschwankungen waren meist mit einer Änderung der CO_2-Konzentration verbunden, allerdings enthielt die Erdatmosphäre in den vergangenen 160.000 Jahren niemals soviel CO_2 wie derzeit. Nach HAHN (1994) gilt es als gesichert, dass der Mensch in einem nie zuvor dagewesenen Umfang Einfluss auf das Klima nimmt. Diese Einflussnahme beruht u. a. auf der Bevölkerungsexplosion der vergangenen 150 Jahre und dem damit steigenden Bedarf an Energie (HAHN 1994).

Motor und Antrieb des Klimageschehens ist die solare Einstrahlung, die aufgrund der hohen Oberflächentemperatur der Sonne im Bereich von 0,5 µm liegt (HAHN 1994). Die von der Sonne ausgehende Strahlungsenergie beträgt an der äußeren Grenze der Erdatmosphäre 1,35 kW/m^2 (Solarkonstante, BMVEL 1990). Nur etwa 43 % dieser Strahlung erreicht als direkte Sonnenstrahlung oder diffuse Himmelsstrahlung die Erdoberfläche (Globalstrahlung). Geographi-

sche Breite, Höhe, Bewölkung und Sonnenstand bleiben hier unberücksichtigt (BMVEL 1990). Weitere 15 % der eingestrahlten Sonnenenergie werden durch Gase, sog. Spurengase wie beispielsweise Kohlendioxid, Methan, Wasserdampf, Distickstoff, Ozon, Fluorchlorkohlenwasserstoffe, in der oberen Lufthülle absorbiert, erwärmen diese und treten damit als langwellige Strahlung in den Wärmehaushalt der Erde ein (BMVEL 1990). Ein Teil der Globalstrahlung wird an der Bodenoberfläche zurückgestrahlt. Ein weiterer Teil wird absorbiert, führt zur Bodenerwärmung und damit zu einer langwelligen Abstrahlung. Der langwellige Anteil der an der Bodenoberfläche reflektierten Globalstrahlung sowie die Wärmestrahlung des Bodens werden von den Treibhausgasen entsprechend ihrer Konzentration in der Atmosphäre adsorbiert, isotropisch wieder ausgestrahlt und führen dadurch zu der beobachteten Erwärmung der Troposphäre. Diese Gase erlauben den Eintritt der kurzwelligen Solarstrahlung in die Erdatmosphäre bis zur Boden- und Vegetationsoberfläche und behindern durch Absorption eine Rückstrahlung der langwelligen Wärmestrahlen in den Weltraum (BMVEL 1990). Dieses Phänomen wird mit dem Begriff „Treibhauseffekt“ bezeichnet. Als Folge des Treibhauseffektes liegt die mittlere Temperatur auf der Erdoberfläche bei etwa + 15 °C. Ohne die genannten Gase läge die Bodentemperatur bei ca. – 18 °C (OEHMICHEN 1992). Die Konzentrationen dieser Spurengase nehmen durch anthropogene Steigerung der entsprechenden Emissionen zu und führen, zusammen mit dem ausschließlich industriell hergestellten FCKW, zu einer Verstärkung des Treibhauseffektes (zusätzlicher Treibhauseffekt) (HAHN 1994).

Kohlendioxid ist mit ca. 50 % am zusätzlichen Treibhauseffekt beteiligt und das bei weitem wichtigste Treibhausgas (jährlich werden ca. 22 Mrd. t freigesetzt). Etwa fünf Sechstel des anthropogenen Kohlendioxid-Ausstoßes werden durch die Verbrennung fossiler Energieträger frei. Der Rest stammt aus Wald- und Bodenzerstörung (BMVEL 1990). Hierzu tragen Amerika, die ehemalige UdSSR und Osteuropa, China und Westeuropa ca. 76,1 % bei. Nach allen Erwartungen wird der CO_2-Ausstoß der Entwicklungsländer aufgrund ihrer demographischen und wirtschaftlichen Entwicklung in Zukunft enorm steigen (BMVEL 1990).

Der Methangehalt der Atmosphäre steigt seit Jahrzehnten drastisch an (ca. 1 % pro Jahr) und trägt ca. 19 % zum zusätzlichen Treibhauseffekt bei. Wichtige Ursachen sind die starke Zunahme des Reisanbaus und der Rinderhaltung, die

Biomasseverbrennung (beispielsweise Brandrodung in den Tropen), der Abbau von Stein- und Braunkohle, Emissionen aus Mülldeponien und Verluste bei der Erdgas- und Erdölgewinnung sowie bei der Versorgung der Abnehmer mit Erdgas (BMVEL 1990).

Fluor-Chlor-Kohlenwasserstoffe sind mit rund 17 %, Ozon (O_3) mit ca. 8 % und Distickoxid (N_2O) mit etwa 4 % am zusätzlichen Treibhauseffekt beteiligt. FCKWs werden bei der Verwendung von Reinigungsmitteln und Treibgasen direkt freigesetzt oder bei der Verschrottung FCKW-haltiger Produkte (z. B. Kühlschränke). Sie haben keine natürlichen Quellen (HAHN 1994). Ozon ist ein Spurengas und schützt Lebewesen vor zellschädigender UV-B-Strahlung (Ozonschicht in der Stratosphäre) (BMVEL 1990). In der Troposphäre wirkt Ozon toxisch und ist maßgeblich an den Wald- und Pflanzenschäden beteiligt (Beeinträchtigung der Photosyntheseleistung durch geringere Aufnahme von CO_2, mit einer entsprechenden Auswirkung auf den Treibhauseffekt). Hier wird Ozon in Anwesenheit von Stickoxiden photochemisch aus Kohlenmonoxid und Kohlenwasserstoff gebildet. Seine Konzentration steigt in der Nordhemisphäre jährlich um ca. 1 % an (BMVEL 1990). Distickstoff ist einerseits ein Treibhausgas und andererseits trägt es zum Abbau der stratosphärischen Ozonschicht bei. Die natürliche Hauptursache ist die mikrobiologische Denitrifikation im Boden. Wesentliche anthropogene Quellen sind die Verwendung stickstoffhaltiger Dünger in der Landwirtschaft, die Verbrennung von Biomasse in den Tropen und die Umwandlung von Waldgebieten in landwirtschaftliche Nutzflächen. Stickoxide (NO_x), die u. a. bei der Verbrennung von Biomasse entstehen, tragen im Gegensatz zu N_2O nicht unmittelbar zum Treibhauseffekt bei. NO_x bilden zusammen mit Wassertröpfchen in der Luft innerhalb weniger Tage Salpetersäure (werden durch den Niederschlag dem Boden zugeführt). Stickoxide sind aber auch an der Bildung troposphärischen Ozons beteiligt (BMVEL 1990).

Als Folge des Treibhauseffektes ist mit einem globalen Temperaturanstieg auf der Erde zu rechnen (OEHMICHEN 1992). Nachfolgend werden in Tabelle 1 die erwartete Klimaänderung im 21. Jahrhundert sowie deren mögliche Auswirkungen auf die Land- und Forstwirtschaft dargestellt.

Tab. 1: Erwartete Klimaänderungen im 21. Jahrhundert und die möglichen Auswirkungen auf die Land- und Forstwirtschaft

Erwartete Klimaänderungen im 21. Jahrhundert	Mögliche Auswirkungen auf die Land- und Forstwirtschaft
• Erhöhung der mittleren Lufttemperatur	• Höhere Verdunstung, Hitzestress, Verlängerung der Vegetationsperiode, neue Pflanzen- und Tierschädlinge und Tierkrankheiten
• Höhere Maximaltemperatur, Hitzewelle	• Ansteigender Hitzestress für Tiere in der Tierzucht
• Höhere Minimaltemperatur, weniger Frosttage	• Abnehmende Frostschäden, bessere Ausbreitungsbedingungen für Krankheitserreger und Schädlinge.
• Ansteigende Sommertrockenheit	• Abnehmende Ernteerträge, erhöhte Brandgefahr
• Höherer Meeresspiegel	• Flächenverluste, Versalzung des Grundwassers
• Häufigere Starkregenfälle und Stürme	• Erosion, Abschwemmen und Überfluten von Ackerland, Windbruch

(WEIß 2002)

2.1.2 Abhängigkeit von Energieeinfuhren

Die Abhängigkeit der Europäischen Union von Energieeinfuhren nimmt permanent zu. Die Union deckt ihren Energiebedarf zu 50 % durch Energieimporte (EUROPÄISCHE UNION 2003). Wenn keine geeigneten Maßnahmen eingeleitet werden, ist davon auszugehen, dass sie im Jahre 2020 etwa 70 % erreichen werden (KOMMISSION EU 1998). Diese Importabhängigkeit birgt wirtschaftliche, gesellschaftliche, ökologische und physische Gefahren für die Union. Die Energieeinfuhren machen ca. 6 % der Gesamteinfuhren aus. Geopolitisch betrachtet stammen 45 % der Erdöleinfuhren aus dem Mittleren und Nahen Osten und 40 % der Erdgaseinfuhren aus Russland (EUROPÄISCHE UNION 2003). Das heißt, dass ein Großteil dieser Produkte aus immer weiter von der Union entfernten Ländern bezogen wird, was mit geopolitischen Risiken verbunden ist. Aus diesem Grund wird der Versorgungssicherheit immer größere Aufmerksamkeit gewidmet (KOMMISSION EU 1998).

2.2 Geplante Maßnahmen zur Verbesserung der Situation

Die Europäische Union ist bestrebt, diese Situation zu ändern. Ihre Verhandlungsposition zielt darauf ab, die Treibhausgasemissionen in den Industrieländern im Vergleich zu jenen von 1990 bis zum Jahr 2010 um 15 % zu verringern. Um diese Reduzierung zu erreichen, muss die Europäische Union wichtige energiepolitische Entscheidungen treffen, die die Energieintensität und Kohlenstoffintensität senken. Eine beschleunigte Verbreitung erneuerbarer Energieträger ist hinsichtlich der Verringerung der Kohlenstoffintensität und folglich der CO_2-Emissionen von erheblicher Bedeutung. Da es sich hierbei um „heimische Energieträger“ handelt, könnte dadurch die Abhängigkeit von Energieimporten vermindert und die Versorgungssicherheit erhöht werden (KOMMISSION EU 1998).

Gemäß dem WEIßBUCH der EU Kommission „Energien für die Zukunft: Erneuerbare Energieträger“ wird die Verdoppelung des Anteils erneuerbarer Energieträger am Bruttoenergieverbrauch auf 12 % bis ins Jahr 2010 angestrebt (KOMMISSION EU 1998). Um dieses Ziel zu realisieren, ist ein Energiemix u. a. aus Windenergie, Wasserkraft, Photovoltaik, Erdwärme und Biomasse vorgesehen. Gemäß des im WEIßBUCH der EU Kommission beschriebenen Szenarios ist hierbei ein wichtiger Beitrag von der Biomasse zu erwarten (KOMMISSION EU 1998). Hierbei handelt es sich um geschätzte zusätzliche 90 Mio. t RÖE die aus land- und forstwirtschaftlichen Abfällen und Abfällen der holzverarbeitenden Industrie sowie aus Abfallströmen und Energiepflanzen gewonnen werden können. Nachfolgend wird der Bereich Biomasse auf die von der Kommission vorgesehenen Teilbereiche, sowie deren jeweilige Beiträge, aufgeteilt.

Die Nutzung von Biogasressourcen, welche größtenteils aus Methan bestehen und maßgeblich am Treibhauseffekt beteiligt sind, steht im Einklang mit der Kommissionsstrategie, die Methanemissionen aus Umweltschutzgründen zu reduzieren. Der geschätzte Beitrag an Biogas wird mit 15 Mio. t RÖE angegeben. Bei den festen Abfällen aus den Bereichen Holz und landwirtschaftlichen Abfälle, wie beispielsweise Stroh, gehen Schätzungen davon aus, dass bis zum Jahr 2010 etwa 30 Mio. t RÖE über eine energetischen Verwertung nutzbar gemacht werden können. Der Beitrag aus Energiepflanzen wird mit 45 Mio. t

RÖE angegeben. Hierbei soll der Anteil flüssiger Kraft- und Brennstoffe 18 Mio. t RÖE und der Anteil fester cellulosehaltiger Energieträger, wie beispielsweise Weiden, Miscanthus oder Mais, 27 Mio. t RÖE betragen (vgl. Kapitel 2.3).

2.3 Pflanzliche Biomasse

Wie unter Punkt 2.2 beschrieben, soll die energetische Verwertung von Biomasse einen entscheidenden Beitrag bei der Realisierung der geplanten EU Ziele leisten. Pflanzliche Biomasse ist gespeicherte Sonnenenergie. Über den Weg der Photosynthese erzeugen Pflanzen unter Einwirkung von Licht aus Kohlendioxid und Wasser Kohlenhydrate. Durch nachwachsende Biomasse kann Energie nahezu CO_2-neutral erzeugt werden, da bei der Umsetzung nur soviel Kohlendioxid abgegeben wird, wie zuvor beim Aufbau der organischen Substanz von der Pflanze der Atmosphäre entzogen wurde (BUTTLAR v. 1996). Pflanzliche Biomasse stellt ein erhebliches Rohstoffpotential dar. Der geschätzte jährliche Biomassezuwachs liegt nach Angaben von SCHEFFER (1992) weltweit bei ca. 2×10^{11} t TM, was etwa 100 Mrd. t SKE entspricht. Der Welt-Energieverbrauch wird mit rund 17 Mrd. t SKE für das Jahr 2000 angegeben (KASPAR-SICKERMANN 2001). Somit übersteigt das heranwachsende Biomassepotential den weltweiten Energieverbrauch um ein Vielfaches. Weder aus ökologischen (beispielsweise Bodenfruchtbarkeit) noch aus ökonomischen (beispielsweise Logistik) Gründen kann die gesamte, jährlich neu gebildete, Biomasse genutzt werden. Letztlich stehen ca. 50 % für eine Nutzung zur Verfügung, da der restliche Teil aus Wurzeln und Blättern besteht (HAHN 1994). Dennoch wird durch dieses Zahlenbeispiel verdeutlicht, dass es sich bei pflanzlicher Biomasse um einen Energieträger handelt, der einen erheblichen Anteil des Weltenergiebedarfs „CO_2-neutral“ erzeugen kann (HAHN 1994). Die Abschätzung des Netto CO_2-Minderungspotentials in Deutschland durch die Nutzung von Biomasse, beläuft sich für das Jahr 1996 auf 6,6 % der Gesamtemissionen (BUTTLAR v. 1996).

In Deutschland ist eine Energiegewinnung aus Biomasse in einer energiewirtschaftlich relevanten Größenordnung, neben der Nutzung von Brennholz und

Holzrückständen aus der Forstwirtschaft sowie der Holzbe- und Holzverarbeitung, nur noch auf der Basis von Biomassen aus der Landwirtschaft möglich (HEINZ et al. 1999). Aus diesem Bereich stehen einerseits Pflanzenrückstände (u. a. Stroh) und andererseits Pflanzen zur Verfügung, die ausschließlich zur Energiegewinnung angebaut werden (z. B. Getreideganzpflanzen) (HEINZ et al.1999). Da Energiepflanzen nur zur Erntezeit, also zeitlich sehr begrenzt anfallen, der Bedarf an Energiepflanzen zur energetischen Nutzung aber relativ kontinuierlich über das ganze Jahr verteilt ist, ist eine Lagerung notwendig (HEINZ et al. 1999).

Aus Sicht der Landwirtschaft ist der Anbau von Getreide von besonderem Interesse, da hierbei vielfach auf bekannte und ausgereifte Verfahren aus der Nahrungs- und Futtermittelproduktion zurückgegriffen werden kann. Die derzeit in Deutschland und im benachbarten Ausland verfolgten Verfahrensketten zur energetischen Nutzung von Halmgütern basieren praktisch ausschließlich auf der Produktion und Bereitstellung von Energieträgern mit geringem Wassergehalt. Allerdings sind die verfolgten Verfahrensketten mit einer Reihe von Nachteilen verbunden (HEINZ et al. 1999). Wesentliche Problembereiche aus erntetechnischer und qualitativer Sicht sind u. a. der hohe Wassergehalt der Biomassen und ihre Elementargehalte. Zur Gewährleistung der Lagerstabilität der Halmgüter sind Wassergehalte von unter 15 - 20 % erforderlich. Da eine dauerhafte Lagerung als Materialpuffer zwischen Biomasseangebot und Energienachfrage im Allgemeinen aber unvermeidbar ist, kommt der Lagerstabilität eine große Bedeutung zu (HEINZ et al. 1999). Während beim Stroh die Forderung meist zu realisieren ist, müssen beispielsweise Getreideganzpflanzen oder Gräser des Grünlandes noch im Feld nachgetrocknet werden, was beim Wendeprozess bei Getreideganzpflanzen zu Kornverlusten führen kann (HEINZ et al. 1999).

Eine Entkoppelung von Trocknungserfolg und Wetterbedingungen ist vor dem Hintergrund der Lagerstabilität nur durch eine technische Belüftung des Erntegutes zu erzielen. Aufgrund der hohen Pressdichten, die bei der Biomassenbereitstellung typischerweise zur Minderung von Transport- und Lagerkosten angestrebt werden, und der damit verbundenen geringen Luftdurchlässigkeit, ist eine technische Trocknung nur nach vorheriger Ballenauflösung möglich (HEINZ et al. 1999). Dieser Weg erscheint u. a. aufgrund reduzierter Netto-

energieerträge und zu erwartender Kostensteigerungen jedoch nicht praktikabel (HEINZ et al. 1999).

Ein zentrales Problem bei der energetischen Verwertung von Halmgütern ist ein hoher Kaliumgehalt bei niedrigem Ascheschmelzpunkt. Ein niedriger Ascheerweichungspunkt kann bereits bei Temperaturen zu Schlackebildung führen, die - speziell für den vorgesehenen Anwendungsbereich - für eine hinreichend vollständige Vergasung erforderlich sind (vgl. Kapitel 2.5 und Kapitel 6). Dies erhöht das Risiko der Reaktorverschlackung durch klebende Ascheteilchen (vgl. Kapitel 6) (DAVIDSSON, PETTERSSON und NILSSON 2001, SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000). Eine hohe Vergasungstemperatur ist aber erstrebenswert, weil sie u. a. Qualität und Ausbeute des Rohgases bestimmt (vgl. Kapitel 2.5.1 und Kapitel 6) (HEINZ et al. 1999, RÖSCH und WINTZER 1997). Tabelle 2 stellt das Ascheschmelzverhalten verschiedener Festbrennstoffe dar (teilweise sind starke Abweichungen möglich):

Tabelle 2: Ascheschmelzverhalten verschiedener Festbrennstoffe in °C

Brennstoffasche	Sinterbeginn	Erweichungspunkt	Halbkugelpunkt	Fließpunkt
Fichtenholz	1.190	1.430	1.600	1.600
Gerstenstroh	930	960	1.170	1.210
Getreideganzpflanzen	850	870	1.040	1.080
Roggenkörner	680	710	k. A	810
Roggensilage	1.130	1.180	1.210	1.220
Maissilage	1.010	1.070	1.130	1.190
Hanfsilage	> 1.600	> 1.600	> 1.600	> 1.600

(HEINZ et. al. 1999, LEWANDOWSKI und HARTMANN, ZWEILER und HOFBAUER)

Als weitere Nachteile sind die relativ hohen Anteile an emissionsrelevanten bzw. korrosiven Inhaltsstoffen zu nennen. Das im Energieträger gebundene Chlor kann bei der thermischen Verwertung zu Chlorkorrosion an Stahl führen. Des Weiteren kann es zur Bildung von Dioxinen und Furanen sowie zur Freisetzung von HCl-Emissionen kommen (BECHER und KALTSCHMITT 1997).

Aufgrund der dargestellten Probleme bei der energetischen Nutzung trockener Energieträger wird auch diskutiert, die energetisch zu verwertenden Biomassen in feuchtem Zustand durch Silierung zu konservieren. Ein wesentlicher Nachteil einer derartigen Produktion und Bereitstellung von biogenen Festbrennstoffen ist der hohe Wassergehalt der silierten Biomassen, der es notwendig macht, die

Silage vor der energetischen Nutzung zu entwässern (vgl. Kapitel 3). Mit Schneckenpressen sind Trockensubstanzgehalte von 50 % in dem als Brennstoff zu verwertenden Pressgut erreichbar (VETTER 2002, SCHWERIN v. 2000). Ein Vorteil einer Festbrennstoffproduktion und Bereitstellung aus feuchter Biomasse ist, dass das beim mechanischen Auspressen der Silagen gewonnene Presswasser Anteile aller Mineralstoffe der Pflanzen enthält und somit als Düngemittel alleine oder in Kombination mit Gülle auf die Felder zurückgeführt werden kann (HEINZ et al. 1999, RINKE 1999). Der verminderte Gehalt an Mineralstoffen im entwässerten Festbrennstoff lässt zudem positive Auswirkungen auf die Emissions- und Ascheschmelzverhalten bei einer energetischen Nutzung des Pressgutes erwarten.

2.4 Thermische Nutzung von Biomasse

Grundsätzlich stehen drei Möglichkeiten zur thermischen Nutzung von Biomasse zur Verfügung. Man unterscheidet die Verbrennung, die Pyrolyse und die Vergasung.

Die Verbrennung beinhaltet die vollständige Oxydation des Einsatzstoffes (LAUER und ZEILINGER, 1982). Es findet eine thermische Zersetzung unter Sauerstoffzufuhr statt (HAHN 1994). Eine vollkommene Verbrennungsreaktion läuft aber nur dann ab, wenn Sauerstoff bzw. Luft im Überschuss vorhanden ist (BOIE 1957). Im Idealfall werden die organischen Verbindungen in stark exothermen Reaktionen zu Kohlendioxid und Wasser oxidiert. Die Steuerung der Verbrennung erfolgt über die Verfahrensparameter Temperaturführung, Luftüberschuss und Verweilzeit (HAHN 1994).
Die Verbrennung zeichnet sich durch ein gegenüber der Vergasung leichteres Verfahrensprinzip aus. Hieraus ergibt sich ein geringerer Investitionsaufwand (HAHN 1994). Diesem Vorteil stehen teilweise massive Emissionsprobleme gegenüber (beispielsweise NO_X- und Schwefelemissionen). Speziell bei der Verbrennung von Biomasse hat sich herausgestellt, dass eine der Schwierigkeiten in der Temperaturführung liegt. Das ungünstige Ascheschmelzverhalten der Biomasse (vgl. Tab. 2) zwingt zu möglichst niedrigen Verbrennungstemperatu-

ren. Dies führt wiederum zu Emissionsproblemen. Nicht zuletzt ist das Erzeugnis der Verbrennung einzig die produzierte Wärme (HAHN 1994).

Unter dem Begriff Pyrolyse oder Entgasung versteht man die thermische Zersetzung von Feststoffen unter Ausschluss von Sauerstoff (LAUER und ZEILINGER 1982). Ab 150 °C beginnt der Pyrolysevorgang (JENSEN 2001). Hier wird der Feststoff in Pyrolysegase, Pyrolyseöle und Pyrolysekoks umgesetzt. Als Gase entstehen hauptsächlich Kohlenmonoxid und -dioxid, Wasser, Wasserstoff, Methan und leicht flüchtige Kohlenwasserstoffverbindungen (JENSEN 2001). Zurück bleibt ein fester Rückstand, der zum größten Teil aus fixem Kohlenstoff besteht (vgl. DIN 51 720). Beim Pyrolysevorgang handelt es sich um eine Vielzahl gekoppelter, meist noch unbekannter endo- und exothermer Einzelreaktionen (RÖSCH und WINTZER 1997).

Unter der thermochemischen Vergasung eines Brennstoffes wird die Umsetzung eines Kohlenstoffträgers unter Wärmeeinwirkung mit einem sauerstoffhaltigen Vergasungsmittel verstanden (Luft, Sauerstoff oder Wasserdampf) (HAHN 1994, LAUER und ZEILINGER 1982). Die Vergasung erfolgt bei unterstöchiometrischer Sauerstoffzufuhr ($0 \leq \lambda \leq 1$, WIESE 2003) und ist diesbezüglich zwischen der Pyrolyse ($\lambda = 0$) und der Verbrennung ($\lambda \geq 1$) einzuordnen (WIESE 2003). Die Umsetzung erfolgt durch chemische Reaktion mit dem Vergasungsmittel, wobei der kohlenstoffhaltige Einsatzstoff bis zu den kleinsten Bausteinen der Kohlenstoffe gespalten wird. Beim Vergasungsvorgang entstehen hauptsächlich Kohlenmonoxid und Wasserstoff (JENSEN 2001). Die bei der Vergasung entstehenden Produkte sind entsprechend der Art des Vergasungsmittels u. a. stickstoffhaltige Schwachgase oder wasserstoffreiche mittelkalorische Gase, die aus den Hauptkomponenten Wasserstoff, Kohlendioxid, Kohlenmonoxid und Methan bestehen (HAHN 1994). Neben unbrennbaren Bestandteilen, wie beispielsweise Stickstoff, verbleiben je nach Betriebstemperatur des Prozesses Asche bzw. Schlacke als Rückstand (RÖSCH 1998, HAHN 1994). In Abhängigkeit der Aschen müssen diese entsorgt bzw. deponiert werden oder können bei Eignung auf landwirtschaftliche Flächen ausgebracht werden.

Die Vergasung hat somit folgende Vorzüge:

- Sie liefert einerseits ein Brenngas und andererseits Wärme (HAHN 1994).
- Das produzierte Gas kann transportiert bzw. gelagert werden und ist vielfältiger einsetzbar als die bei der Verbrennung entstehende Wärme (LAUER und ZEILINGER 1982).
- In Verbindung mit Gasmotoren bzw. der Kraft-Wärme-Kopplung werden höhere Wirkungsgrade als mit der konventionellen Verbrennung erzielt (HAHN 1994).

2.5 Vergasung von Biomasse

Biomasse besteht aus einer Reihe von Kohlenstoff-Wasserstoff-Sauerstoff-Verbindungen und ist durch thermische Behandlung effizient in ein Gas umzuwandeln. Die Gründe liegen im hohen Gehalt an flüchtigen Bestandteilen und weiterhin im Gehalt an eigenem Wasser und Sauerstoff, zwei Elementen, die wichtig für die Entstehung gasförmiger Moleküle aus kohlenstoffhaltigem Material sind (vgl. Tabelle 8) (DREIER 1999). Für die Vergasung eignen sich vor allem lignocellulosehaltige Pflanzen wie beispielsweise Getreideganzpflanzen, Stroh, Hanf und Schilfgräser (EL BASSAM 1997). Des Weiteren liegt im Vergleich zu Kohle ein relativ geringer Asche- und Schwefelgehalt vor (DREIER 1999, LEWANDOWSKI und HARTMANN).

2.5.1 Grundlagen der Vergasung

Die Vergasung ist ein thermochemischer Prozess. Bei chemischen Prozessen entstehen aus Edukten Produkte, die in einem Reaktionsgleichgewicht stehen (JANSEN 1997). Die chemischen Reaktionen bei der Vergasung sind teils exotherm, teils endotherm und lassen sich infolge ihrer großen reaktionskinetischen Hemmung nur bei hoher Temperatur mit genügender Umsatzgeschwindigkeit durchführen. Zur Erzielung hoher Vergasungswirkungsgrade wird versucht, die bei den exothermen Reaktionen freiwerdende Wärme möglichst für endotherme Vergasungsreaktionen auszunutzen (LAUER und ZEILINGER 1982).

Die Brutto-Umsatz-Gleichung von 1 Mol Kohlenstoff lautet (BOIE 1957, LAUER und ZEILINGER 1982):

a.) $C + O_2 = CO_2$ (ΔH = - 405,5 kJ/mol)

Tatsächlich läuft diese Reaktion über einen zweistufigen Prozess ab. Zuerst verbrennt der Kohlenstoff (LAUER und ZEILINGER 1982)

b.) $C + ½ O_2 = CO$ (ΔH = - 122,9 kJ/mol)

zu Kohlenmonoxid, das dann in der homogenen, meist durch Wasserdampf bzw. Wasserstoff katalysierten Umsetzung (LAUER und ZEILINGER 1982)

c.) $CO + ½ O_2 = CO_2$ (ΔH = - 282,6 kJ/mol)

sekundär zu Kohlendioxid nachverbrennt. Die Vergasungsgeschwindigkeit wird u. a. durch die chemische Reaktionsgeschwindigkeit, insbesondere bei hohen Temperaturen, bestimmt (LAUER und ZEILINGER 1982). Für den Umsatz in Gasgeneratoren sind nach LAUER und ZEILINGER (1982) Art der Gasströmung und deren Geschwindigkeit, Korngröße, Porosität und Verteilung des Brennstoffes (vgl. Kapitel 2.5.2 Wirbelsicht- und Festbettvergaser) von entscheidender Bedeutung.

Die für die Vergasung erforderlichen hohen Temperaturen werden zum größten Teil durch Teilverbrennung des Kohlenstoffes erreicht. Im Gegensatz zu den Umsetzungen mit O_2-Überschuss wird die Reaktion bei C-Überschuss durch das BOUDOUARD-Gleichgewicht bestimmt (LAUER und ZEILINGER 1982).

d.) $C + CO_2 = 2\ CO$ (ΔH = + 159,7 kJ/mol)

Nach LAUER und ZEILINGER (1982) ist nach diesem Gleichgewicht bei Temperaturen unter 400 °C fast reines CO_2 in Gegenwart von Kohlenstoff stabil. Mit steigender Temperatur nimmt der CO-Gehalt zu und beträgt bei 1.000 °C ein Vielfaches des CO_2-Anteils (LAUER und ZEILINGER 1982).

Da in den Gaserzeugern stets auch Wasserdampf (Trocknungswasser und Wasserdampfzugabe) vorhanden ist, finden noch für die Wassergasbildung typische Reaktionen statt. Die Primärreaktion verläuft wie folgt (KOLLMANN 1982):

e.) $C + H_2O$ (Dampf) $= CO + H_2$ ($\Delta H = + 118{,}7$ kJ/mol)
(LAUER und ZEILINGER 1982)

Weiterhin wird noch eine zweite Umsetzung, die Reduktion von Wasser (KOLLMANN 1982), nach der Formel

f.) $C + 2\ H_2O$ (Dampf) $= CO_2 + 2\ H_2$ ($\Delta H = + 77{,}3$ kJ/mol)
(LAUER und ZEILINGER 1982)

angenommen.

Durch Addition der Formel für das Boudouard`sche-Gleichgewicht und der Formel f.) entsteht die homogene Wassergasreaktion (KOLLMANN 1982, OGRISECK 2004)

g.) $CO + H_2O$ (Dampf) $\leftrightarrow CO_2 + H_2$ ($\Delta H = - 41{,}4$ kJ/mol).
(LAUER und ZEILINGER 1982)

- Der Vergasungsprozess lässt sich bei fast allen Anlagen in vier Teilprozesse aufteilen (WIESE 2003, JENSEN 2001):

- Trocknung
- Pyrolyse
- Oxidation (Verbrennung)
- Vergasung (Reduktion)

Die Reaktionszonen sind durch die sich einstellenden Temperaturniveaus sowie durch das Sauerstoffangebot bestimmt (WIESE 2003). Eine Teiloxidation findet

nur bei einer autothermen Vergasung statt (WIESE 2003, JENSEN 2001). Die Ausbildung der Zonen ist von Faktoren wie Eigenschaften der Biomasse, Beschaffenheit des Vergasungsmittels, Reaktorbauweise und Art der Beschickung abhängig. Im Folgenden werden die Vorgänge in den einzelnen Zonen beschrieben.

Während des Trocknungsprozesses des porösen Feststoffes wird das gebundene Wasser entfernt (JENSEN 2001). Nach GMEHLING und BREHM (1996) ist die Feuchtigkeit am Trocknungsgut auf drei verschiedene Arten gebunden:

- Haftflüssigkeit auf der äußeren Oberfläche
- Kapillarflüssigkeit in den Poren
- molekular gebundene Quellflüssigkeit

Während in einem ersten Trocknungsabschnitt die Haftflüssigkeit entfernt wird, wird in einem zweiten Trocknungsabschnitt die Kapillarflüssigkeit aus den Poren verdampft (GMEHLING und BREHM 1996). Nach JENSEN (2001) wird die molekular gebundene Quellflüssigkeit beim Trocknungsprozess nicht entfernt. Der entstehende Wasserdampf wird zum Teil in einer der nachfolgenden Zonen in der Wassergasreaktion umgewandelt und verlässt den Reaktor gasförmig (WIESE 2003). Abbildung 1 stellt einen vereinfachten Trocknungsvorgang dar.

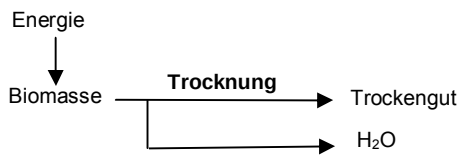

Abb. 1: Trocknungsvorgang (vereinfachte Darstellung in Anlehnung an HILLER, KLEMM und SCHNEIDER 2002)

Wie bereits in Kapitel 2.4 dargestellt, werden beim Pyrolysevorgang die makromolekularen Bestandteile thermisch und unter Luftabschluss zerlegt. Abbildung 2 stellt einen vereinfachten Pyrolysevorgang dar.

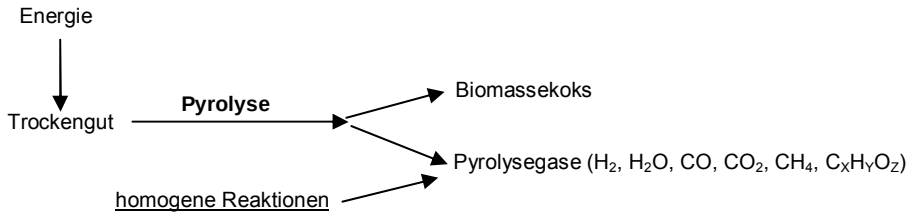

Abb. 2: Pyrolysevorgang (vereinfachte Darstellung in Anlehnung an HILLER, KLEMM und SCHNEIDER 2002)

Beim Oxidationsvorgang (partielle Oxidation), d. h. bei der Verbrennung des Kohlenstoffes mit Sauerstoff, oxidiert Sauerstoff bei genügend hohen Temperaturen Teile des Feststoffes (Verbrennungsreaktion) und der flüchtigen Bestandteile aus der Pyrolyse- und Vergasungszone (KOLLMANN 1982, JENSEN 2001). Die bei den exothermen Oxidationsreaktionen frei werdende thermische Energie wird für die endotherme Vergasungsreaktion und für die Trocknung und Aufheizung des Feststoffes benötigt (JENSEN 2001). Der Sauerstoff ist bei den Reaktionen nur unterstöchiometrisch vorhanden. Aus diesem Grund wird der Feststoff nicht vollständig oxidiert (JENSEN 2001). Findet eine Oxidation im Reaktor statt, so wird der Reaktor auch als direkt beheizter Reaktor bezeichnet. Anstelle der Bereitstellung der thermischen Energie durch eine partielle Oxidation kann ein Reaktor auch von außen beheizt werden (indirekt beheizter Reaktor, vgl. Kapitel 2.5.2 und 4.1.1) (JENSEN 2001). Abbildung 3 stellt einen vereinfachten Oxidations- und Reduktionsvorgang dar.

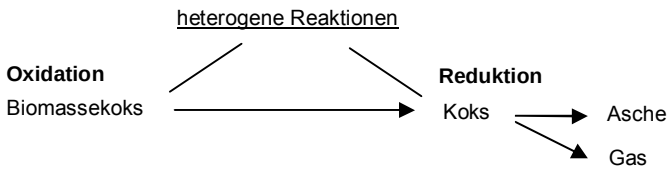

Abb. 3: Oxidations- und Reduktionsvorgang (vereinfachte Darstellung in Anlehnung an HILLER, KLEMM und SCHNEIDER 2002)

Die zuvor entstandenen Gase und Teere werden durch die Oxidationszone hindurchgesaugt. Bei genügend hohen Temperaturen werden die höhermolekularen Kohlenwasserstoffe gecrackt (LAUER und ZEILLINGER 1994).

Die eigentliche Vergasung besteht in der Reduktion (JANSEN 1997). In der Reduktionszone werden die Komponenten CO und H_2 gebildet. Hier findet die Reduktion von CO_2 zu CO statt. Weiterhin wird Wasserdampf mit Hilfe von Kohlenstoff und Wärme gespalten. Schließlich findet noch die Oxidation von CO und H_2 statt, was zu einer Verminderung des Heizwertes des erzeugten Gases führt (LAUER und ZEILINGER 1984, WIESE 2003). Abbildung 4 stellt ein vereinfachtes Ablaufschema der Vergasung dar.

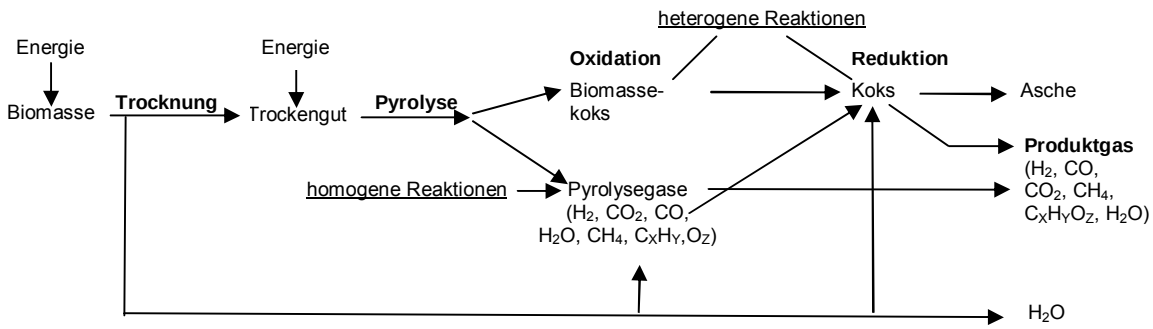

Abb. 4: Ablaufschema der Vergasung (vereinfachte Darstellung in Anlehnung an HILLER, KLEMM und SCHNEIDER 2002).

Die Reaktionsabläufe werden vereinfacht durch folgende Sequenzen wiedergegeben:

1.)	$C + O_2$	$\rightarrow$	CO_2	(Verbrennung *)
2.)	$C + CO_2$	$\rightarrow$	$2\ CO$	(Boudouard-Reaktion *)
3.)	$C + H_2O$	$\rightarrow$	$CO + H_2$	(heterogene Wassergasreaktion *)
4.)	$C + 2\ H_2$	$\rightarrow$	CH_4	(hydrierende Vergasung *)
5.)	$CO + H_2O$	$\leftrightarrow$	$CO_2 + H_2$	(homogene Wassergasreaktion, Shift Reaction **)
6.)	$H_2 + ½\ O_2$	$\leftrightarrow$	H_2O	(Knallgasverbindung **)
7.)	$2\ CO + ½\ O_2$	$\rightarrow$	CO_2	(Verbrennung von Kohlenmonoxid*)
8.)	$CO + 3\ H_2$	$\leftrightarrow$	$CH_4 + H_2O$	(Methanisierungsreaktion**)
9.)	$CH_4 + H_2O$	$\rightarrow$	$CO + 3\ H_2$	(Methan-Reforming**)
10.)	CH_4	$\rightarrow$	$C + 2\ H_2$	(Methan-Spaltung)

(* heterogene Reaktionen, ** homogene Reaktionen) (HILLER, KLEMM und SCHNEIDER 2002, KOLLMANN 1951, SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000, WIESE 2003)

Die Reaktionstemperatur hat einen wesentlichen Einfluss auf die Gaszusammensetzung (LAUER und ZEILLINGER 1994). Mit steigender Temperatur nimmt die Reaktionsgeschwindigkeit jeder Reaktion zu (MORTIMER 1976). Bei höheren Temperaturen sind die Reaktionen zunehmend thermodynamisch kontrolliert, d. h., dass die kinetischen Hemmungen an Bedeutung verlieren (SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000) und mit steigender Temperatur bei konstanten Betriebsbedingungen mehr Gas produziert wird (LETTNER 2004). Bei Vergasungsexperimenten unter Druck konnte durch HANSEN, RATHMANN, OLSEN und POULSEN (1997) festgestellt werden, dass mit steigender Temperatur die Reaktionsfähigkeit zunimmt, wobei die höchste Reaktivität durch die Biomasse mit dem größten Kaliumanteil hervorgerufen wurde. Weiterhin nimmt mit steigender Temperatur der CO-Gehalt zu (KLOSE und BÜTTNER 2002, LAUER und ZEILLINGER 1994). Bei der Boudouard-Reaktion und der heterogenen Wassergasreaktion handelt es sich um endotherme Reaktionen. Mit Temperaturzunahme verschiebt sich das Gleichgewicht in Richtung der Produkte, d. h. dass sich das Reaktionsgleichgewicht der Boudouard-Reaktion und der heterogenen Wassergasreaktion mit steigender Temperatur zugunsten von CO bzw. CO und H_2 verschiebt (vgl. Reaktionsabläufe) (WEINDORF 2004). Gleichzeitig findet die homogene Wassergasreaktion statt. Wie bereits erwähnt sind die Boudouard-Reaktion und die heterogene Wassergasreaktion miteinander verbunden. Hierbei handelt es sich um eine exotherme Reaktion. Mit Temperaturzunahme verschiebt sich das Reaktionsgleichgewicht in Richtung der Edukte, d. h. zu lasten von Wasserstoff und Kohlendioxid bzw. zugunsten von Wasser und Kohlenmonoxid. Die Temperatureinwirkung auf den Anteil an Wasserstoff im Produktgas wurde von KLOSE und BÜTTNER (2002) experimentell untersucht. Bei Vergasungsversuchen von trockenem Buchenholz mit Wasserdampf in einem indirekt beheizten Rohrreaktor führte eine Erhöhung der Temperatur zu einer Verringerung der Wasserstoffkonzentration. Bei der Methan-Spaltung bzw. dem Methan-Reforming handelt es sich um endotherm verlaufende Reaktionen, deren Gleichgewicht sich mit Temperaturerhöhung in Richtung Produkte, d. h. zu lasten von Methan bzw. von Methan und Wasser, verschiebt. Weiterhin nimmt mit steigender Prozesstemperatur der Teergehalt (aromatische Kohlenwasserstoffe) stark ab (SPLIETHOFF 1998).

Der Parameter Druck beeinflusst sowohl die Thermodynamik als auch die Reaktionskinetik des Vergasungsprozesses (JANSEN 1997). Ein höherer Druck bedeutet aufgrund der erhöhten Partialdrücke der Reaktionspartner eine Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit. Durch die Kompression sinkt gleichzeitig der Volumenstrom (JANSEN 1997). Aus diesem Grund erhöht sich die Verweilzeit im Reaktor (JANSEN 1997). Wird Biomasse unter Druck vergast, so verschiebt sich nach Angaben von LAUER und ZEILINGER (1982) das CO/CO_2–Gleichgewicht zugunsten des CO_2. Die höheren Kohlenwasserstoffe werden nicht vollständig gecrackt und es wird ein methanreicheres Gas produziert (LAUER und ZEILINGER 1982). Vergasungsexperimente der DEUTSCHEN-MONTAN-TECHNOLOGIE (DMT) mit Gerstenstroh als Einsatzstoff und Wasserdampf als Vergasungsmedium zeigen, dass bei konstanter Temperatur über eine Variation des Drucks die Gaszusammensetzung beeinflusst werden kann. Bei einem Druck von 10 bar, einer Temperatur von 860 °C im Vergaser und einer Reaktorverweilzeit von 12 Sekunden wurde ein Produktgas erzeugt, welches sich zu 28,1 % aus CO_2, zu 14,6 % aus CO, zu 43,8 % aus H_2 und zu 11,5 % aus Methan zusammensetzte. Eine Druckerhöhung auf 30 bar führte bei einer Vergasungstemperatur von 862 °C und einer Verweilzeit im Generator von 31 Sekunden zu einer Produktgaskonzentration von 34,3 % CO_2, 6,2 % CO, 45,5 % aus H_2 und 13,1 % Methan (DMT). Bei den durchgeführten Experimenten führte eine Erhöhung des Drucks zu höheren Konzentrationen an Kohlendioxid, Methan und Wasserstoff, während der Kohlenmonoxidgehalt zurückging.

2.5.2 Gasgeneratoren

Nachfolgend werden die wichtigsten Vergaser mit den jeweiligen besonderen Eigenschaften kurz dargestellt. Ein wesentliches Kriterium zur Klassifizierung von Vergasungsreaktoren ist die Art der Wärmezufuhr in die Vergasungszone (vgl. Kapitel 2.5.1 und 4.1.1). Es wird dabei zwischen direkter und indirekter Beheizung des Vergasers unterschieden. Im Gegensatz zu den vier Zonen der direkt beheizten Reaktoren (Trocknung, Pyrolyse, Verbrennung und Vergasung) sind bei der indirekten Beheizung nur drei Zonen (Trocknung, Pyrolyse und Vergasung) vorhanden (vgl. Kapitel 2.5.1) (JENSEN 2001,). Die Vergasertypen

lassen sich nach ihrem Verfahren in die drei Hauptgruppen Flugstrom-, Wirbelschicht- und Festbettvergaser unterteilen.

Die Entwicklung der Flugstromvergaser hat ihren Ursprung in der Kohlevergasung (RÖSCH und WINTZER 1997). Hier liegen auch die Vorteile dieses Verfahrens. Der fein bzw. pulvrig gemahlene Brennstoff (z. B. 90 % < 0,25 mm) wird vom Vergasungsmittel bei hohen Temperaturen (über 1200 °C) durch einen Reaktor geblasen (BÜTTNER 2002, RÖSCH und WINTZER 1997). Aufgrund der geringen Teilchengröße und des hohen Temperaturniveaus kann bei einem Durchflug der Partikel durch den Reaktor innerhalb weniger Sekunden eine nahezu vollständige Vergasung erreicht werden (RÖSCH und WINTZER 1997). Hohe Reaktionsgeschwindigkeiten und hohe Temperaturen sind für die Kohlevergasung notwendig, da beispielsweise bei Kokskohle zwischen 76 % und 80 % des Rohstoffes nach der Pyrolyse als Feststoff vorliegen, welcher anschließend vergast werden muss (BÜTTNER 2002). Bei Biomasse werden im Allgemeinen durch den Pyrolysevorgang etwa 75 % als flüchtige Bestandteile freigesetzt, so dass lediglich 25 % als Feststoff vorliegen (vgl. Tab. 8 und Kapitel 7) (BÜTTNER 2002).
Als Vergasungsmedium wird bei der Kohlevergasung Sauerstoff eingesetzt, um solch hohe Temperaturen, wie sie zur Erzielung hoher Reaktionsgeschwindigkeiten bei hohem Vergasungsanteil (bis zu 80 %) erforderlich sind, zu erreichen (BÜTTNER 2002). Die Biomassevergasung verfolgt jedoch ein anderes Ziel. Während bei der Kohlevergasung die Umsätze der Feststoffe im Vordergrund stehen, ist das Ziel bei der Biomassevergasung, den hohen Anteil an flüchtigen Bestandteilen zu cracken und nur einen geringeren Teil an Feststoff zu vergasen (vgl. Kapitel 7). Aufgrund der hohen Temperaturen ist anzunehmen, dass Teere und Aromaten wirkungsvoll zerstört werden können (BÜTTNER 2002). Durch die hohe Vergasungstemperatur erfolgt der Ascheabzug flüssig. Dies ist für Biobrennstoffe mit niedrigen Ascheerweichungs- und Schmelztemperaturen von Vorteil (vgl. Tab. 2) (RÖSCH und WINTZER 1997). Flugstromvergaser sind aus technischen und ökonomischen Gründen insbesondere für Großanlagen über 100 MW Vergaserleistung interessant. Dies würde einem Biomasseeinsatz von ca. 480 t TM pro Tag entsprechen.

Der Wirbelschichtvergaser enthält ein Bett aus feinem Inertmaterial (zumeist Quarzsand), das auf einer perforierten Platte ruht. Die Wirbelschicht entsteht, wenn das Vergasungsmedium hinreichend rasch durch den Anströmboden fließt, das Inertmaterial aufwirbelt und dabei den zugegebenen Brennstoff von unten durchströmt. Bei diesem Vorgang werden die Brennstoffteilchen stark miteinander und mit dem Bettmaterial vermischt (RÖSCH und WINTZER 1997). Mit dem Gas wird Asche ausgetragen, welche anschließend über Zyklonen abgetrennt werden muss (REED 1981). Die Vergasungstemperatur liegt, nach Angaben von SPLIETHOFF (1998), typischerweise im Bereich um 800 °C (vgl. Tab. 2). Als Vergasungsmedium ist der Einsatz von Luft, Sauerstoff oder Wasserdampf möglich (ROESCH und WINTZER 1997). Bei der Verwendung von Wasserdampf können, beispielsweise bei der Einspeisung von Switch-Gras, hohe Wasserstoffgehalte (bis 55 %) im Produktgas erzielt werden (DREIER 1999, MÜHLEN und KUBIAK 1997).

Grundsätzlich werden stationäre und zirkulierende Wirbelschichtvergaser unterschieden (vgl. Abb. 5). Bei der stationären Wirbelschicht ist die Anströmgeschwindigkeit des Vergasungsmediums relativ niedrig. Dadurch stellt sich ein stabiles Wirbelbett mit einer gleich bleibenden Höhe ein (RÖSCH 2000). Bei der zirkulierenden Wirbelschicht liegt dagegen die Anströmgeschwindigkeit des Vergasungsmediums in der Größenordnung der Austragsgeschwindigkeit, so dass sich im gesamten Reaktor eine Gas-Feststoff-Strömung einstellt. Die vom Gas mitgerissenen Partikel werden in einem Zyklon abgeschieden und in den Reaktor zurückgeführt, wodurch sich der Zustand einer zirkulierenden Wirbelschicht einstellt (RÖSCH 2000, RÖSCH und WINTZER 1997, SPLIETHOFF 1998). Aufgrund des weitgehend homogenen Temperaturniveaus fehlen verschiedene Reaktionszonen (vgl. Kapitel 2.5.1). Der Teergehalt im Rohgas von Wirbelschichtvergasern (z.B. stationäre Wirbelschicht im Mittel von 12 g/Nm^3) ist geringer als bei Gegenstromvergasern (Mittel von 50 g/Nm^3), aber höher als bei Gleichstromvergasern (Mittel 0,5 g/Nm^3) (RÖSCH und WINTZER 1997). Die DEUTSCHE-MONTAN-TECHNOLOGIE (DMT) entwickelte ein spezielles allothermes Verfahren zur Vergasung von Kohle. Dieses wurde später für die Vergasung verschiedener Biomassen und Reststoffe aus der Land- und Forstwirtschaft modifiziert. Das Verfahren soll ein Rohgas mit sehr geringem Teergehalt erzeugen (< 0,05 %, H&C ENGINEERING (1) 2000, H&C

ENGINEERING (2) 2000). Abbildung 5 stellt das Prinzip eines Wirbelschichtvergasers dar.

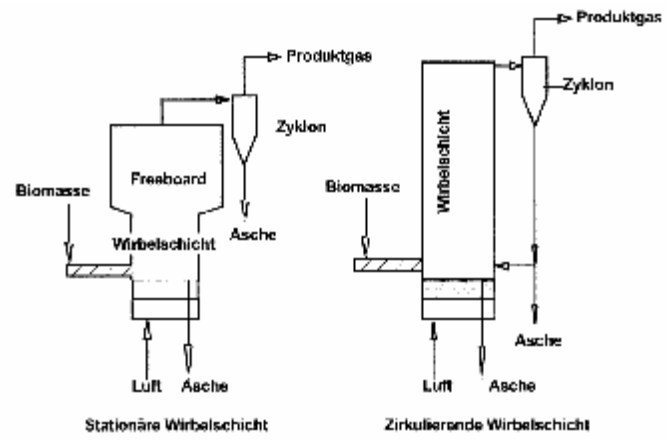

Abb. 5: Prinzipdarstellung eines Wirbelschichtvergasers (SPLIETHOFF 1998)

Beim Wirbelschichtverfahren muss der Brennstoff körnig zerkleinert werden und stellt mit einer Teilchengröße zwischen 2 und 50 mm wesentlich geringere Anforderungen als ein Flugstromreaktor, aber deutlich höhere als ein Festbettreaktor (RÖSCH und WINTZER 1997). Bei der Wahl der Korngröße sollte allerdings berücksichtigt werden, dass stabile Wirbelschichten ein relativ enges Kornspektrum erfordern (beispielsweise Körngröße soll < 3 x 3 cm sein) (LAUER und ZEILINGER 1982). Laut RÖSCH und WINTZER (1997) stellt der Einsatz von Biomasse mit hoher Feuchtigkeit (bis zu 50 %) kein unlösbares Problem dar. Das Einsatzmaterial darf jedoch nur so feucht sein, dass die Schütteigenschaften erhalten bleiben um ein Verklumpen und somit eine Beeinträchtigung der Strömungsführung, zu verhindern (BÜTTNER 2002).

HAHN (1994) hat bereits ein breites Spektrum an Biomasse auf ihre grundsätzliche Eignung in der Wirbelschicht analysiert. Hierbei handelte es sich sowohl um trockene als auch um feuchte Biomasse. In seiner Arbeit kommt HAHN (1994) zu dem Ergebnis, dass die untersuchten Brennstoffe, mit Ausnahme der Silagen, bezüglich Ihrer chemo-physikalischen Eigenschaften ein für die Wirbelschicht geeigneter Brennstoff sind. Bedingt durch den hohen Wassergehalt der Silagen (> 70 % roh) und den damit verbundenen „Klebeeigenschaften" müssen diese vor dem Einsatz in der Wirbelschicht aufwendig aufbereitet werden. Um die Silagen auf die für die Wirbelschicht notwendige Korngröße zu

bringen, müssten sie vorab getrocknet und anschließend zerkleinert werden (HAHN 1994). Nach Angaben von JENSEN (2001) sind Wirbelschichtvergaser erst ab einer Anlagengröße mit einer Leistung von mehr als 5 MW_{th} wirtschaftlich.

Im Festbettvergaser durchläuft der Brennstoff verschiedene Zonen. Hier finden die einzelnen Vergasungsreaktionen statt (Trocknung, Pyrolyse, Oxidation und Reduktion) (ROESCH und WINTZER 1997, SPLIETHOFF 1998). Der zu vergasende Brennstoff wird in einer Schüttschicht, die sich vom Eintragsort über verschiedene Zonen der Schüttung bis zum Ascheaustrag hinweg bewegt, dem Vergasungsmittel ausgesetzt. Das Vergasungsmittel (z. B. Luft) wird an einem vom Vergasertyp abhängigen räumlichen Bereich mit dem Brennstoff zur Reaktion gebracht und mit dem entstehenden Gas durch und über das Festbett geleitet. Die Aufenthaltsdauer der Brennstoffteilchen im Reaktor ist mit 30 bis 60 Minuten sehr hoch (RÖSCH und WINTZER 1997). Bei der direkt beheizten Vergasung mit Luft wird dem Vergaser relativ viel Luftstickstoff zugeführt, wodurch ein Schwachgas mit niedrigem Heizwert (zwischen 3 und 8 MJ/m^3), hohem Stickstoffanteil (zwischen 45 und 55 %) und geringem Wasserstoffanteil (zwischen 6 und 17 %) produziert wird (RÖSCH 1998). Bei indirekt beheizten Reaktoren wird das Gas nicht mit Luftstickstoff verdünnt und ein mittelkalorisches Gas erzeugt. Ein weiterer Vorteil dieses Verfahrens ist, dass eine NO_X-Produktion weitgehend vermieden wird.
Die einstufigen Festbettvergaser werden in Gegenstrom- und Gleichstromvergaser unterschieden (RÖSCH und WINTZER 1997). Beim Gegenstromvergaser handelt es sich in der Regel um einen senkrechten Reaktor, bei dem der Brennstoff von oben und das Vergasungsmedium (Luft) von unten zugeführt wird (REED 1981, RÖSCH und WINTZER 1997). Durch den Gegenstrom von Brennstoff und Gas bilden sich im Reaktor verschiedene Reaktionszonen aus. Das aufsteigende Rohgas wird im oberen Teil des Reaktors abgezogen (REED 1981, SPLIETHOFF 1998). Durch die aufsteigende Gasführung strömt das durch Oxidation in einer unteren Zone erhitzte Gas in einer darüber befindlichen, kälteren Zone am Brennstoff entlang. Hierbei wird ein Teil der Wärmeenergie auf die Biomasse übertragen, wodurch ein hoher Wirkungsgrad erzielt wird (HAHN 1994, REED 1981, RÖSCH und WINTZER 1997). Bei diesem Ver-

fahrensprinzip hat es sich als nachteilig erwiesen, dass das Gas kurz vor Verlassen des Reaktors sowohl die Pyrolyse- als auch die Trocknungszone durchströmt, wodurch das Produktgas hohe Gehalte an Wasserdampf und unerwünschten, giftigen und kondensierbaren Kohlenwasserstoffen (Teerverbindungen) enthält (HAHN 1994, REED 1981). Gegenstromvergaser eignen sich hauptsächlich für teerfreie Brennstoffe wie beispielsweise Holzkohle (LAUER und ZEILINGER 1982). Abbildung 6 stellt das Prinzip von Gleichstrom- und Gegenstromvergasern dar.

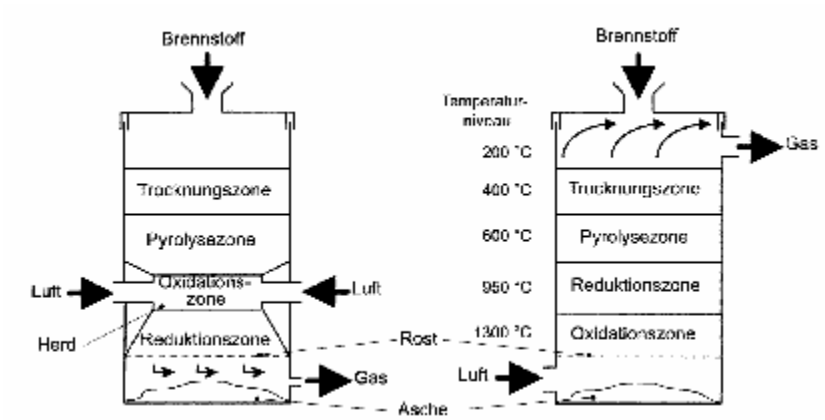

Abb. 6: Gleichstromvergaser (absteigende Vergasung links) und Gegenstromvergaser (aufsteigende Vergasung rechts, SPLIETHOFF 1998)

Der Gleichstromvergaser hat seinen Namen aus der gleichgerichteten Bewegungsrichtung von Vergasungsmedium und Brennstoff (vgl. Abb. 6) (HAHN 1994). Der Brennstoff durchläuft im oberen Reaktorteil die Trocknungszone und nachfolgend die Pyrolysezone. Der getrocknete und pyrolysierte Brennstoff gelangt anschließend in die Oxidationszone, aus der Koks und Asche nach unten in die Reduktionszone eintreten (SPIELTHOFF 1998, RÖSCH und WINTZER 1997). Die hauptsächlich durch den Pyrolysevorgang gebildeten teerreichen Gase werden in der Oxidationszone erhitzt und weitgehend in teerarme Gasbestandteile überführt. Die gecrackten Gase reagieren in der Reduktionszone mit dem Koks unter weiterer Gasbildung (RÖSCH und WINTZER 1997, SPIETHOFF 1998). Aufgrund der Tatsache, dass das Rohgas den Reaktor erst verlässt, nachdem es die heißesten Stellen im Reaktor passiert hat, enthält das Rohgas geringe Anteile von höheren Kohlenwasserstoffen (HAHN 1994). Das Rohgas entweicht im unteren Bereich des Reaktors. Problematisch ist nach

Angaben von SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS (2000) eine eventuelle Schlackenbildung (vgl. Tab. 2). Die Temperaturhöhe wird u. a. durch den Ascheerweichungspunkt der zu vergasenden Biomasse begrenzt (vgl. Tab. 2). Bei indirekten Verfahren können Probleme mit der Wärmeübertragung entstehen. Die Wärme muss an die Reaktorwand, durch diese geleitet, anschließend an die Schüttung und in diese übertragen werden. Dies führt zu einem deutlichen radialen Temperaturgradienten was bedeuten könnte, dass im Kern der Schüttung keine hinreichend hohen Temperaturen erreicht werden, um Teere wirkungsvoll zersetzen zu können (BÜTTNER 2002). Der typische Leistungsbereich der Gleichstromvergaser wird von ISING (2000) bis 0,5 MW_{el} angegeben. Die Bildung einer gut gasdurchlässigen Koksschicht sowie die Gleichmäßigkeit der Temperaturverteilung innerhalb der einzelnen Reaktionszonen sind für die Gasqualität von besonderer Bedeutung (RÖSCH und WINTZER 1997). Ein typischer Brennstoff besitzt einen Feuchtigkeitsgehalt von bis zu 25 % und hat eine Teilchengröße zwischen 2 und 20 cm (HAHN 1994, RÖSCH und WINTZER 1997).

2.5.3 Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases

Die Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases setzt entweder eine (autotherme) Vergasung mit Sauerstoff oder eine (allotherme) Vergasung mit Wasserdampf voraus (WEINDORF 2004). Eine Vergasung mit Sauerstoff ist nur für größere Anlagen geeignet, da die Sauerstoffgewinnung für kleinere Anlagen nicht rentabel ist (LAUER und ZEILINGER 1982). Weiterhin ist die Sauerstoffvergasung aufwendig und, angesichts des guten Reaktionsverhaltens der Biomasse, nicht notwendig (vgl. Kapitel 7) (KUBIAK, PAPAMICHALIS, HECK v. 1996). Bei der Vergasung mit Wasserdampf wird das Vergasungsmedium in Wasserstoff und Sauerstoff gespalten und das erzeugte Produktgas mit Wasserstoff angereichert. Das Produkt ist ein hochwertiges, mittelkalorisches Gas (H_u: < 9000 < 15.000 kJ/m^3, JENSEN 2001) mit hohem Wasserstoffanteil sowie weiterer, heizwertreicher Gase (Kohlenmonoxid und Methan). Für das Produktgas gibt es zahlreiche Verwendungsmöglichkeiten. Nach Angaben von BÜTTNER (2003) hat das erzeugte Gas „Stadtgasqualität“ und ist als Brenngas zur Produktion von Wärme einsetzbar. Weiterhin ist das Gas als Rohstoff für

Synthesegase (MÜHLEN 2001) oder in Abhängigkeit vom Reinheitsgrad als Brenngas in Gas-Otto-Motoren (ELSENBRUCH 2004, KAMPMANN 2002) bzw. in Brennstoffzellen verwendbar (BERGER 2000, MÜHLEN 2003). Nach Informationen von ELSENBRUCH (2004) muss bei einer motorischen Nutzung sowohl die Gaszusammensetzung als auch die zur Verbrennung zur Verfügung stehende Gasmenge weitgehend konstant sein (vgl. Kapitel 6). Das erzeugte Produktgas dient auch als Ausgangsbasis zur Erzeugung synthetischer Kraftstoffe, sog. „BioFuels“ (RUDLOFF 2004, WAN und SIMMINS 1981), oder als Grundlage zur Erzeugung regenerativen Wasserstoffes (MÜHLEN 2003, SONNTAG 2004).

Da Wasserstoff in der Natur nur in gebundener Form vorkommt, muss er über den Einsatz von Energie produziert werden (WURSTER und ZITTEL 1996). Die derzeit benötigte Menge von jährlich ca. 400 Milliarden Normkubikmeter (weltweit) wird zu 95 % aus Erdöl und Erdgas hergestellt. Infolgedessen muss für die Herstellung neben dem Verbrauch an natürlichen Ressourcen auch Energie aufgewendet werden. Die Bereitstellung von Wasserstoff ist somit aufwendig und teuer (RELLER 2000). Wasserstoff lässt sich aber auch über Elektrolyse aus Sonnen-, Wind- oder Wasserkraft bereitstellen (SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000, BEYERS 2000), wobei die Wasserstofferzeugung aus Biomasse energetisch der thermischen oder elektrolytischen Wasserspaltung vorzuziehen ist (SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000).

3 Auswahl und Aufbereitung der Biomasse für die Vergasungsversuche

Aus den zur Verfügung stehenden Pflanzenarten und pflanzlichen Reststoffen bzw. Nebenprodukten, die generell zur Bereitstellung fester pflanzlicher Energieträger herangezogen werden können, wurden die aus gegenwärtiger Sicht am sinnvollsten erscheinenden Möglichkeiten ausgewählt. Wesentliche Kriterien hierbei waren:

- Robustheit und Anspruchslosigkeit der Kulturen
- Ertragssicherheit und Ertragshöhe
- ein Mindestmaß an Anbauerfahrung
- Erfahrung und Technik in der Weiterverarbeitung bzw. Aufbereitung der zu vergasenden Biomasse
- Ascheschmelzverhalten

Ausgehend von den formulierten Anforderungen erfüllen beispielsweise Roggen, Mais, Hanf und Miscanthus diese Bedingungen, so dass die Auswahl auf diese Kulturen beschränkt wurde (vgl. Kapitel 2.3). Hierbei handelte es sich sowohl um C_3- als auch um ertragreiche C_4-Pflanzen. Zur Darstellung der Bandbreite für Energieträger mit geringem Wassergehalt wurden für einen Energiepflanzenanbau als Winterkultur Roggenganzpflanze, als perennierendes Gras Miscanthus und als sommeranuelle Kultur Hanf ausgewählt. Weiterhin kam Roggenkorn als Energieträger zum Einsatz. Stellvertretend für eine energetische Verwertung von Reststoffen aus der Nahrungs- bzw. Futtermittelproduktion wurden Dinkelspelz und Roggenstroh verwendet. Um das gegebene Spektrum der für das Feuchtgutverfahren geeigneten Ackerkulturen abzubilden, wurden für einen Energiepflanzenanbau als überwinternde Kultur Roggen und als sommeranuelle Pflanzen Hanf und Mais ausgewählt. Diese drei Kulturen sind durch Silierung konserviert und im Rahmen der Brennstoffbereitstellung aufbereitet worden.
Pflanzen mit hohen Anteilen an Ölen, Proteinen und Zucker, wie beispielsweise Raps, Ackerbohnen und Zuckerhirse sollten aus nachfolgenden Gründen nicht verwendet werden:

- Der geringe Trockensubstanzgehalt bei zuckerliefernden Pflanzen verlangt in der Regel eine energieaufwendigere Trocknung und eine Vergärung zu Ethanol ist lt. BERRISCH (1993) wirtschaftlicher.
- Vorwiegend protein- und ölhaltige Pflanzen sind, vor allem aufgrund hoher Stickstoff- und Schwefelanteile, aus Kosten- und Umweltgründen ungeeignet (BERRISCH 1993).

3.1 Bereitstellung der Biomasse

Die Herkunft der Biomasse orientierte sich an anbauüblichen Produktionsverfahren ausgesuchter landwirtschaftlicher Flächen. Miscanthus wurde vom „Enterprice Institut“ aus Halle, Hanf von „Landwirtschaft Seifert & Co“ aus Baden-Baden sowie Roggen und Mais von „Wohler GbR“ aus Meetschow zur Verfügung gestellt. Der Standort für Miscanthus lag im Gebiet um Bernburg (Sachsen-Anhalt), der Hanfanbau erfolgte in der Rheinebene (Baden-Württemberg) und die Flächen für Roggen und Mais lagen im Wendland (Niedersachsen). Bei den Standorten für Hanf, Roggen und Mais handelte es sich um Sandböden mit 20, 22 und 24 Bodenpunkten und einer Fläche von 2, 3 bzw. 5 ha. Nachfolgend wird die Ernte bzw. die Bereitstellung der Biomassen dargestellt.

Der Roggen (*Secale cereale*, Sorte Avanti) wurde am 29.07.2001 zur Vollreife (BBCH 89) (MEIER 2001) mit einem Mähdrescher gemäht. Das Getreide wurde geerntet und anschließend in einer Halle eingelagert. Stroh wurde im Schwad abgelegt und nach eintägiger Feldtrocknung mittels einer Ballenpresse geborgen. Es erfolgte keine Ernte des Roggens als Roggenganzpflanze. Um dennoch einen Vergasungsversuch durchführen zu können, wurde der Energieträger „Roggenganzpflanze“ über den Mittelwert des Korn-Stroh-Verhältnisses aus zwei Standortversuchen (LAP 2001) mit der Sorte Avanti, unter Berücksichtigung des Feuchtegehaltes von Korn und Stroh, näherungsweise bestimmt. Für den Versuch wurde das oben beschriebene Korn und Stroh der Sorte Avanti verwendet. Der Faserhanf (*Cannabis sativa,* Sorte Fedora) wurde als Ganzpflanze am 07.09.2001 im Entwicklungsstadium 85 (Druschreife) nach VON BUTTLAR (1996) mit einer Motorsense gemäht, auf etwa 10 cm große Stücke gehäckselt, an der Luft getrocknet, geborgen und eingelagert. Durch den Häckselvorgang wurden nicht alle Pflanzen auf die eingestellte Größe reduziert, bzw. die Hanffasern wurden unzureichend getrennt, so dass einzelne Biomassestücke durch nicht getrennte Hanffasern weiterhin miteinander verbunden waren. Die Kulturpflanze Miscanthus (*Miscanthus x Giganteus*) wurde bereits als Häckselgut (Teilchengröße bis etwa 5 cm) zur Verfügung gestellt. Es konnten von Seiten des Enterprice Institutes keine Angaben zur Sorte gemacht werden. So-

wohl Roggenstroh als auch Dinkelspelz waren Reststoffe aus der Nahrungs- bzw. Futtermittelproduktion.

Zur Gewinnung feuchter Biomasse wurden der Roggen (Sorte Avanti) am 23.06.2001 im Bereich der Milchreife (BBCH 75 – 77) (MEIER 2001), der Hanf (Sorte Fedora) am 28.08.2001 im Entwicklungsstadium 80 nach VON BUTTLAR (1996) und der Mais (*Zea Mays,* Sorte Magister) am 17.09.2001 zur Siloreife (Teigreife – BBCH 85) (MEIER 2001) als Ganzpflanzen geerntet und anschließend zur Herstellung der Lagerfähigkeit siliert. Zur Silagebereitung wurden Roggen und Mais mit einem selbstfahrenden Exakthäcksler (Einstellung der Teilchengröße: 9 mm) und Hanf mittels eines stationären Häckslers (Einstellung der Teilchengröße: 10 cm) zerkleinert. Durch den Häckselvorgang wurden nicht alle Hanfpflanzen auf die eingestellte Größe reduziert, so dass einzelne Biomassestücke durch nicht getrennte Hanffasern weiterhin miteinander verbunden waren. Anschließend wurde die jeweilige Biomasse gleichmäßig gemischt, unter ständiger Verdichtung in 60-Liter-Fässer gefüllt und luftdicht verschlossen. Silierzusätze kamen nicht zur Anwendung.

3.2 Aufbereitung der Biomasse zu Energieträgern

Ziel der Biomasseaufbereitung war es, die für eine erfolgreiche Versuchsdurchführung erforderlichen Voraussetzungen sicherzustellen. Nach Angaben von KATHER und WIESE (2004) sind die problemverursachenden Komponenten die peripheren Anlagenteile. So sind immer wieder Probleme bei der Brennstoffzufuhr, wie beispielsweise ein Verstopfen von Fördereinrichtungen, Brückenbildung oder das Verkeilen der Schnecken, zu verzeichnen (KATHER und WIESE 2004). Bei der Aufbereitung der Biomasse handelte es sich im Wesentlichen um folgende Parameter:

- Die Teilchengröße der Brennstoffe musste so gewählt werden, dass sie dem geometrischen Verhältnis der Versuchsanlage gegenüber einem potentiellen Reaktor entsprach und ein mögliches Verstopfen der Anlage verhinderte.

Nach Angaben von BÜTTNER (2005) wird in der Regel bei der Auslegung des Reaktors bzw. bei der Festlegung der Stückigkeit davon ausgegangen, dass die Teilchengröße der Energieträger etwa 1/10 bzw. 1/7 des Rohrdurchmessers betragen soll (vgl. Kapitel 4.1.1).

- Es musste die Fließ- bzw. Transportfähigkeit der Energieträger aus dem Vorratsbehälter in den Reaktor sichergestellt werden.
- Weiterhin wurde der Wassergehalt der feuchten Biomassen auf die spezifischen Bedingungen des Generators angepasst (vgl. Kapitel 4.1.1).

3.2.1 Biomasse mit geringem Wassergehalt

Für diese Biomasse wurde ein geschlossenes Fördersystem verwendet, welches die Energieträger über eine Schnecke aus einem verschlossenen Vorratsbehälter in den Vergaser transportierte. Aufgrund der besonderen Eigenschaften der Biomasse traten mit dem bisherigen Fördersystem erhebliche Probleme auf. So führten die sperrigen Miscanthusstücke zum Stillstand der Transportschnecke, das langstengelige Roggenstroh wurde von der Förderschnecke nicht erfasst und dadurch nicht transportiert. Des Weiteren führten die sperrigen und faserigen Hanfstücke zum Umwickeln der Förderschnecke sowie zum Stillstand des Systems (vgl. Kapitel 3.1.1). Sowohl Roggenstroh, Roggenganzpflanze, Hanfganzpflanze und Miscanthus konnten nicht ohne zusätzliche, aufwendige Aufarbeitungsschritte mit der vorhandenen Fördereinrichtung in den Vergaser transportiert werden. Erst ein Zerkleinern der Energieträger auf etwa 2 mm führte bezüglich der Transporteignung zu einem befriedigenden Ergebnis. Diese Teilchengröße lag auch in dem für den Vergaser empfohlenen Größenbereich der Brennstoffe. Die Energieträger „Dinkelspelz“ und „Roggenkorn“ ließen sich problemlos fördern.

Bei nachfolgenden Förderversuchen mit Roggenstroh, Roggenganzpflanze, Miscanthus und Hanf konnte eine sog. „Brückenbildung“ im Bunker beobachtet werden. Diese trat im Bereich der Bunkerverjüngung oberhalb der Förderschnecke auf. Nach HAHN (1994) führt eine Brückenbildung dazu, dass die Beschickung des Reaktors mit Brennstoff nicht zweckmäßig und eine kontinuierliche Förderung nicht gewährleistet ist. Die Problematik der Brückenbildung

führte zu einer Modifizierung des Bunkersystems. Es wurde ein senkrecht stehendes Rührwerk mit mehreren, seitlich angebrachten Paddeln entwickelt und in den Vorratsbehälter integriert. Der mit einem Elektromotor betriebene Rührer verhinderte aufgrund seiner Drehbewegung eine Tunnelbildung, so dass die Biomasse auf die Fördereinrichtung nachrutschen und somit in den Reaktor transportiert werden konnte.

Nach dem Zerkleinern der jeweiligen Brennstoffe wurden diese zur Herstellung einer homogenen Masse durchmischt. Im Anschluss erfolgte die Bestimmung des TS-Gehaltes der Energieträger. Hierfür wurden jeweils zehn repräsentative Proben entnommen und 24 Stunden bei 105 °C getrocknet. Die Energieträger hatten einen durchschnittlichen Trockensubstanzgehalt von 81,7 % bis 90,5 %. Tabelle 3 stellt den durchschnittlichen TS-Gehalt der Brennstoffe dar.

Tab. 3: Durchschnittlicher TS-Gehalt der Energieträger in Prozent

Energieträger	**Ø TS-Gehalt in %**
Roggenstroh	88,6
Roggenkorn	87,4
Roggenganzpflanze	86,7
Faserhanf	90,5
Miscanthus	81,7
Dinkelspelz	89,0

Nach der Aufarbeitung und Durchmischung der jeweiligen Energieträger wurden diese in Fässer gefüllt, luftdicht verschlossen und bis zu den Vergasungsversuchen bei –30 °C eingelagert. Ziel der Tiefkühllagerung war vorrangig die Erhaltung des Wassergehaltes der Brennstoffe.

3.2.2 Biomasse mit hohem Wassergehalt

Nach dem Öffnen der Silagefässer wurden diese entleert, die jeweiligen Biomassen gut durchmischt und die Qualität der Silagen bestimmt. Hierfür fand ein DLG-Beurteilungsschlüssel für Gärfutter zur Überprüfung von Geruch, Gefüge und Farbe Verwendung (ALSING 1995). Sowohl Roggen-, Mais- als auch Hanfsilage waren nach den o. a. Parametern von sehr guter Qualität. Im Anschluss

erfolgte die Bestimmung des TS-Gehaltes durch 24-Stunden-Trocknung bei 105 °C im Trockenschrank. Die Energieträger hatten einen durchschnittlichen Trockensubstanzgehalt von 32,0 % bis 34,2 %. Tabelle 4 stellt die durchschnittlichen TS-Gehalte der Silagen dar.

Tab.4: Durchschnittlicher TS-Gehalt der Silagen in Prozent

Energieträger	Ø TS-Gehalt in %
Roggensilage Fass 1	32,6
Roggensilage Fass 2	33,6
Maissilage Fass 1	32,4
Maissilage Fass 2	32,0
Hanfsilage	34,2

Für das zur Anwendung kommende Vergasungsverfahren waren Trockensubstanzgehalte von über 50 % erforderlich (vgl. Kapitel 4.1.1). Das bedeutet, dass die Silagen vor einer energetischen Nutzung entwässert werden mussten. Nach derzeitigem Kenntnisstand scheinen aus Sicht des Bau- und Funktionsprinzips Schneckenpressen die geeigneten Pressen für die Entwässerung von Silage zu sein (HEINZ et al. 1999). Nach Angaben von HEINZ et al. (1999) und RINKE (1999) können mit Labor-Entwässerungs-Schneckenpressen Trockenmassegehalte von über 50 % erzielt werden (HEINZ et al. 1999, RINKE 1999). Durch großtechnisches Abpressen von Silagen sind lt. VETTER (2001) Trockensubstanzgehalte von etwa 50 % möglich. Wesentlich höhere TS-Gehalte sind derzeit nicht realisierbar (VETTER 2001).

Zur Trocknung der Silagen durch mechanisches Entwässern wurde eine kontinuierlich arbeitende Labor-Entwässerungs-Schneckenpresse der Fa. VETTER Maschinenfabrik GmbH & Co KG aus Kassel verwendet. Um den erforderlichen Trockensubstanzgehalt von über 50 % zu erreichen, wurden die Silagen in Kombination mit unterschiedlich arbeitenden Bauteilen entwässert. Je nach Silage wurden beim Pressvorgang zwei Schnecken verwendet (Verdichtungs- bzw. Steigungsgrad: 1:5 und 1:7), die wiederum mit bis zu zwei Sieben unterschiedlicher Sieblochgröße kombiniert wurden. Hierbei wurde die Biomasse an einem Sieb mit einer Lochung von 0,7 mm bzw. 1,2 mm vorbeigepresst. Bei

den verschiedenen Silagen wurde ein Presskonus am Ende des Pressweges in verschiedenen Entfernungen zum Aufbau unterschiedlicher Widerstände eingesetzt. Die Angabe der Widerstände lag zwischen 0 und 9. Je höher der Wert, desto mehr Widerstand wurde durch den Konus verursacht. Die Arbeitsgeschwindigkeit betrug für alle Entwässerungsversuche sechs Umdrehungen pro Minute. Die durch den Pressvorgang entstandenen Biomasseverluste wurden nicht berücksichtigt.

Zu Beginn wurde die laufende Schneckenpresse mit Biomasse befüllt, um den für die Entwässerung erforderlichen Gegendruck zu erzeugen. Nachfolgend wurde pro Kombination ein Kilogramm Silage eingewogen und abgepresst. Sowohl Pressgut als auch Presssaft wurden nach dem Abpressvorgang gewogen. Anschließend wurde das komplette Pressgut, welches aus einem Kilogramm Biomasse gewonnen wurde, zur Bestimmung des Trockensubstanzgehaltes 24 Std. bei 105 °C getrocknet und zurückgewogen. Dieser Vorgang wurde pro Kombination zehnmal wiederholt. In Tabelle 5 sind die erzielten TS-Gehalte als Mittelwert in Prozent dargestellt.

Tab. 5: Erzielter durchschnittlicher TS-Gehalt der jeweiligen Brennstoffe mit unterschiedlichen Kombinationen

Silage	Ø TS-Gehalt des Eingangs-materials in %	Verdichtung	Sieb	Gegendruck	Ø TS-Gehalt in % im Pressgut
Roggen [1]	32,6	1:5	0,7	3	42,9
Roggen [1]	32,6	1:5	1,2	3	43,7
Roggen [2]	33,9	1:7	0,7	3	**51,7**
Roggen [1]	32,6	1:7	1,2	3	51,0
Mais [1]	32,4	1:5	1,2	8	52,4
Mais [1]	32,4	1:7	1,2	8	**55,0**
Hanf [1]	34,2	1:5	1,2	9	**64,7**

1 = Fass 1
2 = Fass 2

Die verwendete Roggensilage hatte vor der Entwässerung einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 32,6 % (Fass 1) bzw. 33,9 % (Fass 2). Die Silage aus Fass 1 konnte mit einer Verdichtung von 1:7 und einer Sieblochgröße von 1,2 mm auf durchschnittlich 51,0 % TS-Gehalt entwässert werden. Der Energieträger aus Fass 2 wurde mit einer Verdichtung von 1:7 und einer Sieblochgröße von

0,7 mm auf durchschnittliche TS-Gehalte von 51,7 % entwässert. Durch den Abpressvorgang wurde die Teilchengröße deutlich verringert sowie der Klebeeffekt der Roggensilage reduziert.

Die Maissilage hatte einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 32,4 % und konnte mit der Verdichtung 1:7, kombiniert mit einer Sieblochgröße von 1,2 mm, auf Durchschnittlich 55,0 % TS-Gehalt entwässert werden. Wie bei der Roggensilage konnte eine Zerkleinerung der Biomasseteilchen sowie eine Reduktion des Klebeeffektes konstatiert werden.

Eine Verdichtung von 1:5 und eine verwendete Sieblochgröße von 1,2 mm führten bei Hanfsilage zu den gewünschten Ergebnissen. Die Silage konnte auf einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 64,7 % entwässert werden. Für Hanfsilage wurde kein Zerkleinerungsprozess der Biomasse während des Abpressvorganges beobachtet. Die Abpressversuche waren sowohl für Mais- als auch für Roggensilage unproblematisch. Erhebliche Schwierigkeiten wurden jedoch durch die Hanfsilage hervorgerufen. Die Hanffasern umwickelten die Schnecke, was zu einem Verbiegen führte und anschließend zum Stillstand des Systems. Vor einer weiteren Trocknung der Hanfsilage durch mechanisches Entwässern wurde diese auf eine Teilchengröße von 2 cm zerkleinert.

Nach Auswahl der geeigneten Presskombinationen wurde die Silage für die Vergasungsversuche aufbereitet. Pro Energieträger wurden 20 Kilogramm kontinuierlich abgepresst. Das Pressgut wurde durchmischt und anschließend einer Trockensubstanzbestimmung zugeführt. Tabelle 6 stellt die TS-Gehalte der verwendeten Silagen sowie die TS-Gehalte der Pressgüter nach der kontinuierlichen Entwässerung als Durchschnittswerte einer Zehnfachbestimmung dar.

Tab. 6: Durchschnittlicher TS-Gehalt der Silagen und durchschnittlicher TS-Gehalt der Pressgüter nach kontinuierlicher Entwässerung

Silage	Ø TS-Gehalt der Silagen in %	verwendete Kombination der Schneckenbauteile			Ø TS-Gehalt der Pressgüter nach der kontinuierlichen Entwässerung in %
		Ver-dichtung	Sieb	Gegen-druck	
Roggen	33,9	1:7	0,7	3	53,0
Mais	32,0	1:7	1,2	8	54,9
Hanf	34,2	1:5	1,2	9	64,5

Für alle Brenngüter konnte der erforderliche Mindesttrockensubstanzgehalt von über 50 % realisiert werden. Roggenpressgut konnte auf einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 53,0 %, Maispressgut auf 54,9 % und Hanfpressgut auf 64,5 % entwässert werden.

Weiterhin führte der Abpressvorgang zur Reduktion des Gehaltes an mineralischen Bestandteilen (untersucht nach VDLUFA-Methodenbuch III, Nr. 6.5.1. – 6.5.3., vgl. Kapitel 2.3 und 3.3). Tabelle 7 stellt die Gehalte an mineralischen Bestandteilen als Durchschnittswert einer Zweifachbestimmung vor und nach der mechanischen Entwässerung in Prozent dar.

Tab. 7: Durchschnittlicher Gehalt an mineralischen Bestandteilen vor und nach der mechanischen Entwässerung in Prozent

Energieträger	% Rohasche vor Entwässerung	% Rohasche nach Entwässerung
Roggen	5,8	4,6
Mais	4,7	2,7
Hanf	7,4	4,9

Nach der mechanischen Entwässerung der Silagen erfolgte bei Bedarf eine Zerkleinerung der Pressgüter in Anlehnung an die empfohlene Teilchengröße. Weiterhin fand eine Untersuchung hinsichtlich der Transportfähigkeit der Energieträger aus dem Bunker in den Reaktor satt.

Die Stückigkeit des Energieträgers Mais wurde durch den Abpressvorgang so verändert, dass keine weitere Zerkleinerung nötig war, um die geforderte Teilchengröße zu erfüllen. Das Maispressgut erfüllte zwar die Anforderung bezüglich der Teilchengröße, konnte aber mit dem bestehenden Fördersystem nicht transportiert werden. Auch das Roggenpressgut wurde in der vorhandenen Form nicht von der Förderschnecke erfasst. Das auf etwa 2 cm reduzierte Hanfpressgut konnte ebenfalls nicht transportiert werden. Die Presshanfteilchen wurden von der Förderschnecke erfasst, führten aber aufgrund ihrer starren und faserigen Struktur zum Systemstillstand. Auch eine weitere Zerkleinerung des Roggenpressgutes auf 2 mm sowie der Hanfbrennstoffe auf 8 mm führten bezüglich der Transportfähigkeit zu keinem zufrieden stellenden Ergebnis. Weiter-

hin wurde durch den Zerkleinerungsvorgang die Teilchenstruktur des Hanfpressgutes verändert. Die Hanfteilchen wiesen zum Teil „watteartige“ Strukturen auf (vgl. Kapitel 5.9, 6.1.9 und 6.2).

Das für die trockenen Energieträger ausgewählte Transportsystem war für die entwässerten Biomassen nicht geeignet. Aus diesem Grund kam für die feuchten Energieträger eine sog. „Zweischieberschleuse“ zur Anwendung.

Nach Aufarbeitung der Energieträger wurden diese nochmals zur Herstellung einer homogenen Masse durchmischt, in Fässer gefüllt, luftdicht verschlossen und bei –30 °C bis zu den Vergasungsversuchen eingelagert. Ziel der Tiefkühllagerung war es, den Wassergehalt der Brennstoffe zu erhalten sowie ein Verderben der Pressgüter zu verhindern.

3.3 Charakterisierung der Brennstoffe

Immediatanalyse

Die Immediatanalyse bestand aus der Bestimmung der prozentualen Gehalte an Wasser, flüchtigen Bestandteilen und Asche (Anmerkung zur Bestimmung des Aschegehalts nach DIN 51 719: Wegen der chemischen Umsetzung, die während des Veraschens stattfindet, ist der festgestellte Aschegehalt nicht identisch mit dem Mineralstoffgehalt in der Probe). Die Analysen wurden am ITE, in Anlehnung an DIN 51 718, 51 719 und 51 720, durchgeführt.

Elementaranalyse

In der Elementaranalyse wurden die Grundgehalte der Einsatzstoffe (Rohbiomasse), des Pyrolysats und der Chargen aus dem Vergaser an Kohlenstoff, Wasserstoff und Stickstoff bestimmt (vgl. Kapitel 4.2.5 und 4.3). Die Analysen wurden am ITE mit einem Elementaranalysator, Modell 1106 der Firma CARLO ERBA, durchgeführt. Tabelle 8 stellt die Ergebnisse der untersuchten Rohbiomasse dar.

Tab. 8: Elementar- und Kurzanalyse der verwendeten Energieträger

Elementar- und Kurzanalyse	Roggen-korn	Miscanthus	Dinkel-spelz	R.-ganz-pflanze	Roggen-stroh	Hanf	Pressgüter		
							Hanf	Mais	Roggen
C Gew - % waf	45,77	49,24	48,01	47,71	48,71	49,06	48,66	46,35	48,89
H	6,62	6,01	6,17	6,25	6,10	6,33	6,24	6,37	6,35
O (*)	46,07	44,10	45,04	45,09	44,39	42,65	43,34	45,84	43,28
N	1,54	0,65	0,78	0,96	0,80	1,97	1,77	1,44	1,48
Asche, wf	1,67	3,25	9,01	3,18	3,83	7,17	5,65	3,19	4,90
Flüchtige waf	85,36	80,56	82,13	80,85	79,46	79,54	81,88	84,65	81,54
Analysenfeuchte	2,79	1,74	2,09	2,45	1,88	2,39	8,99	7,27	9,22

(* Wert errechnet)

Die ermittelten Ergebnisse der Immediat- und Elementaranalyse wurden für eine spätere Bilanzierung der Versuche herangezogen (vgl. Kapitel 4.2.5).

Zusammensetzung der Energieträger

Hierbei wurden die Gehalte an NDF, ADF, Hemizellulose, Rohzellulose und Lignin nach dem im VDLUFA-Methodenbuch III, Nr. 6. 5. 1. – 6. 5. 3 angegebenen Methode ermittelt. Die Untersuchungen wurden an der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft in Braunschweig durchgeführt. Tabelle 9 stellt die Ergebnisse als Durchschnittswert einer Zweifachbestimmung dar.

Tab. 9: Analyse der verwendeten Energieträger

Energieträger	% NDA	% ADF	% Hemizellulose	% Rohlignin	% Rohzellulose
Roggenkorn	20,73	3,41	17,32	0,97	2,45
Miscanthus	88,76	65,73	23,03	12,94	52,80
Dinkelspelz	81,09	50,79	30,30	6,91	43,88
Roggenganzpflanze	57,09	32,53	24,56	4,24	28,30
Roggenstroh	82,65	52,27	30,38	6,11	46,17
Hanf	72,35	61,36	10,99	9,06	52,31
Maissilage	39,50	20,82	18,68	1,29	19,53
Maispressgut	44,36	23,89	20,48	1,38	22,51
Hanfsilage	64,49	53,96	10,53	7,44	46,53
Hanfpressgut	73,04	59,99	13,05	8,20	51,80
Roggensilage	50,13	29,56	20,57	3,34	26,23
Roggenpressgut	66,03	39,06	26,97	4,64	34,42

4 Experimentelle Untersuchungen

Anmerkung: Alle Vergasungsversuche wurden am Institut für Thermodynamik der Universität Kassel in Zusammenarbeit mit Herrn Dipl.-Ing. Jörg Büttner vom ITE und Herrn Dipl.-Ing. agr. Christian Hofmann von der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft in Braunschweig durchgeführt.

4.1 Aufbau der Versuchsanlage

Der Modellversuchsstand besteht aus dem Reaktor, drei Wärmeüberträgern, der Gasaufbereitung, den Geräten der Gasanalyse und den Geräten der Messdatenerfassung. Abbildung 7 stellt den Modellversuchsstand dar.

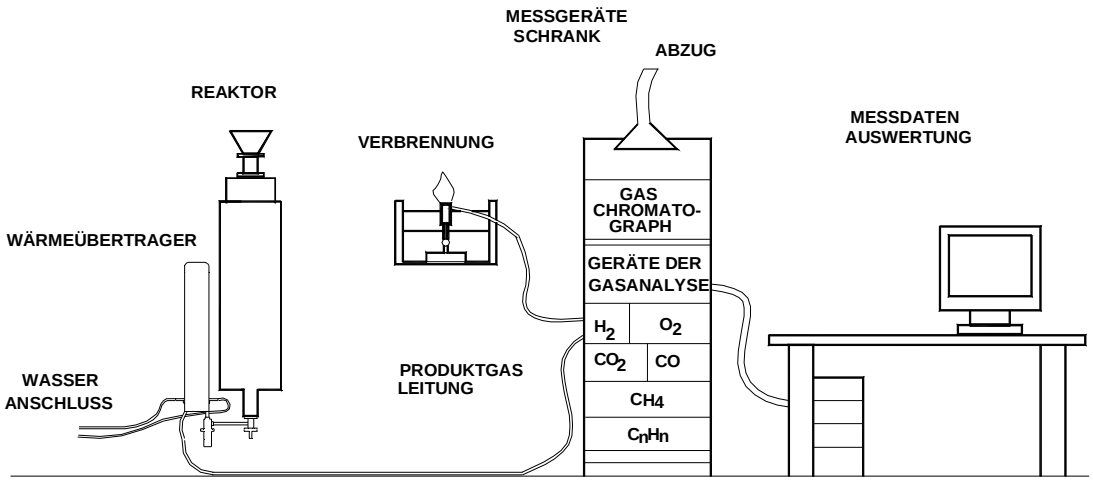

Abb.7: Modellversuchsstand (SIEVERS 2000)

4.1.1 Der allotherme Gleichstrom-Festbettvergaser

Der Reaktor besteht aus einem Edelstahlrohr (Länge 1,8 m, Durchmesser 0,08 m) (JENSEN 2001) mit entfernbarem Boden, durch den mittels einer hohlen Stange ein beweglicher Rost zur Lagerung des Festbettes geführt ist. An der Kopfseite des Reaktors befindet sich über einer Flanschverbindung die Do-

siereinrichtung. Der obere Teil des Reaktors wird durch einen Heißluftzug als Doppelrohrwärmeüberträger beheizt. Unterhalb der Dosiereinrichtung wird die Beheizungsluft abgezogen. Der Hauptteil des Vergasers wird mittels eines elektrischen Rohrofens durch Strahlung beheizt. Durch diesen tritt Luft zur Beheizung des oberen Teils ein, heizt sich in ihm auf und gibt die aufgenommene Wärme an den Reaktor im oberen Drittel ab (vgl. Abbildung 8). Die Biomasse wird über eine Schnecke aus einem verschlossenen Vorratsbehälter bzw. über eine Zweischieberschleuse in den Reaktor befördert (KLOSE und BÜTTNER 2002). Durch einen zusätzlich zugeführten Stickstoffstrom wird vermieden, dass Luft in den Vergaser gelangt (JENSEN 2001). Die Schüttung liegt auf einem Rost über dem Vergaserboden, wobei zwischen Rost und Vergaserboden ein Raum für die im Prozess anfallende Asche bleibt. Das erzeugte Produktgas wird durch eine hohle Stange entfernt. Außerhalb des Vergasers wird das Produktgas radial aus dieser Stange abgezogen und über einen Zyklon durch zwei Doppelrohrwärmeüberträger abgeleitet. Das Prozesswasser wird in einem Kondensatbehälter aufgefangen und das Produktgas von der Betriebspumpe abgesaugt. Nach der Analyse wird das Produktgas in einer Fackel mit Stützflamme verbrannt (vgl. Abb. 9) (KLOSE und BÜTTNER 2002). Abbildung 8 stellt den Aufbau des Laborvergasers dar.

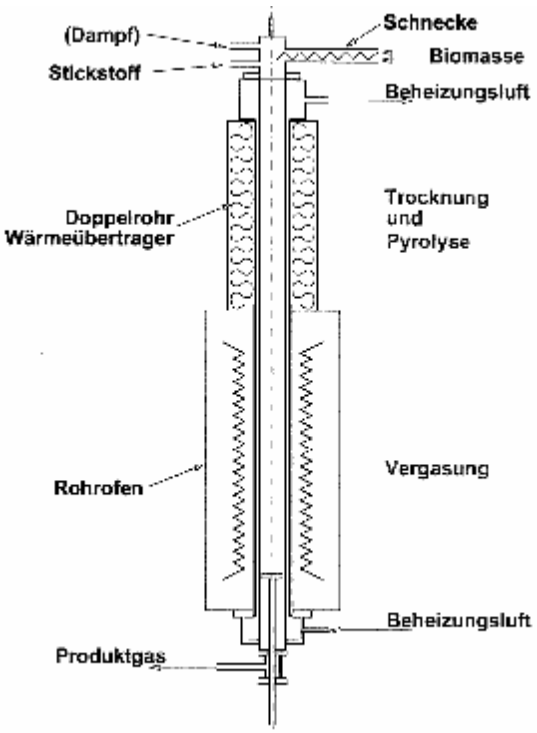

Abb. 8: Aufbau des Laborvergasers (KLOSE und BÜTTNER 2002)

Um ein möglichst großes Verhältnis von Oberfläche zu Volumen zu erhalten, wurde ein praktikabler Durchmesser mit Rücksicht auf das Vermeiden von Brückenbildung im Rohr gewählt (KLOSE und BÜTTNER 2002). Der Laborvergaser wurde auf einen Durchsatz von einem Kilogramm Biomasse pro Stunde mit einem Wasseranteil von 40 % ausgelegt, was einem Heizwert (H_U) von etwa 10 MJ pro Stunde entspricht (BÜTTNER 2004). Daraus ergibt sich eine thermische Inputleistung von ca. 2,7 kW_{th} (eigene Berechnung). Nach Angaben von BÜTTNER (2001) soll der Wassergehalt der zu vergasenden Biomasse unter 50 % liegen.

Nach BÜTTNER (2004) sind die mit dem verwendeten Laborvergaser ermittelten Erkenntnisse repräsentativ und – wenn die Anlage ähnlich aufgebaut wird - auf einen großen Generator übertragbar. Das bedeutet, dass der Reaktor der neu zu dimensionierenden Anlage geometrisch und verfahrenstechnisch ähnlich dem Laborvergaser entworfen werden muss. Um eine in jeglicher Hinsicht maßstabsgetreue Übertragung zu gewährleisten, werden u. a. folgende Anforderungen gestellt: geometrische Ähnlichkeit, Ähnlichkeit des Temperaturprofiles, Gleichheit der Verweilzeit, Produktgas- und Schüttgutzusammensetzung sowie Ähnlichkeit der Körngröße.

4.1.2 Gasausgang, Zyklon, Kühler

Die Biomasse wird im Reaktor in Produktgas, Teere, Öle und Asche umgesetzt. Das Produktgas sowie die Teere und Öle strömen aus dem Reaktor. Im weiteren Verlauf werden die Komponenten durch den Gasausgang in ein Rohrstück geführt, wo ein Wärmeübergang an die Raumluft stattfindet. Das Gemisch strömt in den Kühler und wird mit 650°C dem Zyklon zugeführt. Die Grobreinigung des Produktgases erfolgt zunächst durch Partikelabscheidung im Zyklon. Hier werden die größeren Aschepartikel an den Rand geschleudert und rutschen in den darunter befestigten Aschebehälter. Das noch mit feinen Partikeln angereicherte Produktgas strömt nach oben aus in den Doppelrohr-Wärmeüberträger. Hier wird das Gas auf Raumtemperatur heruntergekühlt. Die weitere Reinigung des Produktgases erfolgt in einem Glaswattefilter, der die Aerosole bindet. Anschließend wird der Volumenstrom in einer Gasuhr gemes-

sen und das Gas durchläuft noch einen Feinfilter, welcher Öle, Wasser und Partikel aufhält (SIEVERS 2000).

4.1.3 Messtechnik

Der Produktgasstrom wird durch zwei Pumpen gefördert und im Feinfilter in zwei Teilströme getrennt. Hierbei handelt es sich zum einen um den Hauptstrom im Bypass mit einem weiteren Abzweig zum Gaschromatographen (GC-Messung) und zum anderen um einen kleineren Strom, der fein gefiltert durch eine Messgerätekette (kontinuierliche Messung bzw. Online-Messung) geführt wird. Die Teilströme werden wieder zusammengeführt und der Verbrennung zugeleitet (SIEVERS 2000). Abbildung 9 stellt die Verschaltung und Messung des Produktgases dar.

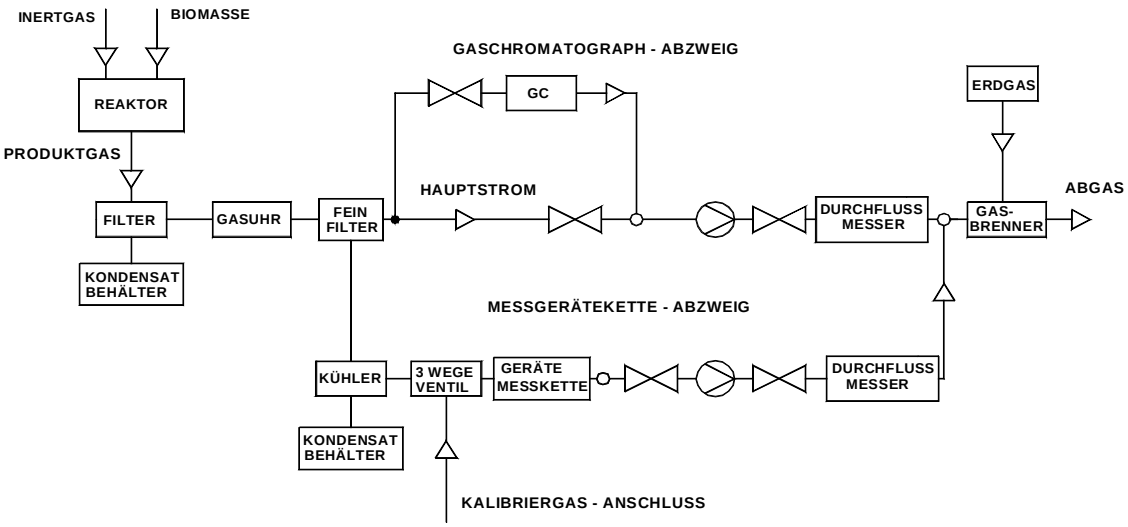

Abb. 9: Verschaltung zur Reinigung und Messung des Produktgases (SIEVERS 2000)

4.1.4 Datenerfassung

Der für die Anlage genutzte Teil der Messtechnik umfasst die computergesteuerte Datenerfassung, die Filterung des Messgases sowie die kontinuierliche Messung (Online-Messung) der Gaskomponenten Kohlendioxid, Kohlenmonoxid, Methan, Wasserstoff, Sauerstoff und die Summe der Kohlenwasserstoffe. Zur „Überprüfung“ der Online-Messungen werden die Gaskomponenten noch-

mals an einer anderen Stelle mit einem anderen Verfahren (Gaschromatographen) in Form von Stichproben gemessen (vgl. Abb. 9). Weiterhin werden Druck, Temperatur und Volumen des Messgases aufgezeichnet (KLOSE und BÜTTNER 2002). In Tabelle 10 werden die Aufgaben der Instrumente und ihre Messprinzipien kurz dargestellt.

Tab.10: kontinuierliche Datenerfassung (KLOSE und BÜTTNER 2002)

Messgröße	Hersteller	Typ	Arbeitsbereich	Messprinzip
Kohlenmonoxid	Hartmann & Braun	URAS 10 E	0 - 50 %	Infrarot-Absorption
Kohlendioxid	Hartmann & Braun	URAS 10 E	0 - 50 %	Infrarot-Absorption
Methan	Hartmann & Braun	URAS 10 E	0 - 15 %	Infrarot-Absorption
Methan	Fischer Rosemount	NGA 2000	0 - 5 %	Infrarot-Absorption
Wasserstoff	Leybold	Hydros 100	0 - 60 %	Wärmeleitung
Wasserstoff	Fischer Rosemount	NGA 2000	0 - 100 %	Wärmeleitung
Sauerstoff	Leybold	Oxynos	0 - 100 %	Paramagnetismus
Sauerstoff	Fischer Rosemount	NGA 2000	0 - 100 %	Paramagnetismus
Kohlenwasserstoffe	Bernath Atomic	Modell 3002 RC	0 - 5 % C_3H_8 äquivalent	Flammionisation

(KLOSE und BÜTTNER 2002)

Wasserstoffmessgerät HYDROS:

Der Gasanalysator HYRDOS 100 dient der kontinuierlichen Erfassung von Wasserstoff nach dem Prinzip der Wärmeleitfähigkeit. Wasserstoff wird anhand der höheren Wärmeleitung gegenüber anderen Gase erfasst. Das Gerät ist auf einen Messbereich von 0 – 60 % kalibriert. Eine Grundkalibrierung wird mit in einer Gasmischpumpe hergestellten Wasserstoffkonzentration von 0 – 60 % H_2 in N_2 durchgeführt. Die Kalibrierung der Querverrechnung erfolgt für feste Konzentrationen in der erwarteten Konzentration der Gaskomponenten (KLOSE und BÜTTNER 2002).

Sauerstoffmessgerät OXYNUS:

Der OXYNUS dient der kontinuierlichen Erfassung von Sauerstoff nach dem Prinzip des Paramagnetismus. In einem starken Magnetfeld befindet sich eine Messeinrichtung, die bei einer Feldschwächung durch Sauerstoff ausgelenkt wird. Durch ein elektrisches Feld wird diese Auslenkung korrigiert. Der dafür notwendige Strom bildet das Messsignal. Das Messverfahren ist sehr empfindlich gegen Stickstoffmonoxid und Stickstoffdioxid, die beide auch paramagne-

tisch sind, und gegen Druckveränderungen. Das Gerät wird in einem Messbereich von 0 – 21 % O_2 kalibriert (KLOSE und BÜTTNER 2002).

URAS:

Das Messverfahren der nichtdispersiven Infrarot-Analyse (NDIR) beruht auf der Eigenschaft heteroatomiger Gase, im Wellenbereich von $\lambda = 2\ldots8$ µm infrarote Strahlung zu absorbieren. Zwischen der Konzentration der zu messenden Gaskomponente und der Absorption besteht entsprechend des LAMBERT-BEERschen Gesetzes ein exponentieller Zusammenhang. Die Messküvette ist in zwei Kammern, eine für das Messgas, die andere für ein Vergleichsgas, geteilt. Die Adsorption wird durch Vergleichsmessung des abwechselnd auf beide Kammern modulierten Infrarotstrahls bestimmt (KLOSE und BÜTTNER 2002).

Kohlenwasserstoffmessgerät FID 3002:

Der Analysator bestimmt die Konzentration an Kohlenwasserstoffen nach dem Prinzip der Flammionisation. Die Kohlenwasserstoffe werden in einer Wasserstoffflamme oxidiert und ionisiert. In einem elektrischen Feld wird der Ionenstrom gemessen. Das Gerät hat fünf Messbereiche, die jeweils durch Kalibrierung des Nullpunktes und einem weiteren Punkt am Ende des Messbereiches abgeglichen werden. Methan, ebenfalls ein Kohlenwasserstoff wird bereits mit dem URAS gemessen, so dass der Methananteil am Anteil der Kohlenwasserstoffe herauszurechnen ist (KLOSE und BÜTTNER 2002). Als Basis für die Berechnung der Kohlenwasserstoffe wird Ethan (C_2H_6) angenommen.

NGA 2000:

Das Messgerät besteht aus drei getrennt aufgebauten Analysekanälen, die extern einzeln mit dem Messgas beaufschlagt werden (KLOSE und BÜTTNER 2002). Die Messverfahren für die einzelnen Gase entsprechen jeweils den oben beschriebenen.

Volumenstrommessung:

Die Volumenstromerfassung des gesamten Gases geschieht mittels Berechnung aus der Änderung des Zählerstandes der Gasuhr, bezogen auf die verstrichene Zeitspanne, bei gleichzeitiger Messung des Druckes und der Tempera-

tur. Zur Einstellung der Volumenströme der Produktgas–Zweige dienen Schwebekörperdurchflussmesser (Fischer & Porter), welche den Volumenstrom direkt anzeigen (SIEVERS 2000).

Datenaufnehmer Hewlett Packard Modell HP 34970 A:
Die elektrischen Spannungssignale der Messgeräte werden im Datenaufnehmer auf maximal 10V verstärkt und in Digitalsignale transformiert (SIEVERS 2000).

Temperaturmessung:
Die Thermoelemente dienen u. a. zur Beobachtung des Prozesses, d. h. zur Beurteilung des Vergasungsprozesses und des Wärmeübergangs. Die Temperaturmessstelle im Inneren des Vergasers ermittelt das Temperaturprofil in der Biomasseschüttung (SIEVERS 2000). Das Thermoelement ist etwa 10 cm oberhalb des Rostes, d. h. in der unteren Vergasungszone, angebracht (vgl. Abb. 11) (BÜTTNER 2003). Eine Temperaturmessstelle im Ofen kontrolliert die Aufheizung des Ofens. Weitere Thermoelemente dienen u. a. der Messung der Produktgastemperatur am Austritt aus dem Reaktor sowie der Messung der Temperatur des Zyklons (SIEVERS 2000).

4.2 Methodik der Versuchsdurchführung

Die Versuchsdurchführung gliedert sich in die Versuchsvorbereitung, das Anfahren der Anlage, die Betriebs- und Messphase, das Abfahren der Anlage und die Nachbereitung (KLOSE und BÜTTNER 2002).

4.2.1 Versuchsvorbereitung

Der betriebsfertige, leere Vergaser wird mit einem Grundbesatz an Biomassen-Pyrolysat, welcher vor dem Versuch aus der entsprechenden Biomasse hergestellt wurde, beschickt. Für eine spätere Bilanzierung wird dies gewogen und analysiert (vgl. Kapitel 3.3 und 4.3). Der Besatz mit Pyrolysat ist wichtig, da die Konstruktion der Gasführung der Vergasungsanlage auf die Gasqualität eines

Produktgases aus der Vergasung ausgelegt ist und die Anlage somit nicht zur Pyrolyse geeignet ist. Nach der Beschickung des Vorratbehälters mit der Biomasse wird dieser verschlossen. Die Anlage wird einer Dichtheitsprüfung unterzogen und anschließend mit Stickstoff inertisiert (KLOSE und BÜTTNER 2004). Stickstoff dient als Sperrgas, welches verhindert, dass während der Betriebsphase Gase durch vorhandene Leckagen ein- bzw. austreten (Kohlenmonoxid, Wasserstoff). Weiterhin wird unmittelbar vor jedem Versuch eine Kalibrierung mit Messgasen für die Summe der Kohlenwasserstoffe, Sauerstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Methan und Wasserstoff durchgeführt (vgl. Kapitel 4.1.4).

4.2.2 Anfahren

Nach der Sicherheitsüberprüfung und der Inertisierung des Vergasers wird der teilweise mit Pyrolysat befüllte Reaktor auf Betriebstemperatur beheizt. Angestrebt sind Temperaturen in der unteren Vergasungszone von min. 800 °C (vgl. Tab. 2) (BÜTTNER 2001). Sobald die Betriebstemperatur erreicht ist, wird mit der Befüllung des Vergasers mit Biomasse begonnen. In Abhängigkeit von der Füllhöhe des Pyrolysats findet eine unter Umständen schnelle Trocknung und Pyrolyse der zugeführten Biomasse statt. Die Dosiergeschwindigkeit der Biomasse ist hinsichtlich der Gasentwicklung und der damit verbundenen Druckerhöhung im Reaktor einzustellen. Aufgrund der längeren Totzeiten bei Eingriffen in die Förderleistung der Gasstrecke und zwei ausgeprägten Maxima der Gasentwicklung bei der Zugabe der Biomasse, besitzt das System eine starke Schwingneigung (KLOSE und BÜTTNER 2002).

4.2.3 Betriebs- und Messphase

Durch die nicht kontinuierliche Zuführung von Biomasse und damit insbesondere von Wasserdampf als Vergasungsmedium, welche sich einerseits aus der unstetigen Dosierung, andererseits aus den wechselnden strukturellen Eigenschaften des Festbettes ergeben, treten Schwankungen des Prozessdrucks und der Prozesstemperatur und damit der Gaszusammensetzung und des Umsatzes auf (vgl. Kapitel 5). Zielsetzung der Betriebsphase ist es, in einer oder mehreren Messphase(n) einen „quasistationären Betriebspunkt“ anzufahren,

der sich durch einen konstanten Druck, eine konstante Gaszusammensetzung sowie einer konstanten Temperatur im Ofen und in der Vergasungszone auszeichnet. (KLOSE und BÜTTNER 2002). Eine stationäre Phase kann aber nur näherungsweise erreicht werden, da durch die diskontinuierliche Befüllung mit Biomasse immer wieder eine Veränderung des Produktgas-Massenstromes und der Produktgas-Zusammensetzung entsteht. Für die Versuchsreihe mit trockenen Energieträgern wird Wasserdampf als Vergasungsmedium dosiert. Die zugeführte Menge richtet sich nach den spezifischen Anforderungen des Generators für eine optimale Vergasung und, um annähernd vergleichbare Bedingungen herzustellen, nach den Wassergehalten der Silagen (BÜTTNER 2001). Für die Versuchsreihe mit abgepressten Silagen wird kein Wasserdampf zugeführt da als Vergasungsmedium das biomasseeigene Wasser dient.

4.2.4 Abfahren

Nach Beendigung der Messphase wird die Beheizung des Vergasers beendet und die Zuführung der Biomasse ausgesetzt. Der Prozessraum wird inertisiert. Aufgrund der thermischen Trägheit des Prozesses dauert die Abkühlung unter die Entzündungstemperatur an Luft etwa 10 Stunden (KLOSE und BÜTTNER 2002).

4.2.5 Nachbereitung

Die Nachbereitung umfasst das Rückwiegen der Biomasse aus dem Dosierbehälter, das Leeren des Reaktors, das Wiegen der Vergaserrückstande nach Fraktionen sowie das Wiegen des Kondensats. Weiterhin werden Proben der verschiedenen Fraktionen aus dem Vergaser sowie der Biomasse aus dem Trichter entnommen und für eine Bilanzierung analysiert (vgl. Kapitel 3.3) (KLOSE und BÜTTNER 2002).

4.3 Versuchsauswertung und Darstellung der Ergebnisse

Die Online-Messungen werden mit den durchgeführten Kalibrierdaten abgeglichen (vgl. Kapitel 4.1.4 und 4.2.1). Die Immediat- und Elementaranalysen sowie die Messungen in der Nachbereitungsphase werden ausgewertet (vgl. Kapitel 3.3). Anschließend erfolgt die Erstellung einer Gesamtbilanz für den jeweiligen Versuch. Wie bereits erwähnt, wird die Anlage mit Stickstoff inertisiert. Im großtechnischen Prozess, d. h. unter realen Bedingungen, wird während der Vergasungsphase kein Stickstoff zugeführt (BÜTTNER 2004). Demzufolge wird das mit Stickstoff angereicherte Gas in ein stickstoff- und wasserfreies Produktgas umgerechnet. Anschließend erfolgt die Auswertung und graphische Darstellung der Entwicklung der Gase, der Temperatur, des Drucks und des Gasumsatzes während der Versuchsphase. Abbildung 10 stellt exemplarisch den Verlauf der einzelnen Gase während der Versuchsphase dar.

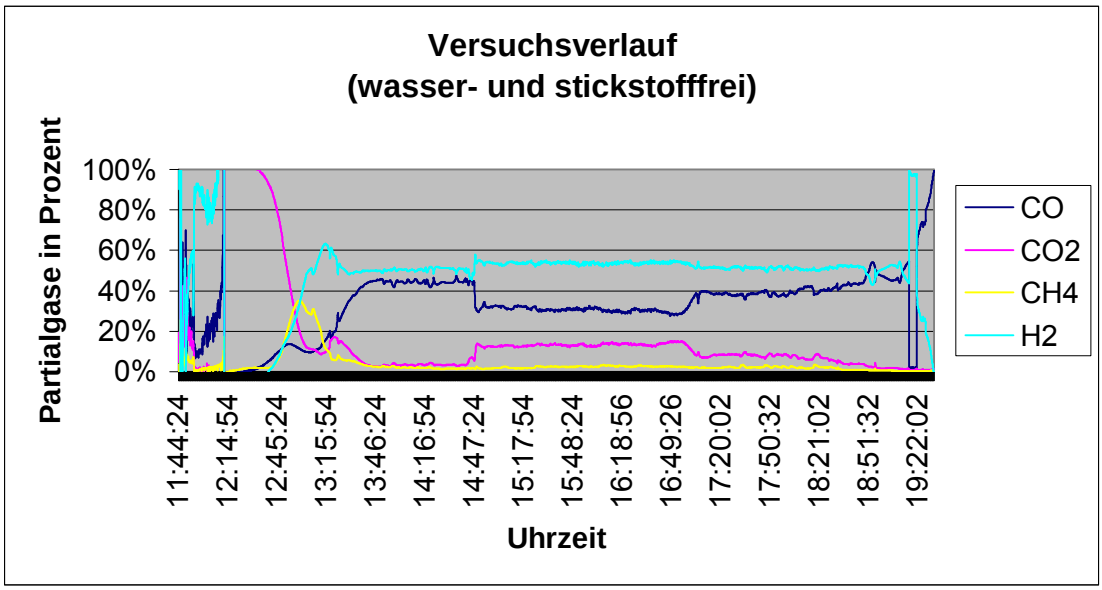

Abb. 10: Exemplarische Darstellung des Versuchsverlaufes

Wie bereits in Kapitel 4.2.3 beschrieben, werden zur Überprüfung eines „quasistationären“ Zustandes neben dem Verlauf der einzelnen Gase die Parameter „Ofentemperatur“, „Vergasungstemperatur“, „Gasumsatz“ und „Druck“ herangezogen. Nachfolgend sind exemplarisch Abbildungen des Temperatur-, Druck- und Umsatzverlaufes dargestellt. Abbildung 11 stellt den Verlauf der Tempera-

tur des Ofens und den der unteren Vergasungszone (vgl. Kapitel 4.1.4), Abbildung 12 den Druckverlauf und Abbildung 13 den Gasumsatz während der Versuchsphase dar.

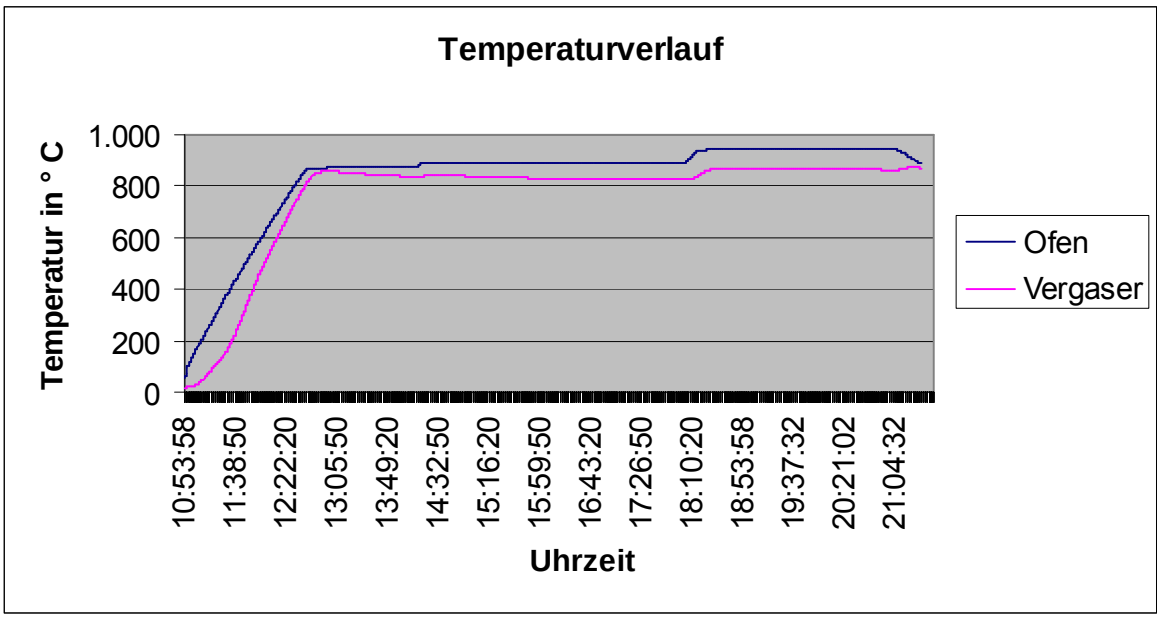

Abb. 11: Exemplarische Darstellung des Verlaufes der Ofen- und Vergasungstemperatur während des Versuches

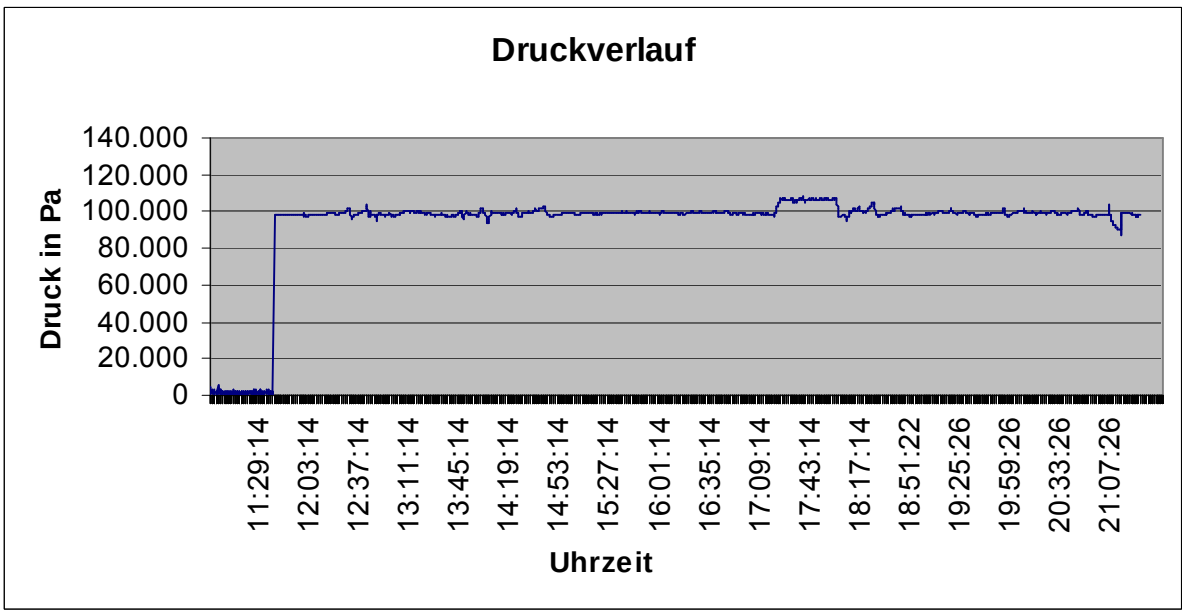

Abb. 12: Exemplarische Darstellung des Druckverlaufes während des Versuches

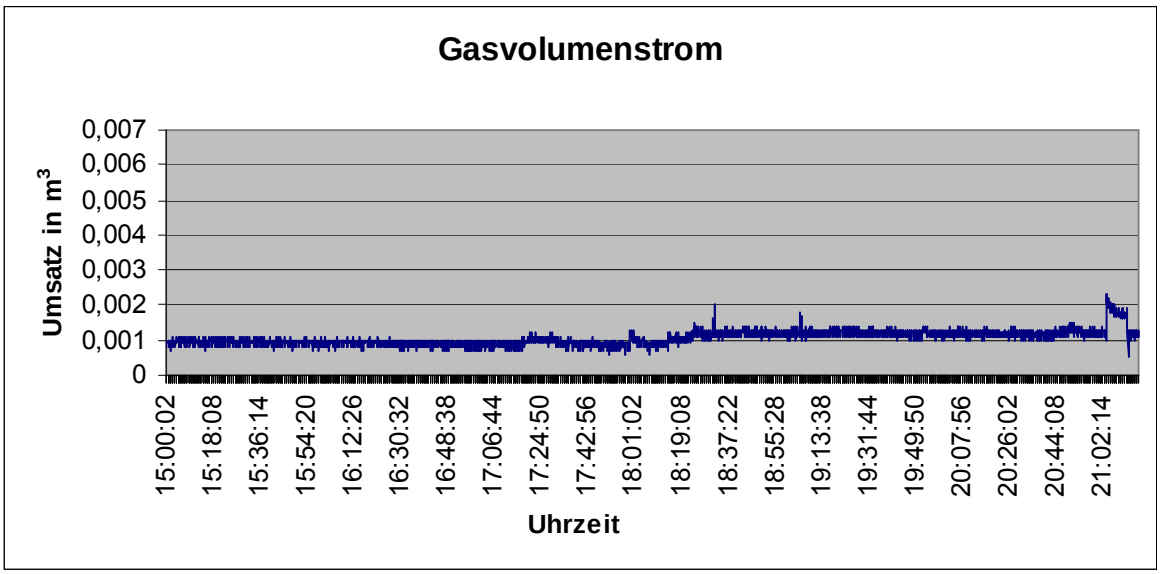

Abb. 13: Exemplarische Darstellung des Umsatzes während des Versuches

Mit dem Erreichen „konstanter“ Bedingungen beginnt die Messphase. Die Auswertung erfolgt anhand der Mittelwertbildung für die Konzentration der einzelnen Gase, die Temperaturen sowie die Druckmessung. Zudem erfolgt die Berechnung der erzeugten Rohgasmenge. Im Anschluss werden die GC-Analysen für Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan ausgewertet.

Zur Darstellung der Ergebnisse werden die Gaskonzentrationen sowie die Ergebnisse der GC-Analysen in Prozent umgerechnet. Die Temperaturen werden in Grad Celsius, der Druck in Pascal und der Umsatz in Liter pro Minute angegeben. Wie bereits beschrieben, werden zur „Überprüfung“ der Online-Messungen die durchgeführten GC-Messungen herangezogen. Eine exakte Übereinstimmung der beiden Messergebnisse ist aber nur bedingt möglich, da das Ergebnis der GC-Messung(en) ein Resultat aus einer oder mehreren Stichproben ist, während es sich bei der kontinuierlichen Mitschrift um einen Mittelwert aus einer hohen Anzahl von Einzelmessungen handelt, wodurch Rundungsfehler und Abweichungen entstehen können. Weiterhin werden unterschiedliche Messverfahren verwendet, wodurch sich insgesamt Abweichungen ergeben können. Zu Beginn werden Versuchszeitraum, Vergasungsmedium und Transporteigenschaften der Biomasse beschrieben. Anschließend wird der Verlauf von Druck, Temperatur und Rohgasstrom, die Entwicklung der einzel-

nen Gase während des Versuches sowie der Zeitraum der Messphase dargestellt. Im weiteren Versuchsverlauf werden eine oder mehrere Messphasen angefahren. Mit Erreichen des Untersuchungszeitraums beginnt die eigentliche Messung. Es erfolgt die Beschreibung der Ausgangsparameter von Temperatur und Druck, ihr Verhalten während der Messphase, den Verlauf der einzelnen Gase während der Untersuchung, der Wasserstoff- bzw. Gaskonzentration sowie des erzeugten Gasstroms. Nach Abschluss der Messung werden, wenn möglich, die Parameter Druck bzw. Temperatur verändert und die nächste Messphase angefahren. Nach Abkühlung der Anlage wird die im Generator verbleibende Biomasse entfernt und der Vergaser wird auf Anbackungen, Verbackungen und Agglomerationen untersucht.

5 Ergebnisse der Vergasungsversuche

5.1 Vergasung von Roggenganzpflanze

Die Vergasung von Roggenganzpflanze war das erste Experiment aus der Versuchsreihe mit landwirtschaftlicher Biomasse. Für die trockenen Energieträger wurde ein kontinuierliches Fördersystem verwendet. Im Vorratsbehälter wurde die Biomasse über eine Förderschnecke abgezogen. Zur Verhinderung von Brücken im Vorratsbehälter musste das Bunkersystem für landwirtschaftliche Biomasse modifiziert werden (vgl. 3.2.1). Der Vergasungsversuch begann gegen 8 ^{25} Uhr und hatte eine Länge von 11 Stunden und 5 Minuten. Nach etwa 4 Stunden und 13 Minuten wurde gegen 12 ^{38} Uhr Wasserdampf als Vergasungsmedium hinzugefügt. Die Biomasse ließ sich aus dem Trichter in den Vergaser transportieren. Der Temperaturverlauf des Ofens war mit Erreichen der eingestellten Temperaturen während des Versuches relativ konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone wies Schwankungen auf. Abbildung 14 stellt den Temperaturverlauf während des Versuches mit Roggenganzpflanze dar.

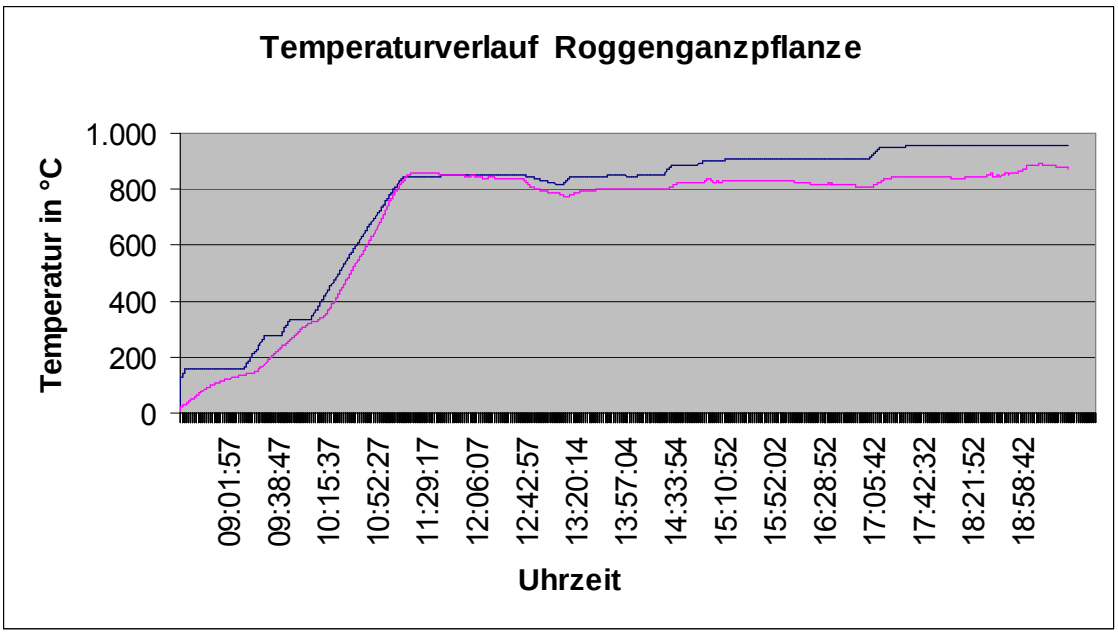

Abb. 14: Temperaturverlauf Roggenganzpflanze

Der Druckverlauf und der Gasumsatz waren bis auf einige Peaks verhältnismäßig konstant (vgl. Kapitel 6.1.4). Die folgenden Abbildungen stellen den Druckverlauf und den Gasumsatz während des Experimentes dar.

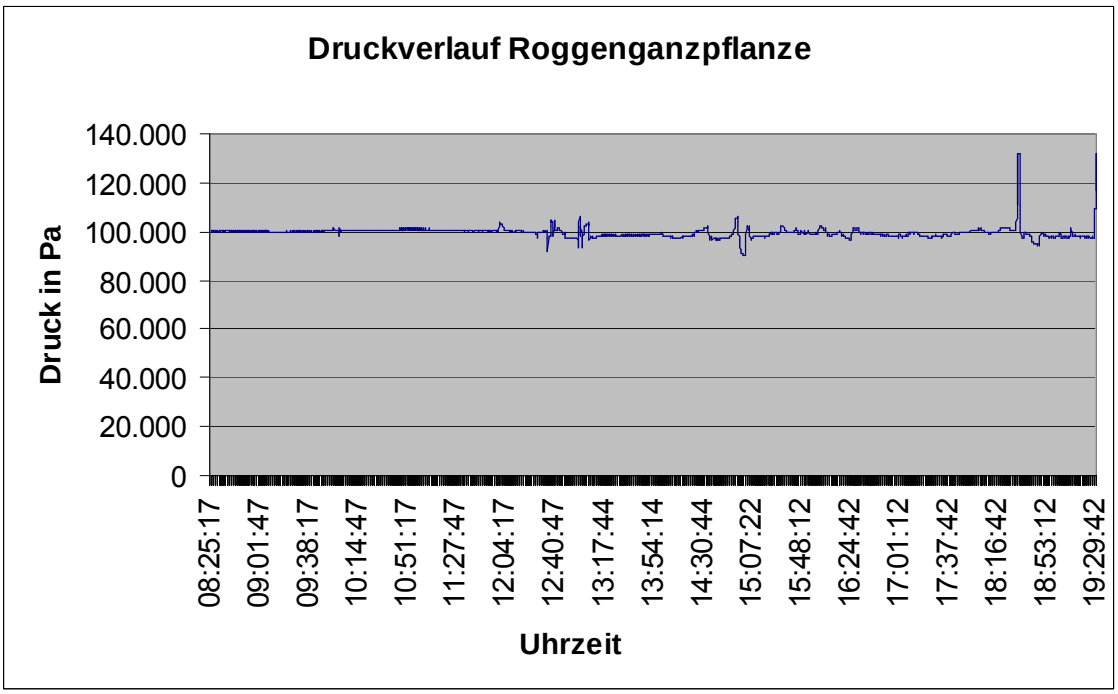

Abb. 15: Druckverlauf Roggenganzpflanze

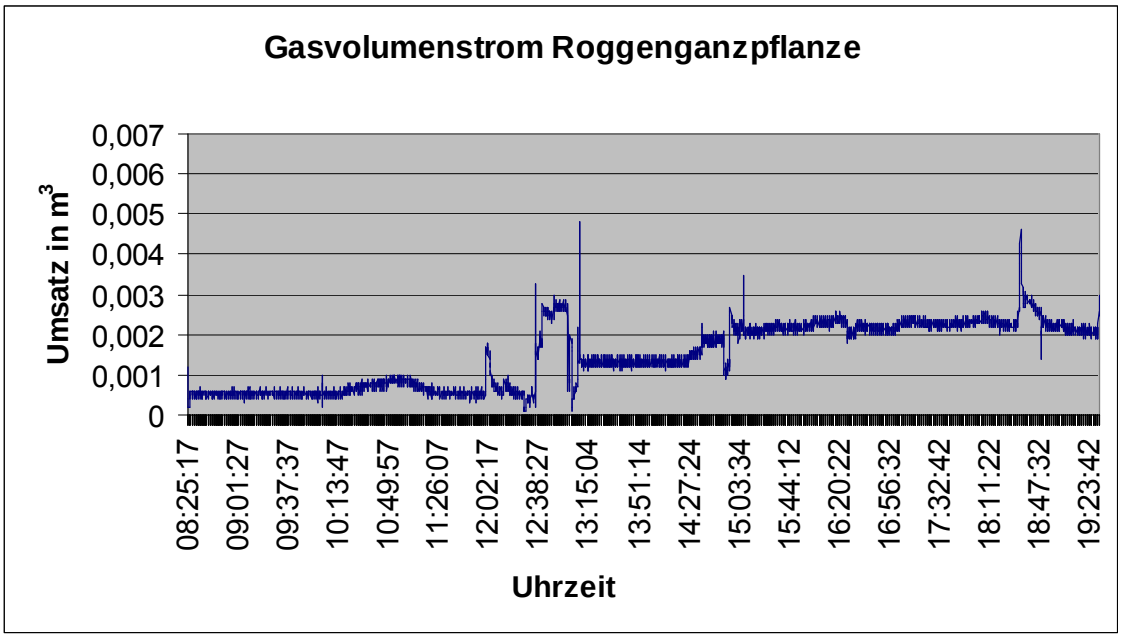

Abb. 16: Gasvolumenstrom Roggenganzpflanze

Methan, Kohlenmonoxid und Kohlendioxid zeigten zur Experimentierphase Schwankungen, während Wasserstoff relativ konstant, teilweise leicht abfallend, verlief. Ein stationärer Zustand war nach etwa sieben Stunden erreicht. Abbildung 17 stellt den Versuchsverlauf für Roggenganzpflanze wasser- und stickstofffrei dar.

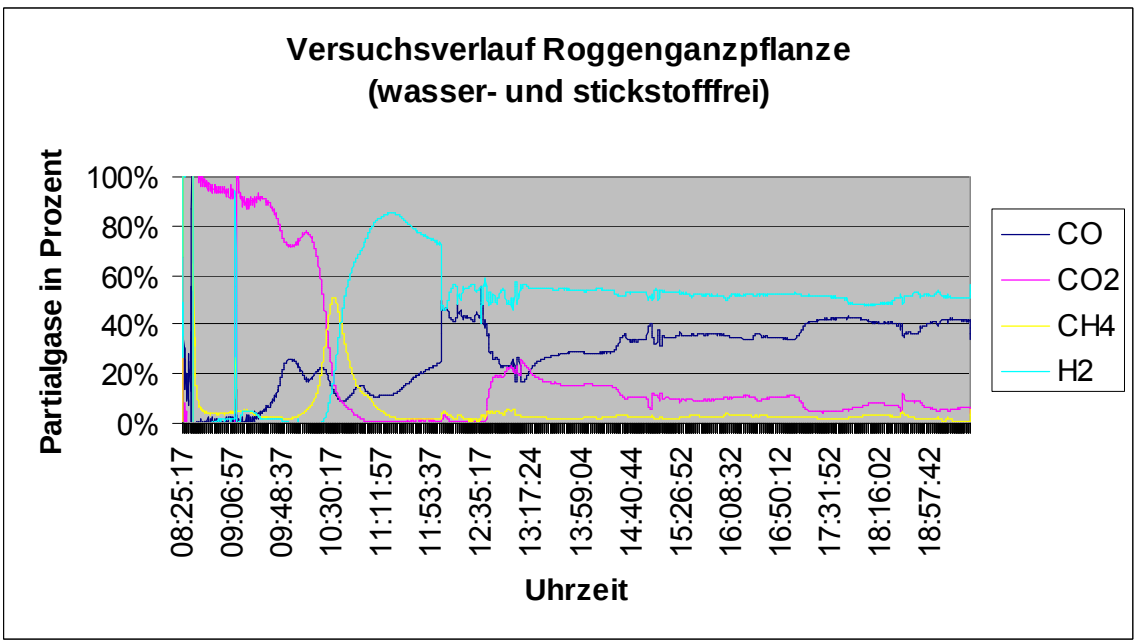

Abb. 17: Versuchsverlauf Roggenganzpflanze (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann gegen 15 ^{20} Uhr und dauerte 100 Minuten mit einer durchschnittlichen Temperatur des Ofens von 907 °C sowie 822 °C in der unteren Vergasungszone. Der mittlere Druck betrug 99.446 Pa. Die Temperatur in der unteren Vergasungszone ging während der Messphase zurück und der Druckverlauf war durch leichte Schwankungen gekennzeichnet. Der Gasvolumenstrom zeigte sich, mit einer Unterbrechung gegen 16 ^{26} Uhr, relativ konstant. Der Verlauf für Wasserstoff war verhältnismäßig kontinuierlich in horizontaler Richtung. Gegen 16 ^{06} Uhr und 16 ^{26} Uhr erfuhr der Prozess eine Unterbrechung. Der Kohlenmonoxidgraph stieg zuerst leicht an und fiel anschließend ab. Gegen 16 ^{26} Uhr war ein kurzer, steiler Anstieg zu verzeichnen. Dieser erreichte einen Hochpunkt und ging anschließend bis zum Ende der Messphase zurück. Der Verlauf der Kohlendioxidkonzentration war nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid. Der Methangehalt stieg zu Beginn der Messphase langsam an und fiel gegen 16 ^{20} Uhr bis zum Messende ab. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 10,74 l/Min., ein Heizwert von 11,06 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 35,17 % CO, 9,92 % CO_2, 2,80 % CH_4 und 52,11 % H_2 erzielt. Tabelle 11 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 11: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenganzpflanze

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	13,79
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,2
Temperatur Vergasungszone	°C	822
Druck	Pa	99.446
Gasstrom	l/Min.	10,74
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,06
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	35,17
CO_2	Vol.%	9,92
CH_4	Vol.%	2,80
H_2	Vol.%	52,11

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen der ersten Messphase wurden als Mittelwerte einer Zweifachbestimmung CO 34,38 %, für CO_2 9,27 %, für CH_4 2,89 % und für H_2 53,47 % gemessen.

Für eine zweite Messphase wurde die Temperatur des Ofens ab 17 ^{00} Uhr erhöht. Die Messphase begann gegen 17 ^{16} Uhr und dauerte ca. 59 Minuten. Im Ofen wurde eine mittlere Temperatur von 856 °C und in der unteren Vergasungszone von 841 °C gemessen. Im Vergleich zur ersten Messphase wurde die Temperatur um 19 °C bzw. 2,3 % erhöht. Der Druck betrug durchschnittlich 99.171 Pa. Der Temperaturverlauf war konstant, der Druckverlauf relativ kontinuierlich und die Gasproduktion um 2,7 % höher als bei der ersten Messphase mit ähnlichem Verlauf (vgl. Abb. 14, 15, 16). Die Wasserstoffkonzentration ging während des Verlaufes zurück und stieg ab etwa 18 ^{07} Uhr bis zum Ende der Messphase an. Um 17 ^{49} Uhr unterbrach der Verlauf. Der Wasserstoffgehalt war um 4,3 % geringer als die Konzentration in der ersten Messphase. Die Kohlenmonoxidkonzentration stieg an, erreichte gegen 17 ^{54} Uhr einen Hochpunkt und fiel anschließend wieder ab. Wie beim Wasserstoffgraph war auch hier zur selben Zeit eine Unterbrechung im Verlauf zu sehen. Die Kohlenmonoxidkonzentration war mit 19,5 % deutlich höher als in der ersten Messphase. Mit einer um 41,1 % geringeren CO_2-Konzentration, im Vergleich zur ersten Messung, verlief der Kohlendioxidgraph nahezu symmetrisch zu dem Kohlenmonoxidgraph. Auch hier war eine Unterbrechung im Verlauf. Der Methangehalt stieg zu Beginn der Messphase langsam an und fiel im Vergleich zur ersten Messphase dann bis zum Ende des Messzeitraumes um 20 % ab. Für die zweite Messphase wurde ein Gasstrom von 11,03 l/Min., ein Heizwert von 11,49 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 42,03 % CO, 5,84 % CO_2, 2,24 % CH_4 und 49,89 % H_2 erzielt. Tabelle 12 stellt die während der dritten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 12: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenganzpflanze

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	13,79
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,2
Temperatur Vergasungszone	°C	841
Druck	Pa	99.171
Gasstrom	l/Min.	11,03
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,49
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	42,03
CO_2	Vol.%	5,84
CH_4	Vol.%	2,24
H_2	Vol.%	49,89

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die zweite Messphase standen keine GC-Analysen zur Verfügung. Gegen Ende des Versuchs wurde um etwa 18 ^{30} Uhr ein starker Druckanstieg sowie eine höhere Gasproduktion gemessen (vgl. Abb. 15 und 16).

In der Vergasungs- und Pyrolysezone bildeten sich leichte Verbackungen. Der Größte Anteil der Biomasse lag locker vor. Es konnte kein Schmelzen der Asche beobachtet werden. Das Reaktorrohr war teilweise mit Biomasse verstopft. Es kam zu Anbackungen an der Reaktorwand und zur Brückenbildung.

5.2 Vergasung von Roggenstroh

Der Vergasungsversuch begann gegen 11 [24] Uhr und hatte eine Länge von 7 Stunden und 39 Minuten. Nach etwa 2 Stunden wurde ab 13 [26] Uhr Wasserdampf hinzugefügt. Die Biomasse ließ sich nur ungenügend aus dem Trichter in den Vergaser transportieren. Der Temperaturverlauf des Ofens war mit Erreichen der eingestellten Temperaturen während des Versuches konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone zeigte Schwankungen auf. Die Temperaturerhöhung für eine zweite Messphase wurde erst zu Ende des Versuches in der unteren Vergasungszone gemessen. Abbildung 18 stellt den Temperaturverlauf während des Versuches mit Roggenstroh dar.

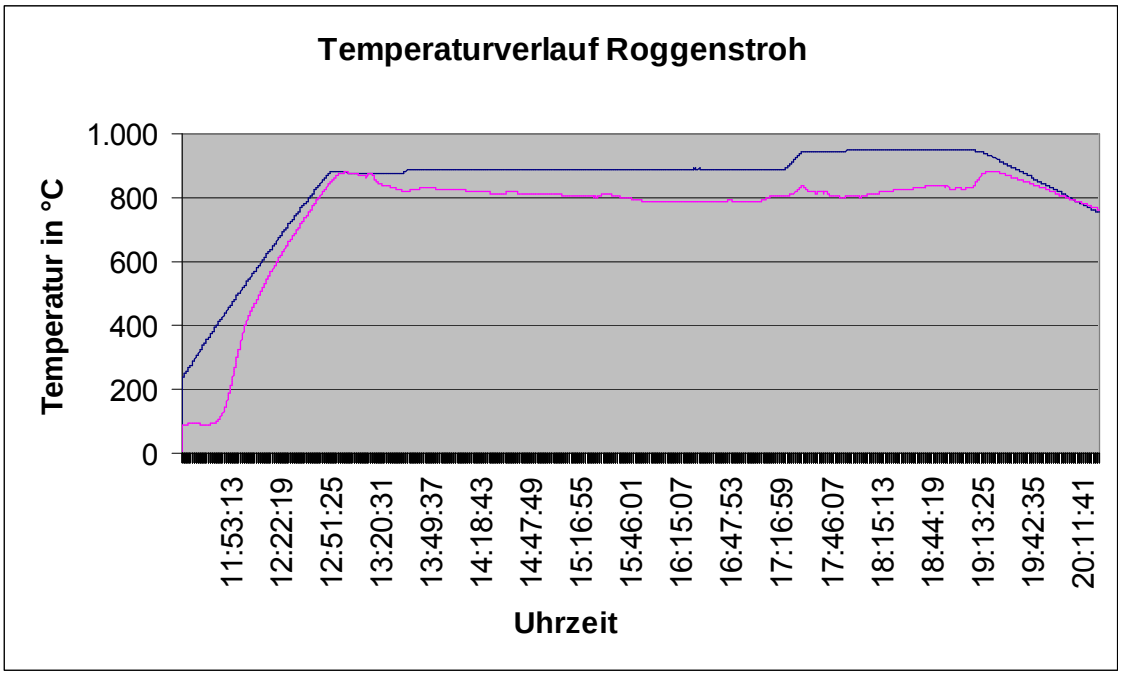

Abb. 18: Temperaturverlauf Roggenstroh

Der Druckverlauf zeigte schnell ansteigende, teilweise stürmisch verlaufende, hohe Drücke. Der Gasumsatz war durch Schwankungen, einen Peak sowie konstante Phasen charakterisiert. Abbildung 19 und 20 zeigen den Druckverlauf und Gasumsatz während des Experimentes.

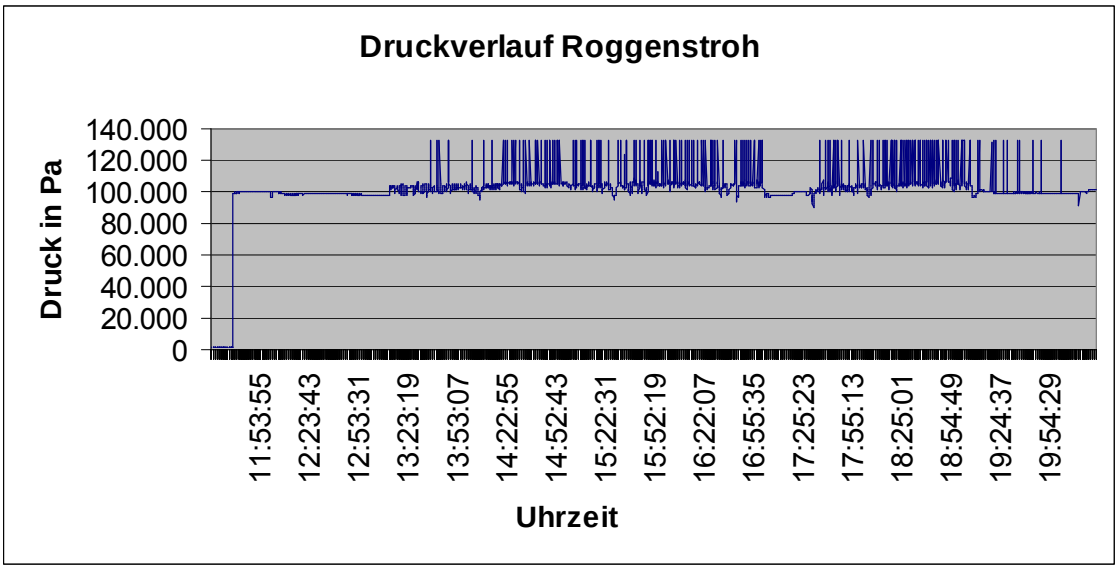

Abb. 19: Druckverlauf Roggenstroh

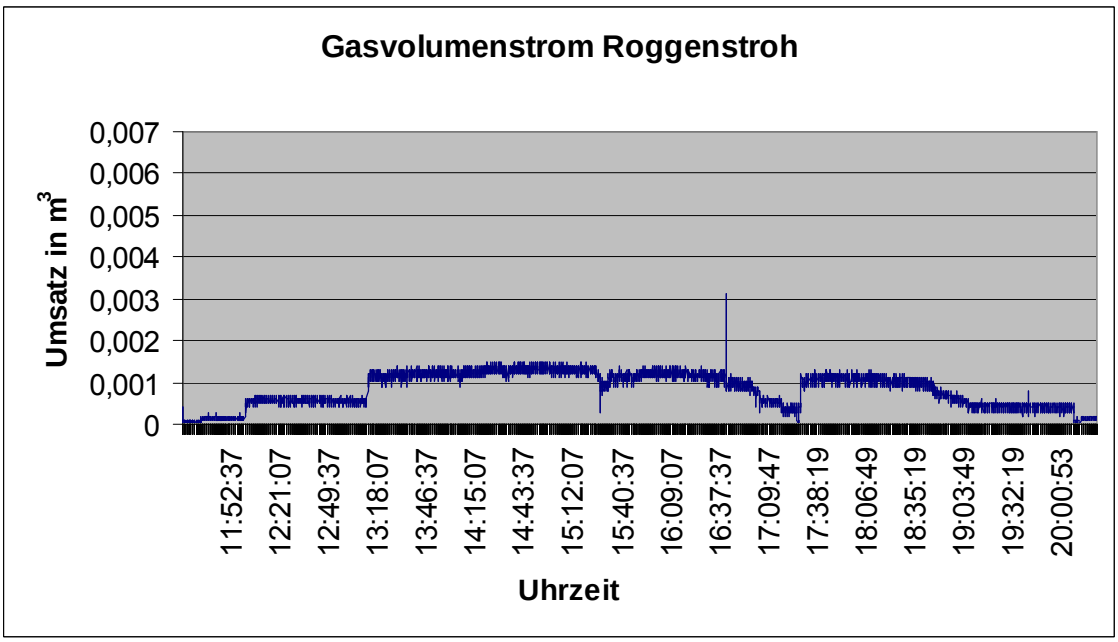

Abb. 20: Gasvolumenstrom Roggenstroh

Der Verlauf der Gase war durch Schwankungen gekennzeichnet. Ein stationärer Zustand wurde nach etwa zwei Stunden erreicht. Abbildung 21 stellt den Versuchsverlauf für Roggenstroh wasser- und stickstofffrei dar.

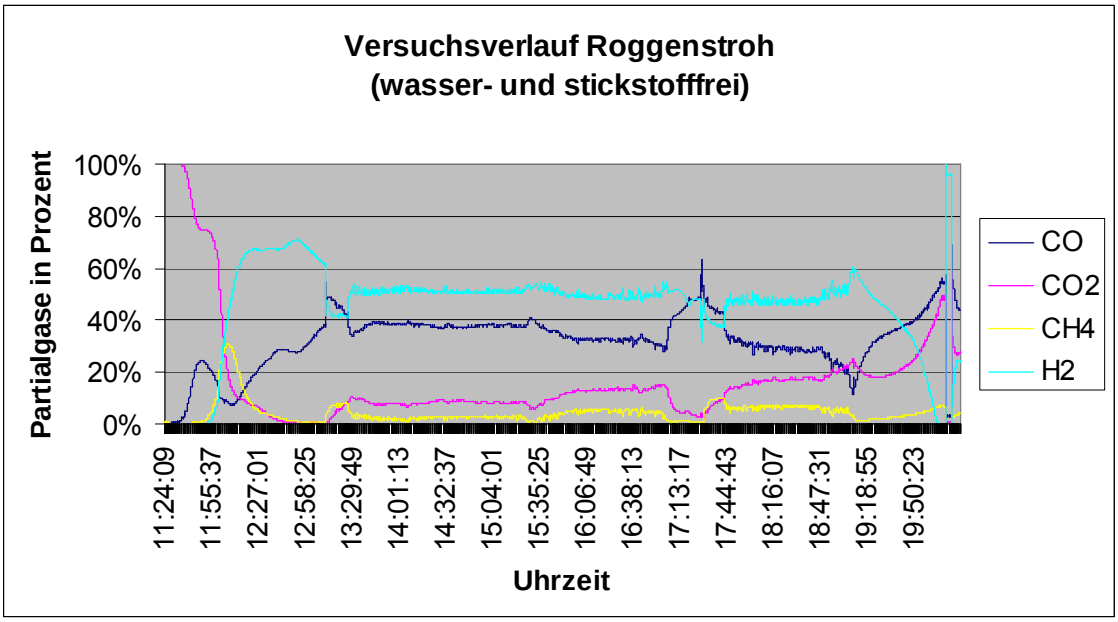

Abb. 21: Versuchsverlauf Roggenstroh (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann gegen 14 ^{00} Uhr und dauerte 1 Stunde und 25 Minuten mit einer durchschnittlichen Temperatur des Ofens von 889 °C sowie 814 °C in der unteren Vergasungszone. Der mittlere Druck betrug 105.389 Pa. Der Druckverlauf während der Messphase war durch schnell ansteigende, hohe Drücke charakterisiert. Die Temperatur im Reaktor ging im Verlauf der Messphase zurück. Der Volumengasstrom sowie die Graphen der einzelnen Gase verliefen zur Messphase relativ konstant in horizontaler Richtung. Gegen 15 ^{27} Uhr wurde die Stickstoffzufuhr zur Druckregulierung erhöht, da dieser nicht mehr über die Biomasse gehalten werden konnte (vgl. Abbildung 20). Mit der Druckregulierung war auch eine Änderung im Verlauf der Graphen festzustellen. Unter den gegebenen Bedingungen wurden für den Versuchszeitraum ein Gasstrom von 11,74 l/Min., ein Heizwert von 11,25 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 37,90 % CO, 8,31 % CO_2, 2,64 % CH_4 und 51,15 % H_2 erzielt. Tabelle 13 stellt die während der ersten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 13: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenstroh

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	11,6
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	3,08
Temperatur Vergasungszone	°C	814
Druck	Pa	105.389
Gasstrom	l/Min.	11,74
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,25
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	37,90
CO_2	Vol.%	8,31
CH_4	Vol.%	2,64
H_2	Vol.%	51,15

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen der ersten Messphase wurden als Mittelwerte einer Dreifachbestimmung für CO 36,99 %, CO_2 7,24 %, CH_4 2,65 % und für H_2 53,12 % gemessen.

Mit Ende der ersten Messphase wurde die Wasserdampfzufuhr eingestellt und die Anlage mit Biomasse befüllt. Gegen 17 ^{20} Uhr fand eine Erhöhung der Temperatur des Ofens statt und ab 17 ^{42} Uhr eine erneute Zufuhr von Wasserdampf. Um 17 ^{30} Uhr war die für den Ofen eingestellte Temperatur erreicht. Mit dem Zeitpunkt der Temperaturerhöhung veränderte sich der Verlauf der einzelnen Graphen (vgl. Abbildung 21).

Die zweite Messphase begann gegen 18 ^{05} Uhr und hatte eine Länge von 41 Minuten. Im Ofen wurde eine mittlere Temperatur von 948 °C gemessen und in der unteren Vergasungszone stellte sich eine Temperatur von durchschnittlich 824 °C ein. Die Vergasungstemperatur war mit 10 °C bzw. 1,2 % geringfügig höher als die Temperatur der ersten Messphase. Der mittlere Druck war mit 108.094 Pa um 2.705 Pa höher als der durchschnittliche Druck während der ersten Messphase. Der Temperaturverlauf zeichnete sich durch Schwankungen aus und der Druckverlauf zeigte schnelle und hohe Druckanstiege. Der Gasvolumenstrom verlief relativ konstant. Im Vergleich mit der ersten Messphase wur-

den während des Untersuchungszeitraumes über 21,3 % weniger Produktgas erzeugt. Mit Beginn der Messphase verlief der Wasserstoffgraph relativ konstant in waagerechter Richtung. Die durchschnittliche Konzentration war um 8,0 % niedriger als während der ersten Messphase. Kohlenmonoxid fiel während der Messphase um 23,5 % ab, wohingegen Kohlendioxid um 106,9 % anstieg und nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid verlief. Beide Graphen drifteten aufeinander zu und schnitten sich gegen 19 Uhr. Methan verlief relativ konstant in horizontaler Richtung. Im Vergleich mit der ersten Messphase stieg die Methankonzentration um 157,2 % deutlich an. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 9,24 l/Min., ein Heizwert von 11,16 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 28,97 % CO, 17,20 % CO_2, 6,79 % CH_4 und 47,04 % H_2 erzielt. Tabelle 14 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 14: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenstroh

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	11,6
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	3,08
Temperatur Vergasungszone	°C	824
Druck	Pa	108.094
Gasstrom	l/Min.	9,24
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,16
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	28,97
CO_2	Vol.%	17,20
CH_4	Vol.%	6,79
H_2	Vol.%	47,04

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analyse der zweiten Messphase wurden als Einzelbestimmung für CO 29,16 %, CO_2 14,93 %, CH_4 5,90 % und für H_2 50,01 % gemessen.

Im Reaktorrohr war kaum Biomasse vorhanden. Es wurde keine Schüttung aufgebaut. Ein großer Teil der Asche des Roggenstrohs schmolz und es kam zu

Agglomeratbildung. Mit einem verbleibenden Kohlenstoffanteil von 6 % wurde das Roggenstroh nahezu vollständig vergast. Im Bereich der Trocknungszone kam es zu Anbackungen.

5.3 Vergasung von Roggenkorn

Der Vergasungsversuch begann gegen 10 [54] Uhr und verlief über einen Zeitraum von etwa 10 Stunden und 15 Minuten. Als Vergasungsmedium wurde bereits zu Versuchsbeginn Wasserdampf hinzugefügt. Die Biomasse ließ sich problemlos aus dem Trichter in den Vergaser transportieren. Sowohl der Druck als auch die Temperatur des Ofens waren während des Versuches, unter den gegebenen Betriebsbedingungen, konstant. Die Gasproduktion zeigte sich zu Beginn des Experimentes unregelmäßig, ging jedoch im weiteren Verlauf in eine stabile Phase über. Die folgenden Abbildungen zeigen den Temperatur- und Druckverlauf sowie den Gasvolumenstrom während des Experimentes.

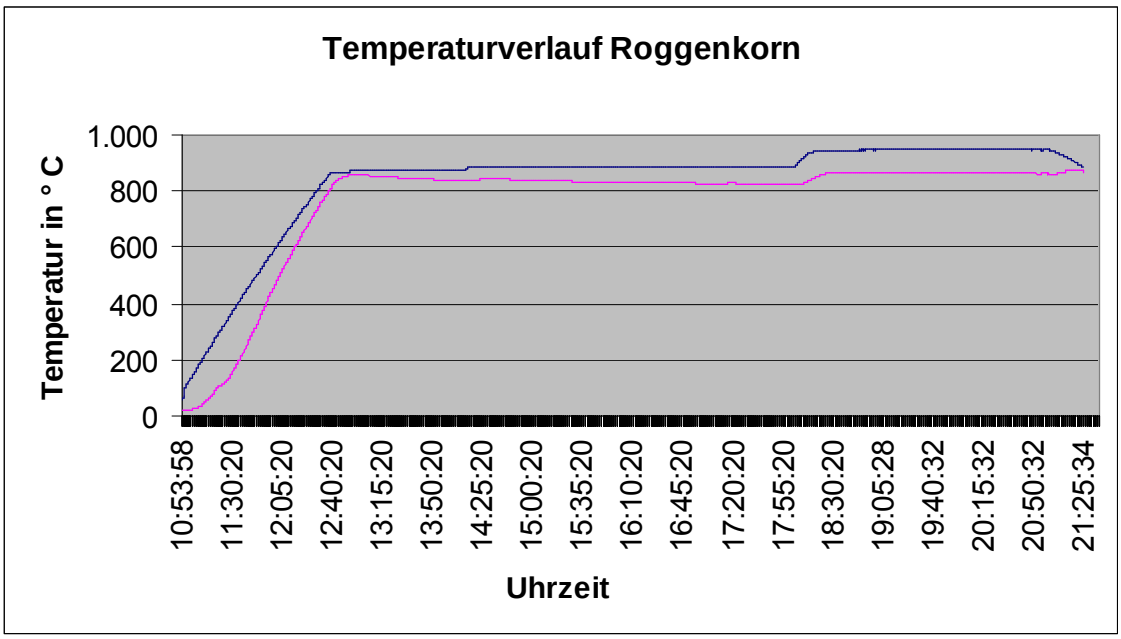

Abb. 22: Temperaturverlauf Roggenkorn

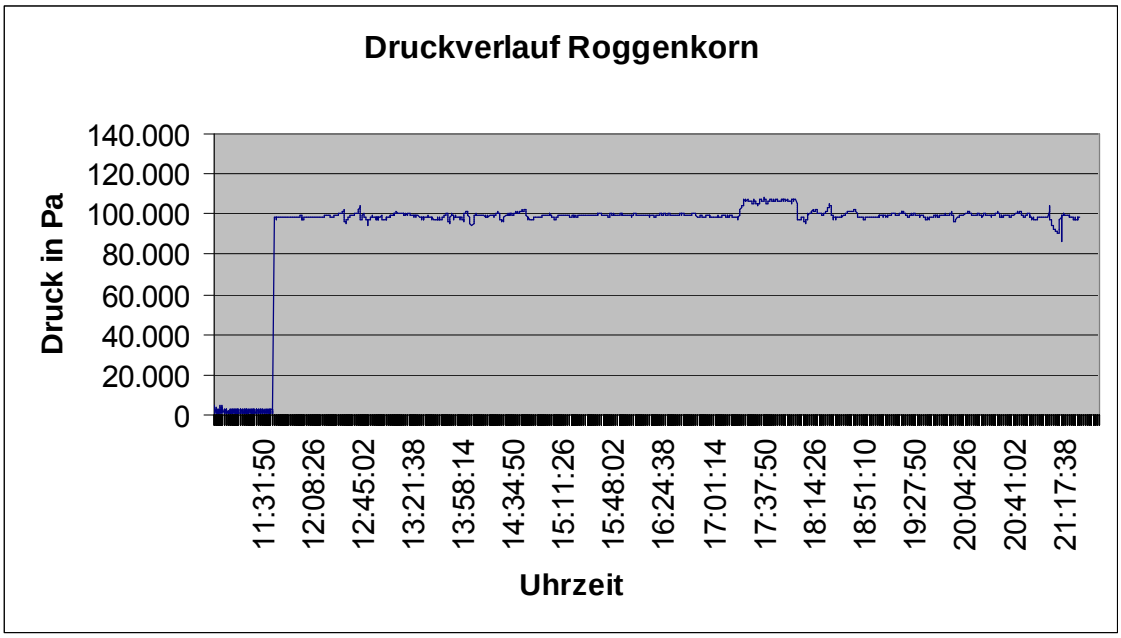

Abb. 23: Druckverlauf Roggenkorn

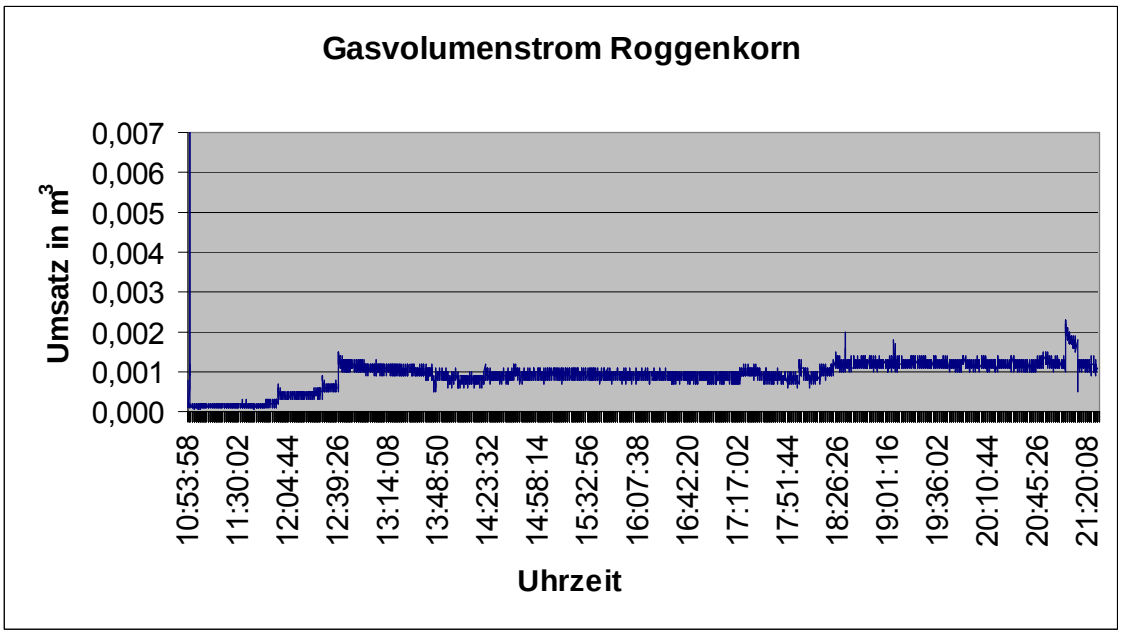

Abb. 24: Gasvolumenstrom Roggenkorn

Der Verlauf für Wasserstoff und Methan war mit wenigen Ausnahmen kontinuierlich, während Kohlenmonoxid über den Versuchsverlauf abfiel und Kohlendioxid anstieg. Die Temperatur der unteren Vergasungszone ging während des Versuchsverlaufs zurück. Bis zur dritten Messphase fiel die Temperatur von 856 °C auf 831 °C und für die letzte Messung von 864 °C auf 861 °C ab. Die höhere

Temperatur des Ofens wurde an die untere Vergasungszone weitergegeben. Ein stationärer Zustand konnte nach etwa drei Stunden erreicht werden. Abbildung 25 stellt den Versuchsverlauf für Roggenkorn wasser- und stickstofffrei dar.

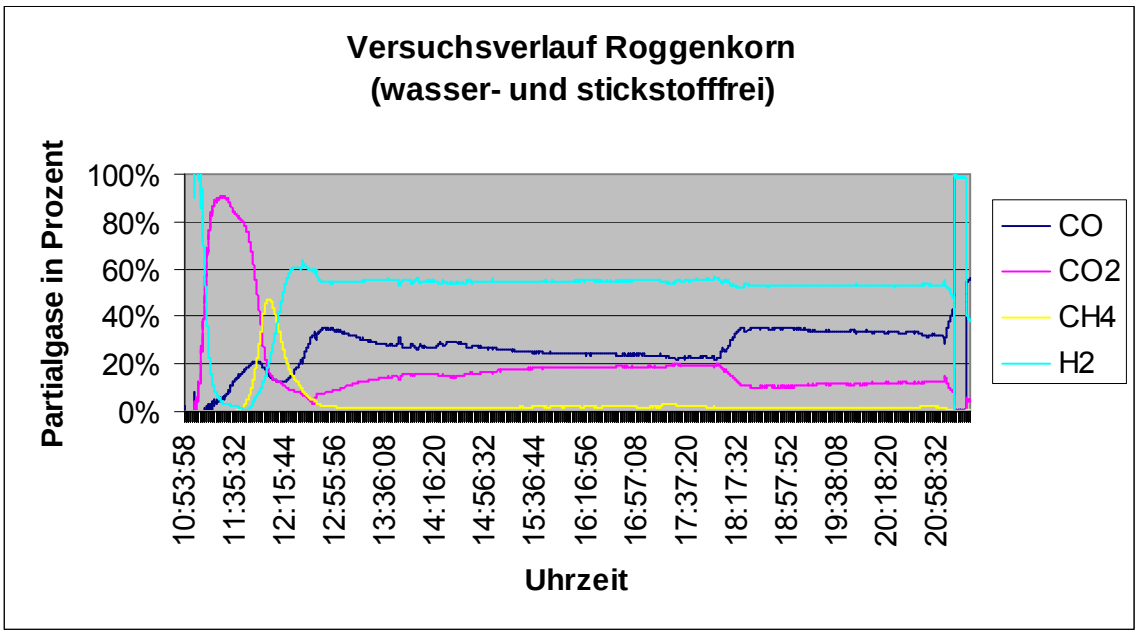

Abb. 25: Versuchsverlauf Roggenkorn (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann gegen 15 ^{05} Uhr und dauerte 129 Minuten mit einer mittleren Temperatur des Ofens von 888 °C sowie 830 °C in der unteren Vergasungszone. Der durchschnittliche Druck betrug 99.231 Pa. Sowohl Druck, Temperatur des Ofens und Gasumsatz verliefen während der Messphase konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone fiel während des Untersuchungszeitraumes geringfügig ab. Die Graphen von Wasserstoff und Methan verliefen kontinuierlich in horizontaler Richtung, Kohlenmonoxid war rückläufig und der Kohlendioxidgraph verlief nahezu symmetrisch zu dem von Kohlenmonoxid. Die Kurven beider Gase drifteten während der Messphase aufeinander zu. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 7,89 l/Min., ein Heizwert von 9,78 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 24,53 % CO, 18,40 % CO_2, 2,11 % CH_4 und 54,95 % H_2 erzielt. Tabelle 15 stellt die während der ersten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.15: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenkorn

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	13,90
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,88
Temperatur Vergasungszone	°C	830
Druck	Pa	99.231
Gasstrom	l/Min.	7,89
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	9,78
Produktgasstrom		
CO	Vol.%	24,53
CO_2	Vol.%	18,40
CH_4	Vol.%	2,11
H_2	Vol.%	54,95

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen während der ersten Messphase wurden als Mittelwerte einer Vierfachbestimmung für CO 24,84 %, CO_2 16,46 %, CH_4 1,89 % und für H_2 56,80 % gemessen.

Für eine zweite Messphase wurde der Druck ab 17 ^{18} Uhr erhöht. Um 17 ^{23} Uhr war die angestrebte Druckhöhe erreicht. Ab 17 ^{30} Uhr begann die Messphase für 30 Minuten. Druck, Umsatz und Temperatur verliefen während der Messphase konstant. Die Temperatur des Ofens betrug während der Messphase durchschnittlich 887 °C und die der unteren Vergasungszone im Mittel 824 °C. Mit einer Erhöhung des Drucks um 7.229 Pa bzw. 7,3 % wurde 8,5 % weniger Gas als zur ersten Messphase produziert. Mit der Druckerhöhung verlief der Wasserstoffgraph mit 0,9 % höherer Konzentration als während der ersten Messphase relativ kontinuierlich horizontal weiter. Der Kohlendioxidgraph verlief mit Beginn der Messphase annähernd konstant in waagerechter Richtung, mit einem um 5,2 % höheren Anteil als in der ersten Messphase. Kohlenmonoxid verlief kontinuierlich horizontal, mit 6,8 % niedrigerer Konzentration als in der ersten Messphase. Die Methankonzentration stieg zunächst an, fiel anschließend zurück und stabilisierte sich mit einer Steigerung von 9,0 % auf höherem Niveau als während der ersten Messphase. Unter den gegebenen Bedingungen wurden für den Versuchszeitraum ein Gasstrom von 7,22 l/Min., ein Heizwert von 9,69 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 22,86 % CO,

19,36 % CO_2, 2,30 % CH_4 und 55,48 % H_2 erzielt. Tabelle 16 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 16: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenkorn

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	13,90
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,88
Temperatur Vergasungszone	°C	824
Druck	Pa	106.460
Gasstrom	l/Min.	7,22
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	9,69
Produktgasstrom		
CO	Vol.%	22,86
CO_2	Vol.%	19,36
CH_4	Vol.%	2,30
H_2	Vol.%	55,48

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die zweite Messphase wurde als GC-Einzelbestimmung für CO 21,71 %, CO_2 18,03 %, CH_4 2,70 % und für H_2 57,56 % gemessen.

Gegen 18 Uhr wurde der Druck annähernd auf das Niveau der ersten Messphase zurückgefahren. Des Weiteren fand ab etwa 18 ^{05} Uhr kontinuierlich eine Erhöhung der Temperatur statt. Gegen 18 ^{27} Uhr war die für den Ofen eingestellte Temperatur von 947 °C erreicht. Mit konstanter Betriebsführung stellte sich wiederum eine stabile Gasproduktion ein (vgl. Abb. 25).
Für eine dritte Messphase wurde der Druck auf durchschnittlich 99.194 Pa reduziert. Die Messphase begann gegen 19 ^{00} Uhr und dauerte 120 Minuten. Die Temperatur des Ofens betrug im Mittel 947 °C und die der unteren Vergasungszone 864 °C. Mit einer Erhöhung um 34 °C war die Temperatur um 4,1 % höher als die Vergasungstemperatur der ersten Messphase. Während der Messphase blieben Ofentemperatur, Druck und Gasproduktion konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone fiel während der Untersuchung ab. Nach Erhöhung der Temperatur stieg die Gasproduktion im Vergleich zur ersten Messphase um 32,9 % an. Die Graphen von Wasserstoff und Methan verliefen konstant in horizontaler Richtung weiter. Der Kohlenmonoxidgraph verlief auf

höherem Niveau als in den beiden ersten Messphasen und fiel im Verlauf geringfügig zurück. Kohlendioxid zeigte eine geringere Konzentration und der Graph verlief während der Messphase leicht ansteigend. Kohlenmonoxid und Kohlendioxid drifteten aufeinander zu. Eine Gegenüberstellung der Ergebnisse des ersten Versuchsabschnittes zeigen, dass mit der Temperaturerhöhung die Wasserstoffkonzentration um 3,6 %, der Kohlendioxidanteil um 36,5 % und der Methangehalt um über 13,3 % zurückgingen. Der Kohlenmonoxidgehalt stieg um 36,7 % an und verlief nahezu symmetrisch zu dem von Kohlendioxid. Unter den gegebenen Bedingungen wurden für den Versuchszeitraum ein Gasstrom von 10,49 l/Min., ein Heizwert von 10,60 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 33,54 % CO, 11,69 % CO_2, 1,83 % CH_4 und 52,94 % H_2 erzielt. Tabelle 17 stellt die während der dritten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.17: Ergebnisse der dritten Messphase von Roggenkorn

Ergebnisse der dritten Messphase (wasser und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	13,90
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,88
Temperatur Vergasungszone	°C	864
Druck	Pa	99.194
Gasstrom	l/Min.	10,49
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	10,60
Produktgasstrom		
CO	Vol.%	33,54
CO_2	Vol.%	11,69
CH_4	Vol.%	1,83
H_2	Vol.%	52,94

(*eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen der dritten Messphase wurden als Mittelwerte einer Dreifachbestimmung für CO 33,19 %, CO_2 10,13 %, CH_4 1,51 % und für H_2 55,18 % gemessen.

Das Reaktorrohr war vollständig mit Biomasse befüllt. In der Vergasungs- und Pyrolysezone bildeten sich leichte Verbackungen sowie Anbackungen an der Reaktorwand. Der größte Anteil der Biomasse lag locker vor. Mit einem verblei-

benden Kohlenstoffanteil von über 77 % wurde Roggenkorn nicht vollständig vergast. Es konnte kein Schmelzen der Asche beobachtet werden.

5.4 Vergasung von Miscanthus

Der Vergasungsversuch begann um 11 [44] Uhr und dauerte 7 Stunden und 5 Minuten. Zu Beginn des Versuches war die Wasserleitung defekt, sodass erst nach 4 Stunden - gegen 14 [46] - Wasserdampf als Vergasungsmedium in den Vergaser geleitet werden konnte. Die Biomasse ließ sich nicht ohne Schwierigkeiten aus dem Trichter in den Vergaser transportieren. Im Vorratsbehälter kam es zu einer Verzahnung der Biomasse und zur Bildung von Brücken. Der Verlauf der Ofentemperatur war mit Erreichen der eingestellten Temperaturen während des Versuches konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone unterlag Schwankungen. Bis zur zweiten Messphase ging die Temperatur von 874 °C auf 830 °C zurück und zur zweiten Untersuchung bis zum Versuchsende verlief der Graph steigend von 859 °C bis 891 °C in waagerechter Richtung weiter. Ab Erhöhung der Temperatur des Ofens für die zweite Messphase wurde diese an die untere Vergasungszone bzw. an die Schüttung weitergegeben. Abbildung 26 stellt den Temperaturverlauf dar.

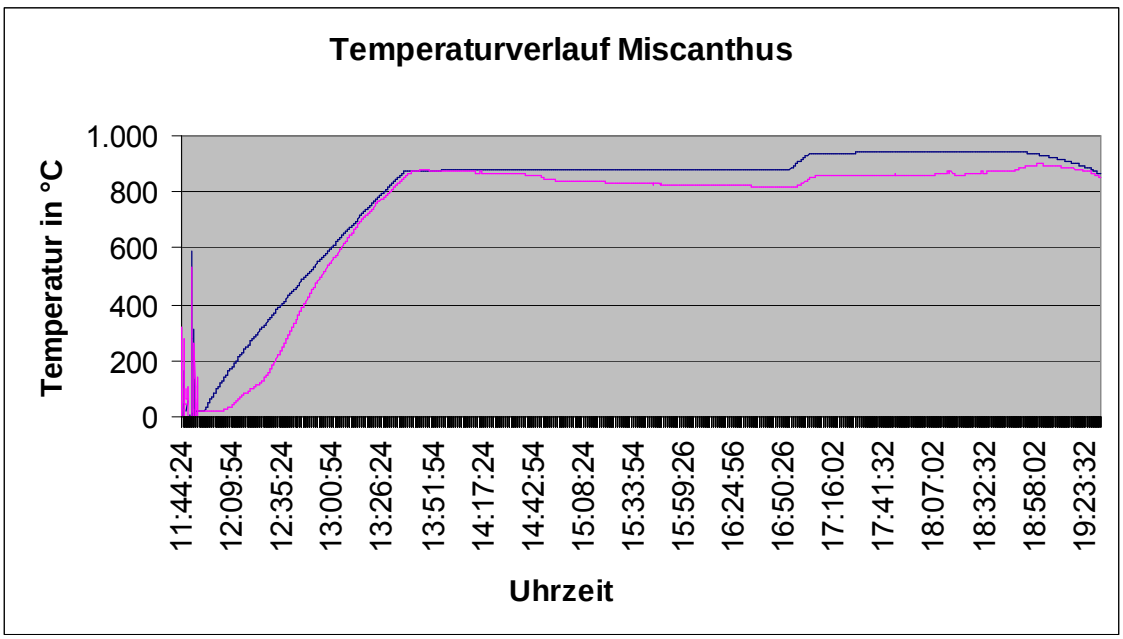

Abb. 26: Temperaturverlauf Miscanthus

Der Druckverlauf und der Gasumsatz waren während des Versuches verhältnismäßig kontinuierlich, zeigten jedoch einzelne Peaks. Nachfolgend sind in Abbildung 27 und 28 der Druckverlauf und Gasvolumenstrom während des Miscanthus Experimentes dargestellt.

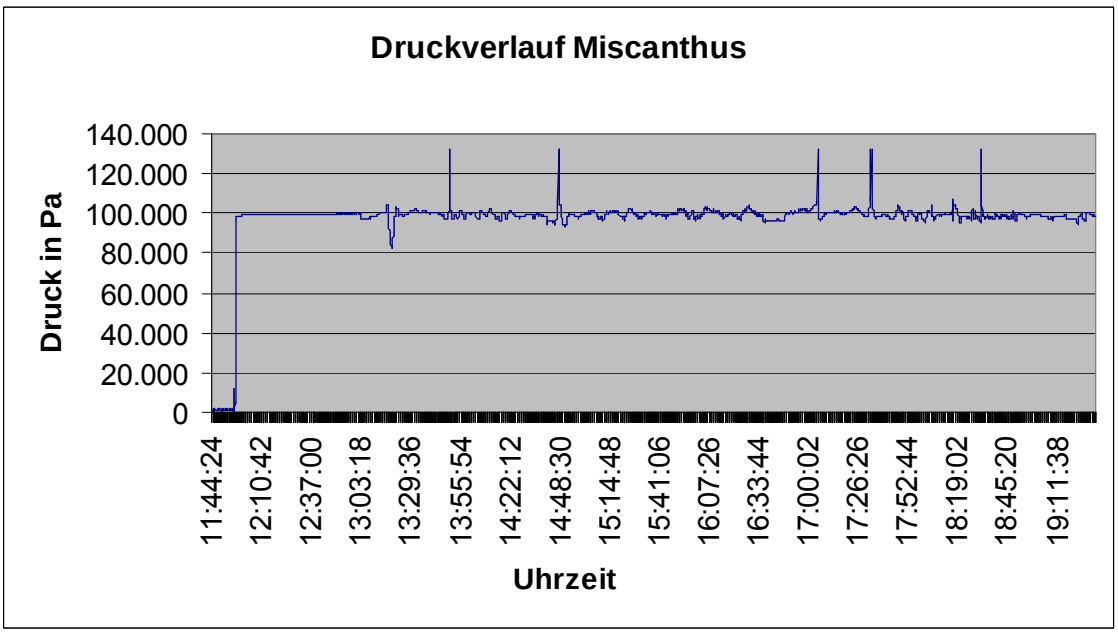

Abb. 27: Druckverlauf Miscanthus

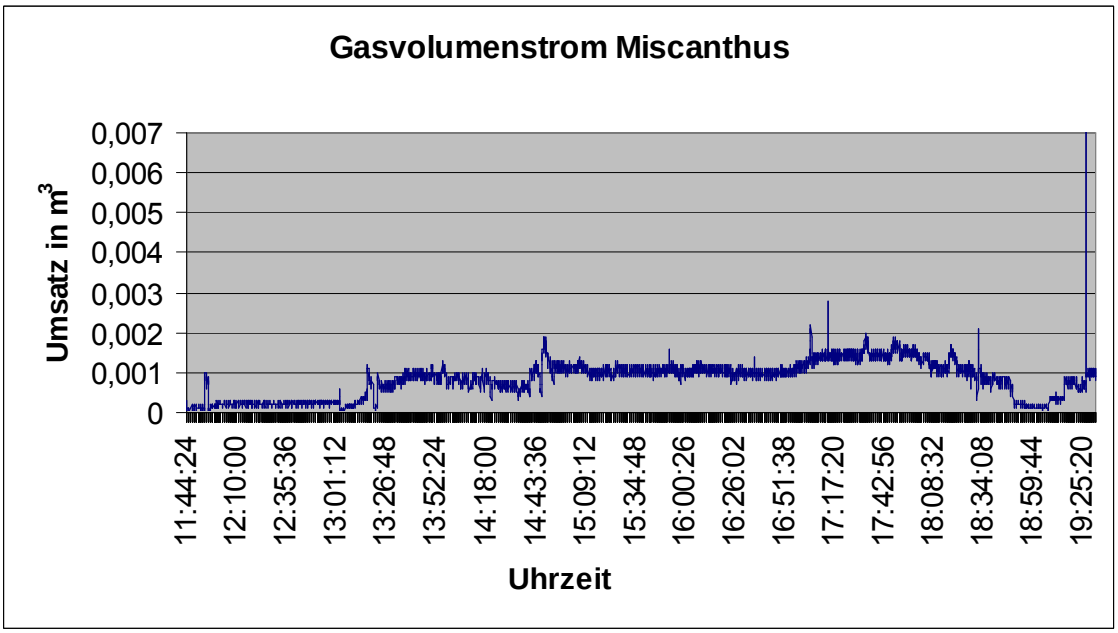

Abb. 28: Gasvolumenstrom Miscanthus

Der Verlauf der einzelnen Gase war durch relativ konstante Phasen sowie Schwankungen gekennzeichnet. Ein stationärer Zustand wurde nach etwa zwei Stunden erreicht. Abbildung 29 stellt den Versuchsverlauf für Miscanthus wasser- und stickstofffrei dar.

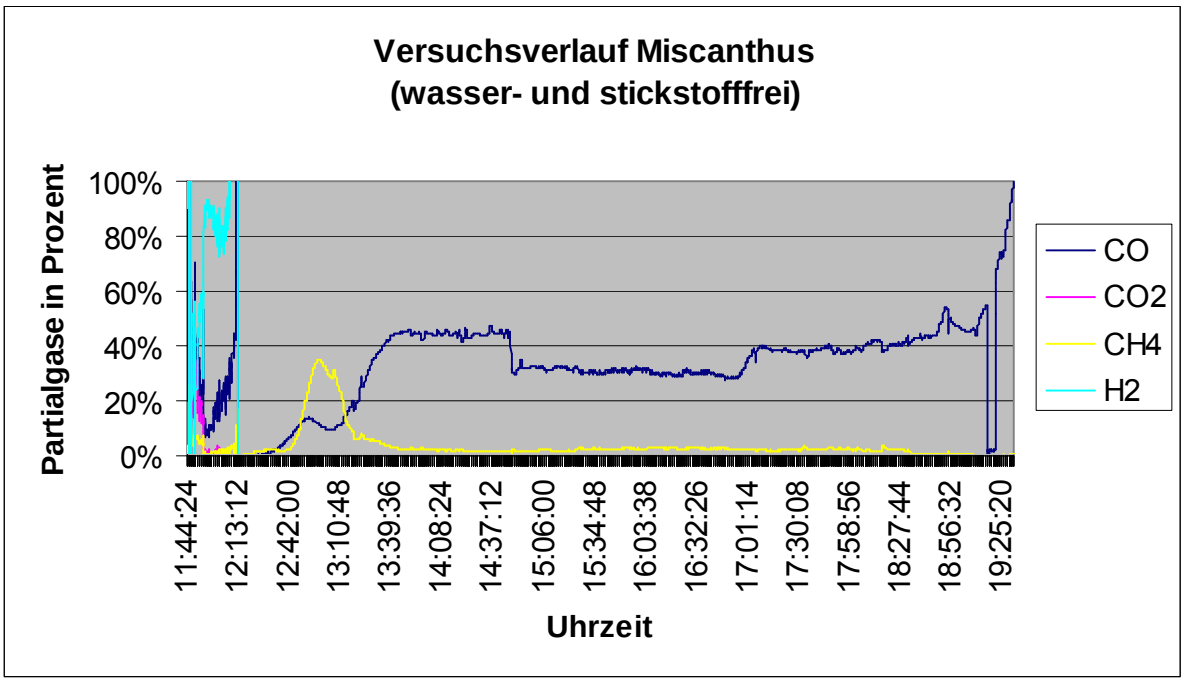

Abb. 29: Versuchsverlauf Miscanthus (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann um 15 ^{00} Uhr und dauerte 1 Stunde und 51 Minuten mit einer durchschnittlichen Temperatur des Ofens von 878 °C sowie 825 °C in der unteren Vergasungszone. Der mittlere Druck betrug 99.365 Pascal. Die Temperatur des Ofens verlief konstant während die Temperatur in der unteren Vergasungszone abfiel. Während der Messphase verlief der Druck relativ kontinuierlich und die Gasproduktion zeigt sich verhältnismäßig konstant. Die Wasserstoff- und Methangraphen verliefen nahezu gleichmäßig in horizontaler Richtung. Kohlenmonoxid verlief kontinuierlich, tendenziell leicht abfallend. Kohlendioxid verlief nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid. Unter den gegebenen Bedingungen wurden für den Versuchszeitraum ein Gasstrom von 9,04 l/Min., ein Heizwert von 10,52 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 30,66 % CO, 13,23 % CO_2, 2,41 % CH_4 und 53,71 % H_2 erzielt. Tabelle 18 stellt die während der ersten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.18: Ergebnisse der ersten Messphase von Miscanthus

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	21,49
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,88
Temperatur Vergasungszone	°C	825
Druck	Pa	99.365
Gasstrom	l/Min.	9,04
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	10,52
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	30,66
CO_2	Vol.%	13,23
CH_4	Vol.%	2,41
H_2	Vol.%	53,71

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen der ersten Messphase wurden als Mittelwerte einer Dreifachbestimmung für CO 28,96 %, CO_2 12,30 %, CH_4 2,52 % und für H_2 56,21 % gemessen.

Für eine zweite Messphase wurde die Temperatur des Ofens gegen 16 ^{55} Uhr erhöht. Mit der Temperaturerhöhung veränderte sich der Verlauf der einzelnen Graphen (vgl. Abb. 29). Die Messphase begann gegen 17 ^{08} Uhr und hatte eine Länge von ca. 66 Minuten. Die Temperatur des Ofens betrug durchschnittlich 940 °C, die der unteren Vergasungszone hatte während der Messphase im Mittel 859 °C und verlief leicht ansteigend. Im Vergleich zur ersten Messphase wurde die Vergasungstemperatur um 34 °C bzw. 4,1 % erhöht. Der Druckverlauf im Reaktor war relativ konstant wies aber einige Peaks auf (vgl. Abb. 27). Die Gasproduktion war, mit Ausnahme von drei großen Peaks, konstant, fiel aber zum Ende der Messphase ab (vgl. Abb. 28). Es wurde 42,2 % mehr Gas als zur ersten Messphase produziert. Der Verlauf von Wasserstoff ist bis zum Ende der Messphase nahezu kontinuierlich in horizontaler Richtung. Die Konzentration war um 4,6 % geringer als zur ersten Messphase. Der Kohlenmonoxidgraph stieg während des Messzeitraumes an und zeigte eine 26,4 % höhere Konzentration als zur ersten Messphase. Kohlendioxid verlief nahezu symmet-

risch zu Kohlenmonoxid mit einer um 40,5 % geringeren Konzentration. Methan verlief mit einem um 11,7 % geringeren Gehalt weitgehend konstant in waagrechter Richtung. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 12,86 l/Min., ein Heizwert von 11,18 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 38,75 % CO, 7,87 % CO_2, 2,13 % CH_4 und 51,24% H_2 erzielt. Tabelle 19 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.19: Ergebnisse der zweiten Messphase von Miscanthus

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	21,49
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,88
Temperatur Vergasungszone	°C	859
Druck	Pa	99.786
Gasstrom	l/Min.	12,86
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,18
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	38,75
CO_2	Vol.%	7,87
CH_4	Vol.%	2,13
H_2	Vol.%	51,24

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen während der zweiten Messphase wurden als Mittelwerte einer Zweifachbestimmung für CO 38,63 %, CO_2 6,37 %, CH_4 2,03 % und für H_2 52,96 % gemessen.

Ein geringer Teil der Asche schmolz und es kam zu Agglomeratbildung. Weiterhin waren Anbackungen an der Reaktorwand zu beobachten. Verbackungen innerhalb der Biomasse waren nicht vorhanden.

5.5 Vergasung von Dinkelspelz

Der Vergasungsversuch begann gegen 11 [47] Uhr und hatte eine Länge von 5 Stunden und 48 Minuten. Für die Gaskomponenten Kohlenmonoxid und Kohlendioxid fielen die Messgeräte bis etwa 13 [28] Uhr aus. Als Vergasungsmedium wurde ab Versuchsbeginn Wasserdampf hinzugefügt. Die Biomasse ließ sich problemlos aus dem Trichter in den Vergaser transportieren. Mit wenigen Ausnahmen verliefen Druck, Temperatur des Ofens sowie der Gasumsatz während des Versuches konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone fiel im Verlauf geringfügig ab. Bis zur dritten Messphase fiel die Temperatur von 850 °C auf 838 °C und für die letzte Messung von 872 °C auf 865 °C zurück. Die höhere Temperatur des Ofens wurde an die untere Vergasungszone weitergegeben. Die folgenden Abbildungen zeigen den Temperatur- und Druckverlauf sowie den Gasvolumenstrom während des Experimentes.

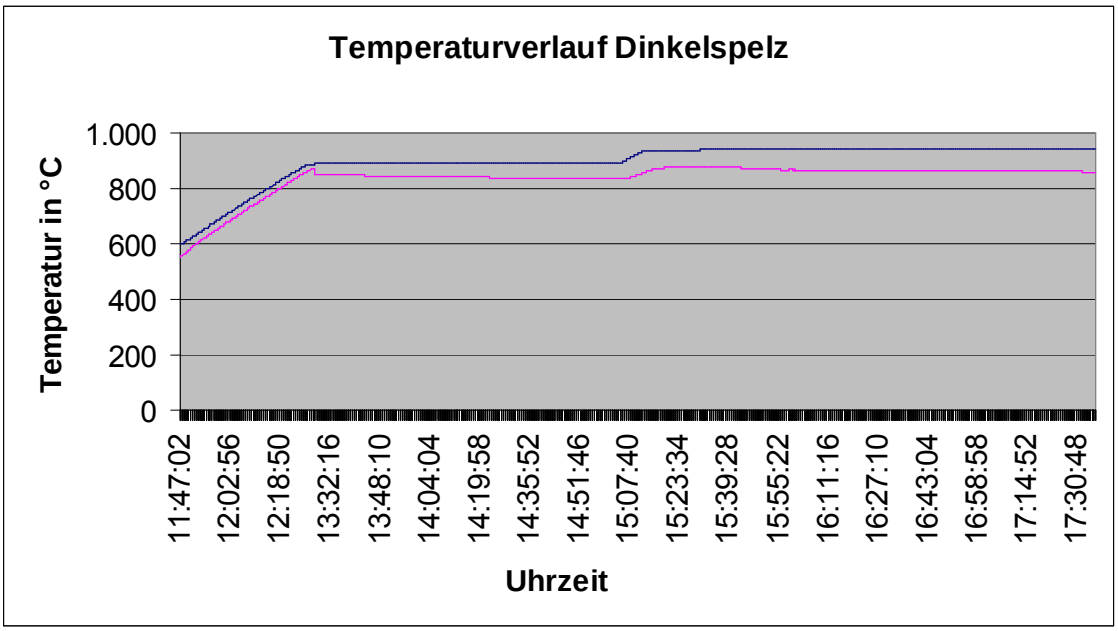

Abb. 30: Temperaturverlauf Dinkelspelz

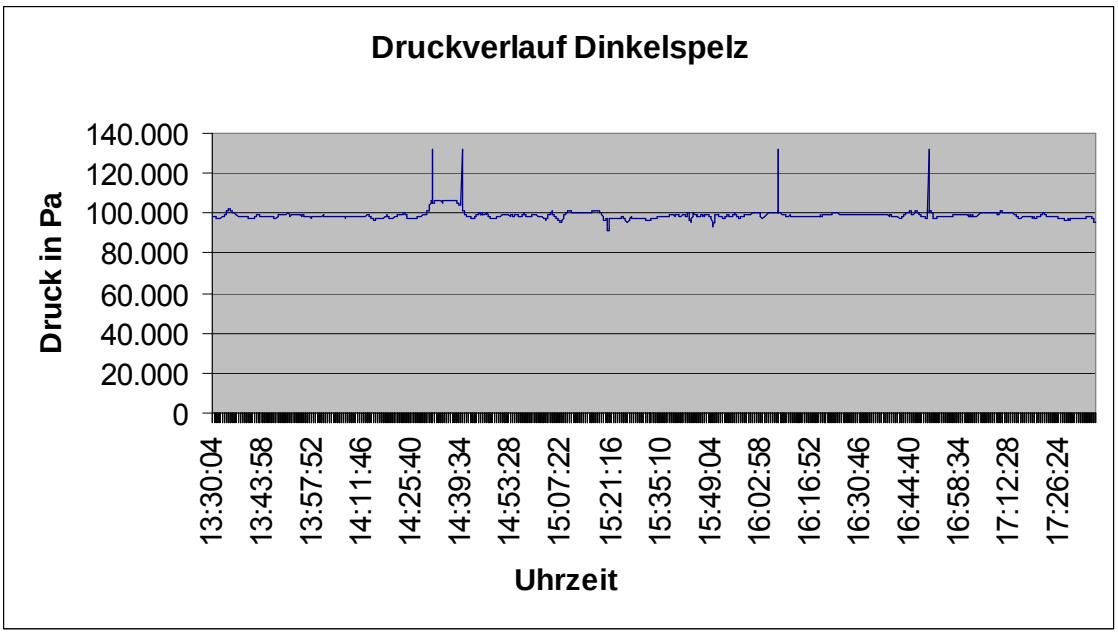

Abb. 31: Druckverlauf Dinkelspelz

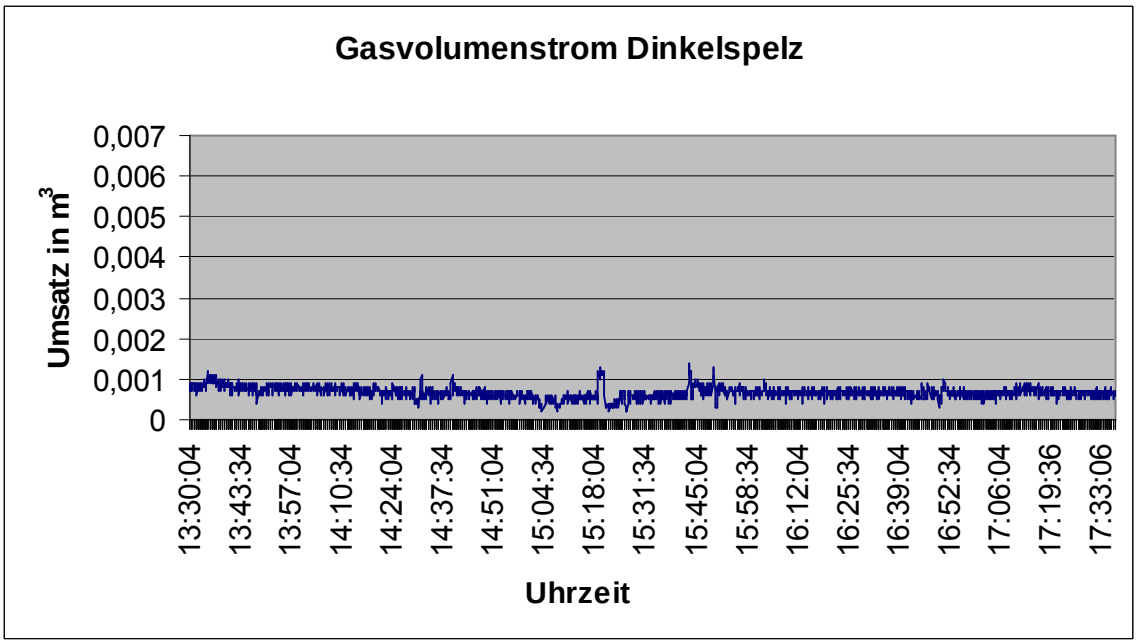

Abb. 32: Gasvolumenstrom Dinkelspelz

Bis auf die Unregelmäßigkeiten, welche durch die Wasserdampfdosierung hervorgerufen wurden, verlief der Wasserstoffgraph während des Versuches relativ konstant. Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan waren durch Schwankungen gekennzeichnet. Auch hier war der Einfluss der Wasserdampfdosierung

erkennbar. Ein stationärer Zustand wurde nach etwa einer Stunde und 40 Minuten erreicht. Abbildung 33 stellt den Versuchsverlauf für Dinkelspelz wasser- und stickstofffrei dar.

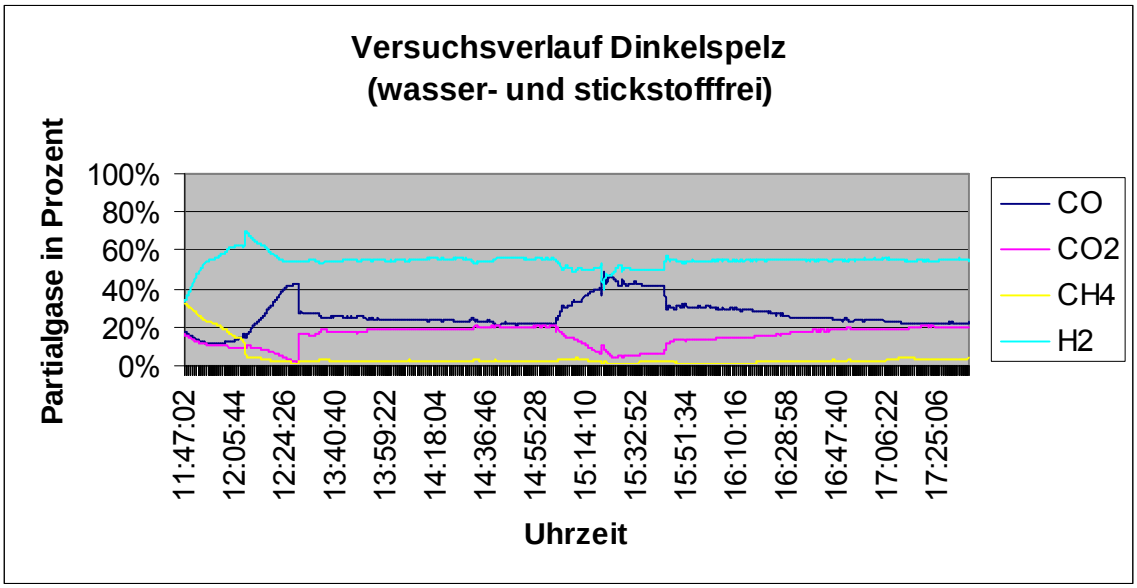

Abb. 33: Versuchsverlauf Dinkelspelz (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann gegen 13 [30] Uhr und dauerte etwa 60 Minuten mit einer mittleren Temperatur des Ofens von 893 °C sowie 843 °C in der unteren Vergasungszone. Der durchschnittliche Druck betrug 98.441 Pa. Temperatur des Ofens, Druck und Gasproduktion verliefen während der ersten Messphase relativ konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone fiel während der ersten Messphase von 850 °C auf 838 °C ab. Bis auf leichte Unregelmäßigkeiten zu Beginn der Messung verliefen die Graphen für Wasserstoff und Methan relativ kontinuierlich in horizontaler Richtung. Kohlenmonoxid fiel zur Messphase ab, während Kohlendioxid nahezu symmetrisch verlief. Wie Wasserstoff und Methan hatten beide Graphen zu Beginn der Messung einen Knick im Verlauf und drifteten im weiteren Prozess aufeinander zu. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 6,39 l/Min., ein Heizwert von 9,84 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 24,56 % CO, 18,26 % CO_2, 2,23 % CH_4 und 54,95 % H_2 erzielt. Tabelle 20 stellt die während der ersten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.20: Ergebnisse der ersten Messphase von Dinkelspelz

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	11
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,58
Temperatur Vergasungszone	°C	843
Druck	Pa	98.441
Gasstrom	l/Min.	6,39
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	9,84
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	24,56%
CO_2	Vol.%	18,26%
CH_4	Vol.%	2,23%
H_2	Vol.%	54,95%

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die erste Messphase stand eine GC-Analyse zur Verfügung. Für CO wurde 23,23 %, CO_2 19,70 %, CH_4 1,97 % und für H_2 55,11 % gemessen.

Für eine zweite Messphase wurde der Druck gegen 14 ^{30} Uhr für etwa 10 Minuten um 7,6 % auf durchschnittlich 105.929 Pa erhöht. Die Temperatur des Ofens betrug während der Messphase im Mittel 893 °C und die der unteren Vergasungszone 838 °C. Temperatur, Druck sowie Gasproduktion verliefen relativ konstant. Nach der Druckerhöhung wurde bei dieser Messvariante eine geringere Gasmenge produziert. Im Vergleich zur ersten Messphase wurde der Gasumsatz um 16,7 % reduziert. Bei Betrachtung des Versuchsverlaufs war festzustellen, dass die Wasserstoff- und Kohlendioxidkonzentrationen mit Druckerhöhung zunächst einknickten und anschließend wieder anstiegen. Der Wasserstoffgraph stieg an hatte aber mit erreichen des Messendes noch kein konstantes Niveau erreicht. Die Konzentration war um 1,3 % geringer als die des Vorversuches. Der Graph für Kohlenmonoxid stieg an, fiel anschließend ab und verlief kontinuierlich in waagrechter Richtung mit einer um 4,7 % geringerer Konzentration als im Vergleich zum Vorversuch weiter. Kohlendioxid verlief nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid mit einer um 8,9 % höherer Konzentration als zur ersten Messphase. Methan stieg an, verblieb während der Messphase

auf höherem Niveau und verlief in horizontaler Richtung. Im Vergleich zum Vorversuch wurden 10,7 % mehr Methan gemessen. Unter den gegebenen Bedingungen wurden für den Versuchszeitraum ein Gasstrom von 5,32 l/Min., ein Heizwert von 9,70 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 23,41 % CO, 19,91 % CO_2, 2,47 % CH_4 und 54,21 % H_2 erzielt. Tabelle 21 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.21: Ergebnisse der zweiten Messphase von Dinkelspelz

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	11
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,58
Temperatur Vergasungszone	°C	838
Druck	Pa	105.929
Gasstrom	l/Min.	5,32
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	9,70
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	23,41%
CO_2	Vol.%	19,91%
CH_4	Vol.%	2,47%
H_2	Vol.%	54,21%

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die zweite Messphase wurde keine GC-Analyse durchgeführt.

Gegen 14 ^{40} Uhr wurde der Druck annähernd auf das Niveau der ersten Messphase zurückgefahren. Des Weiteren wurde um 15 Uhr die Wasserdampfzufuhr unterbrochen und um 15 ^{05} Uhr die Temperatur des Ofens erhöht. Gegen 15 ^{21} Uhr war die am Ofen eingestellte Temperatur von 942 °C erreicht. Um 15 ^{42} Uhr wurde die Wasserdampfzufuhr wieder aktiviert. Mit konstanten Bedingungen stellte sich wiederum eine stabile Gasproduktion ein.
Für eine dritte Messphase wurde der Druck auf durchschnittlich 99.057 Pa reguliert. Die Temperatur in der unteren Vergasungszone wurde im Vergleich zur ersten Messung um 23 °C bzw. 2,7 % auf 866 °C erhöht. Die Ofentemperatur betrug im Mittel 942 °C. Die Messung begann um 15 ^{48} Uhr und dauerte etwa 61 Minuten. Die Temperatur der unteren Vergasungszone fiel während der Un-

tersuchung von 872 °C auf 865 °C ab. Bis auf einige Peaks waren Druckverlauf und Gasproduktion während der Messphase konstant. Im Vergleich zur ersten Messphase wurden bei dieser Variante 17,0 % weniger Produktgas erzeugt. Von Beginn der dritten Messphase an, verlief die Wasserstoffkonzentration relativ konstant in horizontaler Richtung weiter. Im Vergleich mit der zweiten und dritten Messung zeigten sich nur geringe Unterschiede. Die Kohlenmonoxidkonzentration war höher als bei den ersten beiden Messphasen und fiel im laufenden Versuch ab. Im Vergleich zur ersten Messung stieg der Gehalt um 12,9 % an. Der Kohlendioxidgehalt war geringer als bei den beiden ersten Messphasen und verlief nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid. Die Konzentration war im Vergleich zum ersten Versuch um 13,9 % geringer. Die Methankonzentration war niedriger als die der Vorversuche, stieg aber während des Versuchsverlaufs leicht an. Verglichen mit der ersten Messphase wurden 20,6 % weniger Methan gemessen. Für die dritte Messphase wurde ein Gasstrom von 5,30 l/Min., ein Heizwert von 10,05 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 27,73 % CO, 15,72 % CO_2, 1,77 % CH_4 und 54,77 % H_2 erzielt. Tabelle 22 stellt die während der dritten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 22: Ergebnisse der dritten Messphase von Dinkelspelz

Ergebniss der dritten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	11
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	2,58
Temperatur Vergasungszone	°C	866
Druck	Pa	99.057
Gasstrom	l/Min.	5,30
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	10,05
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	27,73%
CO_2	Vol.%	15,72%
CH_4	Vol.%	1,77%
H_2	Vol.%	54,77%

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die dritte Messphase standen zwei GC-Analysen zur Verfügung. Hierbei wurde als Mittelwert für CO 26,81 %, CO_2 16,65 %, CH_4 1,57 % und für H_2 54,96 % gemessen.

Das Reaktorrohr war vollständig mit Biomasse befüllt. In der Vergasungs- und Pyrolysezone bildeten sich Anbackungen und Verbackungen. Der größte Teil der Biomasse lag locker vor. Es konnte kein Schmelzen der Asche beobachtet werden.

5.6 Vergasung von Hanf

Der Vergasungsversuch begann gegen 12 [21] Uhr und hatte eine Länge von 5 Stunden und 49 Minuten. Als Vergasungsmedium wurde nach etwa 1 Stunde und 35 Minuten - gegen 13 [56] - Wasserdampf hinzugefügt. Der Biomassetransport aus dem Trichter in den Reaktor stellte sich als sehr problematisch dar. Aus diesem Grund wurde der Vergaser zu Beginn des Versuches direkt mit Biomasse befüllt. Die Biomassedosierung begann um 13 Uhr. Der Temperaturverlauf des Ofens war mit erreichen der eingestellten Temperaturen während des Versuches konstant. Die Erhöhung der Temperatur für eine zweite Messphase stellte sich als unzureichend heraus und wurde nicht an die untere Vergasungszone weitergegeben. Die Reaktortemperatur fiel während des Versuchsverlaufes ab. Abbildung 34 stellt den Temperaturverlauf während des Versuches dar.

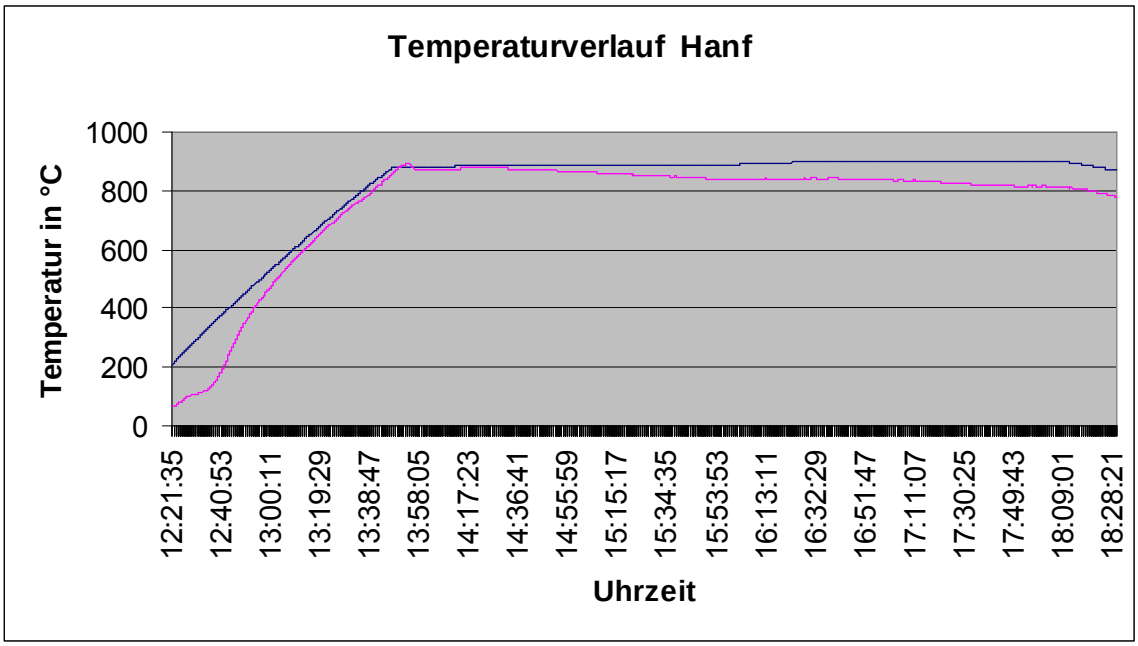

Abb. 34: Temperaturverlauf Hanf

Der Druck war, bis auf einen Peak im Versuchsverlauf, weitgehend konstant. Der Umsatz kennzeichnete sich durch Schwankungen zu Versuchsbeginn sowie durch kontinuierliche Phasen. Nachfolgend sind in Abbildung 35 und 36 der Druckverlauf und der Gasumsatz dargestellt.

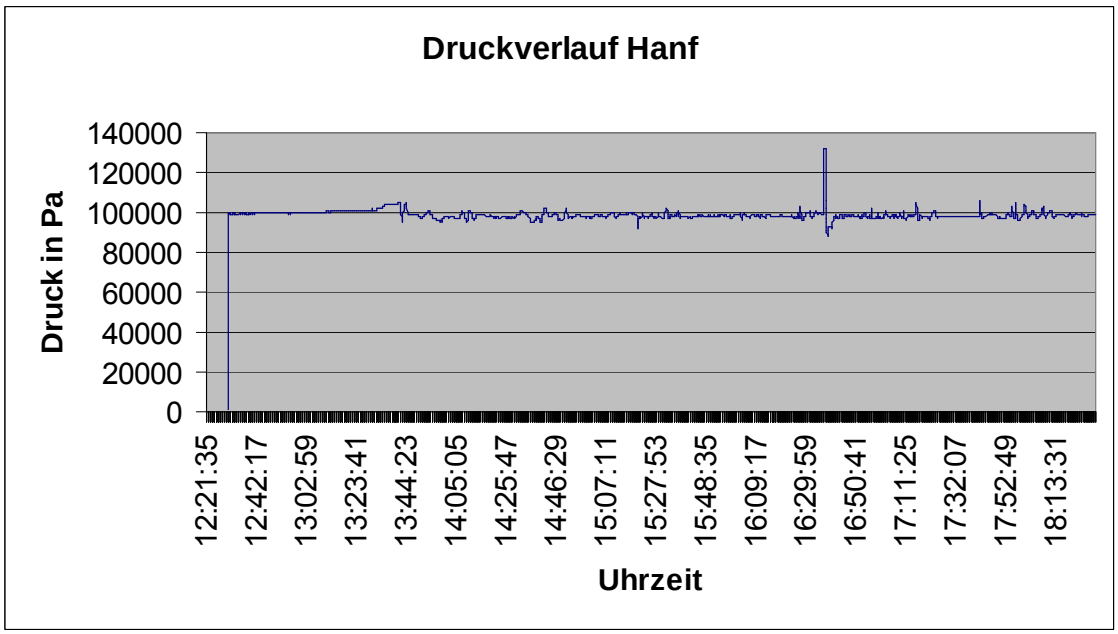

Abb. 35: Druckverlauf Hanf

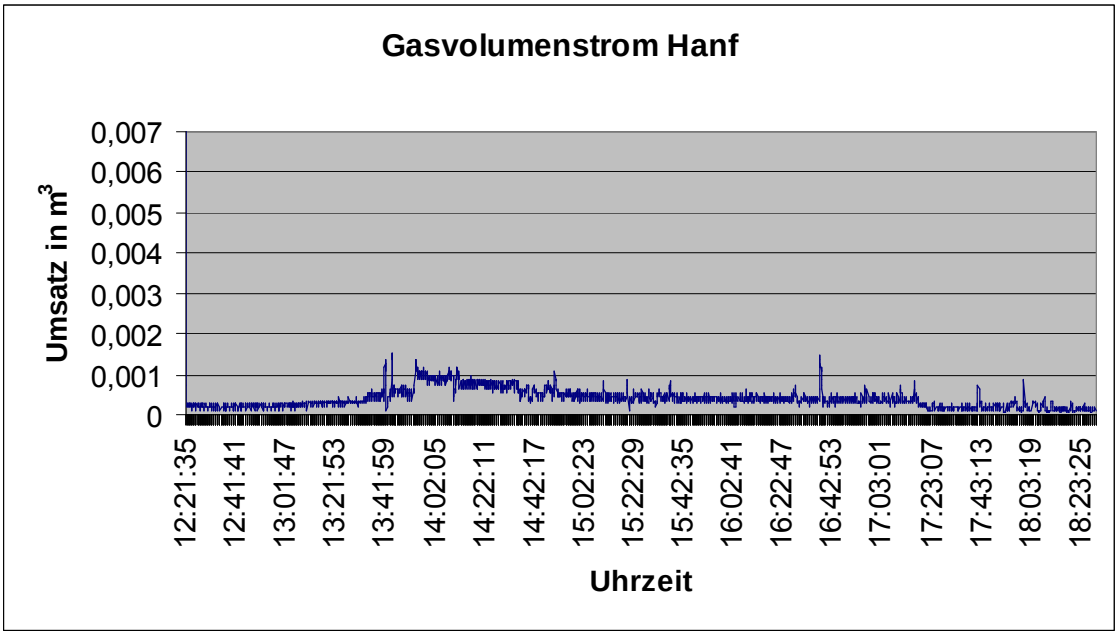

Abb. 36: Gasvolumenstrom Hanf

Der Verlauf der einzelnen Gase war mit einigen Ausnahmen relativ konstant. Eine stationäre Phase wurde nach etwa vier Stunden erreicht. Abbildung 37 stellt den Versuchsverlauf für Hanf wasser- und stickstofffrei dar.

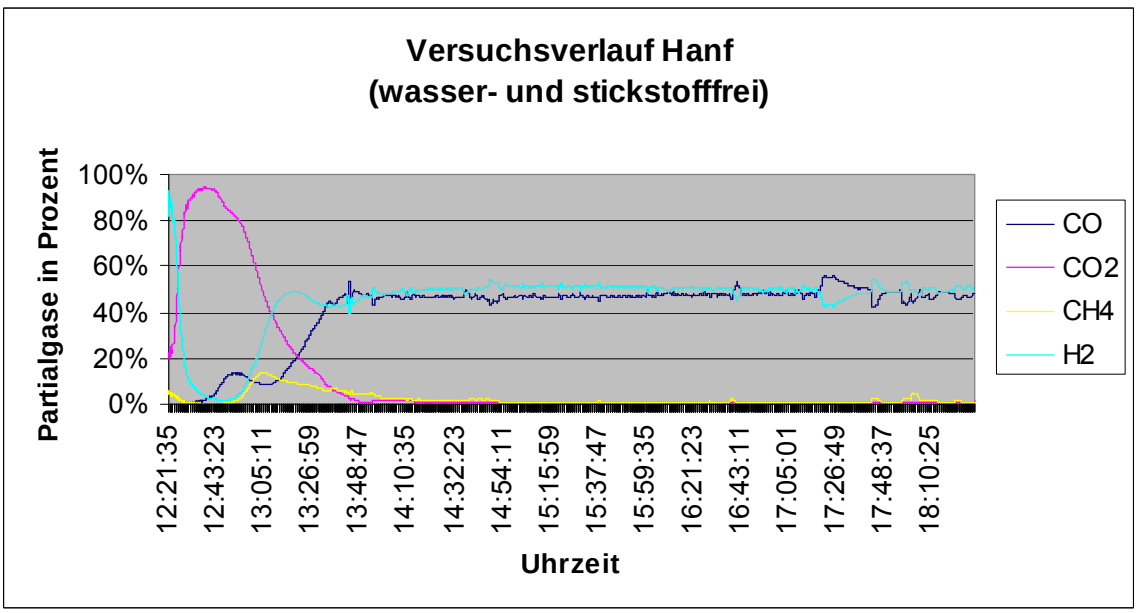

Abb. 37: Versuchsverlauf Hanf (wasser- und stickstofffrei)

Die Messphase begann um 15 ^{46} Uhr und dauerte 1 Stunde und 15 Minuten. Während der Messphase war der Temperaturverlauf relativ konstant (vgl. Abb. 34). Druck sowie Gasproduktion verliefen, bis auf einen Peak gegen 16 ^{37} Uhr annähernd kontinuierlich. Die durchschnittliche Temperatur des Ofens betrug 894 °C und in der Vergasungszone 841 °C. Der Druck wurde mit 98.228 Pa gemessen. Während der Messphase verliefen die Graphen der einzelnen Gaskomponenten relativ kontinuierlich. Gegen 16 ^{37} Uhr war ein starker Druckanstieg zu verzeichnen (vgl. Abb. 35). Etwa zur gleichen Zeit stieg der Volumengasstrom an (vgl. Abb. 36). Der plötzliche Druckanstieg wirkte sich direkt auf die Gaskonzentrationen aus. Kohlenmonoxid und Methan stiegen kurzfristig an, gingen aber im weiteren Verlauf annährend auf das Vorniveau zurück. Wasserstoff und Kohlenmonoxid knickten ein und gingen während der Messphase ebenfalls auf das Vorniveau zurück (vgl. Abb. 37).

Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 2,92 l/Min., ein Heizwert von 11,76 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 47,83 % CO, 0,96 % CO_2, 0,76 % CH_4 und 50,46 % H_2 erzielt. Tabelle 23 stellt die während der Messphase ermittelten Ergebnisse.

Tab.23: Ergebnisse der Messphase von Hanf

Ergebnisse der Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	10,6
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	4,16
Temperatur Vergasungszone	°C	841
Druck	Pa	98.228
Gasstrom	l/Min.	2,92
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,76
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	47,83
CO_2	Vol.%	0,96
CH_4	Vol.%	0,76
H_2	Vol.%	50,46

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Während der Messphase wurden für die GC-Analysen als Mittelwerte einer Zweifachbestimmung für CO 46,63 %, CO_2 0,74 %, CH_4 0,91 % und für H_2 51,72 % gemessen.

Gegen 17 ^{18} Uhr wurde die Wasserdampfzufuhr eingestellt. Weitere Messphasen unter veränderten Parametern wie „Druck“ und „Temperatur“ konnten nicht durchgeführt werden. In der Trocknungszone des Reaktors kam es zu Brückenbildung und Anbackungen an der Reaktorwand. Der Transportweg der Biomasse in den Reaktor war mit verdichteter Biomasse verstopft. In der Vergasungs- und Pyrolysezone bildeten sich zum Teil erhebliche Verbackungen. Es konnte kein Schmelzen der Asche beobachtet werden.

5.7 Vergasung von Maispressgut

Die Vergasung von Maispressgut war der erste Versuch der Feuchtgutlinie. Zu Beginn der Versuchsreihe wurde das Fördersystem verwendet, welches auch für die trockenen Energieträger zum Einsatz kam. Der erste Vergasungsversuch musste nach 6 Stunden und 15 Minuten abgebrochen werden, da mit dem vorhandenen Fördersystem der Transport der Biomasse in den Reaktor ungenügend war. Dies führte zum Umbau der vorhandenen Fördertechnik. Für den zweiten Maisversuch sowie für Roggen- und Hanfpressgut wurde eine Zweischieberschleuse verwendet. Diese Fördertechnik führte zu einer unkontinuierlicheren Reaktorbeschickung.

Der Vergasungsversuch begann gegen 10 ^{32} Uhr und hatte eine Länge von 10 Stunden und 8 Minuten. Als Vergasungsmedium diente das biomasseeigene Wasser. Für die Gaskomponenten Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan fielen die Messgeräte bis 17 ^{12} Uhr aus, sodass erst ab diesem Zeitpunkt eine Auswertung der Online Messung erfolgen konnte (vgl. Abb. 41). Zu diesem Zeitpunkt war die Temperatur des Ofens bereits für die zweite Messphase erhöht worden. Für die Online-Messungen stand dementsprechend eine Messphase zur Verfügung. Der Verlauf für Wasserstoff, Kohlendioxid und Methan war während des Versuches leicht ansteigend, während Kohlenmonoxid abfiel. Der Temperaturverlauf des Ofens war mit Erreichen der eingestellten Temperaturen während des Versuches konstant. Die Temperatur der unteren Vergasungszone, der Druckverlauf und die Gasproduktion zeigten sich zu Beginn unruhig, gingen aber mit zunehmendem Verlauf in eine stabilere Phase

über. Nach der Temperaturerhöhung des Ofens für die zweite Messphase und die Weitergabe an den Vergaser fiel die Temperatur in der unteren Vergasungszone bis zum Versuchsende von 854 °C auf 844 °C zurück. Die folgenden Abbildungen stellen den Temperatur- und Druckverlauf, den Gasumsatz sowie die Entwicklung der Gase während des Experimentes dar.

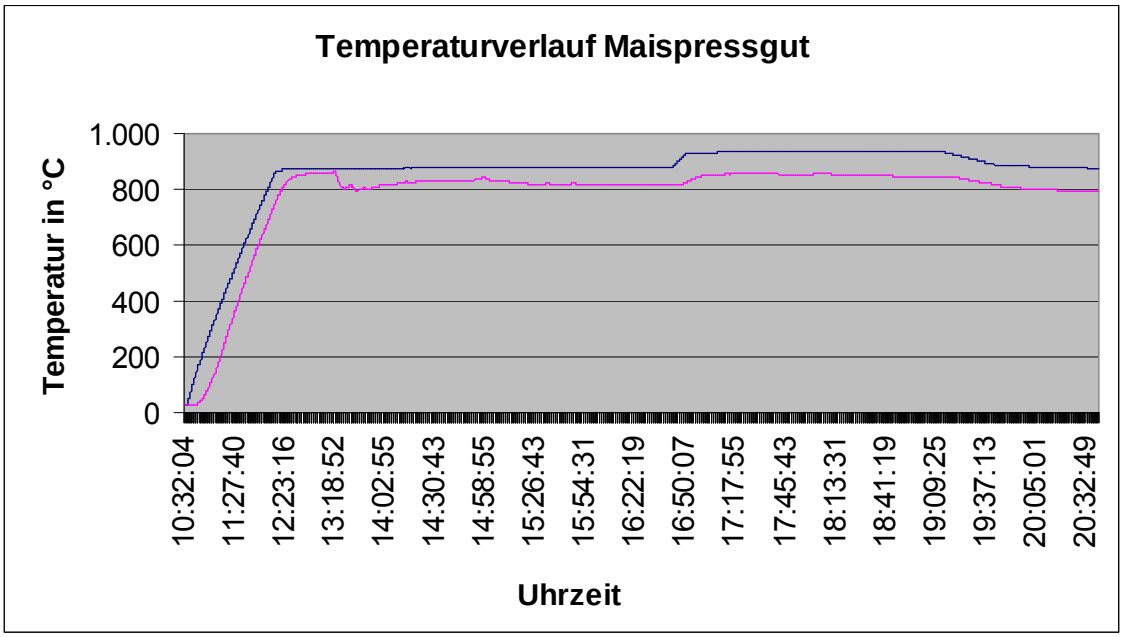

Abb. 38: Temperaturverlauf Maispressgut

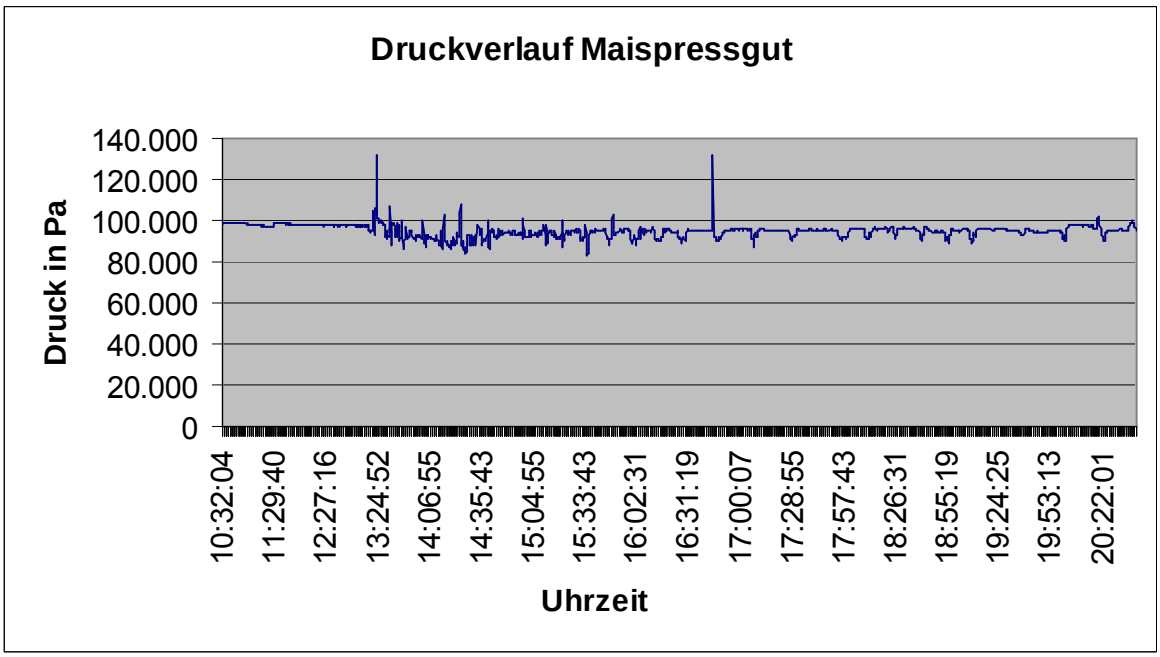

Abb. 39: Druckverlauf Maispressgut

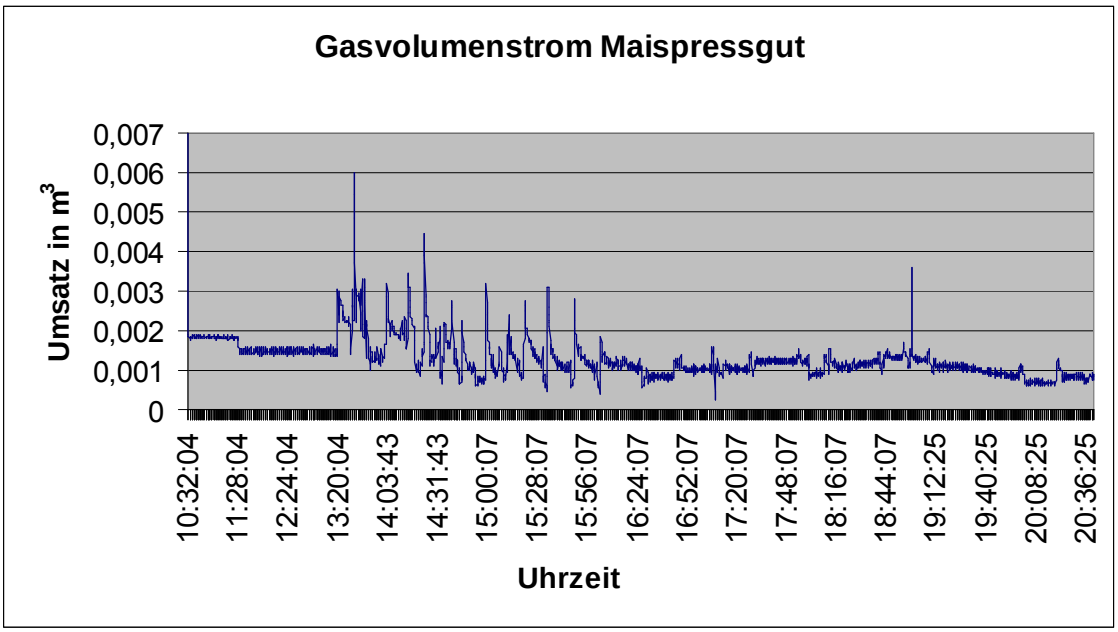

Abb. 40: Gasvolumenstrom Maispressgut

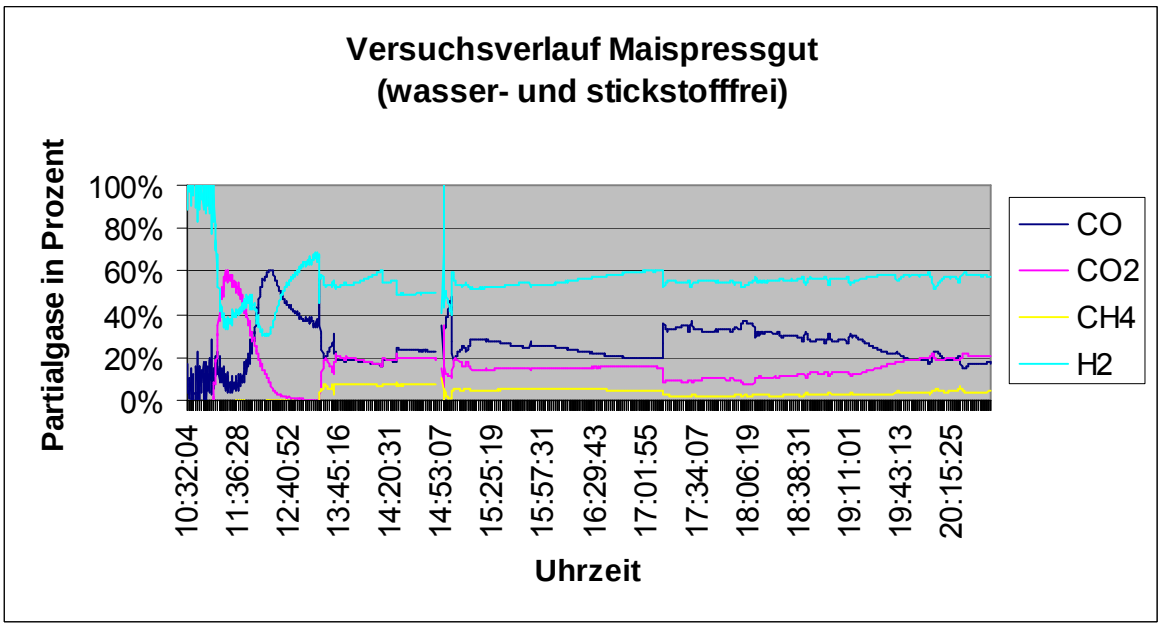

Abb. 41: Versuchsverlauf Maispressgut (wasser- und stickstofffrei)

Die Messphase begann um 17 [13] Uhr und hatte einen Zeitraum von 77 Minuten mit einer mittleren Temperatur des Ofens von 935 °C sowie 853 °C in der unteren Vergasungszone. Der durchschnittliche Druck betrug 94.789 Pa. Die Temperatur der unteren Vergasungszone fiel ab, der Druck und die Gasproduktion

verliefen, mit einigen Ausnahmen, kontinuierlich. Zur Messphase waren die Graphen für Wasserstoff und Methan leicht ansteigend, während Kohlenmonoxid abfiel und Kohlendioxid nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid verlief. Unter den gegebenen Bedingungen wurden für den Versuchszeitraum ein Gasstrom von 5,31 l/Min., ein Heizwert von 10,93 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 32,95 % CO, 9,67 % CO_2, 2,30 % CH_4 und 55,09 % H_2 erzielt. Tabelle 24 stellt die während der Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab.24: Ergebnisse der Messphase von Maispressgut

Ergebnisse der Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	46
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	-
Temperatur Vergasungszone	°C	853
Druck	Pa	94.789
Gasstrom	l/Min.	5,31
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	10,93
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	32,95
CO_2	Vol.%	9,67
CH_4	Vol.%	2,30
H_2	Vol.%	55,09

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Während der Messphase wurden für die GC-Analysen an CO 32,58 %, CO_2 11,26 %, CH_4 2,02 % und für H_2 54,14 % gemessen.

In der Vergasungs- und Pyrolysezone bildeten sich leichte Verbackungen von lockerem Verband und in der Trocknungszone rohrförmige Anbackungen an der Reaktorwand. Es konnte kein Schmelzen der Asche beobachtet werden.

5.8 Vergasung von Roggenpressgut

Der Vergasungsversuch begann gegen 10 [41] Uhr und hatte eine Länge von 9 Stunden und 35 Minuten. Als Vergasungsmedium diente das biomasseeigene Wasser. Mit Erreichen der für die jeweilige Messphase eingestellten Temperatur, blieb die Temperatur des Ofens während des Versuches konstant. Während der ersten Temperaturstufe fiel die Temperatur der unteren Vergasungszone ab, stabilisierte sich aber im weiteren Verlauf. Nach der Erhöhung der Ofentemperatur für eine zweite Messphase und die Weitergabe an den Vergaser war der Temperaturverlauf in der unteren Vergasungszone konstant. Abbildung 42 stellt den Temperaturverlauf dar.

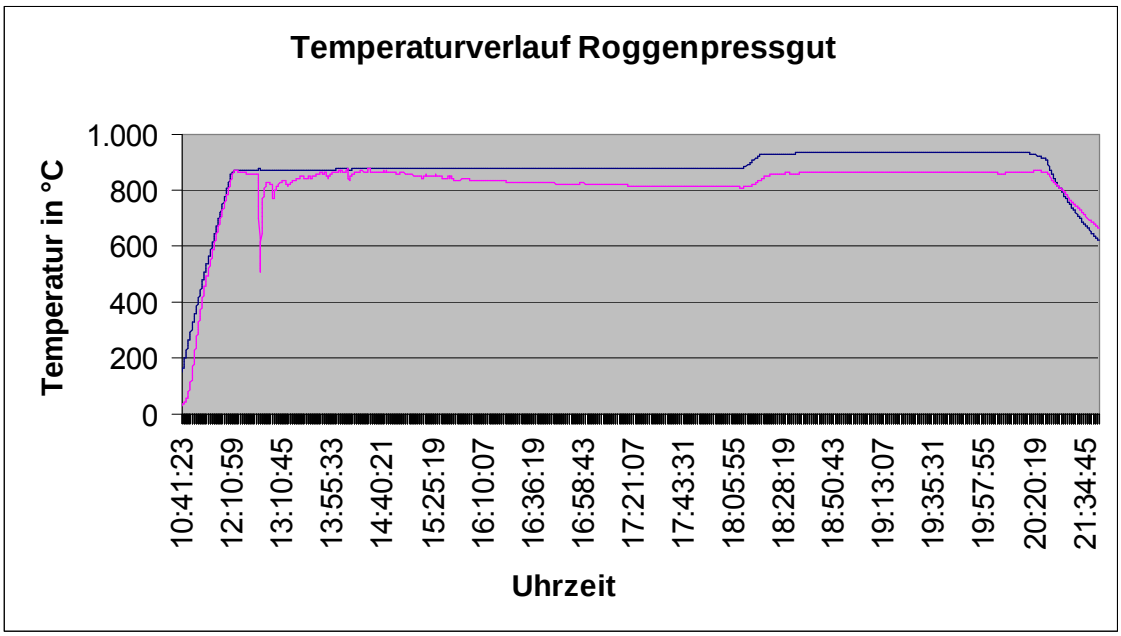

Abb. 42: Temperaturverlauf Roggenpressgut

Der Druckverlauf war durch schnell ansteigende, hohe Drücke gekennzeichnet. Die Gasproduktion zeigte sich zu Beginn des Versuches stark schwankend und ging allmählich in eine konstante Phase über. Nachfolgend sind in Abbildung 43 und 44 der Druckverlauf und die Gasproduktion dargestellt.

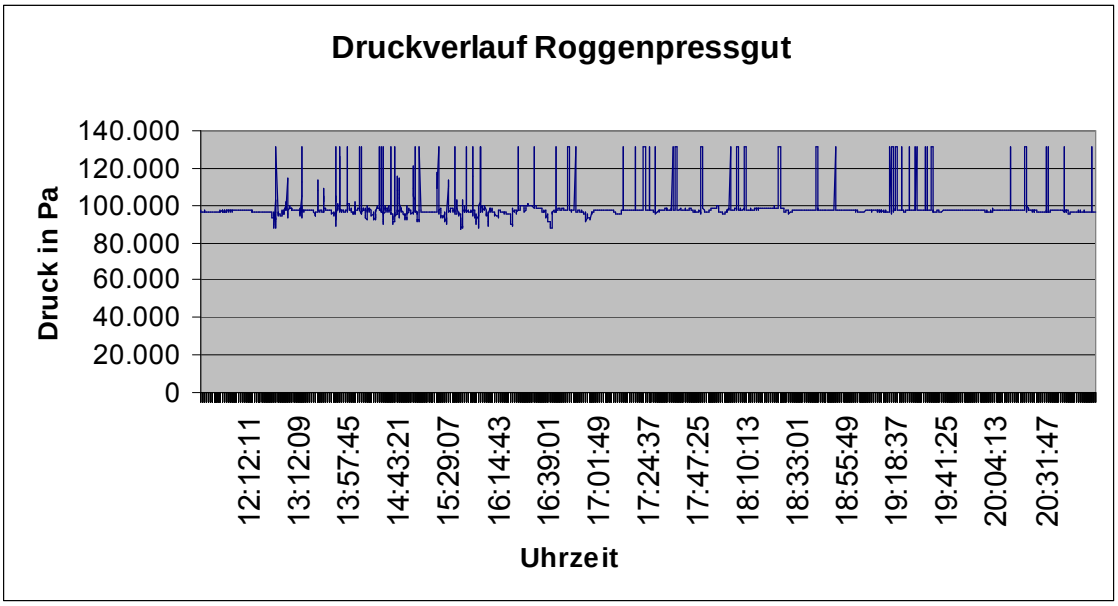

Abb. 43: Druckverlauf Roggenpressgut

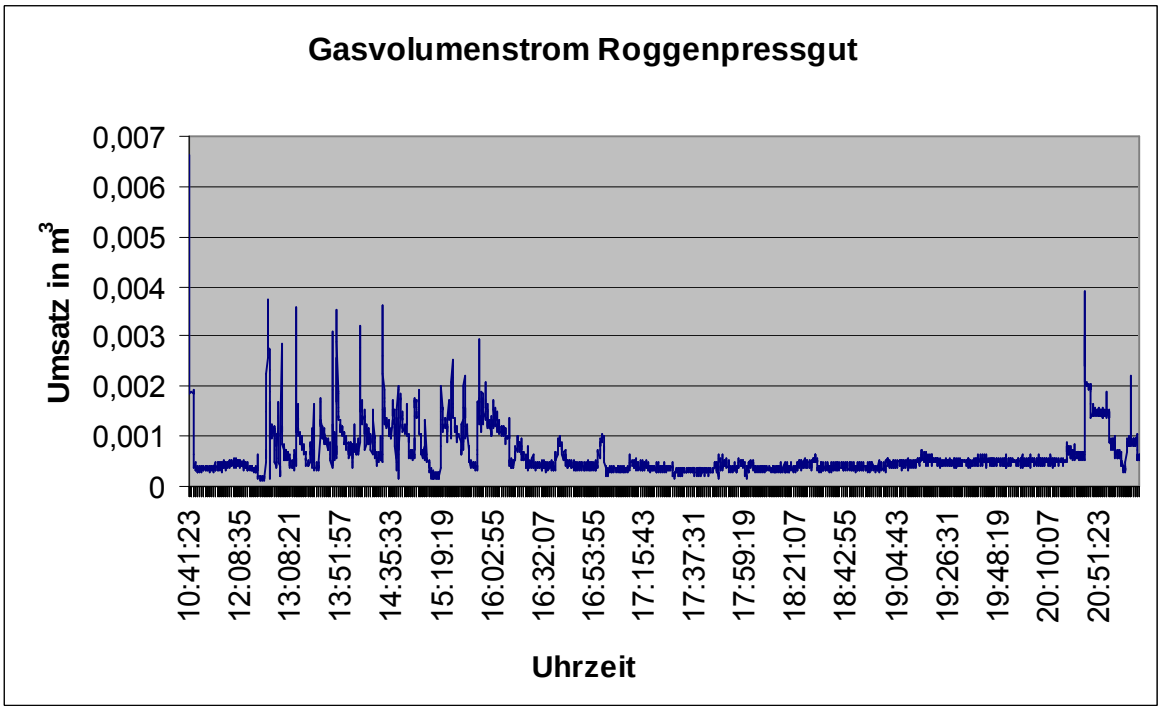

Abb. 44: Gasvolumenstrom Roggenpressgut

Der Lauf der einzelnen Gase ging während des Versuches von einem stürmischen in einen ruhigeren Verlauf über. Anschließend verlief der Wasserstoffgraph auf nahezu konstantem Niveau, während die Kohlenmonoxid-, Kohlendi-

oxid- und Methankonzentrationen größeren Schwankungen unterlagen. Eine stationäre Phase wurde nach 6 Stunden und 40 Minuten erreicht. Abbildung 45 stellt den Versuchsverlauf für Roggenpressgut wasser- und stickstofffrei dar.

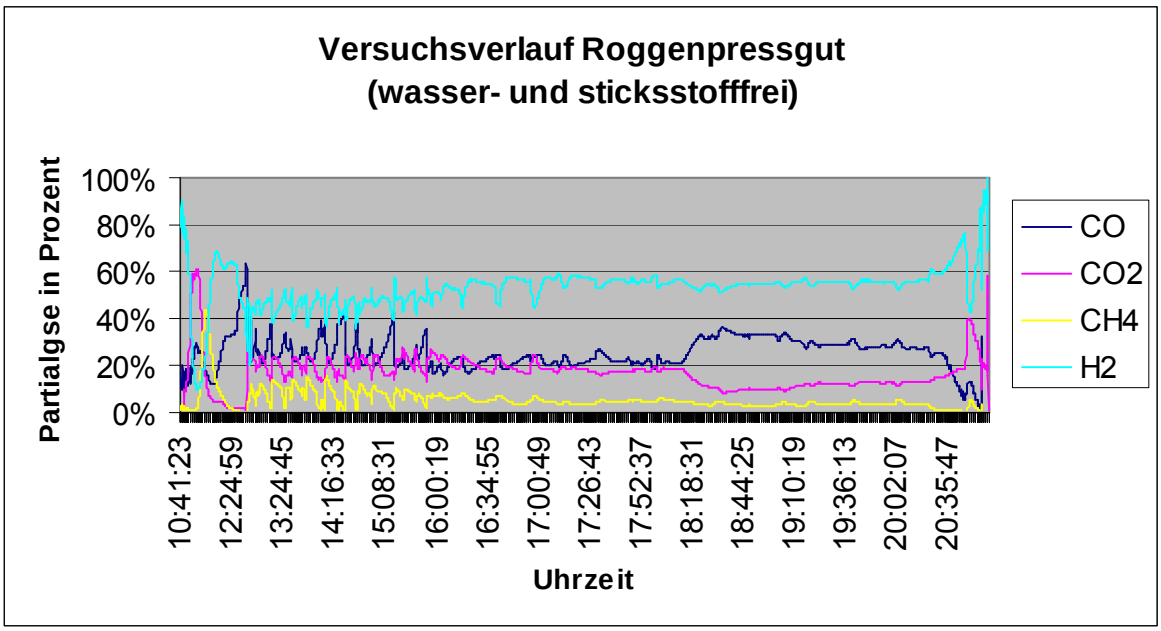

Abb. 45: Versuchsverlauf Roggenpressgut (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann gegen 17 [24] Uhr und dauerte 44 Minuten mit einer durchschnittlichen Temperatur des Ofens von 877 °C sowie 813 °C in der unteren Vergasungszone. Der durchschnittliche Druck betrug 99.509 Pa. Die Temperatur der unteren Vergasungszone war während der Messphase relativ stabil. Der Druckverlauf zeichnete sich durch schnell ansteigende, hohe Drücke aus. Der Gasvolumenstrom war relativ konstant. Die Graphen für Wasserstoff und Methan verliefen unruhig in horizontaler Richtung, der Kohlenmonoxidgraph stieg vorerst an und fiel während der weiteren Messphase ab. Der Verlauf der Kohlendioxidkonzentration ging zunächst zurück, stieg aber im weiteren Prozess an. Beide Gase drifteten aufeinander zu. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 2,80 l/Min., ein Heizwert von 10,43 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 21,99 % CO, 17,70 % CO_2, 4,53 % CH_4 und 55,87 % H_2 erzielt. Tabelle 25 stellt die während der ersten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab 25: Ergebnisse der ersten Messphase von Roggenpressgut

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	44,45
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	-
Temperatur Vergasungszone	°C	813
Druck	Pa	99.509
Gasstrom	l/Min.	2,80
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	10,43
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	21,99
CO_2	Vol.%	17,70
CH_4	Vol.%	4,53
H_2	Vol.%	55,78

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen während der ersten Messphase wurden als Mittelwerte einer Zweifachbestimmung für CO 23,00 %, CO_2 17,56 %, CH_4 4,00 % und für H_2 55,44 % gemessen.

Die zweite Messphase begann um 18 [27] Uhr und dauerte 109 Minuten. Für diese Phase wurde die Temperatur des Ofens auf durchschnittlich 935 °C erhöht, was zu einer Temperaturerhöhung in der unteren Vergasungszone von durchschnittlich 861 °C führte. Im Vergleich zur ersten Messphase war dies ein Temperaturanstieg von 5,9 %. Der Druck betrug im Mittel 98.492 Pa. Die Temperaturen des Ofens und der unteren Vergasungszone blieben während der Messphase konstant. Der Druck zeigte sowohl konstante Phasen als auch schnelle und hohe Druckanstiege. Der Volumenstrom war relativ gleichmäßig und nahm während der Messphase leicht zu. Eine Temperaturerhöhung führte während dieser Messphase zu einer höheren Gasproduktion. Verglichen mit der ersten Messung wurde der Umsatz um 55,3 % gesteigert. Wasserstoff und Methan verliefen ähnlich wie zur ersten Messphase, aber mit geringerer Konzentration. Der Methangehalt lag um 24,3 % und der Wasserstoffanteil um 1,5 % unter den Messergebnissen der ersten Messphase. Kohlenmonoxid fiel während der Messphase ab und Kohlendioxid verlief nahezu symmetrisch zu Kohlenmono-

xid. Die Kohlenmonoxidkonzentration war um 37,9 % höher und der Kohlendioxidgehalt um 36,4 % geringer als zur ersten Messphase. Für die zweite Messphase wurde ein Gasstrom von 4,35 l/Min., ein Heizwert von 11 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 30,33 % CO, 11,27 % CO_2, 3,43 % CH_4 und 54,96 % H_2 erzielt. Tabelle 26 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse.

Tab. 26: Ergebnisse der zweiten Messphase von Roggenpressgut

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	44,45
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	-
Temperatur Vergasungszone	°C	861
Druck	Pa	98.492
Gasstrom	l/Min.	4,35
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,00
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	30,33
CO_2	Vol.%	11,27
CH_4	Vol.%	3,43
H_2	Vol.%	54,96

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die zweite Messphase wurde keine GC-Messungen durchgeführt.

In der Vergasungs- und Pyrolysezone bildeten sich leichte Verbackungen von lockerem Verband und in der Trocknungszone rohrförmige Anbackungen an der Reaktorwand. Ein Schmelzen der Asche war nicht zu beobachten.

5.9 Vergasung von Hanfpressgut

Der Vergasungsversuch begann gegen 10 [50] Uhr und hatte eine Länge von etwa 10 Stunden und 10 Minuten. Als Vergasungsmedium diente das biomasseeigene Wasser. Die Temperatur des Ofens verlief gleichmäßig, die der unteren Vergasungszone war zu Beginn abfallend, stabilisierte sich aber während des Versuchsverlaufes. Nach der Temperaturerhöhung des Ofens für die zweite Messphase und die Weitergabe an den Vergaser war der Temperaturverlauf in der unteren Vergasungszone bis zum Versuchsendende durch Schwankungen und relativ konstante Phasen gekennzeichnet. Der Druckverlauf war charakterisiert durch schnell ansteigende, hohe Drücke, die nach der Temperaturerhöhung in eine ruhigere Phase wechselten. Die Gasproduktion war zu Beginn des Versuches unruhig, ging in eine stabilere Phase über und verlief anschließend bis zum Versuchsende diskontinuierlich weiter. Die nachfolgenden Abbildungen stellen den Temperatur- und Druckverlauf sowie den Gasumsatz dar.

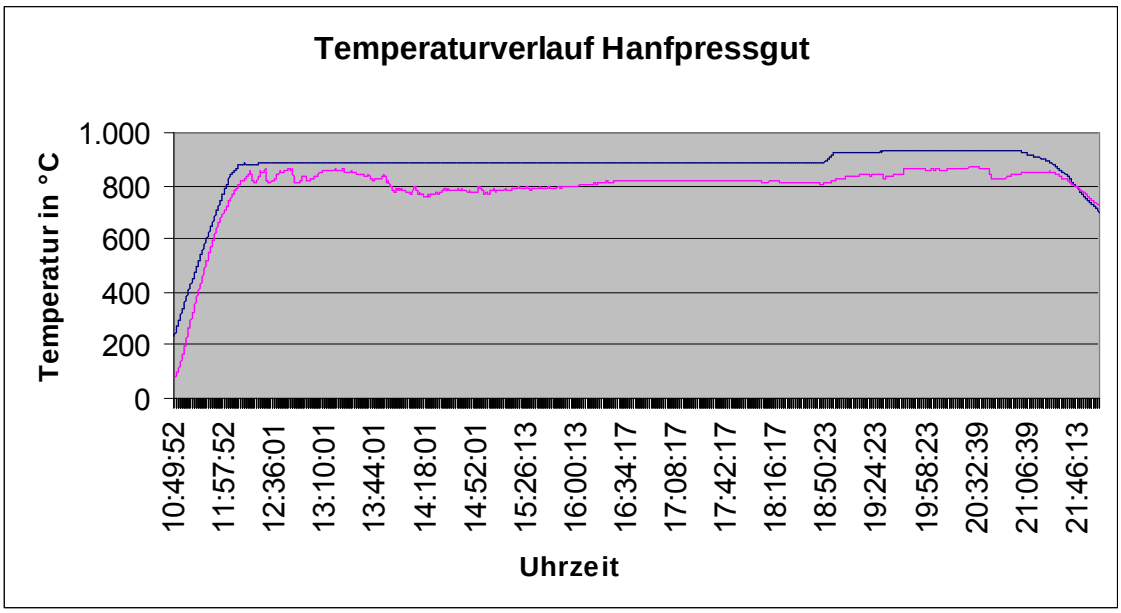

Abb. 46: Temperaturverlauf Hanfpressgut

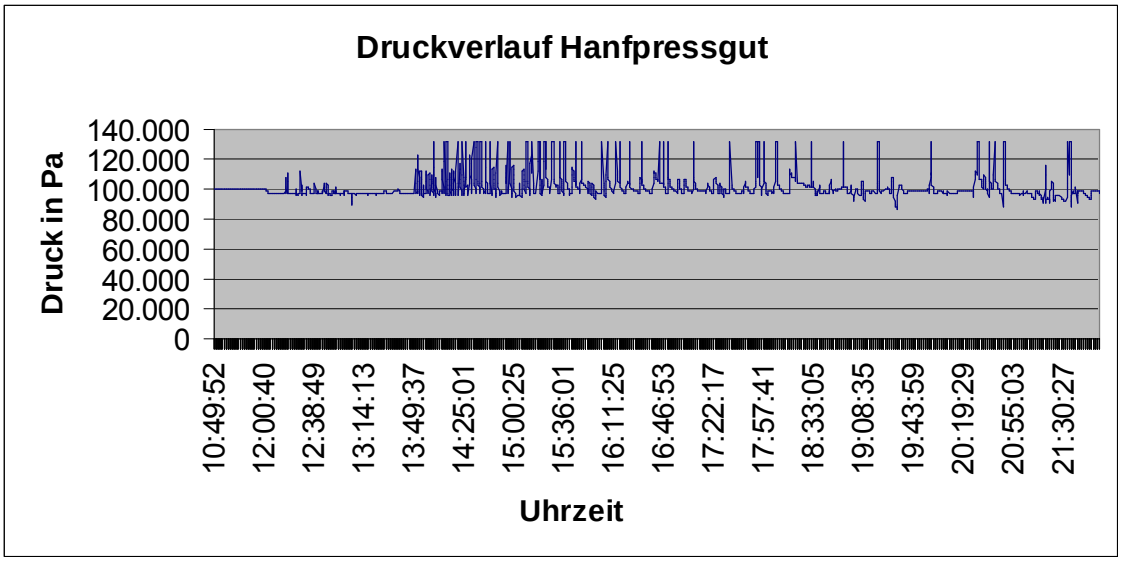

Abb. 47: Druckverlauf Hanfpressgut

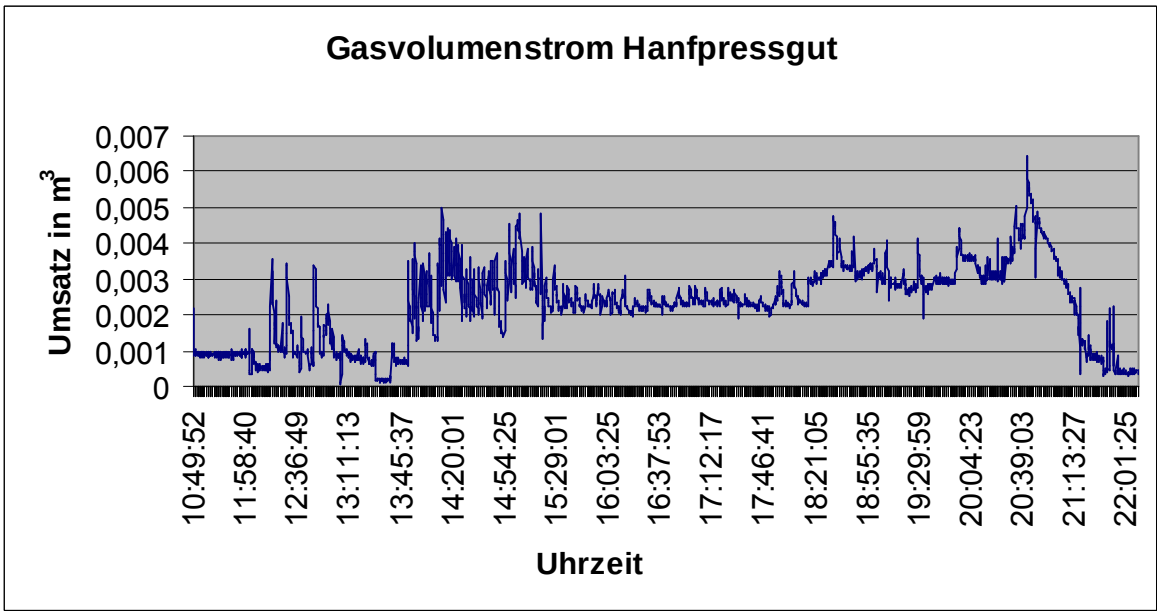

Abb. 48: Gasvolumenstrom Hanfpressgut

Der Lauf der einzelnen Gase wechselte während des Versuches von einem stürmischen in einen ruhigeren Verlauf, mit Schwankungen für Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan, über. Eine stationäre Phase wurde nach etwa 5 Stunden und 30 Minuten erreicht. Abbildung 49 stellt den Versuchsverlauf für Hanfpressgut wasser- und stickstofffrei dar.

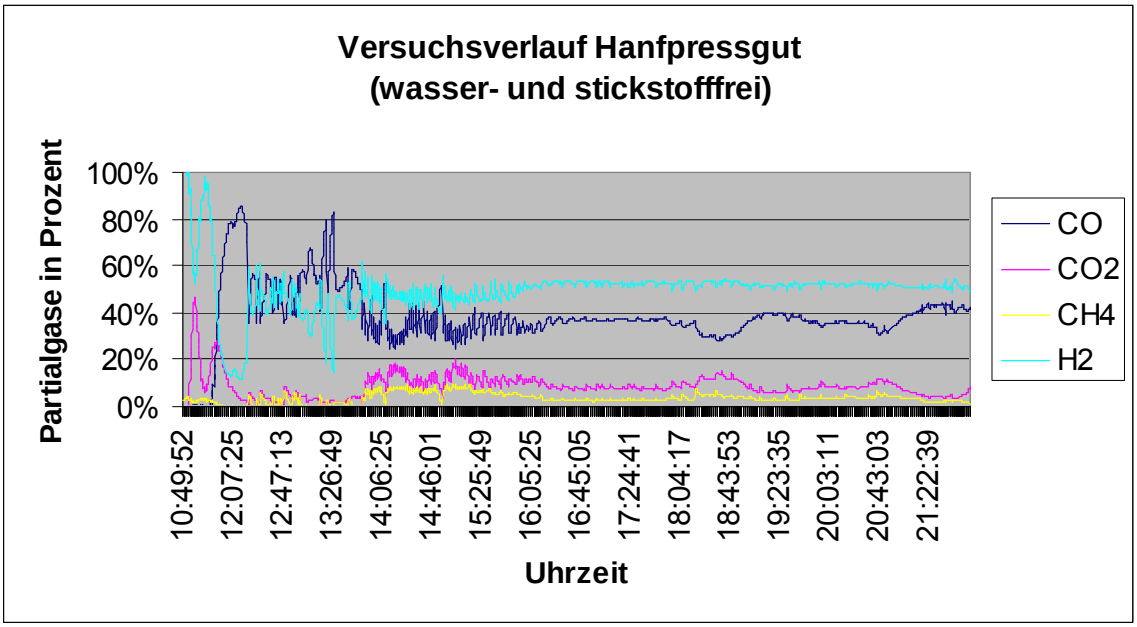

Abb. 49: Versuchsverlauf Hanfpressgut (wasser- und stickstofffrei)

Die erste Messphase begann um 16 ^{30} Uhr und dauerte 1 Stunde und 20 Minuten mit einer mittleren Temperatur des Ofens von 888 °C sowie 820 °C in der unteren Vergasungszone. Der durchschnittliche Druck betrug 101.411 Pa. Der Druckverlauf während der Messphase kennzeichnete sich durch schnell ansteigende, hohe Drücke. Der Temperaturverlauf war relativ konstant und die Gasproduktion während der Messphase schwankend. Die Graphen für Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan verliefen nahezu kontinuierlich in horizontaler Richtung. Für die Messphase wurde ein Gasstrom von 7,67 l/Min., ein Heizwert von 11,26 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 36,87 % CO, 7,93 % CO_2, 2,55 % CH_4 und 52,65 % H_2 erzielt. Tabelle 27 stellt die während der ersten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 27: Ergebnisse der ersten Messphase von Hanfpressgut

Ergebnisse der ersten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	35,53
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	-
Temperatur untere Vergasungszone	°C	820
Druck	Pa	101.411
Gasstrom	l/Min.	7,67
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,26
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	36,87
CO_2	Vol.%	7,93
CH_4	Vol.%	2,55
H_2	Vol.%	52,65

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für die GC-Analysen wurden während der ersten Messphase als Mittelwerte einer Dreifachbestimmung für CO 35,27 %, CO_2 9,13 %, CH_4 2,68 % und für H_2 52,92 % gemessen.

Für die zweite Messphase wurde die Temperatur des Ofens auf durchschnittlich 929 °C erhöht. In der unteren Vergasungszone wurde im Mittel eine Temperatur von 864 °C erreicht, was, im Vergleich zur ersten Messphase, einer Steigerung von etwa 5,4 % entspricht. Die Messphase begann um 19 ^{43} Uhr und hatte eine Länge von etwa 58 Minuten. Der Druck betrug 100.577 Pa. Der Druckverlauf war durch konstante Phasen sowie schnelle und hohe Druckanstiege gekennzeichnet und befand sich auf niedrigerem Niveau als zur ersten Messphase. Die Gasentwicklung war schwankend, verlief unruhiger und war erheblich höher als zur ersten Messphase. Die Gasproduktion wurde um 87,6 % gesteigert. Der Temperaturverlauf in der Vergasungszone unterlag leichten Schwankungen und fiel zum Ende des Beobachtungszeitraumes schwach ab. Der Wasserstoffgraph verlief kontinuierlich mit nahezu gleicher Konzentration als zur ersten Messphase in horizontaler Richtung. Der Graph für Kohlenmonoxid verlief ungleichmäßig und fiel während der Messphase ab. Kohlendioxid verlief nahezu symmetrisch zu Kohlenmonoxid. Methan verlief wie Kohlendioxid mit geringerer Konzentrati-

on. Im Vergleich zur ersten Messphase ging der Kohlenmonoxidgehalt um 3,5 % zurück, während die Kohlendioxidkonzentration um 7,1 % und der Methananteil um 41,1 % anstiegen. Für den Versuchszeitraum wurde ein Gasstrom von 14,39 l/Min., ein Heizwert von 11,43 MJ/m^3 und eine Produktgaszusammensetzung mit 35,58 % CO, 8,50 % CO_2, 3,60 % CH_4 und 52,31 % H_2 erzielt. Tabelle 28 stellt die während der zweiten Messphase ermittelten Ergebnisse dar.

Tab. 28: Ergebnisse der zweiten Messphase von Hanfpressgut

Ergebnisse der zweiten Messphase (wasser- und stickstofffrei)		
Wassergehalt der Biomasse	Gew. %	35,53
Vergasungsmittelzugabe	g/Min.	-
Temperatur untere Vergasungszone	°C	864
Druck	Pa	100.578
Gasstrom	l/Min.	14,39
Heizwert Hu (*)	MJ/m^3	11,43
Produktgasanalyse		
CO	Vol.%	35,58
CO_2	Vol.%	8,50
CH_4	Vol.%	3,60
H_2	Vol.%	52,31

(* eigene Berechnung nach DUBBEL 1990)

Für den Versuchszeitraum wurde keine GC-Analyse durchgeführt.

Gegen 20 ^{41} Uhr ging die Temperatur im Reaktor zurück, was direkte Auswirkung auf die Konzentration der einzelnen Gase hatte. Es konnte kein Schmelzen der Asche, Verbackungen der Biomasse oder Anbackungen der Biomasse an der Reaktorwand beobachtet werden.

6 Diskussion

Zur Substitution fossiler Energieträger soll die energetische Nutzung von Biomasse einen entscheidenden Beitrag leisten. In Abhängigkeit der Biomasse eignen sich diese für eine thermochemische Umwandlung zur Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases, welches Ausgangsprodukt für ein breites Anwendungsspektrum ist. In Deutschland ist eine Energiegewinnung aus Biomasse in einer energiewirtschaftlich relevanten Größenordnung neben Energieträgern aus der Forstwirtschaft sowie der Holzbe- und Holzverarbeitung nur noch auf der Basis von Biomasse aus der Landwirtschaft möglich (HEINZ et al. 1999). Soll landwirtschaftliche Biomasse als regenerativer Energieträger eingesetzt werden, ist eine Bevorratung erforderlich, was wiederum Lagerfähigkeit voraussetzt. Lagerstabilität ist in trockenem Zustand oder über die Konservierung feuchter Energieträger gegeben. Eine Bevorratung über den Weg der Silagebereitung birgt automatisch einen hohen Wassergehalt und steht im Widerspruch zu den Anforderungen der Generatoren, was demzufolge eine aufwendigere Aufarbeitung, d. h. Entwässerung der Energieträger, notwendig macht.
In Abhängigkeit der Biomasse sind landwirtschaftliche Energieträger durch hohe Kaliumgehalte bei niedrigen Ascheerweichungspunkten gekennzeichnet. Ein niedriger Sinterpunkt kann bei Überschreitung dieses Punktes zu Anbackungen im Reaktor und damit zu erheblichen Störungen führen. Aus diesem Grund sind der Temperaturführung bei der Biomassevergasung enge Grenzen gesetzt. Dies steht jedoch der Notwendigkeit gegenüber, eine Mindesttemperatur zu erreichen, um ein möglichst sauberes Gas zu erzeugen. In diesem Zusammenhang gelten als Verunreinigungen höhere Kohlenwasserstoffe und Aromaten, die für den Fall ihrer Entstehung ein ernsthaftes Problem darstellen. Diese Komponenten werden bei ausreichend hohen Temperaturen zerstört. Als Indikator für einen hohen Gehalt an höheren Kohlenwasserstoffen dient der Methangehalt im Produktgas (BÜTTNER 2003, HAHN 1994). Ein hoher Methangehalt, d. h. über 2 % (BÜTTNER 2004), deutet eindeutig auf einen höheren Anteil an übrigen Kohlenwasserstoffen hin (HAHN 1994). Im Zusammenhang mit der Ascheerweichungsproblematik, den emissionsrelevanten und korrosiven Inhaltsstoffen sowie der Lagerstabilität wird auch diskutiert, Biomasse in feuchtem Zustand zu konservieren und vor einer energetischen Verwertung zu ent-

wässern. Dies führt zu einer Reduktion der Mineralstoffe im Pressgut und lässt einen positiven Einfluss auf den Ascheerweichungspunkt erwarten.

Nach bisherigem Kenntnisstand gibt es kein Vergasungsverfahren, welches geeignet ist, unterschiedliche Biomassen thermisch zu nutzen. Die bekannten Verfahren benötigen stets einen Brennstoff mit speziellen Eigenschaften (HAHN 1994), was für eine landwirtschaftliche Energieträgerproduktion große Monokulturen über den Zeitraum der Anlagennutzung hinweg bedeuten würde (WIEST 1998). Das steht jedoch im Widerspruch zu einer ökologischen Unbedenklichkeit beim Energiepflanzenanbau. Demzufolge muss das Verfahren eine hohe Brennstoffflexibilität besitzen. Aus diesem Grund wurde für die im Rahmen der vorliegend Arbeit durchgeführte Versuchsreihe ein indirekt beheizter Gleichstrom-Festbettvergaser gewählt, welcher speziell für Biomassen mit hohem Wassergehalt konzipiert wurde und - aufgrund des Vergasungsverfahren - die Produktion eines wasserstoffreiches Gases erwarten ließ. Festbettvergaser sind robuste und einfach aufgebaute Schachtreaktoren (BÜTTNER 2002 und SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000). In Ihnen durchläuft der Brennstoff im Zuge der Schwerkraft vom Eintragsort bis zum Ascheaustrag in einer sich hinwegbewegenden Schüttschicht verschiedene Zonen.

In diesem Zusammenhang war das Ziel der vorliegenden Arbeit, den Einsatz landwirtschaftlicher Biomasse zur Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases experimentell zu untersuchen. Hierbei standen die Parameter „Wasserstoffgehalt“, „Einfluss von Druck und Temperatur auf die Gaskomponenten und Gasausbeute“, sowie die Eignung der Energieträger für das zur Anwendung kommende Verfahren im Vordergrund. Letzteres war wiederum abhängig von den Eigenschaften und der Aufarbeitung der Biomasse, den Transporteigenschaften der Energieträger aus dem Vorratsbehälter in den Vergaser, Brückenbildungen im Vorratsbehälter und Vergaser, Anbackungen der Energieträger an der Reaktorwand, Verbackungen der Biomasse sowie von der Temperaturführung und in diesem Zusammenhang dem Methangehalt, dem Ascheschmelzen bzw. den Ascheagglomerationen. Um ein möglichst breites Spektrum an landwirtschaftlichen Energieträgern darzustellen, wurden aus den zur Verfügung stehenden Biomassen eine winter- und mehrere sommeranuelle Kulturen, ein perennierendes Gras sowie landwirtschaftliche Reststoffe verwendet. Wesentliche Kriterien für die Auswahl der Biomassen waren hierbei Robustheit und An-

spruchslosigkeit der Kulturpflanzen, ein Mindestmaß an Anbauerfahrung, Erfahrung in der Technik und Weiterverarbeitung, das Ascheschmelzverhalten sowie die Verwendung kostengünstiger Reststoffe. Als Energiepflanzen, bzw. für einen Energiepflanzenanbau, wurden exemplarisch für Getreideganzpflanzen Roggenganzpflanze, für Energiegetreide Roggenkorn, als perennierendes Gras Miscanthus X Giganteus, für Ganzpflanzensilage Roggen-, Mais- und Hanfsilage sowie als Reststoffe Roggenstroh und Dinkelspelz untersucht. Vor den Vergasungsversuchen wurde die Biomasse entsprechend den Anforderungen des Verfahrens aufbereitet.

Bis auf den Energieträger Hanf war die Biomassenaufbereitung unproblematisch. Durch den Häckselvorgang wurde der Hanf unzureichend zerkleinert. Einzelne Biomasseteilchen waren weiterhin durch nicht getrennte Fasern miteinander verbunden. Dies führte, sowohl beim Zerkleinerungsvorgang als auch beim Abpressen der Silage, zu erheblichen Problemen. Für die verwendete Steigung der Laborschneckenpresse waren die Hanfteilchen zu groß. Diese fügten sich zusammen, bildeten eine Verlängerung welche die Schnecke umwickelte und verbog (RINDER 2004). Nach Angaben von BRÜCKNER (2004) von der Sachsenleinen GmbH ist es unter Praxisbedingungen mit der zur Verfügung stehenden Technik möglich, Faserhanf mit einem selbstfahrenden Häcksler auf eine Teilchengröße von etwa 1 bis 2 cm zu zerkleinern. Bei dieser Teilchengröße gibt es nach Angaben von Herrn RINDER (2004), Mitarbeiter der Firma Vetter Maschinenfabrik GmbH & Co KG aus Kassel, im großtechnischen Einsatz, d. h. unter Praxisbedingungen, keine Probleme beim Abpressen der Silage.

6.1 Diskussion der Versuche

Anmerkung: Die Diskussion ist nicht an die Reihenfolge der Vergasungsversuche gekoppelt, sondern beginnt mit den stabileren Experimenten. Bei der Interpretation der Ergebnisse muss berücksichtigt werden, dass ein Vergasungsverfahren ein offenes System ist. Es werden ständig Edukte zugeführt bzw. Produkte abgeführt und es finden Reaktionen statt, welche sich gegenseitig beeinflussen, d. h. auch die Zufuhr von Edukten aus Produkten anderer Reaktionen beeinflussen das Gleichgewicht. Weiterhin findet eine Vielzahl von Reaktionen,

meist noch unbekannter endo- und exothermer Einzelreaktionen statt, die sich ebenfalls gegenseitig beeinflussen.

6.1.1 Roggenkorn

Bei Roggenkorn handelte es sich um einen fließfähigen Energieträger, welcher sich problemlos aus dem Trichter zur Befüllung des Vergasers transportieren ließ. Bis auf den unregelmäßigen Verlauf der Gasproduktion zu Beginn des Experimentes, wurden bezüglich Druck und Gasumsatz während des Versuches konstante Bedingungen erreicht. Die Ofentemperatur verlief über den Untersuchungszeitraum konstant, während die Temperatur der unteren Vergasungszone im Verlauf geringfügig abfiel. Wie in Kapitel 4 unter Punkt 4.2.3 dargestellt, traten durch die nicht kontinuierliche Zuführung von Biomasse und damit insbesondere von Wasserdampf als Vergasungsmedium, welche sich einerseits aus der unstetigen Dosierung, andererseits aus den wechselnden strukturellen Eigenschaften des Festbettes ergaben, Schwankungen der Prozesstemperatur und damit der Gaszusammensetzung und des Gasumsatzes auf. Der Kohlenmonoxidgehalt fiel im Versuchsverlauf leicht ab, während Kohlendioxid symmetrisch anstieg. Dieses Verhalten wird auf den Temperaturabfall in der unteren Vergasungszone während des Versuches zurückgeführt. Nach WIESE (2003) reagieren in der Reduktionszone die zuvor entstandenen Stoffe, wie beispielsweise Kohlendioxid und Wasserdampf, mit dem Kohlenstoff. Die wesentlichen Reaktionen sind die endotherme BOUDOUARD-Reaktion sowie die endotherme heterogene und exotherme homogene Wassergasreaktion (vgl. Kapitel 2.5.1) (KOLLMANN 1951, KOLLMANN 1982, WEINDORF 2004, WIESE 2003). Bei exothermen Reaktionen verschiebt sich das Gleichgewicht bei einer Temperaturerhöhung in Richtung der Edukte, während es sich bei endothermen Reaktionen in Richtung der Produkte verschiebt (WEINDORF 2004). Nach Angaben von KOLLMANN (1982) wächst mit steigender Temperatur die Zerfallsneigung von CO_2 zu CO. Die Reduktion von Kohlendioxid beginnt bei etwa 500 °C, erreicht aber erst bei 800 °C genügend hohe Reaktionsgeschwindigkeiten (KOLLANN 1982) und beträgt bei 1.000 °C ein Vielfaches des CO_2-Anteiles (LAUER und ZEILINGER 1982). Weiterhin verschiebt sich nach Angaben von KOLLMANN (1951) mit sinkender Reaktionstemperatur die homogene Wasser-

gasreaktion zugunsten von Kohlendioxid und Wasserstoff. Demzufolge müsste sich bei einer Temperaturabsenkung das Gleichgewicht der beiden endotherm verlaufenden Reaktionen – also der Boudouard-Reaktion und der heterogenen Wassergasreaktion - sowie das Reaktionsgleichgewicht der exotherm verlaufenden homogenen Wassergasgleichung zu Lasten von Kohlenmonoxid verschieben. Diese Annahme konnte durch die ermittelten Ergebnisse bekräftigt werden. Unter vergleichbaren Versuchsbedingungen, d. h. relativ konstant bezüglich Dosierung, Druck und Umsatz sowie Temperaturrückgang in der unteren Vergasungszone, konnte für den Energieträger Dinkelspelz, hinsichtlich des Verlaufes von Kohlendioxid und Kohlenmonoxid, Vergleichbares beobachtet werden. Ähnliches wurde bei den Experimenten mit Roggenganzpflanze, Miscanthus und Maispressgut festgestellt. Bei dem Versuch mit Miscanthus führte ein Temperaturanstieg in der unteren Vergasungszone zu einer Zunahme der Kohlenmonoxidkonzentration, während der Kohlendioxidgehalt abfiel. Die ermittelten Ergebnisse stehen im Einklang mit den von KLOSE und BÜTTNER (2002), KOLLMANN (1951), LAUER und ZEILINGER (1982) und WEINDORF (2004) gemachten Angaben. Der kontinuierliche Temperaturabfall in der unteren Vergasungszone während der Versuchsphase hatte auf den Verlauf von Methan und Wasserstoff keine auffallenden Auswirkungen.

Bezüglich Druck, Temperatur des Ofens und Gasumsatz wurden während der ersten Messphase konstante Bedingungen erreicht. Die Temperatur der unteren Vergasungszone ging im Verlauf zurück (vgl. oben). Wie zu erwarten, konnte ein wasserstoffreiches Gas produziert werden. Die Kurven von Wasserstoff und Methan verliefen in horizontaler Richtung konstant, während die von Kohlenmonoxid abfiel und jene von Kohlendioxid anstieg, was auf den Temperaturrückgang zurückgeführt werden kann (vgl. oben). Der im Gas gemessene Methangehalt und in diesem Zusammenhang auch die Konzentration der höheren Kohlenwasserstoffe, muss weiter reduziert werden (vgl. dritte Messphase). Die durchgeführten GC-Analysen erzielten vergleichbare Ergebnisse. Hinsichtlich der Gaszusammensetzung wurden für Dinkelspelz ähnliche Resultate erzielt. Unter den gegebenen Versuchsbedingungen wurde Roggenkorn, im Vergleich zu den anderen Versuchen, relativ gut in ein Gas überführt, was am Volumenstrom zu erkennen war.

Für eine zweite Messung wurde der Druck erhöht. Druck, Umsatz und Temperatur verliefen während der Messphase konstant, wobei die Temperatur in der unteren Vergasungszone um 6 °C niedriger war als in der ersten Messphase. Die Graphen der einzelnen Gase verliefen kontinuierlich in horizontaler Richtung. Dieses Verhalten wird auf „konstante“ Betriebsbedingungen zurückgeführt. Bezüglich der Gaszusammensetzung erzielte die GC-Analyse ein vergleichbares Ergebnis. Wenn Biomasse unter Druck vergast wird, verschiebt sich nach LAUER und ZEILINGER (1982) das CO / CO_2 – Gleichgewicht zugunsten des CO_2. Weiterhin werden die höheren Kohlenwasserstoffe nicht vollständig gecrackt. Es wird ein methanreicheres Gas produziert (LAUER und ZEILINGER 1982, DMT) und die Wasserstoffkonzentration nimmt zu (vgl. Kapitel 2.5.1) (DMT). Durch die Kompression sinkt bei erhöhtem Druck der Volumenstrom (JANSEN 1997). Eine Gegenüberstellung der Ergebnisse der ersten und zweiten Messphase zeigt, dass während der zweiten Messphase ein geringerer Umsatz, ein niedrigerer Gehalt an Kohlenmonoxid sowie eine höhere Konzentration von Wasserstoff, Methan und Kohlendioxid produziert wurde, was auch bezüglich der Gaszusammensetzung durch die GC-Analysen bestätigt werden konnte. Dies steht im Einklang mit den zu erwartenden Ergebnissen. Aufgrund unterschiedlicher Betriebsparameter sind die beiden Messphasen aber lediglich unter Vorbehalt miteinander vergleichbar. Während der zweiten Messphase war die Vergasungstemperatur 6 °C niedriger als die der ersten Messphase. Basierend auf den in Kapitel 2.5.1 gemachten Angaben, führt eine höhere Vergasungstemperatur zu höherem Umsatz und zu einer höheren Kohlenmonoxidkonzentration sowie zu einem geringeren Methangehalt und zu weniger Wasserstoff. Weiterhin führte eine Druckerhöhung zu einem geringeren Gehalt an Kohlenmonoxid, zu mehr Methan, Wasserstoff und Kohlendioxid, sowie zu einem geringeren Umsatz.

Um vergleichbare Bedingungen herzustellen, wurde für eine dritte Messphase der Druck weitgehend auf das Niveau der ersten Messphase geregelt und die Temperatur im Mittel um 34 °C erhöht. Der mittlere Druckunterschied von 37 Pa war sehr gering und wurde daher vernachlässigt. Bezüglich Druck, Temperatur des Ofens und Gasumsatz wurden während der Messphase konstante Bedingungen erreicht. Die Vergasungstemperatur ging im Verlauf zurück. Mit Ausnahme der zweiten Messphase verlief auch hier der Verlauf des Kohlenmono-

xidgraphen fallend, während der von Kohlendioxid anstieg. Dieses Verhalten wird auf den Temperaturabfall in der unteren Vergasungszone während der Messphase zurückgeführt. Mit Temperaturerhöhung sanken die durchschnittlichen Gehalte von Wasserstoff, Kohlendioxid und Methan. Der Umsatz sowie die Kohlenmonoxidkonzentration stiegen an. Nach Angaben von SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS (2000) sind die Reaktionen bei höheren Temperaturen zunehmend thermodynamisch kontrolliert, d. h. dass die kinetischen Hemmungen an Bedeutung verlieren, wodurch mehr Gas produziert wird (vgl. Kapitel 2.5.1). Weiterhin hat die Reaktionstemperatur wesentlichen Einfluss auf die Gaszusammensetzung (LAUER und ZEILLINGER 1994). Wie bereits oben beschrieben, wird bei höheren Temperaturen mehr CO bzw. weniger CO_2 produziert. Mit steigender Vergasungstemperatur geht der Wasserstoffgehalt zurück, was während der Versuche deutlich am Verlauf des Wasserstoffgraphen zu erkennen war. Vergleichbares wurde durch KLOSE und BÜTTNER (2002) bei Vergasungsexperimenten mit Buchenholz ermittelt. Die Auswirkung der Temperaturerhöhung auf den Rückgang der Wasserstoffkonzentration dürfte u. a. damit in Zusammenhang stehen, dass sich das Gleichgewicht der exotherm verlaufenden homogenen Wassergasreaktion zu Lasten von Wasserstoff verschiebt (vgl. Kapitel 2.5). Weiterhin geht nach Angaben von BÜTTNER (2002) und WIESE (2003) der Methangehalt mit zunehmender Temperatur zurück. Bei der Methan-Spaltung und dem Methan-Reforming handelt es sich um endotherm verlaufende Reaktionen, deren Gleichgewicht sich mit Temperaturerhöhung in Richtung Produkte, d. h. zu Lasten von Methan bzw. von Methan und Wasser verschiebt. Im Vergleich zu den ersten beiden Messphasen konnte der Methangehalt reduziert und dementsprechend die höheren Kohlenwasserstoffe gecrackt werden. Durch einen höheren Anteil an Kohlenmonoxid wurde der Heizwert gesteigert. Mit geringfügigen Abweichungen zu den Ergebnissen der Online-Messung führten die GC-Analysen zu vergleichbaren Ergebnissen.

Im Vergleich zu den anderen Energieträgern ließ sich Roggenkorn problemlos vergasen. Während des Versuches baute sich im Reaktor eine Schüttung auf, welche nach BÜTTNER (2003) für einen stabilen bzw. stationären Betriebsverlauf notwendig ist. Der Druck blieb während des Verlaufes konstant. Weiterhin gab es keinerlei Transportschwierigkeiten. Innerhalb des Reaktorrohres kam es zu leichten Anbackungen, was beim Nachrutschen der Biomasse zu Behinde-

rungen und somit im weiteren Betriebsverlauf zu Unregelmäßigkeiten führen kann (vgl. Kapitel 6.1.2, 6.1.6 und 6.2). Bezüglich des Ascheschmelzverhaltens von Roggenkorn sind in der Literatur nur sehr unzureichende Angaben zu finden. Als Ascheerweichungspunkt werden 680 °C (ZWEILER und HOFBAUER) bzw. 710 °C und als Fließpunkt 810 °C angegeben (HARTMANN, BÖHM und MAIER 2000). Trotz der hohen mittleren Temperatur von 864 °C in der unteren Vergasungszone kam es zu keinem Ascheschmelzen. Dies wird darauf zurückgeführt, dass während des Vergasungsvorganges die Roggenkörner nicht vollständig vergast wurden, d. h. ein nahezu vollständiger Kohlenstoffumsatz nicht erzielt wurde (vgl. Kapitel 5.2). In Abhängigkeit der Chargen wurden beispielsweise ein Kohlenstoffanteil von 77 % sowie 10 % Asche gemessen. Der Schmelzpunkt für Kohlenstoff liegt mit 3.570 °C (MORTIMER 1976) deutlich über dem der Aschen.

6.1.2 Miscanthus

Miscanthus neigte aufgrund seiner holzigen und starren Struktur im modifizierten Bunkersystem zu Verzahnungen und dadurch zur Brückenbildung sowie zu Transportschwierigkeiten bei der Reaktorbeschickung. Nach Angaben von BÜTTNER (2003) treten diese Probleme bei Anlagen im Labormaßstab auf, sind aber unter Praxisbedingungen beherrschbar. Bis auf einige Peaks wurden für die Parameter „Druck“ und „Gasumsatz“ während des Versuches relativ konstante Bedingungen erreicht. Die starken, peakartigen Druckentwicklungen und die gleichzeitig erhöhten Gasumsätze sowie deren Auswirkungen auf die Gaszusammensetzung sind nach BÜTTNER (2002) darauf zurückzuführen, dass sich während des Betriebes an der Reaktorwand Anbackungen bzw. Brücken bildeten, welche sich lösten und in die heißeren Zonen nachrutschten. Hierbei handelte es sich um unbekannte Mengen an Biomasse unterschiedlichster Trocknungs- und / oder Pyrolysegrade, die zum Teil sehr schnell vergast wurden, wodurch hohe Drücke und Gasumsätze entstanden. Der Temperaturverlauf des Ofens war mit Erreichen der eingestellten Temperaturen über die Versuchsphase konstant, während die Vergasungstemperatur Schwankungen unterlag. Wie bereits dargestellt, traten Schwankungen der Prozesstemperatur und damit der Gaszusammensetzung und des Gasumsatzes auf (vgl. Kapitel

6.1.1). Zu Beginn des Versuches war die Leitung für das Vergasungsmedium defekt. Nach etwa drei Stunden konnte die Wasserdampfzufuhr aktiviert werden, was auch am Druck- und Umsatzanstieg sowie an der Gaszusammensetzung erkennbar war. Nach KOLLMANN (1982) wird bei der Reaktion Wasserdampf mit Hilfe von Kohlenstoff und Wärme über die heterogene Wassergasreaktion in Kohlenmonoxid und Wasserstoff gespalten. Über die homogene Wassergasreaktion wird Wasserdampf und Kohlenmonoxid in Wasserstoff und Kohlendioxid überführt, wodurch der Kohlenmonoxidgehalt sinkt, während die Kohlendioxidkonzentration steigt. Weiterhin wird Methan und Wasser über das sog. „Methan-Reforming“ in Wasserstoff und Kohlenmonoxid überführt (SCHMIEDER, HENRICH und DINJUS 2000). Das Absteigen der Kohlenmonoxidkonzentration und das symmetrische Verhalten von Kohlendioxid während der ersten Messphase, sowie das Ansteigen der Kohlenmonoxidkonzentration und das kongruente Verhalten von Kohlendioxid bei der zweiten Messphase werden auf den Temperaturrückgang der ersten bzw. den Temperaturanstieg während der zweiten Messphase zurückgeführt. Ähnliches wurde bei Roggenkorn beobachtet. Derartige Auswirkungen konnten auf den Verlauf von Methan und Wasserstoff nicht festgestellt werden.

Bis auf den Temperaturrückgang in der unteren Vergasungszone wurden während der ersten Messphase relativ konstante Bedingungen erreicht. Wie zu erwarten, konnte mit dem Verfahren ein wasserstoffreiches Gas produziert werden. Weiterhin wurde ein Gas mit einem Methangehalt von über 2 % erzeugt (vgl. zweite Messphase). Bezüglich der Gaszusammensetzung erzielten die durchgeführten GC-Analysen vergleichbare Ergebnisse. Miscanthus ließ sich schnell in ein Gas umsetzen, was am hohen Gasumsatz zu erkennen war.

Für eine zweite Messphase wurde die Temperatur erhöht. Der Druck bewegte sich nahezu auf dem Niveau der ersten Messphase, wodurch vergleichbare Bedingungen geschaffen werden konnten. Es wurde ein Gas mit geringerer Wasserstoffkonzentration als bei der ersten Messphase erzeugt. Auch hier war ein deutlicher Temperatureinfluss auf die Wasserstoffkonzentration messbar (vgl. Kapitel 6.1.1). Wie zu erwarten, und in Einklang mit den erzielten Ergebnissen der Roggenkornexperimente, wurde mit Temperaturerhöhung die Gasproduktion und die Kohlenmonoxidkonzentration deutlich erhöht, während der Methan- und Kohlendioxidgehalt zurückgingen. Wie bei Roggenkorn führte die

Temperaturerhöhung zur Reduktion der Methankonzentration und somit zur Verringerung der höheren Kohlenwasserstoffe. Dennoch lag der Methangehalt bei über 2 %. Anscheinend hat auch die eingesetzte Biomasse einen Einfluss auf die Gaszusammensetzung bzw. auf die Methankonzentration (vgl. Kapitel 6.2). Bei nahezu identischen Betriebsbedingungen wurden für Miscanthus höhere Methangehalte gemessen als für Roggenkorn. Nach Angaben von RÖSCH und WINTZER (1997) ist neben der Vergasungstemperatur, dem Vergasungsmedium und dem Druck die Zusammensetzung des Gases auch vom Brennstoff, d. h. von der chemischen Zusammensetzung der Biomasse, abhängig. Während der zweiten Messphase wurde ein Gas mit höherem Heizwert produziert. Dies wird auf einen deutlich höheren Gehalt an Kohlenmonoxid zurückgeführt. Die GC-Analysen führten zu vergleichbaren Ergebnissen.
Wie bei Roggenkorn baute sich während des Versuches ein Festbett im Generator auf. Innerhalb der Biomasse kam es zu keinen Verbackungen, wodurch die Biomasse rieselfähig blieb und im Reaktorrohr nachrutschen konnte. An der Generatorwand bildeten sich leichte Anbackungen (vgl. Kapitel 6.1.1. und 6.2). In der Literatur sind bezüglich des Sinterbeginns von Miscanthusaschen Werte zwischen 650 °C und 980 °C angegeben (HARTMANN, BÖHM und MAIER 2000 und SCHMIDT, ZSCHETZSCHE und HANTSCH-LINHART 1993). Bei den Versuchen schmolz ein Teil der Asche und es wurden Agglomerate gebildet. In der Praxis könnte dies zu Problemen führen. Trotz der hohen Vergasungstemperaturen lag der Methangehalt noch bei über 2 %. Eine hohe Methankonzentration bzw. der Gehalt an höheren Kohlenwasserstoffen kann zwar über die Temperaturführung geregelt werden, doch steht dem das Ascheschmelzverhalten entgegen. Insgesamt war die Untersuchung im Betriebsverhalten unruhiger als der Versuch mit Roggenkorn. Dieses Verhalten wird auf die plötzlichen Druck- bzw. Gasanstiege zurückgeführt.

6.1.3 Dinkelspelz

Bei Dinkelspelz handelte es sich wie bei Roggenkorn um einen fließfähigen Energieträger, der sich problemlos zur Befüllung des Reaktors und somit zum Aufbau einer Schüttung transportieren ließ. Bis auf einige Peaks bezüglich Druck und Gasumsatz, wurden relativ konstante Bedingungen erreicht. Die star-

ken Druckentwicklungen und die zeitgleich erhöhten Gasumsätze sowie deren Auswirkungen auf die Gaszusammensetzung werden, wie bei Miscanthus, mit sich lösenden Anbackungen bzw. Brücken in Zusammenhang gebracht (vgl. Kapitel 6.2). Demzufolge unterlag auch der Verlauf einzelner Gase einem unruhigeren Verhalten. Die Temperatur des Ofens verlief über den Versuchszeitraum konstant, während die Temperatur der unteren Vergasungszone geringfügig abfiel (vgl. Kapitel 6.1.1 und 6.1.2). Wie bei Roggenkorn und Miscanthus wird das Abfallen der Kohlenmonoxidkonzentration bzw. das Ansteigen der Kohlendioxidkonzentration mit dem Temperaturrückgang während des Versuchszeitraumes und der direkten Auswirkung auf CO und CO_2 in Zusammenhang gebracht (vgl. Kapitel 6.1.1, 6.1.2 und 6.2). Auch hier ist keine auffallende Auswirkung auf den Wasserstoffverlauf, hervorgerufen durch den Temperaturabfall während der Versuchsphase, erkennbar (vgl. Kapitel 6.2). Die Unregelmäßigkeiten im Kurvenverlauf der einzelnen Gase zwischen $15^{\underline{00}}$ und $15^{\underline{42}}$ Uhr können auf die Unterbrechung der Wasserdampfdosierung zurückgeführt werden.

Bis auf wenige Ausnahmen wurden bezüglich Druck, Temperatur des Ofens und Gasumsatz konstante Bedingungen während der ersten Messphase erreicht. Das unruhige Verhalten der einzelnen Gase zu Beginn der Messung ist darauf zurückzuführen, dass zu diesem Zeitpunkt versucht wurde, mittels mechanischer Einwirkung von außen, die Biomasse im Inneren der Versuchsanlage zum Nachrutschen zu bringen. Die Temperatur der unteren Vergasungszone ging während des Versuchsverlaufs zurück. Die Wasserstoff- und Methankurven verliefen konstant in horizontaler Richtung, während die von Kohlenmonoxid fiel und jene von Kohlendioxid anstieg. Wie bereits dargestellt, kann dies auf den Temperaturrückgang zurückgeführt werden (vgl. Kapitel 6.2). Unter ähnlichen Betriebsbedingungen wurde im Vergleich mit Miscanthus, Roggenstroh, Roggenganzpflanze, Roggenkorn und Hanfpressgut weniger Gas umgesetzt (vgl. dritte Messphase). Bezüglich der Gaszusammensetzung und des Heizwertes wurden vergleichbare Resultate wie bei Roggenkorn ermittelt. Die durchgeführten GC-Analysen führten zu ähnlichen Ergebnissen.

Für eine zweite Messphase wurde der Druck erhöht. Druck, Umsatz und Temperatur verliefen während der Messphase relativ konstant, wobei die Temperatur in der unteren Vergasungszone um 5 °C niedriger war als bei der ersten

Messphase. Wie bei Roggenkorn zeigt die Gegenüberstellung der Ergebnisse der ersten und zweiten Messphase, dass während der zweiten Messphase ein geringerer Umsatz, ein niedrigerer Gehalt an Kohlenmonoxid und eine höhere Konzentration an Methan und Kohlendioxid sowie ein Gas mit einem niedrigeren Heizwert produziert wurde. Wie bereits dargestellt, sinkt durch die Kompression bei erhöhtem Druck der Volumengasstrom (JANSEN 1997), das CO / CO_2 Gleichgewicht verschiebt sich zugunsten von CO_2 und es wird ein methanreicheres Gas produziert (LAUER und ZEILINGER 1982). Weiterhin nimmt, abgeleitet aus experimentellen Untersuchungen der DMT, die Wasserstoffkonzentration zu (vgl. Kapitel 2.5.1). Für den Versuchszeitraum war die Wasserstoffkonzentration im Durchschnitt geringer als zur ersten Messphase. Diesbezüglich war die Messphase zu kurz, da der Wasserstoffgraph noch anstieg und zu Messende eine Konzentration von über 56 % aufzeigte. Dies steht im Einklang mit den zu erwartenden Ergebnissen. Jedoch sind die ermittelten Ergebnisse aufgrund unterschiedlicher Betriebsparameter lediglich unter Vorbehalt vergleichbar (vgl. Kapitel 6.1.1 und 6.2).

Für die dritte Messphase wurde der Druck reduziert und die Temperatur erhöht. Wie erwartet stieg mit der Temperaturerhöhung der Kohlenmonoxidgehalt an, während die Kohlendioxidkonzentration zurückging. Die hohe Vergasungstemperatur führte während der dritten Messphase zu einer Reduktion der durchschnittlichen Methankonzentration und war mit 1,77 % geringer als die der ersten beiden Messphasen, was die vorherige Annahme reflektiert (vgl. Kapitel 6.1.1) und auf einen geringeren Gehalt an höheren Kohlenwasserstoff deutet. Während der dritten Messphase stieg die Methan- und Kohlendioxidkurve an, während die von Kohlenmonoxid abfiel. Da der Druckverlauf relativ konstant war, wird diese Entwicklung auf die sinkende Vergasungstemperatur zurückgeführt. Wie bei Roggenkorn stellte sich mit einer Temperaturerhöhung eine niedrigere Wasserstoffkonzentration ein (vgl. Kapitel 6.1.1). Der kontinuierliche Temperaturabfall während der dritten Messphase hatte auf den Verlauf von Wasserstoff keine auffallenden Auswirkungen (vgl. Kapitel 6.2). Mit geringfügigen Abweichungen zu den Ergebnissen der Online-Messung, führte die GC-Analyse zu vergleichbaren Ergebnissen. Im Gegensatz zur ursprünglichen Annahme, dass mit Temperaturerhöhung der Gasumsatz steigt, wurde bei einer Temperaturerhöhung unter relativ konstanten Bedingungen ein niedrigerer

Gasumsatz erzielt. Diesbezüglich besteht noch weiterer Klärungsbedarf, sollte Dinkelspelz als Energieträger von Interesse sein.
Wie bei Roggenkorn und Miscanthus wurde während des Versuches ein Festbett aufgebaut und es stellte sich, bis auf einige Ausnahmen, ein stabiler Verlauf ein. Bei den Vergasungsversuchen kam es zu keinem Ascheschmelzen. Bezüglich des Ascheerweichensverhaltens von Dinkelspelz konnten keine Daten ermittelt werden. In der Vergasungs- und Pyrolysezone kam es zu Anbackungen und Verbackungen, welche, wie bereits beschrieben, in der Praxis zu Behinderungen während des laufenden Betriebes führen können (vgl. Kapitel 6.2). Bei Dinkelspelz handelte es sich um einen Energieträger, welcher sich während der Versuche problemlos vergasen ließ. Insgesamt war die Untersuchung im Betriebsverhalten mit dem Versuch mit Miscanthus vergleichbar.

6.1.4 Roggenganzpflanze

Roggenganzpflanze ließ sich aus dem Trichter in den Reaktor transportieren und es konnte während des Versuches ein Festbett aufgebaut werden, wodurch sich ein relativ stabiler Verlauf einstellte. Bezüglich Druck und Gasumsatz wurden, bis auf einige Peaks, verhältnismäßig konstante Bedingungen während des Versuches erreicht. Wie bei Miscanthus und Dinkelspelz werden die starken Druckentwicklungen und die zeitgleich erhöhten Gasumsätze sowie deren Auswirkungen auf die Gaszusammensetzung zum Versuchsende darauf zurückgeführt, dass sich Anbackungen bzw. Brücken lösten (vgl. Kapitel 6.2). Die Zufuhr von Wasserdampf führte ebenfalls zu einer Druck- und Umsatzerhöhung sowie zu einer Veränderung der einzelnen Gaskonzentrationen (vgl. Kapitel 6.1.2). Weiterhin traten Schwankungen der Prozesstemperatur und damit der Gaszusammensetzung und des Gasumsatzes auf. Das Verhalten der Kohlenmonoxid- und Kohlendioxidverläufe wird wie bei Miscanthus, Dinkelspelz und Roggenkorn auf Temperaturrückgänge bzw. Temperaturanstiege während der Versuchsphase zurückgeführt. Eine derartige Auswirkung, wie sie auf den Verlauf der Kohlenmonoxid- und Kohlendioxidgraphen beobachtet wurde, konnte auf den Verlauf der Wasserstoffgehalte nicht festgestellt werden (vgl. Kapitel 6.2).

Während der ersten Messphase wurde ein wasserstoffreiches Gas mit hohem Methan- und Kohlenmonoxidanteil produziert. Die leichten Unregelmäßigkeiten bzw. Unterbrechungen während der Messphase werden auf die sich ändernden Betriebsbedingungen, hervorgerufen durch die strukturellen Veränderungen des Festbettes, zurückgeführt. Im Vergleich zu den Ergebnissen der trockenen Energieträger wurde unter den gegebenen Bedingungen ein hoher Rohgasstrom erzielt. Der Energieträger ließ sich schnell in ein Gas umsetzen. Die durchgeführten GC-Analysen führten zu vergleichbaren Ergebnissen.

Bei ähnlicher Druckhöhe wie während der ersten Messphase führte die Temperaturerhöhung für eine zweite Messphase, bei konstanten Bedingungen bezüglich Druck und Temperatur, zur Reduktion der Wasserstoff-, Kohlenmonoxid- und Methankonzentration und spiegelt somit die Ergebnisse für Miscanthus, Roggenkorn und Dinkelspelz wider. Weiterhin wurden der Umsatz und der Heizwert, durch einen höheren Kohlenmonoxidanteil, erhöht. Durch die Temperaturerhöhung wurde zwar der Methangehalt reduziert, er lag aber immer noch bei über 2 %. Der Verlauf der einzelnen Gase bzw. die Veränderung im Verlauf sind u. a. darauf zurückzuführen, dass zu diesem Zeitpunkt das Aschesieb im Generator bewegt wurde, um die darauf liegende Asche abzuführen. Dies führte, neben den bereits vorhandenen Einflüssen, zu einer zusätzlichen strukturellen Veränderung des Festbettes und damit der Betriebsbedingungen, was sich direkt auf die Gaszusammensetzung auswirkte.

Beim Öffnen des Reaktorrohres war dieses mit Biomasse verstopft und es bildeten sich Brücken, was dazu führte, dass keine weitere Biomasse zur Vergasung in die Schüttung nachrutschte (vgl. Kapitel 6.2). Weiterhin können sich Brücken lösen, wodurch sich starke Gas- und Druckentwicklungen ergeben können was einen kontinuierlichen Betriebsverlauf stören würde. Im Vergaser kam es zu Anbackungen die, wie bereits beschrieben, ebenfalls zu Störungen führen können. Bei den gefahrenen Temperaturen kam es zu keinem Schmelzen der Asche. Bezüglich des Methangehaltes und, in diesem Zusammenhang des Gehaltes an höheren Kohlenwasserstoffen, war die Vergasungstemperatur zu niedrig. Eine weitere Reduktion des Methangehaltes könnte über eine Temperaturerhöhung erfolgen. In der Literatur werden jedoch Temperaturen für den Sinterbeginn von Getreideganzpflanzen von 854 °C angegeben (HARTMANN, BÖHM und MAIER 2000), wodurch der Temperaturführung sehr enge Grenzen

gesetzt sind. Insgesamt verlief der Ganzpflanzenversuch unruhiger als bei Dinkelspelz, Roggenkorn und Miscanthus.

6.1.5 Roggenstroh

Der Roggenstrohversuch war gekennzeichnet durch hohe, teilweise stürmisch verlaufende Drücke, Temperaturschwankungen sowie einem hohen Temperaturgradient zwischen Ofen und Vergasungszone und einem Gasumsatz, welcher durch Schwankungen und konstante Phasen charakterisiert war. Beim Öffnen des Generators war kaum Biomasse im Vergaser vorhanden. Es konnte keine Schüttung aufgebaut werden, welche für einen konstanten Betriebsverlauf notwendig war. Zum Aufbau einer Schüttung wurde zu wenig Biomasse in den Generator gefördert. Die im Reaktor ankommende Biomasse muss sofort vergast worden sein, was den unruhigen bzw. stürmischen Druckverlauf sowie die daraus resultierenden Effekte erklärt. Eine Erhöhung der Förderleistung brachte nicht den gewünschten Erfolg, da bei gesteigerter Drehbewegung der Transportschnecke die Biomasse unzureichend erfasst wurde, was wiederum zu einer Reduktion der Fördermenge führte. Das Einbrechen des Druckes sowie der Umsatzrückgang während des Versuchsverlaufes sind darauf zurückzuführen, dass der Druck nicht mehr über die Biomasse bzw. Biomassezufuhr aufrecht erhalten werden konnte, dies einen Lufteintritt und somit unkontrollierbare Reaktionen im Vergaser zur Folge hätte. Daraufhin wurde zur Druckregulierung mehr Stickstoff zugeführt, was deutlich im Gasumsatzverlauf zu erkennen war. Der Peak im Umsatzverlauf sowie die Auswirkung auf die Gasentwicklung werden wie bei Miscanthus, Dinkelspelz und Roggenganzpflanze darauf zurückgeführt, dass sich gebildete Anbackungen von der Reaktorwand lösten und sofort vergast wurden. Mit der Temperaturerhöhung für die zweite Messphase wurde der Druckverlauf noch unruhiger und stieg deutlich an. Der Verlauf der einzelnen Gase unterlag Schwankungen, die auf den insgesamt sehr unruhigen Betriebsverlauf zurückgeführt werden. Auch hier ist am Verhalten der Graphen der jeweiligen Gase der Einfluss der Wasserdampfdosierung deutlich zu erkennen (vgl. Kapitel 6.1.2 und 6.1.4). Der Rückgang des Kohlenmonoxidgehaltes bzw. der symmetrische Verlauf von Kohlendioxid bis zur Mitte des Versuches wird mit dem gleichzeitig stattfindenden Temperaturrückgang in Zusammenhang

gebracht und spiegelt die Beobachtungen für die Versuche mit Roggenkorn, Dinkelspelz, Roggenganzpflanze und Miscanthus, sowie das zu erwartende Verhalten wider. Weiterhin fiel trotz einer Temperaturerhöhung in der Vergasungszone der Kohlenmonoxidgehalt während der zweiten Messphase ab, während der Kohlendioxidgehalt stieg. Demgegenüber standen starke Druckschwankungen sowie zur zweiten Messphase ein deutlicher höherer mittlerer Druck (vgl. Kapitel 2.5.1 und 2.5.2).

Unter den gegebenen Bedingungen wurde in der ersten Messphase ein wasserstoffreiches Gas mit, im Vergleich zu Roggenganzpflanze, Roggenkorn, Miscanthus und Dinkelspelz, hohem Heizwert und Gasumsatz erzeugt. Als mittlere Vergasungstemperatur wurden trotz der hohen Ofentemperatur lediglich 814 °C erreicht (vgl. Kapitel 2.5.2). Wie bereits dargestellt, muss die Biomasse sofort bei Eintritt in den Generator in ein Gas überführt worden sein, wodurch sich der im Vergleich zu Miscanthus, Roggenkorn, Roggenganzpflanze und Dinkelspelz höhere Gasumsatz erklären lässt. Der hohe Heizwert ist auf den hohen Anteil von Wasserstoff und Kohlenmonoxid sowie auf den Methangehalt zurückzuführen. Der relativ hohe Methangehalt wird mit den geringen Vergasungstemperaturen bzw. mit den hohen mittleren Drücken sowie mit den erheblichen Druckschwankungen in Zusammenhang gebracht (vgl. Kapitel 2.5.2). Mit geringfügigen Abweichungen zu den Ergebnissen der Online-Messung führten die GC-Analysen zu vergleichbaren Ergebnissen.

Mit der Temperaturerhöhung für die zweite Messphase wurde die Druckentwicklung noch unruhiger und stieg deutlich, sowohl im Vergleich zur ersten Messphase als auch zu den anderen Versuchen mit nicht silierten Energieträgern, an. Im Gegensatz zu den gemachten Beobachtungen bei den Experimenten mit Roggenkorn, Miscanthus und Roggenganzpflanze war der Gasumsatz trotz höherer Vergasungstemperatur geringer. Demgegenüber stand ein deutlich höherer mittlerer Druck. Wie bereits in Kapitel 2.5.1 beschrieben, bedeutet ein höherer Druck eine Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit aufgrund der erhöhten Partialdrücke der Reaktionspartner, wodurch gleichzeitig der Volumenstrom sinkt (JANSEN 1997). Eine im Mittel um 10 °C gesteigerte Vergasungstemperatur sowie der erhöhte Druck führten unter den gegebenen Bedingungen bei Kohlenmonoxid, im Vergleich zur ersten Messphase, zu einer geringeren und bei Kohlendioxid zu einer höheren Konzentration. Wird der Druck

erhöht, verschiebt sich nach LAUER und ZEILINGER (1982) das CO / CO_2 Gleichgewicht zugunsten von CO_2, während bei höherer Vergasungstemperatur mehr CO produziert wird (vgl. Kapitel 2.5.1). Das würde bedeuten, dass unter den gegebenen Bedingungen der Parameter „Druck“ bzw. die Druckschwankungen und der hohe Druck einen deutlich größeren Einfluss auf die Kohlenmonoxid- und Kohlendioxidkonzentration ausüben als die erhöhte Vergasungstemperatur. Trotz der, im Vergleich zur ersten Messphase, höheren Vergasungstemperatur wurde ein Gas mit hohem Methangehalt produziert, welches die Konzentration in der ersten Messphase um den Faktor 2,5 überschritt. Wie bereits dargestellt, steht der höheren Vergasungstemperatur ein deutlich höherer mittlerer Druck gegenüber. Nach Angaben von LAUER und ZEILINGER (1982) führt eine Temperaturerhöhung zu einer Reduktion, während eine Drucksteigerung zu einer Erhöhung der Methankonzentration führt. Der hohe Methangehalt könnte demzufolge darauf zurückzuführen sein, dass trotz höherer Vergasungstemperatur im Vergleich zur ersten Messphase der deutlich höhere mittlere Druck bzw. die erheblichen Druckschwankungen einen stärkeren Einfluss auf die Methankonzentration ausüben. Weiterhin sank bei deutlich höherem Druck und höherer Temperatur die Wasserstoffkonzentration während der zweiten Messphase ab. Hier liegt die Vermutung nahe, dass die Bildung der einzelnen Gase unterschiedlich stark von den Parametern Druck und Temperatur beeinflusst werden. Mit Abweichungen zu den Ergebnissen der Online-Messung führte die GC-Analyse zu vergleichbaren Resultaten. Im Vergleich zur ersten Messphase wurde ein Gas mit höherem Kohlendioxid- und Methangehalt, aber niedrigerer Kohlenmonoxid- und Wasserstoffkonzentration produziert, was insgesamt zur Verminderung des Heizwertes führte. Weiterhin wurden während der Messphase, im Vergleich zu den anderen Versuchen der trockenen Energieträger, hohe mittlere Drücke mit erheblichen Druckschwankungen gemessen.

In der Literatur sind bezüglich des Sinterbeginns von Roggenstrohaschen Temperaturwerte zwischen 840 °C und 935 °C angegeben (HARTMANN, BÖHM und MAIER 2000 und SCHMIDT, ZSCHEZSCHE und HANTSCH-LINHART 1993). Zum Versuchsende hin wurden Temperaturen in der Vergasungszone von 880 °C erreicht. Mit 6 % Kohlenstoffanteil im Vergasungsprodukt wurde das Roggenstroh nahezu vollständig umgesetzt (vgl. Kapitel 6.1.1). Während des

Versuches kam es zu einem Schmelzen der Asche, was zu Agglomeratbildung führte. Wie bereits angeführt, kann dies zu Problemen im weiteren Betriebsverlauf führen. Bei dem durchgeführten Versuch wurde ein hoher Methangehalt gemessen, was auf einen hohen Anteil an höheren Kohlenwasserstoffen hindeutet. Die hohe Konzentration könnte mit dem schwankenden und hohen Druckverlauf in Zusammenhang stehen, was bedeuten würde, dass sich bei konstanten Druckbedingungen bzw. bei konstanten und niedrigeren Drücken eine geringere Methankonzentration einstellen dürfte. Eine hohe Methankonzentration bzw. der Gehalt an höheren Kohlenwasserstoffen kann u. a. über die Temperaturführung geregelt werden, was aber aufgrund des niedrigen Ascheschmelzverhaltens unter den gegebenen Bedingungen nicht möglich war. Da es sich bei Roggenstroh bzw. Stroh in der Regel um ein Nebenprodukt bzw. einen Reststoff handelt, welcher im Vergleich zu einem Biomasseanbau kostengünstiger zur Verfügung gestellt werden kann (REINHOLD 2001), sollten weitere Versuche unter definierten Bedingungen bezüglich Temperatur und Druck, und in diesem Zusammenhang der Methankonzentration bzw. der Gehalt an Teeren sowie dem Ascheschmelzverhalten und eventuelle positive Einflüsse von Katalysatoren, unternommen werden, um Stroh als Einsatzstoff für die Vergasung interessant zu machen (vgl. Kapitel 6.2).

6.1.6 Hanf

Hanf neigte aufgrund seiner Struktur im Bunkersystem zu Verzahnungen und dadurch zur Brückenbildung sowie zu Transportschwierigkeiten bei der Reaktorbeschickung. Wie bereits dargestellt, treten nach Angaben von BÜTTNER (2003) diese Probleme bei Anlagen im Labormaßstab auf. Bis auf einige Peaks bezüglich Druck und Gasumsatz sowie der Rückgang der Vergasungstemperatur (vgl. Kapitel 2.5.2) wurden während des Versuches relativ konstante Bedingungen erreicht. Wie bei den bereits beschriebenen Versuchen werden auch hier die starken Druckentwicklungen und die zeitgleich erhöhten Gasumsätze sowie deren Auswirkungen auf die Gaszusammensetzung u. a. darauf zurückgeführt, dass sich während des Betriebes Anbackungen bzw. Brücken an der Generatorwand bildeten, welche sich lösten und in die heißeren Zonen nachrutschten. Weiterhin traten durch die unkontinuierliche Biomassedosierung und

damit von Wasserdampf, welche sich einerseits aus der unstetigen Dosierung, andererseits aus den wechselnden strukturellen Eigenschaften des Festbettes ergaben, Schwankungen der Prozesstemperatur und damit der Gaszusammensetzung und des Gasumsatzes auf (vgl. Kapitel 6.1.1). Die Zuführung von Wasserdampf zu Beginn des Versuches war am Druck- und Umsatzanstieg sowie an der Gaszusammensetzung zu erkennen (vgl. Kapitel 6.1.2, 6.1.3 und 6.1.4). Zum Versuchsende wurde die Wasserdampfzufuhr eingestellt, was deutlich am Verlauf der Kohlenmonoxid- und Wasserstoffkurve zu sehen war. Auffallend war bei der Vergasung von Hanf der Gasumsatz und die Gaszusammensetzung. Unter den gegebenen Parametern, d.h. Vergasungsbedingungen, Menge des zugeführten Vergasungsmediums und Eigenschaften der Biomasse, lies sich Hanf relativ langsam in ein Gas umsetzen, was am geringen Gasumsatz erkennbar war. Hinsichtlich des Gasumsatzes bzw. einer Steigerung sollten weitere Versuche durchgeführt werden. Weiterhin wurde während der Messphase ein Gas mit hohem Wasserstoffgehalt, hoher Kohlenmonoxidkonzentration und geringen Anteilen an Methan und Kohlendioxid erzeugt. Wie bereits beschrieben, steigt die Zerfallsneigung des CO_2 zu CO mit der Temperatur und bei jeder Temperatur stellt sich ein Gleichgewicht ein. Auch ist die Reaktionsfähigkeit durch aktive Oberflächen (Auflockerung) steigerbar und es spielen katalytische Einflüsse der Aschen eine Rolle (KOLLMANN 1952, vgl. Kapitel 2.5.1). Die Methankonzentration fiel zu Beginn des Versuches ab und stellte sich auf ein Gleichgewicht auf niedrigem Niveau ein. Da der Methangehalt als Indikator für die Konzentration der höheren Kohlenwasserstoffe dient, müsste demzufolge dieser, unter den gegebenen Betriebsbedingungen, gering sein. Bei Betrachtung des Versuchsverlaufes ist festzustellen, dass bereits vor Zugabe des Vergasungsmediums ein Gas mit hoher Kohlenmonoxid- und Wasserstoffkonzentration erzeugt wurde. Ähnliches konnte bei den Experimenten mit Miscanthus und Dinkelspelz beobachtet werden. Bei den Miscanthus-, Stroh- und Dinkelspelzversuchen stieg mit Zugabe von Wasserdampf die Kohlendioxid- und Wasserstoffkonzentration an, während die von Kohlenmonoxid abfiel. Vergleichbares, wenn auch mit geringeren Konzentrationen, war auch hier zu beobachten und deckt sich mit den bereits ermittelten Ergebnissen. Bezüglich der Gaszusammensetzung erzielten die durchgeführten GC-Analysen vergleichbare Ergebnisse. Der Rückgang der Vergasungstemperatur hatte, im Vergleich zu

den anderen Versuchen, auf den Verlauf der einzelnen Gase keine merkliche Auswirkung.

In der Trocknungszone bildeten sich Brücken, wodurch keine weitere Biomasse in den Reaktor gelangte. Die durch die Brückenbildung hervorgerufene Blockade sowie die Drehbewegung der Förderschnecke zur Generatorbeschickung führten dazu, dass der Transportweg aus dem Vorratsbehälter in den Reaktor mit verdichteter Biomasse zugesetzt wurde. Weiterhin können sich Brücken lösen, was zu starker Gas- und Druckentwicklungen führen würde. Außerdem kam es zu Anbackungen im Vergaser. Bei den gefahrenen Temperaturen konnte kein Schmelzen der Asche beobachtet werden, was aufgrund der Literaturdaten zu erwarten war. In der Literatur werden Temperaturen für den Sinterbeginn von Hanf zwischen 1.300 °C (SCHMIDT, ZSCHETZSCHE und HANTSCH-LINHART 1993) und 1.347 °C (HARTMANN, BÖHM und MAIER 2000) angegeben. Aufgrund der unzureichenden Erhöhung der Ofentemperatur für eine zweite Messphase sowie des Temperaturabfalls in der unteren Vergasungszone während des Versuches, konnte eine weitere Messphase nicht angefahren werden.

6.1.7 Maispressgut

Mit dem ursprünglichen Fördersystem konnten die abgepressten Brennstoffe nicht befördert werden, was nach Angaben von BÜTTNER (2001) auf den Labormaßstab der Technikumsanlage zurückzuführen ist und unter Praxisbedingungen keine Probleme darstellen dürfte. Für die Pressgüter kam eine Zwei-Schieber-Schleuse zur Anwendung. Im Gegensatz zum verwendeten Fördersystem für die trockenen Energieträger wurde hier die Biomasse unkontinuierlich und in größerer Menge pro Zeiteinheit dem Generator zugeführt, was zu Schwankungen im Bereich Druck, Gasumsatz, Temperatur und Gaszusammensetzung führte. Weiterhin kamen starke Druckentwicklungen und erhöhte Gasumsätze aufgrund sich lösender Anbackungen sowie durch strukturelle Veränderungen des Festbettes hinzu, so dass sich insgesamt ein unruhigerer Betriebsverlauf einstellte. Mit der Beschickungstechnik konnte für alle Pressgüter ein Festbett aufgebaut werden. Als Vergasungsmedium diente das biomasseeigene Wasser.

Die Vergasung von Maispressgut war der erste Versuch mit feuchten Energieträgern. Aufgrund technischer Probleme fielen die Messgeräte für die permanente Online-Messung zur ersten Versuchshälfte aus, so dass lediglich eine Messphase zur Verfügung stand. Wie bereits dargestellt, traten aufgrund der diskontinuierlichen Reaktorbeschickung höhere Schwankungen im Betriebsverlauf auf. Dies war deutlich am Druck- und Volumenverlauf sowie an der Gasproduktion und der Temperatur erkennbar. Ein Großteil der Druckschwankungen und der zeitgleich gesteigerten Gasumsätze können den Zeiten für die Generatorbeschickung zugeordnet werden. Nach der Temperaturerhöhung des Ofens gingen Druck- und Umsatzverlauf in eine stabilere Phase über. Während der Messphase fiel die Vergasungstemperatur ab. Weiterhin stiegen der Kohlendioxid- und Methangehalt an, während der Kohlenmonoxidgehalt abfiel. Dies wird in Zusammenhang mit der sinkenden Vergasungstemperatur gebracht; Vergleichbares wurde bei Dinkelspelz beobachtet. Bezüglich des steigenden Wasserstoffgehaltes während der Messphase konnte unter den gegebenen Betriebsbedingungen Vergleichbares nicht beobachtet werden. Hierzu müssten weitere Untersuchungen unter definierten Bedingungen durchgeführt werden. Wie zu erwarten, konnte ein wasserstoffreiches Gas produziert werden. Für Maispressgut ist in der Literatur ein Sinterbeginn der Asche bei 1.020 °C (HEINZ et al. 1999) angegeben. Demzufolge müsste auch eine Reduktion des Methangehaltes bzw. der höheren Kohlenwasserstoffe über eine Temperaturerhöhung unproblematisch sein. Bezüglich der Gaszusammensetzung erzielten die durchgeführten GC-Analysen vergleichbare Ergebnisse. Unter den Vergasungsbedingungen sowie der Biomasseeigenschaften wurde ein geringer Gasumsatz erzielt. Zur Erhöhung des Umsatzes bzw. zur Steigerung der Gasproduktion sollten weitere Versuche unternommen werden (vgl. Kapitel 6.2).

Im Reaktor bildeten sich rohrförmige Anbackungen. Wie bereits beschrieben, können sich die gebildeten Anbackungen lösen. Dies würde zu starker Gas- und Druckentwicklungen führen und einen kontinuierlichen Betriebsverlauf stören. Während des Experimentes kam es zu keinem Schmelzen der Asche, was mit den Literaturangaben bezüglich des Sinterbeginns von HEINZ et al. (1999) konform geht und daher angesichts der gefahrenen Vergasungstemperaturen zu erwarten war.

6.1.8 Roggenpressgut

Der Vergasungsversuch von Roggenpressgut war zu Beginn des Experimentes durch erhebliche Schwankungen bezüglich Druck, Gasentwicklung, Umsatz und Temperatur, gekennzeichnet. Gasumsatz, Temperatur und Gasentwicklung gingen im Versuchsverlauf in eine konstantere Phase über, was auf die sich einstellende stabilere Versuchsphase zurückzuführen ist. Unter den gegebenen Parametern, d.h. Vergasungsbedingungen und Eigenschaften der Biomasse, wurde das Roggenpressgut langsamer in ein Gas umgewandelt, was am niedrigen Umsatz zu erkennen war. Vergleichbares wurde bei Hanf beobachtet. Zur Steigerung der Gasproduktion sind Folgeexperimente anzustreben (vgl. Kapitel 6.2). Auch hier kann ein Großteil der Druckschwankungen und der zeitgleich gesteigerten Gasumsätze exakt den Zeiten für die Generatorbeschickung zugeordnet werden. Der rege Verlauf der einzelnen Gase zu Beginn der Messphase wird auf den unruhigen Verlauf bezüglich Druck und Temperatur zurückgeführt. Während unter konstanten Vergasungstemperaturen der Wasserstoffgraph relativ kontinuierlich zur zweiten Messphase verlief, sank der Kohlenmonoxidgehalt leicht ab, während der Kohlendioxidgehalt anstieg. Dies dürfte mit den teilweise sehr hohen Drücken in Zusammenhang stehen.

Unter den gegebenen Bedingungen wurde zur ersten Messphase ein wasserstoffreiches Gas mit relativ hohem Methangehalt erzeugt. Während des Untersuchungszeitraumes verliefen die einzelnen Gaskurven unruhig. Die unruhige Gasentwicklung steht mit den hohen Druckschwankungen in Zusammenhang, die wiederum der Generatorbeschickung zugeordnet werden können. Weiterhin hatte das Gas einen relativ hohen Methangehalt, welcher reduziert werden muss. Die Methankonzentration dürfte mit den geringen Vergasungstemperaturen bzw. mit den erheblichen Druckschwankungen in Zusammenhang stehen. Diesbezüglich sind Versuche unter konstanten Druckbedingungen empfehlenswert. Die relativ niedrige Kohlenmonoxidkonzentration bzw. der hohe Kohlendioxidgehalt dürften ebenfalls auf die Druckschwankungen sowie die niedrige Vergasungstemperaturen zurückzuführen sein. Bezüglich der Gaszusammensetzung erzielten die durchgeführten GC-Analysen vergleichbare Ergebnisse und konnten die Online-Messungen bestätigen. Wie bereits erwähnt, wurde ein sehr geringer Gasumsatz erzielt.

Für eine zweite Messphase wurde die Temperatur erhöht. Wie bereits dargestellt, verlief der Versuch über diesen Untersuchungszeitraum insgesamt ruhiger. Neben einer konstanten Vergasungstemperatur war der Druckverlauf durch Schwankungen gekennzeichnet. Im Vergleich zur ersten Messphase wurde ein Gas mit geringerer Wasserstoff-, Methan und Kohlendioxidkonzentration sowie einem höheren Gehalt an Kohlenmonoxid und einem höherem Gasumsatz erzeugt. Dies steht im Einklang mit den Ergebnissen für Miscanthus, Roggenkorn und Roggenganzpflanze und spiegelt die Erwartungen wider. Allerdings sind die erste und zweite Messphase nur bedingt miteinander vergleichbar, da ein mittlerer Druckunterschied von über 1.000 Pa gemessen wurde. Angesichts des konstanten Temperaturverlaufes während der Messphase dürfte der unruhige Verlauf der einzelnen Gaskurven mit den zum Teil hohen Druckschwankungen im Zusammenhang stehen, welche u. a. der Generatorbeschickung zugeordnet werden können. Im Vergleich zur ersten Messphase konnte der Methangehalt reduziert werden. Dieser ist aber mit der erzielten Konzentration noch immer zu hoch. Da der Druck einen Einfluss auf die Methankonzentration ausübt und dieser bei der Messphase im Mittel zwar geringer war als der des ersten Untersuchungszeitraumes, aber dennoch vergleichbar hohe Druckanstiege zu verzeichnen waren, sollten diesbezüglich weitere Untersuchungen unter konstanten Druckbedingungen durchgeführt werden, um den Faktor „Druckschwankungen“ auf die Methankonzentration zu eliminieren. Der Gasumsatz konnte im Vergleich zur ersten Messphase gesteigert werden. Hinsichtlich der Umsatzsteigerung spiegelt dies die Erwartungen wider. Mit Ausnahme von Roggenpressgut und Hanf konnte bei allen durchgeführten Versuchen eine höhere Gasproduktion erzielt werden. Wie bereits beschrieben, ist der Umsatz von vielen Faktoren abhängig. Zur Steigerung des Gasumsatzes sollten weitere Experimente durchgeführt werden. Während der zweiten Messphase wurde ein Gas mit höherem Heizwert produziert, was auf einen höheren Gehalt an Kohlenmonoxid zurückzuführen ist.

Im Reaktor bildeten sich rohrförmige Anbackungen, was im weiteren Betriebsverlauf zu Problemen führen kann. Wie bei Maispressgut kam es während der Vergasung zu keinem Schmelzen der Asche, was mit den Literaturangaben bezüglich der Erweichungstemperatur konform geht und der gefahrenen Vergasungstemperaturen und daher zu erwarten war. Für Roggenpressgut ist in der

Literatur ein Sinterbeginn der Asche bei 1.050 °C angegeben (Heinz et al. 1999). Demzufolge dürfte auch eine Reduktion des Methangehaltes bzw. der Teere über eine Temperaturerhöhung erfolgreich sein.

6.1.9 Hanfpressgut

Der Versuch mit Hanfpressgut war zu Beginn des Experimentes durch erhebliche Schwankungen bezüglich Druck, Verlauf der Partialgase, Umsatz und Temperatur gekennzeichnet. Wie bei Roggenpressgut gingen Gasumsatz, Temperatur und Gasentwicklung während der ersten Messphase in eine konstantere Phase über, was auf die sich einstellende, stabilere Versuchsphase zurückzuführen ist. Mit der Temperaturerhöhung für die zweite Messphase war der Gasumsatz deutlich unruhiger und auf wesentlich höherem Niveau, was sich hinsichtlich der Umsatzsteigerung mit den Literaturangaben deckt und die Beobachtungen für Roggenkorn, Roggenganzpflanze, Miscanthus und Roggenpressgut widerspiegelt. Da auch der Druck einen Einfluss auf den Gasumsatz ausübt und dieser während der zweiten Messphase im Mittel geringer und auf ruhigerem Niveau verlief als zur ersten Messphase, sind die ermittelten Ergebnisse bezüglich des Temperatureinflusses nur unter Vorbehalt verwendbar. Weiterhin wurde dem Vergaser pro Beschickung mehr Biomasse in der ersten Messphase zugeführt. Wie bei Mais- und Roggenpressgut kann auch hier ein Großteil der Druckschwankungen und der zeitgleich gesteigerten Gasumsätze den Zeiten für die Generatorbeschickung zugeordnet werden. Der rege Verlauf der einzelnen Gaskurven zu Beginn der Messphase, sowie die Schwankungen von der Kohlenmonoxid-, Kohlendioxid- und Methangehalte während des Versuches werden ebenfalls auf den unruhigen Gesamtverlauf bezüglich Druck und Temperatur zurückgeführt (vgl. Kapitel 6.1.8).

Bei relativ konstanter Temperatur sowie erheblichen Druckschwankungen und den daraus folgenden Umsatzschwankungen stellte sich während der ersten Messphase bezüglich des Verlaufes der einzelnen Gase, eine konstante Entwicklung ein. Hinsichtlich der Gaszusammensetzung wurde ein wasserstoffreiches Produktgas mit relativ hohem Kohlenmonoxidgehalt erzeugt. Der Methangehalt wurde mit über 2 % gemessen. Demzufolge ist dieser weiter zu reduzieren. Die Methankonzentration könnte mit den geringen Vergasungstemperatu-

ren bzw. mit den erheblichen Druckschwankungen in Zusammenhang stehen (vgl. Kapitel 6.1.8). Diesbezüglich sind Versuche unter konstanten Druck- bzw. Temperaturbedingungen empfehlenswert. Unter den gegebenen Bedingungen ließ sich Presshanfsilage relativ gut in ein Gas überführen, was am Gasumsatz zu sehen war. Hinsichtlich des Umsatzes wurde für Roggenkorn ein vergleichbarer Umsatz während der erste Messphase erzielt. Bezüglich der Gaszusammensetzung erzielten die durchgeführten GC-Analysen vergleichbare Ergebnisse. Vor einer Temperaturerhöhung des Ofens für die zweite Messphase ging die Vergasungstemperatur zurück, während Druck und Umsatz anstiegen. Die sich ändernden Betriebsbedingungen waren am zeitgleichen Verlauf der einzelnen Gasgraphen erkennbar.

Für eine zweite Messphase wurde die Temperatur erhöht. Bezüglich des Druckes war ein ruhigerer Verlauf zu beobachten. Dies wird auf konstantere Bedingungen zurückgeführt. Der Energieträger wurde unter den gegebenen Bedingungen sehr schnell umgesetzt, was an der hohen Gasproduktion zu erkennen war. Im Vergleich zur ersten Messphase wurde unter den gegebenen Bedingungen der Gasumsatz nahezu verdoppelt und erzielte mit über 14 Liter pro Minute die höchste Gasproduktion. Wie bereits erwähnt, haben die Faktoren Temperatur, Druck, chemische Zusammensetzung der Biomasse und Teilchenstruktur einen Einfluss auf den Gasumsatz. Im Vergleich mit den anderen Versuchen wurde hinsichtlich der Höhe des Gasumsatzes kein vergleichbares Ergebnis erzielt. Hier dürfte vor allem der Einfluss der Teilchenstruktur auf die Höhe des Umsatzes interessant sein. Durch den Aufarbeitungsvorgang der Hanfsilage wurden die Biomasseteilchen aufgerissen, wodurch eine „watteartige“ Struktur geschaffen wurde. Dies führte zu einer Vergrößerung der Oberfläche (vgl. Kapitel 3.2.2 und 6.2). Im Zusammenhang mit Gasumsatz und Teilchenstruktur sollten weitere Versuche durchgeführt werden. Über die Messphase stieg die Kohlendioxid- und Methankonzentration leicht an, während Kohlenmonoxid leicht zurückging. Hierfür dürfte der Grund in der schwankenden, leicht sinkenden Vergasungstemperatur während des Messzeitraumes zu suchen sein. Ähnliches wurde bei Dinkelspelz beobachtet. Unter den gegebenen Bedingungen, d. h. der höheren Vergasungstemperatur und dem geringeren Druck, wurden im Mittel, im Vergleich zur ersten Messphase, eine höhere Methan- und Kohlendioxidkonzentration sowie geringere Gehalte an Kohlenmono-

xid und Wasserstoff gemessen. Vergleichbares konnte bei den durchgeführten Experimenten nicht beobachtet werden. Hierzu sollten weitere Versuche unter konstanten Bedingungen vorgenommen werden. Der höhere Heizwert ist auf die erhöhte Methankonzentration zurückzuführen. Die nach Beendigung des Dosierens auftretenden hohen Druckanstiege werden auf sich lösende Anbackungen bzw. Verbackungen zurückgeführt. Wie bei Mais- und Roggenpressgut kam es während der Vergasung zu keinem Schmelzen der Asche. Dies geht mit den Literaturangaben bezüglich der Erweichungstemperatur bei 1.290 °C von HEINZ et al. (1999) konform und war, angesichts der gefahrenen Vergasungstemperaturen, zu erwarten. Demzufolge dürfte ein weiteres Cracken der höheren Kohlenwasserstoffe über eine Temperaturerhöhung erfolgreich sein.

6.2 Gesamtdiskussion

Es konnte experimentell nachgewiesen werden, dass sich alle Energieträger vergasen ließen. Die Versuchsreihe zeigte einen durchgängig hohen Anteil von Wasserstoff im trockenen Produktgas. In Abhängigkeit der Betriebsparameter und der Biomasse wurden Wasserstoffkonzentrationen zwischen 47,04 % und 55,78 % gemessen. In Bezug auf den Anteil des Wasserstoffes im Produktgas lassen sich allgemeine Aussagen aus den Experimenten ableiten.
Bei „stationären“ Versuchsbedingungen konnte der Temperatureinfluss auf die Wasserstoffkonzentration für das verwendete Verfahren dargestellt werden. So führte eine Temperaturerhöhung zur Reduktion des Anteils an Wasserstoff im Produktgas. Vergleichbares konnte durch KLOSE und BÜTTNER (2002) bei Vergasungsexperimenten von trockenem Buchenholz mit Wasserdampf in einem indirekt beheizten Rohrreaktor ermittelt werden. Bezüglich eines Einflusses des Betriebsparameters „Druck“ auf die Wasserstoffkonzentration im Produktgas konnten keine eindeutigen Erkenntnisse gewonnen werden, da die Betriebsparameter zur Messphase nicht konstant oder die Messphase zu kurz war. Jedoch zeigten die Experimente die gleichen Tendenzen. So führte eine Druckerhöhung zu einem Ansteigen des Wasserstoffgehaltes. Ebenso wurden bei ähnlichen Versuchsbedingungen zwischen den verschiedenen Energieträgern unterschiedliche Konzentrationen von Wasserstoff gemessen. Es zeigt sich, dass die Wasserstoffkonzentration im trockenen Produktgas auch von der

eingesetzten Biomasse abhängig ist. Vergleichbares berichten RÖSCH und WINTZER (1997), nach deren Angaben die Zusammensetzung des Gases u. a. in Zusammenhang mit dem Brennstoff steht. Die durchgeführten Experimente lassen jedoch keinen Zusammenhang zwischen den Gehalten an NDA, ADF bzw. Hemizellulose, Rohlignin, Rohzellulose sowie der Teilchenstruktur und der Wasserstoffkonzentration im Produktgas erkennen. Aber die Stückigkeit bzw. die Struktur der Teilchen scheint einen deutlichen Einfluss auf den Gasumsatz pro Zeiteinheit und demzufolge auf die Wasserstoffproduktion zu haben. Weiterhin wurde das Produktgas mit der Zugabe von Wasserdampf als Vergasungsmedium mit Wasserstoff angereichert. Allerdings zeigte sich bei der Vergasung von trockenen Energieträgern mit Wasserdampf eine geringfügigere Abhängigkeit des Anteils an Wasserstoff im Produktgas von der Temperatur und dem Wassergehalt. Die Gehalte an Kohlendioxid und Kohlenmonoxid waren gegenläufig stark von der Temperatur abhängig. Tendenziell nahm der Anteil an Kohlenmonoxid mit steigender Temperatur zu, während die Kohlendioxidkonzentration abnahm, was mit den Literaturangaben übereinstimmt. Außerdem ging bei Zugabe von Wasserdampf der Kohlenmonoxidgehalt zurück, während der Kohlendioxidgehalt anstieg. Weiterhin führte bei stationären Betriebsbedingungen eine Temperaturerhöhung zur Reduktion der Methankonzentration.

Wie bereits beschrieben, konnten keine eindeutigen Erkenntnisse bezüglich des Parameters „Druck“ und dessen Auswirkungen auf die Konzentration der Gase gewonnen werden. Jedoch zeigten auch hier die Experimente die gleichen Tendenzen. So führte eine Druckerhöhung zu einem Ansteigen der Methan- und Kohlendioxidkonzentration sowie zur Reduktion des Kohlenmonoxidgehaltes. Auch hier ist zu erkennen, dass bei vergleichbaren Versuchsbedingungen bezüglich Temperatur und Druck zwischen den verschiedenen Energieträgern unterschiedliche Kohlenmonoxid-, Kohlendioxid- und Methankonzentrationen gemessen wurden. D. h., dass, wie bei Wasserstoff, die Konzentration der Gase auch von der eingesetzten Biomasse abhängig sein muss. Auch hier lassen die durchgeführten Experimente keinen Zusammenhang zwischen den Gehalten an NDA, ADF bzw. Hemizellulose, Rohlignin, Rohzellulose und der Konzentrationen von Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan im Produktgas erkennen. Da während der Versuche zum Teil hohe Mengen an Methan gemessen wurden, lässt dies auf das Vorhandensein höherer Kohlenwasserstoffe schließen. Die derzeit am häufigsten verwendete Methode der Teerentfernung

ist der Einsatz hoher Temperaturen (MAHLENDORF 1998), wobei der Temperaturführung bei Biomassen mit niedrigem Ascheerweichungspunkt, wie beispielsweise Stroh, Getreideganzpflanzen und Miscanthus, enge Grenzen gesetzt sind. Eine Reduktion höherer Kohlenwasserstoffe ist auch durch eine Gasreinigung, wie beispielsweise über ein Sandbettfilter bzw. über eine katalytische Teerminderung, möglich (MAHLENDORF 1998). Eine Reinigung ist jedoch aufwendig und kostspielig. Demzufolge müssen schon im Vorfeld Anstrengungen unternommen werden, die höheren Kohlenwasserstoffe wirksam zu reduzieren. Eine weitere Möglichkeit ist die Verwendung eines Filtermaterials aus Koks oder Aktivkohle, welches nach dem Einsatz zur Teerentfernung im Reaktor vergast werden könnte (BÜTTNER 2003, MAHLENDORF 1998). Nach Angaben von KLOSE und BÜTTNER (2002) ist auch die Qualität des Produktgases (hinsichtlich der Umsetzung höherer Kohlenwasserstoffe) und des Kondensats - und damit die Qualität des Produktgases – stark von der eingesetzten Biomasse abhängig.

Hinsichtlich der Gasproduktion pro Zeiteinheit wurden sehr unterschiedliche Ergebnisse erzielt. Innerhalb der Energieträger wurde bei sieben von neun Experimenten mit landwirtschaftlicher Biomasse der Einfluss der Temperatur auf den Gasumsatz untersucht: Tendenziell, d. h. bei fünf Versuchen, führte eine Temperaturerhöhung zu einer Umsatzsteigerung. Unter relativ konstanten Betriebsbedingungen wurde bei Roggenkorn, Miscanthus und Roggenganzpflanze eine Umsatzsteigerung erzielt, während sich bei Dinkelspelz eine geringere Gasproduktion einstellte. Der Einfluss des Parameters „Druck“ auf den Umsatz konnte nur unzureichend untersucht werden. Die Experimente zeigten jedoch die gleiche Entwicklung. Eine Druckerhöhung führte zu einer Reduktion der Gasproduktion, was im Einklang mit den Literaturangaben steht. Diesbezüglich sollten weitere Experimente folgen. Weiterhin konnten deutlich unterschiedliche Umsatzmengen zwischen den Energieträgern ermittelt werden. In Abhängigkeit der Betriebsbedingungen und der Biomasse wurden zwischen 2,80 und 14,39 Liter Produktgas pro Minute erzeugt. Auch unter vergleichbaren Betriebsbedingungen konnten die Energieträger unterschiedlich schnell in ein Gas umgesetzt werden. Die durchgeführten Experimente lassen keinen Zusammenhang zwischen der in Tabelle 9 dargestellten Messergebnisse von NDA und ADF bzw. Hemizellulose, Rohlignin, Rohzellulose und der erzielten Gasumsätze bzw. Gasumsatz erkennen. Bei einem Vergleich von Hanf und Hanfpressgut ist zu erkennen, dass, auch bei vergleichbarer Zusammensetzung, ein deutlicher Un-

terschied in der Gasproduktion erzielt wurde. So ließ sich der Energieträger „Presshanf“ schneller in ein Gas überführen. Dies ist am deutlich höheren Umsatz zu erkennen. Ein wesentlicher Unterschied zwischen den Energieträgern „Hanf“ und „Presshanf“ lag in der Struktur der Teilchen. Während Hanf durch den Aufarbeitungsvorgang lediglich in kleinere Stücke aufbereitet wurde, führte dieser bei Hanfpressgut zu einem „Aufreißen“ der Teilchen, wodurch eine „watteartige“ Struktur entstand und die Oberfläche vergrößert wurde. Nach Angaben von BÜTTNER (2005) hat die chemische Zusammensetzung der Energieträger einen geringeren Einfluss auf den Umsatz als die Struktur der Teilchen. D. h. dass die Gasproduktion stärker durch die Teilchenoberfläche, also dem Verhältnis von Oberfläche zu Masse, bestimmt wird (BÜTTNER 2005). Bezüglich der Teilchenstruktur und deren Einfluss auf den Gasumsatz bzw. dessen Steigerung sind weitere Untersuchungen empfehlenswert.

Hinsichtlich einer Eignung der verwendeten landwirtschaftlichen Biomasse für das ausgewählte Vergasersystem lässt sich Folgendes feststellen: Bei den Versuchen mit den Energieträgern Roggenkorn, Dinkelspelz, Roggenganzpflanze, Hanf, Roggenstroh, Roggen- und Maispressgut wurden beim Öffnen der Anlage Brücken bzw. Anbackungen an der Reaktorwand, u. a. im Bereich der Vergasungs- und Pyrolysezone, vorgefunden. Für die Biomassen Miscanthus und Hanfpressgut konnte dies nicht festgestellt werden. Ableitend aus Umsatz- und Druckentwicklung während der Versuche kann aber davon ausgegangen werden, dass Brücken und / oder Anbackungen vorhanden waren. Nach Angaben von KLOSE und BÜTTNER (2002) zeigt sich durchgängig, dass im Bereich der feuchten Schüttung eine Neigung zum Haften an der Wand mit einer damit verbundenen Brückenbildung besteht. Die Untersuchungen haben gezeigt, dass der Reaktortyp des Festbettreaktors bei der verwendeten Biomasse Schwächen hat. Sollen die untersuchten Energieträger für das Verfahren zur Anwendung kommen, müssen Vorkehrungen bzw. Einrichtungen zur Aufhebung eventueller Brücken vorgesehen werden. Zur Vermeidung von Brücken ist ein Mischen von Biomassen welche zur Brückenbildung neigen mit Energieträgern die nicht zur Brückenbildung neigen, wie beispielsweise Buchenholz, denkbar. Eine weitere Möglichkeit der Einflussnahme ist die Auswahl der zu vergasenden Energieträger. Nach Angaben von KLOSE und BÜTTNER (2002) ist auch die Qualität des Produktgases hinsichtlich der Umsetzung höherer Kohlenwasserstoffe stark von der eingesetzten Biomasse abhängig. Demzufolge sollten Energieträger zum Einsatz kommen, welche eine starke Teerbildung unterbinden bzw. die entstan-

denen Teere müssen wirkungsvoll umgesetzt werden können, um ein Anhaften der Biomasseteilchen durch höhere Kohlenwasserstoffe im Bereich der Pyrolysezone – dem Entstehungsbereich der Teere - zu reduzieren. Weiterhin kann nach Angaben von DOLCH (1936) über die zugeführte Wasserdampfmenge ein positiver Einfluss auf die Konzentration der Teere genommen werden. Neben der Auswahl des Einsatzstoffes sowie verfahrenstechnischer Möglichkeiten kann der Bildung von Brücken auch durch Einbauten begegnet werden. Bei Kohleversuchen in einem Schwelschacht hat sich nach Angaben von DOLCH (1936) der Einbau von Zwischenwänden bewährt. Weiterhin kann die Installation einer mechanischen Kratzvorrichtung bzw. die Verwendung eines Reaktors mit Verjüngung erfolgreich sein.

Einige der landwirtschaftlichen Biomassen waren durch niedrige Ascheschmelzpunkte gekennzeichnet. Bei den Energieträgern Roggenstroh und Miscanthus kam es während der Versuchsphase zu einem Schmelzen der Aschen. Dies führte zur Bildung von Agglomeraten. Agglomerate können den Vergasungsprozess stören. Demgegenüber standen höhere Kohlenwasserstoffe, welche reduziert werden müssten. Da ein Teil der Asche schmolz, scheidet eine Reduktion der Teere über eine Temperaturerhöhung unter den gegebenen Bedingungen aus. Diesbezüglich sollten Untersuchungen durchgeführt werden, welche einen positiven Einfluss auf das Ascheschmelzverhalten bzw. auf die Reduktion der höheren Kohlenwasserstoffe ausüben. Beispielsweise kann nach Angaben von VETTER (2001) das Ascheschmelzverhalten einer Art in Abhängigkeit vom Standort um bis zu 300 °C variieren. Weiterhin werden in der Forschung unterschiedliche Methoden verfolgt, um den Gehalt von Alkalien auf einem akzeptablen Niveau zu halten. So hat nach DAVIDSSON, PETTERSSON und NILSSON (2001) beispielsweise die Zugabe von Dolomit oder Kaolin in den Reaktor die Bildung von Agglomerationen bei Überschreitung der Ascheschmelztemperatur verringert. Ebenso führt ein einfaches Waschen in Wasser, beispielsweise bei Weizenstroh, zu einer effektiven Reduktion der Alkalikonzentration, was als Resultat in einer geringeren Emission während des Verbrennungsvorganges gemessen werden konnte (DAVIDSSON, PETTERSSON und NILSSON 2001). Ähnliches berichten HARTMANN, BÖHM und MAIER (2000) für Weizenstroh. In Ihren Versuchen führten hohe Niederschläge während der Feldverweilzeit zu Auswaschungen, wobei vor allem für die Elemente K, Cl, und S relativ hohe Gehaltsminderungen beobachtet wurden. Zur Umgehung der Ascheproblematik besteht auch die Möglichkeit, den

Prozess aufzuteilen (MÜHLEN 2001). In einem ersten Prozessschritt wird die Biomasse in ein Pyrolyseprodukt und Biomassekoks umgesetzt. Der Biomassekoks mit der darin enthaltenen Asche wird dem Prozess entzogen. Das Pyrolyseprodukt wird in einem weiteren Schritt vergast und der verbleibende Biomassekoks kann zur Erzeugung der Prozesswärme außerhalb des Generators verbrannt werden.

Nach Angaben von KATHER und WIESE (2004) sind die problemverursachenden Komponenten oftmals die peripheren Anlagenteile. So sind immer wieder Probleme bei der Brennstoffzufuhr, wie beispielsweise ein Verstopfen von Fördereinrichtungen, Brückenbildung oder das Verkeilen von Schnecken, zu verzeichnen (KATHER und WIESE 2004). Auch bei den im Rahmen der vorliegenden Arbeit durchgeführten Versuchen neigten einige der Energieträger aufgrund ihrer Struktur zu Verzahnungen und Brückenbildung im Bunkersystem sowie zum Verkeilen bzw. Verklemmen und / oder zum Verstopfen der Dosierschnecke, was zu Problemen hinsichtlich der Anlagenbeschickung führte. Nach Angaben von BÜTTNER (2003) sind diese Probleme unter Praxisbedingungen lösbar, da auf erprobte Technik bzw. ausgereifte Komponenten zurückgegriffen werden kann.

Festbettreaktoren sind Schachtreaktoren, bei denen der Brennstoff eine Schüttung durchläuft. Beim kontinuierlichen Betrieb muss zum Aufbau der Schüttung ausreichend Biomasse in den Reaktor gefördert werden, d. h. dass die Brennstoffzufuhr sicherzustellen ist. Demzufolge können nur ausgereifte und erprobte Komponenten zur Anlagenbeschickung sowie schütt- bzw. fließfähige Brennstoffe zum Einsatz kommen. Im Reaktor bewegt sich der Brennstoff vom Eintragsort über verschiedene Zonen der Schüttung bis zum Ascheaustrag per Schwerkraft hinweg. Um ein störungsfreies Hinwegbewegen der Energieträger zu garantieren, dürfen keine Hindernisse, wie beispielsweise Anbackungen an der Reaktorwand oder Brücken, vorhanden sein. Daraus folgt, Anbackungen bzw. Brücken zu verhindern bzw. der Einsatz von backender Biomasse zu vermeiden. Weiterhin muss die Stückigkeit des Brennstoffes die blockadefreie Gasströmung im Festbett sicherstellen (SCHMIEDER, HEINRICH und DINJUS 2000). Demzufolge sollten Verbackungen, Pyrolysat- und Biomasseklumpen vermieden bzw. im laufenden Betrieb aufgelöst werden können.

Abschließend lässt sich feststellen, dass mit dem verwendeten Verfahren aus der untersuchten Biomasse ein Gas mit hoher Wasserstoffkonzentration erzeugt werden konnte. In Abhängigkeit der Biomasse, ihrer Beschaffenheit und

den Betriebsparametern wurden unterschiedliche Umsätze pro Zeiteinheit erzielt. Demzufolge war auch die Spanne der produzierten Wasserstoffmenge, sowohl innerhalb der Versuchsvarianten als auch zwischen den einzelnen Versuchen, teilweise beträchtlich. Wenn die verwendeten Energieträger zum Einsatz kommen sollen, müssen weitere Untersuchungen durchgeführt werden, um optimale bzw. maximale Gasausbeuten pro Zeiteinheit und somit von Wasserstoff aus dem jeweiligen Einsatzstoff sicherzustellen. Hierzu ist besonderes Augenmerk auf die Faktoren „Biomasse“, ihre „chemische Zusammensetzung“ und „Teilchenstruktur“, sowie die Parameter „Druck“ und „Temperatur“, sowohl unter konstanten Bedingungen als auch unter Wechselwirkungen zu richten. Um einen störungsfreieren bzw. konstanten Betrieb zu gewährleisten, sind, sowohl im Labormaßstab als auch in der Praxis, die Probleme bezüglich der Generatorbeschickung, des Bildens von Brücken und Anbackungen, sowie die Ascheproblematik, und in diesem Zusammenhang der Gehalt an höheren Kohlenwasserstoffen, zu lösen. Die offenen Fragen, die sich bei der Durchführung der Versuche und der Auswertung der Ergebnisse ergaben, zeigen deutlich, dass noch erheblicher Forschungsbedarf besteht.

7 Ausblick

Bei der Vergasung handelt es sich um eine vielversprechende Technologie zur energetischen Nutzung von Biomasse, welche mit den Zielen der Europäischen Union bezüglich einer Substitution fossiler Energieträger ebenso in Einklang steht wie die Reduktion der Abhängigkeit von Energieimporten. In Abhängigkeit vom Vergasungsverfahren lässt sich damit ein wasserstoffreiches Gas erzeugen, welches eine ideale Ausgangsbasis zur Herstellung höherwertiger Produkte bietet. Hier sind vorrangig regenerativer Wasserstoff oder synthetische Kraftstoffe zu nennen. Aufgrund der besonderen Eigenschaften landwirtschaftlicher Energieträger wird auch diskutiert, mehrstufige Vergasungsverfahren zum Einsatz zu bringen. Zu nennen ist hierbei beispielsweise die sog. „gestufte Reformierung“ bzw. das sog. „Carbo-V®-Verfahren“. Bei der „gestuften Reformierung“ von D.M.2 handelt es sich um ein mehrstufiges Verfahren, welches bei Atmosphärendruck arbeitet und die Vergasung mit Erhalt eines Pyrolyseproduktes abbricht. Der Pyrolysekoks wird zur Erzeugung der Wärme für die Reformie-

rung verwendet. Wesentlich für das Verfahren ist, dass in der Pyrolysestufe das Pyrolysegas und der Pyrolysekoks einschließlich der Folgeprodukte stofflich voneinander getrennt werden. Das Einsatzmaterial wird durch Thermolyse bei etwa 500 bis 600 °C mittels Wärmeträger (inertes Material) in ein Gas, bei landwirtschaftlichen Energieträgern etwa 75 %, und in Biomassekoks aufgespalten. Der Koks verlässt zusammen mit dem Wärmeträgermedium den Raum nach unten in die Feuerung, während das Pyrolysegas nach oben abgezogen wird. Pyrolysekoks und Wärmeträgermedium werden vor der Feuerung getrennt. Anschließend wird der ausgebrannte Koks aus der Feuerung als Aschepartikel ausgetragen. Das erzeugte Pyrolysegas steigt unter Zugabe von Wasserdampf aufwärts in den Reformer. Die aufgeheizten Wärmeträger durchlaufen den Reformer und heizen das aus der Pyrolysestufe kommende Gas auf 1.050 °C auf. Im Wesentlichen werden hier die organischen Verbindungen des Rohgases aufgespalten. Die für die Reaktionen benötigte Energie wird über die Koksfeuerung bereitgestellt. Auf dem Weg durch den Prozess gibt der Wärmeträger die Wärme zunächst im Reformer und nachfolgend im Pyrolysator ab.

Das Carbo-V®-Verfahren von Choren ist ebenfalls ein mehrstufiges Vergasungsverfahren. Bei diesem System wird eine autotherme Niedertemperaturvergasung mit einer autothermen Flugstromvergasung gekoppelt. In der ersten Stufe wird der trockene Einsatzstoff durch partielle Oxidation mit Sauerstoff bei 400 bis 600 °C in Pyrolysekoks und –gas umgesetzt. Der Pyrolysekoks, bei landwirtschaftlicher Biomasse beträgt der erzeugte Anteil ca. 25 %, wird gemahlen und anschließend mit reinem Sauerstoff vergast. Im nachgeschalteten Hochtemperaturvergaser wird das Pyrolysegas bei bis zu 1.500 °C umgesetzt. Eine Versuchsanlage wurde bereits mit unterschiedlichen Einsatzstoffen betrieben. Die Asche fällt als flüssige Schlacke an. Dieses Verfahren benötigt zum Betrieb reinen Sauerstoff als Vergasungsmittel, um ein wasserstoffreiches Synthesegas herstellen zu können.

Bei Lösung der kritischen Punkte können, u. a. dem Landwirt neben der Nahrungs- und Futtermittelproduktion, neue Perspektiven zur Einkommenssicherung durch die energetische Nutzung von Energiepflanzen und Reststoffen über den Weg der Vergasung gegeben werden. Unter den derzeitigen Rahmenbedingungen ist eine interessante Verwertung des Produktgases die Verstromung mit nachfolgender Einspeisung in das Energieversorgernetz und anschließender Vergütung über das sog. „Gesetz für den Vorrang Erneuerbarer Energien“

(kurz EEG). Mit der Novellierung des EEG´s im August 2004 wurden die Weichen für einen wirtschaftlicheren Betrieb von Anlagen zur energetischen Nutzung von Biomasse gestellt. Bei den über einen Zeitraum von 20 Jahren garantierten Vergütungssätzen dürfte ein wirtschaftlicher Betrieb bei maximaler Verfügbarkeit der Anlage gegeben sein.

8 Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit wurde die Eignung landwirtschaftlicher Biomasse zur Erzeugung eines wasserstoffreichen Gases untersucht. Weiterhin sollte die Eignung der Energieträger für eine Vergasung in dem verwendeten Verfahren festgestellt werden. Hintergrund ist die bei der Verwendung fossiler Energieträger hervorgerufene Umwelt- und Klimaproblematik, deren Endlichkeit sowie die Abhängigkeit der Industrienationen von gesicherten Energieimporten. In diesem Zusammenhang wird der Ausbau erneuerbarer Energien forciert, wobei die Biomasse, vor allem landwirtschaftliche Energieträger, einen entscheidenden Beitrag leisten soll. Für eine gesellschaftliche Akzeptanz ist aber auch die ökologische Unbedenklichkeit des Anbaues von erheblicher Bedeutung. Daraus folgt, dass die Energieträgerproduktion nicht auf bestimmte Kulturpflanzen beschränkt werden sollte, sondern eine Vielfalt von Pflanzenarten zulassen müsste. Sollen landwirtschaftliche Biomassen als regenerative Energieträger zum Einsatz kommen, ist eine Bevorratung erforderlich, was Lagerstabilität voraussetzt, welche im trockenen bzw. in feucht-konserviertem Zustand gegeben ist. Aufgrund des geringen Energiegehaltes vieler landwirtschaftlicher Energieträger und des sehr dezentralen Aufkommens ergibt sich, dass deren energetische Nutzung, vorzugsweise in dezentralen Anlagen, möglichst in enger räumlicher Nähe zum Anbaugebiet bzw. zum Ort des Anfallens der Biomasse erfolgen sollte. Sinnvoll ist daher der Einsatz von flexiblen, an die Spezifika der Biomassen angepassten, kleineren Anlagen.

Aufgrund ihrer Eigenschaften eignet sich Biomasse für die Vergasung, wodurch höherwertige Produkte mit besseren Lager-, Transport- und Verarbeitungseigenschaften entstehen. In Abhängigkeit vom Vergasungsverfahren können wasserstoffreiche Gase erzeugt werden, welche ideale Ausgangsbedingungen

für ein breites Anwendungsspektrum bieten. Für die Versuchsreihe mit landwirtschaftlicher Biomasse wurde ein speziell für feuchte Energieträger konzipierter Gleichstrom-Festbettvergaser verwendet. Bei diesem Verfahren kann der hohe Wassergehalt der Biomassen optimal genutzt werden. Weiterhin verfügen Gleichstrom-Festbettvergaser in der Regel über kleine Leistungseinheiten, was eine dezentrale Anwendung zulässt.

Zur Darstellung landwirtschaftlicher Biomasse wurde exemplarisch für trockene Energieträger Roggenganzpflanze, Roggenkorn, Miscanthus und Hanf, für feuchte Energieträger Roggensilage, Maissilage und Hanfsilage sowie als Reststoffe Roggenstroh und Dinkelspelzen verwendet. Die Biomasse wurde entsprechend den Anforderungen des Generators aufbereitet, d. h. die Herstellung der optimalen Teilchengröße, das Sicherstellen der Fließfähigkeit zur Beschickung der Anlage und die Reduktion des Wassergehalts der Silagen. Bis auf Hanf und Hanfsilage war die Aufarbeitung der Biomassen unproblematisch.

Es ließen sich alle untersuchten Biomassen vergasen. Durchgängig wurde aus den Energieträgern ein Gas mit hoher Wasserstoffkonzentration erzeugt. In Bezug auf den Wasserstoffgehalt im Produktgas konnten allgemeine Aussagen aus den Experimenten abgeleitet werden. Bei konstanten Versuchsbedingungen führte eine Temperaturerhöhung zur Reduktion der Wasserstoffkonzentration im Produktgas. Weiterhin wurde durch eine Erhöhung der Temperatur mehr Gas pro Minute erzeugt, wodurch insgesamt ein höherer Wasserstoffertrag produziert werden konnte. Eine Druckerhöhung führte tendenziell zu einem Ansteigen des Wasserstoffgehaltes. Durch eine Erhöhung des Drucks wurde die Gasproduktion reduziert, wodurch der Wasserstoffertrag pro Zeiteinheit verringert wurde. Weiterhin führte eine Temperaturerhöhung bei konstanten Versuchsbedingungen zur Reduktion des Methan- und Kohlendioxidgehaltes sowie zur Steigerung der Kohlenmonoxidkonzentration und der Gasproduktion. Tendenziell stiegen die Gehalte von Methan und Kohlendioxid mit einer Druckerhöhung an, während die Kohlenmonoxidkonzentration und der Gasumsatz zurückgingen. Auch wurden innerhalb der landwirtschaftlichen Biomassen unterschiedliche Gaskonzentrationen, Gasmengen bzw. Umsätze und, demzufolge unterschiedliche Wasserstoffausbeuten, erzielt. Weiterhin wurde ein deutlicher Einfluss der Teilchenstruktur, also dem Verhältnis von Oberfläche zu Masse, auf

die Gasproduktion ermittelt. So konnte Biomasse mit größerer Teilchenoberfläche schneller in ein Gas überführt werden.
Mit den unterschiedlichen Biomassen ergaben sich bei der Anlagenbeschickung Probleme. Demzufolge konnte auch der Aufbau einer Schüttung nicht sichergestellt werden. Während der Versuchsphase kam es bei den verwendeten Energieträgern zu Anbackungen an der Reaktorwand sowie zu Brückenbildungen und Ascheschmelzen bzw. Agglomeratbildung, wodurch kein störungsfreier Betriebsverlauf garantiert werden konnte. Trotz der Schwächen des Festbettreaktors, der noch an die zu vergasende Biomasse angepasst werden muss, sind die Resultate hinsichtlich der Vergasung von landwirtschaftlicher Biomasse positiv zu bewerten.

9 Summary

In the available thesis the suitability of agricultural energy carriers is examined for the production of a hydrogen-rich gas. Further the suitability of the biomasses' gasification has to be determined in the used procedure. Background is the using of fossil energy carriers what cause a problematical environment and climate, their finiteness as well as the dependence of the industrial nations of secured energy imported goods. In this context the extension of renewable energies is forced whereby the biomass – especially agricultural carriers of energy – should definitely contribute to it. In addition, an ecologically unhesitating cultivation is of substantial importance to get social acceptance. Ensued from that the production of energy carriers is not to restrict to certain cultivated plants but to permit a diversification of plants. If agricultural biomass should be used as a regenerative energy carrier it is necessary to pile up reserves. Therefore the storage place has to be kept stable, either in a dry or damp-conserved condition. Due to the small energy contents and the decentralized arising results of many agricultural energy carriers, the energetical produce from the biomass should preferably take place in decentralized plants in close spatial proximity to the cultivation area respectively in the place of the accumulation of the biomass. Significant is the insertion of flexible, smaller plants which are adapted to the specialities of biomass.

According to its characteristics biomass is excellently suited for gasification whereby polyvalent products are generated with better properties in depositing, carriage and processing. Depending on the method of gasification it is possible to procreate hydrogen-rich gas with ideal initial conditions for a broad range of application. For the experiments with agricultural biomass it has been used a fixed bed reactor which had been specially planned for damp energy carriers. With this process the high water-content of biomass can be used optimally. Further fixed bed reactors usually have small units of power which permit a decentralized application.

For the representation of agricultural energy carriers were exemplary used complete rye-plants, rye-grains, miscanthus and silages of rye, maize and hemp and as remaining materials rye-straw and spelts. The biomass was prepared accordingly to the generator's requirements. That means the preparation of the optimum particle-size, the guarantee of the fluidity for the filling of the plant and the reduction of the silage's water-content. The preparation of the biomass was unproblematic except hemp and hemp silage.

It has been possible to produce a hydrogen-rich gas out of all energy-carriers. The concentration of hydrogen has been varying, depending on the operation's parameters and the biomass. Also the contents of carbon monoxide, carbon dioxide and methane varied and in this connexion the amount of tars and the transformation as well. There have furthermore been obtained different gas amounts respectively transformations within the agricultural biomass what follows different hydrogen profits. During the experimental stage some of the used energy carriers built up accumulations on the reactor's wall as well as archings and melting ashes respectively agglomeration whereby no troublefree operating process could be guaranteed.

10 Literatur

[1] ALSING, I. 1995: Lexikon der Landwirtschaft: pflanzliche Erzeugung, tierische Erzeugung, Landtechnik, Betriebslehre, landwirtschaftliches Recht. 3., überarbeitete- und erweiterte- Auflage, BLV Verlagsgesellschaft mbH, München, 1995.

[2] BECHER, S. und M. KALTSCHMITT 1997: Feste Bioenergieträger. In: Nachwachsende Rohstoffe, Grundlagen, Verfahren, ökologische Bilanzierung. Martin Kaltschmitt und Guido A. Reinhardt (Hrsg.), Friedrich Vieweg & Sohn Verlagsgesellschaft mbH, Braunschweig / Wiesbaden, 1997, S. 20 – 45.

[3] BERGER, P. 2000: Der Einsatz von biogenen Gasen in Brennstoffzellen am Beispiel MTU: Neuere Entwicklungen und zukünftige Perspektiven. In: Energetische Nutzung von Biomasse durch Kraft-Wärme-Kopplung: Stand der Technik und Perspektiven für den ländlichen Raum. Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 2000, S. 149 – 161.

[4] BERRISCH, H.-J. 1993: Die Wirtschaftlichkeit der Biomasseproduktion zur Wasserstoffherstellung. Diss. Univ. Bonn, Serie: Europäische Hochschulschriften: Reihe 5, Volks- und Betriebswirtschaftslehre, Peter Lang (Hrsg.), Frankfurt am Main, Berlin, New-York, Paris, Wien, 1993.

[5] BEYERS, B. 2000: Der Düsentrieb von Ottobrunn. In: Die Woche, Ausgabe 35, Bissinger (Hrsg.), 25.08.2000, S. 24.

[6] BMVEL 1990: Der Treibhauseffekt: Gegenmaßnahmen und Anpassungsstrategien unter besonderer Berücksichtigung der Wälder der gemäßigten Zonen, Schriftreihe des Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten, Angewandte Wissenschaft, Heft 387, Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster-Hiltrup,1990.

[7] BOIE, W. 1957: Vom Brennstoff zum Rauchgas, Feuerungstechnisches Rechnen mit Brennstoffkenngrößen und seine Vereinfachung mit Mitteln der Statistik. B.G. Teubner Verlagsgesellschaft, Leipzig, 1957.

[8] BREITSCHUH, G. und H. ECKERT 1994: Effiziente und umweltverträgliche Landnutzung (EULANU). In: EULANU Effiziente und umweltverträgliche Landnutzung, Schriftenreihe Heft 10/1994 der Thüringer Landesanstalt für Landwirtschaft und Landespflege, Thüringer Landesanstalt für Landwirtschaft (Hrsg.), Eigenverlag, Jena, 1994, S. 7 – 14.

[9] BRÜCKNER 2004: Persönliche Mitteilung, Sachsenleinen GmbH, Waldenburg, www.sachsenleinen.de

[10] BÜTTNER, J. 2001: Persönliche Mitteilung, Universität Kassel, Institut für thermische Energietechnik, Fachgebiet Thermodynamik, Kassel.

[11] BÜTTNER, J. 2002: Persönliche Mitteilung, Universität Kassel, Institut für thermische Energietechnik, Fachgebiet Thermodynamik, Kassel.

[12] BÜTTNER, J. 2003: Persönliche Mitteilung, Universität Kassel, Institut für thermische Energietechnik, Fachgebiet Thermodynamik, Kassel.

[13] BÜTTNER, J. 2004: Persönliche Mitteilung, Universität Kassel, Institut für thermische Energietechnik, Fachgebiet Thermodynamik, Kassel.

[14] BÜTTNER, J. 2005: Persönliche Mitteilung, Universität Kassel, Institut für thermische Energietechnik, Fachgebiet Thermodynamik, Kassel.

[15] BUTTLAR von, C. 1996: Erhaltung pflanzengenetischer Ressourcen über den Weg der energetischen Nutzung von Ganzpflanzen: am Beispiel von Wintergerste. Diss. Univ. Kassel, Cuvillierverlag, Göttingen, 1996.

[16] BUTTLAR von, H.-B. 1996: Entwicklungsstadien von Hanf. Universität Kassel, Institut für Nutzpflanzenkunde gemäßigter, subtropischer und tropischer Regionen, Abteilung Acker- und Pflanzenbau, Kassel, 1996

[17] DAVIDSSON, K.O., J.B.C. PETTERSSON und R. NILSSON 2001: Fertiliser influence on alkali release during straw pyrolysis. In: FUEL, The Science and Technology of Fuel and Energy, Volume 81, Issue 3, February 2002, Elsevier Science Ltd., 2002, S. 259 – 262.

[18] DIN 51 718: Bestimmung des Wassergehaltes und der Analysenfeuchtigkeit. Deutsches Institut für Normung e. V. Berlin, Stand: September 1995, Beuth Verlag GmbH, Berlin.

[19] DIN 51 719: Bestimmung des Aschegehaltes. Deutsches Institut für Normung e. V. Berlin, Stand: Juli 1997, Beuth Verlag GmbH, Berlin.

[20] DIN 51 720: Bestimmung des Gehaltes an Flüchtigen Bestandteilen. Deutsches Institut für Normung e. V. Berlin, Stand: Juni 1978, Beuth Verlag GmbH, Berlin.

[21] DMT: Experimental results of barley straw gasification, Comparison of entrained phase and fluidised bed biomass gasification (gasification of straw with steam). Schriftliche Mitteilung der Deutsche Montan Technologie GmbH, Modern Fuels Unit, Essen.

[22] DOLCH, P. 1936: Wassergas, Chemie und Technik der Wassergasverfahren. Johann Ambrosius Barth Verlag Leipzig, 1936

[23] DREIER, T. 1999: Biogene Kraftstoffe. Energetische, ökologische und ökonomische Analyse. IFE Schriftenreihe Heft 38. Lehrstuhl für Energiewirtschaft und Kraftwerkstechnik, Technische Universität München, Prof. Dr. Ing. Ulrich Wagner (Hrsg.). E & M Energie & Management Verlagsgesellschaft mbH, Herrsching, 1999.

[24] DUBBEL, H. 1990: Taschenbuch für den Maschinenbau. -17., neu-bearb. Aufl.-Berlin; Dubbel. W. Beitz und K.-H. Küttner (Hrsg.). Springer Verlag, Heidelberg; New- York; London; Paris; Tokyo; Barcelona, 1990.

[25] EL BASSAM, N. 1997: Nachwachsende Rohstoffe, Energiepflanzen. In: Handbuch des Pflanzenbaues 1, Grundlagen der landwirtschaftlichen Pflanzenproduktion. Keller, Hanus, Heyland (Hrsg.), Verlag Eugen Ulmer, Stuttgart, 1997, S. 541 – 548.

[26] ELSENBRUCH 2004: Persönliche Mitteilung, GE Jenbacher AG, Jenbach, Österreich
www.jenbacher.com
www.ge-energy.com

[27] EUROPÄISCHE UNION 2003: Energieversorgungssicherheit, Tätigkeitsbereiche der Europäischen Union
http://europa.eu.int/scadplus/leg/de/lvb/l27037.htm

[28] GMEHLING, J. und A. BREHM 1996: Lehrbuch der technischen Chemie, Grundoperationen Band 2. M. Baerns, J. Falbe, F. Fetting, H. Hofmann, W. Keim und U. Onken (Hrsg.), Georg Thieme Verlag, Stuttgart, New-York, 1996.

[29] H&C Engineering (1) 2000: Firmenunterlagen der Firma H&C Engineering, Gummersbach, „Energetische und stoffliche Nutzung von biogenen Reststoffen im Biosphärenreservat Rhön“.

[30] H&C Engineering (2) 2000: Firmenunterlagen der Firma H&C Engineering, Gummersbach, „Gaserzeugung aus Biomasse – Wasserstoff aus Biomasse -“.

[31] HAHN, W. 1994: Vergasung nachwachsender Rohstoffe in der zirkulierenden Wirbelschicht, Umsetzung der CO_2-Reduktionsziele durch Kraft-Wärme-Kopplung mit integrierter Biomassevergasung. Diss. RWTH Aachen, Verlag Shaker, Aachen, 1994.

[32] HANSEN, L.-K., O. RATHMANN, A. OLSEN und K. POULSEN 1997: Steam Gasification of Wheat Straw, Barley Straw, Willow and Giganteus. Risø-R-944(EN), August 1997, Risø National Laboratory, Roskilde, Denmark.

[33] HARTMANN H., T. BÖHM und L. MAIER 2000: Naturbelassene biogene Festbrennstoffe – umweltrelevante Eigenschaften und Einflussmöglichkeiten. Abschlussbericht Institut und Bayerische Landesanstalt für Landtechnik der Technischen Universität München für das Bayerische Landesamt für Umweltschutz, Augsburg, im Auftrag des Bayerischen Staatsministerium für Landesentwicklung und Umweltfragen (BayStMLU) (Hrsg.), Selbstverlag, München, Reihe „Materialien“, Nr. 154.

[34] HEINRICH, P. und B. JAHRAUS 2000: Stromerzeugung aus Biomasse: Überblick über die technischen Verfahren und deren Wirtschaftlichkeit. In: Energetische Nutzung von Biomasse durch Kraft-Wärme-Kopplung: Stand der Technik und Perspektiven für den ländlichen Raum. Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 2000, S. 25 – 39.

[35] HEINZ et al. 1999: Feucht- und Trockengutlinien zur Energiegewinnung aus biogenen Festbrennstoffen. Vergleich anhand von Energie- und Emissionsbilanzen sowie anhand der Kosten, Band 63, Universität Stuttgart, Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung, Stuttgart, 1999.

[36] HILLER, A., M. KLEMM und M. SCHNEIDER 2002: Biomasse-Versuchsvergaser „Igel 2000“. Technische Universität Dresden, Fakultät für Maschinenwesen, Institut für Energietechnik. http://metp03.mw.tu-dresden.de/KWT/PDF-Dateien/Vergaser.pdf

[37] ISIG, M. 2000: Vergasung fester Biomasse – Bereits Stand der Technik?. In: Energetische Nutzung von Biomasse durch Kraft-Wärme-Kopplung: Stand der Technik und Perspektiven für den ländlichen Raum. Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 2000, S. 105 – 130.

[38] JANSEN, P. 1997: Thermische Vergasung von nachwachsenden Roh- und organischen Reststoffen, Stand des Wissens und Perspektiven für die Verwertung landwirtschaftlicher Einsatzstoffe. Institutsbericht der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, Institut für Technologie, Braunschweig, 1997.

[39] JENSEN, S. 2001: Zur Modellierung eines indirekt beheizten Festbettbiomassevergasers. Diss. Uni. Kassel, Selbstverlag, Kassel, 2001.

[40] KAMPMANN, H.-J. 2001: Persönliche Mitteilung, Anlagen- und Antriebstechnik Nordhausen GmbH, Abteilung für technische Entwicklung, Nordhausen.

[41] KARPENSTEIN-MACHAN, M. 1994: Triticale, Produktion aktuell, DLG-Verlag, Frankfurt am Main, 1994.

[42] KASPAR-SICKERMANN, W. 2001: Kernenergie, regenerative Energien und damit zusammenhängende Fragen. Hochschule für angewandte Wissenschaften Hamburg, Fachbereich Maschinenbau und Produktion, www.haw-hamburg.de/pers/Kaspar-Sickermann/kgs/dkgsb01.html

[43] KATHER A. und L. WIESE 2004: Biomassevergasung – eine Möglichkeit der regenerativen Energiebereitstellung? Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Wärmekraftanlagen und Schiffsmaschinen http://wka.tu-harburg.de/biomasse.html

[44] KLOSE, W. und J. BÜTTNER 2002: Indirekt beheizter Biomassevergaser zur Kraft-Wärme-Kopplung. Abschlussbericht für den Zeitraum vom 1.5.1998 – 30.4.2002 für den Teil des Institutes für Thermische Energietechnik, Fachgebiet Thermodynamik der Universität Kassel. Gefördertes Projekt von der Deutschen Umweltstiftung „Indirekt beheizter Biomassevergaser zur Kraft-Wärme-Kopplung“, Aktenzeichen 10386, Osnabrück.

[45] KOLLMANN, F. 1951: Technologie des Holzes und der Holzwertstoffe, Erster Band: Anatomie und Pathologie, Chemie, Physik, Elastizität und Festigkeit, Zweite Auflage, Springer Verlag, Berlin, Göttingen, Heidelberg, München, 1951.

[46] KOLLMANN, F. 1982: Technologie des Holzes und der Holzwertstoffe, Erster Band: Anatomie und Pathologie, Chemie, Physik, Elastizität und Festigkeit, Zweite Auflage, Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New- York, 1982.

[47] KOMMISSION EU 1998: Energien für die Zukunft: Erneuerbare Energieträger. Weißbuch für eine Gemeinschaftsstrategie und Aktionsplan, Kommission der Europäischen Gemeinschaft, Mitteilung der Kommission, 11. Mai 1998.

[48] KUBIAK, H., A. PAPAMICHALIS und K.H. van HECK 1996: Gas- und Stromerzeugung aus Biomasse durch allotherme Vergasung. In: Kraft-Wärme-Kopplung und Biomasse. Umsicht-Tage am 28.- -29. August 1996, Oberhausen, S. 201 – 209.

[49] LAP 2001: Persönliche Mitteilung, LAP - Landesanstalt für Pflanzenbau Forchheim, Rheinstetten.

[50] LAUER, M. und R. ZEILINGER 1982: Internationale Erfahrung auf dem Gebiet der Biomassevergasung – Studie, Kurztitel: Erfahrungsbericht Holzgas. ifu-B-28-82, Projekt-Nr.: 318/U81271 Zl. 70.397/III/9-25/81, Institut für Umweltforschung, Graz, 1982.

[51] LETTNER, F. 2004: Persönliche Mitteilung, Universität Graz, Institut für Wärmetechnik, Graz.

[52] LEWANDOWSKI, I. und H. HARTMANN: Produktion und Bereitstellung biogener Festbrennstoffe, Energierträgerelevante Merkmale biogener Festbrennstoffe. In: Biomasseleitfaden, Planung, Betrieb und Wirtschaftlichkeit von Bioenergieanlagen, Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 2000, S. 49 – 80.

[53] MAHLENDORF, F. 1998: Anforderungen der PAFC/PEFC an die Brenngase, Konversions- und Reinigungsmöglichkeiten. In: Workshop „Energetische Nutzung von Biomasse mit Brennstoffzellenverfahren“, Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 1998, S. 63 – 77.

[54] MEIER, U. 2001: BBCH Monografie, Entwicklungsstadien mono- und dikotyler Pflanzen. 2. Auflage 2001, Biologische Bundesanstalt für Land- und Forstwirtschaft, Berlin und Braunschweig, 2001.

[55] MORTIMER, C. E. 1976: Chemie. Das Basiswissen der Chemie in Schwerpunkten, 2. durchgesehene Auflage, Georg Thieme Verlag, Stuttgart, 1976.

[56] MÜHLEN, H.-J. 2001: Persönliche Mitteilung, Deutsche Montan-Technologie GmbH, Geschäftsbereich Fuel-Tec, Kokerei- und Brennstofftechnik, Essen.

[57] MÜHLEN, H.-J. 2003: Persönliche Mitteilung, Deutsche Montan-Technologie GmbH, Geschäftsbereich Fuel-Tec, Kokerei- und Brennstofftechnik, Essen.

[58] MÜHLEN, H.-J. und H. KUBIAK 1997: Gaserzeugung aus Reststoffen und Biomasse. In: Dezentrale, zentrale und globale Energiensysteme – Bausteine eines optimierten Energieverbundes. ETG – Fachbericht 65, ETG - Fachtagung am 29. – 30. April 1997, VDE-Verlag GmbH, Berlin; Offenbach, S. 161 – 167.

[59] OEHMICHEN, J. 1992: Chemie für Landwirte. 3. überarbeitete und erweiterte Auflage, Verlag M. & H. Schaper, Hannover, 1992.

[60] OGRISECK, S. 2004: Persönliche Mitteilung, Technische Universität Freiberg, Fakultät für Maschinenbau, Verfahrens- und Energietechnik, Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, Freiberg.

[61] REED, T.-B. 1981: Types of Gasifier Design Considerations. In: Biomass Gasification, Principles and Technologie. Edited by T.-B. Reed Solar Energy Research Institute, Golden, Colorado, Noges Ridge, New-Jersey USA, 1981.

[62] REINHOLD, G. 2001: Betriebswirtschaftliche Bewertung der Bereitstellung von Stroh und Energiegetreide. In: Energetische Nutzung von Stroh, Ganzpflanzengetreide und weiterer halmgutartiger Biomassen. Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 2000, S. 50 – 61.

[63] RELLER, A. 2000: Wasserstoff – Wunderstoff?. In: GAIA, Ecological Perspectives in Science, Humanities and Economics, vol. 9 no. 2 (2000). Verein Gaia – Konstanz, ST. Gallen, Zürich (Hrsg.), Nomos Verlagsgesellschaft mbH & Co. KG, Baden-Baden, S. 89 – 92.

[64] RINDER 2004: Persönliche Mitteilung, Vetter Maschinenfabrik GmbH & Co. KG, Kassel.

[65] RINKE, G. 1999: Verminderung von Ammoniakemissionen aus Gülle durch die Zumischung von milchsäurehaltigem Restwasser aus der mechanischen Entwässerung feuchtkonservierter Biomassen als regenerativer Energieträger. Diss. Univ. Kassel, Shaker Verlag, Aachen, 2000.

[66] RÖSCH, C. 1998: Energetische Nutzung von Biomassen mit Brennstoffzellen Grundlagen und Systeme. In: Workshop „Energetische Nutzung von Biomasse mit Brennstoffzellenverfahren“, Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 1998, S. 7 – 34.

[67] RÖSCH, C. 2000: persönliche Mitteilung, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse (ITAS), Karlsruhe.

[68] RÖSCH, C. und D. WINTZER 1997: Monitoring „Nachwachsende Rohstoffe“, Vergasung und Pyrolyse von Biomasse, Zweiter Sachstandsbericht, TAB (Büro für Technologiefolgen-Abschätzung beim Deutschen Bundestag)-Arbeitsbericht Nr. 49, Bonn, 1997.

[69] RUDLOFF, M. 2004: Persönliche Mitteilung, CHOREN Industries AG, Projektentwicklung, Freiberg.

[70] SCHEFFER, K. 1992: Brennstoffe aus Biomasse – eine bedeutende Energiequelle für die Zukunft. In: Mais – Zeitschrift für Forschung, Produktionstechnik, Verwertung und Ökonomik (Nr. 2 1992), Deutsches Maiskomitee e. V. (Hrsg.), Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster-Hiltrup, S.30 bis 33.

[71] SCHEFFER et al. 1996: Einfluß von Aufbereitung und Lagerung auf die Brennstoffeigenschaften feuchter Brennstoffe. In: Biomasse als Festbrennstoff, Anforderungen – Einflussmöglichkeiten – Normungen, Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“ Band 6, Landwirtschaftsverlag GmbH Münster-Hiltrup, S 89 – 106.

[72] SCHEFFER, K. und R. STÜLPNAGEL 1993: Wege und Chancen bei der Bereitstellung des CO_2-neutralen Energieträgers Biomasse – Grundgedanken zu einem Forschungskonzept. In: Pflanzengenetische Ressourcen, Erhaltung und multiple, nachhaltige Nutzung. Beiträge zur 21. Witzenhäuser Hochschulwoche vom 2 – 4 Juni 1993, Samuel C. Jutzi und Barbara Becker (Hrsg.), S. 147 – 161.

[73] SCHINKEL, A. 2002: Zur Modellierung der Biomassepyrolyse im Drehrohrreaktor. Diss. Univ. Kassel, Selbstverlag, Kassel, 2002.

[74] SCHMIEDER, H., E. HENRICH und E. DINJUS 2000: Wasserstofferzeugung durch Wasserspaltung mit Biomasse und Kohle. Forschungszentrum Karlsruhe, Institut für Technische Chemie, Wissenschaftliche Berichte FZKA 6556. http://bibliothek.fzk.de/zb/berichte/ FZKA6556.pdf

[75] SCHMIDT, A., A. ZSCHETZSCHE und W. HANTSCH-LINHART 1993: Analysen von biogenen Brennstoffen. Im Auftrag des Bundesministeriums für Wissenschaft und Forschung und des Bundesministeriums für Land- und Forstswirtschaft, Technische Universität Wien, Institut für Verfahrenstechnik, Brennstofftechnik und Umwelttechnik, Wien, 1993.

[76] SCHWERIN von C. 2001: Erhöhung der Flächenproduktivität bei Raps durch energetische Nutzung der feuchtkonservierten Ganzpflanze. Diss. Univ. Kassel, dissertation.de, Berlin, 2001.

[77] SIEVERS, J.-J. 2000: Aufbau und Inbetriebnahme eines elektrisch beheizten Röhrenreaktors zur Vergasung von Biomasse. Studienarbeit Univ. Kassel, Fachgebiet Thermodynamik, Institut für Thermische Energietechnik, Kassel, 2000.

[78] SONNTAG, T.-M. 2004: Persönliche Mitteilung, Dr. Mühlen GmbH und Co. KG (D. M. 2 Verwertungstechnologie), Herten.

[79] SPLIETHOFF, H. 1998: Gasqualität von Biomassevergasern, Stand und Perspektiven. . In: Workshop „Energetische Nutzung von Biomasse mit Brennstoffzellenverfahren“, Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 1998, S. 34 – 62.

[80] STÜLPNAGEL, R. 1994: Vergleich zwischen der Bereitstellung lufttrockener und feucht-konservierter Biomasse zur Energetischen Nutzung. In: Alternativen in der Flächennutzung und Verwertung landwirtschaftlicher Produkte. 106. VDLUFA Kongressband 1994 Jena, VDLUFA-Verlag, Darmstadt, S. 669 – 676.

[81] VDLUFA Methodenbuch III, 6.5.1. 2. Erg., 1988: Bestimmung der Neutral-Detergentien-Faser (NDF).

[82] VDLUFA Methodenbuch III, 6.5.2. 2. Erg., 1988: Bestimmung der Säure-Detergentien-Faser (ADF).

[83] VDLUFA Methodenbuch III, 6.5.3. 2. Erg., 1988: Bestimmung des Säure-Detergentien-Lignins („Rohlignin“).

[84] VETTER 2001: Persönliche Mitteilung, Vetter Maschinenfabrik GmbH & Co. KG, Kassel.

[85] VETTER 2002: Persönliche Mitteilung, Vetter Maschinenfabrik GmbH & Co. KG, Kassel.

[86] VETTER, A. 2001: Qualitätsanforderungen an halmgutartige Bioenergieträger hinsichtlich der energetischen Verwertung. In: Energetische Nutzung von Stroh, Ganzpflanzengetreide und weiterer halmgutartiger Biomassen. Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (Hrsg.), Selbstverlag, Gülzow, 2000, S. 36 – 49.

[87] WAN, E. I. und J. A. SIMMINS 1981: Production of Fuels and Chemicals from Synthesis Gas. In: Biomass Gasification, Principles and Technologie. Edited by T.-B. Reed Solar Energy Research Institute, Golden, Colorado, Noges Ridge, New-Jersey USA, 1981.

[88] WEINDORF, W. 2004: Schriftliche Mitteilung, Ludwig-Bölkow-Systemtechnik GmbH, Ottobrunn www.lbst.de.

[89] WEIß M., 2002: Ziele und Inhalt des Kyoto-Protokolls. Umweltbundesamt Berlin, Arbeitstagung des BMVEL, Braunschweig, 24. und 25 April 2002 www.umweltdaten.de/klimaschutz/ kyoto.ppt

[90] WIESE, L. 2003: Die Vergasung von Biomasse. Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Wärmekraftanlagen und Schiffsmaschinen www.wka.tu-harburg.de/vergasung/wie/einleit

[91] WIEST, W. 1998: Zur Pyrolyse im Drehrohrreaktor. Diss. Univ. Kassel, Selbstverlag, Kassel, 1998.

[92] WURSTER , R. und W. ZITTEL 1996: Wasserstoff in der Energiewirtschaft, Ludwig-Bölkow-Systemtechnik, Ottobrunn www.lbst.de

[93] ZWEILER und HOFBAUER: Vergasung von Getreide in einer Wirbelschicht. Renewable Energy Network Austria, www.fnrservice.de/roggen/Beitraege/ Beitrag_Zweiler_Getreidevergasung.ppt

Danksagung

Niemand steht allein, und so möchte ich an dieser Stelle all jenen herzlich danken, die mir auf dem langen Weg dieser Arbeit in verschiedenster Weise geholfen haben: Im Einzelnen gilt mein Dank:

Prof. Dr. Edmund Isensee für die Aufnahme als Doktorand, seine Diskussionsbereitschaft sowie seine fachliche Unterstützung.

Prof. Dr. Jörg Michael Greef für seine Offenheit und Hilfe und seine unkonventionelle Art.

Jörg Ho, ohne dessen Begeisterungsfähigkeit und Hilfsbereitschaft die vorliegende Arbeit nicht zustande gekommen wäre.

Den gegenwärtigen und ehemaligen Mitarbeitern, Doktoranden und Studenten des Fachgebietes Thermodynamik – Nachwachsende Rohstoffe, Reaktionstechnik der Universität Kassel für ihre Hilfsbereitschaft und die stets angenehme Atmosphäre.

Jens Wohler für die Unterstützung meiner Arbeit.

Meinen Eltern! Sie haben mich nicht nur finanziell unterstützt, sondern mir auch in vielen Situationen den Rücken freigehalten.

Der besten Cecilia, das sie so ist, wie sie ist.

Und am allermeisten Lotta, die immer darauf geachtet hat, mir zu zeigen, was wirklich wichtig im Leben ist.

Lebenslauf

Zur Person	Christian Oliver Hofmann geboren am 20.07.1969 in Baden-Baden verheiratet, ein Kind Staatsangehörigkeit: Deutsch

Berufliche Tätigkeit

seit 2002	Projektentwickler für BHKW-Technologie und Biogasanlagen sowie selbstständige beratende Tätigkeit im Bereich der energetischen Nutzung von Biomasse
seit 2001	Gastwissenschaftler an der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, Braunschweig

Hochschulausbildung

seit 2001	externer Doktorand an der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft in Braunschweig
1995 - 2001	Universität Kassel Landwirtschaftstudium (Diplom 1999 und 2001)
1994 - 1995	Fachhochschule Neubrandenburg Landespflege- und Landwirtschaftstudium (3 Semester)

Praktika

1995	landwirtschaftliches Praktikum
1993	Praktikum Garten- und Landschaftsbau

Schul- und Berufsausbildung

1992 - 1993	kaufmännisches Berufskolleg II
1989 - 1992	Lehre zum Kaufmann im Groß- und Außenhandel
1976 - 1989	Grundschule, Realschule und kaufmännisches Berufskolleg I

Mai 2005