

Georg ARCHAN, BSc.

Entwicklung und Vermessung eines Prototyps für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse

MASTERARBEIT

zur Erlangung des akademischen Grades

Diplom-Ingenieur

Masterstudium Wirtschaftsingenieurwesen-Maschinenbau

eingereicht an der

Technischen Universität Graz

Betreuer

Dipl.-Ing. Dr. techn. David Hannl
Binder Energietechnik Ges.m.b.H.
Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn Christoph Hochenauer
Institut für Wärmetechnik

Beurteiler

Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Christoph Hochenauer
Institut für Wärmetechnik

Graz, im März 2017

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

AFFIDAVIT

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. Das in TUGRAZonline hochgeladene Textdokument ist mit der vorliegenden Masterarbeit identisch.

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 indicated all material which has been quoted either literally or by content from the sources used. The text document uploaded to TUGRAZonline is identical to the present master's thesis.

Datum / Date

Unterschrift / Signature

KURZFASSUNG

Titel: Entwicklung und Vermessung eines Prototyps für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse

Autor: Georg Archan

1. Stichwort: Verkohlungsanlage
2. Stichwort: Gegenstrom-Verkohlungsprinzip
3. Stichwort: Kohlenstoff-Konvertierungsgrad

Diese Arbeit beschäftigt sich mit dem Aufbau und der experimentellen Analyse einer Anlage für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse mit circa 100 kW Brennstoffleistung. Die Herstellung von Pflanzenkohle und deren gezielter Einsatz im Agrarsektor bietet ein enormes Potential als CO₂-Senke in der Zukunft. Mit dem Prozess der Pflanzenkohleherstellung kann gleichzeitig eine CO₂-negative Wärmeerzeugung realisiert werden. Aus diesem Grund kann die Technologie eine Schlüsselfunktion bei der Erreichung der Klimaziele in der Landwirtschaft einnehmen.

Im Rahmen der Arbeit wurde ein Prototyp für die Herstellung von Pflanzenkohle entwickelt, welcher mit dem Prinzip der Gegenstromverkohlung arbeitet. Biomasse und Synthesegas strömen dabei im vorderen Bereich einer Förderschnecke entgegengesetzt, wodurch Schadstoffe aus dem Verkohlungsprozess gefiltert und abgebaut werden. Dieser Prototyp wurde über mehrere Iterationsschleifen optimiert, bis schlussendlich die drei vorab definierten Ziele Robustheit, Regelbarkeit und stabiler Verkohlungsprozess, erreicht wurden. Es wurden fünf Versuche mit unterschiedlichen Biomassen als Brennstoff durchgeführt und analysiert. Im Zuge der Analyse wurden für die stabilen Versuche die Massen- und Energiebilanz erstellt und mit den Messungen verglichen sowie ein Kohlenstoff-Konvertierungsgrad berechnet. Damit konnte eine wissenschaftliche Untersuchung und Simulation des Verkohlungsprozesses erfolgen.

Aus den durchgeführten Versuchen und deren Analyse geht hervor, dass mit dem entwickelten Prototyp die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse funktioniert. Das Ziel einer gleichmäßigen zufriedenstellenden Verkohlung hängt jedoch sehr stark von der eingesetzten Biomasse und deren Stückigkeit ab. Der Kohlenstoff-Konvertierungsgrad in Form der Massenprozent des Kohlenstoffs der Biomasse in der Pflanzenkohle beträgt circa 20 %. Ausgehend von den Erkenntnissen mit dem Prototyp, kann die Entwicklung einer vollautomatisierten Anlage für die Herstellung von Pflanzenkohle erfolgen.

ABSTRACT

Title: Development and measurement of a prototype for the production of biochar from biomass

Author: Georg Archan

1st keyword: carbonization system

2nd keyword: countercurrent carbonization principle

3rd keyword: carbon conversion rate

This thesis deals with the development and experimental analysis of a system for the production of biochar from biomass, with a fuel power of approximately 100 kW. The production of biochar and its utilization in the agricultural sector offers enormous potential to reducing CO₂ emissions in the future. Simultaneously, with the process of producing biochar, CO₂-negative heat is produced. Hence, this technology plays a major role in achieving future climate goals in agriculture.

Within the scope of this thesis, a prototype for the production of biochar has been developed, in which the principle of countercurrent carbonization is applied. Hereby, biomass and syngas stream opposed in the front part of an auger which filters and decomposes pollutants from the carbonization process. This prototype has been optimized through several iteration loops until, eventually, the three prior defined goals of robustness, controllability and stability of the carbonization process have been achieved. Different versions of biomass have been tested and analyzed in five experiments. Regarding the stable experiments, mass and energy balances have been created and compared with measurements. Furthermore, a carbon conversion rate has been calculated. With this, a scientific investigation and simulation of the carbonization process could be made.

Deriving from the conducted experiments and its analyses, it has shown that the production of biochar from biomass with the developed prototype is successful. However, an even satisfactory carbonization depends largely on the biomass in use and its granulation. The carbon conversion rate, in percent by mass of carbon within biomass of biochar, amounts to approximately 20 percent. Based on these findings, the development of a fully automated system for the production of biochar may follow.

Danksagung

An dieser Stelle möchte ich die Gelegenheit nutzen und mich bei den Menschen bedanken, welche mich während der Entstehung dieser Masterarbeit tatkräftig unterstützt haben.

Besonderen Dank gilt meinen beiden Betreuern Herrn Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Christoph Hochenauer vom Wärmetechnik Institut der Technischen Universität Graz und Herrn Dipl.-Ing. Dr. techn. David Hannl von Seiten des Industriepartners. Herzlichen Dank für die vielen Diskussionen, gedanklichen Anstöße und Anregungen, die Sie mir in dieser Zeit gegeben haben. Dank Ihrer Unterstützung konnte diese Masterarbeit wissenschaftlich begleitet und erfolgreich umgesetzt werden.

Außerdem möchte ich mich bei der Geschäftsführung der Firma Binder Energietechnik Ges.m.b.h Herrn Dipl.-Ing. Dr. techn. Morteza Fesharaki bedanken. Sie haben mir erst die Möglichkeit gegeben dieses Masterarbeitsthema zu realisieren. Besonderer Dank gilt auch Herrn Dipl.-Ing (FH) Alexander Theißl und Herrn Dipl.-Ing (FH) Wolfgang Rath für die tatkräftige Unterstützung in der Umsetzungsphase.

Zum Schluss möchte ich mich noch bei meiner Familie und meinen Freunden bedanken, denn durch ihre Hilfe konnte ich erst dieses Studium erfolgreich meistern. Ein besonderer Dank geht an meine Ehefrau Tamara, die mir in allen Lebensphasen Kraft und Inspiration gab. Danke Tamara.

Graz, 21.3.2017

Georg Archan

INHALTSVERZEICHNIS

1	<u>EINLEITUNG</u>	1
2	<u>GRUNDLAGEN</u>	3
2.1	Pflanzenkohle	3
2.1.1	Definition Pflanzenkohle	3
2.1.2	Eigenschaften der Pflanzenkohle	4
2.1.3	Anforderungen an die Verkohlungstechnologie	5
2.2	Thermo-chemische Umwandlungsprozesse von festen Brennstoffen	5
2.2.1	Trocknung	6
2.2.2	Pyrolytische Zersetzung	7
2.2.3	Vergasung	9
2.2.4	Oxidation	9
2.3	Holzkohleerzeugung	10
2.3.1	Die vier temperaturabhängigen Phasen der Holzkohleerzeugung	10
2.3.2	Kontinuierlicher Verkohlungsprozess	11
2.4	Festbettvergaser	12
2.4.1	Gegenstromvergaser	12
2.4.2	Gleichstromvergaser	13
3	<u>STAND DER TECHNIK</u>	14
3.1	Funktionsprinzipien bestehender Systeme in Deutschland	14
3.1.1	Pyreg	14
3.1.2	Carbon Terra	15
3.1.3	BIOMACON	17
3.2	Funktionsprinzipien bestehender Systeme in Österreich	19
3.3	Funktionsprinzipien bestehender Systeme in der Schweiz	20
4	<u>ENTWICKLUNG EINES PROTOTYPS FÜR DIE HERSTELLUNG VON PFLANZENKOHLE</u>	21
4.1	Vorversuch	21
4.1.1	Vorversuchsaufbau	22
4.1.2	Erster Vorversuch mit Holzpellets	26
4.1.3	Zweiter Vorversuch mit Holzpellets	29
4.1.4	Dritter Vorversuch mit getrockneten Biertreber	32
4.1.5	Fazit Vorversuche	36
4.2	Prototypentwicklung	38
4.2.1	Konzept für den Prototyp PH1	39
4.2.2	Versuchsaufbau	42
4.2.3	Regelstrategie	51
4.3	Versuchsauswertung	54
4.3.1	Massenbilanz	55
4.3.2	Abgaszusammensetzung	57
4.3.3	Energiebilanz	59
4.3.4	Kohlenstoff-Konvertierungsgrad	60
4.4	Versuche	61
4.4.1	Versuchsablauf	61

4.4.2	Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut	63
4.4.3	Versuchsdurchführung mit Holzpellets	67
4.4.4	Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus Holzhackgut und loseem Biertreber	69
4.4.5	Versuchsdurchführung mit pelletiertem Biertreber	73
4.4.6	Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets	77

5 STABILE MESSERGEBNISSE **79**

5.1	Stabile Messergebnisse mit rindenlosem Holzhackgut	79
5.1.1	Elementaranalyse der Pflanzenkohle aus dem Versuch mit rindenlosem Holzhackgut	80
5.1.2	Massenbilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut	81
5.1.3	Abgaskonzentration aus dem Versuch mit rindenlosem Holzhackgut	83
5.1.4	Energiebilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut	83
5.1.5	Kohlenstoff-Konvertierungsgrad von Holzhackgut	87
5.2	Stabile Messergebnisse mit Holzpellets	87
5.2.1	Elementaranalyse der Pflanzenkohle aus dem Versuch mit Holzpellets	87
5.2.2	Massenbilanz für den Versuch mit Holzpellets	88
5.2.3	Abgaskonzentration aus dem Versuch mit Holzpellets	91
5.2.4	Energiebilanz für den Versuch mit Holzpellets	91
5.2.5	Kohlenstoff-Konvertierungsgrad von Holzpellets	94

6 SCHLUSSFOLGERUNGEN **95**

LITERATUR **98**

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1: Phasen der thermo-chemischen Umwandlung biogener Festbrennstoffe	6
Abbildung 2: Massenabnahme von feuchtem Holz in Abhängigkeit von der Temperatur bei der Erwärmung ohne Sauerstoffzufuhr	7
Abbildung 3: Thermische Zersetzung von Holz und seinen Bestandteilen Cellulose, Hemicellulose und Lignin in Abhängigkeit von der Temperatur	8
Abbildung 4: Produkte der thermo-chemischen Umwandlung von Holz	9
Abbildung 5: Grundformen von Festbettvergaser	12
Abbildung 6: Funktionsprinzip der Pyreg-Anlage für die Herstellung von Pflanzenkohle	15
Abbildung 7: Funktionsprinzip des Schottdorf-Meilers für die Herstellung von Pflanzenkohle	16
Abbildung 8: Kompakte Bauform des BIOMACON-Compaktconverter	17
Abbildung 9: Bedienoberfläche des BIOMACON-Compaktconverters für die Herstellung von Pflanzenkohle	18
Abbildung 10: Funktionsprinzip des Holzgaskraftwerks von dem Unternehmen SynCraft für die Stromerzeugung mit dem Nebenprodukt Pflanzenkohle	19
Abbildung 11: Vorversuchsaufbau des Prototyp BK1	23
Abbildung 12: Blenden für die Regelung der Luftzufuhr des Prototyp BK1	24
Abbildung 13: Schema und Funktionsprinzip des BK1-Reaktors	24
Abbildung 14: Messstellen des BK1-Reaktors	26
Abbildung 15: Temperaturmessung des ersten Vorversuchs mit Holzpellets	27
Abbildung 16: Temperaturmessung des zweiten Vorversuchs mit Holzpellets	30
Abbildung 17: Temperaturmessung des dritten Vorversuch mit Birtreber	33
Abbildung 18: Entnommene Birtreber-Pflanzenkohle aus dem BK1-Reaktor	34
Abbildung 19: Erzeugte Pflanzenkohle aus Holzpellets beim ersten Vorversuch mit Pellets	37
Abbildung 20: Konzeptskizze des Prototyps PH1	40
Abbildung 21: Versuchsaufbau mit dem PH1-Reaktor	43
Abbildung 22: Verkohlungskammer mit Rost des PH1 für die Verkohlung von Biomasse	44
Abbildung 23: Frontseitige Messstellen des Versuchsaufbaues	46
Abbildung 24: Messstellen nach dem Wärmeübertrager	47
Abbildung 25: Temperatur- und Volumenstrommessung des Wassers im Wärmeübertrager	48
Abbildung 26: Eingesetzte Hitzdrahtanemometer und Prandtlsonde	48
Abbildung 27: Messstelle der Sekundärluftmessung mit Hitzdrahtanemometer und Klappen-Durchflussregler	49
Abbildung 28: Falschluffanteil zwischen den beiden Messstellen $v_{_ABB_HG}$ und $v_{_ABB_AG}$ des ABB-Rauchgasanalysegeräts	50
Abbildung 29: Messschema für den Versuchsaufbau mit dem PH1	52
Abbildung 30: Regelschema für den Versuchsaufbau mit dem PH1	53
Abbildung 31: Massenbilanz des PH1	55
Abbildung 32: Energiebilanz des PH1	59
Abbildung 33: Kohlenstoff-Konvertierungsgrad des PH1	61
Abbildung 34: Start der Massenstrommessung der festen Biomasse	63
Abbildung 35: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle $t_{_VK}$ bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut	64
Abbildung 36: Temperaturverlauf der Messgröße $t_{BK,Unten}$ bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut	65
Abbildung 37: Luftvolumenstrommessung \dot{V}_{PL} und \dot{V}_{SL} bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut	66

Abbildung 38: Temperaturverlauf in der BK bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut	67
Abbildung 39: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit Holzpellets	68
Abbildung 40: Temperaturverlauf der Messgröße $t_{BK,Unten}$ bei der Versuchsdurchführung mit Holzpellets	69
Abbildung 41: Gemisch aus rindenlosem Holzhackgut und sonnengetrockneten loseem Biertreber	70
Abbildung 42: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus Holzhackgut und loseem Biertreber	70
Abbildung 43: Temperaturverlauf der Messgröße $t_{BK,Unten}$ gemessen an der Messstelle $t_{BK,Unten}$ bei der Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus Holzhackgut und loseem Biertreber	72
Abbildung 44: Bilder zur unvollständigen Verkohlung bei der Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus Holzhackgut und loseem Biertreber	73
Abbildung 45: Pelletierte Biertreber	74
Abbildung 46: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit pelletierten Biertrebern	75
Abbildung 47: Luftvolumenstrommessung \dot{V}_{Prim} und \dot{V}_{Sek} bei der Versuchsdurchführung mit pelletierten Biertrebern	76
Abbildung 48: Problem mit pelletierten Biertrebern	76
Abbildung 49: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets	77
Abbildung 50: Bild der unzureichenden Verkohlung über den Querschnitt der Verkohlungskammer bei der Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets	78

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Messwertliste für den Versuchsaufbau mit dem PH1	51
Tabelle 2: Gemittelte Ergebnisse der Elementaranalysen, Angaben in %kg / kgTS.....	79
Tabelle 3: Vergleich der Massenbilanzergebnisse für die Messung und der Simulation für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut.....	81
Tabelle 4: Gemittelte Abgaskonzentration bei Holzhackgut	83
Tabelle 5: Absolute Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut	84
Tabelle 6: Relative Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut bezogen auf die zugeführte Energiemenge	86
Tabelle 7: Vergleich der Massenbilanzergebnisse für die Messung und der Simulation für den Versuch mit Holzpellets	88
Tabelle 8: Gemittelte Abgaskonzentration bei Holzpellets	91
Tabelle 9: Absolute Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit Holzpellets.....	91
Tabelle 10: Relative Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit Holzpellets bezogen auf die zugeführte Energiemenge.....	93

1 EINLEITUNG

Im Folgenden wird kurz das Potential erklärt, welches Pflanzenkohle hinsichtlich der Reduktion des CO₂-Gehaltes in der Atmosphäre besitzt. Die Erzeugung von Pflanzenkohle bietet die einmalige Möglichkeit einer kostengünstigen CO₂-negativen Wärmebereitstellung. Das heißt die Pflanzenkohle wirkt als nachhaltige Senke im CO₂-Kreislauf.

Um mit Hilfe der Pflanzenkohle-Technologie den CO₂-Gehalt in der Atmosphäre zu stabilisieren oder möglicherweise zu reduzieren, muss über den Tellerrand geblickt werden und die Systemgrenze der Betrachtung weit über den ablaufenden Verkohlungsprozess gelegt werden. Diese wird über den gesamten Biomassekreislauf gelegt und beinhaltet die folgenden Punkte, welche kurz erklärt werden:

1. Die Biomasse entzieht im Rahmen der Photosynthese der Atmosphäre CO₂, damit sie wachsen kann. Dabei erzeugt sie Stärke, die zum Beispiel in Cellulose, Hemicellulose und Lignin umgewandelt wird.
2. Die Biomasse wird geerntet und aus ihr wird Wärme und Pflanzenkohle gewonnen. Über den Kohlenstoff-Konvertierungsgrad wird der Anteil an Kohlenstoff der Biomasse in Massenprozent bestimmt, der in der Pflanzenkohle gebunden ist. Die restlichen Massenprozent werden als CO₂ umgesetzt und stehen anderen Pflanzen für die Photosynthese zur Verfügung.
3. Die durch den thermo-chemischen Umwandlungsprozess erzeugte Pflanzenkohle besteht zu einem überwiegenden Massenanteil aus elementarem Kohlenstoff. Dieser Kohlenstoff ist als stabile Lagerform gebunden, das heißt der elementare Kohlenstoff oxidiert an der Atmosphäre nicht zu CO₂, solange die Pflanzenkohle nicht einem Verbrennungsprozess ausgesetzt ist (Freie Universität Berlin, 2016).
4. Wird die erzeugte Pflanzenkohle zurück auf die landwirtschaftliche Nutzfläche gebracht, auf der die ursprüngliche Biomasse gewachsen ist, so wurde mit Hilfe des Wachstums der Biomasse und der damit einhergehenden Kohlenstoffbindung aus der Atmosphäre (Punkt 1) aktiv CO₂ aus der Atmosphäre entfernt. Nun wird die Pflanzenkohle in den Boden eingearbeitet und speichert so aktiv einen Teil des gefilterten CO₂ stabil im Boden (Freie Universität Berlin, 2016).

Damit die Pflanzenkohle-Technologie als CO₂-Senke auch nachhaltig ist, müssen mehrere Bedingungen erfüllt werden. Jedoch ist aus der Größe der gezogenen Systemgrenze zu erkennen, dass es einen politischen Willen auf nationaler sowie europäischer Ebene für den nachhaltigen Einsatz von Pflanzenkohle benötigt. Wesentlich sind die rechtlichen Rahmenbedingungen und die ökonomische Bewertung zum Beispiel im Rahmen des Emissionshandels.

In dieser Arbeit liegt der Schwerpunkt auf der technischen Umsetzung. Das heißt es wird die Entwicklung und Vermessung eines Prototyps vorangetrieben, der in der Lage ist Pflanzenkohle und Wärme aus Biomasse zu erzeugen, die den gültigen Qualitätskriterien entspricht. Als Brennstoffe für die Erzeugung von Pflanzenkohle wurden Biomassen in Betracht gezogen, die laut Literatur zwar unbelastet von Schwermetallen und Giftstoffen sind, jedoch billig am Markt zu erwerben sind, da es beispielsweise ein Überangebot gibt.

Dies führte zum anfänglichen Einsatz von Biertrebern als Brennstoff, denn pro Hektoliter Bier fallen in etwa 20 kg nasse Biertreber an und speziell in den Sommermonaten gibt es ein Überangebot an nassen Biertrebern (Kepplinger et al., 1998). Außerdem wird in Brauereien für die Produktion von Bier Wärme benötigt, welche aus dem Verkohlungsprozess gewonnen werden kann. Es wurden in weiterer Folge aber auch holzartige Brennstoffe in Betracht gezogen die universal verfügbar sind.

Für diese Arbeit wurden folgende drei Ziele definiert:

1. Ein robustes Verfahren für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse entwickeln.
2. Eine Regel- und Messstrategie für einen mehrstündigen Betrieb des Prototyps ausarbeiten.
3. Der Herstellungsprozess der Pflanzenkohle muss im stabilen Betrieb ohne Fremdfeuerung erfolgen

Im folgenden Kapitel wird auf die Erkenntnisse der durchgeführten Literaturrecherche eingegangen. Jedoch zeichnete sich schon sehr früh ab, dass die vorhanden theoretischen Grundlagen nicht ausreichen werden, um ein robustes Verfahren für die Herstellung von Pflanzenkohle zu entwickeln. Im Kapitel 3 werden die bestehenden Anlagen von Herstellern aus dem DACH-Raum beleuchtet, welche in der Praxis in der Lage sind Pflanzenkohle im gewerblichen bis industriellen Maßstab zu produzieren. Um den Anforderungen des Industriepartners entgegen zu kommen, werden nur Anlagen behandelt die nach dem Prinzip der kontinuierlichen Verkohlung arbeiten.

Aus den Kapiteln 2 und 3 geht klar hervor, dass mehrere Iterationsschleifen und Funktionstests für die Entwicklung des Prototyps benötigt werden, um Versuche durchführen zu können, welche die definierten Ziele auch erreichen. Dies hat zur Folge, dass der praktische Teil, welcher in Kapitel 4 beschrieben wird, auch am umfangreichsten ausfällt. Es werden die Unterkapiteln Vorversuche, Prototypentwicklung, Versuchsauswertung und Versuchsdurchführung beschrieben. Im Kapitel 5 werden die Messergebnisse aus den beiden stabilen Versuchen mit holzartigen Brennstoffen diskutiert und abschließend wird im Kapitel 6 die Schlussfolgerung dieser Arbeit behandelt.

2 GRUNDLAGEN

In diesem Kapitel wird auf die theoretischen Grundlagen, die für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse relevant sind, eingegangen. Zu Beginn wird der Begriff Pflanzenkohle erläutert, um ein Verständnis für das Produkt zu bekommen. In weiterer Folge werden die thermo-chemischen Umwandlungsprozesse von festen Brennstoffen erklärt, wobei ein besonderes Augenmerk auf die pyrolytische Zersetzung gelegt wird. Dieser Vorgang nimmt bei der Erzeugung von Holzkohle eine Schlüsselposition ein.

Im Abschnitt Holzkohleerzeugung gilt das spezielle Interesse den vier auftretenden temperaturabhängigen Phasen, die bei der Umwandlung durchlaufen werden. Abschließend ist im letzten Abschnitt die Funktionsweise von Festbettvergäsern erläutert, da diese ein großes Potential für die Herstellung von Pflanzenkohle aufweisen.

2.1 Pflanzenkohle

In diesem Unterkapitel wird auf die Definitionen und Eigenschaften der Pflanzenkohle, sowie die notwendigen Rahmenbestimmungen für die Verkohlungstechnologie eingegangen, damit die Pflanzenkohle dem European Biochar Certificate (EBC) entspricht. Aktuell gilt das EBC in Europa als freiwilliger Industriestandard, welcher das Ziel von wissenschaftlichen, gesetzlichen, wirtschaftlichen und praktisch umsetzbaren Kontrollen der Produktion und Qualität von Pflanzenkohle verfolgt (EBC, 2012a).

2.1.1 Definition Pflanzenkohle

Die Pflanzenkohle muss definitionsgemäß aus polyaromatischem Kohlenstoff und Asche bestehen, sowie aus nachhaltig gewonnener Biomasse hergestellt werden. Das heißt bei einem Einsatz von landwirtschaftlichen Primärprodukten muss eine nachhaltige Produktion der nachwachsenden Rohstoffe gewährleistet werden (EBC, 2012a). Werden hingegen organische Reststoffe für die Erzeugung von Pflanzenkohle verwendet, so müssen diese auf der Positivliste aufgeführt sein (EBC, 2012b). Des Weiteren darf die Transportstrecke der zu verkohlenden Biomasse maximal 80 km zur Verkohlungsanlage betragen (EBC, 2012a).

Das eingesetzte Verfahren für die Herstellung der Pflanzenkohle muss die thermochemische Zersetzung der organischen Stoffe gewährleisten. Dies muss bei Temperaturen von 350°C bis 1000°C und einem stark reduziertem Sauerstoffgehalt geschehen. Die Endprodukte aus den ähnlichen Prozessen Torrefaktion, hydrothermale Karbonisierung und Verkokung dürfen nicht als Pflanzenkohle bezeichnet werden. Laut Definition soll die Anwendung der Pflanzenkohle als Kohlenstoffsенke fungieren, daher darf die Pflanzenkohle für die Energiegewinnung nicht weiter verbrannt werden. Des Weiteren wird die Qualität der Pflanzenkohle in die zwei Qualitätsstufen *basic* und *premium* eingeteilt, wobei für jede Qualitätsstufe unterschiedliche Grenzwerte und

ökologische Anforderungen gelten. Somit ist Pflanzenkohle definitionsgemäß ein Kohleprodukt, das ökologisch nachhaltige Produktions-, Qualitäts- und Einsatzbedingungen zu erfüllen hat (EBC, 2012a).

2.1.2 Eigenschaften der Pflanzenkohle

Damit der Einsatz der Pflanzenkohle auch als Kohlenstoffsенke nachhaltig ist, muss die erzeugte Pflanzenkohle sieben Kriterien erfüllen. Nur so kann aus Sicht der Zertifizierungsstelle sichergestellt werden, dass durch den Einsatz keine zukünftigen Schäden entstehen.

1. Damit ein Verkohlungsprodukt aus Biomasse den Namen Pflanzenkohle tragen darf, muss der Kohlenstoffgehalt der Pflanzenkohle mehr als 50 Massenprozent der Trockenmasse betragen. Dies wird von der eingesetzten Biomasse und der Prozesstemperatur beeinflusst. Wird zum Beispiel eine mineralreiche Biomasse verkohlt, überwiegt der Aschegehalt im Verkohlungsprodukt und darf gegebenenfalls nicht als Pflanzenkohle bezeichnet werden (EBC, 2012a).
2. Das molare H/C_{org} – Verhältnis muss kleiner 0,7 sein. Damit lässt sich der Verkohlungsgrad und die daraus resultierende Stabilität der Pflanzenkohle bewerten. Bei molaren H/C_{org} – Verhältnissen größer 0,7 kann somit auf eine minderwertige Kohle und ein mangelhaftes Verkohlungsverfahren geschlossen werden. Das Verhältnis ist ein wichtiges Qualitätskriterium für die Beurteilung der Pflanzenkohle (EBC, 2012a).
3. Das molare O/C_{org} – Verhältnis muss auch kleiner 0,4 sein und ist ebenfalls ein wichtiges Qualitätskriterium (EBC, 2012a).
4. Es sind die Grenzwerte für Schwermetalle zu berücksichtigen. Dabei werden die Grenzwerte auf die Trockenmasse bezogen. Für die Qualitätsstufe *basic* gelten die Höchstwerte der deutschen Bundes-Bodenschutzverordnung. Für die Qualitätsstufe *premium* hingegen gilt die Schweizerische Chemikalien-Risikoreduktions-Verordnung (EBC, 2012a).
5. Die spezifische Oberfläche der produzierten Pflanzenkohle muss größer als 150 m^2 je g Trockenmasse sein. (EBC, 2012a).
6. Ein wichtiges Kriterium sind die in der Pflanzenkohle gebundenen Polyzyklischen Aromatischen Kohlenwasserstoffe (PAK). Diese sind entscheidend für die zwei Qualitätsstufen *basic* und *premium*. Da beim chemischen Prozess der Verbrennung immer PAK entstehen und diese sehr effizient in der Pflanzenkohle gebunden werden, ist ein niedriger PAK-Gehalt in der Pflanzenkohle ein Indikator für eine zufriedenstellende Prozessführung. Der Grenzwert für die Qualitätsstufe *basic* muss der PAK-Gehalt unter 12 mg und für *premium* unter 4 mg je kg trockener Pflanzenkohle liegen (EBC, 2012a).

7. Der Gehalt der Polychlorierten Biphenyle (PCB) muss unter 0,2 mg je kg trockener Pflanzkohle liegen und der Gehalt an Dioxinen und Furanen jeweils unter 20 ng je kg trockener Pflanzkohle (EBC, 2012a).

2.1.3 Anforderungen an die Verkohlungstechnologie

Die Pflanzkohle muss nicht nur die Qualitätskriterien aus dem vorangegangenen Abschnitt besitzen, sondern auch nachhaltig produziert werden. Somit müssen die folgenden drei Bedingungen für die Verkohlungstechnologie erfüllt sein, damit das Verkohlungsprodukt Pflanzkohle genannt werden darf.

1. Der Verkohlungsprozess muss in einem energieautonomen Prozess ablaufen. Dabei dürfen für die Qualitätsstufen *basic* maximal 8% und für *premium* maximal 4% des Heizwertes als Energie für Antriebe, Ventilatoren, Stützbrenner, etc. dem Verkohlungsprozess von außen zugeführt werden. Der Einsatz von fossilen Brennstoffen ist nur beim Start des Verkohlungsprozesses gestattet. Jedoch ist die Nutzung von Abwärme aus industriellen Prozessen erlaubt (EBC, 2012a).
2. Die eingesetzte Technologie muss sicherstellen, dass das entstehende Synthesegas nicht in die Atmosphäre entweicht, wie es zum Beispiel bei Kohlemeilern der Fall ist. Um die erzeugte Kohle „Pflanzkohle“ nennen zu dürfen, müssen die entstehenden Synthesegase sauber nachverbrannt werden oder als Treibstoff in Form von Biogas und Bioöl genutzt werden (EBC, 2012a).
3. Es müssen die national geltenden Emissionsgrenzwerte eingehalten werden, wenn die beim Verkohlungsprozess entstehenden Synthesegase nachverbrannt werden. Die daraus resultierende Abwärme muss zu 70% genutzt werden. Dabei spielt es keine Rolle, ob die Abwärme für die Trocknung, für Heizzwecke oder für die Stromerzeugung verwendet wird (EBC, 2012a).

2.2 Thermo-chemische Umwandlungsprozesse von festen Brennstoffen

Hinsichtlich der Verkohlung von Biomasse gab es wenig Ergebnisse aus der Literatur, jedoch konnten wichtige Erkenntnisse hinsichtlich der Holzkohleherstellung gesammelt werden. Da Holzkohle unter den genannten Voraussetzungen (siehe Abschnitt 2.1.1) Pflanzkohle ist, werden die Phasen der Verbrennung von dem festen Brennstoff Holz näher betrachtet.

Grundsätzlich können bei der Verbrennung von festen Brennstoffen vier unterschiedliche thermo-chemische Umwandlungsprozesse festgestellt werden: Trocknung, pyrolytische Zersetzung, Vergasung und Oxidation. Diese können unabhängig voneinander oder auch parallel ablaufen. Die entscheidenden Faktoren für den Ablauf der Umwandlungsprozesse sind

die vorherrschende Temperatur und der zu Verfügung stehende Sauerstoff, der durch die Luftüberschusszahl λ angegeben wird. Dieser Einfluss ist in der Abbildung 1 dargestellt (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 380).

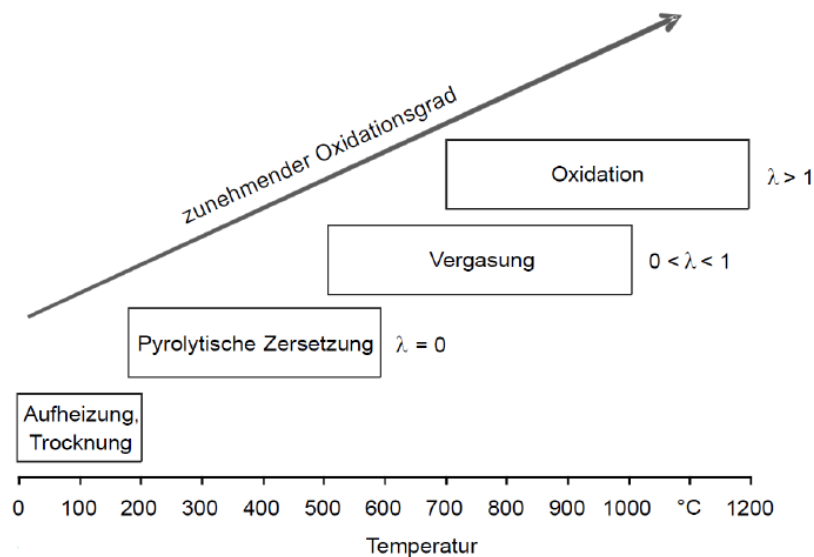


Abbildung 1: Phasen der thermo-chemischen Umwandlung biogener Festbrennstoffe (Kaltschmitt, 2009)

In den nachfolgenden Abschnitten werden die einzelnen thermo-chemischen Umwandlungsprozesse von Holz näher erläutert. Sie beschreiben detailliert jene Abläufe, die in den einzelnen Zonen der eingesetzten Prototypen für die Pflanzenkohleherstellung stattfinden und daher für die wissenschaftliche Analyse von großem Interesse sind.

2.2.1 Trocknung

Für den festen Brennstoff Holz ist der Umwandlungsprozess der Trocknung von großer Bedeutung. Denn einerseits besitzt Holz im Vergleich zu kohlehaltigen Brennstoffen einen hohen Wassergehalt. Andererseits beeinflusst der Wassergehalt maßgeblich den Heizwert vom biogenen Brennstoff Holz. So besitzt zum Beispiel waldfrisches Holz mit einem Wassergehalt von circa 50 Massenprozent einen Heizwert von circa 2,2 kWh/kg. Hingegen besitzt luftgetrocknetes Holz mit einem Wassergehalt von circa 20 Massenprozent einen Heizwert von 4 kWh/kg (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 350).

Der Trocknungsprozess findet in einem Temperaturbereich von bis zu 200°C statt. Dabei werden das freie und das organisch gebundene Wasser aus dem festen Brennstoff Holz ausgetrieben. Da dieser Prozess endotherm abläuft und Wasser eine hohe Verdampfungsenthalpie besitzt, wird der weitere Temperaturanstieg des Brennstoffs bis zur vollständigen Trocknung stark gebremst. In der Abbildung 2 wird der Trocknungsprozess von Holz ohne Sauerstoffzufuhr dargestellt. Es zeigt sich im linken oberen Bereich, dass der Großteil der organischen Masse bis zu einer Temperatur von 200°C erhalten bleibt. Die

resultierende Massenreduktion von Holz im Temperaturbereich von 0°C bis 200°C beruht lediglich auf dem Austreiben von Wasser (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 381).

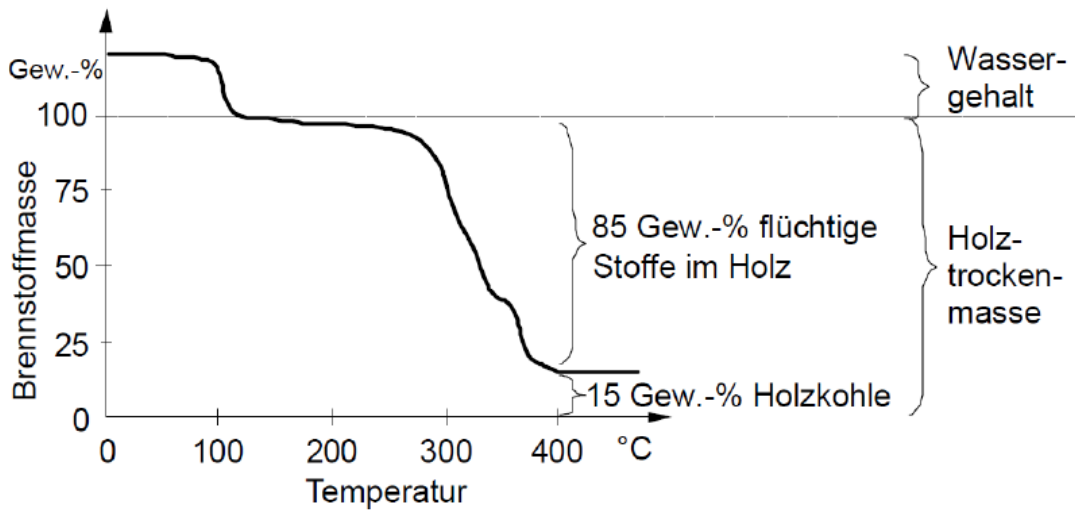


Abbildung 2: Massenabnahme von feuchtem Holz in Abhängigkeit von der Temperatur bei der Erwärmung ohne Sauerstoffzufuhr (Kaltschmitt, 2009)

Die rapide Massenreduktion zwischen 250°C und 400°C (siehe Abbildung 2) ist auf den Umwandlungsprozess der pyrolytischen Zersetzung zurückzuführen und wird im nächsten Abschnitt erläutert. Die pyrolytische Zersetzung ist für die Erzeugung von Holzkohle von ausschlaggebender Bedeutung (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 381).

2.2.2 Pyrolytische Zersetzung

Nach dem Umwandlungsprozess der Trocknung folgt die pyrolytische Zersetzung und wie in Abbildung 1 gezeigt, müssen dafür Temperaturen im Bereich von 200°C bis 600°C vorherrschen. Zusätzlich muss der gesamte Prozess ohne Luftzufuhr ($\lambda = 0$) ablaufen. Dies bedeutet, dass kein Luft-Sauerstoff für die Oxidation zur Verfügung steht. Der Umwandlungsprozess der pyrolytischen Zersetzung nimmt bei der Analyse der Holzkohleherstellung eine Schlüsselposition ein. Da die Prozessführung der pyrolytischen Zersetzung maßgeblich die Ausbeute der gasförmigen, flüssigen und festen Pyrolyseprodukte beeinflusst.

Um für das feste Pyrolyseprodukt „Holzkohle“ eine maximale Ausbeute zu bekommen, müssen mehrere Einflussfaktoren berücksichtigt werden. Zunächst spielt die Zusammensetzung des Brennstoffs eine wichtige Rolle, da der Massenanteil der Holzkohle durch die drei Ausgangskomponenten Cellulose, Hemicellulose und Lignin bestimmt wird. In der Abbildung 3 wird der Zersetzungsgrad für diese drei soeben genannten Komponenten, wie für Holz in Abhängigkeit der Temperatur dargestellt. Dabei ergibt sich der Verlauf der pyrolytischen Zersetzung von Holz aus der Aufsummierung der einzelnen Komponenten (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 382).

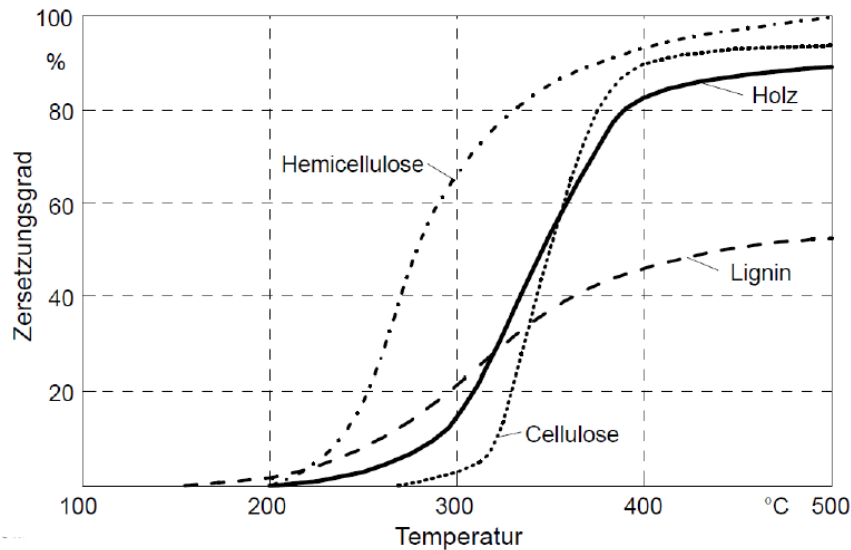


Abbildung 3: Thermische Zersetzung von Holz und seinen Bestandteilen Cellulose, Hemicellulose und Lignin in Abhängigkeit von der Temperatur (Kaltschmitt, 2009)

Aus der Abbildung 3 geht eindeutig hervor, dass die Ausbeute an Holzkohle maßgeblich vom Ligninanteil abhängt, da im thermo-chemischen Umwandlungsprozess der pyrolytischen Zersetzung weniger als 60% vom Lignin abgebaut werden. Außerdem ist anzumerken, dass bei einer Aufheizrate von 10 K pro Minute die Zersetzung bei allen festen biogenen Brennstoffen zwischen 150°C und 250°C beginnt und zwischen 500°C und 700°C endet (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 382). Die weiteren Einflussfaktoren, die beachtet werden müssen, sind die Aufheizrate, die erreichten Temperaturniveaus und die Verweilzeiten. Abbildung 4 zeigt den Zusammenhang zwischen der Aufheizrate, dem Temperaturniveau und den resultierenden Pyrolyseprodukten. Dabei zeigt sich, dass für eine maximale Ausbeute an Holzkohle niedrige Temperaturen bei geringen Aufheizraten von Vorteil sind. Außerdem müssen lange Verweilzeiten gewährleistet werden (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 388).

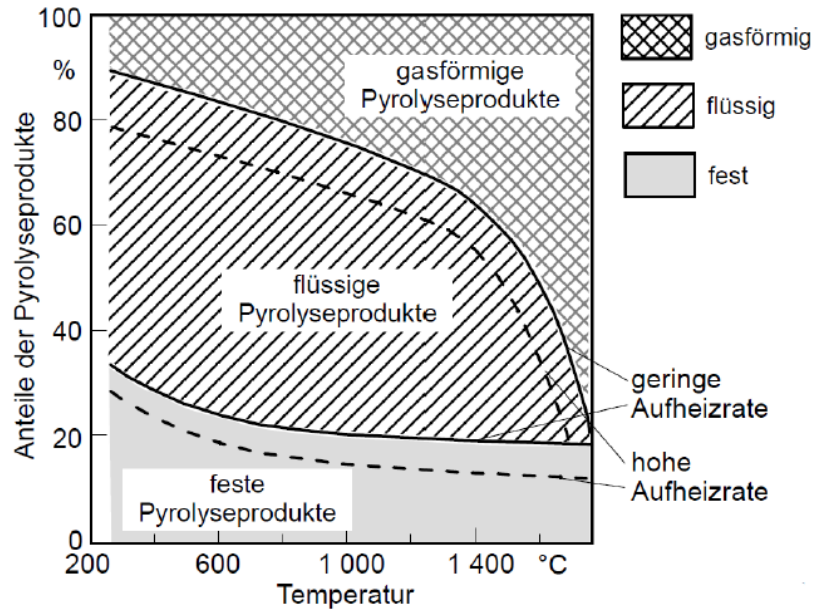


Abbildung 4: Produkte der thermo-chemischen Umwandlung von Holz (Kaltschmitt, 2009)

2.2.3 Vergasung

Wird gemäß Abbildung 1 die Temperatur weiter erhöht und ein Vergasungsmittel hinzugefügt, setzt die Vergasung ein. Es zeigt sich jedoch in Abbildung 1 auch, dass der Übergang zwischen pyrolytischer Zersetzung und Vergasung fließend ist.

Als Vergasungsmittel kann Wasserdampf, Luft oder Sauerstoff verwendet werden. Bei Luft und Sauerstoff muss allerdings darauf geachtet werden, dass die Luftüberschusszahl λ kleiner eins ist, da die Produkte aus der pyrolytischen Zersetzung ansonsten vollständig oxidieren. Dies sollte jedoch unterbunden werden, da die Vergasung das Ziel verfolgt die zuvor erzeugten gasförmigen, flüssigen und festen Pyrolyseprodukte durch die erhöhte Wärmeeinwirkung kombiniert mit dem vorhandenen Vergasungsmittel vollständig in brennbare Synthesegase umzuwandeln. Somit kann beispielsweise mit Hilfe der Vergasung der feste Kohlenstoff aus dem festen Pyrolyseprodukt zu Kohlenmonoxid vergast werden. Das bei Atmosphärendruck erzeugte Synthesegas besteht zum Großteil aus den Hauptkomponenten Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, molekularen Wasserstoff, Wasserdampf und Methan (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 389).

2.2.4 Oxidation

Aus Abbildung 1 ist ebenfalls ein fließender Übergang zwischen den beiden thermo-chemischen Umwandlungsprozessen Vergasung und Oxidation zu erkennen. Die entscheidenden Faktoren für die Oxidation sind Temperaturen von mindestens 700°C und eine Luftüberschusszahl λ größer eins. Durch die erhöhte Menge an Sauerstoff kann bei der Oxidation eine vollständige Verbrennung erfolgen und die gebildeten Produkte aus der

Vergasung, wie auch der vorangehenden pyrolytischen Zersetzung zu Kohlenstoffdioxid und Wasserdampf oxidieren.

Die Oxidation ist ein stark exothermer Prozess, bei dem Wärme freigesetzt wird, welche für die bereits beschriebenen Umwandlungsprozesse verwendet werden kann. Damit eine vollständige Verbrennung eintritt, muss eine gute Durchmischung der Verbrennungsgase mit der Verbrennungsluft gewährleistet werden. Außerdem müssen die Verbrennungsgase eine ausreichende Verweilzeit, mit ausreichend hoher Temperatur in der heißen Verbrennungszone verbringen (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 399).

2.3 Holzkohleerzeugung

Ein gesondert behandelter Punkt stellt die Holzkohleerzeugung dar. Das spezielle Interesse gilt dabei den vier auftretenden temperaturabhängigen Phasen der Holzkohleerzeugung. Diese beschreiben die Vorgänge sehr gut, die in den entwickelten Prototypen für die Herstellung von Pflanzenkohle ablaufen.

Der Prozess der Holzkohleerzeugung verfolgt das Ziel die optimierte Masse hinsichtlich Qualität und Quantität an Holzkohle zu produzieren. Um dieses Ziel realisieren zu können, muss beim Verkohlungsprozess die pyrolytische Zersetzung überwiegen (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 379). Außerdem ist das Ausgangsmaterial von großer Bedeutung, da der Verkohlungsprozess keinen Einfluss auf die erzeugte Dichte der Holzkohle und deren Aschegehalt nehmen kann. Auch hängt die Masse, die maximal produziert werden kann direkt von der Zusammensetzung des Ausgangsmaterials ab (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 700).

2.3.1 Die vier temperaturabhängigen Phasen der Holzkohleerzeugung

Um nun genaue Kenntnisse über den Prozess der Holzkohleerzeugung zu erlangen, werden die vier temperaturabhängigen Phasen der Holzkohleerzeugung näher betrachtet. Diese spiegeln sehr gut die ablaufenden Prozesse in den entwickelten Prototypen wieder, die im Rahmen dieser Arbeit in den Kapiteln 4 und 5 vermessen und ausgewertet wurden. Außerdem ist anzumerken, dass für die zufriedenstellende Holzkohleerzeugung der thermo-chemische Umwandlungsprozess der pyrolytischen Zersetzung aus Abschnitt 2.2.2 überwiegen muss. Im Folgenden werden die einzelnen Schritte der Holzkohleerzeugung erläutert.

- Zuerst muss die schon aus dem Abschnitt 2.2.1 bekannte Trocknungsphase stattfinden. Diese erfolgt bei Temperaturen bis 200°C und ist ein endothermer Prozess bei dem große Mengen an Wasserdampf austreten (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 384).

- Bei weiterer Temperaturerhöhung setzt die zweite Phase ein, die pyrolytische Zersetzung. Dabei werden bis zu einer Temperatur von 280°C große Mengen an Kohlendioxid, Essig- und Ameisensäure ausgetrieben. Es ist anzumerken, dass der überwiegende Teil der entstehenden Gase nicht brennbar ist und es sich bei der pyrolytischen Zersetzung im Temperaturbereich von 200°C bis 280°C um einen endothermen Prozess handelt (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 384).
- Die dritte Phase stellt sich im Temperaturbereich von 280°C bis 500°C ein und läuft als heftiger exothermer Prozess ab. Es entstehen bei der pyrolytische Zersetzung brennbare Gase, die eine Wärmemenge von circa 880 kJ pro Kilogramm Holzsubstanz freisetzen. Durch das schnelle Austreiben von Kohlenmonoxid, Methan, Kohlenwasserstoff-Verbindungen und Wasserstoff werden auch feinste Tröpfchen von kondensierbaren organischen Verbindungen aus der Feststoffmatrix herausgerissen und mit dem Gas mittransportiert. Als Rückstand bleibt die Holzkohle übrig, die ihre ursprüngliche fibrilläre Holzstruktur bis etwa 300°C beibehält. Werden Temperaturen oberhalb von 400°C erreicht, wandelt sich die fibrilläre Struktur zu einer kristallinen Graphitstruktur um (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 384).
- Werden Temperaturen über 500°C erreicht, läuft die pyrolytische Zersetzung wieder endotherm ab und diese stellt somit die vierte Phase dar. Jene Gase, die aus dem Holz ausgetrieben wurden und bereits verkohlte Schichten in der Verkohlungszone passieren, werden vorrangig zu Kohlenmonoxid und Wasserstoff aufgespalten (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 384).

2.3.2 Kontinuierlicher Verkohlungsprozess

Diese soeben beschriebenen temperaturabhängigen Phasen laufen in den verschiedenen Verfahren für die Holzkohleerzeugung ab. Im Rahmen dieser Arbeit wurde vom Industriepartner der Wunsch eines kontinuierlichen Verkohlungsprozesses vorausgesetzt. Dies hatte zur Folge, dass keine diskontinuierlichen Meilerverfahren oder Retortenverfahren betrachtet wurden.

Eine Möglichkeit für den kontinuierlichen Verkohlungsprozess bietet das Prinzip der zwangsbewegten Wanderschichten. Bei diesem Verfahren wird das zu verkohlende Holz entweder durch eine mechanische Vorrichtung oder mit Hilfe der Schwerkraft durch den Reaktor gefördert. Das große Problem dieses Verkohlungsverfahrens ist jedoch, dass die bei der Verkohlung entstehenden Synthesegase innerhalb des Reaktors kondensieren und dadurch Teerablagerungen entstehen. Dies hat zur Folge, dass sehr schnell alle mechanischen Vorrichtungen verkleben und sich dadurch bisher kein Verfahren durchsetzen konnte (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 698).

Somit muss bei der Entwicklung eines Prototyps für den kontinuierlichen Verkohlungsprozess genau auf dieses, aus der Literatur bekannte, Problem geachtet werden.

2.4 Festbettvergaser

Der letzte Punkt, der in den Grundlagen näher betrachtet wird, behandelt den Festbettvergaser. Diese Technologie wird zwar in der Vergasungstechnik eingesetzt, hat jedoch auch großes Potential für die Verkohlung und somit für die Herstellung von Pflanzenkohle.

In Abbildung 5 sind die zwei Grundformen, der Gegenstrom- und Gleichstromvergaser, dargestellt. Bei beiden Arten wird dabei der Brennstoff bis auf den unbrennbaren Aschegehalt vergast. In den folgenden Abschnitten wird kurz auf die Vor- und Nachteile der beiden Vergasertypen eingegangen. Der Grund dafür ist, dass die bestehende Technologie des Festbettvergasers durch geringe Abänderungen leicht für die Pflanzenkohleproduktion angepasst werden kann.

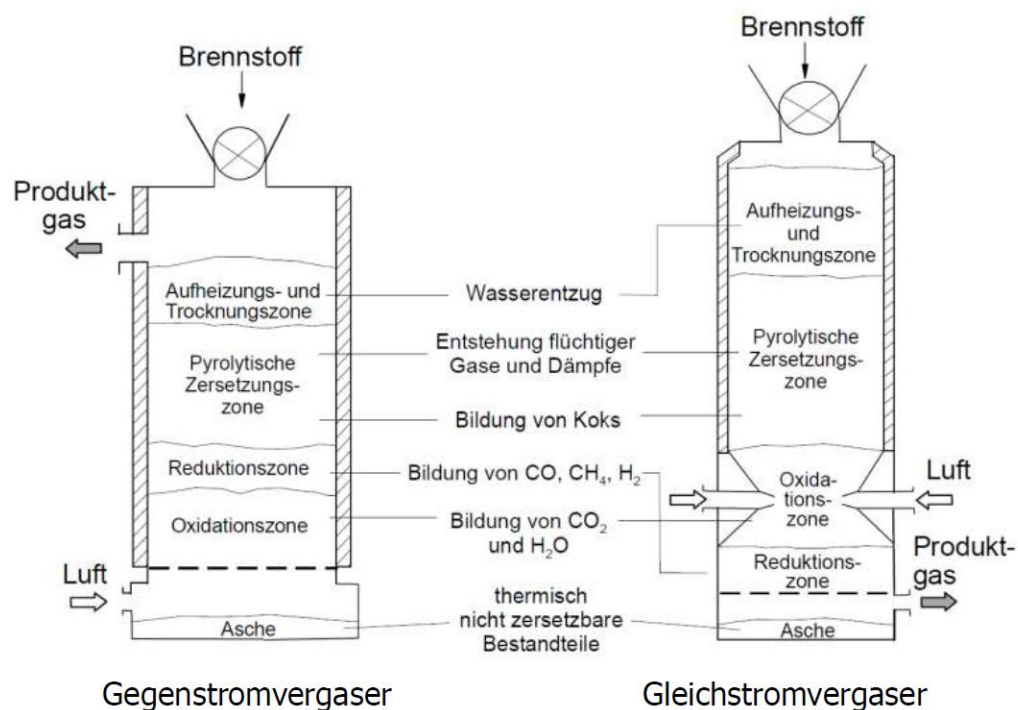


Abbildung 5: Grundformen von Festbettvergaser (Kaltschmitt, 2009)

2.4.1 Gegenstromvergaser

Eine sehr robuste Vergasungstechnologie ist der Gegenstromvergaser. Dieser ist auf der linken Seite in Abbildung 5 dargestellt. Es ist sofort zu erkennen, dass der Brennstoff von oben und das Oxidationsmittel von unten eingebracht wird. Aufgrund dieser Tatsache bildet sich eine entgegengesetzte Bewegung von Brennstoffstrom und Produktgasstrom aus. Daraus resultieren die vier Reaktionszonen, die im Unterkapitel 2.2 beschrieben wurden, in denen thermo-chemische Umwandlungsprozesse stattfinden (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).

Durch diese Bauform ergeben sich gleich mehrere Vorteile.

1. Brennstoffe können mit einer Stückigkeit von 20 mm bis 200 mm verwendet werden (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).

2. Es können Brennstoffe mit einem Wassergehalt von bis zu 60 % eingesetzt werden, da das heiße, aufsteigende Produktgas den Brennstoff vortrocknet (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).
3. Der Gegenstromvergaser weist einen sehr hohen Wirkungsgrad auf, da das entstehende Produktgas durch den nachfolgenden Trocknungsprozess den Gegenstromvergaser mit einer niedrigen Temperatur verlässt (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).
4. Durch die soeben erwähnte niedrige Austrittstemperatur des Produktgases ergibt sich ein weiterer Vorteil, der sich durch einen sehr geringen Alkalimetallgehalt im Produktgas auszeichnet (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).
5. Zudem ist noch zu erwähnen, dass der Anteil an Partikel im Produktgas sehr gering ist (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).

Die Nachteile hingegen sind ein hoher Wassergehalt im Produktgas und eine hohe Belastung des Produktgases mit kondensierbaren organischen Bestandteilen (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 603).

2.4.2 Gleichstromvergaser

Bei dieser Vergasertechnologie bewegen sich die beiden Stoffströme Brennstoff und Produktgas in die gleiche Richtung, siehe Abbildung 5 rechts. Auch beim Gleichstromvergaser bilden sich die vier Reaktionszonen mit den zugehörigen Umwandlungsmechanismen aus. Jedoch ergeben sich durch die spezifische Prozessführung andere Vor- und Nachteile (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 606).

Der große Vorteil dieser Technologie besteht darin, dass das Produktgas eine sehr geringe Verunreinigung an kondensierbaren organischen Bestandteilen hat. Das erzeugte Gas aus der pyrolytischen Zersetzungszone muss die heiße Oxidationszone passieren und dabei werden die mitgeführten Teere gecrackt (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 606).

Als Nachteil kann angeführt werden, dass der Gleichstromvergaser hohe Anforderungen hinsichtlich des Wassergehalts (maximaler Wassergehalt 20%) und der Stückigkeit aufweist, da ansonsten die Umwandlungsprozesse ohne Sauerstoff nicht starten. Damit ist gemeint, dass der Prozess nicht robust gegenüber variabler Brennstoffqualität ist. Ein weiterer Nachteil ist die hohe Gefahr der Schlackenbildung aufgrund der hohen Temperaturen in der Oxidationszone. Diese hohen Temperaturen in der Oxidationszone verursachen auch einen schlechten Gesamtwirkungsgrad, da das Produktgas beim Austritt zusätzlich gekühlt werden muss (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 606).

3 STAND DER TECHNIK

In diesem Kapitel wird auf Hersteller von Anlagen eingegangen, welche aktuell in der Praxis Pflanzkohle im gewerblichen bis industriellen Maßstab produzieren und dafür einen kontinuierlichen Verkohlungsprozess betreiben. Somit ergänzt dieses Kapitel die theoretischen Grundlagen mit praktischen Anwendungen. Betrachtet wird der DACH-Raum (Deutschland, Österreich und Schweiz), um einen lokalen Überblick über die derzeit im Feld bestehenden Systeme zu erhalten. Des Weiteren wird auf die Qualität der erzeugten Pflanzkohle geschlossen, denn diese wird maßgeblich vom Funktionsprinzip der Anlage mitbestimmt (siehe Abschnitt 2.1.2). Für die weitere qualitative Nutzung der Pflanzkohle ist es von entscheidender Bedeutung, dass diese beispielsweise nicht mit PAK kontaminiert wird.

3.1 Funktionsprinzipien bestehender Systeme in Deutschland

In Deutschland gibt es nach heutigem Stand drei Unternehmen, die in der Lage sind Anlagen für die Erzeugung von Pflanzkohle im Leistungsbereich von 100 bis 1000 kW thermisch zu fertigen. In diesem Unterkapitel wird auf die Funktionsweisen der einzelnen Technologien eingegangen und die Qualität der erzeugten Pflanzkohle diskutiert.

3.1.1 Pyreg

Das Unternehmen Pyreg GmbH stellt seit 2011 die Anlage Pyreg500 mit einer Brennstoffleistung von 500 kW in Serie her. Das Funktionsprinzip der Anlage ist in Abbildung 6 dargestellt. Es ist zu erkennen, dass über eine Zentralschleuse die zu verkohlende Biomasse bei einer Luftüberschusszahl von 0 (ohne Luftzufuhr) in den Pyreg-Reaktor eingebracht wird. Im Reaktor wird die zu verkohlende Biomasse auf 500-600°C erhitzt.

Das dabei entstehende Synthesegas wird abgesaugt. Bevor dieses in einer separaten Brennkammer bei circa 1250°C vollständig verbrannt wird, wird es in einem Zyklon von Pflanzkohlepartikel gereinigt. Der Transport der festen Biomasse erfolgt über eine Doppelwellenschnecke im Pyreg-Reaktor, die eine gute Durchmischung der zu verkohlenden Biomasse sicherstellt. Während des Durchlaufens der Doppelwellenschnecke wird die Biomasse zu Pflanzkohle verkohlt. Bevor die Pflanzkohle über eine weitere Zentralschleuse ausgetragen wird, wird sie noch mit Wasser abgelöscht. Durch die Löschung mit Wasser wird eine sichere Austragung der Pflanzkohle gewährleistet.

Laut Angaben des Herstellers entstehen mit dem Pyreg-Funktionsprinzip keine Belastungen der erzeugten Pflanzkohle durch Teere oder Kondensate, da das Synthesegas und die Pflanzkohle im Reaktor nicht abgekühlt werden, sondern mit 650°C aus der Verkohlungszone des Pyreg-Reaktors austreten.

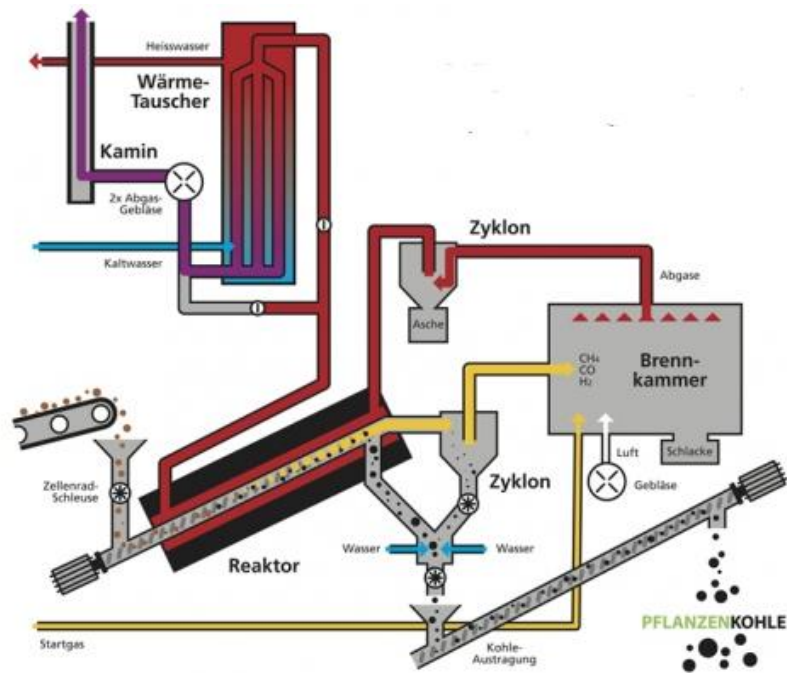


Abbildung 6: Funktionsprinzip der Pyreg-Anlage für die Herstellung von Pflanzenkohle (Sonnenerde, 2016)

In Abbildung 6 ist zu erkennen, dass das aus der Brennkammer austretende Rauchgas in einem zweiten Zyklon gereinigt wird, bevor es die Prozesswärme für den Pyreg-Reaktor über ein Doppelmantelrohr bereitstellt. Mit dem aus dem Pyreg-Reaktor austretende Rauchgas kann zusätzlich ein Wärmeübertrager mit einer thermischen Leistung von bis zu 150 kW betrieben werden, bevor das Rauchgas über einen Kamin abgeleitet wird.

Aus diesem Funktionsprinzip geht hervor, dass die Anlage nur beim Anfahren zusätzliche Hilfsenergie (Gasbrenner in Brennkammer) benötigt. Im stationären Betrieb reicht die zu verkohlende Biomasse als Energielieferant aus, wenn sie einen Heizwert von mindestens 10 MJ/kg besitzt (Pyreg, 2016).

Die Pyreg500 ist mit Sicherheit eine der am besten zu regelnden Anlagen, jedoch stellt sich die Frage ob die Komplexität der Anlage nicht einen wirtschaftlichen Nachteil mit sich bringt und ob die erzeugte Pflanzenkohle, durch das Funktionsprinzip die höchste Qualitätsstufe (*premium*) erreicht.

3.1.2 Carbon Terra

Das Unternehmen Carbon Terra GmbH baut den Schottdorf-Meiler mit einer Brennstoffleistung von 1000 kW. Mit der Anlage kann Pflanzenkohle erzeugt werden, die als zertifiziertes Futtermittel in Deutschland zugelassen ist (Carbon Terra, 2016). Ein wesentlicher Grund für die Erhaltung des Futtermittelzertifikates ist die Prozessführung, welche sicherstellt, dass eine von Teeren unbelastete Pflanzenkohle erzeugt werden kann und somit die höchste Qualitätsstufe

(*premium*) gewährleistet wird. Diese Qualitätsstufe ist laut EBC-Richtlinien die Voraussetzung für den Erhalt des Futtermittelzertifikates (EBC, 2012a).

Der in Abbildung 7 dargestellte Schottdorf-Meiler ist ein Wanderschichtreaktor, bei dem das Brennstoff-Eingangsmaterial durch Wirkung der Schwerkraft nach unten wandert und das erzeugte Synthesegas im Gegenstrom durch die Biomasse nach oben strömt und die höher liegenden Schichten an Biomasse trocknet. Dadurch kann Biomasse mit einem Feuchtigkeitsgehalt von bis zu 40% problemlos zu Pflanzenkohle verarbeitet werden. Zusätzlich wirkt der Wanderbettreaktor als Staubfilter, sodass es keine Probleme mit dem Staubaustrag gibt (Carbon Terra, 2016).

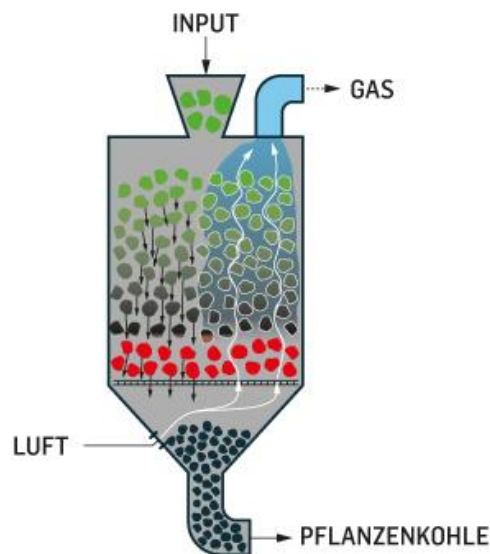


Abbildung 7: Funktionsprinzip des Schottdorf-Meilers für die Herstellung von Pflanzenkohle (Carbon Terra, 2016)

Wie aus Abbildung 7 hervorgeht, wird das Eingangsmaterial von oben in den Schottdorf-Meiler eingeführt und durchläuft dabei drei Zonen.

- Die erste Zone ist die Trocknungszone, in dieser wird die feuchte Biomasse von dem bis zu 300°C heißen aufsteigenden Synthesegas getrocknet. (Schottdorf, 2007).
- Die zweite Zone wird Flammzone genannt, in der Flammtemperaturen von über 1000°C auftreten können. In Abbildung 7 ist der Bereich der Flammzone schwarz gekennzeichnet (Schottdorf, 2007).
- In der dritten Zone, der Glimmzone, wird die vorherrschende Temperatur mit Hilfe der steuerbaren Luftzufuhr von 500°C bis 600°C geregelt. Die Austragung der in der Glimmzone entstanden Pflanzenkohle erfolgt durch die Schwerkraft. Die gewünschte Pflanzenkohle weist eine gewisse Porosität auf und wird aufgrund der Schwerkraft durch den grobmaschigen Gitterrost gedrückt (Schottdorf, 2007).

Um eine sichere Lagerung der Pflanzenkohle zu gewährleisten, fällt die Pflanzenkohle nach dem Gitterrost in ein Wasserbad. Für das Anfahren des Schottdorf-Meilers wird ein Stützfeuer benötigt, im stationären Betrieb jedoch kommt das System ohne Fremdfuerung aus (Schottdorf, 2007).

Der von der Unternehmung Carbon Terra GmbH hergestellte Schottdorf-Meiler wirkt sehr robust. Jedoch kann die Prozessführung nur durch die gesteuerte Luftzufuhr geregelt und bei einer eventuellen Brückenbildung der Biomasse im Schottdorf-Meiler nicht eingegriffen werden. Außerdem wird die Korngröße der Pflanzenkohle durch den eingebauten Gitterrost bestimmt, daher kann nur Eingangsmaterial verwendet werden, das eine größere Stückigkeit besitzt als die Lochweite des Gitterrostes.

3.1.3 BIOMACON

Das Unternehmen BIOMACON GmbH erzeugt den BIOMACON-Compaktconverter in fünf Baugrößen, die einen thermischen Leistungsbereich von 25 kW bis 250 kW abdecken. Die Technologie ermöglicht es, je nach Bedarf, Pflanzenkohle und Wärme oder nur Wärme zu erzeugen. Zusätzlich kann mit Hilfe der eingesetzten Regelung die Qualität der erzeugten Pflanzenkohle eingestellt werden. Das heißt die Qualität kann zu einem Großteil durch die Prozessführung beeinflusst werden (BIOMACON, 2016). In Abbildung 8 ist der BIOMACON-Compaktconverter dargestellt.



Abbildung 8: Kompakte Bauform des BIOMACON-Compaktconverter (BIOMACON, 2016)

Das angewendete Funktionsprinzip des BIOMACON-Compaktconverter ist ein autothermer Gegenstrom-Festbettvergaser mit einer internen Gaszirkulation. Um jedoch eine störungsfreie Verkohlung gewährleisten zu können, müssen ligninhaltige Brennstoffe mit einem maximalen Wassergehalt von 30% verwendet werden (Freie Universität Berlin, 2016).

In Abbildung 9 wird das Funktionsprinzip des BIOMACON-Compaktconverter dargestellt.

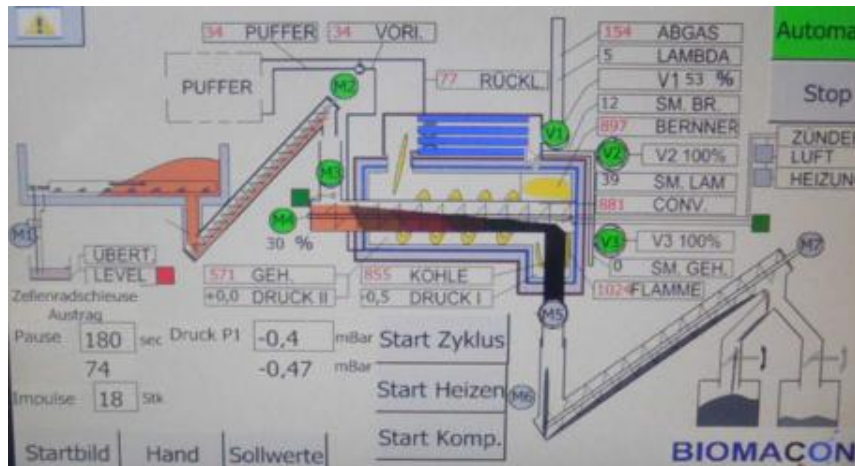


Abbildung 9: Bedienoberfläche des BIOMACON-Compaktconverters für die Herstellung von Pflanzenkohle (BIOMACON, 2016)

Der Verkohlungsprozess mit dem BIOMACON-Compaktconverter verläuft üblicherweise nach den folgenden vier Punkten ab:

1. Der Spiralförderer, welcher den ligninhaltigen Brennstoff aus dem Bunker bis zum Fallschacht des Heißgasreformers transportiert, wird beheizt. So wird sichergestellt, dass in den Heißgasreformer nur ausreichend trockener Brennstoff gelangt (Freie Universität Berlin, 2016).
2. Im Heißgasreformer wird der eingesetzte Brennstoff über einen langen Zeitraum Temperaturen von 450°C bis 900°C ausgesetzt, um eine vollständige Verkohlung zu gewährleisten. Die entstehenden Synthesegase werden in einer oberhalb und seitlich vom Heißgasreformer angeordneten Brennkammer verbrannt. Die Brennkammern werden mittels Heißgas-Injektoren verbunden, die durch den Heißgasreformer geführt sind, so dass das entstandene heiße Synthesegase durch die schwelende Biomasse geleitet wird (Freie Universität Berlin, 2016).
3. Die bei dem Gegenstromverkohlungsprozess überflüssige Wärme wird für Heizungszwecke verwendet (Freie Universität Berlin, 2016).
4. Nach dem Durchlaufen des Heißgasreformers wird die erzeugte Pflanzenkohle über eine Zellenradschleuse ausgetragen, mit Wasser gelöscht und aus dem BIOMACON-Compaktconverter ausgetragen.

Es wurden im Zuge des umfangreichen Forschungsprojekts TerraBoGa mehrere Chargen Pflanzenkohle mit der BIOMACON-Anlage produziert und überprüft. Es konnten alle Grenzwerte für die Qualitätsstufe *premium* (siehe Abschnitt 2.1.2) eingehalten werden, bis auf den Grenzwert für Nickel. Dieser erreichte Werte für die Qualitätsstufe *basic*. Der erhöhte Nickel-Gehalt wurde auf die Abrasion der neuen BIOMACON-Anlage, welche aus Chrom-Nickel-Stähle gefertigt ist, zurückgeführt (Freie Universität Berlin, 2016).

3.2 Funktionsprinzipien bestehender Systeme in Österreich

In Österreich gibt es aktuell nur die Firma SynCraft Engineering GmbH die aktiv ein Produkt am Markt hat, dass in der Lage ist Pflanzkohle zu produzieren. Jedoch fällt die Pflanzkohle im Prozess nur als Nebenprodukt an.

Die Firma SynCraft Engineering GmbH mit Sitz in Schwaz in Tirol stellt Holzgaskraftwerke her, die mit Holzhackgut als Brennstoff betrieben werden und als primäres Ziel die Stromerzeugung haben. Die Holzgaskraftwerke haben eine Brennstoffleistung von 721 kW bis 1368 kW. In Abbildung 10 wird der schematische Aufbau eines solchen Holzgaskraftwerkes dargestellt. Es zeigt, dass es sich im Grunde um einen gestuften Gleichstromvergaser mit Schwebebett handelt, der entgegen der Schwerkraft arbeitet. Das bietet den Vorteil, dass die Pflanzkohleschüttung immer gelockert und gut durchlässig bleibt. Ein Nachteil ist hingegen der geringe Massenanteil von Wasser von maximal 15%, den das Holzhackgut für einen störungsfreien Betrieb aufweisen muss (SynCraft, 2016).

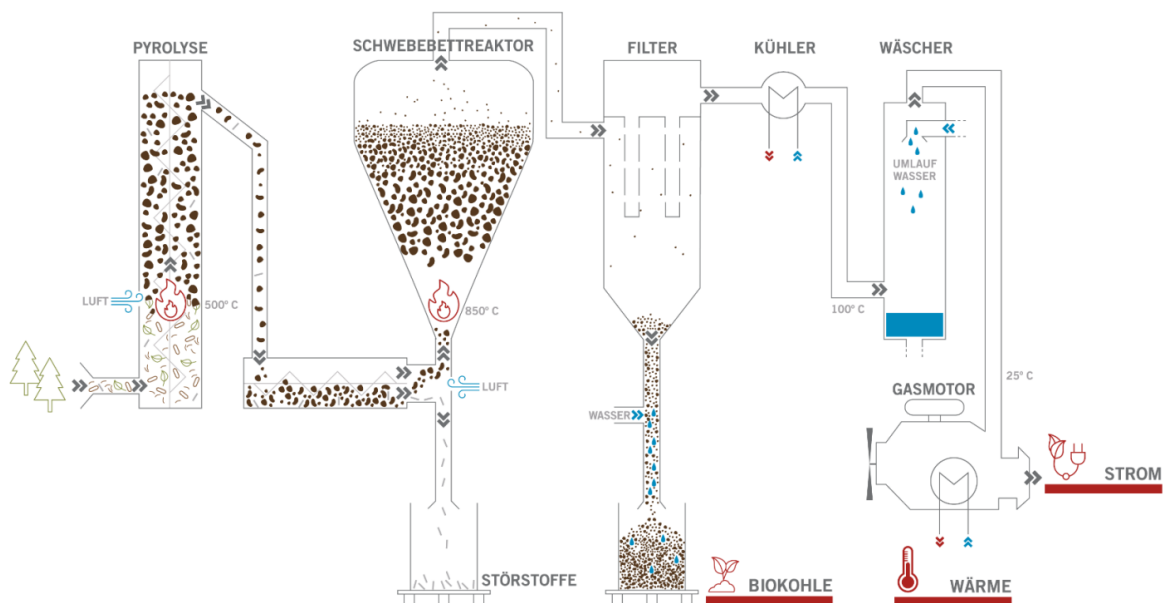


Abbildung 10: Funktionsprinzip des Holzgaskraftwerks von dem Unternehmen SynCraft für die Stromerzeugung mit dem Nebenprodukt Pflanzkohle (SynCraft, 2016)

Um das Nebenprodukt Pflanzkohle erzeugen zu können, müssen folgende Prozessschritte bei der Syncraft-Technologie durchlaufen werden:

1. Das Holzhackgut wird mit einer Förderschnecke durch die vertikale Pyrolyseeinheit befördert. Dabei wird das Holzhackgut bei unterstöchiometrischer Luftversorgung und Temperaturen von circa 500°C in die beiden Komponenten Synthesegas und Pflanzkohle umgesetzt (SynCraft, 2016).

2. Die entstandenen Komponenten werden in Richtung Festbettvergaser transportiert. Die Pflanzkohle wird vor dem Eintritt in den Schwebebettreaktor noch von Störstoffen, beispielsweise Nägel, gesäubert (SynCraft, 2016).
3. Im pneumatisch betriebenen Schwebebettreaktor wird die Pflanzkohle so lange zu Synthesegas umgesetzt, bis sie mit dem Synthesegasstrom mitgerissen werden (Huber, 2008). Im Schwebebettreaktor herrschen Temperaturen von 850°C und es liegt ebenfalls eine unterstöchiometrische Luftversorgung von unten vor (SynCraft, 2016).
4. Die aus dem Schwebebettreaktor mitgerissenen Pflanzkohlepartikeln werden durch den Filter abgeschieden und anschließend mit Wasser abgelöscht. Dabei fallen für eine Brennstoffleistung von 1000 kW pro Tag um die 3 m³ Pflanzkohle mit Premium-Qualität an (SynCraft, 2016).

Auf der offiziellen Internetseite der Firma SynCraft wird auf die Premium-Qualität der erzeugten Pflanzkohle verwiesen. Nach schriftlicher Rücksprache wurde bestätigt, dass die Qualität der Pflanzkohle der Qualitätsstufe *premium*, gemäß der EBC-Richtlinie entspricht. Dementsprechend kann mit dem gestuften Gleichstromvergaser mit Schwebebett eine Kontamination der Pflanzkohle mit Teeren und PAK verhindert werden. Außerdem ist es vorteilhaft, dass die Anlage eine nachhaltige Stromproduktion in einem Gasmotor gewährleisten kann und zusätzlich Pflanzkohle mit der höchsten Qualitätsstufe erzeugt.

3.3 Funktionsprinzipien bestehender Systeme in der Schweiz

Wie schon am Anfang vom Kapitel 3 erwähnt wurde, werden nur Anlagen betrachtet, die im gewerblichen oder industriellen Maßstab Pflanzkohle erzeugen können und dafür einen kontinuierlichen Verkohlungsprozess einsetzen. Aktuell gibt es in dieser Kategorie kein Schweizer Unternehmen das sich mit dieser Thematik beschäftigt. Im kleinen Maßstab, d. h. für die Pflanzkohleherstellung für den Eigengebrauch, sind hingegen in der Schweiz mehrere Unternehmen tätig und produzieren Anlagen im kleinen Leistungsbereich, welche manuell geregelt werden müssen und diskontinuierlich Pflanzkohle erzeugen.

4 ENTWICKLUNG EINES PROTOTYPS FÜR DIE HERSTELLUNG VON PFLANZENKOHLE

In diesem Kapitel wird die Vorgehensweise für den praktischen Teil dieser Arbeit beschrieben und dabei wird es in folgende vier Unterkapitel unterteilt: Vorversuche, Prototypenentwicklung, Versuchsauswertung und Versuchsdurchführung.

In Kapitel 2 und in Kapitel 3 wurde durch umfassende Literaturrecherche die theoretische Basis für die Entwicklung eines Prototyps für die Pflanzenkohleerzeugung geschaffen. In diesem Kapitel gilt es nun praktische Erfahrungen zu erlangen und gemeinsam mit dem Industriepartner Vorversuche mit dem kostengünstigen manuell betätigten Prototyp BK1 durchzuführen, um die Funktionalität des Gegenstromverkohlungsprinzips rasch überprüfen zu können. Die Ergebnisse aus diesen Vorversuchen sind im Unterkapitel 4.1 erläutert.

Im Unterkapitel 4.2 wird die Entwicklung des teil-automatisierten Prototyps PH1 beschrieben. Dieser wurde für die Versuchsreihen eingesetzt und mit den Erfahrungswerten aus den Vorversuchen, sowie den Erfahrungen aus dem Stand der Technik des Industriepartners entwickelt.

Im Unterkapitel 4.3 wird auf die Methodik der Versuchsauswertung der gesammelten Messdaten eingegangen. Dabei ist vorab zu erwähnen, dass nur Versuchsauswertungen von jenen Versuchsreihen gemacht wurden, bei denen ein stabiler Verkohlungsprozess gewährleistet war.

Im Zuge dieser Arbeit wurde anfangs großer Wert auf die Erzeugung von Pflanzenkohle aus Birtreber gelegt. Anschließend wurde der Fokus auf holzartige Biomasse gerichtet. Aus diesem Grund gab es fünf Versuchsreihen, wobei jeder Versuch detailliert im Unterkapitel 4.4 beschrieben wird.

4.1 Vorversuch

Auf Basis der Literaturrecherche für die Herstellung von Pflanzenkohle wurden die Vor- und Nachteile der verschiedenen Bauarten beurteilt und anhand derer wurde der Entschluss gefasst, die Verkohlung im Gegenstromprinzip durchzuführen. Denn die drei Vorteile des Gegenstrom-Verkohlungsprinzips gegenüber dem Gleichstrom-Verkohlungsprinzips sind für die Umsetzung eines robusten Verfahrens von großer Bedeutung.

1. Die feuchtere Biomasse kann, im Vergleich zum Gleichstrom-Verkohlungsprinzips (siehe Abschnitt 2.4.1), verkohlt werden.
2. Es kann ohne großen technischen Aufwand gewährleistet werden, dass die in der Verkohlungszone erzeugte Pflanzenkohle nicht mit dem produzierten Synthesegas in Kontakt kommt und so nicht mit Teeren und PAK kontaminiert wird. Dadurch kann eine hohe Qualität der Pflanzenkohle gewährleistet werden (siehe Abschnitt 2.1.2).

3. Der Partikelgehalt im Synthesegas ist minimiert, da kein Flugkoks über den Gegenstrom-Bereich ausgetragen werden kann und dadurch der Partikelaustrag in die Umwelt ohne zusätzlichen technischen Aufwand minimiert wird (siehe Abschnitt 2.4.1).

In den Vorversuchen wurde das Gegenstrom-Verkohlungsprinzip mit dem Prototyp BK1 realisiert, der eine Brennstoffleistung von circa 5 kW aufwies. Dazu wurde das entstehende Synthesegas im Gegenstrom durch den BK1-Reaktor geführt und die erzeugte Pflanzenkohle über den Rost, der sich am unteren Ende des Verkohlungsreaktors befand, mit einer mechanischen Drehvorrichtung abgeführt.

Für den Bau des Prototyp BK1 wurden nur einfachste Mittel verwendet, um die Herstellungskosten niedrig zu halten. Dies hatte zur Folge, dass es keine automatisierten Abläufe gab und alle Stellglieder manuell bedient werden mussten. Des Weiteren erfasste die eingesetzte Messtechnik lediglich die Temperaturerfassung an sechs Messstellen. Da jedoch der Erkenntnisgewinn für die Pflanzenkohleproduktion im Mittelpunkt stand und nicht die wissenschaftliche Bewertung des Verkohlungsprozesses, war dies hierfür ausreichend. Beim ersten und zweiten Vorversuch wurden Holzpellets und beim dritten Vorversuch sonnengetrockneter loser Birtreber verkohlt.

4.1.1 Vorversuchsaufbau

Die kleine und kompakte Bauform des Prototyp BK1 ermöglichte eine Durchführung der Vorversuche im Freien. Dies war eine günstige Variante, zumal einerseits Anschlusskomponenten für die Infrastruktur gespart werden konnten und andererseits das Gefahrenpotenzial einer Rauchgasansammlung minimiert wurde, da es im Freien zu einer rascheren Verdünnung vom Rauchgas kommt als in einem geschlossenen Raum. Der Vorversuchsaufbau in Abbildung 11 zeigt den Prototyp BK1 mit seinen drei Hauptkomponenten: BK1-Reaktor, Brennkammer und Kamin. Des Weiteren sind die Primärluftzufuhr, die Sekundärluftzufuhr, die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung (PKE), die manuelle Drehvorrichtung, die Füllvorrichtung und das Messsystem zu erkennen.

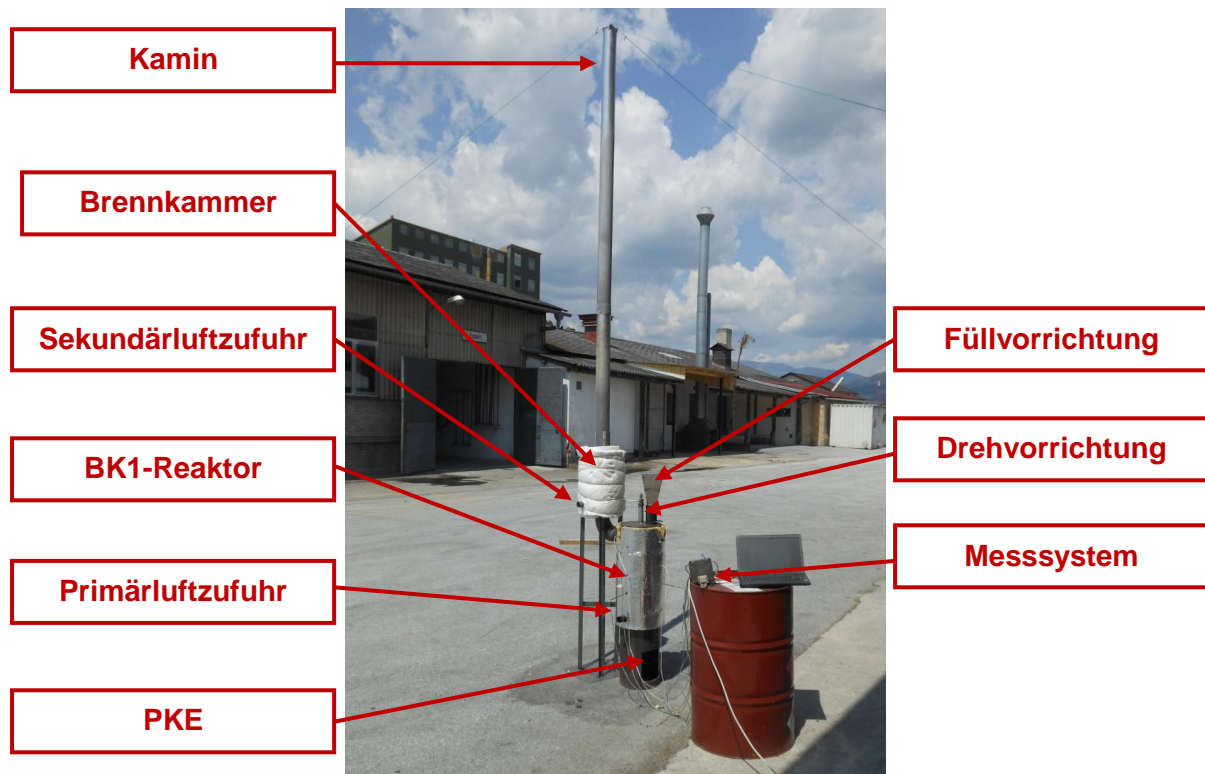


Abbildung 11: Vorversuchsaufbau des Prototyp BK1

Die Brennkammer, welche in Abbildung 11 gedämmt abgebildet ist, diente nur für die saubere Nachverbrennung des Synthesegases, das im BK1-Reaktor erzeugt und über ein Rauchgasrohr übergeleitet wurde. Dies hatte zur Folge, dass die Brennkammer aus einfachsten Mitteln, aus einem Edelstahlbehälter, gefertigt wurde und keine thermische Nutzung der Energie erfolgte. Der an die Brennkammer angebaute Kamin sorgte mit seiner Höhe von 3 Meter für den notwendigen Unterdruck im BK1-Reaktor. Das bedeutet, dass der gesamte gasförmige Massenstrom über den Kamineffekt abgezogen wurde. Der sich einstellende Unterdruck im BK1-Reaktor war somit vom sich einstellenden Prozess und dem Wetter abhängig und konnte nicht beeinflusst werden.

Eine der zwei Möglichkeiten aktiv in den Verkohlungsprozess einzugreifen war die manuelle Regelung der Primärluft- und Sekundärluftzufuhr. Mit Hilfe von Blenden wurde die Luftzuführung geregelt. Um die Luftzufuhr an den vier Zuluftkanälen (jeweils zwei für primär und sekundär) zu regeln, wurden drei Blendenarten mit unterschiedlichem Luftdurchsatz eingesetzt, welche in Abbildung 12 gezeigt sind.



Abbildung 12: Blenden für die Regelung der Luftzufuhr des Prototyp BK1

Dies hatte zur Folge, dass es für jeden der zwei Luftzufuhrkanäle, von Primär- und Sekundärluft, vier Öffnungszustände gab und somit jeweils 16 Regelzustände für die Luftzufuhr eingestellt werden konnten. Über die Primärluftzufuhr wurde die benötigte Luftmenge für den Verkohlungsprozess bereitgestellt und mit der Sekundärluftzuführung eine gesteuerte Nachverbrennung des Synthesegases in der Brennkammer realisiert.

Die wesentlichen Komponenten des Vorversuchsaufbaus sind in Abbildung 14 dargestellt. Es handelt sich dabei um den schematischen Aufbau der Hauptkomponente BK1-Reaktor der folgende Teile beinhaltet: Deckel mit Füllvorrichtung, mechanische Drehvorrichtung, Reaktorkammer, Rost und Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung (PKE).

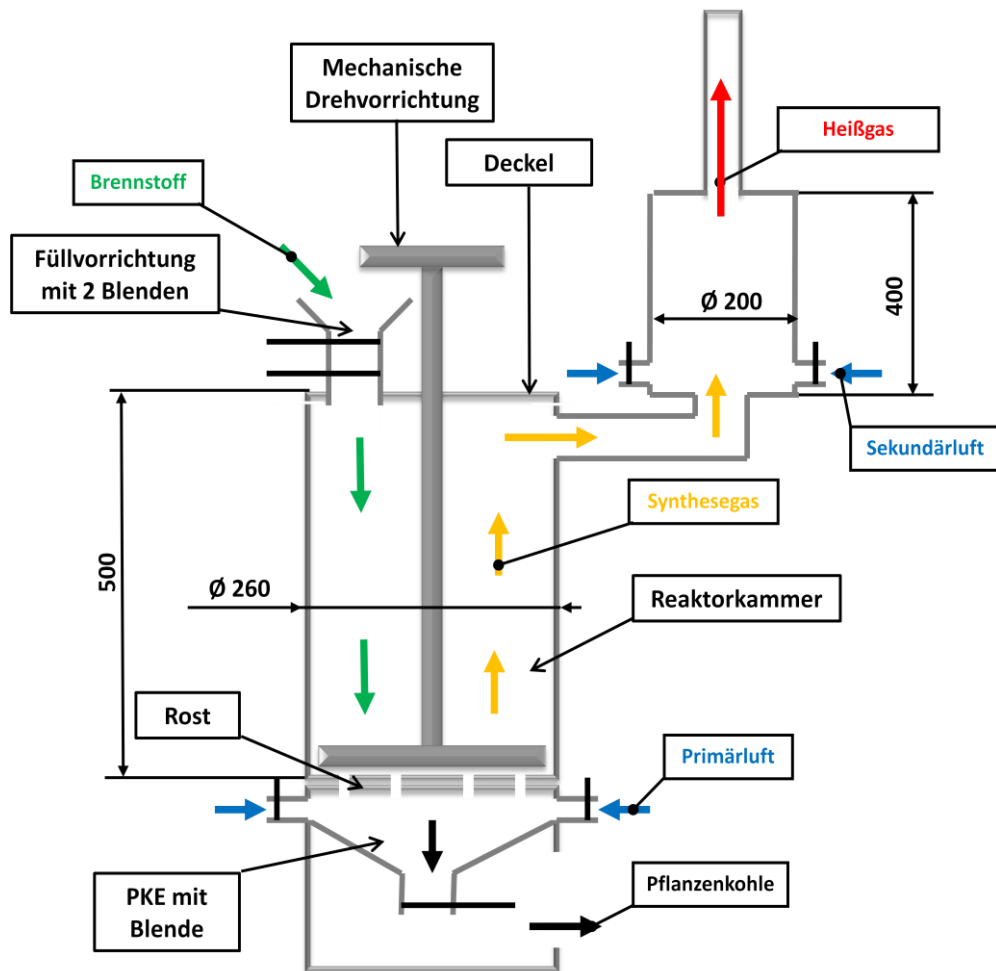


Abbildung 13: Schema und Funktionsprinzip des BK1-Reaktors

Der BK1-Reaktor wird gemäß dem Schema des Gegenstroms betrieben. Dabei gibt es zwei Massenströme, die sich in entgegengesetzter Richtung bewegen. Einerseits, der sich von oben nach unten bewegende Massenstrom aus fester Biomasse, in Abbildung 13 grün dargestellt, und andererseits der sich von unten nach oben bewegende gasförmige Massenstrom, welcher in Abbildung 13 gelb dargestellt ist. Der Massenstrom der festen Biomasse wird über die Erdanziehungskraft angetrieben und der gasförmige Massenstrom resultiert aus dem, vom Kamin erzeugten, Unterdruck. Die manuelle Befüllung des BK1-Reaktors mit fester Biomasse erfolgt über eine integrierte Füllvorrichtung am Deckel, welche in Abbildung 13 dargestellt ist. Es stellte sich im Laufe der Vorversuche heraus, dass eine Befüllung ohne aufsetzbaren Trichter nicht zufriedenstellend durchführbar war.

Im Detail ist in Abbildung 13 das Verschlussystem der Füllvorrichtung zu erkennen, welches mit zwei Blenden, die schwarz dargestellt sind, realisiert wurde. Die Blenden sollten zusammen mit dem abgedichteten Deckel das unkontrollierte Ansaugen von Falschluff über die Füllvorrichtung minimieren. Im Deckel befindet sich eine eingebaute mechanische Drehvorrichtung, Dies ist die zweite Möglichkeit aktiv in den Verkohlungsprozess einzugreifen und die erzeugte Pflanzenkohle gezielt aus dem Glutbett zu entfernen. Dadurch kann die Temperatur im Glutbett und der Verkohlungsgrad der Biomasse beeinflusst werden. Außerdem kann durch die manuelle Bedienung der Drehvorrichtung einer Brückenbildung im BK-Reaktor entgegengewirkt werden. Um die erzeugte Pflanzenkohle unter einer sauerstoffarmen Atmosphäre auszutragen, wurde unter dem Rost die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung angebracht, die in Abbildung 13 dargestellt ist. Über einen Trichter wird die Pflanzenkohle gesammelt und durch ein Rohr ausgeschleust. Hier wurde ebenfalls ein Verschlussystem mit einer Blende eingesetzt, um die Falschluff von unten zu minimieren.

Um eine Aussage über die Temperaturverläufe im BK1-Reaktor tätigen zu können, wurde für die Vorversuche der BK1-Reaktor mit vier Pt1000 Widerstandsthermometer und zwei NiCrNi Thermolemente vom Typ K ausgestattet. Diese sechs Temperatursensoren wurden nicht kalibriert, da es vorrangig um den Erkenntnisgewinn für die Pflanzenkohleproduktion ging. In der Abbildung 14 sind die sechs vorgesehen Messstellen zu erkennen. Die beiden Messstellen, die mit NiCrNi-Thermolementen ausgeführt sind, befinden sich in der Nähe des Rostes im vermuteten Bereich des Glutbettes mit den höchsten Temperaturen. Daher tragen die beiden Messstellen die Bezeichnung t_{Glutbett_1} und t_{Glutbett_2} . Die von unten nach oben folgenden Messstellen im BK1-Reaktor tragen die Bezeichnung $t_{\text{Pyrolysezone}_1}$, $t_{\text{Pyrolysezone}_2}$ und $t_{\text{Trocknungszone}}$. Die Messstelle im Rauchgasrohr trägt den Namen $t_{\text{RG_Rohr}}$. Diese vier Messstellen wurden mit den Pt1000 Widerstandsthermometern ausgestattet.

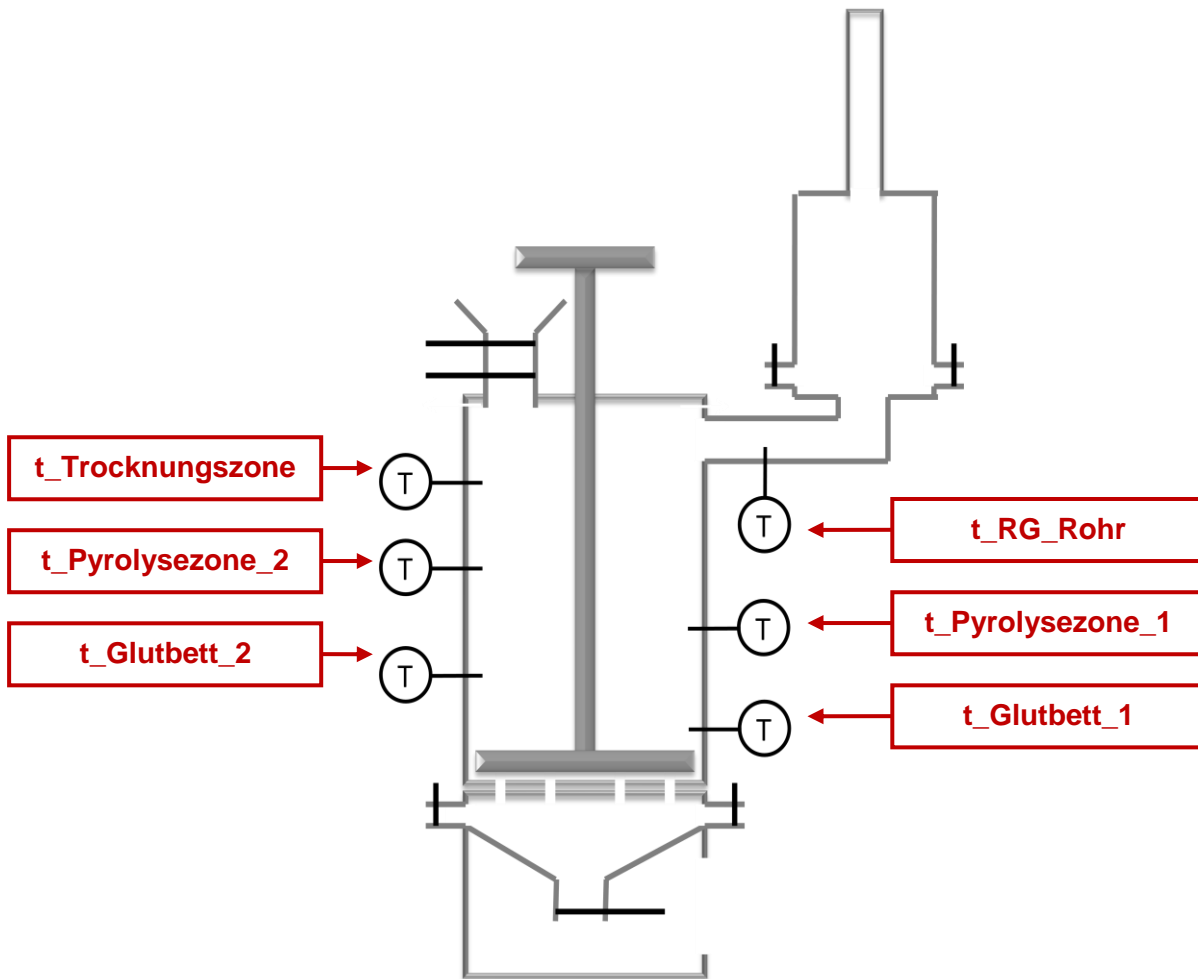


Abbildung 14: Messstellen des BK1-Reaktors

Um die analogen Messdaten visualisieren zu können, wurden ein Messsystem aus drei Komponenten eingesetzt. Für die Spannungsversorgung wurde das Schaltnetzteil S8VK-C12024 von der Firma Omron verwendet. Die analogen Messdaten von den Pt1000 Widerstandsthermometern und den NiCrNi Thermoelementen wurde über einen Temperaturmultiplexer von der Firma ESE eingelesen und über das Software-Programm von ESE visualisiert. Um das verwendete Messsystem vor Kurzschlüssen oder Überlast zu schützen wurden zusätzlich zwei Sicherungsautomaten S 201-NA C4 von der Firma ABB eingebaut.

4.1.2 Erster Vorversuch mit Holzpellets

Die Aufnahme der Messdaten für den ersten Vorversuch mit dem BK1-Prototyp wurde am Donnerstag, dem 12.05.2016 um 15:45 gestartet und um 17:10 beendet. Über die gesamte Versuchsdauer von 1 Stunde und 25 Minuten gab es keinen Wind aber leichten Regen, daher musste der BK1-Prototyp unter einem Dach aufgestellt werden. Es wurde darauf geachtet, dass der größtmögliche Abstand zwischen Dach und Kaminausgang gegeben war. Bei dem ersten Vorversuch gab es die Zielsetzung, dass ausschließlich die Funktionalität des Prototyp BK1

überprüft werden sollte. Daher wurde eine einmalige Befüllung des BK1-Reaktors mit Holzpellets für die Verkohlung durchgeführt.

Die Befüllung erfolgte bei offenem Deckel und nicht über das vorgesehene Füllsystem. Die Reaktorkammer wurde mit Holzpellets zu circa 74 % gefüllt, das entsprach einem Volumen von 19,9 Liter und einer Füllhöhe von 375 mm. Die Folge daraus war, dass die mechanische Drehvorrichtung, nach der Füllung, mit einem Hammer in die vorgesehene Lage im Brennstoffbett gebracht werden musste und anschließend geklemmt hatte. Trotz dieser Einschränkung wurde mit der Aufzeichnung der Temperaturmessdaten und dem Aufheizvorgang um 15:45 begonnen. Zuerst erfolgte der Aufheizvorgang des BK1-Reaktors mit einem Bunsenbrenner. Die dabei entstehende Gasflamme wurde über die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung circa 8 Minuten lang auf die Unterseite des Rostes gerichtet. Jedoch konnte mit dieser Methode kein selbstständiger Verkohlungsprozess erzeugt werden. Daher wurde die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung mit einer Blende geschlossen und stattdessen bei beiden Primärluftzuführungen Grillanzünder eingeführt und angezündet. Die Brennkammer wurde über die Sekundärluftzuführung ebenfalls mittels Grillanzünder vorgeheizt. Aus Abbildung 15 geht hervor, dass dieser Aufheizvorgang des BK1-Reaktors einen kontinuierlichen Temperaturanstieg an der Messstelle t_Glutbett_2 sicherstellte.

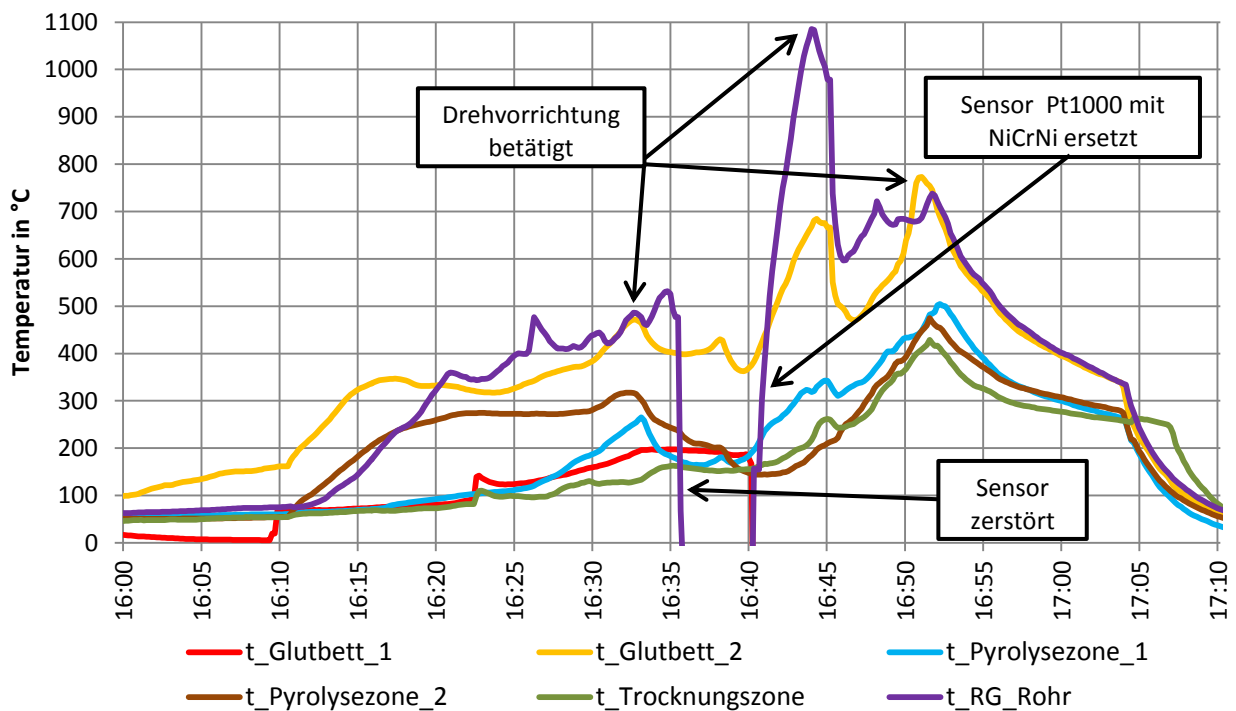


Abbildung 15: Temperaturmessung des ersten Vorversuchs mit Holzpellets

Um 16:10 beginnt der selbstständige Verkohlungsprozess und die Grillanzünder konnten entfernt werden. Die beiden Primärluftzuführungen wurden mit Blenden die eine 10mm Bohrung hatten verschlossen. Damit sollte eine Luftüberschusszahl λ kleiner eins gewährleistet werden.

Der kontinuierliche Temperaturanstieg über alle Messstellen in Abbildung 15 nach 16:10 deutet darauf hin, dass der Verkohlungsprozess selbsttragend war. Jedoch wurde zwischen 16:20 und 16:35 die höchsten Temperaturen bei der Messstelle t_RG_Rohr mit dem Pt1000-Widerstandsthermometer gemessen.

Der Temperaturabfall der Messstellen t_Pyrolysezone_1, t_Pyrolysezone_2, t_RG_Rohr und t_Glutbett_2 um circa 16:33 ist auf die erstmalige Betätigung der manuellen Drehvorrichtung zurückzuführen. Es zeigt sich, dass sich nach der gezielten Entnahme der erzeugten Pflanzenkohle aus dem Glutbett eine nachhaltige Temperatursenkung der Messstellen t_Pyrolysezone_1, t_Pyrolysezone_2, und t_Glutbett_2 bis circa 16:40 einstellte. Die Temperatursenkung für die Messstelle t_RG_Rohr war nur von kurzer Dauer und um 16:35 wurde der Pt1000-Widerstandsthermometer in der Messstelle t_RG_Rohr thermisch vernichtet. Dies ist der Grund für den Temperaturabfall unter 0°C. Um die Temperatur im Rauchgasrohr messen zu können, wurde die Messstelle t_RG_Rohr mit dem NiCrNi_1-Thermoelement aus der Messstelle t_Glutbett_1 ersetzt. Dies erklärt den anschließenden rapiden Temperaturanstieg der Messstelle t_RG_Rohr in Abbildung 15. Der um 16:37 einsetzende Temperaturabfall der Messstellen t_Pyrolysezone_1, t_Pyrolysezone_2, und t_Glutbett_2 war auf den Austausch der Primärluftblenden mit 10 mm Bohrung auf Blenden ohne Bohrung zurückzuführen. Ab diesem Zeitpunkt verläuft der Verkohlungsprozess im BK1-Reaktor nur mehr mit Falschluff ab. Die an der Messstelle t_RG_Rohr gemessene Temperaturspitze um 16:44 ist auf das Zurückbrennen von der Brennkammer in den BK1-Reaktor zurückzuführen. Dies ist ein Indiz dafür, dass im oberen Bereich des BK1-Reaktors zu viel Falschluff vorhanden war. Die drei Hauptquellen für die Falschluff im oberen Bereich des BK1-Reaktors waren das verwendete Verschlussystem des Deckels, das Füllsystem für die Holzpellets und das eingesetzte Rauchgasknie zwischen dem Rauchgasrohr des BK1-Reaktors und der Brennkammer, da diese Systeme keine hundertprozentige Dichtheit gewährleisten konnten. Die anschließende Absenkung der Temperatur bei allen Messstellen um 16:45 erfolgte über das Betätigen der manuellen Drehvorrichtung. Die größten Temperaturabsenkungen ergaben sich bei dem NiCrNi_1-Thermoelement bei der Messstelle t_RG_Rohr und bei dem NiCrNi_2-Thermoelement bei der Messstelle t_Glutbett_2. Die Temperaturabsenkung bei der Messstelle t_RG_Rohr kam durch eine kurzfristig höhere Produktion an Synthesegas zustande. Da im oberen Bereich des BK1-Reaktors und dem Rauchgasrohr ein zu niedriger Sauerstoffgehalt herrschte, konnte keine Verbrennung des Synthesegases stattfinden. Die Temperaturabnahme bei der Messstelle t_Glutbett_2 kann auf die gezielte Entnahme von Pflanzenkohle aus dem Glutbett zurückgeführt werden. Nach der Betätigung der Drehvorrichtung stieg ab 16:46 die gemessene Temperatur bei allen Messstellen wieder an. Dies wurde durch die nicht zu kontrollierende Falschluff aus der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung verursacht, die eine vollständige Verbrennung der letzten Holzpellets im oberen Bereich des BK1-Reaktors bis

16:52 möglich machte. Um 16:50 wurde die manuelle Drehvorrichtung ein letztes Mal betätigt um damit den BK1-Reaktor vollständig zu entleeren. Dies erklärt den kontinuierlichen Temperaturabfall aller Messstellen ab 16:52. Um 17:04 wurden alle Temperatursensoren aus den Messstellen des Prototyp BK1 entfernt.

4.1.3 Zweiter Vorversuch mit Holzpellets

Die Aufnahme der Messdaten für den zweiten Vorversuch mit dem BK1-Prototyp wurde am Freitag dem 13.05.2016 um 12:47 begonnen und um 13:31 beendet. Über die gesamte Versuchsdauer von 44 Minuten gab es mäßigen Wind bei Sonnenschein. Der Wind störte bei der konstanten Luftregelung über die verwendeten Blenden. Der BK1-Prototyp wurde beim zweiten Vorversuch nicht unter einem Dach aufgestellt, sondern im Freien.

Bei diesem Vorversuch stand die Stabilität des Verkohlungsprozess im Vordergrund, da eine mehrmalige Entnahme von Pflanzenkohle bei gleichzeitigem nachfüllen von Holzpellets getestet wurde. Die Befüllung erfolgte bei geschlossenem Deckel über das vorgesehene Füllsystem mit einem provisorischen Trichter. Jedoch wurde bei der kalten Befüllung des BK1-Reaktors die Notwendigkeit eines vorgefertigten Trichters festgestellt, da die Befüllung sehr umständlich und unhandlich durchzuführen war. Der BK1-Reaktor wurde zu ca. 16,6% der Reaktorkammer gefüllt, dies entspricht 4,5 Liter. Nach der Befüllung wurde um 12:40 mit dem Aufheizvorgang des Prototyp BK1 für den zweiten Vorversuch begonnen. Zuerst wurde mittels Grillanzünder die Brennkammer über Sekundärluftzuführung vorgeheizt und mit einer Gasflamme, aus einem Bunsenbrenner die Glutzone beheizt. Dieser Bunsenbrenner wurde manuell von der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung auf den Rost gerichtet. Nach 5 minütigen Betrieb des Bunsenbrenners gab es wieder keinen Temperaturanstieg bei den beiden Messstellen für das Glutbett, daher wurde der Aufheizvorgang mittels Bunsenbrenner abgebrochen. Nun wurde, gleich wie beim ersten Vorversuch, die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung mit der vorgesehenen Blende geschlossen und bei beiden Primärluftzuführungen Grillanzünder eingeführt und angezündet. Diese Variante war erfolgreich und hatte den Vorteil, dass niemand den Bunsenbrenner manuell positionieren musste. Um 12:47 wurde die Aufzeichnung der Temperaturmessung für die Messstellen gestartet. In der Abbildung 16 kann ab 12:50 ein Temperaturanstieg bei allen Messstellen festgestellt werden.

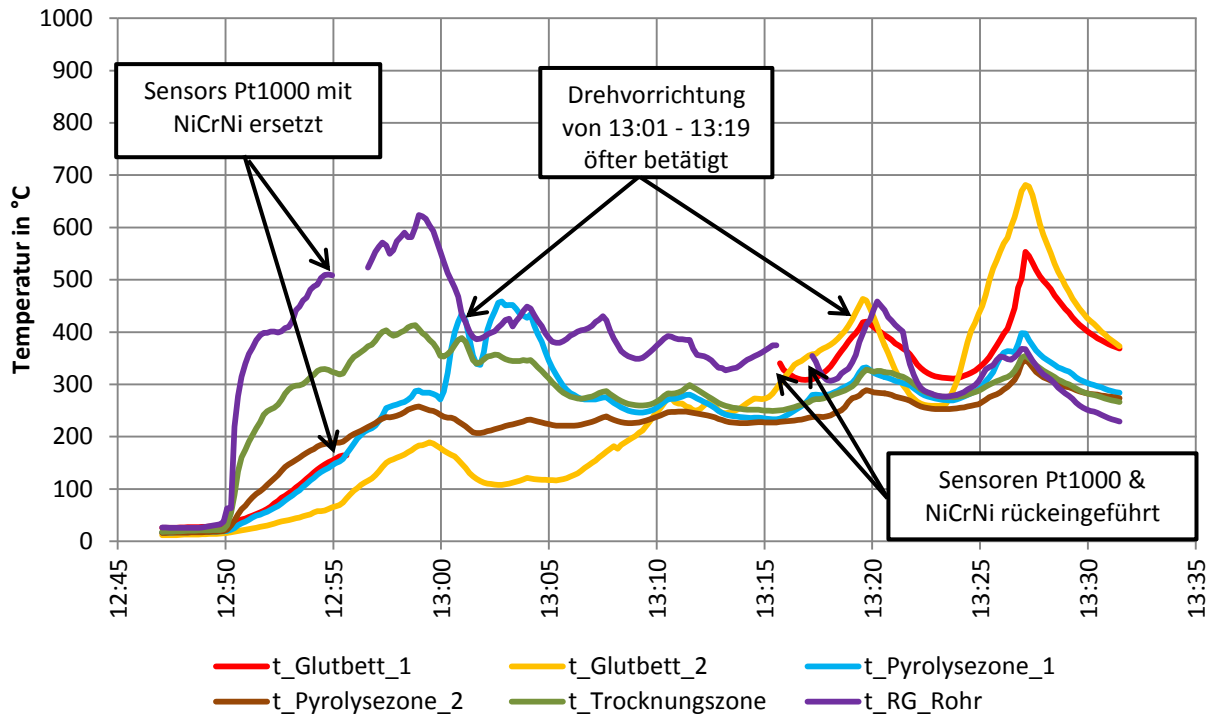


Abbildung 16: Temperaturmessung des zweiten Vorversuchs mit Holzpellets

Der Temperaturanstieg wurde als Beginn des selbstständigen Verkohlungsprozesses gedeutet und daher wurden die Grillanzünder aus den beiden Primärluftzuführungen entfernt. Um eine Luftüberschusszahl λ kleiner eins gewährleisten zu können, wurden die Primärluftzuführungen mit Blenden verschlossen, die eine 10mm Bohrung hatten. Auffällig ist jedoch, dass die Messstelle t_{RG_Rohr} den schnellsten Temperaturanstieg aufweist. Daher wurde das Pt1000-Widerstandsthermometer an der Messstelle entfernt. Nach einem Kontrollblick durch das Fühlerrohr wurde die bestehende Vermutung bestätigt, dass durch die brennenden Grillanzünder in den Sekundärlufteinlässen es zwar zu einer gezielten Zündung der erzeugten Synthesegase kam, jedoch brannten diese Synthesegase von der Brennkammer bis in den oberen Bereich des BK1-Reaktors zurück. Um einen temperaturbedingten Ausfall der Messstelle im Rauchgasrohr zu verhindern, wurde der Pt1000-Widerstandsthermometer entfernt und durch das NiCrNi-Thermoelement ersetzt. Der Pt1000 wurde außerhalb des BK1-Reaktors an der Luft abgekühlt und nicht in die Messstelle $t_{Glutbett_1}$ eingeführt. Dies ist die Erklärung für die Unterbrechung der Messstelle $t_{Glutbett_1}$ und der Messstelle im t_{RG_Rohr} in Abbildung 16 ab 12:55. Die nun offene Messstelle $t_{Glutbett_1}$ wurde nicht verschlossen, da es kein passendes Verschlusssystem für das Fühlerrohr gab, somit wurde auch über diese Öffnung Falschluft in den BK1-Reaktor eingebracht. Die drei Hauptquellen für die Falschluft im oberen Bereich des BK1-Reaktors waren auch beim zweiten Vorversuch das vorgesehene Füllsystem für die Holzpellets, das eingesetzte Rauchgasknie zwischen dem Rauchgasrohr des BK1-Reaktors und der Brennkammer wie auch das verwendete Verschlusssystem des Deckels.

Bei diesem Vorversuch konnte eine Verschlechterung der Abdichtung des Deckels erkannt werden. Dies förderte das Ansaugen von Falschluff und somit das Zurückbrennen von der Brennkammer in den oberen Bereich des BK1-Reaktors.

Um das Zurückbrennen aus der Brennkammer zu unterbinden wurde die Sekundärluftzufuhr mit den dafür vorgesehenen Blenden ohne Bohrung gedrosselt. Dies begründet den kurzen Temperaturabfall der Messstelle t_{RG_Rohr} ab 12:57. Jedoch erhöhte sich dadurch die Kaminwirkung und es gab einen höheren Unterdruck im BK1-Reaktor, was dazu führte, dass mehr Falschluff über das Verschlussystem des Deckels, das Füllsystem für die Holzpellets und die Übergänge vom Rauchgasknie angesaugt wurde. Außerdem resultierte durch das gezielte Unterbinden der Verbrennung der Synthesegase in der Brennkammer eine grau bis schwarz gefärbte Abgasfahne am Kaminaustritt. Des Weiteren wurden um 12:58 die Primärluftblenden mit der 10 mm Bohrung durch bohrlochlose Blenden ersetzt, das heißt der Verkohlungsprozess läuft ab 12:58 nur mehr mittels Falschluff über den unteren Teil des BK1-Reaktors ab. Die Auswirkung dieser Maßnahme in der Primärluftzufuhr ist in Abbildung 16 durch die Temperaturabnahme in den Messstellen $t_{Pyrolysezone_1}$, $t_{Pyrolysezone_2}$, $t_{Trocknungszone}$ und $t_{Glutbett_2}$ ab 12:58 ersichtlich.

Damit die in der Messstelle t_{RG_Rohr} gemessene Temperatur weiter reduziert werden konnte, wurden um 12:59 über das vorgesehene Füllsystem Holzpellets nachgefüllt. Dieser Füllprozess hatte zur Folge, dass die Flammen im oberen Bereich des BK1-Reaktors und im Rauchgasrohr erstickt wurden. Kurz nach dem Füllvorgang setzte um 13:00 ein rapider Temperaturanstieg der Messstelle $t_{Pyrolysezone_1}$ ein. Um diesem Temperaturanstieg entgegenzuwirken wurde um 13:01 die mechanische Drehvorrichtung manuell betätigt. Durch die gezielte Entnahme von Pflanzenkohle aus dem Glutbett wurden die gemessenen Temperaturen an allen Messstellen gesenkt. Die Temperaturschwankungen, welche in Abbildung 16 von 13:02 bis 13:16 dargestellt sind, wurden durch die mehrfache Durchführung folgender Prozesse verursacht: Befüllung des BK1-Reaktors mit Holzpellets, Betätigung der mechanischen Drehvorrichtung und die Entnahme von Pflanzenkohle. Im Zeitraum von 13:10 bis 13:15 verläuft der Verkohlungsprozess im BK1-Reaktor stabil, mit nur geringen Temperaturschwankungen bei den Messstellen $t_{Glutbett_2}$, $t_{Pyrolysezone_1}$, $t_{Pyrolysezone_2}$, $t_{Trocknungszone}$ und t_{RG_Rohr} . In diesem Zeitraum sind passende Bedingungen für den Verkohlungsprozess mit dem BK1-Prototyp gegeben. Auch die gemessene Temperatur in der Messstelle t_{RG_Rohr} liegt in einem zufriedenstellenden Temperaturbereich. Ab 13:15 steigt die gemessene Temperatur des in der Messstelle $t_{Glutbett_2}$ stark an. Um genauere Kenntnisse zu erlangen wurde ab 13:16 das NiCrNi-Thermoelement aus der Messstelle t_{RG_Rohr} entnommen und in seine ursprüngliche Messstelle, $t_{Glutbett_1}$, eingeführt. Der Pt1000-Widerstandsthermometer wurde wieder in die Messstelle t_{RG_Rohr} angebracht. Dies erklärt die Unterbrechungen der beiden Messstellen $t_{Glutbett_1}$ und t_{RG_Rohr} .

Um einen weiteren Temperaturanstieg in der Messstelle t_{Glutbett_2} zu unterbinden wurde um 13:16 Pflanzenkohle aus der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung entnommen. Danach wurde die Verschlussblende der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung versehentlich nicht vollständig verschlossen und dies hatte die Temperaturspitze um 13:19 zufolge, da es eine erhöhte Primärluftzufuhr gab. Zusätzlich kann auch das Zurückbrennen aus der Brennkammer erkannt werden. Ein weiterer Temperaturanstieg bei den Messstellen wurde durch das vollständige Schließen der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung und Betätigung der Drehvorrichtung um 13:19 unterbunden. Dabei konnte durch den geringen Drehwiderstand darauf geschlossen werden, dass der BK1-Reaktor nur mehr einen geringen Füllstand an Pellets hatte. Der letzte gemessene Temperaturpeak an allen Messstellen um 13:27 ist auf das vollständige Abbrennen der letzten Pellets im BK1-Reaktor zurückzuführen, die über die nicht zu kontrollierende Falschlufte aus der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung genügend Sauerstoff für die Oxidation erhielten. Die Aufnahme der Temperaturmessdaten für den zweiten Vorversuch wurde um 13:31 beendet.

4.1.4 Dritter Vorversuch mit getrockneten Biertreber

Die Aufnahme der Messdaten für den dritten Vorversuch mit dem BK1-Prototyp wurde am Mittwoch dem 18.05.2016 um 13:15 begonnen und um 14:52 beendet. Über die gesamte Versuchsdauer von 1 Stunde und 37 Minuten gab es keinen Wind bei Sonnenschein. Außerdem wurde der BK1-Prototyp auch bei diesem dritten Vorversuch nicht unter dem Dach aufgestellt, sondern stand abseits vom Dach im Freien.

Bei diesem dritten Vorversuch stand die Stabilität des Verkohlungsprozesses mit sonnengetrocknetem loseem Biertreber mit einem Feuchtegehalt von circa 14% im Vordergrund. Darum wurde der BK1-Prototyp bei einer mehrmaligen Entnahme von Pflanzenkohle und gleichzeitigem Nachfüllen von Biertrebern vermessen. Um eine reibungslose Befüllung über das Einfüllsystem zu gewährleisten, wurde ein metallischer Trichter gefertigt und verwendet. Die Befüllung des BK1-Reaktors mit den trockenen loseem Biertreber erfolgte vor der Aufnahme der Messdaten. Es wurden acht Messbecher, das entspricht einem Füllvolumen von 12 Litern, mit trockenen loseem Biertreber eingefüllt und der BK1-Reaktor somit zu circa 44,4% befüllt. Außerdem wurde das NiCrNi-Thermoelement in der Messstelle $t_{\text{RG}_\text{Rohr}}$ und das Pt1000-Widerstandsthermometer in der Messstelle t_{Glutbett_1} eingebaut, da in den vorherigen beiden Vorversuchen jeweils ein Zurückbrennen vom Rauchgasrohr in den oberen Bereich des BK1-Reaktors festgestellt wurde und das in der Messstelle $t_{\text{RG}_\text{Rohr}}$ verwendete Pt1000-Widerstandsthermometer kam beide Male an seine thermische Belastungsgrenze.

Nach der Befüllung wurde um 13:15 mit dem Aufheizvorgang des Prototyp BK1 für den dritten Vorversuch und der Messdatenaufzeichnung begonnen. Für den Aufheizvorgang wurde dieses Mal kein Bunsenbrenner verwendet, es wurde gleich jeweils ein Grillanzünder pro Primärluftzuführung eingeführt und angezündet. Es stellte sich heraus, dass der BK1-Reaktor

einen zu hohen Füllstand hatte, denn es gab keine Sogwirkung und das Feuer und der Rauch strömten aus den Primärluftzuführungen heraus und nicht hinein. Auch das Entfernen der Blende aus der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung hatte keine positive Wirkung auf die Sogwirkung, es verstärkte nur das Austreten der Rauchgase und des Feuers aus den Primärluftzuführungen. Außerdem wurden keine Grillanzünder in die Sekundärluftzuführung eingeführt. Es gab daher kein Vorheizen der Brennkammer und dadurch auch keine zusätzliche wärmeinduzierte Kaminwirkung. Dies hatte zur Folge, dass in Summe fünf Messbecher, 7,5 Liter, trockene lose Biertreber aus dem BK1-Reaktor mittels der mechanischen Drehvorrichtung über die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung entfernt wurden.

Nach dieser Maßnahme waren noch drei Messbecher, 4,5 Liter, trockene lose Biertreber im BK1_Reaktor, das entspricht einem Füllvolumen von circa 16,6% und in der Abbildung 17 kann ab 13:45 ein Temperaturanstieg in der Messstelle t_{Glutbett_1} festgestellt werden. Ab diesem Zeitpunkt war der Druckverlust über den BK1-Reaktor nicht mehr so hoch und es setzte eine ausreichende Sogwirkung über den Kamin ein. Dies führte zu einem zufriedenstellenden Aufheizvorgang.

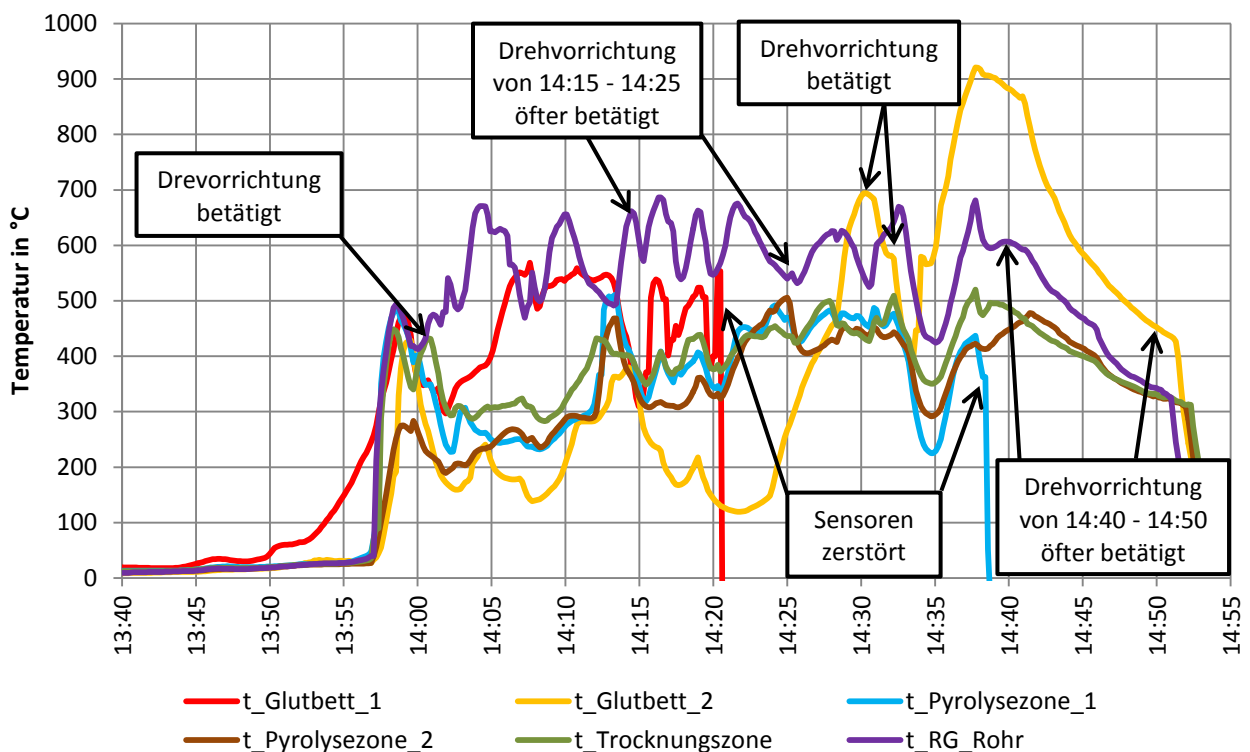


Abbildung 17: Temperaturmessung des dritten Vorversuch mit Biertreber

Da es keine Sekundär-Verbrennung in der Brennkammer gab, wurde am Kaminaustritt eine grau bis schwarze Abgasfahne erzeugt, die einen nicht definierbaren üblen Geruch aufwies. Um die stinkende Rauchentwicklung zu unterbinden, wurde um 13:50 ein Grillanzünder in die Sekundärluftzuführung eingeführt und angezündet. Es kam unmittelbar danach zur Zündung

der Brennkammer worauf sich sofort eine durchsichtige und geruchsneutrale Abgasfahne einstellte. Der starke Temperaturanstieg der Messstelle t_{Glutbett_1} zwischen 13:50 und 13:57 wurde durch das Anheizen der Biertreber mit den Grillanzünderen bei maximaler Primärluft erreicht. Ab 13:56 ist in der Abbildung 17 das Zurückbrennen der Synthesegase aus der Brennkammer in das Rauchgasrohr gut erkennbar, denn es steigt die Temperatur in der Messstelle $t_{\text{RG_Rohr}}$. Des Weiteren gibt es einen rapiden Temperaturanstieg bei den Messstellen t_{Glutbett_1} , t_{Glutbett_2} , $t_{\text{Pyrolysezone}_1}$, $t_{\text{Pyrolysezone}_2}$ und $t_{\text{Trocknungszone}}$. Um dem Temperaturanstieg aller Messstellen entgegenzuwirken, wurden um 13:57 an den Primärluftzuführungen die Blenden ohne Bohrloch angebracht. Ab diesem Zeitpunkt lief der Verkohlungsprozess mit Biertrebern nur mehr mit Falschluff ab. Dies erklärt auch den Temperaturabfall aller Messstellen. Zwischen 13:59 und 14:01 wurden zwei Messbecher, das entspricht einem Füllvolumen von 3 Liter, trockene lose Biertreber über den metallischen Trichter in das Füllsystem eingeführt. Danach wurde die mechanische Drehvorrichtung betätigt. Durch diese beiden Prozesse ging die gemessene Temperatur in der Messstelle $t_{\text{RG_Rohr}}$ zurück, konnte aber nicht nachhaltig gesenkt werden. Um 14:01 wurde erstmals über die Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung Pflanzenkohle entnommen, welche durch die zwei gering verkohlten Haufen im linken oberen Bereich in Abbildung 18 zu erkennen sind.

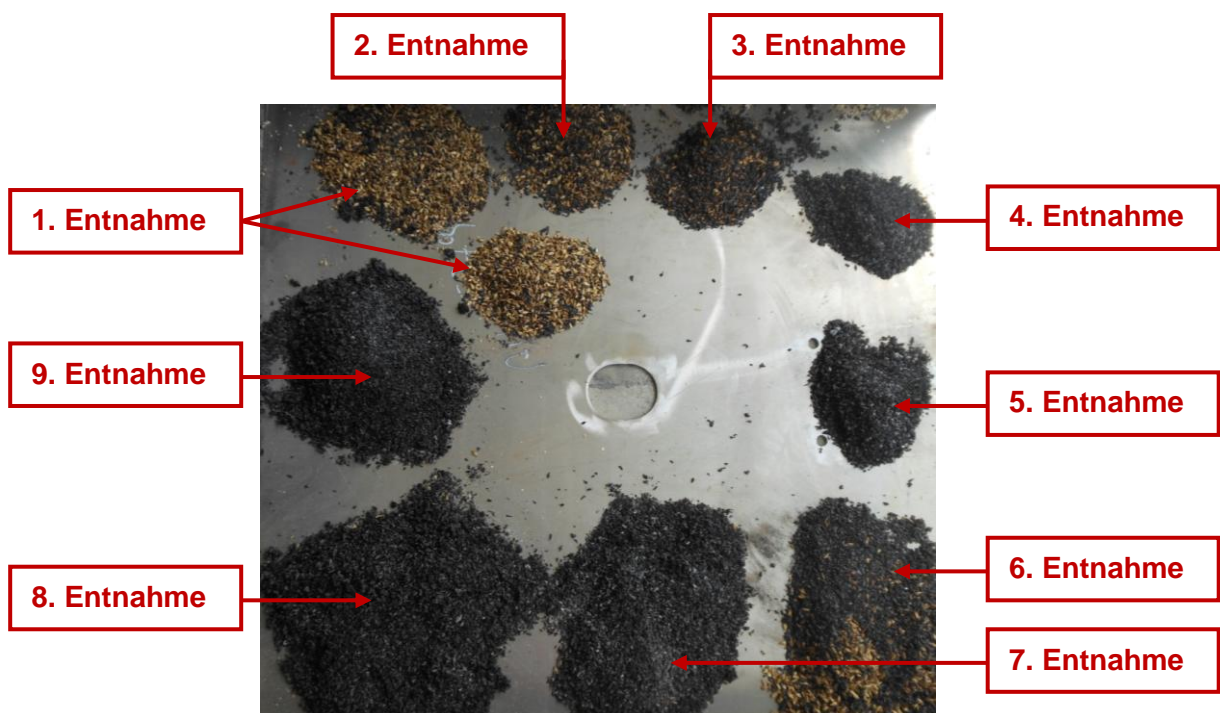


Abbildung 18: Entnommene Biertreber-Pflanzenkohle aus dem BK1-Reaktor

Anschließend wurde die Blende irrtümlicherweise nicht korrekt geschlossen und daher gab es den rapiden Temperaturanstieg bei der Messstelle t_{Glutbett_1} . Dieser Fehler wurde erst um 14:13 bei der zweiten Entnahme von Pflanzenkohle aus der Pflanzenkohle-

Entnahmevorrichtung bemerkt und behoben. Der um 14:13 erreichten Temperaturspitze der Messstellen t_{Glutbett_2} , $t_{\text{Pyrolysezone}_1}$, $t_{\text{Pyrolysezone}_2}$ und $t_{\text{Trocknungszone}}$ wurde durch mehrmalige Betätigung der Drehvorrichtung und einer zweiten Entnahme von Pflanzenkohle entgegengewirkt. In Abbildung 18 ist im oberen Bereich die zweite Entnahme als zur Hälfte verkohlter Haufen zu erkennen.

Die gemessenen Temperaturschwankungen der Messstellen im Zeitraum von 14:15 bis 14:25 resultieren aus der mehrmaligen Füllung, der Betätigung der Drehvorrichtung und der zweimaligen Entnahme der Pflanzenkohle aus dem BK1-Reaktor. Die erzeugte Pflanzenkohle aus trockenem losem Biertreber für die dritte und vierte Entnahme aus dem BK1-Reaktor ist im rechten oberen Bereich der Abbildung 18 abgebildet und dabei weist die vierte Entnahme bereits eine vollständige Verkohlung auf. Um 14:20 ist in Abbildung 17 zu erkennen, dass der in der Messstelle t_{Glutbett_1} verbaute Pt1000-Widerstandsthermometer thermisch zerstört wurde und ab diesem Zeitpunkt keine Aussagen mehr über den weiteren Temperaturverlauf an der Messstelle t_{Glutbett_1} gemacht werden konnten. Zusätzlich ist noch ein Temperaturabfall in der Messstelle t_{Glutbett_2} zu erkennen. Dies wurde um 14:20 erkannt und das NiCrNi-Thermoelement wurde manuell in der Messstelle t_{Glutbett_2} hin und her bewegt, danach stellte sich ein Temperaturanstieg ein.

Zwischen 14:28 und 14:32 pendelten sich die gemessenen Temperaturen der Messstellen $t_{\text{Pyrolysezone}_1}$, $t_{\text{Pyrolysezone}_2}$ und $t_{\text{Trocknungszone}}$ um die 450°C ein und es wurde angenommen, dass nun der optimale Betriebszustand erreicht wurde. Jedoch schnellte die gemessene Temperatur in der Messstelle t_{Glutbett_2} um 14:30 auf 700°C. Da der Pt1000-Widerstandsthermometer in der Messstelle t_{Glutbett_1} bereits zuvor hitzebedingt ausfiel, konnte nicht auf die aktuelle Temperatur an der Messstelle t_{Glutbett_1} geschlossen werden. Um einen weiteren Temperaturanstieg an der Messstelle t_{Glutbett_2} zu unterbinden, wurde eine Temperaturabsenkung durch Betätigung der mechanischen Drehvorrichtung beabsichtigt. Dabei stellte sich heraus, dass der BK1-Reaktor um 14:30 beinahe vollständig geleert war, da die Drehvorrichtung sehr leicht zu betätigen war. Diese fünfte Entnahme der Pflanzenkohle, welche im mittleren rechten Bereich der Abbildung 18 zu erkennen ist, weist einen hohen Verkohlungsgrad auf.

Um 14:31 wurde der BK1-Reaktor noch einmal mit vier Messbechern, dies entspricht einem Füllvolumen von 6 Liter, über den Trichter und die Füllvorrichtung befüllt. Nun hatte der BK1-Reaktor einen höheren Füllstand als zum Start des Vorversuchs, aber da der Kamin auf Betriebstemperatur war, gab es keine Probleme mit dem Druckverlust im BK1-Reaktor. Der rapide Temperaturabfall um 14:32 aller noch intakten Temperatursensoren in den Messstellen wurde durch die Betätigung der Drehvorrichtung hervorgerufen. Anschließend wurde um 14:33 eine sechste Entnahme von Pflanzenkohle vorgenommen. Diese ist im rechten unteren Bereich

in Abbildung 18 zu erkennen. Die erzeugte Pflanzenkohle hatte eine zu kurze Verweilzeit im BK1-Reaktor, da der Birtreber nicht vollständig verkohlt wurde.

Der starke Temperaturanstieg ab 14:34 aller noch intakten Temperatursensoren ist auf die nicht ordentlich verschlossene Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung mit der Blende zurückzuführen. Dadurch gab es einen Sauerstoffüberfluss, der die Verbrennung begünstigte. Für den nächsten Prototyp sollte diese Fehlerquelle unbedingt vermieden werden. Um 14:37 wurde der nicht ordnungsmäßige Verschluss der Pflanzenkohle-Entnahmevorrichtung erkannt und behoben. Daraufhin sanken die Temperaturen aller noch verbliebenen Temperatursensoren. Allerdings kam es ab 14:37 zu einem thermischen Bruch des Pt1000-Widerstandsthermometers an der Messstelle $t_{\text{Pyrolysezone}_1}$.

Ab 14:40 bis 14:50 wurde die Drehvorrichtung mehrmals betätigt und dabei drei Mal Pflanzenkohle entnommen, welche die letzten drei Pflanzenkohlehaufen im linken unteren Bereich in Abbildung 18 sind. Durch die Entnahme wurde eine kontinuierliche Temperaturabsenkung bei den noch intakten Messstellen bis 14:50 realisiert. Ab 14:50 wurden die Temperatursensoren aus dem BK1-Prototyp entfernt, denn es befanden sich keine Birtreber mehr im Reaktor. Der dritte Vorversuch wurde um 14:53 beendet.

4.1.5 Fazit Vorversuche

Die Ergebnisse und Erkenntnisse aus den drei Vorversuchen, die mit dem Prototyp BH1 durchgeführt wurden, werden im Folgenden näher erläutert. Außerdem werden Empfehlungen für die weitere Entwicklung des Prototyps PH1 abgegeben.

I. Ergebnisse aus dem ersten Vorversuch mit dem BK1

Beim ersten Vorversuch konnte das Ziel der Funktionalitätsüberprüfung des Prototyps BK1 erfolgreich getestet werden. Es wurde Pflanzenkohle aus Holzpellets erzeugt und der Verkohlungsprozess verlief stabil. Die produzierte Pflanzenkohle wurde olfaktorisch auf Geruch und Geschmack überprüft. Dabei kam es zu einem zufriedenstellenden Ergebnis, da die Pflanzenkohle keinen Geruch sowie Geschmack aufwies. Dies deutete darauf hin, dass die in Abbildung 19 dargestellte Pflanzenkohle einen geringen Anteil an Teeren und PAK aufweist. Um jedoch eine genauere Aussage über die Qualität der erzeugten Pflanzenkohle tätigen zu können, müsste eine Elementaranalyse durchgeführt werden, die jedoch den finanziellen Rahmen der Vorversuche sprengen würde und daher erst in den späteren Versuchsreihen durchgeführt wurde.

Die größte Herausforderung ist jedoch den Falschluffanteil im Rauchgasrohr zu minimieren damit das Zurückbrennen in den oberen BK1-Reaktorbereich unterbunden wird. Dadurch soll ein erneuter Ausfall für das neu benötigte Pt1000-Widerstandsthermometer bei der Messstelle $t_{\text{RG_Rohr}}$ im Verbindungsrohr zwischen BK1-Reaktor und Brennkammer vermieden werden.



Abbildung 19: Erzeugte Pflanzenkohle aus Holzpellets beim ersten Vorversuch mit Pellets

II. Ergebnisse aus dem zweiten Vorversuch mit dem BK1

Die Zielsetzung für den zweiten Vorversuch wurde erreicht, denn der Verkohlungsprozess lief im BK1-Reaktor einigermaßen stabil ab, da es bei den Messstellen t_{Glutbett_2} , $t_{\text{Pyrolysezone}_1}$, $t_{\text{Pyrolysezone}_2}$, $t_{\text{Trocknungszone}}$ und $t_{\text{RG}_\text{Rohr}}$ im Zeitraum von 20 Minuten nur geringe Temperaturschwankungen gab.

Auch beim zweiten Vorversuch fand ein Zurückbrennen vom Synthesegas aus der Brennkammer statt. Die einzige Möglichkeit das ungewollte Zurückbrennen gezielt zu unterbinden bestand darin, die Flammen durch die Befüllung mit Pellets zu ersticken.

Es lässt sich nach diesem zweiten Vorversuch schon die Aussage treffen, dass für den Bau des Prototyps PH1 die Minimierung von Falschluf und somit das Dichtheitskonzept von hoher Priorität sein muss. Eine weitere Erkenntnis war, dass die Nachfüllung von Pellets langsamer erfolgte als die Erzeugung von Pflanzenkohle und Synthesegas. Aufgrund dieses Problems verringerte sich stetig die Menge an Pellets, die sich im BK1-Reaktor befand und daher musste der zweite Vorversuch frühzeitig um 13:31 beendet werden. Bei dem nächsten Vorversuch soll ein metallischer Trichter Abhilfe schaffen und die Befüllung während der Pflanzenkohleproduktion um ein Vielfaches vereinfachen. Außerdem war das Regeln des Prototyps BK1 in den Vorversuchen Eins und Zwei sehr umständlich, denn es mussten immer mindestens zwei Personen für eine Versuchsdurchführung anwesend sein. Für die Versuchsreihen mit dem Prototyp PH1 hat eine robustes Regelkonzept oberste Priorität.

III. Ergebnisse aus dem dritten Vorversuch mit dem BK1

Die Erkenntnis aus dem dritten Vorversuch war, dass die trockenen losen Biertreber ein sehr kompaktes Gefüge erzeugten und dadurch nur sehr schwer Primärluft angesaugt werden konnte. Somit war der Druckverlust im BK1-Reaktor mit losen trockenen Biertrebern viel größer als mit Holzpellets bzw. der eingesetzte Kamin erzeugte nicht genügend Unterdruck. Für die Entwicklung des Prototypen PH1 soll ein Abgasventilator für die Unterdruckerzeugung eingesetzt werden.

Außerdem wurde festgestellt, dass die trockenen losen Biertreber viel schneller verkohlen als die zuvor verwendeten Holzpellets. Dadurch wurde die ohnehin schon aufwändige Regelung des Prototyps BK1 enorm erschwert. Der gesamte Verkohlungsprozess, angefangen mit der Befüllung von trockenen losem Biertreber bis hin zur Entnahme von Pflanzenkohle, war sehr umständlich. Für die Entwicklung des PH1 ist eine automatisch regelbare Vorrichtung sehr zu empfehlen, damit der feste Massenstrom von der Befüllung bis zur Entnahme von Pflanzenkohle variiert werden kann.

Eine weitere wichtige Erkenntnis, die sich in allen drei Vorversuchen herauskristallisiert hat, war die Wichtigkeit des Dichtheitskonzepts. Ohne dieses kann keine qualitative und regelbare Pflanzenkohleproduktion garantiert werden und muss somit unbedingt bei der Entwicklung des PH1 berücksichtigt werden.

4.2 Prototypentwicklung

Aufgrund der Vorversuche und der Erfahrungen des Industriepartners wurde das Gegenstromverkohlungsprinzip beibehalten, das endgültige Konzept des Prototyps PH1 hatte jedoch nur mehr eine geringe Ähnlichkeit mit dem Prototyp BK1.

In diesem Unterkapitel wird die Entwicklung des Prototyps für die Versuchsdurchführung beschrieben. Es galt die wissenschaftlichen Interessen mit jenen vom Industriepartner zu vereinen. Daraus ließen sich für die Versuche drei primäre Ziele für den zu entwickelnden Prototypen definieren:

1. Robustes Verfahren für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse entwickeln
2. Regel- und Messstrategie für einen mehrstündigen Betrieb des Prototyps ausarbeiten
3. Herstellungsprozess muss im stabilen Betrieb ohne Fremdfuerung erfolgen

Als sekundäres Ziel dieser Forschungsarbeit war anvisiert, dass es am Ende einen Prototyp gibt, welcher in der Lage ist Pflanzenkohle mit der Qualitätsstufe *premium*, nach dem in Abschnitt 2.1.2 erklärten Kriterien, zu erzeugen. Denn so kann eine wirtschaftliche Nutzung der Pflanzenkohle als CO₂-Senke sichergestellt werden. Nach den ersten Erfahrungen aus den Vorversuchen wurde gemeinsam mit dem Industriepartner beschlossen, dass der zu entwickelnde Prototyp eine Wärmeübertragerleistung in einer Größenordnung von 100 kW besitzen sollte und es bevorzugt keine bewegten Teile in der Verkohlungszone geben soll.

Dieser Prototyp, mit der Bezeichnung PH1, muss ein Regelsystem für den Biomasseeintrag und den Pflanzenkohleaustrag besitzen, denn in dieser Leistungsklasse ist eine manuelle Befüllung und Austragung nicht mehr vertretbar. Außerdem sollte der zu erzeugende Unterdruck in der Verkohlungszone einstellbar sein, damit der variable Druckverlust, der sich bei unterschiedlicher Biomasse einstellt, überwunden werden kann. Des Weiteren wurde vom Industriepartner der Wunsch geäußert, dass der PH1 aus Systemkomponenten die im Haus verfügbar sind gefertigt wird und das vorhandene Steuer- und Regelsystem für

Feuerungsanlagen zu verwenden ist. Für den Industriepartner war es außerordentlich wichtig, dass die Entwicklungskosten für den PH1 so gering wie möglich gehalten werden.

Das Messsystem des PH1 musste erweitert werden, denn um eine wissenschaftliche Aussage über den Verkohlungsprozess tätigen zu können, reichen Temperaturmessungen alleine nicht aus. Es müssen zusätzlich Messungen für den Primärluft-, Sekundärluft- und Volumenstrom durchgeführt werden. Eine Abgasanalyse und eine Elementaranalyse der Biomasse vor und nach der Verkohlung müssen ebenso erfolgen. Nur so kann eine wissenschaftliche Aussage über den Verkohlungsprozess und die Qualität der erzeugten Pflanzenkohle getätigt werden.

Aufbauend auf diese Rahmenbedingungen wurde der PH1 entwickelt. Um sich einige Iterationsschritte zu ersparen und die Vorauslegung zu erleichtern, wurde im Simulationsprogramm EES ein Simulationsmodell für den PH1 erstellt. Mit diesem Simulationsmodell vom PH1 können auch alle Messdaten ausgewertet und mit einem Erwartungswert verglichen werden. Im folgenden Abschnitt wird nun das Konzept des PH1 näher erläutert und auf einige Erkenntnisse eingegangen.

4.2.1 Konzept für den Prototyp PH1

Aufbauend auf Erkenntnissen aus der Literaturrecherche und den Vorversuchen, kombiniert mit den Rahmenbedingungen, die vom Industriepartner und der Technischen Universität Graz vorgegeben wurden, wurde das Konzept für den PH1 entwickelt, das in Abbildung 20 dargestellt ist. Dabei wurde zwar das Prinzip der Gegenstromverkohlung beibehalten, doch durch den Einbau von verfügbaren Systemkomponenten ergab sich ein völlig anderer Aufbau des PH1 im Vergleich zum Prototyp BK1 aus den Vorversuchen.

- Die Verkohlungskammer (VK), die das Herzstück des Verkohlungsprozesses darstellt, da diese Hauptkomponente die zufriedenstellende Produktion von Pflanzenkohle und Synthesegas gewährleisten muss. Dies erfolgt durch die sich in der Verkohlungskammer befindende Verkohlungszone, die mit einer gezielten Einbringung von Primärluft durchlüftet wird.
- Die Auswurf-Zellradschleuse (AZS) über die, die erzeugte Pflanzenkohle aus dem System ausgeworfen wird. Durch die AZS wird das Ansaugen von unerwünschter Falschluff minimiert. Der Massenstrom der erzeugten Pflanzenkohle ist in Abbildung 20 Schwarz dargestellt.
- Die Brennkammer (BK) in der das erzeugte Synthesegas mit Hilfe der angesaugten Sekundärluft vollständig zu Heißgas umgewandelt wird, welches in Abbildung 20 Rot dargestellt ist.
- Der Wärmeübertrager (WÜ) entzieht dem Heißgas Wärme, heizt das Wärmeträger-Medium Wasser auf und gewährleistet damit, dass der Abgasventilator nicht thermisch zerstört wird.
- Der Abgasventilator (V) sorgt für den nötigen Unterdruck im gesamten System und transportiert das Abgas gezielt aus dem PH1 in Richtung Kamin.

Nachfolgend werden die Überlegungen für die Auslegung der acht Hauptkomponenten näher erläutert. Anfänglich wurde die eingesetzte Reaktor-Schnecke, welche die erläuterten Probleme aus Abschnitt 4.1.5 behob, mit einem degressiven Steigungs-Verlauf ausgeführt. Mit dieser degressiven Reaktor-Schnecke war es möglich den Massendurchsatz der festen Biomasse durch den Reaktor bis hin zur Verkohlungskammer problemlos zu regeln.

Der degressive Steigungs-Verlauf der Reaktor-Schnecke kam zustande, weil laut Literatur eine längere Verweilzeit des Brennstoffes im System (Reaktor und Verkohlungskammer) den Verkohlungsprozess positiv beeinflusst (Kaltschmitt et al., 2009, Seite 388).

Die Reaktor-Schnecke wurde nicht bis zur Verkohlungszone geführt, da ausdrücklich der Wunsch geäußert wurde, dass sich keine bewegten Teile in der Verkohlungszone befinden sollen. Dadurch steigerte sich der degressive Verlauf des durch das System transportierten Brennstoffes nochmals. Einen baulichen Vorteil bietet die eingesetzte Reaktor-Schnecke hinsichtlich der Lagerung, denn diese wird nur einmal im Getriebemotor gelagert. Dieser befindet sich außen am unteren Ende des Reaktors und somit war die Lagerung nur geringen thermischen Belastungen ausgesetzt.

Der Neigungswinkel des Reaktors war in der anfänglichen Konzeptphase mit 60° angedacht, dadurch sollte eine gleichmäßige Durchströmung des Reaktorquerschnittes mit dem erzeugten Synthesegas sichergestellt werden. Ein weiterer Grund für die Wahl des vergleichsweise steilen Neigungswinkels von 60° bestand darin, dass sich mit dieser Maßnahme die Reaktor-Schnecke über den gesamten Querschnitt mit fester Biomasse befüllen lässt. Der Grund für einen schlussendlich kleineren Neigungswinkel wird im folgenden Abschnitt 4.2.2 näher erläutert.

In der Konzeptphase stand schon sehr früh fest, dass der PH1 mit Unterdruck betrieben wird, d.h. dass keine Primär- oder Sekundärluft in den PH1 gepresst wird. Mit dieser Entscheidung wurde aktiv das Risiko eines Gasaustritts minimiert. Bei etwaigen Undichtheiten strömt kein Rauchgas aus dem PH1, es wird nur Falschluff in den PH1 gesaugt. Um die Komplexität des PH1 so gering wie möglich zu halten, wurde der Entschluss gefasst, dass ein Abgasventilator den gesamten benötigten Unterdruck erzeugen soll. Dieser bietet die Möglichkeit den benötigten Unterdruck je nach Biomassenbeschaffenheit, lose oder gepresst, mittels einer Drehzahlregelung einzustellen.

Das Problem der nicht ausreichenden Dichtheit aus den Vorversuchen wurde beim Konzept des PH1 mit zwei Zellradschleusen gelöst. Dadurch sollte das Ansaugen von Falschluff auf ein Minimum reduziert werden.

Die wirkliche Herausforderung bestand bei der Formfindung der Verkohlungskammer, in der sich die Verkohlungszone befindet, denn in der Literatur wurden kaum Empfehlungen für die Ausführung gefunden. Es wurde beschlossen, dass die anfänglich eingesetzte Verkohlungskammer, die eine Querschnittsverbreiterung aufweist und damit eine abermalige Verlängerung der Aufenthaltsdauer der festen Biomasse in der Verkohlungszone gewährleistet, eingesetzt werden kann. Es stand jedoch schon in der Konzeptphase fest, dass die optimale Ausführung der Verkohlungskammer einige Iterationsschleifen benötigen wird.

Im Allgemeinen muss noch erwähnt werden, dass es einige Iterationsschleifen dauerte bis der PH1 den drei definierten Zielen entsprach und die Versuchsreihen durchgeführt werden konnten. Im folgenden Abschnitt wird nun auf den verwendeten Versuchsaufbau eingegangen und die vorgenommenen Änderungen am PH1 kurz erläutert.

4.2.2 Versuchsaufbau

In diesem Abschnitt wird näher auf den physischen Versuchsaufbau des PH1 für die Versuchsreihen eingegangen. Außerdem werden die Abweichungen zwischen dem tatsächlichen Versuchsaufbau und dem anfänglichen Konzept vom PH1 erklärt.

Abbildung 21 zeigt den Versuchsaufbau mit neun von zehn Hauptkomponenten: Einfüllsystem, Einfüll-Zellradschleuse, Getriebemotor, Reaktor mit Reaktor-Schnecke, Verkohlungskammer, Auswurf-Zellradschleuse, Brennkammer, Wärmeübertrager und Regelsystem mit integriertem Messsystem. Die zehnte Hauptkomponente, der Abgasventilator, ist in der Abbildung 21 nicht zu erkennen, denn er befindet sich hinter dem Wärmeübertrager.

Bei einem ersten Funktionstest wurde sofort festgestellt, dass für die Einfüll-Zellradschleuse eine konventionelle Zellradschleuse ohne Gummidichtlippen nicht verwendet werden kann, wie sie bei der Auswurf-Zellradschleuse eingesetzt wurde. Es musste daher eine Zellradschleuse mit Gummidichtlippen eingebaut werden, um das unkontrollierte Ansaugen von Falschlufft aus Richtung der Brennstoffzufuhr zu minimieren.



Abbildung 21: Versuchsaufbau mit dem PH1-Reaktor

Bei den folgenden Funktionstests gab es auch Änderungen am Reaktor und an der Reaktor-Schnecke. Die Reaktor-Schnecke wurde anfänglich mit einem zu großen Durchmesser und zu langer Länge dimensioniert. Dies führte zu einer schlechten Regelbarkeit vom PH1. Deswegen wurde der Reaktor, der in Abbildung 21 gezeigt ist, mit dem nächst kleineren zur Verfügung stehenden Reaktor-Schneckendurchmesser und dem dazu passenden Getriebemotor verwirklicht. Die Länge des Reaktors samt Reaktor-Schnecke wurde wegen hoher Druckverluste gekürzt. Außerdem wurde die anfänglich verwendete degressive Reaktor-Schnecke durch eine progressiv verlaufende Reaktor-Schnecke ersetzt. Mit dieser Maßnahme konnten zwei Probleme behoben werden. Einerseits wurde die Verstopfungsgefahr in der Reaktor-Schnecke minimiert und andererseits konnte der unerwünschte Transport und das Ansaugen von fester Biomasse in die Brennkammer durch lockeren Brennstoff minimiert werden.

Der Neigungswinkel wurde auch verringert, denn bei den Funktionstests ergaben sich Schwierigkeiten bezüglich der Aufnahme von fester Biomasse im Einfüllbereich. Zu befürchten war, dass sich bei flacher Neigung im oberen Bereich des Reaktors ein Kanal bildet, in dem Synthesegas rückströmt. Jedoch stellte sich heraus, dass eine vollständige Befüllung des Reaktorquerschnittes auch mit einem Neigungswinkel von 15° möglich war. Somit war eine gleichmäßige Durchströmung des Reaktorquerschnittes mit dem produzierten Synthesegas auch bei geringerer Neigung gewährleistet. Neben der Formänderung der Reaktor-Schnecke wird auch mit dem geringeren Neigungswinkel der Transport und das Ansaugen von fester Biomasse in die Brennkammer verhindert. Nach der Neigungswinkelverringering kam es nur zu einer nennenswerten Verstopfung zwischen dem Verbindungsrohr von Reaktor-Schnecke und Brennkammer. Die größten Änderungsschritte zwischen dem Konzept des PH1 und dem tatsächlichen Versuchsaufbau ergaben sich bei der Verkohlungskammer. Die Verkohlungskammer muss bei verschiedensten Biomassen mit unterschiedlicher Stückigkeit eine zufriedenstellende Verkohlung gewährleisten. Nach einigen Funktionstests konnte festgestellt werden, dass eine gezielte Primärluftführung von mehreren Seiten sowie die Vermeidung von Verkeilung und Verstopfung der Biomasse in der Verkohlungskammer wesentlich für eine zufriedenstellende Verkohlung der Biomasse ist. Die eingesetzte Form der Verkohlungskammer mit Rost ist in Abbildung 22 dargestellt, in der vier von fünf Primärluftzuführungen zu erkennen sind. Die fünfte Primärluftzuführung war stirnseitig der Verkohlungskammer, also hinter der Kammerposition.

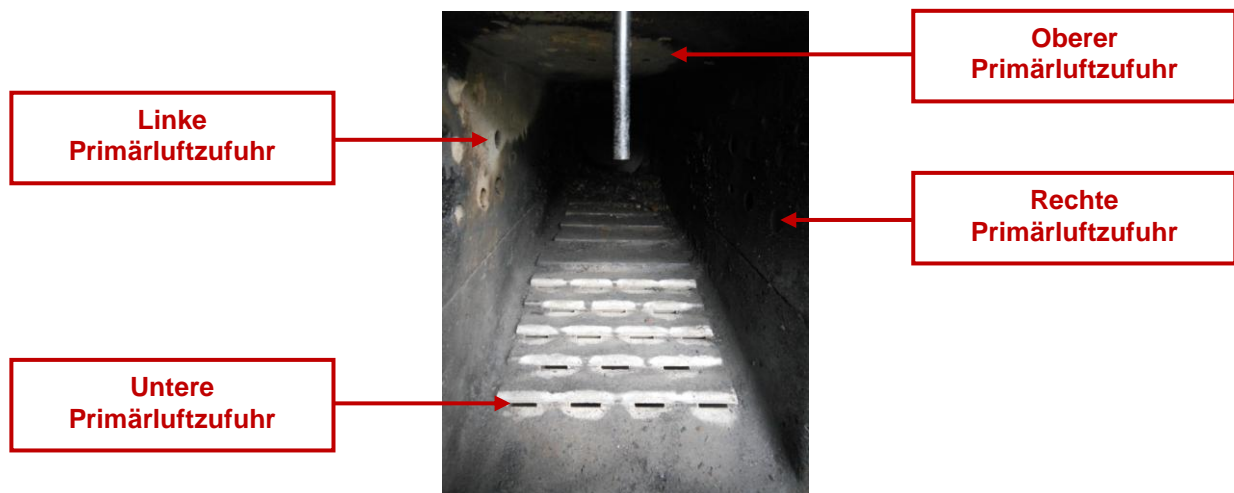


Abbildung 22: Verkohlungskammer mit Rost des PH1 für die Verkohlung von Biomasse

Jede der fünf Primärluftzuführungen konnte mit Hilfe eines Kugelhahnes geregelt werden. Somit konnte sichergestellt werden, dass nur auf den gewünschten Seiten der Verkohlungskammer Primärluft zugeführt wird. In Abbildung 23 sind vier von den fünf Kugelhähnen gezeigt.

Bei den ersten Funktionstests wurde festgestellt, dass die verwendete Brennkammer zu klein dimensioniert war. Es ergab sich ein zu hoher CO-Anteil im Abgas bei maximaler Sekundärluftzufuhr. Nach der Verkleinerung des Reaktors, inklusive Austausch der Reaktor-Schnecke, wurden geringere Mengen an Synthesegas produziert. Dies hatte zur Folge, dass es zu einer vollkommenen Verbrennung der Synthesegase in der Brennkammer kam und damit die eingesetzte Brennkammer die richtige Dimensionierung besaß. Um die Zündung des Synthesegases sicherzustellen, wurde in der Brennkammer ein Heizelement der Firma MHT verbaut.

Bei den beiden Hauptkomponenten Wärmeübertrager und Abgasventilator wurden keine Veränderungen im Rahmen der Funktionstests durchgeführt, d. h. sie entsprachen genau den Festlegungen aus dem anfänglichen Konzept für den PH1. Um eine weitere Verbrennung der erzeugten Pflanzenkohle nach dem Austrag aus der Verkohlungskammer zu unterbinden, wurde die heiße Pflanzenkohle nach dem Abwurf aus der Auswurf-Zellradschleuse, direkt in ein Wasserbad befördert.

Um eine Aussage über die Temperaturverläufe am Versuchsaufbau tätigen zu können, wurden fünf Temperaturmessstellen mit Pt1000-Widerstandsthermometern der Klasse B, wovon einer in Abbildung 22 gezeigt wird, und zwei Temperaturmessstellen mit NiCrNi-Thermoelementen vom Typ K der Klasse 1 von der Firma EAP Elektrik GmbH ausgestattet. Die eingesetzten Widerstandsthermometer und Thermoelemente wurden nicht kalibriert, da der Industriepartner die Meinung vertrat, dass die eingesetzte Messtechnik ausreichend genau ist. Daraus resultieren Messwertabweichungen für die Pt1000-Widerstandsthermometer der Klasse B von $\pm 0,3^{\circ}\text{C} \pm 0,005$ mal der gemessenen Temperatur. Die Messwertabweichungen für die NiCrNi-Thermoelemente vom Typ K der Klasse 1 betragen $\pm 0,004$ mal der gemessenen Temperatur. In der Abbildung 23 sind vier Temperaturmessstellen dargestellt. Im linken Bereich der Abbildung 23 befindet sich die Temperaturmessstelle für die Verkohlungskammer t_{VK} . Es wird hier die Temperatur in der Verkohlungskammer kurz vor dem Abwurf der erzeugten Pflanzenkohle mit einem NiCrNi-Thermoelement gemessen. Im linken unteren Bereich der Abbildung 23 befindet sich auch noch die Temperaturmessstelle t_{U} , bei der die Umgebungstemperatur mittels eines P1000-Widerstandsthermometers gemessen wird.

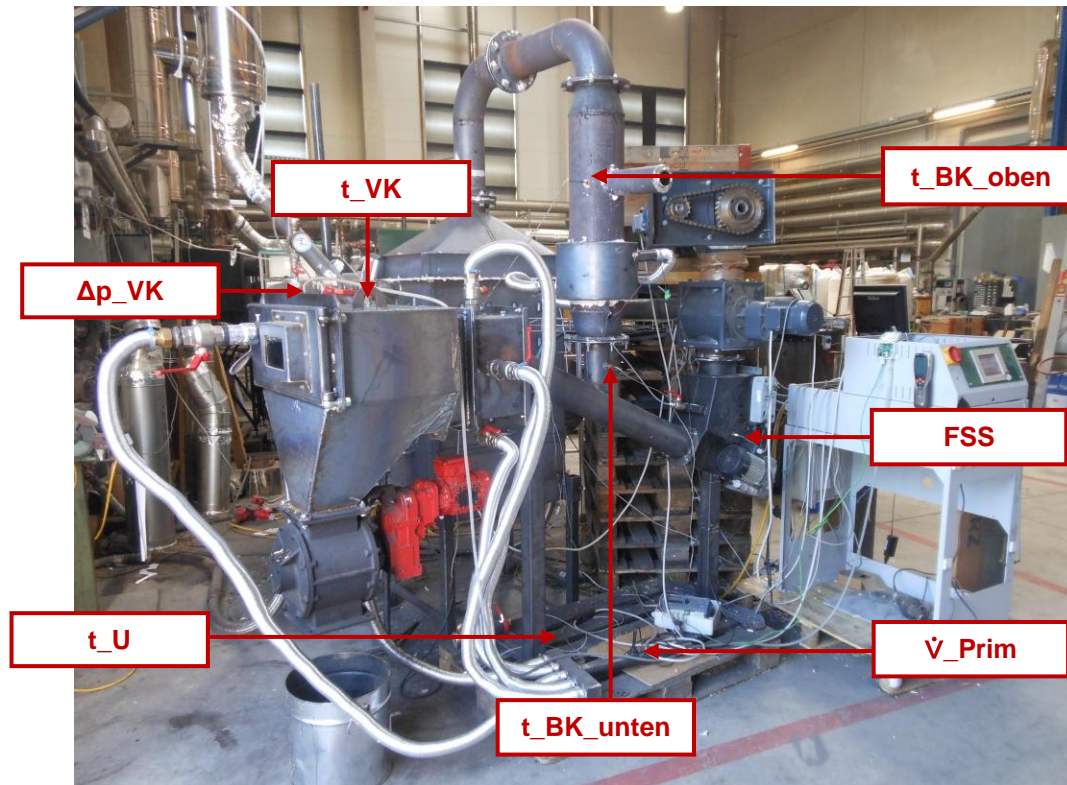


Abbildung 23: Frontseitige Messstellen des Versuchsaufbaues

Des Weiteren ist die Temperaturmessstelle t_{BK_unten} im rechten Bereich der Abbildung 23 zu erkennen. Diese Temperaturmessstelle ist mit einem Pt1000-Widerstandsthermometer ausgestattet und misst die Synthesegas-Temperatur, die kurz vor dem Eintritt in die Brennkammer herrscht. Die letzte Temperaturmessstelle, die in der Abbildung 23 gezeigt ist, heißt t_{BK_oben} . An dieser Temperaturmessstelle wird mittels eines NiCrNi-Thermoelements die Heißgas-Temperatur in der Brennkammer gemessen.

Die Temperaturmessstelle t_{AG} für die Messung der Abgastemperatur nach dem Wärmeübertrager befindet sich zwischen Wärmeübertrager und Abgasventilator. Diese Temperaturmessstelle ist mit einem Pt1000-Widerstandsthermometer ausgeführt und ist in der Abbildung 24 dargestellt.

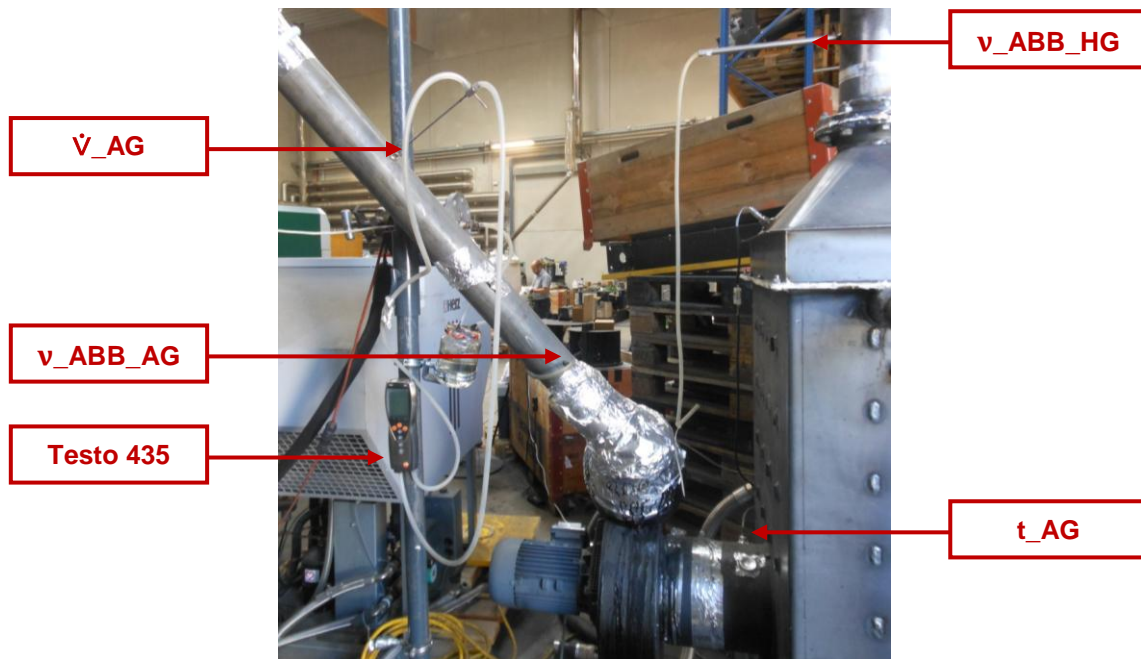


Abbildung 24: Messtellen nach dem Wärmeübertrager

Die beiden Temperaturmessstellen t_{VL} und t_{RL} , für die Erfassung der Vorlauf- und Rücklauf-temperatur des Wassers im Wärmeübertrager, sind mit zwei Pt1000-Widerstandsthermometern ausgestattet und in der Abbildung 25 zu erkennen.

Um die Leistung des Wärmeübertragers bestimmen zu können wurde die zur Berechnung benötigte Volumenstrommessung mit dem Ultraschallmesssystem FLUXUS ADM 5207 von der Firma FLEXIM realisiert. Dabei wird das Messprinzip des Ultraschall-Laufzeitdifferenz-Korrelationsverfahrens angewendet. In Abbildung 25 sind die dafür notwendigen Ultraschallsensorschuhe USS mit den beiden eingesetzten Pt1000 Widerstandsthermometern für die Vorlauf- und Rücklauf-temperaturbestimmung zu erkennen. Für die durchgeführten Versuche wurde das Ultraschallmesssystem nicht kalibriert, daher werden die Messabweichungen vom Datenblatt herangezogen. Die Messwertabweichungen betragen $\pm 2\%$ vom Mittelwert $\pm 0,01$ m/s.

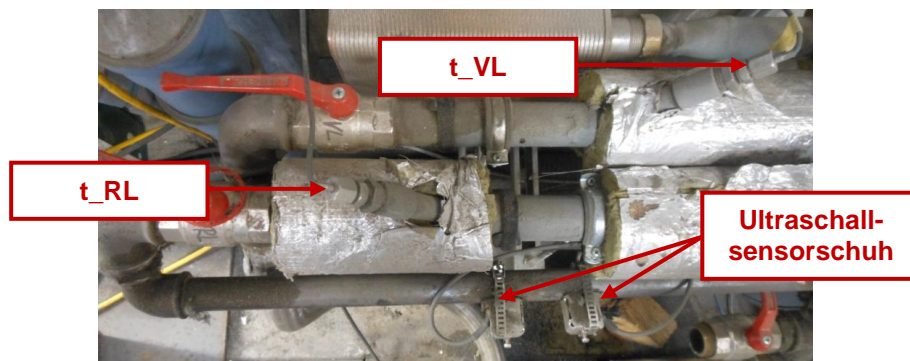


Abbildung 25: Temperatur- und Volumenstrommessung des Wassers im Wärmeübertrager

Für die Bestimmung der gaseitigen Massenbilanz des PH1 musste eine Messung der Volumenströme von der Primärluft, der Sekundärluft und dem Abgas erfolgen.

Die Bestimmung der Primärluft und der Sekundärluft erfolgte über zwei Hitzdrahtanemometer von der Firma H&S Kabeltechnik mit der Bezeichnung „Luftgeschwindigkeitsmessumformer 129.00-7100“, die in Abbildung 26 links abgebildet sind. Aus dem Datenblatt geht hervor, dass die Hitzdrahtanemometer vor der Auslieferung intern kalibriert wurden. Am Versuchsaufbau wurde keine Kalibrierung vorgenommen, daher muss von einer Messwertabweichung von $\pm 4\%$ vom Messwert $\pm 0,3$ m/s ausgegangen werden.



Abbildung 26: Eingesetzte Hitzdrahtanemometer und Prandtlsonde

Für die Bestimmung des Abgasvolumenstromes konnte kein Hitzdrahtanemometer verwendet werden, denn einerseits waren die Temperaturen zu hoch und andererseits bestand die Möglichkeit, dass beim Anfahren des PH1 sich Teere im Abgas befinden welche den Hitzdrahtanemometer zerstören. Daher wurde die Bestimmung des Abgasvolumenstromes mit einer Prandtlsonde durchgeführt. Die Prandtlsonde ist in Abbildung 26 rechts dargestellt.

Die beiden Messstellen für die Primärluft- und Sekundärluft-Volumenstrommessung wurden jeweils mit einer Einlaufstrecke vom 10-fachen des Innendurchmessers und einer Auslaufstrecke vom 5-fachen des Innendurchmessers ausgeführt. In Abbildung 23 ist im rechten unteren Bereich die Messstelle \dot{V}_{Prim} , mit der die Primärluft-Volumenstrommessung durchgeführt wird, dargestellt. Die Messstelle \dot{V}_{Sek} für die Sekundärluft-Volumenstrommessung ist in Abbildung 27 dargestellt.

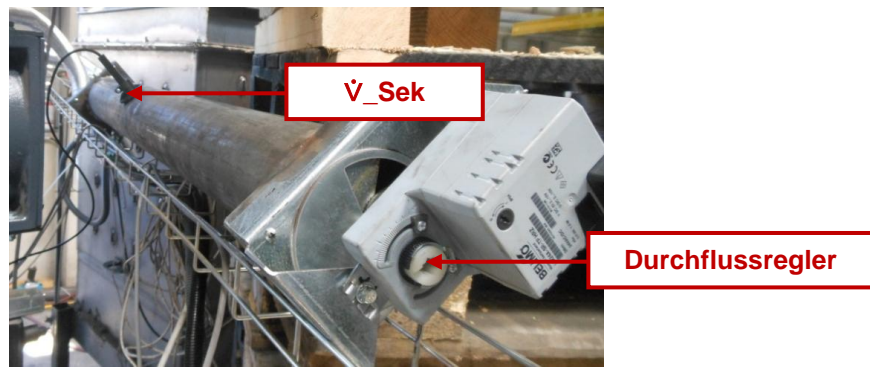


Abbildung 27: Messstelle der Sekundärluftmessung mit Hitzdrahtanemometer und Klappen-Durchflussregler

Außerdem wurde noch ein Differenzdruck-Messumformer von der Firma Thermokon Sensortechnik GmbH in der Verkohlungskammer eingebaut. Denn der Industriepartner war es gewohnt die Primärluftzufuhr über den Differenzdruck zur Atmosphäre zu regeln. Somit könnte zusätzlich der Zusammenhang von Primärluftvolumenstrom und Differenzdruck in der Verkohlungskammer aufgezeichnet werden. Die Messstelle Δp_{VK} für die Differenzdruckmessung ist in der Abbildung 23 dargestellt. Der Differenzdruck-Messumformer mit der Bezeichnung DPT2500-R8 besitzt laut Datenblatt eine Genauigkeit von $\pm 1,5\%$ bezogen auf den Messwert.

Die Messstelle \dot{V}_{AG} ist mit einer Einlaufstrecke vom 5-fachen des Innendurchmessers und einer Auslaufstrecke vom ebenfalls 5-fachen des Innendurchmessers ausgeführt. In Abbildung 24 ist die Messstelle \dot{V}_{AG} und das Multifunktions-Messgerät Testo 435, mit dem die Aufzeichnung der Messdaten über die Versuchsdauer erfolgte, dargestellt. Das Multifunktions-Messgerät mit der Prandtlsonde wurde nicht kalibriert, somit muss von den bekannten Messgenauigkeiten aus dem Datenblatt ausgegangen werden. Diese betragen $\pm 1\%$ vom Mittelwert $\pm 0,02$ hPa.

Für die Messung der Abgaskomponenten O_2 in Vol.-%, CO_2 in Vol.-%, CO in ppm und NO in ppm wurde das ABB-Rauchgasanalysegerät AO2020 verwendet. Am Versuchsaufbau sind zwei Messstellen für das ABB-Rauchgasanalysegerät AO2020 angebracht, welche in der Abbildung 24 dargestellt sind. Die erste mögliche Messstelle, v_{ABB_HG} , befindet sich zwischen der Brennkammer und dem Wärmeübertrager. Die zweite mögliche Messstelle für die Rauchgasanalyse, v_{ABB_AG} , ist nach dem Abgasventilator und vor der Messstelle \dot{V}_{AG} positioniert. Bei einem Funktionstest sollte untersucht werden, ob bei einer konstanten Abgasventilator Drehzahl von 62,38 % zwischen den beiden Messstellen ein großer Anteil von Falschluff angesaugt wird und für die weitere Datenauswertung der Versuche etwas wie ein Falschluffkorrekturfaktor $k_{ABB,Differenz}$ benötigt wird. Beim Funktionstest gemäß Abbildung 28 wurde um 12:48 das ABB-Rauchgasanalysegerät AO2020 von der Messstelle v_{ABB_AG} auf

die Messstelle v_ABB_HG umgesteckt und bis 12:51 auf der Messstelle gelassen. Danach wurde das ABB-Rauchgasanalysegerät AO2020 wieder zurück an die Messstelle v_ABB_AG gesteckt. In Abbildung 28 ist der O_2 -Verlauf dargestellt und es kann der Übergang zwischen den beiden Messstellen sehr gut erkannt werden. Es wurde eine Minute lang, von 12:50 bis 12:51, der O_2 -Gehalt in der Messstelle v_ABB_HG gemessen und es zeigt sich ein signifikanter Unterschied im O_2 -Gehalt im Abgas. Die Differenz beträgt 3,11 Vol.-%. Diese muss mit dem Falschlufkkorrekturfaktor $k_{ABB,Differenz}$ bei der Datenauswertung der Versuche berücksichtigt werden.

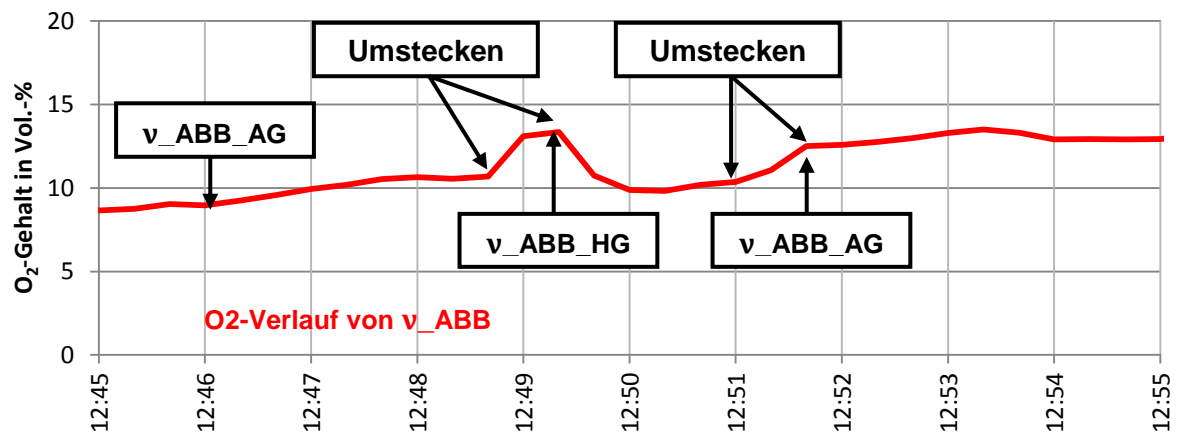


Abbildung 28: Falschluffanteil zwischen den beiden Messstellen v_ABB_HG und v_ABB_AG des ABB-Rauchgasanalysegeräts

Durch die Messung der Rauchgaskomponenten ergaben sich zwei Vorteile für die Durchführung der Versuche. Erstens konnte während der Versuche durch die Anzeige des CO-Anteils und des O_2 -Gehalts im Rauchgas auf eine vollständige oder unvollständige Verbrennung des Synthesegases geschlossen werden. Zweitens konnte mit den gemessenen Rauchgaskomponenten eine aussagekräftige Massenbilanz im Simulationsmodell aufgestellt und berechnet werden. Um ein automatisches Befüllen des Reaktors zu ermöglichen wurde der Füllstandssensor SMR 3215 TB5 von der Firma Telco eingebaut. Dieser ist in Abbildung 23 im rechten Bereich zwischen der Einfüll-Zellradschleuse (EZS) und dem Reaktor mit der integrierten Reaktor-Schnecke mit der Bezeichnung FSS zu erkennen. Dadurch musste das Einfüllsystem, welches in Abbildung 21 dargestellt ist, nur mehr alle 15 bis 30 Minuten manuell befüllt werden, um den kontinuierlichen Massenstrom der festen Biomasse zu gewährleisten. Der Massenstrom konnte somit über den FSS überwacht und mittels der Impulsphase geregelt werden. Im folgenden Abschnitt wird auf die angewendete Regelstrategie eingegangen.

4.2.3 Regelstrategie

In diesem Abschnitt liegt der Fokus auf der angewandten Regelstrategie für den Versuchsaufbau des PH1. Da der Industriepartner Vorerfahrungen im Entwickeln von Prototypen besitzt, wurde in der Vergangenheit ein Regelsystem für Prototypen entwickelt. In den durchgeführten Funktionstests zeigte sich, dass das vorhandene Steuerungssystem Vorteile im Bereich der Regelung des festen Massenstroms und der Regelung der Sekundärluftzufuhr brachte. Jedoch musste der Großteil der Regelarbeit manuell durchgeführt werden, denn ein vollautomatisches Regelsystem hätte den Rahmen der geplanten Arbeit gesprengt.

Einen besseren Überblick über die Komplexität der zu beachtenden Messwerte während der Versuchsdurchführung gibt Tabelle 1. Denn hier sind alle 15 verwendeten Sensoren aufgelistet, die im Versuchsaufbau eingebaut wurden und mit deren Hilfe der Verkohlungsprozess abgebildet wurde.

Tabelle 1: Messwertliste für den Versuchsaufbau mit dem PH1

Bezeichnung	Position	Ort	Messbereich
t_{VK}	1	Verkohlungskammer	-200 bis + 1150°C
$t_{BK,Unten}$	2	Unter der Brennkammer	-196 bis + 600°C
$t_{BK,Oben}$	3	In der Brennkammer	-200 bis + 1150°C
t_{AG}	4	Abgasrohr vor Abgasventilator	-196 bis + 600°C
t_U	5	Prim.Luft-Messstelle	-196 bis + 600°C
Δp_{VK}	6	Verkohlungskammer	-100 bis 100 hPa
t_{VL}	7	Vorlaufleitung WÜ	-196 bis + 600°C
t_{RL}	8	Rücklaufleitung WÜ	-196 bis + 600°C
USS	9	Volumenstrommessstelle WÜ	0,01 bis 25 m/s
v_{Prim}	10	Primärluftmessstelle	0 bis 10 m/s
v_{Sek}	11	Sekundärluftmessstelle	0 bis 10 m/s
Δp_{AG}	12	Abgasvolumenstrommessstelle	0 bis 25 hPa
$v_{AG,O_2,f}$	13	Abgasrohr nach Abgasventilator	0 bis 21 Vol.-% O ₂
$v_{Intern,O_2,f}$	14	Heißgasrohr vor WÜ	0 bis 21 Vol.-% O ₂
FSS	15	Unter EZS	

In der nachfolgenden Abbildung 29 ist das angewandte Messschema des Versuchsaufbaues dargestellt und kombiniert mit der Tabelle 1 können die verschiedenen Positionen der eingebauten Sensoren im Messschema bestimmt werden. Die in Abbildung 29 vorkommende Bezeichnung EZS steht für Einfüll-Zellradschleuse und AZS steht für Auswurf-Zellradschleuse.

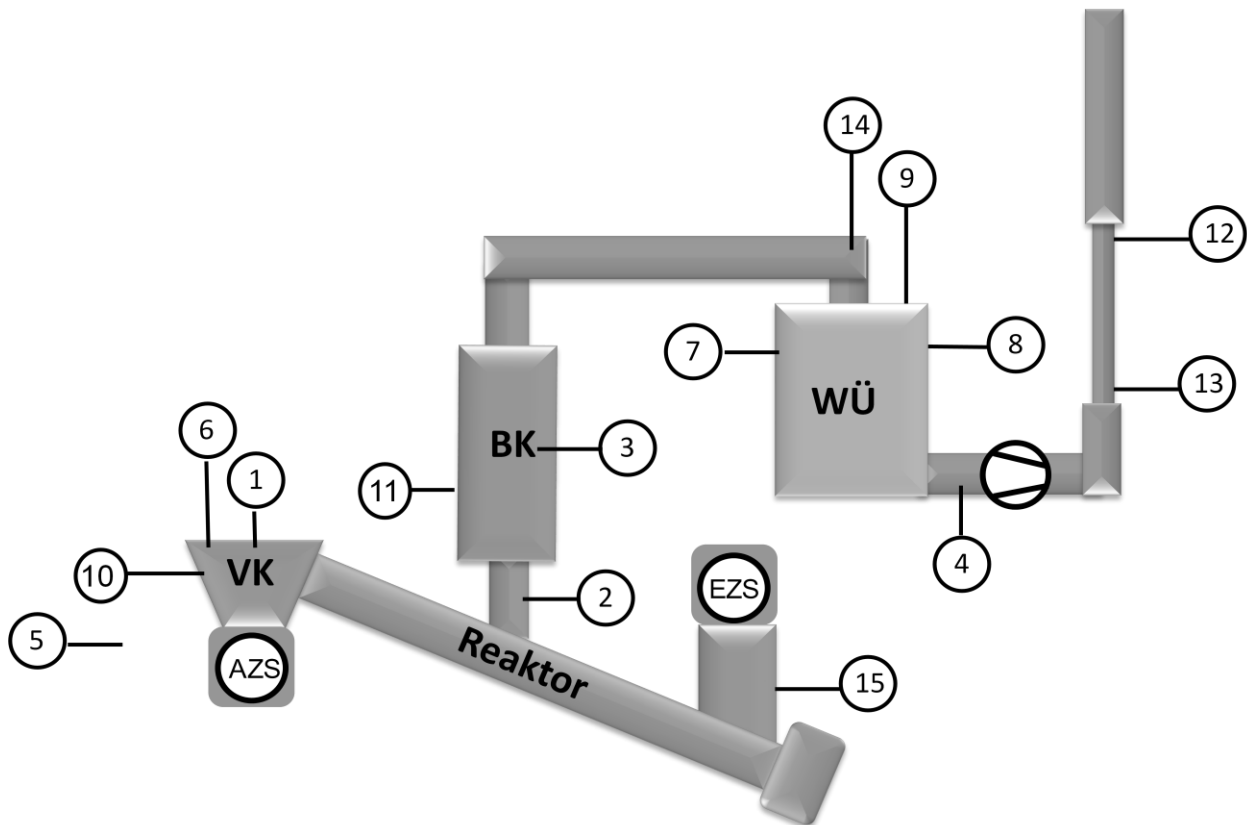


Abbildung 29: Messschema für den Versuchsaufbau mit dem PH1

Mit Hilfe der Messwertliste, Messschema und den gewonnenen Erkenntnissen aus den durchgeführten Funktionstests wurde eine Regelstrategie ausgearbeitet. Diese lässt sich auf einen Gesamtregelkreis überleiten, der aus zwei Teilregelkreisen besteht. Der erste Teilregelkreis trägt den Namen GAS und beschreibt die Vorgänge des gasförmigen Massenstromes. Der zweite Teilregelkreis heißt BM und beschreibt seinerseits die Vorgänge, die beim festen Massenstrom für die Herstellung von Pflanzenkohle auftreten. Die beiden Teilregelkreise beeinflussen sich auch gegenseitig, d.h. es gibt Rückkoppelungen. Dieser Umstand erschwert die Regelung des Versuchsaufbaues mit dem PH1. In Abbildung 30 ist das Prinzip des eingesetzten Gesamtregelkreises für den Versuchsaufbau des PH1 grafisch dargestellt.

Der Teilregelkreis GAS regelt vollautomatisch auf einen SOLL-Restsauerstoffgehalt des Heißgases, welcher kurz vor dem Eintritt in den Wärmeübertrager ermittelt wird. Die dafür eingesetzte Lambda-Sonde wird für die Messung von $v_{\text{Intern},\text{O}_2,\text{f}}$ benötigt, womit die Sekundärluftklappenstellung des Durchflussreglers über das vorhandene System automatisch eingestellt wird. Die Messwerte von $v_{\text{Intern},\text{O}_2,\text{f}}$ werden nur für die Regelung der Sekundärluftklappenstellung verwendet und fließen in keine weiteren Berechnungen ein.

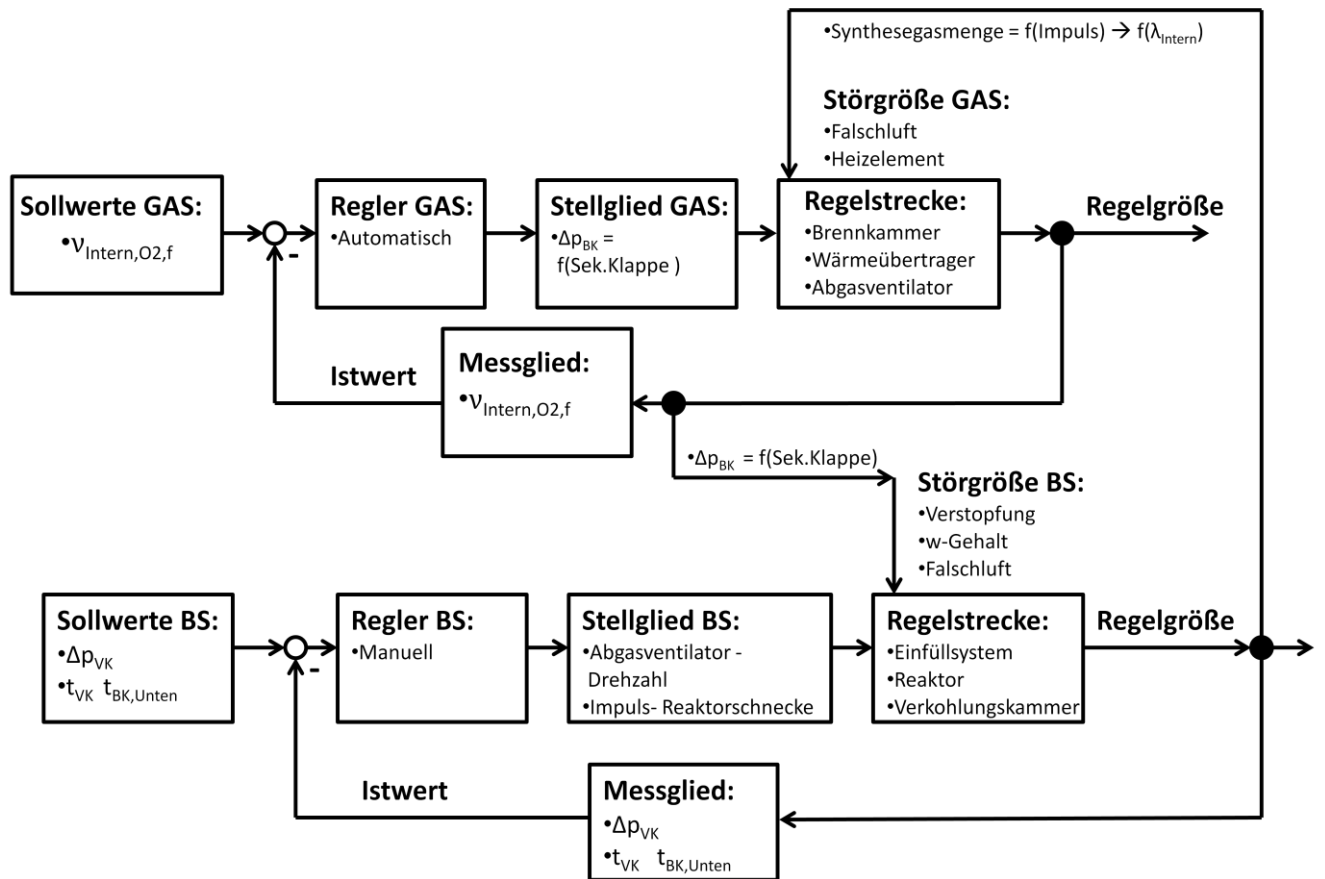


Abbildung 30:Regelschema für den Versuchsaufbau mit dem PH1

Die Betätigung der Stellgröße Sekundärluftklappenstellung im Teilregelkreis GAS führt zu einem Störeinfluss im Teilregelkreis BM. Denn es wird dadurch aktiv der gewünschte Unterdruck in der Verkohlungskammer verändert. Im Teilregelkreis BM ist das Ziel, dass die drei Messgrößen Unterdruck in der Verkohlungskammer Δp_{VK} , Temperatur in der Verkohlungskammer t_{VK} und Temperatur unter der Brennkammer $t_{BK,Unten}$ stabil gehalten werden, damit ein stabiler Verkohlungsprozesses gewährleistet werden kann. Diese Regelung erfolgt manuell über die prozentuelle Einstellung der Abgasventilator Drehzahl n_{venti} bezogen auf die maximale Abgasventilator Drehzahl und der Impulsphase I_{Phase} der getakteten Reaktor-Schnecke in Prozent der Periodendauer. Das heißt die Impulsphase I_{Phase} lässt sich aus Impuls pro Periodendauer berechnen. Wobei sich die Periodendauer der getakteten Reaktor-Schnecke aus dem Impuls und der Pause zusammensetzt.

Durch diese Eingriffe ändert sich die produzierte Synthesegasmenge und wirkt daher rückkoppelnd auf den Sollwert des Teilregelkreises GAS. In den durchgeführten Funktionstests mit zwei unterschiedlichen Biomassen, rindenloses Holzhackgut und Holzpellets, konnten jeweils die richtigen Einstellparameter für den Teilregelkreis BM gefunden werden. Diese Erfahrungen ermöglichen ein schnelles manuelles Einregeln des Versuchsaufbaues bei anderen Brennstoffen, sodass beide Teilregelkreise innerhalb von 15 bis 30 Minuten eingeschwungen waren und ein stabiler Betrieb möglich wurde.

Aktuell ist der Aufwand für die manuelle Regelung des Versuchsaufbaues im Rahmen der Labortests vertretbar. Sollte jedoch der Industriepartner die Erzeugung von Pflanzenkohle in naher Zukunft weiterverfolgen, dann ist die Weiterentwicklung des Regelkreises zu einem vollautomatischen Regelkreis unumgänglich.

4.3 Versuchsauswertung

In diesem Unterkapitel werden die Berechnungsgrundlagen für die Massenbilanz, für die Energiebilanz, für die volumetrischen Abgaskonzentrationen und für den Kohlenstoff-Konvertierungsgrad näher erläutert. Dabei wird die Vorgehensweise für die Auswertung der stabilen Versuche dokumentiert. Bei den Versuchen wurden die aufgenommenen Messdaten aus dem stabilen Verkohlungsbetrieb arithmetisch gemittelt, jedoch war die Versuchsdauer nicht gleich.

Für die Versuchsauswertung wurden die Programme Microsoft Excel 2007 und von F-Chart Software EES 2016 verwendet. Bei der Erstellung des Simulationsmodells wurde darauf geachtet, dass alle benötigten Eingangsparameter aus gesicherten Messdaten bestehen. Das Budget für die eingesetzte Messtechnik war allerdings begrenzt, daher wurden nur Input / Output Messdaten aufgenommen und der Verkohlungsprozess wird als „Blackbox“ betrachtet. Dies hat zur Folge, dass im Simulationsprogramm die Verbrennungsrechnungen für die Massenbilanz und die Energiebilanz als Blackbox betrachtet wurden. Dadurch wurde die Berechnung im Simulationsprogramm sehr simpel gehalten. Es wurde die unterstöchiometrische Verbrennung in der Verkohlungszone nicht simuliert, stattdessen wurde die Zusammensetzung des Synthesegases durch die Differenz aus den Elementaranalysen von Brennstoff und Pflanzenkohle berechnet. Außerdem konnte mit den Elementaranalysen auf die Qualität der erzeugten Pflanzenkohle geschlossen werden.

In den folgenden Abschnitten wird auf die einzelnen Berechnungen näher eingegangen und die schematische Durchführung der Berechnung erläutert. Es ist anzumerken, dass keine Gauße Fehlerfortpflanzungs-Analyse durchgeführt wurde. Dies geschah aus folgenden Gründen:

1. Da keine Kalibrierungen der eingesetzten Messgeräte durchgeführt wurden, konnten die systematischen Messabweichungen nicht behoben werden.
2. Bei der Messung des feuchten Brennstoffmassenstromes $\dot{m}_{BS,f}$ konnte keine unbekannt systematische Messabweichung erfasst werden.
3. Für den zusätzlichen Erkenntnisgewinn aus der Entwicklung und Vermessung des PH1 hat die Durchführung einer Fehlerfortpflanzungs-Analyse keine Relevanz.

4.3.1 Massenbilanz

Eine wichtige Größe für die Beurteilung des Prozesses stellt die Massenbilanz dar. Mit ihrer Hilfe kann die Aussagekraft der einzelnen Massenstrommessungen beurteilt werden und zum Beispiel auf die Menge der angesaugten Falschluff \dot{m}_{FL} geschlossen werden. Des Weiteren konnte die Größenordnung der Massenströme vom PH1 beim Aufbau festgestellt werden. Damit konnte in der Konzeptphase aufgezeigt werden, welche Mengen an Pflanzenkohle circa erzeugt werden kann.

Natürlich haben die Größenordnungen der Massenströme auch eine entscheidende Bedeutung für die Auswertung der Energiebilanz. In Abbildung 31 ist das Systemschema des PH1 für die Massenbilanz mit den zu- und abfließenden Massenströmen dargestellt. Für die Simulation wurde die gleiche Systemgrenze inklusive Bezeichnung verwendet.

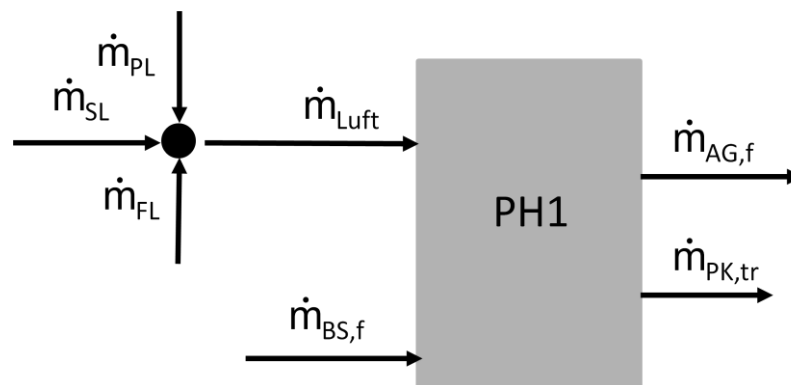


Abbildung 31: Massenbilanz des PH1

In Abbildung 31 ist der zugeführte Luftmassenstrom \dot{m}_{Luft} definiert. Dieser setzt sich aus den gemessenen Komponenten Primärluftmassenstrom und Sekundärluftmassenstrom zusammen. Als dritte Komponente ist der nicht gemessene Falschluffmassenstrom dargestellt, welche gemäß Gl. 4-1 in die Berechnung einfließt.

$$\dot{m}_{Luft} = \dot{m}_{PL} + \dot{m}_{SL} + \dot{m}_{FL} \quad \text{Gl. 4-1}$$

Der Anteil an Falschluffmassenstrom wurde über die Differenz aus der gemessenen Luftüberschusszahl des Abgases λ_{AG} und der berechneten Luftüberschusszahl des Heißgases λ_{HG} bestimmt und in Gl. 4-2 ist der mathematische Zusammenhang für den Falschluffmassenstrom dargestellt.

$$\dot{m}_{FL} = \dot{m}_{AG,f} * (\lambda_{AG} - \lambda_{HG}) * L_{min} * M_{Luft} \quad \text{Gl. 4-2}$$

Der mathematische Zusammenhang für die Bestimmung von λ_{AG} lässt sich mit Hilfe der gemessenen volumetrischen Rauchkonzentration im Abgas $v_{AG,O2,f}$ bestimmen. Mit Gl. 4-3 wird λ_{AG} errechnet.

$$\lambda_{AG} = \frac{0,209}{0,209 - v_{AG,O2,f}} \quad \text{Gl. 4-3}$$

Die Massenbilanz beschreibt, dass die zugeführten Massenströme gleich groß sein müssen, wie die abgeführten Massenströme, die Gleichung ist in Gl. 4-4 dargestellt. Zugeführt werden der Luftmassenstrom und der Massenstrom des feuchten Brennstoffes. Abgeführt werden der Massenstrom der trockenen Pflanzenkohle und der feuchte Abgasmassenstrom.

$$\dot{m}_{Luft} + \dot{m}_{BS,f} = \dot{m}_{AG,f} + \dot{m}_{PK,tr} \quad \text{Gl. 4-4}$$

Der Massenstrom des feuchten Brennstoffes $\dot{m}_{BS,f}$ setzt sich rechnerisch aus den beiden Summanden Massenstrom des trockenen Brennstoffs und Wassermassenstrom des Brennstoffes zusammen, dargestellt in Gl. 4-5. Um eine Kenntnis über den Wasseranteil vom Brennstoff zu erlangen wurden für jeden Brennstoff Darrproben durchgeführt und anschließend auf den prozentualen Massenanteil an Wasser zurückgerechnet.

$$\dot{m}_{BS,f} = \dot{m}_{BS,tr} + \dot{m}_W \quad \text{Gl. 4-5}$$

Der in Abbildung 31 gezeigte feuchte Abgasmassenstrom $\dot{m}_{AG,f}$ wurde über die Messung des dynamischen Druckes im Abgasrohr mittels einer Prandtlsonde berechnet. In Gl. 4-6 ist der mathematische Zusammenhang für die Umrechnung der Abgasgeschwindigkeit in den feuchten Abgasmassenstrom dargestellt. Es ist jedoch zu beachten, dass die Ermittlung des feuchten Abgasmassenstrom $\dot{m}_{AG,f}$ über das Simulationsmodell erfolgte, daher besteht die Gefahr einer großen Ungenauigkeit. Einerseits kommt diese zustande, weil das Messverfahren mit der Prandtlsonde nicht sehr genau ist. Andererseits wurde für die Ermittlung der Dichte des Abgases der simulierten Abgaskonzentrationen benötigt und diese enthielt nur die Eingangsparameter die im Abschnitt 4.3.2 beschrieben werden.

$$\dot{m}_{AG,f} = \sqrt{\frac{2 * \Delta p_{AG}}{\rho_{AG}} * \frac{d_{AG}^2 * \pi}{4}} * \rho_{AG} \quad \text{Gl. 4-6}$$

Durch die Messung des Pflanzenkohle- und Brennstoff-Massenstromes konnte auf die Kenngröße f_{PK} geschlossen werden, welcher in Gl. 4-7 dargestellt ist. Die Kenngröße f_{PK} gibt Auskunft über den prozentuellen Massenanteil an Pflanzenkohle, der aus dem trockenen Brennstoff entsteht und war somit eine aussagekräftige Kenngröße für die Quantität an Pflanzenkohle, die erzeugt werden konnte. Des Weiteren konnte auch der prozentuelle Massenanteil an Synthesegas pro Kilogramm trockenen Brennstoff bestimmt werden. Mit diesen Werten konnte eine aussagekräftige Simulation der Energie- und Massenbilanz durchgeführt werden.

$$f_{PK} = \frac{\dot{m}_{PK,tr}}{\dot{m}_{BS,tr}} \quad \text{Gl. 4-7}$$

4.3.2 Abgaszusammensetzung

Bei der Erzeugung von Pflanzenkohle war es von großem Interesse, dass eine vollständige Verbrennung des Synthesegases gewährleistet wurde, denn nur so konnte eine Minimierung von umweltschädlichen Emissionen, die bei unvollständiger Verbrennung entstehen, wie zum Beispiel CO, sichergestellt werden. Außerdem war es ein Anliegen, dass der Wärmeübertrager eine Leistung von circa 100 kW erreicht, daher war eine optimale Ausnutzung des eingesetzten Brennstoffes durch eine vollständige Verbrennung des erzeugten Synthesegases in der Brennkammer von großem Interesse. Des Weiteren konnte erst durch die Bestimmung der Abgaszusammensetzung eine aussagekräftige Massen- und Energiebilanz erstellt werden.

Die Bestimmung der volumetrischen Rauchgaskonzentration des Abgases erfolgte über mehrere Wege, denn die Messtechnik für die Bestimmung der Rauchgaskonzentrationen war begrenzt. Es konnte nur der Sauerstoffgehalt und der CO-Anteil im Abgas gemessen werden. Diese Messergebnisse wurden über die Versuchsdauer gemittelt, um daraus mit Hilfe der nachfolgenden Überlegungen die gemittelte volumetrische Rauchgaskonzentration des Abgases zu bestimmen. Als erstes wurde die Annahme getätigt, dass sich die Zusammensetzung des Abgases durch die Differenz aus den Elementaranalysen von Brennstoff und Pflanzenkohle berechnet. Des Weiteren wurde der umgesetzte Brennstoffanteil in der Verbrennungsrechnung wie ein eigener fester Brennstoff behandelt. In Gl. 4-8 ist eine exemplarische Rechnung für die durch den Brennstoff zugeführte Masse des Elementes i dargestellt. Der Index i steht für die Elemente Stickstoff, Sauerstoff, Kohlenstoff und Wasserstoff (ohne Wasseranteil).

$$\dot{m}_{AG,i,f} = \mu_{BS,i} * \dot{m}_{BS,f} - \mu_{PK,i} * \dot{m}_{PK,tr} + \mu_{Luft} * \dot{m}_{Luft} \quad \text{Gl. 4-8}$$

Im Abgas liegen die Elemente in gebundener gasförmiger Form vor. Ebenso ist Luftsauerstoff und Luftstickstoff zusätzlich gegeben. Die Gleichungen ergeben sich aus der Molbilanz und sind von Gl. 4-9 bis Gl. 4-12 angeführt. Die Massenanteile an $\dot{m}_{AG,N2,f}$, $\dot{m}_{AG,O2,f}$, $\dot{m}_{AG,CO2,f}$ und $\dot{m}_{AG,H2O,f}$ wurden analog der Berechnungsmethode für feste Brennstoffe aus dem Stickstoff-, Sauerstoff-, Kohlenstoff- und Wasserstoff-Anteil bestimmt.

$$\dot{m}_{AG,N2,f} = \dot{m}_{AG,N,f} \quad \text{Gl. 4-9}$$

$$\dot{m}_{AG,O2,f} = \dot{m}_{AG,O,f} - \dot{m}_{AG,C,f} * \frac{32}{12} - \dot{m}_{AG,H,f} * \frac{16}{2} \quad \text{Gl. 4-10}$$

$$\dot{m}_{AG,CO2,f} = \dot{m}_{AG,C,f} * \frac{44}{12} \quad \text{Gl. 4-11}$$

$$\dot{m}_{AG,H2O,f} = \dot{m}_{AG,H,f} * \frac{18}{2} + \dot{m}_{AG,H2O,Trocknung} \quad \text{Gl. 4-12}$$

Der zusätzliche Summand in Gl. 4-12 kommt durch den Trocknungsvorgang im Gegenstrombereich des Reaktors zustande und konnte über die schon im Abschnitt 4.3.1 erwähnten Darrproben bestimmt werden. Da beim Versuchsaufbau des PH1 der gesamte

Wasseranteil aus dem feuchten Brennstoff verdampft und in das Synthesegas übergeht, war diese Masse an Wasser im Abgas bekannt. In Gl. 4-13 wird der mathematische Zusammenhang dargestellt.

$$\dot{m}_{AG,H_2O,Trocknung} = \mu_{BS,H_2O} * \dot{m}_{BS,f} \quad \text{Gl. 4-13}$$

Die Berechnung für die Abgasmenge in Kilomol pro Kilogramm umgesetzten Brennstoff erfolgte wie für einen festen Brennstoff. Der Massenanteil an Stickstoff im Abgas ist in Gl. 4-14 dargestellt und setzt sich aus folgenden Termen, von links nach rechts, zusammen:

1. Massenanteil aus der vollständigen Verbrennung
2. Massenanteil aus der Falschluff
3. Massenanteil aus dem Luftüberschuss
4. Massenanteil aus dem gebundenen Stickstoff im umgesetzten Brennstoff

$$n_{AG,N_2,f} = 0,79 * L_{min} * [1 + (\lambda_{AG} - \lambda_{BK}) + (\lambda_{BK} - 1)] + \frac{\mu_{BS,N,f} - \mu_{PK,N} * \frac{\dot{m}_{PK,tr}}{\dot{m}_{BS,f}}}{28} \quad \text{Gl. 4-14}$$

Der sich im Abgas befindende Massenanteil von Sauerstoff lässt sich analog zum Stickstoff über die Terme Falschluff und Luftüberschuss bestimmen.

$$n_{AG,O_2,f} = 0,21 * L_{min} * [(\lambda_{AG} - \lambda_{BK}) + (\lambda_{BK} - 1)] \quad \text{Gl. 4-15}$$

Mit der Kenntnis über die Massen der einzelnen umgesetzten Elemente und der Masse an Wasser im Abgas wurde die Abgaskonzentration in Massenprozent berechnet. Der Index *i* in Gl. 4-16 steht für die Elemente Kohlenstoff, Wasserstoff, Stickstoff, Sauerstoff und das Molekül Wasser.

$$\mu_{AG,i,f} = \frac{\dot{m}_{AG,i,f}}{\sum_i \dot{m}_{AG,i,f}} \quad \text{Gl. 4-16}$$

Mit den Kenntnissen über die Zusammensetzung des Abgases konnten auch die gemittelten volumetrischen Rauchgaskonzentrationen des Abgases bestimmt werden. In der folgenden Gl. 4-17 wird der mathematische Zusammenhang für die gemittelte volumetrische Abgaskonzentration *i* dargestellt. Der Index *i* steht für die vier Komponenten Kohlenstoffdioxid, Wasser, Sauerstoff und Stickstoff.

$$v_{AG,i,f} = \frac{n_{AG,i,f}}{n_{AG,Ges,f}} \quad \text{Gl. 4-17}$$

Mit dieser Methode konnten mit der aus der Messung bekannten volumetrischen Abgaskonzentration von Sauerstoff im Abgas alle vier gemittelten Abgaskonzentrationen bestimmt werden.

4.3.3 Energiebilanz

Um einen Überblick über die Leistungsströme des PH1 zu bekommen, war die Auswertung der Energiebilanz von großer Bedeutung, denn am Versuchsaufbau konnte nur die Leistung des Wärmeübertragers direkt gemessen werden. Um jedoch genau Kenntnis über die absolute Größe der verschiedenen Leistungsströme, welche in Abbildung 32 dargestellt sind, zu erlangen, wurde mit Hilfe der zuvor beschriebenen Massenbilanz und den Abgaskonzentrationen die Energiebilanz erstellt.

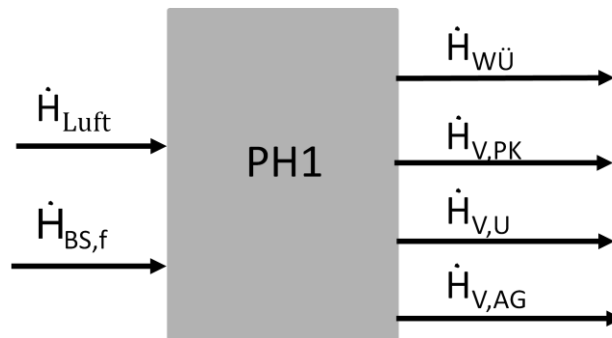


Abbildung 32: Energiebilanz des PH1

Die in Abbildung 32 zugeführten Leistungen sind der Energieinhalt der Luft \dot{H}_{Luft} und der Energieinhalt des feuchten Brennstoffes $\dot{H}_{BS,f}$. Der überwiegende Anteil des Leistungseintrages über die Systemgrenze ist auf den Heizwert des feuchten Brennstoffes $Hu_{BS,f}$ zurückzuführen. Der Energieinhalt des feuchten Brennstoffes $\dot{H}_{BS,f}$ lässt sich in der nachfolgenden Gl. 4-18 mathematisch darstellen. Für die spezifische Wärmekapazität des feuchten Brennstoffes c_{BS} wurden 2,7 Kilojoule pro Kilogramm und Kelvin angenommen, dass entspricht der spezifischen Wärmekapazität von Fichtenholz.

$$\dot{H}_{BS,f} = \dot{m}_{BS,f} * (c_{BS} * t_U + Hu_{BS,f}) \quad \text{Gl. 4-18}$$

Durch die Energiebilanz konnte eine Aussage über die Größe des Austragungs- bzw. Verlustleistungsstromes der ausgetragenen Pflanzenkohle $\dot{H}_{V,PK}$ getätigt werden. Dabei zeigte sich, dass $\dot{H}_{V,PK}$ aufgrund des hohen Kohlenstoffanteils der Heizwert der Pflanzenkohle Hu_{PK} noch einen hohen Wert hatte und dieser einen hohen Verlust aus dem System darstellte. Der mathematische Zusammenhang für $\dot{H}_{V,PK}$ ist in Gl. 4-19 angeführt. Der Parameter c_{PK} repräsentiert die spezifische Wärmekapazität der Pflanzenkohle.

$$\dot{H}_{V,PK} = \dot{m}_{PK} * (c_{PK} * t_{Rost} + Hu_{PK}) \quad \text{Gl. 4-19}$$

Ein weiterer wichtiger abfließender Leistungsstrom ist der Verlustleistungsstrom an die Umgebung $\dot{H}_{V,U}$ wegen der nicht vorhandenen Dämmung. Diese Verlustleistung wird in Gl. 4-20 dargestellt und kann in zwei Terme aufgeteilt werden. Der erste Term beschreibt die auftretende Konvektion an den heißen Bauteilen des PH1 und der zweite die ebenso vorhandene Wärmestrahlung. Für die Temperatur T_{Wand} wurden 470°C angenommen, da im Laufe der Funktionstests eine Ermittlung der Oberflächentemperatur des PH1 mit einem Strahlungsthermometer erfolgte. Für den Wärmeübergangskoeffizient an der Rohrwand α_{Wand} wurden 40 Watt pro Quadratmeter und Kelvin und für den Emissionskoeffizienten ε_{Wand} wurde 0,7 angenommen. Die Konstante C_S steht für die Stefan-Boltzmann Konstante, die den Wert von $5,6697 \cdot 10^{-8}$ Watt pro Quadratmeter und Kelvin der Vierten hat.

$$\dot{H}_{V,U} = A_{PH1,H} * [\alpha_{Wand} * \Delta T_{Wand} + \varepsilon_{Wand} * C_S * (T_{Wand}^4 - T_U^4)] \quad \text{Gl. 4-20}$$

Der Energieinhalt des Verlustleistungsstroms aus den Abgasen lässt sich mit der Gl. 4-21 berechnen. Wobei sich die spezifische Wärmekapazität des Abgases $c_{p,AG}$ mit Hilfe der bekannten Abgaskonzentration des Abgases aus dem Abschnitt 4.3.2 bestimmen lässt. Die Abgastemperatur t_{AG} ist aus der Messung bekannt.

$$\dot{H}_{V,AG} = \dot{m}_{AG} * c_{p,AG} * t_{AG} \quad \text{Gl. 4-21}$$

Um auch eine relative Aussage tätigen zu können, wurden die austretenden Leistungsströme bezogen auf die zugeführten Leistungsströme berechnet. Mit der Gl. 4-22 lässt sich somit die relative Größe der austretenden Leistungsströme i bestimmen. Wobei der Index i für die Verlustleistungsströme der Pflanzenkohle, des Abgases, an die Umgebung und den Leistungsstrom des Wärmeübertrager steht.

$$\eta_i = \frac{\dot{H}_i}{\dot{H}_{BS,f} + \dot{H}_{Luft}} \quad \text{Gl. 4-22}$$

4.3.4 Kohlenstoff-Konvertierungsgrad

Um eine Aussage über die Massenströme an Kohlenstoff tätigen zu können, die über die Systemgrenze in den PH1 eintreten und in Form von Pflanzenkohle und Kohlenstoffdioxid die Systemgrenze des PH1 verlassen, wurde der Kohlenstoff-Konvertierungsgrad C eingeführt. Dabei steht $C_{BS,f}$ für den Eintrag von 100% an Kohlenstoff über die Systemgrenze in den PH1. Der Kohlenstoff-Konvertierungsgrad für das feuchte Abgas $C_{AG,f}$ und für die trockene Pflanzenkohle $C_{PK,tr}$ zeigen an, welcher prozentuellen Anteil an Kohlenstoff in gasförmiger Form, CO₂, oder in fester Form, Pflanzenkohle, über die Systemgrenze aus den PH1 austritt. Verglichen zu der im Abschnitt 4.3.1 erwähnten Kenngröße f_{PK} handelt es sich beim Kohlenstoff-Konvertierungsgrad um eine qualitative Größe, denn es werden nur die Kohlenstoffmassenströme, die über die Systemgrenze des PH1 gehen, betrachtet, siehe Abbildung 33.

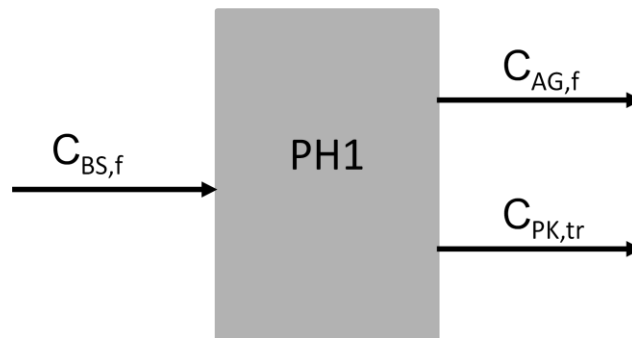


Abbildung 33: Kohlenstoff-Konvertierungsgrad des PH1

Durch den Kohlenstoff-Konvertierungsgrad kann auch die Kohlenstoffeffizienz des Verkohlungsprozesses dargestellt werden. In Gl. 4-23 ist der mathematische Zusammenhang für den Kohlenstoff-Konvertierungsgrad der trockenen Pflanzkohle $C_{PK,tr}$ dargestellt.

$$C_{PK,tr} = \frac{\mu_{C,PK,tr} * \dot{m}_{PK,tr}}{\mu_{C,BS,f} * \dot{m}_{BS,f}} \quad \text{Gl. 4-23}$$

Der Kohlenstoff-Konvertierungsgrad des feuchten es $C_{AG,f}$ lässt sich nach der Gl. 4-24 bestimmen.

$$C_{AG,f} = 1 - C_{PK,tr} \quad \text{Gl. 4-24}$$

4.4 Versuche

In diesem Unterkapitel wird der Versuchsablauf, der bei allen durchgeführten Versuchen gleich war, näher beschrieben. Des Weiteren wird auf die fünf durchgeführten Versuche mit ihren unterschiedlichen Biomasse-Brennstoffen und Stückigkeiten näher eingegangen. Diese umfassten rindenloses Holzhackgut, Holzpellets und trockenen Biertreber. Letzterem gilt dabei besondere Aufmerksamkeit im Zuge dieser Arbeit. Die zu Verfügung stehende Menge an trockenen Biertreber war allerdings begrenzt. Dieser Umstand führte dazu, dass es sehr viel Erfahrung für die beiden holzartigen Biomassen mit den unterschiedlichen Stückigkeiten gab. Daraus könnte sich in der Zukunft ein breites Anwendungsgebiet für den Industriepartner ergeben.

4.4.1 Versuchsablauf

Ziel war es den Versuchsablauf bei allen vier Versuchen gleich durchzuführen. Zuerst wurde die Reaktor-Schnecke des PH1 mit der zu verkohlenden Biomasse befüllt, bis in der Verkohlungskammer die ausreichende Menge an fester Biomasse vorhanden war. Per Hand wurde der Erfahrungswert, der aus den zuvor getätigten Funktionstests bekannt war, für das die Abgasventilatorumdrehzahl n_{venti} eingestellt, um somit den nötigen Unterdruck im Bereich der Verkohlungskammer bereitzustellen. Außerdem war aus den Funktionstests die jeweilige

Stellung der fünf Primärluftklappen bekannt, daher wurden vor jedem Versuch die bekannten Klappenstellungen eingestellt und über die Versuchsdauer nicht mehr verändert.

Danach wurde das Multifunktions-Messgerät Testo 435 bei Umgebungsdruck genullt, an die Messstelle \dot{V}_{AG} angeschlossen und mit der Messdatenaufnahme begonnen. Nun konnte die vorhandene feste Biomasse in der Verkohlungskammer angezündet werden. Dieser Vorgang erfolgte auch manuell mit einem Bunsenbrenner, bis sich eine selbsttragende Vergasung in der Verkohlungskammer einstellte und der Bunsenbrenner entfernt werden konnte. Nachdem die Verkohlungskammertüre geschlossen wurde, dauerte es ein paar Minuten bis sich die benötigte Glutzone in der Verkohlungskammer ausgebildet hatte. Danach wurde langsam das biomasse-spezifische Verhältnis von Impulsphase zu Periodendauer der Reaktor-Schnecke hochgefahren. Auf das Anwachsen der Glutzone konnte durch das kontinuierliche Steigen der beiden Messgrößen, t_{VK} und $t_{BK,Unten}$ geschlossen werden. Aus den Funktionstests war des Weiteren bekannt, dass ein stabiles Anfahren des Versuchsaufbaus mit dem PH1 in der Regel 15 bis 30 Minuten dauerte. Darauf folgte ein stabiler Betrieb der Pflanzenkohleherstellung, der durch folgende Merkmale gekennzeichnet war:

1. Die drei Messgrößen (siehe Abschnitt 4.2.3) für die Verkohlung hatten die biomassespezifischen Erfahrungswerte aus den zuvor getätigten Funktionstests.
2. Die optische und olfaktorische Kontrolle der erzeugten Pflanzenkohle war zufriedenstellend.
3. Die Brennkammer zündet in der Anlaufphase über das Heizelement, da eine ausreichende Synthesegasmenge in der Glutzone, produziert wurde.

Nach Erreichen des stabilen Betriebs der Pflanzenkohleherstellung konnte mit der Aufnahme der Massenstrommessung der festen Biomasse begonnen werden. Um eine klare Aussage über diesen Massenstrom tätigen zu können wurden fünf Schritte durchgeführt:

1. Das Füllsystem wurde auf einen definierten Füllgrad entleert. Dieser Füllgrad ist in der Abbildung 34 links zu sehen.
2. Die beim Anfahren des Versuchsaufbaus produzierte Menge Pflanzenkohle, welche in der Abbildung 34 rechts zu erkennen ist, wurde aus dem dafür vorhergesehen Pflanzenkohlebehälter entfernt und der Pflanzenkohlebehälter mit Wasser zum Ablöschen befüllt. Dadurch wurde ein weiteres verglimmen der Pflanzenkohle nach dem Austritt aus der Auswurf-Zellradschleuse verhindert.
3. Das Chargengewicht der festen Biomasse wurde gewogen und in das Füllsystem eingefüllt.
4. Viertens wurde die Startzeit notiert.
5. Nachdem die gewogene Charge der festen Biomasse vom Füllsystem in den PH1 transportiert wurde und der definierte Füllgrad im Füllsystem wieder erreicht wurde, wurde der Pflanzenkohlebehälter getauscht, eine neue gewogene Charge feste Biomasse nachgefüllt und die Zeit notiert.



Abbildung 34: Start der Massenstrommessung der festen Biomasse

Der fünfte Schritt wurde bei jeder weiteren zu verkohlenden Charge aus fester Biomasse wiederholt. Am Ende des stabilen Versuchs wurde das überschüssige Wasser mit einem Stoffsieb aus jedem Pflanzenkohlebehälter abgetrennt und die übrig gebliebene nasse Menge Pflanzenkohle gewogen. Um auf die Trockenmasse der produzierten Pflanzenkohle schließen zu können, wurde für jede Charge Pflanzenkohle eine Darrprobe durchgeführt. Dadurch konnte schlussendlich auf den Wassergehalt der produzierten Pflanzenkohle geschlossen werden und die Trockenmasse bestimmt werden. Auch wurde für jede verwendete Biomasse, die verkohlt wurde, eine Darrprobe für die Bestimmung des Wassergehaltes durchgeführt. Ergänzend wurde für alle eingesetzten Biomasse-Arten und jede produzierte Pflanzenkohle eine Elementarprobe durchgeführt. Mit diesen Daten, sowie mit den Messdaten aus den Versuchen und den Ergebnissen aus der Wassergehalt-Messung, konnte das Simulationsmodell ausgeführt werden. Somit war es möglich aussagekräftige Simulationen, wie sie im Kapitel 5 beschrieben sind, durchzuführen.

4.4.2 Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut

Die Aufnahme der stabilen Messdaten des Versuchs mit rindenlosem Holzhackgut wurde am 24.08.2016 um 09:12 gestartet und bis 11:07 durchgeführt. Über die gesamte Versuchsdauer von 1 Stunde und 55 Minuten gab es einen andauernden stabilen Verkohlungsprozess in der Verkohlungskammer. In Abbildung 35 ist der Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} graphisch dargestellt. Dabei war der gemessene arithmetische Mittelwert bei 513,9°C mit einem Maximum von 656,5 C und einem Minimum von 407,2°C. Somit wurde über die gesamte Versuchsdauer die geforderte Verkohlungstemperatur zwischen 350°C und 1000°C erreicht (EBC, 2012a). Theoretisch müsste daher aufgrund der Messwerte die Qualität der erzeugten Pflanzenkohle zufriedenstellend sein. Durch die Entnahme von Stichproben, die optisch und olfaktorisch kontrolliert wurden, konnte die Qualität grob überprüft werden. Diese war, wie die Theorie schon vermuten ließ, äußerst zufriedenstellend.

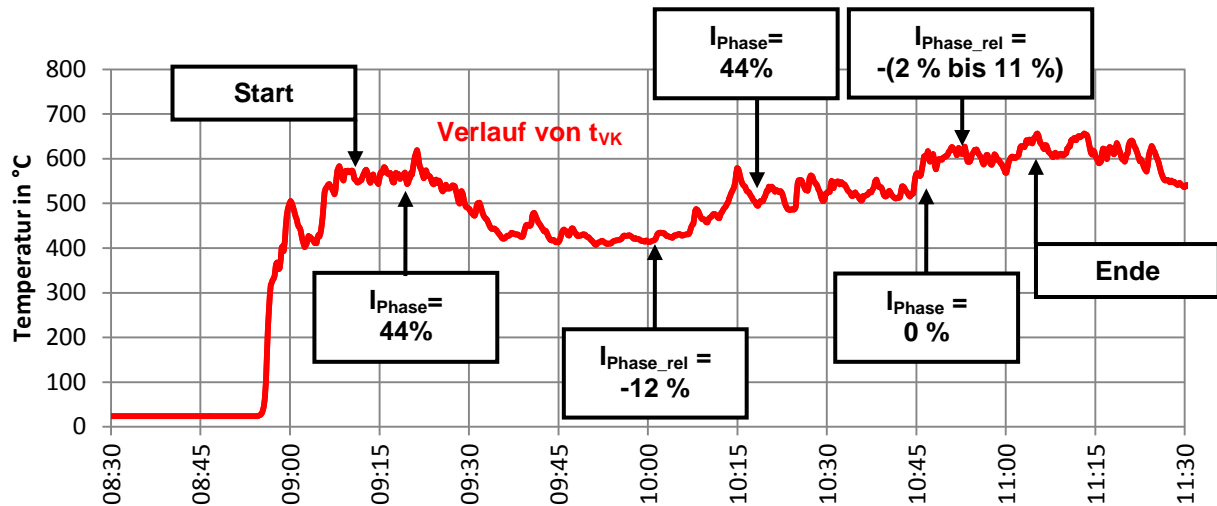


Abbildung 35: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut

Die in Abbildung 35 zu erkennende Temperaturabnahme der Messgröße t_{VK} zwischen 09:20 und 10:00 ist darauf zurückzuführen, dass es einen unerwünschten Temperaturanstieg bei der zweiten Messgröße $t_{BK,Unten}$ gab. Aus den Funktionstests mit rindenlosem Holzhackgut war bekannt, dass für einen stabilen Verkohlungsprozess die Messgröße $t_{BK,Unten}$ unter 80°C liegen musste. Die aktuelle Impulsphase I_{Phase} der Reaktor-Schnecke entsprach 30 % der Periodendauer von 10,7 Sekunden. Um 09:19 wurde per Hand die Impulsphase I_{Phase} auf 44 % bei einer Periodendauer von 9,3 Sekunden gesteigert, um den Verkohlungsprozess stabil zu halten. Durch diese Regelaßnahme konnte die unerwünschte Temperaturerhöhung der Messgröße $t_{BK,Unten}$ behoben werden. Denn es wurde dadurch der Massendurchsatz der festen Brennstoffe im Reaktor um relativ circa 27 % erhöht, bezogen auf den Startwert. Dies hatte einerseits zur Folge, dass das produzierte heiße Synthesegas eine höhere Wärmemenge an die kalte feste Biomasse abgeben konnte und andererseits wurde der Austrag der Pflanzenkohle aus der Verkohlungskammer über die Auswurf-Zellradschleuse erhöht.

In Abbildung 36 ist die Regelaßnahme gut dargestellt. Ab 09:30 stellte sich ein zufriedenstellendes Gleichgewicht zwischen dem heißem Synthesegas und der kalten festen Biomasse ein, so dass von 09:30 bis zum Ende des ersten Versuches um 11:07 ein arithmetischer Mittelwert für die Messgröße $t_{BK,Unten}$ von $68,2^{\circ}\text{C}$ mit einem Minimum von $65,9^{\circ}\text{C}$ und einem Maximum von $73,8^{\circ}\text{C}$ herrschte.

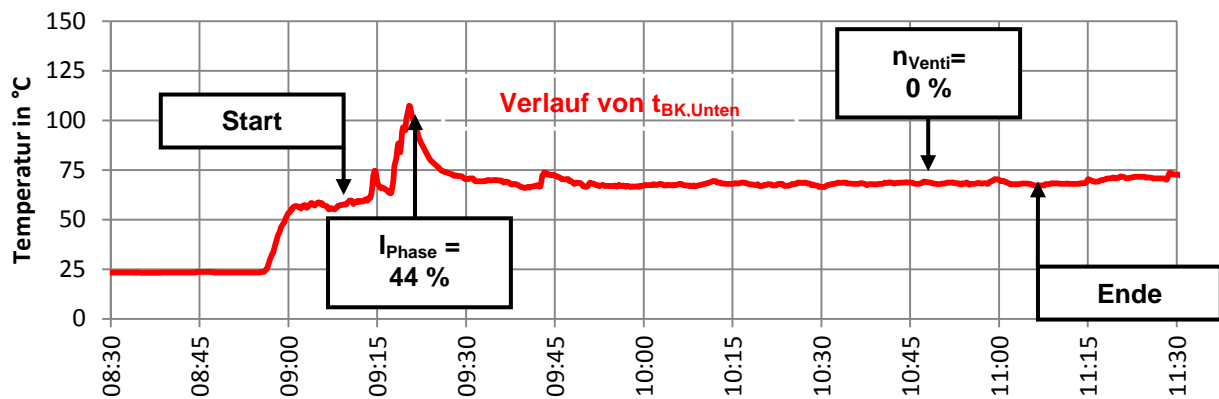


Abbildung 36: Temperaturverlauf der Messgröße $t_{BK,Unten}$ bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut

Um ein Absinken der Messgröße t_{VK} unter 400°C zu verhindern, wurde von 10:02 bis 10:15 der Massendurchsatz der festen Biomasse im Reaktor verringert. Dies geschah über eine relative Reduzierung I_{Phase_rel} von 12 %, bezogen auf die Impulsphase I_{Phase} von 44 %. Somit wurde eine längere Verweilzeit der Pflanzenkohle in der Glutzone sichergestellt, da der nachkommende Massenstrom relativ um 12 % reduziert wurde. Dadurch kam es zur Temperaturerhöhung der Messgröße t_{VK} . Ab 10:16 wurde die Stellgröße I_{Phase} manuell wieder auf 44 % eingestellt.

Die dritte Messgröße Δp_{Rost} war ausschlaggebend für die Menge an Primärluft, die angesaugt wurde und damit den Verkohlungsprozess ermöglichte. Nun wurde über die gesamte Versuchsdauer ein arithmetischer Mittelwert für die Messgröße Δp_{Rost} von 81,9 Pa mit einem Minimum von 5,2 Pa, das durch ein unbeabsichtigtes Abschalten des Regelsystems verursacht wurde, und einem Maximum von 139,8 Pa gemessen.

Bei der Versuchsdurchführung jedoch galt das Hauptaugenmerk dem Primärvolumenstrom. Denn es gab einerseits die Messstelle \dot{V}_{Prim} mit der auf den Volumenstrom geschlossen werden konnte. Andererseits war aus den Funktionstests mit rindenlosem Holzhackgut bekannt, dass ein Primärluftvolumenstrom in der Größenordnung von 2,5 l/s für einen stabilen Verkohlungsprozess bei der gegebenen Baugröße nötig ist. Daher wurde die Stellgröße n_{Venti} für diese Versuchsreihe auf 62 % der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl eingestellt und über die gesamte Versuchsdauer nicht geändert. Es ergab sich ein arithmetischer Mittelwert für den Primärluftvolumenstrom von 2,7 l/s mit einem Minimum von 0,53 l/s und einem Maximum von 3,79 l/s. Der Primärvolumenstrom ist in Abbildung 37 dargestellt und es zeigt sich eine markante Volumenstromreduzierung bei der Primärluft als auch bei der Sekundärluft um 10:47. Dies ist auf ein unbeabsichtigtes Abschalten des Regelsystems zurückzuführen, dass das Gesamtsystem regelt. Da auch die Reaktor-Schnecke nicht getaktet war, wurde keine heiße Pflanzenkohle aus der Glutzone entfernt und es kam zu einer Erhöhung der Messgröße t_{VK} . In Abbildung 35 ist dieser Sachverhalt gut dargestellt.

In Abbildung 36 ist jedoch keine Veränderung des Kurvenverlaufs zu erkennen und damit lässt sich mit diesem ungewollten Abschalten des Gesamtsystems mit der Biomasse rindenlosem Holzhackgut beweisen, dass einerseits die Totzeit bis zur Erhöhung der Messgröße $t_{BK,Unten}$ sehr hoch ist und andererseits die Totzeit bis zur Erhöhung der Messgröße t_{VK} sehr gering ist.

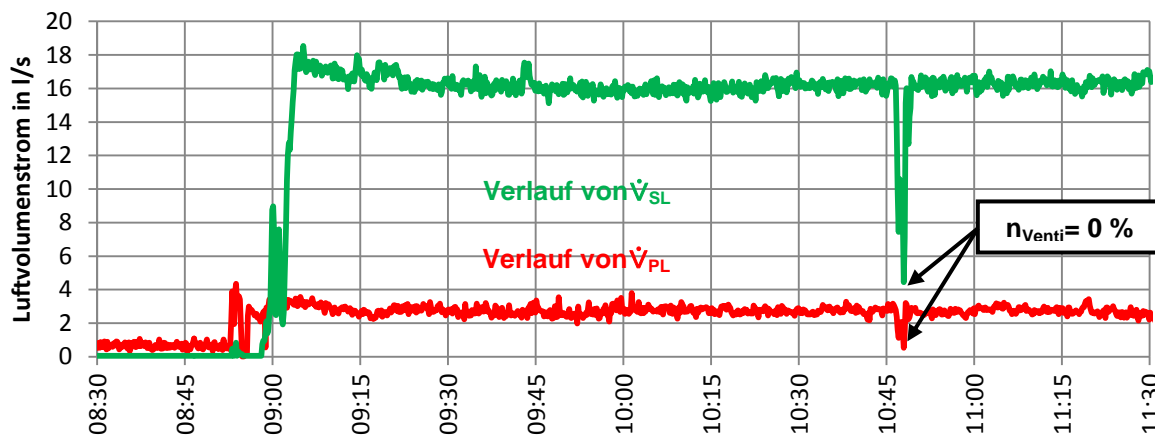


Abbildung 37: Luftvolumenstrommessung \dot{V}_{PL} und \dot{V}_{SL} bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut

Um den unerwünschten Temperaturanstieg der Messgröße t_{VK} abzufangen und zu stabilisieren wurde nach dem ungewollten Abschalten des Gesamtsystems die Stellgröße I_{Phase} im Zeitraum von 10:47 bis 11:07 mehrmals manuell verändert. Dabei wurde die relative Reduzierung $I_{Phase,rel}$, bezogen auf die I_{Phase} von 44 %, zwischen dem Minimum von 2 % und dem Maximum von 11 % mehrmals variiert. Es stellte sich in dieser Phase ein arithmetischer Mittelwert für die Messgröße t_{VK} von 610,7°C ein, mit einem Minimum von 568,6°C und einem Maximum von 656,5°C. In Abbildung 35 ist der Verlauf der Messgröße t_{VK} in diesem Zeitraum gut abgegrenzt angeführt.

Aus den CO- und O₂-Messungen mit dem ABB-Rauchgasanalysegerät AO2020 geht hervor, dass über die Messdauer des ersten Versuches mit rindenlosem Holzhackgut eine vollständige Verbrennung des Synthesegases in der Brennkammer stattgefunden hat. Der arithmetische Mittelwert für den CO-Anteil im Abgas betrug 207 ppm, mit einem Minimum von 0 ppm und einem Maximum von 3731 ppm. Wobei der maximale Wert für den CO-Anteil durch das unbeabsichtigte Abschalten des Regelsystems verursacht wurde.

Der arithmetische Mittelwert für den volumetrischen O₂-Anteil im Abgas betrug 6,3 Vol.-% mit einem Minimum von 3,73 Vol.-% und einem Maximum von 9,52 Vol.-%. Diese Messdaten auf die Luftüberschusszahl λ umgerechnet ergeben einen arithmetischen Mittelwert von 1,53 mit einem Minimum von 1,27 und einem Maximum von 2,02. Die Abbildung 38 zeigt den Temperaturverlauf an der Messstelle t_{BK_oben} und es wurde über die gesamte Messdauer ein arithmetischer Mittelwert von 924,1°C mit einem Minimum von 811,7 und einem Maximum von 954,0°C gemessen.

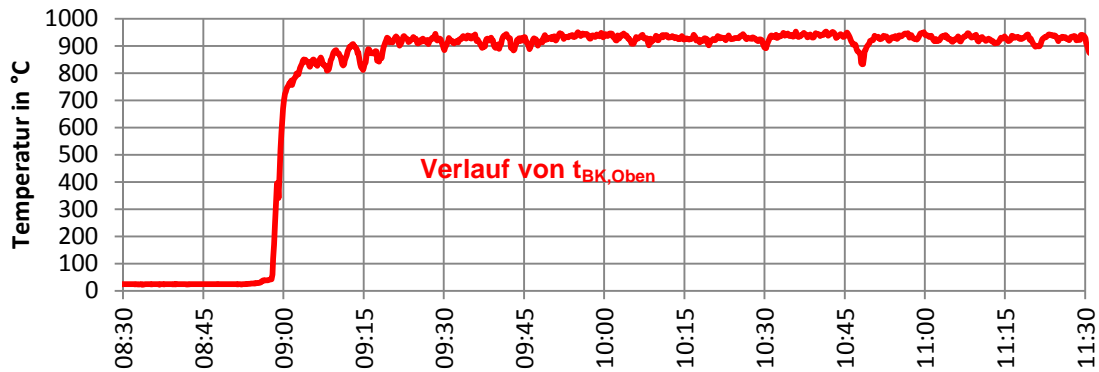


Abbildung 38: Temperaturverlauf in der BK bei der Versuchsdurchführung mit rindenlosem Holzhackgut

4.4.3 Versuchsdurchführung mit Holzpellets

Die Aufnahme der Messdaten des Versuchs mit Holzpellets wurde am 24.08.2016 um 14:42 gestartet und bis 15:27 durchgeführt. Über die gesamte Versuchsdauer von 45 Minuten gab es einen annähernden stabilen Verkohlungsprozess in der Verkohlungskammer. In Abbildung 39 ist der Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} graphisch dargestellt. Dabei war der gemessene arithmetische Mittelwert bei $482,6^{\circ}\text{C}$ mit einem Maximum von $668,7^{\circ}\text{C}$ und einem Minimum von $374,7^{\circ}\text{C}$. Somit wurde auch in dieser Versuchsreihe mit Holzpellets über die gesamte Versuchsdauer die geforderte Verkohlungstemperatur zwischen 350°C und 1000°C erreicht (EBC, 2012a). Es wurden bei diesem Versuch Stichproben der Pflanzenkohle entnommen und diese wurden optisch und olfaktorisch kontrolliert. Die Ergebnisse dieser Stichproben waren zufriedenstellend, jedoch war die Regelung des Teilregelkreises Reaktor anspruchsvoller als jene aus der Versuchsreihe mit rindenlosem Holzhackgut. Des Weiteren war bei den Holzpellets die Stellgröße I_{Phase} um ein vielfaches kleiner als bei dem rindenlosem Holzhackgut. Das kann auf die höhere Dichte und auf das daraus resultierende kompaktere Gefüge der Holzpellets zurückgeführt werden.

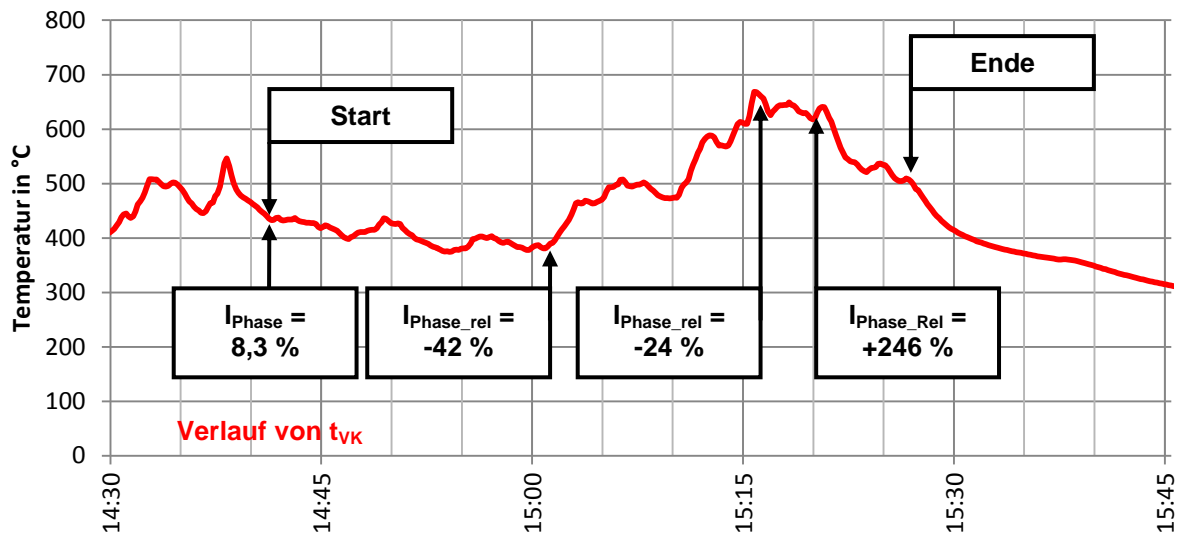


Abbildung 39: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit Holzpellets

Am Start der Messaufzeichnung war die Stellgröße n_{Venti} auf 100% der maximalen Abgasventilator Drehzahl eingestellt und dieser Wert wurde bis 15:02 beibehalten. Im gleichen Zeitraum war die Stellgröße I_{Phase} zu 8,3 % geöffnet, das entsprach einem Impuls von 1,0 Sekunden bei einer Periodendauer von 12,5 s. Diese Einstellung wurde für diese Versuchsdurchführung als Bezugsgröße verwendet und alle Änderungen der Stellgröße I_{Phase} werden relativ zu dieser Bezugsgröße mit I_{Phase_rel} angegeben.

Im Zeitraum von 15:02 bis 15:16 wurden zwei Regelmaßnahmen durchgeführt. Bei der ersten Maßnahme wurde manuell und langsam die Stellgröße I_{Phase_rel} um 42 % reduziert. Dadurch wurde die Temperatur t_{VK} angehoben. In Abbildung 39 ist das Resultat der Maßnahme sehr gut zu erkennen. Als zweite Maßnahme wurde die Stellgröße n_{Venti} im gleichen Zeitraum auf 75 % der maximalen Abgasventilator Drehzahl reduziert und ab 15:16 nicht mehr verändert. Diese Maßnahme hatte überraschenderweise zur Folge, dass der Temperaturverlauf der zweiten Messgröße $t_{BK,Unten}$ sank. Der Verlauf der zweiten Messgröße $t_{BK,Unten}$ ist in Abbildung 40 dargestellt.

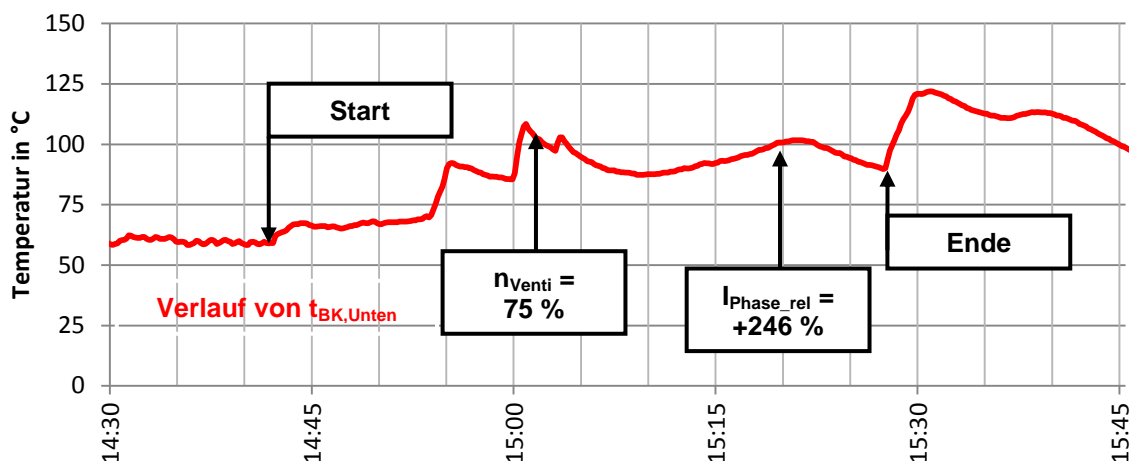


Abbildung 40: Temperaturverlauf der Messgröße $t_{BK,Unten}$ bei der Versuchsdurchführung mit Holzpellets

Um die Messgröße t_{VK} ab 15:16 zu stabilisieren wurde die Stellgröße I_{Phase} erhöht. Die relative Änderung I_{Phase_rel} ergab nur mehr eine Reduktion von 24 %, bezogen auf den Startwert. Diese Einstellung für die Stellgröße I_{Phase} wurde bis 15:20 beibehalten. Der kontinuierliche Anstieg der Messgröße $t_{BK,Unten}$ konnte damit allerdings nicht gebremst werden. Daher wurde ab 15:20 für zwei Minuten die relative Impulsphase I_{Phase_rel} auf circa das 3,5-fache des Startwertes hochgestellt. Mit dieser Maßnahme kam es zu einem Temperaturabfall der beiden Messgrößen t_{VK} und $t_{BK,Unten}$ und ab 15:23 bis 15:27 wurde die relative Impulsphase I_{Phase_rel} von der aktuellen Einstellung auf eine relative Erhöhung von 54 % reduziert. Diese Einstellung der Stellgröße I_{Phase} wurde bis zum Ende der Versuchsdurchführung um 15:27 beibehalten.

4.4.4 Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus Holzhackgut und losem Birtreber

Am 04.08.2016 sollte mit den sonnengetrockneten losem Birtreber der Versuch durchgeführt werden. Jedoch konnte bei den zuvor getätigten Funktionstests mit losem Birtreber kein stabiler Verkohlungsprozess mit dem Versuchsaufbau erreicht werden. Es zeigte sich bei jedem zuvor getätigten Funktionstest immer das gleich Bild: Die losen Birtreber bilden ein zu kompaktes Gefüge, sodass bei der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl n_{Venti} zu wenig Primärluft über den Querschnitt der Verkohlungskammer angesaugt wird. Dadurch stellt sich keine zufriedenstellende Verkohlungszone in der Verkohlungskammer ein. Dies hat zur Folge, dass nur entlang der Wände der Verkohlungskammer Pflanzenkohle produziert wird, denn dort herrscht der geringste Druckverlust für die Primärluft. Daher wurde bei dieser Versuchsdurchführung ein Gemisch aus 50 Vol.-% rindenlosem Holzhackgut und 50 Vol.-% sonnengetrockneten losem Birtreber eingesetzt. Dieses Gemisch aus den beiden Biomassen mit den unterschiedlichen Stückigkeiten ist in Abbildung 41 dargestellt.



Abbildung 41: Gemisch aus rindenlosem Holzhackgut und sonnengetrockneten losem Biertreber

Um den Versuchsaufbau auf Betriebstemperatur zu bringen wurde mit rindenlosem Holzhackgut der Verkohlungsprozess gestartet. In Abbildung 42 ist der Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} dargestellt.

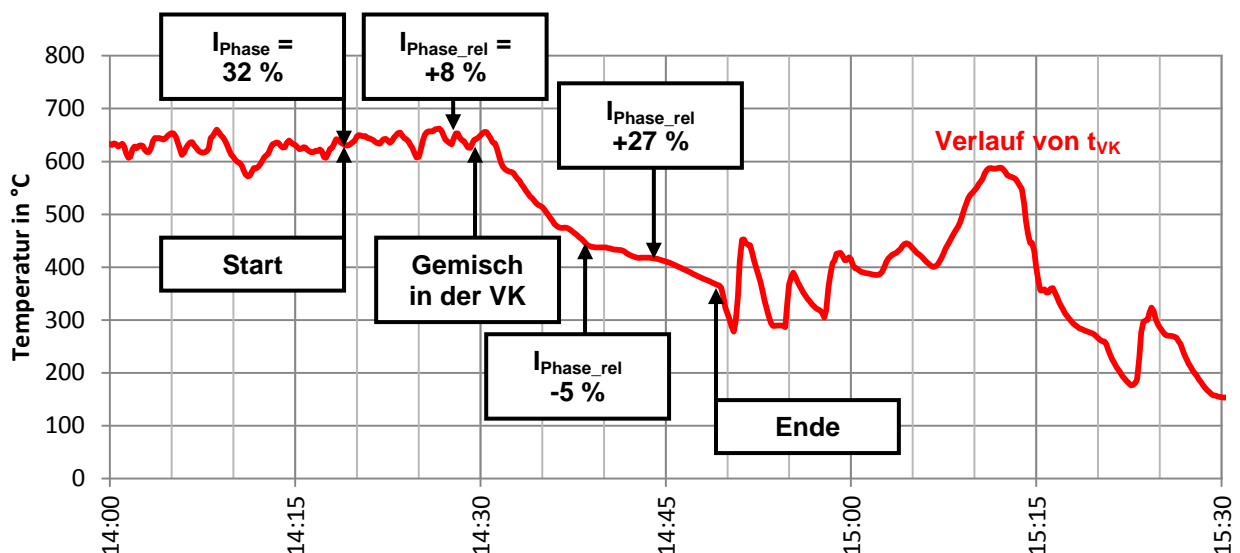


Abbildung 42: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus Holzhackgut und losem Biertreber

In der Zeit von 14:00 bis 14:30 wurde in der Verkohlungskammer rindenloses Holzhackgut verkohlt und es zeigt sich ein sehr stabiler Verkohlungsprozess mit einem arithmetischen Mittelwert der Messgröße t_{VK} von $631,3^{\circ}\text{C}$ bei einem Minimum von 572°C und einem Maximum von 662°C .

Die Stellgröße I_{Phase} war in diesem Zeitraum zu 32 % geöffnet mit einer Periodendauer von 10,5 Sekunden. Damit betrug der Impuls 3,4 Sekunden. Für diesen Versuch wurde diese Einstellung von I_{Phase} als Bezugsgröße für relative Veränderungen $I_{\text{Phase_rel}}$ herangezogen. Um 14:20 wurde das Gemisch aus 50 Vol.-% rindenlosem Holzhackgut und 50 Vol.-% sonnengetrockneten

losem Birtreber in das Einfüllsystem eingeführt und der Versuch gestartet. Nach Erreichen des stabilen Verkohlungsprozesses mit dem Gemisch, sollte mit der Aufnahme der Massenstrommessung fester Biomasse begonnen werden. Jedoch lässt sich in Abbildung 42 das Eintreffen des Gemisches in der Verkohlungskammer um 14:30 durch eine rapide Temperaturabnahme der Messgröße t_{VK} sehr gut erkennen. Ein stabiler Verkohlungsprozess wurde in weiterer Folge nie erreicht.

Im Zeitraum von 14:28 bis 14:39 war die relative Impulsphase I_{Phase_rel} um 8 % zur Bezugsgröße erhöht. Die rapide Temperaturabnahme der Messgröße t_{VK} ab 14:30 konnte jedoch nicht ausschließlich durch die Veränderung der Stellgröße I_{Phase} zustande kommen. Denn der Einfluss eines erhöhten Massenstroms der festen Biomasse auf die Temperatur in der Verkohlungskammer war bei diesem Versuch sekundär. Der primäre Grund für die Temperaturabnahme musste das bekannte Problem der schlechten Durchlüftung gewesen sein. Im Zeitraum von 14:00 bis 14:39 war die Abgasventilatorumdrehzahl n_{venti} mit 63 % der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl gleichmäßig eingestellt. Daher konnte der rapide Temperaturabfall der Messgröße t_{VK} nur durch die Erhöhung des Druckverlustes im Gegenstrombereich des Reaktors erklärt werden, die durch das Eintreffen des Gemisches aus 50 Vol.-% rindenlosem Holzhackgut und 50 Vol.-% sonnengetrockneten loseem Birtreber verursacht wurde.

Der Einfluss des Massenstroms der festen Biomasse auf den Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} wird in Abbildung 42 von 14:39 bis 14:43 deutlich. Denn in diesem Zeitraum wurde die Stellgröße I_{Phase} langsam manuell gesenkt, bis die relative Impulsphase I_{Phase_rel} eine Reduktion von 5 %, bezogen auf den Startwert, aufwies. Des Weiteren wurde von 14:39 bis 14:45 die Stellgröße n_{venti} manuell auf 71 % der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl erhöht, um die Ansaugung von Primärluft zu erhöhen. Durch diese beiden Maßnahmen konnte zwar der Temperaturabfall der Messgröße t_{VK} verringert werden, jedoch konnte der Verkohlungsprozess nicht stabilisiert werden. Ab 14:43 wurde die Stellgröße I_{Phase} manuell langsam erhöht und erreichte um 14:48 das Maximum. Die relative Impulsphase I_{Phase_rel} wurde auf circa 27 % erhöht, bezogen auf den Startwert.

Außerdem wurde um 14:45 die Stellgröße n_{venti} auf 74 % der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl erhöht. Diese Maßnahmen führten zu einem schnelleren Temperaturabfall als während der Massenstromreduzierung, die zuvor gegeben war, wie in Abbildung 42 ab 14:45 gut dargestellt.

Um 14:49 wurde der Versuch durch das Öffnen der Tür der Verkohlungskammer abgebrochen, denn es wurden alle Möglichkeiten ausgeschöpft um den Verkohlungsprozess mit dem Gemisch aus 50 Vol.-% rindenlosem Holzhackgut und 50 Vol.-% sonnengetrockneten loseem Birtreber zu stabilisieren. Es ist anzumerken, dass über den gesamten Versuch die Stellung der Primärluftklappen nicht manuell verändert wurde. Die darauf folgenden Schwankungen, die

von 14:50 bis 15:30 in Abbildung 42 gezeigt sind, wurden durch das mehrmaligen Öffnen der Tür der Verkohlungskammer und manuelles Anzünden des Gemisches mittels eines Bunsenbrenners verursacht. Die so durchgeführten Anheizvorgänge sollten den Verkohlungsprozess stabilisieren, blieben aber ohne Erfolg.

Ein ähnliches Bild zeigt Abbildung 43 für den Verlauf der zweiten Messgröße $t_{BK,Unten}$. Nach dem Aufheizvorgang mit rindenlosem Holzhackgut stellte sich von 14:00 bis 14:38 ein arithmetischer Mittelwert für $t_{BK,Unten}$ von $69,6^{\circ}\text{C}$ ein mit einem Minimum von $63,8^{\circ}\text{C}$ und einem Maximum von $73,6^{\circ}\text{C}$ ein. Das Eintreffen des Gemisches in der Verkohlungskammer in Abbildung 43 kann nicht erkannt werden. Diese Tatsache war auf die hohe Totzeit der Messgröße $t_{BK,Unten}$ bei Betriebsänderungen zurückzuführen, wie bereits im Abschnitt 4.4.2 diskutiert. Auch kann in Abbildung 43 die erstmalige Betätigung der Stellgröße I_{Phase} um 14:28 auch nicht erkannt werden. Die beiden manuellen Veränderungen vom Stellgröße I_{Phase} um 14:39 und 14:43 zeigen jedoch direkte Veränderungen im Verlauf von $t_{BK,Unten}$.

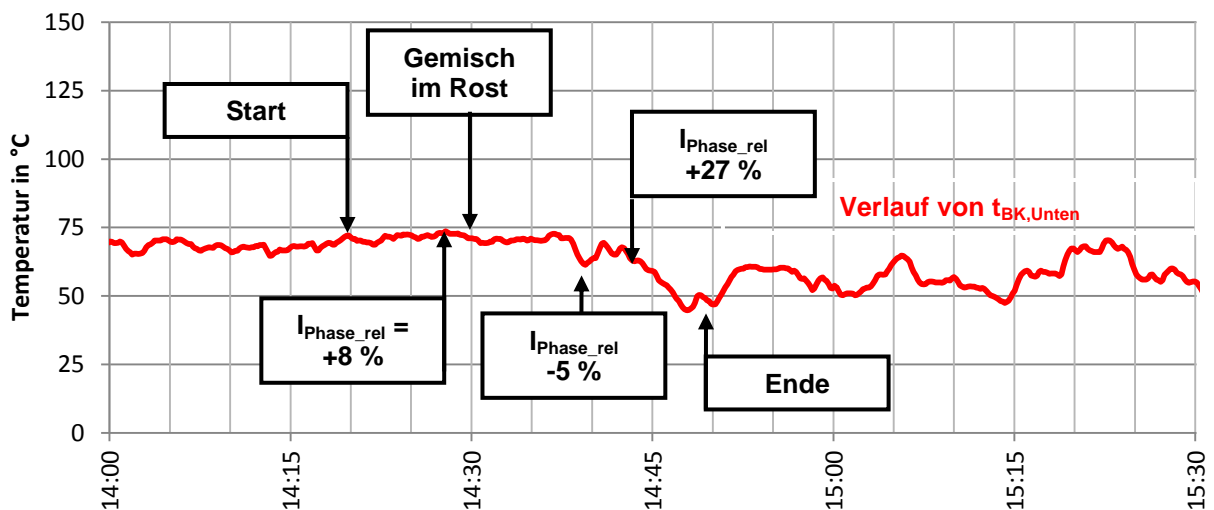


Abbildung 43: Temperaturverlauf der Messgröße $t_{BK,Unten}$ gemessen an der Messstelle $t_{BK,Unten}$ bei der Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus Holzhackgut und losem Biertreber

Des Weiteren kann aus Abbildung 43 die Erkenntnis gewonnen werden, dass ein Absinken der Messgröße $t_{BK,Unten}$ unter 50°C mit dem Gemisch aus 50 Vol.-% rindenlose Holzhackgut und 50 Vol.-% losem Biertreber das Ende des Verkohlungsprozesses anzeigt.

Nach dem Öffnen der Tür der Verkohlungskammer war die Ursache für den rapiden Temperaturabfall von 14:30 bis 14:49 sofort ersichtlich. Es bestätigte sich die Vermutung, dass das Gemisch aus 50 Vol.-% rindenlose Holzhackgut und 50 Vol.-% losem Biertreber nicht vollständig durchdrungen und verkohlt wird. In Abbildung 44 ist im linken Bild die nicht zufriedenstellende Ausbildung der Verkohlungszone über den Querschnitt der Verkohlungskammer sehr gut erkennbar. Im rechten Bild ist die daraus resultierende fehlgeschlagene Pflanzenkohleproduktion aus dem Gemisch festgehalten.



Abbildung 44: Bilder zur unvollständigen Verkohlung bei der Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus Holzhackgut und losem Biertreber

Um die Ursache des kompakten Gefüges zu umgehen, wurden die losen trockenen Biertreber pelletiert. Mit dieser Maßnahme sollte der hohe Druckverlust im Gegenstrombereich des Reaktors und der Verkohlungskammer minimiert und Primärluft über den gesamten Querschnitt der Verkohlungskammer angesaugt werden.

4.4.5 Versuchsdurchführung mit pelletiertem Biertreber

In diesem Abschnitt wird der Versuch mit pelletiertem Biertreber beleuchtet. Das Problem der hohen Druckverluste im Reaktor und der Verkohlungskammer, das sich bei losem Biertreber einstellte und im Abschnitt 4.4.4 diskutiert wurde, sollte durch das Pelletieren behoben werden. Beim Pelletieren wurde kein Kleber hinzugefügt und daraus resultierten leicht zerbrechliche pelletierte Biertreber. Die pelletierten Biertreber wurden entstaubt und entsprachen damit einer ähnlichen Stückigkeit wie die Holzpellets. Mit dieser Maßnahme sollte ein ähnlicher Druckverlust wie bei den eingesetzten Holzpellets gewährleistet werden.

Es standen zwei Chargen zu je einem Volumen von 31 Liter an pelletierten Biertrebern zur Verfügung. Mit dieser Menge kann der Versuchsaufbau circa zwei Stunden stabil betrieben werden. Um die pelletierten Biertreber erst bei stabilen Verhältnissen einzubringen, wurde die Versuchsdurchführung für den Verkohlungsprozess mit Holzpellets gestartet. So konnte der Einsatz von pelletierten Biertrebern bis zum Start der Messungen minimiert werden. In Abbildung 45 ist eine Charge pelletierte Biertreber dargestellt.



Abbildung 45: Pelletierte Biertreber

Die Versuchsdurchführung mit pelletierten Biertrebern wurde am 08.09.2016 realisiert. Der gemessene Temperaturverlauf t_{VK} ist in Abbildung 46 dargestellt. Im Zeitraum von 11:30 bis 12:00 befanden sich nur Holzpellets in der Verkohlungskammer, die einen stabilen Verkohlungsprozess mit einem arithmetischen Mittelwert der Messgröße t_{VK} von $554,7^{\circ}\text{C}$ ermöglichten, mit einem Minimum von $480,5^{\circ}\text{C}$ und einem Maximum von $663,2^{\circ}\text{C}$. Der stabile Verkohlungsprozess wurde mit einer Öffnung der Stellgröße I_{Phase} von $7,4\%$ bei einer Periodendauer von $17,5\text{ s}$ betrieben. Für diese Versuchsdurchführung wurde diese Einstellung von I_{Phase} als Bezugsgröße für die relative Impulsphase $I_{\text{Phase_rel}}$ herangezogen.

Die Stellgröße n_{Venti} war über den Zeitraum von 11:30 bis 12:00 mit 78% der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl eingestellt. Ab 11:47 wurden pelletierte Biertreber in das Einfüllsystem gegeben und dadurch die Versuchsdurchführung mit pelletierten Biertrebern gestartet. Nach dem Eintreffen der pelletierten Biertreber in der Verkohlungskammer um 12:00 gab es bis 12:02 einen kurzzeitigen Temperaturanstieg der Messgröße t_{VK} auf $594,9^{\circ}\text{C}$. Um den niedrigeren Heizwert der pelletierten Biertreber, verglichen mit dem Heizwert der Holzpellets, auszugleichen, wurde nach dem Eintreffen in der Verkohlungskammer die relative Impulsphase $I_{\text{Phase_rel}}$ von 12:00 Uhr bis 12:12 langsam um 135% erhöht. Das heißt der Massendurchsatz wurde mehr als verdoppelt. Mit dieser Maßnahme sollte auch mehr Synthesegas erzeugt werden, denn nach dem Eintreffen der pelletierten Biertreber ist die Flamme in der Brennkammer erloschen.

Des Weiteren wurde im gleichen Zeitraum die Stellgröße n_{Venti} langsam auf 100% der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl erhöht. Diese beiden Maßnahmen konnten den Abfall der Messgröße t_{VK} im Zeitraum von 12:02 bis 12:15 nicht aufhalten. Zwischen 12:15 und 12:18 wurde die letzte Maßnahme den Verkohlungsprozess zu stabilisieren unternommen, es wurde die relative Impulsphase $I_{\text{Phase_rel}}$ um 74% , bezogen auf den Startwert, reduziert. Diese Einstellung für I_{Phase} wurde bis zum Ende der Versuchsdurchführung beibehalten, jedoch kann in Abbildung 46 ab 12:15 keine signifikante Änderung des Temperaturverlaufs von t_{VK} erkannt werden. Nun konnte nichts mehr unternommen werden, um den Verkohlungsprozess zu stabilisieren. Daher wurde die Versuchsdurchführung um 12:30 beendet.

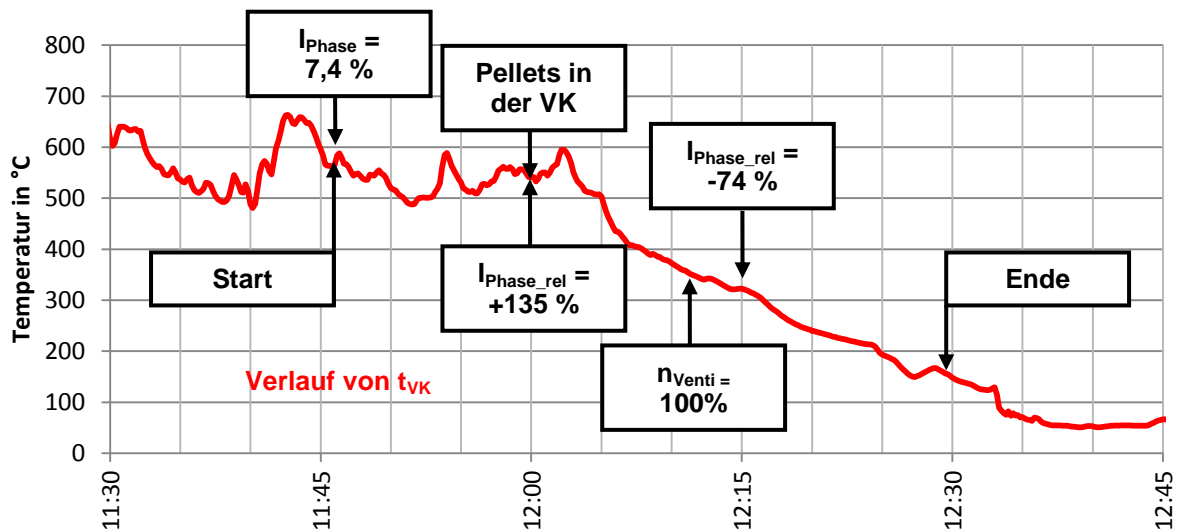


Abbildung 46: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit pelletierten Biertrebern

Der Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} von 12:02 bis zum Ende um 12:30 in Abbildung 46 weist Ähnlichkeiten zum Temperaturverlauf aus Abschnitt 4.4.4 in Abbildung 42 auf. Nun kann die Vermutung aufgestellt werden, dass die Ursache für den rapiden Temperaturabfall der Messgröße t_{VK} ebenfalls durch die Erhöhung des Druckverlustes beim Eintreffen der pelletierten Biertreber in der Verkohlungskammer verursacht wurde. Auch der Primärluftvolumenstrom in Abbildung 47 lässt auf eine unerwünschte Druckverlustserhöhung schließen. Der Primärluftvolumenstrom hatte von 11:30 bis 12:05 einen arithmetischen Mittelwert von 2,15 l/s mit einem kurzzeitigen Minimum von 0,47 l/s und einem Maximum von 3,64 l/s. Ab 12:05 fällt er jedoch kontinuierlich ab, bis er sich ab 12:17 einpendelt. Im Zeitraum von 12:17 bis 12:30 hatte der gemessene Primärluftvolumenstrom einen arithmetischen Mittelwert von 0,14 l/s mit einem Minimum von 0,01 l/s und einem Maximum von 0,48 l/s. Dabei wurde wie bereits erwähnt, die Stellgröße n_{Venti} im Zeitraum von 12:00 bis 12:12 auf 100% der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl erhöht und bis zum Ende der Versuchsdurchführung gehalten. Somit konnte die Ursache für die missglückte Versuchsdurchführung mit pelletierten Biertrebern nur durch eine ungewollte Erhöhung des Druckverlustes im Gegenstrombereich der Verkohlungskammer und des Reaktors erklärt werden. Außerdem ist in Abbildung 47 ein rapider Abfall des Sekundärluftvolumenstroms ab 12:00 zu erkennen. Diese Abnahme lässt sich darauf zurückführen, dass ab 12:00 die Produktion von Synthesegas drastisch abnahm und der Teilregelkreis Brennkammer mit der Reduktion vom Sekundärluftvolumenstrom darauf reagierte. Denn der Durchflussregler für den Sekundärluftvolumenstrom wurde, wie bereits im Abschnitt 4.2.3 erklärt, über eine Lambda-Sonde geregelt.

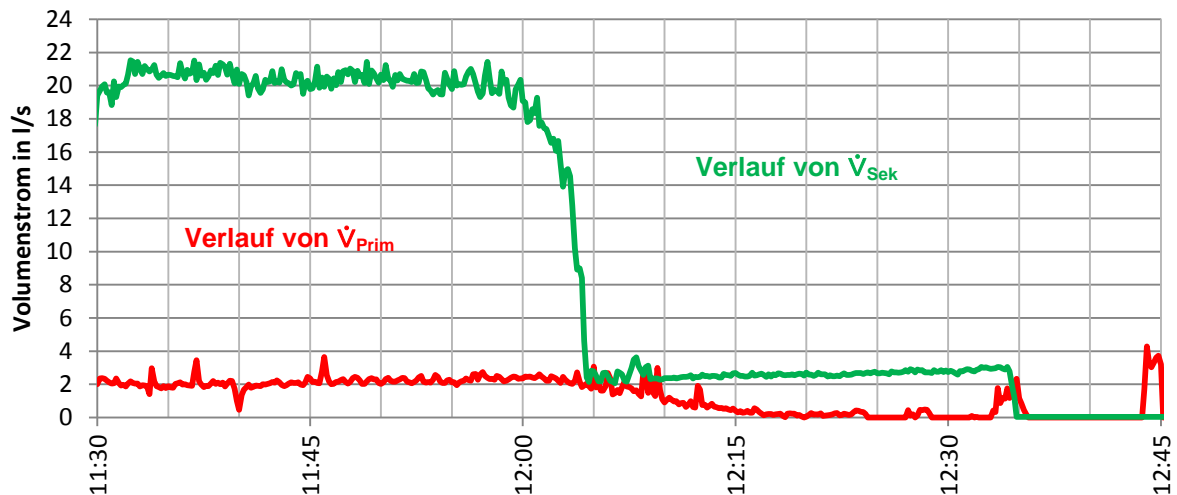


Abbildung 47: Luftvolumenstrommessung \dot{V}_{Prim} und \dot{V}_{Sek} bei der Versuchsdurchführung mit pelletierten Birtrebern

Nach dem Öffnen der Tür der Verkohlungskammer war die Ursache für den rapiden Temperaturabfall von 12:02 bis 12:30 sofort ersichtlich und es bestätigte sich die Vermutung, dass die pelletierten Birtreber einen erhöhten Druckverlust erzeugten. Es stellte sich heraus, dass die pelletierten Birtreber aufquollen, zerbrachen und sich daraus ein kompaktes Gefüge wie bei losem Birtreber bildeten. Somit ergab sich das gleiche Problem, das seit den Funktionstests mit losem Birtreber bekannt war. In Abbildung 48 ist im linken Bild die daraus resultierende nicht zufriedenstellende Ausbildung der Verkohlungszone über den Querschnitt der Verkohlungskammer dargestellt. Im rechten Bild ist die fehlgeschlagene Pflanzenkohleproduktion aus den pelletierten Birtrebern festgehalten.



Abbildung 48: Problem mit pelletierten Birtrebern

Aus der Versuchsdurchführung konnte die Erkenntnis gezogen werden, dass selbst das Pelletieren der Birtreber ohne Zusatz von Kleber keine zufriedenstellende Lösung brachte, denn die pelletierten Birtreber zerfielen zu dem gleichen kompakten Gefüge, welches die losen Birtreber aufwiesen. Aus dieser Tatsache resultierte wiederum, dass keine Primärluft angesaugt werden konnte und der Verkohlungsprozess nicht stattfand.

4.4.6 Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets

Um im Rahmen dieser Arbeit doch noch eine erfolgreiche Versuchsdurchführung mit einem Anteil an Biertrebern zu dokumentieren, wurden die letzten pelletierten Biertreber mit Holzpellets vermischt. Die eingesetzte Mischung wies 1/3 Vol.-% pelletierte Biertreber und 2/3 Vol.-% Holzpellets auf. Diese Mischung wurde gewählt, da aus den Versuchsdurchführungen mit Gemisch in Abschnitt 4.4.4 bekannt war, dass eine Mischung mit 50 Vol.-% sich bereits negativ auf den Verkohlungsprozess auswirkt. Des Weiteren würde eine Mischung unter 1/3 Vol.-% keine spezifische Aussagekraft mehr besitzen. Bei einem eventuellen zerbrechen der pelletierten Biertreber sollte der resultierende Druckverlust für den eingesetzten Abgasventilator überwindbar sein. Beim Start der Versuchsdurchführung wurde gleich die Mischung aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets um 14:52 angezündet. In Abbildung 49 ist der Temperaturverlauf von der Messgröße t_{VK} dargestellt.

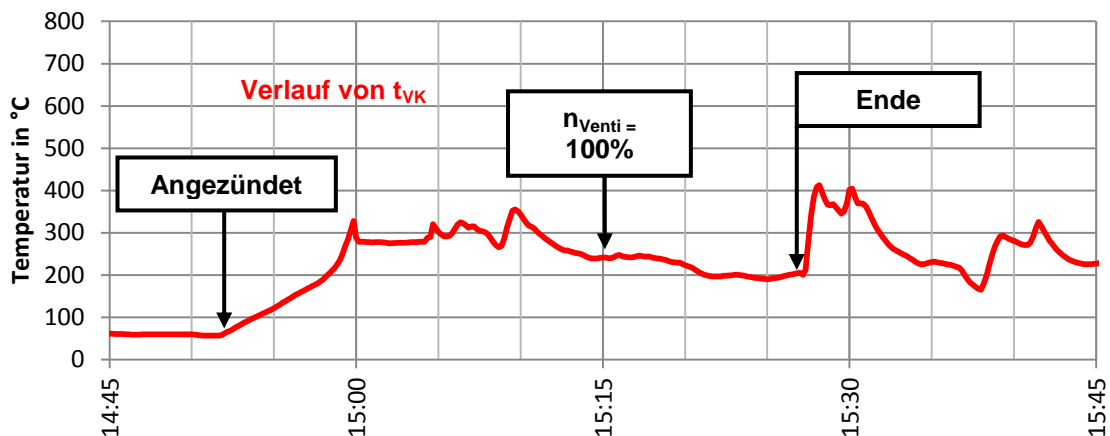


Abbildung 49: Temperaturverlauf der Messgröße t_{VK} gemessen an der Messstelle t_{VK} bei der Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets

Im Zeitraum von 14:52 bis 15:20 wurden alle möglichen Maßnahmen für das Erreichen eines stabilen Verkohlungsprozesses versucht. Schon ab 15:15 wurde die Stellgröße n_{Venti} auf 100% der maximalen Abgasventilatorumdrehzahl gestellt und die Messgröße t_{VK} pendelte sich ab 15:16 bei circa 200°C ein. Die daraus resultierende Qualität der produzierten Pflanzenkohle war unzureichend, jedoch konnte nichts mehr dagegen unternommen werden. Die Versuchsdurchführung mit dem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets wurde um 15:27 beendet. In Abbildung 50 zeigt sich das bekannte Bild über den Querschnitt der Verkohlungskammer. Im Inneren der Biomasse fand keine Verkohlung statt und entlang der Wand der Verkohlungskammer verkohlten die Pellets. Die Erhöhung des Druckverlustes im Gegenstrombereich des Reaktors und der Verkohlungskammer kam erneut durch zerbrechen der pelletierten Biertreber zu Stande.



Abbildung 50: Bild der unzureichenden Verkohlung über den Querschnitt der Verkohlungskammer bei der Versuchsdurchführung mit einem Gemisch aus pelletierten Biertrebern und Holzpellets

5 STABILE MESSERGEBNISSE

In diesem Kapitel werden die Messergebnisse aus den zwei stabilen Versuchsreihen analysiert. Dazu werden die Ergebnisse aus jeweils der Messung und der dazugehörigen Simulation gegenübergestellt. Die Simulation wurde nach der im Unterkapitel 4.3 erläuterten Methode durchgeführt.

Zusätzlich fließen die Ergebnisse aus den vier durchgeführten Elementaranalysen ein, wovon zwei für die Chargen Brennstoff und zwei für die Chargen Pflanzkohle waren. Aus jeder Charge wurden drei Proben genommen, die anschließend analysiert und deren Ergebnisse arithmetisch gemittelt wurden. In Tabelle 2 sind die gemittelten Ergebnisse dargestellt.

Tabelle 2: Gemittelte Ergebnisse der Elementaranalysen, Angaben in %kg / kgTS

Elementaranalyse		C	H	O	N	a
Brennstoff	Holzhackgut	47,61	6,45	45,50	0,14	0,30
	Pellets	47,97	6,47	45,03	0,17	0,36
Pflanzkohle	Holzhackgut	84,19	1,80	12,61	0,20	1,19
	Pellets	82,12	2,49	13,65	0,20	1,54

Mit Hilfe der Ergebnisse aus der Elementaranalyse für die zwei Chargen Pflanzkohle konnte diese, nach den ersten drei Kriterien im Abschnitt 2.1.2 (Kohlenstoffgehalt der Pflanzkohle mehr als 50 % der Trockenmasse, molares H/C_{org} – Verhältnis kleiner 0,7, molares O/C_{org} – Verhältnis kleiner 0,4), analysiert werden. Die vollständige Überprüfung der Pflanzkohle, nach den Kriterien beschrieben im Abschnitt 2.1.2, konnte aufgrund der hohen Kosten einzelner Prüfmethode im Rahmen dieser Arbeit nicht durchgeführt werden. Nachfolgend werden die beiden stabilen Messergebnisse aus den Versuchen mit Holzhackgut und Holzpellets näher untersucht.

5.1 Stabile Messergebnisse mit rindenlosem Holzhackgut

Im Folgenden werden die stabilen Mess- und Simulationsergebnisse diskutiert. Dabei ist anzumerken, dass alle Messergebnisse für die weitere Auswertung über die gesamte Versuchsdauer von 1 Stunde und 55 Minuten gemittelt wurden.

Im Allgemeinen lief die Versuchsdurchführung mit dem rindenlosem Holzhackgut sehr stabil ab und der Verkohlungsprozess konnte trotz eines ungewollten Abschaltens des Regelsystems beherrscht werden. Hierfür waren die gesammelten Erfahrungen aus den zuvor getätigten Funktionstests sehr hilfreich.

5.1.1 Elementaranalyse der Pflanzenkohle aus dem Versuch mit rindenlosem Holzhackgut

Im Zuge des durchgeführten Versuches konnte aus einem Kilogramm trockenem rindenlosem Holzhackgut eine Menge von 0,106 Kilogramm trockener Pflanzenkohle produziert werden. Diese produzierte Pflanzenkohle wurde einer Elementaranalyse unterworfen und die Ergebnisse sind äußerst zufriedenstellend. Es zeigt sich in Tabelle 2, dass der gemittelte Kohlenstoffgehalt der erzeugten Pflanzenkohle aus Holzhackgut bei 84,19 Massenprozent liegt. Der maximale Kohlenstoffgehalt aus den drei durchgeführten Proben ist 84,34 Massenprozent und der minimale Kohlenstoffgehalt ist 84,01 Massenprozent. Demnach werden mit dem entwickelten Verkohlungsprozess mühelos die in Abschnitt 2.1.2 geforderten Kohlenstoffgehalte größer als 50 Massenprozent, bezogen auf die Trockenmasse, erreicht.

Der Wasserstoffgehalt erreicht einen gemittelten Wert von 1,8 Massenprozent mit einem Maximum von 1,87 Massenprozent und einem Minimum von 1,69 Massenprozent. Der Sauerstoffgehalt in der erzeugten Pflanzenkohle aus Holzhackgut weist einen gemittelten Wert von 12,61 Massenprozent auf. Dabei kommt es zu einem Maximum von 12,71 Massenprozent und einem Minimum von 12,43 Massenprozent. Der Anteil an Stickstoff in der Pflanzenkohle ist gering, dieser erreicht einen gemittelten Wert von 0,2 Massenprozent und hat ein Maximum von 0,22 Massenprozent und ein Minimum von 0,19 Massenprozent.

Des Weiteren zeigt sich in Tabelle 2, dass der Aschegehalt in der erzeugten Pflanzenkohle aus Holzhackgut mit 1,19 Massenprozent höher ist, als jener mit 0,3 Massenprozent im Holzhackgut. Somit wird durch die Elementaranalyse anschaulich dargestellt, wie die Asche in der Pflanzenkohle konzentriert wird. Dasselbe geschieht auch, wenn in der zu verkohlenden Biomasse Schwermetalle oder anderer Problemstoffe vorhanden sind. Aus diesem Grund sollten die Grenzwerte für Schwermetalle aus dem Abschnitt 2.1.2 schon bei der Wahl der Biomasse unbedingt berücksichtigt werden.

Die Ergebnisse aus der Elementaranalyse wurden von Massenprozent in molare Massenprozent umgerechnet und die gewünschten molaren Verhältnisse laut dem Abschnitt 2.1.2 berechnet. Es ergibt sich für das molare H/C_{org} – Verhältnis der Wert von 0,254, welcher kleiner als der geforderte Grenzwert von 0,7 ist. Das molare O/C_{org} – Verhältnis hat einen Wert von 0,112 und ist auch kleiner als der geforderte Grenzwert von 0,4. Die Berechnung zeigt auf, dass die erzeugte Pflanzenkohle aus Holzhackgut mühelos die ersten drei Mindestanforderungen aus dem Abschnitt 2.1.2 erreicht.

5.1.2 Massenbilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut

Es werden die Ergebnisse der Messung mit jenen aus der Simulation gegenübergestellt. Dabei gelten sowohl für die Messung als auch für die Simulation dieselben Systemgrenzen und Massenströme, die im Abschnitt 4.3.1 definiert wurden. Die Simulation wurde mit dem gemessenen eintretenden Massenstrom an Brennstoff und austretenden Massenstrom an erzeugter Pflanzenkohle berechnet. Der Grund dafür ist, dass die Messmethode für die Ermittlung der Massenströme, welche im Abschnitt 4.4.1 erläutert wurde, ausreichend genau ist. Des Weiteren wurde auch die gleiche volumetrische Sauerstoffkonzentration im Abgas $v_{AG,O_2,f}$ eingestellt, die sich aus den gemittelten Messdaten ergeben hat. In Tabelle 3 sind die Ergebnisse aus der Messung und der Simulation gegenübergestellt.

Tabelle 3: Vergleich der Massenbilanzergebnisse für die Messung und der Simulation für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut

Massenbilanz		Holzhackgut	
		Messung	Simulation
		$v_{AG,O_2,f} = 6,3$ [Vol.-%]	
\dot{m}_{Luft}	[kg/h]	78,1	182,6
$\dot{m}_{BS,f}$	[kg/h]	28,9	= 28,9
Σ_{Ein}	[kg/h]	107	211,5
\dot{m}_{PK}	[kg/h]	2,7	= 2,7
$\dot{m}_{AG,f}$	[kg/h]	133,9	208,8
Σ_{Aus}	[kg/h]	136,6	211,5
Differenz	[kg/h]	29,6	0,0

Bei der Messung ist zu erkennen, dass über die Systemgrenze des PH1 ein eintretender Massenstrom von 107 kg/h in den PH1 gemessen wurde. Jedoch beträgt die Summe des austretenden Massenstroms aus dem PH1, dem Messergebnis zur Folge, 136,6 kg/h. Dadurch ergibt sich eine nicht geschlossene Massenbilanz mit einer Differenz von 29,6 kg/h. Dieser Umstand wird durch folgende Punkte erklärt:

1. Der Versuchsaufbau war nicht vollkommen dicht. Daher kann keine Aussage über die tatsächlich angesaugte Menge an Luft bei der Messung getätigt werden.
2. Die verwendete Messmethode für die Bestimmung der Primär- und Sekundärluft war mit einer großen Messungenauigkeit behaftet. Bei einer falschen Positionierung im Rohr oder auch bei verrutschen der Hitzdrahtanemometer im Laufe der Versuchsdurchführungen in den Messstellen \dot{V}_{Prim} oder \dot{V}_{Sek} , kann durch die einmalige punktförmige Geschwindigkeitsmessung ein großer systematischer Messfehler entstehen.

3. Die eingesetzte Messmethode für die Bestimmung des feuchten Abgasmassenstromes $\dot{m}_{AG,f}$ weist eine grobe Messunsicherheit auf. Aufgrund der eingesetzten punktförmigen Druckmessung mittels einer Prandtlsonde, kann es durch eine fehlerhafte Positionierung der Prandtlsonde zu einem großen systematischen Messfehler kommen, der wegen der eingesetzten Methode für die Bestimmung des feuchten Abgasmassenstromes $\dot{m}_{AG,f}$ (siehe Abschnitt 4.3.1) ein hohes Potential für eine Fehlerfortpflanzung aufweist.

Wird hingegen der Zufluss an zugeführtem feuchten Brennstoff und der Abfluss der trockenen Pflanzenkohle betrachtet, so zeigt sich in Tabelle 3, dass mit dem PH1 laut Messung aus einem feuchten Brennstoffmassenstrom von 28,9 kg/h ein trockener Pflanzenkohlemassenstrom von 2,7 kg/h erzeugt werden kann. Um die Kenngröße $f_{PK,Hackgut}$ gemäß Gl. 4-7 bestimmen zu können, muss noch auf den trockenen Massenstrom an rindenlosem Holzhackgut geschlossen werden. Bei einem Massenanteil an Wasser von 11,7 % ergibt sich ein trockener Massenstrom an rindenlosem Holzhackgut von 25,48 kg/h. Somit hat die Kenngröße $f_{PK,Hackgut}$ den Wert von 10,60 %, das heißt es sind 10,6 % der Masse aus trockenem rindenlosem Holzhackgut als Pflanzenkohle ausgetragen worden. Die restlichen 89,4 % sind in die Gasphase übergegangen und als Synthesegas in der Brennkammer zu Heißgas verbrannt worden.

Verglichen zur Messung besitzt die Simulation in Tabelle 3 eine übereinstimmende Massenbilanz und gibt einen sehr guten Aufschluss über die zuvor beschriebenen Probleme bei der Messung.

1. Wie bereits erwähnt ist der PH1 nicht dicht, denn laut der Simulation muss in Summe ein Luftmassenstrom von 182,6 kg/h vorhanden sein, damit sich im Abgas eine gemittelte volumetrische Abgaskonzentration an Sauerstoff $v_{AG,O_2,f}$ von 6,3 Vol.-% einstellen kann. Daraus resultiert die Differenz zwischen der Messung und der Simulation der über die Systemgrenze in den PH1 zufließenden Massenströme von mehr als 104,5 kg/h. Diese Differenz kann im PH1 unter anderem durch Undichtheiten erklärt werden.
2. Außerdem bestätigt die Simulation auch die Vermutung betreffend die unzureichende Messung des Primärluft- und Sekundärluftmassenstromes. Denn würde nur der gemessene Luftmassenstrom von 78,1 kg/h für die Verbrennung zu Verfügung stehen, so könnte keine vollständige Verbrennung stattfinden. Für eine theoretische vollständige Verbrennung der umgesetzten Brennstoffmenge mit einer Luftüberschusszahl λ von eins muss laut Simulation ein gesamter Luftmassenstrom von 118,6 kg/h zugeführt werden.

3. Es bestätigt sich mit Hilfe der Simulation auch das zuvor in der Messung erwähnte dritte Problem. Denn die Differenz der über die Systemgrenze abfließenden Massenströme zwischen der Messung und der Simulation beträgt 74,9 kg/h und ist deutlich geringer als die Differenz der zufließenden Ströme. Da die Simulation eine übereinstimmende Massenbilanz aufweist, kann darauf geschlossen werden, dass mit der Messmethode für die Bestimmung des feuchten Abgasmassenstromes $\dot{m}_{AG,f}$ ebenfalls ein großer Messfehler auftritt.

5.1.3 Abgaskonzentration aus dem Versuch mit rindenlosem Holzhackgut

Die Bestimmung der gemittelten volumetrischen Rauchgaskonzentration wurde nach der Methode aus Abschnitt 4.3.2 durchgeführt. In Tabelle 4 sind die über die Versuchsdauer gemittelten Ergebnisse dargestellt.

Tabelle 4: Gemittelte Abgaskonzentration bei Holzhackgut

Abgaskonzentration		N ₂	H ₂ O	CO ₂	O ₂
V _{AG,i,f}	[Vol.-%]	68,76	13,60	11,33	6,30

Es ist zu erkennen, dass der molekulare Stickstoff mit einem Anteil von 68,76 Vol.-% die größte Komponente im Abgas darstellt. Die zweitgrößte Komponente im Abgas stellt der Wasserdampfanteil mit 13,60 Vol.-% dar. Der Anteil an Kohlenstoffdioxid beträgt 11,33 Vol.-% und der molekulare Sauerstoffanteil im Abgas ist 6,30 Vol.-%.

5.1.4 Energiebilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut

Bei der Energiebilanz werden die Ergebnisse der Messung jenen aus der Simulation gegenübergestellt. Dabei baut die Simulation der Energiebilanz auf die errechneten Werte der simulierten Massenbilanz aus dem Abschnitt 5.1.2 auf und hat somit die gleichen Massenstrom-Parameter wie diese. Die weitere Berechnung der Energiebilanzen von Messung und Simulation erfolgt wie bereits in Abschnitt 4.3.3 erläutert. In Tabelle 5 sind alle gemittelten absoluten Ergebnisse der Messung und der Simulation gegenübergestellt.

Tabelle 5: Absolute Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut

Energiebilanz		Holzhackgut	
		Messung	Simulationen
		$v_{AG,O2,f} = 6,3$ [Vol.-%]	
H_{Luft}	[kW]	0,7	1,7
$H_{BS,f}$	[kW]	123,7	= 123,7
Σ_{Ein}	[kW]	124,4	125,4
$H_{WÜ}$	[kW]	26,6	51,3
$H_{V,PK}$	[kW]	22,6	= 22,6
$H_{V,AG}$	[kW]	3,4	5,2
$H_{V,U}$	[kW]		46,3
Σ_{Aus}	[kW]	52,6	125,4
Differenz	[kW]	-71,9	0,0

In der Spalte Messung ist zu erkennen, dass über die Systemgrenze in den PH1 in Summe ein Leistungsstrom von 124,4 kW gemäß Messung eintreten. Wird jedoch die Summe der austretenden Leistungsströme der Messung betrachtet, so zeigt sich, dass gemäß Messung nur 52,6 kW aus dem PH1 austreten. Somit ergibt sich eine nicht übereinstimmende Energiebilanz mit einer Differenz von 71,9 kW. Dieser Umstand wird durch folgende Punkte erklärt:

1. Für die Ermittlung der Energiebilanz gemäß den Messwerten wurde die nicht übereinstimmende Massenbilanz aus dem Abschnitt 5.1.2 verwendet und daraus folgt, dass die gemessene Energiebilanz ebenfalls nicht geschlossen sein kann.
2. Außerdem wurden bei der Messung der über die Systemgrenze abgeführte Verlustleistungsstrom an die Umgebung $\dot{H}_{V,U}$ nicht gemessen. Da der PH1 bezüglich der heißen Oberflächen nicht gedämmt ausgeführt wurde, leisten der Verlustleistungsstrom an die Umgebung $\dot{H}_{V,U}$ einen entscheidenden Beitrag für die große Differenz der Energiebilanz von 71,9 kW. Im Simulationsmodell wurde anhand der Oberfläche, der Temperatur und der überschlägigen Wärmeübertragungsrechnung der Verlustwert überschlägig berechnet.

Des Weiteren geht aus der Messung klar hervor, dass die bei der Entwicklung angedachte Wärmeübertragerleistung von circa 100 kW mit rindenlosem Holzhackgut im PH1 nicht erreicht werden konnte. Es wurde über die Versuchsdauer lediglich ein arithmetischer Mittelwert für die Wärmeübertragerleistung von 26,6 kW mit einem Minimum von 19,4 kW und einem Maximum von 32,6 kW gemessen. Dieses Abweichen vom ursprünglichen Ziel der Wärmeübertragerleistung um circa 74 kW kann durch drei Ursachen begründet werden:

1. Im Versuch wurde, wie im Abschnitt 4.4.2 erwähnt, der Brennstoff-Massendurchsatz des PH1 verringert.
2. Im Vergleich zum Auslegungswert war der Verlustleistungsstrom an die Umgebung $\dot{H}_{V,U}$, der durch Wärmestrahlung, Konvektion und Wärmeleitung auftritt, zu hoch.
3. Durch den gezielten Austrag von Pflanzenkohle wurde aus dem PH1 die Wärmeübertragerleistung ebenfalls minimiert, da nicht der gesamte Energieinhalt des Brennstoffes genutzt wird.

Die Ergebnisse der Simulation zeigen hingegen eine geschlossenen Energiebilanz und es gibt keine Differenz zwischen den zu- und abfließenden Leistungsströmen. Werden die Ergebnisse der Simulation mit jenen aus der Messung in Tabelle 5 verglichen, so unterscheiden sich die über die Systemgrenze zugeführten Leistungsströme nur um 1 kW. Diese Differenz kommt durch die unterschiedlichen Luftmassenströme aus der Massenbilanz zustande.

Hingegen zeigt sich bei der Betrachtung der über die Systemgrenze abgeführten Leistungsströme zwischen Messung und Simulation eine Differenz von 72,8 kW. Die einzige Übereinstimmung zwischen Messung und Simulation stellt der Verlustleistungsstrom der Pflanzenkohle $\dot{H}_{V,PK}$ dar.

Mit der Annahme aus dem Abschnitt 4.3.3 herrscht am ungedämmten heißen Heißgasrohr eine Oberflächentemperatur T_{Wand} von 470°C. Außerdem wird als Eingangparameter die gemessene temperatur T_{AG} verwendet. Dadurch kann laut der Simulation nach Abzug der überschlägigen Verluste am Heißgasrohr eine theoretische Wärmeleistung von 51,3 kW über den Wärmeübertrager abgeführt werden. Jedoch wurde bei der Messung eine gemittelte Wärmeleistung von 26,6 kW übertragen und somit ergibt sich eine Leistungsdifferenz zwischen der Messung und der Simulation von 24,7 kW, die durch folgende drei Punkte begründet werden kann:

1. Es wurde keine Temperaturmessung des Heißgases vor dem Eintritt in den Wärmeübertrager durchgeführt. Diese Tatsache und die fehlende, durchgehende Messung der Oberflächentemperatur an dem ungedämmten Heißgasrohr führen dazu, dass sich die Eintrittstemperatur des Heißgases in den Wärmeübertrager nur über grobe Annahmen ermitteln lässt.
2. Für alle Versuche wurde die gleiche konstante Wandtemperatur T_{Wand} angenommen. Da jedoch der Versuch mit dem Brennstoff rindenloses Holzhackgut einen höheren Brennstoffmassenstrom, einen höheren Kohlenstoffumsetzungsgrad ($f_{PK,Hackgut} < f_{PK,Pellets}$) und eine geringere Verdünnung des Heißgases mit Luft aufweist, ergeben sich eine höhere theoretische Heißgastemperatur und eine höhere übertragbare Wärmeübertragerleistung als jene im Abschnitt 5.2.4. Dies deutet darauf hin, dass beim Versuch mit rindenlosem Holzhackgut eine höhere Oberflächentemperatur T_{Wand} als 470°C herrscht.

3. Der Wärmeübertrager und die eingebauten metallischen Verbindungsschläuche der Vor- und Rücklaufleitung zwischen dem Wärmeübertrager und der Messstelle für die Leistungsbestimmung des Wärmeübertragers (Abschnitt 4.2.2) waren nicht gedämmt. Dies führt zu einer weiteren Verschlechterung der gemessenen Wärmeübertragerleistung durch Wärmeverluste, denn die Messstelle für die Leistungsbestimmung des Wärmeübertragers war 4 m vom Wärmeübertrager entfernt.

Ein noch deutlicheres Bild ist bei der Betrachtung der relativen Ergebnisse, bezogen auf die zugeführte Energie, in Tabelle 6 dargestellt. Es ist klar zu erkennen, dass sowohl bei der Messung als auch in der Simulation, die beiden größten austretenden relativen Leistungen aus dem PH1 der relative Verlustleistungsstrom $\eta_{V,Dämmung}$ und der Leistungsstrom $\eta_{V,WÜ}$ sind.

Tabelle 6: Relative Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut bezogen auf die zugeführte Energiemenge

Energiebilanz	Holzhackgut	
	Messung	Simulationen
	$v_{AG,O_2,f} = 6,3$ [Vol.-%]	
$\eta_{WÜ}$	21%	41%
$\eta_{V,PK}$	18%	18%
$\eta_{V,AG}$	3%	4%
$\eta_{V,U}$	0% (58%)	37%
$\Sigma\eta$	42% (100%)	100%

Bei der Messung ergibt sich der theoretische Wert für $\eta_{V,U}$ von 58 % damit die Energiebilanz übereinstimmt. Bei der Simulation erreicht $\eta_{V,U}$ 37 %. Somit kann mit der Dämmung des PH1 ein enormes Einsparungspotential hinsichtlich Verluste durch Wärmestrahlung, Konvektion und Wärmeleitung realisiert werden und die Wärmeübertragerleistung $\dot{H}_{WÜ}$ kann deutlich erhöht werden. Eine weitere wichtige Erkenntnis ist, dass durch den gezielten Austrag von Pflanzenkohle aus dem PH1 ein relativer Verlustleistungsstrom $\eta_{V,PK}$ von 18 % zustande kommt. Dieser Wert ergibt sich hauptsächlich durch den hohen Energieinhalt bzw. Heizwert der Pflanzenkohle bei der Austragung. Der relative Verlustleistungsstrom nimmt direkt proportional zu, wenn die Menge an produzierter Pflanzenkohle gesteigert wird.

Es zeigt sich bei der Betrachtung der relativen Ergebnisse auch, dass der relative Verlustleistungsstrom durch den gemessenen Energieinhalt des Abgases $\eta_{V,AG}$ sowohl in der Messung mit 3 % als auch in der Simulation mit 4 % eine untergeordnete Rolle spielt.

5.1.5 Kohlenstoff-Konvertierungsgrad von Holzhackgut

Mit Hilfe der Messung und der Simulation konnte der über die Versuchsdauer gemittelte Kohlenstoff-Konvertierungsgrad bestimmt werden. Dabei wurde die Methode, welche im Abschnitt 4.3.4 erläutert ist, angewandt. Es stellte sich heraus, dass 19 Massenprozent des über die Brennstoffzufuhr zugeführten Kohlenstoffes im festen Zustand, das heißt als Pflanzkohle, den PH1 verlassen. Die restlichen 81 Massenprozent verlassen den PH1 im gasförmigen Zustand, also als Kohlenstoffdioxid. Somit konnte mit dem durchgeführten Versuch mit Holzhackgut aktiv 19 Massenprozent an Kohlenstoff, des eingesetzten feuchten Brennstoffes aus der Atmosphäre in der Pflanzkohle, gespeichert werden.

5.2 Stabile Messergebnisse mit Holzpellets

In diesem Unterkapitel werden die stabilen Mess- und Simulationsergebnisse aus der Versuchsdurchführung mit Holzpellets, die in Abschnitt 4.4.3 erläutert ist, diskutiert. Dabei ist anzumerken, dass alle Messergebnisse für die weitere Auswertung über die gesamte Versuchsdauer von 45 Minuten gemittelt wurden. Die Versuchsdurchführung mit den Holzpellets lief sehr stabil ab und durch die gesammelten Erfahrungen aus den zuvor getätigten Funktionstests, konnte der Verkohlungsprozess beherrscht werden.

5.2.1 Elementaranalyse der Pflanzkohle aus dem Versuch mit Holzpellets

Im durchgeführten Versuch wurden aus einem Kilogramm Holzpellets 0,1297 Kilogramm trockene Pflanzkohle produziert. Diese produzierte Pflanzkohle wurde einer Elementaranalyse unterworfen und die Ergebnisse sind äußerst zufriedenstellend. Es zeigt sich in Tabelle 2, dass der gemittelte Kohlenstoffgehalt der erzeugten Pflanzkohle aus Holzpellets bei 82,12 Massenprozent liegt. Der maximale Kohlenstoffgehalt aus den drei durchgeführten Proben liegt bei 82,37 Massenprozent und der minimale Kohlenstoffgehalt liegt bei 81,71 Massenprozent. Somit wird auch mit dem Brennstoff Holzpellets mühelos der im Abschnitt 2.1.2 geforderte Kohlenstoffgehalt größer 50 Massenprozent, bezogen auf die Trockenmasse, erreicht.

Der Wasserstoffgehalt erreicht einen gemittelten Wert von 2,49 Massenprozent mit einem Maximum von 2,56 Massenprozent und einem Minimum von 2,43 Massenprozent. Der Sauerstoffgehalt in der erzeugten Pflanzkohle aus Holzpellets weist einen gemittelten Wert von 13,65 Massenprozent auf. Dabei treten ein Maximum von 13,99 Massenprozent und ein Minimum von 13,46 Massenprozent auf. Der Anteil an Stickstoff in der Pflanzkohle ist wieder gering, dieser erreicht einen gemittelten Wert von 0,20 Massenprozent und hat ein Maximum von 0,21 Massenprozent und ein Minimum von 0,20 Massenprozent.

Wird der Aschegehalt der analysierten Pflanzenkohle aus Holzpellets in Tabelle 2 betrachtet, so zeigt sich, dass diese einen Aschegehalt von 1,54 Massenprozent aufweist, der Brennstoff Holzpellets jedoch nur 0,36 Massenprozent Aschegehalt aufweist. Somit bestätigt die Elementaranalyse ein zweites Mal anschaulich wie die Asche in der Pflanzenkohle konzentriert wird.

Die Ergebnisse aus der gemittelten Elementaranalyse wurden von Massenprozent in molare Massenprozent umgerechnet und in die gewünschten molaren Verhältnisse laut dem Abschnitt 2.1.2 gebracht. So ergibt sich für das molare H/C_{org} – Verhältnis der Wert von 0,361, welcher kleiner ist als der geforderte Grenzwert von 0,7. Das molare O/C_{org} – Verhältnis hat ein Wert von 0,125 und ist auch kleiner als der geforderte Grenzwert von 0,4. Somit erreicht die erzeugte Pflanzenkohle aus Holzpellets ebenfalls mühelos die ersten drei Mindestanforderungen aus dem Abschnitt 2.1.2.

5.2.2 Massenbilanz für den Versuch mit Holzpellets

Es werden die Ergebnisse der Messung jenen aus der Simulation gegenübergestellt. Die Simulation wurde mit den gemessenen gemittelten Massenströmen an zugeführtem Brennstoff von 20 kg/h und an abgeführter Pflanzenkohle von 2,3 kg/h berechnet. Zusätzlich wurde die gemessene gemittelte volumetrische Sauerstoffkonzentration im Abgas $v_{AG,O_2,f}$ von 10,79 Vol.-% im Abgas als Eingangsparameter verwendet. In Tabelle 7 sind die Ergebnisse aus der Messung und der Simulation gegenübergestellt.

Tabelle 7: Vergleich der Massenbilanzergebnisse für die Messung und der Simulation für den Versuch mit Holzpellets

Massenbilanz		Holzpellets	
		Messung	Simulation
		$v_{AG,O_2,f} = 10,79$ [Vol.-%]	
\dot{m}_{Luft}	[kg/h]	54,9	188,0
$\dot{m}_{BS,f}$	[kg/h]	20,0	= 20,0
Σ_{Ein}	[kg/h]	74,9	208,0
\dot{m}_{PK}	[kg/h]	2,3	= 2,3
$\dot{m}_{AG,f}$	[kg/h]	120,5	205,6
Σ_{Aus}	[kg/h]	122,8	207,9
Differenz	[kg/h]	47,9	-0,1

Bei der Messung ist zu erkennen, dass über die Systemgrenze in den PH1 in Summe ein eintretender Massenstrom von 74,9 kg/h gemessen wurde. Wird jedoch die Summe der austretenden Massenströme der Messung betrachtet, so zeigt sich, dass gemäß der Messung 122,8 kg/h aus dem PH1 austreten. Somit ergibt sich eine nicht übereinstimmende Massenbilanz mit einer Differenz von 47,9 kg/h. Dieser Umstand wird durch folgende Punkte erklärt:

- Aus dem Abschnitt 5.1.2 resultiert, dass der Versuchsaufbau Rauchgasseitig nicht dicht sein kann. Nun bestätigt sich beim Versuch mit Holzpellets diese Schlussfolgerung. Daraus folgt, dass bei dieser Massenbilanz keine Aussage über die tatsächliche angesaugte Menge an Luft bei der Messung getätigt werden kann.
- Aus den Ergebnissen im Abschnitt 5.1.2 ist bekannt, dass die verwendete Messmethode für die Bestimmung der Primär- und Sekundärluft mit einer großen Messunsicherheit behaftet ist. Diese Feststellung bestätigt sich nun erneut.
- Es trifft auch hier dieselbe Tatsache zu wie im Abschnitt 5.1.2. Die Messmethode für die Bestimmung des feuchten Abgasmassenstromes $\dot{m}_{AG,f}$ unterliegt einer großen Messungenauigkeit.
- Im Rahmen dieser wissenschaftlichen Arbeit wurden mehrere Versuche mit dem PH1 durchgeführt. Da die Versuchsdurchführung mit Holzpellets einer der Letzten war, könnte sich im Laufe der Zeit die Undichtheit vergrößert und die Positionen der Primärluft- und Sekundärluftanemometer sowie der Prandtlsonde verändert haben.

Wird hingegen der Massenstrom vom zugeführten feuchten Brennstoff und von der ausgetragenen trockenen Pflanzenkohle betrachtet, so zeigt sich in Tabelle 7, dass mit dem PH1 laut Messung aus einem feuchten Brennstoffmassenstrom von 20 kg/h ein trockener Pflanzenkohlemassenstrom von 2,33 kg/h erzeugt werden kann. Um die Kenngröße $f_{PK,Pellets}$ gemäß Gl. 4-7 bestimmen zu können, muss noch auf den trockenen Massenstrom an Holzpellets geschlossen werden. Bei einem Massenanteil an Wasser von 10 %, ergibt sich ein trockener Massenstrom an Holzpellets von 18 kg/h. Somit hat die Kenngröße $f_{PK,Pellets}$ den Wert von 12,97 %, das heißt es sind 12,97 % der Masse aus trockenen Holzpellets zu Pflanzenkohle umgewandelt worden. Die restlichen 87,03 % sind in die Gasphase übergegangen und als Synthesegas in der Brennkammer verbrannt worden.

Verglichen zur Messung besitzt die Simulation in Tabelle 7 eine übereinstimmende Massenbilanz mit einer vorhandenen Differenz von 0,1 kW, die durch Rundungsfehler entsteht. Die Simulation gibt einen sehr guten Aufschluss über die zuvor beschriebenen vier Punkte für die Messung.

1. Die Simulation bestätigt ein zweites Mal, dass der PH1 nicht dicht ist. Denn laut der Simulation muss in Summe ein Luftmassenstrom von 188 kg/h vorhanden sein, damit sich im Abgas eine gemittelte volumetrische Abgaskonzentration an Sauerstoff $v_{AG,O_2,f}$ von 10,79 Vol.-% einstellen kann. Daraus resultiert die Differenz zwischen der Messung und der Simulation der, über die Systemgrenze, in den PH1 zufließenden Massenströme von 133,1 kg/h. Diese Differenz kann im PH1 unter anderem durch Undichtheiten erzeugt werden. Außerdem zeigt die Simulation auch auf, dass die Dichtheitsproblematik des PH1 bei diesem Versuch größer geworden ist, denn die Differenz zwischen der angesaugten Luft bei der Messung und Simulation beträgt 133,1 kg/h und dieser Wert wurde verglichen zu den Ergebnissen aus dem Abschnitt 5.1.2 größer, obwohl ein geringerer Brennstoffmassenstrom vorlag.
2. Die Simulation bestätigt die Vermutung über die unzureichende Messung des Primärluft- und Sekundärluftmassenstromes. Denn würde nur der gemessene Luftmassenstrom von 54,9 kg/h für die Verbrennung zu Verfügung stehen, so könnte keine vollständige Verbrennung der umgesetzten Brennstoffmenge stattfinden. Für eine theoretisch vollständige Verbrennung mit einer Luftüberschusszahl λ von eins, muss laut Simulation einen gesamter Luftmassenstrom von 82,1 kg/h gegeben sein.
3. Es bestätigt sich mit Hilfe der Simulation auch der zuvor in der Messung erwähnte dritte Punkt. Denn die Differenz der, über die Systemgrenze, abfließenden Massenströme zwischen der Messung und der Simulation ist mit 85,1 kg/h geringer als die Differenz der zufließenden Massenströme. Da die Simulation eine übereinstimmende Massenbilanz aufweist, kann auch hier darauf geschlossen werden, dass mit der Messmethode für die Bestimmung des feuchten Abgasmassenstromes $\dot{m}_{AG,f}$ ebenfalls ein großer Messfehler auftritt.

5.2.3 Abgaskonzentration aus dem Versuch mit Holzpellets

Die Bestimmung der gemittelten volumetrischen Rauchgaskonzentration wurde nach der Methode aus dem Abschnitt 4.3.2 durchgeführt und in Tabelle 8 sind die über die Versuchsdauer gemittelten Ergebnisse dargestellt.

Tabelle 8: Gemittelte Abgaskonzentration bei Holzpellets

Abgaskonzentration		N ₂	H ₂ O	CO ₂	O ₂
v _{AG,i,f}	[Vol.-%]	72,01	9,33	7,87	10,79

Es ist zu erkennen, dass der molekulare Stickstoff mit einem Anteil von 72,01 Vol.-% die größte Komponente im Abgas darstellt. Die zweitgrößte Komponente im Abgas ist der molekulare Sauerstoff mit 10,79 Vol.-%. Der Wasserdampfanteil hat im Abgas einen Wert von 9,33 Vol.-% und der Anteil an Kohlenstoffdioxid beträgt 7,87 Vol.-%.

5.2.4 Energiebilanz für den Versuch mit Holzpellets

Bei der Energiebilanz werden die Ergebnisse der Messung jenen aus der Simulation gegenübergestellt. Dabei baut die Simulation der Energiebilanz auf die errechneten Werte der simulierten Massenbilanz aus dem Abschnitt 5.2.2 auf und hat somit die gleichen Massenstrom-Parameter wie diese. Die weitere Berechnung der Energiebilanzen von Messung und Simulation folgt den Schritten aus dem Abschnitt 4.3.3. In Tabelle 9 sind alle gemittelten absoluten Ergebnisse der Messung und der Simulation gegenübergestellt.

Tabelle 9: Absolute Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit Holzpellets

Energiebilanz		Holzpellets	
		Messung	Simulationen
		v _{AG,O₂,f} = 10,79 [Vol.-%]	
H _{Luft}	[kW]	0,5	1,8
H _{BS,f}	[kW]	88,8	= 88,8
Σ Ein	[kW]	89,3	90,6
H _{WÜ}	[kW]	18,2	20,7
H _{V,PK}	[kW]	19,3	= 19,3
H _{V,AG}	[kW]	2,6	4,4
H _{V,U}	[kW]		46,2
Σ Aus	[kW]	40,1	90,6
Differenz	[kW]	-49,2	0,0

In der Spalte Messung ist zu erkennen, dass über die Systemgrenze in den PH1 in Summe ein Leistungsstrom von 89,3 kW gemäß Messung berechnet wurde. Wird jedoch die Summe der austretenden Leistungsströme der Messung betrachtet, so zeigt sich, dass gemäß Messung nur 40,1 kW aus dem PH1 austreten. Somit ergibt sich eine nicht übereinstimmende Energiebilanz mit einer Differenz von 49,2 kW. Dieser Umstand wird durch folgende zwei Punkte erklärt:

1. Für die Ermittlung der Energiebilanz gemäß der Messwerte diene die, nicht übereinstimmende, Massenbilanz aus dem Abschnitt 5.2.2 und daher kann die Energiebilanz ebenfalls nicht geschlossen sein.
2. Bei dieser Messung wurde auch die Oberflächentemperatur und die Wärmeabgabe des Heißgasrohres nicht gemessen. Somit konnte der über die Systemgrenze abgeführte Verlustleistungsstrom $\dot{H}_{V,U}$ nicht bestimmt werden.

Des Weiteren geht aus der Messung klar hervor, dass auch mit Holzpellets die, bei der Entwicklung, angedachte Wärmeübertragerleistung von circa 100 kW nicht erreicht werden konnte. Über die Versuchsdauer wurde ein arithmetischer Mittelwert für die Wärmeübertragerleistung von 18,19 kW mit einem Minimum von 10,64 kW und einem Maximum von 29,83 kW gemessen. Dieses Abweichen vom ursprünglichen Ziel der Wärmeübertragerleistung von circa 100 kW kann durch drei Ursachen begründet werden:

1. Der Brennstoffmassenstrom war noch geringer als bei dem Versuch mit rindenlosen Holzhackgut und deutlich unter dem Auslegungswert.
2. Der Verlustleistungsstrom an die Umgebung $\dot{H}_{V,U}$ war auch in diesem Versuch zu hoch.
3. Der gezielte Austrag von Pflanzenkohle aus dem PH1 minimiert die Wärmeübertragerleistung, denn es wird nicht der gesamte Energieinhalt des Brennstoffes genützt.

Die Ergebnisse der Simulation zeigen hingegen eine geschlossene Energiebilanz und werden die Ergebnisse der Simulation mit jenen aus der Messung in Tabelle 9 verglichen, so unterscheidet sich die über die Systemgrenze zugeführten Leistungsströme nur um 1,3 kW. Diese Differenz kommt durch die unterschiedlichen Luftmassenströme aus der Massenbilanz zustande.

Hingegen zeigt sich bei der Betrachtung der über die Systemgrenze abgeführten Leistungsströme zwischen Messung und Simulation eine Differenz von 50,5 kW. Vergleichsweise gibt es im Versuch mit Holzpellets eine größere Übereinstimmung zwischen Messung und Simulation als im Abschnitt 5.1.4.

Wird der aus dem System austretende Leistungsstrom des Wärmeübertragers $\dot{H}_{WÜ}$ in Tabelle 9 betrachtet, so wird laut Simulation ein gemittelter absoluter Wert von 20,7 kW erreicht. Der Grund für die niedrige, simulierte Wärmeübertragerleistung, verglichen zum absoluten Ergebnis aus dem Abschnitt 5.1.4, liegt laut der Simulation daran, dass der Massenstrom und der

Heizwert des erzeugten Synthesegases aus Holzpellets geringer waren, als jene aus Holzhackgut. Außerdem war der daraus resultierende feuchte Abgasmassenstrom $\dot{m}_{AG,f}$ geringer als jener aus dem Abschnitt 5.1.4 und das Heißgas hatte eine größere Verdünnung mit Luft. Die Wärmeverluste am Heißgasrohr wurden wieder überschlägig berechnet, da die Oberflächentemperatur und die Fläche gleich angesetzt wurden, sind die Verluste annähernd gleich geblieben. Dies führte in Summe zu einer Differenz zwischen der Messung und der Simulation von 2,5 kW. Dies kann durch folgende zwei Punkte erklärt werden:

1. Die Annahmen der Oberflächentemperatur T_{wand} von 470°C für die Ermittlung der theoretischen Eintrittstemperatur des Heißgases in den Wärmeübertrager sind zufriedenstellend genau, dies stellt allerdings nur eine Schätzung dar.
2. Es waren auch bei diesem Versuch der Wärmeübertrager außen und die eingebauten metallischen Verbindungsschläuche der Vor- und Rücklaufleitung zwischen dem Wärmeübertrager und der Messtelle für die Leistungsbestimmung des Wärmeübertragers (siehe Abschnitt 4.2.2) nicht gedämmt. Diese Wärmeverluste fließen nicht in die Simulation ein.

Die auftretende Differenz von 1,8 kW zwischen der Messung und der Simulation beim Verlustleistungsstrom $\dot{H}_{V,RC}$ ergibt sich lediglich aus der Differenz des Abgas-Massenstroms aus der Massenbilanz. Die Simulation bestätigt die Tatsache aus der Messung, dass die größte abgeführte Leistung aus dem PH1 mit einem absoluten Wert von 46,2 kW die Verlustleistung an die Umgebung $\dot{H}_{V,U}$ ist.

Ein noch deutlicheres Bild zeigt sich bei der Betrachtung der relativen Ergebnisse in Tabelle 10. Hier ist sowohl bei der Messung als auch in der Simulation zu erkennen, dass der größte austretende relative Leistungsstrom aus dem PH1 der relative Verlustleistungsstrom an die Umgebung $\eta_{V,U}$ darstellt.

Tabelle 10: Relative Ergebnisse der Energiebilanz für den Versuch mit Holzpellets bezogen auf die zugeführte Energiemenge

Energiebilanz	Holzpellets	
	Messung	Simulationen
	$v_{AG,O_2,f} = 10,79$ [Vol.-%]	
$\eta_{WÜ}$	20%	23%
$\eta_{V,PK}$	22%	21%
$\eta_{V,AG}$	3%	5%
$\eta_{V,U}$	0% (55%)	51%
$\Sigma\eta$	45% (100%)	100%

Bei der Messung ergibt sich ein theoretischer Wert für $\eta_{V,U}$ von 55 %, damit die Energiebilanz übereinstimmt. Bei der Simulation erreicht $\eta_{V,U}$ 51 %. Somit kann mit der Dämmung des PH1 ein enormes Einsparungspotential hinsichtlich Verluste durch Wärmestrahlung, Konvektion und Wärmeleitung erneut realisiert werden und die Wärmeübertragerleistung $\dot{H}_{W\ddot{U}}$ kann deutlich erhöht werden. Eine weitere wichtige Erkenntnis ist, dass durch die gezielte Austragung von Pflanzenkohle aus dem PH1 einem relativen Verlustleistungsstrom $\eta_{V,PK}$ von 21 % entspricht. Dieser Wert ergibt sich hauptsächlich durch den hohen Energiegehalt bzw. Heizwert der Pflanzenkohle bei der Austragung. Bei einer Steigerung des Pflanzenkohlemassenstromes \dot{m}_{PK} würde sich der Anteil des relativen Verlustleistungsstroms weiter erhöhen. Der relative Verlustleistungsstrom des Abgases $\eta_{V,AG}$, bei der Messung mit 3 % und der Simulation mit 5 %, spielt hingegen nur eine untergeordnete Rolle.

5.2.5 Kohlenstoff-Konvertierungsgrad von Holzpellets

Mit Hilfe der Messung und der Simulation konnte der, über die Versuchsdauer, gemittelte Kohlenstoff-Konvertierungsgrad bestimmt werden. Dabei wurde die Methode, welche im Abschnitt 4.3.4 erläutert ist, angewandt. Es stellte sich heraus, dass 22 Massenprozent des über die Brennstoffzufuhr zugeführten Kohlenstoffes im festen Zustand, das heißt als Pflanzenkohle, den PH1 verlassen. Die restlichen 78 Massenprozent verlassen den PH1 im gasförmigen Zustand, also als Kohlenstoffdioxid. Somit konnten beim PH1 durchgeführten Versuch mit Holzpellets aktiv 22 Massenprozent an Kohlenstoff des eingesetzten feuchten Brennstoffes aus der Atmosphäre in der Pflanzenkohle gespeichert werden.

6 SCHLUSSFOLGERUNGEN

Im Zuge dieser Arbeit wurde mit dem Industriepartner die Entwicklung und Vermessung eines Prototyps für die Erzeugung von Pflanzenkohle erfolgreich vorangetrieben. Dabei wurden zuerst drei Vorversuche mit einem kostengünstigen Prototyp (BK1) für den Erkenntnisgewinn hinsichtlich des Prinzips der Gegenstromverkohlung durchgeführt. Mit Hilfe dieser Erkenntnisse, den theoretischen Grundlagen und den Fähigkeiten des Industriepartners wurde schlussendlich ein Prototyp, für die Herstellung von Pflanzenkohle im Leistungsbereich von circa 100 kW Brennstoffleistung (PH1), entwickelt und vermessen.

Aus den durchgeführten Versuchen mit verschiedenen Brennstoffen mit unterschiedlichen Stückigkeiten geht klar hervor, dass der entwickelte Prototyp (PH1) nur mit einem Feinanteil unter 30 Vol.-% zufriedenstellend Pflanzenkohle produzieren kann. Dies hatte zur Folge, dass die Erzeugung von Pflanzenkohle aus trockenen Biertreber mit dem Prototyp nicht realisierbar war. Der feine Biertreber erzeugt einen zu hohen Druckverlust, sodass nur entlang der Wände der Verkohlungskammer im äußeren Bereich des Brennstoffhaufens eine Verkohlung stattfand und im Kern des Brennstoffes keine Verkohlung erfolgte. An dieser Tatsache änderte selbst die Pelletierung der losen Biertreber nichts, da die Pellets zerbrachen und der selbe Effekt eintrat. Des Weiteren wurden nur Versuche mit sehr trockenen Brennstoffen durchgeführt, das heißt der Wasseranteil im Brennstoff war im Rahmen der Versuchsdurchführung niedriger als 15 Massenprozent. Allgemein kann gemäß der Vorauslegung die Aussage getätigt werden, dass der Prototyp Pflanzenkohle nur aus Brennstoffen mit einem Wassergehalt kleiner 30 Massenprozent erzeugen kann. Ein weiterer wichtiger Punkt, der sich aus der Vielzahl der durchgeführten Versuche und Funktionstests herauskristallisiert hat, war, dass die manuelle Regelung des Verkohlungsprozesses sehr aufwendig ist. Es wurden zwei Personen für die Versuchsdurchführung benötigt.

Aus den beiden stabilen Versuchen mit den holzartigen Brennstoffen rindenloses Holzhackgut und Holzpellets konnte die Größenordnungen der Massen-, Leistungsströme und der Kohlenstoff-Konvertierungsgrad bestimmt werden. Außerdem konnten die Grenzwerte der erzeugten Pflanzenkohle mit Hilfe der molaren O/C_{org} – und H/C_{org} – Verhältnisse bestimmt werden.

Aus dem Versuch mit rindenlosem Holzhackgut resultierte, dass mit dem berechneten trockenen Brennstoffmassenstrom von 25,48 kg/h ein Pflanzenkohlemassenstrom von 2,7 kg/h produziert werden konnte. Das heißt, es wurden 10,6 Massenprozent der trockenen Brennstoffmasse als Pflanzenkohle aus dem Prozess abgeführt. Die Pflanzenkohle besitzt einen elementaren Kohlenstoffgehalt von über 84 Massenprozent bezogen auf die Trockenmasse. Es ergibt sich ein rechnerisches molares H/C_{org} – Verhältnis in der Höhe von

0,254 und ein molares O/C_{org} – Verhältnis in der Höhe von 0,112, welche mühelos die geforderten Grenzwerte von 0,7 für das molares H/C_{org} – Verhältnis und 0,4 für das molares O/C_{org} – Verhältnis einhalten. Der gemittelte Kohlenstoff-Konvertierungsgrad für den Versuch mit rindenlosem Holzhackgut betrug 19 %. Das heißt, es wurden 19 Massenprozent, des im eingesetzten Brennstoff, gebunden Kohlenstoffes in der Pflanzenkohle gespeichert. Die restlichen 81 Massenprozent des, im Brennstoff, gebunden Kohlenstoffes verließen den Prototypen in Form von CO_2 im Abgas.

Um den Prozess stabil zu halten, wurden 123,7 kW an Brennstoffleistung in den Prototyp eingebracht. Im Rahmen der Messung wurde ermittelt, dass eine gemittelte Wärmeleistung von 26,6 kW über den Wärmeübertrager abgeführt wurde. Der Austrag der heißen Pflanzenkohle aus dem Prototyp entspricht einem Verlustleistungsstrom von 22,6 kW an nicht umgesetzter Biomasse und der Verlustleistungsstrom des heißen Abgases im Kamin betrug lediglich 3,4 kW. Der größte Verlustleistungsstrom war folglich der Verlust an die Umgebung in einer Höhe von rechnerisch 71,9 kW, der auftrat, da der Prototyp nicht gedämmt war.

Die Ergebnisse aus dem Versuch mit Holzpellets bestätigen die Ergebnisse aus dem Versuch mit rindenlosem Holzhackgut und zeigen ein ähnliches Bild. So konnte mit dem berechneten trockenen Brennstoffmassenstrom von 18 kg/h ein Pflanzenkohlemassenstrom von 2,33 kg/h produziert werden. Das heißt, es wurden 13 Massenprozent der trockenen Brennstoffmasse zu Pflanzenkohle umgewandelt und abtransportiert. Die Pflanzenkohle besitzt einen elementaren Kohlenstoffgehalt von über 82 Massenprozent bezogen auf die Trockenmasse. Es ergibt rechnerisch ein molares H/C_{org} – Verhältnis in der Höhe von 0,36 und ein molares O/C_{org} – Verhältnis in der Höhe von 0,125, welche auch die geforderten Grenzwerte von 0,7 für das molares H/C_{org} – Verhältnis und 0,4 für das molares O/C_{org} – Verhältnis einhalten. Es wurde ein gemittelter Kohlenstoff-Konvertierungsgrad von 22 % erreicht. Das heißt 22 Massenprozent des, im eingesetzten Brennstoff, gebunden Kohlenstoffes wurden in der Pflanzenkohle gespeichert. Die restlichen 78 Massenprozent des, im Brennstoff, gebunden Kohlenstoffes verließen den Prototypen in Form von CO_2 im Abgas.

Im Zuge des Versuches wurden 88,8 kW an Brennstoffleistung in den Prototyp PH1 eingebracht und es wurde eine gemittelte Wärmeleistung von 18,2 kW des Wärmeübertragers gemessen. Der Verlustleistungsstrom der ausgetragenen heißen Pflanzenkohle war bei diesem Versuch in etwa in der gleichen Größenordnung, dieser betrug 19,3 kW. Der Verlustleistungsstrom des heißen Abgases im Kamin war auch hier mit 2,6 kW niedrig. Ebenfalls war auch bei dem Versuch mit Holzpellets der größte Verlustleistungsstrom der rechnerische Verlust an die Umgebung in der Höhe von 49,2 kW.

Das Fazit dieser Arbeit ist, dass der Prototyp für die Verkohlung von Biomasse ein hohes Potential an Verbesserung besitzt, wobei manche leicht zu heben sind, wie zum Beispiel die Dämmung der Heißgasrohre. Hingegen benötigt die Optimierung und Automatisierung der Regelung eine größere Anstrengung. Grundsätzlich konnte mit dem gewählten Prinzip der Gegenstromverkohlung, wo die Synthesegase im Gegenstrom zum Brennstoff-Massenstrom geführt werden, und der ausgeführten Baugröße von 100 kW Brennstoffleistung eine zufriedenstellende Pflanzenkohle-Qualität erzeugt werden. Der Kohlenstoff-Konvertierungsgrad im Bereich von 20 % ist zufriedenstellend, kann aber unter Umständen durch die Optimierung der Verkohlungszone und der Verweildauer noch zu höheren Werten verändert werden.

Im Zuge der abschließenden Betrachtung kann die Aussage getätigt werden, dass die drei definierten Ziele zufriedenstellend erreicht wurden:

1. Ein robustes Verfahren für die Herstellung von Pflanzenkohle aus Biomasse entwickeln.
2. Eine Regel- und Messstrategie für einen mehrstündigen Betrieb des Prototyps ausarbeiten.
3. Der Herstellungsprozess muss im stabilen Betrieb ohne Fremdfeuerung erfolgen.

Literatur

LITERATUR

BIOMACON (2016): <http://www.biomacon.com/index.html> (29.04.2016)

Carbon Terra (2016): http://www.carbon-terra.eu/de/schottdorf-meiler/funktionsweise_1
(30.04.2016)

EBC (2012a): <http://www.european-biochar.org/biochar/media/doc/ebc-richtlinien.pdf>
(05.09.2016)

EBC (2012b): <http://www.european-biochar.org/biochar/media/doc/1370383494539.pdf>
(05.09.2016)

Freie Universität Berlin (2016): http://www.diss.fu-berlin.de/docs/servlets/MCRFileNodeServlet/FUDOCs_derivate_000000006177/Endbericht_TerraBoGa_Endversion-1.pdf?hosts= (20.11.2016)

Huber Marcel, 2008, Vergaser, Weltorganisation für geistiges Eigentum, Patentnummer WO 2008 / 110383 A2, Veröffentlichungsdatum 18.09.2008

Kaltschmitt Martin, Hartmann Hans, Hofbauer Hermann, 2009, Energie aus Biomasse-Grundlagen, Techniken und Verfahren, 2.Auflage, Springer Verlag, Berlin Heidelberg

Kepplinger Leopold, Pelz Dieter, Zanker Gerald, 1998, Verfahren zum thermischen Verwerten von Birtrebern, Weltorganisation für geistiges Eigentum, Patentnummer WO 98 / 22751 A1, Veröffentlichungsdatum 28.05.1998

Pyreg (2016): <http://www.pyreg.de/anlage/anlagenkomponenten.html> (09.05.2016)

Schottdorf Bernd, 2007, Vorrichtung und Verfahren zur kontinuierlichen Herstellung von Holzkohle, Deutschen Patent- und Markenamt, Patentnummer DE 102005038 135 B3, Veröffentlichungsdatum 08.03.2007

Sonnenerde (2016): <http://www.sonnenerde.at/index.php?route=common/page&id=1254>
(30.04.2016)

Literatur

SynCraft (2016): <http://www.syncraft.at/index.php/de/menu-products/menu-holzgaskraftwerk>
(05.12.2016)