

Masterarbeit

**Gestufte Festbettvergasung von
aschereichen Biobrennstoffen in einer
Laborgaserzeugungsanlage**

von

Bernhard Beißmann

zur Erlangung des akademischen Grades
Diplom-Ingenieur

Technische Universität Graz
Fakultät für Maschinenbau und Wirtschaftswissenschaften
Institut für Wärmetechnik

Betreuer

DI Dr. Peter Haselbacher

Beurteiler:

Univ.-Prof. DI Dr. Christoph Hochenauer

Graz, im Jänner 2014

Eidesstattliche Erklärung

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

Graz, am
(Unterschrift)

STATUTORY DECLARATION

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

Graz,
(Signature)

KURZFASSUNG

Titel:

Gestufte Festbettvergasung von aschereichen Biobrennstoffen in einer Laborgaserzeugungsanlage

Autor: Bernhard Beißmann, BSc

Die Vergasung von Biomasse in klein- bis mittelgroßen Anlagen (<1 MW Brennstoffwärmeleistung) stellt eine zukunftsweisende Möglichkeit dar, durch Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) Elektrizität und Wärme dezentral zu erzeugen. Um die regional verfügbaren Biobrennstoffe, welche oft einen hohen Ascheanteil aufweisen, optimal für die gestufte Biomassevergasung nutzen zu können, hat die Firma CLEANSTGAS GmbH am Firmenstandort eine Laborgaserzeugungsanlage aufgebaut.

Ziel war es diese Anlage, welche aus einer Gaserzeugungseinheit und einer Gasreinigungseinheit besteht, für eine Dauerbetriebseignung weiter zu entwickeln und dahingehend Versuche mit aschereichen Biobrennstoffen durchzuführen. In Vorversuchen wurden die notwendigen Optimierungsmaßnahmen ermittelt und die daraus resultierenden Änderungen an der Anlage und dem Automatisierungssystem umgesetzt.

Als Referenz wurde zunächst ein Dauerbetriebsversuch mit Normholzpellets aus Fichte durchgeführt. In weiteren Versuchen wurde die Laborerzeugungsanlage mit aschereichen Biobrennstoffen (Miscanthuspellets, Heupellets, Strohpellets) beschickt. Mit Miscanthuspellets konnten ähnlich gute Ergebnisse wie beim Referenzversuch erzielt werden. Bei der Verwendung von Heu- und Strohpellets konnte zwar ein Anlagenbetrieb über mehrere Stunden erreicht werden, aber es kam aufgrund der niedrigen Ascheerweichungstemperaturen zu Verschlackungen in der Anlage.

ABSTRACT

Title:

Staged fixed bed gasification of biomass with high ash content in a laboratory gas generation plant

Author: Bernhard Beißmann, BSc

The staged gasification of biomass in small and midsize plants (<1 MW fuel heat capacity) represents a forward-looking technology to locally generate electricity and heat. In order to use the regional available biofuels (high ash content) for the staged biomass gasification a laboratory gas generating plant has been built by CLEANSTGAS GmbH. The purpose was to test biofuels and to refine the staged gasification method.

A challenging task was to optimize the laboratory plant in a way to use it for continuous operation. In experiments with spruce pellets the necessary optimization measures were identified. The measures were implemented in the plant and the automation system.

As a reference, the first continuous operation tests were conducted with standard wood pellets from spruce. After that, experiments were run with ash-rich biofuels (Miscanthus pellets, hay pellets, straw pellets). The testing with Miscanthus pellets has shown similar results as the reference test with spruce pellets. Within the tests with hay and straw pellets a plant operation of several hours could be reached. But however, due to the low ash-melting points of hay and straw pellets, slagging appeared.

VORWORT

Diese Arbeit ist im Zuge meines Studiums für Wirtschaftsingenieurwesen-Maschinenbau, mit der vertieften Fachrichtung Energietechnik, entstanden. Mein Interesse an der energetischen Nutzung erneuerbarer Energien ist dabei stetig gewachsen. Durch die Forschung zum Thema gestufte Biomassevergasung, welche mir bei der Firma CLEANSTGAS GmbH ermöglicht wurde, konnte ich mein theoretisches Fachwissen und meine praktischen Fähigkeiten erweitern und festigen. Mein besonderer Dank gilt DI Dr. Peter Haselbacher welcher die Betreuung seitens der CLEANSTGAS GmbH übernahm sowie den Mitarbeitern DI Gerhard Salchinger, DI Gerald Rath, Bernhard Rasch und Stefan Lex, die mir, mit ihrer großen fachlichen und sozialen Kompetenz, ständig zur Seite standen.

Dank sei auch allen anderen Mitarbeitern der CLEANSTGAS GmbH und der KWB GmbH die mich bei dieser Arbeit mit Rat und Tat unterstützt haben.

Der größte Dank gilt jedoch meiner Familie, meinem Bruder Stefan, meiner Schwester Martina, meinen Eltern Stefan und Gerlinde Beißmann, meinen Großeltern Friedrich und Ernestine Penkner sowie meiner Freundin Simone, für deren Unterstützung in jeder Lebenslage. Letztlich sind sie es, die mir das Studium ermöglicht haben und die Basis für diese Arbeit legten – ihnen sei sie von ganzem Herzen gewidmet.

Bernhard Beißmann

Graz, Jänner 2014

Nomenklatur

Kurzform	Beschreibung
<i>AFR</i>	<i>Air/Fuel-Ratio</i>
<i>BHKW</i>	<i>Blockheizkraftwerk</i>
<i>BM</i>	<i>Biomasse</i>
<i>BWL</i>	<i>Brennstoffwärmeleistung</i>
<i>CFD</i>	<i>Computational Fluid Dynamics</i>
C_xH_y	<i>Kohlenwasserstoffe</i>
<i>CO</i>	<i>Kohlenmonoxid</i>
<i>CO₂</i>	<i>Kohlendioxid</i>
<i>DT</i>	<i>Deformation-Temperatur</i>
<i>H₂</i>	<i>Wasserstoff</i>
<i>kW</i>	<i>Kilowatt</i>
<i>kW_{Brst}</i>	<i>Brennstoffwärmeleistung</i>
<i>kW_{el}</i>	<i>elektrische Leistung</i>
<i>KWK</i>	<i>Kraft-Wärme-Kopplung</i>
<i>MW</i>	<i>Megawatt</i>
<i>N₂</i>	<i>Stickstoff</i>
<i>O₂</i>	<i>Sauerstoff</i>
<i>PG</i>	<i>Produktgas</i>
<i>POx</i>	<i>partielle Oxidation</i>
<i>RED</i>	<i>Reduktion</i>
<i>SFR</i>	<i>Steam/Fuel-Ratio</i>
<i>SO₃</i>	<i>Schwefeltrioxid</i>
<i>SST</i>	<i>Shrinkage-Starting-Temperatur</i>
<i>T&P</i>	<i>Teer- und Partikel</i>
<i>WCC</i>	<i>Wood-Chip-Char</i>
<i>WPC</i>	<i>Wood-Pellet-Char</i>
<i>WT</i>	<i>Wärmetauscher</i>

Inhaltsverzeichnis

KURZFASSUNG	II
ABSTRACT	III
VORWORT	IV
Nomenklatur	V
1 Einleitung / Motivation	1
1.1 Energiesituation in Österreich	1
1.2 Energetische Nutzung von Biomasse.....	4
1.2.1 Biomasse für die Nutzenergiebereitstellung.....	4
1.3 Aufgabenstellung der Diplomarbeit.....	6
2 Literaturrecherche.....	7
2.1 Prinzip der Biomassevergasung.....	7
2.1.1 Vergasungstechnik	8
2.2 Festbettvergaser und gestufte Biomassevergasung.....	11
2.3 Stand der Technik	12
2.3.1 CLEANSTGAS - Verfahren	13
2.3.2 Fraunhofer ISE Vergaser	14
2.3.3 Zweistufiger Viking-Vergaser der DTU (Techn. Universität Dänemark).....	15
2.3.4 Dreistufiger Vergaser, TK Energi Dänemark.....	16
2.4 Festbetteigenschaften	17
2.5 Ascheaustragung.....	23
2.6 Brennstoffadditive.....	30
2.6.1 Erhöhung der Ascheerweichungstemperatur von aschereichen Biobrennstoffen	31
2.7 Teere	34
3 Versuchsaufbau.....	35

3.1	Verfahrenstechnisches Fließbild, Messgeräte und Analysen	36
3.2	Konstruktion, Komponenten und deren Funktionsweise.....	42
3.3	Automatisierung und Software	46
3.4	Optimierung der Anlage für den Dauerbetrieb	47
3.4.1	Recherchierte und umgesetzte erste Optimierungsmaßnahmen	47
3.4.2	Optimierungsmaßnahmen abgeleitet aus den Vorversuchen	49
3.5	Durchführung der Messungen und Analysen	51
4	Ergebnisse und Diskussion.....	53
4.1	Referenzversuch mit Normholzpellets aus Fichte.....	53
4.1.1	Elementar-, Massen- & Energiebilanz.....	53
4.1.2	Teer- & Partikelsampling.....	55
4.1.3	Verlauf des Referenzversuchs	56
4.2	Versuche mit aschereicher Biomasse	59
4.2.1	Teer- & Partikelsamplings	61
4.2.2	Verlauf des Versuchs mit Miscanthuspellets.....	62
4.2.3	Verlauf des Versuchs mit Heupellets	65
4.2.4	Verlauf des Versuchs mit Strohpellets	68
5	Zusammenfassung und Ausblick.....	72
6	Tabellenverzeichnis	74
7	Abbildungsverzeichnis	75
8	Literaturverzeichnis	78
	Anhang A: Bilanzierung Normholzpellets Fichte.....	81
	Anhang B: Bilanzierung Miscanthuspellets.....	83
	Anhang C: Bilanzierung Heupellets.....	85
	Anhang D: Bilanzierung Strohpellets	87

1 EINLEITUNG / MOTIVATION

In diesem Kapitel wird ein kurzer Einblick in die Energiesituation Österreichs gegeben. Weiters wird die energetische Nutzung von Biomasse beschrieben und auf die Aufgabenstellung der Diplomarbeit näher eingegangen.

1.1 Energiesituation in Österreich

Der stetig steigende Energieverbrauch stellt eine immer größer werdende Herausforderung für Industrie, Wirtschaft und Politik dar. In Österreich setzt man vor allem auf den Ausbau erneuerbarer Energien und die Steigerung der Energieeffizienz. Im Jahr 2011 konnte in Österreich bereits ein Anteil von 31% des Bruttoendenergieverbrauchs durch erneuerbare Energien gedeckt werden. Bis 2020 soll dieser, als vorgegebenes Ziel der EU, auf 34% gesteigert werden [1].

In Abbildung 1 ist die Struktur des Bruttoinlandsverbrauchs des Jahres 2011 dargestellt. Es ist zu erkennen, dass die österreichische Energieversorgung auf einem ausgewogenen Energieträger-Mix basiert. Mit einem Anteil von 17,5% zählen Brennholz, biogene Brenn- und Treibstoffe und Umgebungswärme zu den sonstigen erneuerbaren Energiequellen. Der hohe Anteil von Öl mit 36,2% ist auf das erhöhte Verkehrsaufkommen zurückzuführen [1].

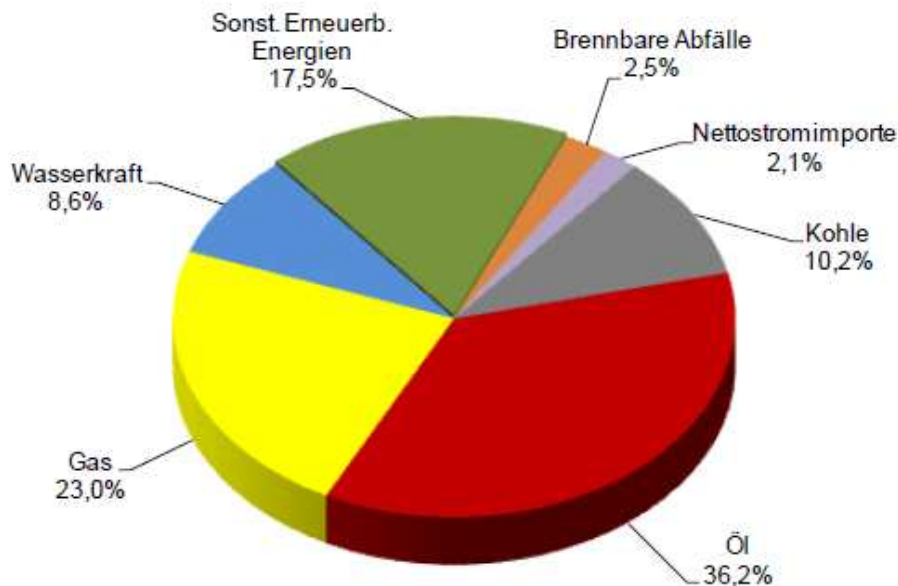


Abbildung 1: Struktur des Bruttoinlandsverbrauch an Energieträgern im Jahr 2011 [1]

Die Abbildung 2 zeigt den energetischen Endenergieverbrauch der Sektoren nach Energieträgern im Jahre 2011. Strom und Gas sind im produzierenden Bereich von großer Bedeutung. Im Sektor Verkehr ist auch hier die Dominanz von Ölprodukten

deutlich ersichtlich. Bei den privaten Haushalten dominieren die erneuerbaren Energien gefolgt von Strom und Gas. Bei der Nutzung von Fernwärme hält der Dienstleistungssektor den größten Anteil. Im Bereich der Landwirtschaft werden vor allem Ölprodukte und erneuerbare Energien verwendet [1].

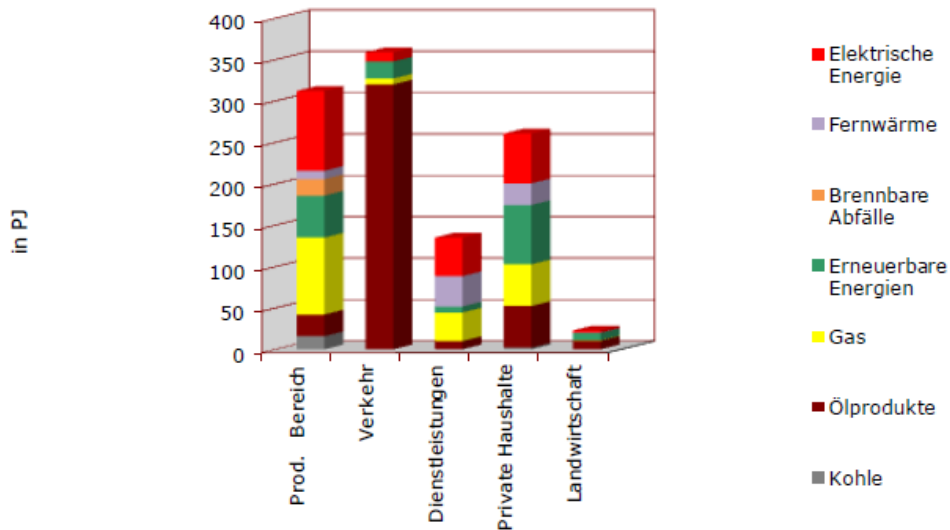


Abbildung 2: Energetischer Endverbrauch der Sektoren nach Energieträgern 2011 [1]

Die langfristige Entwicklung des Energieverbrauchs (in Abbildung 3 dargestellt) ist gekennzeichnet durch stetige Zuwächse sowie eine wesentliche Strukturverschiebung zulasten von Kohle und Öl und deutliche Marktgewinne von Gas und insbesondere von erneuerbaren Energien [1].

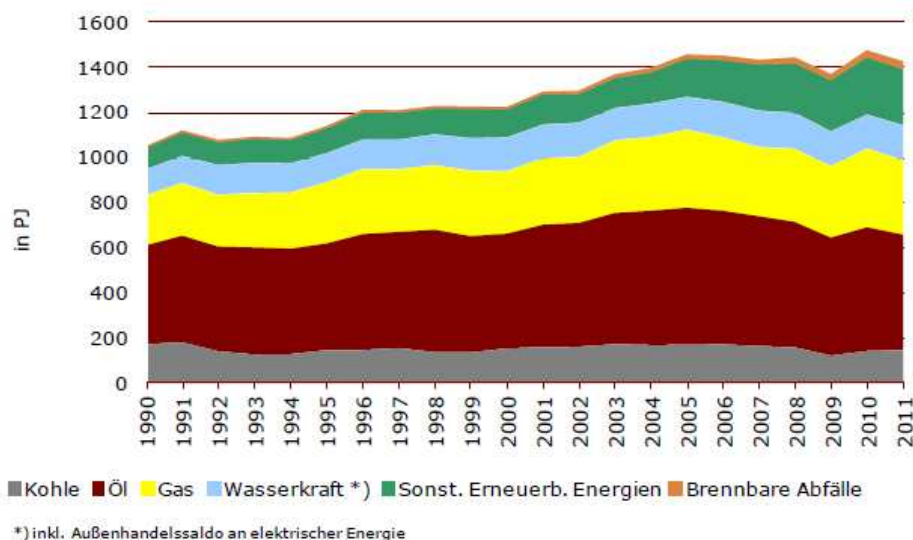


Abbildung 3: Bruttoinlandsverbrauch [1]

Wasserkraft und Biomasse werden aufgrund der topografischen Lage Österreichs verglichen mit anderen Ländern der EU im hohen Maße zur Energiegewinnung genutzt. Derzeit tragen sie zu fast drei Viertel zur gesamten inländischen

erneuerbaren Energieproduktion bei. Vor allem biogene Brenn- und Treibstoffe haben, wie in Abbildung 4 ersichtlich, in den letzten Jahren an Bedeutung zugenommen [1].

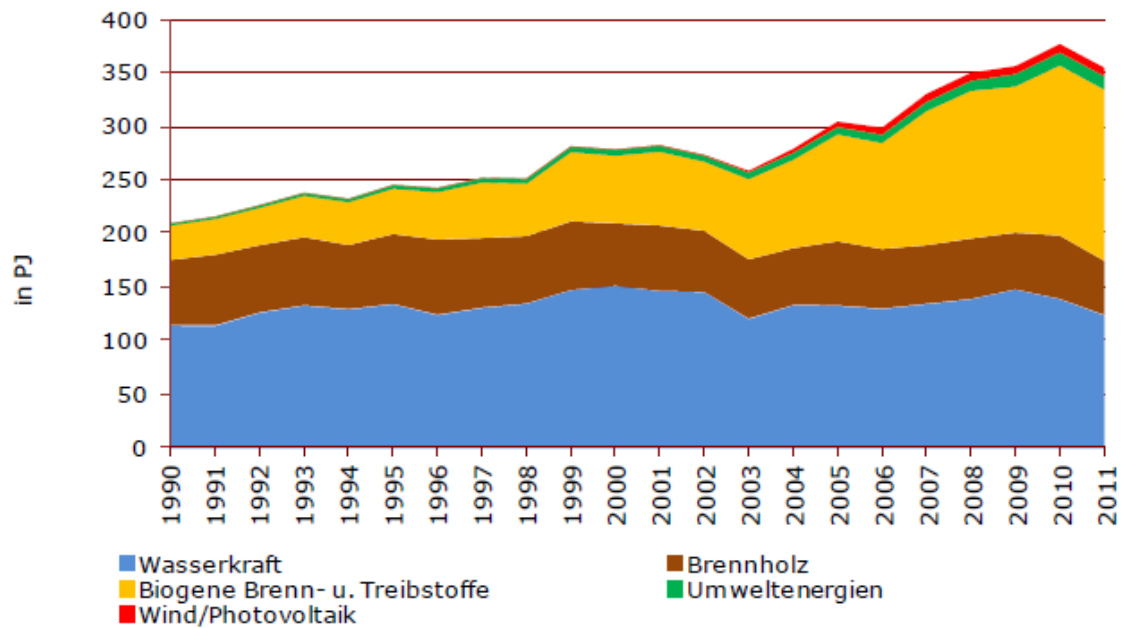


Abbildung 4: Inländische Erzeugung erneuerbarer Energien [1]

Auf Grund der aktuellen Entwicklung der Energiesituation in Österreich ist anzunehmen, dass die Verwendung von biogenen Brenn- und Treibstoffen zur Energiebereitstellung weiter an Bedeutung gewinnen wird. Diese Umstände können ein großes Potential für die heimische Wirtschaft darstellen. Einige Unternehmungen wie etwa die CLEANSTGAS GmbH haben dies erkannt und betreiben intensive Forschung und Entwicklung im Bereich der Stromerzeugung aus Biomasse.

1.2 Energetische Nutzung von Biomasse

In diesem Kapitel wird grundlegend auf die Entstehung, Bereitstellung und die energetische Nutzung von Biomasse eingegangen.

Die nutzbaren Energieströme der Erde können in drei grundsätzliche primäre Energiequellen eingeteilt werden, die durch die Planetengravitation und -bewegung entstehende Gezeitenenergie, die Erdwärme und die Sonnenenergie. Die von der Sonne eingestrahlte Energie ist dabei die größte Quelle des regenerativen Energieangebotes. Sonnenenergie kann direkt über Photovoltaikanlagen oder indirekt über Biomasse genutzt werden. Bei Biomasse wird die solare Strahlung mit Hilfe von Pflanzen über den Prozess der Photosynthese in organische Materie umgewandelt. Damit stellt Biomasse gespeicherte Sonnenenergie dar, die dann genutzt werden kann, wenn eine Energienachfrage gegeben ist [2].

1.2.1 Biomasse für die Nutzenergiebereitstellung

Definition Biomasse:

Unter dem Begriff Biomasse versteht man alle Stoffe organischer Herkunft. Diese kohlenstoffhaltige Materie beinhaltet damit die, in der Natur lebenden Pflanzen und Tiere. Abgestorbene aber noch nicht fossile Phyto- und Zoomasse, wie etwa Stroh, werden auch als Biomasse bezeichnet [2].

Damit die in der Biomasse gespeicherte Energie als Nutzenergie verwendet werden kann, muss die Biomasse eine Bereitstellungskette durchlaufen. Wie in Abbildung 5 dargestellt beinhaltet diese den Prozess der Verfügbarmachung, der Aufbereitung, Lagerung und des Transports. Danach erfolgt eine thermochemische, physikalisch-chemische oder eine biochemische Umwandlung damit feste, flüssige oder gasförmige Brennstoffe entstehen. Aus diesen Brennstoffen kann schließlich durch Verbrennung und thermisch - mechanische Wandlung elektrische Energie und Wärme generiert werden [2],[3].

Einleitung / Motivation

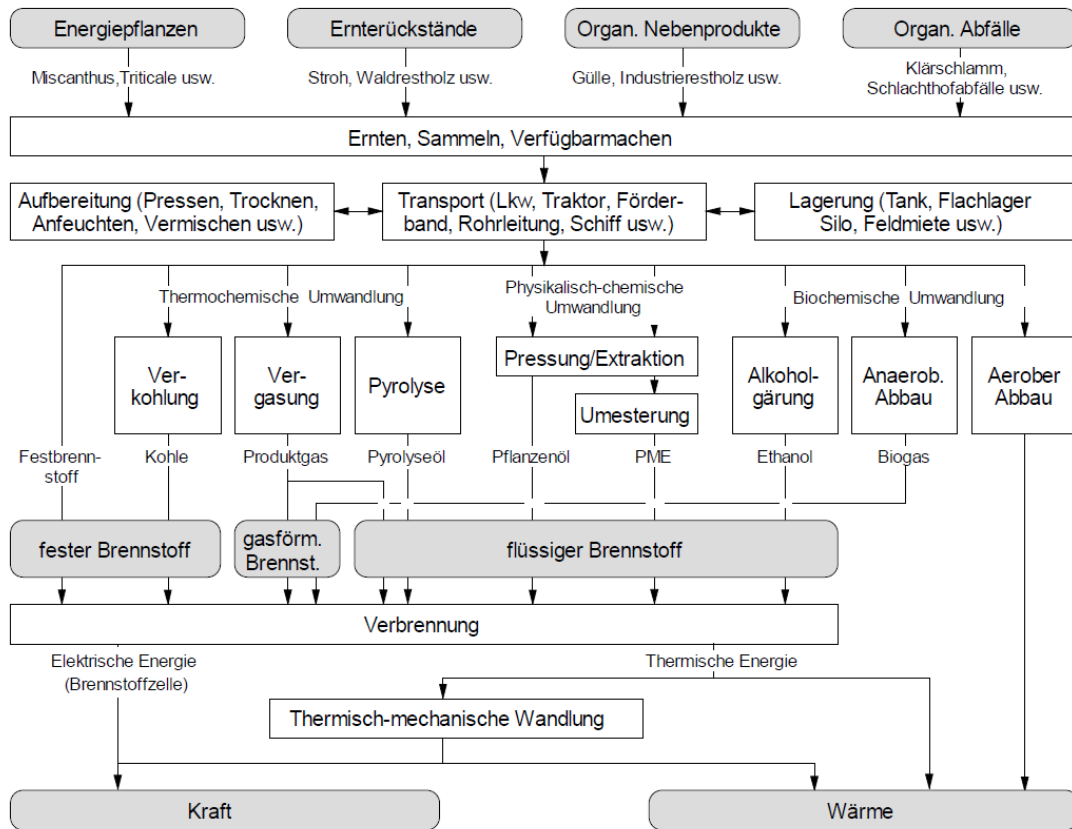


Abbildung 5: Schematischer Aufbau der Bereitstellungskette zur Nutzenergiebereitstellung aus Biomasse [2]

1.3 Aufgabenstellung der Diplomarbeit

Für die Weiterentwicklung der gestuften Biomassevergasungstechnologie der Firma CLEANSTGAS GmbH wurde am Firmenstandort eine $75 \text{ kW}_{\text{Brst}}$ – Vergasungsanlage gebaut. Der Prüfstand besteht aus einer Gaserzeugungseinheit und einer Gasreinigungseinheit. Dieser Prüfstand wird Laborgaserzeugungsanlage genannt und ist vollständig instrumentiert, automatisiert und mit Messstellen zur Gasanalyse ausgestattet. An das Automatisierungssystem ist eine Datenaufzeichnung zur Messdatenauswertung angebunden.

An dieser Versuchsanlage sollen pelletierte aschereiche Biobrennstoffe, wie beispielsweise Heu, Stroh, Miscanthus und agrarische Reststoffe getestet werden, bevor sie in den großen CLEANSTGAS-Demonstrationsanlagen zum Einsatz kommen.

Ziel dieser Arbeit ist:

- Literaturrecherche über mehrstufige Biomassevergasungsanlagen, Festbetteigenschaften, Ascheaustragungssysteme und Brennstoffadditive.
- Weiterentwicklung der Anlage für eine Dauerbetriebseignung. Dabei sollen in Vorversuchen notwendige Optimierungsmaßnahmen ermittelt und die daraus resultierenden Änderungen an der Anlage und dem Automatisierungssystem umgesetzt werden.
- Betrieb der Anlage über mehrere Dauertests mit aschereichen Biobrennstoffen und einem Referenzbrennstoff.

2 LITERATURRECHERCHE

2.1 Prinzip der Biomassevergasung

Neben der klassischen Verbrennung kann feste Biomasse auch über eine thermo-chemische Umwandlung zunächst in einen Sekundärenergieträger umgewandelt werden. Dieser weist bezüglich der Handhabung und der weitergehenden Konversionsmöglichkeit in End- bzw. Nutzenergie (z.B. Wärme, Strom, Kraftstoff) Vorteile auf. Es laufen bei der Vergasung grundsätzlich die gleichen Umwandlungsprozesse ab wie sie aus der Verbrennung bekannt sind. Die einzelnen Stufen der thermo-chemischen Umwandlung werden aber zeitlich und räumlich voneinander getrennt. In Abbildung 6 ist der Systemaufbau der Vergasung biogener Festbrennstoffe zur Erzeugung von Wärme, Strom und Biokraftstoff dargestellt [2],[3].

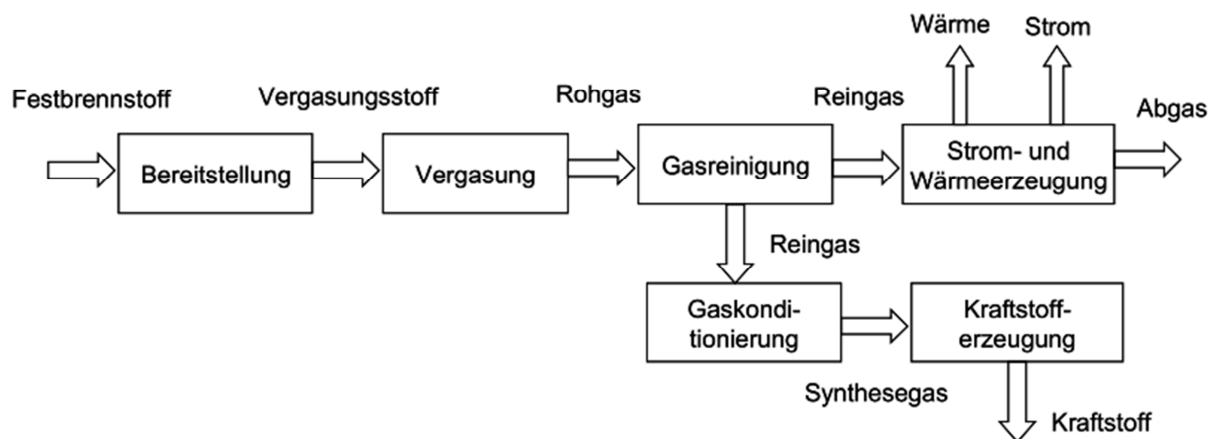


Abbildung 6: Systemaufbau der Vergasung biogener Festbrennstoffe zur Erzeugung von Wärme, Strom und Biokraftstoff [2]

2.1.1 Vergasungstechnik

Bei der Vergasung von festen Biobrennstoffen wird der gebundene Kohlenstoff bei Temperaturen von 250°C bis 1000°C thermisch aufgespalten. Dadurch soll ein brennbares Gas erzeugt werden. Als Vergasungsmittel wird bei der autothermen Biomassevergasung Luft oder reiner Sauerstoff und bei der allothermen Biomassevergasung Dampf oder CO₂ eingesetzt. Ein Überblick dazu ist in Abbildung 7 dargestellt [2],[3].

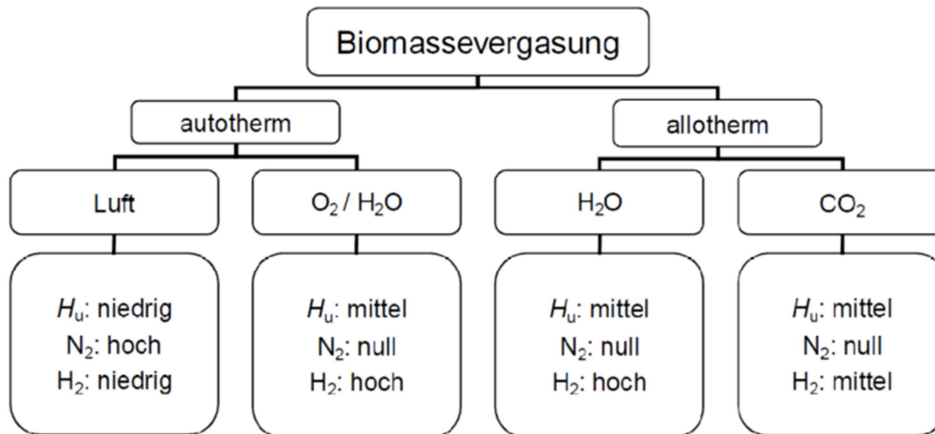


Abbildung 7: Auswirkung verschiedener Vergasungsmittel [2]

Die Zusammensetzung des erzeugten Produktgases ist vom Vergasertyp, dem Brennstoff, den Temperaturen bei der Vergasung und vom Vergasungsmittel abhängig. Es besteht zum Großteil aus CO, CO₂, H₂, H₂O, CH₄ und N₂ bei der Verwendung von Luft als Vergasungsmittel. Bei der autothermen Vergasung hat das Produktgas einen unteren Heizwert von ca. 5 MJ/Nm³ und bei der allothermen Vergasung ca. 13 MJ/Nm³. In Abbildung 8 sind die wichtigsten auftretenden Gas-Feststoffreaktionen welche bei der Vergasung auftreten dargestellt [2],[3].



Abbildung 8: Gas- Feststoffreaktionen [2]

Das Produktgas muss, bevor es in einem BHKW zur Stromerzeugung genutzt werden kann, abgekühlt und von Verunreinigungen wie beispielsweise Teer und Staub befreit werden.

Bei der Vergasung durchläuft die feste Biomasse folgende Prozessschritte [3],[4]:

- Trocknung bei Temperaturen bis ca. 200 °C
- Pyrolyse: Zersetzung in flüchtige Bestandteile und Koks bei einer Temperatur von 250 °C bis 600 °C
- Partielle Oxidation: Teilweise Verbrennung der flüchtigen Anteile und Teere bei einer Temperatur von ca. 1000 °C
- Reduktion: endotherme Reaktion des Kokes mit einem Vergasungsmittel zu CO und H₂ bei Temperaturen von ca. 800 °C bis 1000 °C

Die Abgrenzung und die Anordnung dieser Prozessschritte sind vom Vergasungsverfahren abhängig. Grundsätzlich gibt es drei verschiedene Vergasungssysteme für feste Biobrennstoffe. Diese sind in Abbildung 9 dargestellt. Einen idealen Vergaser für die unterschiedlichen Biomassefraktionen gibt es bisher noch nicht. Die bis jetzt entwickelten Vergasertypen weisen bestimmte Vor- und Nachteile im Hinblick auf die zu vergasende Biomassen und die gewünschte Gasqualität auf. Bei der Festbettvergasung werden die Brennstoffpartikel nicht von der Gasströmung bewegt sondern wandern langsam zum Bodenbereich, wo die Vergasungsrückstände und das Produktgas abgeführt werden. Beim Wirbelschichtvergasen sind die Strömungsgeschwindigkeiten so hoch, dass die Partikel im Reaktor bewegt werden. Dadurch werden eine gute Durchmischung und konstante Temperaturen im Vergaser erreicht. Bei diesem System ist ein Bettmaterial mit definierter Korngröße notwendig in dem die Vergasung erfolgt. Beim Flugstromvergasen wird der Brennstoff als Staub über einen Brenner in den Reaktor eingetragen. Die Vergasungsreaktionen laufen in einer sogenannten Staubwolke ab [2],[3],[5].

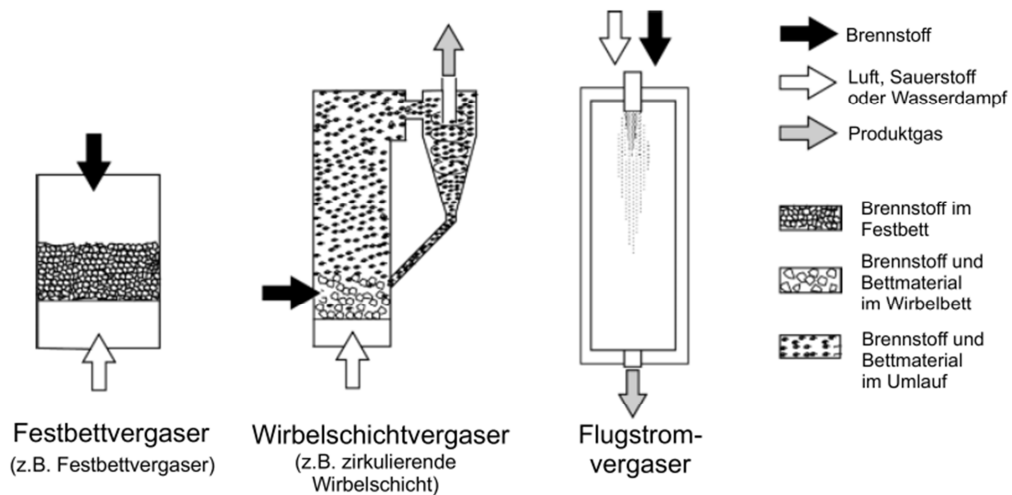


Abbildung 9: Schematische Darstellung verschiedener Vergasungssysteme [2]

Thermische Leistung der verschiedenen Vergasungssysteme [2],[3],[5]:

- Festbettvergaser: Kleiner bis mittlerer Leistungsbereich 100 kW bis 10 MW
- Wirbelschichtvergaser: Mittlerer bis hoher Leistungsbereich 10 MW bis über 100 MW
- Flugstromvergaser: Aufgrund des hohen technischen Aufwandes sind diese Vergasungsanlagen nur für hohe Leistungen (>100 MW) sinnvoll

2.2 Festbettvergaser und gestufte Biomassevergasung

Für den kleinen bis mittleren Leistungsbereich werden Festbettvergaser, wie in Kapitel 2.1.1 beschrieben, verwendet. Diese lassen sich wie in Abbildung 10 dargestellt in vier verschiedene Typen einteilen [2],[3].

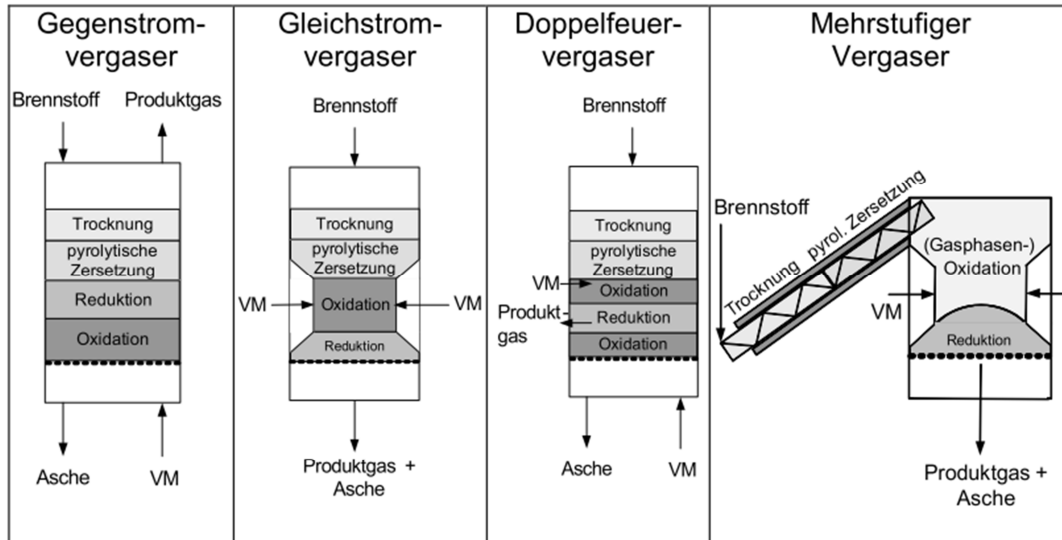


Abbildung 10: Unterteilung der Festbettvergaser [2]

Eigenschaften der Festbettvergaser [2],[3],[5]:

- **Gegenstromvergaser:** In einen schachtförmigen Reaktor werden der Brennstoff von oben und das Vergasungsmedium von unten zugeführt. Durch die entgegengesetzte Bewegungsrichtung von Gasstrom und Brennstoff bilden sich klar abgegrenzte Reaktionszonen aus.
- **Gleichstromvergaser:** Brennstoffstrom und Vergasungsmittel bewegen sich in gleiche Richtung.
- **Doppelfeuervergaser:** Hier werden der Brennstoff von oben und das Vergasungsmedium von unten bzw. seitlich in den Reaktor geführt. Dabei bilden sich zwei Oxidationszonen aus wodurch die Vergasung gesteuert werden kann.
- **Mehrstufige Verfahren:** Hier werden die einzelnen Prozessstufen (Trocknung, pyrolytische Zersetzung, Vergasung und Oxidation) räumlich getrennt. Dadurch können die Prozessbedingungen in den einzelnen Stufen besser an die physikalisch-chemischen Brennstoffeigenschaften angepasst werden. Somit kann ein teearmes Produktgas ($<50 \text{ mg/Nm}^3$) erzeugt und in einem nachgeschaltetem BHKW zur Stromerzeugung genutzt werden.

2.3 Stand der Technik

Die mehrstufige bzw. gestufte Biomassevergasung bietet die Möglichkeit, den Teergehalt im Produktgas soweit zu reduzieren ($<50 \text{ mg/Nm}^3$), dass keine Sekundärmaßnahmen bei der Gasreinigung von Nöten sind. Einige Institutionen und Firmen arbeiten an den technischen Herausforderungen und haben unterschiedliche Konzepte für die Prozessführung entwickelt. Derzeit laufen u.a. Demonstrationsanlagen in Österreich und Dänemark, welche eine Markteinführung dieser Technologie vorantreiben sollen [2],[3].

Die wichtigsten verwendeten Verfahren und Anlagen für die gestufte Biomassevergasung werden im Folgenden beschrieben.

2.3.1 CLEANSTGAS - Verfahren

Bei der Firma CLEANSTGAS GmbH wird das gleichnamige Prinzip der gestuften Vergasung entwickelt und zur Marktreife geführt. In Abbildung 11 ist der gesamte Prozess graphisch dargestellt. Der Vergasungsprozess wird dabei in drei Stufen, der Pyrolyse, der partiellen Oxidation und der Reduktion durchgeführt. Nach der Produktgaserzeugung durchläuft das Gas den Weg der Gasreinigung. Diese beinhaltet eine Zyklonentstaubung und eine Gaskühlung, wobei die abgeführte thermische Energie als Prozesswärme für die Pyrolyse bereitgestellt wird. Danach wird das Produktgas in einem Gasmotor (BHKW) verbrannt, dabei wird elektrische und thermische Energie gewonnen. Der Grenzwert für die Teerbelastung des Produktgases ist 50 mg/Nm^3 , damit der Gasmotor problemlos betrieben werden kann. Derzeit sind vier solche Anlagen mit Brennstoffleistungen von 75 kW, 300 kW, 500 kW und 1000 kW gebaut worden [6].

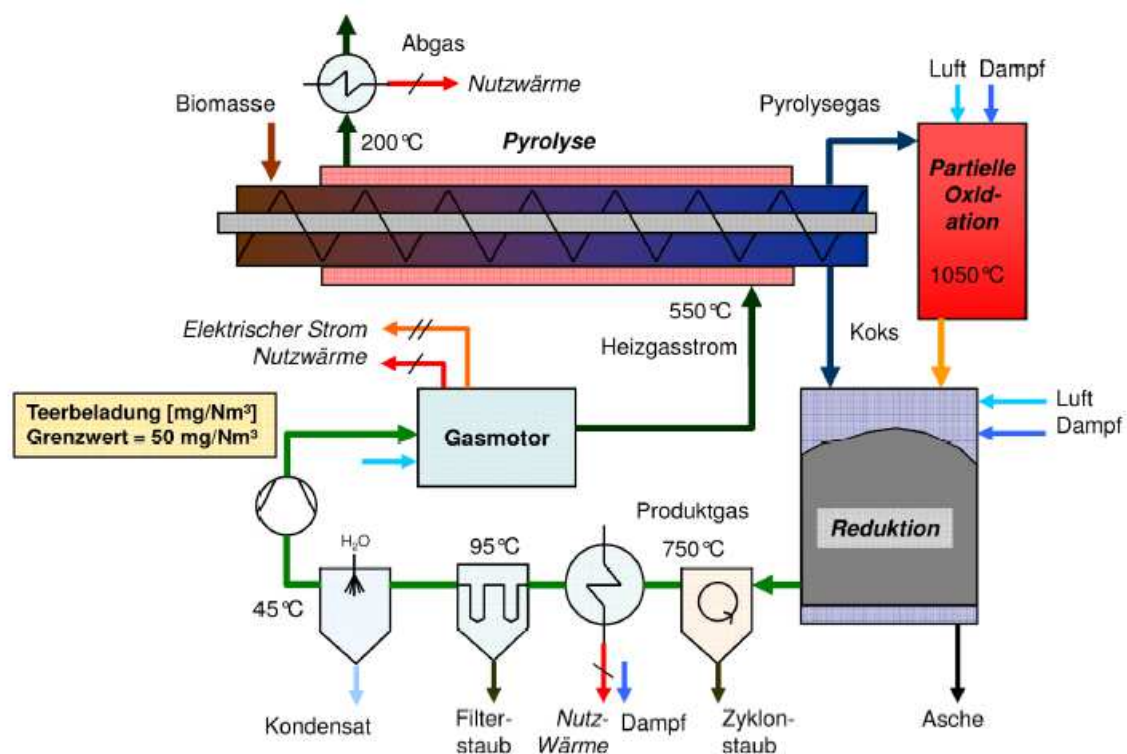


Abbildung 11: Prozesskette CLEANSTGAS [7]

2.3.2 Fraunhofer ISE Vergaser

Am Fraunhofer–Institut Freiburg in Deutschland hat Burhenne L. et al. [8] den sogenannten Fraunhofer ISE Vergaser mit 50 kW Brennstoffwärmeleistung entwickelt und aufgebaut. Wie in Abbildung 12 dargestellt wird der Vergasungsprozess in drei Zonen unterteilt. Die „Gasification zone“, „Cracking zone“ und die „Reduction/Oxidation zone“ werden durch einen drehbar gelagerten Plattenrost voneinander getrennt. In der sogenannten „Cracking zone“ werden die hochmolekularen Teere zersetzt. Bei zwei Tests der Anlage über 60 Stunden konnte bei konstantem Betrieb ein Produktgas erzeugt werden, welches einen Heizwert größer 5 MJ/Nm³ und einen Teergehalt von weniger als 50 mg/Nm³ aufwies.

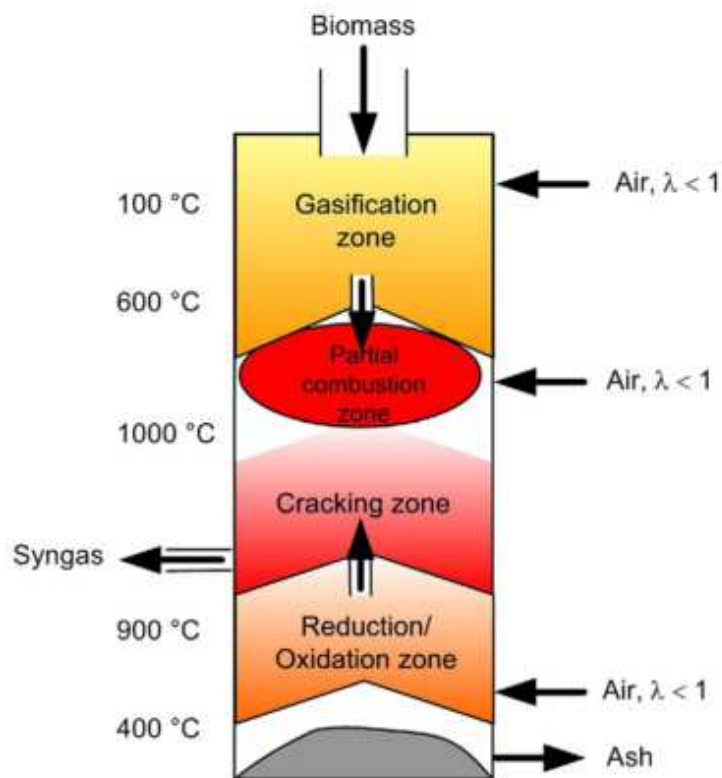


Abbildung 12: Schema Fraunhofer ISE Vergaser [8]

2.3.3 Zweistufiger Viking-Vergaser der DTU (Techn. Universität Dänemark)

Beim zweistufigen Viking – Vergaser der technischen Universität Dänemark werden Trocknung und Pyrolyse in einem beheizten Schneckenförderer durchgeführt. Das erzeugte Pyrolysegas wird in einem Gasfreiraum unterstöchiometrisch verbrannt und anschließend bei der Durchströmung eines Holzkohlebettes reduziert. In diesem Anlagentyp, welcher in Abbildung 13 schematisch dargestellt ist, laufen die partielle Oxidation zum thermischen Cracken der Teere und die Reduktion im selben Reaktor ab. Das erzeugte Produktgas wird in einer Gasreinigungsstrecke gereinigt bevor es in einem nachgeschaltetem BHKW zur Stromerzeugung genutzt wird. Bis jetzt wurden an zwei Anlagen mit einer Brennstoffleistung von 100 kW und 75 kW Versuche mit über 2000 Betriebsstunden durchgeführt [4],[9].

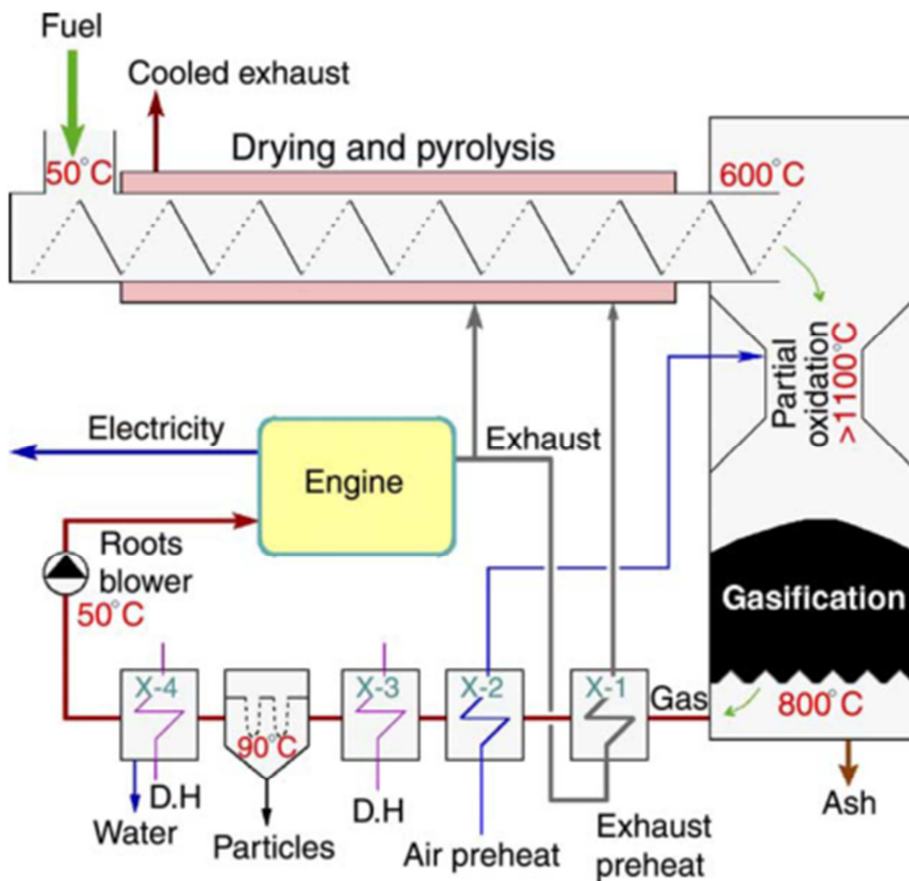


Abbildung 13: Viking – Vergaser [9]

2.3.4 Dreistufiger Vergaser, TK Energi Dänemark

Der dreistufige Vergaser von TK Energi Dänemark funktioniert prinzipiell ähnlich wie die vorher beschriebenen Anlagen. Der wesentliche Unterschied ist allerdings, dass die Pyrolysestufe anders ausgeführt ist. Die Pyrolyse wird hier nicht indirekt durch externe Wärme beheizt, sondern erfolgt intern durch Teilverbrennung der Biomasse im schrägen Pyrolyse-Reaktor, welcher mit einer Stopfschnecke beschickt wird. Der Vorteil dabei ist, dass es keine bewegten Teile in der heißen Pyrolyse-Zone gibt. Das Prozessbild dieses Vergasungsreaktors ist in Abbildung 14 dargestellt. Bei den Versuchsanlagen dieses Anlagentyps in Japan und Dänemark mit einer thermischen Leistung von 400 kW wurden bereits mehrere tausend Betriebsstunden erreicht und Kaltgaswirkungsgrade bis 80 % dokumentiert. Große Probleme gibt es allerdings mit dem Ascheaustragungssystem welches mit parallel liegenden Förderschnecken ausgeführt ist. Durch diese Konstruktionsweise kommt es zu erheblichen Koksverlusten [10],[4].

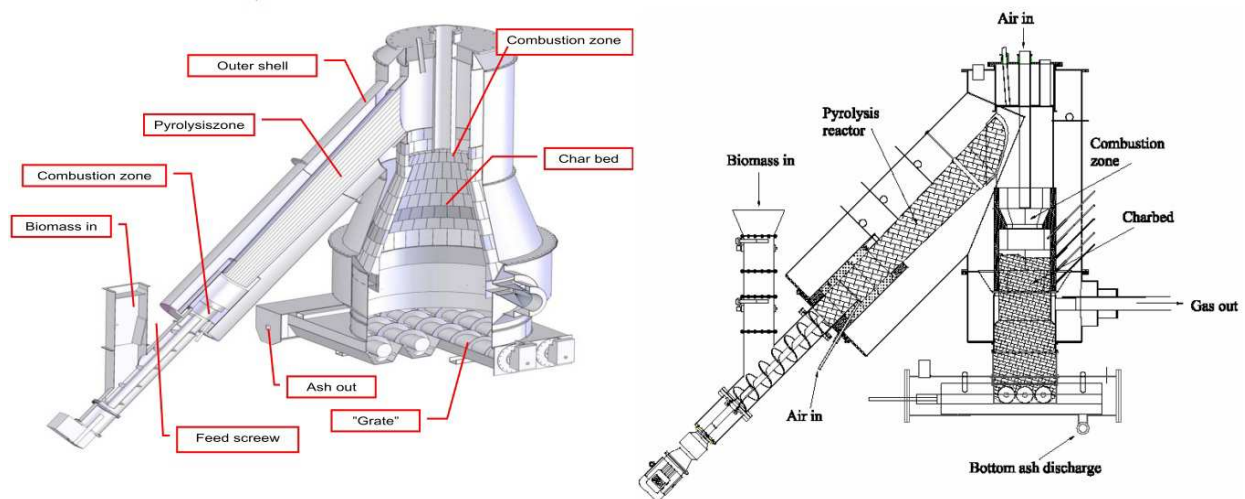


Abbildung 14: Prozessbild 3- stufiger Vergaser, TK Energi [11]

2.4 Festbetteigenschaften

In der recherchierten Literatur [12], [13], [14] werden Vergasungstechniken beschrieben, die zur Gewinnung von flüssigen Biotreibstoffen Verwendung finden und die klassische Festbettvergasung behandelt.

Die nachstehenden Ausführungen beziehen sich zuerst auf reine Festbettvergasung. Es werden danach Rückschlüsse zum Koksbett, welches bei gestufter Biomassevergasung genutzt wird, angestellt, wobei berücksichtigt wird, dass bei der gestuften Biomassevergasung im Koksbett keine Pyrolyse geschieht.

Yin et al. [15] untersuchten den Einfluss der Partikelgröße in Festbettreaktoren. Sind die Abmessungen sehr klein (<1 cm) führt dies zu einem erheblichen Druckverlust im Festbett und zu hohem Teer- und Staubgehalt (vgl. Abbildung 15) im Produktgas. Zu hohe Druckverluste können zu einem Ausfall der Anlage führen wenn das Produktgasgebläse an seine Leistungsgrenze stößt. Größere Abmessungen (> 8 cm) des Stückgutes führen hingegen zu einer langsameren Ausgasung. Dies begünstigt Brückenbildung und kann beim Start der Vergasung zu Problemen führen [15].

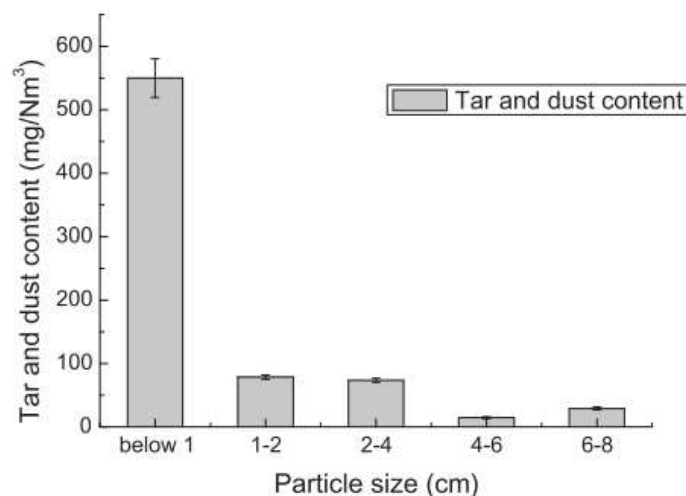


Abbildung 15: Teer- und Staubanteil im Produktgas bei unterschiedlichen Abmessungen der Biomasse [15]

Aus Festbettvergasungsversuchen, mit Gehölzschnitt von Pfirsichbäumen, geht hervor, dass auch die Produktgaszusammensetzungen, je nach verwendeter Korngröße, unterschiedlich sind. In Abbildung 16 ist dies dargestellt. Man erkennt, dass bei Abmessungen von 4 cm bis 6 cm einerseits ein Maximum von CO mit ca. 24 Vol% erreicht wurde was einen guten Umsatz von CO₂ in CO in der Reduktionszone bedeutet, andererseits erreichen der CH₄ Gehalt mit 0,28 Vol% und die Kohlenwasserstoffe C₂H₄ und C₂H₆ ein Minimum. Beim Vergleich von Abbildung 15

mit Abbildung 16 ist zu erkennen, dass ein Zusammenhang von CH_4 - und Teergehalt bei einer Festbettvergasung besteht. Ein hoher CH_4 Anteil ist also ein Indikator dafür, ob die Anlage gefährdet ist mit Teer zu verschmutzen [15].

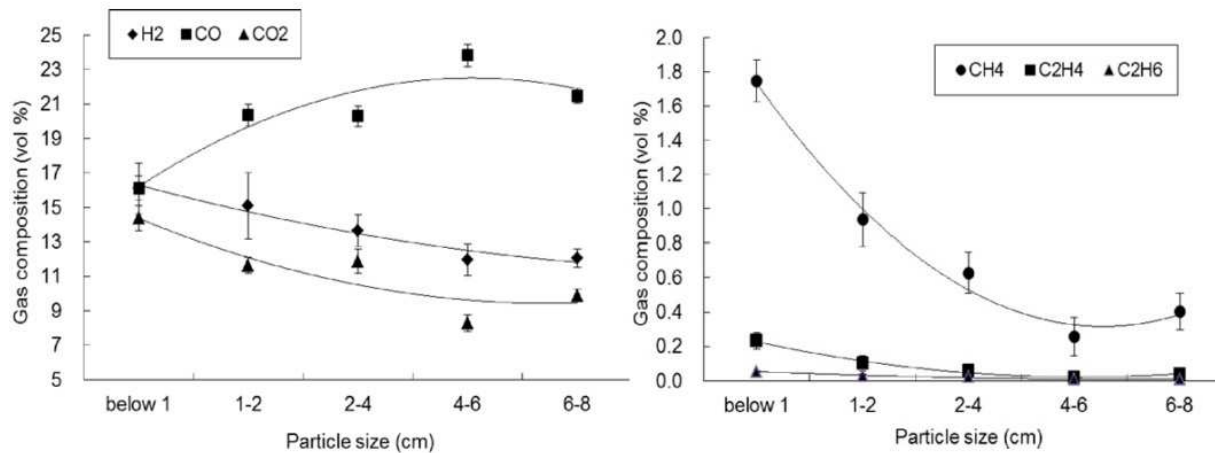


Abbildung 16: Produktgaszusammensetzung bei unterschiedlicher Korngröße [15]

Der Wärmeübergang im Festbett spielt eine wesentliche Rolle für die Reaktionsgeschwindigkeit und die Temperaturverteilung. Die Abmessungen der Biomasse sind dabei wieder entscheidend. Bei kleiner Körnung sind der Wärmeübergang und damit auch die Reaktionsgeschwindigkeit hoch und die Temperaturverteilung ausgeglichen. Je größer das Material ist desto schlechter wird der Wärmeübergang. Bei sinkender Reaktionsgeschwindigkeit steigt die Verweilzeit im Festbett. Dies begünstigt aufgrund der schlechten Temperaturverteilung wiederum die Bildung von Brücken und führt wegen der Ausbildung kälterer Zonen zu hohem Teergehalt im Produktgas [16][2].

Bei der gestuften Biomassevergasung werden Teere auch im Koksbedt umgesetzt. Die Verweilzeit der Teere wird durch Oberflächenadsorption des Koks erhöht. Da nun die Teere längere Zeit bei Temperaturen über 750°C verharren kann ein großer Teil umgesetzt werden. Dadurch kann ein Teergehalt von weniger als 50 mg/Nm^3 im Produktgas erreicht werden [4].

Werden bei der gestuften Biomassevergasung aschereiche Biobrennstoffe wie beispielsweise Stroh, Reis, Bagasse, etc. in ihrer natürlichen Form verwendet, kommt es zu einem erheblichem Druckverlust im Koksbedt, da die Abmessungen wie bereits oben erwähnt viel zu klein sind. In der vorgeschalteten Pyrolyseschnecke werden sie noch weiter zerkleinert wodurch sie auch schwerer förderbar werden. Ein weiteres Problem stellt der hohe Aschegehalt dar, welcher zu Problemen bei der

Ascheaustragung führen kann. Abhilfe für diese Probleme kann die Verwendung von Pellets aus aschereichen Biobrennstoffen oder Mischpellets aus Biobrennstoffen mit hohen und niedrigen Aschegehalt bringen, da diese eine höhere Dichte haben als die Reinformen [17].

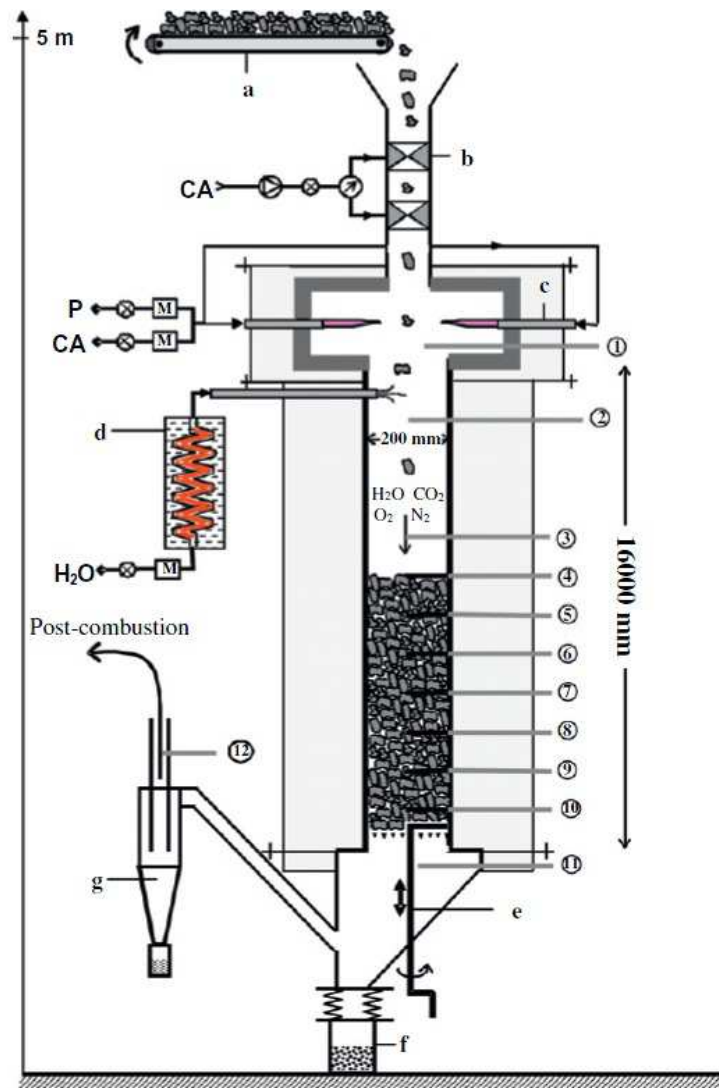
G.Teixeira et al. [17] untersuchten Eigenschaften von Koks bei den Einzelstufen der Pyrolyse und der Reduktion mit Hackschnitzel und Normholzpellets aus Kiefernholz. Diese wurden vor dem Versuch zuerst in einer Pyrolyseschnecke zu Koks verarbeitet. Die Eigenschaften der Ausgangsprodukte, sowie des daraus erzeugten Kokes sind in Tabelle 1 dargestellt. Es ist ersichtlich, dass Pelletskoks mit $0,37 \text{ g/cm}^3$ eine deutlich höhere Koksbedtschüttdichte hat als Hackschnitzelkoks mit $0,13 \text{ g/cm}^3$. Auch die Materialdichte von Pelletskoks ist mit $0,66 \text{ g/cm}^3$ doppelt so hoch als die von Hackschnitzelkoks. Als kritische Abmessung des Kokes ab der eine Festbettvergasung zu erheblichen Problemen führt, wurde eine durchschnittliche Stärke von 3,5 mm angegeben.

Tabelle 1: Zusammensetzung und Eigenschaften von Kiefernholz Hackschnitzel und Pellets und des daraus erzeugten Koks [17]

	Wood chips	Wood pellets	Char chips	Char pellets
Proximate analysis (wt% dry basis)				
Ash	0,4	0,2	1,7	1,4
Volatile matter	83,1	84,4	4,0	2,0
Fixed carbon (by difference)	16,5	15,4	94,3	96,6
Ultimate analysis (wt% dry basis)				
C	49,2	50,8	92,6	92,8
H	6,3	6,4	1,0	1,3
N	<0,1	<0,1	0,2	0,3
O	45,2	43,5	3,8	3,1
S	<0,2	<0,2	<0,2	>0,2
LHV (MJ/kg dry basis)	18,6	19,6	33,4	33,1
Char bed bulk density (g/cm^3)	-	-	0,13	0,37
Particle skeletal density (g/cm^3)	-	-	1,27	1,34
Particle density (g/cm^3)	-	-	0,33	0,66
Particle porosity (-)	-	-	0,74	0,51
Particle average thickness (mm)	-	-	5,2	4,2

Es wurde auch festgestellt, dass Pelletskoks einer höheren mechanischen Belastung gewachsen ist als Hackschnitzelkoks. Diese Eigenschaft ist von großer Bedeutung für einen Einsatz in der Synthesegaserzeugung, da es zu erheblichen Druckverlusten im Festbett kommen kann wenn die verwendete Biomasse während des Prozesses kontinuierlich zu kleinen Stücken zerbröselt. Der vorab erzeugte Koks wurde dann in einem kontinuierlichen Festbettreaktor (CFiB) vergast. Dieser ist in Abbildung 17 dargestellt. Das Vergasungsmittel (H_2O , CO_2 , Luft) wurde mit Propanbrennern und

einem Dampfüberhitzer erzeugt. Die prozesstechnische Trennung von Kokserzeugung und Festbettvergasung bei diesem Versuch ist sehr gut vergleichbar mit der bei CLEANSTGAS eingesetzten gestuften Biomassevergasung.

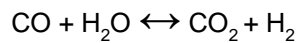


- | | | |
|---------------------|---|-------------------------------|
| (a) Conveyor belt | (e) Ash removal system | (CA) Compressed Air |
| (b) Pneumatic valve | (f) Collecting box | (P) Propane |
| (c) Propane burner | (g) Cyclone | (M) Mass flowmeter/controller |
| (d) Steam generator | ⓐ Temperature /pressure /
gas / sampling probe | |

Abbildung 17: Kontinuierlicher Modell-Festbettreaktor (CFiB) zur Untersuchung der Vergasungsreaktionen [17]

An den Messstellen 1 - 11 wurde Temperatur, Druck und die Gaszusammensetzung gemessen. Durch die Anordnung der Messstellen konnte das Verhalten des Koksбетtes während der Vergasung genau analysiert werden. In Abbildung 18 ist die Gaszusammensetzung bei der Vergasung über die Höhe der Koksбетtschüttung

dargestellt. Links die von Hackschnitzelkoks und rechts die von Pelletskoks. Es ist deutlich zu erkennen, dass die oberen zehn Zentimeter der Koksbedtschüttungen sehr reaktive Zonen darstellen. Die Anteile an Sauerstoff und Wasser sind stark abgefallen und die von Wasserstoff und Kohlenmonoxid stark gestiegen. Dies ist ein Indiz dafür, dass eine hochreaktive Wasservergasung stattgefunden hat. Dabei wurde ein Teil des Kohlenstoffes aus dem Koks, mit dem Vergasungsmittel H_2O , zu CO und H_2 , umgesetzt. Diese Reaktion ist bereits aus dem Kapitel 2.1.1 bekannt. Das Fallen des Sauerstoffgehalts kennzeichnet eine exotherme Koksverbrennung durch die Energie frei gesetzt wurde. Danach stellte sich ein konstanter Verlauf der Gaskonzentrationen über die Höhe ein. Die Gaszusammensetzung in beiden Fällen ist sehr ähnlich, da auch die elementaren Zusammensetzungen der Ausgangsprodukte nur geringe Abweichungen zueinander haben. Der Einsatz von Pellets bringt also für die Gasqualität keine Vorteile. Der Kohlendioxid Anteil ist relativ konstant über die gesamte Koksbedtschüttung. Dies bedeutet, dass sich der Kohlendioxid Anteil der bei der Boudouard Reaktion verbraucht wird mit dem, der bei der Koksteilverbrennung entsteht, in etwa ausgleicht. Zudem stehen die Gase zueinander im Gleichgewicht, entsprechend der Wassergas-Stiftreaktion (Gl. 1) [2].



Gl. 1 [2]

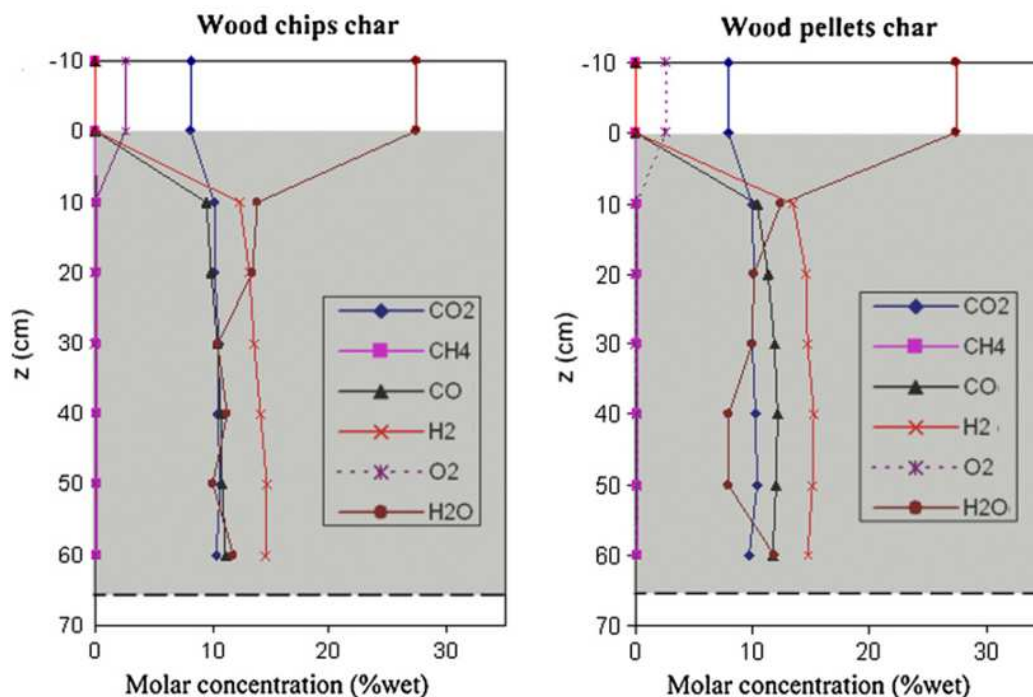


Abbildung 18: Gaszusammensetzung über die Höhe der Koksbedtschüttung [17]

Nach der Gasanalyse und einer Betriebszeit von 4 Stunden wurde der Versuch abgebrochen und das Koksbedt mit Stickstoff gespült um die Ausgasung zu stoppen und den Koks zu kühlen. Danach wurde die Koksbedtschüttung systematisch untersucht. Dabei wurde festgestellt, dass sich die Koksbedtschüttungsdichte beim Hackschnitzelkoks um 57% und beim Pelletskoks um 47%, gemessen über die gesamte Koksbedtschüttung, erhöht hat.

Der statische Druckverlust (in Abbildung 19 dargestellt) hat in beiden Fällen die gleichen Auswirkungen auf Verdichtung und Fragmentierung des Kokes bei gleichem Kohlenstoffumsatz ($X=95\%$). Bei gleicher Höhe ist aber der statische Druckverlust bei Verwendung von Pelletskoks dreimal so hoch als bei Hackschnitzelkoks [17].

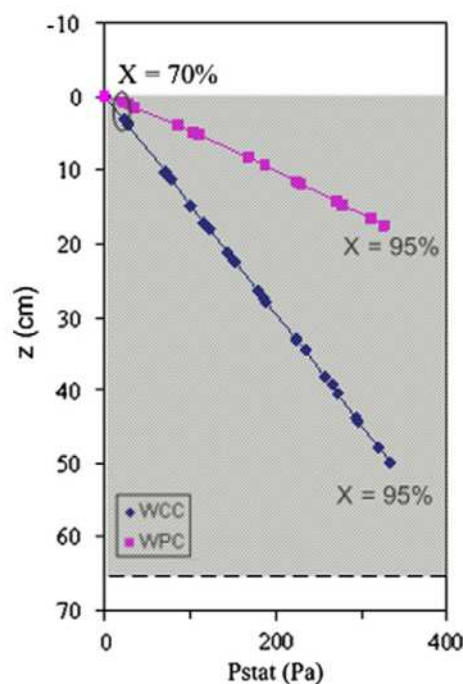


Abbildung 19: Statischer Druckverlust über Koksbedtschüttung [17].
WCC=Wood-Chip-Char / WPC=Wood-Pellet-Char

2.5 Ascheaustragung

Bei dem eingesetzten Rostsystem zur gestuften Vergasung von Biomasse bei CLEANSTGAS kommt es immer wieder zu Problemen mit dem Austrag von versinterten Aschebrocken bei der Verwendung von aschereicher Biomasse [7]. Aus diesem Grund werden im Folgenden alternative Aschesysteme theoretisch betrachtet und deren Eigenschaften beurteilt, um festzustellen, ob diese eventuell für den Einsatz zur störungsfreien Ascheaustragung geeignet sind.

Bei der Verbrennung von festen Brennstoffen sind zahlreiche Rostsysteme bekannt. Diese werden im Weiteren betrachtet, da sie gegebenenfalls für den Abtransport von Vergasungsendprodukten genutzt werden können.

Die Rostsysteme sind für den Transport und die Vermischung des Brennstoffes sowie für den Abtransport der Asche zuständig. Je nach verwendetem Brennstoff kommen unterschiedliche Bauarten zum Einsatz [18].

a) Wanderrost

Der prinzipielle Aufbau des Wanderrostes entspricht dem eines Förderbandes (vgl. Abbildung 20). Zusammengesetzte Rostelemente werden dabei umlaufend bewegt. Dieser wird bei der Verbrennung von Kohle oder aber auch zur Brennstoffbeschickung bei Müllverbrennungsanlagen eingesetzt [18], [19].

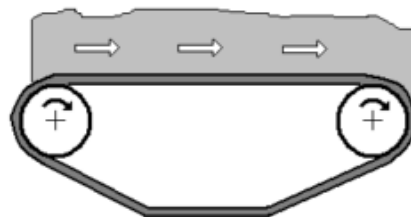


Abbildung 20: Wanderrost [18]

b) Vorschubrost

Beim Vorschubrost werden bewegliche Rostelemente verwendet, die eine Vorschubbewegung des Brennstoffes bewirken. Je nach Anordnung und eingestellten Winkel der Rostelemente werden unterschiedliche Fördereigenschaften, wie Vorschub, Hub, Durchmischung und Schichthöhe erreicht (siehe Abbildung 21). Beim Vorschubrost mit Wirbelkomponente wird durch Aufgabe von Rostluft eine bessere Durchmischung des Brennstoffes erreicht. Der Stufenschwenkrost und der Gegenlaufüberschubrost gehören ebenfalls zur Gruppe der Vorschubrostsysteme. Vorschubroste sind für die Verbrennung von Brennstoffen mit geringem Heizwert entwickelt worden und finden meist bei der Müllverbrennung Anwendung [18], [19].

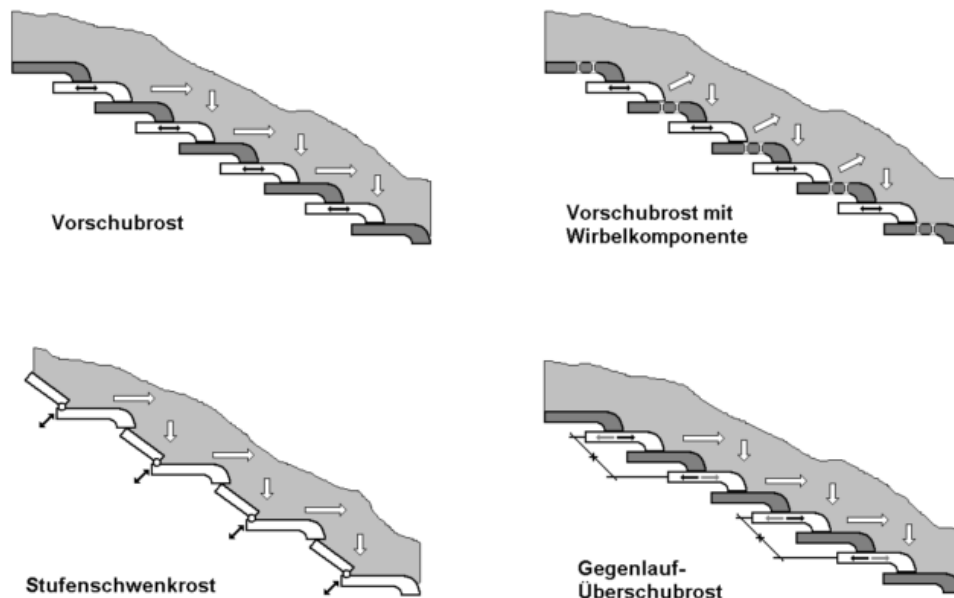


Abbildung 21: Vorschubrostsysteme [18]

c) Walzenrost

Hier wird eine Vorschubbewegung des Brennstoffes im Feuerraum durch die Drehbewegung von Walzen erreicht (vgl. Abbildung 22). Ein großer Vorteil dieses Rostsystems ist, dass die Walzen im Gegensatz zu den vorher beschriebenen Vorschubrostsystemen einen geringen Verschleiß haben. Ein Nachteil ist, dass dieses System nicht für feines Stückgut verwendet werden kann, da das Stückgut dann durch den Spalt zwischen den Walzen rutschen würde [18].

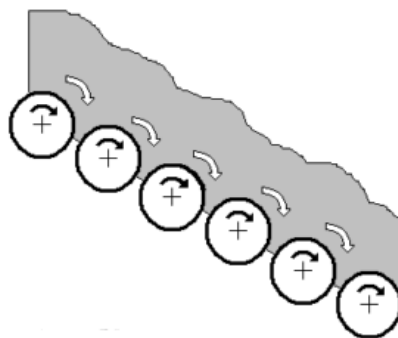


Abbildung 22: Walzenrost [18]

d) Drehkegelrost

Mit diesem System wird eine sehr gute Schürwirkung erreicht. Da der Drehkegelrost noch nicht lange für die Verfeuerung und Vergasung von Brennstoffen eingesetzt wird, fehlt es den meisten Anwendern an Erfahrung und es müssen immer wieder Probleme der Ascheaustragung gelöst werden [20]. Bei den Holzvergasungsanlagen der Firma CLEANSTGAS wird ein Drehkegel mit Wischer und eine Ascheschnecke zum Austrag der Asche aus dem Reduktionsreaktor, wie in Abbildung 23 dargestellt, verwendet.

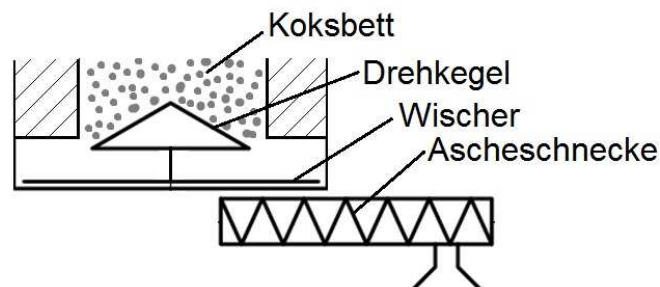


Abbildung 23: Prinzipskizze Drehkegelrost bei CLEANSTGAS [21]

e) Drehbar gelagerter Scheibenrost mit Abstreifer

Wie aus einer Patentanmeldung von ETA Heiztechnik GmbH [22] hervorgeht, kommen unter anderem zur Verbrennung fester Brennstoffe drehbar gelagerte Scheibenrostsysteme und Abstreifer, mit welchem Ablagerungen abgereinigt werden können, zum Einsatz. Ein Element dieses System ist schematisch in Abbildung 24 dargestellt.

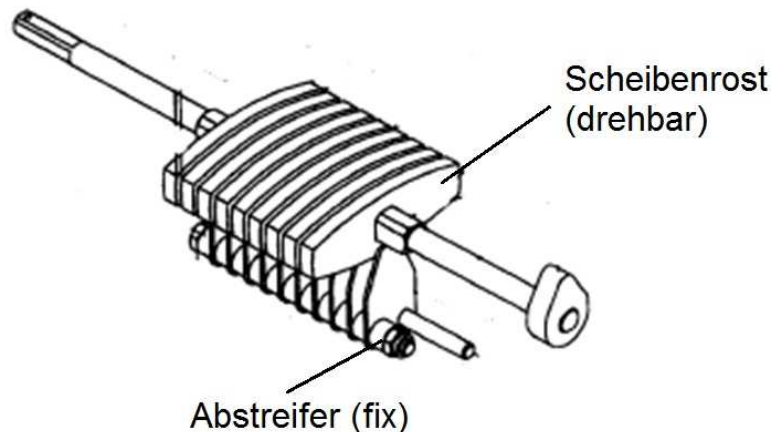


Abbildung 24: Drehbar gelagerter Scheibenrost mit Abstreifer (Änderung: Beschriftung) [22]

Ob der Drehkegelrost, welcher bei der Firma CLEANSTGAS zum Einsatz kommt, durch andere der oben beschriebenen Rostsysteme für Verbrennung ersetzt werden kann muss bei Bedarf praktisch erprobt werden. Aufgrund der Vorschubwirkung von Wander-, Vorschub- und Walzenrost ist die Anbindung an das derzeit verwendete Konzept schwierig, da es zu einseitigem aufstauen des Koksбетtes am Ende der Förderstrecke kommen könnte, wenn Agglomerationen aus versinterter Asche auszutragen sind. Andere Hersteller bzw. Forschungseinrichtungen haben alternative Rostsysteme entwickelt, welche für den Einsatz bei gestufter Festbettvergasung geeignet sind. Diese werden im Folgenden beschrieben.

f) Wipprost

In Dänemark an der DTU verwenden U. Henriksen et al. [23] für die gestufte Vergasung von Biomasse einen Wipprost. Dieser ist in Abbildung 25 dargestellt. Durch die translatorische Bewegung der Rostelemente fällt die Asche zwischen diesen hindurch. Bei größeren Agglomerationsstücken von versinterter Asche kommt es aber auch hier zu Problemen, da diese gegebenenfalls nicht zwischen den Rostelementen durchpassen.

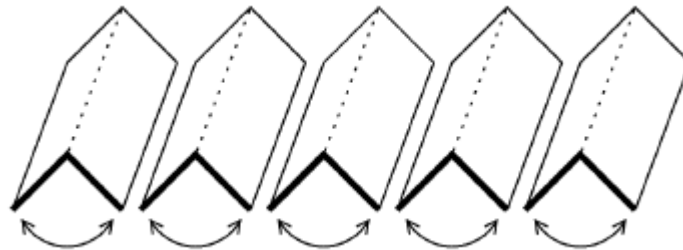


Abbildung 25: DTU Wipprost [23]

g) Schneckenrost

Thomas Koch Energi (TKE) [24] verwendet bei seiner dreifach gestuften Vergasungsanlage einen Schneckenrost. Ein Modell der Anlage mit dem verwendeten Rostsystem (engl. grate) ist in Abbildung 14 dargestellt.

h) Drehbarer Plattenrost

Beim Fraunhofer ISE – Vergasungsprozess wird, wie in Abbildung 12 dargestellt, die Vergasung in drei Bereiche unterteilt. Diese werden, wie in Abschnitt 1.2 beschrieben, durch einen drehbar gelagerten Plattenrost voneinander getrennt. Durch das Hin- und Herdrehen des Rostes fällt die zu vergasende Biomasse systematisch von einer Zone in die Nächste. Durch Löcher im Rost kann Gas zwischen den Kammern strömen. Der dabei verwendete Plattenrost ist in Abbildung 26 zu sehen [8].

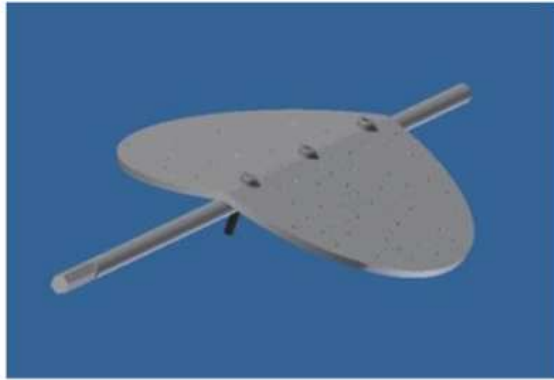


Abbildung 26: Drehbar gelagerter Plattenrost [8]

i) Förderschnecken

Für den weiteren Abtransport der Asche nach der Vergasung oder Verbrennung werden in der Regel Förderschnecken verwendet. Bei der Auslegung sind die Parameter wie in Abbildung 27 dargestellt von Bedeutung. Besonders die Schneckenneigung (β) muss beim Transport von feiner Asche beachtet werden [25].

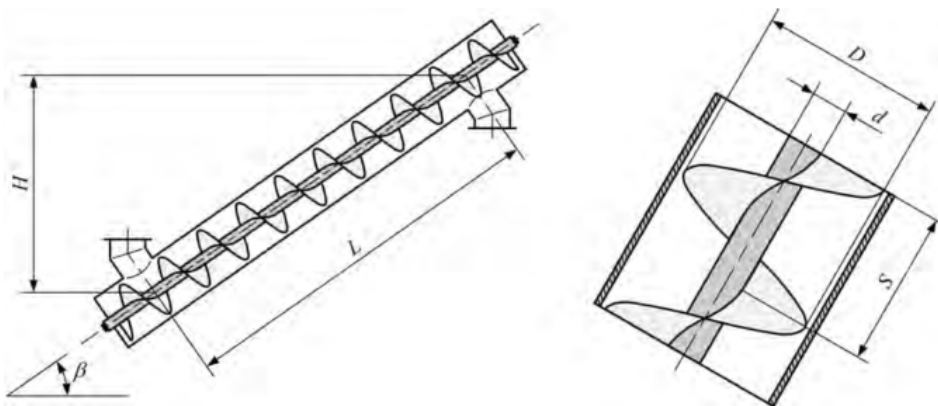


Abbildung 27: Geometrie von Förderschnecken [25]

Da es bei jedem der oben erwähnten Rostsysteme zu Problemen beim Austrag von Agglomerationsbrocken kommen kann, hat sich die Firma Syncraft dazu entschieden, auf das Verfahren der Schwebebettvergasung umzusteigen. Dies ist in Abbildung 28 schematisch dargestellt.

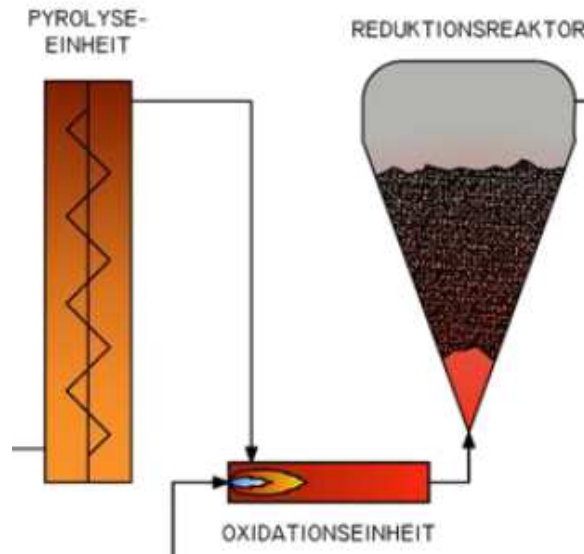


Abbildung 28: Syncraft Schwebebettvergaser [26]

Abschließend ist festzustellen, dass es bei den derzeit für die bei der gestuften Festbettvergasung von Biobrennstoffen eingesetzten Rostsystemen noch Entwicklungsbedarf gibt, um einen reibungsfreien Ascheaustrag auch für versinterte Vergasungsendprodukte zu erreichen.

2.6 Brennstoffadditive

Bei der Vergasung von aschereichen Biobrennstoffen kommt es oft zu Problemen in der Prozessführung. Vor allem die niedrige Ascheerweichungstemperatur ist kritisch hinsichtlich einer Verschlackung der Asche. Dies kann zu Störungen bei der Ascheaustragung führen. In Tabelle 2 sind die ungefähren Werte von Aschegehalt und Ascheerweichungstemperatur verschiedener Biobrennstoffe aufgelistet. Es ist dabei zu erkennen, dass der Aschegehalt von Miscanthus, Maisstroh, Heu und Weizenstroh deutlich höher als der von unterschiedlichen Holzarten ist. Bei den aschereichen Brennstoffen, welche einen Aschegehalt von mehr als ca. 2% aufweisen, ist auch die Ascheerweichungstemperatur deutlich geringer.

Tabelle 2: Ungefähre Werte von Aschegehalt und Ascheerweichungstemperatur verschiedener Biobrennstoffe. Werte aus [2],[27]

Brennstoff	Aschegehalt	Ascheerweichungstemperatur
	[%]	[°C]
Fichtenholz	0,7	1426
Mischholzhackschnitzel	1,4	1100
Pappel	1,4	1300
Weide	1,5	1400
Miscanthus	3	900
Maisstroh	4 - 8	800 - 1000
Heu	5 - 10	750 - 950
Weizenstroh	6 - 10	700 - 950

Durch Zugabe von Brennstoffadditiven können die Eigenschaften der aschereichen Biobrennstoffe verändert und somit an die Prozessführung angepasst werden [28][29]. Im Folgenden werden einige Brennstoffadditive und deren Wirkungsweise beschrieben.

2.6.1 Erhöhung der Ascheerweichungstemperatur von aschereichen Biobrennstoffen

Ein großes Problem bei der Vergasung von aschereichen Biobrennstoffen ist die niedrige Ascheerweichungstemperatur (Beginn bei ca. 600°C). Dies kann zu einer Verschlackung der Asche führen. Dies begünstigt wiederum die Brückenbildung und führt zu Problemen bei der Ascheaustragung [28].

Durch Zugabe von Brennstoffadditiven wie Kaolin, Kieselerde, Kalkstein, Tonerde, Kalkspat oder Serpentin kann die Ascheerweichungstemperatur erhöht werden. Beste Ergebnisse wurden bei zahlreichen Versuchen mit Kaolin erzielt. Kaolin ist ein weißes Tonerdenmineral bei dem der Hauptanteil $\text{Al}_2\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$ ist [30],[29],[31].

Die Erweichungstemperatur (SST) und die Halbkugeltemperatur (DT) der Asche sind entscheidend für eine Verwendung im Anlagenbetrieb. In Abbildung 29 ist deren Verhalten bei Zugabe von Kaolin zu Strohpellets dargestellt [28].

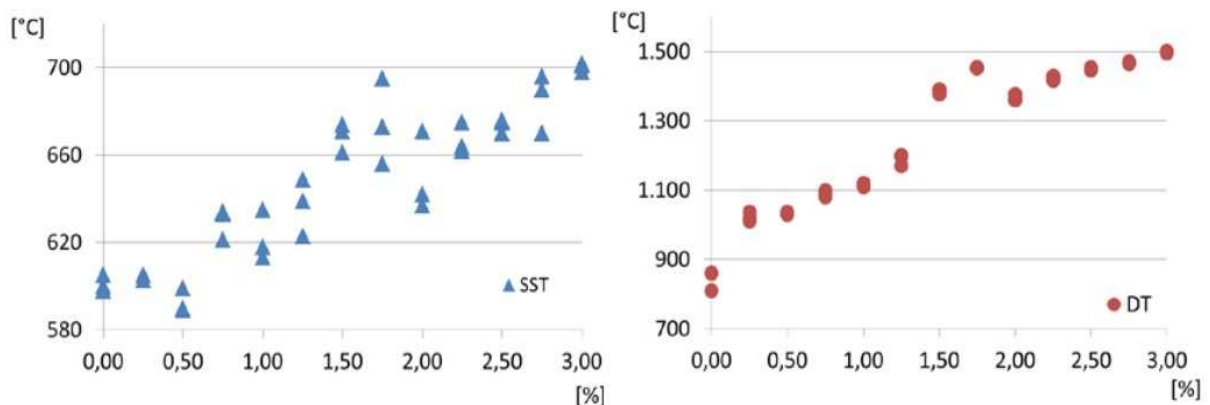


Abbildung 29: Erhöhung von SST und DT bei Zugabe von Kaolin [28]
SST=Shrinkage-Starting-Temperatur / DT=Deformation-Temperatur

Ein weiteres Problem bei der Vergasung von aschereichen Biobrennstoffen ist, dass sie einen relativ hohen Anteil an Kaliumchlorid (KCl) enthalten. Das KCl beginnt bei ca. 700°C aus dem Biomassekoks auszuschleiden [30]. Wenn im Produktgas ein hoher Anteil an Kaliumchlorid vorliegt kann dies zu Korrosion von Anlagenteilen insbesondere des Wärmetauschers führen. Wie in Abbildung 30 dargestellt entsteht bei der Vergasung von Holzpellets ein sehr geringer Anteil an KCl. Bei Stroh ist allerdings ein deutlicher Anstieg zu erkennen [29] [32].

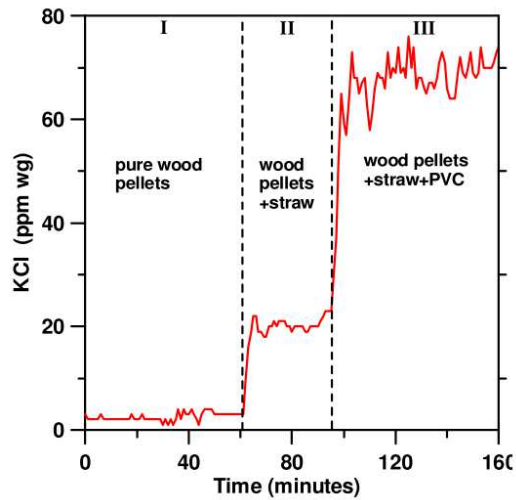
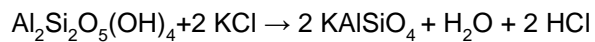


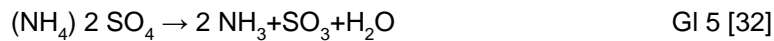
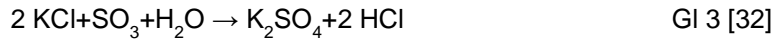
Abbildung 30: Anteil an Alkalichlorid (KCl) im Produktgas verschiedener Brennstoffe [32]

Bei der Verwendung von Kaolin als Brennstoffadditiv entsteht bei der Reaktion, wie in Gl 2 beschrieben das kristalline Produkt 2KAISiO_4 , Wasser und Chlorwasserstoff (HCl). Der Chlorwasserstoff ist eine starke Säure welche auch Anlagenteile korrodieren lässt. Allerdings wird durch die Umwandlung von KCl in HCl das Risiko einer Hochtemperaturchlorkorrosion und das Ablagern von chlorhaltigen Substanzen in der Anlage drastisch vermindert [30].



Gl 2 [30]

Durch Injektion von schwefelhaltigen Stoffen, wie Ammoniumsulfat (AS) oder elementarem Schwefel (S), in das Produktgas kann das Kaliumchlorid auch zu Chlorwasserstoff umgesetzt werden [32].



In Gl 3 ist die Sulfation von gasförmigen KCl mit SO_3 beschrieben. Bei der Verwendung von Ammoniumsulfat zur Erzeugung von SO_3 kann der Vorteil genutzt werden, dass dadurch Stickoxide verringert werden können. Siehe dazu Gl 5 und Gl 6.

Die Erzeugung von SO_3 durch Oxidation, wie in Gl 4 beschrieben, ist bei der Vergasung nicht möglich, da kein Sauerstoff im Produktgas enthalten ist.

Abbildung 31 zeigt das Verhalten von Ammoniumsulfat und elementarem Schwefel zum Abbau von Kaliumchlorid. Es ist zu erkennen, dass mit Ammoniumsulfat deutlich bessere Ergebnisse erreicht werden können [32].

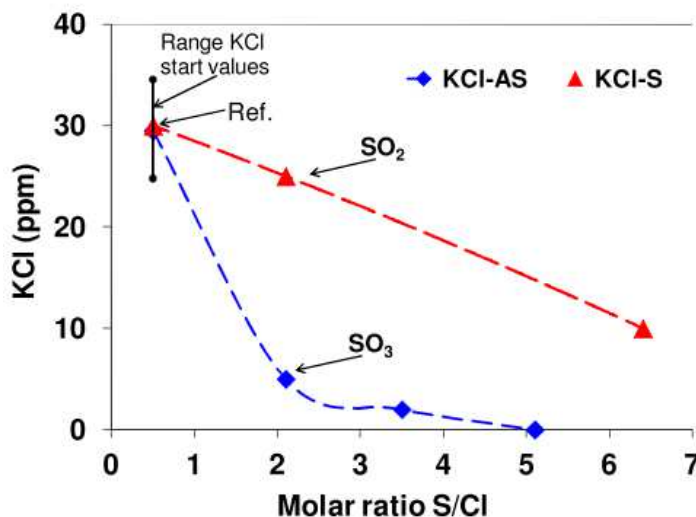


Abbildung 31: Verringerung von Kaliumchlorid durch Zugabe von schwefelhaltigen Stoffen in das Produktgas [32]

2.7 Teere

Hochmolekulare Kohlenwasserstoffe welche als Teere bezeichnet werden sind in der Regel hitzebeständig und können in hoch komplexe Strukturen auskondensieren oder auspolymerisieren. Das bei der klassischen Festbettvergasung von Biomasse entstehende Produktgas weist oft einen hohen Teergehalt auf. Dies kann zu starker Verunreinigung von Anlagenteilen führen. Teer kann auf verschiedene Arten entfernt werden. Beim katalytischen und thermischen Cracken oder durch partielle Oxidation werden die hochmolekularen Kohlenwasserstoffe in niedermolekulare Kohlenwasserstoffe aufgespalten, welche anschließend im nachgeschalteten BHKW oder in einer Gasturbine verbrannt werden können [33]. Eine hohe Teerbeladung im Produktgas kann auch durch Zugabe von Aktivkohle, aufgrund dessen großer Oberfläche, bei der Gasreinigung wesentlich verringert werden [34].

3 VERSUCHSAUFBAU

Im Laborbereich der CLEANSTGAS GmbH befinden sich drei Anlagen zur Holzvergasung und Stromerzeugung. Die Demonstrationsanlage mit einer Leistung von $500 \text{ kW}_{\text{Brst}} / 140 \text{ kW}_{\text{el}}$ und der Verkaufsprototyp mit einer Leistung von $1000 \text{ kW}_{\text{Brst}} / 280 \text{ kW}_{\text{el}}$ funktionieren nach dem gestuften Vergasungsprinzip von CLEANSTGAS wie in Abschnitt 2.2 beschrieben. Der verwendete Brennstoff bei beiden Anlagen sind Hackschnitzel. Die bei den Versuchen erzeugte elektrische Energie wird in das Stromnetz und die thermische Energie in das Fernwärmenetz eingespeist [6].

Die dritte Anlage, die Laborgaserzeugungsanlage, an welcher die Versuche für diese Masterarbeit mit den aschereichen Biomassen durchgeführt wurden funktioniert auch nach dem in Abschnitt 2.2 beschriebenen CLEANSTGAS-Prinzip. Es ist allerdings nicht mit einem BHKW gekoppelt und dient daher nur zur Produktgaserzeugung. Die Anlage ist für eine Leistung von $75 \text{ kW}_{\text{Brst}}$ ausgelegt und dient der Vergasung von pelletierten Brennstoffen. Die Energie für den Pyrolyse-Prozess wird elektrisch bereitgestellt und die abgeführte thermische Energie bei der Gaskühlung wird der firmeninternen Haustechnik zur Verfügung gestellt. Dieses Funktionsprinzip ist in Abbildung 32 schematisch dargestellt [7].

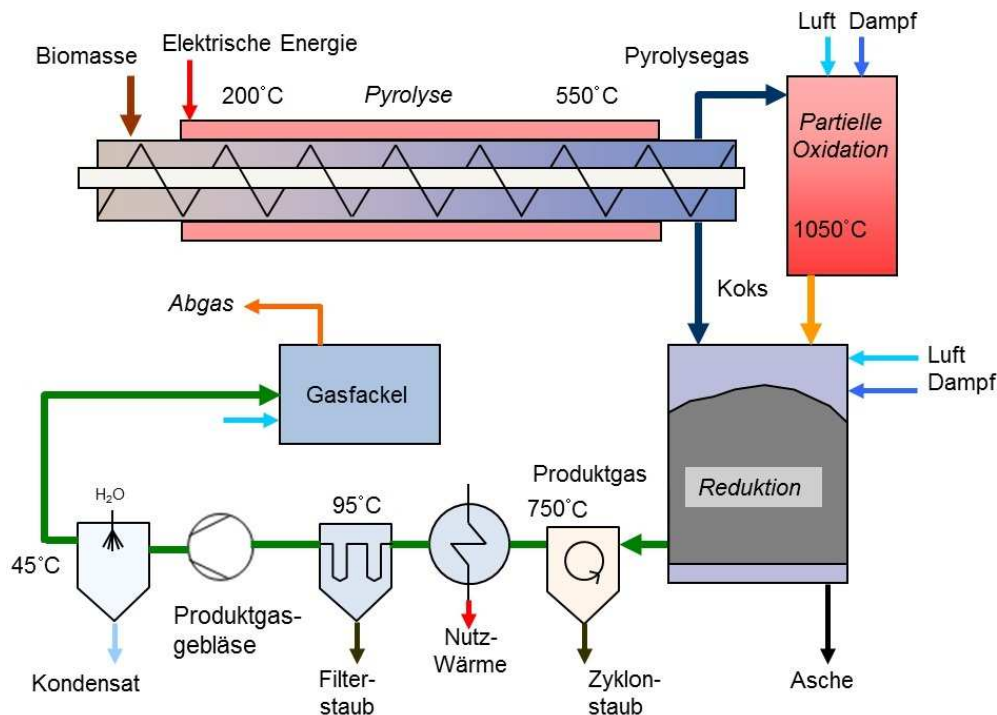


Abbildung 32: Schematische Darstellung Laborgaserzeugungsanlage bei CLEANSTGAS GmbH (Abänderung: BHKW ersetzt durch Gasfackel und elektrische Energie bei Pyrolyse) [7]

3.1 Verfahrenstechnisches Fließbild, Messgeräte und Analysen

Das verfahrenstechnische Fließbild stellt die Anlage mit ihrer Instrumentierung, den Messstellen und den Verrohrungen dar. Es soll damit der Versuchsaufbau mit den für die Versuche relevanten Mess- und Analysestellen gezeigt werden. Diese Mess- und Analysestellen sind in den nachfolgenden Fließbildern mit der Farbe Gelb markiert und in der Tabelle 3 mit den verwendeten Messgeräten oder Messverfahren angeführt. Die genaue Funktionsweise der verwendeten Komponenten werden in Kapitel 3.2 behandelt. Die Abbildung 33 zeigt das verfahrenstechnische Fließbild der Gaserzeugungseinheit. Es beinhaltet die Brennluftversorgung, den Dampferzeuger die Biomasseaufgabe, den Pyrolysator, die partielle Oxidationsbrennkammer, den Reduktionsbereich mit Drehkegelrost und das Stickstoff-Inertisierungssystem.

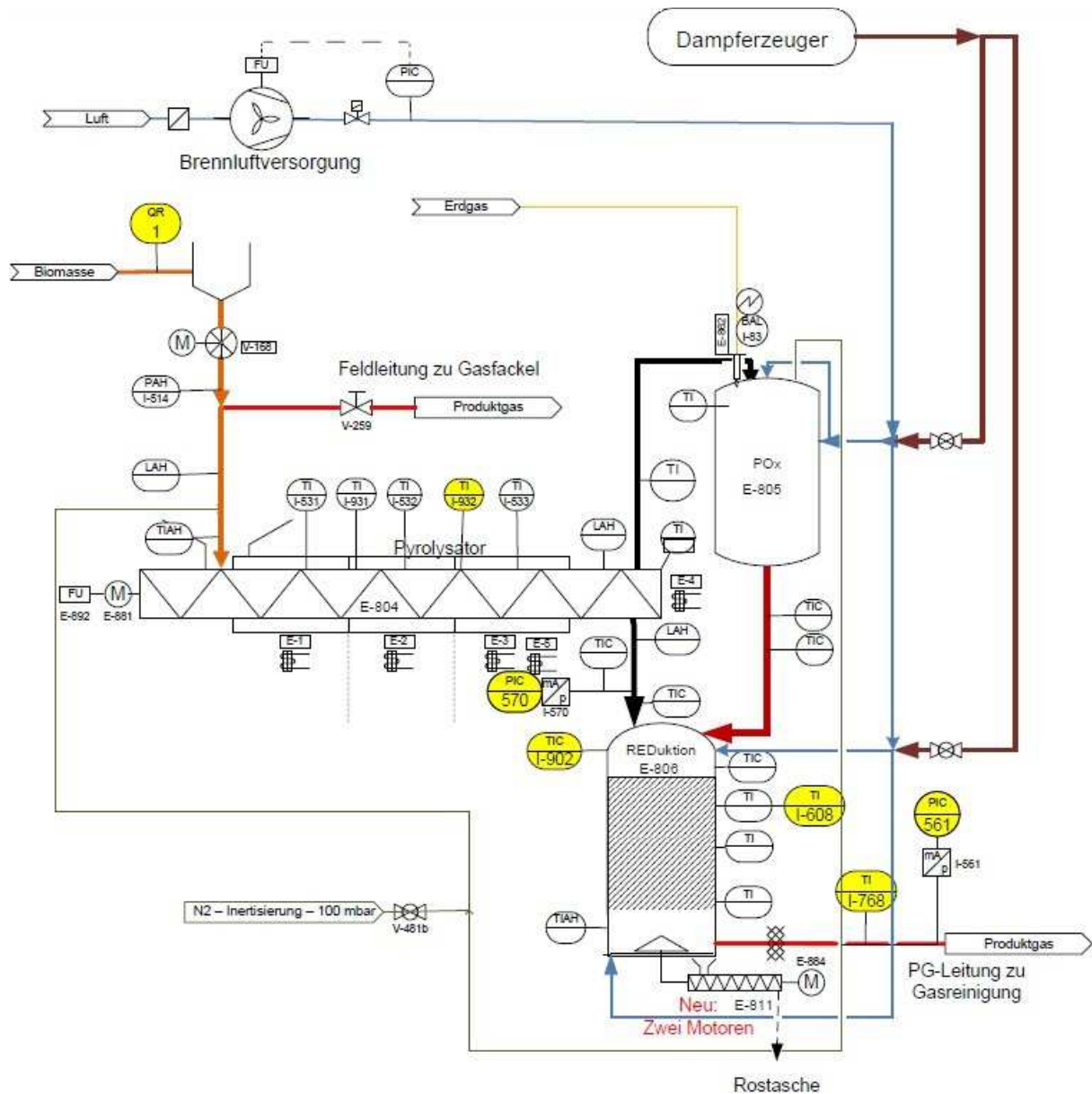


Abbildung 33: Verfahrenstechnisches Fließbild der Gaserzeugung

Die Abbildung 34 zeigt das verfahrenstechnische Fließbild der Gasreinigung. Es ist dabei der Weg des Produktgases kommend von der Gaserzeugungseinheit durch die Zyklonentstaubung, die Gaskühlung, den Schlauchfilter, das Produktgasgebläse, die Quenche bis hin zur Gasfackel dargestellt. Weiters ist der Wasserkreislauf der Gaskühlung und der Quenche, die Hochdruck-Stickstoffversorgung für die Schlauchfilterabreinigung, die Kondensatabführung und die Ausschleusesysteme für die Feinasche zu sehen.

Versuchsaufbau

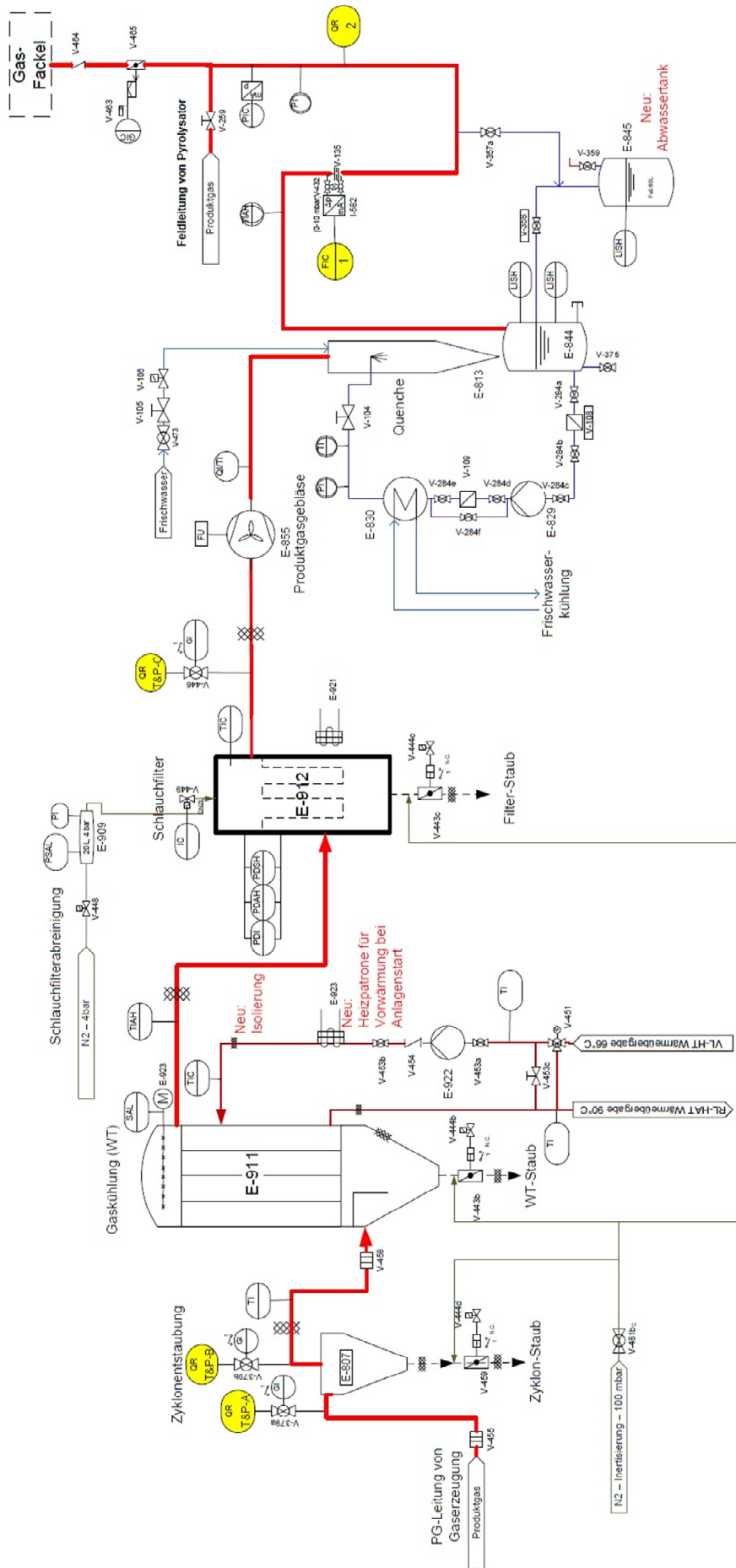


Abbildung 34: Verfahrenstechnisches Fließbild der Gasreinigung

Versuchsaufbau

Die Abbildung 35 zeigt das verfahrenstechnische Fließbild der Ascheaustragung. Es beinhaltet die Sammelschnecke, wo die Rostasche von der Gaserzeugungseinheit sowie die Feinasche von Zyklon, Gaskühlung und der Filterstaub in die Asche-/Staubbox geführt werden. Weiters sind die Steigschnecke und die Doppelpendelklappe mit Aschetonne für die gasdichte Ascheaustragung der Anlage dargestellt.

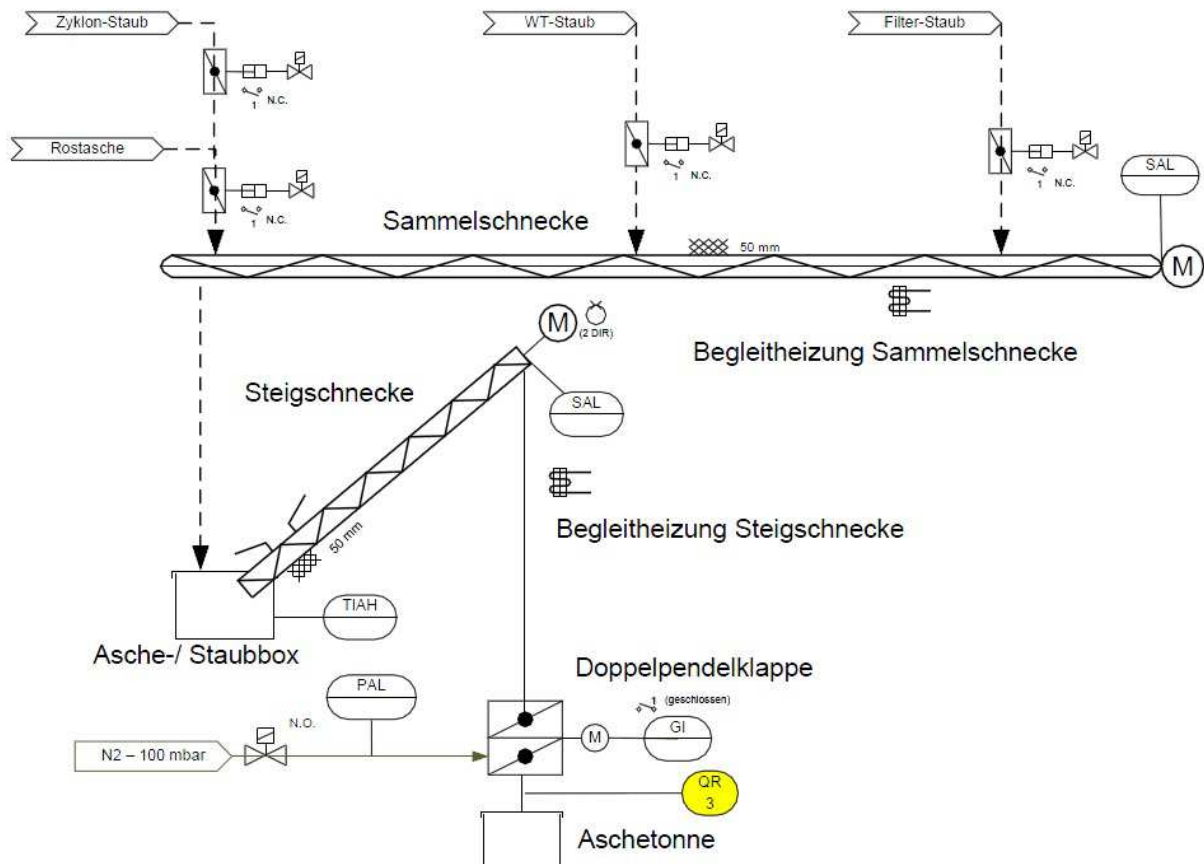


Abbildung 35: Verfahrenstechnisches Fließbild der Ascheaustragung

Tabelle 3 zeigt die wichtigsten Messungen und Analysen für die Versuchsdurchführung und Auswertung. Die elementare Zusammensetzung der Brennstoffe wurde am Institut für organische Chemie der TU Graz mit einem Elementaranalysator bestimmt. Die Probenentnahmen und die Auswertungen für das Teer und Partikelsampling (T&P) wurden bei allen Versuchen durch die Mitarbeiter des Labors bei CLEANSTGAS GmbH durchgeführt. Die Teerwerte wurden mittels Gaschromatographie ausgewertet, wobei der Gesamt-Teergehalt (ohne Benzol) als Messergebnis angeführt wird.

Tabelle 3: Wichtige Messungen und Analysen für die Versuchsdurchführung und Auswertung

Messstelle	Messgröße	Messgerät	Norm	Bezeichnung
QR 1	Massenstrom	Tischwaage		Biomassenstrom
	elementare Zusammensetzung	Elementaranalysator Vario El TU Graz		elementare Zusammensetzung
TIC I-932	Temperatur	Mantelthermoelement Typ N		Pyrolyseaustrittstemperatur
TIC I-902	Temperatur	Mantelthermoelement Typ N		POx-Austrittstemperatur
TIC I-608	Temperatur	Mantelthermoelement Typ N		RED-Temperatur oben
TIC I-768	Temperatur	Mantelthermoelement Typ N		PG-Temperatur nach RED
PIC I-570/I-561	Druckdifferenz	Huba Typ 692		Differenzdruck Koksbed
QR T&P-A	Teer und Partikel	Probennahme nach VDI-2066	CEN TS 15439	T&P vor Zyklon
QR T&P-B	Teer und Partikel	Probennahme nach VDI-2066	CEN TS 15439	T&P nach Zyklon
QR T&P-C	Teer und Partikel	Probennahme nach VDI-2066	CEN TS 15439	T&P nach Schlauchfilter
FIC 1	Massenstrom	Messblende		PG-Massenstrom
QR 2	PG-Zusammensetzung	ABB-Gasanalyeschrank EL3020		PG-Analyse
QR 3	Massenstrom	Tischwaage		Aschemassenstrom
	Restkohlenstoff		CEN TS 14775	Restkohlenstoff Asche

Neben den oben angeführten Messungen wurden auch viele andere Temperaturen und Massenströme gemessen und mit der Datenaufzeichnung dokumentiert. Die für die Versuchsauswertung benötigten Massenströme von Luft und Dampf sowie die relevanten Temperaturen für die Dichtebestimmung der Gase sind bei den Versuchen mitaufgezeichnet worden.

Da der ABB-Gasanalyeschrank zur Bestimmung der Produktgaszusammensetzung von mir bedient wurde, soll dessen Funktionsweise hier kurz beschrieben werden. Die Abbildung 36 zeigt das verfahrenstechnische Fließbild mit den verwendeten Analysatoren des Gasanalyeschranks.

Versuchsaufbau

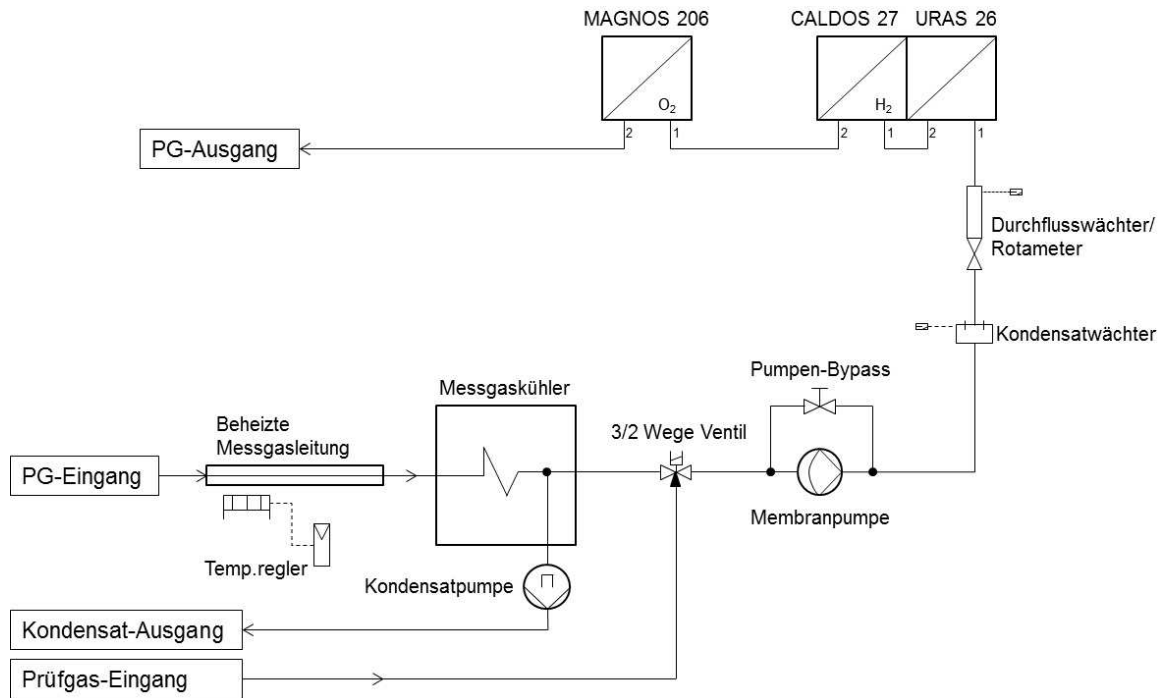


Abbildung 36: Messaufbau ABB-Gasanalytischschrank [7]

Das Produktgas wird mittels einer Membranpumpe durch eine beheizte Messgasleitung von der Produktgasleitung der Laborgaserzeugungsanlage abgesaugt. Mit einem Messgaskühler wird das Produktgas auf 4°C abgekühlt, sodass die Luftfeuchtigkeit zusammen mit anderen kondensierbaren Komponenten kondensiert. Nachdem das Gas den Kondensatwächter und den Durchflusswächter passiert hat, gelangt es zum ersten Analysator URAS 26. Dort wird aufgrund der unterschiedlichen Infrarotabsorption der einzelnen Gaskomponenten der Volumsanteil von CH₄, CO und CO₂ bestimmt. Mit dem darauffolgenden Analysator CALDOS 27 wird der Volumsanteil von H₂ aufgrund der Wärmeleitfähigkeit des Gases ermittelt. Die O₂-Bestimmung erfolgt schlussendlich im Analysator MAGNOS 206 aufgrund der parametrischen Eigenschaften des Gases. Nach der Analyse wird das Gas in eine Feldleitung geleitet wo es weiter zur Gasfackel gelangt. Die nachfolgende Tabelle 4 zeigt einen Überblick über die eingesetzten Analysatoren, deren Messprinzip und den Messbereich [35],[7].

Tabelle 4: Übersicht der Gasanalytoren im ABB-Gasanalytischschrank [35]

Messgröße	Analysator	Messprinzip	Messbereich [Vol%]
O ₂	MAGNOS 206	Parametrisches Verfahren von O ₂	0 - 25
CH ₄	URAS 26	Nichtdispersive Infrarotabsorption	0 - 5
CO	URAS 26	Nichtdispersive Infrarotabsorption	0 - 50
CO ₂	URAS 26	Nichtdispersive Infrarotabsorption	0 - 50
H ₂	CALDOS 27	unterschiedliche Wärmeleitfähigkeit	0 - 50

3.2 Konstruktion, Komponenten und deren Funktionsweise

Die Laborgaserzeugungsanlage besteht aus zwei Einheiten. Die Gaserzeugungseinheit und die Gasreinigungseinheit. In Abbildung 37 sind links die Gaserzeugungseinheit mit der Farbe Blau und die Gasreinigungseinheit mit der Farbe Rot gekennzeichnet. Die Gaserzeugungseinheit wurde im Jahr 2010 gebaut und erste Versuche mit pelletierten Biobrennstoffen durchgeführt. Im Zuge einer Diplomarbeit im Jahr 2012 wurde die Anlage durch die Einheit der Gasreinigung erweitert.

In Abbildung 37 ist rechts die Rückansicht der Laborgaserzeugungsanlage dargestellt. Die wichtigsten Komponenten der Gaserzeugungseinheit sind mit Positionsnummern von 1 – 8 versehen. Deren Bezeichnung, die relevanten konstruktiven und technischen Daten sind in der Tabelle 5 angeführt.

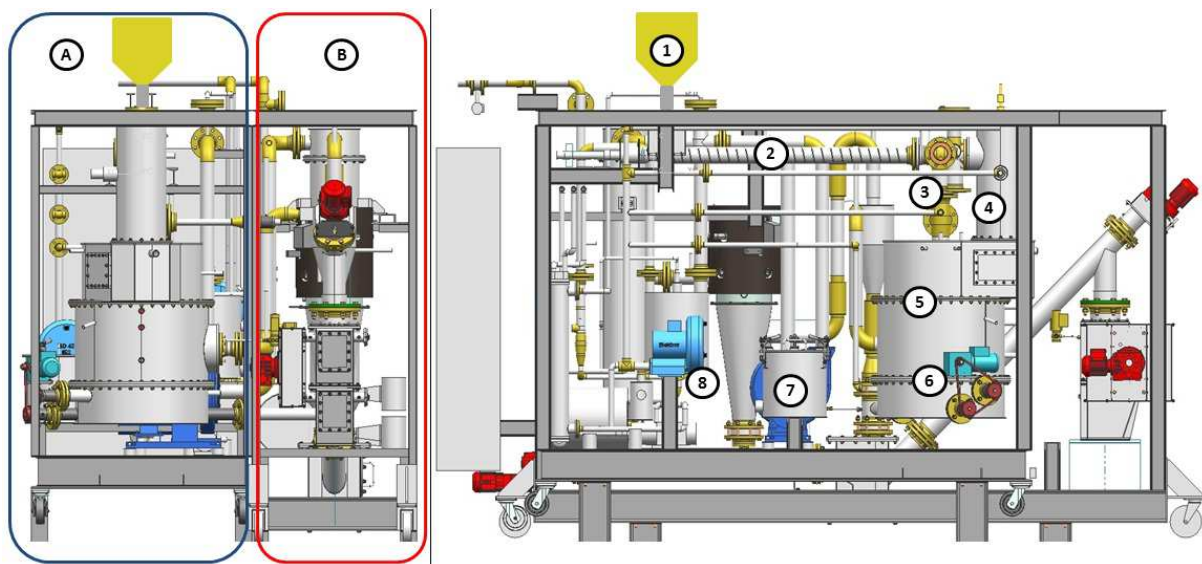


Abbildung 37: Konstruktion des Ausgangszustandes der Laborgaserzeugungsanlage. Links: Seitenansicht. Rechts: Rückansicht. (Abänderung: Positionsnummern) [21]

Mit der Gaserzeugungseinheit kann das CLEANSTGAS-Prinzip der gestuften Vergasung durchgeführt werden. Die zu vergasende pelletierte Biomasse wird dafür in den Vorratsbehälter gefüllt. Durch eine Zellenradschleuse gelangt die Biomasse in die Pyrolyseschnecke. Ein Schwingstabsensor, welcher den Füllstand am Beginn der Pyrolyseschnecke misst, dient als Regelgröße für die Zellenradschleuse. Im Pyrolysatör wird der Biobrennstoff unter Sauerstoffabschluss auf ca. 600°C erhitzt. Dabei entsteht Pyrolysegas und Koks. Der Koks fällt durch den Koksabwurfschacht in die Reduktionszone. Das Pyrolysegas wird von der Injektordüse mit dem Prinzip

des turbulenten Freistrahls in die partielle Oxidationsbrennkammer gesaugt. Die Injektordüse befindet sich auf der Oberseite der partiellen Oxidationsbrennkammer. Darüber ist ein Erdgasbrenner installiert. Dieser wird für den Start der Anlage benötigt. Für die partielle Oxidation und den Erdgasbrenner wird Luft benötigt. Diese wird mit dem Brennluftgebläse bereitgestellt. Für die Regelung des Prozesses kann auch Wasserdampf der partiellen Oxidationsbrennkammer zugeführt werden. Für die Wasserdampfbereitstellung dient ein elektrischer Dampferzeuger mit einer Leistung von 25 kW_{el}. In der Oxidationsbrennkammer wird das Pyrolysegas auf 1000°C bis 1200°C oxidiert. Diese Verbrennungsreaktionen bestimmen einen fast vollständigen Teerumsatz. Die hohe Prozesstemperatur ist auch für die nachfolgende Reduktion durch die der Koks weiter ausgegast wird notwendig. Der Koksfüllstand in der Reduktion wird mit einem Drehflügelgeber überwacht. Es besteht auch die Möglichkeit Luft und Dampf für die Prozessregelung der Reduktions-Zone zu verwenden. Diese werden auch durch das Brennluftgebläse und den Dampferzeuger bereitgestellt. Das entstehende Produktgas gelang weiter in die Gasreinigungseinheit und die Asche wird mit einem Drehkegelrostsystem unten abgeführt.

Tabelle 5: Komponenten der Laborgaserzeugungseinheit für Abbildung 37 [7]

Pos. Nr.	Bezeichnung	Eigenschaften	
A	Gaserzeugungseinheit	L = 4 m, B = 1,5 m, H = 3 m	
B	Gasreinigungseinheit	L = 5 m, B = 1 m, H = 3 m	
1	Brennstoffaufgabe	Vorratsbehälter	0,35 m ³
		Zellenradschleuse	45 kg/h
2	Pyrolysator	elektrische Beheizung	3 x 1,25 kW
			1 x 1,8 kW
		Pyrolysetemperatur	200 - 600 °C
3	Koksabwurfschacht		
4	Partielle Oxidation	Erdgaszündbrennerleistung	2,8 kW
5	Reduktion	Reduktionstemperatur	650 - 1000 °C
6	Drehkegelrost	0,25 kW Antrieb für Drehkegel u. Ascheaustragungsschnecke	
7	Abwassertank	Fassungsvermögen ca. 40 l	
8	Brennluftgebläse	Seitenkanalverdichter Elektror SD 42	
		Leistung	1,5 kW
		Regelung	FU

In Abbildung 38 ist die Gasreinigungseinheit dargestellt. Die wichtigsten Komponenten sind dabei mit Positionsnummern von 9 – 20 versehen. Deren Bezeichnung, die relevanten konstruktiven und technischen Daten sind in Tabelle 6 angeführt.

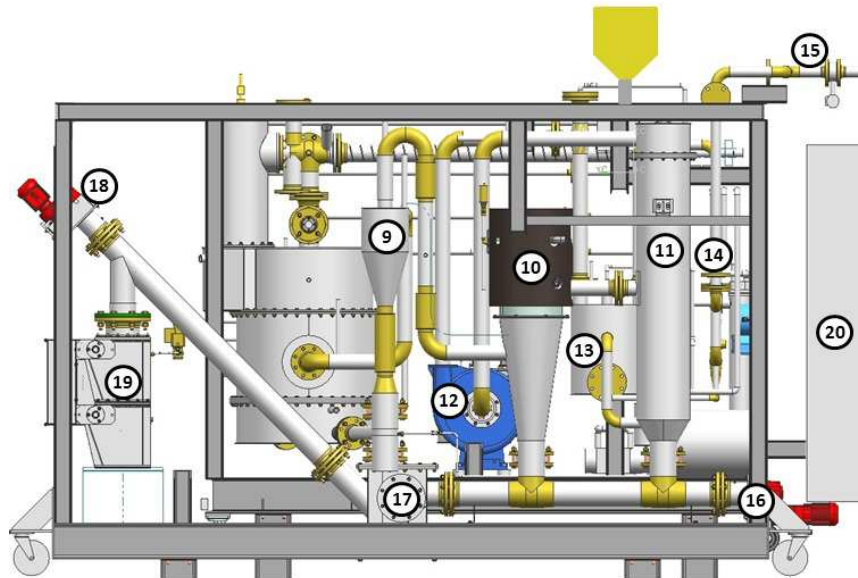


Abbildung 38: Konstruktion des Ausgangszustandes der Laborgaserzeugungsanlage Frontansicht. (Abänderung Positionsnummern) [21]

Das Produktgas, welches von der Gaserzeugungseinheit kommt, gelangt zuerst in den Zyklon in dem grobe Partikel ($<5 \mu\text{m}$) aus dem Gas durch Fliehkraft abgeschieden werden. Danach wird das Produktgas in der Gaskühlung abgekühlt bevor es in die Entstaubung gelangt wo sich ein Schlauchfilter befindet. Die Abwärme aus der Gaskühlung wird an die firmeninterne Haustechnik übergeben. Nach dem Schlauchfilter befindet sich das Produktgasgebläse, welches mit einer Unterdruckregelung für die Gaserzeugung betrieben wird. In der Quenche wird das Produktgas weiter abgekühlt und mit Hilfe einer Messblende der Produktgasmassenstrom gemessen. Das fertige brennbare Gas wird bei dieser Anlage nicht in einem BHKW zur Stromerzeugung verwendet, sondern wird in einer Gasfackel abgebrannt.

Mit der Sammelschnecke werden die Feinasche aus der Gasreinigung und die Rostasche aus der Reduktion in eine Aschesammelbox befördert. Von dort gelangt sie über eine Steigschnecke zur Doppelpendelklappe. Mit Hilfe dieser wird die Asche letztendlich gasdicht aus der Anlage in einen Aschecontainer befördert. In den beiden Schaltschränken befinden sich die für die Steuerung der Anlage notwendigen elektronischen Bauteile.

Tabelle 6: Komponenten der Laborgaserzeugungseinheit für Abbildung 38 [7]

Pos. Nr.	Bezeichnung	Eigenschaften	
9	Zyklon	Tangentialeinlauf	
		Durchmesser	260 mm
		Trennkorngröße	ca. 4 μm
10	Gaskühlung	Kühlleistung	ca. 10 kW
		WT-Fläche	1,04 m ²
11	Schlauchfilter	Typ	R60MC
		Länge	1400 mm
		Durchmesser	180 mm
12	Produktgasgebläse	Radialverdichter Elekror HRD 60/4	
		Leistung	4 kW
		Regelung	FU
13	Quenche	Kühlleistung	9 kW
14	Produktgasmessblende		
15	Produktgasleitung	Durchmesser	50 mm
16	Sammelschnecke	Durchmesser	125 mm
		Antriebsleistung	0,25 kW
17	Aschesammelbox	Fassungsvermögen ca. 20 l	
18	Steigschnecke	Durchmesser	125 mm
		Antriebsleistung	0,25 kW
19	Doppelpendelklappe	gasdichte Ascheaustragung	
20	Schaltschrank	1 x Gaserzeugung	
		1 x Gasreinigung	

3.3 Automatisierung und Software

Mit einem Siemens Simatic7 SPS-Steuerungssystem, welches mit einer Profibus-Verbindung mit einem Leitserver kommuniziert erfolgt die Mess- und Regelungstechnik der Versuchsanlage. Als Prozesssteuerungs- und Visualisierungssoftware dient AutomationX. Damit erfolgt auch die Datenaufzeichnung. In Abbildung 39 sind zwei Fenster des Prozessleitsystems dargestellt. Oben ist die Visualisierung der Gaserzeugungseinheit und unten die der Gasreinigungseinheit zu sehen.

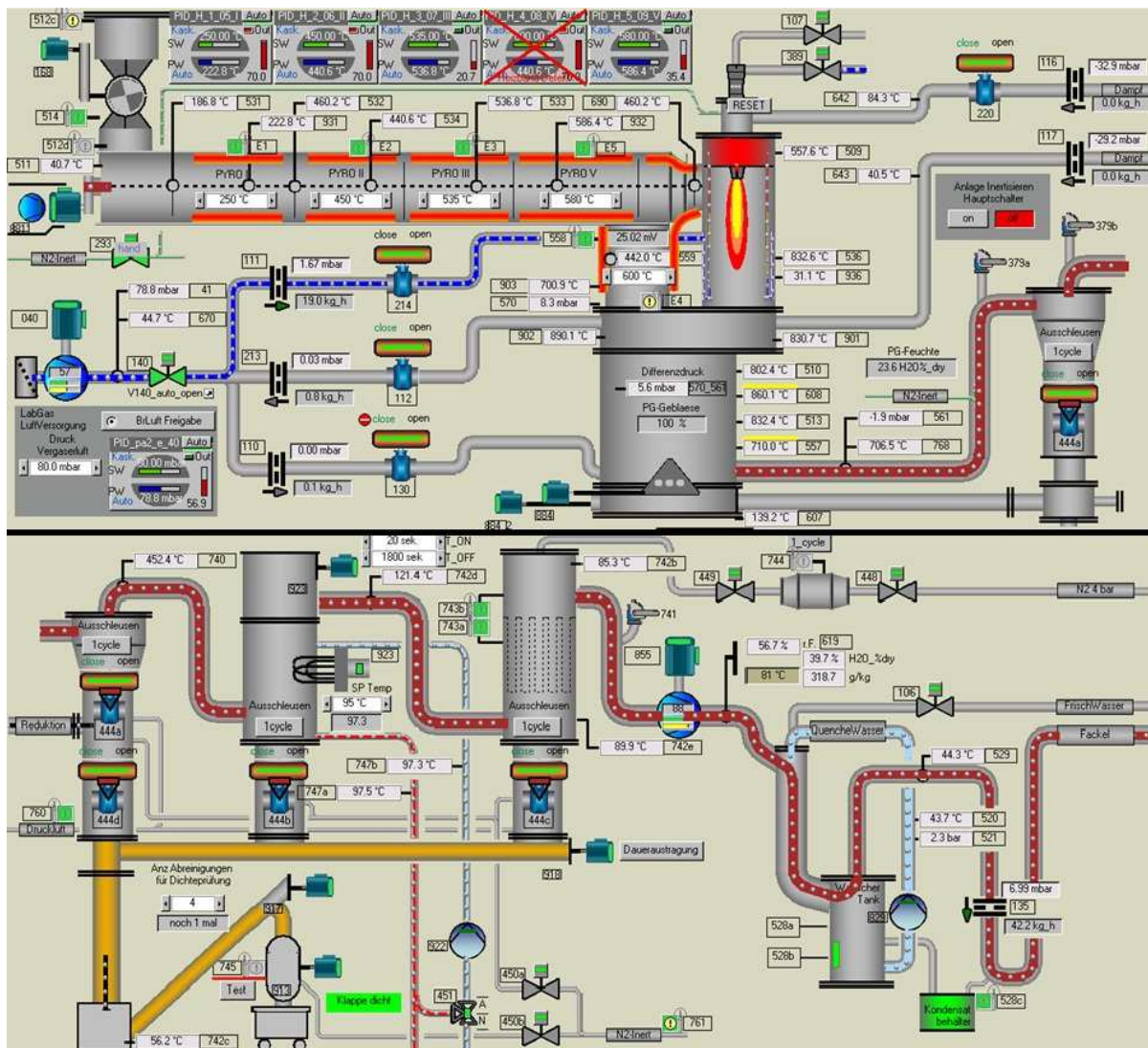


Abbildung 39: Visualisierung. Oben: Gaserzeugung, Unten: Gasreinigung

3.4 Optimierung der Anlage für den Dauerbetrieb

Der erste Optimierungsbedarf der Laborgaserzeugungsanlage für den Einsatz im Dauerbetrieb wurde mit einer Recherche im Anlagenprotokoll aus den vorangegangenen Arbeiten und Versuchen ermittelt. Danach wurde die Anlage mit Normholzpellets aus Fichte in sechs Vorversuchen insgesamt 47 Stunden betrieben. Dabei wurde laufend der weitere Optimierungsbedarf für die Hardware und die Automatisierungssoftware ermittelt. Mit den dabei gewonnenen Erkenntnissen wurden Optimierungsmaßnahmen festgelegt. Diese wurden dann an der Anlage und dem Automatisierungssystem umgesetzt und deren Funktionsweise bei den nachfolgenden Versuchen getestet. Durch diese Vorgehensweise konnte der Anlagenbetrieb kontinuierlich stabilisiert und die Sicherheitsfunktionen überprüft und erweitert werden.

3.4.1 Recherchierte und umgesetzte erste Optimierungsmaßnahmen

- Reparatur der Doppelpendelklappe

In Abbildung 40 ist der Antrieb und der Mechanismus der Doppelpendelklappe abgebildet. Da der Bolzen der Führungswalze aufgrund der hohen dynamischen Belastung durch die Rückstellfeder gebrochen war, wurde dieser neu dimensioniert und eine neu Feder mit geringerer Federsteifigkeit eingebaut.

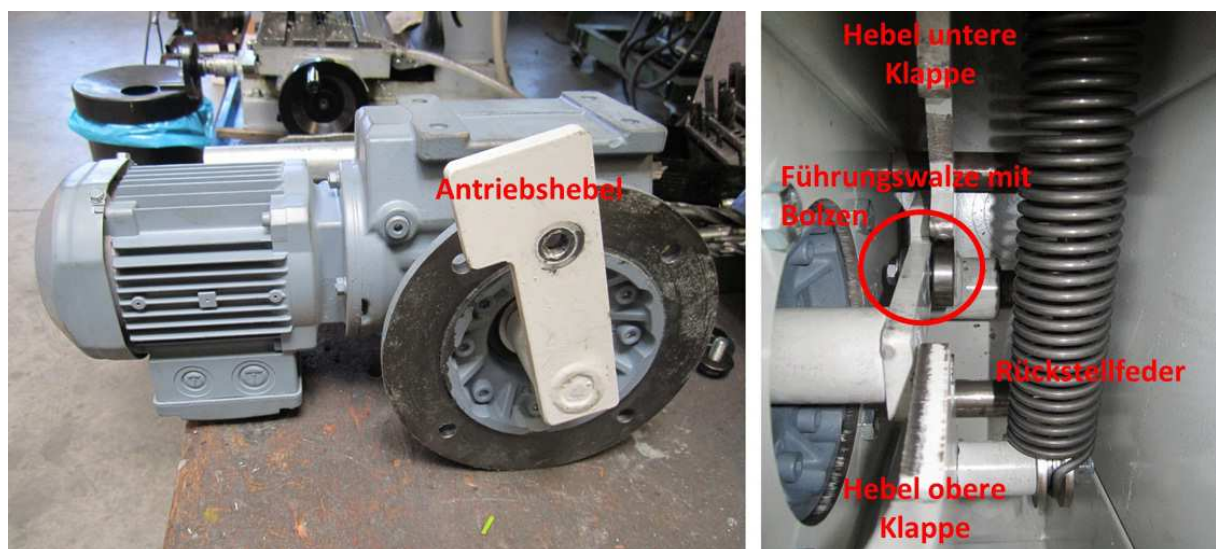


Abbildung 40: Links: Antrieb der Doppelpendelklappe mit Antriebshebel. Rechts: Mechanismus der Doppelpendelklappe

Zusätzlich wurden die Klappen mit Silikondichtringen neu abgedichtet, um das Ansaugen von Falschluff in die Anlage zu unterbinden und damit die Brandgefahr in diesem Bereich einzudämmen.

- Optimierung der Injektordüse für die partielle Oxidation

In den vorangegangenen Versuchen an der Laborgaserzeugungsanlage wurde festgestellt, dass nicht das gesamte erzeugte Pyrolysegas durch die partielle Oxidationskammer hindurchging, sondern ein Teil über den Koksabwurfschacht entweichen konnte. Dies muss in jedem Fall verhindert werden, damit die Teere des Pyrolysegases in der partiellen Oxidationsbrennkammer umgesetzt werden können. Um diesem Problem entgegen zu wirken musste die Geometrie der Injektordüse abgeändert werden. Zunächst wurde, mit Hilfe eines vereinfachten mathematischen Modells zum turbulenten Freistrahler, versucht die Geometrien von Injektordüsenaustritts- zu POx-Brennkammerquerschnitt abzustimmen. Mit dieser vereinfachten Methode konnte aber kein brauchbares Ergebnis erzielt werden. Aus diesem Grund wurden, mit Hilfe von Erfahrungswerten und Ähnlichkeitsansätzen aus den großen Demonstrationsanlagen, verschiedene Austrittsquerschnitte der Injektordüse getestet. Um dies zu erreichen wurden unterschiedliche Rohre in die Injektordüse eingeschweißt, bis der passende Querschnitt gefunden wurde.

Die POx-Brennkammer und die darauf liegende optimierte Injektordüse sind in Abbildung 41 zu sehen.

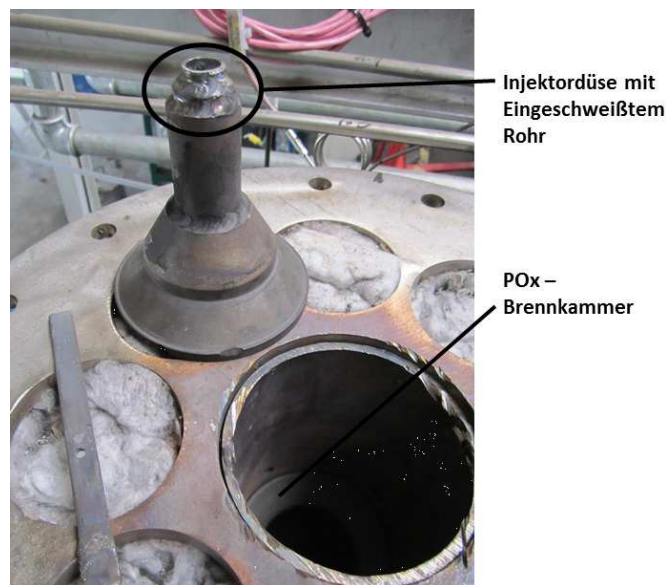


Abbildung 41: Injektordüse mit eingeschweißtem Rohr

3.4.2 Optimierungsmaßnahmen abgeleitet aus den Vorversuchen

- Abwassertank

Dieser Stahltank wurde aufgrund von Korrosionsproblemen unbrauchbar und ist durch einen geschweißten Edelstahltank ersetzt worden. In Abbildung 42 sind links der Korrosionsschaden des alten Tanks und rechts der neue Edelstahltank zu sehen.

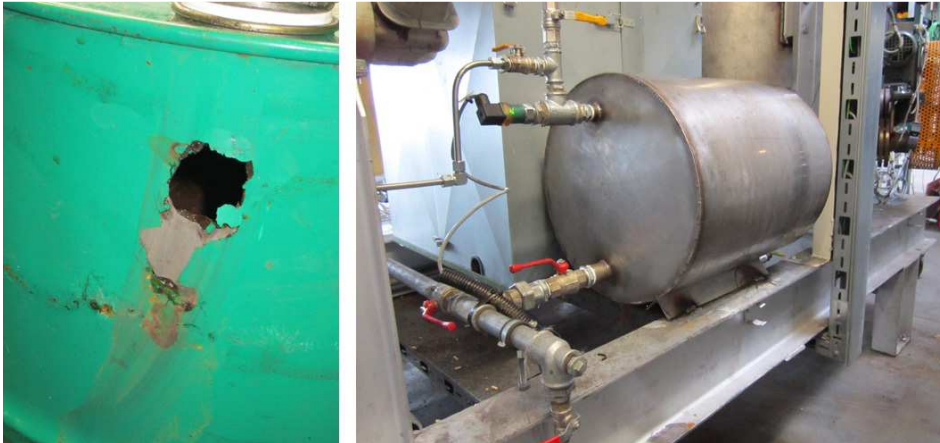


Abbildung 42: Links: Korrosionsschaden, Rechts: Neuer Edelstahltank

- Heizung für Gaskühlkreislauf bei Anlagenstart

Beim Start der Versuchsanlage ist es aufgrund eines kalten Anlagenabschnittes, welcher sich über die Gaskühlung und den Schlauchfilter erstreckt, zu Kondensation des im Rauchgas vom Erdgasbrenner enthaltenen Wasserdampfs gekommen. Dadurch wurde der Schlauchfilter feucht und es kam zu einem erheblichen Druckverlust, welcher das Produktgasgebläse an seine Leistungsgrenze trieb und der Filterschlauch ständig abgereinigt wurde. Um diesem Problem entgegenzuwirken wurde eine Heizpatrone in den Kühlkreislauf der Gaskühlung eingebaut um die Temperaturen in dem betroffenen Anlagenbereich so weit zu steigern, dass während des Anlagenstarts keine Kondensation mehr auftritt. Zusätzlich wurden die Leitungen des Kühlkreislaufes isoliert, um die Wärmeverluste zu minimieren.

- Drehkegelrost

Die Ascheausstragung aus der Reduktion mit dem Drehkegelrost begann bei längerem Betrieb der Anlage zu verstopfen. Dadurch verklemmten sich die beweglichen Teile des Drehkegelrosts so stark, dass es zum Ausfall dieses Anlagenteils kam. Um dem entgegen zu wirken, wurde der Antrieb für die Ascheausstragungsschnecke und den Drehkegelrost entkoppelt. Dies wurde mit der Montage eines zweiten Antriebes erreicht. Weiters wurde um zukünftigen Störungen entgegenzuwirken eine elektronische Drehrichtungsumkehr der Antrieb installiert. In Abbildung 43 ist der Drehkegelrost mit den beiden entkoppelten Antrieben schematisch dargestellt.

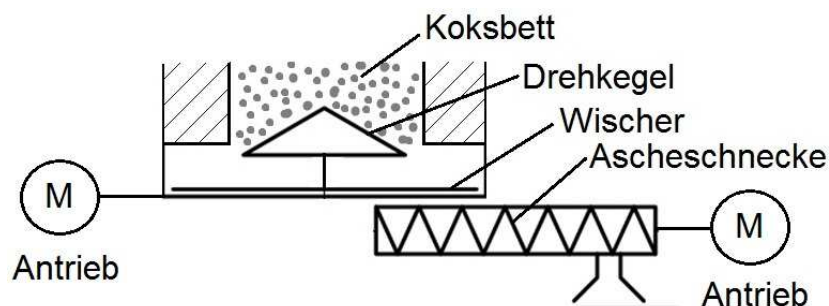


Abbildung 43: Prinzipskizze Drehkegelrost (Abänderung: Darstellung der neuen Antriebe) [21]

- Automatisierung und Software

Für die Brennluftmengenregelung der partiellen Oxidationsbrennkammer wurde deren Regelgröße auf eine andere Temperatur im Austritt der partiellen Oxidationsbrennkammer verschoben. Durch diese Maßnahme konnte der Gaserzeugungsprozess stabilisiert werden.

Zur Erhöhung der Sicherheit wurden einige neue Warnalarme implementiert. Der Wichtigste ist jener, welcher bei Überschreitung des Grenzwertes von einem Volumsprozent Sauerstoff in der Anlage ausgelöst wird. Dies ist sehr wichtig, da beim Überschreiten dieses Grenzwertes sofort Gegenmaßnahmen eingeleitet werden müssen, um keine explosionsgefährlichen Gasgemische zu erhalten [36].

3.5 Durchführung der Messungen und Analysen

Die Anordnung der Messstellen, durchgeführte Analysen und die verwendeten Messgeräte sind bereits in Kapitel 3.1 behandelt worden. Hier soll nun ein Überblick verschafft werden, wie die Versuche vorbereitet, durchgeführt und ausgewertet wurden.

Als Brennstoff wurden Normholzpellets aus Fichte mit einem Durchmesser von 6 mm als Referenzbrennstoff und Miscanthuspellets, Heupellets und Strohpellets mit einem Durchmesser von 8 mm als aschereiche Biobrennstoffe ausgewählt. Diese wurden vom benachbarten Biomassehof und von der KWB GmbH bereitgestellt.

Bei den Dauerbetriebsversuchen mit den eben genannten Biobrennstoffen wurde die Laborgaserzeugungsanlage so lange betrieben bis eine Störung auftrat, aufgrund derer die Anlage angehalten werden musste. Während des Versuchsbetriebes mussten die Biomassezufuhr und die Ascheentsorgung durchgeführt und gelegentliche Verblockungen entstört werden. Außerdem war es notwendig den Abwassertank regelmäßig zu entleeren, damit kein Wasser in die Produktgasleitung gelangen konnte. Diese würde verfälschte Messungen und einen Anstieg der Produktgasgebläseleistung hervorrufen.

Neben diesen Arbeiten musste auf alle Warnalarme reagiert und eventuell daraus abgeleitete Störungen behoben oder kleinere Reparaturen durchgeführt werden. Im Vordergrund bei der Versuchsdurchführung stand allerdings immer die Sicherheit für Mensch und Maschine.

Die bei den Versuchen aufgezeichneten Messwerte und die genommenen Proben wurden dann aus der Datenaufzeichnung ausgelesen bzw. im Laboratorium ausgewertet. Damit konnte schließlich eine Massen- und Energiebilanz für alle Versuche in einem bestehenden EXCEL-Berechnungsprogramm durchgeführt werden. Außerdem wurde die Anlage nach der Abkühlphase inspiziert und die aufgetretenen Störungen und Schäden behoben und dokumentiert. Tabelle 7 zeigt eine Übersicht aller durchgeführten Versuche, den dabei verwendeten Brennstoffen sowie die jeweilige Versuchsdauer.

Tabelle 7: Brennstoff- und Versuchsübersicht

Datum / Versuchsnummer	Brennstoff	Versuchsdauer [h]	Bemerkung
08.08.13 / V1	Normholzpellets aus Fichte	7	Vorversuch
17.09.13 / V2	Normholzpellets aus Fichte	8	Vorversuch
24.09.13 / V3	Normholzpellets aus Fichte	8	Vorversuch
02.10.13 / V4	Normholzpellets aus Fichte	7	Vorversuch
09.10.13 / V5	Normholzpellets aus Fichte	9	Vorversuch
23.10.13 / V6	Normholzpellets aus Fichte	8	Vorversuch
07.11.13 / D1	Normholzpellets aus Fichte	28	Dauerbetrieb Ref.
26.11.13 / D2	Miscanthuspellets	46	Dauerbetrieb
03.12.13 / D3	Heupellets	25	Dauerbetrieb
11.12.13 / D4	Strohpellets	24	Dauerbetrieb

4 ERGEBNISSE UND DISKUSSION

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse aus den vier Versuchen, mit Normholzpellets aus Fichte, Miscanthuspellets, Heupellets und Strohpellets, präsentiert und erläutert. Zuerst werden die Elementar-, Massen- und Energiebilanz angeführt. Danach folgen die Ergebnisse aus den Teer- und Partikelsamplings, sowie eine kurze Diskussion über den Versuchsablauf und der Anlageninspektionen.

4.1 Referenzversuch mit Normholzpellets aus Fichte

Bei diesem Versuch wurden Normholzpellets aus Fichte mit einem Durchmesser von 6 mm verwendet. Er soll als Referenzversuch dienen, mit dem die nachfolgenden Versuche mit aschereicher Biomasse verglichen werden können. Die Laborgaserzeugungsanlage wurde bei diesem Versuch 28 Stunden betrieben.

4.1.1 Elementar-, Massen- & Energiebilanz

Der Bilanzierungszeitraum wurde bei einem stabilen Betriebszustand des Vergasungsprozess gewählt und die Messwerte über diesen Zeitraum gemittelt. Im Anhang A sind die Elementar-, Massen- und die Energiebilanz dieses Versuchs in tabellarischer Form zu finden. Dabei sind die wichtigsten Basisdaten, wie das Versuchsdatum, der Bilanzierungszeitraum sowie die meteorologischen Daten angeführt. Mit der Farbe Blau sind, bei der Massenbilanz, die wichtigsten Bereiche, wie die Elementarzusammensetzung, die Gesamtmassenbilanz, die Elementarbilanz, die Abweichungen von Masseninput zu Massenoutput und die Massenkennzahlen, gekennzeichnet. Die Elementarzusammensetzung, d. h. Massenanteile von C, H, N und S, wurde extern für jeden Brennstoff bestimmt. Der Massenanteil von Cl wurde der Literatur [2] entnommen. Der Restkohlenstoff der Asche wurde durch die Mitarbeiter des Labors ermittelt. Die Anteile von S und Cl wurden bei der Bilanzierung rechnerisch zu 10% zur Asche und zu 90% zum Produktgas, laut Literatur [4], aufgeteilt. Um die Gesamtmassenbilanz zu schließen und so die Messunsicherheit der Produktgasmessblende zu kompensieren, wurde der gemessene Produktgasmassenstrom mit einem Faktor f_{PG} korrigiert, sodass sich eine minimale Abweichung zwischen Masseninput und Massenoutput einstellte. Als spezifische Kennzahlen der Vergasung werden die spezifische Produktgasmenge, der Air/Fuel-Ratio und der Steam/Fuel-Ratio genannt.

In der Energiebilanz sind der Energieinput, der Energieoutput und die Wirkungsgrade zu diesem Versuch aufgelistet. Der Energieinput setzt sich aus dem Brennwert der Biomasse, den sensiblen Wärmen der zugeführten Stoffströme, der zugeführten Heizleistung für die Pyrolyse und der Antriebsleistung des Produktgasgebläses zusammen. Als Energieoutput werden der Brennwert des Produktgases, die abgegebene Energiemenge des Wärmetauschers an den Hochtemperaturkreislauf der Haustechnik, die nutzbare im Produktgas enthaltene sensible Wärme, die nicht nutzbare sensible Wärme des Produktgases, der Brennwert des in der Asche enthaltenen Kohlenstoffes als Ascheverluste und Wärmeverluste berücksichtigt. Als Grenze für die Nutzbarkeit wurde eine Temperatur von 100°C festgelegt. Im Unterpunkt Effizienzen wird der Kaltgaswirkungsgrad konventionell und energetisch angegeben. Der Unterschied dabei liegt in der Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme. Weiters wird die Gesamtenergieeffizienz bezogen auf den Brennstoffenergieinput sowie auf den Gesamtenergieinput angegeben.

In der Tabelle 8 sind die wichtigsten Ergebnisse der Massen- und Energiebilanz dieses Versuchs zusammengefasst. Die Dampfmenge (SFR) ist bei diesem Versuch null, da ausschließlich Luft als Vergasungsmittel eingesetzt wurde. Der Brennwert der Asche ist relativ hoch. Dies lässt sich auf den hohen Restkohlenstoffgehalt in der Asche zurückführen. Bei den Energieströmen fällt auf, dass die Summe der Brennstoffwärmeleistungen von Produktgas und Asche fast dem Wert der Biomassen-BWL entspricht. Dies bedeutet, dass die Ascheverluste den größten Anteil an den Verlustleistungen ausmachen.

Tabelle 8: Ergebnisse aus Massen- und Energiebilanz des Versuchs Nr. D1 mit Normholzpellets aus Fichte

	Kenngröße	Wert	Einheit
Massenströme	Biomassenstrom	9,31	[kg/h]
	Vergasungsmittel (Luft)	15,47	[kg/h]
	PG-Massenstrom	25,99	[kg/h]
	Aschenmassestrom	0,82	[kg/h]
Kennzahlen der Vergasung	spez. Produktgasmenge	2,3	[Nm ³ PG tr./kg BM tr.]
	AFR (Air/Fuel-Ratio)	1,77	[-]
	SFR (Steam/Fuel-Ratio)	0	[-]
Brennwerte Ho	Biomasse	17,33	[MJ/kg tr.]
	PG	5,6	[MJ/Nm ³]
	Asche	32,7	[MJ/kg]
Energieströme	Biomasse-BWL	44,8	[kW]
	PG-BWL	37,76	[kW]
	Asche-BWL	7,44	[kW]
Kaltgaswirkungsgrad	konventionell	84,2	[%]
	energetisch	76,4	[%]

4.1.2 Teer- & Partikelsampling

Das Teer- und Partikelsampling wurde wie in Kapitel 3.1 beschrieben durchgeführt. Es wurden vor sowie nach dem Zyklon und nach dem Schlauchfilter Proben entnommen. In Tabelle 9 sind die Ergebnisse aus zwei Messungen angegeben. Dabei sind der Heizwert, der Staubgehalt und der Teergehalt im Produktgas aufgelistet. Der höhere Heizwert bei der zweiten Messung ist auf eine bessere Ausgasung bzw. einen höheren Koksfüllstand zurückzuführen. Die Beladung des Produktgases mit Staub und Teer müssten eigentlich von Messstelle zu Messstelle abnehmen was allerdings, wie man deutlich erkennen kann, hier nicht der Fall ist. Vor allem die Staubwerte sind sehr verstreut. Die Messstelle nach dem Filter (Schlauchfilter) ist am Unsichersten. Für die nachfolgenden Versuche wird daher die Messstelle um ein paar Zentimeter verlegt, um den Beruhigungsweg für das Produktgas zu erhöhen. Größere Abweichungen sind auch darauf zurückzuführen, dass beim Abreinigen des Schlauchfilters lokal Staub aufgewirbelt wird.

Trotz der Unregelmäßigkeiten bei diesem Sampling kann ein Staubgehalt von 150 – 300 mg/Nm³ und ein Teergehalt von 12 – 35 mg/Nm³ angegeben werden. Diese sind bei diesem Brennstoff besonders niedrig, was für sehr gute Prozessbedingungen bei der Gaserzeugung und für gute Brennstoffqualität spricht.

Tabelle 9: Versuch mit Fichtenpellets: Teer- & Partikelampling

Messung	Messstelle	Brennstoff	Hu_PG [MJ/m ³]	Staub [mg/Nm ³ _tr]	GC_Teer [mg/Nm ³ _tr]
08.11.13-1	vor Zyklon	Fichtenpellets	4,9	202	32,5
	nach Zyklon			123	28,5
	nach Filter			297	34,3
08.11.13-2	vor Zyklon	Fichtenpellets	5,0	140	13,2
	nach Zyklon			637	11,7
	nach Filter			225	12,5

4.1.3 Verlauf des Referenzversuchs

Hier soll nun auf die beim Versuch vorhandenen Prozessbedingungen wie Temperaturverläufe und Produktgaszusammensetzung eingegangen werden. Weiters werden die bei der Anlageninspektion dokumentierten Erkenntnisse präsentiert.

In der Abbildung 44 sind oben die Produktgaszusammensetzung in Volumsprozent und unten die wichtigsten Prozessparameter über den ungefähren Bilanzierungszeitraum dargestellt. Diese sind direkt beim Versuch mit Hilfe der Visualisierung der Messdatenerfassung entstanden. Daraus ist zu erkennen, dass über diesen Zeitraum von ca. 5 Stunden, der Vergasungsprozess sehr stabil abgelaufen ist. Die Mittelwerte der Gaszusammensetzung sind aus dem Bilanzierungsergebnis dieses Versuchs entnommen worden. Dabei kann H_2 mit ca. 20 Vol%, CO mit ca. 20 Vol%, CO_2 mit etwa 13 Vol% und CH_4 mit ca. 1 Vol% beziffert werden. Der Heizwert des Produktgases setzt sich aus den Heizwerten der brennbaren Bestandteile (H_2 , CO, CH_4) zusammen und kann hier mit ca. 5 MJ/Nm^3 angegeben werden. Die starken Schwankungen der Produktgaszusammensetzung um deren Mittelwerte sind auf den Stickstoffabreinigungsimpuls von der Entstaubung zurückzuführen. Bei den Prozessparametern sind die wichtigsten Prozesstemperaturen und der Differenzdruck der Koksbedtschüttung über den Versuchszeitraum dargestellt. Die Prozessparameter sind mit einer Temperaturskala in $^{\circ}\text{C}$ skaliert. Daher kann der Differenzdruck hier nicht direkt abgelesen werden. Der ungefähre Wert wurde aus den Versuchsaufzeichnungen entnommen. Die Endtemperatur der Pyrolyse (ca. 580°C) ist, mit dem aus der Literaturrecherche geforderten Wert (ca. 600°C), fast erreicht worden. Zu große Abweichungen davon, würden die gestufte Vergasung erschweren, da die ausgegaste Pyrolysegasmenge wesentlich von dieser Temperatur abhängig ist. Nach der Teilverbrennung des Pyrolysegases in der partiellen Oxidationsbrennkammer wurde eine POx-Austrittstemperatur von ca. 1020°C erreicht. Diese Temperatur stellt auch die Regelgröße für die zugeführte Brennluftmenge dar. Die fallende Temperatur in der Reduktionszone von ca. 870°C auf ca. 650°C kennzeichnet die in dieser Zone stattfindende endotherme Vergasungsreaktion. Der Differenzdruck über das Koksbett in der Reduktionszone ist über den angegebenen Versuchszeitraum stetig gestiegen. Dies ist auf ein kontinuierliches Wachsen des Koksbettes zurückzuführen. Die Werte

lagen dabei bei ca. 5-10 mbar. Der N₂-Abreinigungsimpuls der Entstaubung kennzeichnet die Zeitpunkte an denen der Schlauchfilter abgereinigt wurde.

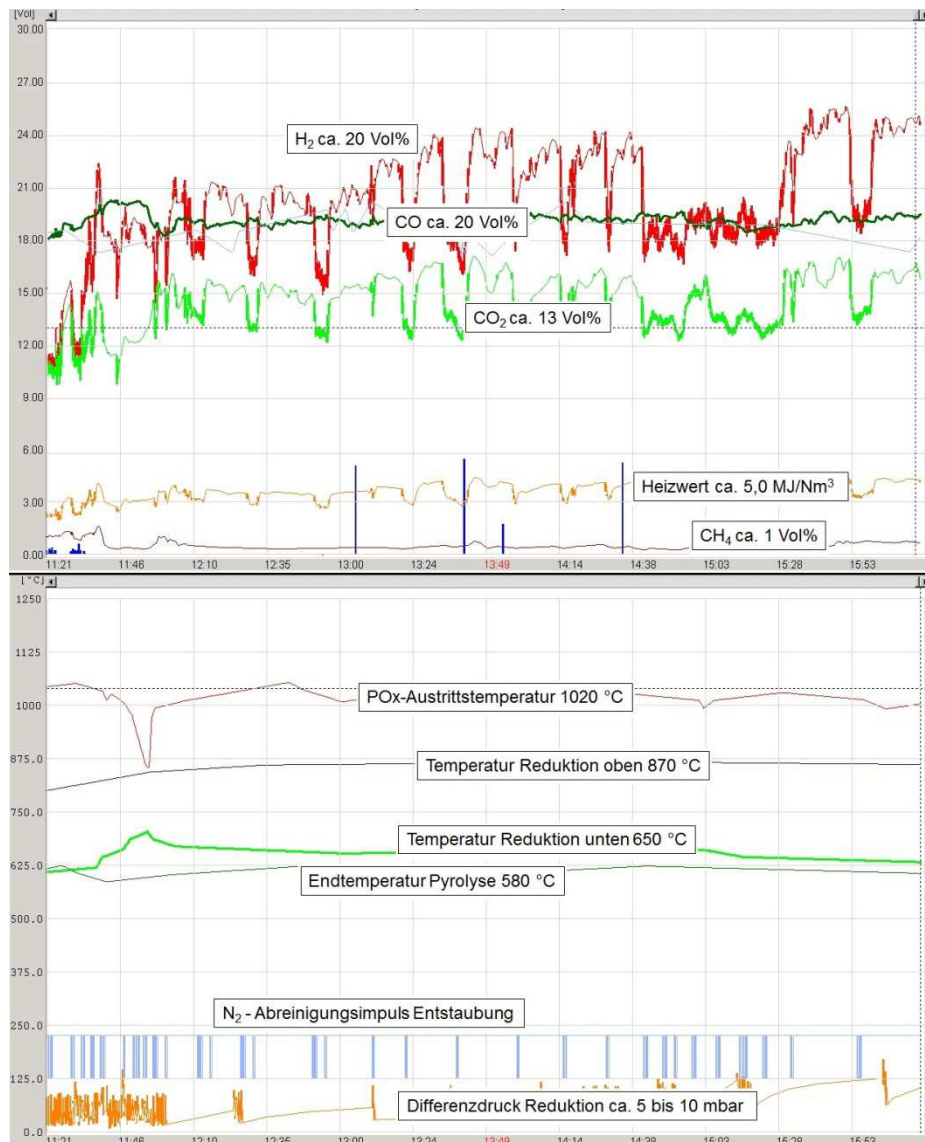


Abbildung 44: Verläufe Referenzversuch Nr. D1 vom 07.11.13. Oben: PG-Zusammensetzung. Unten: Prozessparameter.

Während dieses Versuchs kam es zu einer Störung, bei welcher die Steuerspannung kurzzeitig ausfiel. Dies konnte schließlich auf einen defekten Profibusstecker zurückgeführt und die Störung somit behoben werden. Zu diesem Defekt kam es, da die Schaltkästen direkt an der Versuchsanlage montiert und somit den mechanischen Schwingungen der Versuchsanlage ausgesetzt sind. Durch diese Belastung können elektronische Bauteile beschädigt werden. Man könnte dieses Problem lösen indem man die Schaltkästen mechanisch von der Anlage entkoppelt. Dies ist aus Platzgründen hier aber nicht möglich.

Der Referenzversuch musste schlussendlich aber wegen einer Störung des Drehkegelrosts abgebrochen werden. Die Gründe dafür und die Lösung dieses Problems wurden bereits im Kapitel 3.4.2 behandelt.

4.2 Versuche mit aschereicher Biomasse

Wie bereits beschrieben, wurden als aschereiche Biomassen Miscanthuspellets, Heupellets und Strohpellets als Brennstoffe für diese Versuche verwendet. Diese sind in der Abbildung 45 zu sehen.



Abbildung 45: Verwendete Biobrennstoffe. Links oben: Normholzpellets Fichte. Links unten: Miscanthuspellets. Rechts oben: Heupellets. Rechts unten: Strohpellets

Bei allen Versuchen wurde die Anlage zuerst mit dem Referenzbrennstoff auf Betriebstemperatur gebracht und danach mit einem aschereichen Biobrennstoff ein stabiler Betriebszustand eingestellt. Die weitere Vorgehensweise bei der Durchführung der Analysen und Auswertungen war gleich wie beim vorher beschriebenen Referenzversuch.

Die Bilanzierungen aller drei Versuche mit den aschereichen Biobrennstoffen sind dem Anhang B - D zu entnehmen. Die wichtigsten Basisdaten und Ergebnisse werden in Tabelle 10 für alle Versuche zusammengefasst.

Tabelle 10: Übersicht der wichtigsten Basisdaten und Ergebnisse aller Versuche

Versuch	Brennstoff	Biomassenstrom	PG-Massenstrom	PG-Heizwert	Kaltgaswirkungsgrad	Ascheverluste
Nr.	pelletiert	[kg/h]	[kg/h]	[MJ/Nm ³]	[%]	[%]bez. auf BWL
D1	Fichte	9,3	25,5	5,0	84,2	16,6
D2	Miscanthus	9,2	24,5	4,5	77,4	24,5
D3	Heu	9,8	24,0	4,3	70,5	25,4
D4	Stroh	9,5	23,0	3,8	61,9	37,5

Bei allen Versuchen war der Biomassenstrom in die Anlage annähernd gleich. Bei den Versuchen mit pelletierten Brennstoffen sind die Ascheverluste sehr hoch. Hier liegen diese im Bereich von ca. 16–38% der Brennstoffwärmeleistung. Der Grund dafür liegt darin, dass bei den aschereichen Biobrennstoffen die Aschenmassenströme und die Restkohlenstoffgehalte in den Aschen sehr hoch sind.

Während beim Referenzversuch ein PG-Heizwert von 5,0 MJ/Nm³ erreicht wurde, lagen die Heizwerte bei den Aschereichen Brennstoffen bei 3,8 bis 4,5 MJ/Nm³. Bei dem Versuch mit Miscanthuspellets konnte ein ähnlich guter Kaltgaswirkungsgrad wie der bei dem Referenzversuch erreicht werden. Bei den Heupellets und vor allem bei den Strohpellets konnten, aufgrund der hohen Ascheverluste und der schlechten Heizwerte der Produktgase, nur Kaltgaswirkungsgrade von 70,5% mit den Heupellets und 61,9% mit den Strohpellets erreicht werden.

4.2.1 Teer- & Partikelsamplings

In der Tabelle 11 sind die Ergebnisse der Teer- und Partikelsamplings bei den Versuchen mit den aschereichen Biomassen zusammengefasst. Zum Vergleich sind auch die Ergebnisse aus dem Referenzversuch angeführt. Bei dem Versuch mit Miscanthuspellets konnte der geforderte Teergehalt (<50 mg) erreicht werden. Bei den Versuchen mit Heu- und Strohpellets fällt auf, dass die Staub- und Teerbelastungen der Produktgase sehr hoch sind. Dies kann auf die brüchigen und spröden Brennstoffe, welche bei der mechanischen Beförderung durch die Anlage zerbröseln, zurückgeführt werden. Das wurde bei den Versuchen festgestellt und deckt sich mit den Ergebnissen aus der Literaturrecherche, wonach sehr kleine Abmessungen der verwendeten Biomassen zu hohem Staub- und Teergehalt im Produktgas führen. Weiters können die hohen Teerwerte bei den Heu- und Strohpellets auf den niedrigeren AFR-Wert, im Vergleich zum Referenzversuch, zurückgeführt werden. Demnach wurden bei den Versuchen mit Heu und Stroh zu wenig Luft der Vergasung zugeführt, wodurch eine Vielzahl der Teere nicht umgesetzt werden konnte, was in Teerwerte über 50 mg/Nm³ resultiert.

Es ist weiters ersichtlich, dass bei schlechtem Heizwert die Teerbelastung im Produktgas auch höher ist. Dabei ist wiederum das Ausmaß der Teerumsetzung bei der Vergasung entscheidend. Werden wenig Teere wie beim Versuch mit den Heu- und Strohpellets umgesetzt sind auch die Heizwerte mit 4,3 MJ/Nm³ bei den Heupellets und 3,8 MJ/Nm³ bei den Strohpellets im Vergleich zum Referenzversuch, wo Werte von ca. 5 MJ/Nm³ erzielt wurden, deutlich geringer. Vergleicht man den Heizwert und den AFR-Wert der zweiten Messung beim Versuch mit Fichtenpellets mit den Werten beim Versuch mit Strohpellets erkennt man, dass der Heizwert um 1,2 MJ/Nm³ tr und der AFR-Wert um 0,66 niedriger, aber der Teerwerte um mehr als 1200 mg/Nm³ höher waren als beim Referenzversuch. Dieses Beispiel veranschaulicht die Relevanz von Vergasungsmittel- Brennstoffverhältnis (AFR) für den Teerumsatz und dem damit erreichten Heizwert.

Beim Versuch mit den Miscanthuspellets konnten mit einem AFR-Wert von 1,66 ein Heizwert von 4,5 MJ/Nm³ und eine Teerbelastung von ca. 30 mg/Nm³ erzielt werden. Mit dieser Gasqualität könnte ein BHKW ohne Probleme betrieben werden.

Tabelle 11: Teer- und Partikelsamplings bei den Versuchen mit aschereichen Biomassen

Messung	Meßstelle	Brennstoff	Hu_PG [MJ/m ³]	Staub [mg/Nm ³ _tr]	GC-Teer [mg/Nm ³ _tr]	AFR* [-]
08.11.13-1	vor Zyklon	Fichtenpellets	4,9	202	32,5	1,77
	nach Zyklon			123	28,5	
	nach Filter			297	34,3	
08.11.13-2	vor Zyklon	Fichtenpellets	5,0	140	13,2	1,77
	nach Zyklon			637	11,7	
	nach Filter			225	12,5	
26.11.13-1	vor Zyklon	Miscantuspellets	4,5	350	34,8	1,66
	nach Zyklon			337	27,6	
	nach Filter			214	25,7	
26.11.13-2	vor Zyklon	Miscantuspellets	4,5	258	35	1,66
	nach Zyklon			335	32,9	
	nach Filter			133	26	
04.12.13-1	vor Zyklon	Heupellets	4,3	1405	885,9	1,55
	nach Zyklon			918	716,6	
	nach Filter			350	794,8	
11.12.13-1	vor Zyklon	Strohpellets	3,8	1997	1238,7	1,1
	nach Zyklon			1427	889,3	
	nach Filter			385	1218	

* Teerwerte über 50 mg/Nm³ wegen zu niedrigem Luft/Brennstoff-Verhältnis (AFR)

4.2.2 Verlauf des Versuchs mit Miscanthuspellets

Mit Miscanthus als Brennstoff für die Laborgaserzeugungsanlage, konnte diese insgesamt 46 Stunden betrieben werden. In der Abbildung 46 sind oben die Produktgaszusammensetzung in Volumsprozent und unten die wichtigsten Prozessparameter über einen Ausschnitt des Bilanzierungszeitraums dargestellt. Diese sind wiederum direkt beim Versuch mit Hilfe der Visualisierung der Messdatenerfassung entstanden. Bei diesem Versuch konnte wieder ein stabiler Betriebszustand bei der Biomassevergasung erreicht werden. Die eingetragenen Werte sind die Mittelwerte aus dem gesamten Bilanzierungszeitraum, daher weichen die hier dargestellten Verläufe von diesen etwas ab. Die Produktgaszusammensetzung ist im Vergleich zum Referenzversuch annähernd gleich mit Ausnahme, dass hier etwas weniger CO (15 Vol%) erzielt werden konnte. Der Anteil an Wasserstoff lag wieder bei ca. 20 Vol%, der von Kohlendioxid bei ca. 15 Vol% und der Anteil von Methan bei ca. 1 Vol%. Mit dieser Produktgaszusammensetzung konnte schließlich ein Heizwert von ca. 4,5 MJ/Nm³ erreicht werden. Die in regelmäßigen Abständen aufgetretenen großen Abweichungen von den Mittelwerten können wiederum auf die Stickstoffabreinigungsimpulse des Schlauchfilters zurückgeführt werden.

Die Prozesstemperaturen wurden bei diesem Versuch mit aschereicher Biomasse etwas geringer gehalten als beim Referenzversuch weil, wie aus der Literaturrecherche bekannt ist, die Ascheerweichungstemperatur von Miscanthus mit ca. 900°C deutlich geringer ist als die von Fichtenholz mit 1426°C. Damit sollte ein Verschlacken der Asche verhindert werden. Die Endtemperatur der Pyrolyse wurde bei ca. 560°C gehalten und die Temperaturregelung auf 990°C eingestellt. Aufgrund der Trägheit des Brennluftmengenreglers, welcher wie bereits erwähnt die POx-Austrittstemperatur als Regelgröße hat, ist der Verlauf dieser Temperatur etwas unregelmäßiger als die der anderen Prozesstemperaturen. Das Temperaturgefälle über das Koksbed lag bei diesem Versuch zwischen ca. 740°C und 600°C. Der Differenzdruck über das Koksbed kann, in dem dargestellten Zeitbereich, mit ca. 5 mbar angegeben werden.

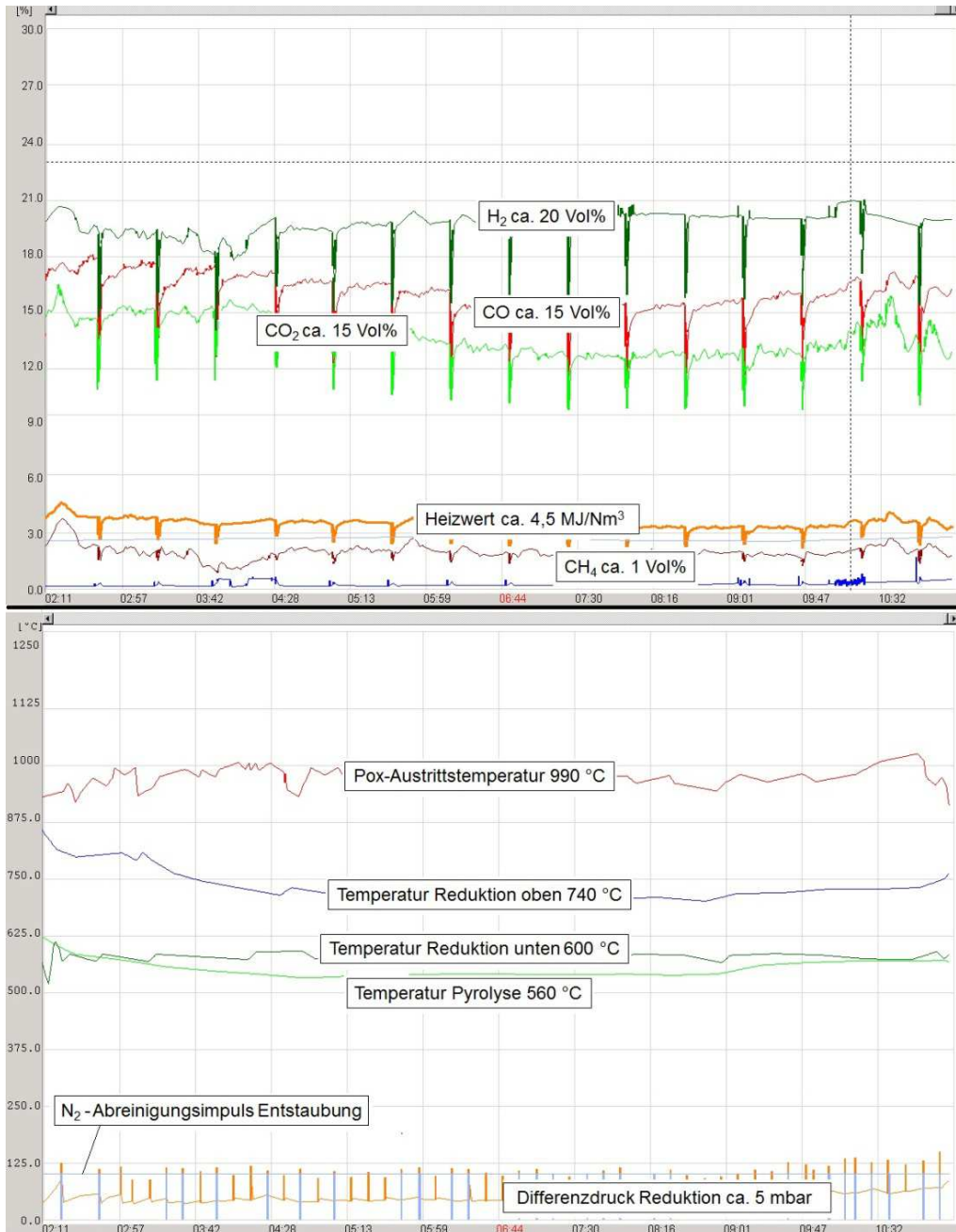


Abbildung 46: Verläufe beim Versuch Nr. D2 mit Miscanthuspellets vom 27.11.13.
Oben: PG-Zusammensetzung. Unten: Prozessparameter.

Dieser Versuch musste abgebrochen werden da der Schlauchfilter so stark verschmutzte, dass dieser nicht mehr abgereinigt werden konnte. Dadurch wurde der Druckverlust über den Schlauchfilter so groß, dass das Produktgasgebläse an seine Leistungsgrenze gestoßen ist und daher kein Unterdruck in der Reduktion mehr erzeugt werden konnte. In Abbildung 47 ist der ausgebaute verschmutzte Schlauchfilter zu sehen.



Abbildung 47: Verschmutzter Schlauchfilter

4.2.3 Verlauf des Versuchs mit Heupellets

Mit Heu als Brennstoff konnte die Laborgaserzeugungsanlage insgesamt 25 Stunden betrieben werden. In der Abbildung 48 ist die Produktgaszusammensetzung in Volumsprozent über den gesamten Versuchszeitraum dargestellt. Dieser ist wiederum direkt beim Versuch mit Hilfe der Visualisierung der Messdatenerfassung aufgenommen worden. Der Betrieb der Laborgaserzeugungsanlage kann bei diesem Versuch in vier Bereiche, die Startphase, den Bilanzierungszeitraum einen instabilen Anlagenbetrieb und in den Anlagenstopp eingeteilt werden. Während der Startphase ist die Anlage mit dem Referenzbrennstoff auf Betriebstemperatur gebracht worden und dann wurde mit der Verwendung von Heupellets als Brennstoff ein stabiler Anlagenbetrieb eingestellt. Der Anstieg von H_2 und CO kennzeichnet dabei den kontinuierlichen Aufbau des Koksбетtes. Ein stabiler Betriebszustand der Vergasung konnte über mehrere Stunden einigermaßen konstant gehalten werden. Dies ist auch der Grund, warum diese Phase für die Bilanzierung herangezogen wurde. In diesem Zeitbereich konnte ein Heizwert von ca. $4,3 \text{ MJ/Nm}^3$ erzielt werden. Die genauen Ergebnisse der Bilanzierung sind im Anhang C zu finden. Nach dieser ersten ruhigen Phase folgte ein sehr instabiler Anlagenbetrieb. Die Brennluftmenge in Anlage musste ab hier manuell eingestellt werden, da aufgrund der sich sehr schnell ändernden Prozessbedingungen, keine Temperaturregelung mehr angewendet werden konnte. Es war dabei sehr schwierig den CH_4 -Anteil im Produktgas gering zu halten. Dieser ist bei der Vergasung, wie aus der Literaturrecherche bekannt, ein Indikator für die Teerbeladung im Produktgas. Bei den oben gezeigten Teer- und Partikelsamplings sind bereits die hohen Werte von Teer und Staub aufgefallen. Um

den CH_4 -Anteil zu verringern wurde mehr Luft als Vergasungsmittel zugeführt. Dadurch sind aber die Prozesstemperaturen angestiegen wodurch auch die Gefahr einer Ascheverschlackung erhöht wurde. Die Ascheerweichungstemperatur von Heu ist laut Tabelle 2 um ca. 200°C geringer als der von Miscanthus, dadurch war es bei diesem Versuch noch wichtiger die Prozesstemperaturen im Koksbett unter der Ascheerweichungstemperatur zu halten. Während dieser Gradwanderung zwischen geringem CH_4 - bzw. Teeranteil im Produktgas und der hohen Prozesstemperaturen, konnte der Versuch dennoch mehrere Stunden aufrecht gehalten werden. Bei einer manuellen Regelung der Brennluft besteht weiters die Gefahr, dass bei Störungen des Vergasungsprozesses hohe Sauerstoffanteile in der Anlage entstehen können. Aus diesem Grund wurde, wie bei den Optimierungsmaßnahmen beschrieben, ein Sauerstoffwarnalarm in das Automatisierungssystem implementiert.

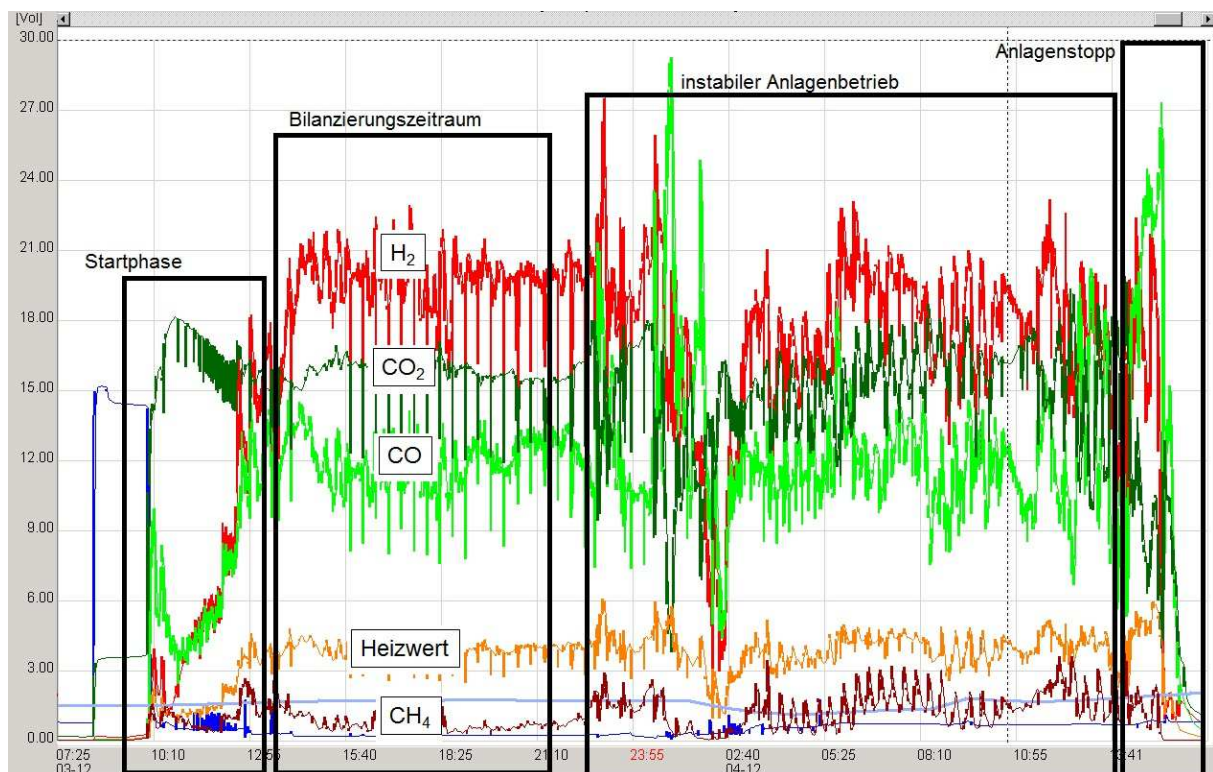


Abbildung 48: PG - Zusammensetzung über den gesamten Versuch Nr. D3 mit Heupellets vom 03/04.12.13

In Abbildung 49 sind die Prozesstemperaturen und der Differenzdruck in der Reduktion über einen Zeitbereich im instabilen Anlagenbetrieb dargestellt. Die oben erwähnten Temperaturschwankungen sind hier deutlich ersichtlicher. Man kann auch erkennen, dass die Temperatur der Reduktion oben ca. eine Stunde über der

Ascheerweichungstemperatur von ca. 800°C lag. Dadurch konnte bereits im Vorfeld vermutet werden, dass es im Bereich der Reduktion zu Verschlackungen und Brückenbildung kommen würde.

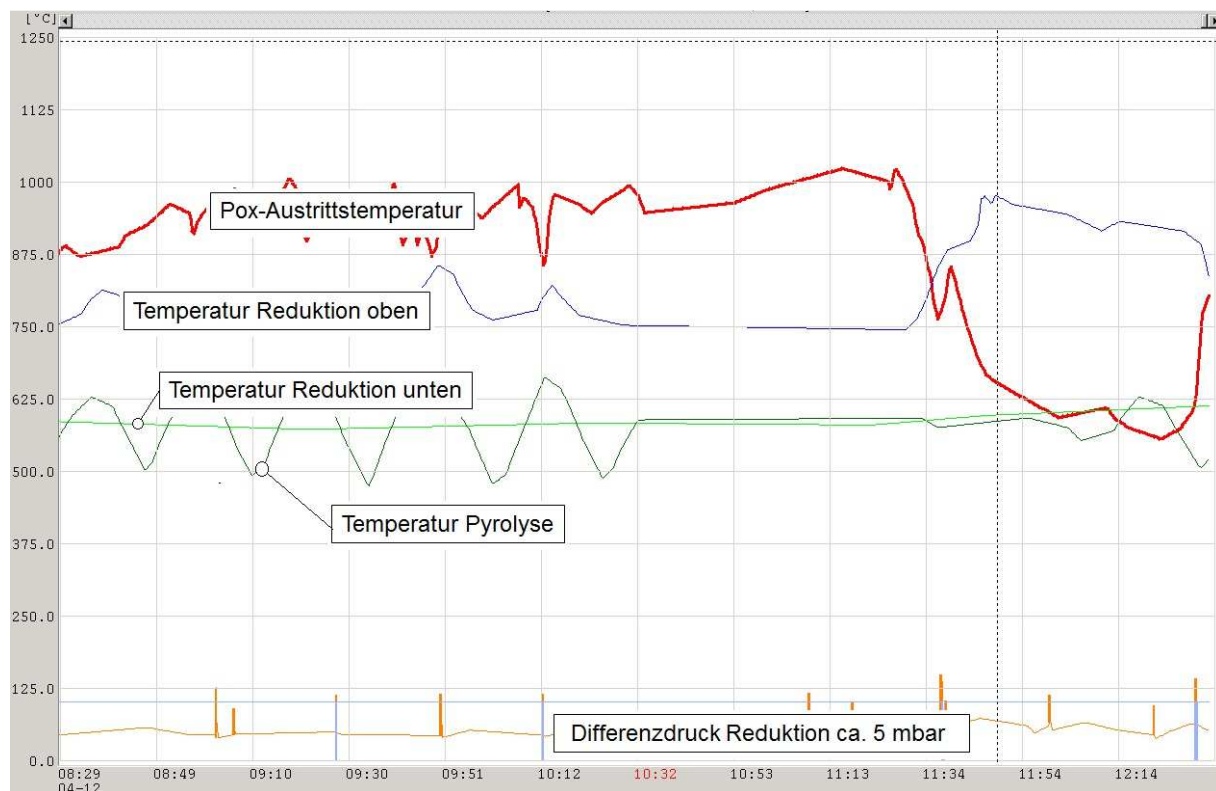


Abbildung 49: Prozessbedingungen im instabilen Anlagenbetrieb beim Versuch Nr. D3 mit Heupellets vom 03/04.12.13

Dieser Versuch musste Schlussendlich durch einen Störschritt abgebrochen werden, da es zu raschem Differenzdruckanstieg in der Reduktion kam. Das Produktgasgebläse wurde dadurch an seine Leistungsgrenze getrieben und die Produktgaserzeugung musste gestoppt werden. Nachdem die Anlage ausgekühlt war, wurde diese inspiziert. Dabei ist festgestellt worden, dass es im Bereich der Reduktion tatsächlich zu lokalen Überschreitungen der Ascheerweichungstemperatur kam. Dadurch verschlackte während des Versuchs die gesamte Reduktionszone. Dies erklärt wiederum das rasche Ansteigen des Differenzdruckes in diesem Bereich. In der Abbildung 50 links ist die Reduktionszone von unten dargestellt. Es ist dort die Verschlackung, die PG-Leitung weiter zur Gasreinigung, der Koksabwurfschacht und ein Thermoelement zu sehen. Der Großteil der Verschlackungen ist allerdings bereits beim Ausbau des Drehkegelrosts herausgebrochen. Rechts sind einige dieser herausgebrochenen Verschlackungsbrocken dargestellt. Dabei sind eine

gewöhnliche Verschlackung und ein in der Verschlackung eingeschlossenes Koksbett gekennzeichnet.

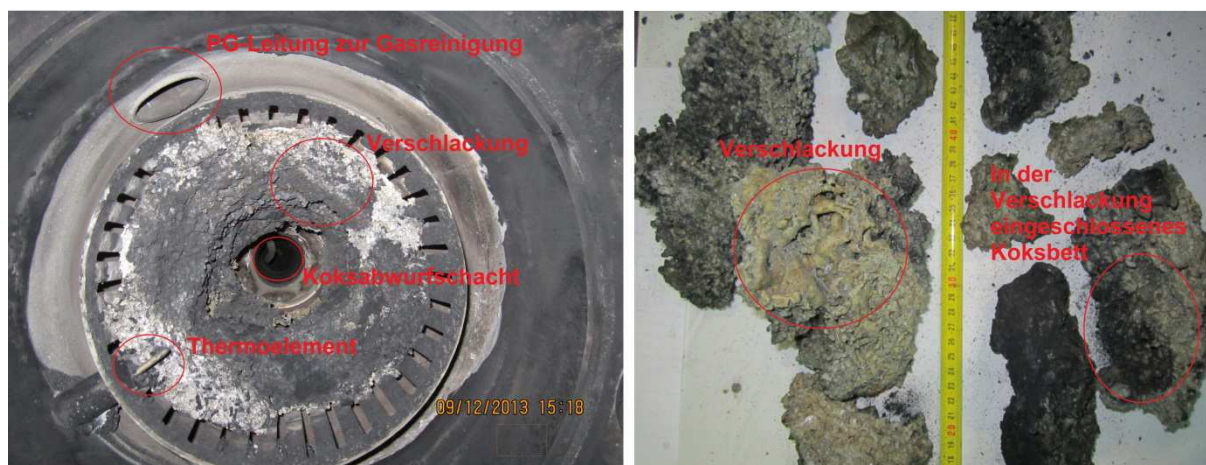


Abbildung 50: Anlageninspektion. Links: Verschlackung in der Reduktionszone. Rechts: Verschlackungsbrocken

Die Laborgaserzeugungsanlage wurde nach der Inspektion gereinigt und die Einsatzbereitschaft für den nachfolgenden Versuch hergestellt.

4.2.4 Verlauf des Versuchs mit Strohpellets

Mit den Strohpellets konnte die Laborgaserzeugungsanlage 24 Stunden betrieben werden. In der Abbildung 51 ist die Produktgaszusammensetzung in Volumsprozent über den gesamten Versuchszeitraum dargestellt. Dieser ist wiederum direkt beim Versuch mit Hilfe der Visualisierung der Messdatenerfassung aufgenommen worden. Dieser Versuch kann wieder in vier Bereiche, die kritische Startphase, den stabilen Betriebszustand, den Bilanzierungszeitraum und in den Anlagenstopp unterteilt werden. Es war zu Beginn mit diesem Brennstoff sehr schwierig einen stabilen Betriebszustand einzustellen. Nach stundenlanger Arbeit konnte dies aber erreicht werden. Dabei wurde die Brennluftmenge ständig manuell an die Prozessbedingungen angepasst. Zusätzlich wurde versucht durch die Zufuhr von Wasserdampf als Vergasungsmittel die Prozessparameter zu stabilisieren. Die erzeugte Gasqualität des Produktgases war allerdings im Vergleich zu den anderen Versuchen eher schlecht und der Heizwert lag immer unter 4 MJ/Nm^3 . Dabei fällt auf, dass der Anteil von CO gering und der von CO_2 hoch ist. Es kann daher vermutet werden, dass mit dem Vergasungsmittel Luft eine Teilverbrennung in der

Reduktionszone vorherrschte. Die hohen Anteile von H_2 im Produktgas sind auf den Einsatz von Wasserdampf, als Vergasungsmittel, zurückzuführen. Der Bilanzierungszeitraum wurde wiederum in einem Bereich des stabilen Betriebszustandes gewählt.

Bei diesem Versuch traten die gleichen Probleme wie beim Versuch mit den Heupellets auf. Vor allem die Ascheerweichungstemperatur von Stroh, welche laut Tabelle 2 noch geringer ist als die von Heu, bereitete große Schwierigkeiten bei der Prozessführung. Es wurde daher versucht die Temperaturen in der Reduktion durch Aufgabe von Wasserdampf etwas geringer als die Ascheerweichungstemperatur zu halten. Trotz dieser Maßnahme konnten die Temperaturen nicht stabilisiert werden. Daher musste auch dieser Versuch aufgrund von Verschlackung und Brückenbildung, welche wiederum zu hohem Differenzdruck in der Reduktion führten, abgebrochen werden. Beim Anlagenstopp wurde das Vergasungsmittel systematisch verringert bis keine Vergasung mehr stattfand. Danach wurde die Anlage mit Stickstoff gespült um weitere Reaktionen während des Abkühlvorganges zu unterbinden.

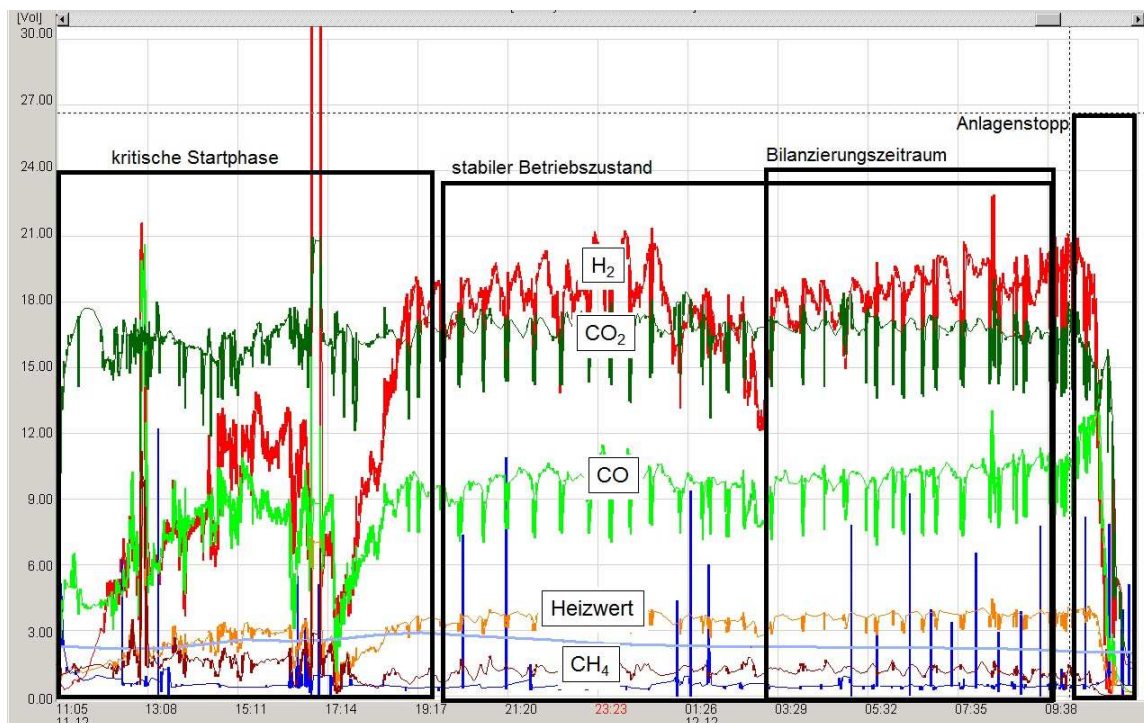


Abbildung 51: PG - Zusammensetzung über den gesamten Versuch Nr. D4 mit Strohpellets vom 11/12.12.13

Nach dem Abkühlen der Anlage wurde wieder eine Anlageninspektion durchgeführt. Dabei wurde festgestellt, dass es tatsächlich zu Verschlackungen in der Reduktionszone gekommen ist. In Abbildung 52 ist links die Verschlackung der gesamten Reduktionszone von unten und rechts eine Nahaufnahme der Verschlackung zu sehen. Diese versinterte Asche mit den Koksbedeinschlüssen war so hart, dass sie nicht beim Ausbau des Drehkegelrosts, wie bei der Anlageninspektion beim Versuch mit den Heupellets, herausgebrochen ist, sondern erst durch den Einsatz eines Schremmhammers beseitigt werden konnte.



Abbildung 52: Anlageninspektion. Links: Verschlackung der Reduktionszone. Rechts: Nahaufnahme der Verschlackung

Weiters wurde festgestellt, dass der Schlauchfilter mit Feinasche belegt war (Abbildung 53 links). Dieser konnte während des Versuchs nicht mehr abgereinigt werden, da diese Feinasche eine sehr kompakte und feste Schicht am Schlauchfilter bildete. Bei der Inspektion der POx-Brennkammer wurden Löcher in der hochwarmfesten Stahlrohrkammer festgestellt. Dies kann auf mehrere Ursachen zurückgeführt werden. Entweder es herrschten bei den Versuchen an dieser Stelle Temperaturen von über 1200°C, welche die Temperaturbeständigkeitsgrenze hochwarmfester Stähle darstellt, oder es kam zu einer Hochtemperaturchlorkorrosion bei den Versuchen mit aschereicher Biomasse, bis schließlich das Material an dieser Stelle ermüdet und durchgebrochen ist. Eine Übertemperatur an dieser Stelle wurde allerdings während keines Versuchs festgestellt. Es ist daher wahrscheinlicher, dass es tatsächlich zu einer Hochtemperaturchlorkorrosion in diesem Anlagenabschnitt gekommen ist. Bei den großen Demonstrationsanlagen ist die partielle Oxidationsbrennkammer mit Feuerbeton ausgeführt.

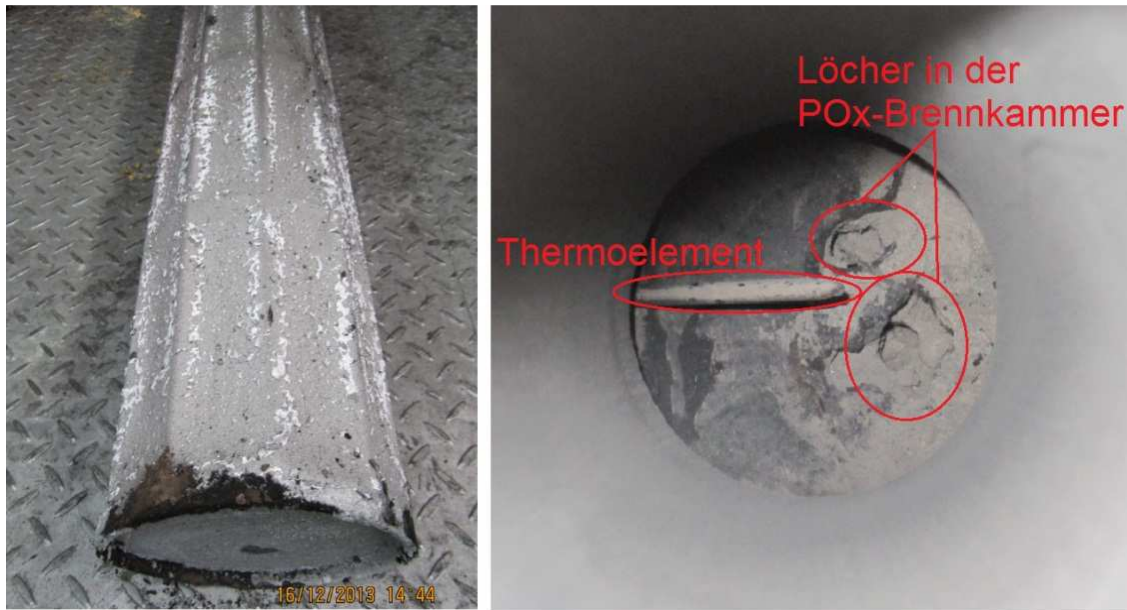


Abbildung 53: Anlageninspektion. Links: Mit Feinasche belegter Schlauchfilter.
Rechts: Löcher in der POx-Brennkammer

5 ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK

Aufgabe dieser Arbeit war es eine bestehende Laborgaserzeugungsanlage mit einer Brennstoffwärmeleistung von 75 kW, welche sich am Firmenstandort der CLEANSTGAS GmbH befindet, für eine Dauerbetriebseignung weiter zu entwickeln und dahingehend die Anlage unter Einsatz von aschereichen Biobrennstoffen zu testen. Aus diesem Grund wurde in sechs Vorversuchen, bei welchen Normholzpellets aus Fichte als Brennstoff zum Einsatz kamen, die notwendigen Optimierungsmaßnahmen ermittelt und die daraus resultierenden Änderungen an der Anlage und dem Automatisierungssystem umgesetzt. Als erste Optimierungsmaßnahmen wurde die Geometrie der Injektordüse, der partiellen Oxidationsbrennkammer, dahingehend geändert, dass das gesamte Pyrolysegas in die Zone der partiellen Oxidation gesaugt wird, um die Teere in brennbare Substanzen umzusetzen und somit ein teearmes Produktgas zu erzeugen. Dies wurde erreicht indem, verschiedene Injektordüsenaustrittsquerschnitte getestet wurden. Dabei sind unterstützend Erfahrungswerte und Ähnlichkeitsansätze, von den großen Demonstrationsanlagen, herangezogen worden. Bei einer Vorab vereinfachten Berechnung über die turbulente Freistrahtheorie konnten keine brauchbaren Ergebnisse erzielt werden. Da der Freistrah in die POx-Brennkammer aufgrund der überlagerten Verbrennungsreaktionen, der damit ansteigenden Temperatur und fortschreitenden Dichteveränderung ein sehr komplexes System bildet, muss dieser bei Bedarf mit einer CFD-Rechnung untersucht werden.

Weiteres wurden der Drehkegelrost und die Automatisierungssoftware weiter entwickelt um Störungen während des Anlagenbetriebs leichter und sicherer beheben zu können.

Mit den Ergebnissen aus den Messungen und Analysen bei den anschließend durchgeführten Dauerbetriebsversuchen konnte jeweils eine Bilanzierung der Massen- und Energieströme, sowie die Bestimmung der Wirkungsgrade, beim Einsatz der jeweiligen Biomassen, durchgeführt werden.

Der erste Dauerbetriebsversuch mit Normholzpellets aus Fichte sollte als Referenzversuch dienen mit dem die nachfolgenden Versuche mit aschereicher Biomasse verglichen werden konnten. Bei diesem Versuch konnte ein Produktgas mit guter Qualität erzeugt und ein stabiler Anlagenbetrieb erreicht werden. Als aschereiche Biobrennstoffe wurden in weiterer Folge Miscanthuspellets, Heupellets

und Strohpellets verwendet. Mit dem Einsatz von Miscanthuspellets als Biobrennstoff zur Gaserzeugung konnten ähnlich gute Ergebnisse wie beim Referenzversuch erzielt werden. Bei den Versuchen mit Heu- und Strohpellets konnte zwar jeweils über mehrere Stunden ein stabiler Anlagenbetrieb eingestellt werden, allerdings kam es aufgrund der niedrigen Ascheerweichungstemperaturen dieser Brennstoffe (700°C-950°C) zu Verschlackungen und Brückenbildung in der Reduktionszone. Bei der Anlageninspektion nach dem Versuch mit Strohpellets wurde ein schwerer Schaden der partiellen Oxidationsbrennkammer, welcher bei der Laborgaserzeugungsanlage ohne Feuerbeton ausgeführt wurde, festgestellt. Es handelte sich dabei um Löcher im hochwarmfesten Stahl, welche durch eine eventuell stattgefundene Hochtemperaturchlorkorrosion in diesem Bereich entstanden sind. Die aschereichen Biomassen haben hohe Chloranteile, welche derartige Reaktionen hervorrufen können.

Aus den gewonnenen Erkenntnissen der Versuche mit den aschereichen Biobrennstoffen lässt sich feststellen, dass die Ascheerweichungstemperatur und die hohen Chloranteile dieser Biobrennstoffe problematisch beim Einsatz in Biomassevergasungsanlagen, im Hinblick auf Brückenbildung, Verschlackung und Hochtemperaturchlorkorrosion sind. Um diese Probleme zu lösen sollten bei den nachfolgenden Forschungen zu diesem Thema die in der Literaturrecherche beschriebenen Brennstoffadditive getestet werden. Weniger asche- und chlorreiche Biobrennstoffe, wie die hier verwendeten Miscanthuspellets führen zu keinen schwerwiegenden Problemen bei der Produktgaserzeugung. Es sollte daher vor allem der Brennstoff sorgfältig ausgewählt werden, welcher für die Biomassevergasung zum Einsatz kommt.

6 TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 1: Zusammensetzung und Eigenschaften von Kiefernholz Hackschnitzel und Pellets und des daraus erzeugten Koks [17]	19
Tabelle 2: Ungefähre Werte von Aschegehalt und Ascheerweichungstemperatur verschiedener Biobrennstoffe. Werte aus [2],[27].....	30
Tabelle 3: Wichtige Messungen und Analysen für die Versuchsdurchführung und Auswertung	40
Tabelle 4: Übersicht der Gasanalysatoren im ABB-Gasanalyseschrank [35]	41
Tabelle 5: Komponenten der Laborgaserzeugungseinheit für Abbildung 37 [7]	43
Tabelle 6: Komponenten der Laborgaserzeugungseinheit für Abbildung 38 [7]	45
Tabelle 7: Brennstoff- und Versuchsübersicht	52
Tabelle 8: Ergebnisse aus Massen- und Energiebilanz des Versuchs Nr. D1 mit Normholzpellets aus Fichte	54
Tabelle 9: Versuch mit Fichtenpellets: Teer- & Partikelamplung.....	55
Tabelle 10: Übersicht der wichtigsten Basisdaten und Ergebnisse aller Versuche...	60
Tabelle 11: Teer- und Partikelsamplings bei den Versuchen mit aschereichen Biomassen.....	62

7 ABILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1: Struktur des Bruttoinlandsverbrauch an Energieträgern im Jahr 2011 [1]	1
Abbildung 2: Energetischer Endverbrauch der Sektoren nach Energieträgern 2011 [1]	2
Abbildung 3: Bruttoinlandsverbrauch [1]	2
Abbildung 4: Inländische Erzeugung erneuerbarer Energien [1]	3
Abbildung 5: Schematischer Aufbau der Bereitstellungskette zur Nutzenergiebereitstellung aus Biomasse [2]	5
Abbildung 6: Systemaufbau der Vergasung biogener Festbrennstoffe zur Erzeugung von Wärme, Strom und Biokraftstoff [2]	7
Abbildung 7: Auswirkung verschiedener Vergasungsmittel [2]	8
Abbildung 8: Gas- Feststoffreaktionen [2]	8
Abbildung 9: Schematische Darstellung verschiedener Vergasungssysteme [2]	10
Abbildung 10: Unterteilung der Festbettvergaser [2]	11
Abbildung 11: Prozesskette CLEANSTGAS [7]	13
Abbildung 12: Schema Fraunhofer ISE Vergaser [8]	14
Abbildung 13: Viking – Vergaser [9]	15
Abbildung 14: Prozessbild 3- stufiger Vergaser, TK Energi [11]	16
Abbildung 15: Teer- und Staubanteil im Produktgas bei unterschiedlichen Abmessungen der Biomasse [15]	17
Abbildung 16: Produktgaszusammensetzung bei unterschiedlicher Korngröße [15]	18
Abbildung 17: Kontinuierlicher Modell-Festbettreaktor (CFiB) zur Untersuchung der Vergasungsreaktionen [17]	20
Abbildung 18: Gaszusammensetzung über die Höhe der Koksbedtschüttung [17]	21
Abbildung 19: Statischer Druckverlust über Koksbedtschüttung [17]. WCC=Wood-Chip-Char / WPC=Wood-Pellet-Char	22
Abbildung 20: Wanderrost [18]	23
Abbildung 21: Vorschubrostsysteme [18]	24
Abbildung 22: Walzenrost [18]	25
Abbildung 23: Prinzipskizze Drehkegelrost bei CLEANSTGAS [21]	25
Abbildung 24: Drehbar gelagerter Scheibenrost mit Abstreifer (Änderung: Beschriftung) [22]	26
Abbildung 25: DTU Wipprost [23]	27

Abbildung 26: Drehbar gelagerter Plattenrost [8]	28
Abbildung 27: Geometrie von Förderschnecken [25]	28
Abbildung 28: Syncraft Schwebebettvergaser [26]	29
Abbildung 29: Erhöhung von SST und DT bei Zugabe von Kaolin [28]	
SST=Shrinkage-Starting-Temperatur / DT=Deformation-Temperatur	31
Abbildung 30: Anteil an Kaliumchlorid (KCl) im Produktgas verschiedener Brennstoffe [32]	32
Abbildung 31: Verringerung von Kaliumchlorid durch Zugabe von schwefelhaltigen Stoffen in das Produktgas [32]	33
Abbildung 32: Schematische Darstellung Laborgaserzeugungsanlage bei CLEANSTGAS GmbH (Abänderung: BHKW ersetzt durch Gasfackel und elektrische Energie bei Pyrolyse) [7]	35
Abbildung 33: Verfahrenstechnisches Fließbild der Gaserzeugung	36
Abbildung 34: Verfahrenstechnisches Fließbild der Gasreinigung	38
Abbildung 35: Verfahrenstechnisches Fließbild der Ascheaustragung	39
Abbildung 36: Messaufbau ABB-Gasanalyseschrank [7]	41
Abbildung 37: Konstruktion des Ausgangszustandes der Laborgaserzeugungsanlage. Links: Seitenansicht. Rechts: Rückansicht. (Abänderung: Positionsnummern) [21]	42
Abbildung 38: Konstruktion des Ausgangszustandes der Laborgaserzeugungsanlage Frontansicht. (Abänderung Positionsnummern) [21]	44
Abbildung 39: Visualisierung. Oben: Gaserzeugung, Unten: Gasreinigung	46
Abbildung 40: Links: Antrieb der Doppelpendelklappe mit Antriebshebel. Rechts: Mechanismus der Doppelpendelklappe	47
Abbildung 41: Injektordüse mit eingeschweißtem Rohr	48
Abbildung 42: Links: Korrosionsschaden, Rechts: Neuer Edeltank	49
Abbildung 43: Prinzipskizze Drehkegelrost (Abänderung: Darstellung der neuen Antriebe) [21]	50
Abbildung 44: Verläufe Referenzversuch Nr. D1 vom 07.11.13. Oben: PG-Zusammensetzung. Unten: Prozessparameter.	57
Abbildung 45: Verwendete Biobrennstoffe. Links oben: Normholzpellets Fichte. Links unten: Miscanthuspellets. Rechts oben: Heupellets. Rechts unten: Strohpellets	59
Abbildung 46: Verläufe beim Versuch Nr. D2 mit Miscanthuspellets vom 27.11.13. Oben: PG-Zusammensetzung. Unten: Prozessparameter.	64

Abbildung 47: Verschmutzter Schlauchfilter	65
Abbildung 48: PG - Zusammensetzung über den gesamten Versuch Nr. D3 mit Heupellets vom 03/04.12.13	66
Abbildung 49: Prozessbedingungen im instabilen Anlagenbetrieb beim Versuch Nr. D3 mit Heupellets vom 03/04.12.13	67
Abbildung 50: Anlageninspektion. Links: Verschlackung in der Reduktionszone. Rechts: Verschlackungsbrocken	68
Abbildung 51: PG - Zusammensetzung über den gesamten Versuch Nr. D4 mit Strohpellets vom 11/12.12.13	69
Abbildung 52: Anlageninspektion. Links: Verschlackung der Reduktionszone. Rechts: Nahaufnahme der Verschlackung	70
Abbildung 53: Anlageninspektion. Links: Mit Feinasche belegter Schlauchfilter. Rechts: Löcher in der POx-Brennkammer	71

8 LITERATURVERZEICHNIS

- [1] R. Mitterlehner, "Energiestatus Österreich 2013 (Entwicklung bis 2011)," Bundesministerium für Wirtschaft, Familie und Sport, Wien, 2013.
- [2] M. Kaltschmitt and H. Hartmann, *Energie aus Biomasse*, Bd. 2, Berlin: Springer-Verlag, 2001.
- [3] H. A. M. Knöef, *Handbook Biomass Gasification Second Edition*, Enschede: BTG Biomass Technology Group BV, 2012.
- [4] P. Haselbacher, "Entwicklung und Optimierung eines Verfahrens zur gestuften Festbettvergasung von Biomasse," Dissertation, TU Graz, 2007.
- [5] H. Watter, *Nachhaltige Energiesysteme*, Wiesbaden: Vieweg+Teubner GWY Fachverlage GmbH, 2009.
- [6] CLEANSTGAS GmbH, Internal Report, St. Margarethen an der Raab, 2008.
- [7] G. Salchinger, "Adaptierung eines Prüfstandes zur gestuften Biomassevergasung für den Einsatz von aschereicher Biomasse," Diplomarbeit, TU Graz, 2012.
- [8] L. Burhenne, L. Rochlitz, C. Lintner, and T. Aicher, "Technical demonstration of the novel Fraunhofer ISE biomass gasification process for the production of a tar-free synthesis gas," *Fuel Process. Technol.*, Nr. 106, pp. 751–760, 2013.
- [9] U. Henriksen, J. Ahrenfeldt, T. K. Jensen, B. Gøbel, J. D. Bentzen, C. Hindsgaul, and L. H. Sørensen, "The design, construction and operation of a 75kW two-stage gasifier," *Energy*, vol. 31, Nr. 10–11, pp. 1542–1553, 2006.
- [10] C. Protection, "2nd World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, 10-14 May 2004, Rome, Italy," Nr. 5, pp. 754–757, 2004.
- [11] T. Koch, *The TKE 3 stage gasifier, Gasification and combined heat and power production in small scale*, Trondheim: TK Energi AS, 2005.
- [12] D. S. Gunarathne, J. K. Chmielewski, and W. Yang, "Pressure drop prediction of a gasifier bed with cylindrical biomass pellets," *Energy*, Nr. 113, pp. 258–266, 2014.
- [13] T.-Y. Mun, J.-W. Kim, and J.-S. Kim, "Air gasification of dried sewage sludge in a two-stage gasifier: Part 1. The effects and reusability of additives on the removal of tar and hydrogen production," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 38, Nr. 13, pp. 5226–5234, 2013.
- [14] S. Marta, R. Tor, and V. Via, "Innovative Processes for Biogas Upgrading: Results from pilot plant operation," *Energy*, Nr. 6, pp. 18–22, 2012.

- [15] R. Yin, R. Liu, J. Wu, X. Wu, C. Sun, and C. Wu, "Influence of particle size on performance of a pilot-scale fixed-bed gasification system.," *Bioresour. Technol.*, Nr. 119, pp. 15–21, 2012.
- [16] F. V. Tinaut, A. Melgar, J. F. Pérez, and A. Horrillo, "Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study," *Fuel Process. Technol.*, vol. 89, Nr. 11, pp. 1076–1089, 2008.
- [17] G. Teixeira, L. Van de Steene, E. Martin, F. Gelix, and S. Salvador, "Gasification of char from wood pellets and from wood chips: Textural properties and thermochemical conversion along a continuous fixed bed," *Fuel*, Nr. 102, pp. 514–524, Dec. 2012.
- [18] C. Wolf, "Erstellung eines Modells der Verbrennung von Abfall auf Rostsystemen unter besonderer Berücksichtigung der Vermischung - ein Beitrag zur Simulation von Abfallverbrennungsanlagen," Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2005.
- [19] K. Strauß, *Kraftwerkstechnik*, Bd. 5, Berlin: Springer-Verlag, 2006.
- [20] DI J. Kötting Ingenieurgesellschaft, *Betriebskosten von Altholz- und Biomasseanlagen - Optimierungspotenziale*, Neuried, 2004.
- [21] CLEANSTGAS. GmbH, *Interner Konstruktionsbericht*, St. Margarethen an der Raab, 2012.
- [22] E. H. GMBH, "Rost für feste Brennstoffe," Österreich Patent AT 506 411 A4 2009, 15 09 2009.
- [23] U. Henriksen, J. Ahrenfeldt, T. K. Jensen, B. Gøbel, J. D. Bentzen, and L. H. Sørensen, "The Design , Construction and Operation of a 75 kW Two-Stage Gasifier .," *Ecos 2003*, Nr. 6-7, pp. 2–4, 2003.
- [24] T. Koch, *Gasification and Combined heat and power production in small scale*, Trondheim: TK Energi AS, 2005.
- [25] S. Rakitsch, "Stefan Rakitsch Dimensionierung und Auslegung stark geneigter Schneckenförderer," Dissertation, TU München, 2012.
- [26] J. Krüger, *Schwebebett Vergasungstechnik Biomassekraftwerk der 2. Generation*, St. Pölten: SYNCRAFT GmbH, 2008.
- [27] K. Reisinger et al., *BIOBIB- a Database for Biofuels*, THERMIE- Conference: Renewable Energy Databases, Harwell (United Kingdom), 1996.
- [28] P. Q. Kathrin Weber, "ENHANCING ASH MELTING BEHAVIOUR OF STRAW ASH THROUGH THE ADDITION OF KAOLIN," Nr. 6, pp. 1447–1450, 2013.

- [29] M. J. F. Llorente, P. D. Arocas, L. G. Nebot, and J. E. C. García, "The effect of the addition of chemical materials on the sintering of biomass ash," *Fuel*, vol. 87, Nr. 12, pp. 2651–2658, 2008.
- [30] L. Wang, G. Skjevraak, J. E. Hustad, M. Grønli, and Ø. Skreiberg, "Effects of Additives on Barley Straw and Husk Ashes Sintering Characteristics," *Energy Procedia*, vol. 20, Nr. 1876, pp. 30–39, 2012.
- [31] B.-J. Skrifvars, R. Backman, and M. Hupa, "Characterization of the sintering tendency of ten biomass ashes in FBC conditions by a laboratory test and by phase equilibrium calculations," *Fuel Process. Technol.*, vol. 56, Nr. 1–2, pp. 55–67, 1998.
- [32] H. Kassman, J. Alin, M. Berg, and C. Ab, "MINIMISING CORROSION AND DEPOSIT FORMATION DURING BIOMASS COMBUSTION," vol. 2, Nr. 6, pp. 1186–1188, 2013.
- [33] C. Li and K. Suzuki, "Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification—An overview," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 13, Nr. 3, pp. 594–604, 2009.
- [34] T.-Y. Mun, J.-W. Kim, and J.-S. Kim, "Air gasification of railroad wood ties treated with creosote: Effects of additives and their combination on the removal of tar in a two-stage gasifier," *Fuel*, Nr. 102, pp. 326–332, Dec. 2012.
- [35] ABB GmbH, Dokumentation mobiles Gasanalysestystem, Wien, 2010.
- [36] H. Timmerer and F. Lettner, "Anlagensicherheit und Genehmigung von Biomassevergasungsanlagen," *Berichte aus Energie- und Umweltforschung*, Nr. 45, pp.9–225, 2005.

Anhang A: Bilanzierung Normholzpellets Fichte

Date / Nr. 07.11.2013 / D1
 Bilanzierungszeitraum 13:00 - 14:30
 Material Normholzpellets Fichte DM=6mm

Meteorologische Daten:

Raumtemp. 30,0 [°C]
 rel. Luftfeuchte: 35,00%

Elementarzusammensetzung

Elemental composition										
	Biomasse	H2O	Luft	CH4	CO	CO2	H2	O2	N2	Asche/Staub
	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%
C	47,76%			74,9%	42,9%	27,3%				95,7%
H	5,79%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	45,57%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,10%		76,9%						100%	1,2%
S	0,32%									0,4%
Cl	0,01%									0,0%
Ash	0,45%									2,7%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Massenbilanz Normholzpellets Fichte DM=6mm

A...Massen-INPUT BM-Feuchte rel. 6,9%

Elementarbilanz

Gesamtmassenbilanz		Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
		[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
BIOMASSE		9,31	4,45	0,54	4,24	0,01	0,03	0,00	0,04
Biomasse H2O		0,69		0,08	0,61				
H2O - Dampf		0,00		0,00	0,00				
LUFT		15,47		0,00	3,58	11,89			
Falschluff		1,00		0,00	0,23	0,77			
H2O aus Luft		0,13		0,00	0,00				
Frischwasser		0,00							
N2 - Inert		0,20				0,2			
Total IN	Summe	26,80	4,45	0,62	8,67	12,87	0,03	0,00	0,04

B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas
 m_{PG} 23,6 kg
 f_{PG} 1,10
 m_{PG,korr} 25,99 kg
 ρ_{PG,f} 1,07 kg/Nm³
 ρ_{PG,tr} 1,11 kg/Nm³
 m_{PG,korr, tr} 23,60 kg

Compositior	Volume flow	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
[Vol% dry]	[Nm ³ /h dry stp]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	1,15%	0,24	0,17	0,04					
CO	20,17%	4,28	5,35		3,06				
CO2	13,11%	2,78	5,46		3,97				
H2	20,15%	4,28	0,38						
O2	0,00%	0,00	0,00		0,00				
N2	46,09%	9,79	12,23			12,23			
H2O	15,04%	2,97	2,39	0,27	2,12				
Produktgas Out	24,27	25,99	3,92	0,69	9,15	12,23	0,04	0,00	0,00
B2...Asche&Staub		0,82	0,78	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,04
Total OUT	Summe	26,81	4,70	0,69	9,15	12,24	0,04	0,00	0,04

Abw. % 0% 6% 12% 6% -5% 0% 0% 0%

C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 2,30 Nm³ PG tr. / kg BM tr.
 Air/Fuel-Ratio (AFR) 1,77
 Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,00

Abweichungen

spez. Kennzahlen der Vergasung

Anhang B: Bilanzierung Miscanthuspellets

Date / Nr. 26/27.11.2013 / D2
 Bilanzierungszeitraum 0:00 - 15:30
 Material Miscanthuspellets DM=8mm

Meteorologische Daten:

Raumtemp. 30,0 [°C]
 rel. Luftfeuchte: 35,00%

Elemental composition

	Biomasse	H2O	Luft	CH4	CO	CO2	H2	O2	N2	Asche/Staub
	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%
C	45,01%			74,9%	42,9%	27,3%				83,2%
H	5,54%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	45,86%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,15%		76,9%						100%	1,3%
S	0,22%									0,2%
Cl	0,22%									0,2%
Ash	3,00%									14,9%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Massenbilanz Miscanthuspellets DM=8mm

A...Massen-INPUT

BM-Feuchte rel 11,0%

	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
BIOMASSE	9,22	4,15	0,51	4,23	0,01	0,02	0,02	0,28
Biomasse H2O	1,14		0,13	1,01				
H2O - Dampf	0,00		0,00	0,00				
LUFT	14,31		0,00	3,31	11,00			
Falschluff	1,00		0,00	0,23	0,77			
H2O aus Luft	0,13		0,00	0,00				
Frischwasser	0,00							
N2 - Inert	0,01				0,0			
Total IN	Summe	25,81	4,15	0,64	8,78	11,79	0,02	0,02

B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas
 m'_{PG} 22,5 kg
 f_{PG} 1,09
 $m'_{PG,korr}$ 24,48 kg
 $\rho_{PG,f}$ 1,09 kg/Nm³
 $\rho_{PG,tr}$ 1,12 kg/Nm³
 $m'_{PG,korr,tr}$ 22,78 kg

	Composition	Volume flow	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
	[Vol% _{dry}]	[Nm ³ /h dry stp]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	1,07%	0,22	0,15	0,12	0,04					
CO	15,48%	3,14	3,92	1,68		2,24				
CO2	15,42%	3,13	6,15	1,68		4,47				
H2	19,97%	4,05	0,36		0,36					
O2	0,15%	0,03	0,04			0,04				
N2	47,91%	9,72	12,15				12,15			
H2O	10,47%	2,12	1,71		0,19	1,51				
Produktgas Out		22,42	24,48	3,48	0,59	8,27	12,15	0,02	0,02	0,00
B2...Asche&Staub			1,24	1,03	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,28
Total OUT	Summe		25,72	4,50	0,59	8,27	12,16	0,02	0,02	0,28
	Abw. %		0%	9%	-7%	-6%	3%	-7%	-7%	0%

C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 2,20 Nm³ PG tr. / kg BM tr.

Air/Fuel-Ratio (AFR) 1,66

Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,00

Anhang

Energiebilanz Miscanthuspellets DM=8mm

Date / Nr. 26/27.11.2013 / D2
 Bilanzierungszeitraum 0:00 - 15:30
 Material Miscanthuspellets DM=8mm

Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H₂O - flüssig)

					[kW]	[%]
D...Energie-INPUT		m' [kg/h]	Ho [MJ/kg tr]	cp [kJ/kgK]	bez. auf BM-Input	
D1	Brennwert					
	Biomasse tr.	9,22	15,53		39,8	100,00%
D2	Sensible Wärmen					
	Biomasse wet	10,4		1,57	0,12	
	Dampf	0,0		1,87	0,00	
	Luft wet	14,4		1,09	0,19	
	Inertgas N2	0,0		1,04	0,00	
D3	elektrische Energie für Pyrolyse				4,6	
D4	Gebläseleistung				2,0	
Summe Energie-Input					46,73	

E...Energie-OUTPUT		Vol.-Strom [Nm ³ /h tr]	m' [kg/h]	Brennwert Ho [MJ/Nm ³ tr]	[MJ/kg]		
E1	Brennwert Produktgas	22,4		4,9		30,81	77,4%
E2	Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher					2,30	
E3	Nutzbare sensible Wärme (>100°C)					0,14	
E4	Nichtnutzbare sensible Wärme (<100°C)					0,86	
E6	Ascheverluste		1,24		28,4	9,75	24,5%
E7	Verlustleistung					2,9	
Summe Energie-Output						46,73	

Effizienzen

Kaltgaswirkungsgrad - konventionell <small>ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme</small>	= E1 / D1	77,4%
Kaltgaswirkungsgrad - energetisch <small>Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput</small>	= E1 / (D1+D3)	69,4%
Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput	= (E1+E2+E3) / D1	83,6%
Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput	= (E1+E2+E3) / (D1+D2+D3+D4)	71,2%

Anhang C: Bilanzierung Heupellets

Datum / Nr. 03.12.2013 / D3
 Bilanzierungszeitraum 12:30 - 20:30
 Material Heupellets DM=8mm

Meteorologische Daten:

Raumtemp. 30,0 [°C]
 rel. Luftfeuchte: 35,00%

Elemental composition

	Biomasse	H2O	Luft	CH4	CO	CO2	H2	O2	N2	Asche/Staub
	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%
C	40,31%			74,9%	42,9%	27,3%				51,9%
H	5,49%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	41,57%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	1,23%		76,9%						100%	6,5%
S	0,52%									0,3%
Cl	0,88%									0,5%
Ash	10,00%									40,9%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Massenbilanz Heupellets DM=8mm

A...Massen-INPUT

BM-Feuchte rel 8,3%

	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
BIOMASSE	9,81	3,96	0,54	4,08	0,12	0,05	0,09	0,98
Biomasse H2O	0,89		0,10	0,79				
H2O - Dampf	0,00		0,00	0,00				
LUFT	14,20		0,00	3,29	10,91			
Falschluff	1,00		0,00	0,23	0,77			
H2O aus Luft	0,16		0,00	0,00				
Frischwasser	0,00							
N2 - Inert	0,01				0,0			
Total IN	Summe	26,07	3,96	0,64	8,38	11,81	0,05	0,09

B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas
 m_{PG}^i 22,1 kg
 f_{PG} 1,09
 $m_{PG,korr}^i$ 24,09 kg
 $\rho_{PG,f}$ 1,13 kg/Nm³
 $\rho_{PG,tr}$ 1,16 kg/Nm³
 $m_{PG,korr,tr}^i$ 22,62 kg

	Composition	Volume flow	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
	[Vol% dry]	[Nm ³ /h dry stp]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	1,76%	0,34	0,24	0,18	0,06					
CO	14,89%	2,90	3,62	1,55		2,07				
CO2	17,15%	3,34	6,55	1,79		4,76				
H2	17,24%	3,35	0,30		0,30					
O2	0,35%	0,07	0,10			0,10				
N2	48,61%	9,46	11,81				11,81			
H2O	9,37%	1,82	1,46		0,16	1,30				
Produktgas Out		21,28	24,09	3,52	0,52	8,23	11,81	0,02	0,04	0,00
B2...Asche&Staub			2,03	1,05	0,00	0,00	0,13	0,01	0,01	0,98

Total OUT	Summe	26,12	4,58	0,52	8,23	11,95	0,03	0,05	0,98
	Abw. %	0%	16%	-18%	-2%	1%	-41%	-41%	0%

C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 1,98 Nm³ PG tr. / kg BM tr.
 Air/Fuel-Ratio (AFR) 1,55
 Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,00

Anhang

Energiebilanz		Heupellets DM=8mm						
Datum / Nr.	03.12.2013 / D3							
Bilanzierungszeitraum	12:30 - 20:30							
Material	Heupellets DM=8mm							
Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H ₂ O - flüssig)						[kW]	[%]	
D...Energie-INPUT			m' [kg/h]	Ho [MJ/kg tr]	cp [kJ/kgK]		bez. auf BM-Input	
D1	Brennwert	Biomasse tr.	9,81	14,78		40,3	100,00%	
D2	Sensible Wärmen	Biomasse wet	10,7		1,42	0,09		
		Dampf	0,0		1,87	0,00		
		Luft wet	18,3		1,09	0,22		
		Inertgas N2	0,0		1,04	0,00		
D3	elektrische Energie für Pyrolyse					4,6		
D4	Gebläseleistung					2,0		
Summe Energie-Input						47,20		
E...Energie-OUTPUT			Vol.-Strom [Nm ³ /h tr]	m' [kg/h]	Brennwert Ho [MJ/Nm ³ tr]	[MJ/kg]		
E1	Brennwert Produktgas		21,3		4,8		28,38 70,5%	
E2	Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher						4,16	
E3	Nutzbare sensible Wärme (>100°C)						0,46	
E4	Nichtnutzbare sensible Wärme (<100°C)						1,16	
E6	Ascheverluste			2,03		18,1	10,21 25,4%	
E7	Verlustleistung						2,8	
Summe Energie-Output						47,20		
Effizienzen								
Kaltgaswirkungsgrad - konventionell				= E1 / D1		70,5%		
ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme								
Kaltgaswirkungsgrad - energetisch				= E1 / (D1+D3)		63,2%		
Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput								
Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput				= (E1+E2+E3) / D1		81,9%		
Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput				= (E1+E2+E3) / (D1+D2+D3+D4)		69,9%		

Anhang D: Bilanzierung Strohpellets

Date / Nr. 11/12.12.2013 / D4
 Bilanzierungszeitraum 2:30 - 8:30
 Material Strohpellets DM=8mm

Meteorologische Daten:

Raumtemp. 30,0 [°C]
 rel. Luftfeuchte: 35,00%

Elemental composition

	Biomasse	H2O	Luft	CH4	CO	CO2	H2	O2	N2	Ash/Staub
	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%
C	42,37%			74,9%	42,9%	27,3%				73,2%
H	5,61%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	41,76%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,51%		76,9%						100%	2,5%
S	0,43%									0,2%
Cl	1,50%									0,7%
Ash	7,82%									23,3%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Massenbilanz Strohpellets DM=8mm

A...Massen-INPUT

BM-Feuchte 10,8%

	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash	
	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	
BIOMASSE	9,46	4,01	0,53	3,95	0,05	0,04	0,14	0,74	
Biomasse H2O	1,14		0,13	1,02					
H2O - Dampf	3,90		0,44	3,46					
LUFT	9,42		0,00	2,18	7,24				
Falschluff	1,00		0,00	0,23	0,77				
H2O aus Luft	0,15		0,00	0,00					
Frischwasser	0,00								
N2 - Inert	0,00				3,3				
Total IN	Summe	25,08	4,01	1,09	10,84	11,31	0,04	0,14	0,74

B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas
 m'_{PG} 22,3 kg
 f_{PG} 1,03
 $m'_{PG,korr}$ 22,97 kg
 $\rho_{PG,f}$ 1,08 kg/Nm³
 $\rho_{PG,tr}$ 1,16 kg/Nm³
 $m'_{PG,korr,tr}$ 19,31 kg

	Composition	Volume flow	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
	[Vol%_dry]	[Nm ³ /h dry stp]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	1,30%	0,22	0,15	0,12	0,04					
CO	10,36%	1,72	2,15	0,92		1,23				
CO2	18,33%	3,05	5,99	1,63		4,35				
H2	18,46%	3,07	0,27		0,27					
O2	0,53%	0,09	0,12			0,12				
N2	51,02%	8,49	10,61				10,61			
H2O	27,40%	4,56	3,66		0,41	3,25				
Produktgas Out		21,21	22,97	2,67	0,72	8,96	10,61	0,02	0,07	0,00
B2...Asche&Staub			2,15	1,57	0,00	0,00	0,05	0,00	0,02	0,74
Total OUT	Summe		25,12	4,25	0,72	8,96	10,66	0,02	0,08	0,74
	Abw. %		0%	6%	-34%	-17%	-6%	-42%	-42%	0%

C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 1,76 Nm³ PG tr. / kg BM tr.
 Air/Fuel-Ratio (AFR) 1,10
 Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,41

Anhang

Energiebilanz Strohpellets DM=8mm

Date / Nr. 11/12.12.2013 / D4
 Bilanzierungszeitraum 2:30 - 8:30
 Material Strohpellets DM=8mm

Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H₂O - flüssig)

					[kW]	[%]
D...Energie-INPUT		m'	Ho	cp	bez. auf	
		[kg/h]	[MJ/kg tr]	[kJ/kgK]	BM-Input	
D1	Brennwert					
	Biomasse tr.	9,46	15,20		39,9	100,00%
D2	Sensible Wärmen					
	Biomasse wet	10,6		1,60	0,16	
	Dampf	3,9		1,87	3,32	
	Luft wet	16,5		1,09	0,20	
	Inertgas N2	0,0		1,04	0,00	
D3	elektrische Energie für Pyrolyse				4,6	
D4	Gebläseleistung				2,0	
Summe Energie-Input					50,22	

E...Energie-OUTPUT		Vol.-Strom	m'	Brennwert Ho		
		[Nm ³ /h tr]	[kg/h]	[MJ/Nm ³ tr]	[MJ/kg]	
E1	Brennwert Produktgas	21,2		4,2		24,73 61,9%
E2	Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher					2,77
E3	Nutzbare sensible Wärme (>100°C)					0,75
E4	Nichtnutzbare sensible Wärme (<100°C)					1,48
E6	Ascheverluste		2,15		25,1	14,98 37,5%
E7	Verlustleistung					5,5
Summe Energie-Output					50,22	

Effizienzen

Kaltgaswirkungsgrad - konventionell	= E1 / D1	61,9%
<small>ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme</small>		
Kaltgaswirkungsgrad - energetisch	= E1 / (D1+D3)	55,5%
<small>Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput</small>		
Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput	= (E1+E2+E3) / D1	70,8%
Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput	= (E1+E2+E3) / (D1+D2+D3+D4)	56,3%
