



Technische Universität Graz

# **Adaptierung einer bestehenden Biomassevergasungsanlage für die Verarbeitung aschereicher Biomasse**

Masterarbeit

im Fachbereich der Reaktionstechnik

der Technischen Universität Graz

von

B.Sc. Gerhard Salchinger (Mat. Nr. 0631214)

Betreuer: Dipl.-Ing. Dr.techn. Peter Haselbacher

Begutachter: Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Matthäus Siebenhofer

Graz, November 2012

# KURZFASSUNG

Die Vergasung von Biomasse stellt eine zukunftsweisende Möglichkeit dar, dezentral in klein- bis mittelgroßen Anlagen (<1 MW Brennstoffwärmeleistung (BWL)) durch Kraft-Wärme-Kopplung Elektrizität und Wärme zu erzeugen. Um das regional unterschiedlich verfügbare Biomasseangebot nutzen zu können, ist es erforderlich den Vergasungsprozess auch mit Brennstoffen, welche aufgrund ihres hohen Aschegehaltes problematisch sind, optimal betreiben zu können. Aus diesem Grund beschäftigt sich die bei der Firma CLEANSTGAS GmbH, St. Margarethen an d. Raab durchgeführte Arbeit mit der Weiterentwicklung eines Prüfstandes/Versuchsanlage zur gestuften Vergasung von Biomasse.

Ziel ist es, einen vollkontinuierlichen Betrieb mit aschereicher Biomasse an einem 50 kW<sub>BWL</sub> Prüfstand zu ermöglichen, um einerseits aschereiche Brennstoffe vor dem Einsatz in der großtechnischen Anlage testen zu können und andererseits um den Entwicklungsprozess aufgrund der schnelleren Umsetzbarkeit von Änderungen am Prüfstand schneller voranzutreiben. Aus diesem Grund wurde der bestehende gestufte Vergasungsprüfstand (Pyrolysereaktor, Partielle Oxidation, Reduktionszone) um eine Grob- und Feinentstaubung mit vorgeschalteter Gaskühlung und gasdichter Ascheausschleusung erweitert. Im Zuge des Basic Engineerings erfolgte die Dimensionierung und Instrumentierung der Gasreinigungsprozesskette, welche aus der Grobenstaubung mittels Zyklon, der Gaskühlung mittels Rohrbündelwärmetauscher, der Feinentstaubung mittels Schlauchfilter und der gasdichten Asche-/ Staubauschleusung durch eine Doppelpendelklappe besteht. Des Weiteren wurde die bestehende Förderschnecke des Pyrolysereaktors ausgetauscht und ein zusätzliches Heizband am Pyrolysatormantel installiert, um einerseits den Durchsatz zu erhöhen und andererseits den Betrieb mit gröberen Pellets und feinem Hackgut zu ermöglichen. Im Zuge des Detail Engineering sind Problemstellungen bzgl. der Wärmedehnungsaufnahme, der gasdichten Ausführung der Apparate, der Layout-Erstellung, etc. gelöst worden. Parallel zur mechanischen Fertigung erfolgten die elektrischen Arbeiten am Prüfstand und die Automatisierung der Prozesskette in AutomationX. Im Anschluss an die kalte Inbetriebnahme und den I/O-Check wurde die Anlage durch Versuche mit Biomasse auf ihre Funktionalität getestet. Um eine Beurteilung/Vergleich zu ermöglichen, wurden im Zuge des zweiten Inbetriebnahmeversuches Teer- und Partikel-Samplings durchgeführt. Diese bestätigten die grundsätzliche Eignung des Schlauchfilters zur Feinentstaubung. Das erhaltene Produktgas entsprach bzgl. Zusammensetzung und Heiz-/ Brennwert den für gestufte Vergasungsanlagen zu erwartenden Werten.

# ABSTRACT

The gasification of biomass is a forward-looking possibility to produce electricity and thermal energy in small and midsize combined heat and power plants (< 1MW fuel input). For an optimal use of different regional biomass it is necessary to have a gasification process which can handle high-ash biomasses. This is the reason, why this project together with CLEANSTGAS GmbH, St. Margarethen a. d. Raab deals with ongoing development of a 50 kW<sub>fuel</sub> staged gasification testing plant. The aim of this research is to enable process-developments in the fully continuous testing plant and to test high-ash biomass, before application in large scale plants.

For this purpose the existing staged gasifier (pyrolysis reactor, partial oxidation reactor, reduction zone) will be extended with a gas dedusting unit with upstream gas cooler and gas tight discharge of ash and dust. In the basic engineering the dimensioning and instrumentation of the gas cleaning system which consists of the coarse dedusting by cyclone, the gas cooler, fine dedusting in a baghouse filter and gas tight discharge by a double pendulum valve was done. Additionally, a new pyrolysis auger and an extra heating coil were constructed in the pyrolysis reactor for handling bigger pellets and fine wood chips. During the detail engineering problems with the thermal expansion, the gas tightness of components, the plant layout etc. were solved. The electrical works and the process automation with the program AutomationX was done as well. After the cold start-up and the I/O-check the functionality of the testing plant was checked in experiments with biomass pellets. During the 2nd start-up experiment tar & dust samplings was carried out for rating the reference of the gasifier and the gas cleaning. Basically the baghouse filter dedusting performance was well. The composite, the calorific value of the product gas was similar to other staged gasifiers.

# INHALT

<b>KURZFASSUNG</b>	<b>II</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>II</b>
<b>INHALT</b>	<b>III</b>
<b>1 EINFÜHRUNG / MOTIVATION</b>	<b>1</b>
1.1 Energiesituation in Österreich	1
1.2 Themenstellung der Arbeit	3
<b>2 LITERATURRECHERCHE</b>	<b>4</b>
2.1 Biomasse	4
2.1.1 Definition Biomasse, Biomasseentstehung	4
2.1.2 Biomassenutzung in Österreich	5
2.2 Biomassevergasung / -verstromung	7
2.2.1 Was ist Biomassevergasung	7
2.2.2 Pro / Kontra - Biomassevergasung	8
2.2.3 Biomassevergasertypen	8
2.2.3.1 Festbettvergaser	9
2.2.3.2 Wirbelschichtvergaser	12
2.2.3.3 Flugstromvergaser	13
2.2.4 Reaktionsschritte der Biomassevergasung	14
2.2.4.1 Trocknung der Biomasse	14
2.2.4.2 Pyrolyse der Biomasse	15
2.2.4.3 Partielle Oxidation	18
2.2.4.4 Reduktion	19
2.2.5 Gasreinigung, Gaskühlung	21
2.2.6 Problematik der Biomassevergasung / Biomassearten	22

2.3	CleanStGas Verfahren	25
<b>3</b>	<b>VERSUCHSAUFBAU</b>	<b>28</b>
3.1	Ausgangszustand	28
3.2	Aufbau des adaptierten Laborgaserzeuger	30
3.2.1	Brennstoffaufgabe	30
3.2.2	Pyrolysator	30
3.2.3	Partielle Oxidation (POx)	31
3.2.4	Reduktion	32
3.3	Aufbau der Gasreinigung	33
3.3.1	Gasreinigung	34
3.3.2	Produktgasgebläse	35
3.3.3	Quenche / Produktgasnutzung	35
3.3.4	Brennluft-, Dampfversorgung	37
3.4	Basic Engineering	37
3.5	Detail Engineering	40
3.5.1	Mechanische Konstruktion	40
3.5.2	Elektrotechnik / Automatisierung	42
3.6	Montage	42
3.7	Versuchsplanung	43
<b>4</b>	<b>VERSUCHSAUSWERTUNG</b>	<b>45</b>
4.1	Produktgasanalyse	45
4.2	Teer & Partikel Sampling	46
4.3	Bilanzierung	47
4.3.1	Massenbilanz	47
4.3.2	Energiebilanz	48
4.3.3	Kennzahlen	49
<b>5</b>	<b>ERGEBNISSE</b>	<b>50</b>

# INHALT

---

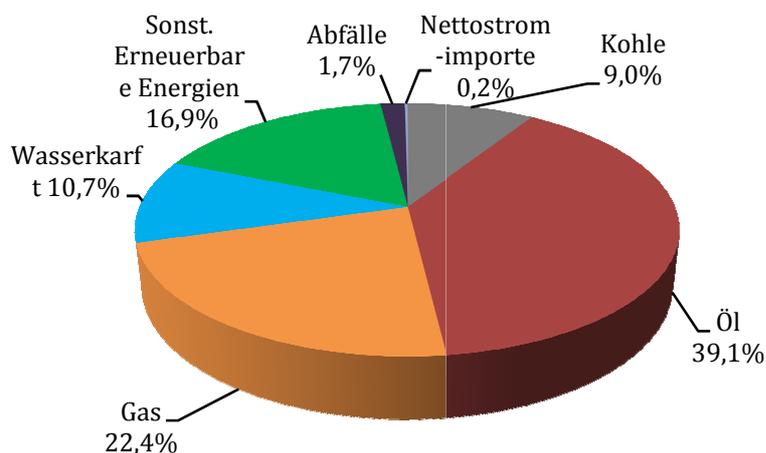
5.1	Produktgasanalyse & Temperaturverläufe	50
5.2	Bilanzierung	52
5.3	Teer- und Prätikel Sampling	56
5.4	Inspektion	57
<b>6</b>	<b>DISKUSSION DER ERGEBNISSE</b>	<b>59</b>
<b>7</b>	<b>ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK</b>	<b>61</b>
	<b>LITERATURVERZEICHNIS</b>	<b>63</b>
	<b>ABBILDUNGSVERZEICHNIS</b>	<b>66</b>
	<b>TABELLENVERZEICHNIS</b>	<b>68</b>
	<b>FORMELVERZEICHNIS</b>	<b>69</b>

# 1 EINFÜHRUNG / MOTIVATION

## 1.1 ENERGIESITUATION IN ÖSTERREICH

In unserem Zeitalter nimmt aufgrund der gestiegenen Mobilität, des gestiegenen Komforts und des damit verbundenen hohen Anteils an Elektronik in allen Lebensbereichen der Energieverbrauch Jahr für Jahr zu. So stieg allein in Österreich der Bruttoinlandsenergieverbrauch von 1224 PJ im Jahr 2000, um ca. 10% auf 1354 PJ im Jahr 2009 und das trotz Wirtschaftskrise [1]. Wie aus Abbildung 1-1 ersichtlich ist, betrug 2009 der Anteil von fossilen Energieträgern am Bruttoinlandsverbrauch 70,5%. Wobei 95,9% der Kohle, 85,1% des Gases und 90,7% des Rohöles importiert wurden. Abzüglich der Erlöse aus Energieexporten entspricht dies Ausgaben im Wert von 6,86 Mrd. € [1]. Aufgrund dieser Tatsachen ergibt sich, ein dringend notwendiger Handlungsbedarf. Um die Klimaerwärmung durch den Treibhauseffekt einzugrenzen bzw. die Wertschöpfung vermehrt im Land zu erzielen, muss die Abhängigkeit von fossilen Energieträgern bzw. -importen zu reduziert werden.

Sieht man sich Abbildung 1-2 an, wofür im Endverbrauch die Energie verwendet wird, so erkennt man deutlich, dass Mobilität mit 34,7% gefolgt von Raumheizung/Warmwasserbereitung/Klimatisierung mit 28% die größten Anteile am Endverbrauch



haben [1].

Abbildung 1-1 Struktur d. Bruttoinlandsverbrauch 2009 [1]

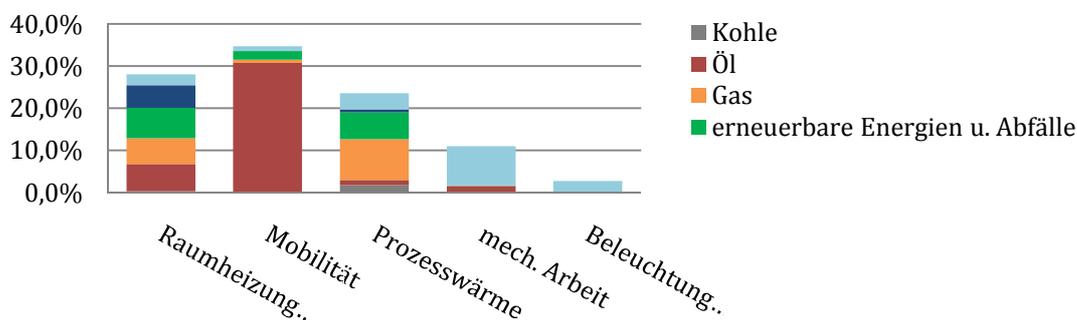


Abbildung 1-2 Energetischer Endverbrauch nach Sektoren 2009 [1]

Die Öllastigkeit im Sektor Mobilität ist klar ersichtlich. Im Jahr 2009 stammten 88% der dafür eingesetzten Energie aus der Verwendung von Rohöl. Der Ersatz von fossilen Energieträgern in diesem Bereich ist zurzeit aber nur eingeschränkt möglich. Hingegen ist der Umstieg auf

erneuerbare Energien bei der Raumheizung/ Warmwasserbereitung/ Klimatisierung mit dem heutigen Stand der Technik bei gleichbleibendem Komfort realisierbar. Durch einen vollständigen Ersatz der fossilen Energieträger in diesem Sektor, könnten somit 15,5% des Ölanteils und 36,9% des Gasanteils am Endenergieverbrauch eingespart werden [1].

Um dies jedoch zu erreichen, ist einerseits der Umstieg auf erneuerbare Energien bei Kleinheizungen notwendig, andererseits muss wie bereits jetzt der Auf- bzw. Ausbau von Fern- und Nahwärmenetzen, weiter forciert werden.

Des Weiteren ist anzustreben, dass durch den gezielten Bau von regionalen Fernwärmekraftwerken mit Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) ein Teil des Stromes dezentral produziert wird. Ein wirtschaftlicher Betrieb von KWK-Anlagen nur bei gleichzeitiger Strom- u. Wärmeabnahme möglich. Daraus folgt, dass KWK-Anlagen zur Abdeckung der jährlichen Grundlast (z.B. Grundlaste Fernwärme Wien = 20,7% der Spitzenlast [2]) dienen sollten, während hingegen die Mittel- und Spitzenlast in den Wintermonaten durch herkömmliche Biomassefeuerungsanlagen abgedeckt werden sollte.

Damit ergibt sich für KWK-Anlagen einerseits die Anforderung, einen Prozess zu finden, welcher einen möglichst hohen elektrischen Stromwirkungsgrad aufweist, um bei unveränderlicher Grundlast ein Maximum an Strom zu produzieren. Andererseits sollte der Prozess mit regional verfügbarer Biomasse betrieben werden können, um durch den Transport entstehende Kosten und Umwelteinflüsse zu minimieren.

Aufgrund der vielfältigen Möglichkeiten und Eigenschaften der Biomasse ergeben sich einige Herausforderungen und Probleme. Als Beispiel dazu sei das Problem von Ascheverblockungen in der Austragung durch hohe Ascheanteile der Biomasse und niedrigen Ascheerweichungstemperaturen genannt. Zusammengefasst ergeben sich folgende Schlüsse bzw. Motivation:

- Der Ersatz von fossilen Energieträgern sollte, wo es möglich ist, durch regional verfügbare erneuerbare Energien erfolgen. Dadurch steigt einerseits die regionale Wertschöpfung, andererseits sinkt die Abhängigkeit von Energieimporten.
- KWK-Anlagen im Fern- und Nahwärmenetzen auf Basis von Biomassenutzung müssen sich durch einen wärmegeführten Prozess mit möglichst hoher Stromausbeute auszeichnen.
- Dieser Prozess muss mit den Anforderungen durch die Vielfalt der Biomasse zurechtkommen.

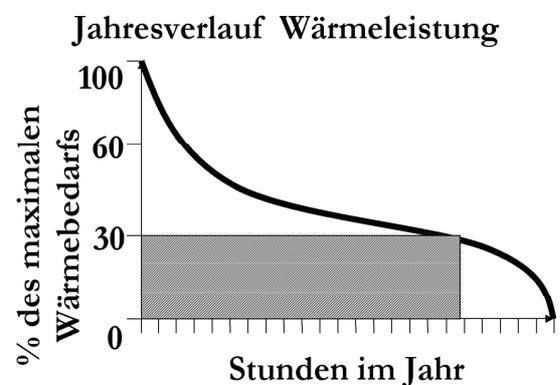


Abbildung 1-3 Typischer Jahresverlauf Wärmeleistung [3]

### 1.2 THEMENSTELLUNG DER ARBEIT

Ziel dieser Arbeit, welche bei der Firma CleanStGas GmbH, St. Margarethen an d. Raab durchgeführt wurde, ist die Weiterentwicklung der gestuften Biomassevergasungstechnologie CleanStGas für aschereiche Brennstoffe an einem Prüfstand/Versuchsanlage zur gestuften Vergasung mit 50 kW Brennstoffwärmeleistung. Hierfür soll ein bestehender Prüfstand, um einen vollkontinuierlichen Prüfstandsbetrieb zu ermöglichen, um folgende Prozessstufen erweitert werden:

- Brennstoffzufuhr (Stückigkeit: Pellets, feines Hackgut, Körner, ...) mit gasdichtem Abschluss und Rückbrandsicherung
- Kontinuierliche Ascheausschleusung in robuster Ausführung (Eignung für aschereiche Sonderbrennstoffe) und mit Dichtheitsorgan (Gasdicht)
- Gaskühlung - Rohrbündelwärmetauscher mit Staubabreinigung
- Gasreinigung/ Entstaubung mit kontinuierlichem Staubaustrag und Druckstoßabreinigung
- Abzweigung für Gasmotor/BHKW-Betrieb (BHKW nicht Teil dieser Arbeit)

Nach Aufbau des Prüfstandes erfolgt die kalte Inbetriebnahme / I/O-Check und im Anschluss die warme Inbetriebnahme. Dazu werden ein bis zwei Inbetriebnahmeversuche in der Dauer von 1-2 Tagen mit dem Ziel durchgeführt, einen stationären Betriebszustand zu erreichen und alle Anlagenteile im warmen Zustand zu testen.

Des Weiteren sollen während der Versuche zur Beurteilung der Gasqualität Teer & Partikel Samplings (T&P Samplings) und eine Analyse des Produktgases durchgeführt werden.

## 2 LITERATURRECHERCHE

In den anschließenden Unterkapiteln sollen die theoretischen Grundlagen der Biomassevergasung kurz vorgestellt werden, wobei für genauere Informationen auf jeweils einschlägige Literatur verwiesen wird.

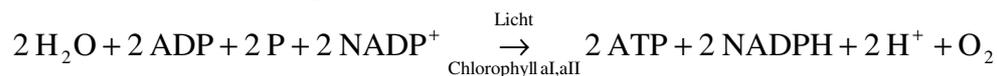
### 2.1 BIOMASSE

#### 2.1.1 Definition Biomasse, Biomasseentstehung

Biomasse ist gemäß ÖNORM M 7101 folgendermaßen definiert:

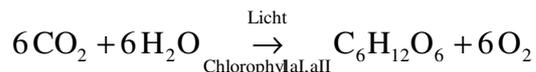
*"Unter dem Begriff Biomasse versteht man alle organischen Stoffe biogener nicht fossiler Art, und umfasst damit also in der Natur lebende und wachsende Materie und daraus resultierende Abfallstoffe, sowohl lebend als auch abgestorbener organischer Masse" [4]*

Das heißt, Biomasse ist das Produkt der photosynthetischen Umwandlung von Kohlendioxid und Wasser in organische Substanzen durch Absorption von Sonnenlicht. Im Anschluss soll nur der grobe Ablauf der Photosynthese aufgezeigt werden. Eine genaue Beschreibung ist z.B. in den Literaturstellen [5], [6] zu finden. Grundsätzlich teilt sich die Photosynthese in eine Lichtreaktion und in eine Dunkelreaktion auf. In der Lichtreaktion wird durch Anregen von Chlorophyll-Molekülen durch Licht Adenosin-Triphosphat (ADT) und Nicotinamidadenindinukleotidphosphat (NADPH) gebildet. Dadurch wird die im Licht enthaltene Energie in chemisch gebundene Energie in ADT und NADPH umgewandelt.



**Formel 1 Photosynthese - Lichtreaktion [6]**

In der Dunkelreaktion wird die in dieser Substanz gebundene Energie zur Assimilation von CO<sub>2</sub> wieder verbraucht und dadurch über mehrere Zwischenschritte je nach Pflanze entweder Saccharose oder Stärke gebildet [6]. Werden beide Reaktionsabfolgen zusammengefasst, so erhält man die allg. bekannte Formel der Photosynthese-Gesamtreaktion.



**Formel 2 Photosynthese - Gesamtreaktion [6]**

Dieser Zucker bildet die Ausgangsbasis für die in der Pflanze ablaufenden Stoffumwandlungsprozesse.

### 2.1.2 Biomassenutzung in Österreich

Der energetische Bruttoinlandsverbrauch an Biomasse ist zwischen 1980 und 2007 um knapp 80 PJ auf über 170 PJ gestiegen [7]. Neben der Zunahme des Verbrauches änderte sich aber auch die Art und Weise der Nutzung. Bei den klassischen Verbrauchern (Industrie, Haushalte) ist ein gleichbleibender bzw. leicht gestiegener Verbrauch zu verzeichnen. Die deutliche Zunahme des Gesamtverbrauches ergibt sich hauptsächlich durch den gestiegenen Biomasseeinsatz zur Kraftstoff-, Stromerzeugung und Wärmeerzeugung in Fernwärmeheizkraftwerken.

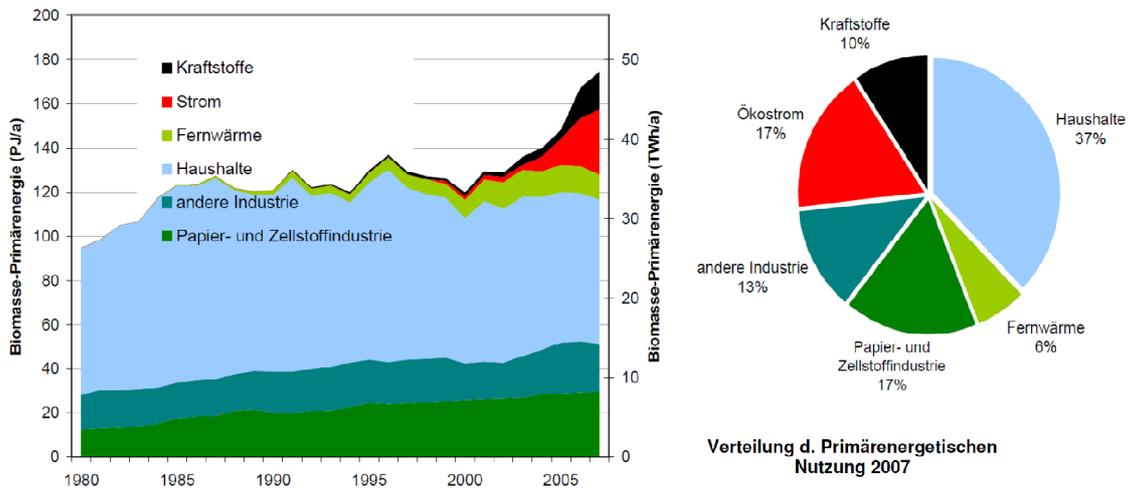


Abbildung 2-1 Primärenergetische Biomassenutzung in Österreich [8]

Eine mögliche zukünftige Entwicklung des Biomassebedarfs zur Strom- u. Wärmeerzeugung soll hier anhand der nationalen Aktionspläne veranschaulicht werden. Um den nationalen Aktionsplan zur Ökostromerzeugung zu erreichen, ergibt sich bis 2020 ein Mehrverbrauch von ca. 50 - 100 Mio. Festmeter an Holzäquivalent. Zusätzlich dazu müssen für die Wärmeerzeugung aus Biomasse nochmals ca. 170 Mio. Festmeter Holzäquivalent aufgewendet werden [7], [9].

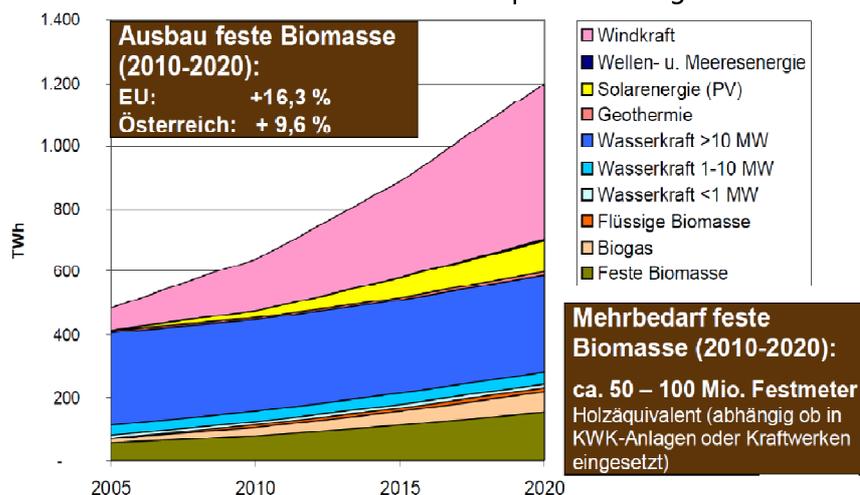


Abbildung 2-2 Entwicklung Ökostromerzeugung in Österreich [7], [9]

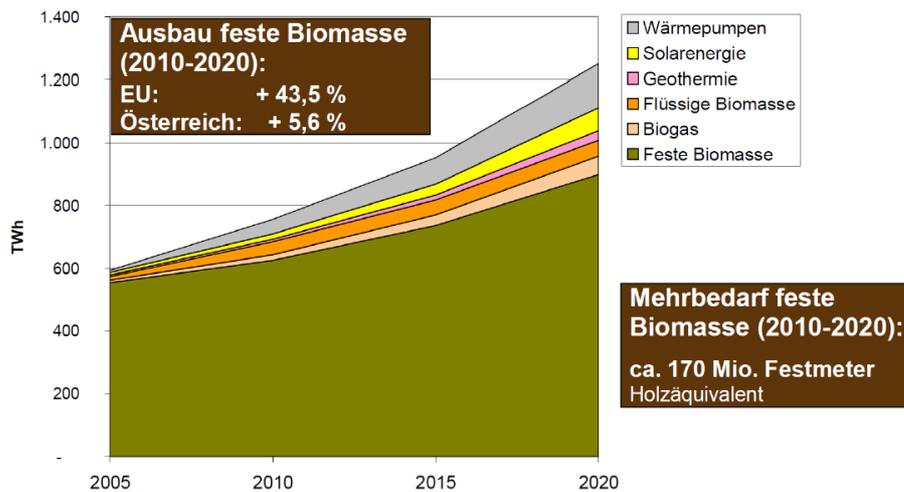


Abbildung 2-3 Entwicklung Ökowärmeerzeugung in Österreich [7], [9]

Damit diese Ziele erreicht werden können, ist die dafür benötigte Biomasse sicherzustellen und mittels eines effizienten Verfahrens eine maximale Umsetzung in Strom und Wärme zu erreichen. Um die Biomasseversorgung zu bewerkstelligen, müssen neben den klassisch eingesetzten Holzsorten (Fichte, Tanne, etc.) auch div. andere Biomasserohstoffe wie z.B. holzartige od. nicht holzartige Kurzumtriebspflanzen, biogene Abfälle, etc. verwendet werden. Daraus ergeben sich aufgrund der unterschiedlichen Eigenschaften und Zusammensetzungen ernst zu nehmende Herausforderungen an die Technik.

## 2.2 BIOMASSEVERGASUNG / -VERSTROMUNG

In diesem Kapitel sollen die Grundzüge der Biomassevergasung und der Vergasertypen erläutert werden. Im Anschluss daran, wird auf das CleanStGas Verfahren, welches im Laborgaserzeuger umgesetzt wird, eingegangen.

### 2.2.1 Was ist Biomassevergasung

Bei der Vergasung von fester Biomasse wird diese unter Sauerstoffabschluss bei Temperaturen von 800 bis 1000°C thermisch aufgespalten, mit dem Ziel, diese möglichst vollständig in ein brennbares Gas, welches als sekundärer Energieträger dient, umzuwandeln. Als Vergasungsmittel wird bei der autothermen Biomassevergasung Luft oder reiner Sauerstoff und bei der allothermen Biomassevergasung Dampf oder CO<sub>2</sub> eingesetzt. In einigen Verfahren kommen auch Mischungen aus Wasserdampf und Luft zum Einsatz.

Die Zusammensetzung des entstandenen Produktgases ist vom Vergasertyp, den Temperaturen im Vergaser, dem Brennstoff und von der Wahl des Vergasungsmittels abhängig. Es besteht zum größten Teil aus CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, Wasserdampf und N<sub>2</sub> (bei der Verwendung von Luft als Vergasungsmittel) und hat einen unteren Heizwert von ca. 5,1 MJ/Nm<sup>3</sup> bei der autothermen und 13,2 MJ/Nm<sup>3</sup> bei der allothermen Biomassevergasung [6].

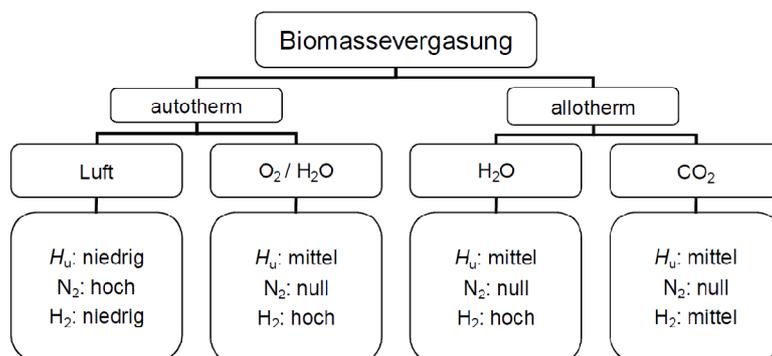


Abbildung 2-4 Auswirkung unterschiedlicher Vergasungsmittel [6]

Für die Verwendung in einem BHKW muss dieses Produktgas noch entsprechend herunter gekühlt und bei den meisten Verfahren von Teerverbindungen und anderen Verunreinigungen gereinigt werden.

Im Vergaser bilden sich prozessbedingt folgende Reaktionszonen aus:

- **Trocknung** der Biomasse bis ca. 200°C
- **Pyrolyse** - Zersetzung der Biomasse in flüchtige Anteile und Koks
- **Partielle Oxidation** - Teilweise Verbrennung der flüchtigen Anteile bzw. des Kokes bei ca. 1000 - 1200°C

- **Reduktion** - endotherme Reaktion des Kokes mit dem Vergasungsmittel zu CO und H<sub>2</sub>

Die Eindeutigkeit der Abgrenzung und die Anordnung der Zonen ist vom Biomassevergasungsverfahren abhängig.

### 2.2.2 Pro / Kontra - Biomassevergasung

Ein Vorteil der Biomassevergasung liegt in der CO<sub>2</sub> neutralen dezentralen Erzeugung von Strom und Wärme. Während der Gesamtwirkungsgrad in neuen Großanlagen wie z.B. Kohlekraftwerken, GuD-Kraftwerken derzeit ca. 45% bzw. max. 60,75% [10] bei ausschließlicher Stromerzeugung beträgt, kommen Kleinanlagen hingegen nur auf ca. 25 - 35%. Der größte Vorteil der Biomassevergasung mit BHKW Verwendung inklusive Wärmenutzung besteht nun im Gesamtwirkungsgrad, welcher größer als 75% [11] ist. Um dies jedoch zu erreichen, muss eine ständige Wärmeabnahme (wärmegeführter Betrieb) gewährleistet sein, damit eine möglichst hohe jährliche Laufzeit erreicht werden kann. Aus diesem Grund ergibt sich der Leistungsbereich dieser Anlagen von <500 kW<sub>el</sub>. da ansonsten nur wenige Ballungszentren in Österreich als Standort wirtschaftlich in Frage kommen.

### 2.2.3 Biomassevergasertypen

Seit Beginn der ersten Versuche mit der Biomassevergasung im 19. Jahrhundert bis jetzt wurde eine Vielzahl von verschiedenen Vergasern entwickelt, diese lassen sich aufgrund folgender Merkmale einteilen[6]:

- **Reaktortyps** - Phasenkontakt zwischen Biomasse und Vergasungsmittel
- **Wärmebereitstellung** - allotherm (extern von außen) / autothem (intern)
- **Vergasungsmittel** - siehe Abbildung 2-4
- **Druckniveau des Vergasungsreaktors** - atmosphärisch / Überdruck

In weiterer Folge wird nur mehr aufgrund des Reaktortyps und des Kontaktes zwischen Biomasse und Vergasungsmittel unterschieden. Daraus ergibt sich die grundsätzliche Unterscheidung in drei Reaktortypen [6]:

- **Festbettvergaser**
- **Wirbelschichtvergaser**
- **Flugstromvergaser**

## 2.2.3.1 Festbettvergaser

Im Festbettvergaser wird die stückige Biomasse meist von oben aufgegeben und sinkt aufgrund der Schwerkraft und der mit Konversion verbundenen Volumenabnahme nach unten, bis die Asche und die nicht umgesetzte Biomasse durch die Ascheaustragung ausgeschleust wird.

Die Einteilung in Gleich- und Gegenstromvergaser erfolgt durch die relative Bewegungsrichtung des Vergasungsmittels zur Biomasse.

### Gegenstromvergaser:

Im Gegenstromvergaser strömt das Vergasungsmittel von unten durch den Ascherost des Vergasers entgegen der Bewegungsrichtung des Feststoffbettes. Dadurch bildet sich direkt über dem Rost eine Oxidationszone aus, welche die Wärme für die darüber ablaufenden endothermen Reduktionsreaktionen liefert. Durch die im nach oben strömenden Produktgas enthaltene sensible Wärme wird der Brennstoff über der Reduktionszone pyrolytisch in Koks und Pyrolysegas zersetzt und der eingebrachte Brennstoff getrocknet (siehe Abbildung 2-5).

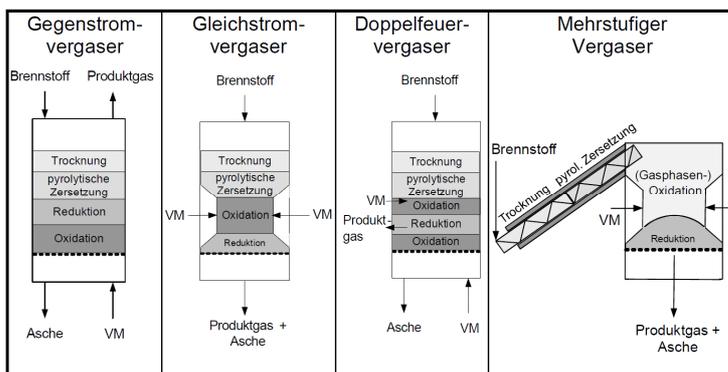


Abbildung 2-5 Festbettvergaserarten [6]

Vorteile des Gegenstromvergasers [6], [11]:

- + **Keine besonderen Anforderungen an die Biomasse** bzgl. des Wassergehaltes, da die Biomasse wasserfrei in die Oxidationszone kommt
- + **Hoher Vergaserwirkungsgrad** aufgrund der niedrigen Austrittstemperaturen
- + **Niedriger Partikelgehalt im Produktgas** als Gleichstrom- od. Wirbelschichtvergaser

Nachteile des Gegenstromvergasers [6], [11]:

- **Hohe Teerkonzentrationen im Produktgas** - die Produkte der Pyrolyse werden, ohne dass diese durch eine heiße Zone strömen, (thermisches Cracken der Teerverbindungen) direkt vom aufsteigendem Produktgas mitgerissen
- **Verschlackung des Ascherostes, der Ascheaustragung** - aufgrund der hohen Temperatur über dem Rost kann es zu einer Erweichung und Verflüssigung der Asche kommen

### **Gleichstromvergaser**

Die Zufuhr des Vergasungsmittels erfolgt in der Mitte des Vergasers (siehe Abbildung 2-5). Die sich ausbildende Oxidationszone liefert die Energie für die darunter befindliche Reduktionszone und die darüber liegenden Pyrolyse- und Trocknungszone.

Die Pyrolysegase müssen auf dem Weg nach unten durch die heiße Oxidationszone (Temp. >1000°C) hindurch. Dadurch werden die langkettigen Verbindungen thermisch aufgebrochen.

Vorteile des Gleichstromvergasers [6], [11]:

- + **geringe Teerkonzentrationen** - durch das thermische Cracken der langkettigen Verbindungen

Nachteile des Gleichstromvergasers [6], [11]:

- **Niedrigerer Konversionswirkungsgrad** - die sensible Wärme des austretenden Produktgases (600 - 800°C) kann nur teilweise mit Wärmeüberträgern für die Gaserzeugung genutzt werden
- **Anforderungen an d. Stückigkeit des Materials** - es muss eine möglichst gleichmäßige Durchströmung des Vergaser gewährleistet sein, zu feine Biomassebestandteile würden zu einem Verstopfen des Koksбетtes führen.
- **Verschlackungsrisiko** - kann zum Verstopfen des Gaserzeugers führen
- **Anforderung an d. Wassergehalt des Materials** - der gebildete Wasserdampf beeinflusst den Wärmehaushalt des Vergasers massiv
- **Gleichmäßige Temperaturverteilung über den Vergaserquerschnitt schwierig** - dadurch können Bereiche entstehen, in denen der thermische Einfluss auf die gasförmigen Teerverbindungen nicht ausreicht um diese aufzuspalten
- **Mögl. hohe Kohlenstoffkonzentration in der Asche**
- **Upscaling** - begrenzt möglich aufgrund der Notwendigkeit einer gleichmäßigen Oxidationszone

### **Doppelfeuervergaser**

Im Doppelfeuervergaser erfolgt die Zufuhr des Vergasungsmittels (ca. 2/3 [6]) wie im Gleichstromvergaser im oberen Reaktorbereich, jedoch wird auch wie im Gegenstromvergaser zusätzlich Vergasungsmittel (ca. 1/3 [6]) am Ende des Reaktors zugeführt. Aufgrund dieser Ausführung bilden sich bis zur ersten Oxidationszone die Zonen analog einem Gleichstromvergaser aus, während hingegen die Anordnung der Zonen darunter denen eines Gegenstromvergasers entspricht (siehe Abbildung 2-5).

Vorteile Doppelfeuerversgaser [6], [11]:

- + **Niedrige Teerbelastung des Produktgases** - da das Gas durch eine heiße Zone strömt
- + **Geringere Verstopfungsneigung**
- + **Niedrigere Kohlenstoffkonzentration in der Asche** - aufgrund des besseren Ausbrandes durch die zweite Vergasungsmittelzufuhr

Nachteile Doppelfeuerversgaser [6], [11]:

- **Brennstoffanforderungen** sind ähnlich denen des Gleichstromvergaser
- **Hohe Gasaustrittstemperatur** aus d. Reaktor, dadurch geringerer Konversionswirkungsgrad

### **Gestufte Biomassevergasung**

In mehrstufigen Biomassevergasungsverfahren werden die einzelnen Reaktionszonen apparatetechnisch voneinander getrennt (siehe Abbildung 2-5). Dadurch können die einzelnen Prozessbedingungen optimal variiert werden, um somit ein sehr teearmes Produktgas (Teerbelastung  $<50 \text{ mg/Nm}^3$ ) zu erzeugen. Dieses Verfahren bildet nach [1] die einzige Möglichkeit ein Produktgas zu erzeugen, welches aufgrund des niedrigen Teergehaltes direkt ohne eine sekundäre Gasreinigung der Gasnutzung zugeführt werden kann.

Vorteile der gestuften Biomassevergasung [6], [11]:

- + **Teearmes Produktgas** - i.d.R.  $< 50 \text{ mg/Nm}^3$  [12]:
- + **Keine sekundäre Gasreinigung notwendig**
- + **Interne Wärmenutzung** - Wärmerückführung in die Pyrolyse, dadurch Steigerung des Kaltgaswirkungsgrades  $\eta_{\text{Gas}}$

Nachteile der gestuften Biomassevergasung[6], [11]:

- **Technisch aufwendiger**

## 2.2.3.2 Wirbelschichtvergaser

In einem Wirbelschichtvergaser durchströmt das Vergasungsmittel das Bett aus Bettmaterial (feiner Quarzsand ...) und Brennstoffteilchen von unten nach oben. Die Strömungsgeschwindigkeit muss hinreichend groß sein, damit das Bett fluidisiert wird und es somit zu einem sehr intensiven Kontakt zwischen Vergasungsmittel und Bett kommt.

Durch die intensive Vermischung können sich im Wirbelschichtvergaser keine klaren Reaktionszonen ausbilden, sodass alle Reaktionen parallel bei ca. 700 - 900°C ablaufen [1]. Eine ausführlichere Beschreibung findet sich unter [6]. Die Wirbelschicht lässt sich nach deren Art und der Druckführung (atmosphärisch / Überdruck) einteilen.

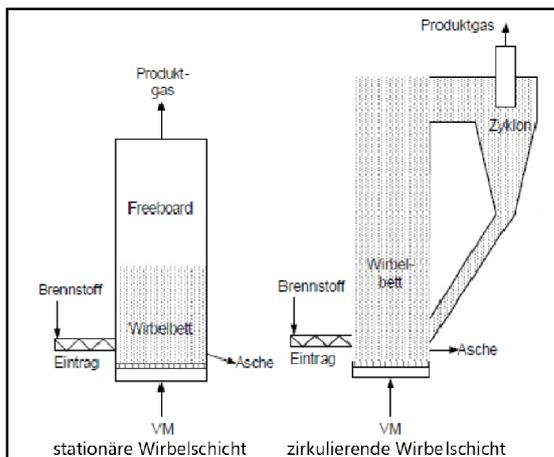


Abbildung 2-6 Wirbelschichtvergaser [6]

Vorteile d. Wirbelschichtvergasung [6], [11]:

- + **problemloses Upscaling**
- + **geringe notwendige Verweilzeit** - von einigen Sekunden bis Minuten

Nachteile d. Wirbelschichtvergasung [6], [11]:

- **höherer Teergehalt** des Produktgases ( $> 1000 \text{ mg/Nm}^3$ )
- **höherer Partikelgehalt** des Produktgases als bei Festbettvergäsern
- **geringe Vergaserwirkungsgrade** durch die hohen Gasaustrittstemperaturen
- **techn. & wirtschaftlich realisierbar** erst ab einer Brennstoffwärmeleistung  $> 10 \text{ MW}$ , Pel  $> 2 \text{ MW}$

## 2.2.3.3 Flugstromvergaser

Im Flugstromvergaser wird die fein zermahlene Biomasse zusammen mit dem Vergasungsmittel im Gleichstrom in einen relativ langen Reaktor geblasen. Durch die herrschenden Temperaturen von über 1200°C erfolgt nahezu eine vollständige Vergasung. Die Asche fällt dadurch meist in flüssiger Form an.

Vorteil Flugstromvergaser [6]:

- ± **für große Leistungen** - Versuchsanlagen für ca. 100 MW Brennstoffwärmeleistung wurden getestet

Nachteil Flugstromvergaser [1]:

- **hoher technischer Aufwand**

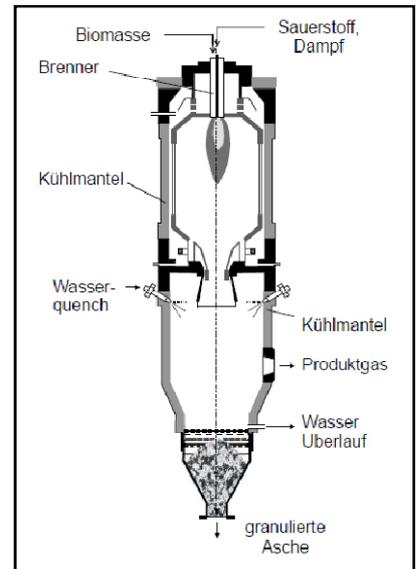


Abbildung 2-7 Flugstromvergaser [6]

## 2.2.4 Reaktionsschritte der Biomassevergasung

Wie bereits in Kapitel 2.2.1 beschrieben, bilden sich bei der Vergasung von Biomasse folgende Reaktionsschritte, welche in den nachfolgenden Unterkapiteln genauer betrachtet werden sollen, aus:

- **Trocknung**
- **Pyrolyse**
- **Oxidation**
- **Reduktion**

### 2.2.4.1 Trocknung der Biomasse

Unter einer Trocknung wird im Allgemeinen das Entfernen von Flüssigkeit aus einem feuchten Material verstanden. Die Flüssigkeit ist auf verschiedene Arten im Feststoff gebunden (siehe Abbildung 2-8). Eine gute Beschreibung der unterschiedlich gebundenen Flüssigkeitsarten ist in [13] zu finden. Eine exemplarische Aufteilung des im Holz gebundenen Wassers ist in der Tabelle 2-1 dargestellt.

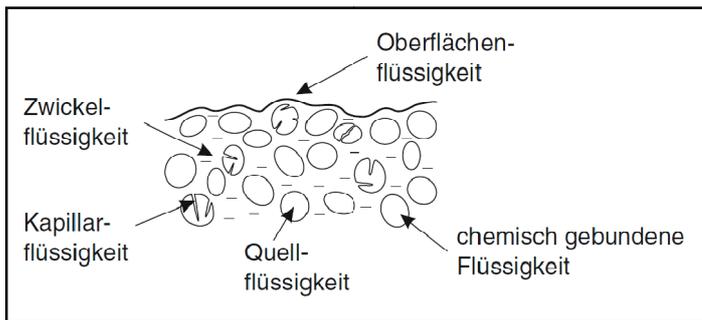


Abbildung 2-8 Feuchtigkeitsbindung in Feststoffen [13]

Tabelle 2-1 Art d. Wasserbindung in Holz [6]

	Bindung	Wassergehalt	Merkmale
Bindungsstärke	Kapillarsorption und Adhäsion	> 25 %	feines, ungebundenes Wasser in den Zellhohlräumen, gebundenes Wasser in den Holzfasern
	Fasersättigungspunkt	19 % – 25 %	in den Holzfasern (Zellwänden) gebundenes Wasser, Holzschwind bei Wasserentzug
	Kapillarsorption	13 % – 25 %	kolloidal gebundenes Wasser, Feuchtigkeitsbewegung durch Diffusion und Kapillarkräfte
	Elektrosorption	5,7 % – 13 %	Wasser an der Micelle durch elektrische Kräfte gebunden
	Chemosorption	0 % – 5,7 %	molekulare Anziehungskräfte

Die Unterschiede in der Bindungsstärke des Wassers spiegeln sich auch im Trocknungsverlauf wieder, wobei dieser üblicherweise als Funktion der Feuchtigkeitsbeladung bzw. der Trocknungsgeschwindigkeit über die Zeit dargestellt wird.

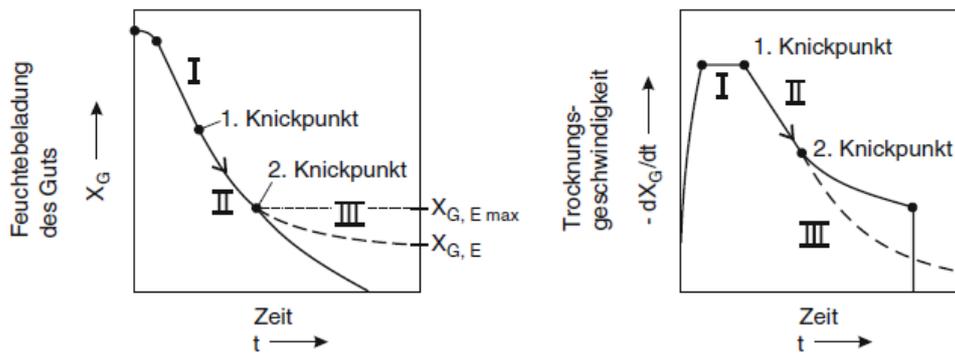


Abbildung 2-9 Trocknungsverlauf [13]

Im ersten Trocknungsabschnitt erfolgt die Wegtrocknung der freien Oberflächenflüssigkeit. Ab dem Zeitpunkt wo kein durchgängiger dünner Flüssigkeitsfilm an der Oberfläche bzw. kein freies Wasser (siehe rechtes Diagramm Abbildung 2-9) vorhanden ist, nimmt die Trocknungsgeschwindigkeit durch den wesentlich langsameren Transport der kapillaren Feuchtigkeit vom Inneren des Holzes an die Oberfläche ab. Durch diesen Umstand ergibt sich die Abgrenzung des ersten Trocknungsabschnittes vom Zweiten.

Die Trocknungsgeschwindigkeit bleibt, anders als im ersten Abschnitt, nicht konstant. Grund dafür sind, wie bereits erwähnt, die ablaufenden Transportvorgänge, welche mit fortschreitender Trocknung langsamer werden. Bei Unterschreiten des zweiten Knickpunktes erfolgt das Trocknen des durch elektrische und molekulare Bindungskräfte gebundenen Wassers.

Bei der Holzvergasung erfolgt die Trocknung bei Temperaturen bis ca. 200°C [6], hier ist bereits ein einsetzender Zerfall der Makromoleküle in Kürzere zu beobachten (beginnende Pyrolyse). Je nach Vergasertyp und Biomasse kann es notwendig sein, diese vor dem Einsatz im Gaserzeuger zu trocknen. Eine gute Auflistung und Beschreibung der Trocknungsverfahren findet sich in der Literatur [6].

### 2.2.4.2 Pyrolyse der Biomasse

Pyrolyse ist ein thermochemischer Prozess zur Zersetzung von Biomasse unter Sauerstoffabschluss bei Temperaturen von 500 - 800°C, hier erfolgt die Spaltung der makromolekularen Cellulose-, Hemicellulose- und Ligninmoleküle in kürzere Moleküle. Die Reaktionsprodukte lassen sich vereinfacht in Pyrolysekoks, Pyrolysegase, welche unter Umgebungsbedingungen nicht kondensierbar sind, und Teerverbindungen (Pyrolyseöl) unterteilen.

Bei den während der Pyrolyse ablaufenden Reaktionen kann zwischen Primärreaktionen und

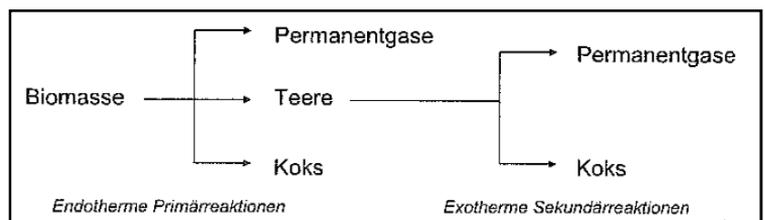


Abbildung 2-10 Reaktionsmechanismus Pyrolyse [15];  
Änderungen: Übersetzung

sekundären Folgereaktionen unterschieden werden. In den Primärreaktionen erfolgt hauptsächlich die thermische Aufspaltung der makromolekularen Biomassemolekülen in Teerverbindungen (primäre Teerverbindungen).

Hingegen erfolgt in den sekundären Folgereaktionen (ab ca. 600°C [14]) die Umwandlung der höher molekularen Teerverbindungen in nicht kondensierbare Gase und nieder molekularen Teerverbindungen (sekundäre Teerverbindungen). Durch die Pyrolyse können bis zu 86% des organischen Materials in die vorher genannten Zersetzungsprodukte umgewandelt werden. Der Rest bleibt als fester Koks, welcher überwiegend aus Kohlenstoff und Asche besteht, übrig [6].

Einfluss auf die Pyrolyse haben folgende Faktoren:

- **Temperatur** -> hohes zur Verfügung stehendes Energieniveau, daraus folgt, dass die hohe Aktivierungsenergie der Sekundärreaktion besser aufgebracht werden kann, gleichzeitig aber auch größere Moleküle durch die Primärreaktion aus der Biomasse herausgeschlagen werden.
- **Aufheizrate / Verweilzeit** -> Einteilung in fast/flash Pyrolyse (500 - 1000 K/min) und langsame Pyrolyse (< 100 K/min) [15]. Neben der Aufheizgeschwindigkeit unterscheiden sich auch die Verteilung der Reaktionsprodukte. So bestehen diese in der Flashpyrolyse zu 2/3 aus Teer, wobei fast keine Koksbildung stattfindet, während hingegen bei der langsamen Pyrolyse die Koksausbeute bis zu 35 w% [15] betragen kann.
- **Energiebereitstellung** -> diese kann indirekt (z.B. beheizter Doppelmantel), direkt (inertter Heizgasstrom) oder durch eine Teilverbrennung der Biomasse erfolgen. Die dimensionslose Pyrolyse-Zahl  $Py$  beschreibt das Verhältnis von Wärmeübergang zu Reaktionskinetik. Aus der Betrachtung der Abbildung 2-11 wird ersichtlich, dass man mit größer werdenden Partikeldurchmesser (Holzvergasung: Temp. ca. 600°C,  $d_p$  ca.  $10^{-2}$ m) in den Bereich kommt, wo der Wärmeübergang den limitierenden Faktor darstellt, da nicht mehr ausreichend Wärme an die Partikeloberfläche bzw. ins Partikelinnere transportiert werden kann um die maximale Reaktionsgeschwindigkeit aufrecht zu erhalten.

$$Py = \frac{4\lambda}{k * c_p * \rho * d_p^2}$$

Formel 3 Pyrolyse-Zahl [14]

$\lambda$ ...Wärmeleitfähigkeit d. Partikels

$\rho$ ...Partikeldichte

$d_p$ ...Partikelradius

$c_p$ ...spez. Wärmekapazität d. Partikels

$k$ ...Reaktionsgeschwindigkeitskonstante

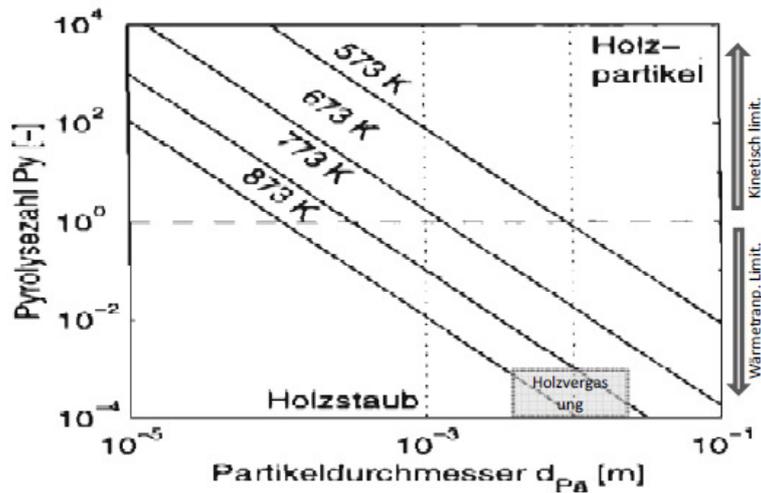


Abbildung 2-11 Pyrolyse Kennzahl [14]; Ergänzungen: Bereich Biomassevergasung, Limitierungen

Zusammengefasst kann gesagt werden, dass die Teerbildung bei der Pyrolyse durch eine ausreichend hohe Verweilzeit und Temperatur (600°C) reduziert wird. Wobei nach [16] und aus den Experimenten von [17] hervorgeht, dass ab einer Temperatur über 600°C keine signifikante Gewichtsabnahme der Pyrolyserückstände (Koks u. Asche) festzustellen ist, wodurch darauf geschlossen werden kann, dass ab 600°C die Pyrolyse nahezu vollständig abgeschlossen ist.

Bei diesen Abläufen ergeben sich aufgrund der unterschiedlichen Molekülstrukturen von Cellulose, Hemicellulose und Lignin unterschiedliche Pyrolyseverläufe (siehe Abbildung 2-12). Aus der Tatsache der unterschiedlichen Zusammensetzung und Aufbau der Biomassekomponenten (Zellulose, Lignin, Hemicellulose) ergibt sich auch das voneinander abweichende Pyrolyseverhalten.

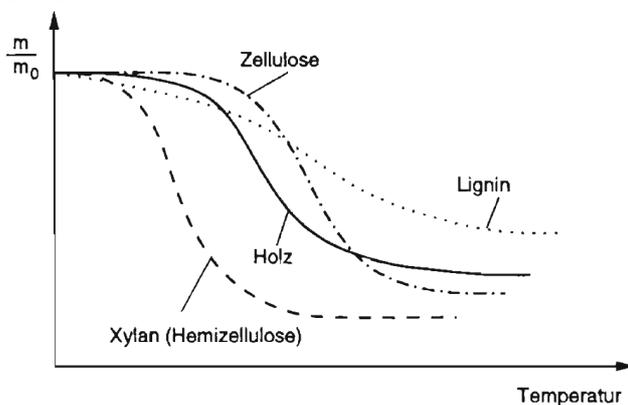


Abbildung 2-12 Schematische Massenabnahme bei der Pyrolyse von Holz [18]

Diese Unterschiede machen es schwierig, allgemein gültige Modelle zu finden um die Reaktionskinetik zu beschreiben. Eine gute Auflistung von experimentell gefundenen kinetischen Modellen zur Beschreibung der Summe der Pyrolysereaktionen ist in [14] und [19] zu finden.

### 2.2.4.3 Partielle Oxidation

Anders als die bei der Verbrennung angestrebte vollständige Oxidation der Biomasse, werden die durch die pyrolytische Zersetzung entstandenen Gase und Teere nur partiell mit Luft und Wasserdampf oxidiert, d.h. teilweise und unvollständig verbrannt. Einerseits liefert diese exotherme Reaktion hauptsächlich die für die endotherme Trocknung, Pyrolyse- und Reduktionsreaktion benötigte Energie. Andererseits erfolgt ein Großteil des Teerumsatzes durch die partielle Oxidation und das thermische Cracken dieser Verbindungen [20]. Folgende Parameter haben einen großen Einfluss auf die Güte des Teerumsatzes der partiellen Oxidation:

- Temperatur** -> Durch die Menge des zugeführten Sauerstoffes wird der Grad der Oxidation und damit die sich einstellende Temperatur festgelegt. Des Weiteren kann die Temperatur durch das Einbringen eines zusätzlichen Inertgases reguliert werden. Bezüglich des Einflusses der Temperatur geht aus den Versuchen von [21] hervor, dass sauerstoffhaltige Teerverbindungen bei 800°C nur mehr im Spurenbereich existieren. Hingegen erreichen aromatische Teerverbindungen bei Temperaturen von 800 - 900°C ihren Maximalwert und werden erst bei ca. 1200°C nahezu vollständig zerstört. Dieses Verhalten lässt sich auch in der Funktion des gesamten Teeranteils (siehe Abbildung 2-13) anhand des Knickpunktes bei ca. 850°C beobachten. Allein aus dem Gesichtspunkt der Teerreduktion müsste also eine möglichst hohe Temperatur in der partiellen Oxidationszone eingestellt werden. Jedoch steigt damit nach [21], [22] die Bildung von unerwünschten Rußpartikeln (=coke) und erreicht bei ca. 1100°C ihr Maximum.
- Sauerstoffanteil** -> bzw. Luftüberschusszahl  $\lambda$ ; Der Anteil an Sauerstoff spielt dahingehend eine wichtige Rolle, da die Teerreduktion mit Sauerstoff vollständiger verläuft als mit Dampf. Des Weiteren ist mit steigenden Sauerstoff / Dampfgehalt je kg Biomasse eine niedrigere Teerkonzentration zu erwarten [21].

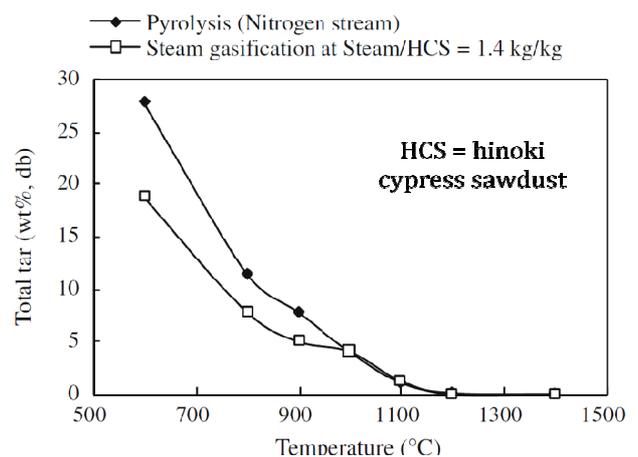


Abbildung 2-13 Teeranteil als Funktion der Temperatur [21]

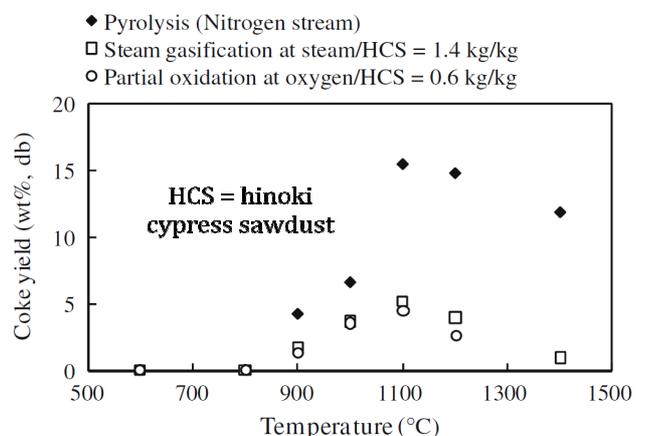
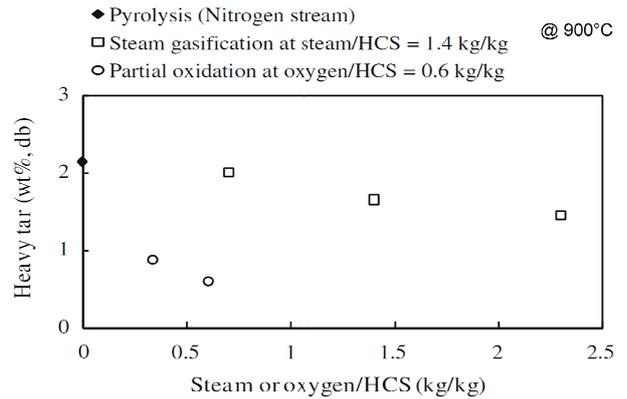


Abbildung 2-14 Rußanteil als Funktion der Temperatur [21]

- **Verweilzeit** -> sollte idealerweise ca. 0,5 - 1,0 sec. betragen um einen möglichst vollständigen Umsatz zu gewährleisten.
- **Turbulenz** -> möglichst hoch für eine gute Durchmischung



Um einen möglichst vollständigen Teerumsatz bei minimaler Rußbildung zu erzielen, sollten für die partielle Oxidation die Reaktionsbedingungen folgendermaßen gewählt werden:

Abbildung 2-15 Teeranteil als Funktion des Sauerstoff / Dampfanteils [21]

- Temperatur ca. 900°C um den Teerumsatz zu gewährleisten und die Rußbildung niedrig zu halten.
- Sauerstoffanteil sollte möglichst hoch sein um einen guten Teerumsatz zu bewerkstelligen. Gleichzeitig ist der Einsatz von Wasserdampf einerseits als Inertgas zur Reduktion der Temperatur und andererseits aufgrund der teerzersetzenden Wirkung durch Dampfkonzersion anzustreben.

### 2.2.4.4 Reduktion

In der Reduktionszone erfolgen die wärmeinduzierten heterogenen Reaktionen der festen und gasförmigen Produkte mit einem sauerstoffhaltigen Vergasungsmittel. Ziel ist, eine möglichst vollständige Umwandlung des Restkohlenstoffes im Koks zu Brenngas bzw. Synthesegas. Als Vergasungsmittel wird dazu reiner Sauerstoff, Luft, Wasserdampf oder Kohlendioxid eingesetzt.

Temperaturbereich in dem  $K_p > 1$

(I)	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	$\Delta H = -393,5 \text{ kJ/mol}$	$T < 5000 \text{ K}$
(II)	$C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$	$\Delta H = -110,5 \text{ kJ/mol}$	-
(III)	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$\Delta H = +118,5 \text{ kJ/mol}$	$T > 950 \text{ K}$
(IV)	$C + CO_2 \rightarrow 2 CO$	$\Delta H = -159,9 \text{ kJ/mol}$	$T > 950 \text{ K}$
(V)	$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$	$\Delta H = -87,5 \text{ kJ/mol}$	$T < 820 \text{ K}$

#### Formel 4 Heterogene Vergasungsreaktionen [6], [23]

Die in der partiellen Oxidation ablaufenden Verbrennungsreaktionen (I, II) sind stark exotherm und ihr Gleichgewicht liegt unter normalen Bedingungen fast vollständig auf Seite der Produkte. Die Hydrierungsreaktion (V) ist ebenfalls exotherm, tritt jedoch erst bei Drücken von 200 - 300 bar [24] auf.

Hingegen sind die heterogene Wassergasreaktion (III) und die Boudouard-Reaktion (IV) endotherme Reaktionen, deren Reaktionsgleichgewicht sich bei höheren Temperaturen und niedrigeren Drücken zugunsten von Kohlenmonoxid und Wasserstoff verschiebt (Abbildung 2-16).

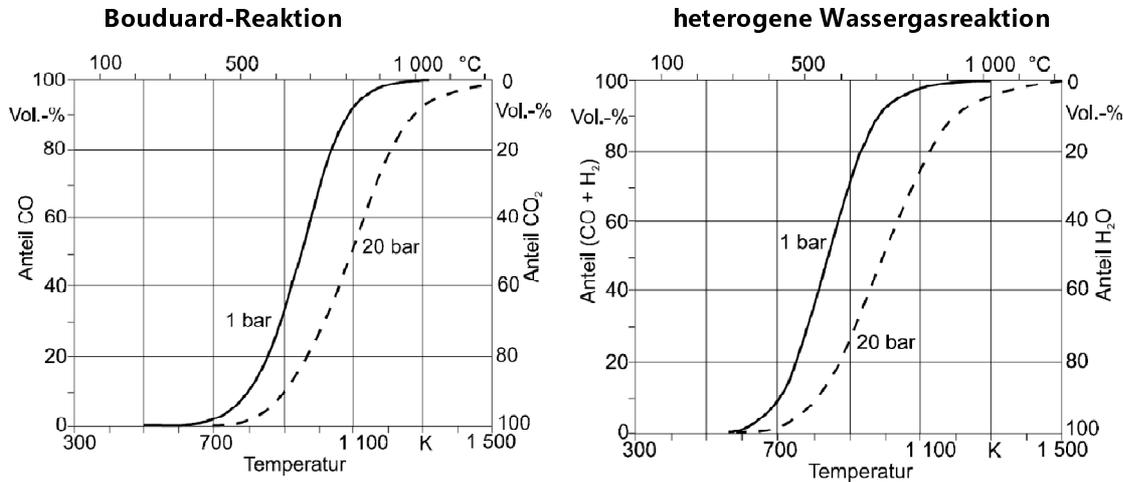
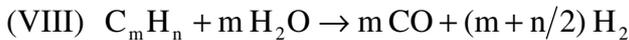
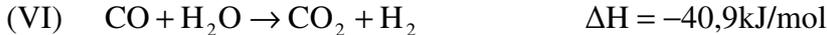


Abbildung 2-16 Reaktionsgleichgewicht Boudouard-Reaktion, heterogene Wassergasreaktion [6]

Die aus den heterogenen Gas-Feststoffreaktionen entstandenen Gase und die restlichen gasförmigen Pyrolyseprodukte können durch folgende homogen oder heterogen katalysierte Gas-Gas-Reaktionen weiter umgewandelt werden.



**Formel 5 homogene Vergasungsreaktionen [6]**

Aufgrund des endothermen Charakters der homogenen Vergasungsreaktionen verschiebt sich das Gleichgewicht auf Seite der Edukte (siehe Abbildung 2-17).

Neben dem Reaktionsgleichgewicht spielt die Reaktionsgeschwindigkeit eine entscheidende Rolle. Vor allem in der Reduktionszone, da diese im Gesamtprozess den langsamsten Schritt darstellt [20]. In [20] wurde durch Makro-TGA Messungen die gute Beschreibbarkeit der Reaktionskinetik durch eine Langmuir-Hinshelwood Formulierung belegt.

Generell kann die Aussage getroffen werden, dass die Reduktion mit Wasserdampf schneller verläuft als mit CO<sub>2</sub> und der Hauptumsatz des Kokes bei ca. 400 - 1000°C erfolgt. Weitere Daten zur Kinetik der Reduktionsreaktion sind in [25] und [26] zu finden.

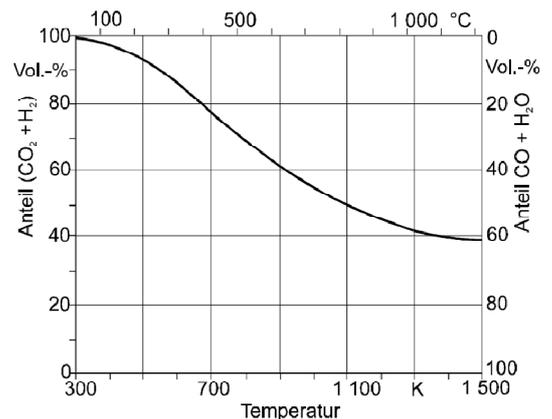


Abbildung 2-17 Gleichgewicht homogene Wassergas Reaktion [6]

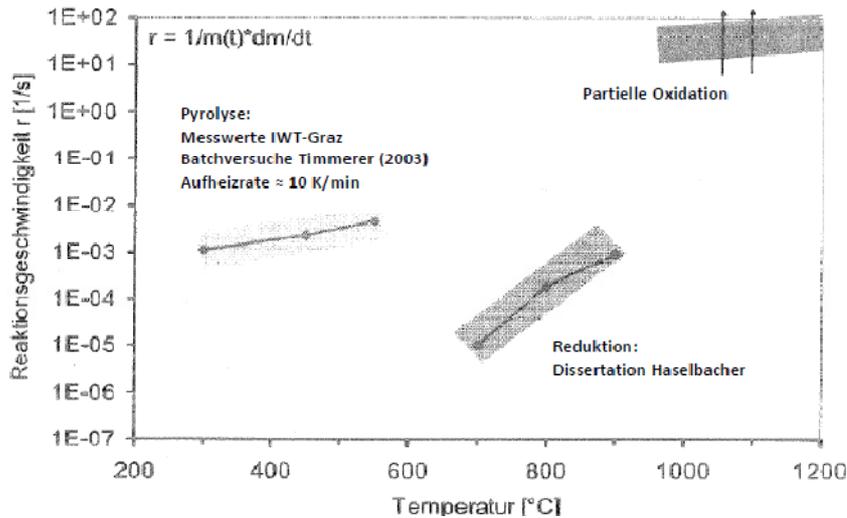


Abbildung 2-18 Vergleich Reaktionsgeschwindigkeit [20]

### 2.2.5 Gasreinigung, Gaskühlung

Durch die Gasreinigung bzw. Gaskühlung soll das Produktgas des Vergasers einerseits von Teer und Staub gereinigt werden und andererseits gekühlt werden, sodass dieses in den nachfolgenden BHKW oder sonstigen Aggregaten problemlos verwendet werden kann.

Bei der Gasreinigung kann erstens zwischen einer kombinierten oder einer getrennten Entstaubung und zweitens zwischen einer heißen und kalten/nassen Gasreinigung unterschieden werden. Im Folgenden sollen die möglichen Verfahren zur Gasreinigung kurz aufgelistet werden. Eine umfangreichere Beschreibung der Verfahren ist in [11] zu finden.

#### Staubabscheider:

- Prall- und Umlenkabscheider
- Zyklonabscheider
- Schlauchfilter
- Mehrschicht-Filterkerzen
- Keramischer Kreuzstromfilter
- Elektrofilter
- Nassabscheider - zur kombinierten Staub- und Teerabscheidung

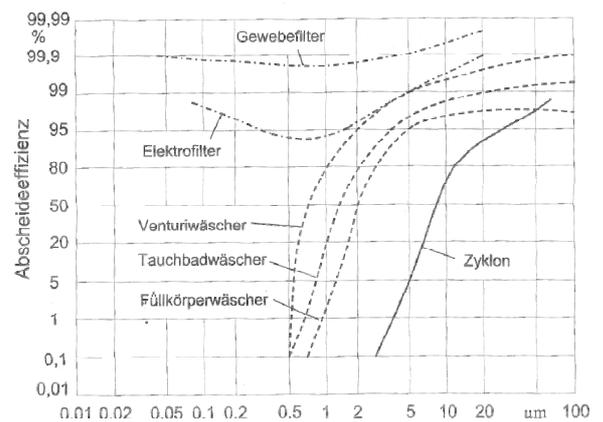


Abbildung 2-19 Abscheidegrade Gasreinigung [11]

#### Teerbehandlungssysteme:

- Festbettabsorber
- Thermische Teerbehandlung - partielle Oxidation
- Katalytische Teerbehandlung
- Nassabscheider - Teerwäsche mit Biodiesel

Anzumerken sei, dass primäre Maßnahmen zur Teer- u. Staubreduktion (= verbesserte Prozessführung) gegenüber teils aufwendigen sekundären Maßnahmen von oben vorzuziehen sind.

### 2.2.6 Problematik der Biomassevergasung / Biomassearten

Für den möglichen Betrieb von Biomassevergasungsprozessen mit einer möglichst großen Palette von biogenen Brennstoffen ergeben sich ernst zu nehmende Herausforderungen an den Prozess aufgrund der unterschiedlichen Eigenschaften der Biomasse.

In diesem Kapitel soll ein kurzer Überblick über die zu erwartenden Probleme aufgrund der verschiedenen Brennstoffeigenschaften gegeben werden.

#### **Wassergehalt der Biomasse**

Speziell Gleichstromvergaser reagieren sensibel auf den Wassergehalt des Brennstoffes, da das gesamte entstehende Gas inklusive des in der Trocknungszone anfallenden Wasserdampfes durch die Brennstoffschüttung abtransportiert werden muss (siehe Abbildung 2-5). Einerseits wird der Wasserdampf auf die Austrittstemperatur aufgeheizt, andererseits wird der Oxidationszone Wärme durch die endotherme Wassergasreaktion (Formel 4, III) entzogen. Dies hat zur Folge, dass die notwendige Temperatur zur Reduktion und partiellen Oxidation der Pyrolyseprodukte bei hohen Wasseranteilen fehlt.

#### **Korngrößenverteilung / Feinanteil der Biomasse**

Die Korngröße der Biomassepartikel spielt dahingehend eine Rolle, da der Druckverlust, welcher durch die Brennstoffschüttung hervorgerufen wird, maßgeblich beeinflusst wird. Im schlimmsten Fall kann es bei zu feinen Partikeln zu einem Verstopfen des Gaserzeugers kommen.

#### **Asche- / Alkaligehalt der Biomasse**

Der Ascheanteil bzw. die Ascheerweichungstemperatur spielen in der Austragung aus dem Vergaser eine wichtige Rolle. Wird je nach Brennstoff ein kritisches Temperaturniveau überschritten (Holz ca. 1200°C, Stroh ca. 900°C), beginnt das Erweichen der Asche. Das kann bei weiterer Temperaturzunahme bis zum vollständigen Schmelzen der Asche führen. Gelangt nun die erweichte Asche bzw. diese Schmelze in kühlere Zonen, erstarrt oder versintert diese mit den umliegenden Partikeln. Dadurch kommt es zu Anbackungen und schlimmstenfalls zum Zuwachsen des Vergasers bzw. des Asche- und des Produktgasaustrittes.

$$DT = 1172 - 53,9 * K + 252,7 * Ca - 788,4 * Mg$$

$$FT = 1369 - 43,4 * K + 192,7 * Ca - 698 * Mg$$

K, Ca, Mg ... m% Brennstoff trocken

**Formel 6 Abschätzung Ascheerweichungstemp. DT, -fließtemp. FT [6]**

---

Besonders beeinflusst wird die Ascheerweichungstemperatur durch den Kalium- und Kalziumgehalt der Asche. Während Kalium die Erweichungstemperatur stark senkt, hat Kalzium eine schwächer ausgeprägte gegenteilige Wirkung [6].

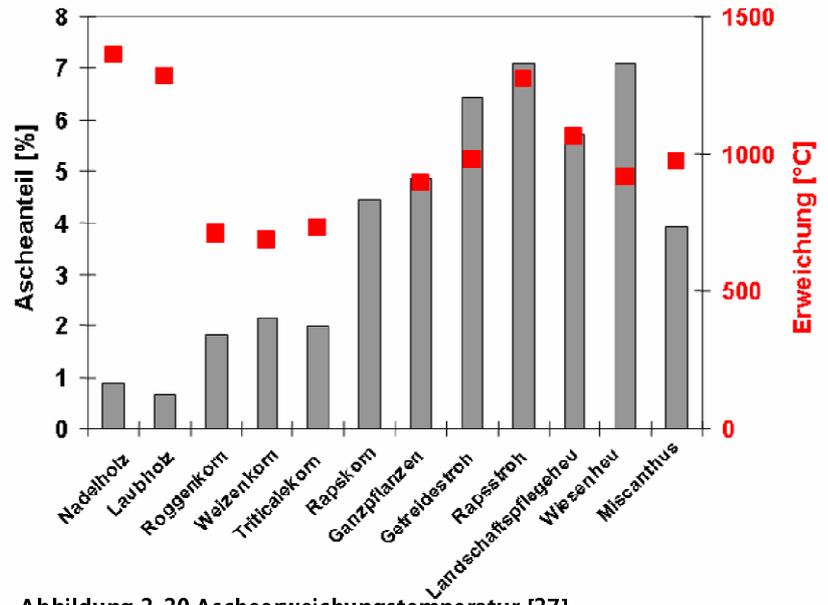


Abbildung 2-20 Ascheerweichungstemperatur [27]

### Anorganische Produktgasverunreinigungen

Die anorganischen Produktgasverunreinigungen haben ihren Ursprung in der Biomasse selbst. Dazu zählen Stickstoff, Schwefel, Chlor, Kalium und Natrium.

Der in der Biomasse enthaltene Stickstoff wird abhängig von den thermochemischen Vergasungsbedingungen in Ammoniak umgewandelt. Dies wiederum wird im BHKW quantitativ zu Brennstoff-NO<sub>x</sub> oxidiert, sodass eine Nachbehandlung der BHKW-Abgas notwendig sein kann. Die je nach eingesetzten Brennstoff schwankenden Anteile von Chlor- und Schwefelverbindungen im Produktgas stellen trotz ihrer geringen Konzentration ein ernstes Problem dar. Dafür gibt es folgende Gründe:

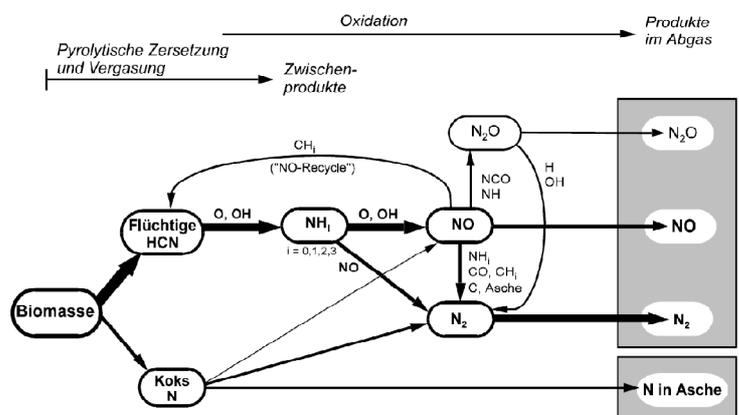


Abbildung 2-21 Umwandlung d. Brennstoffstickstoffes bei der Holzvergasung + BHKW-Nutzung [6]

- **Hochtemperatur Chlorkorrosion**, eine Beschreibung d. Vorgänge findet sich in [6] u. [28]
- **Aerosolbildung**, Chlor- bzw. Schwefelsalze mit Natrium od. Kalium als Kation bilden dampfförmige Aerosole bei Temperaturen >800°C, welche in kühleren Anlagenbereichen kondensieren und Salzablagerungen bilden. Besonders gefürchtet sind Chloride, da diese die oben genannte Hochtemperaturkorrosion auslösen.



Abbildung 2-22 Hochtemperaturkorrosion Überhitzerrohr [28]

- **Katalysatorgift** für Metalloxidkatalysatoren

Der Anteil an Alkaliverbindungen macht, wie bereits beschrieben, Probleme durch die in Verbindung mit Chlor hervorgerufene Hochtemperaturkorrosion, die entstehenden Salzablagerungen und die Verminderung der Schmierwirkung des Motoröls.

### **Teergehalt / Staubgehalt des Produktgases**

Der Gehalt an Teeren und Staub im Produktgas spielt aufgrund der Anforderungen der Gasnutzung die entscheidende Rolle in der Biomassevergasungsanlage. Richtwerte für die Verwendung des Produktgases in einem BHKW oder Gasturbine sind:

**Tabelle 2-2 Minimalanforderungen an die Produktgasverwendung [29]**

	Partikelgehalt [mg/Nm <sup>3</sup> ]	Teergehalt [mg/Nm <sup>3</sup> ]
BHKW	< 25 - 50	< 25 - 50
Gasturbine	< 30	?

Der Teergehalt des Produktgases hat dahingehend Bedeutung, da der bei höheren Temperaturen gasförmige Teer in kälteren Anlagenabschnitten bzw. beim Verdichten kondensiert und Ablagerungen bildet bzw. korrosive Wirkung hat. Wird der Teer durch Gasreinigungsverfahren abgetrennt, so stellt dies unter Umweltgesichtspunkten ein Entsorgungsproblem dar.

Die Partikel stellen gleich wie der Teergehalt ein Problem bzgl. Ablagerungen dar. Des Weiteren bewirkt eine hohe Staubbelastung einen verstärkten Verschleiß der Motordichtflächen in BHKW bzw. der Turbinenschaufeln in Gasturbinen.

## 2.3 CLEANSTGAS VERFAHREN

Im folgenden Kapitel soll eine kurze Beschreibung des CleanStGas Vergasungsverfahrens erfolgen, welches in dieser Arbeit weiter entwickelt wird. Wie der Name Clean Staged Gasification bereits besagt, handelt es sich um ein gestuftes Vergasungsverfahren. Hauptunterschied zu anderen gestuften Verfahren wie z.B. dem Viking Vergaser, welcher an der DTU [30] entwickelt wurde, ist die konsequente weitere apparatetechnische Aufteilung der Prozessschritte Pyrolyse, partielle Oxidation und Reduktion. Dadurch kann eine Optimierung der einzelnen Abläufe vorgenommen werden, mit dem Ziel der idealen Prozessstufung.

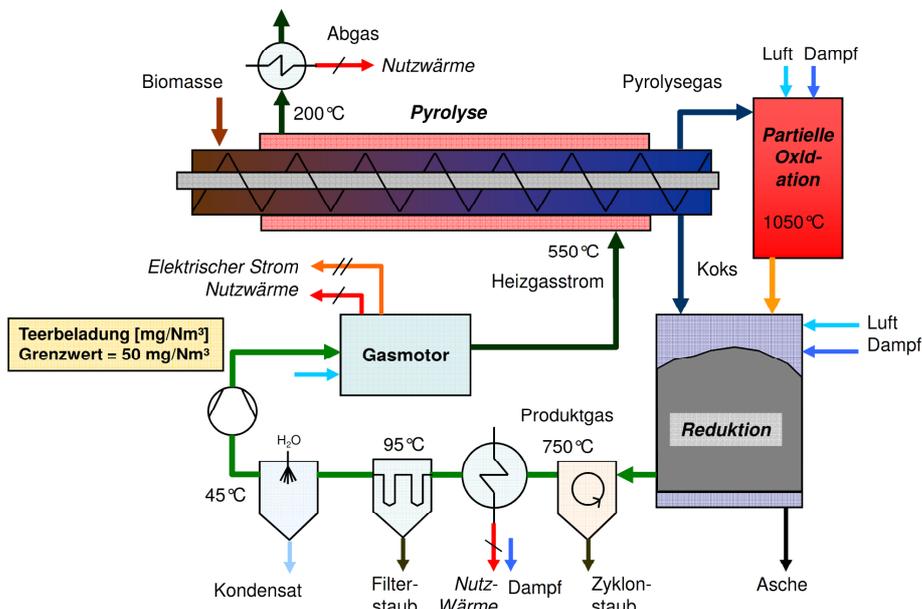


Abbildung 2-23 Prozesskette CleanStGas [11]

### Pyrolyse

Die Pyrolyse (slow pyrolysis) der Biomasse in einem indirekt beheizten Schneckenförderer stellt den ersten Schritt des CleanStGas Prozesses dar. Durch die Möglichkeit die Förderleistung der Schnecke zu variieren, kann die Verweilzeit optimal angepasst werden.

Der für die Pyrolyse und Trocknung notwendige Wärmeeintrag erfolgt indirekt über den mit dem BHKW-Abgas beheizten Doppelmantel der Förderschnecke.

Tabelle 2-3 Kenndaten Pyrolysereaktor CleanStGas [20]

Brennstofftyp	G30/G50
Brennstofffeuchte	10 - 50%
nomineller Pyrolysegrad	96%
Pyrolysetemperatur	250 - 600°C
Teerbelastung im Pyrolysegas (variiert entlang des Reaktors)	100 - 1000 g/Nm <sup>3</sup>
Brennstoffverweilzeit	20 - 100 min
Aufhiezraten	10 - 40 K/min

### Partielle Oxidation

Die partielle Oxidation ist, anders als im Viking Vergaser der DTU, als eigenständiger Apparat (POx) ausgeführt. Dazu wird das Pyrolysegas am Ende der Förderschnecke abgesaugt, wobei die Saugwirkung nach dem Injektorprinzip generiert wird. Als Treibmittel dienen Luft und Dampf, welche gleichzeitig das Vergasungsmittel darstellen.

Wichtig für partielle Oxidation ist die "3 T-Regel":

- **Temperatur** - um die Teerverbindungen thermisch auspalten zu können, wobei Temperaturen über 900°C zur vermehrten Rußbildung führen [21]; vgl. Diskussion in Kapitel 2.2.4.3
- **Time** - ausreichend hohe Verweilzeit um die Teerkonversion zu gewährleisten
- **Turbulenz** - um eine gute Vermischung und Wärmeübergang herzustellen

Zusätzlich sollte nach [21, [31] eine Luftüberschusszahl  $\lambda$  von ca. 0,5 realisiert werden um eine möglichst vollständige Konversion des Pyrolysegas zu ermöglichen. Um die Forderung eines hohen  $\lambda$  bei gleichzeitig "niedriger" Temperatur erfüllen zu können, ist der Zusatz von Wasserdampf als Inertgasstrom von Vorteil, weil dieser erstens an den Koksreaktionen teilnimmt (Formel 4), zweitens liefert die Reformierungsreaktion Wasserstoff und steigert somit den Heizwert des Produktgases. Außerdem hat dies den Effekt, die Rußbildung im geringen Maß zu unterdrücken.

Tabelle 2-4 Kenndaten POx [20]

mittlere Brennkammertemp.	950 - 1200°C
Verweilzeit	0,5 - 1,5 s
Luftzahl $\lambda$ (in POx)	0,3 - 0,6
Dampfverhältniss SFR [kg H <sub>2</sub> O / kg BM tr]	0,2 - 0,6
Teerbeladung nach POx	80 mg/Nm <sup>3</sup>

Oberhalb der Koksschüttung bildet sich durch die zusätzliche Aufgabe von Luft und Wasserdampf eine zusätzliche Oxidationszone aus und verbessert somit den Teerumsatz.

### Reduktion

Der Reduktionsapparat ist als einfacher, gerader Schachtreaktor ausgeführt. Der von der Pyrolyseschnecke durch den Fallschacht abgeworfene Koks bildet eine ruhende Schüttung. Aufgrund des Koksumsatzes wandern die kleiner werdenden Partikel langsam nach unten und werden durch den Ascherost ausgetragen.

Tabelle 2-5 Kenndaten Reduktion [20]

Temperatur	650 - 1000°C
Verweilzeit Gasphase	0,5 - 1,5 s
Gasgeschwindigkeit	0,5 - 1,5 m/s

### **Gaskühlung**

Die Kühlung des heißen Produktgases (primär Seite) erfolgt nach dem Zyklon bei gleichzeitiger Prozessdampfproduktion (sekundär Seite) in einem herkömmlichen Rohrbündelwärmetauscher. Das Produktgas wird auf ca. 100°C abgekühlt.

### **Gasreinigung**

Nach der Reduktion erfolgt die Reinigung und Konditionierung des Rohgases. Dazu erfolgt in einem Zyklon direkt nach der Reduktion die Abscheidung des groben Staubes, während hingegen der Feinstaub in einem Gewebefilter nach vorheriger Kühlung durch einen Gaswärmetauscher abgetrennt wird.

Anschließend wird das Gas durch die Gaskonditionierung auf die für das BHKW geforderten 40°C Eintrittstemperatur gebracht. Diese Stufe ist als Sprühwäscher ausgeführt, wobei dies aufgrund der niedrigen Teerkonzentration (<50 mg/Nm<sup>3</sup>) rein zur Kühlung und Ammoniakentfernung dient.

# 3 VERSUCHSAUFBAU

Im ersten Schritt soll der Ausgangszustand des Prüfstandes zur gestuften Biomassevergasung beschrieben werden. Eine ausführlichere Beschreibung der Komponenten und Regelkreise des adaptierten Laborgaserzeugers inkl. der bereits vor Start der Masterarbeit vorhandenen Komponenten erfolgt im Kapitel 3.2. Im Anschluss daran wird die verwendete Analysetechnik vorgestellt.

## 3.1 AUSGANGSZUSTAND

Der bestehende Laborgaserzeuger wurde aus einem Pyrolyseversuchsstand (2007), welcher eine Brennstoffwärmeleistung von 50 kW hatte entwickelt. Im Zuge eines F&E Projektes wurde dieser (2010 - 2011) erweitert und bestand vor dem Start der Masterarbeit aus folgenden Hauptkomponenten [12]:

- **Brennstoffaufgabe** bestehend aus dem manuell zu beschickenden Vorratsbehälter, einer Zellradschleuse u. einem Laserreflexlichtsensor zur Bestimmung des Füllstandes im Einzugsschacht der Pyrolyseschnecke.
- **Pyrolyse** ausgeführt als Schneckenförderer mit einer installierten elektr. Leistung der Heizbänder von ca. 5,5 kW (3\*1,25 kW, 1\*1,8 kW).
- **POx-Brennkammer** mit Erdgaszündbrenner (ca. 4 kW\_Brst.), welche durch die Zufuhr von Luft und Dampf eine Temperatur bis zu 1200°C erreicht.
- **Reduktion** als Schachtvergaser ausgeführt mit der Möglichkeit zur Aufgabe von Luft und Dampf. Im unteren Bereich der Reduktion erfolgt der Produktgasabzweig und die Ascheaustragung in einem Behälter durch einen beweglichen Rost.
- **Zyklon** zur Grobentstaubung inklusive manuell entleerbarem Staubbehälter.
- **Quenche** zum Abkühlen des heißen Produktgasstromes von ca. 800°C auf ca. 40°C durch Wassereindüsung.



Abbildung 3-1 Ausgangszustand

- **Produktgasgebläse** inklusive Frequenzumrichter, wobei dieses auf einen konstanten Unterdruck in der Reduktion geregelt wird.
- **Produktgasverwertung** durch Feldleitung mit anschließender Fackel zum gezielten Verbrennen des Produktgases.
- **Brennluftversorgung** bestehend aus dem druckgeregeltem Brennluftgebläse inkl. Frequenzumrichter und Regelventilen mit zugehöriger Blendenmessung zur Regulierung der einzelnen Luftmassenströme.
- **Dampfversorgung** durch einen elektrisch beheizten eigenständigen Dampferzeuger mit Möglichkeit die einzelnen Dampfmassenströme ebenfalls durch über Messblenden geregelte Ventile einstellen zu können.

Das R&I des Laborgaserzeuger zum Startzeitpunkt der Masterarbeit ist im Anhang A.1 zu finden, in Tabelle 3-1 erfolgt eine kurze Auflistung der Schwachpunkte des bestehenden Laborgaserzeuger.

**Tabelle 3-1 Schwachpunkte & Verbesserungsmaßnahmen des bestandenen Gaserzeugers, Stand Mai 2012**

Schwachpunkt	Ursache	Abhilfe
Kein längerer kont. Betrieb möglich	Auslegung auf Kurzzeitversuche	Kontinuierlich Asche-, Staubausschleusung
Eingeschränkte Brennstoffgröße	Zu kleines Fördervolumen zwischen Pyrolyseschneckenwelle u. Mantelrohr	Pyrolyseschnecke mit kleinerem Schneckenwellendurchmesser
Eingeschränkter Brennstoffdurchsatz	Nicht genügend Heizleistung am Pyrolyikator	Zusätzliches Heizband
Ständiges Nachjustieren der Pyrolyikatorfüllstandsanzeige	Notwendig bei Brennstoffwechsel	Austausch d. Reflexlaserschranken gegen Vibrationssensor
Starke Korrosion d. Produktgasgebläses (Aluminium Gehäuse)	Werkstoffwahl, Positionierung nach der Quenche	Positionierung vor der Quenche, dadurch kein Kontakt zwischen Kondensat u. Alugehäuse
Unklarer Füllstand im Abwassertank	Keine Füllstandsanzeige	Abwassertank mit Füllstandsanzeige
zu hohe Staubbelastung (>50mg/Nm <sup>3</sup> ) für BHKW Nutzung	Abzuscheidende Partikel zu fein für den Zyklon	Einbau einer warmen od. kalten Feinentstaubung nach dem Zyklon

Der bestandene Laborgaserzeuger erreichte während der vorangegangenen Versuche einen unteren Heizwert von 3,5-5,0 MJ/Nm<sup>3</sup>tr., wobei das Produktgas aus ca. 16-22 vol%<sub>tr.</sub> H<sub>2</sub>, 7-15 vol%<sub>tr.</sub> CO, 0,5-1,5 vol%<sub>tr.</sub> CH<sub>4</sub>, und 17-20 vol%<sub>tr.</sub> CO<sub>2</sub> bestand. Die Feuchtigkeit betrug im Schnitt rund 35 vol%<sub>tr.</sub>.

### 3.2 AUFBAU DES ADAPTIERTEN LABORGASERZEUGER

Am Aufbau des Laborgaserzeugers wurden lediglich kleine Änderungen vorgenommen. Die große Neuerung ergibt sich durch den Neubau einer kalten Gasreinigungsstraße bestehend aus Zyklon, Wärmetauscher Schlauchfilter und kontinuierlicher Asche-/ Staubaustragung. Im Anschluss soll der Aufbau inklusive Regelung an Prinzipskizzen beschrieben werden. Das zugehörige R&I findet sich im Anhang A3.

#### 3.2.1 Brennstoffaufgabe

Die Biomasse wird manuell in einem Vorratsbehälter (ca. 0,35 m<sup>3</sup>) aufgegeben, von dort durch eine sich darunter befindliche Zellradschleuse (max. Durchsatz ca. 45 kg/h, Normpellets Durchmesser 6 mm) in den Einzugsschacht der Pyrolyseschnecke abgeworfen. Der Füllstand im Einzugsschacht der Pyrolyseschnecke wird durch Einschalten der Zellradschleuse bei Unterschreiten eines bestimmten Niveaus, welches durch die Einbaulage des Füllstandssensors definiert ist, annähernd konstant gehalten. Als Füllstandssensor wird ein Vibrationssensor, welcher die Änderung der Schwingungsamplitude einer "Stimmgabel" im mit Biomasse bedeckten Zustand zur Detektion nutzt, eingesetzt. Um einen Gasaustritt durch Überdruck in der Brennstoffaufgabe zu verhindern bzw. zu erkennen, wird mittels Druckschalter dieser überwacht und gegebenenfalls Alarm ausgelöst. Ein Unterschreiten des minimalen Füllstandes im Vorratsbehälter wird durch einen induktiven Sensor im unteren Bereich signalisiert.

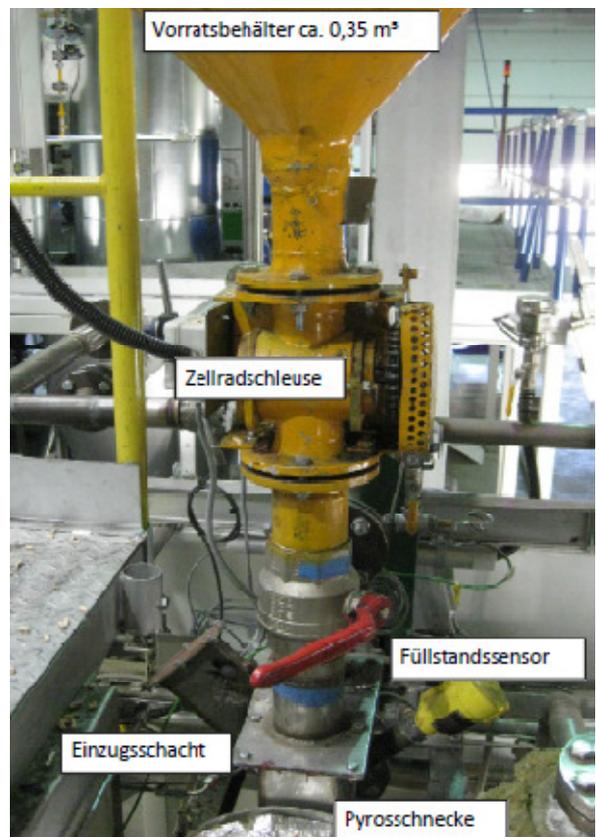


Abbildung 3-2 Brennstoffaufgabe

#### 3.2.2 Pyrolyikator

Die Aufgabe der Biomasse erfolgt direkt im Einzugsschacht des als Schneckenförderer ausgeführten Pyrolyikator, wobei die Regelung der Drehzahl bzw. des Durchsatzes durch einen Frequenzumrichter (0-50 Hz) der Firma Lenze erfolgt. Um den Massenstrom durch den Pyrolyikator und den maximalen förderbaren Biomassepartikeldurchmesser zu erhöhen, wurde eine neue

Förderschnecke mit geringerem Wellendurchmesser eingesetzt. Damit wurde die Schneckenblatthöhe bzw. das freie Volumen zwischen Schnecke und Mantel erhöht. Durch diese Änderung musste die elektrische Leistung der Beheizung um ein Hochtemperaturheizband (Zone V, 1,8 kW) auf insgesamt 7,35 kW (3\*1,25 kW; 2\*1,8 kW) erweitert werden. Die Regelung der Heizbänder erfolgt durch Phasenanschnittsteuerung (0-100%) über einen PID-Regler, wobei als Regelgröße die Oberflächentemperatur des Pyrolysators dient. Die Temperaturen werden über Mantelthermoelemente der Typ N gemessen.

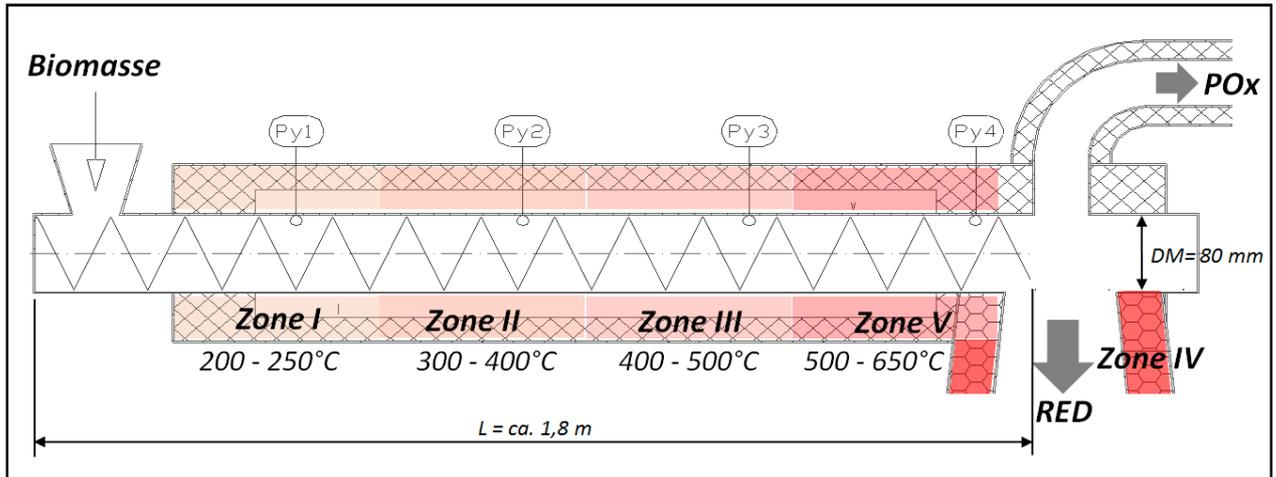


Abbildung 3-3 Pyrolysator

### 3.2.3 Partielle Oxidation (POx)

In der rohrförmigen POx-Brennkammer werden die Pyrolysegase durch die Zugabe von Luft und Dampf partiell oxidiert und liefern die für die endothermen Reduktionsreaktion benötigte Energie / Wärme. Der zum Absaugen der Pyrolysegase aus dem Ende des Pyrolysators notwendige POx-Unterdruck, wird durch den Injektor in der POx erzeugt. Dieser funktioniert nach dem Prinzip einer Strahlpumpe und benutzt die aufgegebene POx-Luft bzw. den POx-Dampf als Treibmittel.

Der während des Hochfahrens der Anlage in Betrieb stehende Erdgaszündbrenner am oberen Ende der POx hat eine Leistung von ca. 5 kW und wird durch einen Flammenionisationsensor überwacht. Die sich im Normalbetrieb einstellenden Temperaturen bewegen sich im Bereich von ca. 650°C am oberen Ende der POx

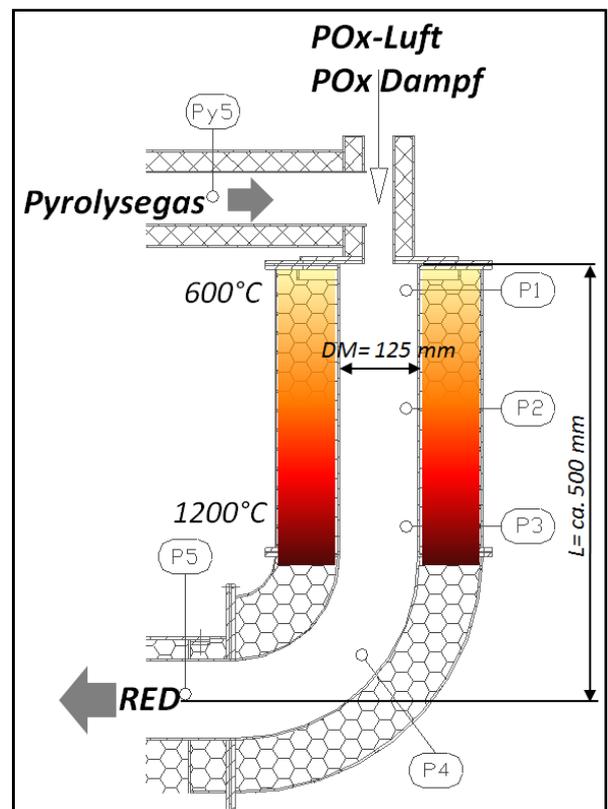


Abbildung 3-4 Partielle Oxidation (POx)

und bis zu 1050°C im Austritt der POx zur Reduktion. Die Temperaturmessung erfolgt analog zur Pyrolyse mittels Mantelthermoelemente des Typs N. Die Regelung der zugeführten Luftmenge erfolgt entweder auf die Temperatur am Austritt der POx oder durch Vorgabe eines Massenstromes. Wichtigster Kontrollparameter für eine gute Teerkonversion in der POx ist der Methangehalt im Produktgas, welcher unter 1,5 vol% liegen sollte [20]. Die aufgegebene Dampfmenge steht durch eine im Vorfeld der Masterarbeit experimentell gefundene Beziehung direkt im Zusammenhang mit der Luftmenge bzw. kann diese auch im Betrieb bestimmt werden.

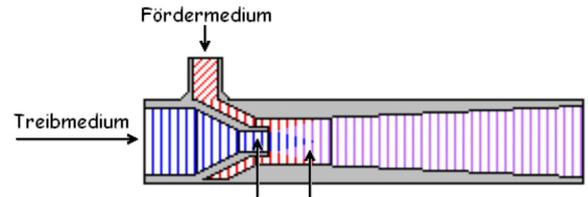


Abbildung 3-5 Prinzip Injektor-, Strahlpumpe

### 3.2.4 Reduktion

Die Reduktion ist in einem Schachtvergaser ausgeführt an dessen oberem Ende der Koksabwurfschacht / Pyrolyse und seitlich die POx anschließen. Durch die endothermen Reduktionsreaktionen zwischen dem Koks und den aus der POx strömenden Gasen sinkt die Temperatur von ca. 950 - 1050°C auf der Höhe des Eintritts der POx bis auf ca. 600-700°C am Austritt der Reduktion. Um einen optimalen Umsatz des Pyrolysekoks und eine Kühlung des oberen Reduktionsbereiches zu erreichen, besteht die Möglichkeit im oberen Bereich der Reduktion Luft (Umsatz) und Dampf (Kühlung) aufzugeben. Die Regelung der Massenströme erfolgt durch im Vorfeld der Masterarbeit experimentell gefundene Funktionen in Abhängigkeit des Koksfüllstands, der Temperatur in der Reduktion und der Produktgaszusammensetzung. Der Koksfüllstand wird durch ein sich drehendes Flügelrad, welches durch eine Welle mit dem außerhalb des Apparat liegenden Antrieb verbunden ist, angezeigt. Wird das Rad mit Koks bedeckt, erfährt es einen Widerstand.

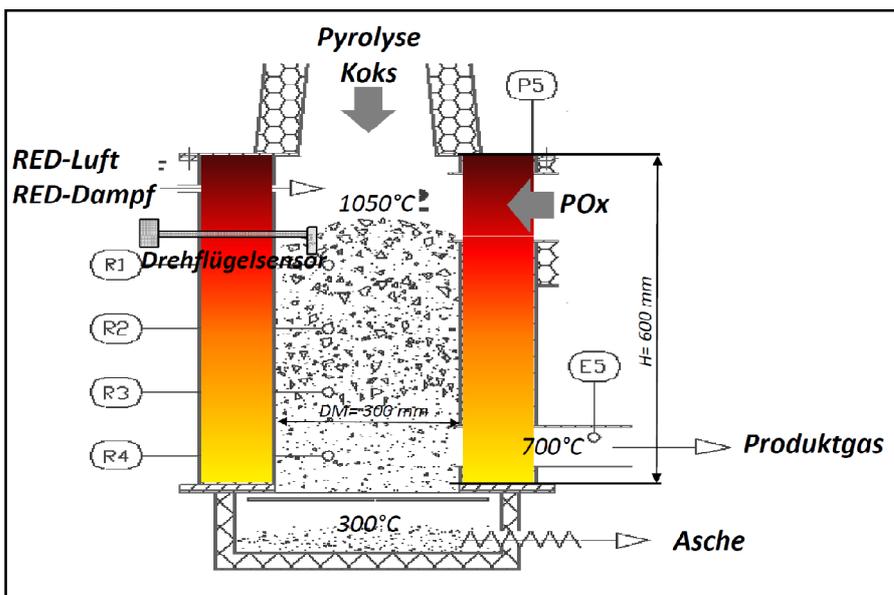


Abbildung 3-6 Reduktion

Dieser bewirkt eine Verdrehung des drehbar angeordneten Motors. Dadurch wird ein Näherungsschalter ausgelöst, welcher den Motor ausschaltet. Wird das Flügelrad nicht mehr mit Koks bedeckt, so wird der Motor durch eine Feder wieder in seine Ausgangslage gebracht und dadurch eingeschaltet. Je nach Ansprechhäufigkeit erfolgt nun eine Anpassung der Dampf- bzw. Luftmenge oder ein Einschalten der Ascheaustragung. Am unteren Ende der Reduktion erfolgt der Abzug des Produktgases durch seitliche Schlitze im Innenmantel der Reduktion während hingegen die Asche durch einen sich darunter befindlichen beweglichen Rost inklusive Austragschnecke ausgefördert wird. Im oberen Bereich der Reduktion wird durch einen Drucktransmitter der Unterdruck gemessen, durch diesen Wert erfolgt die Regelung des Produktgasgebläsefrequenzumrichters. Der Unterdruck in der Reduktion soll auf konstante 5 mbar gehalten werden, um einen Produktgasaustritt zu verhindern.

## 3.3 AUFBAU DER GASREINIGUNG

Im Anschluss wird der Aufbau der neuen Gasreinigung, welche in einem separaten Rahmen untergebracht ist, beschrieben. Das gesamte R&I befindet sich in Abbildung A-1.

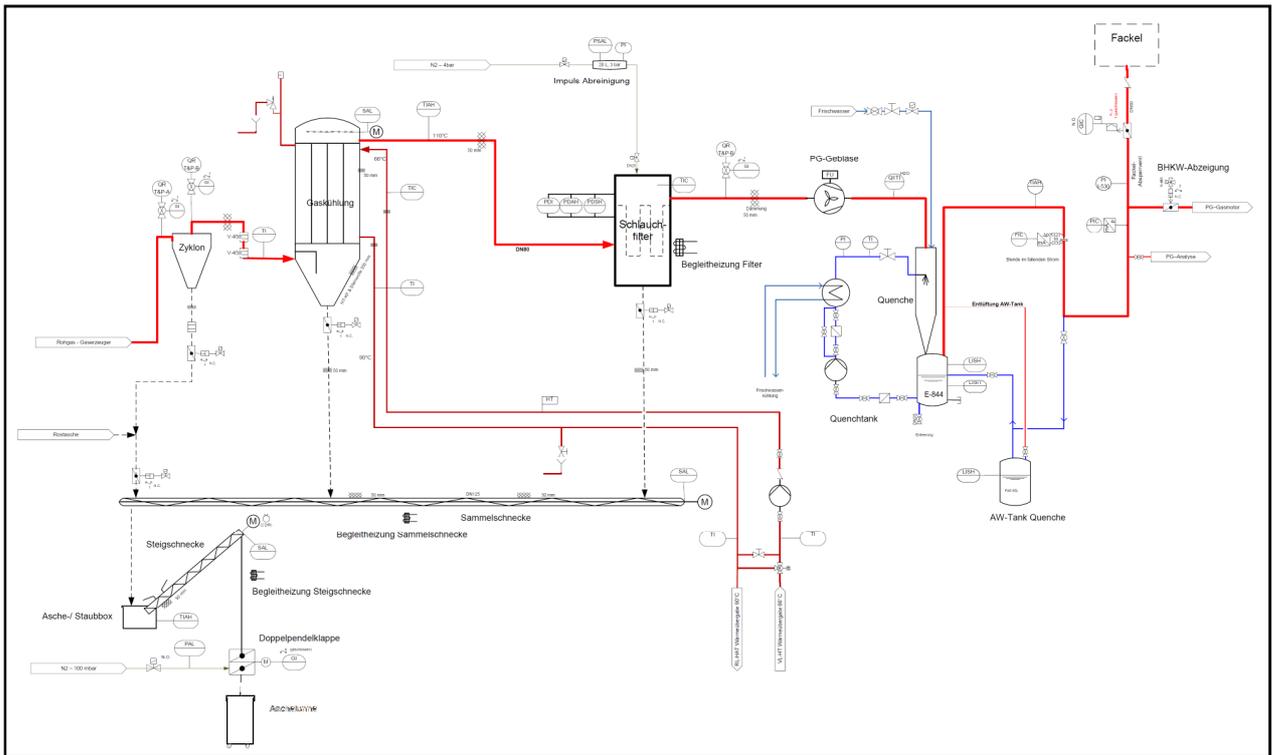


Abbildung 3-7 R&I Gasreinigung nach Umbau

### 3.3.1 Gasreinigung

Die Gasreinigung und die Asche-/ Staubaustragung ist in einem separaten Rahmen untergebracht und besteht aus folgenden Komponenten:

- Zyklon
- Gaswärmetauscher
- Schlauchfilter
- Ascheaustragung

Der bereits vorhandene Zyklon, welcher mit der Möglichkeit der isokinetischen Staubprobenahme vor Eintritt und nach Austritt ausgestattet ist, wurde im Anschluss an die Reduktion im heißen Bereich (bis zu ca. 700°C) platziert. Besonderes Augenmerk wurde auf die Aufnahme der Wärmedehnung durch Kompensatoren gelegt. Verwendet wurden drei Kompensatoren mit innenliegendem Leitrohr um das Zuwachsen des Balges mit Staub und die damit verbundene Gefahr des Bruches durch ein Blockieren der Wärmedehnungsaufnahme zu verhindern.

Im Anschluss an den Zyklon wird das Produktgas von ca. 700 - 800°C durch einen Rohrbündelwärmetauscher auf ca. 130°C abgekühlt. Durch bewegliche Wirbulatorien in den Rohren wird einerseits der Wärmeübergang erhöht, andererseits erfolgt die Abreinigung des Staubes aus den Wärmetauscherrohren. Die Abreinigung erfolgt zeitgesteuert und aktiviert nach einer vorgegebenen Anzahl von Abreinigungen die Ausschleusung des Staubes durch eine gasdichte Klappe. Zur Kühlung steht der Hochtemperaturkreis (Rücklauf 90°C, Vorlauf 60°C) der Haustechnik zur Verfügung. Die Vorlauftemperatur wird vor dem Wärmetauscher durch Zumischen des Rücklaufes je nach Temperatur des Produktgasstromes auf ca. 80 - 95°C angehoben.

Nach dem Wärmetauscher tritt das Produktgas in den Schlauchfilter zur Abscheidung des Feinstaubes ein. Dessen Druckstoßabreinigung wird durch Überschreiten eines Druckverlustes von 12 mbar am Schlauchfilter ausgelöst. Dazu wird ein separater Druckbehälter mit Inertgas (ca. 3 bar N<sub>2</sub>) beaufschlagt und bei Auslösen des Druckschalters gezielt durch eine Lanze in den Schlauchfilter abgelassen. Dieser Vorgang wird solange wiederholt, bis der Druckverlust unter 6 mbar (zweiter Druckschalter) fällt. Um das Kondensieren von Teer zu vermeiden, ist am Filtermantel ein Begleitheizband vorgesehen.

Die Austragung der Rostasche, des Grobstaubes aus dem Zyklon, des Feinstaubes aus dem Schlauchfilter und des anfallenden Wärmetauscherstaubes erfolgt automatisiert durch eine gemeinsame Sammelschnecke. Dabei ist jeder Abwurf mit einer automatischen gasdichten Klappe versehen um einen eventuellen Gaskurzschluss im System zu verhindern. Die gesammelte Asche-/ Staubmenge wird dann in der Aschebox auf die Steigschnecke aufgegeben, welche diese hochfördert und durch eine gasdichte Doppelpendelklappe ausschleust (Dichtschleuse).

Für T&P Probenahme wurde vor dem Zyklon, nach dem Zyklon und nach dem Schlauchfilter eine isokinetische Probenahmestelle vorgesehen. Die beiden Förderschnecken werden ebenso wie das Filtergehäuse durch ein Heizband beheizt um das Kondensieren von Teer zu verhindern.

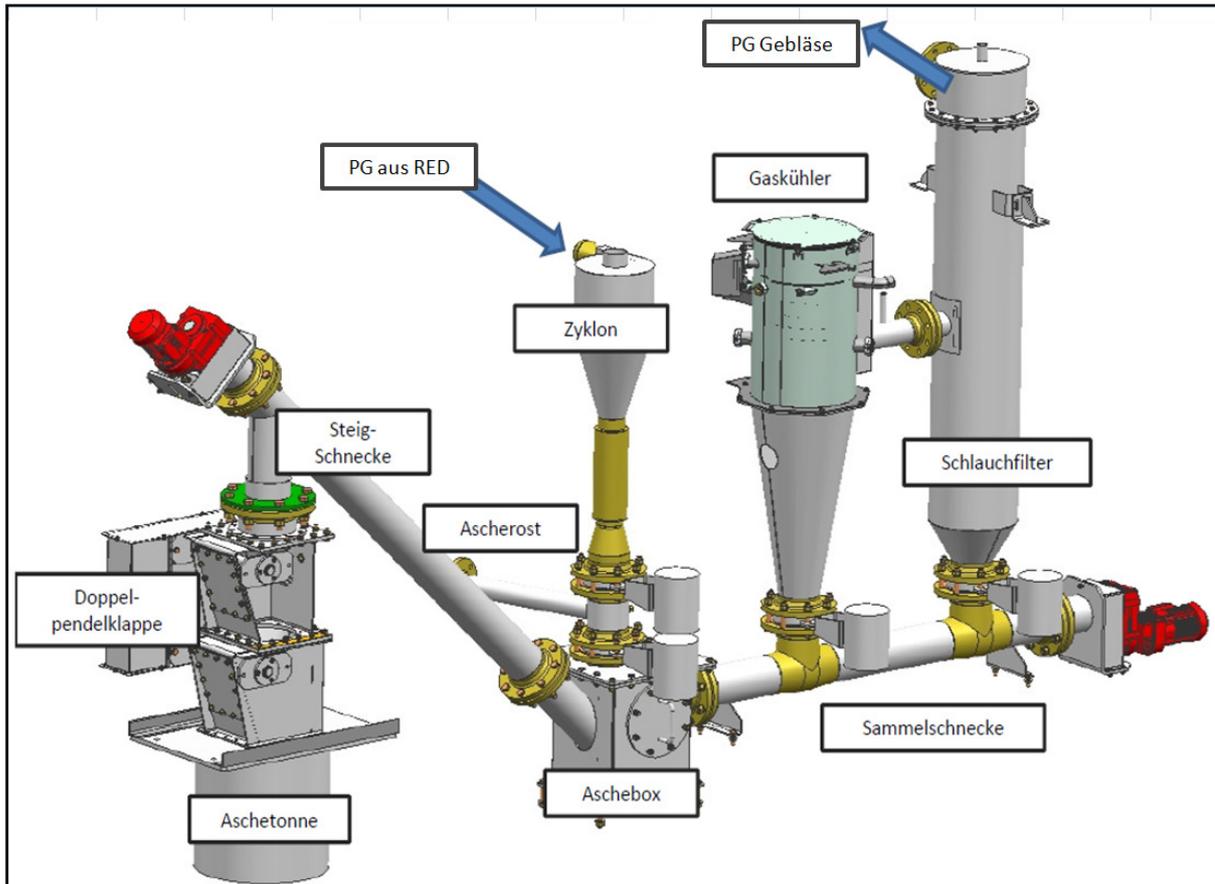


Abbildung 3-8 Asche-/ Staubaustragung

### 3.3.2 Produktgasgebläse

Das über einen Frequenzumrichter regelbare Produktgasgebläse (Elektror HRD 60/4) befindet sich im heißen Bereich nach dem Schlauchfilter (ca. 100°C), um ein Kondensieren von Flüssigkeit und die damit verbundene Korrosionsgefahr zu minimieren. Durch die Drehzahlregelung des Produktgasgebläses wird ein konstanter Unterdruck im oberen Bereich der Reduktion, um einen Produktgasaustritt zu verhindern, erreicht. Die Feuchte des Produktgases wird in der Leitung zwischen Produktgasgebläse und Quenche durch einen Feuchtesensor (E+E Elektronik, Serie EE23) bestimmt.



Abbildung 3-9 Korrosion "altes" PG-Gebläse nach ca. 300 Bh

### 3.3.3 Quenche / Produktgasnutzung

Durch Eindüsen von Wasser mit einer Temperatur von ca. 35°C wird die Temperatur von ca. 100°C auf ca. 40°C abgekühlt, wobei die max. Kühlleistung ca. 9 kW beträgt. Die Wassertemperatur wird durch einen Wärmetauscher, welcher auf der Sekundärseite am Niedertemperaturkreis inklusive Rückkühlanlage der Haustechnik hängt ( $T_{\text{Vorlauf}} = 40^\circ\text{C}$ ,  $T_{\text{Rücklauf}} = 50^\circ\text{C}$ ), auf ca. 35°C

gehalten. Auf eine Regelung der Pumpe der sekundären Seite wurde verzichtet. Der Wasserstand im mit Füllkörpern gefüllten Quenchetank wird einerseits bei Unterschreiten des Mindeststandes durch die Zufuhr von Frischwasser und andererseits bei Überschreiten des Maximalpegels durch einen Überlauf in einen separaten Abwassertank reguliert. Die Anzeige des Minimal- bzw. des Maximalpegels im Quenchetank und des Maximalpegels im Abwassertank erfolgt durch Vibrationssensoren (Pepperl + Fuchs Vibracon A1), welche nach demselben Prinzip wie der Füllstandsensor in der Pyrolyse arbeiten. Im Anschluss an die Quenche befindet sich die Gasprobenahmestelle zur Produktgasanalyse. Des Weiteren wird durch eine sich im fallenden Rohr befindliche Messblende der Produktgasmassenstrom bestimmt. Um in Zukunft das Produktgas in einem Klein-BHKW (ca. 12,5 kW<sub>el</sub>) nutzen und testen zu können, wurde eine Abzweigung mit zwei automatischen gasdichten Klappen nach der Quenche vorgesehen. Die Klappe zur Fackel hin ist mit einer Stellungsregelung (Siemens SIPART PS2) ausgestattet um einen konstanten Gasdruck (ca. 35 mbar) am Motor zu ermöglichen. Im Betrieb ohne Klein-BHKW wird das Produktgas in der sich am Dach befindlichen Gasfackel, welche mit einem ständigen Stützbrenner ausgestattet ist, gezielt verbrannt.

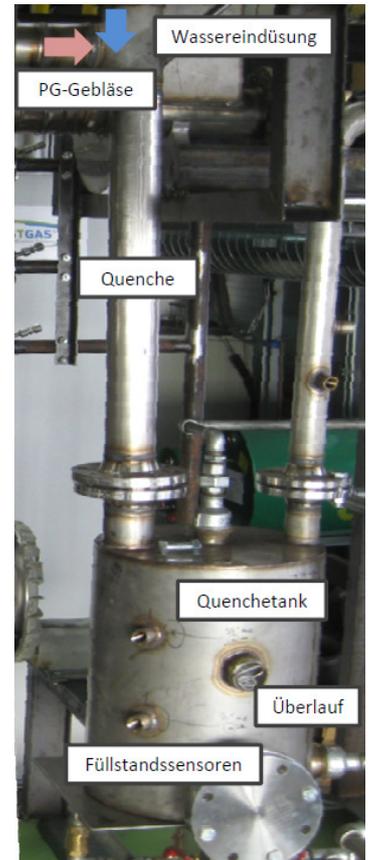


Abbildung 3-10 Quenche



Abbildung 3-11 Klein-BHKW Abzweigung

### 3.3.4 Brennluft-, Dampfversorgung

Die Brennluft wird mit einem Seitenkanalverdichter (Elektror SD 42) angesaugt und verdichtet. Für jede Luftaufgabestelle (POx, Reduktion, Rost) kann die Durchsatzmenge durch Regelventile mit anschließender Blendenmessung reguliert werden.

Der Dampf, welcher in der Reduktion und in der POx aufgegeben wird, kommt von einem externen elektrischen Dampferzeuger (Leistung 25kW\_el.). Die Regelung der Durchsatzmenge erfolgt analog mittels Regelventil und Blendenmessung.

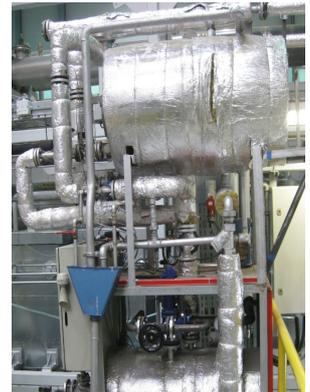


Abbildung 3-12 Dampferzeuger

## 3.4 BASIC ENGINEERING

Im Zuge des Basic Engineering galt es, die angestrebten Verbesserungen (Tabelle 3-1) in einem beschränkten Platzangebot zu realisieren. Im Weiteren soll auf die einzelnen Apparateteile eingegangen und die Eckdaten präsentiert werden.

### Feinentstaubung:

Am Anfang des Projektes wurde eine Entstaubung mittels Schlauchfilter / Filterkerze im heißen Produktgasstrom angestrebt, die Eckdaten dazu finden sich in Tabelle 3-2. Bei der Auslegung wurde bewusst eine niedrige Filterflächenbelastung gewählt, um den möglichen Problemen bei einem klebrigen und feinkörnigen Staub Rechnung zu tragen und eine gute Abreinigungsleistung zu erzielen.

**Tabelle 3-2 Filterauslegung heiße Entstaubung**

Temperatur PG [°C]	800
Wasseranteil [%]	25
Volumsstrom PG [Nm <sup>3</sup> /htr]	35
Volumsstrom PG [Nm <sup>3</sup> /h]	43,8
Volumsstrom PG [Bm <sup>3</sup> /h]	172
Filterflächenbelastung [m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> *min)]	0,8
Filterfläche $\tau_{800}$ [m <sup>2</sup> ]	3,58

Für das Filtermedium bestand einerseits die Temperaturanforderung von 700-800°C und andererseits die geforderte Abscheideleistung von 90% kleiner 10 µm. Nach einer umfassenden Recherche und Absprache mit Lieferanten, fiel die Auswahl auf die PYROTEX®KE85 Hochtemperaturfilterkerzen.

**Tabelle 3-3 PYROTEX®KE85 [32]**

PYROTEX®KE85	
max. Temperatur [°C]	850
Emmissionswerte [mg/Nm <sup>3</sup> ]	<1
Chemische Beständigkeit	ok
Durchmesser [mm]	150
Länge [mm]	1480
Filterfläche / Kerze [m <sup>2</sup> ]	0,66

Mit Leistungsreserve wäre also ein Filtergehäuse für 6 Filterkerzen benötigt worden. Rechnet man die bei einer Temperatur von 800°C notwendige Isolierungsdicke von mindestens 300 mm hinzu, so hätte sich ein Filtergehäuse mit Länge 1,1 m x Breite 0,9 m x Höhe 2,1 m ergeben. Aufgrund dieser Größe und in Anbetracht dessen, dass das Produktgas ein giftiges, brennbares Gas ist und somit die Abdichtung des Filtergehäuses bei 800°C nicht trivial ist, entschied man sich für eine kalte Entstaubung mit vorgelagerter Gaskühlung auf ca. 100°C. Für die kalte Entstaubung ergibt sich bei einer Gastemperatur von 105°C folgende notwendige Filterfläche:

**Tabelle 3-4 Filterauslegung kalte Entstaubung**

Temperatur PG [°C]	105
Wasseranteil [%]	25
Volumsstrom PG [Nm <sup>3</sup> /htr]	35
Volumsstrom PG [Nm <sup>3</sup> /h]	43,8
Volumsstrom PG [Bm <sup>3</sup> /h]	60,6
Filterflächenbelastung [m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> *min)]	1,2
Filterfläche $\tau_{105}$ [m <sup>2</sup> ]	0,84

Die Filterflächenbelastung wurde erhöht um den apparativen Aufwand zu reduzieren. Es wurde ein Apparat mit nur einem Schlauch konzipiert, wobei das Gehäuse als "Rohr DN300" ausgeführt wurde. Als Filtermedium kam ein bereits erprobte Microfasernadelfilz mit einem spezifischen Gewicht von 600 g/m<sup>2</sup> zum Einsatz.

**Tabelle 3-5 Microfasernadelfilz Filterschläuche [33]**

Microfasernadelfilz 600g/m <sup>2</sup>	
max. Temperatur [°C]	200
Chemische Beständigkeit	ok
Durchmesser [mm]	170
Länge [mm]	1500
Filterfläche / Kerze [m <sup>2</sup> ]	0,82

### **Gaskühlung:**

Durch die Festlegung auf eine kalte Entstaubung zur Gasreinigung, wurde eine der Entstaubung vorgeschaltete Gaskühlung notwendig. Die für die Kühlleistung wichtigen Parameter sind der Tabelle 3-6 zu entnehmen.

**Tabelle 3-6 Kühlleistung Gaskühlung**

Eintrittstemperatur [°C]	800,0
Austrittstemperatur [°C]	130,0
Volumsstrom [Nm <sup>3</sup> /h_dry]	35,0
Wasseranteil [%]	25,0
Volumsstrom [Nm <sup>3</sup> /h_wet]	43,8
Volumenstrom800 [Bm <sup>3</sup> /h wet]	171,9
Dichte [kg/Nm <sup>3</sup> ] <sub>wet</sub>	1,015
Massenstrom [kg/h]	44,4
c <sub>pPG</sub> [kJ/kgK]	1,2
Kühlleistung [kJ/s] = [kW]	9,92

Um Konstruktionsaufwand und Kosten einzusparen, wurde der Einsatz eines Wärmetauschers aus einem Pelletsofen der Mutterfirma Kraft u. Wärme aus Biomasse GmbH (KWB) (12 kW\_Brst. Easyfire2) als Gaskühler angestrebt.

Tabelle 3-7 Eckdaten Gaskühler

Radiusrauchrohr i [mm]	25
Anz. Rauchrohr []	11
Länge Rauchrohr [m]	0,6
vorhandene Fläche [m <sup>2</sup> ]	1,04
Volumenstrom800 [BM <sup>3</sup> /h]	171,9
Gasgeschw. [m/s]	2,21

Für die Auslegung / Überprüfung der Wärmetauscherfläche, wurde die Wärmedurchgangszahl einerseits aus [34] und nach dem VDI Wärmeatlas [35] für Wärmeübertragung (Ga3 [35]) bei Rohrströmung bestimmt. Die Abweichung wird auf die Tatsache, dass im VDI Wärmeatlas der Einfluss von Wirbulatoren zur Erhöhung der Turbulenz im Rauchrohr nicht berücksichtigt wird, zurückgeführt. Betrachtet man den k-Wert für Rauchrohre ohne Wirbulator in Abbildung 3-13 so erkennt man, dass man den Wert nach dem VDI Wärmeatlas sehr nahe kommt. Zusammen mit den bei der Bestimmung der Wärmetauscherfläche nicht berücksichtigten Rohrplatten ergibt sich, dass der Wärmetauscher ausreichend groß dimensioniert ist.



Abbildung 3-13 k-Wert Wärmetauscherrohren [34];

Ergänzung: Einzeichnung Bereich

Tabelle 3-8 Benötigte Wärmetauscherfläche

Wärmedurchgangszahl Buderus [35], [W/(m <sup>2</sup> K)]	35,0
Wärmedurchgangszahl VDI [W/(m <sup>2</sup> K)]	12,5
dT <sub>ln</sub> [K]	264
benötigte WT Fläche [m <sup>2</sup> ]	1,1

**Staub-/ Ascheaustragung:**

Auf eine Dimensionierung der Förderschnecken wurde verzichtet, da die Chance genutzt wurde, im Laborgaserzeuger die Konstruktion der Austragung, welche in der Cleanstgas Demonstrationsanlage (250 kW<sub>el</sub>.) eingesetzt werden soll, zu testen. Aus diesem Grund ergibt sich auch der mit 125 mm mehrfach überdimensionierte Förderschneckendurchmesser.

Unter Berücksichtigung der einzelnen Adaptierungen bzw. Apparate wurden das R&I des adaptierten Laborgaserzeugers erstellt (Anhang 0). Die Geräteauswahl wurde unter dem Umstand, dass Holzgas ein brennbares, giftiges und reduzierendes Gas ist, in starker Anlehnung an die zum Zeitpunkt der Diplomarbeit in Fertigung befindliche Demonstrationsanlage (250 kW<sub>el</sub>.) durchgeführt, wobei die Überlegungen zur Sicherheitstechnik aus der Großanlage in die Gestaltung des Laborgaserzeugers eingeflossen sind.

## 3.5 DETAIL ENGINEERING

Im Anschluss soll kurz auf das Detail Engineering eingegangen werden, wobei auf detaillierte Zeichnungen und Stromlaufpläne verzichtet wird und lediglich die zu lösenden Probleme umrissen werden.

### 3.5.1 Mechanische Konstruktion

Es galt vor allem die einzelnen Apparate in einem Layout unterzubringen, welches den beschränkten Platz optimal nutzt. Um einerseits den Aufwand für die Konstruktion gering zu halten und andererseits Komponenten der in Bau befindlichen 250 kW<sub>el</sub>. Demonstrationsanlage praktisch testen zu können, wurde vorzugsweise auf dafür bereits konstruierte Komponenten zurückgegriffen und diese entsprechend adaptiert. Dadurch kommt eine teilweise Überdimensionierung zustande. Teile, die vollständig übernommen wurden, sind:

- Gasdichte Doppelpendelklappe
- Sammel- u. Steigschnecke
- Aschebox

Verändert wurde der Wärmetauscher des 12 kW<sub>Brst</sub>. KWB Pelletskessels dahingehend, dass die Wellendurchführung des Wirbulatorantriebes mit einer gasdichten Lagereinheit versehen wurde und die Öffnungen für das nicht benötigte Saugzuggebläse verschweißt wurden. Neukonstruktionen sind die Verbindungsstücke zwischen Zyklon und Aschebox, sowie zwischen Wärmetauscher und Sammelschnecke. Die Isolierung dieser Zwischenstücke beträgt lediglich 50 mm, um einen möglichst hohen Wärmeverlust zu erzielen, da die gasdichten Klappen zwischen Verbindungsstück und Sammelschnecke und Aschebox lediglich bis zu einer Temperatur von 350°C geeignet sind. Um einen direkten Kontakt zu vermeiden, wurde ein Berührschutz angebracht.

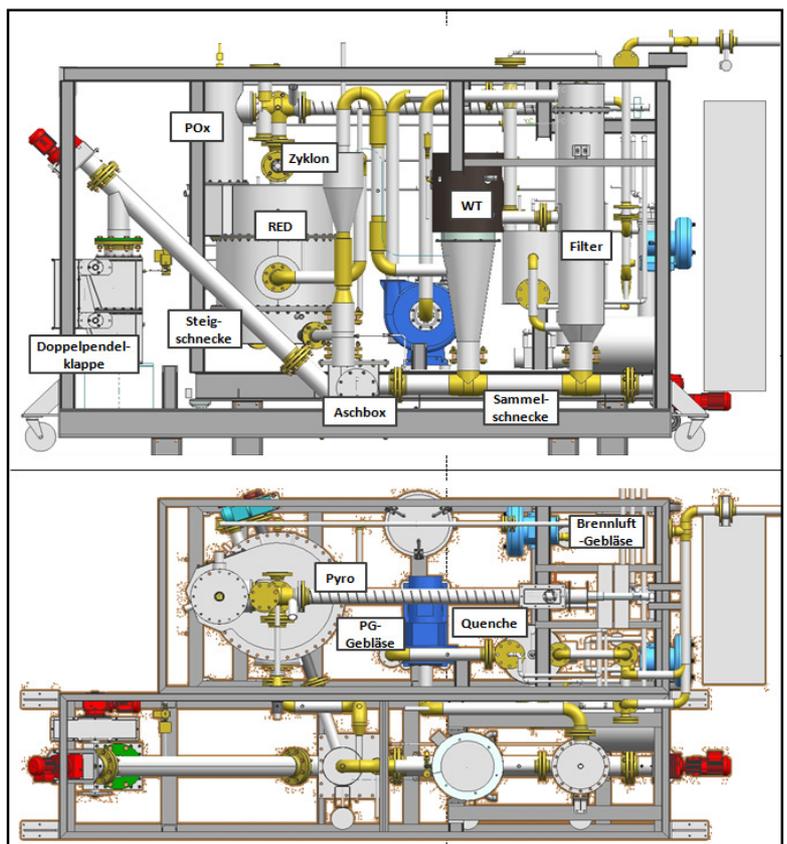
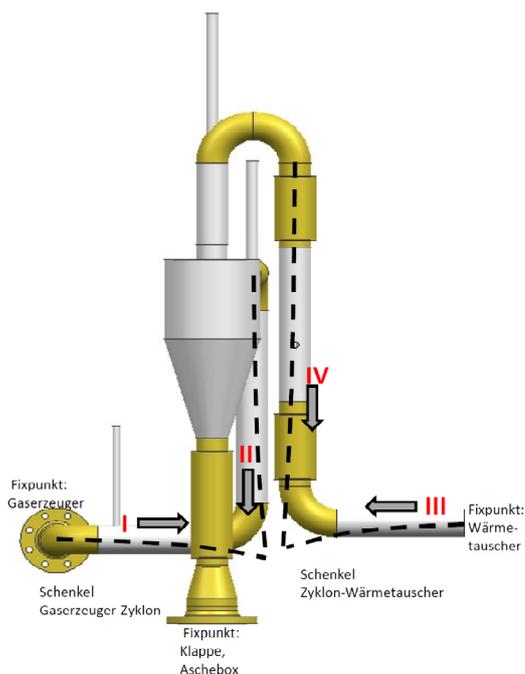


Abbildung 3-14 Layout Prüfstand zur gestuften Biomassevergasung

Um einen direkten Kontakt zu vermeiden, wurde ein Berührschutz angebracht.

Um die temperaturbedingten Längenausdehnungen kompensieren zu können, wurden drei Kompensatoren mit innenliegendem Leitrohr verwendet. Die Schwierigkeit bei der Platzierung bestand darin, dass die Kompensatoren nur fallend durchströmt werden sollten, da sich ansonsten Staub zwischen dem Leitrohr und dem Kompensatorbalg anlagern kann. Im schlimmsten Fall wird dadurch die Aufnahme der Längenänderung blockiert, was zu einem Bruch des Balges führen kann. Im Rohrschenkel zwischen dem Austritt des Gaserzeugers und des Zykloneintrittes kommt es zu einer horizontalen Ausdehnung aufgrund der Temperatur der Länge I und zu einer vertikalen Ausdehnung aufgrund des Temperaturunterschiedes zwischen der Leitung II und der Länge Zyklon-Klappe. Hervorgerufen wird der Temperaturunterschied hauptsächlich durch den Wärmeverlust aufgrund der dünner ausgeführten Isolierung zwischen Zyklon und Klappe (zum Schutz der Klappen, max. 350°C). Die Aufnahme der Wärmedehnung der Längen I und II erfolgt durch den zwischen dem Zyklon und der Klappe angeordneten Kompensator. Für den Rohrschenkel zwischen Zyklonoberkante und Wärmetauschereintritt ergibt sich eine horizontale Längenausdehnung aufgrund der Temperatur der Länge III und eine vertikal durch die Länge IV, wobei diese ebenfalls durch den Temperaturunterschied zwischen Zyklon und Leitung VI hervorgerufen wird. Um einen großen angularen und lateralen Versatz in Leitung IV zu vermeiden (höheren Kompensatorkosten), wurden anstatt eines relativ langen Kompensators zwei kurze eingesetzt. Damit ergaben sich mit den jeweiligen Längen, den Temperaturen und einem Ausdehnungskoeffizient von  $20 \cdot 10^{-6} \text{ K}^{-1}$  für Edelstahl die in Tabelle 3-9 angeführten Kompensatoren.



**Abbildung 3-15 Aufbau Wärmedehnungskompensation**

**Tabelle 3-9 Kompensator Spezifikationen**

	Laterale [mm]	Axial [mm]	Angular [°]
Komp. 1	±3	±5	±1,5
Komp. 2&3	±11	±12	±1,5

Der Staubfilter, welcher aufgrund der Anpassungen mit einem Filterschlauch auskommt, sowie die Verrohrung wurden komplett von der hauseigenen Konstruktionsabteilung konstruiert. Die Layout-Erstellung erwies sich als heikle Angelegenheit, da einerseits aufgrund des begrenzten Platzangebotes die Gasreinigung sehr kompakt ausgeführt werden musste und andererseits die Zugänglichkeit zu Probenahmestellen und Sensoren (z.B. Flügelradsensor) gegeben sein musste.

### 3.5.2 Elektrotechnik / Automatisierung

Die Erstellung des Schaltplanes und die Einbindung der neuen Komponenten wurde betriebsintern durch die Elektrotechnikabteilung vorgenommen. Der elektrische Aufbau wurde ebenso wie der mechanische in den Laborgaserzeuger und in die in einem neuen Rahmen untergebrachte Gasreinigung aufgeteilt. Aus diesem Grund wurde die Elektroinstallation für die Gasreinigung in einem separaten Schaltschrank am Gasreinigungsrahmen untergebracht. Dadurch ist ein Trennen der beiden Rahmen relativ unproblematisch, da nur die steckbaren Elektroleitungen und die Flanschverbindungen getrennt werden müssen. Im Zuge der Verkabelung des Laborgaserzeugers wurde auch die Führung der Kabeltrassen am bestehenden Rahmen erneuert.

Die Automatisierung des bestehenden Laborgaserzeugers mit dem Programm Automation X wurde um die neue Gasreinigung erweitert, wobei auch das bestehende Programm validiert wurde. Screenshots der Benutzeroberflächen befinden sich im Anhang A.6. Die Regelabläufe wurden, soweit notwendig, im vorhergegangenen Kapitel 3.2 beschrieben.

## 3.6 MONTAGE

Die mechanische Fertigung und der Aufbau der Anlagenkomponenten wurden mit Ausnahme der Laserzuschnitte und der Förderschnecken inklusive Lagerung in der eigenen Werkstätte durchgeführt. Simultan zur mechanischen Fertigung erfolgte durch die Hauselektrik der Bau des Schaltschranks und die Verkabelung der einzelnen Regelventile, Temperaturfühler, Antriebe, etc., sodass mit Ende September mit der Dichtprobe und dem I/O Check begonnen werden konnte.

Probleme in der Fertigung ergaben sich einerseits durch urlaubs- und fertigungsbedingte Lieferverzögerungen vor allem bei der Fertigung der Förderschnecken. Des Weiteren ergaben sich Verzögerungen aufgrund der Hallenerweiterung und der damit verbundenen Bautätigkeit zum Zeitpunkt der Diplomarbeit (Sommer 2012).

Bevor die Druckprobe der Apparate durchgeführt werden konnte, musste aufgrund der geänderten Pyrolyseschnecke deren Durchsatz (Norm-Pellets,  $\varnothing$  6 mm) für verschiedene Frequenzen im vollem Zustand bestimmt werden.

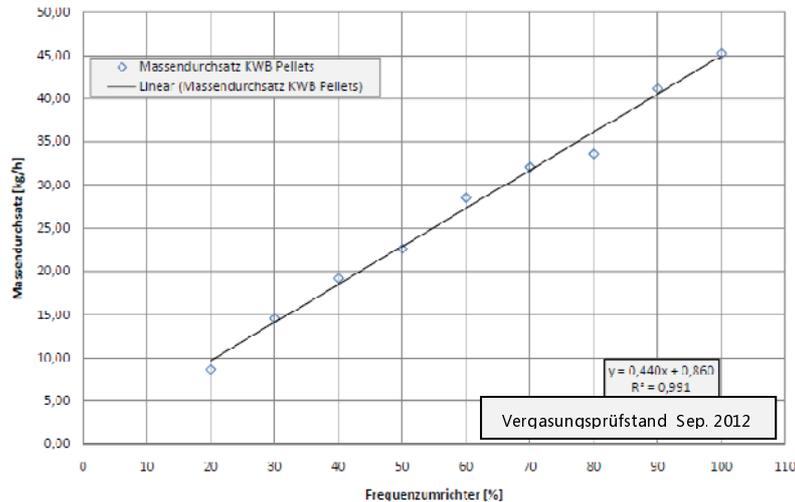


Abbildung 3-16 Durchsatz-Fit Pyrolysator-Gaserzeuger

Im Anschluss an die Durchsatzbestimmung konnte die Dichteprobe abgenommen werden. Die Anlage wurde in 3 Abschnitte aufgeteilt:

- Abschnitt 1: Brennstoffaufgabe bis Produktgasaustritt Reduktion
- Abschnitt 2: Produktgasaustritt Reduktion bis Austritt Schlauchfilter
- Abschnitt 3: Austritt Schlauchfilter bis Abzweig Klein-BHKW / Fackelleitung

Im I/O Check wurde die Verkabelung, das Ansprechverhalten der Sensoren und die Programmierung überprüft und getestet. Neben der Behebung der wenigen Fehler in der Verkabelung konnten auch Einstellungs- und Programmverbesserungen vorgenommen werden. Die Hauptfehlerquellen waren:

- Wechselrichterparameter
- Falsche Sensorposition
- Veränderte sicherheitstechnische Parameter und die dadurch nötigen Programmänderungen



Abbildung 3-17 Prüfstand zur gestuften Biomassevergasung

### 3.7 VERSUCHSPLANUNG

Ziel des Inbetriebnahmeversuches ist der Test der gesamten Anlage unter realen Betriebsbedingungen. Dazu soll der Gaserzeuger vollständig aufgeheizt und im Anschluss daran Biomasse aufgegeben werden, dabei erfolgt ein schrittweises Herantasten an einen stabilen Betriebszustand. Ist dieser erreicht, soll der Betriebszustand über mehrere Stunden gehalten

werden um T&P Samplings durchführen zu können. Dies dient einerseits der Bewertung der Effizienz der Gaserzeugung und andererseits zur Beurteilung der Funktionalität der Gasreinigung. Um bei der erstmaligen Wiederinbetriebnahme Probleme, bedingt durch den Biomasseaschegehalt, zu vermeiden, und um eine Referenz für spätere Versuche mit aschereicher Biomasse zu schaffen, sollen Norm-Pellets laut ÖNORM M7135 [36] mit einem Durchmesser von 6 mm eingesetzt werden. Die Versuchsdurchführung besteht aus folgenden Schritten:

- Funktionskontrolle der Anlagenkomponenten
- Herstellen des Koksбетtes in der Reduktion
- Vorbereitung des T&P Samplings und Kalibration der Produktgasanalyse
- Aktivieren der Messdatenaufzeichnung
- Aufheizen der Pyrolyseschnecke, POx und der Reduktion
- Aufgabe von Biomasse
- Erreichen eines stabilen Betriebszustandes
- Maximieren der Produktgasqualität
- Durchführen der T&P Samplings
- Stopp der Biomasseaufgabe, Leerfahren der Pyrolyseschnecke
- Stopp der Luftaufgabe
- Spülen der Anlage mit Stickstoff während der Abkühlphase (ca. 24 h)
- Inspektion der Anlage (Gaserzeuger, Wärmetauscher, Schlauchfilter, Austragung)
- Auswertung der Messdaten, der T&P Sampling

# 4 VERSUCHSAUSWERTUNG

Im folgenden Kapitel sollen der Aufbau der Probenahme und die verwendete Analysetechnik zur Produktgasauswertung, des T&P Sampling beschrieben werden. Auf eine genaue Erklärung der Messprinzipien wird verzichtet. Zusätzlich soll die Bilanzierung des Laborgaserzeugers besprochen werden.

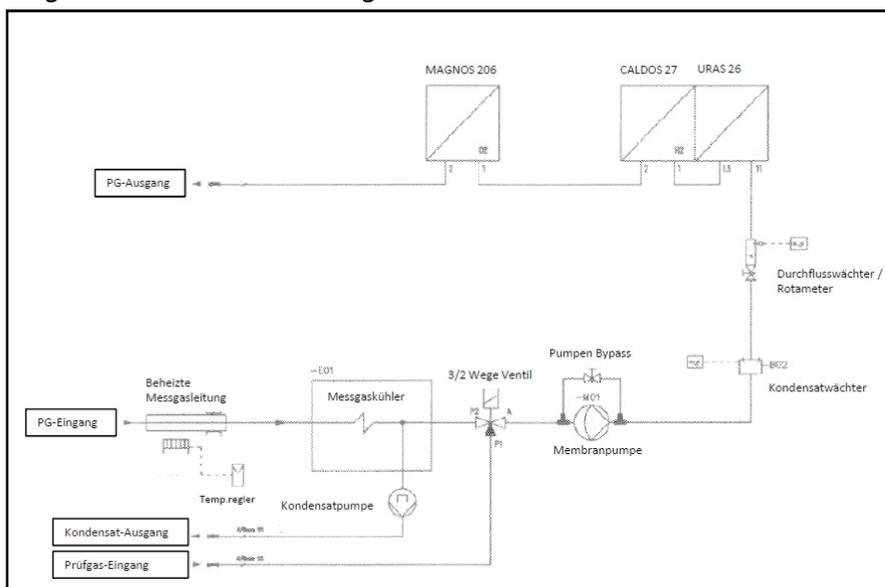
## 4.1 PRODUKTGASANALYSE

Die Analyse des Produktgases erfolgt durch einen ABB-Gasanalyseschrank EL3020. Es werden folgende Gaskomponenten ausgewertet:

**Tabelle 4-1 Produktgas-Messschrank**

	Analysator	Messprinzip	Messbereich [vol%]
O <sub>2</sub> [Vol%]	MAGNOS 206	Paramagnetisches Verhalten von O <sub>2</sub>	0 - 25
CH <sub>4</sub> [Vol%]	URAS 26	Nichtdispersive Infrarotabsorption	0 - 5
CO [Vol%]	URAS 26	Nichtdispersive Infrarotabsorption	0 - 50
CO <sub>2</sub> [Vol%]	URAS 26	Nichtdispersive Infrarotabsorption	0 - 50
H <sub>2</sub> [Vol%]	CALDOS 27	unterschiedl. Wärmeleitfähigkeit	0 - 50

Das Produktgas wird durch eine beheizte Messgasleitung mittels Membranpumpe des Gasanalyseschrankes abgesaugt. Dort wird das Produktgas auf 4°C abgekühlt, sodass die Luftfeuchtigkeit zusammen mit anderen kondensierbaren Komponenten kondensiert und im Anschluss von der Membranpumpe weitergefördert wird. Durch einen Kondensat- und Durchflusswächter gelangt es zum ersten Detektor (URAS 26). Hier wird aufgrund der unterschiedlichen Infrarotabsorption der einzelnen Gaskomponenten der Volumanteil von CH<sub>4</sub>, CO und CO<sub>2</sub> bestimmt. Der Anteil an H<sub>2</sub> wird in der nachfolgenden Detektoreinheit CALDOS 27 aufgrund der Wärmeleitfähigkeit des Gases ermittelt.



**Abbildung 4-1PG-Messschrankaufbau [37], Änderungen: Beschriftungen**

Schlussendlich erfolgt die O<sub>2</sub> Bestimmung aufgrund der paramagnetischen Eigenschaften im MAGNOS 206 Detektor. Anschließend verlässt das Messgas den Analyseschrank in Richtung Feldleitung.

### 4.2 TEER & PARTIKEL SAMPLING

Das Teer & Partikel Sampling erfolgt in enger Anlehnung an die Norm CEN TS 15439. Die geringfügigen Änderungen sind in der firmeninternen Arbeitsanweisung niedergeschrieben, hier soll nur auf den grundlegenden Aufbau eingegangen werden.

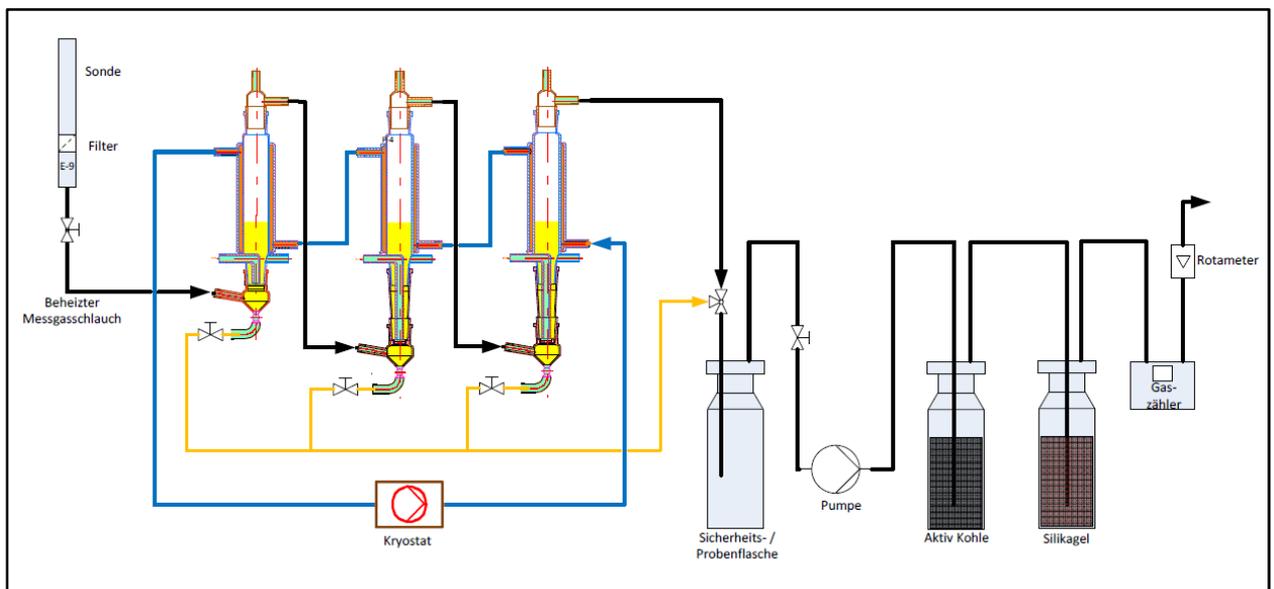


Abbildung 4-2 Aufbau T&P Sampling

Für die Probe wird nach der VDI-Richtlinie 2066 [38] isokinetisch ca. 1 m<sup>3</sup> Gas abgesaugt. Der Aufbau der verwendeten Messgassonde ist Abbildung 4-3 zu entnehmen. Während der Probenahme wird das Gas durch den beheizten Messgasschlauch und drei hintereinander geschaltete mit Isopropanol gefüllten Waschflaschen gesaugt. Die im Gas

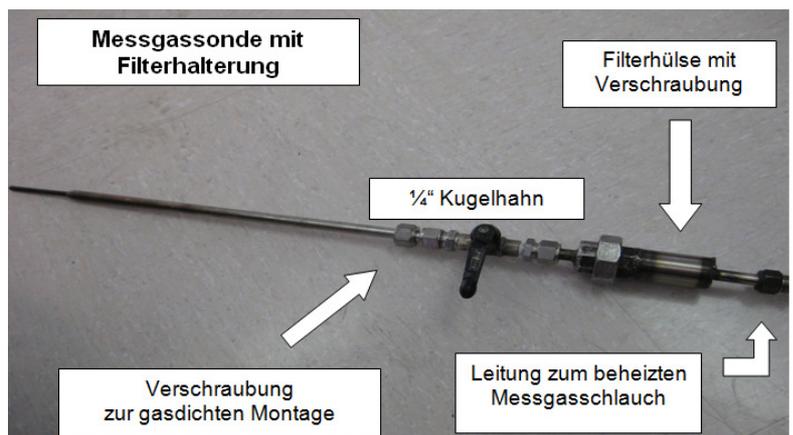


Abbildung 4-3 Messgassonde [41]

enthaltenen Teerverbindungen werden im Lösungsmittel absorbiert. Die Waschflaschen werden durch einen Doppelmantel mittels eines mit Isopropanol betriebenen Kryostaten auf ca. -20°C abgekühlt. Im Anschluss durchströmt das Gas eine nichtgefüllte Sicherheitsflasche, welche zur Entnahme der Proben dient, eine mit Aktivkohle und eine mit Silikagel gefüllte Glasflasche. Durch

die letzten beiden Flaschen werden nicht ausgewaschene organische Gaskomponenten ("Aktivkohle-Flasche") und die restliche Feuchtigkeit ("Silikagel-Flasche") adsorbiert, dies dient dem Schutz des nachfolgenden Gaszählers. Im Anschluss wird das Gas in die Feldleitung geleitet. Nach dem Sampling werden die Entlüftungen der Waschflaschen geöffnet und das beladene Isopropanol in die Sicherheitsflasche gesaugt. Die Auswertung des Staubgehaltes erfolgt gravimetrisch. Zur Bestimmung des Teergehaltes wird aufgrund der normalerweise kleinen Konzentrationen ein Gaschromatograph mit Flammenionisationsdetektor (JAS/ Agilent Technologies 7890A) eingesetzt.

## 4.3 BILANZIERUNG

Zur Erstellung der Gesamtmassenbilanz wurde als Bilanzgrenze der gesamte Vergasungsprüfstand bis vor dem Eintritt des Produktgases in die Quenche festgelegt. Die Bilanzierung wird in Microsoft Excel für jeden aufgezeichneten Datensatz durchgeführt. Zur besseren Übersichtlichkeit wird jedoch nur die über die jeweilige T&P Samplingzeit gemittelte Bilanzübersicht (Anhang A.8) dargestellt.

### 4.3.1 Massenbilanz

Die in die Massenbilanz ein- und ausgehenden Ströme sind in Tabelle 4-2 aufgeführt.

**Tabelle 4-2 Input & Output Massenströme**

Input [kg/h]		Output [kg/h]	
Biomasse ( $m'_{BM}$ )	$m'_{BM} = k * n_{Pyro,\%} + d$	Produktgas ( $m'_{PG,Korr}$ )	$m'_{PG,Korr} = f_{PG} * m'_{PG,Korr}$
POx-Luft ( $m'_{POx,Air}$ )	Blendenmessung	Abwasser ( $m'_{AW}$ )	Verwiegung
RED-Luft ( $m'_{RED,Air}$ )	Blendenmessung	Asche ( $m'_{Ash}$ )	$m'_{Ash} = m'_{BM} * w\%_{Ash} * (1 + f_{C,Ash})$ $+ m'_{BM} * (w\%_{S,BM} + w\%_{Cl,BM})$
Rost-Luft ( $m'_{Rost-Air}$ )	Blendenmessung		
POx-Dampf ( $m'_{POx,Steam}$ )	Blendenmessung		
RED-Dampf ( $m'_{RED,Steam}$ )	Blendenmessung		
Frischwasser ( $m'_{FW}$ )	vernachlässigbar		
Inertgas ( $m'_{N2}$ )	$m'_{N2} = \left[ \frac{P_{N2} * V_{Imp}}{MM_{N2} * T} \right] * \frac{n_{Imp}}{t_{Vers.}}$		

Die gasförmigen Massenströme werden durch Blendenmessungen bestimmt. Eine Ausnahme bildet der Produktgasmassenstrom, hier wird der mittels Blendenmessung bestimmte Massenstrom durch den Faktor  $f_{PG}$  korrigiert. Dies dient zum Ausgleich von Messungenauigkeiten. Der Faktor  $f_{PG}$  wird nach Formel 7 über den betrachteten Versuchszeitraum  $t_{Vers}$  bestimmt.

$$f_{PG} = \frac{\sum Output - \sum Input}{\sum Output}$$

#### Formel 7 Korrekturfaktor $f_{PG}$

Zweite Ausnahme ist die Bestimmung der zur Filterabreinigung benutzten Inertgasmenge  $m'_{N2}$ . Die Gasmenge pro Impulsabreinigung ergibt sich nach dem idealen Gasgesetz aus dem Abreinigungsdruck  $p_{N2}$  (3,2 bar), dem Vorlagebehältervolumen  $V_{Imp}$  (20 l) und der Temperatur T

## VERSUCHSAUSWERTUNG

(20°C). Durch eine Mittelung über die Anzahl der Abreinigungen  $n_{Imp}$  und die Versuchszeit ergibt sich der durchschnittliche Massenstrom an Inertgas. Die Biomassemenge  $M'_{BM}$  wird auf Basis der Massendurchsatzbestimmung der Pyrolyseschnecke (Abbildung 3-16) durch eine lineare Beziehung berechnet, wobei 100% der Getriebemotordrehzahl ( $5,4 \text{ min}^{-1}$ ) bei 50 Hz entsprechen.

$$m'_{BM} = 0,44 * n_{Pyro[\%]} + 0,86 \quad [\text{kg/h}] \dots \text{für Pellets } 6 \text{ mm, } w_{H_2O} = 9\%_{tr}$$

### Formel 8 Massendurchsatz Pyrolyseschnecke

Durch den großen Speicherterm der Ascheaustragung ist noch keine Asche in den Austragsbehälter gefördert worden, deswegen wird die Aschemenge  $m'_{Ash}$  durch den Ascheanteil der Biomasse  $w\%_{Ash}$  und einen angenommenen Restkohlenstoffanteil  $f_{C,Ash}$  in der Asche abgeschätzt. Zusätzlich wird angenommen, dass der enthaltene Schwefel- ( $w\%_{S,BM}$ ) und Chloranteil ( $w\%_{Cl,BM}$ ) vollständig in dem mit der Asche ausgetragenen Staub gebunden wird. Die Menge an Frischwasser  $m'_{FW}$  kann vernachlässigt werden, da keine Zufuhr während des Versuchsbetriebes verzeichnet werden konnte.

$$m'_{BM} + m'_{POX,Air} + m'_{RED,Air} + m'_{Rost,Air} + m'_{POX,Steam} + m'_{RED,Steam} + m'_{FW} + m'_{Inert} = m'_{Ash} + m'_{PG,korr}$$

### Formel 9 Gesamtmassenbilanz Laborgaserzeuger

## 4.3.2 Energiebilanz

Folgende Energieströme wurden dem Gaserzeuger über die Bilanzgrenze zu- bzw. abgeführt.

Tabelle 4-3 Energiebilanz Input

Input [kW]	
Enthalpie BM ( $H'_{BM}$ )	$H'_{BM} = m'_{BM} * cp_{BM} * T_{BM}$
Brennwert Biomasse ( $Ho'_{BM}$ )	$Ho_{BM} = 35 * w\%_C + 94,3 * w\%_{H_2} - 10,8 * w\%_{O_2} + 2,44 * w\%_{H_2O} \quad [\text{MJ/kg}_{gr}]$
Enthalpie Luft ( $H'_{Air}$ )	$H'_{Air} = \sum m'_{i,Air} * cp_{Air} * T_{Air}$
Enthalpie Dampf ( $H'_{Steam}$ )	$H'_{Steam} = \sum m'_{i,Steam} * (cp_{Steam} + \Delta h_{V,0^\circ C}) * T_{Steam}$
Enthalpie Frischwasser ( $H'_{FW}$ )	$H'_{FW} = m'_{FW} * cp_{H_2O} * T_{H_2O}$
Enthalpie Inertgas ( $H'_{N_2}$ )	$H'_{Inert} = m'_{N_2} * cp_{N_2} * T_{N_2}$
POX-Brenner ( $P_{POX}$ )	$P_{POX} = 4 \text{ kW}$
Pyrolyatorheizung ( $P_{Pyro}$ )	$P_{POX} = (Z_{1,\%} + Z_{II,\%} + Z_{III,\%}) * 1,25 + (Z_{IV,\%} + Z_{V,\%}) * 1,8 \text{ kW}$
Gebälseleistung ( $P_{Gebi}$ )	$P_{Gebi} = 2 \text{ kW}$

Tabelle 4-4 Energiebilanz Output

Output [kW]	
Enthalpie PG ( $H'_{PG}$ )	$H'_{PG} = m'_{PG} * cp_{PG} * T_{PG}$
Brennwert PG ( $Ho'_{PG}$ )	$Ho_{PG} = 12,62 * vol\%_{CO_2} + 12,79 * vol\%_{H_2} + 39,819 * vol\%_{CH_4} \quad [\text{MJ/Nm}^3_{dry}]$
Leistung Wärmetauscher ( $P_{WT}$ )	$H'_{WT} = m'_{Air} * cp_{Air} * (T_{i,WT,in} - T_{e,WT,out})$
Enthalpie ( $H'_{Ash}$ )	$H'_{Ash} = m'_{Ash} * cp_{Ash} * T_{Ash}$
Nicht nutzbar. scn. Wärme ( $H'_{NSW}$ )	$H'_{NSW} = m'_{PG} * cp_{PG} * (T_{Genz, 100^\circ C} - T_{0^\circ C})$
Nutzbare sensible Wärme ( $H'_{SW}$ )	$H'_{SW} = m'_{PG} * cp_{PG} * (T_{WT, Out} - T_{Genz, 100^\circ C})$
Verlustwärme ( $H'_{Verl}$ )	$H'_{Verl} = \sum In - \sum Out$

## VERSUCHSAUSWERTUNG

Die zur Bestimmung der spezifischen Wärmekapazität, sowie der oberen Heizwerte verwendeten Korrelationen sind im Anhang A.5 zu finden. Der POx-Zünder ist nur während des Hochfahrens der Anlage in Betrieb, weshalb dessen Leistung für die Bilanzierung im Zeitraum der T&P Samplings keine Rolle spielt. Für die Gebläseleistung wurde aufgrund sich dauernd ändernder Werte ein mittlerer, für den gesamten Zeitraum konstanter Wert angenommen.

$$\begin{aligned} & \dot{H}'_{BM} + \dot{m}_{BM} * \dot{H}o_{BM} + \dot{H}'_{Air} + \dot{H}'_{Steam} + \dot{H}'_{FW} + \dot{H}'_{Inert} + P_{Pyro} + P_{POx} + P_{Geb} \\ & = \dot{H}'_{PG} + \dot{m}'_{PG} * \frac{\dot{H}o_{PG}}{\rho_{PG}} + \dot{H}'_{AW} + \dot{H}'_{Ash} + \dot{H}'_{WT} + \dot{H}'_{Quenche} + \dot{H}'_{Verl} \end{aligned}$$

### Formel 10 Energiebilanz Laborgaserzeuger

#### 4.3.3 Kennzahlen

Zur Beurteilung des Prozesses werden folgende Kennzahlen verwendet:

**Tabelle 4-5 Kennzahlen Laborgaserzeuger**

Massenkennzahlen		Energiekennzahlen	
Air-Fuel-Ratio (AFR)	$AFR = \frac{\dot{m}_{Air}}{\dot{m}_{BM}}$	Kaltgaswirkungsgrad konventionell ( $\eta_{KG,k}$ )	$\eta_{KG,k} = \frac{\frac{\dot{m}_{Air}}{\dot{P}_{PG}} * \dot{H}o_{PG}}{\dot{m}_{BM} * \dot{H}o_{BM}}$
Steam-Fuel-Ratio (SFR)	$SAR = \frac{\dot{m}_{Steam}}{\dot{m}_{Air}}$	Kaltgaswirkungsgrad energetisch ( $\eta_{KG,e}$ )	$\eta_{KG,e} = \frac{\frac{\dot{m}_{Air}}{\dot{P}_{PG}} * \dot{H}o_{PG}}{\dot{m}_{BM} * \dot{H}o_{BM} + P_{Pyro}}$
Steam-Air-Ratio (SAR)	$SFR = \frac{\dot{m}_{Steam}}{\dot{m}_{Air}}$		

## 5 ERGEBNISSE

Insgesamt wurden zwei Inbetriebnahmeversuche (23.10.2012 und 30.10.2012) mit Normpellets (6 mm DM) durchgeführt, wobei der erste Versuch lediglich ein Vorversuch war und deswegen keine ausführliche Auswertung durchgeführt wurde. Die Trenddaten befinden sich im Anhang A.8. Im zweiten Versuch wurden insgesamt drei T&P Sampling durchgeführt. Die Auswertung der Messdaten und die zugehörige Bilanzierung erfolgten über den jeweiligen Zeitraum des T&P Samplings.

- T&P Sampling 1: 30.10.2012 12:51 - 13:31
- T&P Sampling 2: 30.10.2012 14:36 - 15:30
- T&P Sampling 1: 30.10.2012 17:29 - 18:29

Die Elementarzusammensetzung der eingesetzten Pellets wurde in vorhergegangenen Versuchen bestimmt [12] und ist in Tabelle 5-1 dargestellt.

**Tabelle 5-1 Elementarzusammensetzung Holzpellets**

	w%_trocken
C	49,53%
H	5,77%
O	44,01%
N	0,19%
S	0,01%
CL	0,01%
Asche	0,48%

Die Feuchtigkeit der Pellets wurde vor diesen Versuchen bestimmt und betrug 9 w%<sub>tr</sub>.

### 5.1 PRODUKTGASANALYSE & TEMPERATURVERLÄUFE

Die Gaszusammensetzung wurde im Produktgasanalyseschrank, dessen Aufbau im Kapitel 4.1 beschrieben ist, bestimmt. Des Weiteren werden die Verläufe der wichtigsten Temperaturen der Pyrolyse, der POx, der Reduktion und der Gasreinigung dargestellt. Zusätzlich wird der für den Betrieb entscheidende Druckverlust der Reduktion, welcher sich zum Versuchsende auf ca. 10 - 15mbar einpendelte, eingezeichnet. An den Verläufen der Pyrolysetemperaturen erkennt man, dass diese über den gesamten Versuchszeitraum annähernd konstant waren. Die Temperaturen am unteren Ende der POx und am oberen Ende der Reduktion verzeichneten hingegen zwischen 1. und 3. T&P Sampling einen Anstieg um ca. 100°C auf ca. 900°C bzw. 1000°C. An der PG-Zusammensetzung erkennt man deutlich, dass erst im 3. T&P Sampling ein annähernd stabiler Zustand erreicht wurde, vor allem der Wasseranteil schwankte stark. Grund dafür war, dass erst die richtige Einstellung zwischen der Reduktionstemperatur, des zur Kühlung notwendigen Dampfes und des Reduktionsdruckverlustes gefunden werden musste.

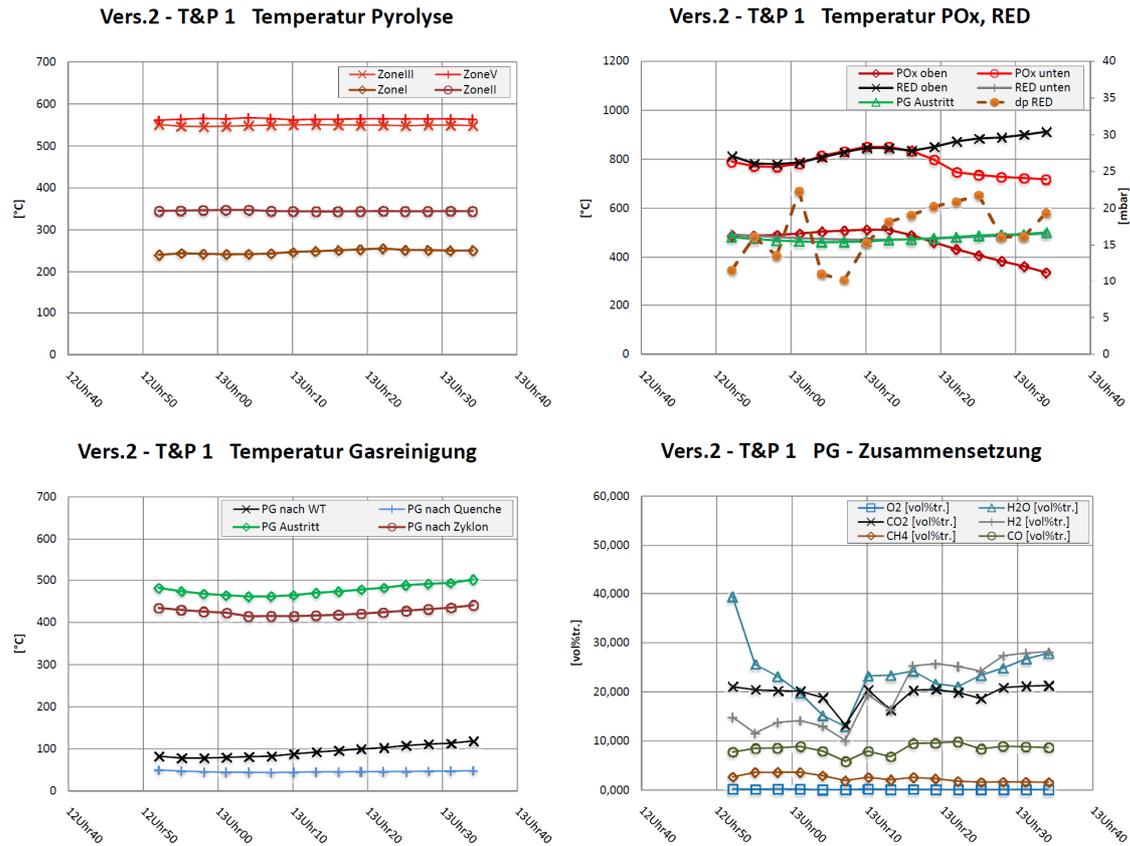


Abbildung 5-1 Temperatur-, PG-Konzentrationsverläufe Vers.2 / T&P 1 (30.10.2012)

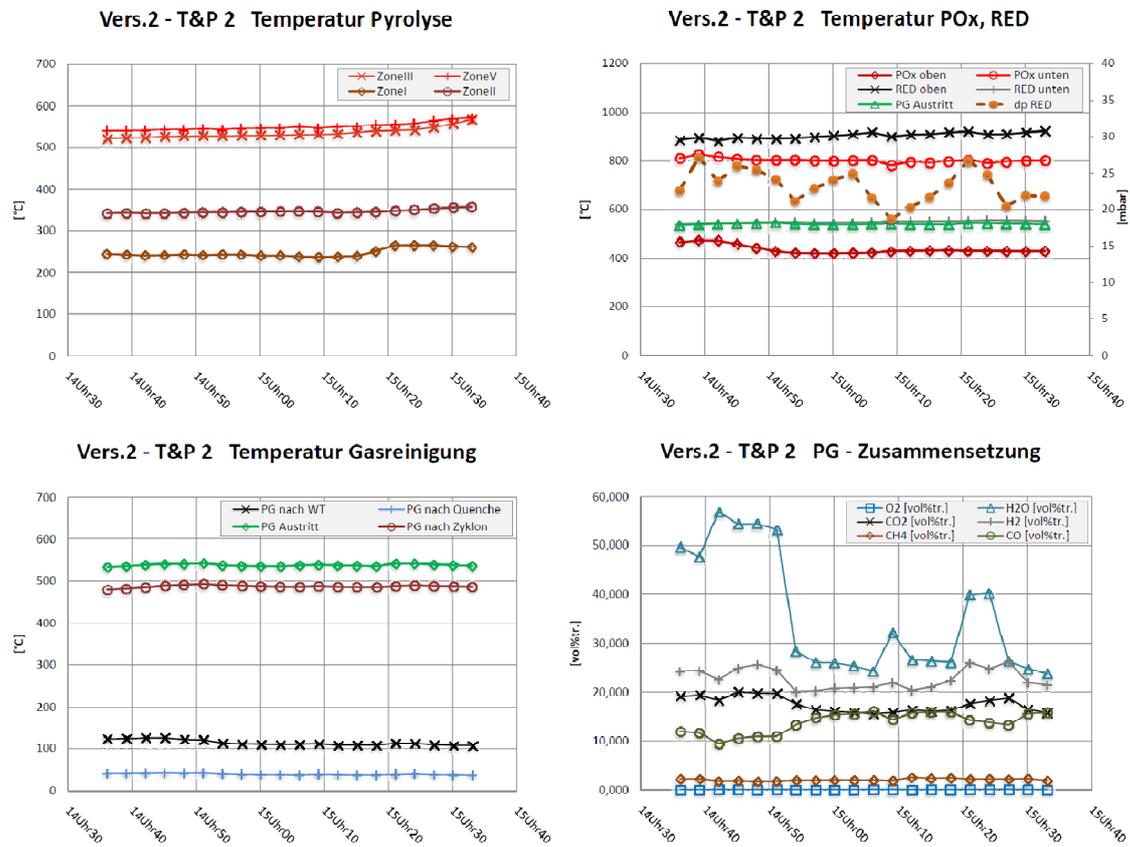


Abbildung 5-2 Temperatur-, PG-Konzentrationsverläufe Vers.2 / T&P 2 (30.10.2012)

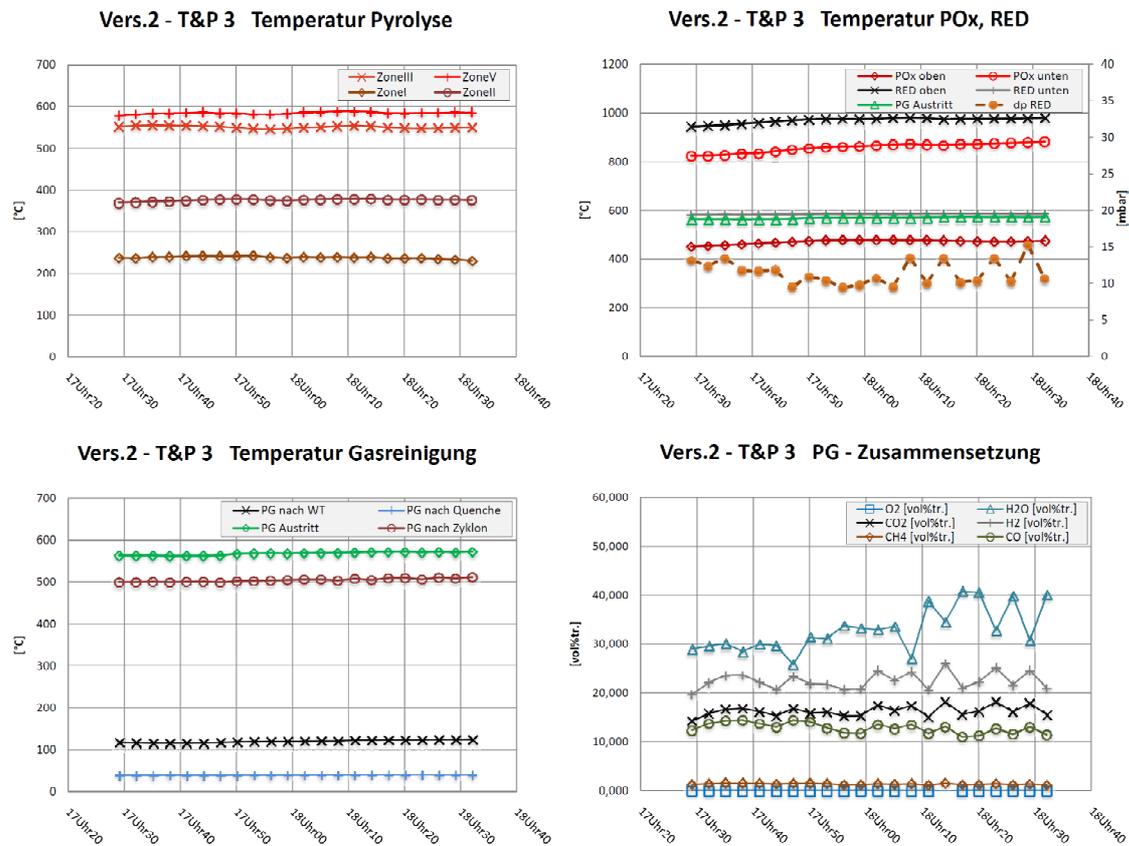


Abbildung 5-3 Temperatur-, PG-Konzentrationsverläufe Vers.2 / T&P 3 (30.10.2012)

## 5.2 BILANZIERUNG

Mit den in Kapitel 4.3 genannten grundlegenden Beziehungen wurde für die Zeitdauer jedes T&P Samplings eine Massen- und Elementarbilanz auf Basis der Mittelwerte erstellt. Dabei wird die Gesamtmassenbilanz durch Variation des Faktor  $f_{PG}$  geschlossen. Der Wert der Korrekturfaktoren betrug 1,24 für T&P 1, 1,25 für T&P 2 und 1,07 für T&P 3, d.h. die Differenz zum idealen Wert eins war akzeptabel. Die Abweichung in der Elementarbilanz des 3. T&P Samplings betrug für Kohlen-, Wasser-, Sauer-, Stickstoff, Schwefel und Chlor zwischen -8 bis +4 w%. Für die Asche ergibt sich eine Abweichung von -13w% aufgrund der Tatsache, dass nach dem zweiten Versuch noch keine Asche im Aschebehälter angelangt war. Für die Produktgasmenge ergab sich ein Wert von 2,51 Nm<sup>3</sup><sub>tr.</sub> pro kg<sub>tr.</sub> Biomasse.

Die Bilanzübersichten der restlichen T&P Samplings sind im Anhang A.8 zu finden.

# ERGEBNISSE

Date	30.10.2012									
Test number	Vers.2 - T&P 3									
Material	Normpellets DM=6mm									
<b>Meteorologische Daten:</b>										
Raumtemp.	20,0 [°C]									
rel. Luftfeuchte:	35,00%									
<b>Elementarzusammensetzung</b>										
<b>Elemental composition</b>										
	Biomasse	H2O	Luft	CH4	CO	CO2	H2	O2	N2	Asche/Staub
	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%	w%
C	49,53%			74,9%	42,9%	27,3%				68,2%
H	5,77%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	44,01%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,19%		76,9%						100%	0,2%
S	0,01%									1,2%
Cl	0,01%									1,2%
Ash	0,48%									29,2%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
<b>Massenbilanz</b> Vers.2 - T&P 3      17:29      bis      18:29										
<b>Elementarbilanz</b>										
<b>A...Massen-INPUT</b> BM-Feuchte      9,0% (bez. auf TS)										
<b>Gesamtmassenbilanz</b>										
		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	11,99		5,94	0,69	5,28	0,02	0,00	0,00	0,00
	Biomasse H2O	1,19			0,13	1,05				
	H2O - Dampf	3,18			0,36	2,82				
	LUFT	24,38			0,00	5,64	18,74			
	Falschluff	0,00			0,00	0,00	0,00			
	H2O aus Luft	0,12			0,00	0,00				
	Frischwasser	0,00								
	N2 - Inert	0,11					0,1			
	<b>Total IN</b>	<b>Summe</b>		<b>5,94</b>	<b>1,18</b>	<b>14,80</b>	<b>18,86</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
<b>B...Massen-OUTPUT</b>										
<b>B1...Produktgas</b>										
	m <sup>1</sup> <sub>PG</sub>	38,4 kg								
	f <sub>PG</sub>	1,07								
	m <sup>1</sup> <sub>PG,korr</sub>	40,87 kg								
	p <sub>PG, f</sub>	1,02 kg/Nm <sup>3</sup>								
	p <sub>PG, tr</sub>	1,09 kg/Nm <sup>3</sup>								
	m <sup>1</sup> <sub>PG,korr, tr</sub>	32,87 kg								
	<b>Compositior</b>	<b>Volume flow</b>	<b>Mass-Flow</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>O</b>	<b>N</b>	<b>S</b>	<b>Cl</b>	<b>Ash</b>
	[Vol% <sub>dry</sub> ]	[Nm <sup>3</sup> /h <sub>dry</sub> stp]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
	CH4	1,50%	0,46	0,32	0,24	0,08				
	CO	13,78%	4,17	5,21	2,23	2,98				
	CO2	17,51%	5,30	10,40	2,84	7,56				
	H2	24,14%	7,31	0,65		0,65				
	O2	0,07%	0,02	0,03		0,03				
	N2	43,00%	13,01	16,26			16,26			
	H2O	32,88%	9,95	7,99		0,89	7,10			
	<b>Produktgas Out</b>	<b>40,22</b>	<b>40,87</b>	<b>5,32</b>	<b>1,63</b>	<b>17,67</b>	<b>16,26</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
<b>B2...Asche&amp;Staub</b>										
			0,10	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05
	<b>Total OUT</b>	<b>Summe</b>	<b>40,97</b>	<b>5,38</b>	<b>1,63</b>	<b>17,67</b>	<b>16,26</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,05</b>
	Abw. %		0%	-9%	38%	19%	-14%	1%	1%	-22%
<b>C...Kennzahlen</b>										
	Spezifische Produktgasmenge	2,52 Nm <sup>3</sup> PG tr. / kg BM tr.								
	Air/Fuel-Ratio (AFR)	2,03								
	Steam/Fuel-Ratio (SFR)	0,27								
<b>Abweichungen</b>										
<b>Massenkennzahlen</b>										

Abbildung 5-4 Übersicht Massenbilanz 3. T&P Sampling

Die Energiebilanz wurde wie die Massenbilanz auf Basis der Mittelwerte der jeweiligen T&P Samplingzeit erstellt. Damit wird der Umstand berücksichtigt, dass die Reduktion noch keinen stationären Koksfüllstand erreicht hatte, da der Flügelradsensor während der gesamten Versuchszeit nicht angesprochen hatte. Dadurch herrschten in der Reduktion noch sich ändernde Reaktionsbedingungen.

Die Inputströme setzen sich aus dem Brennwert der Biomasse, den sensiblen Wärmen der zugeführten Stoffströmen und der zugeführten Energie in Form von Heizleistung und Antriebsleistung zusammen. Outputströme in der Energiebilanz sind der Brennwert des Produktgases, die abgegebene Energiemenge des Wärmetauschers an den Hochtemperaturwasserkreis, die nutzbare im Produktgas enthaltene sensible Wärme, die nicht nutzbare sensible Wärme des Produktgases, der Brennwert des in der Asche enthaltenen Kohlenstoffes inkl. der sensiblen Wärme und die Verlustleistung (Druckverluste, Wärmeverluste, ...) des Laborgaserzeugers. Als Grenze der Nutzbarkeit wurde eine Temperatur von 100°C festgelegt. Die über die jeweilige Samplingzeit gemittelten Produktgaseheizwerte (Definition siehe Tabelle 4-3) und die Kaltgaswirkungsgrade (Definition siehe Tabelle 4-5) befinden sich in Tabelle 5-2.

**Tabelle 5-2 PG-Heizwerte, Kaltgaswirkungsgrade**

	$\eta_{\text{KaltG}}$ [%]	$\eta_{\text{KaltG}}$ [%]	$H_{\text{O}_{\text{PG}}}$ [MJ/Nm <sup>3</sup> <sub>tr</sub> ]	$H_{\text{u}_{\text{PG}}}$ [MJ/Nm <sup>3</sup> <sub>tr</sub> ]
T&P 1	65,4	60,6	5,1	4,6
T&P 2	71,0	67,0	5,9	5,3
T&P 3	70,6	65,9	5,4	4,9

Die über die jeweilige Samplingzeit gemittelten Energiebilanzen der anderen T&P Samplings befinden sich im Anhang A.8.

# ERGEBNISSE

<b>Energiebilanz</b>		Vers.2 - T&P 3	17:29	bis	18:29
Date	30.10.2012				
Test number	Vers.2 - T&P 3				
Material	Normpellets DM=6mm				
Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H <sub>2</sub> O - flüssig)					[kW]
<b>D...Energie-INPUT</b>					
		m'	Ho	cp	
		[kg/h]	[MJ/kg tr]	[kJ/kgK]	
D1	<b>Brennwert</b>				
	Biomasse tr.	13,18	17,70		64,8
D2	<b>Sensible Wärmen</b>				
	Biomasse wε	13,2	1,49		0,12
	Dampf	3,2	1,87		2,37
	Luft wet	24,5	1,09		0,23
	Inertgas N2	0,1	1,04		0,00
D3	externe Wärme für Pyrolyse + Zündbrenner OxC.)				4,6
D4	Gebälseleistung				2,0
<b>Summe Energie-Input</b>					<b>74,14</b>
<b>E...Energie-OUTPUT</b>					
		Vol.-Strom	m'	Brennwert Ho	
		[Nm <sup>3</sup> /h tr]	[kg/h]	[MJ/Nm <sup>3</sup> tr]	[MJ/kg]
E1	<b>Brennwert Produktgas</b>	30,3		5,4	45,73
E2	<b>Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher</b>				4,60
E3	<b>Nutzbare sensible Wärme (&gt;100 °C)</b>				0,26
E4	<b>Nichtnutzbare sensible Wärme (&lt;100 °C)</b>				1,59
E6	<b>Brennwert &amp; Sensible Wärme Asche</b>		0,10	24,5	0,69
E7	<b>Verlustleistung</b>				21,3
<b>Summe Energie-Output</b>					<b>74,14</b>
<b>Wirkungsgrade</b>					
<b>Effizienzen</b>					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - konventionell</b>		= E1 / D1		<b>70,6%</b>	
ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - energetisch</b>		= E1 / (D1+D3)		<b>65,9%</b>	
Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput					
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput</b>		= (E1+E2+E3) / D1		<b>78,1%</b>	
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput</b>		= (E1+E2+E3) / (D1+D2+l		<b>68,2%</b>	

Abbildung 5-5 Übersicht Energiebilanz 3. T&P Sampling

### 5.3 TEER- UND PRATIKEL SAMPLING

#### Staubanalyse

Der Staubgehalt des Produktgases wurde vor, nach dem Zyklon und nach dem Schlauchfilter im Zuge des T&P Sampling bestimmt. Die Staubmenge wurde gravimetrisch aus der Filtermasse vor und nach der Probenahme bestimmt, wobei diese eine Nacht bis zur Gewichtskonstanz getrocknet wurden. Die Bestimmung des Volumens der Gasprobe erfolgt durch einen den Waschflaschen nachgeschalteten Gaszähler. Während des zweiten T&P Samplings konnte die Staubkonzentration vor dem Zyklon aufgrund einer verstopften Fritte in der Waschflasche nicht bestimmt werden.

**Tabelle 5-3 IBN-Vers.2 Staubanalyse**

Messstelle	Vers.2 - T&P 1 [mg/Nm <sup>3</sup> ]	Vers.2 - T&P 2 [mg/Nm <sup>3</sup> ]	Vers.2 - T&P 3 [mg/Nm <sup>3</sup> ]
vor Zyklon	579	-	416
nach Zyklon	556	621	321
nach Filter	17	74	61

In vorangegangenen Versuchen (2010) wurde für den Betrieb mit Normpellets eine Staubkonzentration nach Zyklon von rund 200 - 300 mg/Nm<sup>3</sup> erreicht, dieser Wert wurde nur vom 3. T&P Sampling annähernd erreicht. Für das erste und dritte T&P Sampling wurde lediglich 4 bzw. 23% der Staubmenge vor Zyklon abgeschieden. Aus diesem Grund wurde anhand der bekannten Zyklongeometrie und den Betriebsdaten (Volumenstrom, Temperatur, Staubbeladung...) die theoretische Abscheideleistung nach Barth/Muschelknautz [39] für das dritte T&P Sampling durchgeführt (Anhang A.9). Für die Korngrößenverteilung (KGV) wurde auf bekannte Werten zurückgegriffen [12]. Grund dafür war, dass der Staub und die Asche im neuen Vergasungsprüfstand zusammen gesammelt werden und die alleinige Staubmenge des T&P Samplings nicht zur Bestimmung der KGV ausreicht. Aus der Berechnung ergab sich eine theoretische Abscheideleistung von rund 84%.

Der wahre Grund für diese unzureichende Abscheideleistung konnte nicht gefunden werden, es wird aber vermutet, dass dieser in der Veränderung der Einbaulage und der verkürzten Zyklonhöhe zu suchen ist.

Der Staubgehalt nach Filter des 1. T&P Sampling entspricht mit 17 mg/Nm<sup>3</sup> in etwa den Werten aus der 300 kW\_Brst. Pilotanlage (<5mg/Nm<sup>3</sup>). Für den Schlauchfilter ergab sich eine anfängliche Abscheideleistung von 97%, jedoch sank diese durch teilweises Verkleben des Filterschlauches auf 80% im 3. T&P Sampling.

#### Teeranalyse

Die Teerwerte der letzten Versuch vor Umbau des Laborgaserzeugers (2010, 2011) von 20 - 60 mg/Nm<sup>3</sup> [12] konnten im Zuge des zweiten Inbetriebnahmeversuches nicht erreicht werden. Mit Werten >100 mg/Nm<sup>3</sup> lag man deutlich über diesen Werten.

## 5.4 INSPEKTION

Im Anschluss an die beiden Inbetriebnahmeversuche wurde der Gaserzeuger zur Inspektion nach einer Auskühlzeit von 24-36 h geöffnet. Nach dem ersten Versuch wurde der Ascherost ausgebaut und die Asche-/ Staubbox geöffnet. Bei der zweiten Inspektion wurde zusätzlich noch der Wärmetauscher und Schlauchfilter geöffnet.

### Inspektion IBN-Versuch1

Da der erste Inbetriebnahmeversuch aufgrund eines zu hohen Druckverlustes ( $>70\text{mbar}$ ) der Reduktion abgebrochen werden musste, lag das Hauptinteresse im Aufbau der Koksschüttung. Bei der Öffnung des Blindflansches über dem Koksabwurfschacht wurde neben den Teerablagerungen aufgrund des nichtgedämmten Flansches auch ersichtlich, dass sich in der Reduktion eine Brücke aus Koks gebildet hatte. Diese bildete sich vermutlich aufgrund einer zu hohen Temperatur ( $>1000^\circ\text{C}$ ) in diesem Bereich, sodass ein Erweichen der enthaltenen Asche einsetzte. Dadurch wurde ein Herabfallen des Kokses verhindert, wodurch sich ein Hohlraum (ca. 5 cm Höhe) zwischen der Koksbrücke und dem darunterliegenden Koks Bett bildete. Der Anstieg des Druckverlustes wird auf diesen Umstand zurückgeführt.

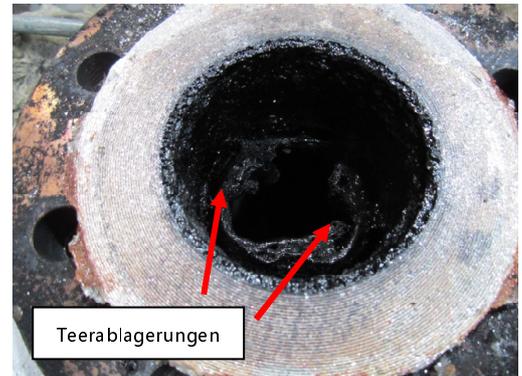


Abbildung 5-6 Inspektion IBN-Vers.1  
Koksabwurfschacht Teerablagerungen

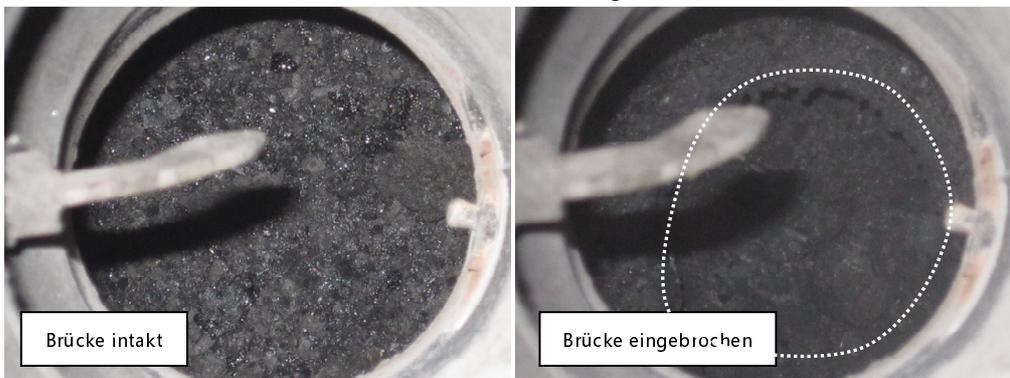


Abbildung 5-7 Inspektion IBN Vers.1 Brückenbildung RED

Beim Entfernen des Rostes von der Reduktion wurde der deutlich sichtbare Anteil an weißer Asche sichtbar, teilweise war hingegen aber auch noch die Form der Pellets zu erkennen. Neben dieser lockeren Asche fanden sich aber auch deutlich größere und härtere Asche-Agglomerate in der Reduktion, welche vermutlich aus der Koksbrücke stammten.

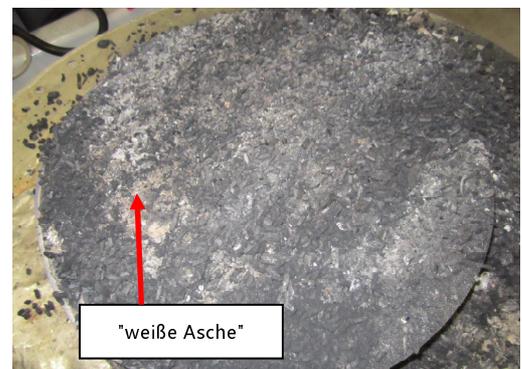


Abbildung 5-8 Inspektion IBN-Vers.1 Koksbed



Abbildung 5-9 Inspektion IBN-Vers.1 Asche-Agglomerate, Kokspartikel

### Inspektion IBN Versuch 2

Im Zuge der zweiten Inspektion konnte eine ähnlich Teerablagerung im Bereich des Blindflansches über dem Koksabwurfschacht beobachtet werden. Eine Brückenbildung wurde jedoch nicht festgestellt und im Koksbett waren keine Asche-Agglomerate zu finden. Zusätzlich zur ersten Inspektion wurde der Deckel des Wärmetauscher geöffnet und der Filterschlauch des Schlauchfilter ausgebaut. Während im Wärmetauscher lediglich eine normale Ablagerung von feiner Flugasche zu finden war, war die Oberfläche des Filterschlauches größtenteils mit einer durch händisches Klopfen nicht mehr zu entfernenden ca. 1-2 mm starken Staubschicht belegt.



Abbildung 5-10 Inspektion IBN-Vers.2 Schlauchfilter

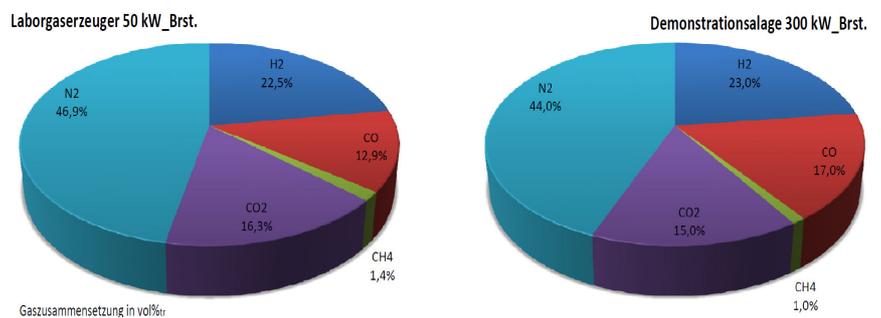
Dies wird einerseits darauf zurückgeführt, dass während des ersten Versuches die Mischerregelung des Wärmetausches nicht korrekt arbeitete. Dadurch konnten im nachgeschalteten Filter aufgrund der damit verbundenen niedrigen Temperatur (ca. 60 - 70°C, siehe Anhang A.8) Wasser und Teer kondensieren und zum Verkleben des Filters führten. Andererseits fehlte die vom Hersteller empfohlene Erst-Precoatierschicht (250 g/m<sup>2</sup> Kalkhydrat), wodurch die Filterschläuche leichter zum Verkleben bzw. Verstopfen neigen.

Durch die Staubschicht erklärt sich auch die zum Ende des zweiten Versuches hin immer häufiger notwendige Filterabreinigung.

## 6 DISKUSSION DER ERGEBNISSE

Die Inbetriebnahme und Überprüfung der Funktion der 50 kW<sub>Brst</sub>. Versuchsanlage zur gestuften Biomassevergasung inklusive der neuen Gasreinigung konnte im Zuge der beiden Versuche abgeschlossen werden. Der erste Versuch musste aufgrund eines zu hohen Druckverlustes der Reduktion abgebrochen werden. Grund dafür war eine Brückenbildung in der Reduktionskammer. Diese wurde durch zu hohe Temperaturen am oberen Ende der Reduktion und der verbundenen Ascheerweichung hervorgerufen. Des Weiteren arbeitete die Regelung des Mischers vor dem Wärmetauscher falsch, wodurch die Temperatur im Schlauchfilter nur 60-70°C betrug. Dadurch konnten am Schlauchfilter Feuchtigkeit und Teer kondensieren. Das machte sich dann im zweiten Versuch bemerkbar, indem die Zeit zwischen den Abreinigungen bis zum Ende hin ständig abnahm.

Im zweiten Inbetriebnahmeversuche wurde das Temperaturproblem am oberen Reduktionsende durch Zugabe von Dampf in der Reduktion und POx unter Kontrolle gebracht, sodass nach der Startphase ein stationärer Betrieb mit einem Reduktionsdruckverlust von 15-25 mbar erreicht wurde. Die Schwierigkeit bestand darin, einerseits genügend POx-Luft aufzugeben, um die Temperatur in der POx zu steigern (800-900°C) und somit eine gute Teerkonversion zu gewährleisten. Andererseits führt dies zu den hohen Temperaturen in der Reduktion, welche aber durch die Zugabe von Dampf kontrolliert werden konnten. Der Dampf erhöhte jedoch ab einem gewissen Punkt den Druckverlust der Reduktion, sodass dieser



**Abbildung 6-1 Vergleich Produktgaszusammensetzungen aus Pilotanlage 300 kW<sub>Brst</sub>. & Laborgaserzeuger 50 kW<sub>Brst</sub>.**

wieder zurück genommen werden musste. Die Produktgaszusammensetzung schwankte während der ersten beiden T&P Samplings. Im annähernd stationären Betrieb (T&P 3) konnte eine gleichbleibende Produktgasmenge (ca. 36 kg/h) und -zusammensetzung mit einem durchschnittlichen unteren Heizwert (T&P Sampling 3) von 4,9 MJ/Nm<sup>3</sup> erreicht werden. Dies entspricht in etwa den aus der Literatur [6] und den aus vorhergegangenen Versuchsreihen [12] bekannten Werten (siehe Kapitel 3.1). Die Zusammensetzung des Produktgases entsprach in etwa der der 300 kW<sub>Brst</sub> Pilotanlage [12]. Die Luftmenge betrug ca. 1,9 kg<sub>Air</sub>/kg<sub>BM</sub> und die zur Kühlung notwendige Dampfmenge pendelte sich bei ca. 0,25 kg<sub>Steam</sub>/kg<sub>BM</sub> ein. Für die Dauer des 3. T&P Samplings (1 h) ergibt sich ein konventioneller Kaltgaswirkungsgrad von 70,6%. Die Diskrepanz zum Kaltgaswirkungsgrad der 300 kW<sub>Brst</sub> Pilotanlage (85-90% [12]) ergibt sich aufgrund der leistungsspezifisch höheren Wärmeverluste des Laborgaserzeugers, bedingt durch die schlechtere Wärmedämmung, bzw. aufgrund des höheren Verhältnisses von Anlagenoberfläche zu -volumen.

Die Auswertung der Staubproben erbrachte eine Abscheideleistung des Schlauchfilters von anfänglich 97% während des ersten T&P Sampling. Dies sank jedoch auf rund 80% für das 3. T&P Sampling. Der zu niedrige Staubwert bei der Messstelle vor dem Zyklon des 2. T&P Samplings wird auf Messfehler zurückgeführt und deswegen verworfen. Im gleichen Zeitraum sank wie bereits beschrieben auch die Zeit zwischen den einzelnen Abreinigungen. Bei der Inspektion des Schlauchfilters wurde festgestellt, dass dieser mit einer nicht mehr durch den Druckstoß abreinigbaren Staubschicht belegt war. Durch die abgelagerte Staubschicht erfolgte nur mehr an einem Teil der Filterfläche die Staubabscheidung, sodass die Filterflächenbelastung bzw. Anströmgeschwindigkeit an den nicht verklebten Stellen deutlich stieg und somit die Abscheideleistung abnahm. Die Messwerte des 1. T&P Samplings zeigen, dass der Filter grundsätzlich funktioniert und für den Zweck geeignet ist, jedoch zur genauen Beurteilung weitere Versuche mit einem neuen Filterschlauch notwendig sein werden. Wichtig ist, dass ein Betrieb des Filters bei zu niedrigen Temperaturen ( $<95^{\circ}\text{C}$ ) unbedingt vermieden werden muss und eine Precoatierung des Filters vor den Versuchen zu erfolgen hat.

Die Teerwerte aus den Versuchen von 2010 [12] konnten in diesen Inbetriebnahmeversuchen jedoch noch nicht reproduziert werden (Teerwerte  $> 100 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ ). Um die Teerkonzentration zu senken, muss die Teerkonversion in der POx und damit deren Temperatur erhöht werden (ca.  $950 - 1000^{\circ}\text{C}$ ). Dies stellt wieder die bereits erwähnte Herausforderung an die Temperatur- und Dampfrege lung dar, welche durch Finden eines geeigneten Betriebspunktes (Dampfmenge) oder durch konstruktive Maßnahmen gelöst werden muss.

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass in den beiden Versuchen die neu aufgebaute Gasreinigung inklusive Ascheaustragung gut funktioniert. Wichtig ist jedoch, dass die richtige Betriebstemperatur des Schlauchfilters eingehalten wird. Um eine ähnlich gute Gasqualität bzgl. der Produktgaszusammensetzung und des Teergehaltes wie in der 300 kW\_Brst. Pilotanlage erreichen zu können, sind weitere Versuch für die Bestimmung des optimalen Betriebspunktes erforderlich.

# 7 ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK

Thema dieser Arbeit war die Weiterentwicklung eines Prüfstandes / Versuchsanlage zur gestuften Biomassevergasung mit dem Ziel, einen vollkontinuierlichen Betrieb für Versuche mit aschereicher Biomasse zu ermöglichen. Aus diesem Grund galt es, den bestehenden Gaserzeuger, welcher für Tagesversuche ausgelegt war, um eine kontinuierliche Gasreinigung und Asche-/ Staubausschleusung zu erweitern. Die erste Grundsatzentscheidung lag darin, ob eine Heißentstaubung oder eine Kaltentstaubung realisiert werden sollte. Die Wahl fiel auf letztere. Einerseits da nach der Auslegung der „Heißen Entstaubung“ das Filtergehäuse inkl. Isolierung zu groß wird, andererseits ist die Abdichtung des Gehäuses bei bis zu 800°C mit der Forderung, dass ein problemloser Tausch der Keramikfilterkerzen möglich sein sollte, nicht trivial. Nach Festlegung auf die Kaltentstaubung wurden im Zuge des Basic Engineerings die Komponenten der Gasreinigung (vorhandener Zyklon, Gaskühlung, Filterschlauch, Asche-/ Staubaustragung) dimensioniert und die Auswahl und Bestellung der notwendigen Geräte vorgenommen. Im Anschluss wurden die Apparate intern in der Werkstätte der Firma CleanStGas GmbH gefertigt. Zeitgleich erfolgte die Planung/Umsetzung der elektrischen Anlage, sodass nach der Ausführung der Regelungstechnik mit der kalten Inbetriebnahme begonnen werden konnte. Im Anschluss daran wurde die warme Inbetriebnahme mit den beiden abschließenden Versuchen bis durchgeführt.

Der erste Versuch musste nach einigen Stunden abgebrochen werden, da der Druckverlust in der Reduktion aufgrund einer Brückenbildung zu hoch angestiegen war. Im Zuge der Inspektion wurden feste Ascheagglomerate gefunden. Es wurde vermutet, dass infolge zu hoher Temperaturen eine Ascheerweichung stattgefunden hatte und die Asche zusammen mit dem Koks eine schwer gasdurchlässige „Kuppel“ gebildet hatte. Aus diesem Grund wurde während des zweiten Versuches die Temperatur im oberen Bereich der Reduktion durch Zugabe von Dampf reduziert. Die Herausforderung bestand darin, einerseits die notwendige Kühlung durch Dampf zu realisieren und andererseits den Anstieg des Druckverlustes der Reduktion infolge der Feuchtigkeit zu begrenzen. Während des annähernd stationären Betriebes wurden drei T&P Samplings durchgeführt, diese bewiesen eine grundsätzlich gute Abscheidung des Schlauchfilters. Im Laufe des Versuches sank jedoch bei gleichzeitiger Bildung einer kaum abreinigbaren Staubschicht die Abscheideleistung. Die Ursache dafür war im ersten Versuch zu finden, da aufgrund eines Fehlers in der Regelung des Wärmetauschers die Temperatur im Filter zu gering war und somit Feuchtigkeit und Teer, welche die Grundlage für diese Staubschicht bildeten, kondensiert waren. Durch die Staubschicht erfolgte nur mehr an einem Teil der Filterfläche die Staubabscheidung, sodass die Filterflächenbelastung bzw. Anströmgeschwindigkeit an den nicht verklebten Stellen deutlich stieg und somit die Abscheideleistung abnahm. Für zukünftige Versuche mit einem neuen Filterschlauch muss, um eine gleichbleibende Abscheideleistung zu gewährleisten, einerseits eine Temperatur von  $>100^{\circ}\text{C}$  eingehalten werden (Taupunkt des Gases

ca. 70°C), andererseits ist eine erstmalige Precoatierung des Filterschlauches durchzuführen. Die Abscheideleistung des Zyklones betrug während der Versuche max. 23% und lag somit weit unter dem theoretischen Wert 82% nach Barth/Muschelknautz. Es wird vermutet, dass dies auf die geänderte Einbauposition bzw. die Verringerung der Zyklonhöhe zurückzuführen ist, eine genauere Einschätzung kann aber erst nach mehreren Versuchen getätigt werden.

Da die niedrigen Teerkonzentrationen der vor dieser Arbeit mit dem Laborgaserzeuger durchgeführten Versuche nicht erreicht werden konnten, soll die POx Temperatur in zukünftigen Versuchen auf über 950°C gesteigert werden um die Teerkonversion zu erhöhen. Durch weitere Versuche müssen noch die geeigneten Betriebsbedingungen gefunden werden um die Temperatur in der Reduktion nicht zu überschreiten, vor allem im Hinblick auf die deutlich niedrigere Ascheerweichungstemperatur von aschereicher Biomasse wie Stroh, Miscanthus, etc..

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass das Ziel, den Prüfstand umzurüsten, sodass ein vollkontinuierlicher Betrieb in Zukunft möglich ist, erfüllt wurde. Im Zuge weiterer Forschungstätigkeiten wird angestrebt, die optimalen Betriebsparameter des Prüfstandes zu finden und das gestufte Biomassevergasungsverfahren großtechnisch für den Einsatz aschereiche Biomasse weiter zu entwickeln.

# LITERATURVERZEICHNIS

- [1] Bundesministerium für Wirtschaft Familie und Jugend, "Energiestatus Österreich 2011," 2011.
- [2] G. M. Böhmer S., "Optimierung und Ausbaumöglichkeiten von Fernwärmesystemen, Wien" Wien: Umweltbundesamt GmbH, 2009.
- [3] "Planung von Blockheizkraftwerken | EnergieAgentur.NRW,"  
<http://www.energieagentur.nrw.de/biomasse/themen/planung-von-blockheizkraftwerken-9617.asp>.  
[Accessed: 10-Nov-2012].
- [4] Österreichisches Normungsinstitut, "ÖNORM M 7101 Begriffe der Energiewirtschaft - Allgemeine Begriffsbestimmungen," 1996.
- [5] P. Christen und R. Jaussi, "Biochemie- Eine Einführung mit 40 Lerneinheiten". Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag, 2005.
- [6] M. Kaltschmitt and H. Hartmann, "Energie aus Biomasse". Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2009.
- [7] H. Jauschnegg, "Märkte und Potenziale Nationale Aktionspläne für Erneuerbare Energie," Österreichischer Biomasse-Verband, 2012
- [8] L. Kranzl and et al. Haas, R, "Strategien zur optimalen Erschließung der Biomassepotenziale in Österreich bis zum Jahr 2050 mit dem Ziel einer maximalen Reduktion an Treibhausgasemissionen", Wien, Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie, 2008.
- [9] M. Hekkenberg, "Renewable Energy Projections as Published in the National Renewable Energy Action Plans of the European Member States Covering all 27 EU Member States," 2011.
- [10] Siemens, "GuD-Kraftwerk mit Weltrekord-Wirkungsgrad,"  
<http://www.siemens.com/innovation/de/news/2011/gud-kraftwerk-mit-weltrekord-wirkungsgrad.htm>. [Accessed: 10-Nov-2012].
- [11] H. Timmerer und F. Lettner, "Anlagensicherheit und Genehmigung von Biomassevergasungsanlagen" (Endbericht), Energien der Zukunft, Nr. 807786, 2005.
- [12] CleanStGas GmbH, "CLEANSTGAS - Werkstoffe, Scale-Up und neue Brennstoffe für gestufte Biomassevergasung", (Forschungsbericht KLIEN), Energie der Zukunft 2011.
- [13] D. S. Christen, "Praxiswissen der chemischen Verfahrenstechnik". Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2010.

- [14] C. Bruch, "Beitrag zur Modellierung der Festbettverbrennung in automatischen Holzfeuerungen," Dissertation ETH Zürich, 2001.
- [15] L. Fagbemi, L. Khezami, and R. Capart, "Pyrolysis products from different biomasses: application to the thermal cracking of tar," *Applied Energy*, vol. 69, pp. 293–306, 2001.
- [16] J. Ahrenfeldt, U. Henriksen, B. Gobel, and J. Fjellerup, "Experimental residual-tar in wood char", EFP-Project "Char quality and tar formation interdependence" 2005.
- [17] K. Umeki, T. Namioka, and K. Yoshikawa, "The effect of steam on pyrolysis and char reactions behavior during rice straw gasification," *Fuel Processing Technology*, vol. 94, no. 1, pp. 53–60, Feb. 2012.
- [18] D. Fengel, "Wood: chemistry, ultrastructure, reactions". de gruyter, 1984.
- [19] J. Fjellerup, J. Ahrenfeldt, and U. Henriksen, "Pyrolysis of pine wood, experiments and theory," European Biomass Conference & Exhibition, Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Paris, 2005.
- [20] P. Haselbacher, "Entwicklung und Optimierung eines Verfahrens zur gestuften Festbettvergasung von Biomasse," Dissertation TUGraz IWT, 2007.
- [21] Y. Zhang, S. Kajitani, M. Ashizawa, and Y. Oki, "Tar destruction and coke formation during rapid pyrolysis and gasification of biomass in a drop-tube furnace," *Fuel*, vol. 89, no. 2, pp. 302–309, Feb. 2010.
- [22] A. Jess, "Mechanisms and kinetics of thermal reactions of aromatic hydrocarbons from pyrolysis of solid fuels from pyrolysis of solid fuels," *Fuel Processing Technology*, vol. 75, no. 12, pp. 1441–1448, 1996.
- [23] Z. Renken-Meza, "Katalytische Effekte bei heterogenen Verbrennungs- und Vergasungsreaktionen von Kohlenstoffen im Hinblick auf die thermische Abfallbehandlung", Bericht Forschungszentrum Karlsruhe FZKA 6077, April. 1998.
- [24] "Direct Coal Liquefaction — SchuF Fetterolf Valves."  
<http://www.schuf.com/applications/direct-coal-liquefaction>. [Accessed: 10-Nov-2012].
- [25] M. Wölki, "Über die Wahre Reaktionsgeschwindigkeit der Vergasung von Biomassepyrolysat mit Kohlendioxid und Wasserdampf," Dissertation Universität Kassel Fachbereich Maschinenbau 2004.
- [26] M. Barrio, B. Gøbel, H. Risnes, U. Henriksen, J. E. Hustad, N. K. Allé, D.-K. Lyngby, "Steam gasification of wood char and the effect of hydrogen inhibition on the chemical kinetics .," *Progress in Thermochemical Biomass Conversion*. Tyrol, Austria, 2000
- [27] P. Quicker, "Thermochemische Veredlung von Biomasse," RWTHAACHEN. November, 2010.

- [28] W. Schmidl, T. Herzog, G. Magel, W. Müller, and W. Spiegel, "Korrosionsschutz im Überhitzerbereich - Erfahrungen mit Applikation und Werkstoff aus Qualitätsbegleitungen", Beitrag VGB-Fachtagung Thermische Abfallverwertung 15./16. Juni, 2010.
- [29] P. Hasler and T. Nussbaumer, "Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification," *Biomass and Bioenergy*, vol. 16, pp. 385–395, 1999.
- [30] 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", *The 16. International Conference of Efficiency, Cost, Optimization, Simulation, and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS 2003*
- [31] J. Fjellerup, J. Ahrenfeldt, U. Henriksen, and B. Gobel, "Formation, Decomposition and Cracking of Biomass Tars in", *Kgs.Lyngby: Department of Mechanical Engineering*, 2005
- [32] "Pyrotex®-KE85 Filterelemente - needlona®-Filtermedien für die industrielle Filtration, Staub, Filter." [http://www.bwf-group.de/de/bwf-envirotec/produkte/pyrotex\\_ke85.html](http://www.bwf-group.de/de/bwf-envirotec/produkte/pyrotex_ke85.html). [Accessed: 10-Nov-2012].
- [33] "Jackfilter - Filtermedien." <http://www.jackfilter.at/>. [Accessed: 10-Nov-2012].
- [34] K.-C. Rauch, "Mathematische Modellierung eines Flammrohr-Rauchrohr-Kessels und Untersuchung des Betriebsverhaltens einer Mehrkesselanlage zur Fernwärmeversorgung einer Wohnsiedlung," *Dissertation TU Berlin November, 1995*.
- [35] Verein Deutscher Ingenieure, "VDI WÄRMEATLAS. 2006".
- [36] Österreichisches Normungsinstitut, "ÖNORM M7135 Pressling aus naturbelassenen Holz oder naturbelassener Rinde - Pellets und Briketts - Anforderungen und Prüfbestimmungen". 2000.
- [37] ABB, "Dokumentation mobiles Gasanalysesystem," 2010.
- [38] Verein Deutscher Ingenieure, "VDI Richtlinie 2066 Messen von Partikeln - Staubbmessungen in strömenden Gasen - Gravimetrische Bestimmung der Staubbeladung". 2006.
- [39] M. Siebenhofer, "Skrptum Luftreinhalung und Abluftreinigung TUGraz, LV 667.553". 2010.
- [40] H. Hartmann, T. Böhm, and L. Maier, "Naturbelassene biogene Festbrennstoff - umweltrelevante Eigenschaften und Einflussmöglichkeiten", *Umwelt & Entwicklung Bayern*, 2000.: [http://www.tfz.bayern.de/sonstiges/27761/brennstoffqualitaet\\_lfu\\_materialien154.pdf](http://www.tfz.bayern.de/sonstiges/27761/brennstoffqualitaet_lfu_materialien154.pdf). [Accessed: 15-Nov-2012].

# ABBILDUNGSVERZEICHNIS

<i>Abbildung 1-2 Energetischer Endverbrauch nach Sektoren 2009 [1]</i>	1
<i>Abbildung 1-1 Struktur d. Bruttoinlandsverbrauch 2009 [1]</i>	1
<i>Abbildung 1-3 Typischer Jahresverlauf Wärmeleistung [3]</i>	2
<i>Abbildung 2-1 Primärenergetische Biomassenutzung in Österreich [8]</i>	5
<i>Abbildung 2-2 Entwicklung Ökostromerzeugung in Österreich [7], [9]</i>	5
<i>Abbildung 2-3 Entwicklung Ökowärmeerzeugung in Österreich [7], [9]</i>	6
<i>Abbildung 2-4 Auswirkung unterschiedlicher Vergasungsmittel [6]</i>	7
<i>Abbildung 2-5 Festbettvergaserarten [6]</i>	9
<i>Abbildung 2-6 Wirbelschichtvergaser [6]</i>	12
<i>Abbildung 2-7 Flugstromvergaser [6]</i>	13
<i>Abbildung 2-8 Feuchtigkeitsbindung in Feststoffen [13]</i>	14
<i>Abbildung 2-9 Trocknungsverlauf [13]</i>	15
<i>Abbildung 2-10 Reaktionsmechanismus Pyrolyse [15]; Änderungen: Übersetzung</i>	15
<i>Abbildung 2-11 Pyrolyse Kennzahl [14]; Ergänzungen: Bereich Biomassevergasung, Limitierungen</i>	17
<i>Abbildung 2-12 Schematische Massenabnahme bei der Pyrolyse von Holz [18]</i>	17
<i>Abbildung 2-13 Teeranteil als Funktion der Temperatur [21]</i>	18
<i>Abbildung 2-14 Rußanteil als Funktion der Temperatur [21]</i>	18
<i>Abbildung 2-15 Teeranteil als Funktion des Sauerstoff / Dampfanteils [21]</i>	19
<i>Abbildung 2-16 Reaktionsgleichgewicht Boudouard-Reaktion, heterogene Wassergasreaktion [6]</i>	20
<i>Abbildung 2-17 Gleichgewicht homogene Wassergas Reaktion [6]</i>	20
<i>Abbildung 2-18 Vergleich Reaktionsgeschwindigkeit [20]</i>	21
<i>Abbildung 2-19 Abscheidegrade Gasreinigung [11]</i>	21
<i>Abbildung 2-20 Ascheerweichungstemperatur [27]</i>	23
<i>Abbildung 2-21 Umwandlung d. Brennstoffstickstoffes bei der Holzvergasung + BHKW-Nutzung [6]</i>	23
<i>Abbildung 2-22 Hochtemperatur- korrosion Überhitzerrohr [28]</i>	23
<i>Abbildung 2-23 Prozesskette CleanStGas [11]</i>	25
<i>Abbildung 3-1 Ausgangszustand</i>	28
<i>Abbildung 3-2 Brennstoffaufgabe</i>	30

<i>Abbildung 3-3 Pyrolysator</i>	31
<i>Abbildung 3-4 Partielle Oxidation (POx)</i>	31
<i>Abbildung 3-5 Prinzip Injektor-, Strahlpumpe</i>	32
<i>Abbildung 3-6 Reduktion</i>	32
<i>Abbildung 3-7 R&amp;I Gasreinigung nach Umbau</i>	33
<i>Abbildung 3-8 Asche-/ Staubaustragung</i>	35
<i>Abbildung 3-9 Korrosion "altes" PG-Gebläse nach ca. 300 Bh</i>	35
<i>Abbildung 3-10 Quenche</i>	36
<i>Abbildung 3-11 Klein-BHKW Abzweigung</i>	36
<i>Abbildung 3-12 Dampferzeuger</i>	37
<i>Abbildung 3-13 k-Wert Wärmetauscherrohren [34]; Ergänzung: Einzeichnung Bereich</i>	39
<i>Abbildung 3-14 Layout Prüfstand zur gestuften Biomassevergasung</i>	40
<i>Abbildung 3-15 Aufbau Wärmedehnungskompensation</i>	41
<i>Abbildung 3-16 Durchsatz-Fit Pyrolysator-Gaserzeuger</i>	43
<i>Abbildung 3-17 Prüfstand zur gestuften Biomassevergasung</i>	43
<i>Abbildung 4-1 PG-Messschrankaufbau [37], Änderungen: Beschriftungen</i>	45
<i>Abbildung 4-2 Aufbau T&amp;P Sampling</i>	46
<i>Abbildung 4-3 Messgassonde [41]</i>	46
<i>Abbildung 5-1 Temperatur-, PG-Konzentrationsverläufe Vers.2 / T&amp;P 1 (30.10.2012)</i>	51
<i>Abbildung 5-2 Temperatur-, PG-Konzentrationsverläufe Vers.2 / T&amp;P 2 (30.10.2012)</i>	51
<i>Abbildung 5-3 Temperatur-, PG-Konzentrationsverläufe Vers.2 / T&amp;P 3 (30.10.2012)</i>	52
<i>Abbildung 5-4 Übersicht Massenbilanz 3. T&amp;P Sampling</i>	53
<i>Abbildung 5-5 Übersicht Energiebilanz 3. T&amp;P Sampling</i>	55
<i>Abbildung 5-7 Inspektion IBN Vers.1 Brückenbildung RED</i>	57
<i>Abbildung 5-6 Inspektion IBN-Vers.1 Koksabwurfschacht Teerablagerungen</i>	57
<i>Abbildung 5-8 Inspektion IBN-Vers.1 Koksbett</i>	57
<i>Abbildung 5-9 Inspektion IBN-Vers.1 Asche-Agglomerate, Kokspartikel</i>	58
<i>Abbildung 5-10 Inspektion IBN-Vers.2 Schlauchfilter</i>	58

*Abbildung 6-1 Vergleich Produktgaszusammensetzungen aus Pilotanlage 300 kW\_Brst. & Laborgaserzeuger  
50 kW\_Brst.* 59

# TABELLENVERZEICHNIS

<i>Tabelle 2-1 Art d. Wasserbindung in Holz [6]</i>	14
<i>Tabelle 2-2 Minimalanforderungen an die Produktgasverwendung [29]</i>	24
<i>Tabelle 2-3 Kenndaten Pyrolysereaktor CleanStGas [20]</i>	25
<i>Tabelle 2-4 Kenndaten POx [20]</i>	26
<i>Tabelle 2-5 Kenndaten Reduktion [20]</i>	26
<i>Tabelle 3-1 Schwachpunkte &amp; Verbesserungsmaßnahmen des bestehenden Gaserzeugers, Stand Mai 2012</i>	29
<i>Tabelle 3-2 Filterauslegung heiße Entstaubung</i>	37
<i>Tabelle 3-3 PYROTEX@KE85 [32]</i>	37
<i>Tabelle 3-4 Filterauslegung kalte Entstaubung</i>	38
<i>Tabelle 3-5 Microfasernadelfilz Filterschläuche [33]</i>	38
<i>Tabelle 3-6 Kühlleistung Gaskühlung</i>	38
<i>Tabelle 3-7 Eckdaten Gaskühler</i>	39
<i>Tabelle 3-8 Benötigte Wärmetauscherfläche</i>	39
<i>Tabelle 3-9 Kompensator Spezifikationen</i>	42
<i>Tabelle 4-1 Produktgas-Messschrank</i>	45
<i>Tabelle 4-2 Input &amp; Output Massenströme</i>	47
<i>Tabelle 4-3 Energiebilanz Input</i>	48
<i>Tabelle 4-4 Energiebilanz Output</i>	48
<i>Tabelle 4-5 Kennzahlen Laborgaserzeuger</i>	49
<i>Tabelle 5-1 Elementarzusammensetzung Holzpellets</i>	50
<i>Tabelle 5-2 PG-Heizwerte, Kaltgaswirkungsgrade</i>	54
<i>Tabelle 5-3 IBN-Vers.2 Staubanalyse</i>	56

# FORMELVERZEICHNIS

<i>Formel 1 Photosynthese - Lichtreaktion [6]</i>	4
<i>Formel 2 Photosynthese - Gesamtreaktion [6]</i>	4
<i>Formel 3 Pyrolyse-Zahl [14]</i>	16
<i>Formel 4 Heterogene Vergasungsreaktionen [6], [23]</i>	19
<i>Formel 5 homogene Vergasungsreaktionen [6]</i>	20
<i>Formel 6 Abschätzung Ascheerweichungstemp. DT, -fließtemp. FT [6]</i>	22
<i>Formel 7 Korrekturfaktor <math>f_{PG}</math></i>	47
<i>Formel 8 Massendurchsatz Pyrolyseschnecke</i>	48
<i>Formel 9 Gesamtmassenbilanz Laborgaserzeuger</i>	48
<i>Formel 10 Energiebilanz Laborgaserzeuger</i>	49
<i>Formel 11 Oberer, unterer Heizwert Produktgas [12]</i>	73
<i>Formel 12 Oberer, unterer Heizwert Biomasse [40]</i>	73
<i>Formel 13 Korrelation Spez. Wärmekapazität [38]</i>	73

# A Anhang

## A.1 R&I - Ausgangszustand

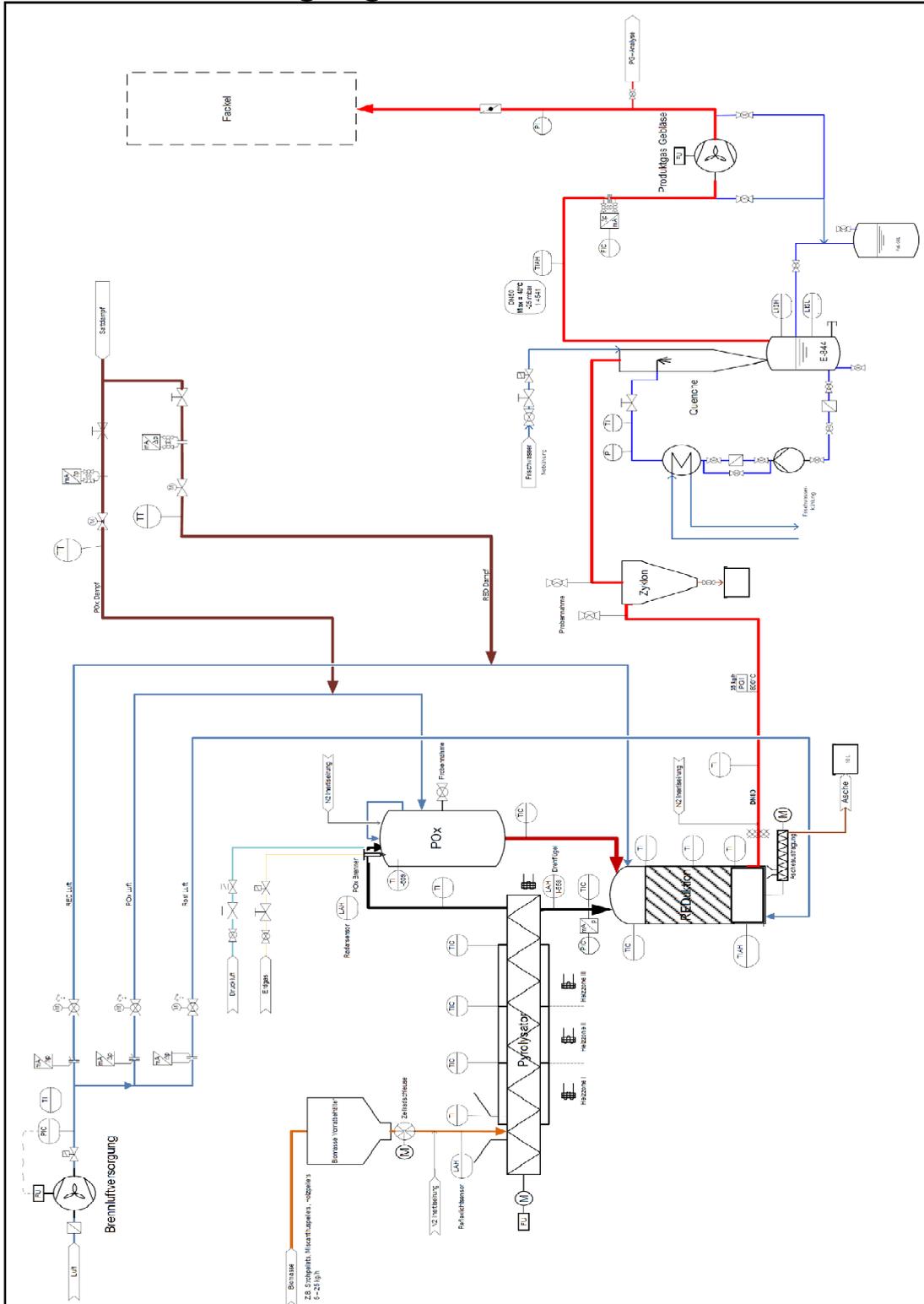


Abbildung A-1 R&I Laborgaserezeuger Ausgangszustand



### A.3 R&I - Laborgaserzeuger & Gasreinigung

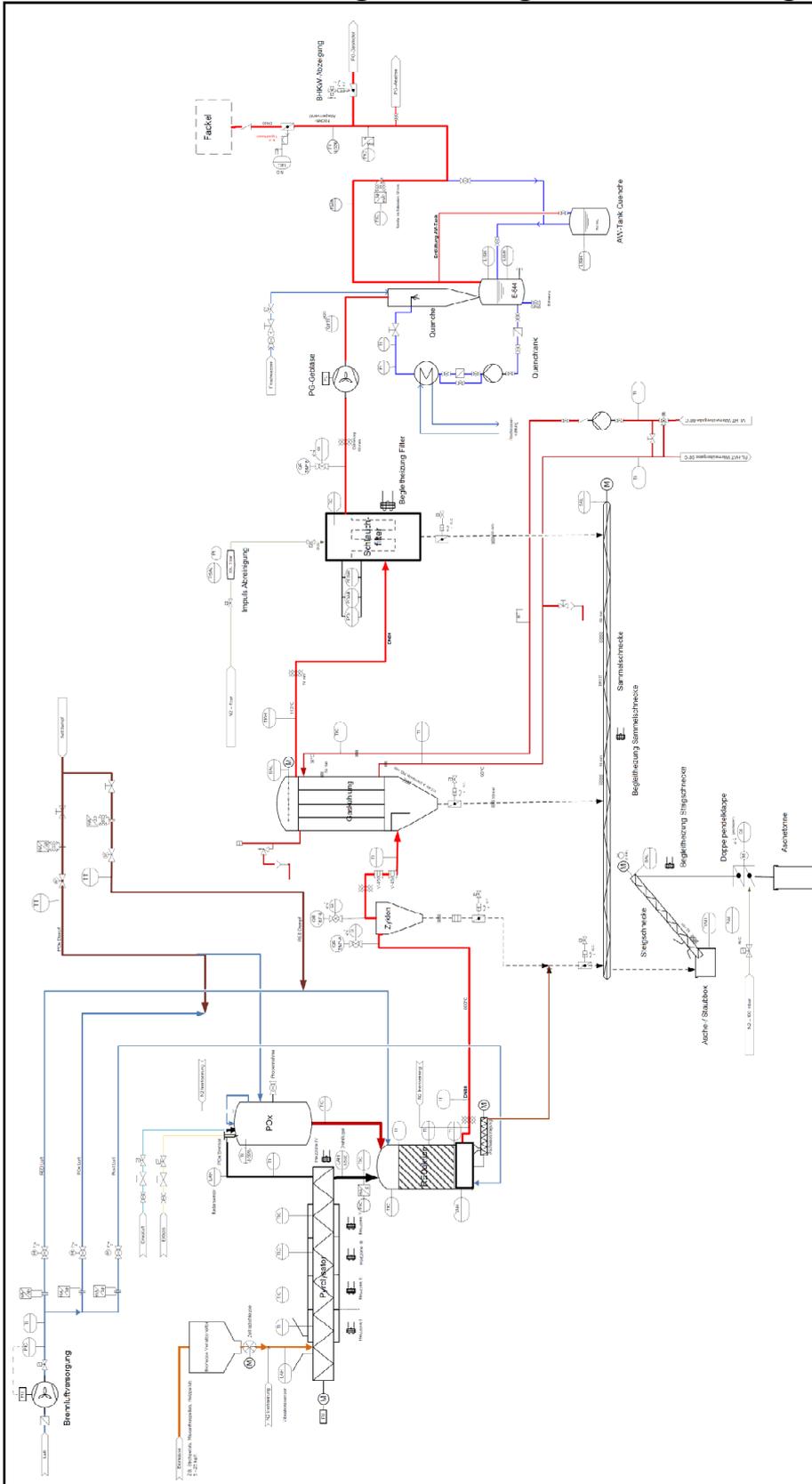


Abbildung A-3 R&I Adaptierter Laborgaserzeuger

## A.4 Oberer, unterer Heizwert

Produktgas:

$$H_o = 12,62 * \text{vol}\%_{\text{CO}} + 12,79 * \text{vol}\%_{\text{H}_2} + 39,819 * \text{vol}\%_{\text{CH}_4} \quad [\text{MJ/Nm}^3]$$

$$H_u = 12,62 * \text{vol}\%_{\text{CO}} + 10,78 * \text{vol}\%_{\text{H}_2} + 35,87 * \text{vol}\%_{\text{CH}_4} \quad [\text{MJ/Nm}^3]$$

**Formel 11 Oberer, unterer Heizwert Produktgas [12]**

Biomasse

$$H_o = 35 * w\%_C + 94,3 * w\%_H - 10,8 * w\%_O + 10,5 * w\%_S \quad [\text{MJ/kg}]$$

$$H_u = 35 * w\%_C + 94,3 * w\%_H - 10,8 * w\%_O + 10,5 * w\%_S - 2,44 * w\%_{\text{H}_2\text{O}} \quad [\text{MJ/kg}]$$

**Formel 12 Oberer, unterer Heizwert Biomasse [40]**

## A.5 Spezifische Wärmekapazität Produktgas

$$h^{IG}(T) = b_0 + \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq 7}}^{12} b_k * T_r^{k-7} + b_7 * \ln T_r \quad [\text{kJ}]$$

$$T_r = T/1000 \quad T...[\text{K}]$$

$$cp_{m,i}^{IG} = \frac{h^{IG}(T) - h^{IG}(T_0)}{T - T_0} \quad [\text{kJ}/(\text{kgK})]$$

$$cp_m^{Gem} = \sum w_i * cp_{m,i}^{IG}$$

**Formel 13 Korrelation Spez. Wärmekapazität [38]**

i	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	CO
0	-1402.324329	-1120.389376	-10082.983269	-5054.19641	-5387.951042
1	0.013288	-0.002540	0.008021	-0.002927	0.005080
2	-0.464542	0.079041	-0.262390	0.108050	-0.204344
3	7.295954	-1.000034	3.870833	-1.758539	3.666161
4	-68.800531	6.014815	-34.542320	16.664687	-39.188815
5	448.962311	-6.893727	216.573774	-103.482715	287.427637
6	2458.859972	210.822019	1183.156445	483.154354	1751.883158
7	-4149.474256	-908.682065	-2186.307554	520.732115	-3247.437716
8	5082.927857	2389.090574	3292.043949	456.698211	4441.270714
9	-1051.229086	-454.788538	-481.981258	132.393271	-912.620585
10	240.912122	125.245281	100.026696	-30.712031	217.702658
11	-34.529877	-18.028660	-12.674641	4.636622	-32.225743
12	2.253443	1.070895	0.723806	-0.312342	2.157514
i	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	Ar
0	-9710.54010934	122.178929662	15883.709311	-4812.138864	-155.1349
1	-0.011424	-0.000037	-0.080894	0.070902	0.0
2	0.485840	0.003034	3.314642	-2.055013	0.0
3	-8.984269	-0.104144	-58.634023	26.074539	0.0
4	97.286663	2.028798	603.893367	-193.662209	0.0
5	-718.695049	-26.338730	-4241.056573	980.131658	0.0
6	4477.158205	284.365272	25299.361180	-4191.427989	0.0
7	8965.497197	987.765862	48363.037414	-5420.743463	0.0
8	-9730.605364	-1255.925294	-42878.906912	3913.236713	520.325
9	4647.178528	1501.733278	19580.859366	2872.890663	0.0
10	-1207.108314	-493.855000	-4524.030969	-1049.258481	0.0
11	186.201895	91.855050	628.183189	202.792821	0.0
12	-12.556845	-7.215845	38.298199	-16.208608	0.0

## A.6 Screenshots Automatisierung

Im Anschluss sollen zur Veranschaulichung einige Screenshots der Automatisationsoberfläche im Automation X dargestellt werden.

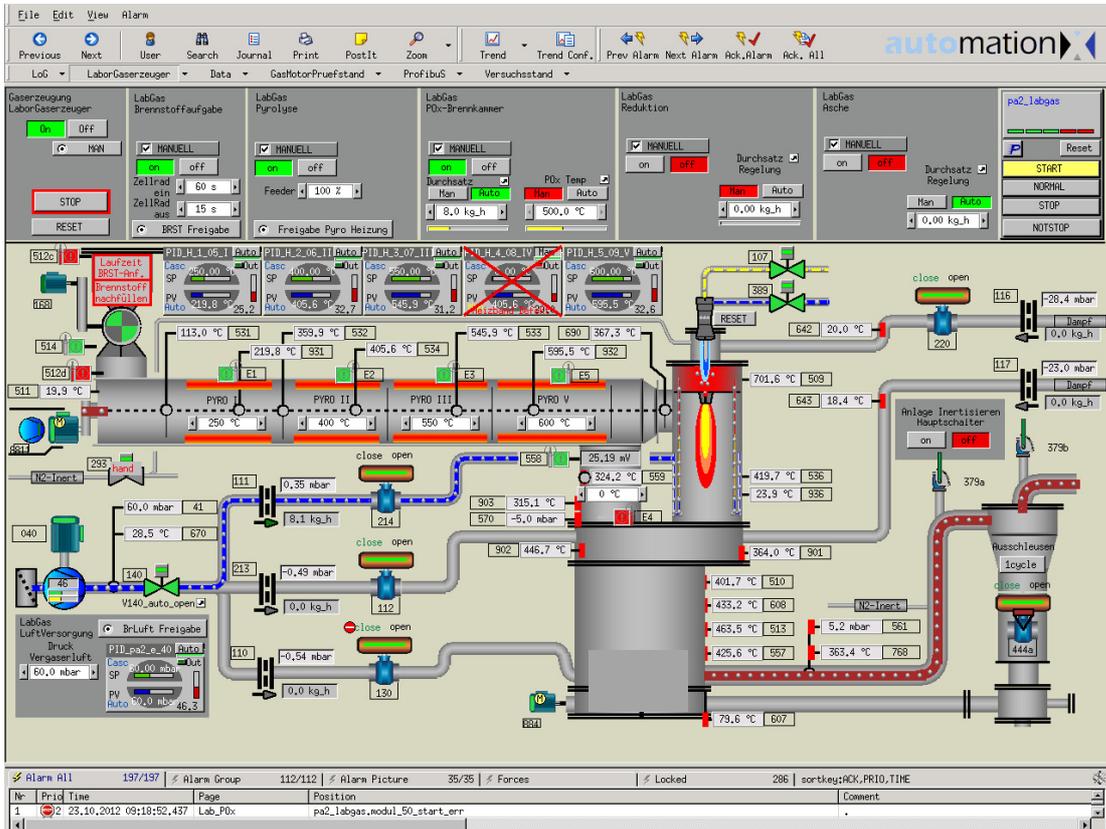


Abbildung A-4 Screenshot Automatisierung Gaserzeuger

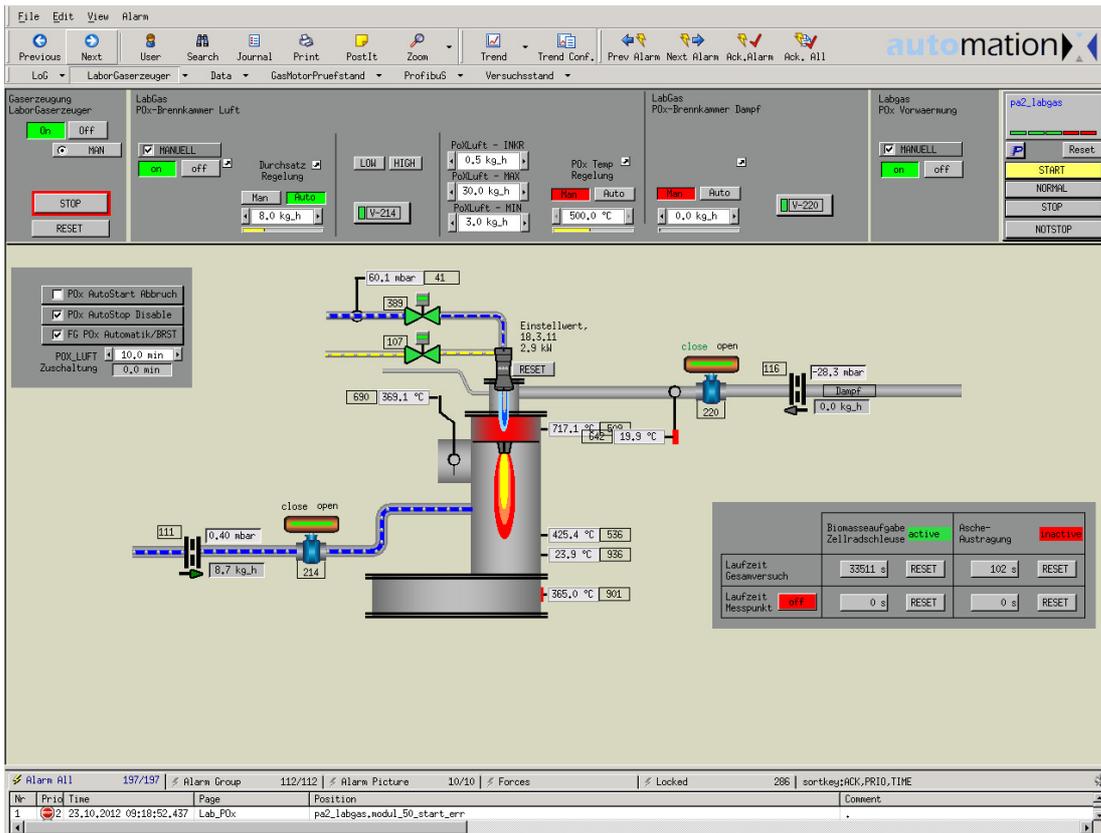


Abbildung A-5 Screenshot Automatisierung Partielle Oxidation

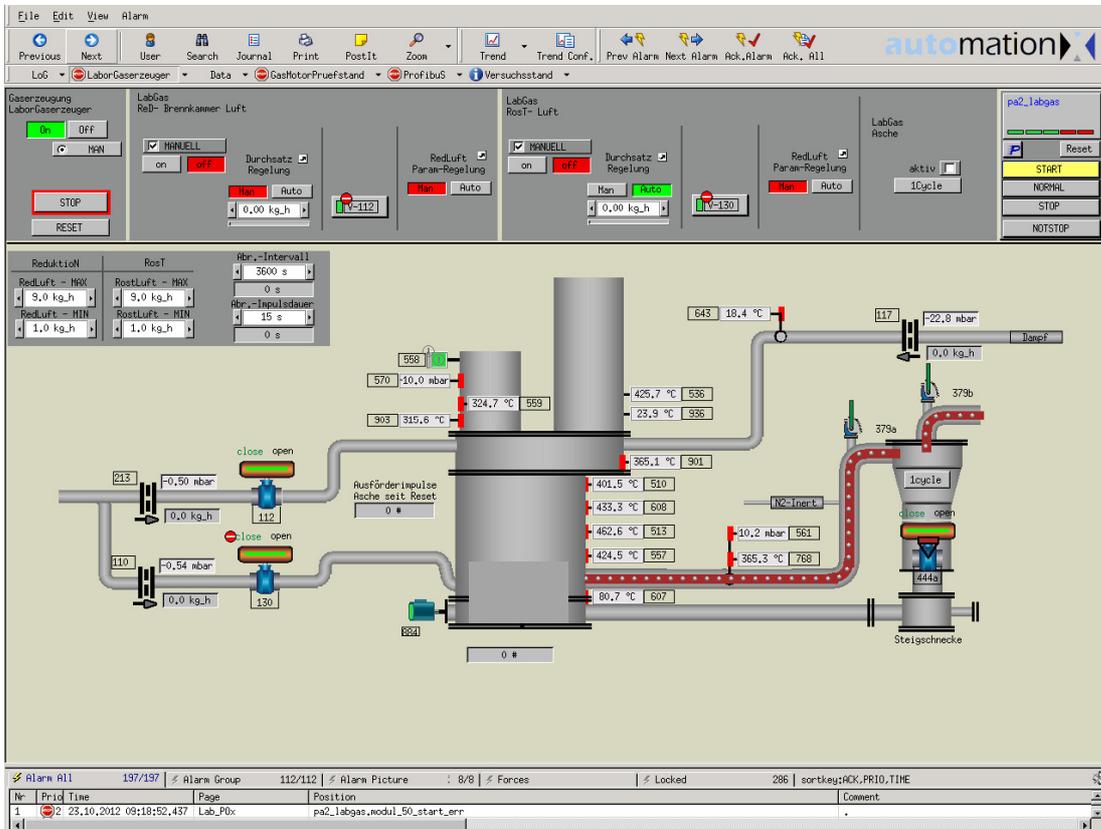


Abbildung A-6 Screenshot Automatisierung Reduktion

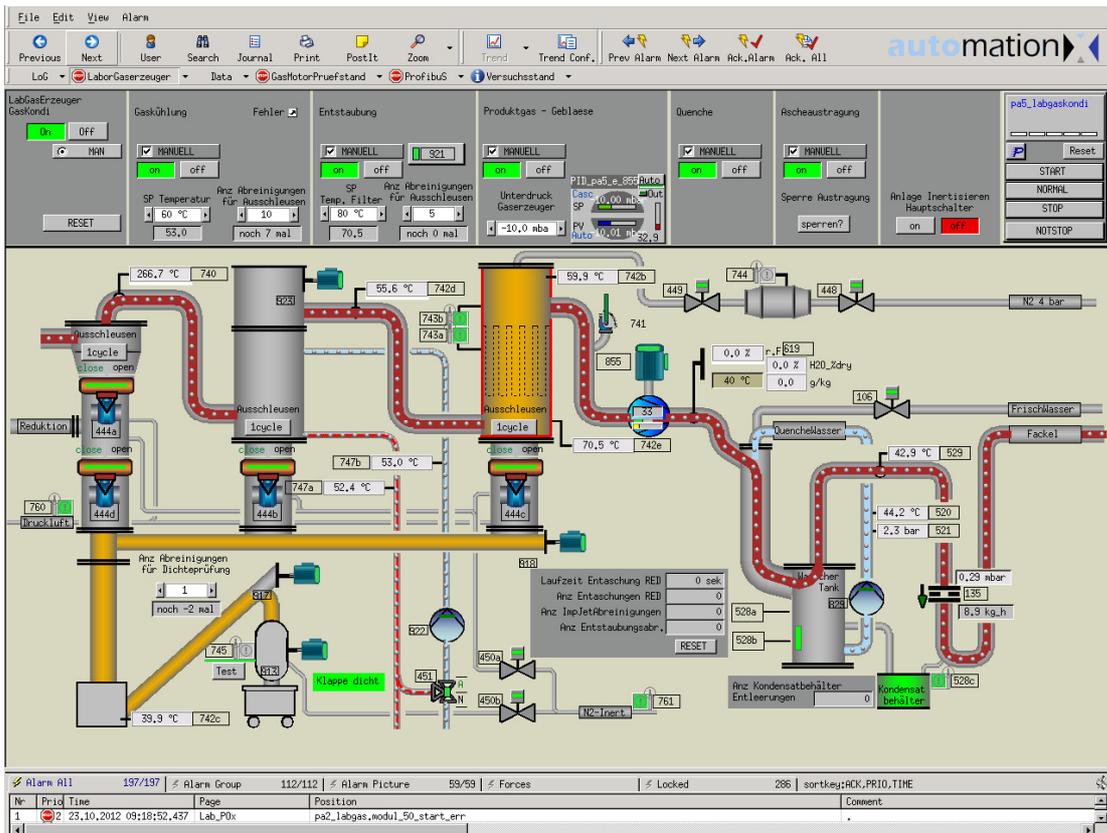


Abbildung A-7 Screenshot Automatisierung Gasreinigung

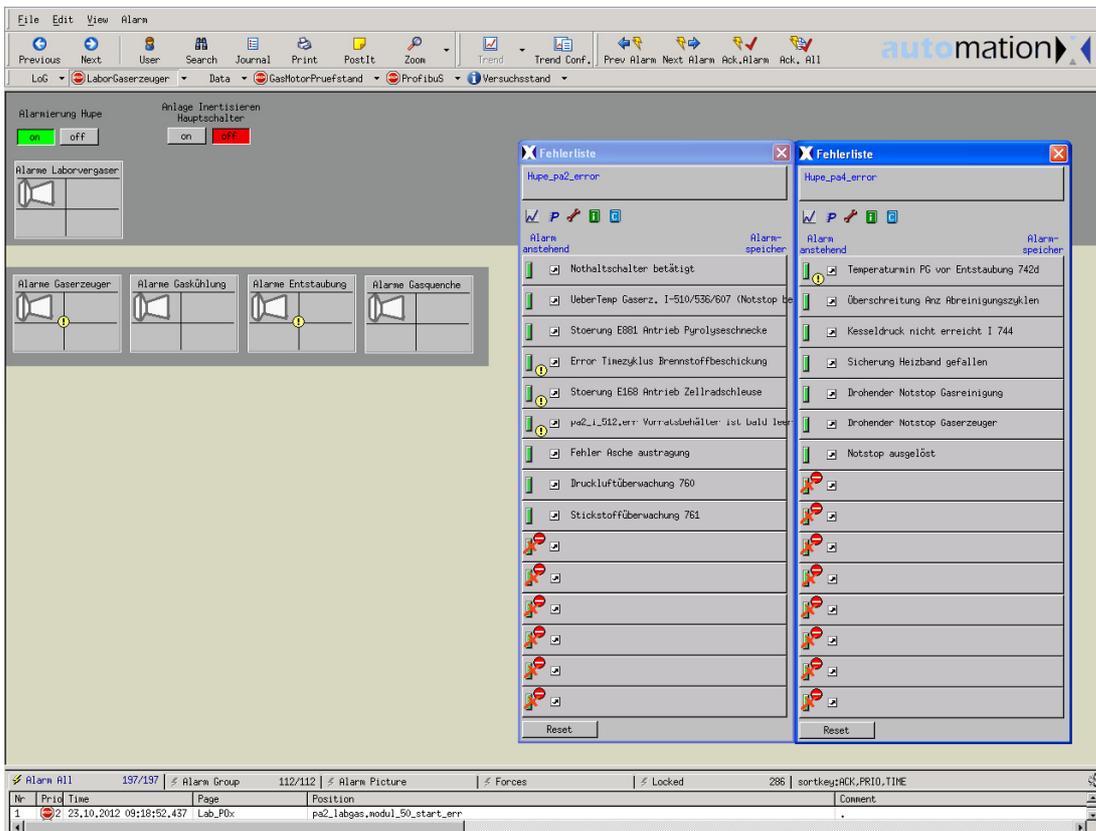


Abbildung A-8 Screenshot Automatisierung Alarme

## A.7 Trends

Hier werden die Temperatur bzw. die sonstigen Verläufe während der beiden Inbetriebnahmeversuche dargestellt.

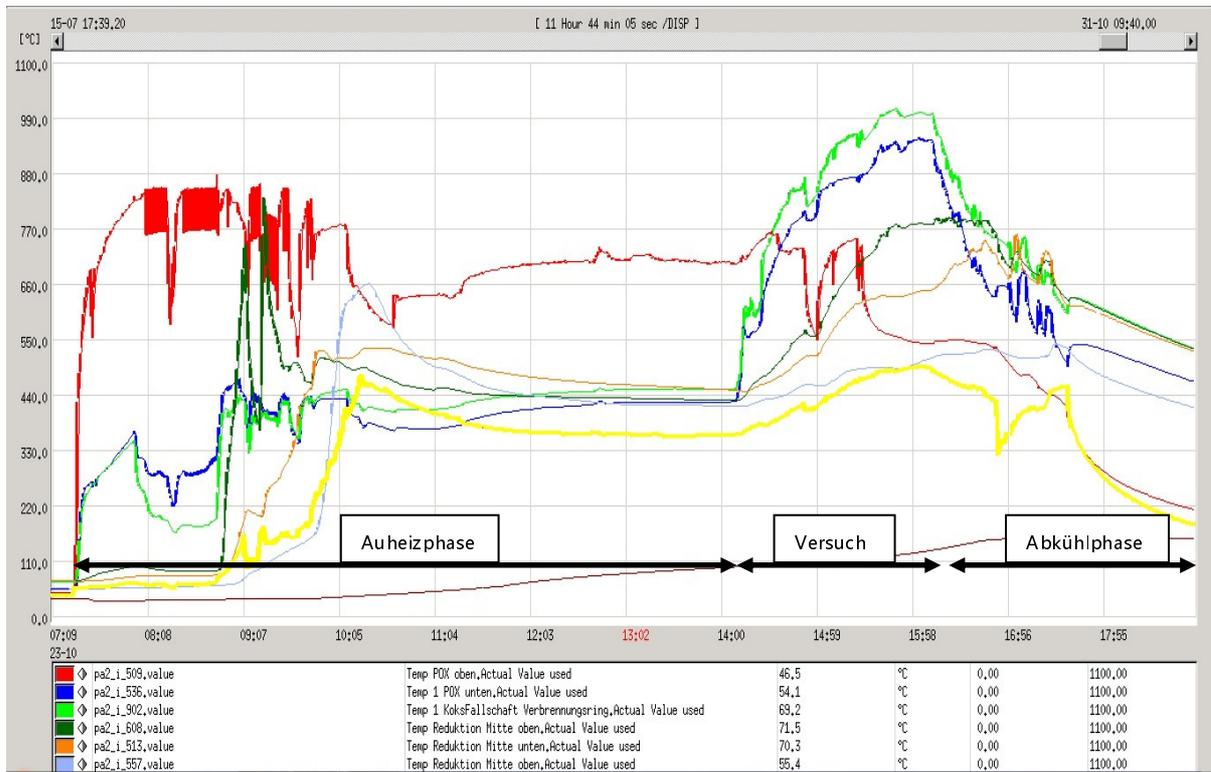


Abbildung A-9 IBN Versuch 1 - POx, Reduktion

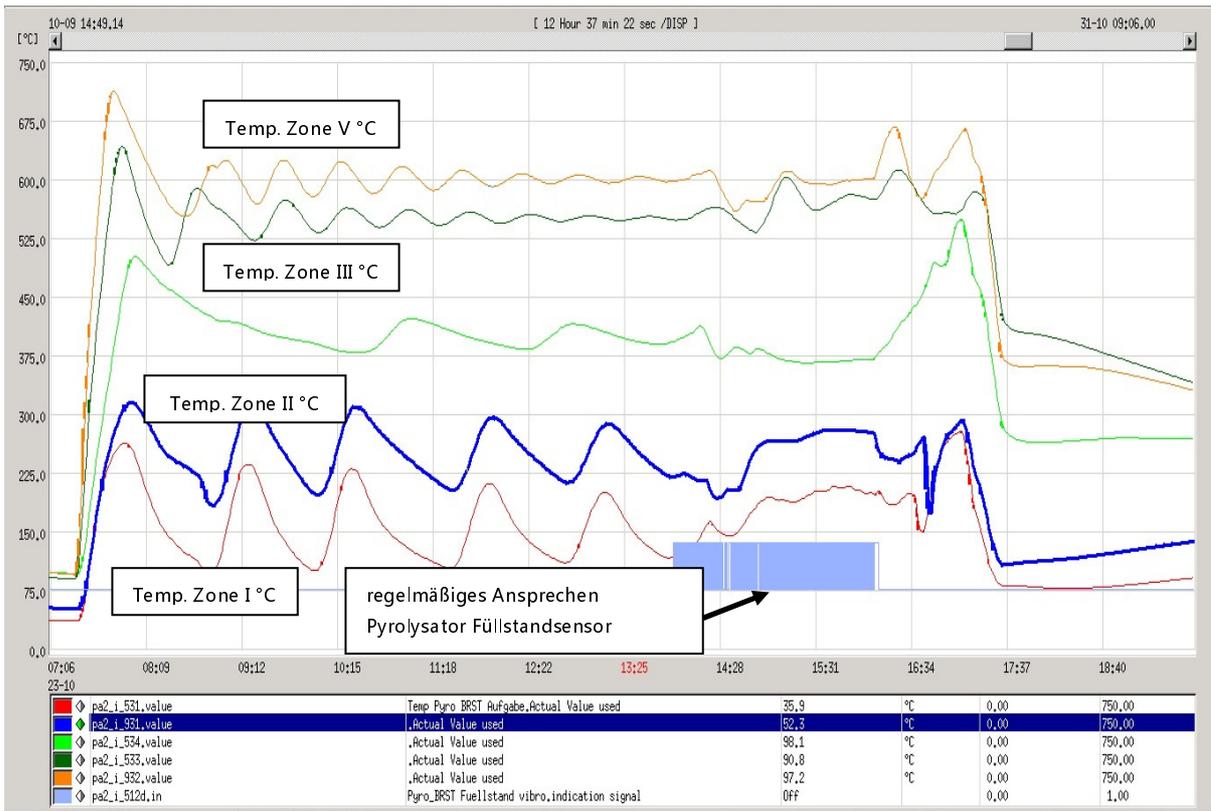


Abbildung A-10 IBN Versuch 1 - Pyrolyse

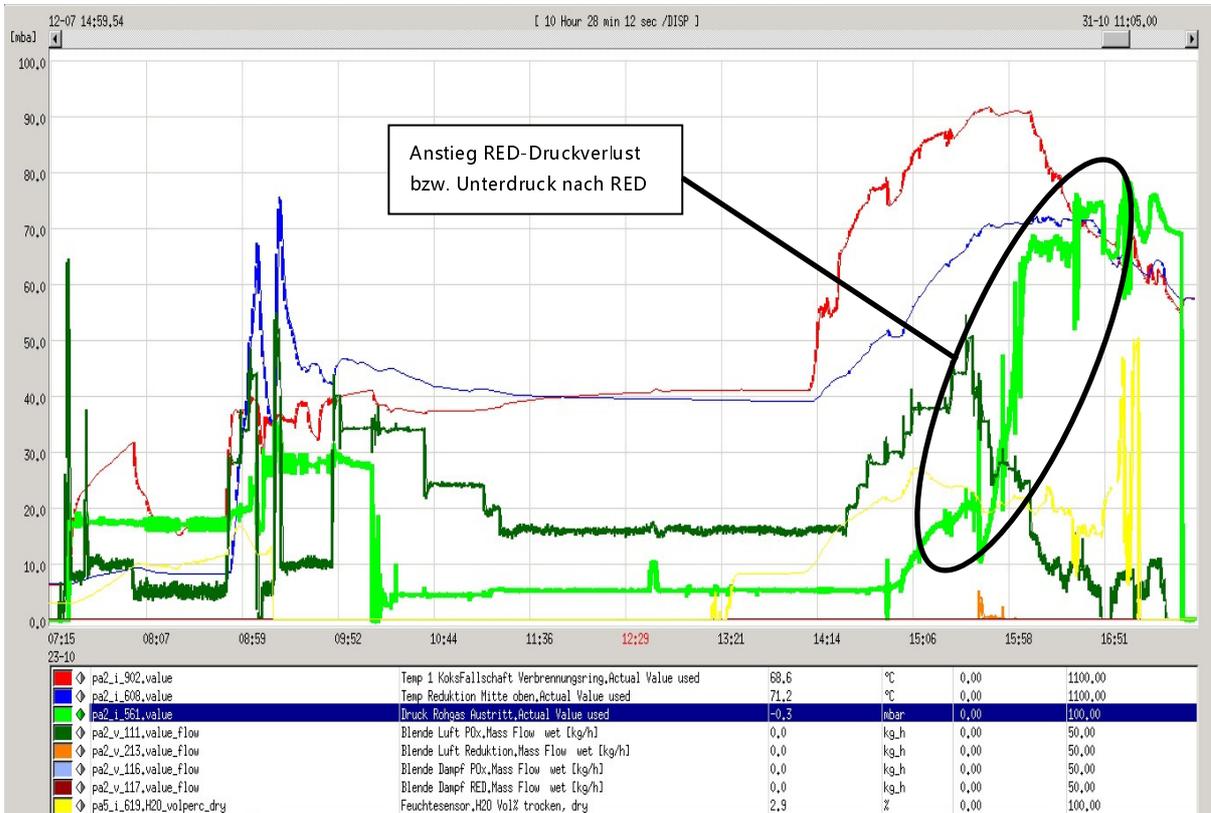


Abbildung A-11 IBN Versuch 1 - Massenströme, Druckverluste

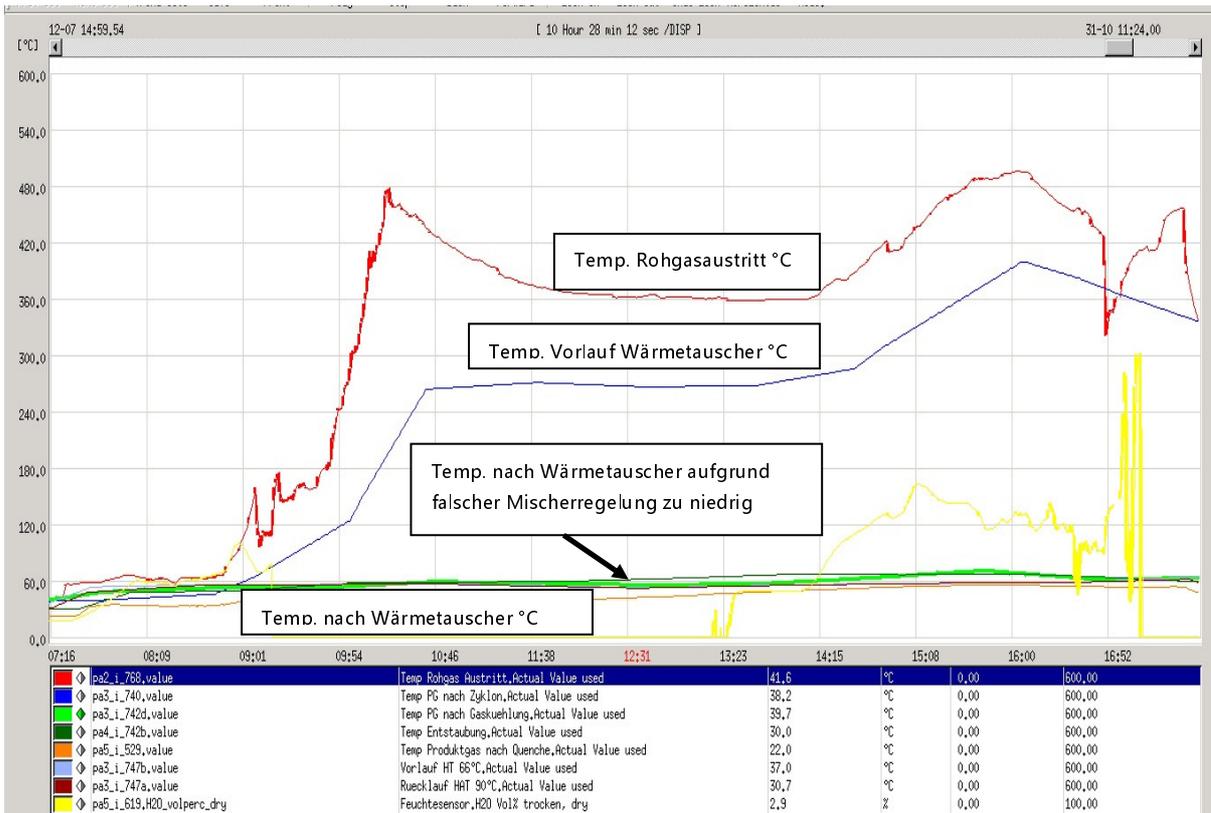


Abbildung A-12 IBN Versuch 1 - Entstaubung

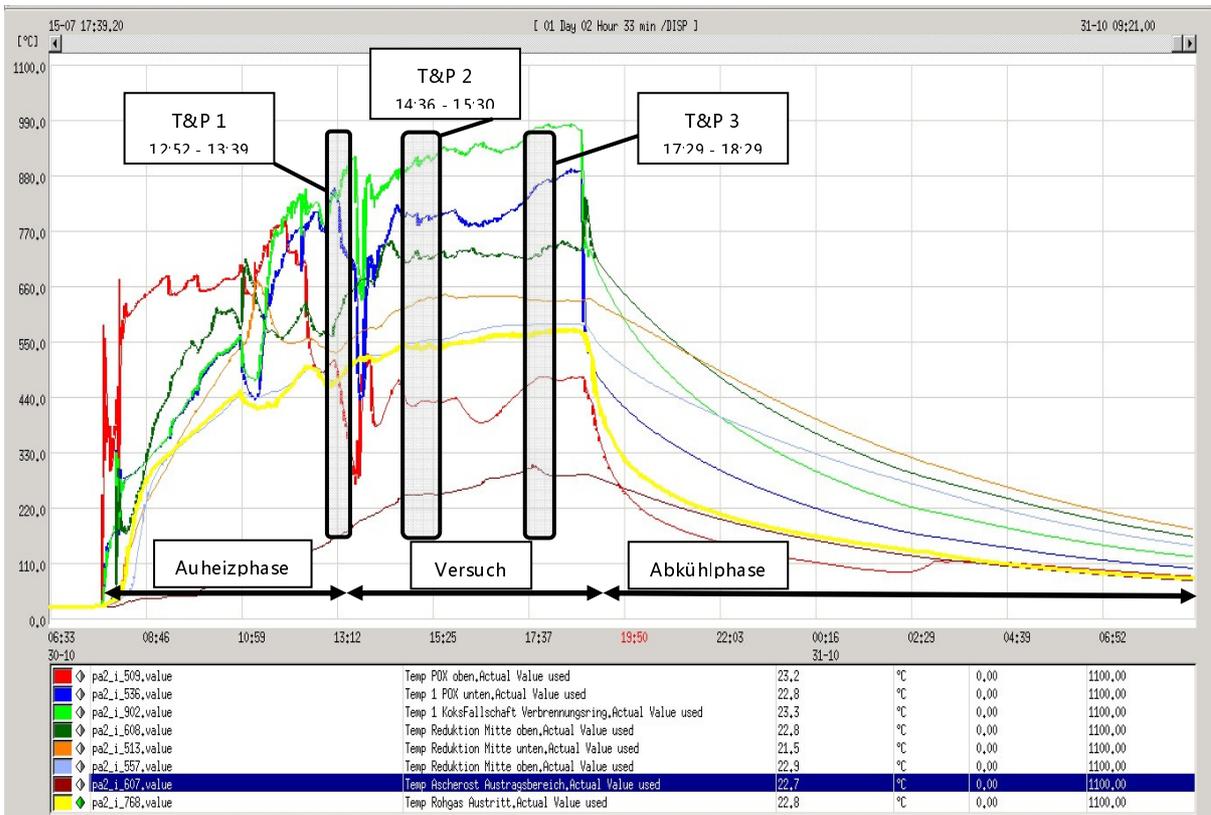


Abbildung A-13 IBN Versuch 2 - POx, Reduktion

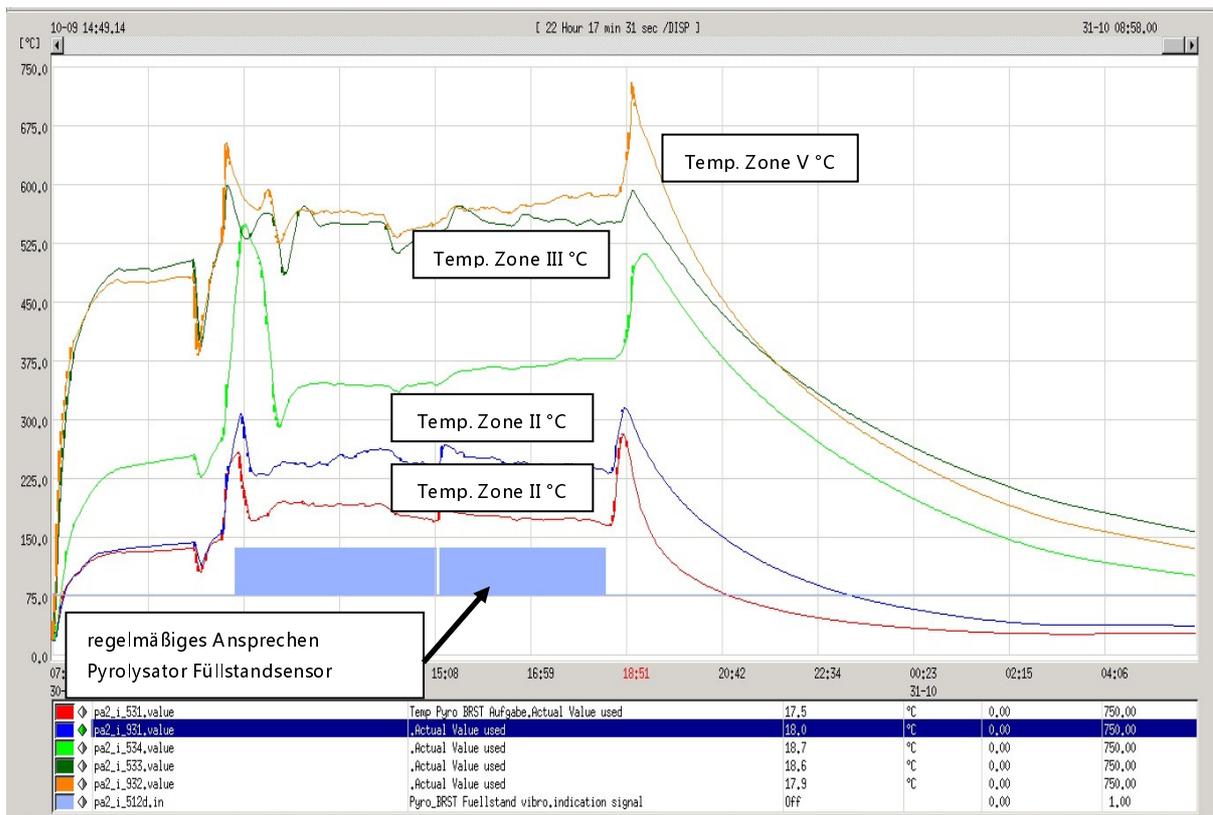


Abbildung A-14 IBN Versuch 2 - Pyrolyse

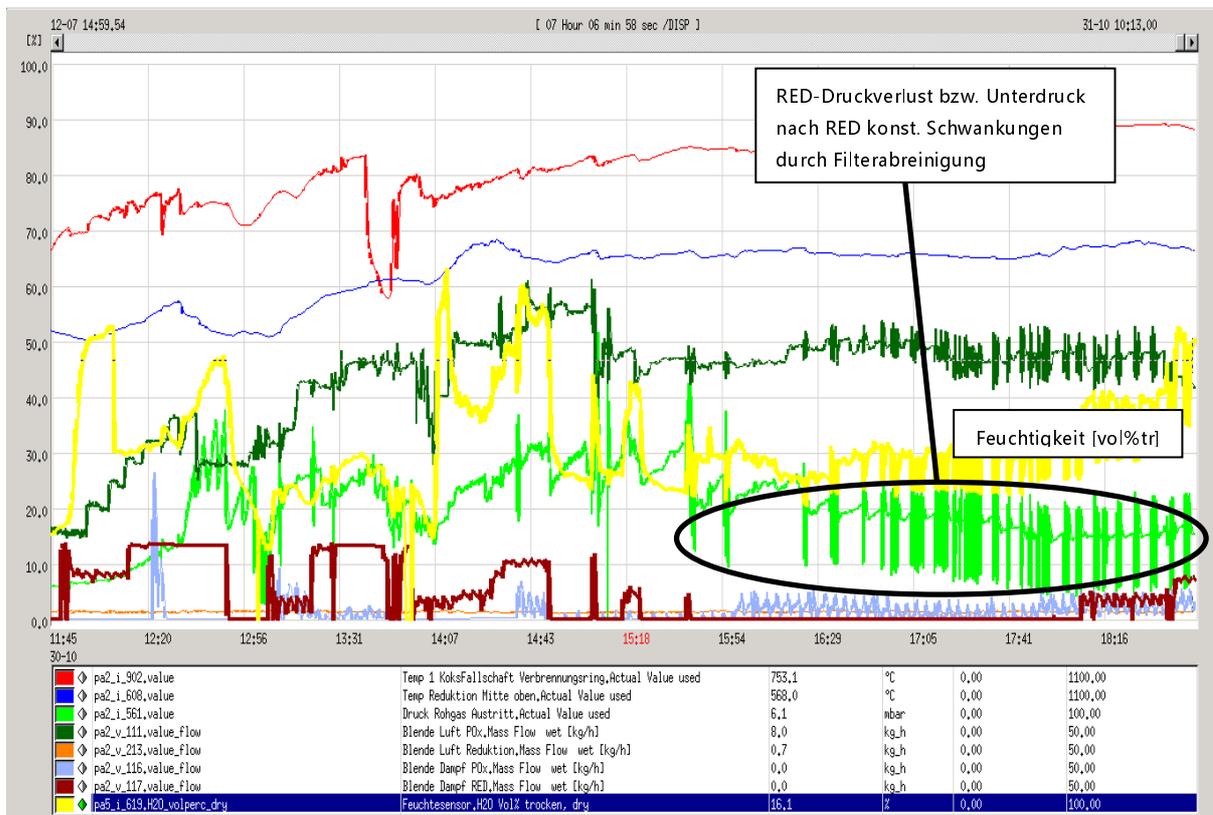


Abbildung A-15 IBN Versuch 2 - Massenströme, Druckverlust

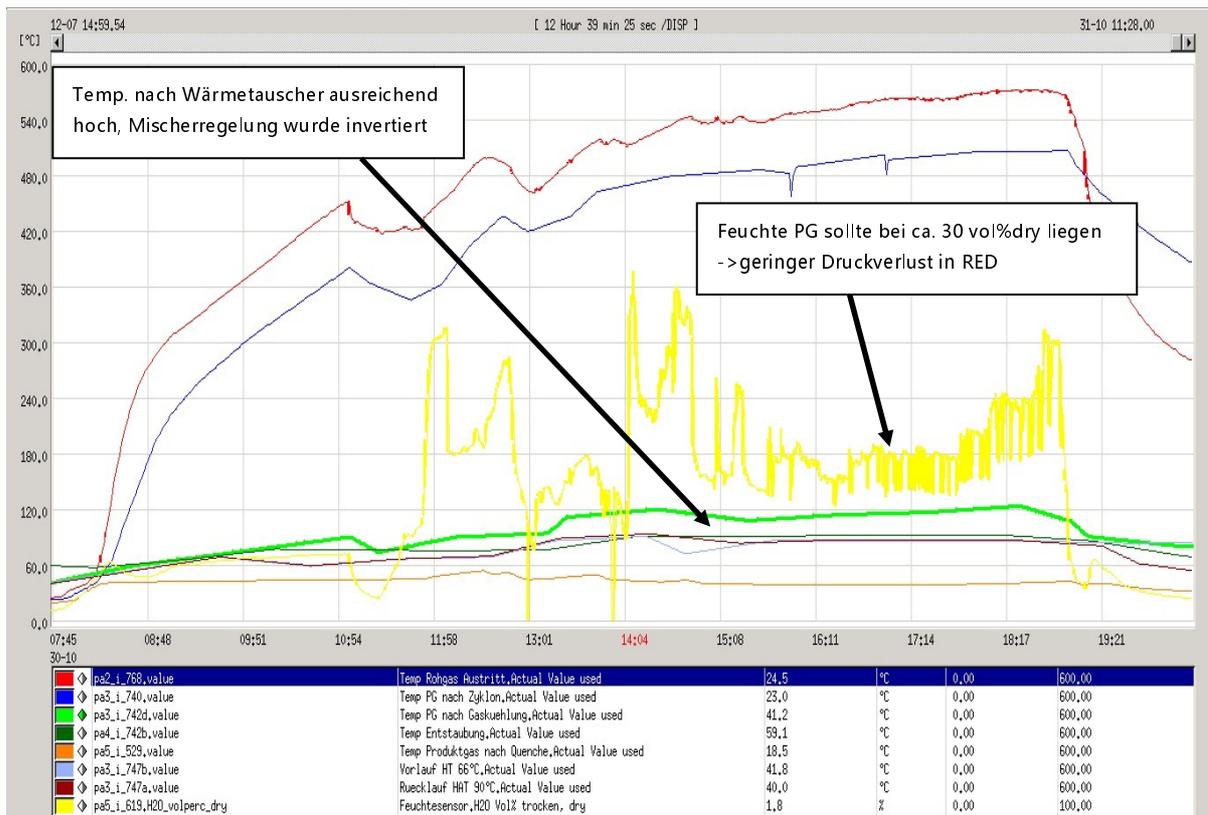


Abbildung A-16 IBN Versuch 2 - Entstaubung

## A.8 Übersicht Bilanzierung

Date 30.10.2012  
 Test number Vers.2 - T&P 1  
 Material Normpellets DM=6mm

Meteorologische Daten:  
 Raumtemp. 20,0 [°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	49,53%			74,9%	42,9%	27,3%				68,2%
H	5,77%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	44,01%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,19%		76,9%						100%	0,2%
S	0,01%									1,2%
Cl	0,01%									1,2%
Ash	0,48%									29,2%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Massenbilanz Vers.2 - T&P 1 12:52 bis 13:31

A...Massen-INPUT BM-Feuchte 9,0% (bez. auf TS)

	Mass-Flow [kg/h]	C [kg/h]	H [kg/h]	O [kg/h]	N [kg/h]	S [kg/h]	Cl [kg/h]	Ash [kg/h]
BIOMASSE	10,79	5,35	0,62	4,75	0,02	0,00	0,00	0,05
Biomasse H2O	1,07		0,12	0,95				
H2O - Dampf	5,36		0,60	4,76				
LUFT	18,54		0,00	4,29	14,25			
Falschluff	0,00		0,00	0,00	0,00			
H2O aus Luft	0,09		0,00	0,00				
Frischwasser	0,00							
N2 - Inert	0,11				0,1			
<b>Total IN</b>	<b>Summe</b>	<b>35,96</b>	<b>5,35</b>	<b>1,34</b>	<b>14,74</b>	<b>14,38</b>	<b>0,00</b>	<b>0,05</b>

### B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas  
 $m'_{PG}$  28,9 kg  
 $f_{PG}$  1,24  
 $m'_{PG,korr}$  35,87 kg  
 $\rho_{PG,f}$  1,07 kg/Nm<sup>3</sup>  
 $\rho_{PG,tr}$  1,14 kg/Nm<sup>3</sup>  
 $m'_{PG,korr,tr}$  30,76 kg

	Compositior [Vol% dry]	Volume flow [Nm <sup>3</sup> /h dry stp]	Mass-Flow [kg/h]	C [kg/h]	H [kg/h]	O [kg/h]	N [kg/h]	S [kg/h]	Cl [kg/h]	Ash [kg/h]
CH4	2,69%	0,73	0,52	0,39	0,13					
CO	9,32%	2,52	3,15	1,35		1,80				
CO2	21,69%	5,88	11,54	3,15		8,39				
H2	21,97%	5,95	0,53		0,53					
O2	0,15%	0,04	0,06			0,06				
N2	44,18%	11,97	14,96				14,96			
H2O	23,47%	6,36	5,11		0,57	4,54				
<b>Produktgas Out</b>		<b>33,46</b>	<b>35,87</b>	<b>4,89</b>	<b>1,23</b>	<b>14,79</b>	<b>14,96</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>

B2...Asche&Staub 0,09 0,06 0,00 0,00 0,00 0,00 0,00 0,00 0,05

<b>Total OUT</b>	<b>Summe</b>	<b>35,96</b>	<b>4,95</b>	<b>1,23</b>	<b>14,79</b>	<b>14,96</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,05</b>
------------------	--------------	--------------	-------------	-------------	--------------	--------------	-------------	-------------	-------------

Abw. % 0% -7% -8% 0% 4% 1% 1% -13%

### C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 2,51 Nm<sup>3</sup> PG tr. / kg BM tr.  
 Air/Fuel-Ratio (AFR) 1,72  
 Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,50

# ANHANG

<b>Energiebilanz</b>		Vers.2 - T&P 1	12:52	bis	13:31
Date	30.10.2012				
Test number	Vers.2 - T&P 1				
Material	Normpellets DM=6mm				
Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H <sub>2</sub> O - flüssig) <span style="float:right">[kW]</span>					
<b>D...Energie-INPUT</b>		m'	Ho	cp	
		[kg/h]	[MJ/kg tr]	[kJ/kgK]	
<b>D1</b>	<b>Brennwert</b>				
	Biomasse tr.	11,86	17,70		58,3
<b>D2</b>	<b>Sensible Wärmen</b>				
	Biomasse wt	11,9		1,49	0,11
	Dampf	5,4		1,87	3,99
	Luft wet	18,6		1,09	0,18
	Inertgas N2	0,1		1,04	0,00
<b>D3</b>	externe Wärme für Pyrolyse + Zündbrenner OxC.)				4,6
<b>D4</b>	Gebälseleistung				2,0
<b>Summe Energie-Input</b>					<b>69,21</b>
<b>E...Energie-OUTPUT</b>		Vol. Strom	m'	Brennwert Ho	
		[Nm <sup>3</sup> /h tr]	[kg/h]	[MJ/Nm <sup>3</sup> tr]	[MJ/kg]
<b>E1</b>	<b>Brennwert Produktgas</b>	27,1		5,1	38,14
<b>E2</b>	Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher				2,94
<b>E3</b>	Nutzbare sensible Wärme (>100°C)				-0,07
<b>E4</b>	Nichtnutzbare sensible Wärme (<100°C)				1,05
<b>E6</b>	Brennwert & Sensible Wärme Asche		0,09		24,5
<b>E7</b>	Verlustleistung				26,5
<b>Summe Energie-Output</b>					<b>69,21</b>
<b>Effizienzen</b>					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - konventionell</b>			= E1 / D1		<b>65,4%</b>
<small>ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme</small>					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - energetisch</b>			= E1 / (D1+D3)		<b>60,6%</b>
<small>Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput</small>					
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput</b>			= (E1+E2+E3) / D1		<b>70,3%</b>
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput</b>			= (E1+E2+E3) / (D1+D2+I)		<b>59,3%</b>

# ANHANG

Date 30.10.2012  
 Test number Vers.2 - T&P 2  
 Material Normpellets DM=6mm

## Meteorologische Daten:

Raumtemp. 20,0 [°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	49,53%			74,9%	42,9%	27,3%				68,2%
H	5,77%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	44,01%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,19%		76,9%						100%	0,2%
S	0,01%									1,2%
Cl	0,01%									1,2%
Ash	0,48%									29,2%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Massenbilanz Vers.2 - T&P 2 14:36 bis 15:30

A...Massen-INPUT BM-Feuchte 9,0% (bez. auf TS)

	Mass-Flow [kg/h]	C [kg/h]	H [kg/h]	O [kg/h]	N [kg/h]	S [kg/h]	Cl [kg/h]	Ash [kg/h]
BIOMASSE	14,40	7,13	0,83	6,34	0,03	0,00	0,00	0,07
Biomasse H2O	1,42		0,16	1,26				
H2O - Dampf	3,82		0,43	3,39				
LUFT	26,11		0,00	6,04	20,07			
Falschluf	0,00		0,00	0,00	0,00			
H2O aus Luft	0,13		0,00	0,00				
Frischwasser	0,00							
N2 - Inert	0,11				0,1			
<b>Total IN</b>	<b>45,99</b>	<b>7,13</b>	<b>1,42</b>	<b>17,04</b>	<b>20,20</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,07</b>

## B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas  
 $m'_{PG}$  35,8 kg  
 $f_{PG}$  1,28  
 $m'_{PG,korr}$  45,87 kg  
 $\rho_{PG,r}$  1,01 kg/Nm<sup>3</sup>  
 $\rho_{PG,tr}$  1,09 kg/Nm<sup>3</sup>  
 $m'_{PG,korr,tr}$  36,33 kg

Compositor	Volume flow [Vol% dry]	Volume flow [Nm <sup>3</sup> /h dry stp]	Mass-Flow [kg/h]	C [kg/h]	H [kg/h]	O [kg/h]	N [kg/h]	S [kg/h]	Cl [kg/h]	Ash [kg/h]
CH4	2,30%	0,77	0,55	0,41	0,14					
CO	14,87%	4,97	6,21	2,66		3,55				
CO2	18,90%	6,32	12,40	3,38		9,02				
H2	24,56%	8,21	0,73		0,73					
O2	0,08%	0,03	0,04			0,04				
N2	39,29%	13,13	16,40				16,40			
H2O	35,57%	11,88	9,54		1,07	8,48				
<b>Produktgas Out</b>		<b>45,30</b>	<b>45,87</b>	<b>6,46</b>	<b>1,94</b>	<b>21,08</b>	<b>16,40</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
B2...Asche&Staub			0,12	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05

**Total OUT** **Summe** **45,99** **6,54** **1,94** **21,08** **16,40** **0,00** **0,00** **0,05**

Abw. % 0% -8% 37% 24% -19% 1% 1% -35%

## C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 2,32 Nm<sup>3</sup> PG tr. / kg BM tr.

Air/Fuel-Ratio (AFR) 1,81

Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,27

# ANHANG

<b>Energiebilanz</b>		Vers.2 - T&P 2	14:36	bis	15:30
Date	30.10.2012				
Test number	Vers.2 - T&P 2				
Material	Normpellets DM=6mm				
Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H <sub>2</sub> O - flüssig)					[kW]
<b>D...Energie-INPUT</b>		m'	Ho	cp	
		[kg/h]	[MJ/kg tr]	[kJ/kgK]	
<b>D1</b>	<b>Brennwert</b>				
	Biomasse tr.	15,82	17,70		77,8
<b>D2</b>	<b>Sensible Wärmen</b>				
	Biomasse w:	15,8		1,48	0,14
	Dampf	3,8		1,87	2,85
	Luft wet	26,2		1,09	0,23
	Inertgas N2	0,1		1,04	0,00
<b>D3</b>	externe Wärme für Pyrolyse + Zündbrenner OxC.)				4,6
<b>D4</b>	Gebälseleistung				2,0
<b>Summe Energie-Input</b>					<b>87,61</b>
<b>E...Energie-OUTPUT</b>		Vol.-Strom	m'	Brennwert Ho	
		[Nm <sup>3</sup> /h tr]	[kg/h]	[MJ/Nm <sup>3</sup> tr]	[MJ/kg]
<b>E1</b>	<b>Brennwert Produktgas</b>	33,4		5,9	55,20
<b>E2</b>	Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher				4,17
<b>E3</b>	Nutzbare sensible Wärme (>100°C)				0,21
<b>E4</b>	Nichtnutzbare sensible Wärme (<100°C)				1,71
<b>E6</b>	Brennwert & Sensible Wärme Asche		0,12	24,5	0,83
<b>E7</b>	Verlustleistung				25,5
<b>Summe Energie-Output</b>					<b>87,61</b>
<b>Effizienzen</b>					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - konventionell</b>			= E1 / D1		<b>71,0%</b>
ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - energetisch</b>			= E1 / (D1+D3)		<b>67,0%</b>
Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput					
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput</b>			= (E1+E2+E3) / D1		<b>76,6%</b>
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput</b>			= (E1+E2+E3) / (D1+D2+l		<b>68,0%</b>

# ANHANG

Date 30.10.2012  
 Test number Vers.2 - T&P 3  
 Material Normpellets DM=6mm

## Meteorologische Daten:

Raumtemp. 20,0 [°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	49,53%			74,9%	42,9%	27,3%				68,2%
H	5,77%	11,2%		25,1%			100%			0,0%
O	44,01%	88,8%	23,1%		57,1%	72,7%		100%		0,0%
N	0,19%		76,9%						100%	0,2%
S	0,01%									1,2%
Cl	0,01%									1,2%
Ash	0,48%									29,2%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

**Massenbilanz** Vers.2 - T&P 3 17:29 bis 18:29

## A...Massen-INPUT

BM-Feuchte 9,0% (bez. auf TS)

	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	11,99	5,94	0,69	5,28	0,02	0,00	0,00	0,06
Biomasse H2O	1,19		0,13	1,05				
H2O - Dampf	3,18		0,36	2,82				
LUFT	24,38		0,00	5,64	18,74			
Falschluff	0,00		0,00	0,00	0,00			
H2O aus Luft	0,12		0,00	0,00				
Frischwasser	0,00							
N2 - Inert	0,11				0,1			
<b>Total IN</b>	<b>40,97</b>	<b>5,94</b>	<b>1,18</b>	<b>14,80</b>	<b>18,86</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,06</b>

## B...Massen-OUTPUT

B1...Produktgas  
 $m'_{PG}$  38,4 kg  
 $f_{PG}$  1,07  
 $m'_{PG,korr}$  40,87 kg  
 $\rho_{PG,f}$  1,02 kg/Nm<sup>3</sup>  
 $\rho_{PG,tr}$  1,09 kg/Nm<sup>3</sup>  
 $m'_{PG,korr,tr}$  32,87 kg

Compositor	Volume flow	Mass-Flow	C	H	O	N	S	Cl	Ash
	[Vol% dry]	[Nm <sup>3</sup> /h dry stp]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
CH4	1,50%	0,46	0,32	0,24	0,08				
CO	13,78%	4,17	5,21	2,23	2,98				
CO2	17,51%	5,30	10,40	2,84	7,56				
H2	24,14%	7,31	0,65	0,65					
O2	0,07%	0,02	0,03		0,03				
N2	43,00%	13,01	16,26			16,26			
H2O	32,88%	9,95	7,99	0,89	7,10				
<b>Produktgas Out</b>	<b>40,22</b>	<b>40,87</b>	<b>5,32</b>	<b>1,63</b>	<b>17,67</b>	<b>16,26</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
B2...Asche&Staub		0,10	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05

**Total OUT** Summe **40,97** **5,38** **1,63** **17,67** **16,26** **0,00** **0,00** **0,05**

Abw. % 0% -9% 38% 19% -14% 1% 1% -22%

## C...Kennzahlen

Spezifische Produktgasmenge 2,52 Nm<sup>3</sup> PG tr. / kg BM tr.  
 Air/Fuel-Ratio (AFR) 2,03  
 Steam/Fuel-Ratio (SFR) 0,27

# ANHANG

<b>Energiebilanz</b>		Vers.2 - T&P 3	17:29	bis	18:29
Date	30.10.2012				
Test number	Vers.2 - T&P 3				
Material	Normpellets DM=6mm				
Bezugszustand: 0°C, 1013,25 mbar, trocken (H <sub>2</sub> O - flüssig)					[kW]
<b>D...Energie-INPUT</b>		m'	Ho	cp	
		[kg/h]	[MJ/kg tr]	[kJ/kgK]	
<b>D1</b>	<b>Brennwert</b>				
	Biomasse tr.	13,18	17,70		64,8
<b>D2</b>	<b>Sensible Wärmen</b>				
	Biomasse wt	13,2		1,49	0,12
	Dampf	3,2		1,87	2,37
	Luft wet	24,5		1,09	0,23
	Inertgas N2	0,1		1,04	0,00
<b>D3</b>	externe Wärme für Pyrolyse + Zündbrenner OxC.)				4,6
<b>D4</b>	Gebälseleistung				2,0
<b>Summe Energie-Input</b>					<b>74,14</b>
<b>E...Energie-OUTPUT</b>		Vol.-Strom	m'	Brennwert Ho	
		[Nm <sup>3</sup> /h tr]	[kg/h]	[MJ/Nm <sup>3</sup> tr]	[MJ/kg]
<b>E1</b>	<b>Brennwert Produktgas</b>	30,3		5,4	45,73
<b>E2</b>	<b>Nutzbare sensible Wärme PG - Wärmetauscher</b>				4,60
<b>E3</b>	<b>Nutzbare sensible Wärme (&gt;100 °C)</b>				0,26
<b>E4</b>	<b>Nichtnutzbare sensible Wärme (&lt;100 °C)</b>				1,59
<b>E6</b>	<b>Brennwert &amp; Sensible Wärme Asche</b>		0,10		24,5
<b>E7</b>	<b>Verlustleistung</b>				21,3
<b>Summe Energie-Output</b>					<b>74,14</b>
<b>Effizienzen</b>					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - konventionell</b>			= E1 / D1		<b>70,6%</b>
ohne Berücksichtigung der extern zugeführten Pyrolysewärme					
<b>Kaltgaswirkungsgrad - energetisch</b>			= E1 / (D1+D3)		<b>65,9%</b>
Berücksichtigung der ext. Pyrolysewärme zum Energieinput					
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf den BrSt.-Energieinput</b>			= (E1+E2+E3) / D1		<b>78,1%</b>
<b>Gesamtenergieeffizienz bez. auf Gesamt-Energieinput</b>			= (E1+E2+E3) / (D1+D2+I)		<b>68,2%</b>

## A.9 Abscheidegrad Zyklon

### Kontrolle des vorhandenen Zyklons auf die Abscheideeffizienz

Basis: 3. T&P Sampling (30.10.2012; 17:29 - 18:29)

#### Eingangsgrößen

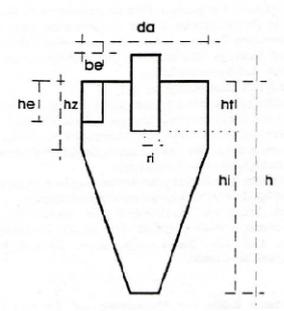
<b>Stoffdaten Gas:</b>		
rho_gas, n	1,07 kg/Nm <sup>3</sup>	Normdichte bei 0°C
eta_gas	4,00E-05 Pa*s	dyn.Viskosität
<b>MM_gas_tr</b>		
	24,0 kg/kmol	
<b>Zustand Gas:</b>		
T	750 °C	
p	1013,25 mbar	
ph_gas	32,88% Vol%	Feuchte
<b>Stoffdaten Staub:</b>		
rho_p	850 kg/m <sup>3</sup>	Dichte Staub
rho_p sch	250 kg/m <sup>3</sup>	Schüttdichte Staub
x-mittel	2,0E-05 m	

#### Betriebsdaten:

V_dot_gas_n_tr	30,26 Nm <sup>3</sup> /h.tr.
V_dot_gas_H2O	9,95 Nm <sup>3</sup> /h.H2O
m_dot_gas_tr	32,88 kg/h
m_dot_gas_H2O	7,99 kg/h
V_dot_gas_f	40,21 m <sup>3</sup> /h (stp) feucht
m_dot_gas_f	40,87 kg/h
Staubbelastung Rohgasc_roh	500 mg/Nm <sup>3</sup> tr.
m_dot_P	0,01513 kg/h
Staubbelastung B	0,00037 kg/kg
V_dot_gas_b_tr	113 Bm <sup>3</sup> /h.tr.
V_dot_gas_b_f	151 Bm <sup>3</sup> /h.f.
rho_gas_wet bei T	0,271 kg/Bm <sup>3</sup>

#### Geometrie des Zyklones

<b>Zyklontyp:</b>	Schlitzeinlauf, = Tangentialeinlauf
Tauchrohrquerschnittsfl. Fi	0,006 m <sup>2</sup>
Tauchrohrradius ri	0,042 m
Zyklonradius ra	0,130 m
Zyklonhöhe h	0,550 m
hi	0,350 m
Tauchrohrhöhe ht	0,200 m
Schlitzeinlaufbreite be	0,040 m
Schlitzeinlaufhöhe he	0,080 m
Einlauffläche Fe	0,003 m <sup>2</sup>
Einlaufradius re	0,11 m
Einlaufgeschwindigkeit ve	13,08 m/s
re/ri	2,619047619 m
Konusöffnungswinkel f	28 °
Zyklondurchmesser da	0,260 m



#### Geometriefaktoren für Zyklon mit Tangentialeinlauf

ra/ri	3,10 [ ]	<b>Vorschlagswerte Skriptum Siebenhofer</b>
hi/ri	8,33 [ ]	3 bis 4
h/ri	13,10 [ ]	7,5 bis 10
Fe/Fi	0,50 [ ]	10 bis 13
be/ra	0,31 [ ]	0,44 bis 0,9
		0,19 bis 0,27

#### Auslegung

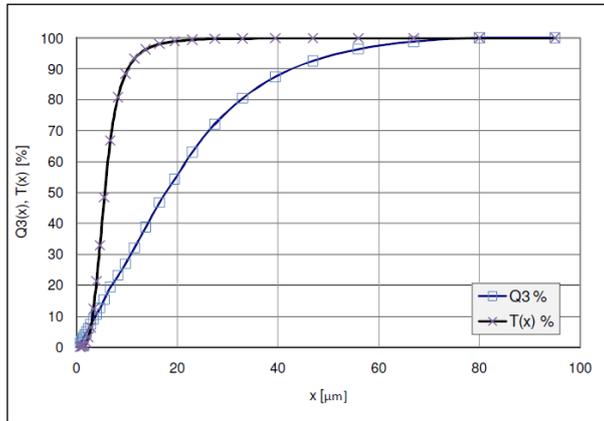
<b>Wandreibungsbeiwert</b>	B<1	
Wandreibungsbeiwert lambda_00,005*(1+3^-1*B)		0,0052 [ ]
Einlaufbeiwert alpha=ve*re/(v_0*ra)		0,839 [ ]
<b>Wahl der Tauchrohrgeschwindigkeit</b>		
vi		7,6 m/c
<b>Umfangsgeschwindigkeiten</b>		
Umfangsgeschwindigkeit v_0a=ve*ra/(ra*alpha)		13,19 m/s
Umfangsgeschw. Tauchrohr v_pi=vi/U		29,85 m/s
U = 1/((Fe*n^2)/(Fi*re)+k*h/ri)		3,953 [ ]
<b>Radialgeschwindigkeit am Tauchrohr</b>		
vr (ri)=V/G/(2*ri^2*(h-hi))		0,453 m/s
<b>Trennkorngröße</b>		
xT=-(18^3*mu*vr*(ri)/n)/((roh_p/roh_G)*v_pi^2)		4,3E-06 m
<b>Druckverlust</b>		
xi_a		2,15 [ ]
xi_b		23,2 [ ]
dp=roh_gas_wet bei T*v^2*(xi_a+xi_b)		2 mbar

## Korngrößenverteilung Staub

Fractionsabscheidegrad  $T(x) = [1 + 2 / ((x/T)^{3.564})]^{-1.235}$

Theoretischer Abscheidegrad $E = \sum dQ3 \cdot T(x)$	83,94 %
Abscheidegrad aus 3. T&P	22,80 %

KGV (xm)	Q3	dQ3	T(x)	T(x)	T(x)*dQ3	(1-T(x))*dQ3
$\mu\text{m}$	%	%		%	%	%
0,7	1,26	1,26	0,0002	0,0	0,00	1,26
1,0	1,85	0,59	0,0007	0,1	0,00	0,59
1,2	2,43	0,57	0,0016	0,2	0,00	0,57
1,4	2,98	0,56	0,0032	0,3	0,00	0,56
1,65	3,81	0,82	0,0064	0,6	0,01	0,81
2	4,88	1,08	0,0147	1,5	0,02	1,06
2,4	5,96	1,07	0,0316	3,2	0,03	1,04
2,85	7,31	1,35	0,0633	6,3	0,09	1,26
3,4	8,95	1,65	0,1233	12,3	0,20	1,45
4	10,63	1,67	0,2135	21,4	0,36	1,31
4,65	12,59	1,96	0,3295	33,0	0,65	1,31
5,5	15,35	2,76	0,4836	48,4	1,33	1,43
6,75	19,33	3,98	0,6683	66,8	2,66	1,32
8,25	23,13	3,8	0,8077	80,8	3,07	0,73
9,75	26,89	3,76	0,8849	88,5	3,33	0,43
11,5	32,06	5,17	0,9330	93,3	4,82	0,35
13,75	38,78	6,72	0,9635	96,3	6,47	0,25
16,5	46,79	8,01	0,9806	98,1	7,85	0,16
19,5	54,27	7,48	0,9892	98,9	7,40	0,08
23	63,05	8,79	0,9940	99,4	8,74	0,05
27,5	72,12	9,07	0,9968	99,7	9,04	0,03
33	80,49	8,37	0,9983	99,8	8,36	0,01
39,5	87,41	6,92	0,9991	99,9	6,91	0,01
47	92,56	5,16	0,9995	100,0	5,16	0,00
56	96,38	3,82	0,9997	100,0	3,82	0,00
67	98,81	2,43	0,9999	100,0	2,43	0,00
80	100	1,19	0,9999	100,0	1,19	0,00
95	100	0	1,0000	100,0	0,00	0,00
Summe					83,94	16,07



Deutsche Fassung:  
Beschluss der Curricula-Kommission für Bachelor-, Master- und Diplomstudien vom 10.11.2008  
Genehmigung des Senates am 1.12.2008

### 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 27.11.2012

Seldy Perhad  
(Unterschrift)

Englische Fassung:

### 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.

27.11.2012  
date

Seldy Perhad  
(Signature)