



Diplomarbeit

Wissenschaftliche Begleitung der Inbetriebnahme eines Festbett-Gleichstrom-Vergasers

Bernhard Buseti, BSc

als Diplomarbeit der Kommission zur Abhaltung der dritten Diplomprüfung der Studienrichtung Maschinenbau an der Technischen Universität Graz über das Institut für Wärmetechnik vorgelegt.

Betreuer

Dipl.-Ing. Dr.techn. Thomas Kienberger

Begutachter

Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Christoph Hochenauer

Graz, Oktober 2014

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 wörtliche und inhaltlich entnommene 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 sources used. The text document uploaded to TUGRAZonline is identical to the present master's thesis.

Graz, am 14.10.2014

Handwritten signature of Bernhard Busetti in black ink.

Bernhard Busetti, BSc

Kurzfassung

Stichworte: Festbettgleichstromvergasung; Biomasse; Pellets; stromerzeugende Heizung.

Die immer wachsende Nachfrage nach Energie und die damit verbundene Abhängigkeit von rohstoffreichen Ländern treibt die Suche nach Alternativen voran. Biomasse als CO₂ neutraler Brennstoff hat ein großes Potential, am zukünftigen Energiemix beizutragen. Betrachtet man die Marktentwicklung, so hat sich in den letzten Jahren der Trend zur „grünen Energie“ entwickelt, der neue Nischen auf dem Markt eröffnet.

In dieser Arbeit wird das wissenschaftliche Vorgehen beschrieben, das zur Entwicklung eines solchen Nischenproduktes, einer mit Holzpellets betriebenen, stromerzeugenden Heizung für den kleineren Leistungsbereich von 16 kW elektrisch und 50 kW thermisch führt. Es wurde ein Gleichstrom-Festbett-Vergaser vermessen und optimiert. Ein Gasmotor betriebener Asynchrongenerator ermöglichte die Einspeisung in das Stromnetz. Mit einem entsprechenden Wärmetauscher am Motor ist zukünftig auch eine Kraftwärmekopplung möglich. Der verwendete Brennstoff sind Holzpellets, die sich durch ihre konstante und homogene Brennstoffqualität auszeichnen und somit bessere Vergleiche der Versuche erlaubten. Mittels Thermoelementen wurden Temperaturverläufe aufgezeichnet, wobei die Reaktortemperaturen von besonderem Interesse waren. Hauptherausforderung der Vergasung war die Teerentstehung, die durch eine gezielte Kontrolle der Temperaturen reduziert werden konnte. Die Messungen von Druckverläufen und Gaszusammensetzungen ermöglichten konkretere Aussagen über die Vorgänge im Reaktor. Ein Vergleichsversuch mit Holzhackschnitzeln zeigte gute Messergebnisse und geringste Teerbeladungen von 0,5 g/Nm³. Hackschnitzel bieten jedoch den Nachteil, dass die Brennstoffqualität stark schwankt, weshalb trotzdem auf Holzpellets gesetzt wird. Deshalb diente dieser Versuch als Referenzversuch mit dem Ziel, ähnliche Ergebnisse mit Pellets zu erreichen. Mit Hilfe einer zuvor erstellten Versuchsmatrix konnten schrittweise Verbesserungen erreicht werden. Die Teerbeladungen sanken von 10,36 g/Nm³ auf 2,55 g/Nm³, ebenso halbierten sich die Taupunkttemperaturen der Teere. Es konnte auch gezeigt werden, dass hohe Temperaturen die Teerreduktion ebenso begünstigten wie ein höherer Differenzdruck im Koksbett.

Die Entwicklung der Teerkonzentrationen und Taupunkte konnten mittels einer zuvor erstellten Versuchsmatrix verbessert werden. Als nächster Schritt sind konstruktive Änderungen im Reaktor nötig, denn der Vergleichsversuch mit Holzhackschnitzeln bestätigte, dass der Reaktor eigentlich auf diesen Brennstoff ausgelegt ist. Die dichteren Holzpellets benötigen eine andere Formgebung des Vergasungsreaktors.

Das Ziel eines Betriebs mit Holzpellets ist möglich und muss durch weitere Umbauten untersucht werden.

Abstract

Keywords: Fixedbed downdraft gasification; Biomass; Pellets; Downdraft; electricity producing radiator.

The growing demand for energy and the associated dependence from resource-rich countries, leads to the development of new alternatives. Biomass, such as CO₂ neutral feedstock has a big potential to contribute to the energy mix in the future. Considering the market development, the trend to the “green energy” has leaped forward and new niches for products have opened.

In this Master thesis the scientific proceed, which leads to a Biomass converting product with an electric power of 16 kW and a thermal power of 50 kW is described. A downdraft gasifier was examined and optimized. A Gas engine allows to feed the electricity grid with an asynchronous alternator. With a heat exchanger the possibility of realizing a combined heat and power cycle is given. The used feedstock was wood pellets, which have the attribute to show a constant and homogenous feedstock quality so that the results can be compared. With the use of thermocouples, temperature profiles were recorded on different measuring spots with a focus on the temperatures within the reactor. The main problem of the woody biomass gasification was the production of tars, which can be minimized by operating high temperatures inside the reactor. The pressure measurement and the gas-composition of the wood can give a deeper insight into the mechanisms of the gasifier. A comparing experiment with woodchips was accomplished and achieved smallest tar concentrations of 0,5 g/Nm³. Woodchips have the disadvantage of a patchy wood quality. Therefore the aim is optimize the gasifier for woodpellets nevertheless. By means of a prepared experiment matrix, step-wise improvements could be achieved. The tar concentrations sank from 10,36 g/Nm³ to 2,55 g/Nm³, also the dew point temperatures of the tars were halved. It could be shown, that higher temperatures and higher difference pressures in the char bed improved the tar reduction processes.

After the improvements on the gasifier, the next step is to realize constructive improvements of the reactor. First of all the pelletized feedstock needs a different geometry than woodchips in order to achieve higher temperatures in the middle of the oxidation zone and therefore produce less tar.

The aim to run the gasifier with woodpellets is possible and needs to be investigated in the future after reconstructions.

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand 2014 im Zuge eines Entwicklungsprojektes der Firma Agnion in Graz. Der Versuchsaufbau und die Messungen an dieser stromerzeugenden Heizung wurden am Institut für Wärmetechnik (IWT) an der TU Graz durchgeführt.

Ich möchte mich besonders bei meinem Betreuer Thomas Kienberger bedanken, der mich für die Thematik der Biomassevergasung begeistern konnte und mir ständig für einen guten Rat zur Seite stand. Danke für die Möglichkeit der Mitarbeit an diesem spannenden Projekt.

Herrn Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Christoph Hochenauer möchte ich für die Beurteilung der Arbeit und die Möglichkeit, am IWT die Versuche durchzuführen, danken.

Außerdem möchte ich einen Dank den Mitarbeitern der Firma Agnion aussprechen. Herr Christian Zuber, Gerald Binder, Moritz Husmann und Michael Tielsch konnten mir stets bei Problemen helfen und gute Ratschläge für diese Masterarbeit geben.

Ohne die Unterstützung meiner Eltern und Geschwister, wäre der Abschluss meines Studiums nicht möglich gewesen. Darum möchte ich euch einen besonderen Dank aussprechen und euch diese Arbeit widmen.

Meinen Freunden danke ich für das gute Teamwork während des Studiums und die schöne Zeit in Graz. Kathrin, danke für deine Geduld und ständige Unterstützung. Ohne euch wäre ich nie so weit gekommen.

Graz, 2014

Inhaltsverzeichnis

1. Einleitung	1
2. Aufgabenstellung.....	7
2.1 Vorgehensweise	8
3. Theoretischer Hintergrund	9
3.1 Biomasse	9
3.1.1 Der Aufbau von Biomasse	9
3.1.2 Bestimmung des Heizwertes.....	11
3.2 Die Vergasung	11
3.2.1 Gegenstrom Vergaser	13
3.2.2 Gleichstromvergaser	13
3.2.3 Doppelfeuer Vergaser	14
3.2.4 Mehrstufiger Vergaser	14
3.3 Teilschritte der Vergasung.....	16
3.3.1 Trocknung.....	17
3.3.2 Pyrolyse	18
3.3.3 Oxidation	19
3.3.4 Reduktion (Vergasung).....	20
3.3.5 Teerentstehung und Teerverminderung.....	22
3.4 Gasqualität.....	26
3.5 Dimensionierung eines Gleichstromvergaser.....	29
3.5.1 Dimensionierung mittels Empirie.....	29
3.5.2 Dimensionierung mittels CFD.....	34
4. Versuchsaufbau	36
4.1.1 Funktionsbeschreibung	38
4.1.2 Brennstoff.....	40
4.1.3 Vergasungsreaktor	41
4.1.4 Zyklon	45
4.1.5 Filter	46

4.1.6	Motor.....	47
4.1.7	Generator	47
4.1.8	Steuerung	48
4.2	<i>Verwendete Messtechnik</i>	49
4.2.1	Gasanalytik	49
4.2.2	Teermessung-SPA.....	50
4.2.3	Messblende	51
4.2.4	Temperatur- und Druckmessung	52
5.	Experimenteller Teil	54
5.1	<i>Versuchsvorbereitung</i>	54
5.2	<i>Referenzversuch mit Holzhackschnitzel</i>	54
5.3	<i>Gegenversuch Holzpellets</i>	60
5.4	<i>Versuchsvorgehen mit Holzpellets</i>	66
5.5	<i>Versuchsmatrix</i>	67
5.5.1	Versuchsgruppe 1: Einfluss von Mittenlufteinbringung mittels Mittenluftlanze	68
5.5.2	Versuchsgruppe 2: Einfluss des Rüttelns	77
5.5.3	Versuchsgruppe 3: Einfluss des Pyrocoil	82
5.5.4	Versuchsgruppe 4: Einfluss Konstruktiver Änderungen.....	84
5.6	<i>Ergebnisse</i>	86
5.6.1	Einfluss des Differenzdruckes und der Temperaturnivaus	86
5.6.2	Teerkonzentrationen.....	89
5.6.3	Einfluss des Pyrocoils und des Rüttelmechanismus.....	90
6.	Zusammenfassung und Ausblick	92
6.1	<i>Ausblick</i>	94
7.	Literaturverzeichnis	96

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1: Zukünftiger Energiemix nach dem Shell-Szenario "Mountain" 2013 [2]	1
Abbildung 1-2: Meilensteine der Vergasung nach Basu [5]	2
Abbildung 1-3: Leistung über dem elektrischen Wirkungsgrad [7]	3
Abbildung 1-4: Preisvergleich von Biomasse [9]	5
Abbildung 3-1: Aufbau der Zellmembran von Biomasse [13]	10
Abbildung 3-2: Energiebilanz bei der allothermen und autothermen Vergasung laut Karl [7]	12
Abbildung 3-3: Vergasertyp Hauptvarianten laut Kaltschmitt [15]	12
Abbildung 3-4: Grobe Abgrenzung der Umwandlungszonen nach Tepper [6]	16
Abbildung 3-5: Veränderung des Brennstoffmassenabteils über den Vergasungsprozess [6]	17
Abbildung 3-6: Zusammenfassende Betrachtung der Prozesse im Vergaser [19]	22
Abbildung 3-7: Pfade der Teerentstehung [4]	23
Abbildung 3-8: Verschiedene Teerarten [6]	25
Abbildung 3-9: Veränderung der adiabaten Verbrennungstemperatur und des Heizwertes in Abhängigkeit der Luftüberschusszahl laut Karl [7]	28
Abbildung 3-10: Einschnürungstypen nach Venselaar [30]	31
Abbildung 3-11: Hauptabmessungen im Reaktor laut Kaupp [28]	32
Abbildung 3-12: Auslegungstabelle laut Kaupp [28]	33
Abbildung 3-13: Anordnung der Düsen und Strömungsprofil nach Kaupp [28]	33
Abbildung 3-14: Kontrollvolumen einer CFD Simulation [32]	34
Abbildung 3-15: CFD Simulation der Temperaturverteilung eines Festbettvergasers [33]	35
Abbildung 4-1: Aufbau des Versuchsstandes	37
Abbildung 4-2: Rückseite des Versuchsstandes	38
Abbildung 4-3: Fließbild der Versuchsanlage	39
Abbildung 4-4: Vergasungsreaktor	42
Abbildung 4-5: Prinzipskizze des Vergasungsreaktors	43
Abbildung 4-6: Ascheaustrag – Grundriss [35]	44
Abbildung 4-7: Darstellung des Korbes	45
Abbildung 4-8: CAD Zeichnung des eingebauten Zyklons	46
Abbildung 4-9: Verwendeter GM Vortec Motor	47
Abbildung 4-10: Hauptmenü der Steuerung	48
Abbildung 4-11: Verschaltung der SPS Steuerung	49
Abbildung 4-12: Waschflaschen vor dem Gasanalysator	50

Abbildung 4-13: Entnahme einer SPA-Teerprobe.....	51
Abbildung 4-14: Schema einer Blendenmessstrecke mit Eckdruckentnahme nach DIN EN ISO 5167-2 [38].....	52
Abbildung 4-15: Modell der Druckverluste im Vergaser	53
Abbildung 5-1: Temperaturverlauf - Hackschnitzel Referenzversuch	55
Abbildung 5-2: Differenzdruckverlauf - Hackschnitzel Referenzversuch.....	56
Abbildung 5-3: Gaszusammensetzung - Hackschnitzel Referenzversuch.....	56
Abbildung 5-4: Radiales Temperaturprofil im Messpunkt Nr.2 - Hackschnitzel Referenzversuch	58
Abbildung 5-5: Temperaturverlauf - Gegenversuch Holzpellets	61
Abbildung 5-6: Differenzdruckverlauf und Motoreintrittstemperatur - Gegenversuch Holzpellets.....	61
Abbildung 5-7: Gaszusammensetzung - Gegenversuch Holzpellets	62
Abbildung 5-8: Teerablagerungen an einer Dichtstelle	63
Abbildung 5-9: Blick in den Reaktorraum - Aufgequollene Holzpellets.....	64
Abbildung 5-10: Blick in den Reaktorraum oberhalb der Luftdüsen.	64
Abbildung 5-11: Vergleiche der Gaszusammensetzung Hackschnitzel Referenzversuch und Pellets Gegenversuch.....	65
Abbildung 5-12: Düse 1	68
Abbildung 5-13: Düse 2	69
Abbildung 5-14: Kugelhahn der Mittenluftlanze mit Volumenstrom Messblende	69
Abbildung 5-15: Temperaturverlauf Reaktor – VG 1 Nr.1	70
Abbildung 5-16: Differenzdruckverlauf – VG 1 Nr.1	70
Abbildung 5-17: Gaszusammensetzung – VG 1 Nr.1	71
Abbildung 5-18: Temperaturverläufe Reaktor – VG 1 Nr.2	73
Abbildung 5-19: Differenzdruckverlauf, Motoreintrittstemperatur und Taupunkte - VG 1 Nr.2	73
Abbildung 5-20: Gaszusammensetzung - VG 1 Nr.2	74
Abbildung 5-21: Volumenstrom - VG 1 Nr.2	74
Abbildung 5-22: Temperaturverlauf Reaktor – VG 2 Nr.1	77
Abbildung 5-23: Differenzdruckverlauf, Motoreintrittstemperatur und Taupunkte - VG 2 Nr.1	78
Abbildung 5-24: Gaszusammensetzung – VG 2 Nr.1.....	78
Abbildung 5-25: Volumenstrom – VG 2 Nr.1	79
Abbildung 5-26: Differenzdruckverlauf im Motorbetrieb - VG 2 Nr.1	83
Abbildung 5-27: Einfluss des Pyrocoils.....	83

Abbildung 5-28: Einfluss des Pyrocoils auf den Teertaupunkt	84
Abbildung 5-28: Teerbeladungen bei verschiedenen Temperaturen – Holzpellets	87
Abbildung 5-29: Teerbeladungen bei verschiedenen Temperaturen – Hackschnitzel.....	87
Abbildung 5-30: Axiales Temperaturprofil Holzpellets	88
Abbildung 5-31: Differenzdruck im Koks Bett über die Teerbeladung – Holzpellets	89
Abbildung 5-32: Vergleich der Teerbeladungen – Versuchsgruppen 1 bis 3 und Hackschnitzel Referenzversuch	90
Abbildung 5-34: Einfluss des Rüttelintervalls – Entwicklung der Pyrolyseteere	91

Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1: Klassifizierung der Teere nach ECN [21].....	23
Tabelle 4-1: Elementarzusammensetzung von Holzpellets $\text{CH}_{1.358}\text{O}_{0.609}$ nach [4].....	41
Tabelle 5-1: Auswertung der SPA Proben - Hackschnitzel Referenzversuches	60
Tabelle 5-2: Bilanzen der Betriebspunkte - Hackschnitzel Referenzversuch.....	60
Tabelle 5-3: Bilanzen der Betriebspunkte – Holzpellets Gegenversuch	65
Tabelle 5-3: Versuchsmatrix.....	67
Tabelle 5-5: Auswertung der SPA Proben – VG 1 Nr.1.....	72
Tabelle 5-6: Bilanzen der Betriebspunkte – VG 1 Nr.1.....	72
Tabelle 5-7: Auswertung der SPA Proben – VG 1 Nr.2.....	76
Tabelle 5-8: Bilanzen der Betriebspunkte – VG 1 Nr.2.....	76
Tabelle 5-9: Ergebnisse SPA Analyse - VG 2 Nr.1	81
Tabelle 5-10: Bilanzen der Betriebspunkte - VG 2 Nr.1	81
Tabelle 6-1: Versuchsergebnisse.....	92

Abkürzungsverzeichnis

BP	Betriebspunkt
CFD	Computational Fluid Dynamics
GC	Gaschromatograph
GV	Gegenversuch
HHS	Holz hackschnitzel
IWT	Institut für Wärmetechnik
KH	Kugelhahn
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
Oxi	Oxidationszone
T	Temperatur
TM	Teermessung
PC	Pyrocoil
Pyr	Pyrolysezone
RV	Referenzversuch
SPS	Speicherprogrammierbare Steuerung
VG	Versuchsgruppe
W	Wand

Formelzeichen:

A_{\min}	Querschnittsfläche Einschnürung [m^2]
β	Durchmesser Verhältnis [-]
C	Durchflusskoeffizient $C=f(\beta, Re)$: Wird näherungsweise bestimmt
c	Massenanteil Kohlenstoff [kg_C/kg_{BS}]
D	Außendurchmesser der Rohrleitung bei Betriebstemperatur [m]
d	Innendurchmesser der Blende bei Betriebstemperatur [m]
ε	Expansionszahl für kompressible Medien [-]

h	Massenanteil Wasserstoff [$\text{kg}_{\text{H}_2}/\text{kg}_{\text{BS}}$]
H_i^0	Molare Bindungsenthalpie [kJ/kmolK]
H_U	Oberer Heizwert [$\text{kJ}/\text{kg}_{\text{BR}}$]
$H_{U,G}$	Heizwert des Produktgases [kJ/Nm^3]
h'	Spezifische Entahlpie der flüssigen Phase [kJ/kg]
h''	Spezifische Enthalpie der dampfförmigen Phase [kJ/kg]
r	Verdampfungsenthalpie [kJ/kg]
$H_{U,BR}$	Heizwert des festen Brennstoffes [kJ/kg]
ΔH_R	Reaktionsenthalpie [kJ/mol]
L	Luftmenge [$\text{kmol}_L/\text{kmol}_{\text{BR}}$]
L_{min}	Mindestluftbedarf [$\text{kmol}_L/\text{kmol}_{\text{BR}}$]
λ	Luftüberschusszahl [-]
\dot{m}_{BR}	Massenstrom Brennstoff [kg/s]
\dot{m}_L	Massenstrom Luft [kg/s]
\dot{m}_{BR}	Massenstrom Brennstoff [kg/s]
\dot{m}_{RG}	Massenstrom Rauchgas [kg/s]
\dot{m}_G	Massenstrom Gas [kg/s]
n	Massenanteil Stickstoff [$\text{kg}_{\text{N}_2}/\text{kg}_{\text{BS}}$]
n_m	Mechanische Drehzahl [$1/\text{min}$]
n_s	Synchrondrehzahl [$1/\text{min}$]
η_{el}	Elektrischer Wirkungsgrad [-]
η_{KG}	Kaltgaswirkungsgrad [-]
$O_{2,\text{min}}$	Minimaler Sauerstoffbedarf [$\text{kmol}_{\text{O}_2}/\text{kmol}_{\text{BR}}$]
o	Massenanteil Sauerstoff [$\text{kg}_{\text{O}_2}/\text{kg}_{\text{BS}}$]
p	Druck [N/m^2]
p_{ein}	Absolutdruck vor der Blende [N/m^2]
p_{aus}	Absolutdruck nach der Blende [N/m^2]
Δp	Wirkdruck [N/m^2]
\dot{Q}_{FWL}	Feuerungswärmeleistung [W]

\dot{Q}_{BR}	Brennstoffleistung [W]
\dot{Q}_L	Wärmeleistung der zugeführten Luft [W]
\dot{Q}_{PC}	Übertragene Wärme im Pyrocoil [W]
\dot{Q}_Z	Verlustwärme am Zyklon [W]
\dot{Q}_{DB}	Übertragene Wärme im Drying Bucket [W]
\dot{Q}_F	Verlustwärme am Filter [W]
R	Allgemeine Gaskonstante [J/mol K]
ρ_{aus}	Dichte nach der Blende [kg/m ³]
ρ_{ein}	Dichte vor der Blende [kg/m ³]
s	Massenanteil Schwefel [kg _S /kg _{BS}]
t_{aus}	Austrittstemperatur [°C]
t_{ein}	Eintrittstemperatur [°C]
\dot{V}_N	Volumenstrom bei Normbedingungen [Nm ³ /s]
\dot{V}_{PG}	Volumenstrom Produktgas [m ³ /s]
v_i	stöchiometrischer Koeffizient [kmol _i /kmol _{BR}]
w	Massenanteil Wasser [kg _{H2O} /kg _{BS}]
x	Dampfziffer [-]

1. Einleitung

Die Nachfrage nach Energie ist seit Jahrzehnten stetig steigend, jedoch schrumpfen zugleich die fossilen Energiereserven und treiben die Preise für Strom und Wärme gleichermaßen in die Höhe. Global gesehen wird sich auch der Weltenergiebedarf in den nächsten Jahren erhöhen, da sich Schwellenländer wie z.B. Brasilien oder Indien in einem wirtschaftlichen Aufschwung befinden. Die Deckung dieser Energienachfrage ist eine der großen Herausforderungen unserer Zeit. Da ein Ende der fossilen Ressourcen mit hoher Wahrscheinlichkeit vorhersehbar ist, können alternative Energien Lösungen zu dieser Problematik bieten. Der weltweite Energiekonsum lag im Jahr 2012 bei ca. 500 EJ [1]. Soll die Umwelt keinen großen Schaden nehmen, muss in Zukunft auf ressourcenschonende Verfahren gesetzt werden. Es bedarf also in Zukunft innovativer Konzepte, die effizient und einfach einsetzbar sind, zugleich aber nicht zu sehr der Umwelt zusetzen. Grüne Energie ist das Schlagwort unserer Zeit.

Bioenergie, CO₂-neutrale Kraftwerke, Kraftwärmekopplungen nehmen einen immer größer werdenden Teil der Energiewirtschaft ein. Entwicklungstrends sind aber sehr schwer abzuschätzen, da diese von mehreren Parametern abhängen. Laut einem Shell-Szenario aus dem Jahr 2013 für den zukünftigen Energiemix, werden fossile Brennstoffe einen Rückgang erfahren und es wird verstärkt auf regenerative Energien gesetzt werden (Siehe Abbildung 1-1). Dabei wird der Energie aus Biomasse ein nicht zu vernachlässigbarer Anteil zugeschrieben.

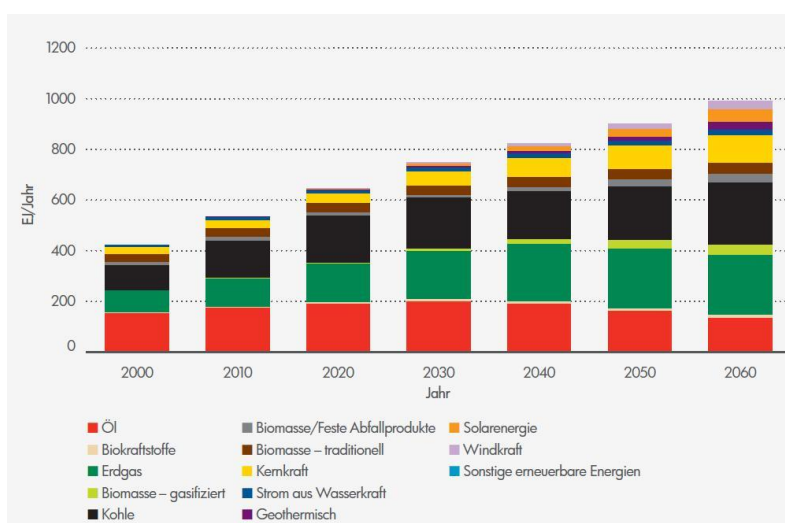


Abbildung 1-1: Zukünftiger Energiemix nach dem Shell-Szenario "Mountain" 2013 [2]

Diese Arbeit befasst sich mit der Vergasung von Biomasse, speziell von Holz. In den letzten Jahrzehnten wurden erhebliche Anstrengungen unternommen, um derartige Verfahren marktreif zu entwickeln. Teilweise wurden schon verschiedenste Konzepte erfolgreich umgesetzt [3]. Die Anwendungen reichen dabei vom Holzgasbetriebenen Automobil, bis hin zur Erzeugung und Speicherung von Methangas aus Biomasse [4]. Im Laufe des zweiten Weltkrieges wurden hier die größten Entwicklungen vollbracht. Grund dafür war eine Rohstoffknappheit. In der folgenden Abbildung 1-2 sind die historischen Meilensteine der Vergasung bis in die heutige Zeit aufgeführt.

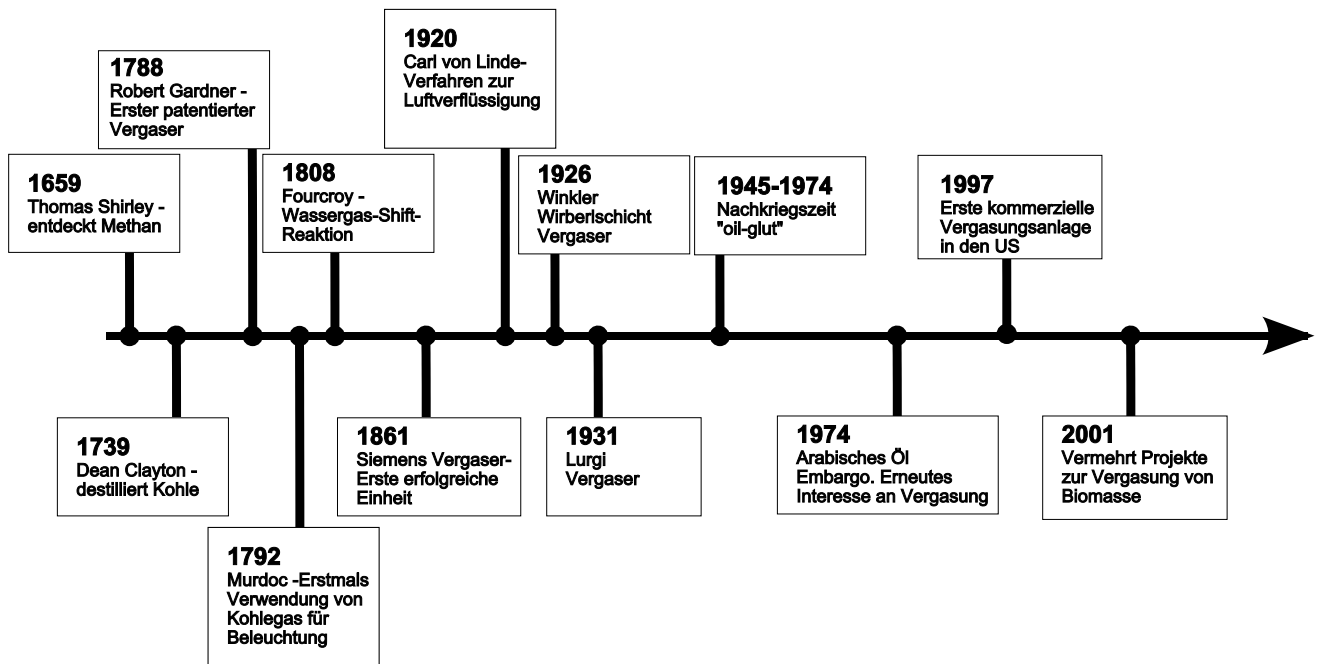


Abbildung 1-2: Meilensteine der Vergasung nach Basu [5]

Die Energieerzeugung mittels der Vergasung von Biomasse bietet einige Vorteile gegenüber der direkten Verbrennung. Für Kraftwärmekopplungen sind Vergasungsverfahren für kleine bis mittlere Leistungsbereiche bis ca. 5 MWth gegenüber Verbrennungsverfahren vorzuziehen. Es bieten sich laut Tepper [6] folgende Vorteile:

Thermodynamische Vorteile:

Abbildung 1-3 zeigt die erreichbaren elektrischen Wirkungsgrade bei der dazugehörigen Feuerungswärmeleistung. Im kleineren Leistungsbereich bis ca. 1 MW, werden in der Regel wegen des kleinen erreichbaren Wirkungsgrades bis ca. 50 %, keine Brennstoffe wie Erdöl oder Erdgas verwendet. Diese sind zu teuer für eine derartig schlechte Brennstoffausnutzung. Bei diesen kleinen Leistungsbereichen wird deshalb Holzgas als Brennstoff bevorzugt. Dieses Gas kann die kostspieligen fossilen Brennstoffe ersetzen und in Mikroturbinen oder Gasmotoren verbrannt werden. Die Biomassevergasung zeigt also bei

kleinen Leistungsbereichen bis ca. 5 MW und mit einer dementsprechenden Kraft-Wärme-Kopplung Wirkungsgradvorteile [6].

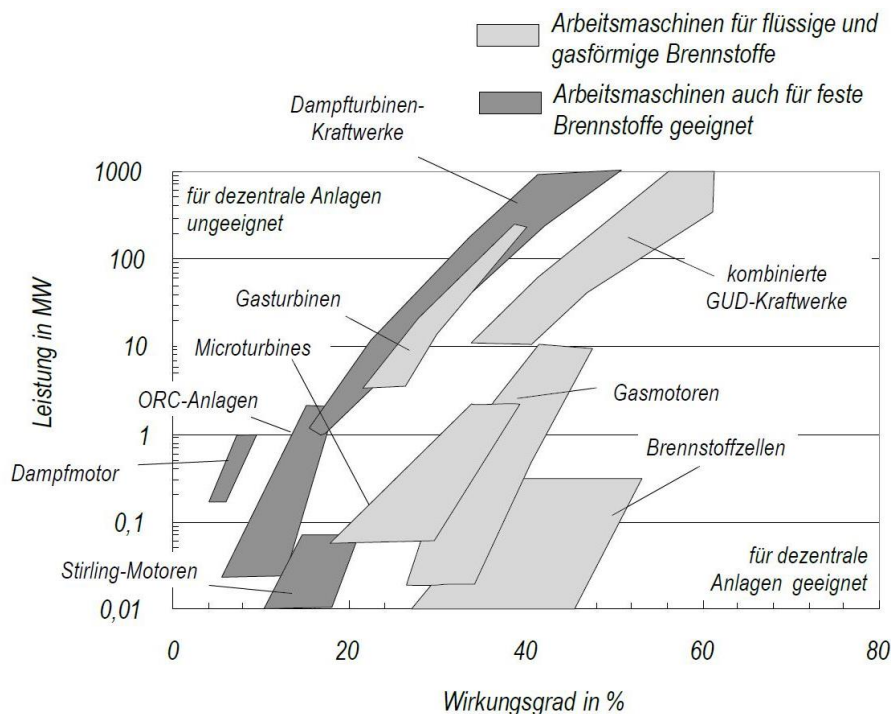


Abbildung 1-3: Leistung über dem elektrischen Wirkungsgrad [7]

Technische Vorteile:

- Der Aufbau einer Vergaseranlage ist wesentlich einfacher zu gestalten als der einer Dampfkraftanlage. Es sind auch keine Spezialbauteile, wie es in Dampfkraftanlagen der Fall ist (Verdampfer, Dampfturbine, etc.), verbaut.
- Während bei einer mit einem Dampfkessel betriebenen Anlage der Überwachungsaufwand sehr hoch ist, können Vergaseranlagen ohne Beobachtung betrieben werden. Es besteht keine so hohe Explosionsgefahr wie bei einem Dampfkessel.
- Gasmotoren, die in der Regel als Ottomotoren ausgeführt sind, können von der Stange gekauft werden. Es entfallen daher höhere Kosten für den motorischen Betrieb im Vergleich zu Dampfturbinen. Außerdem sind die benötigten Ersatzteile kostengünstiger und auch kurzfristig zu erwerben.

Logistische Vorteile:

- Es ist möglich, mit Vergasungsanlagen wesentlich kleinere Brennstoffdurchsätze als bei herkömmlichen Verbrennungsanlagen zu realisieren. In Ländern wie Österreich bietet sich eine solche Technologie an. Das regionale Angebot an Biomasse ist vorhanden und deren Nutzung ist geeignet für einen dezentralen und

verbrauchernahen Betrieb. Es entfallen dadurch lange Transportwege und eine energetische Selbstversorgung ist möglich.

Nachteile:

Den Vorteilen sind genauso die Nachteile gegenüberzustellen und kritisch zu betrachten:

- In der Vergasung entsteht eine Vielzahl giftiger Nebenprodukte. In der Asche können sich bei der Altholzvergasung Schwermetalle einlagern. Die anfallenden, auskondensierten Teere sind meist in hochkonzentrierter Form anzufinden. Diese langkettigen Kohlenwasserstoffe wie Naphthalin, Phenol usw., sind hoch karzinogene Schadstoffe und müssen als Sondermüll entsorgt werden.
- Die Vergasung erzeugt in hohem Maße das Giftgas Kohlenmonoxid. Dieses geruchlose Gas kann während des Betriebes oder bei Wartungsarbeiten austreten.
- Wie in Kapitel 3.3.5 genauer erklärt wird, ist die Teerproblematik eine der größten Herausforderungen der Vergasung. Je nach Brennstoff fallen unterschiedliche Mengen an, die die Anlagenteile beschädigen und einen erheblichen Wartungsaufwand erzeugen. Für eine erfolgreiche Markteinführung gilt es, diese Nachteile zu optimieren oder gar zu vermeiden.

In Hinblick auf den Klimawandel ist die Biomassevergasung eine ebenso CO₂ neutrale wie effiziente Alternative für die Energieproduktion. Von einem CO₂ neutralen Verfahren spricht man, wenn beim Konversionsprozess so viel CO₂ freigesetzt wird, wie vorher durch Photosynthese der Pflanzen umgewandelt wurde. Im Vergleich zu anderen regenerativen Technologien, wie der Nutzung von Windenergie oder Energiegewinnung durch Wasserkraft, ist man bei der Biomassenutzung nicht abhängig vom natürlichen Darbot. Biomasse kann gespeichert und bei Bedarf genutzt werden.

Die Firma Agnion, mit Hauptsitz in Zittau (Deutschland) betreibt seit 2007 Forschung und Entwicklung an dezentralen Bioenergie-Anlagen. Eines der größeren realisierten Projekte ist der sogenannte Heatpipe-Reformer [8]. Es handelt sich dabei um einen Wirbelschichtvergaser mit einer Leistung von 400 kW elektrisch und 600 kW thermisch. Um die Produktpalette im kleineren Leistungsbereich zu erweitern, wurde ein Kleinvergaser in Betracht gezogen, der in einem Leistungsbereich von 16 kW elektrisch und 50 kW thermisch liegt. Damit wäre die Anlage stark genug, um z.B. eine Reihenhausanlage mit CO₂-neutralen Strom und CO₂-neutraler Wärme zu versorgen.

Darüber hinaus soll die Anlage leistungsfähig werden, d.h., die Stromgestehungskosten müssen mit den Marktpreisen konkurrieren können, ohne dass man sich von Fördertarifen ab-

hängig macht. Ein wesentlicher Parameter, der die Wirtschaftlichkeit dieser Anlage bestimmt, ist der verwendete Brennstoff. Das Ziel soll es sein, einen Betrieb mit Industrie-Holzpellets zu realisieren, da diese immer eine konstante Brennstoffqualität aufweisen und kostenmäßig mit Holzhackschnitzeln mithalten können.

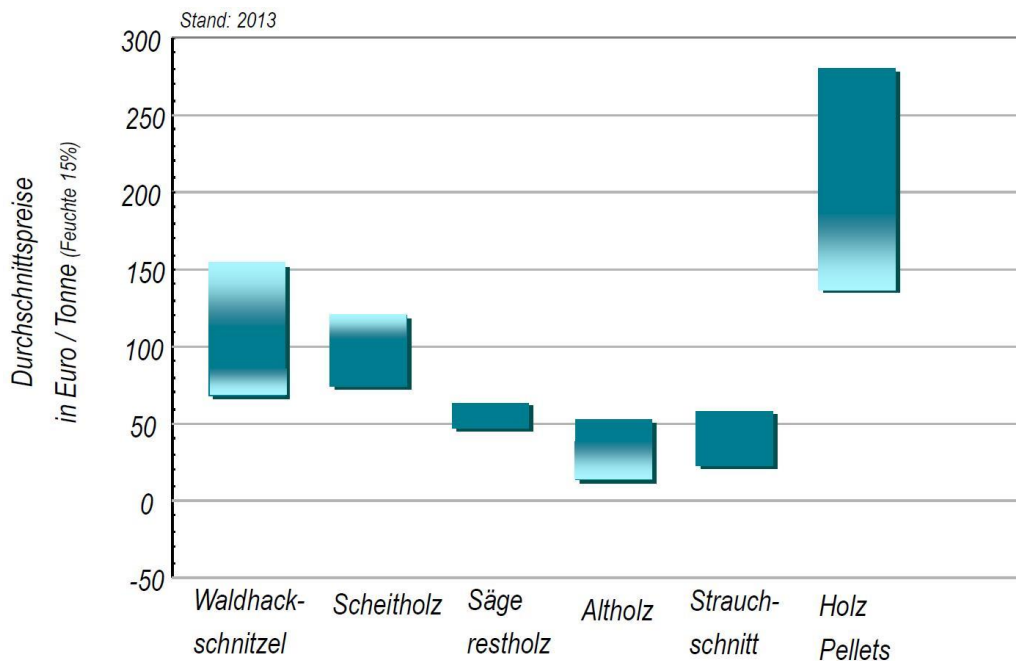


Abbildung 1-4: Preisvergleich von Biomasse [9]

Der Preis der Anlage sollte so hoch sein, dass sich dieser unabhängig von Förderprogrammen in fünf bis sieben Jahren amortisiert. Die kompakte Bauform und der Preis dieser stromerzeugenden Heizung ist eine Neuheit auf dem Markt und könnte sich als Nischenprodukt für den privaten Energieerzeuger etablieren.

Dazu wurde ein Kleinvergaser der Firma ALL Power Labs angekauft und vermessen. In den durchgeführten Versuchen, sollte die Marktreife des Vergasers bewertet werden.

Ziel dieser Arbeit ist, die Anlage auf einen wirtschaftlichen Betrieb hin zu überprüfen. Der Kleinvergaser soll mit Holzpellets betrieben werden können, um zu garantieren, dass die Brennstoffqualität immer gleich bleibt. Hackschnitzel besitzen den Nachteil, dass die Qualität, d.h., Brennstofffeuchte, Brennstoffzusammensetzung, Rindenanteil, usw. stark variiert. Der Vergaser soll auf einen dichteren und energiereicheren Brennstoff optimiert werden, sodass sich optimale Bedingungen im Inneren des Reaktors ausbilden. Es sollen ebenfalls einige Originalkomponenten ausgetauscht werden, um sicherheitstechnische Aspekte, sowie EU-Standards einhalten zu können. Durch ein kontinuierliches Messen an der Anlage sollen schrittweise Teile modifiziert werden, um sich an die Marktreife für dieses Produkt heranzutasten.

In der folgenden Arbeit wird auf die Biomassevergasung und auf die technische Umsetzung anhand eines Festbett-Gleichstromvergasers näher eingegangen.

2. Aufgabenstellung

Es soll in dieser Arbeit ein Kleinvergaser nach dem Imbertprinzip, welcher als sogenannte stromerzeugende Heizung konzipiert ist, in Betrieb genommen und mittels wissenschaftlicher Methoden vermessen werden. Der Versuchsvergaser, ein Festbett-Gleichstromvergaser der Firma ALL Power Labs, soll soweit modifiziert werden, um einen möglichst wirtschaftlichen und wartungsarmen Betrieb mit Holzpellets zu ermöglichen. Die wesentlichen zu erarbeitenden Punkte sind:

Untersuchung des instationären Betriebes: Bestimmung der zeitlich aufgelösten Produktgaszusammensetzung (Permanentgase, Teer) beim Anfahren/Abfahren

Es soll der Betrieb beim An- und Abfahren der Anlage beobachtet werden. In diesem kritischen Bereich sind die Wände der Anlagenteile noch „kalt“ und es kann hier vermehrt zur Teerkondensation kommen. Dazu sollen Lösungen erarbeitet werden, um dies zu vermeiden. Permanentgase sollen mittels Gasanalysator und Teer mittels gaschromatographischer Analysemethoden untersucht werden.

Untersuchung des stationären Betriebes: Ermitteln der Betriebscharakteristik (Temperatur- Druck und Durchflussverläufe)

Es soll das Verhalten der Anlage im Motorbetrieb vermessen werden. Beobachtet werden soll dabei, wie sich die Anlage steuern lässt, um ein möglichst sauberes, teearmes Produktgas zu garantieren und zugleich eine konstante elektrische und thermische Leistung zu erzeugen.

Vermessen und Bewerten des Normalbetriebes. Ermittlung von Energie- und Massenbilanzen, Wirkungsgradbestimmung:

Es soll ein Auswertungsfile erstellt werden, welches es ermöglicht, die Anlage energetisch zu bewerten. Dabei sind die thermischen Verluste der einzelnen Komponenten von Interesse. Sind diese bewertbar und auch vermeidbar? Kann an der Effizienz der Anlage gearbeitet werden?

Analyse und Bewertung von auftretenden Betriebsproblemen. Erstellen von Lösungsansätzen:

Auf der Grundlage der zuvor erarbeiteten Punkte soll der Vergaser schrittweise optimiert werden. Dabei soll auf das Design des Reaktors geachtet werden, um ohne diverse Produktgasnachbehandlungsmethoden schon ein sauberes Gas erzeugen zu können.

2.1 Vorgehensweise

Der Versuchsvergaser wird aufgebaut und anschließend vermessen. Bevor die Arbeiten beginnen ist es notwendig, eine ausführliche Literaturstudie durchzuführen. Es werden neben den Grundlagen der Festbettvergasung auch die Auslegung eines solchen Vergasers und die CFD - Simulationen ähnlicher Konstruktionen betrachtet. Ziel dabei ist es, ein grundlegendes Verständnis für die Festbettvergasung zu entwickeln. Der verwendete Brennstoff sind dabei Holzpellets. Da der Vergaser auf Holzhackschnitzel ausgelegt ist, wird zunächst ein Vergleichsversuch mit diesen Brennstoffen durchgeführt. Ein Vergleich für den Normalbetrieb wird somit möglich. Durch Temperatur-, Druck -und Volumenstrommessungen werden kontinuierlich Modifikationen erprobt, die den ordnungsgemäßen Betrieb mit Holzpellets ermöglichen sollen. Dabei gilt es, eine homogene und heiße Oxidationszone anzustreben, die es ermöglicht, die Teerverbindungen zu cracken und somit ein teearmes Gas zu erhalten. Durch verschiedene Düsendesigns wird der optimale Reaktor für Holzpellets erarbeitet. Der Taupunkt des Teers muss so niedrig wie möglich gehalten werden. Nur so wird ein wartungsarmer und anlagenschonender Betrieb garantiert. Die Teermessungen werden mittels SPA Probenentnahme und anschließender Analyse im Gaschromatographen erfolgen. Nach der Oxidationszonenoptimierung wird der Reinigungsmechanismus so eingestellt, dass die Verweilzeit im Koks Bett ein Maximum erreicht. Somit wird nicht nur der Koksumsatz steigen, es wird sich auch auf die Gaszusammensetzung auswirken. Die Gaszusammensetzung wird mittels Gasanalysator gemessen und anschließend bilanziert. Messdaten werden nach jedem Versuch gesammelt und ausgewertet. Wartung, Inbetriebnahme und stationärer Betrieb werden auf Benutzerfreundlichkeit getrimmt. Sämtliche Sensoren, Aktoren, Reinigungszyklen und motortechnische Regelungen werden schrittweise in eine Steuerung integriert und ermöglichen somit eine bessere Kontrolle der Anlage und einen steigenden Automatisierungsgrad. Es soll am Ende möglich sein, die Anlage von nur einer Person bedienen zu lassen. Ziel ist ein marktreifer Vergaser, der mit Holzpellets betrieben werden kann.

3. Theoretischer Hintergrund

Im Folgenden werden die theoretischen Grundlagen der Vergasung von Biomasse erörtert. Um einen möglichst stabilen Betrieb, teerarme Produktgase und eine potentielle Marktreife zu erreichen ist es notwendig, diese gut zu verstehen. Dabei wird die Theorie vom Aufbau der Biomasse bis hin zu den entstehenden Produktgasen behandelt. Ebenso wichtig ist die technische Umsetzung der Vergasung, welche hier ausführlich behandelt wird.

3.1 Biomasse

Biomasse ist ein weitläufiger Begriff, für den keine einheitliche Definition existiert. Streng genommen werden Phyto- und Zoomasse, tierische Exkremente und Abfallprodukte, wie Kompost oder Altpapier, zu Biomasse dazugezählt. Die Grenze zu den fossilen Brennstoffen ist fließend, wobei häufig Torf als Abgrenzung genannt wird. In dieser Arbeit wird nur die holzartige Biomasse behandelt.

Holz erweist sich als sehr vielseitiges Produkt in der Energiewirtschaft. Wird es nicht direktverfeuert, können neben Holzkohle auch noch flüssige Brennstoffe wie Pyrolyseöle oder brennbare Gase gewonnen werden. In weiterer Folge ist die Strom- und Wärmeproduktion möglich. Im Folgenden soll die thermochemische-Umwandlung von Holz in ein brennbares Gas näher beleuchtet werden.

3.1.1 Der Aufbau von Biomasse

Holz ist ein inhomogener Stoff, der hauptsächlich aus Verbindungen von Kohlenstoff C, Wasserstoff H₂ und Sauerstoff O₂ besteht. Den Rest machen Stickstoff, Schwefel und Wasser aus. Dabei variieren die jeweiligen Anteile von Holzart zu Holzart. Der Aufbau und die Zusammensetzung sind dabei ausschlaggebend für die entstehenden Produktgase und deren Zusammensetzung [11]. Die CHO Verbindungen bilden strukturell gesehen wieder in sich geschlossenen Einheiten und können unterteilt werden in [12]:

- Zellulose (ca. 45%_{m,tr})
- Holzpolylosen (ca. 22%_{m,tr})
- Lignin (ca. 26%_{m,tr})
- Akzessorische Stoffe (machen nur wenige Prozent aus)

Abbildung 3-1 zeigt den Aufbau der Zellmembran aus den oben genannten Bausteinen. Diese Membran grenzt das Zellinnere ab.

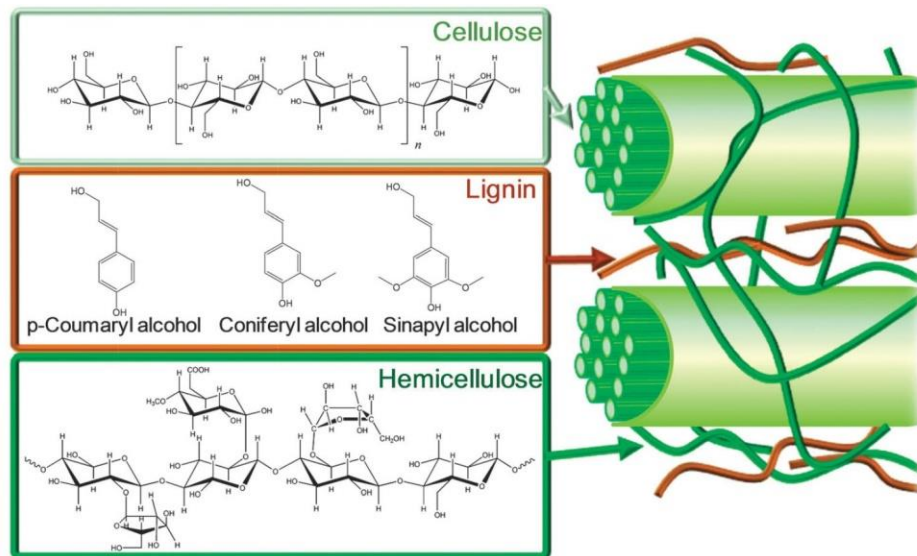


Abbildung 3-1: Aufbau der Zellmembran von Biomasse [13]

Zellulose:

Zellulose macht den größten Anteil der Zellwände von Biomasse aus (ca. 50 %). Sie ist ein Polysaccharid und aus unverzweigten β -D-Glucose-Molekülen aufgebaut. Die dazugehörige Summenformel lautet: $(C_6H_{10}O_5)_n$.

Durch die Einlagerung der Zellulose, zu höheren reißfesten Strukturen (Fasern), übernehmen die Zelluloseverbindungen die statischen Funktionen der Pflanzen. Zellulose besteht im Wesentlichen aus 49%_{m,tr} O₂, 45%_{m,tr} C und 6%_{m,tr} H₂.

Holzpolylosen:

Bei Holzpolylose (früher Hemizellulose) handelt es sich um einen Sammelbegriff der in der Biomasse auftretenden Polysaccharide. Sie besteht aus kurzkettigen Makromolekülverbindungen und fungiert als Klebstoff in der Zellwand bzw. Flexibilisator. Außerdem enthalten sie Reservestoffe für die Pflanze und steuern als Quellstoff die Durchlässigkeit der Membran. Die Zellmembran befindet sich zwischen Zellwand und Zellinnerem. Durch diese wird das Innere aufrechterhalten und es findet ein Stoffaustausch zwischen Zellwand und Zellinnerem statt.

Lignin:

Der Stoff der zur Verholzung von Biomasse führt ist Lignin. Dieser Füllstoff ist aus aromatischen Komponenten aufgebaut und lagert sich zwischen den Zellwänden ein. Lignin liegt in unstrukturierter Form vor und variiert mengenmäßig zwischen den verschiedenen Holzarten. Es setzt sich aus 34%_{m,tr} O₂, 60%_{m,tr} C und 6%_{m,tr} H₂ zusammen.

Akzessorische Stoffe:

Dazu zählen Harze, Fette, ätherische Öle, Stärke, phenolische Substanzen, Mineralstoffe und der Aschegehalt. Diese haben einen Einfluss auf die Produktgaseigenschaften. Der Aschegehalt variiert je nach Holzart und Reife der Biomasse.

3.1.2 Bestimmung des Heizwertes

Der Heizwert von naturbelassener Biomasse lässt sich aus Anhaltswerten ermitteln. Es wird im Allgemeinen zwischen holzartiger oder halmgutartiger Biomasse unterschieden [7].

$H_u = (18,7 - 21,1 \cdot w) \cdot 10^3$	<i>für holzartige Biomasse</i>	3-1
$H_u = (17,4 - 19,8 \cdot w) \cdot 10^3$	<i>für halmgutartige Biomasse</i>	3-2

Die Einheit des Heizwertes wird in kJ/kg_{BR} angegeben.

3.2 Die Vergasung

Biomasse lässt sich durch Fermentation bzw. durch thermische Behandlung in ein brennbares Produktgas umwandeln. Wie schon erwähnt, wird in dieser Arbeit nur die thermochemische Umwandlung von Biomasse betrachtet. Die Umwandlung findet dabei in einem Festbettvergaser statt.

Grundsätzlich gibt es zwei verschiedene Arten der Prozessführung. Je nachdem ob dem Vergaser Prozesswärme von außen zugeführt wird oder sich die chemischen Prozesse der Vergasung durch exotherm ablaufende Reaktionen selbstständig aufrechterhalten, wird zwischen allothermer und autothermer Vergasung unterschieden. Abbildung 3-2 zeigt die Energieflüsse beider Vergasungsarten.

Die Produktgase bei allothermen Vergasern weisen in der Regel höhere Heizwerte auf. Es wird hier üblicherweise neben der extern zugeführten Wärme Wasserdampf als Vergasungsmittel verwendet. Bei autothermen Vergasern ist Luft als Vergasungsmittel der Standard. Das Produktgas wird durch den Stickstoffgehalt der Luft verdünnt und erreicht hier im Vergleich kleinere Heizwerte. In dieser Arbeit wird ein autothermer Vergaser betrachtet.

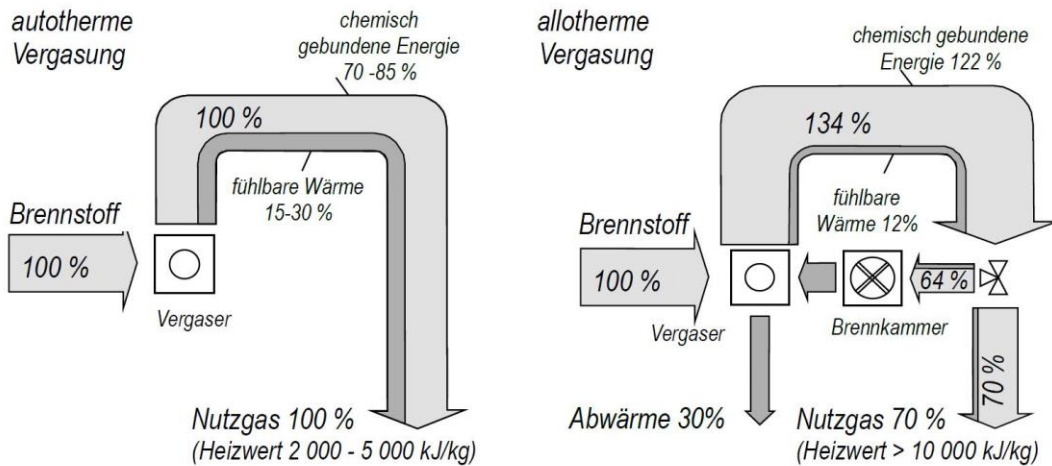


Abbildung 3-2: Energiebilanz bei der allothermen und autothermen Vergasung laut Karl [7]

Üblicherweise sind Festbettvergaser vertikal ausgeführt. Der Brennstoff bewegt sich, angetrieben durch die Schwerkraft, langsam von oben nach unten und wird in mehreren abgrenzbaren Zonen im Reaktorraum schrittweise thermisch zersetzt. Diese Teilprozesse sind die Trocknung, die pyrolytische Zersetzung, die Oxidation und Reduktion, auf die später noch eingegangen wird. Es gibt eine Reihe von verschiedenen Vergaserkonzepten, - vier wesentliche Bauformen lassen sich bei Fixbettreaktoren abgrenzen. Diese unterscheiden sich hauptsächlich durch die relative Bewegungsrichtung der Produktgase zur Brennschüttung [14]. Die vier Vergasertypen sind der Gegenstrom-, der Gleichstrom-, der Doppelfeuer-, und der Mehrstufenvergaser.

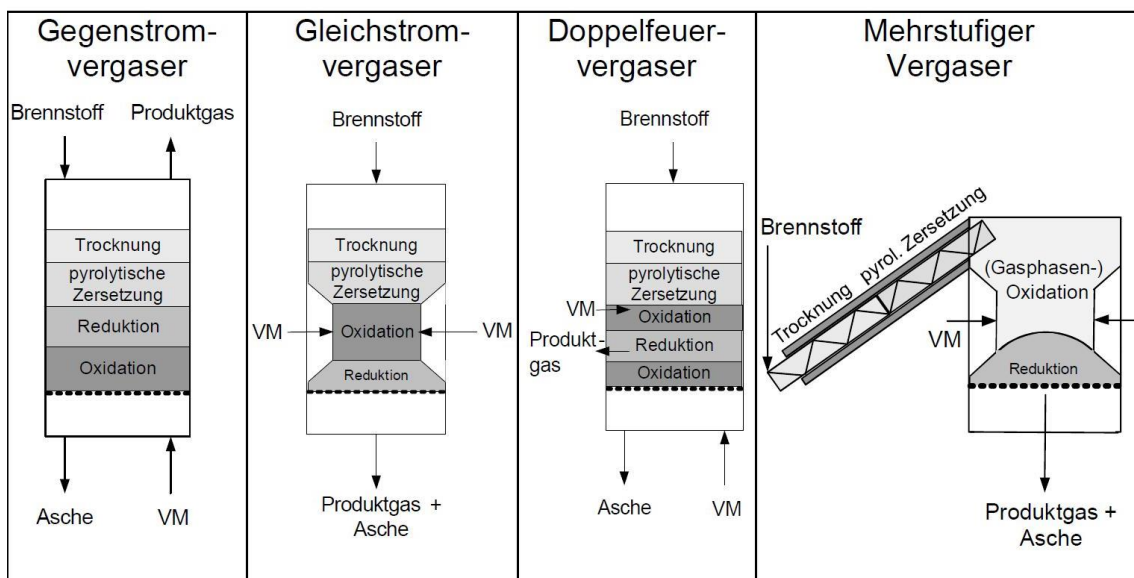


Abbildung 3-3: Vergasertyp Hauptvarianten laut Kaltschmitt [15]

3.2.1 Gegenstrom Vergaser

Auch Gegenstromvergaser werden von oben mit Brennstoff befüllt, allerdings strömt das Produktgas in entgegengesetzte Richtung. Die Wärmeübertragung für die Teilprozesse erfolgt hauptsächlich konvektiv. Das Gas passiert als letztes die Pyrolysezone, wodurch diese Art von Vergasern die höchsten Teerbeladungen aufweist. Eine aufwändige Gasreinigungsstrecke nach dem Vergaser ist unumgänglich, was sich trotz des erhöhten Heizwertes des Produktgases als nachteilig erweist. Aufgrund der Tatsache, dass das abströmende Brenngas im Vergleich niedere Temperaturen aufweist, erreichen Gegenstromvergaser hohe Kaltgaswirkungsgrade. Der Brennstoff kann einen höheren Feuchtigkeitsgrad aufweisen und es ist möglich, feinere Brennstoffe zu verwenden. Dadurch ist eine Skalierung auf größere Leistungsklassen leichter möglich, als bei Gleichstromvergasern.

Die Anforderungen der Brennstoffqualität sind nach Lettner [12]:

- Wassergehalt < 40%
- Korngröße 0,5-20 cm
- Feinanteil < 30%
- Aschegehalt 6%

3.2.2 Gleichstromvergaser

Bei einem Gleichstromvergaser strömt Produktgas in dieselbe Richtung wie der Brennstoff, der von oben in den Vergaser eingebracht wird. Die Oxidationszone liegt unterhalb der Trocknungs- und Pyrolysezone. Die Trocknungs- und Pyrolyseprozesse werden durch Wärmestrahlung bzw. Wärmeleitung der Oxidationszone angefacht. Es ist durch diese heiße Oxidationszone auch noch genügend Energie vorhanden, um die Vergasungsreaktionen stattfinden zu lassen. Die Zuführung des Vergasungsmittels, meist Luft, erfolgt über radial angeordnete Düsen. Diese Zufuhr muss so konstruiert sein, dass das Vergasungsmittel genügend tief eindringen kann. Je dichter der Brennstoff, desto schwieriger gelangt die Luft bis in die Mitte der Oxidationszone. Dies ist der Hauptgrund, warum eine Skalierung auf größere Leistungen bei Gleichstromvergasern unmöglich ist. Es sei hier auf die Literatur [12] verwiesen, in der die Dissens des Upsaclings näher erklärt wird. Gleichstromvergaser sind nur für Kleinanlagen und thermische Leistungen bis maximal 1 MWth ausgelegt.

Gleichstromvergaser bieten den großen Vorteil, dass die Pyrolysegase diese heiße Zone passieren müssen, bevor die Reduktionszone erreicht wird. Dadurch können die Teerverbindungen gecrackt oder reformiert werden. Die Teerbeladungen der Produktgase erreichen im Vergleich zu anderen Vergaserbauarten geringe Werte und liegen nach Timmerer und Lettner [16] im Bereich von 1 bis 5 g/Nm³.

Es seien aber auch die Nachteile erwähnt. Die Brennstofffeuchte darf nicht zu hoch sein, ansonsten wird zu viel Energie aus der Oxidationszone für die Trocknung verbraucht. Bei einem Holzpelletsbetrieb, steigt bei einer Abschaltung des Vergasers die restliche Brennstofffeuchte in Form von Wasserdampf auf. Dadurch können die Holzpellets aufquellen und zerfallen. Dieser feine Brennstoff kann zu Verpackungen führen und einen weiteren Betrieb unmöglich machen. Durch das Nachsacken des Brennstoffbettes kommt es zu einem starken Kohleabrieb in der Koksschicht, der zu hohen Staub- und Partikelbelastungen im Produktgas führt. Entsprechende Filter können Abhilfe schaffen.

Erfahrungen aus dem Betrieb verschiedenster Vergaser wurden in der Vergangenheit gesammelt. Daraus resultieren laut Lettner [12] Anhaltswerte für die Brennstoffqualität.

Anforderungen an den Brennstoff:

- Wassergehalt 10-25%
- Korngröße 2-20 cm;
- Feinanteil < 15%
- Aschegehalt < 6%.

3.2.3 Doppelfeuer Vergaser

Dieser Vergaser vereint die Vorteile, bzw. verringert die Nachteile von Gleich- und Wechselstromvergaser durch die Kombination der beiden Verfahren. Dadurch ist es möglich, den Prozess besser zu regulieren, vor allem die Temperaturen in der Oxidationszone sind besser beherrschbar. Der Ausbrand von nicht umgesetzten Brennstoffanteilen ist möglich und dieser Vergaser erreicht ebenfalls eine hohe Produktgasreinheit im Vergleich zu anderen Festbettvergaserbauarten. Allerdings ist diese Variante sensibel was den Brennstoff anbelangt. Dieser muss eine geringe Feuchte aufweisen und relativ grob gehackt sein. Eine Vortrocknung des Brennstoffes ist notwendig. Ebenso problematisch ist die Oxidationsmitteleinbringung, was wiederum eine Skalierung auf größere Leistungen schwer macht. Wie beim Gleichstromvergaser kommt es zu einem verstärkten Kohleabrieb, weshalb man auch hier viel Staub und Partikel im Produktgas vorzufinden ist (siehe Lettner [12]).

3.2.4 Mehrstufiger Vergaser

Mehrstufige Vergaser bieten den Vorteil, dass sämtliche Vergasungsteilschritte in örtlich abgetrennten Bereichen ablaufen. Dadurch lässt sich der Vergasungsprozess optimal überwachen und ist auf verschiedene Lastfälle regelbar. Diese Vergaserart weist die geringsten Teerbelastungen auf. Ein Diskretisieren der einzelnen Prozesse sollte soweit als möglich auch bei den anderen Vergasern realisiert werden, um den Prozess zu optimieren und Fehlfunkti-

onen zu erkennen. Dieser Vergasertyp benötigt aber sehr viel Platz und ist konstruktiv sehr komplex, was solche Anlage teuer und wartungsintensiv macht (siehe Lettner[12]).

3.3 Teilschritte der Vergasung

Die Vergasung von Biomasse erfolgt in vier einzelnen Teilschritten: Trocknung, Pyrolyse, Oxidation und Reduktion. Diese Teilschritte laufen in mehr oder weniger diskreten Zonen im Vergasungsreaktor ab und sind in jedem Vergasertyp vorzufinden. Sie variieren nur in der Reihenfolge. Eine grobe Abgrenzung und die dazugehörigen Temperaturbereiche dieser Teilschritte kann in Abbildung 3-4 gezeigt werden.

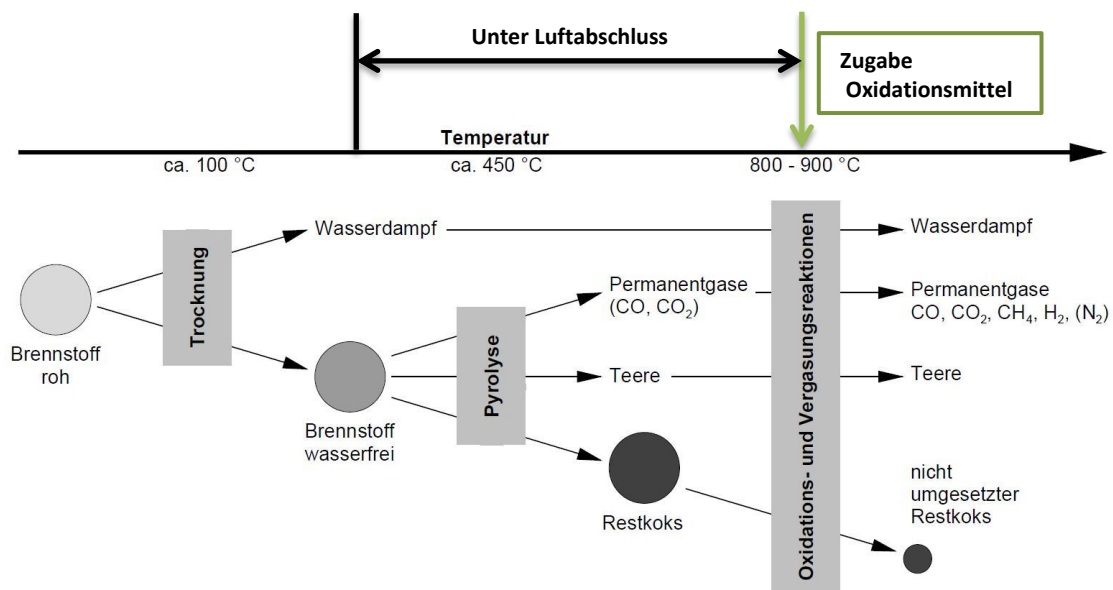


Abbildung 3-4: Grobe Abgrenzung der Umwandlungszonen nach Tepper [6]

Der Brennstoff wird schrittweise zersetzt, bis am Ende nur mehr anorganische Reste (Asche) übrig bleiben. Im theoretischen Fall wird der gesamte Koks zu gasförmigen Produkten zersetzt. Bei den meisten Vergasern bleibt jedoch ein gewisser Anteil an Restkoks übrig. Wie groß die Restkoksmenge ist, hängt vom Vergaserdesign ab. Dieses hat einen großen Einfluss auf die maximal mögliche Verweilzeit in der Reaktionszone und damit auf den Koksumsatz. In der folgenden Abbildung 3-5 ist die Veränderung des Brennstoffmassenanteils über der Temperatur dargestellt. Biomasse besitzt einen verglichen zur Gesamtmasse geringen Feststoffanteil von ca. 20 % der, wie schon erwähnt, nach der Pyrolyse als Restkoks übrig bleibt. Wieviel Wassergehalt das verwendete Holz aufweist, hängt von der vorher realisierten Trocknung ab. Hackschnitzel weisen in der Regel eine höhere Feuchtigkeit als Holzpellets auf.

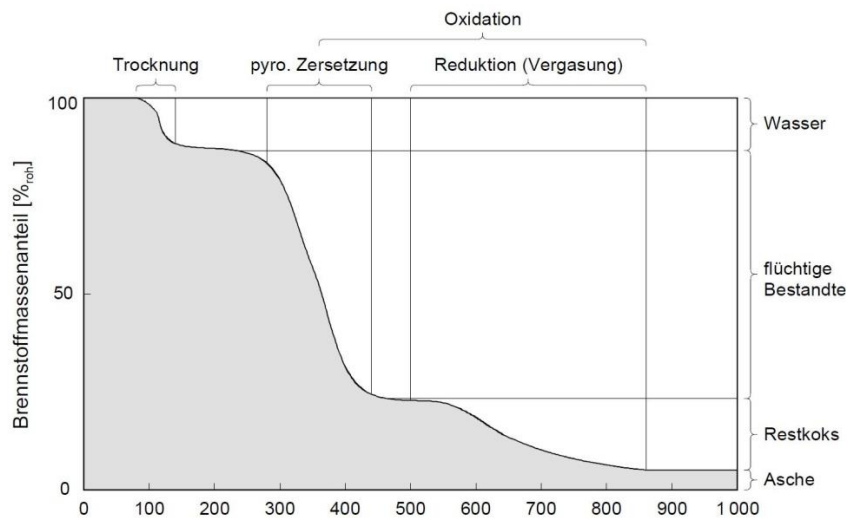


Abbildung 3-5: Veränderung des Brennstoffmassenanteils über den Vergasungsprozess [6]

Die nachfolgenden Abschnitte beschreiben chronologisch die einzelnen Vorgänge in einem Gleichstromvergaser. Wie schon erwähnt, läuft die Vergasung von Biomasse in verschiedenen Teilschritten ab. Im Folgenden werden diese Teilprozesse erklärt und die dazugehörigen chemischen Reaktionen aufgezeigt. Dabei ist jeweils die Reaktionsenthalpie angeführt: ein positives Vorzeichen der Reaktionsenthalpie steht für eine endotherme, eine negatives Vorzeichen für eine exotherme Reaktion.

3.3.1 Trocknung

Die Trocknung ist der langsamste Schritt der thermischen Zersetzung und ist daher geschwindigkeitsbestimmend für den gesamten Prozess. Dieser Prozessschritt findet bis zu einer Temperatur um 200° C statt. Sobald die Temperatur im System erhöht wird verdunsten erste Wassermoleküle im Brennstoff. Ab etwa 100° C verdampft das restliche Wasser und es wird gleichzeitig das in der organischen Masse gebundene Wasser freigesetzt. Die Trocknung ist ein energetisch aufwändiger Prozess und es wird etwa 1 kW der Feuerungswärmeleistung dazu benötigt. Ein weiterer Teil der Energie wird zum Aufheizen der Holzpartikel benötigt, die je nach Brennstoff eine andere spezifische Wärmekapazität aufweisen. Die Verdampfungswärme errechnet sich aus [17]:

$$\dot{Q}_{\text{Verdampf}} = \dot{m}_{\text{Wasser}} \cdot x_{\text{Wasser}} \cdot (h'' - h') = \dot{m}_{\text{Wasser}} \cdot r \quad \mathbf{3-3}$$

Die Verdampfungswärme beträgt $r = 2255,5 \text{ kJ/kg}$ bei $T = 100^\circ \text{ C}$ und $p = 1,013 \text{ bar}$. Die Trocknung kann durch folgende Massenbilanz veranschaulicht werden:

$$\dot{m}_{\text{BR,feucht}} = \dot{m}_{\text{BR,trocken}} + \dot{m}_{\text{Wasser}} \quad \mathbf{3-4}$$

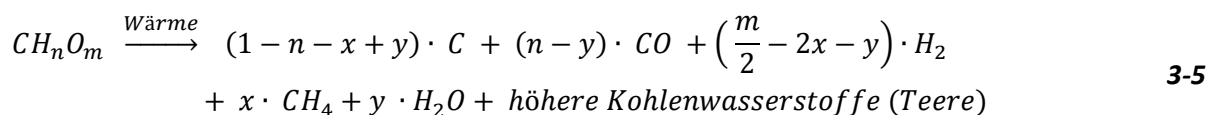
3.3.2 Pyrolyse

Der nächste Teilschritt der Vergasung ist die Pyrolyse. Es handelt sich hierbei um eine thermische Zersetzung unter vollständigem Luftabschluss ($\lambda = 0$). Auch wenn sich in dieser Phase noch Luft befinden sollte, gelangt diese nicht an das Partikel, da die austretenden Pyrolysegasströme stärker sind und somit die Luft verdrängen. Die Pyrolyse beginnt ab 200° C. Im Folgenden sind die einzelnen Temperaturbereiche aufgezeigt [7]:

200° C	Das Ausgasen von flüchtigen Stoffen beginnt.
250° C	Beginn der Pyrolyse; Depolymerisation; niedermolekulare Elemente (Naphthalin, Phenol,...) werden abgespaltet.
350° C	Ausgasen von CH ₄ und niedermolekularen Kohlenwasserstoffen (d.h. flüchtige Bestandteile).
600° C	Cracken der Ligninstruktur und Bildung von Aromaten; Entstehung von Restkoks.

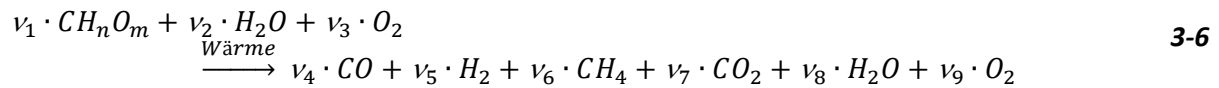
Während der Pyrolyse treten die flüchtigen Stoffe aus der Biomasse aus, die etwa 80 % der Gesamtmasse ausmachen (Siehe Lettner [12]). Pyrolysegas können weiter in kondensierbare und nicht kondensierbare Anteile unterschieden werden. Zu den kondensierbaren Anteilen gehören neben Wasser die vorhandenen Teerverbindungen, die es weiter thermisch zu zersetzten gilt. Zu den nicht kondensierbaren Anteilen werden die Permanentgase wie Kohlendioxid, Kohlenmonoxid, Methan, Wasserstoff usw. gezählt, die entweder direkt zum Gasmotor gelangen oder noch weiter in der Oxidations- bzw. Reduktionszone chemisch reagieren. In den schwer zu modellierenden Pyrolysereaktionen werden die Hauptbestandteile der Biomasse, wie Zellulose, Lignin und Hemizellulose, unterschiedlich thermisch zersetzt. Diese Vorgänge laufen nicht zur gleichen Zeit und nicht im gleichen Temperaturbereich ab. Für eine detaillierte Betrachtung dieser Teilprozesse sei auf die Literatur, beispielsweise auf Lettner [12] verwiesen.

Obwohl der Pyrolyseprozess sehr schwer zu modellieren ist, kann trotzdem eine Summenformel angegeben werden, welche diesen Vorgang beschreibt. Diese bezieht sich auf kohlenstoffhaltige Brennstoffe und gilt allgemein nur als Näherung:



Bei diesem sogenannten Pyrolysegas handelt es sich um ein teerreiches Gas, das in der Oxidationszone weiter zersetzt werden muss.

Ab etwa 700° C laufen die Vergasungsreaktionen ab. Die Vergasung findet in einer unterstöchiometrischen Atmosphäre ab, weshalb die ablaufenden chemischen Reaktionen Gleichgewichtsreaktionen sind. Wo das jeweilige chemische Gleichgewicht liegt, hängt von den vorliegenden Umgebungszuständen ab. Eine Summenformel für die Vergasung kohlenstoffhaltiger Brennstoffe kann laut Karl [7] angegeben werden mit:



Daraus ergibt sich eine Gleichung mit neun unbekanntem Größen. Es gilt in weiterer Folge die stöchiometrischen Koeffizienten v_i in kmol_i/kmol_{BR} zu ermitteln. So kann eine Produktgaszusammensetzung rechnerisch ermittelt werden. Dafür stehen zum einen drei Stoffbilanzen (für C, H₂ und O₂), zum anderen die Energiebilanz der Vergasung zur Verfügung.

$$\Delta H_R = \sum_i v_i \cdot H_i^0 \quad 3-7$$

Dabei ist H_i^0 die molare Bindungsenthalpie einer Komponente i in kJ/kmolK und ΔH_R die Reaktionsenthalpie in kJ/kmol. Die restlichen benötigten Gleichungen können aus den Gleichgewichtsreaktionen der Oxidation (vgl. 3.3.3) und Reduktion (vgl. 3.3.4) entnommen werden.

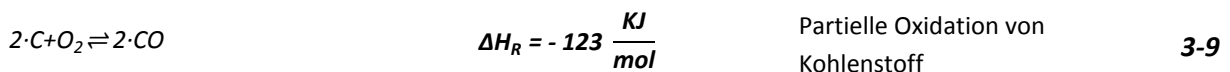
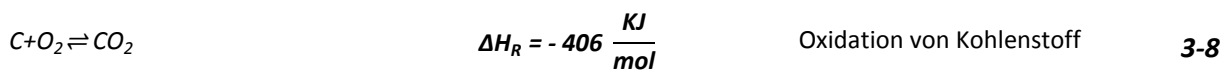
3.3.3 Oxidation

Die Pyrolysegase gelangen anschließend in die Oxidationszone, wo lokal eine Oxidationsatmosphäre herrscht, in der die Luftüberschusszahl $\lambda = 1$ erreicht. Hier können Temperaturen von weit über 1000° C auftreten. Diese heiße Zone bildet den thermischen Antrieb eines solchen Festbettvergasers. Die anschließenden Vergasungsreaktionen sind vorwiegend endotherme Reaktionen und benötigen eine entsprechende Aktivierungsenergie, die vom Reaktor selbst geliefert werden muss.

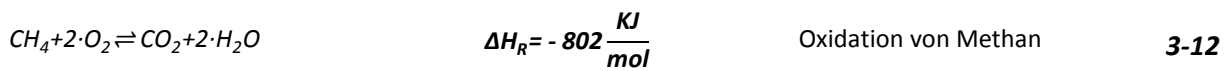
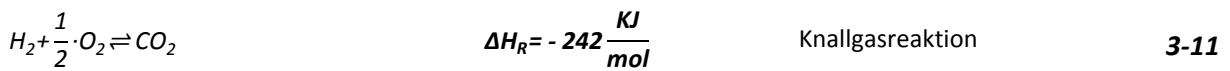
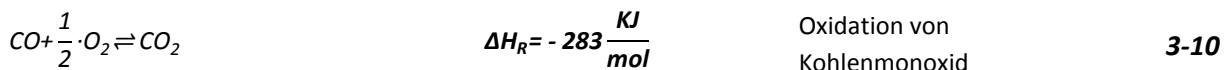
Das Design dieser Zone muss so ausgelegt sein, dass die Oxidation möglichst kontrolliert und in einem kleinen lokalen Bereich ablaufen kann. Die Kokspartikel werden hier nicht vollständig oxidiert. Zum einen ist dafür nicht genügend Luft vorhanden zum anderen ist die Verweilzeit der Kokspartikel in dieser Zone nicht ausreichend für einen vollständigen Ausbrand. Neben der Oxidation von Restkokspartikeln passieren auch die Pyrolysegase diese Zone. Diese teerreichen Gase werden teilweise durch Oxidationsreaktionen und dem so-

nannten thermischen Cracken zersetzt, die zur Teerreduktion einen großen Beitrag leisten. Ein Gleichstromvergaser erreicht deshalb im Vergleich zu anderen Vergasertypen geringere Teerbelastungen. Eine heiße und homogene Zone ist erforderlich, damit möglichst alle Gase diese Zone durchströmen müssen, also nicht durch die „kalten Zonen“ entweichen können. Im Folgenden sind die ablaufenden chemischen Reaktionen aufgelistet. Reaktionen, welche mit gasförmigen-festen Reaktionspartnern reagieren, werden als heterogene Reaktionen bezeichnet, jene mit gasförmigen-gasförmigen Reaktionspartnern als homogene Reaktionen. Abhängig von den Aggregatzuständen der Reaktionspartner können folgende Oxidationsreaktionen angeschrieben werden [11]:

Heterogene Oxidationsreaktionen (Fest – gasförmig) :



Homogene Oxidationsreaktionen (gasförmig – gasförmig):

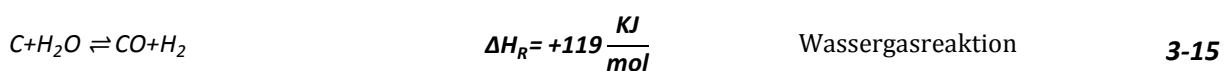
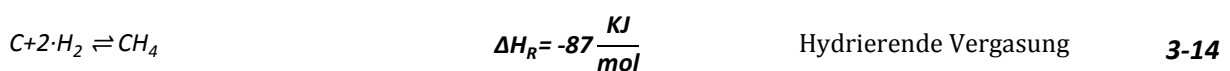


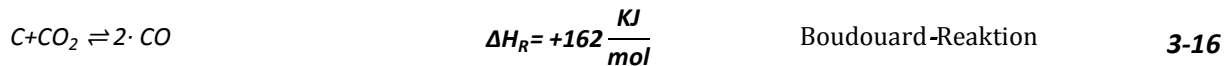
Die letzte Reaktion beschreibt das thermische Cracken, welche zur Teerreduktion im Inneren des Reaktors führt.

3.3.4 Reduktion (Vergasung)

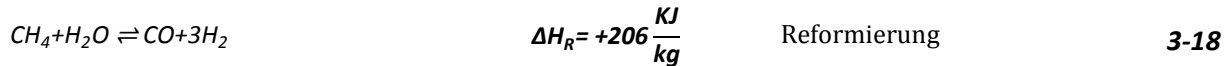
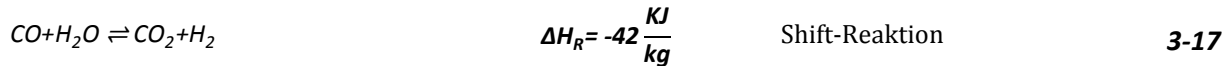
Im letzten Teil des Vergasers, der Reduktionszone, kommt es zur letztendlichen Produktgasbildung. Es bleiben noch folgende Teilreaktionen über [11]:

Heterogene Vergasungsreaktionen (fest – gasförmig):





Homogene Vergasungsreaktionen (gasförmig – gasförmig):



Die Reformierung des Teeres ist eine weitere Teerreduktionsmöglichkeit und ist dem thermischen Cracken vorzuziehen, da bei letzterer, laut Dayton [18] sehr hohe Temperaturen benötigt werden (>1100° C) und Ruß produziert wird.

Durch eine Linearkombination aller chemischen Gleichgewichtsreaktionen bleiben vier wesentliche Gleichungen über (Siehe Karl [7]).

- Die Boudouard-Reaktion
- Die Shift-Reaktion
- Die Oxidation von CO
- Die Reformierung

Befinden sich diese vier Gleichung im Gleichgewicht, befindet sich das gesamte Reaktionssystem im Gleichgewicht. Theoretisch sind die oben genannten Zonen im Reaktor abgrenzbar, die Grenzen verlaufen jedoch fließend und es gilt diese im Folgenden gezielt zu steuern.

Zusammenfassend sind in Abbildung 3-6 nochmals die einzelnen Prozesse mit den dazugehörigen Temperaturbereichen aufgezeigt. Hier sieht man, dass im Vergaser zwar diskrete Zonen ausfindig gemacht werden können, die Ränder jedoch fließend ineinanderführen.

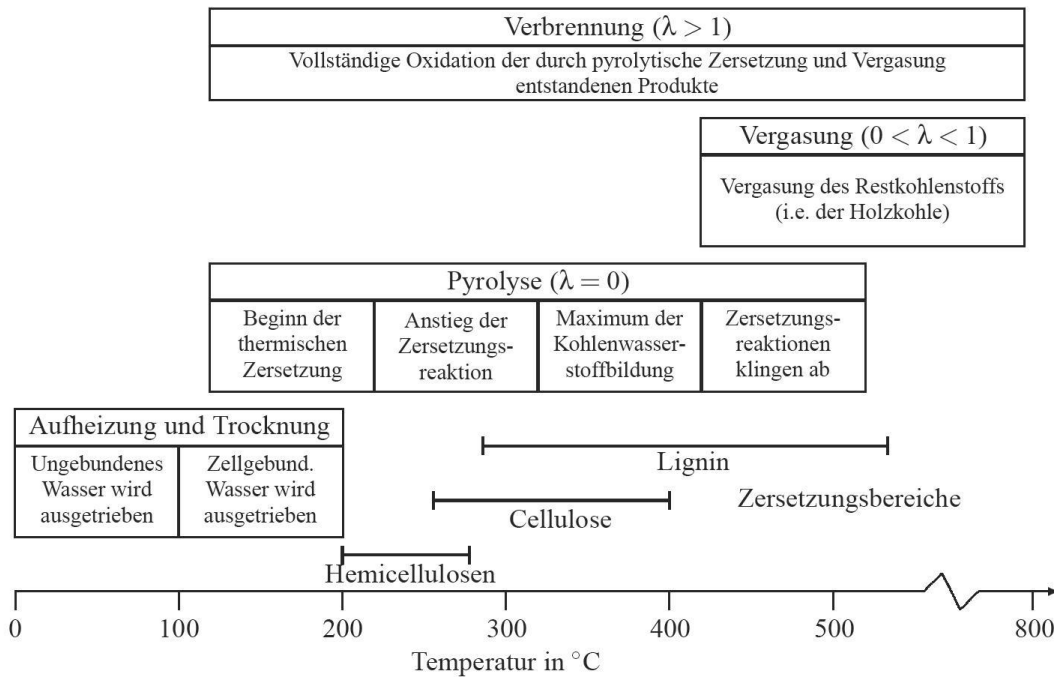


Abbildung 3-6: Zusammenfassende Betrachtung der Prozesse im Vergaser [19]

3.3.5 Teerentstehung und Teerverminderung

Die Teerproblematik stellt bei allen Vergasern eine wesentliche Herausforderung dar. Mile und Evans zitieren in [20] Reed T., der von der „Achillesferse der Vergasung“ spricht. Ein teearmes Produktgas schont die Anlagenteile und verringert den Wartungsaufwand. Teer ist ein Gemisch verschiedenster Kohlenwasserstoffverbindungen, dessen Zusammensetzung von mehreren Parametern abhängt. Ausgangsmaterial, Aufheizgeschwindigkeit, maximale Temperatur und die Verweilzeit in der Oxidationszone bestimmen die endgültige Zusammensetzung und somit auch den Taupunkt des Teergases. Dabei ist ausschlaggebend in welcher Konzentration die verschiedenen Kohlenwasserstoffverbindungen vorliegen, bzw. welchen Partialdruck die Komponente aufweist.

Das Ausgasen der Teerverbindungen beginnt ab 200° C und endet bei einer Temperatur von ca. 700° C. Je nach Temperaturniveau werden verschiedenen Teerarten freigesetzt. T.A. Milne und R.J. Evans et al.[20] haben ein Modell entwickelt, die einen Pfad der Teerentstehung zeigen. Hier sind die Teilprozesse als Funktion der Pyrolyseintensität aufgetragen, die als Funktion von Temperatur und Verweildauer zu verstehen ist.

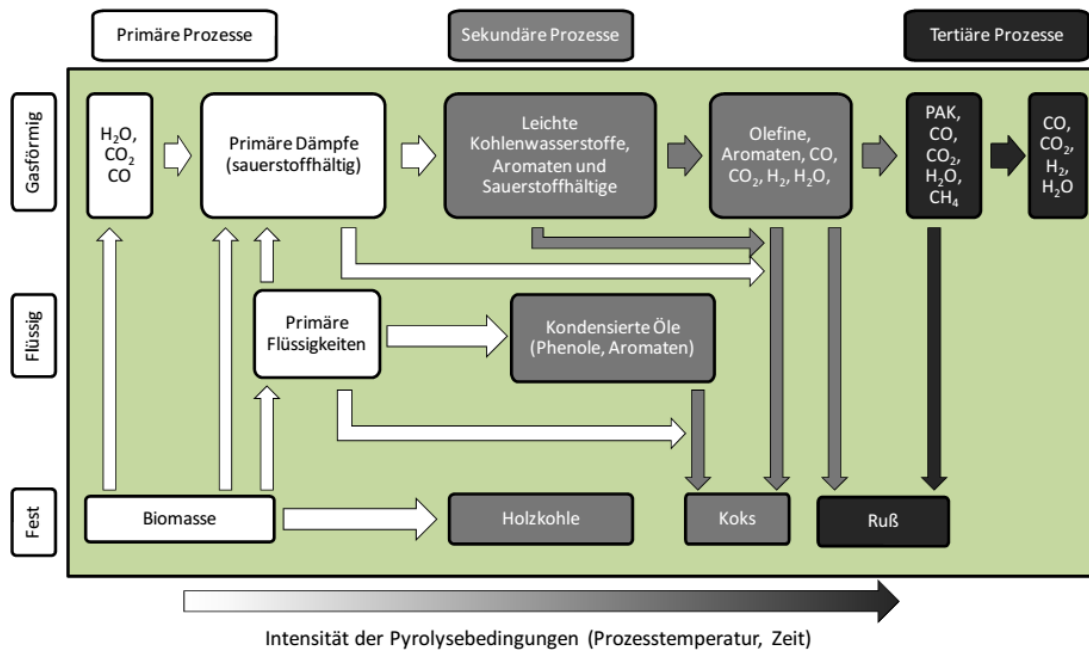


Abbildung 3-7: Pfade der Teerentstehung [4]

Die Einteilung erfolgt hier nach der Art der Entstehung. Dabei unterscheidet man Prozessintensität, sowie Primär-, Sekundär-, und Tertiärteer. Nach dem Verfahren unterscheidet man Pyrolyse-, Schwel- und Vergaserteer. In einem Gleichstromvergaser kommt es zu einem langsamen Temperaturanstieg innerhalb der Brennstoffschüttung, deshalb entstehen bei diesem Vergasertyp vorwiegend primäre Teerverbindungen in einem Temperaturbereich zwischen $200^\circ C$ und $500^\circ C$. Ab $500^\circ C$ zerfallen diese meist flüssig vorliegenden primären Teere in leichtere und nicht kondensierbare sekundäre Teere. Je höher die Temperatur wird desto mehr primäre Teere werden umgesetzt und ein Anstieg der tertiären Teerverbindungen ist die Folge.

Eine Einteilung nach stofflichen Eigenschaften und analytischen Möglichkeiten bietet eine der ECN (Energy research Centre of the Netherlands) veröffentlichte Auflistung [21]. Dabei wurden verschiedene Klassen eingegrenzt, wie in Tabelle 3-1 ersichtlich.

Tabelle 3-1: Klassifizierung der Teere nach ECN [21]

Klasse	Teerart	Komponenten
1	Vom GC nicht erfassbar	Schwerste Teere. Hohe Taupunkttemperaturen auch bei kleinen Konzentrationen.
2	Heterocyclische Aromaten	Phenol, Cresol, Pyridin: Weisen eine hohe Wasserlöslichkeit auf. Polare Verbindungen.

3	Aromaten (1 Ring)	Xylen, Styren, Toluol: Leichte Kohlenwasserstoffe. Nicht taupunktrelevant.
4	Leichte PAH (2,3 Ring)	Kondensieren bei höheren Konzentrationen und moderaten Temperaturen.
5	Schwere PAH (> 3 Ring)	Fluoranthren, Pyren, Benzo-antracen, Crysen: Kondensieren bereits bei niederen Konzentrationen und hohen Temperaturen.

Bei gasmotorischen Anwendungen ist eine prozessbedingte Produktgasabkühlung auf unter 100° C die Regel. Deshalb ist es wichtig, den Teertaupunkt so tief wie möglich zu halten. Ist ein Anlagenbetrieb über dem Teertaupunkt nicht möglich, müssen weitere Teerreduktionsmaßnahmen getroffen werden, bevor das Gas in den Motor gelangt. Die Gasreinigung kann im Wesentlichen in zwei Gruppen eingeteilt werden [22]:

- **In-situ Gasreinigung:** Thermisches cracken oder Zugabe von Zusatzstoffe/Katalysatoren.
- **Sekundäre Gasreinigung:** Säuberung der Produktgase von Staub durch einen Zyklon oder Filter, bzw. Säuberung der Teere durch Katalyse oder andere Verfahren.

Der Gleichstromvergaser bietet sich für eine primäre Teerreduktion an, da dies einfacher und kostengünstiger zu realisieren ist. Die Pyrolysegase durchwandern die heiße Oxidationszone und werden hier direkt oder beim Auftreffen auf die heißen Kokspartikel thermisch zersetzt. Dieser Vorgang wird auch als thermisches Cracken bezeichnet. Wichtig dabei ist eine homogene Oxidationszone mit möglichst konstanter Temperatur, sodass kein teerbeladenes Gas die sogenannten „kalten Zonen“ passieren kann. Dabei ist das Design des Reaktors von besonderer Wichtigkeit.

Es können nicht alle Teere vollständig beseitigt werden. Zurück bleiben vorwiegend polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe (PAK), wie zum Beispiel Naphthalin. Diese stabilen Verbindungen besitzen karzinogene Eigenschaften, weshalb im Umgang mit den Abfallprodukten Vorsicht geboten ist. Alle Reststoffe aus Vergasungsprozessen müssen als Sondermüll behandelt werden.

In der folgenden Abbildung 3-8 sind die wichtigsten Teerverbindungen aufgelistet.

Theoretischer Hintergrund




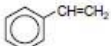














Bezeichnung	Summenformel	Struktur	molare Masse [g/mol]	Schmelztemperatur [°C]	Siedetemperatur [C°] ¹	Anteil [Ma.-%] ²
Benzen	C ₆ H ₆		78,11	5,5	80,1	16,7
Toluen	C ₇ H ₈		92,13	-95	111	13,2
Xylen ³	C ₈ H ₁₀		106,17	-48 bis 13	138 bis 144	5,0
Styren	C ₈ H ₈		104,14	-30	145	5,7
Phenol	C ₆ H ₆ O		94,11	43	182	12,2
Inden	C ₉ H ₈		116,15	-2	181	5,3
Naphthalen	C ₁₀ H ₈		128,16	80,2	218	5,3
Methyl-Naphthalen ⁴	C ₁₁ H ₁₀		142,20	-30 bis 35	241 bis 245	2,0
Acenaphthylen	C ₁₂ H ₈		152,19	92	265	1,5
Dibenzofuran	C ₁₂ H ₈ O		168,19	82	285	0,3
Fluoren	C ₁₃ H ₁₀		166,21	115	298	0,5
Phenanthren	C ₁₄ H ₁₀		178,23	101	340	0,8
Anthracen	C ₁₄ H ₁₀		178,23	216	340	0,2
Fluoranthen	C ₁₆ H ₁₀		202,26	110	384	2,0
Pyren	C ₁₆ H ₁₀		202,25	150	393	0,4
Chrysen	C ₁₈ H ₁₂		228,29	256	448	0,1
Benzofluoranthen ⁵	C ₂₀ H ₁₂		252,32	168 bis 217	481	0,2
Benzo(a)pyren	C ₂₀ H ₁₂		252,32	177	496	0,1

Abbildung 3-8: Verschiedene Teerarten [6]

3.4 Gasqualität

Die Gasqualität hängt vorrangig vom Vergasungsmittel ab. Bei der autothermen Vergasung wird in der Regel Luft als Vergasungsmittel verwendet. Der aus dem Brennstoff austretende Wasserdampf fungiert als zusätzliches Vergasungsmittel und reagiert mit den vorhandenen Reaktionspartnern. Luft besitzt einen hohen Stickstoffanteil, welcher inert durch den gesamten Vergaser strömt. Dies verdünnt das Produktgas zusätzlich und führt zu einem schwachen Gas, das dennoch motorisch genutzt werden kann. Die Heizwerte liegen zwischen 2 MJ/Nm³_{tr} und 5 MJ/Nm³_{tr} [7].

Will man den Heizwert des Produktgases steigern, kann reiner Sauerstoff als Vergasungsmittel verwendet werden. Dabei sind die adiabaten Verbrennungstemperaturen und die maximalen Materialgrenzen des Reaktors zu beachten, da die Temperatur mit Reinsauerstoff ein höheres Niveau annimmt. Die Heizwerte liegen hier zwischen 6 MJ/Nm³_{tr} und 11 MJ/Nm³_{tr} [7].

Die höchsten Heizwerte im trockenen Gas werden durch die Einbringung von Wasserdampf als Vergasungsmittel erreicht. Diese liegen zwischen 12 MJ/Nm³_{tr} und 20 MJ/Nm³_{tr} [23]. Es muss vorher aber das Wasser in den gasförmigen Zustand überführt werden, wofür man einen Teil der von außen zugeführten Vergaserenergie benötigt. Solche Anlagen sind in der Regel allotherm ausgeführt. Es gibt aber auch Sonderbauformern, die autotherm ausgeführt sind (z.B. Winkler-Vergaser) [6].

Die Luftüberschusszahl λ ist eine bestimmende Größe der Produktgasqualität für autotherme Vergaser. Es besteht ein direkter Zusammenhang zwischen adiabater Verbrennungstemperatur und erreichbaren Heizwert des Produktgases. Die Luftüberschusszahl, die den Luftüberschuss angibt, ist definiert als [24]:

$$\lambda = \frac{L}{L_{min}} \quad \text{3-21}$$

L ist die aktuelle Luftmenge in kg_L/kg_{BR} und L_{min} der Mindestluftbedarf für eine stöchiometrisch ablaufende Oxidation in kg_L/kg_{BR}, der sich aus dem minimalen Sauerstoffbedarf O_{2,min} in kg_{O2}/kg_{BR} berechnen lässt. Für einen festen Brennstoff ist L_{min} wie folgt ermittelbar [25]:

$$O_{2,min} = 1,867 \cdot c + 5,56 \cdot h + 0,7 \cdot s - 0,7 \cdot o \quad \text{3-22}$$

$$L_{min} = \frac{1}{0,21} \cdot O_{2,min} \quad \text{3-23}$$

Damit lässt sich mit Hilfe einer Energiebilanz die adiabate Verbrennungstemperatur $t_{ad,0}$ in [K] bestimmen:

$$t_{ad,0} = \frac{\dot{Q}_{BR} + \dot{Q}_L}{\dot{m}_{RG} \cdot c_{p,RG}} = \frac{\dot{m}_{BR} \cdot H_U + \dot{m}_L \cdot c_{p,L} \cdot t_L}{\dot{m}_{RG} \cdot c_{p,RG}} = \frac{H_U}{(\lambda \cdot L_{min} + 1) \cdot c_{p,RG}} \quad \mathbf{3-24}$$

Der Energiebeitrag des Brennstoffes Q_{BR} in kJ kann mittels Massenstrom Brennstoff [kg/s] und des jeweiligen Brennstoffheizwertes berechnet werden. Die Enthalpie der eingebrachten Luft ist klein gegenüber den Heizwert des Brennstoffes, weshalb diese in der Formel vernachlässigt wird. Höherkalorische Brennstoffe erreichen, wie aus der Formel erkennbar, höhere Verbrennungstemperaturen. Der Massenstrom des Rauchgases [kg/s] mit der spezifischen Wärmekapazität des Rauchgases $c_{p,RG}$ [kJ/kgK] bilanziert den abströmenden Wärmestrom. Man kann aus dieser Formel ableiten, dass mit steigendem Luftüberschuss das Gas verdünnt wird und die Verbrennungstemperatur sinkt. Die höchste Temperatur wird bei stöchiometrischer Verbrennung erreicht, d.h. $\lambda = 1$ wird. In Abbildung 3-9 ist die Veränderung der adiabaten Verbrennungstemperatur und des Heizwertes über die Luftüberschusszahl aufgetragen. Hier wurde auch Rücksicht auf den Wassergehalt genommen. Feuchtere Brennstoffe erreichen geringere Temperaturniveaus. Wird $\lambda > 1$, so sinkt auch die adiabate Verbrennungstemperatur, da die Verbrennungsluft eine kühlende Wirkung übernimmt. Bei Luftzahlen $\lambda < 1$ sinkt die Temperatur ebenfalls. Grund dafür ist, dass die Energie hierbei nicht in sensible Wärme umgewandelt wird, sondern in chemische Energie. Je kleiner die Luftüberschusszahl wird, desto höher werden der Umsatz zu CO , CH_4 , H_2 und folglich steigt der Heizwert des Produktgases. Es verschieben sich die chemischen Gleichgewichte und die Vergasungsreaktionen laufen bei niederen Temperaturen auch langsamer ab. Bei kleiner werdender Luftüberschusszahl steigt zwar der Heizwert im Produktgas an, die Luftüberschusszahl kann aber nur so weit gesenkt werden, bis die adiabate Verbrennungstemperatur nicht mehr ausreicht, um die Vergasungsreaktionen aufrecht zu erhalten. Die Vergasungsreaktionen kommen bei einem autothermen Vergaser schließlich ab ca. 700° C zum Erliegen.

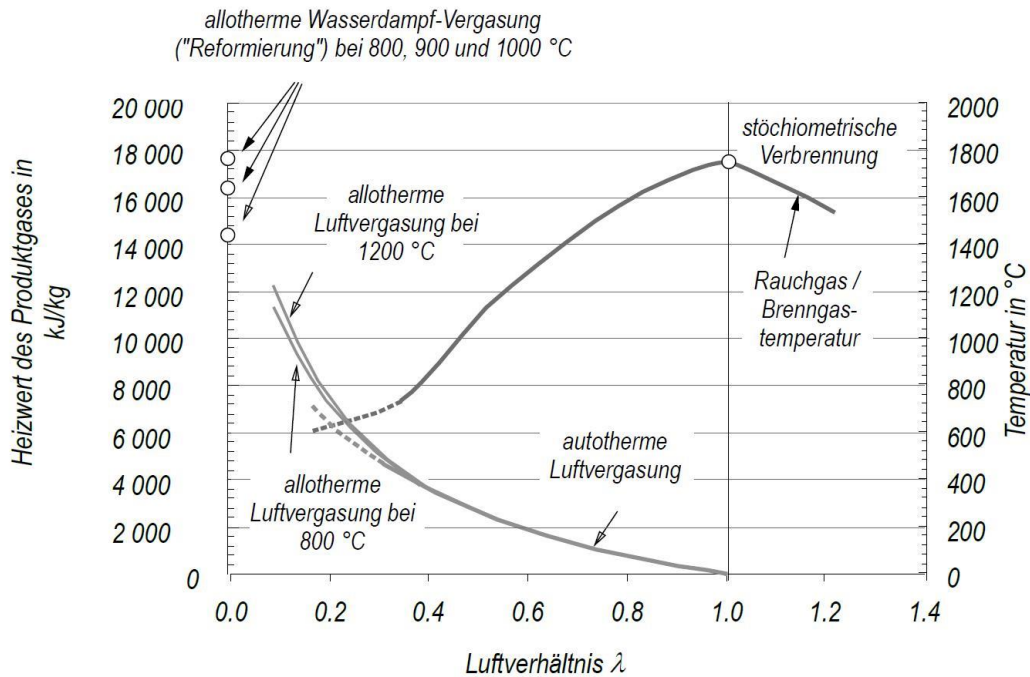


Abbildung 3-9: Veränderung der adiabaten Verbrennungstemperatur und des Heizwertes in Abhängigkeit der Luftüberschusszahl laut Karl [7]

Laut Reed und Das [26] wird der größte, technisch sinnvoll einstellbare Heizwert in Fixbettvergäsern bei einer Luftüberschusszahl von 0,2 bis 0,4 erreicht. Die endgültige Gaszusammensetzung ergibt sich je nachdem wo die verschiedenen chemischen Gleichgewichte liegen. Hier spielen laut Jansen [27] Temperatur, Verweilzeit, Brennstofffeuchte und das verwendete Vergasungsmittel eine wesentliche Rolle.

Ein weiterer Kennwert, der es ermöglicht einen Vergaser zu bewerten ist der Kaltgaswirkungsgrad [5].

$$\eta_{KG} = \frac{\dot{m}_G \cdot H_{u,G}}{\dot{Q}_{FWL}} = \frac{\dot{m}_G \cdot H_{u,G}}{\dot{m}_{Br} \cdot H_{u,Br}} \quad \text{3-25}$$

Hier wird die chemisch gebundene Energie im Produktgas beschrieben und durch den Massenstrom des \dot{m}_G [kg/s] und den Heizwert $H_{u,gas}$ [kJ/kg] des Gases mit der Feuerungswärmeleistung \dot{Q}_{FWL} [W] verglichen. Diese lässt sich durch den Massenstrom \dot{m}_{Br} [kg/s] des Festbrennstoffes und dessen Heizwert $H_{u,Br}$ [kJ/kg] berechnen. Daraus folgt, wieviel Energie letztendlich in den gasförmigen Aggregatzustand überführt werden kann. Bei Gleichstromvergäsern liegt der Kaltgaswirkungsgrad bei etwa 70 - 80%.

Der Heizwert des Produktgases setzt sich aus den einzelnen im Gas enthaltenen Komponenten zusammen und kann aus der Mischungsregel berechnet werden. Es ergibt sich die Summenformel für gasförmige Brennstoffe zu [24]:

$$H_{U,G} = \sum y_i \cdot H_{Ui} = 12,640 y_{CO} + 10,780 y_{H_2} + 35,880 y_{CH_4} + 56,520 y_{C_2H_2} + 59,490 y_{C_2H_4} + 64,450 y_{C_2H_6} + 92,940 y_{C_3H_8} + 78,080 y_{C_mH_n} + 25,460 y_{H_2S} \quad 3-26$$

Ist der Heizwert des Produktgases bekannt, können auch die übertragene oder Verlustwärmeleistungen berechnet werden. Die Bilanzierung ergibt sich aus dem 1. Hauptsatz der Thermodynamik für ein offenes System.

$$\dot{Q}_j = \dot{m}_{BR} \cdot c_{p,mi} \Big|_{t_{aus}}^{t_{ein}} \cdot (t_{ein} - t_{aus}) \quad 3-27$$

Die spezifische Wärmekapazität ist ein temperaturabhängiger Wert und muss nach Formel 3-28 ermittelt werden.

$$c_{p,mi} \Big|_{t_{aus}}^{t_{ein}} = \frac{c_{pi} \Big|_{t_{ein}} \cdot t_{ein} - c_{pi} \Big|_{t_{aus}} \cdot t_{aus}}{t_{ein} - t_{aus}} \quad 3-28$$

3.5 Dimensionierung eines Gleichstromvergaser

Die Vorgänge, die in einem Vergaser stattfinden, sind komplex und laufen zeitlich gleichzeitig ab. Um die Prozessschritte mehr oder weniger voneinander zu trennen und somit auch besser steuern zu können, ist eine sinnvolle Dimensionierung vorzunehmen. Außerdem kann ein gut gewähltes Vergaserdesign dazu beitragen, die Teerbelastungen zu reduzieren und damit teure Abgasnachbehandlungen zu vermeiden.

3.5.1 Dimensionierung mittels Empirie

Die herkömmliche Auslegungsmethode von Gleichstromvergasern basiert auf empirischen Größen. In der Literatur werden als Auslegungsbasis zwei verschiedene und grundlegende Größen definiert.

Die spezifische Vergasungsrate nach Reed et al. [26]:

$$g = \frac{\dot{m}_{Br,tr}}{A_{min}} \quad 3-29$$

Die Einheit dieser Größe wird in $\text{kg}_{BR,tr}/\text{m}^2\text{h}$ angegeben. Hier wird der Massenstrom $\dot{m}_{Br,tr}$ [$\text{kg}_{BR,tr}/\text{h}$] des trockenen Brennstoffes mit dem minimalen Querschnitt A_{min} [m^2] des Reaktors verglichen. Dieser Querschnitt ist die engste Stelle in der Oxidationszone und wird auch als Herd bezeichnet.

Ein weiterer Anhaltswert, der in der Literatur Anklang findet, ist die Leerrohrgeschwindigkeit oder superficial velocity [28].

$$v_s = \frac{\dot{V}_{PG}}{3600 \cdot A_{min}} \quad \mathbf{3-30}$$

Hier wird der Volumenstrom des Produktgases \dot{V}_{PG} [Nm³/s] auf den minimalen Querschnitt bezogen. Die Einheit dieser Größe ist Nm³/m²s. Eine Geschwindigkeit hat normalerweise die Einheit [m/s], hier wird aber bewusst diese Einheit verwendet, um zu verdeutlichen, dass der Gasvolumenstrom in Nm³/s angegeben wird.

In den letzten Jahrzehnten wurden verschiedenste Bemühungen unternommen, um einen optimalen Festbettvergaser für Biomasse zu konstruieren. Die entwickelten Designs wurden gesammelt und mit den soeben angeführten Anhaltswerten verglichen. Die Daten zeigen, dass ein optimaler Betrieb für Vergaser nach dem Imbertprinzip, eine spezifische Leerrohrgeschwindigkeit zwischen 0,3 und 0,9 Nm³/m²s aufweisen soll. Eine genauere Betrachtung zur Leerrohrgeschwindigkeit ist in der Literatur zu finden [29]. Die spezifische Vergasungsrate hingegen liegt zwischen 500 und 5000 kg_{BR,tr}/m²h. Hier gibt die Literatur laut Hammerer [11], einen breiten Bereich vor. Es sei erwähnt, dass die Auslegung auf rein empirisch ermittelten Werten basiert. Wissenschaftlich überprüfte Auslegungsverfahren existieren derzeit noch kaum.

Mit diesen Werten ist es vorerst möglich, eine Abschätzung für den Brennstoffbedarf, bzw. für den erreichbaren Produktgasvolumenstrom zu erhalten. In weiterer Folge ist zu entscheiden, welche Form die Einschnürung haben sollte. Es gibt laut Venselaar [30] drei unterschiedliche Arten von Einschnürungen, die in Abbildung 3-10 aufgezeichnet sind:

- No throat.
- Single throat → mit einer konischen Verengung
- Double throat → mit einer zweifachen Verengung.

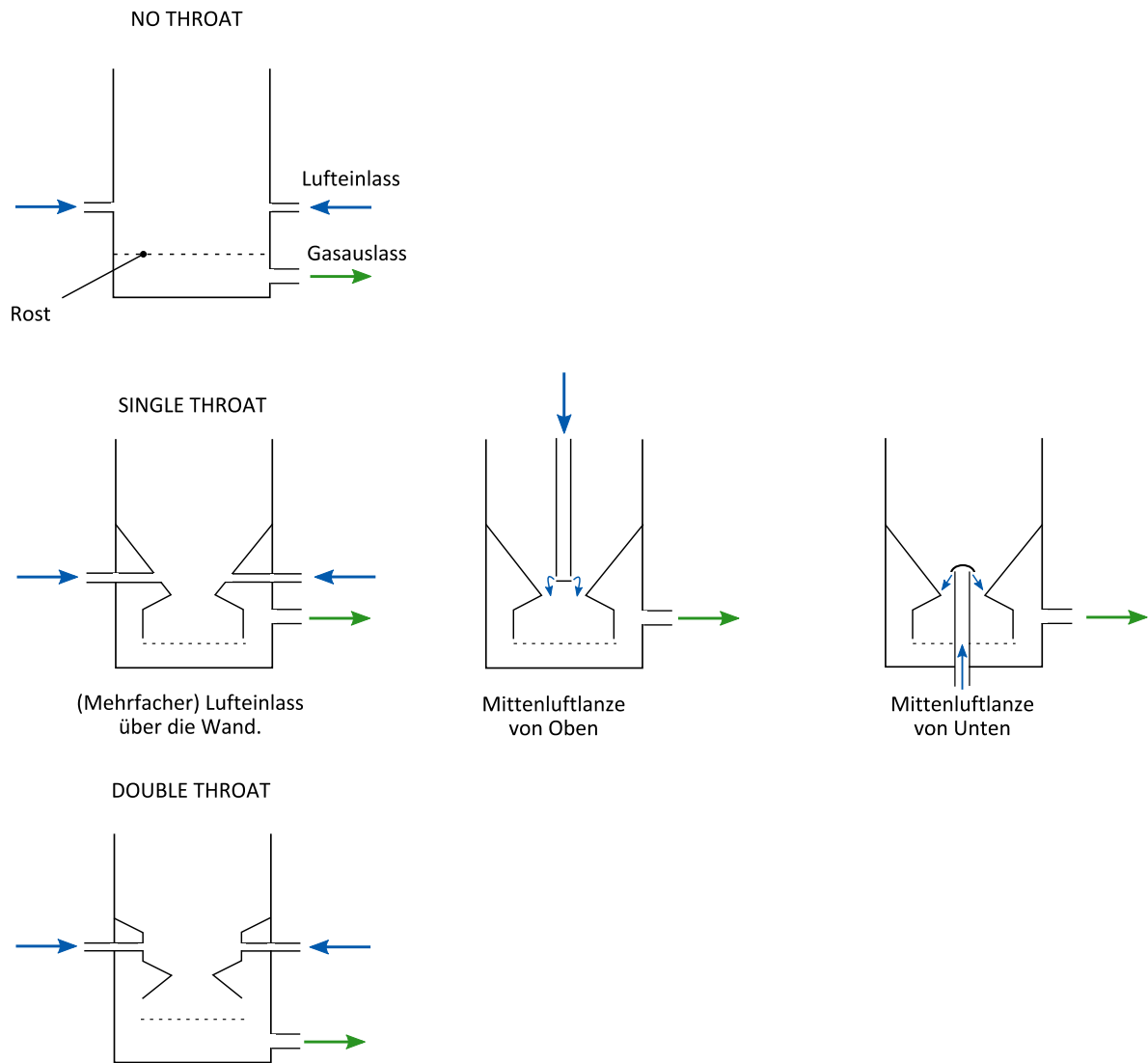


Abbildung 3-10: Einschnürungstypen nach Venselaar [30]

Die Geometrieabhängigkeiten, wie ein möglichst idealer Vergaser im Inneren aussieht, sind rein empirisch ermittelt worden und können in diverser Literatur nachgeschlagen werden (Siehe Generator Gas [23], Reed [26]). Aus zahlreichen Designs wurden hier Verhältnisse ermittelt und in Diagrammen eingetragen. Wichtig dabei ist, welchen Durchmesser die Einschnürung und das Brennstoffbett haben, denn alle anderen Größen lassen sich daraus ableiten. Abbildung 3-11 zeigt schematisch die Hauptabmessungen im Vergaser, auf denen sich die Verhältnisangaben stützen.

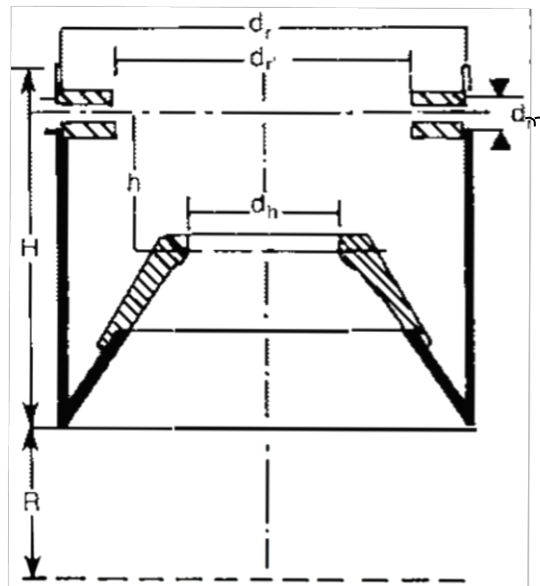


Abbildung 3-11: Hauptabmessungen im Reaktor laut Kaupp [28]

Für die Dimensionierung sind folgende Verhältnisse von besonderem Interesse:

$$\frac{d_r}{d_h} \quad \text{3-31}$$

$$\frac{h}{d_h} \quad \text{3-32}$$

$$\frac{A_m}{A_h} \cdot 100 \quad \text{3-33}$$

Im Betrieb sind die inneren Vorgänge des Reaktors sich selbst überlassen und regeln sich auch selbst. Deshalb bestimmt hauptsächlich die Geometrie den Koksumsatz, die Teerbela-
dung und die Produktgaszusammensetzung.

Ein weiteres Augenmerk muss auf das Düsendesign gelegt werden. Ein wichtiges Ziel ist das Erreichen einer homogenen und heißen Oxidationszone, ohne dass sich dabei kalte Zonen ausbilden. Dazu muss genügend Luft bis in die Reaktormitte vordringen können. In einem Vergaser nach dem Imbertprinzip sind die Düsen kreisförmig um die Oxidationszone ange-
bracht. Ein Auszug möglicher geometrischer Verhältnisse ist in Kaupp [28], vorzufinden.

d_r/d_h	d_h mm	d_r mm	d'_r mm	h mm	H mm	R mm	A no.	d_m mm	$\frac{A_m \times 100}{A_h}$	$\frac{d_r}{d_h}$	$\frac{h}{d_h}$	Range of gas output		Maximum wood consumption kg/l	Air blast velocity v_m m/s
												max. Nm ³ /h	min. Nm ³ /h		
268/60	60	268	150	80	256	100	5	7.5	7.8	4.5	1.33	30	4	14	22.4
268/80	80	268	176	95	256	100	5	9	6.4	3.3	1.19	44	5	21	23.0
268/100	100	268	202	100	256	100	5	10.5	5.5	2.7	1.00	63	8	30	24.2
268/120	120	268	216	110	256	100	5	12	5.0	2.2	0.92	90	12	42	26.0
300/100	100	300	208	100	275	115	5	10.5	5.5	3.0	1.00	77	10	36	29.4
300/115	115	300	228	105	275	115	5	11.5	5.0	2.6	0.92	55	12	45	30.3
300/130	130	300	248	110	275	115	5	12.5	4.6	2.3	0.85	115	15	55	31.5
300/150	150	300	258	120	275	115	5	14	4.4	2.0	0.80	140	18	67	30.0
400/130	130	400	258	110	370	155	7	10.5	4.6	3.1	0.85	120	17	57	32.6
400/150	135	400	258	120	370	155	7	12	4.5	2.7	0.80	150	21	71	32.6
400/175	175	400	308	130	370	155	7	13.5	4.2	2.3	0.74	190	26	90	31.4
400/200	200	400	318	145	370	153	7	16	3.9	2.0	0.73	230	33	110	31.2

Variables not given in Figure 75 are defined as follows for Table 5:

d_m = inner diameter of the tuyere

A_m = sum of cross sectional areas of the air jet openings in the tuyeres

A_h = cross sectional area of the throat

A = number of tuyeres.

Abbildung 3-12: Auslegungstabelle laut Kaupp [28]

Möglichst vorteilhaft ist eine ungerade Düsenzahl, da es so keine Überdeckung der einzelnen Luftströmungen gibt und kalte Zonen zwischen den Düsen vermieden werden. Abbildung 3-13 zeigt die ringförmige Anordnung der Düsen im Reaktor und das dazugehörige Strömungsprofil des Vergasungsmittels.

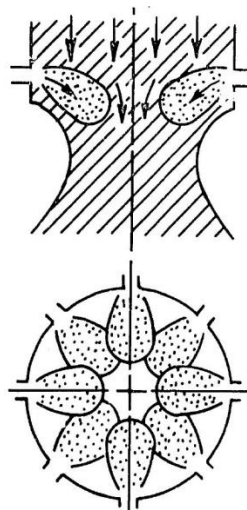


Abbildung 3-13: Anordnung der Düsen und Strömungsprofil nach Kaupp [28]

Je nach Brennstoff muss das Düsensdesign in Punkto Düsengeometrie und Düsenlage optimiert werden. Holzhackschnitzel haben größere Hohlräume zwischen den Partikeln, sodass

die Luft leichter bis in die Mitte strömen kann. Bei einem dichteren Brennstoff wie zum Beispiel Holzpellets, ändert sich der gesamte Strömungszustand. Zum einen erfährt die Luft größere Widerstände, zum anderen wird sie durch die höhere Energiedichte schneller verbraucht. Bei der Konstruktion sind auch die Materialgrenzen zu beachten. Es sollen zwar kalte Zonen vermieden werden, aber genauso zu hohe Temperaturen über 1300° C. Hier beginnt der verbaute Stahl zu erweichen und gegebenenfalls zu schmelzen.

3.5.2 Dimensionierung mittels CFD

Durch computerunterstützte Simulationsmethoden ist es heutzutage möglich, die Vorgänge in einem Vergaser modellmäßig zu beschreiben. Ein Modell des Vergasers kann im Computer eingebettet werden und die einzelnen geometrischen Zusammenhänge ausprobiert werden, ohne dass komplizierte Umbauten am Versuchsmodell nötig sind. Es ist zwar keine naturgetreue und reale Darstellung möglich, da die Simulation nur eine scharfe Abtrennung der einzelnen Zonen berücksichtigen kann. In der Realität sind diese Übergänge fließend und verursachen Wechselwirkungen. Außerdem werden bei der Simulation vereinfachte Modelle angewendet, die den realitätsgetreuen Betrieb verzerren [31]. Sämtliche Ergebnisse müssen kritisch betrachtet und validiert werden. Tendenzen sind aber durchaus ableitbar. Die auftretenden Strömungszustände werden mittels der Computational Fluid Dynamics (CFD) Simulationsmethode simuliert. Es ist möglich, chemische Reaktionen in die Simulation einzubetten, sodass auch Aussagen über die anfallenden Konzentrationen der Gaskomponenten getroffen werden können. Auch grobe Aussagen über die Teerbelastungen sind möglich. Dabei werden die Zonen grob diskretisiert, wie Abbildung 3-14 zeigt.

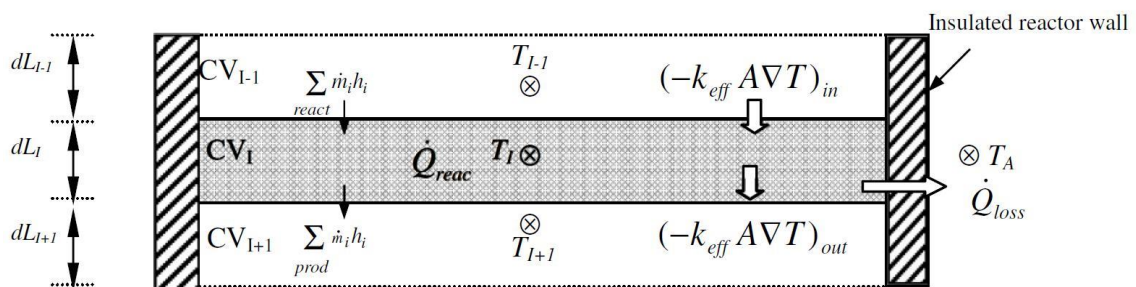


Abbildung 3-14: Kontrollvolumen einer CFD Simulation [32]

Das computerunterstützte Design eines Vergasers wird sicher in Zukunft an Relevanz gewinnen. CFD liefert im Gegensatz zur Empirie eine Aussage bzw. ein Bild, was „im Vergaser“ passiert. Verständnis über die Vorgänge in der Anlage können über die Empirie nicht gewonnen werden. Dazu sind Messungen oder zumindest CFD-Simulationen nötig. Abbildung 3-15 zeigt die CFD Simulation der Temperaturverteilung in einem Festbettvergaser. Das

Bild stammt aus einer Arbeit von Zhao [33], in der verschiedene Anordnungen der Düsen miteinander verglichen wurden. Hier wurde eine optimale Temperaturverteilung und somit die niedrigsten Teerwerte bei einer ungeraden Düsenanzahl von drei Düsen und einen Einströmwinkel von 10° ermittelt. Außerdem zeigte die Simulation, dass die Luftüberschusszahl $\lambda = 0,34$ optimal für den Koksumsatz sei.

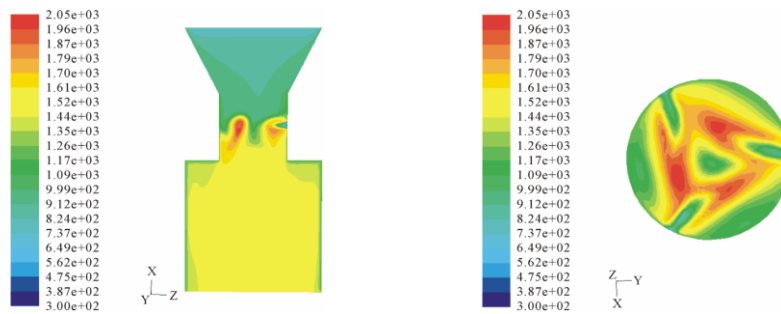


Abbildung 3-15: CFD Simulation der Temperaturverteilung eines Festbettvergasers [33]

Die herkömmliche Auslegungsmethodik, wie in Kapitel 3.5.1 beschrieben, basiert größtenteils auf Erfahrungswerten. Eine genaue Auslegung mit exakten Berechnungen der einzelnen Vorgänge ist aufgrund der komplexen Vorgänge im Vergaser kaum möglich. Das CFD Tool gilt also als vielversprechendes Hilfsmittel für eine optimale Reaktordimensionierung, in der man mehrere Parameter verändern kann.

4. Versuchsaufbau

Die Messungen wurden am IWT an der TU Graz durchgeführt, wo die Anlage aufgebaut war. Ausgelegt ist der Holzvergaser auf eine elektrische Leistung von 16 kW und eine thermische Leistung von 50 kW. Das im Festbettvergaser erzeugte Produktgas wird nach einer groben Reinigung durch den Zyklon durch einen Filter geführt und gelangt gesäubert zu einem Gasmotor. Dieser treibt einen Asynchrongenerator an, der in das Stromnetz einspeist. Des Weiteren kann noch ein Wärmetauscher am Motorkühlkreis angeschlossen und somit die Anlage als Kraftwärmekopplung genutzt werden. In den folgenden Versuchen wurde dies noch nicht realisiert, da primär das Vergaserverhalten auf Holzpellets von Interesse war. Das Abmaß des Versuchstandes ist 1,2 m x 1,3 m x 1,8 m und das Gesamtgewicht beträgt 650 kg.

Sämtliche Ansteuerungen wurden über eine Speicherprogrammierbare Steuerung (SPS) realisiert. Die SPS Steuerung übernimmt ebenfalls die Aufzeichnung der Messsensoren. Es wird alle 15 Sekunden ein Schnappschuss, der aktuellen Situation erstellt und gespeichert. Gas- und Teeranalysen finden separat statt.

Es sei hier erwähnt, dass die folgenden Bilder Abbildung 4-1 und Abbildung 4-2 die Anlage am Anfang der Versuche darstellen. Im Laufe dieser Arbeit wurden zwecks Optimierungsmaßnahmen starke Änderungen an der Anlage vorgenommen. In Abbildung 4-1 ist die Vorderseite des Versuchstandes ersichtlich. Es sind der Holzgasfilter, der Brennstoffbehälter, der Holzgasfilter, ein Teil des Gasmotors, die Gasmessstrecke und der Generator eingerahmt. In dieser Abbildung ist der Reaktor nicht erkennbar, dieser befindet sich auf der Rückseite hinter dem Filter. Die Steuerung ist vom Versuchstand entkoppelt und an der Wand daneben angebracht. Durch einen WLAN-Router kann die Steuerung auch über einen externen Computer überwacht werden. Der leere Brennstoffbehälter ist ein standardisiertes und umkonstruiertes Ölfass mit einem Fassungsvermögen von ca. 200 l.

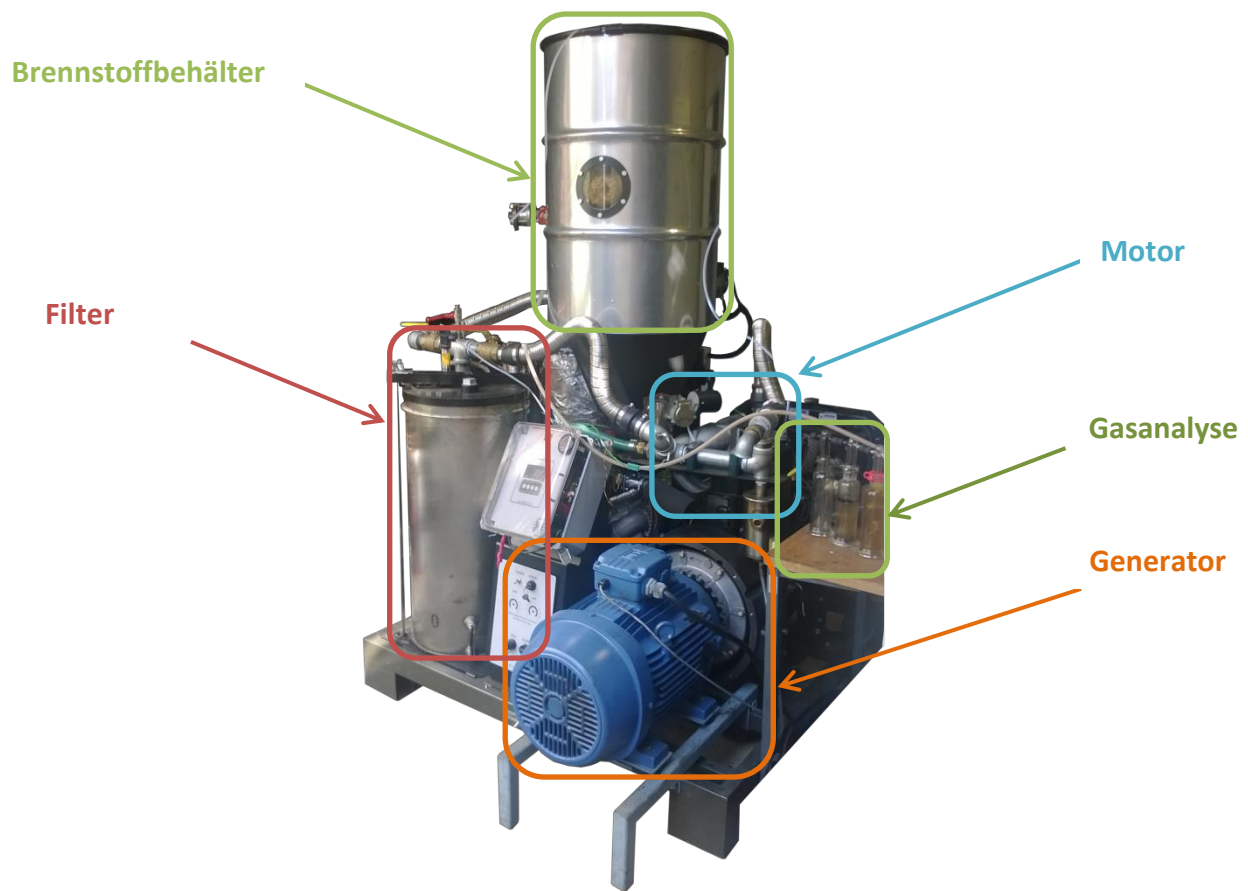


Abbildung 4-1: Aufbau des Versuchsstandes

In Abbildung 4-2 ist die Rückseite der Versuchsanlage aufgezeigt. Neben den Luftzufuhrelementen, wie dem Kugelhahn für die Hauptluft und dem Mittenluftfön, sind noch der Restkoksbehälter und der Zyklon ersichtlich. Wie hier besser erkennbar ist, befinden sich auf dem Holzgasfilter zwei Kugelhähne, die das Umschalten des Gasweges von der Fackel auf den Motor erlauben. Auf der Fackel befindet sich ein Glühstift, der das Entzünden der Fackel erlaubt. Dieser Stift bleibt im Fackelbetrieb immer aktiv, um ständig eine Flamme zu garantieren.

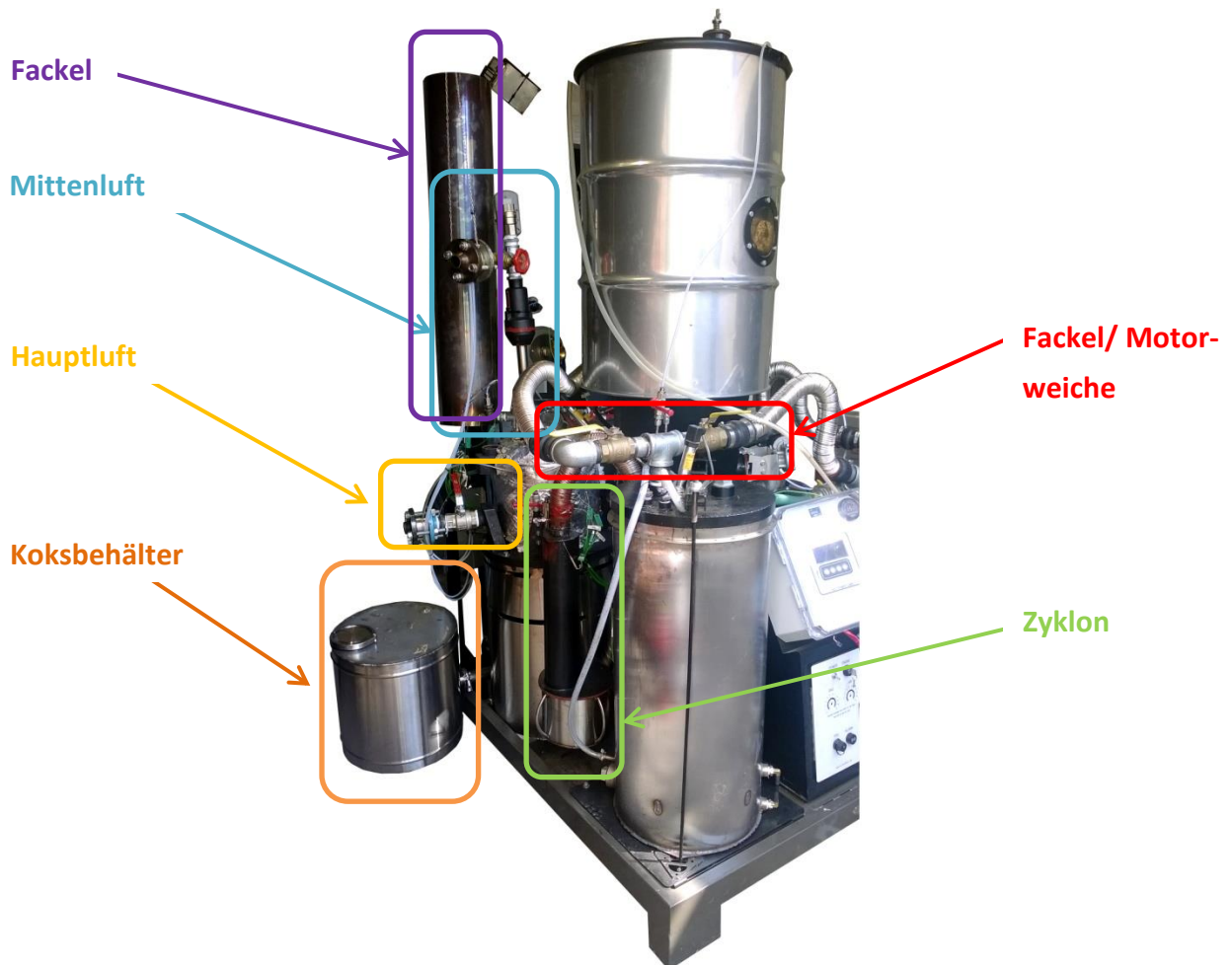


Abbildung 4-2: Rückseite des Versuchsstandes

Sämtliche Einzelkomponenten sind mit gewellten Schläuchen aus Metall verbunden. Diese Struktur macht die Schläuche flexibel und ermöglicht ein einfacheres Verbinden der Anschlüsse. Auf die einzelnen Hauptkomponenten wird in den folgenden Kapiteln eingegangen.

4.1.1 Funktionsbeschreibung

Zur Veranschaulichung der Funktionsweise des Festbettvergasers dient das folgende Fließschema in Abbildung 4-3. Dieses Fließbild beschreibt die Anlage im Anlieferungszustand, bevor im Laufe der Versuche Änderungen am Vergaser zu Optimierungszwecken vorgenommen wurden.

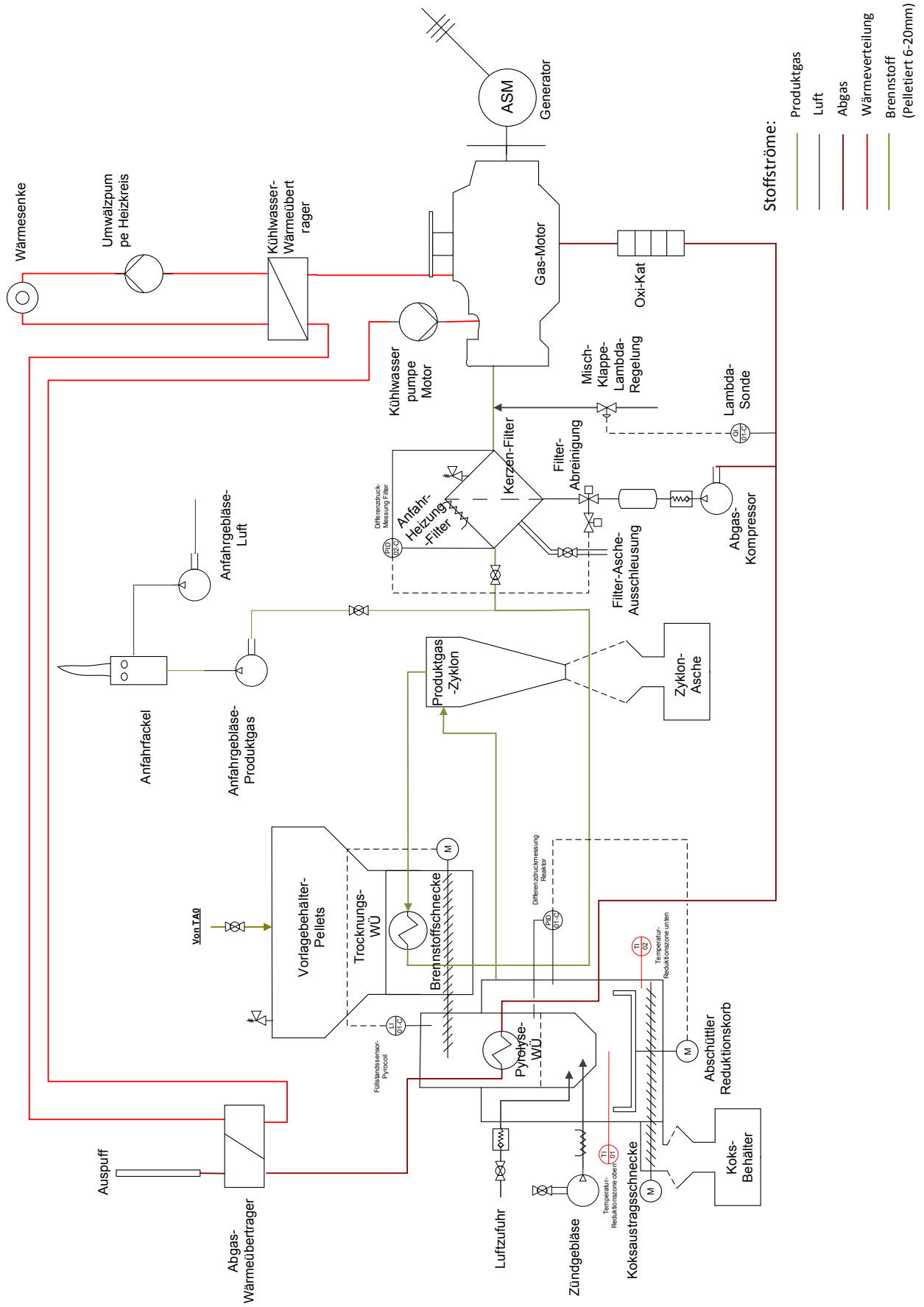


Abbildung 4-3: Fließbild der Versuchsanlage

Nach dem Befüllen des Brennstoffbehälters mit Holzpellets kann die Anlage in Betrieb genommen werden. Über eine Schnecke gelangt der Brennstoff in die Trocknungs- bzw. Pyrolysezone, wo diese Prozesse einsetzen. Das Vergasungsmittel ist Umgebungsluft. Diese wird über ein Rückschlagventil angesaugt und durch Luftvorwärmungsrohre in die Oxidationszone eingebracht. Nach dieser Zone sollten sämtliche flüchtige Stoffe aus den Biomassepartikeln ausgetreten sein und es bleiben nur mehr die festen Kokspartikel übrig. Diese gelangen in ein Koksbett, das konstruktiv so gestaltet ist, dass eine möglichst lange Verweilzeit realisiert werden kann. Durch einen Rüttelmechanismus fallen die restlichen Kokspartikel durch einen Rost und werden über eine Schnecke in einem Behälter aus dem Vergaser befördert. Dadurch kann gleichzeitig frischer Brennstoff nachrutschen. Das Produktgas strömt anschließend an den Luftvorwärmrohren vorbei und wird in einem Zyklon von den groben Staubpartikeln gesäubert. Anschließend wird das Gas durch einen Wärmetauscher geführt, der die Holzpellets am unteren Ende des Brennstoffbehälters vorwärmt bzw. vortrocknet. Nach dem Passieren des Brennstoffwärmetauschers gelangt das Gas in einen Holzgasfilter, der durch mehrere Holzackschnitzelschichten das Produktgas von den restlichen Staubpartikeln säubert. In den einzelnen Schichten befinden sich Hackschnitzel mit unterschiedlichem Durchmesser, wobei beginnend von großen Durchmessern auf kleineren gestuft wird. Sofern die Teere im Filter auskondensieren, wird das Gas von diesen im Filter gesäubert. Dies sollte jedoch vermieden werden, um den Wartungsaufwand des Filters zu minimieren. Mittels zwei Kugelhähnen nach dem Filter kann entschieden werden, ob das Gas entweder auf eine Fackel umgeleitet oder direkt zum Gasmotor geführt wird. Läuft der Motor, wird durch eine Lambdaklappe vor dem Motoreinlass ein stöchiometrisches Gas-Luft-Gemisch vorbereitet. Das Abgas wird nach dem Verbrennungsmotor durch einen Abgaswärmetauscher geführt. Hier kann noch ein Teil der im Abgas steckenden Energie rückgewonnen werden, wodurch weniger Energie aus der Oxidationszone für die Pyrolyse verwendet werden muss. Isoliermaterial vermindert unnötige Verluste an die Umgebung. Am Ende strömen die Abgase über einen schallgedämmten Auspuff in die Umgebung.

4.1.2 Brennstoff

Der Vergaser wird mit DIN plus Holzpellets betrieben, die der ÖNORM M 7135 unterliegen und somit immer eine konstante Brennstoffqualität aufweisen [34]. Im Vergleich zu Holzackschnitzeln können Holzpellets widerstandsarm weitertransportiert werden, denn diese rutschen leichter in den Reaktorraum und die Brennstoffschnecke muss weniger Kraft zum Befüllen aufwenden. Sollten weitere Schleusen oder Brennstofftransporteinrichtungen benötigt werden, kann auf Standardkomponenten zurückgegriffen werden, die für Pellets-

Öfen bereits entwickelt wurden. Ein voller Brennstoffbehälter hat ein Fassungsvermögen von ca. 130 kg, was bei dem angegebenen Brennstoffverbrauch von ca. 20 kg/h einen 9 bis 10-Stunden-Betrieb ermöglicht. Nachdem dieser leer ist, muss beim gelieferten Gerät die Anlage ausgeschaltet, der Brennstoffbehälter geöffnet und von neuem gefüllt werden. Derzeit existiert noch kein Schleusensystem, das eine kontinuierliche Brennstoffzufuhr ermöglicht. Dies wird aber in weiterer Folge realisiert. Die chemische Zusammensetzung von Holzpellets ist laut Kienberger [4] in der folgenden Tabelle 4-1 ersichtlich.

Tabelle 4-1: Elementarzusammensetzung von Holzpellets $CH_{1.358}O_{0.609}$ nach [4]

Ulternal-Analyse		Proxonal-Analyse	
Komponente	Zusammensetzung	Komponente	Zusammensetzung
C	0.4739 kg/kg _{BR}	„Fixed Carbon“ FC	0.2632 kg/kg _{BR}
H	0.054 kg/kg _{BR}	„Volatile Matter“ VM	0.6533 kg/kg _{BR}
O	0.3845 kg/kg _{BR}	Wasser	0.069 kg/kg _{BR}
N	0.0036 kg/kg _{BR}	Asche	0.0142 kg/kg _{BR}
S	0.0006 kg/kg _{BR}		
Asche	0.0142 kg/kg _{BR}	Unterer Heizwert	5.041 kWh/kg _{BR}
Wasser	0.069 kg/kg _{BR}	Molare Masse	23.125 kmol/kg _{BR}

4.1.3 Vergasungsreaktor

Das Kernelement der Anlage ist der Vergasungsreaktor, der hier nochmals in Abbildung 4-4 einzeln dargestellt ist. Auch hier sei erwähnt, dass sich der Reaktor in dieser Abbildung im Anlieferungszustand befindet, bevor weitere Bauteile ergänzt wurden.

Der obere Teil ist in einer Isolierschicht eingepackt. Bevor die Motorabgase durch den Auspuff in die Umgebung strömen, werden diese durch diesen oberen Teil geführt. Man kann hier das Einlassrohr erkennen, welches direkt am Motorauslass hängt. Dieser Wärmetauscher soll die Pyrolyse begünstigen und einen Teil der Energie aus den Abgasen rückgewinnen. Im Folgenden wird dieses Bauteil als Pyrocoil bezeichnet. Der Pyrocoil hat die Aufgabe den Brennstoff vor zu pyrolysieren bevor dieser in die Oxidationszone gelangt. Es wurde der Abgasstrom aus dem Motor über einen Wärmetauscher durch die Pyrolysezone geführt, bevor dieser in die Umgebung abströmt. Unter dem Pyrocoil ist in Abbildung 4-4 ein Edelstahlblech zu erkennen. Unter diesem befindet sich Dämmmaterial, um Wärmeverlusten des Reaktors vorzubeugen. Die Luftschlitze sollen ein Überhitzen des Reaktors vermeiden. Am unteren Ende sind die Aktoren des Rüttelmechanismus und daneben die Wartungsluke

des Koksbehälters erkennbar. Wie das Innere des Reaktors genauer aufgebaut ist, wird in der folgenden Abbildung 4-5 schematisch aufgezeigt.



Abbildung 4-4: Vergasungsreaktor

Sobald der Brennstoff in den Reaktor gelangt, durchläuft dieser die oben beschriebenen Teilprozesse: Trocknung, Pyrolyse, Oxidation und Reduktion. In Abbildung 4-5 ist der Querschnitt aufgezeigt. Hier sind die einzelnen Bauteile im Reaktor eingezeichnet und benannt, ebenso sind die Strömungswege des Vergasungsmittels, der Produktgase und der Motorabgase in einen Motorbetrieb eingezeichnet. In Abbildung 4-5 sind ebenfalls die Thermoelemente im Reaktorraum eingezeichnet. Diese sind über ein Schutzrohr in der Mitte des Reaktors auf verschiedenen Höhen positioniert. Es wurde darauf geachtet, die einzelnen Zonen der Vergasung abzudecken. Diese sind nochmals am rechten Balken markiert. An der Reaktorwand befindet sich ein weiteres Schutzrohr, welches fünf Thermoelemente auf gleicher Höhe besitzt. Dadurch kann ein radiales Temperaturprofil bis zur Oxidationszone ermittelt werden.

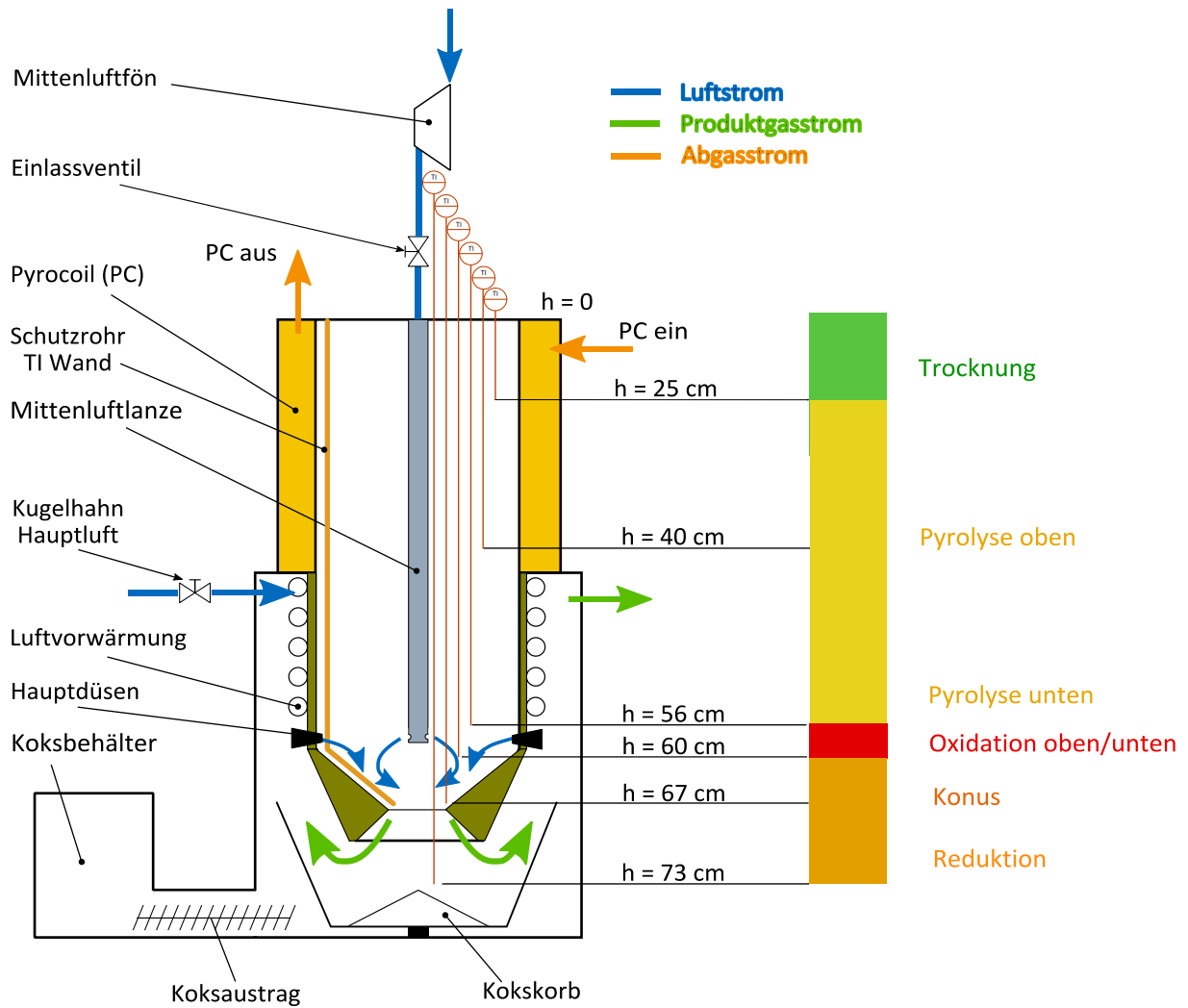


Abbildung 4-5: Prizipskizze des Vergasungsreaktors

Das Design des Vergasungsreaktors bestimmt die letztendliche Gasqualität. Deshalb muss in weiterer Folge ein besonderes Augenmerk darauf gelegt werden. Der Innendurchmesser beträgt 220 mm und ab einer Höhe von ca. 600 mm sind Luftdüsen angebracht. Hier beginnt die Oxidationszone. Die Luft wird mittels fünf ringförmig angeordneter Düsen in den Reaktorraum eingebracht. Sobald der 4-Takt-Motor startet, saugt dieser bei einer Drehzahl von 1500 U/min und einen Hubraum von 3 l/s einen Volumenstrom von 121,5 m³/h an. Der Lufteinlass ist außen am Reaktor angebracht und mit einem Kugelhahn versehen. Dieser ermöglicht die Regelung des Hauptluft-Volumenstromes. Danach verteilt sich die Luft in fünf Schläuchen, die spiralförmig im Zwischenraum der Reaktoraußenwand und Reaktorinnenwand gewickelt sind. Das ausströmende Produktgas steigt nach der Reduktion dort auf und wärmt die Luft in den Schläuchen vor. Die Schläuche besitzen eine gewellte Oberfläche, wodurch diese vergrößert wird und eine bessere Wärmeübertragung gewährleistet ist. Nach den Düsen verengt sich der innere Querschnitt des Reaktorraumes auf einen minimalen

Durchmesser von 110 mm und formt einen konischen Zylinder. Dadurch wird garantiert, dass sich die Oxidationszone ringförmig schließt und somit einen Großteil der Teere vorzeitig beseitigt werden können. Die engste Stelle wird auch als Herd bezeichnet. Nach der Verengung erweitert sich dieser Konus wieder, sodass mehr Platz für die Reduktionszone vorhanden ist. Zwischen den Vorwärmerschläuchen und dem Reaktorinneren befindet sich ein Dämmmaterial. Dadurch wird keine direkte Wärme aus der Oxidationszone für die Luftvorwärmung verbraucht. Es wurde darauf geachtet, alle Zonen möglichst diskret aufzuteilen, wodurch der Prozess besser steuerbar ist. Der gesamte Herd ist ebenfalls gedämmt. Der Abgasstrom markiert den Weg durch den Pyrocoil. Dieser ist doppelwandig ausgeführt und das Gas wird über Leitbleche am trockenen Brennstoff vorbeigeführt, bevor es nach außen tritt.

Im Reaktor ist noch ein weiteres Bauteil enthalten, der den Restkoks nach außen befördert. Der Reinigungsmechanismus ist ein mechanisch gekoppeltes Bauteil, das zweierlei Aufgaben erfüllt. Eine Schnecke befördert die Asche und den Restkoks in einen Behälter außerhalb des Reaktors. Gleichzeitig treibt diese ein Rad an, das die Koks- und Aschereste vom Reaktorboden zusammenschiebt und zur Schnecke hinbewegt. Abbildung 4-6 zeigt den Grundriss des Ascheaustrages.

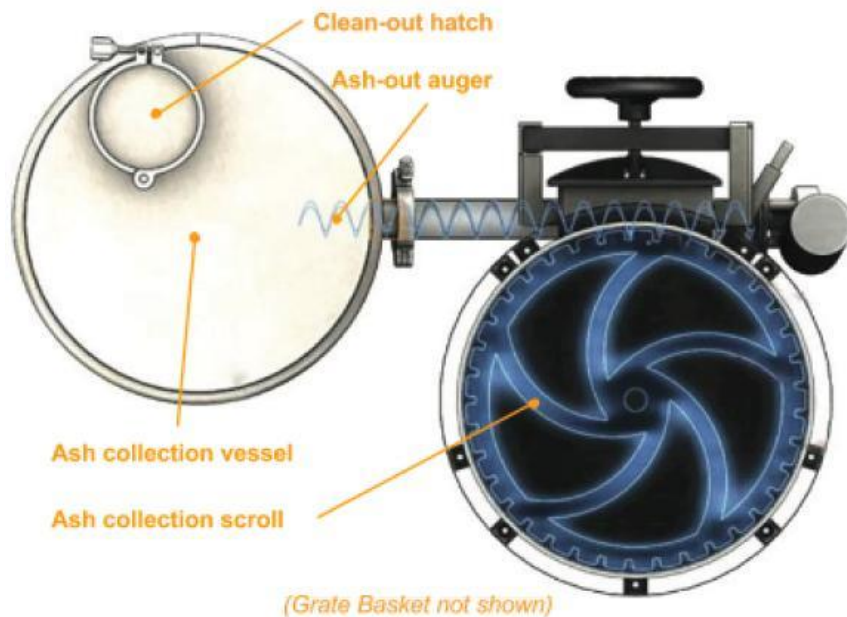


Abbildung 4-6: Ascheaustrag – Grundriss [35]

Darüber liegt ein Korb aus Lochblech, indem sich der Koks nach dem Passieren der Oxidationszone ansammelt. Hier findet die Reduktion und somit die Umsetzung des Koks statt. Damit der Korb nicht den frischen nachströmenden Brennstoff blockiert, bringt ein Rüttelmechanismus den Korb in regelmäßigen Abständen in Bewegung. Dieser wird in beiden

Richtungen um die Rotationsachse hin und her bewegt, sodass der Restkoks durch das Lochblech auf den Reaktorboden durchfallen kann. Abbildung 4-7 zeigt eine 3D-Darstellung des aus Lochblech gefertigten Korbes. Eine Wartungsluke ermöglicht das Öffnen und Reinigen des Korbes. Der Rüttelaufnehmer ist mechanisch mittels eines dreieckigen, rotierenden Bauteils gekoppelt und wandelt die Rotation des Dreiecks in die Hin- und Herbewegung des Korbes um.

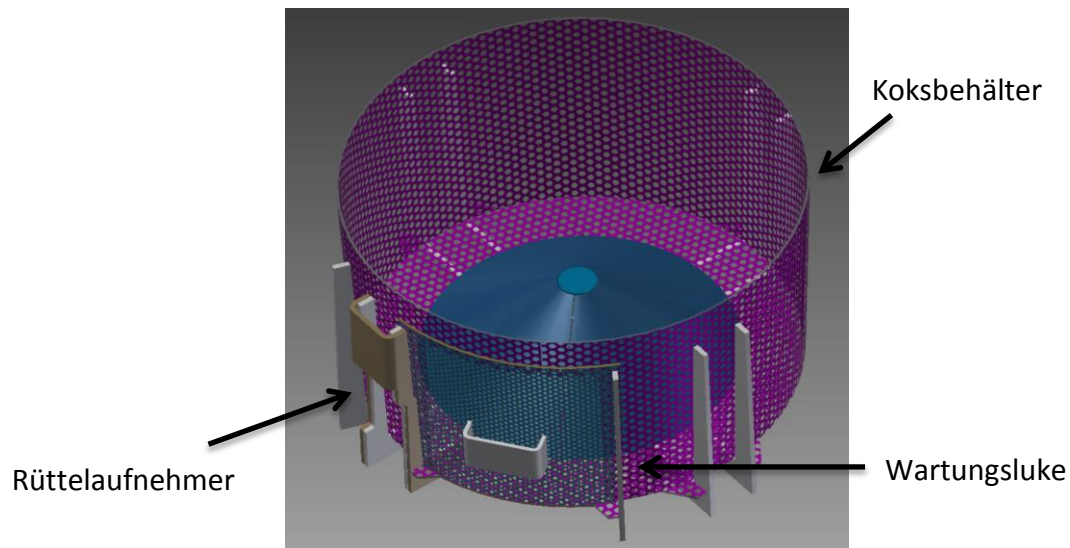


Abbildung 4-7: Darstellung des Korbes

Der Reinigungszyklus bestimmt in großem Maß die Verweilzeit des Brennstoffes und somit die Gaszusammensetzung sowie den Koksumsatz. Außerdem rutscht durch ein Rütteln wieder mehr Brennstoff in den Reaktor nach und verändert die Temperaturverläufe. Die Rüttelzeiten, die Intervalle und die Intensität des Rüttelns können über ein Menü in der Steuerung variiert werden.

4.1.4 Zyklon

Der Zyklon hat die Aufgabe, das Produktgas von groben Ruß- und Staubpartikeln zu säubern. Um zu verhindern, dass sich am Eintritt die Luftströmung überscheidet, wurde dieser leicht schräg nach unten gefertigt. Bedingt durch die wirkende Zentrifugalkraft und Gewichtskraft am Staubpartikel, fallen die größeren Teilchen nach unten in einen Sammelbehälter. Das grob gereinigte Gas strömt weiter durch ein Auslassrohr am oberen Ende des Zyklons. Durchmesser und Höhe des Zyklons sind auf den vorhandenen Produktgasvolumenstrom ausgelegt [36]. In Abbildung 4-8 ist ein 3D Modell des Zyklons gezeigt.

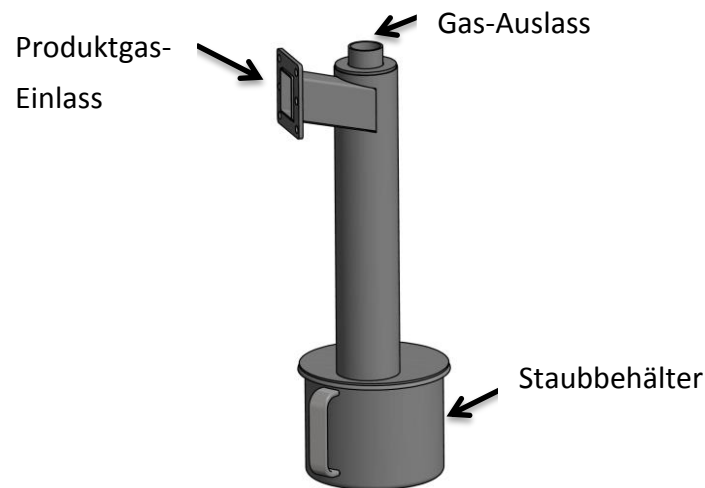


Abbildung 4-8: CAD Zeichnung des eingebauten Zyklons

Am unteren Ende des Zyklons befindet sich ein topfartiger Behälter, der eine regelmäßige Reinigung erleichtert.

4.1.5 Filter

Bevor das Produktgas in den Motor geleitet wird, durchströmt es noch den Filter. Dieser besitzt verschiedene Filtermaterialien in mehreren Schichten und verschiedenen Dicken. Zunächst sind drei Schichten von Holzhackschnitzeln angeordnet. Der mittlere Durchmesser dieser Hackschnitzeln ist in der ersten Schicht etwa 4-5 cm groß und verkleinert sich von Schicht zu Schicht bis auf einen Durchmesser von 1-0,5 cm. Die letzten beiden Filterschichten sind zwei Schaumgummipolster mit unterschiedlicher Porosität, wobei auch hier von grob auf fein gestuft wird. Am Ende sollten somit möglichst alle Partikel aus dem Holzgas beseitigt worden sein. Bei diesem Holzgasfilter ist besonders auf die Eintrittstemperatur zu achten. Ab 200° C setzt die Pyrolyse ein und die Holzhackschnitzeln produzieren ein brennbares Gas. Solche Temperaturen müssen vermieden werden, im Normalbetrieb liegt die Filtereintrittstemperatur bei 160° C.

Laut Betriebsanleitung muss nach einem 12-stündigen Betrieb das Filtermaterial getauscht und die Schaumgummimatten mit Seife gereinigt werden. Auch dieses Material muss als Sondermüll entsorgt werden, da es, sofern der Taupunkt lokal unterschritten wird, mit konzentriertem Teer belastet ist.

4.1.6 Motor

Ein Ottomotor der Firma GM dient als Antrieb für den Asynchrongenerator. Es besteht hier die Möglichkeit, den Kühlkreislauf so umzuleiten, dass eine Kraftwärmekopplung realisiert werden kann. Die Abbildung 4-9 zeigt den Motor in Anlieferungszustand.

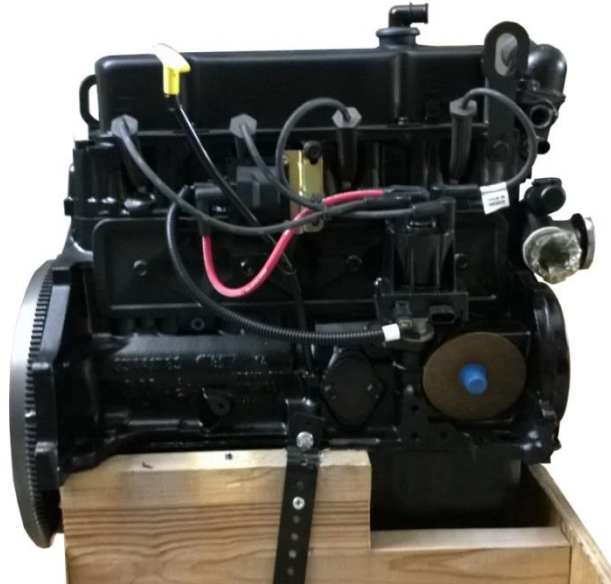


Abbildung 4-9: Verwendeter GM Vortec Motor

4.1.7 Generator

Der Generator ist in Abbildung 4-1 ersichtlich. Hier wurde der original verbaute Synchron-Generator durch eine Asynchronmaschine ersetzt. Ein Asynchrongenerator besitzt mehrere Vorteile gegenüber einem Synchrongenerator. Dieser ist günstiger, wartungsärmer und einfacher regelbar als eine Synchronmaschine. Ein Direktanlauf am Netz ist möglich und wird über einen Softstarter ausgeführt. Diese Generatorart bietet auch den Vorteil, dass die Drehzahl des Rotors im Generatorbetrieb nicht netzsynchron sein muss. Bei einer höheren Drehzahl der Motorwelle verändert sich der Schlupf und es kann mehr Spannung induziert werden. Der Schlupf einer Asynchronmaschine ist definiert als:

$$s = \frac{n_s - n_m}{n_s} \quad 4-1$$

Nachteilig sind jedoch die größeren Abmessungen und ein schlechterer Wirkungsgrad im Vergleich zur Synchronmaschine. Außerdem sind Asynchronmaschinen nicht als Phasenschieber geeignet. Die Vorteile überwiegen aber für diese Anwendung, deshalb wird ein Asynchrongenerator verwendet.

4.1.8 Steuerung

Die Steuerung der Anlage wurde über eine programmierte Bernecker und Rainer Industrie-SPS realisiert. Diese übernimmt nicht nur die gesamten Regel- und Steuerungsvorgänge, sondern zeichnet auch die gesamten Messwerte während der Versuche auf. Über ein Display wird der Betrieb überwacht und es ist möglich, manuell über einen Touchscreen Einstellungen vorzunehmen. Dies kann auch während des Betriebes erfolgen. Außerdem ist eine Verbindung mittels W-LAN Router möglich, der die Ansteuerung über einen externen PC oder über ein Smartphone erlaubt. In Abbildung 4-10 ist das Hauptmenü des Touchscreens ersichtlich. Hier befindet man sich im Überwachungsbereich der gesamten Anlage und man kann in den Untermenüs jeweils auch die einzelnen Komponenten überwachen.

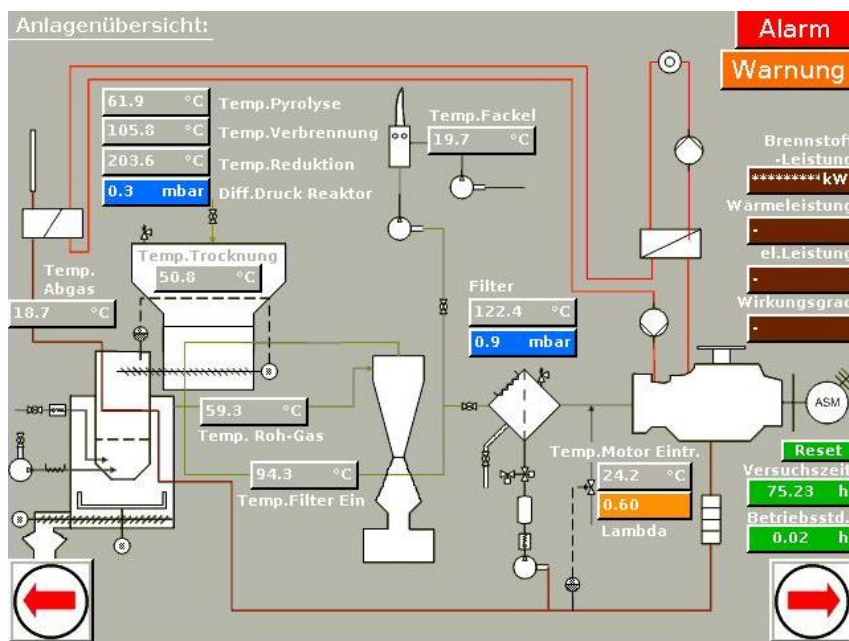


Abbildung 4-10: Hauptmenü der Steuerung

Die Signale der Messsensoren gelangen aber zunächst in den dahinterliegenden Schaltkasten. Abbildung 4-11 zeigt diesen. Es wird ein vollautomatisierter Betrieb angestrebt, weshalb schrittweise Elemente in die Steuerung übernommen werden. Das Ziel ist, dass ein selbstständiger Betrieb der Anlage möglich ist und diese von einer Person überwacht werden kann.



Abbildung 4-11: Verschaltung der SPS Steuerung

4.2 Verwendete Messtechnik

Für den Betrieb des Vergasers ist eine kontinuierliche Überwachung möglichst aller relevanten Größen unvermeidlich. Auch so kann eine schrittweise Optimierung stattfinden. Im Folgenden wird auf die verwendete Messtechnik eingegangen. In Abbildung 4-3 wurden bereits die eingebauten Thermoelemente und Drucksensoren eingezeichnet. Bei den Thermoelementen handelt es sich um handelsübliche Typ-K Thermoelemente, welche direkt in die SPS-Steuerung integriert sind. Druckverläufe werden mittels piezoresistiver Drucksensoren gemessen und ebenfalls von der Steuerung aufgezeichnet. Die Gasanalytik sowie die SPA Probenentnahme und die Durchflussmessung sind extra angeführt.

4.2.1 Gasanalytik

Die Gaszusammensetzung wurde mit dem Gasanalysegerät MRU VarioPlus Industrial gemessen. Dieses besitzt einen nichtdispersiven Infrarotsensor (NDIR) für die Messung der Permanentgase und einen elektrochemischen Messsensor für die Sauerstoffmessung. Bevor das zu messende Gas in das Messgerät gelangt muss es von Teer und Staub befreit werden. Dazu wird es vor dem Messgerät durch verschiedene Waschflaschen geführt. Da manche Teere, wie beispielsweise Phenole, wasserlöslich sind, strömt das Gas zunächst durch zwei Waschflaschen mit Wasser. Die restlichen öllöslichen Teere lösen sich in den letzten beiden mit Biodiesel gefüllten Flaschen. Der grobe Staub wird in der letzten Flasche durch Glaswolle aufgehalten und die feinsten Partikel vor dem Gasanalysator durch eine wechselbare Filtermembran.

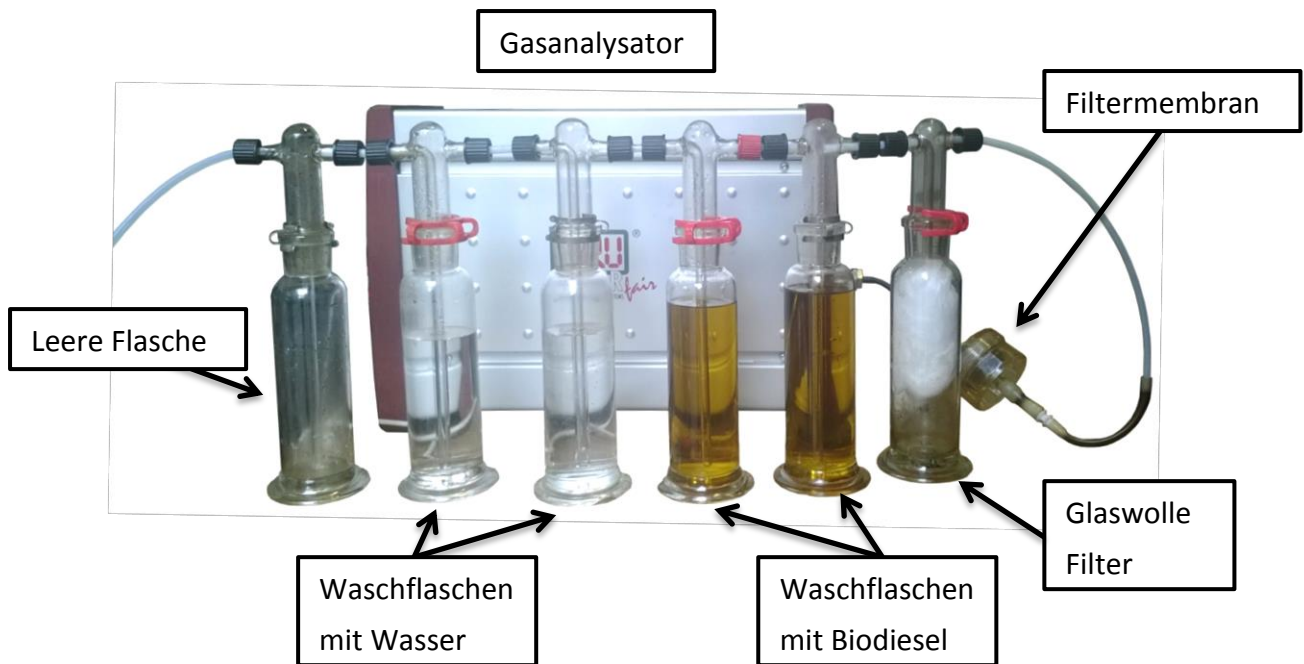


Abbildung 4-12: Waschflaschen vor dem Gasanalysator

4.2.2 Teermessung-SPA

Die Teermessung wurde mittels der SPA (solide phase adsorption) Probenentnahme und anschließender Analyse im Gaschromatographen durchgeführt. Es wurden Proben des rohen Produktgases hinter dem Zyklon und des gereinigten Produktgases nach dem Filter genommen und ausgewertet. Bei der Messung wird ein definiertes Volumen der Gasprobe mittels einer Spritze an den vorbereiteten Messstellen entnommen. In der hinter der Nadel befindlichen Filtermembran bleiben die Teerpartikel hängen. Diese Membran wird auch als Aminoabsorber bezeichnet. Um das Abdampfen leichtflüchtiger Teerbestandteile zu vermeiden, werden die Proben nach den Versuchen in einem Kühlschrank gelagert. Abbildung 4-13 zeigt die Entnahme einer Teerprobe nach dem Filter.

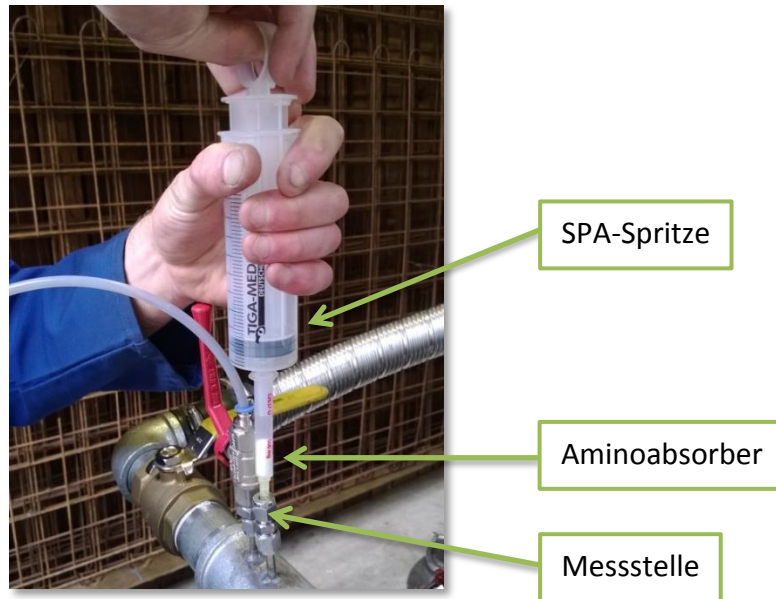


Abbildung 4-13: Entnahme einer SPA-Teerprobe

Die Extraktionen der Proben werden anschließend mittels Gaschromatographie-Flammenionisationsdetektion (GC-FID) analysiert. Die schweren Teere, deren Taupunkt über 350° C liegt, können vom GC aber nicht mehr gemessen werden, weshalb nur grobe Aussagen über den Teertaupunkt möglich sind. Die Taupunktbestimmung des Teergemisches erfolgt über das ECN Online-Tool [37]. Hier können die einzelnen Teerbestandteile mengenmäßig in einer Tabelle eingetragen und mit einem hinterlegten Programm die letztendlichen Taupunkte berechnet werden. Teere mit kleineren molaren Massen wie zum Beispiel Naphthalin, haben im Vergleich zu schwereren Teeren wie Phenantren, einen geringeren Einfluss auf den Taupunkt. Diese beeinflussen den Taupunkt nur bei sehr hohen anfallenden Konzentrationen. Wo der Taupunkt liegt, hängt also wesentlich von der Zusammensetzung der Teere und deren Konzentration ab.

4.2.3 Messblende

Die Der Volumenstrom des Vergasungsmittels, also der Luft, wird mittels zweier Messblenden gemessen, wobei eine Messblende den Hauptluftvolumenstrom am Lufteintritt in den Vergaser und die Zweite den Mittenluftvolumenstrom hinter den Anheizfön misst. Die Durchflussbestimmung erfolgt ähnlich wie bei einem Veturirohr mittels der Differenzdruckmessung und anschließender Berechnung mit der bernoullischen Energiegleichung. Diese wird in erweiterter Form angegeben, die die Kompressibilität des Fluids berücksichtigt. Abbildung 4-14 zeigt die Prinzipskizze einer solchen verwendeten Messblende.

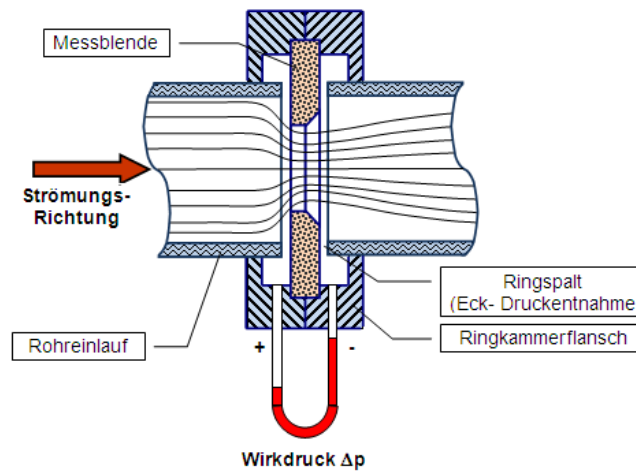


Abbildung 4-14: Schema einer Blendenmessstrecke mit Eckdruckentnahme nach DIN EN ISO 5167-2 [38]

Die dazugehörige Formel zur Durchflussmessung lautet [38]:

$$\dot{m} = \frac{C}{\sqrt{1-\beta^4}} \cdot \epsilon \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot \sqrt{2 \cdot \Delta p \cdot \rho_{ein}} \quad 4-2$$

$$\Delta p = p_{ein} - p_{aus} \quad 4-3$$

$$\beta = \frac{d}{D} \quad 4-4$$

Die bernoullische Gleichung wird für kompressible Medien demensprechend erweitert. Hier geht die Expansionsziffer stärker in die Berechnung ein.

4.2.4 Temperatur- und Druckmessung

Für die Temperaturmessung wurden wie erwähnt herkömmliche Typ-K Thermoelemente verwendet. Es können so Temperaturen bis ca. 1300° C gemessen werden. Die Thermoelemente werden durch 5-10 mm dicke Schutzrohre aus temperaturbeständigem Stahl an den verschiedensten Messstellen angebracht. Die Signale werden in der SPS-Steuerung verarbeitet und aufgezeichnet.

Die Druckmessung erfolgt wie erwähnt über piezoresistive Drucksensoren, die den Differenzdruck an verschiedenen Stellen im Reaktor aufzeichnen. Zusätzlich wird noch der Absolutdruck an der Düse gemessen, um so auf alle weiteren Absolutdrücke in der Anlage schließen zu können. Zur Ermittlung dieser Drücke wurde ein Modell erarbeitet, das die Zustände im Reaktor symbolisch erklärt. In Abbildung 4-15 ist dieses Modell aufgezeigt.

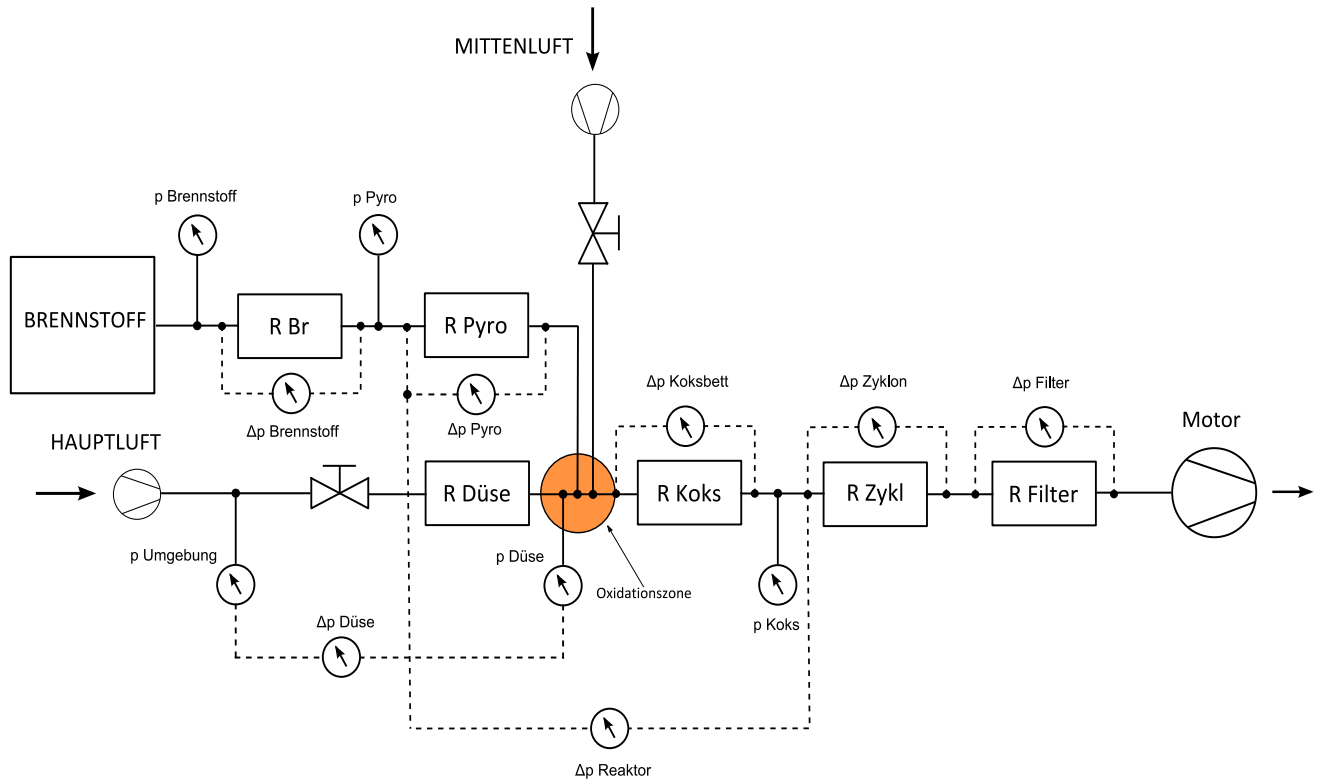


Abbildung 4-15: Modell der Druckverluste im Vergaser

Die Druckverluste im Vergaser werden hier durch Widerstände wie bei einem elektrischen Schaltplan und der Motor durch ein Gebläse symbolisiert. Haupt- und Mittenluft werden jeweils über ein Gebläse in den Reaktorraum befördert und sind mittels Kugelhähnen regulierbar. Dieses Modell dient ebenfalls zur Verbildlichung der Vorgänge im Reaktor. Die Druckunterschiede an den verschiedenen Messstellen beeinflussen die Strömungszustände im Vergaser und damit die gesamte Charakteristik der Anlage.

5. Experimenteller Teil

Aufbauend auf einen Kleinvergaser der Firma ALL Power Labs, wurden am Institut für Wärmetechnik (IWT) an der TU Graz die folgenden Untersuchungen unternommen. Nach den ersten Vorversuchen, mit dem Ziel zunächst die Funktion und Steuerung zu überprüfen, konnte anschließend eine Versuchsmatrix erstellt werden. Da dieser Vergaser auf Holzhackschnitzel ausgelegt ist, wurde zunächst ein Referenzversuch gemacht, um darauf aufbauend ähnliche oder sogar bessere Betriebszustände mit Holzpellets zu erreichen. Im Folgenden werden die einzelnen Bauteile, sowie kontinuierliche Optimierungsmaßnahmen erklärt.

5.1 Versuchsvorbereitung

Vor jedem Versuch ist folgendes Prozedere zu verfolgen: Der Brennstoffbehälter wird mit Brennstoff und die Reduktionszonen bis oberhalb der Oxidationszone mit Holzkohle befüllt. Die Holzkohle ist notwendig, um eine zu hohe Teerbelastung beim Anfahren zu verhindern. Eine mit frischem Brennstoff gefüllte Reduktionszone ist nicht zielführend. Man würde dadurch die Pyrolysezone überspringen, d.h. die Brennstoffpartikel würden beim Anfahren zunächst in der Reduktionszone pyrolysieren, bis nach einiger Zeit die Reduktionsreaktionen einsetzen. Dies würde sehr hohe Teerkonzentrationen noch vor dem Motorstart verursachen, lässt sich aber durch das Befüllen mit Holzkohle verhindern. Jeder Versuch startet mit dem Einschalten des Anheizföns, der zwei Minuten lang 600° C heiße Luft in die Oxidationszone bläst. Gleichzeitig wird ein Gasgebläse aktiviert, das Holzgas aus dem Reaktorraum saugt und gleichzeitig Luft in den Reaktorraum befördert (Siehe Abbildung 4-3). Das Holzgas wird zunächst über eine Fackel geführt und verbrannt. Sind die Bedingungen im Reaktor für den Motorbetrieb geeignet, wird der Motor gestartet. Der Fackelbetrieb ist notwendig, da das Holzgas vorher keinen ausreichenden Heizwert für den Motorbetrieb besitzt und temperaturbedingt mit hohen Teerkonzentrationen belastet ist. Um die Teere bereits im Reaktor zu reduzieren, muss dieser eine geeignete Betriebstemperatur in der Verengung der Oxidationszone (Konus) besitzen, vorzugsweise über 800° C. Beim Abfahren des Motors wird wiederum das Holzgas zur Fackel geleitet und verbrannt, bis die Reaktionen im Reaktor zum Erliegen kommen. Diese Start-up Konfiguration und das An- und Abfahren bleibt bei allen folgenden Versuchen gleich.

5.2 Referenzversuch mit Holzhackschnitzel

Es werden zwei Versuche mit Holzhackschnitzeln durchgeführt. Bei beiden Versuchen kann ein stabiler Motorbetrieb erreicht werden. Wie schon erwähnt sollte das Verhalten des Vergasers auf Holzhackschnitzel beobachtet werden. Ziel dieses Versuches ist die Aufzeich-

nung und Bilanzierung des Regelbetriebes des Vergasers.

Nach der Trocknung und Siebung weisen die Holzhackschnitzel einen Wassergehalt von ca. 15 – 20 % auf, was laut Kapitel 3.2.2 eine zulässige Brennstofffeuchtigkeit für den Gleichstromvergaser ist. Abbildung 5-1 zeigt die ermittelten Temperaturverläufe im Inneren des Reaktors, sowie die Temperaturen an der Reaktorwand. Es sind ebenfalls die Temperaturen aufgetragen, die am Pyrocoil (PC) ermittelt werden und zugleich den Motorstart kennzeichnen. Der Motorstart und das Ausschalten des Motors sind zusätzlich in allen Diagrammen mit senkrechten Linien eingezeichnet. Die verwendeten Abkürzungen der Temperaturen, beziehen sich auf Abbildung 4-5. Die Temperaturen an der Reaktorwand sind strichliert eingezeichnet und zusätzlich mit einem (W) neben der Bezeichnung versehen.

In Abbildung 5-3 sind die Differenzdrücke aufgetragen. Zusätzlich sind auf der Sekundärachse die Motoreintrittstemperatur und die aus der SPA Messung ermittelten Teertaupunkte eingezeichnet.

In Abbildung 5-2 ist die Gaszusammensetzung ersichtlich. Sämtliche Darstellungen und Bezeichnungen werden für die folgenden Versuche beibehalten.

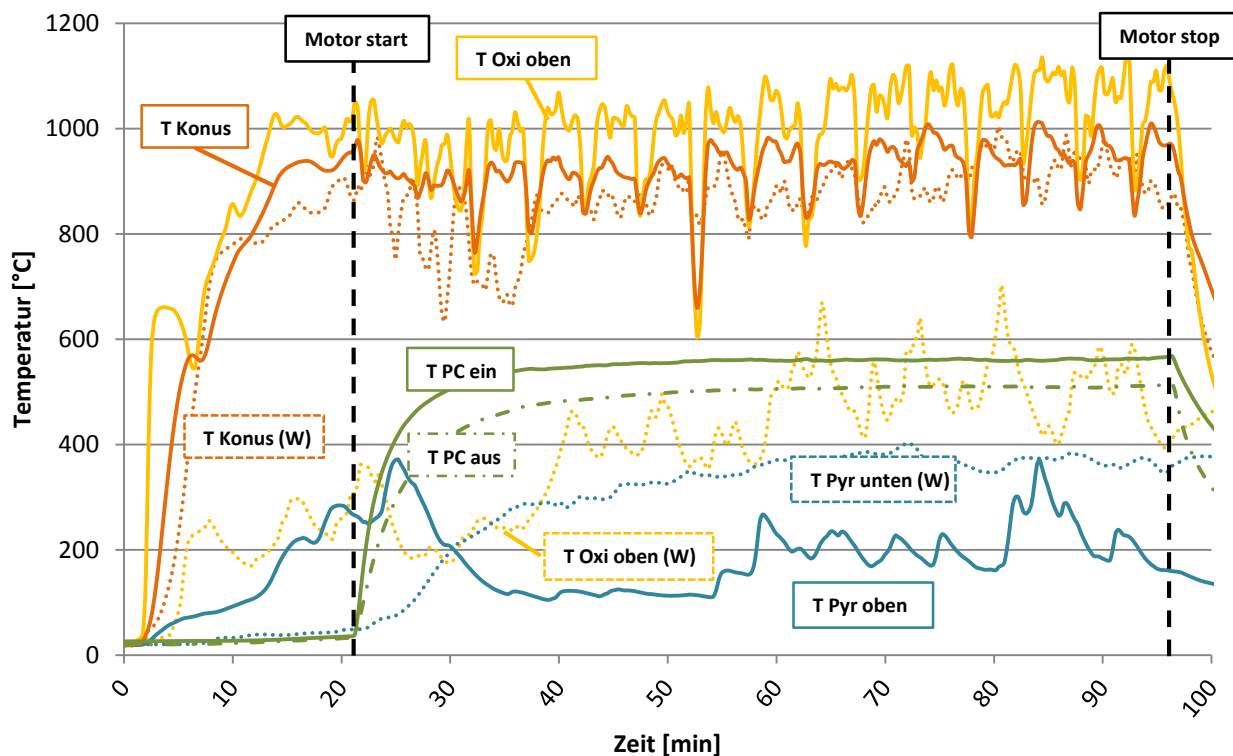


Abbildung 5-1: Temperaturverlauf - Hackschnitzel Referenzversuch

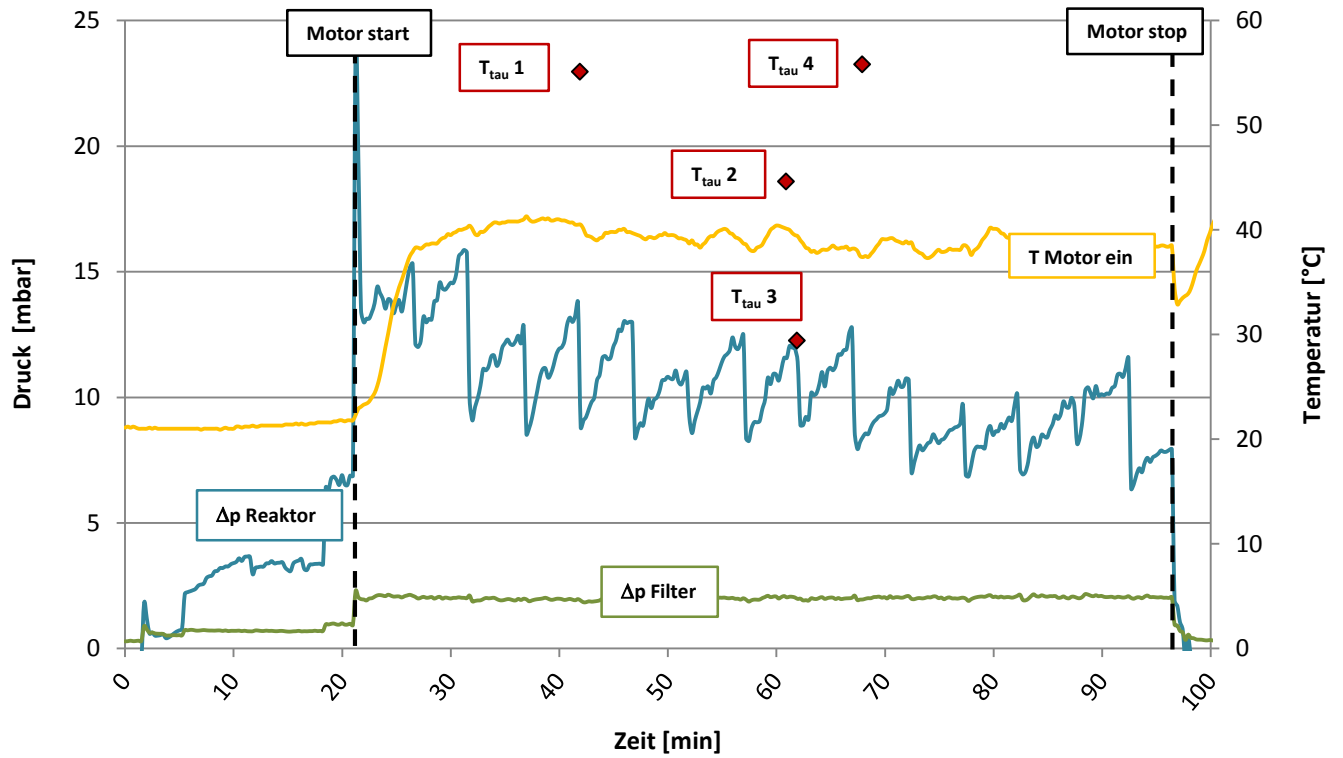


Abbildung 5-2: Differenzdruckverlauf - Hackschnitzel Referenzversuch

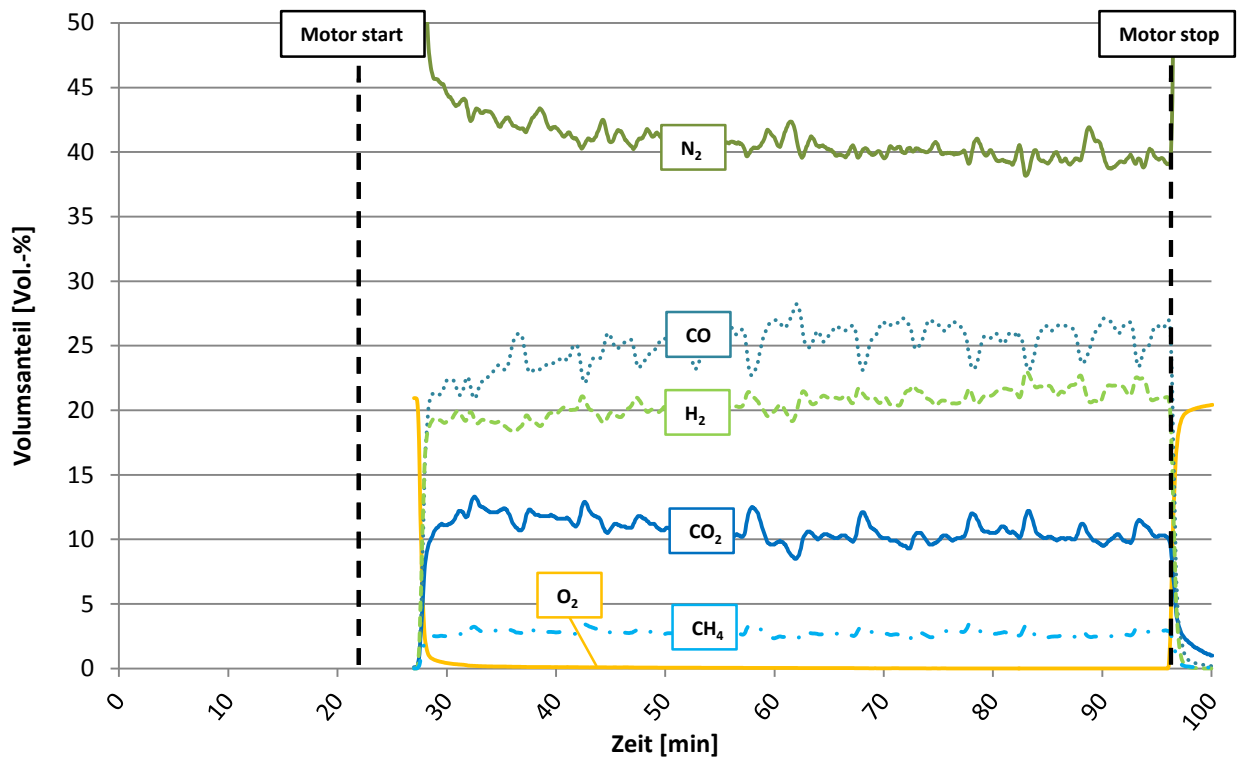


Abbildung 5-3: Gaszusammensetzung - Hackschnitzel Referenzversuch

In Abbildung 5-1 kann aus dem Temperaturverläufen der Versuch erläutert werden. Sobald der Anheizzyklus nach etwa 3 Minuten beendet ist, sinken die Temperaturen kurzzeitig. Danach wird ein Gebläse eingeschaltet, welches das Gas aus dem Reaktor und gleichzeitig Hauptluft über die Düsen in die Oxidationszone ansaugt (siehe Abschnitt 4.1.3). Die Temperaturen steigen danach wieder an und die Oxidationsreaktionen können beginnen. Nach etwa 8 Minuten bildet sich ein zündfähiges Gasmisch aus und die Zündung der Fackel erfolgt.

Nach 21 Minuten ist der Reaktorraum heiß genug und es steht ausreichend Gas für den Motorstart zur Verfügung. Kurz nach dem Motorstart sinken die Temperaturen minimal, da der Motor einen größeren Gasvolumenstrom als das Gasgebläse ansaugt. Sobald der Motor läuft, wird alle fünf Minuten ein Rüttelimpuls ausgeführt (siehe Abschnitt 4.1.3). Man kann dies gut an den Temperaturschwankungen in der Oxidationszone bis zur Reduktionszone in Abbildung 5-1 erkennen. Ein Rütteln lässt die Temperaturen im Schnitt von 1000°C auf 800°C sinken. Dies kommt zustande, dass durch das Absinken des Koksбетtes neuer Brennstoff in die Oxidationszone nachrutscht. Da dieser aus der kühleren Pyrolysezone kommt, müssen die Kokspartikel zunächst aufgewärmt werden. Zusätzlich benötigen die exothermen Oxidationsreaktionen etwas Zeit, um mit dem frischen Brennstoff reagieren zu können, was zu diesem Temperaturabfall führt. Nach etwa einer Minute, nach jedem Rüttelimpuls, steigen die Temperaturen wieder an, da der nachkommende Brennstoff wieder entfacht ist. Die Auswirkungen des Rüttelns sind auch in den nachfolgenden Kurven des Differenzdruckes in Abbildung 5-2 und der Produktgaszusammensetzung in Abbildung 5-3 erkennbar. In Abbildung 5-1 ist zusätzlich anhand der Temperaturverläufe der Einfluss des Pyrocoils erkennbar. Nach dem Motorstart, ab Min. 20, steigen die Wandtemperaturen der Pyrolysezonen kontinuierlich auf 400°C an. Die Motorabgase strömen durch den Pyrocoil und verursachen diesen Temperaturanstieg an der Reaktorwand. Die erhöhten Wandtemperaturen begünstigen die Pyrolyse in dieser Zone. Die zugeführte Wärme reicht nur für die Randzone aus, im Inneren ist kein Einfluss des Pyrocoils erkennbar.

Abbildung 5-4 zeigt das axiale Temperaturprofil über die Reaktorhöhe. Die eingezeichneten Höhen beziehen sich auf die Skizze in Abbildung 4-5, in der die eingebauten Thermoelemente eingezeichnet sind. Bei $h = 0$ ist der Deckel des Reaktors angebracht und von diesem aus werden die Abstände der Thermoelemente nach Unten gemessen. Man erkennt, dass sich die Punkte ab $h = 60\text{ cm}$ kontinuierlich annähern. Dies deutet darauf hin, dass hier ein nahezu homogenes Temperaturprofil erreicht wird. Bei einem vollständigen homogenen Temperaturprofil würden sich die Punkte ganz überdecken.

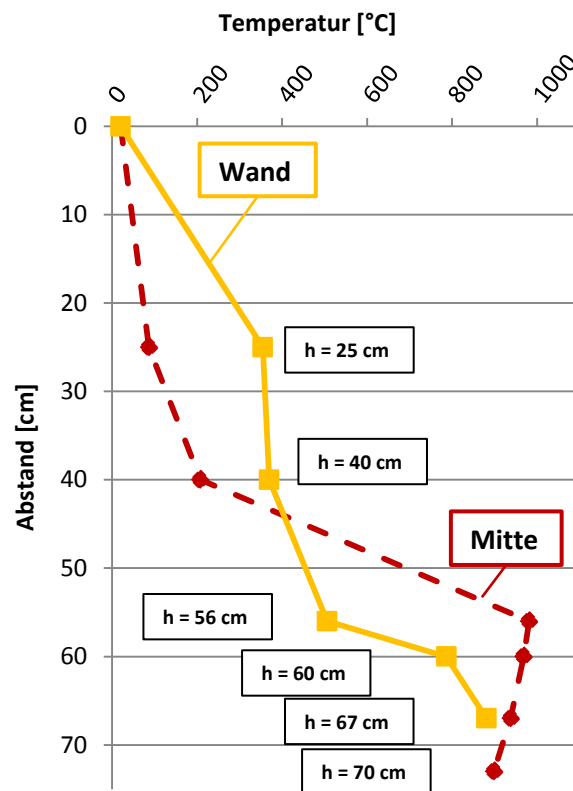


Abbildung 5-4: Radiales Temperaturprofil im Messpunkt Nr.2 - Hackschnitzel Referenzversuch

Kurz vor den Ventilsitzen erreicht die Strömungsgeschwindigkeit des Gases aufgrund der engeren Querschnitte seinen Maximalwert. Hier befindet sich die kritischste Stelle für eine Teerkondensation. Durch eine hohe Strömungsgeschwindigkeit sinkt auch der Druck und damit die Temperaturen, die unter dem Taupunkt liegen können. Den Zusammenhang kann man durch das ideale Gasgesetz beschreiben [25]:

$$p \cdot v = R \cdot T$$

5-1

Deshalb wurde in Abbildung 5-2 die Motoreintrittstemperatur aufgetragen. Die eingeschwingene Temperatur am Motoreinlass liegt im Motorbetrieb bei ca. 40° C. Es sollte daher der Teertaupunkt im Motor theoretisch nicht unterschritten werden können, da der ermittelte Teertaupunkt nach dem Filter 29,4° C (siehe Tabelle 5-1) beträgt. Außerdem sorgt die geregelte Luftzufuhr vor dem Motoreinlass (siehe Mischklappe/Lambdaeregelung Abbildung 4-3) für eine Verdünnung des Gasgemisches. Dadurch wird der Teertaupunkt weiter reduziert und das Kondensationsrisiko im Motor verringert sich zusätzlich. Abbildung 5-2 zeigt den Differenzdruckverlauf im Vergaser. Man erkennt, dass bei Motorstart der Unterdruck im Reaktor kurzzeitig etwas größer ist, als im restlichen Betrieb, weshalb bei Min. 20 der Differenzdruck im Reaktor auf ca. 25 mbar ansteigt. Alle 5 Minuten wird von der Regelung der Rüttelmechanismus betätigt. Dies ist wie schon erwähnt, in allen Diagrammen zu

erkennen. Dadurch sinkt der Differenzdruck um jeweils ca. 4 mbar. Die Differenzdrücke des Reaktors, schwingen sich im stationären Betrieb auf einen eingeschwungenen Mittelwert von ca. 8-9 mbar ein. Dies ist dadurch begründet, dass der anfängliche Koks im Reaktor dichter ist, als der nachkommende Brennstoff selbst, was für einen größeren anfänglichen Unterdruck im Reaktor sorgt.

Wie bereits erwähnt, schwankt die Gaszusammensetzung in Abbildung 5-3 ebenfalls mit den Reinigungszyklen. Nach einem Rüttelimpuls steigt der Anteil an CH₄ kurzzeitig an, was in diesem Zeitraum wiederum auf eine erhöhte Teerbelastung hindeutet. Methan ist die einfachste Kohlenwasserstoffverbindung und kann im Allgemeinen als Hinweis für die anfallende Teerkonzentration betrachtet werden [20]. Der Stickstoffanteil steigt während des Versuches nicht wesentlich über 40 Vol.-% an. Dies deutet darauf hin, dass nicht genügend Luft in den Reaktor strömen kann. Wie schon in Kapitel 3.4 erwähnt, hängt die Gasqualität stark von der Luftüberschusszahl ab. Laut Literatur ist eine Luftüberschusszahl im Vergaser von $\lambda > 0,3$ anzustreben [5]. Die Luftmenge kann einerseits durch den Pyrocoil vermindert werden. Dieser lässt mehr Pyrolysegas ausströmen, das die eintretende Luft verdrängt. Es stellt sich auch dadurch ein anderes Pyrolysegas-Luft-Verhältnis ein. Andererseits kann es auch sein, dass nicht genügend Luft eigenständig in den Reaktor gelangt. Die Druckverluste an den Luftvorwärm-Schläuchen können so groß sein, dass die Luft nicht mehr eigenständig in den Reaktorraum gelangen kann.

Kurz nach den Rüttelimpulsen, zeigt die Lambdasonde des Motors kleinere Werte unter 0,9 an und die Motorleistung steigt kurzzeitig von ca. 16 kW auf 18 kW an. Außerdem werden nach den Rüttelimpulsen die höchsten Teerkonzentrationen gemessen, bzw. die höchsten Taupunkte ermittelt (siehe Tabelle 5-1 Messpunkt Nr.1 und Nr.4). Dies ist ein weiteres Indiz, dass in diesem Versuch nach jedem Rüttelimpuls ein teerbeladenes Gas durch die erkaltete Oxidationszone strömt. Dieses Gas ist hochkalorischer als das herkömmliche Holzgas und sorgt deshalb kurzzeitig für mehr elektrische Leistung. Eine Stabilisierung des Koksбетtes ist deshalb bei nachfolgenden Versuchen anzustreben. Die erreichten Teerbelastungen von unter 2 g/Nm³ deuten darauf hin, dass die Teere schon vorher in der Oxidationszone gecrackt oder in der Reduktionszone reformiert worden sind. Die teerreduzierenden, chemischen Reaktionen laufen vorwiegend bei Temperaturen über 1000° C ab (siehe Abschnitt 3.3.5), die laut den Temperaturverläufen in der Oxidationszone erreicht werden. Die Proben mit den höchsten Teerbelastungen werden direkt nach dem Rütteln gezogen, ein Temperaturabfall der Oxidationszone muss daher vermieden werden.

Nach dem Filter wird die geringste Teerkonzentration von 0,5 g/Nm³ und folglich ein Teertaupunkt von 29,4° C gemessen. Diese geringen Messergebnisse liegen daran, dass im Filter

der Teertaupunkt unterschritten wird. Hier kondensieren erste schwere Teerverbindungen aus, die als flüssiger Rückstand am Filtereinlass hängen bleiben.

Tabelle 5-1: Auswertung der SPA Proben - Hackschnitzel Referenzversuches

Nr.	Zeit [min]	Messstelle	T_{tau} [°C]	Teerbelastung [g/Nm ³]	Hauptbestandteile	Anteil Pyrolyse-teere [%]
1	42	Zyklon Austritt	55,1	1,54	Phenol, Naphthalin	21
2	61	Zyklon Austritt	44,6	1,44	Phenol, Naphthalin	20
3	62	Filter Austritt	29,4	0,5	Naphthalin, Inden	5
4	68	Zyklon Austritt	55,8	1,86	Phenol, Naphthalin	15

Tabelle 5-2 zeigt die Bilanzen an den Teermesspunkten und gemittelte Werte des Motorbetriebes. Bei diesem Versuch kann ein Koksumsatz von 47 % erreicht werden, was durch die häufigen Rüttelintervalle verursacht wird. Ein besserer Koksumsatz kann durch längere Rüttelpausen erreicht werden.

Tabelle 5-2: Bilanzen der Betriebspunkte - Hackschnitzel Referenzversuch

Nr.	$H_{u,f}$ [kWh/kg]	P_{FWL} [kW]	P_{Gas} [kW]	P_{el} [kW]	λ	η_{el} [%]	η_{KG} [%]	Koksumsatz [%]
1	1,66	99,1	59,5	17,8	0,258	18	60	47,3
2	1,69	99,2	59,5	17,85	0,252	18	60	45
3	1,70	100,0	60,3	18,00	0,248	18	60	46,4
4	1,70	98,07	58,84	17,65	0,248	18	60	46,8
Mittel	1,68	98,85	59,31	17,79	0,253	18	60	47,3

5.3 Gegenversuch Holzpellets

Nach den Referenzversuchen mit Holzhackschnitzel, wird ein Versuch mit Holzpellets durchgeführt. Ein Vorteil der Holzpellets macht sich von Anfang an bemerkbar: Die Holzpellets können widerstandärmer in den Reaktor befördert werden als Hackschnitzeln. Abbildung 5-15, Abbildung 5-16 und Abbildung 5-17 zeigen die ermittelten Messkurven.

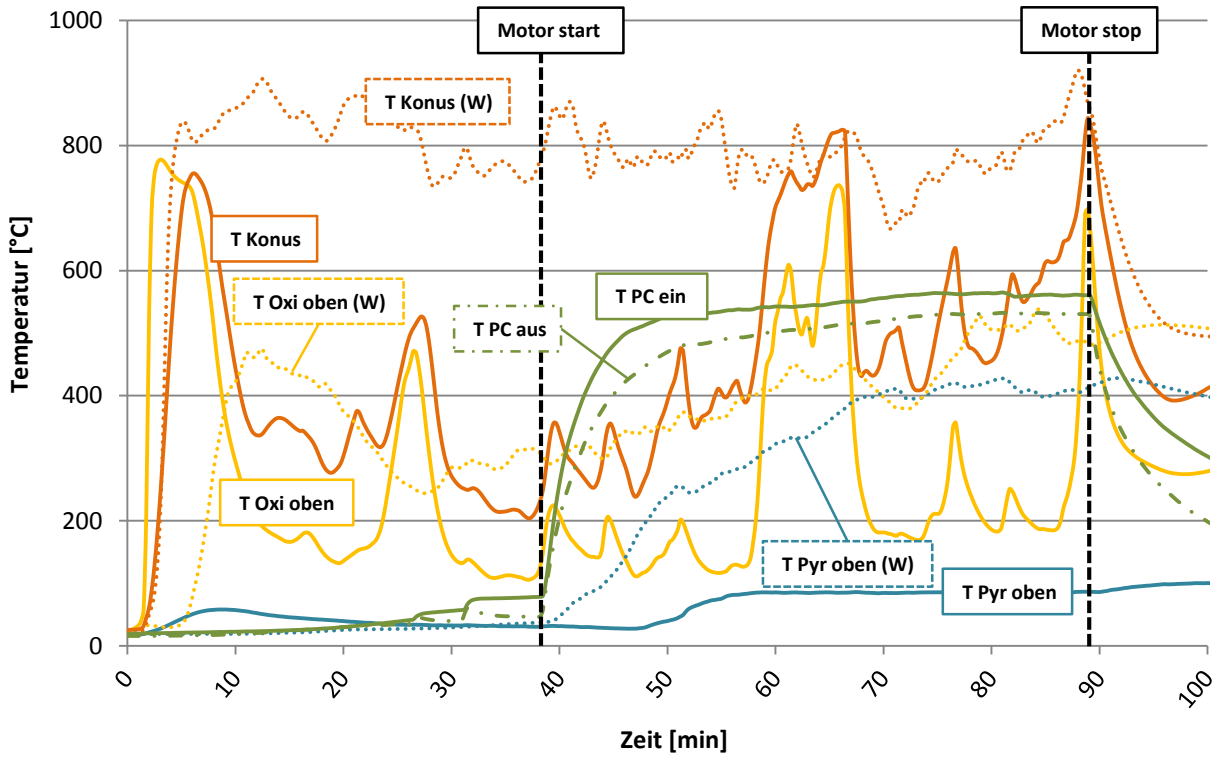


Abbildung 5-5: Temperaturverlauf - Gegenversuch Holzpellets

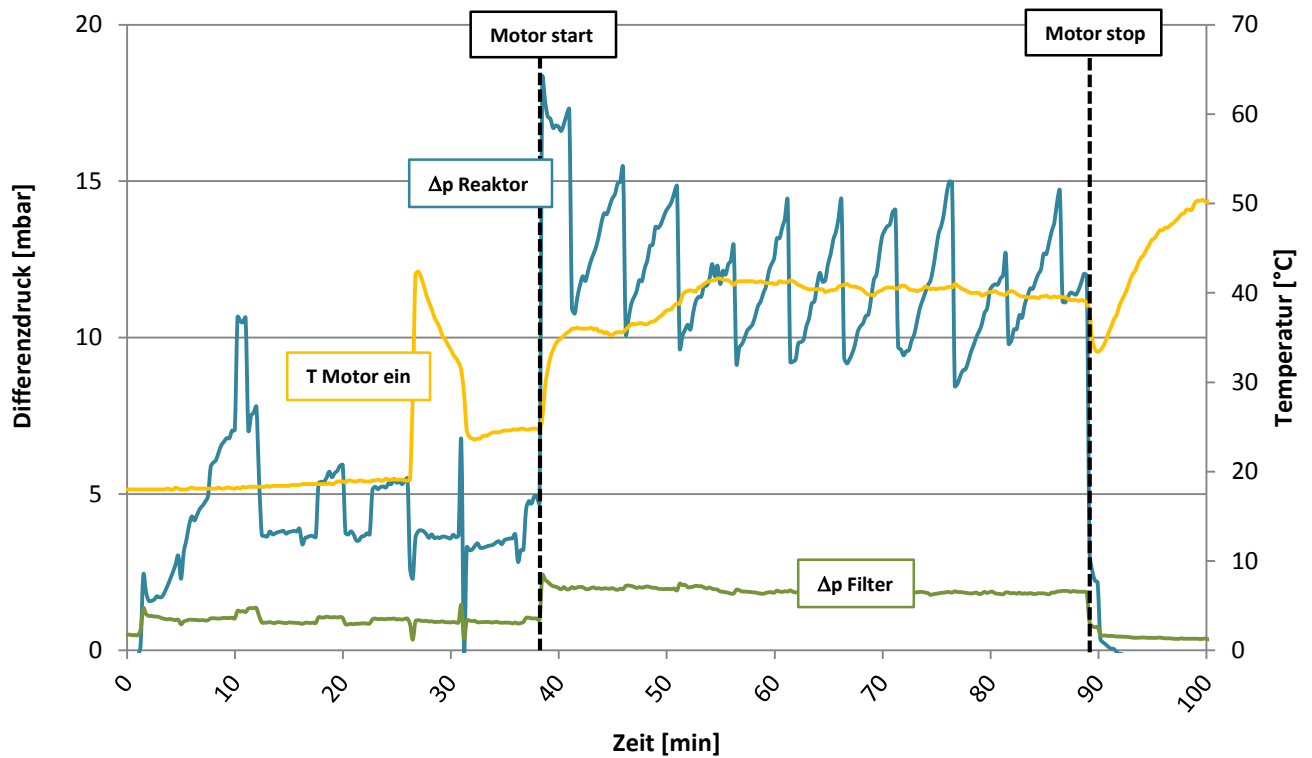


Abbildung 5-6: Differenzdruckverlauf und Motoreintrittstemperatur - Gegenversuch Holzpellets

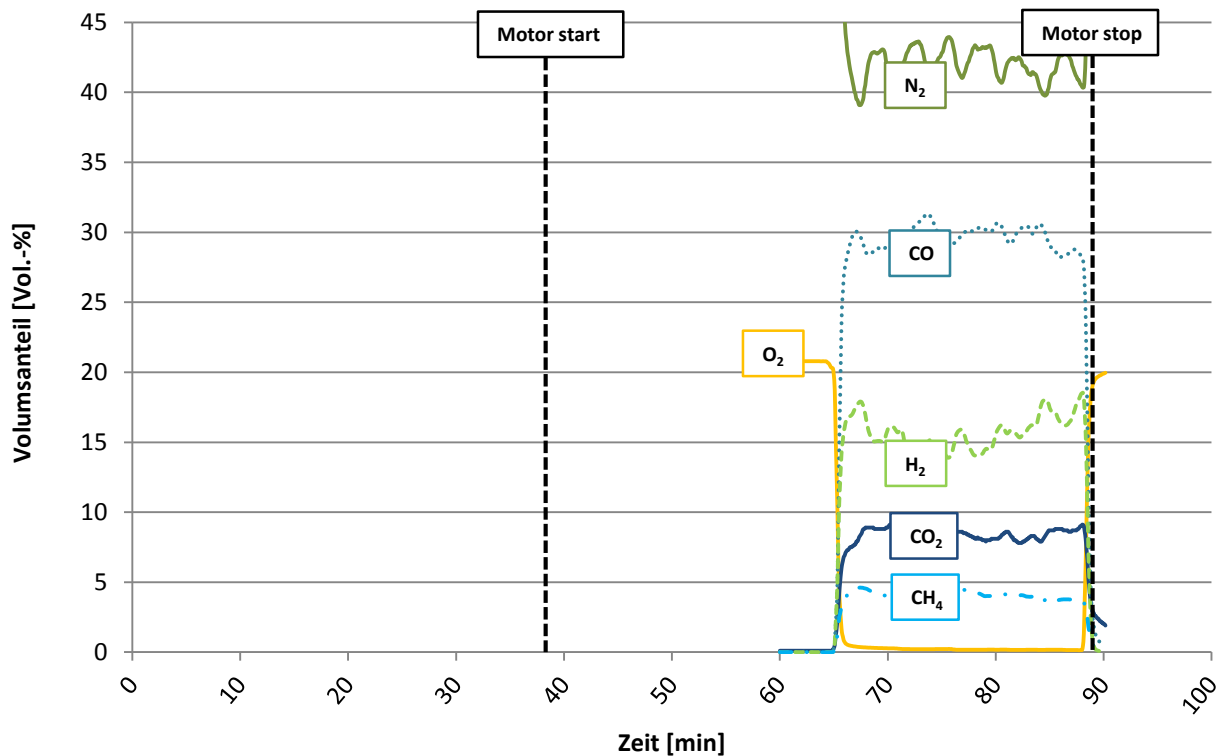


Abbildung 5-7: Gaszusammensetzung - Gegenversuch Holzpellets

Wie in Abbildung 5-15 ersichtlich ist, ergibt sich beim Anfahren ein ähnlicher Temperaturanstieg wie mit Holz hackschnitzel. Zunächst steigt die Temperatur am Konus (T Konus) nach 10 Minuten auf einen Maximalwert von 770° C an, sinkt dann aber schnell ab. Die dazugehörige Wandtemperatur steigt nach dem Anheizvorgang rasch an und nimmt über den ganzen Versuch ein höheres Niveau als die Mittentemperatur an. Die Differenz zwischen diesen Temperaturen spricht dafür, dass sich die Oxidationszone nicht bis in die Mitte des Reaktors schließt. Der Brennstoff ist zu dicht und das Gebläse zu schwach um genügend Luft in die Mitte des Reaktors zu transportieren. Vergleicht man die Temperaturen in der Mitte des Konus mit denen aus dem Hackschnitzel Referenzversuch, liegen diese im Fackelbetrieb um ca. 500° C tiefer. Dies bessert sich auch nicht während des Motorbetriebes, bei einem gleichzeitig größeren angesaugten Luftvolumenstrom.

Die Temperaturen in der Reaktormitte (T Oxi oben und T Konus) steigen immer wieder kurzzeitig an und brechen nach den Rüttelimpulsen aber wieder rasch zusammen. Bei etwa 60 Minuten kommt es zu dem größten Temperaturanstieg im Reaktor. Grund hierfür ist wahrscheinlich eine Brückenbildung des Brennstoffes, bzw. ein Hohlbrand, was die steigenden Temperaturen erklärt. Nachdem sich dies löst, fallen die Temperaturen wieder auf das ursprüngliche Niveau zurück. Die Temperaturverläufe an der Reaktorwand unterschieden sich nicht wesentlich von den Verläufen mit Hackschnitzeln, das Temperaturniveau ist vergleichbar hoch.

Die Differenzdruckverläufe sind in Abbildung 5-6 gezeigt. Hier wurde ein fünfminütiger Intervall des Rüttelmechanismus in der Steuerung eingestellt. Man erkennt die Startphase des Vergasers, die nach 10 Minuten beendet ist. Der Differenzdruck steigt auf über 10 mbar an, bis sich nach einem Rüttelimpuls das Koks Bett lockert. Die nachfolgenden Rüttelimpulse erfolgen, wie eingestellt, alle 5 Minuten. Differenzdruckabfälle nach einem Rüttelimpuls sind vergleichbar mit dem Hackschnitzel Referenzversuch. Im Mittel liegt der Differenzdruck im Reaktor jedoch höher, was auf den dichteren Brennstoff zurückzuführen ist.

Vergleicht man die Gaszusammensetzung aus Abbildung 5-7 mit dem Hackschnitzel Referenzversuch, sind Unterschiede in der Gaszusammensetzung erkennbar. Der CO-Anteil liegt um jeweils 10 Vol.-% höher, während der H₂-Anteil um ca. 10 Vol.-% sinkt. Dadurch steigt der Heizwert des Produktgases um ca. 15 % im Vergleich zum vorigen Hackschnitzelversuch. Die Gasmessung erfolgt hier jedoch in einem zu kurzen Zeitraum, um ausschlagkräftige Ergebnisse zu erhalten.

Da bei diesem Versuch keine SPA-Proben entnommen wurden, können keine genauen Aussagen über die anfallenden Teere getroffen werden. Der erhöhte Methananteil von ca. 5 Vol.-% deutet im Vergleich zum vorigen Holzhackschnitzel Referenzversuch, bei dem im Mittel 3 Vol.-% CH₄ anfallen, auf einen erhöhten Teergehalt im Produktgas hin. Dies bestätigte sich auch nach der Abmontage einzelner Vergaserkomponenten. Der Motorblock und die Zuleitungen waren mit massiven Teerablagerungen verschmutzt.

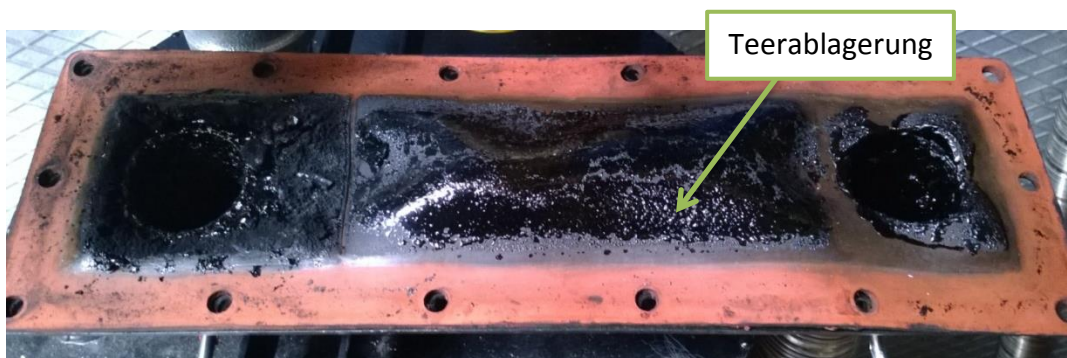


Abbildung 5-8: Teerablagerungen an einer Dichtstelle

Abbildung 5-9 zeigt den Reaktorraum nach dem Versuch. Die oberste Schicht der Holzpellets war vollständig aufgequollen. Nach Abfahren des Reaktors kondensiert das restliche in der Holzgasatmosphäre befindliche Wasser aus. Bei den Folgeversuchen können diese Pellets, die zu einem feinen Pulver zerfallen, den Reaktor verstopfen. Deshalb wurde nach diesem Versuch der Vergaser für einige Zeit ausgesaugt. Das Gasgebläse bleibt dabei leicht geöffnet, um das restliche Holzgas und damit auch den Wasserdampf aus dem Reaktorraum zu ent-

fernen. Damit bei diesem Vorgang keine weiteren Reaktionen mehr ablaufen können, müssen die Kugelhähne der Luftzufuhr verschlossen werden. Das Gebläse saugt dabei einen so kleinen Volumenstrom an, dass kein großer Unterdruck im System entstehen kann und das Gebläse mit der Zeit nicht blockiert.



Abbildung 5-9: Blick in den Reaktorraum - Aufgequollene Holzpellets

In der Pyrolysezone ist nach dem Versuch der Einfluss des Pyrocoils erkennbar. Eine ca. 4 cm dicke Schicht der Brennstoffschüttung verkocht am Rand und in der Mitte blieben relativ frische Pellets zurück. Die Färbung und Dicke der Koksschicht am Rand, kann man bis unter die Oxidationszone beobachten. Ab der Reduktionszone beginnt sich ein homogenes schwarzes Koksbed zu bilden. Die optische Kontrolle bestätigte, dass die Luft der Düsen also nicht bis in die Mitte der Oxidationszone vordringen konnte. Abbildung 5-10 zeigt den Reaktorraum oberhalb der Luftdüsen. Man kann die ca. 4 cm dicke, pyrolysierte Pelletschicht erkennen. Bei den Hackschnitzelversuchen wurde ab dieser Höhe im Reaktor, bis in die Mitte bereits nur mehr Holzkohle vorgefunden.



Abbildung 5-10: Blick in den Reaktorraum oberhalb der Luftdüsen.

Tabelle 5-3 zeigt die Bilanzen einzelner Betriebspunkte. Da in diesem Versuch keine Teermessungen erfolgten, werden beliebige Punkte im Versuch bilanziert.

Tabelle 5-3: Bilanzen der Betriebspunkte – Holzpellets Gegenversuch

Nr.	Zeit [min]	Hu,f [kWh/kg]	P _{FWL} [kW]	P _{Gas} [kW]	P _{el} [kW]	λ	η_{el} [%]	η_{KG} [%]	Koksumsatz [%]
1	76	1,77	90,36	63,25	18,98	0,293	21	70	60
2	80	1,83	90,50	63,35	19,00	0,272	21	70	78
3	85	1,85	92,78	62,17	18,65	0,243	20	67	78
Mittel	Gesamt	1,82	90,33	63,23	18,97	0,274	21	70	78

Der Koksumsatz und auch die Luftüberschusszahl können im Vergleich zum Hackschnitzel Referenzversuch gesteigert werden. Der höhere Heizwert des Produktgases liegt an der Gaszusammensetzung. Ein Vergleich der Gaszusammensetzung ist in Abbildung 5-11 ersichtlich.

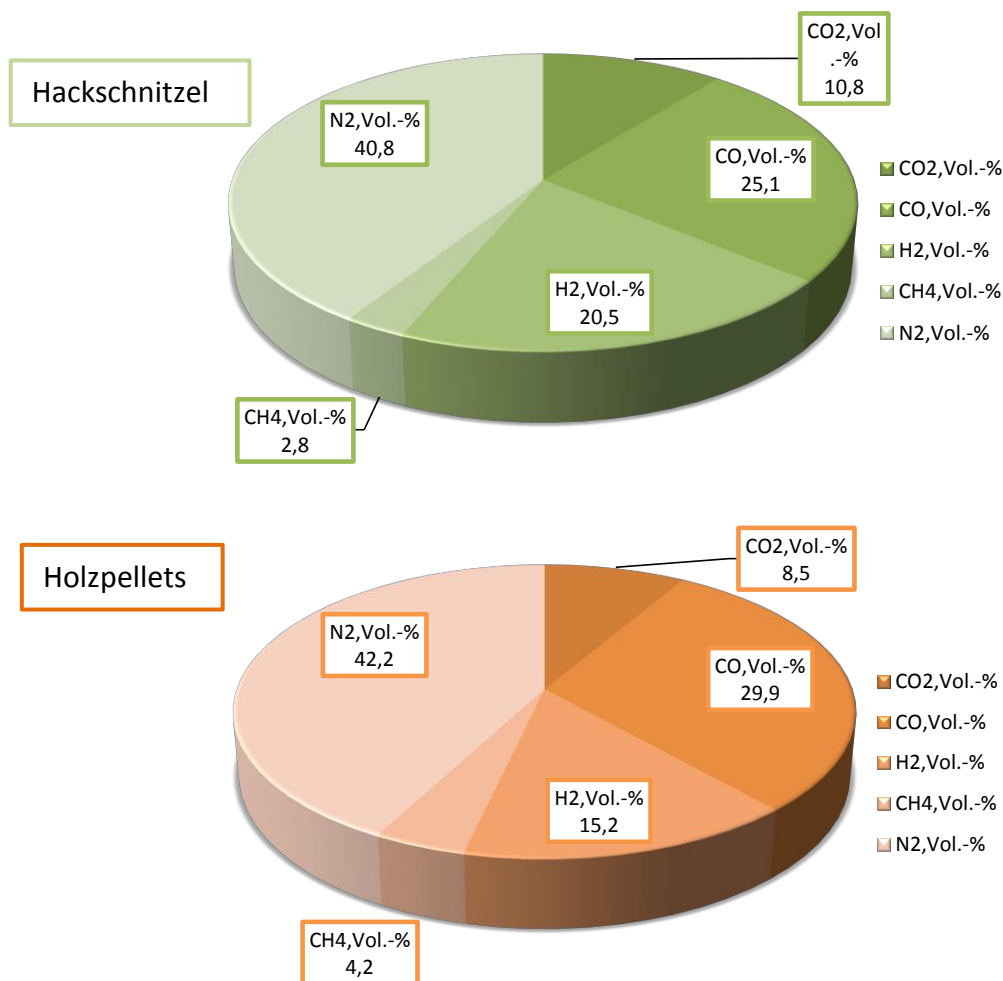


Abbildung 5-11: Vergleiche der Gaszusammensetzung Hackschnitzel Referenzversuch und Pellets Gegenversuch

5.4 Versuchsvorgehen mit Holzpellets

Nach diesen Versuchen wurden die Erkenntnisse gesammelt und ein Versuchsvorgehen erarbeitet, das einen methodischen Optimierungsprozess für den Holzpelletsbetrieb erlaubt. Durch Ändern jeweils nur eines Parameters sollten Fehlerquellen ausgeschlossen und nachhaltig verbessert werden.

Am Vergaser sollten möglichst einfach zu realisierende Änderungen vorgenommen werden. Der letzte und komplizierteste Schritt sollte eine Veränderung des Designs im Reaktorinneren sein. Um ein möglichst strukturiertes Vorgehen zu erlauben, wurden die Folgeversuche in Versuchsgruppen unterteilt.

Versuchsgruppe 1: Einfluss des Rüttelns

- Rüttelintervalle variieren
- Rütteldauer und Rüttelstärke
- Verweilzeiten verlängern

Der Rüttelmechanismus sorgt wie in Abschnitt 4.1.3 beschrieben für eine kurzzeitige Lockerung der Brennstoffschüttung und somit für einen Austrag des Restkokes. In der Originalsteuerung des Vergasers konnten die Rütteldauer und Rüttelstärke nicht eingestellt werden. Der Reinigungsmechanismus wird daher in die Steuerung übernommen und kann fortan verfeinert werden.

Versuchsgruppe 2: Einfluss Mittenluft

- Inhomogenes Temperaturprofil → Vergleichmäßigung der Temperaturen.
- „Kalte“ Reaktormitte.
- Große Teerbeladungen.
- Kleines λ → geringer Koksumsatz.
- Einfluss auf die Luftüberschusszahl λ im Reaktor.
- Luft/Pyrolysegasverhältnis nicht optimal.
- Düsendesign
- Reaktorgeometrie eventuell nicht für Holzpellets geeignet.

Es wird eine Mittenluftlanze eingebracht, an der die Düsenform verändert werden kann. Über einen Kugelhahn kann der Volumenstrom der Mittenluft eingestellt werden, der durch ein Gebläse in den Reaktorraum befördert wird. Außerdem wird das Rückschlagventil für die Hauptluftzufuhr mit einem Kugelhahn versehen, um die Luftzufuhr zu regulieren. Zwei

Messblenden (siehe Abschnitt 4.2.3) vor den Kugelhähnen erlauben eine Überwachung der Frischluftvolumenströme. Eine Erweiterung der Drucksensoren entsprechend des Druckverlustmodells aus Abschnitt 4.2.4 wird realisiert.

Versuchsgruppe 3: Einfluss des Pyrocoils

- Verhältnis Luft/Pyrolysegas

Durch die bereits erwähnte Durchfluss- und erweiterte Druckmessung soll es möglich sein, den Einfluss des Pyrocoils sichtbar zu machen. Es werden Versuche ohne Pyrocoil durchgeführt, um zu erkennen, ob dieser Vorteile für den Prozess mit sich bringt. Sollte sich dieses Bauteil als überflüssig erweisen, verringert sich der konstruktive Aufwand des Reaktors.

Versuchsgruppe 4: Einfluss Konstruktiver Änderungen der Vergasergeometrie

- Erreichen einer heißen und homogenen Oxidationszone

Als letzter und aufwändigster Schritt gilt es konstruktive Änderungen der Vergasergeometrie vor zu nehmen. Dabei sollen nur die Geometrie der Hauptluftdüsen und der Konus verändert werden. Es ist darauf zu achten, dass ein Austausch der Einsätze einfach realisierbar wird. Bei den konstruktiven Änderungen sollte jeweils immer nur ein Abmaß der Geometrie verändert werden, um ein Optimum herausfinden zu können und sich langsam an das richtige Design für Holzpellets anzunähern.

Es sei hier erwähnt, dass alle Versuche aufeinander aufbauend sind und die Verbesserungen für die nächsten Versuche beibehalten wurden.

5.5 Versuchsmatrix

Auf der Grundlage des Versuchsvorgehens, wurde eine Versuchsmatrix erstellt, nach derer die Versuche abgearbeitet werden. Die entsprechende Versuchsmatrix ist in Tabelle 6-1 aufgezeigt.

Tabelle 5-4: Versuchsmatrix

Versuchsgruppe	Nr.	Mittenluft	Fön	Düse 1	Düse 2	Pyrocoil
VG 1	1	Ja	Nein	Ja	Nein	ja
	2	ja	ja	ja	nein	ja
	3	ja	ja	ja	nein	ja
	4	ja	ja	nein	ja	ja
VG 2	1	ja	ja	ja	nein	ja
VG 3	1	ja	ja	nein	ja	nein
	2	nein	nein	nein	nein	nein
	3	ja	ja	nein	ja	nein
VG 4	1	Ja	Ja	Nein	Ja	nein

In den nächsten Abschnitten soll genauer auf diese Versuche eingegangen werden.

5.5.1 Versuchsgruppe 1: Einfluss von Mittenlufteinbringung mittels Mittenluftlanze

Der Reaktor zeigt im Holzpellets Gegenversuch kein zufriedenstellendes Verhalten. Zum einen schwanken die Temperaturen in unregelmäßigen und unzulässigen Bereichen, zum anderen kann sich kein homogenes Temperaturprofil ausbilden. Gründe dafür wurden schon in Kapitel 5.3 genannt. Dadurch kommt es gleichzeitig zu hohen Teerbelastungen in der gesamten Anlage. Es gilt Temperaturen in der Reaktormitte mittels einer Mittenluftlanze zu verbessern und zu steuern. Dadurch wird garantiert, dass ein Teil der einströmenden Luft auch in die Reaktormitte gelangt.

Da der Anheizfön bereits ein Rohr bis zur Oxidationszone besitzt, wird vor dem Fön ein manuell regulierbarer Kugelhahn installiert. Es wurden zwei verschiedene Düsenvarianten erstellt, die die Luft unterschiedlich einbringen. Düse 1 ist ein gerades Rohr, Düse 2 ist ein geschlossenes Rohr mit fünf seitlichen Bohrungen am Ende.

- Normale Mittenluftlanze mit geraden Auslass: Düse 1
 - Mit und ohne Fön

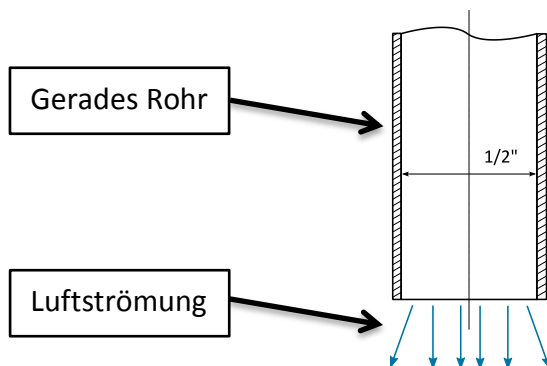


Abbildung 5-12: Düse 1

- Mittenluftlanze mit seitlichen Auslässen: Düse 2
 - Mit und ohne Fön

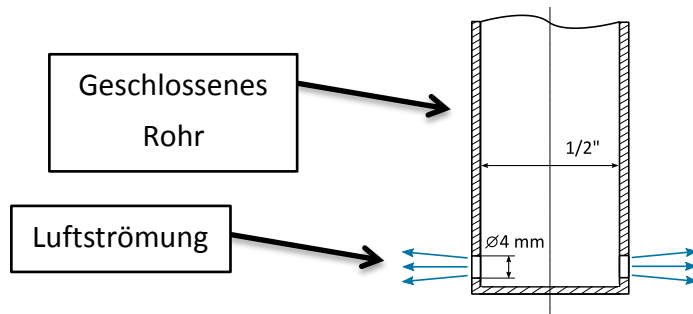


Abbildung 5-13: Düse 2

Abbildung 5-14 zeigt den Umbau am Anheizfön. Der Anheizfön und der gesteuerte Kugelhahn wurden mit einem manuellen Kugelhahn und einer Messblende erweitert. Somit kann die einströmende Luft reguliert und beobachtet werden.



Abbildung 5-14: Kugelhahn der Mittenluftlanze mit Volumenstrom Messblende

Mit dem Heißluftfön ist es möglich, durch eine dementsprechende Verschaltung auch nur kalte Frischluft zuzuführen. Ansonsten könnte der heiße einströmende Luftstrom Schäden im Reaktor verursachen. In Abbildung 5-14 ist die Messblende zur Volumenstrommessung ersichtlich. Dieser Umbau wird ab VG 1 Nr.2 für alle folgenden Versuche beibehalten und erlaubt die genauere Messung der Luftüberschusszahl.

Abbildung 5-15, Abbildung 5-16 und Abbildung 5-17 zeigen die ermittelten Kurven des Versuchs VG 1 Nr.1. Die Konfiguration ist aus Tabelle 5-4 zu entnehmen. Es wird bei diesem Versuch zusätzliche Frischluft ohne Gebläse in die Reaktormitte befördert, indem der Kugelhahn aus Abbildung 5-14 geöffnet wird.

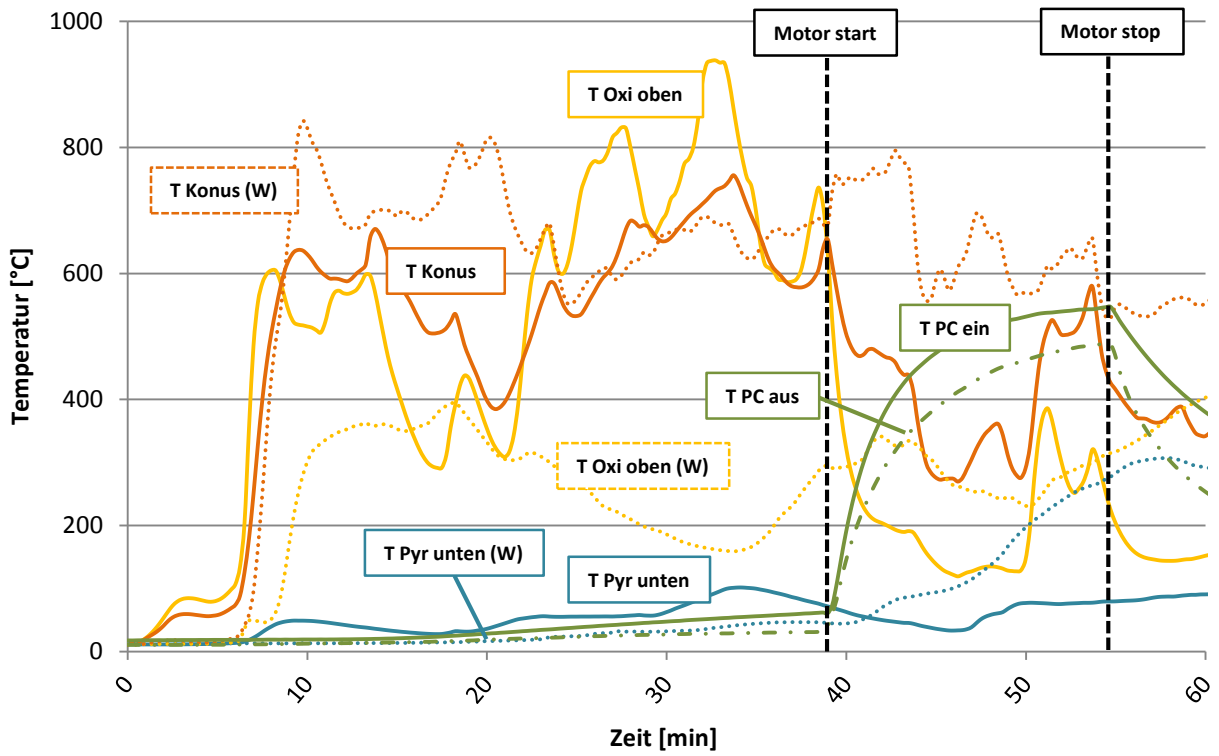


Abbildung 5-15: Temperaturverlauf Reaktor – VG 1 Nr.1

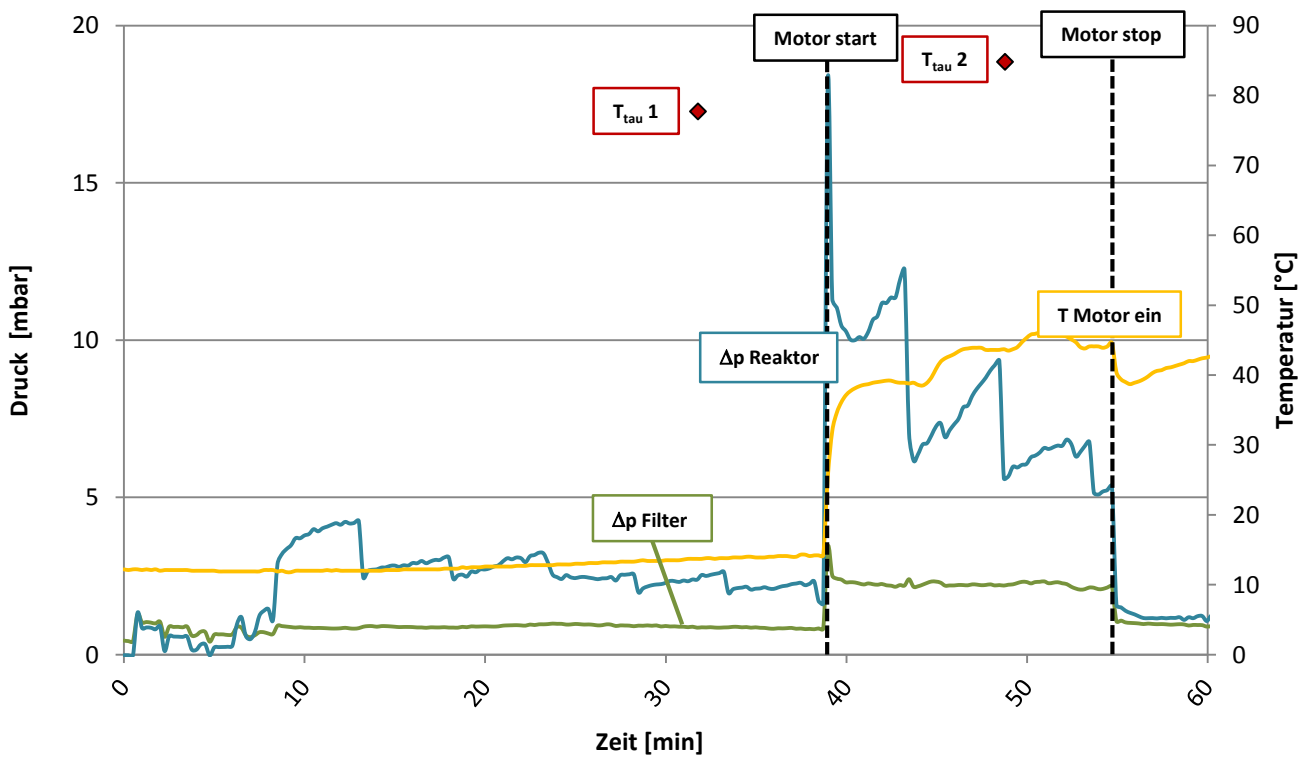


Abbildung 5-16: Differenzdruckverlauf – VG 1 Nr.1

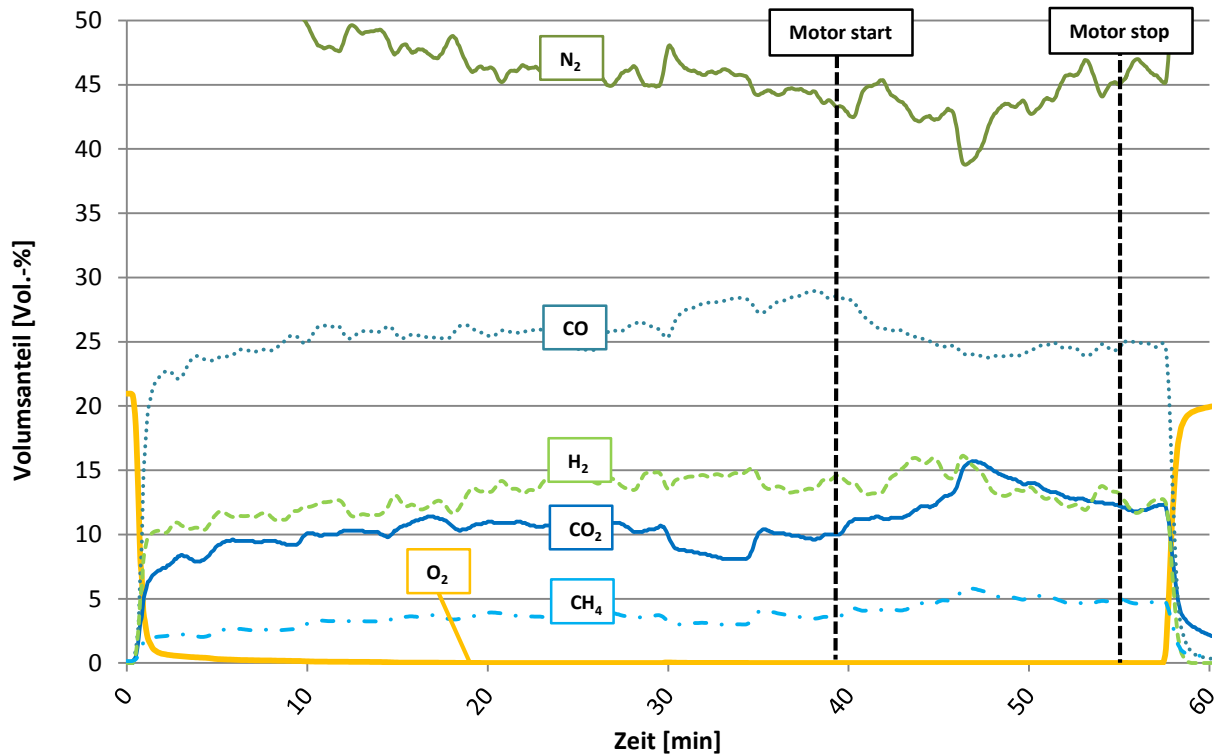


Abbildung 5-17: Gaszusammensetzung – VG 1 Nr.1

Im Temperaturverlauf in Abbildung 5-15 ist im Fackelbetrieb ersichtlich, dass die Mittenluftteinbringung Temperatursteigerungen in der Mitte des Reaktors zulässt. Die Wandtemperaturen sinken aber im Schnitt um ca. 200° C, verglichen zum Gegenversuch mit den Holzpellets. Es wird vom Motor immer dieselbe Luftmenge angesaugt d.h., es kommt mit der neuen Konfiguration zu einer Umverteilung der einströmenden Luftmenge. Der Anteil der Luft, welcher über die Mittenluftlanze in den Reaktor gelangt, wird an der Hauptluftzufuhr verringert. Dies führt zu höheren Temperaturen in der Reaktormitte, aber zu Temperatureinbußen an der Reaktorwand. Nach dem Motorstart bei Min. 39 sinken die Temperaturen in der Reaktormitte, während die Wandtemperaturen das Niveau beibehalten. Es wird hier anteilmäßig mehr Luft über die Hauptluftdüsen angesaugt. Der Luftstrom über die Mittenluftlanze ist zu schwach und kann nicht mehr in den Reaktorraum vordringen. Die Temperaturnivaus im Motorbetrieb liegen in der Reaktormitte (siehe T Konus in Abbildung 5-15) teilweise unter 400° C, was sich im Vergleich zum Hackschnitzelreferenzversuch in hohen Teerbelastungen äußert (siehe Tabelle 5-5 Messpunkt Nr.2).

Der Differenzdruckverlauf aus Abbildung 5-16 zeigt im Fackelbetrieb einen kleineren Differenzdruck im Reaktorraum, vergleicht man diesen mit dem Holzpellets Gegenversuch. Der Unterdruck in der Oxidationszone sinkt durch die Öffnung der Mittenluftlanze, wodurch diese Differenzdruckminderung erklärbar ist. Im Motorbetrieb, kann man wiederum den

Rüttelintervall erkennen, der alle 5 Minuten aktiv ist. Während beim Holzpellets Gegenversuch der Differenzdruck im Reaktor, im Mittel auf 12 mbar liegt, liegt er bei diesem Versuch auf ca. 7 mbar. Die Tendenz deutet auf ein weiteres Sinken des Differenzdruckes hin. Auch hier lässt sich der kleinere Differenzdruck im Reaktor durch die Mittenluftlanze erklären, die in der Oxidationszone höhere Druckniveaus als bei den Versuchen davor verursacht.

Die Gaszusammensetzung in Abbildung 5-17 zeigt im Vergleich zum Holzpellets Gegenversuch kaum Unterschiede in der Gaszusammensetzung. Der Stickstoffanteil konnte um 5 Vol.-% gesteigert werden, was sich auch in größeren Luftüberschusszahl (Siehe Tabelle 5-6) äußert.

Tabelle 5-5: Auswertung der SPA Proben – VG 1 Nr.1

Nr.	Zeit [min]	Messstelle	T_{tau} [°C]	Teerbeladung [g/Nm ³]	Hauptbestandteile	Anteil Pyrolyse-teere [%]
1	32	Zyklon Austritt	78	8,25	Phenol, Unbekannte Komponenten	60
2	49	Zyklon Austritt	58	12,46	Phenol, Unbekannte Komponenten	63

Tabelle 5-6: Bilanzen der Betriebspunkte – VG 1 Nr.1

Nr.	$H_{u,f}$ [kWh/kg]	P_{FWL} [kW]	P_{Gas} [kW]	P_{el} [kW]	λ	η_{el} [%]	η_{KG} [%]	Koksumsatz [%]
1	1,68	94,3	61,3	18,39	0,283	19,5	65	60
2	1,68	98,4	63,97	19,9	0,282	19,5	65	62
Mittel	1,68	96,7	62,88	18,86	0,282	19,5	65	61

Durch die Mittenlufteinbringung steigt die Luftüberschusszahl im Reaktorraum auf höhere Werte im Vergleich zum Holzpellets Gegenversuch. Dadurch sinkt der Heizwert des Produktgases, da die Mehrenergie in sensible Wärme umgewandelt wird. Die ist auch durch die höheren Temperaturen im Reaktor erkennbar.

Im Unterschied dazu erfolgt im nächsten Versuch VG 1 Nr.2 die Mittenlufteinbringung mittels Gebläse. Die Temperaturverläufe sollen dadurch geglättet werden und auf höheren Niveaus gehalten werden. Außerdem soll versucht werden, die Luftüberschusszahl weiter anzuheben. Abbildung 5-18, Abbildung 5-19, Abbildung 5-20 und Abbildung 5-21 zeigen die Ergebnisse des Versuches.

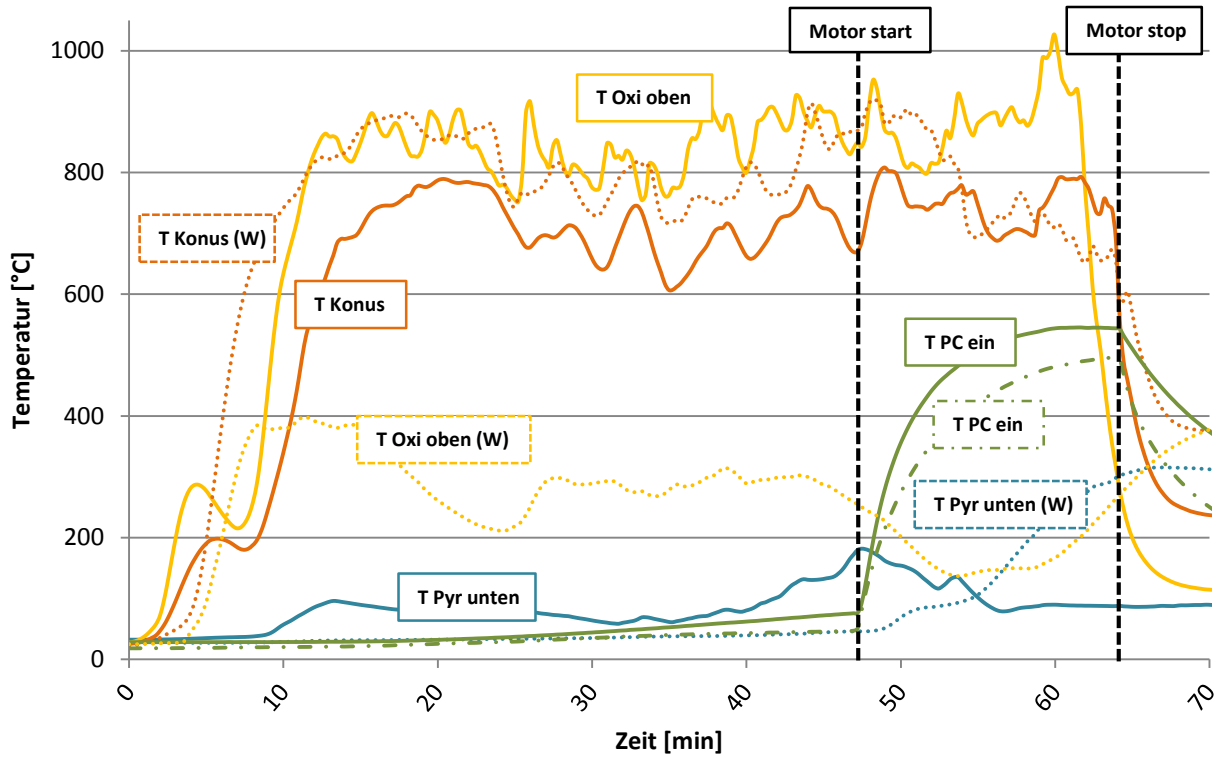


Abbildung 5-18: Temperaturverläufe Reaktor – VG 1 Nr.2

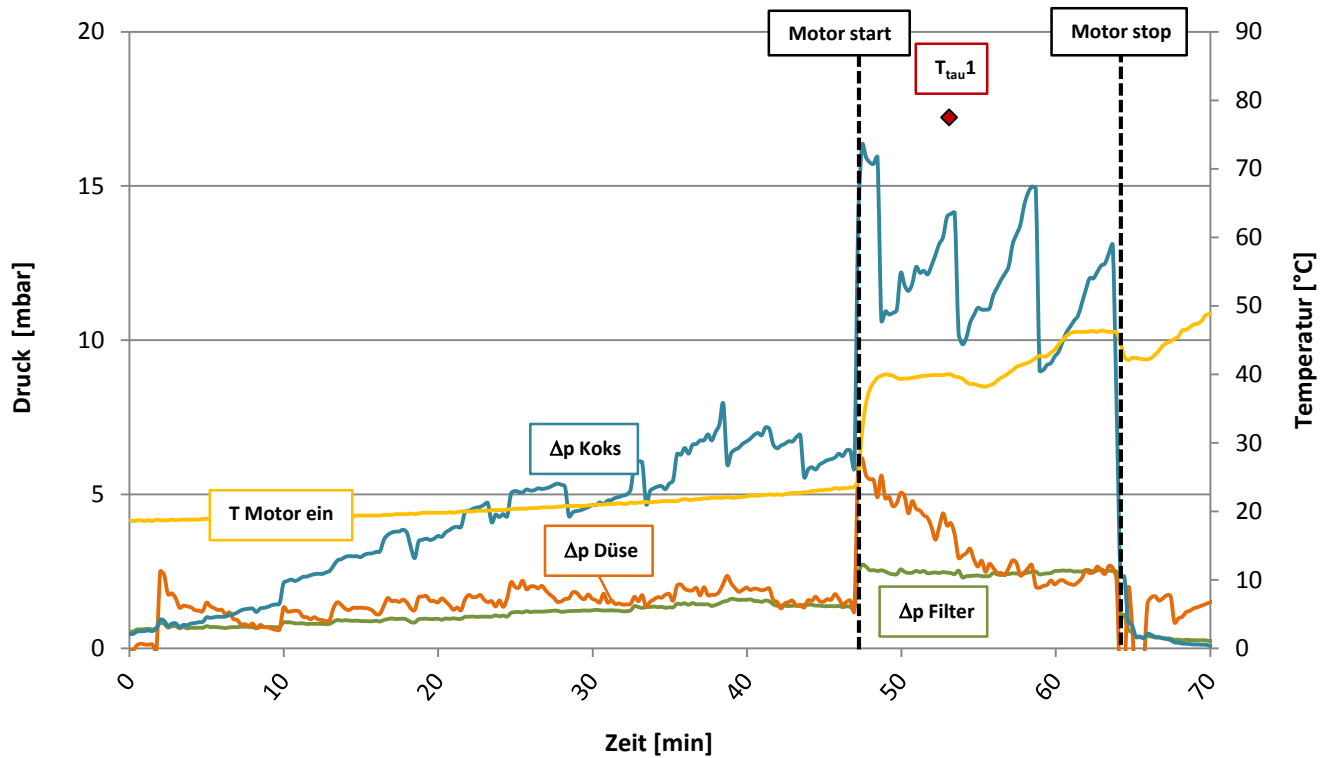


Abbildung 5-19: Differenzdruckverlauf, Motoreintrittstemperatur und Taupunkte - VG 1 Nr.2

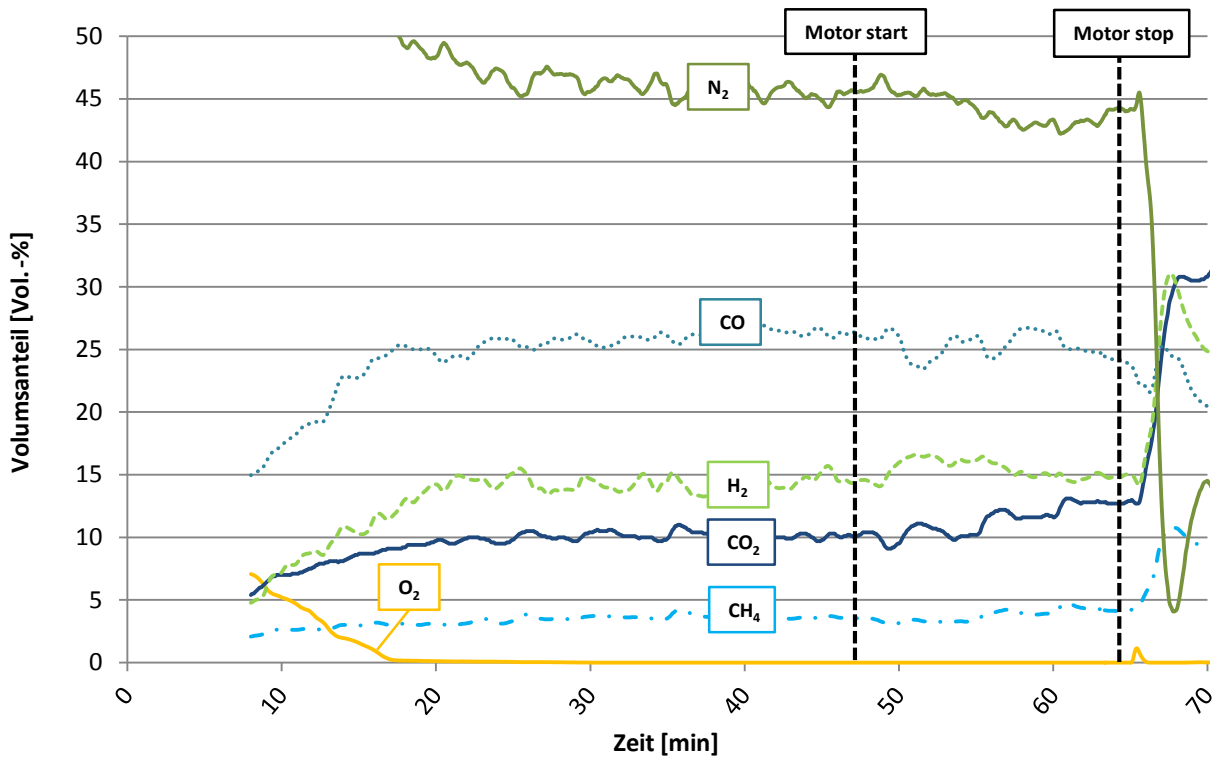


Abbildung 5-20: Gaszusammensetzung - VG 1 Nr.2

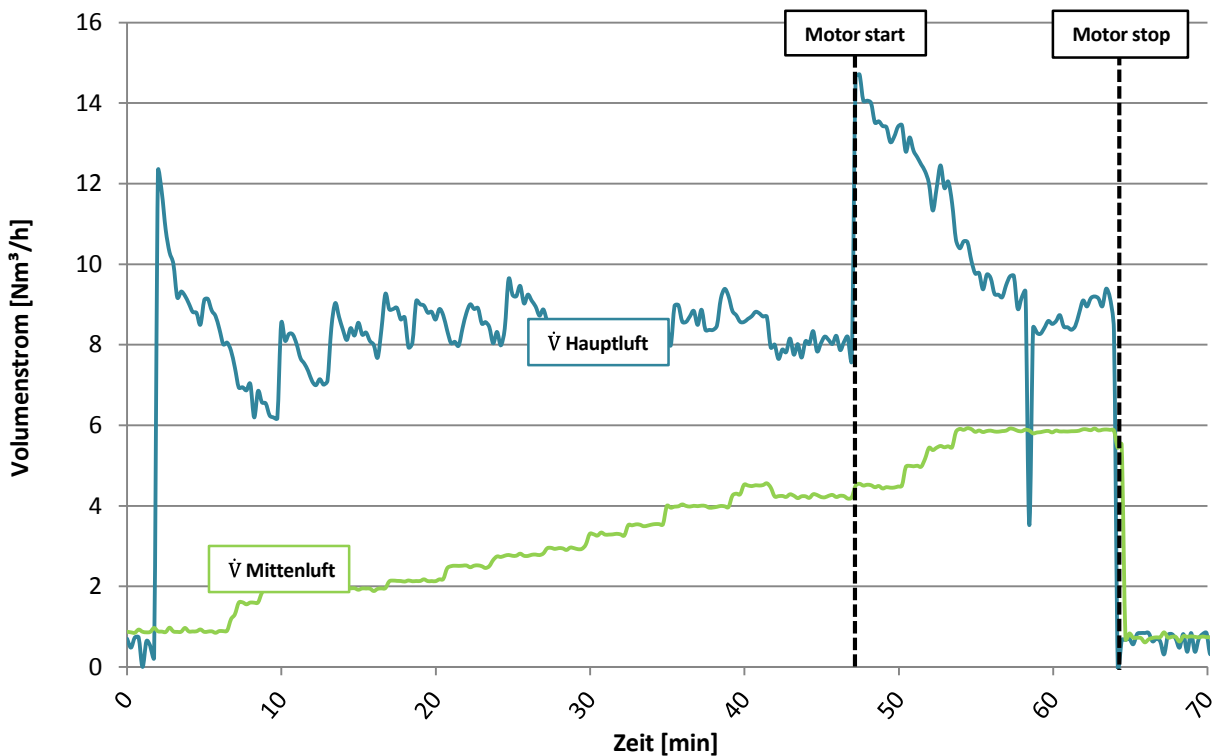


Abbildung 5-21: Volumenstrom - VG 1 Nr.2

Die Temperaturverläufe im Reaktor, in Abbildung 5-18, können durch die Mittenluftzugabe im Vergleich zum Versuch VG 1 Nr.1 (siehe Abbildung 5-15) verbessert werden. Die Tempe-

raturen schwanken zwar immer noch, jedoch nicht mehr in so großen Bereichen, wie es vor dieser Maßnahme der Fall war. Die Temperaturen am Konus liegen im Fackelbetrieb, wie auch im Motorbetrieb nahe aneinander, was für eine homogene Temperaturverteilung spricht. Dennoch liegen diese im Mittel um 200°C tiefer im Vergleich zum Hackschnitzelreferenzversuch (Siehe Abbildung 5-1). Dadurch sind im Vergleich zum Hackschnitzel Referenzversuch die Teerbeladungen etwas höher, was in Tabelle 5-7 ersichtlich ist. Dennoch konnte der Holzpelletsbetrieb verbessert werden, vergleicht man mit den Teerbeladungen aus Tabelle 5-5.

Im Fackelbetrieb stellen sich Temperaturen zwischen 700°C am Konus und 800°C in der Oxidationszone ein. Die Schwankungen bleiben jeweils in kleinen Bereichen von ca. 100°C . Es kommt alle 5 Minuten zu einem Absinken der Temperaturen, was mit dem eingestellten Rüttelimpulsen zusammen hängt. Nach 47 Minuten erfolgt der Motor Start. Zugleich steigt die Temperatur im Pyrocoil an und führt dazu, dass die Randtemperatur in der Pyrolysezone (T Pyr unten) auf ca. 300°C angehoben wird. Nach etwa 18 Minuten Motorbetrieb steigt die Temperatur in der Oxidationszone (T Oxi oben) schlagartig an und kurz darauf fallen sämtliche Temperaturen im Reaktorinneren auf unter 400°C . Dies war auch bei nachfolgenden Versuchen mit derselben Düsenkonfiguration der Fall. Grund für diesen Vorfall ist ein Hohlbrand in der Oxidationszone. Aus dem Mittenluftrohr ist eine so große Menge an Luft ausgetreten, dass sich lokal eine faustgroße Oxidationszone ausbilden und einen Hohlraum ausbrennen konnte. Das erklärt das Temperaturmaximum in der Oxidationszone (T Oxi oben) nach 18 Minuten Versuchszeit und in weiterer Folge den schlagartigen Temperaturabfall kurz darauf. In so einem kritischen Betriebspunkt können die Pyrolysegase ungehindert durch die Oxidationszone strömen und große Mengen an Teer anfallen. Deshalb wurde der Versuch nach 18 Minuten Motorbetrieb abgebrochen. Die Wandtemperaturverläufe unterschieden sich nicht wesentlich von denen ohne Mittenluftgebläse. Auffällig ist, dass die Temperaturen stabiler gehalten werden können, bis auch hier nach dem kritischen Betriebspunkt ein Abfallen der Temperaturen erkennbar ist.

Bei diesem Versuch wurde die Druckmessung erweitert, was in Abbildung 5-19 ersichtlich ist. Es wird der Differenzdruck im Koks Bett anstatt der Differenzdruck des gesamten Reaktors aufgetragen, um detaillierte Vorgänge im Reaktor beschrieben zu können. Auch die Messung des Differenzdruckes an den Düsen ist nun möglich. Im Fackelbetrieb erfolgt ein diskreter Differenzdruckanstieg im Koks Bett. Dies hängt mit der Erhöhung des Mittenluftvolumenstromes (siehe Abbildung 5-21) zusammen. Der Differenzdruck steigt, da durch das Einbringen der Mittenluft, der Absolutdruck im Koks Bett steigt. Der Differenzdruck am Filter steigt ebenfalls mit der Erhöhung der Mittenluft, im Motorbetrieb bleibt dieser konstant auf ca. 2,5 mbar. In Abbildung 5-19 ist der Taupunkt ersichtlich, der aus der Teermessung ermit-

telt wird. Es wird zwar eine Verbesserung der Teerkonzentration mit dem Mittenluftgebläse erreicht, jedoch kann der Taupunkt nicht unter die Motoreintrittstemperatur sinken, was eine Teerkondensation im Motor zur Folge hat.

Durch die Homogenisierung der Temperaturen sinkt die Teerbelastung um 64% im Vergleich zu dem Versuch VG 1 Nr.1 ohne Mittenluftgebläse. Es kann auch die Luftüberschusszahl im Reaktorraum gesteigert werden. Wie Tabelle 5-8 zeigt, liegt diese nahe 0,3, was laut Kapitel 5.2 angestrebt werden soll.

Tabelle 5-7: Auswertung der SPA Proben – VG 1 Nr.2

Nr.	Zeit [min]	Messstelle	T _{tau} [°C]	Teerbelastung [g/Nm ³]	Hauptbestandteile	Anteil Pyrolyseteere [%]
1	53	Zyklon Austritt	77,5	4,89	Phenol, Naphtalin	37

Tabelle 5-8: Bilanzen der Betriebspunkte – VG 1 Nr.2

Nr.	H _{u,f} [kWh/kg]	P _{FWL} [kW]	P _{Gas} [kW]	P _{el} [kW]	λ	η _{el} [%]	η _{KG} [%]	Koksumsatz [%]
1	1,64	93,75	60,94	17,99	0,295	19,2	65	57
Mittel	1,64	94,59	61,49	18,45	0,295	19,5	65	58

Die Volumenstrommessung in Abbildung 5-21 macht ein weiteres Detail sichtbar. Während der Hauptluftvolumenstrom im Fackelbetrieb in einen konstanten Bereich von ca. 8-9 Nm³/h gehalten wird, steigt dieser im Motorbetrieb wegen des größeren angesaugten Volumensstromes zunächst auf einen Wert von 14 Nm³/h an. Nach 12 Minuten Motorbetrieb sinkt der Hauptluftvolumenstrom auf einen Wert von ca. 9 Nm³/h. Zwar wird auch im Motorbetrieb die Hauptluft immer wieder erhöht, der Hauptluftvolumenstrom sinkt aber verhältnismäßig schneller ab. Bei einem konstanten angesaugten Volumensstrom des Motors, müssten sich die Luftströme im selben Verhältnis ändern. Die Hauptluft wird also verdrängt, dazu wird näher in Abschnitt 5.5.3 eingegangen.

Um in weiterer Folge Hohlbrände zu vermeiden, wird die Düsengeometrie der Mittenluftlanze für weitere Versuche verändert (siehe Abbildung 5-13: Düse 2). Dazu wird ein geschlossenes Rohr eingeschraubt, indem am unteren Ende, auf Höhe der Oxidationszone, seitlich fünf regelmäßig angeordnete Bohrungen mit einem Durchmesser von 4 mm angebracht sind. Damit kann die Luft ein größeres Brennstoffvolumen abdecken und die Oxidationszone kann sich großflächiger ausbreiten. Im nächsten Versuch wurde ebenfalls der Einfluss des Rüttelns beobachtet, weshalb dieser Versuch in die nächste Versuchsreihe eingeordnet wird.

5.5.2 Versuchsgruppe 2: Einfluss des Rüttelns

Abbildung 5-22 , Abbildung 5-23, Abbildung 5-24 und Abbildung 5-25 zeigen den Temperaturverlauf mit modifizierter Mittenluftdüse (Düse 2). Es wird zunächst auf den Einfluss der neuen Düse beschrieben, bevor auf dem Einfluss des Rüttelns eingegangen wird.

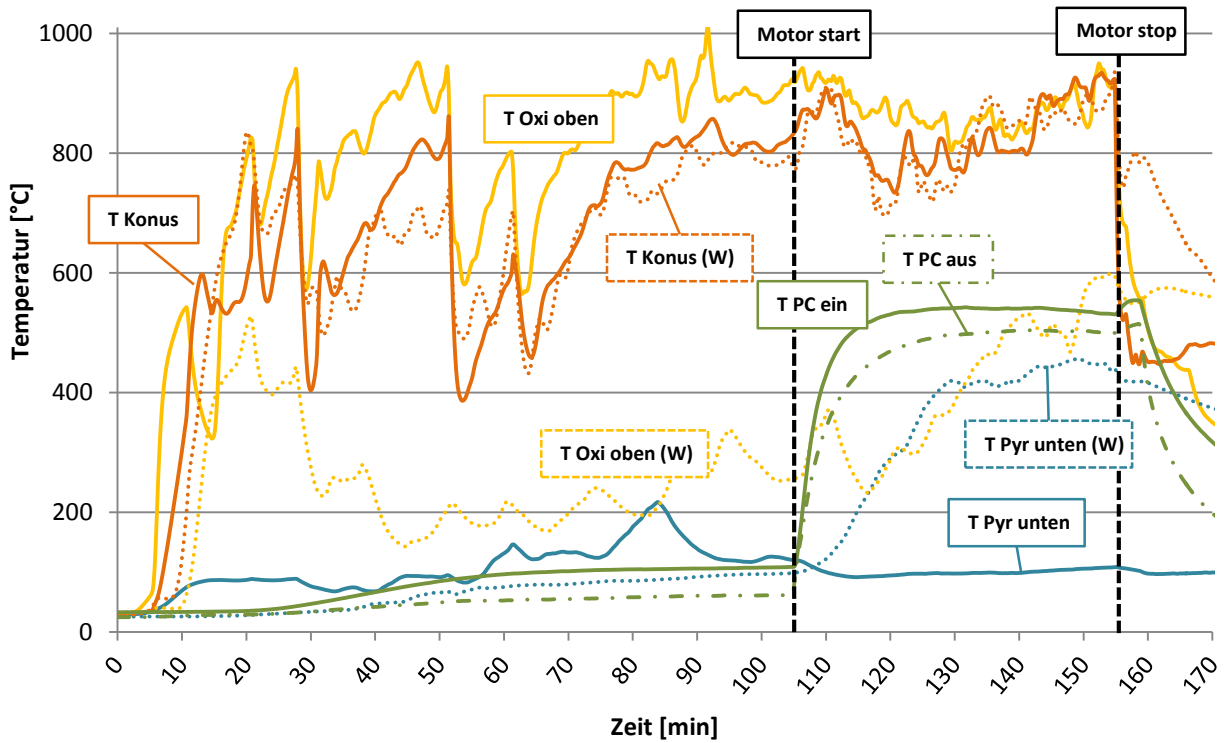


Abbildung 5-22: Temperaturverlauf Reaktor – VG 2 Nr.1

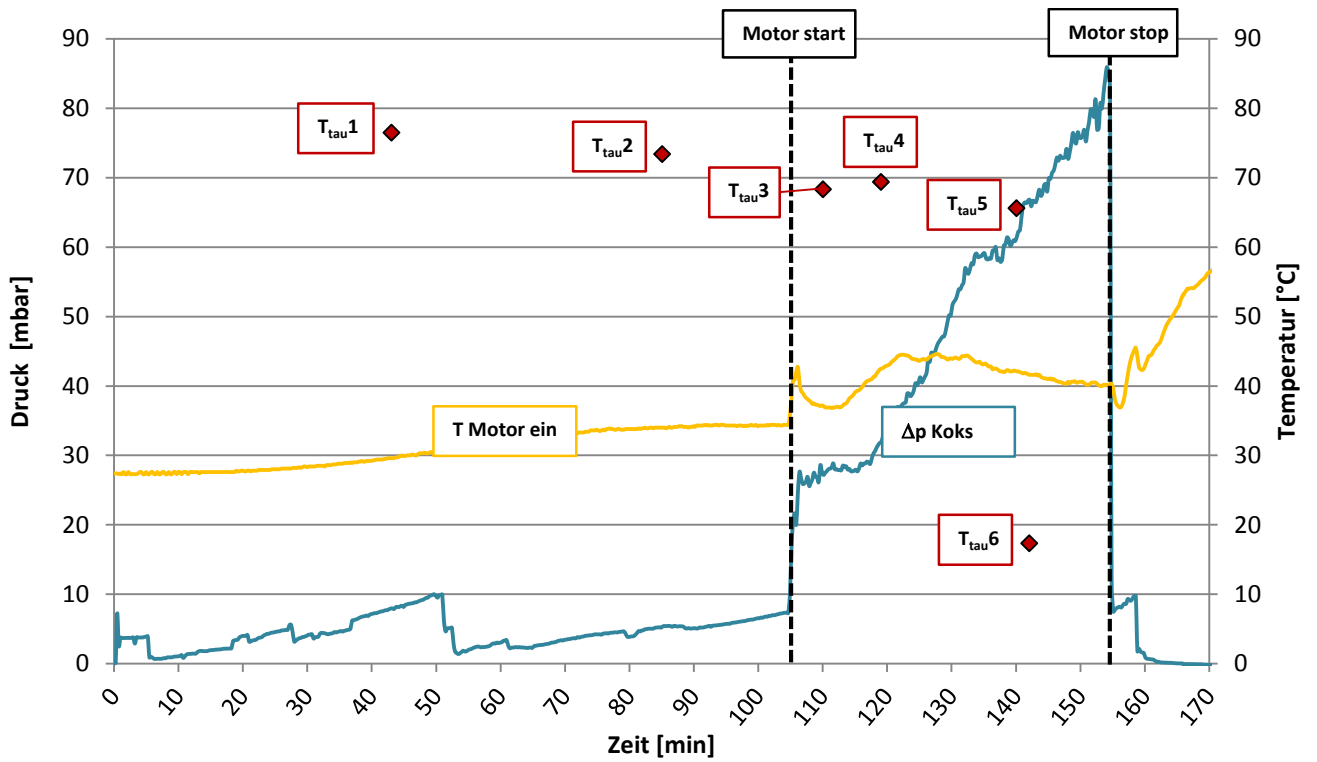


Abbildung 5-23: Differenzdruckverlauf, Motoreintrittstemperatur und Taupunkte - VG 2 Nr.1

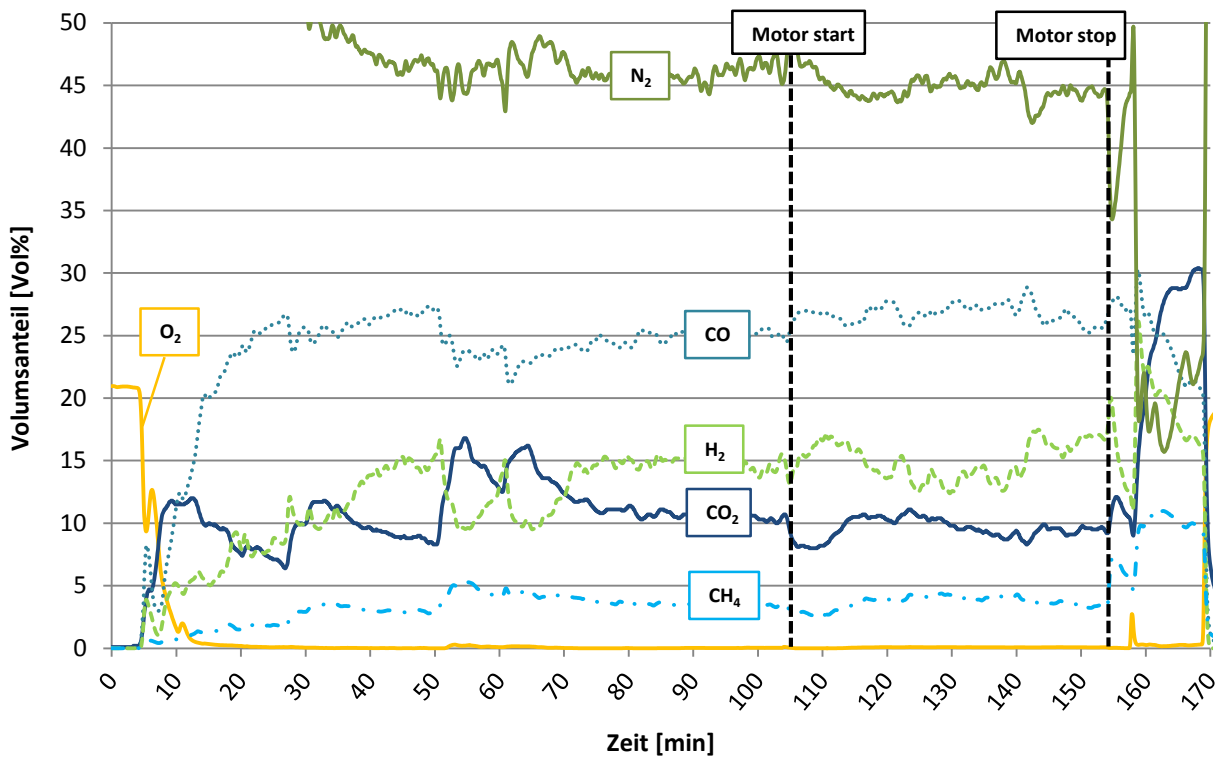


Abbildung 5-24: Gaszusammensetzung – VG 2 Nr.1

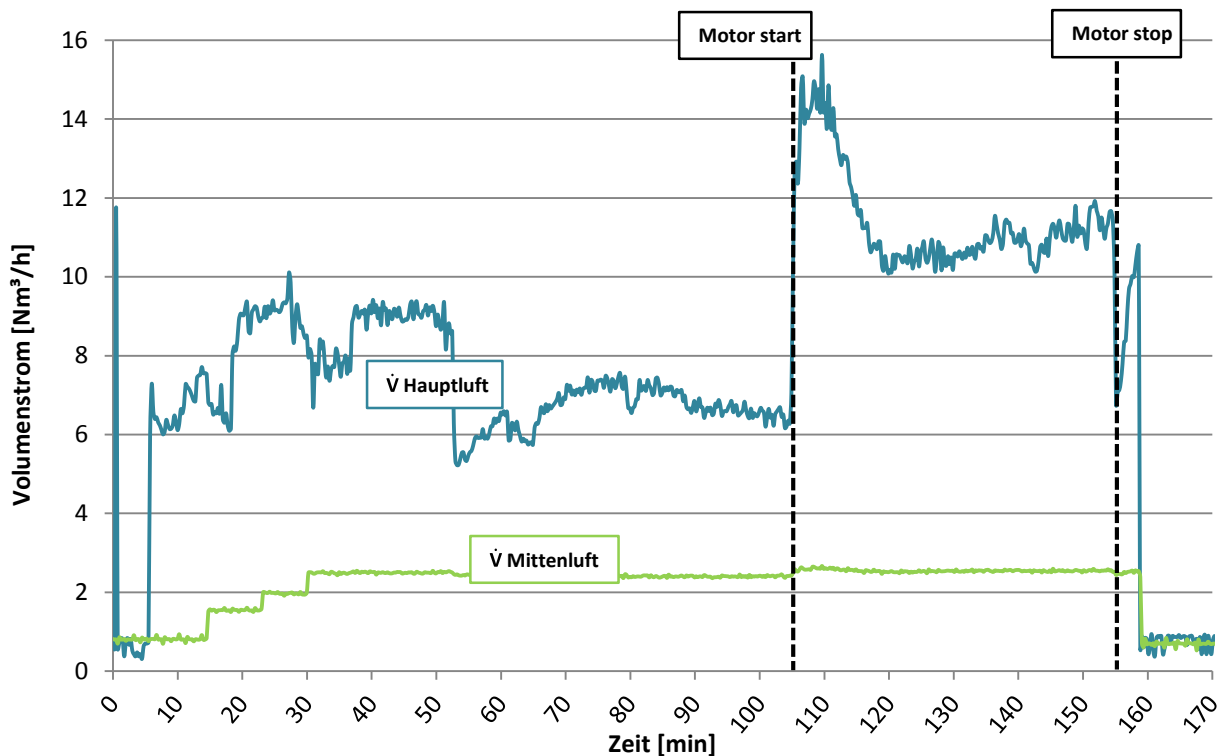


Abbildung 5-25: Volumenstrom – VG 2 Nr.1

In Abbildung 5-22 sind die Temperaturverläufe aufgezeigt. Die neue Düsenkonstruktion zeigt im Vergleich zum vorigen Versuch mit Düse 1 im Fackelbetrieb ein anderes Verhalten. Die Temperatur am Konus liegt im Reaktorrinneren wie an der Wand über den gesamten Versuch nahe aneinander. Dies spricht für ein homogenes Temperaturprofil. In diesem Fackelbetrieb fallen die Temperaturen jedoch immer wieder in unregelmäßigen Abständen um ca. 200° C, obwohl in diesem Versuch der Rüttelimpuls erst nach 154 Minuten ausgelöst wird. Nach etwa 80 Minuten stabilisiert sich der Temperaturverlauf im Reaktor. Dies kann an der anfänglichen Holzkohle in der Reduktionszone liegen, die während der thermochemischen Zersetzung stärker nachrutscht. Nach 80 Minuten ist der Koks vollständig umgesetzt, wodurch sich das Koks Bett stabilisiert und die Temperaturen nicht mehr derart großen Schwankungen ausgesetzt sind. Die Temperaturen im Reaktor können auch nach dem Motorstart ab ca. 104 Minuten stabil gehalten werden. Am Konus (T_{Konus}) pendelt sich die Temperatur im Reaktorrinneren wie an der Wand auf ein Niveau von 800° C ein. Nach 154 Minuten wird der Rüttelmechanismus erstmals betätigt, wodurch die Temperaturen wieder um ca. 200° C fallen und der Versuch vorsichtshalber abgebrochen wird. Hier treten wiederum Pyrolysegase durch die Oxidationszone, die dem Motor schaden können. Die neue Düsenkonstruktion bringt eine Verbesserung der Temperaturverläufe mit sich. Diese können stabil gehalten werden und ein nachrutschender Brennstoff lässt die Temperaturen nicht

mehr so stark abfallen. Da die Luft großflächiger verteilt wird, sind Hohlbrände durch das neue Düsendesign vermeidbar.

In der Gaszusammensetzung, in Abbildung 5-23 kann man erkennen, dass sich diese durch die neue Düsenform nicht beeinflussen lässt. Ein stationärer Betrieb kann hier nicht eindeutig beobachtet werden, dafür war die Motorbetriebszeit zu kurz.

Betrachtet man den Verlauf des Hauptluftvolumenstroms in Abbildung 5-25, zeigt dieser bis Minute 55 anfängliche Schwankungen. Wie schon bei den Temperaturverläufen erklärt wurde, befindet sich anfangs Holzkohle in der Brennstoffschüttung. Bis nach 65 Minuten diese Holzkohle umgesetzt ist, schwankt der Volumenstrom aufgrund der inhomogenen Dichte dieses Brennstoffes. Sobald die pyrolysierten Holzpellets nachrutschen, stabilisiert sich der Hauptluftvolumenstrom. Dieser sinkt tendenziell von 7 mbar auf 6 mbar bis zum Motorstart. Der Volumenstrom steigt nach dem Motorstart kurzzeitig auf über $14 \text{ Nm}^3/\text{s}$ an, was mit dem höheren Ansaugvolumen des Motors zusammenhängt. Nach ca. 120 Minuten sinkt der Hauptluftvolumenstrom auf seinen Endwert von $10 \text{ Nm}^3/\text{s}$ im Mittel und bleibt bis zum Versuchsabbruch auf diesem Niveau. In Tabelle 5-9 sind die Ergebnisse der Teermessungen eingetragen. Die ersten zwei Messungen erfolgten im Fackelbetrieb, wodurch sich die vergleichsweise hohen Teerkonzentrationen erklären lassen. Die unregelmäßigen Temperaturschwankungen zeigen auch hier, dass teerreichere Gase durch die Oxidationszone treten. Messung Nr. 3 zeigt die geringsten Teerkonzentrationen. Hier wurden im Konus (siehe Temperaturverläufe Abbildung 5-22) die höchsten Werte von 900° C erreicht. Die nachfolgenden Messungen wurden bei tieferen Temperaturniveaus durchgeführt. Man erkennt wie sensibel die Teerkonzentrationen auf Temperaturschwankungen reagieren und dies unterstreicht die Wichtigkeit einer konstanten und homogenen Temperaturverteilung in der Oxidationszone. Die letzte Messung wird nach dem Filter entnommen, wo die geringste Teerkonzentration gemessen wird. Auch hier kondensiert, wie bei dem Hackschnitzel Referenzversuch, Teer bereits im Filter. Der Taupunkt sollte so am Motor nicht unterschritten werden können (Siehe Abbildung 5-23).

In Tabelle 5-10 sind die Bilanzen SPA Messpunkte eingetragen. Teilweise liegt die Luftüberschusszahl über den angestrebten Wert von 0,3, sinkt aber mit fortschreitender Versuchszeit. Auch die Motorleistung sinkt, was mit dem steigenden Differenzdruck im Koks Bett zusammenhängt, der den Motor bremst.

Tabelle 5-9: Ergebnisse SPA Analyse - VG 2 Nr.1

Nr.	Zeit [min]	Messstelle	T _{tau} [°C]	Teerbelastung [g/Nm ³]	Hauptbestandteile	Anteil Pyrolyseteere [%]
1	43	Zyklon Austritt	76,5	7,92	Unbekannte Naphthas, Phenol	52
2	85	Zyklon Austritt	73,4	7,75	Unbekannte Naphthas, Phenol	52
3	110	Zyklon Austritt	68,3	2,99	Phenol, Naphthalin	15
4	119	Zyklon Austritt	69,4	6,28	Unbekannte Naphthas, Phenol	52
5	140	Zyklon Austritt	65,6	4,71	Phenol, m/p-Kresol	35
6	142	Filter Austritt	17,3	0,56	Inden, Naphthalin	18

Tabelle 5-10: Bilanzen der Betriebspunkte - VG 2 Nr.1

Nr.	Hu,f [kWh/kg]	P _{FWL} [kW]	P _{Gas} [kW]	P _{el} [kW]	λ	η _{el} [%]	η _{KG} [%]	Koksumsatz [%]
1	1,56	99,05	59,43	17,83	0,282	18	60	75
2	1,55	97,79	63,56	19,07	0,319	19,5	65	76
3	1,54	90,41	58,77	17,63	0,321	19,5	65	72
4	1,67	96,18	62,52	18,76	0,282	19,5	65	74
5	1,67	94,79	61,61	18,48	0,280	19,5	65	74
6	1,68	93,36	60,68	18,20	0,279	19,5	64	73
Mittel	1,65	95,10	61,81	18,54	0,288	19,5	65	74

Die Teertaupunkte sinken im Vergleich zu den vorigen Versuchen nur marginal, die prozentualen Pyrolyseteeranteile aber stärker. Dies liegt an den Hauptbestandteilen, die im Teer enthalten sind. Dies sind vorwiegend leichtere molekulare Komponenten wie Naphthalin und Phenol, die sich nicht so stark auf den Teertaupunkt auswirken.

Das Rütteln des Kokskorbes hatte bei den vorigen Versuchen einen wesentlichen Einfluss auf sämtliche Zustände im Reaktor und sollte hier näher untersucht werden. Für die Versuchsgruppe 3 werden die Rüttelparameter sowie die Rütteldauer, die Rüttelstärke und die Rüttelpausen zwischen den Rüttelpausen variiert. Die Rütteldauer und die Pausen dazwischen können in der Steuerung eingestellt werden. Für die Rüttelstärke wird der Strom für den Antriebsmotor des Rüttelmechanismus begrenzt.

In diesem Versuch VG 2 Nr.1 wurde erst kurz vor dem Versuchsabbruch nach 154 Minuten Versuchszeit mit einem starken Rüttelimpuls gerüttelt. Das Koksbett wird durch die lange Rüttelpause immer dichter, was man durch den steigenden Differenzdruck im Koksbett in Abbildung 5-23 erkennt. Nach dem Motorstart ab 105 Minuten steigt der Differenzdruck im

Koksbett stärker an, als im Fackelbetrieb. Sobald es den Rüttelimpuls ausgelöst wird, fällt schlagartig neuer Brennstoff nach. Erst dann äußert sich dies auch in den Temperaturverläufen. Die restlichen Druckverläufe bleiben nahezu konstant. Auffällig ist, dass im Motorbetrieb, bei steigendem Differenzdruck, sich die Teerkonzentrationen kontinuierlich verkleinern. Ein steigender Differenzdruck im Koksbett führt also zu geringeren Teerbelastungen. Der Zusammenhang wird in Abschnitt 5.6.1 näher erklärt.

Ein Rüttelimpuls nach 154 Minuten lässt den Differenzdruck von 90 mbar auf 8 mbar fallen. Solche schlagartige und starke Differenzdruckänderungen müssen vermieden werden. Die Rüttelstärke wird in den nachfolgenden Versuchen verringert, um diesen großen Schwankungen entgegenzuwirken.

5.5.3 Versuchsgruppe 3: Einfluss des Pyrocoil

Die bereits erwähnten Probleme die durch den Pyrocoil entstehen, wurden durch Vergleichsversuche ohne diesen Wärmetauscher validiert.

Rückblickend sei hier auf den vorigen Versuch VG 2 Nr.1 verwiesen, um die Wirkung des Pyrocoils zu beschreiben. In Abbildung 5-26 ist nochmals der Differenzdruckverlauf während des Motorbetriebes aufgezeigt. Hier ist nur mehr der Differenzdruck an der Düse und am Filter eingezeichnet. Der Differenzdruck an den Hauptluftdüsen sinkt nach dem Motorstart bis sich ein stabiler Differenzdruck nach 120 Minuten einstellt. Parallel dazu verläuft in diesem Versuch der Volumenstrom der Hauptluft (Siehe Abbildung 5-25). Ab diesem Zeitpunkt ist der Pyrocoil voll aktiv, was man im Temperaturverlauf in Abbildung 5-18 erkennen kann. Die Wandtemperatur in der Pyrolysezone ($T_{\text{Pyr}} \text{ unten (W)}$) steigt auf ca. 400° C an und es treten verstärkt Pyrolysegase aus den Holzpartikeln aus. Da diese Gase beim Durchströmen des Reaktors weniger Widerstand erfahren, als die Hauptluft über den Düsen, verdrängt der Pyrolysegasvolumenstrom die Hauptluft. Der Hauptluftvolumenstrom in Abbildung 5-25 wird merklich kleiner, je wärmer die Reaktorwand wird.

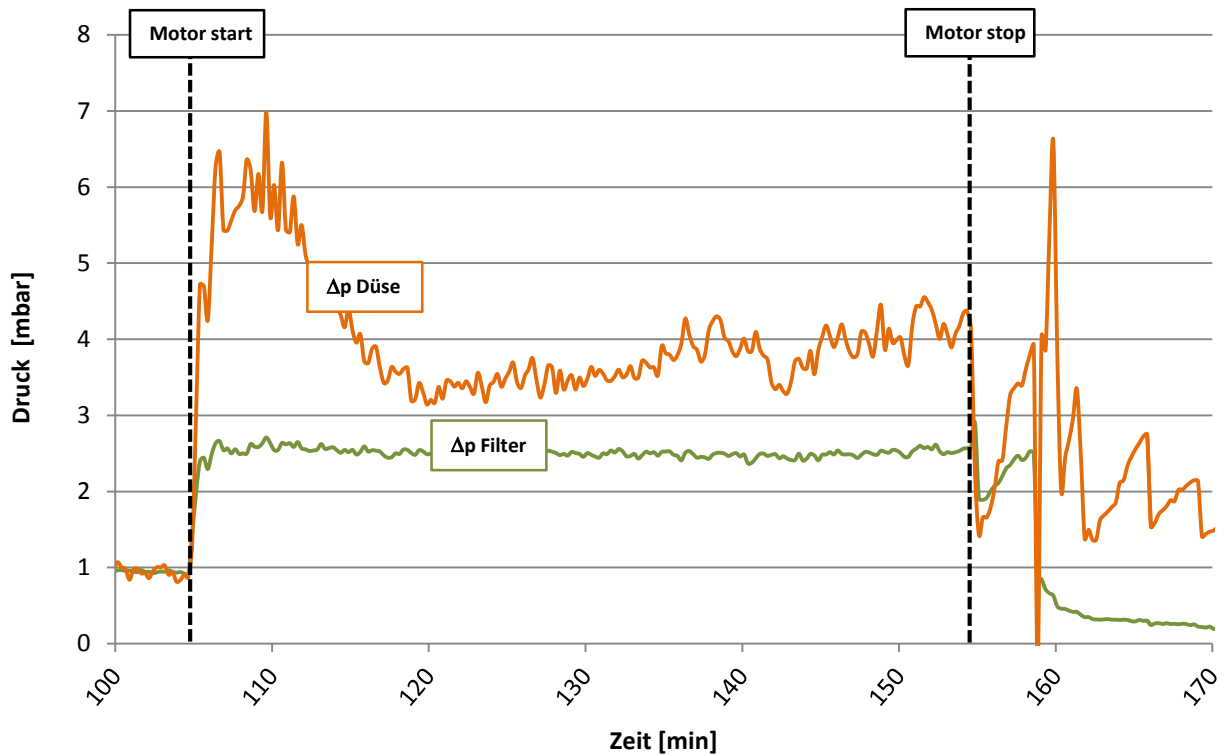


Abbildung 5-26: Differenzdruckverlauf im Motorbetrieb - VG 2 Nr.1

In Abbildung 5-27 und Abbildung 5-28 sind die Versuche mit und ohne Pyrocoil aufgetragen. Es sind hier die Mittelwerte der Teerkonzentrationen und Taupunkttemperaturen aller Messreihen zusammengefasst.

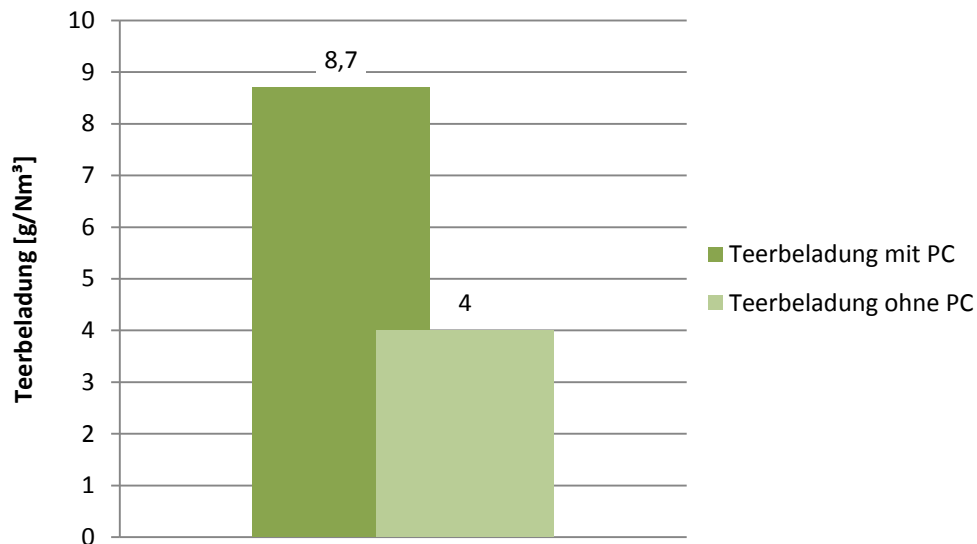


Abbildung 5-27: Einfluss des Pyrocoils

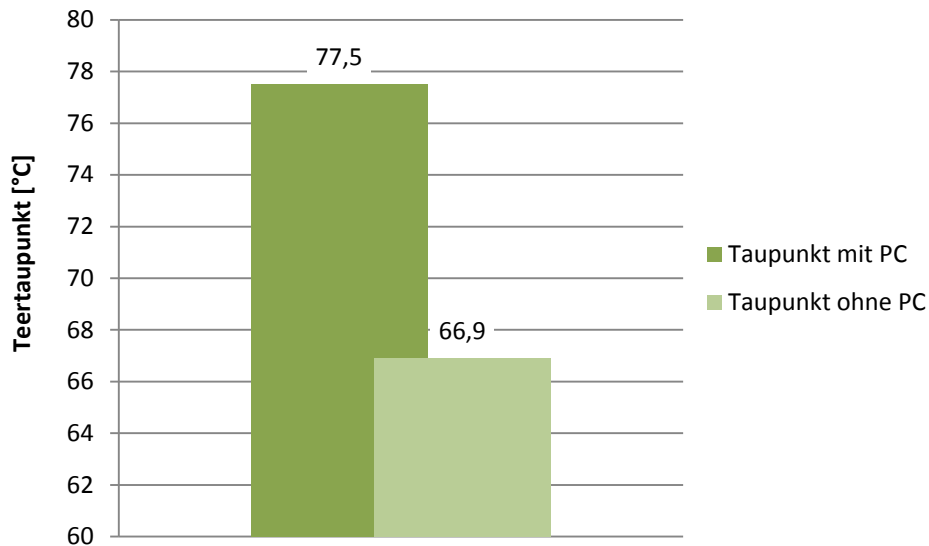


Abbildung 5-28: Einfluss des Pyrocoils auf den Teertaupunkt

Die Ergebnisse zeigen, dass durch die Entfernung dieses Wärmetauschers kleinere Teerkonzentrationen im Produktgas anfallen. Diese konnten im Mittel um 53 % verringert werden. Der Teertaupunkt vor dem Filtereintritt konnte um ca. 10° C vermindert werden. Die geringe Änderung hängt wiederum mit der Zusammensetzung der Teerverbindungen zusammen. Die Teerreduktion spricht aber für diese Maßnahme, weshalb dieser Wärmetauscher dauerhaft entfernt wird. Dies verringert auch bei fortführenden Konstruktionen gleichzeitig den Fertigungsaufwand dieser doppelwandigen Konstruktion.

5.5.4 Versuchsgruppe 4: Einfluss Konstruktiver Änderungen

Nach den Erkenntnissen der vorherigen Versuchsschritte wurden konstruktive Änderungen am Reaktor erprobt. Ein sehr wartungsaufwändiges und sicherheitsbedenkliches Bauteil am Originalvergaser ist der Holzgasfilter. Dieser Filter ist, wie in Abschnitt 4.1.5 beschrieben, mit Holzhackschnitzel gefüllt. Filtereintrittstemperaturen von durchschnittlich 160° C sind noch zulässig. Steigen diese aber weiter an, so kann der Vergaserbetrieb sicherheitstechnisch bedenklich werden. Ab 200° C setzen die Pyrolyseprozesse ein und bilden somit ein brennbares Gas, was die Brandgefahr dieses Filters erheblich erhöht. Aus diesem Grund wird zukünftig ein neu konstruierter Filter eingebaut. Dieser besitzt zur Produktgasfilterung drei Filterkerzen im Inneren, sodass ein Heißgasbetrieb auch bei Eintrittstemperaturen von über 160° C möglich ist.

Das Produktgas wird nach dem Zyklon anstatt durch die Brennstoffvortrocknung direkt in den Filter umgeleitet. Dieser Wärmetauscher zur Brennstoffvortrocknung musste ebenfalls regelmäßig von Teerablagerungen gereinigt werden. Hier konnte das Produktgas abkühlen

und eine erhebliche Menge an Teer auskondensieren. Durch den Direktanschluss an den Filter kann dieser Wartungsaufwand beseitigt werden. Ziel ist es, ein möglichst heißes Gas in den Leitungen zu behalten und in der Anlage selbst kühle Wände zu vermeiden, an denen eine Kondensation der Teere stattfinden kann. Der Zyklon, der Filter und sämtliche Leitungen werden zusätzlich gedämmt.

Da eine Reduktion der Teerbeladungen durch die aktuelle Reaktorkonstruktion nicht mehr wesentlich gesteigert werden kann, gilt es als nächstes die Oxidationszone geometrisch zu verändern. Eine weitere Teerreduktion kann hier durch ein homogenes und heißes Temperaturprofil mit Temperaturen von weit über 800° C erreicht werden. Aufbauend auf frühere Designs, bzw. geometrische Beziehungen aus der Literatur (siehe Kapitel 3.5.1), wurden einige konstruktive Konzepte erarbeitet. Es sollte herausgefunden werden, welche Rolle die Geometrie des Reaktors für ein teearmes Gas spielt, um eine klare Linie bei einer weiteren Dimensionierung zu erhalten.

Die konstruktiven Änderungen müssen zukünftigen Versuchen realisiert werden und können hier nicht weiter behandelt werden.

5.6 Ergebnisse

Die Verfolgung der angegebenen Versuchsmatrix in Tabelle 6-1 ergab Verbesserungen im Hinblick auf die Verwendung von Holzpellets. Die gesammelten Ergebnisse erlauben den Vergleich bzw. das Ableiten von Tendenzen. Diese Aussagen dienen als Basis für weitere Versuchsschritte mit dem Ziel, die Teere weiter zu reduzieren und einen möglichst langen Motorbetrieb zu realisieren. Die Auswertungen werden in den nun folgenden Abschnitten dargestellt.

5.6.1 Einfluss des Differenzdruckes und der Temperaturnivaus

Wie schon aus der Literatur bekannt, kommt es bei sehr hohen Temperaturen zum Cracken und Reformieren der Teerverbindungen (Dayton et al. [18]). Aus diesem Grund wurden aus allen Versuchen die gemessenen Teerproben gesammelt und über die Temperaturen aufgetragen. Im Vergleich zu Holpellets fallen bei Hackschnitzeln geringere Teermengen an. Das liegt daran, dass man bei Hackschnitzeln im Mittel höhere Temperaturen in der Oxidationszone erreichen kann, da diese größere Hohlräume besitzen und mehr Luft in die Oxidationszone strömen lassen.

Der Trend ist bei beiden Brennstoffen derselbe. Je höher die Temperaturen, desto weniger Teer fällt an. Ziel muss es daher sein die Temperaturen im Reaktor so hoch wie möglich und konstant auf diesem Niveau zu halten. Dabei gilt es die Materialgrenzen der Bauteile zu beachten. Der Übersichtlichkeit halber wurden die Versuche von Hackschnitzeln in Abbildung 5-30 und Pellets in Abbildung 5-29 getrennt. Die gemessenen Werte bestätigen diesen Trend.

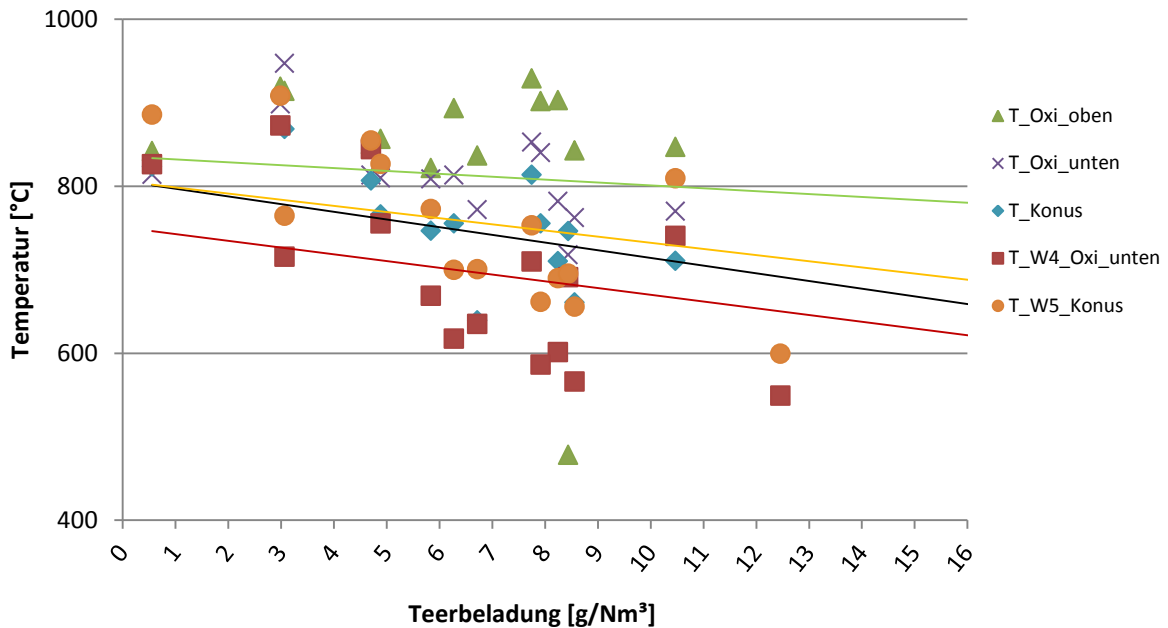


Abbildung 5-29: Teerbelastungen bei verschiedenen Temperaturen – Holzpellets

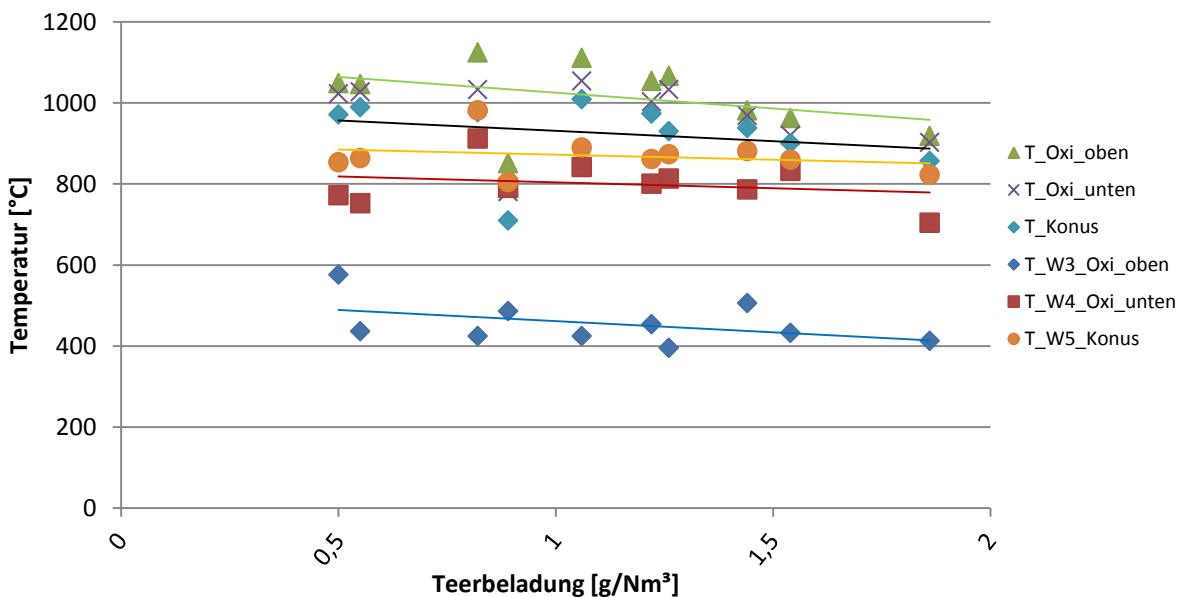


Abbildung 5-30: Teerbelastungen bei verschiedenen Temperaturen – Hackschnitzel

In Abbildung 5-31 sind zwei axiale Temperaturprofile, ähnlich wie in Abbildung 5-4 aufgezzeichnet. Die Kurven wurden jeweils bei einer geringeren Teerbelastung (Messpunkt Nr. 3 - VG 2 Nr.1) und bei einer höheren Teerbelastung (Messpunkt Nr. 4 – VG 1 Nr.4) ermittelt. Die eingezeichneten Höhen beziehen sich wiederum auf die Anordnung der Thermoelemente, wie sie in Abbildung 4-5 ersichtlich ist. Ab einer Höhe von 40 cm steigt der Temperaturgradient stark an, bis man ab einer Höhe von 56 cm in die Nähe der Oxidationszone gelangt. Es wurden hier die höchsten Temperaturen bis ca. 1000° C erreicht.

Auch hier lässt sich der Trend ableiten, dass bei höheren Temperaturniveaus kleinere Mengen an Teer anfallen. Je enger die Temperaturen ab der Oxidationszone, radial aneinander liegen desto kleineren Mengen an Teer fallen an. Dies zeigt die Wichtigkeit einer homogenen und geschlossenen Oxidationszone. „Kalte Zonen“ durch die Pyrolysegease strömen können müssen vermieden werden.

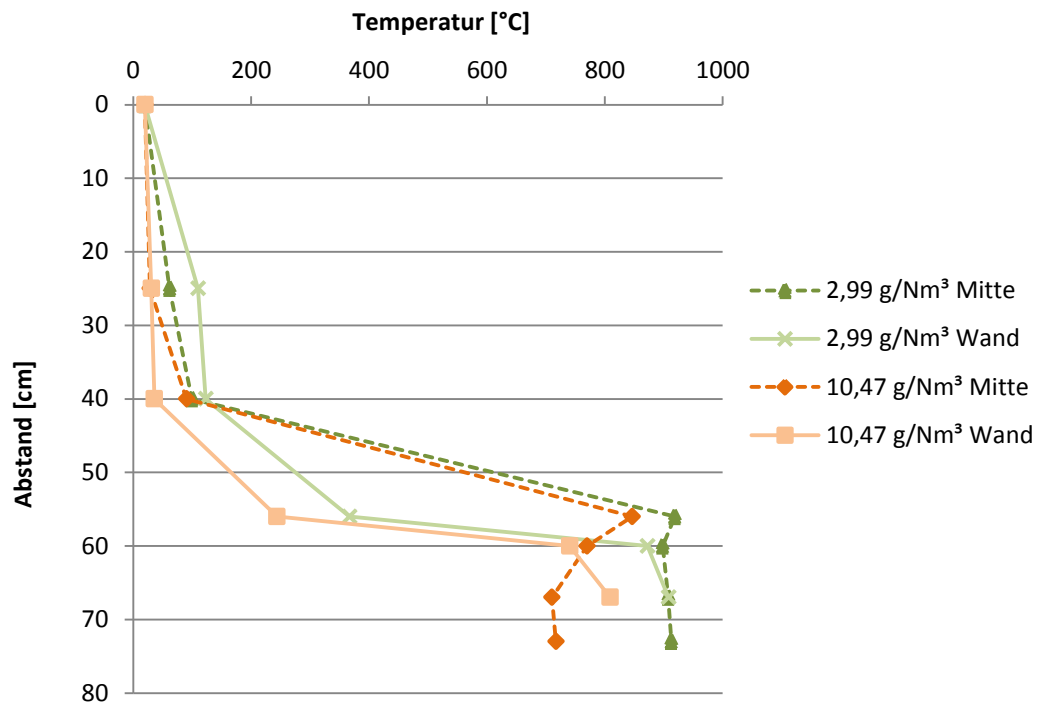


Abbildung 5-31: Axiales Temperaturprofil Holzpellets

Ein weiterer Trend der sich abzeichnet ist der Einfluss der Differenzdruckerhöhung im Koks-
bett auf den Teergehalt. Steigt der Differenzdruck an bzw. sinkt der Unterdruck hinter dem
Koksbehälter, sinkt auch die Teerkonzentration im Produktgas. Der Grund dafür ist, dass das
durchströmende Gas mehr Widerstand erfährt, sobald das Koksbett dichter wird. Gleichzei-
tig erhöht sich die Verweilzeit in den heißen Zonen. Es bleibt mehr Zeit, um das teerreiche
Gas thermisch zu zersetzen bevor es weiterströmen kann. Zwar sinkt dabei die Leistung des
Motors, da der Unterdruck nach dem Koksbett sinkt, dies muss aber in weiterer Folge für ein
sauberes Gas in Kauf genommen werden. Abbildung 5-32 zeigt vergleichend die gemessene
Differenzdruckerhöhung im Koksbett über die Teerbeladung. Dieser Trend kann ebenfalls
aus der Literatur entnommen werden [39].

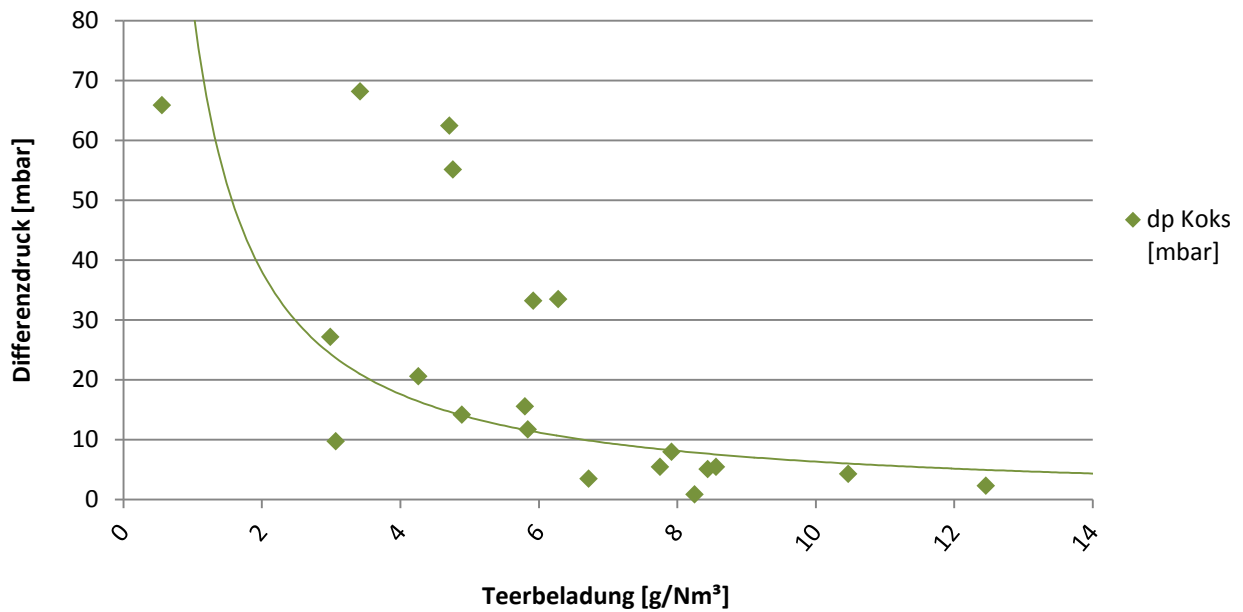


Abbildung 5-32: Differenzdruck im Koksbett über die Teerbeladung – Holzpellets

5.6.2 Teerkonzentrationen

Im Laufe der Versuche konnten kontinuierlich Verbesserungen der anfallenden Teerkonzentrationen erreicht werden. In Abbildung 5-33 sind die verschiedenen Versuchsgruppen und die dazugehörigen gemittelten Teerbeladungen aufgetragen. Die letzten beiden Balken zeigen die gemittelten Teerkonzentrationen der Hackschnitzel Referenzversuche, die einen Vergleich der erreichten Ergebnisse zeigen. Die verwendeten Bezeichnungen beziehen sich auf die Versuchsmatrix.

Es konnte beim letzten Versuch VG 3-3 eine nahezu ähnliche Teerbeladung des Produktgases wie bei den Hackschnitzel Referenzversuch erhalten werden. In Versuch VG 1-3 kam es ebenfalls zu vergleichsweise geringeren Teerkonzentrationen. Es wurden bei diesem Versuch Reaktortemperaturen im Reaktorinneren von weit über 800°C erreicht. Die Versuchskonfiguration scheiterte jedoch wegen auftretender Hohlbrände durch das ursprüngliche Mittenluftdüsendesign (siehe Abbildung 5-12). Bei den Versuchen VG 1-4 und VG 2-1 wurden jeweils Teerproben nach dem Filter entnommen.

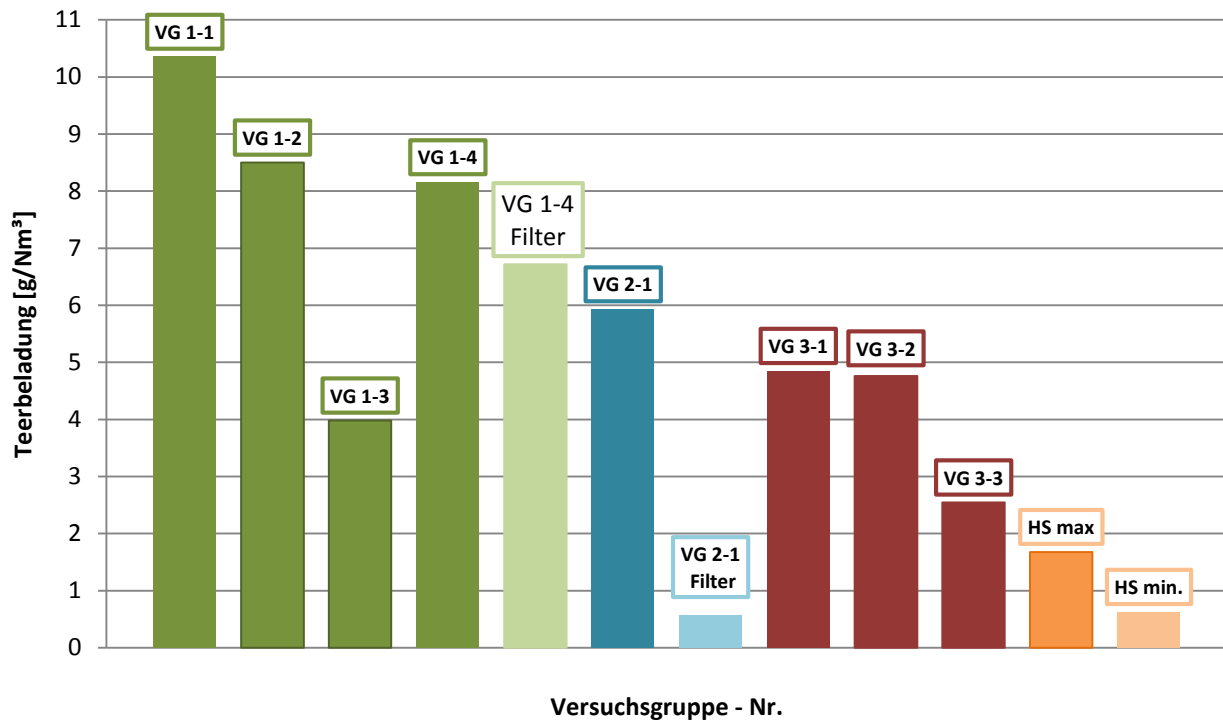


Abbildung 5-33: Vergleich der Teerbelastungen – Versuchsgruppen 1 bis 3 und Hackschnitzel Referenzversuch

Im Versuch VG 1-4 kommt es zu einer geringeren Kondensation im Filter. Die Probe wurde kurz nach dem Motorstart entnommen. Hier waren die Zustände noch nicht eingeschwungen. Im Versuch VG 2-1 kam es zu einer massiven Kondensation der Teere im Filter. Zwar muss das Filtermaterial dadurch öfter gewechselt werden, der Filter bietet aber dadurch eine Art Teerschanke.

5.6.3 Einfluss des Pyrocoils und des Rüttelmechanismus

Wie Abbildung 5-33 zeigt, konnten Verbesserungen der Teerkonzentration im Produktgas erreicht werden, auch durch konstruktive Änderungen. Die letzten drei Versuche VG 3-1 bis VG 3-3 sind jene ohne Pyrocoil. Im Vergleich dazu wurde in Versuch VG 1-4 und VG 2-1 die gleiche Düsengeometrie verwendet, wodurch bessere Vergleiche möglich sind. Die Teerkonzentration konnte zwischen Versuch VG 1-4 und VG 2-1 nur durch das Umgehen des Pyrocoils um 69,7 % gesenkt werden. Die Funktion des Pyrocoils erweist sich als nachteilig und wird dauerhaft entfernt. Es wird hier zwar im Sinne der Energieeffizienz Abwärme rückgewonnen, aber an der falschen Stelle wieder in das System zurückgeführt.

In Abbildung 5-34 ist der Einfluss des Rüttelintervalls eingezeichnet. Hier wurden die Rüttelpausen ermittelt und über die prozentuellen Anteile der Pyrolysegase aufgetragen. Dadurch ist der Einfluss der Rüttelintervalle erkennbar.

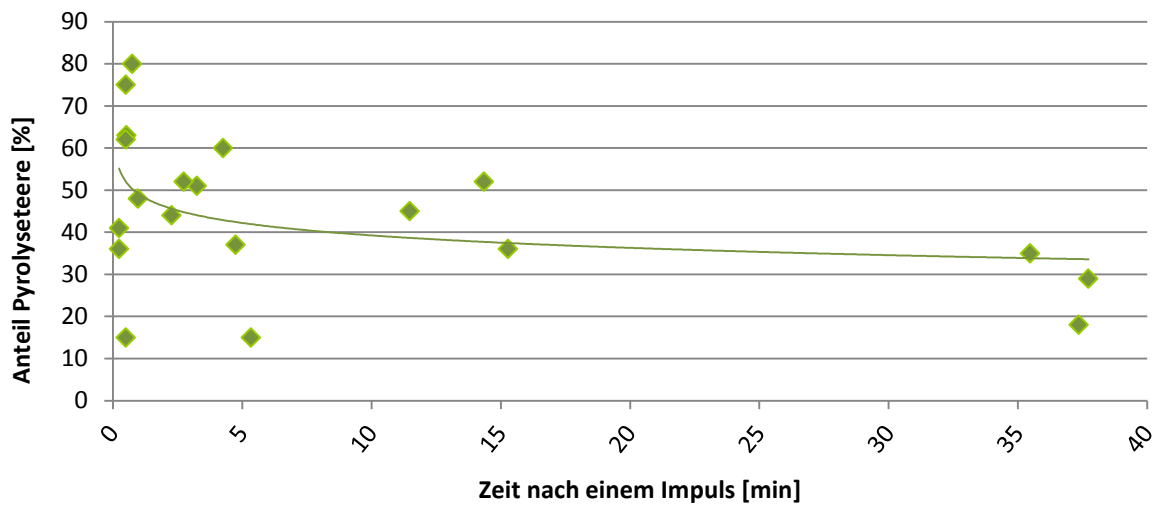


Abbildung 5-34: Einfluss des Rüttelintervalls – Entwicklung der Pyrolyseteere

Während die Messergebnisse bei kurzen Rüttelpausen noch stark streuen, kann bei längeren Rüttelpausen ein Trend erkannt werden. Je länger die Pause andauert, desto weniger Pyrolyseteere fällt an. Dieser Trend hängt mit der Differenzdrucksteigerung im Koksbedt zusammen und wurde bereits in Abschnitt 5.6.1 erklärt. Durch längere Rüttelpausen verdichtet sich die Koksschüttung und somit erhöht sich auch die Verweilzeit der Produktgase. Folglich sinken die Teerkonzentrationen.

6. Zusammenfassung und Ausblick

Zusammenfassend sollen hier die die Ergebnisse und Verbesserungen bei der Entwicklung einer stromerzeugenden Heizung aufgezeigt werden. Das Ziel, einen wirtschaftlichen Betrieb dieser Anlage zu realisieren, ist nur möglich, wenn Industrie-Holzpellets als Brennstoff verwendet werden. Holzhackschnitzel guter Qualität sind teuer und besitzen den Nachteil einer stark schwankenden Brennstoffqualität. Für ein strukturiertes Vorgehen wurde eine Versuchsmatrix erstellt. Die erhaltenen Ergebnisse sind in Tabelle 6-1 eingetragen.

Tabelle 6-1: Versuchsergebnisse

Versuch	Nr.	P_{gas} [kW]	P_{FWL} [kW]	P_{el} [kW]	λ	η_{el} [%]	η_{KG} [%]	Koksumsatz [%]	Rüttelpause [min]
RV HHS	1	59,31	98,85	17,79	0,25	18	60	47	5
	2	53,19	88,65	16,49	0,24	18,6	60	46	5
GV Pellets	1	63,23	90,33	18,97	0,27	21,0	70	78	5
VG 1	1	62,88	96,70	18,86	0,28	19,5	65	61	5
	2	60,3	100,10	-	0,29	-	60	63	5
	3	61,75	90,81	18,52	0,31	20,4	68	72	5
	4	61,44	94,52	18,43	0,30	19,5	65	60	1
VG 2	1	61,81	95,1	18,54	0,29	19,5	65	74	50
VG 3	1	62,91	89,87	18,87	0,33	21,0	70	77	40
	2	60,53	86,47	18,76	0,37	21,7	70	76	10
	3	61,75	90,81	19,14	0,33	21,1	68	76	15

In einem Referenzversuch mit Holzhackschnitzeln wurden stabile Betriebszustände und geringste Teerbelastungen von $0,5 \text{ g/Nm}^3$ nach dem Holzgasfilter erreicht. Aufgrund der hohen erreichten Temperaturen im Reaktor konnten die Teer cracking- bzw. Teerreformierungsreaktionen effizienter ablaufen. Es kam vorwiegend zur Bildung von leichteren Kohlenwasserstoffen. Diese weisen kleinere Taupunkttemperaturen auf, weshalb hier Taupunkte von $T_{\text{tau}} = 17^\circ \text{ C}$ erreicht wurden. Die Temperaturverläufe zeigten ein stationäres Verhalten, lediglich bei einem Rüttelimpuls des Kokskorbes sanken die Temperaturen im Reaktor aufgrund des nachrutschenden Brennstoffes. Dies hatte auch Auswirkung auf die Gaszusammensetzung. Das nachrutschende Brennstoffbett führte kurzzeitig zu höheren Heizwerten, da Pyrolysegase kurzzeitig leichter durchströmen konnten.

Folgeversuche mit Holzpellets wiesen in der Oxidationszone keine homogenen Temperaturprofile mehr auf. Während an der Wand im Mittel Temperaturen von 800° C erreicht

wurden, konnten in der Mitte des Reaktors die Temperaturen kaum über 500° C ansteigen. Da Holzpellets kleinere Zwischenräume in der Brennstoffschüttung und auch eine höhere Energiedichte besitzen, konnte das Vergasungsmittel nicht in die Mitte des Reaktors vordringen, bzw. wurde vorher schon durch Oxidationsreaktionen verbraucht. Man benötigte für Holzpellets mehr Luft, weshalb eine Mittenluftlanze vorgesehen wurde. Diese ließ zwar die Oxidationszone bis in die Mitte des Reaktors wachsen, es wurden aber nie so hohe Temperaturniveaus wie mit Holzhackschnitzeln erreicht.

Es wurde auch der Einfluss des Rüttelmechanismus beobachtet. Dieser Vorgang war nötig, um den Restkoks auszutragen. Die einzustellenden Parameter waren die Rüttelstärke, die Rütteldauer und die Rüttelpausen. Alle drei Einstellmöglichkeiten bestimmten die Verweilzeit des Brennstoffes in der Reduktionszone und somit den Koksumsatz, den Temperaturabfall in der Oxidationszone und die Teerbelastung. Wurde stärker gerüttelt, so konnte mehr frischer Brennstoff nachrutschen und die Oxidationszone wurde wesentlich abgekühlt. Dies führte zu „kalte Zonen“ in der Oxidationszone und somit zu höheren Teerbelastungen. Verbesserungen konnten erreicht werden, indem die Rüttelstärke stark reduziert wurde. Es reichte bereits ein leichter Impuls aus, um neuen Brennstoff nachrutschen zu lassen. Dadurch wurden auch die Verweilzeit und der Koksumsatz erheblich gesteigert. Das Rüttelintervall hatte Einfluss auf den Differenzdruckverlauf. Je länger die Abstände eines Rüttelintervalls wurden, desto größer wurde der Differenzdruck, da das Koksbed mit der Zeit dichter zusammenrutschte. Ein Rüttelimpuls sorgte für ein schlagartiges Absinken der Druckverläufe und somit wiederum verstärkt zur Erhöhung der Teerkonzentrationen. Ein Optimum für solche Intervalle und Rüttelzeit muss bei Folgeversuchen ermittelt werden. Als Schranke kann dazu ein maximaler Differenzdruck dienen, da man auch erkennen konnte, dass bei höheren Differenzdrücken im Koksbed auch kleinere Teerbelastungen anfielen.

Die Messung der Volumenströme zeigte im Motorbetrieb einen Abfall des Volumenstromes an den Hauptdüsen. Hauptgrund war der in Abschnitt 4.1.3 erklärte Pyrocoil. Sobald dieser voll aktiv war, fiel eine größere Menge an Pyrolysegasen an. Dieser Gasstrom war so stark, dass dieser die Hauptluft verdrängen konnte. Die Folge war ein unzureichender Lufteintrag in den Reaktor. Ein Umgehen dieses Wärmetauschers brachte sowohl Verbesserungen bei der Luftzufuhr, als auch eine Reduktion der Teerkonzentrationen mit sich. Die Teerbelastungen im Schnitt um weitere 46 % vermindert werden.

Materialbedingt ist es wichtig, die Temperaturen im Reaktorinneren zu kontrollieren, um Schäden im Reaktorraum zu vermeiden. Die Kontrolle der Temperaturverläufe konnte gut durch die Regulierung der Mittenluftlanze garantiert werden. Dazu war es notwendig die Frischluft mit einem Fön in den Reaktor einzubringen und über einen Kugelhahn zu regulieren. Eine weitere Temperaturregelung war mittels Rüttelmechanismus möglich. Kam es zu

sehr starken Temperaturanstiegen, konnte die Temperatur durch einen Rüttelimpuls rasch abgesenkt werden.

6.1 Ausblick

Wie in den vorherigen Kapiteln bereits erwähnt, kam es zu einigen Betriebsproblemen. Zwei große Betriebsprobleme stellten sich als besonders herausfordernd dar:

1. **Die Teerproblematik**
2. **Die Temperaturverläufe im Reaktor bzw. deren Kontrolle**

Durch das Verfolgen der Versuchsmatrix konnten die Teerbeladungen stark reduziert werden. Dennoch war es immer wieder notwendig, sämtliche Fittings und den Motor von den Teerablagerungen zu reinigen. Dieser Vorgang war sehr zeitintensiv und die Rückstände der auskondensierten Teere erzeugten eine hohe Geruchsbelastung. Schwere Teer fielen vorwiegend als feste Klumpen aus, die leichteren Teere setzten sich als flüssiger Rückstand ab. Für die Marktreife ist es wichtig, die Anlage so wartungsarm wie möglich zu gestalten. Die Teere müssen in Folgeversuchen noch weiter reduziert werden. Weitere Teerreduktionsmaßnahmen sind jedoch nur mehr durch konstruktive Änderungen der Reaktorgeometrie möglich. Es muss in der Mitte des Reaktors garantiert werden, dass sich eine homogene Oxidationszone ausbildet mit Temperaturen weit über 800°C. Dadurch kommt es zu Bildung von leichteren Teeren, die wesentlich kleinere Taupunkte zwischen 5°C und 50°C besitzen, auch bei Teerkonzentrationen bis 10 g/Nm³ [21].

Die Versuche haben gezeigt, dass die aktuelle Reaktorgeometrie nicht für Holzpellets ausgelegt ist, jedoch allein durch eine Mittenluftlanze Verbesserungen erreicht werden konnten. In Folgeversuchen werden neue Geometrien der Oxidationszone im Reaktorbetrieb vermessen, wobei vor allem ein engerer Querschnitt des Herdes angestrebt wird. Dadurch soll sich die Oxidationszone besser schließen und höhere Temperaturniveaus erreicht werden. Die Schweißkonstruktionen sind so ausgeführt, dass nur mehr der untere Teil, also der Konus des Reaktors ausgetauscht wird. Es werden neben den höheren Temperaturen auch stabilere Verläufe der Temperatur und der Gaszusammensetzung erwartet.

Zusätzlich wird der ursprüngliche Filter ausgetauscht. Wie in Abschnitt 4.1.5 näher beschrieben, besteht das Füllmaterial aus Hackschnitzeln verschiedener Größe. Diese Filtervariante birgt die Gefahr einer Selbstentzündung falls die Filtereintrittstemperaturen über 200° C ansteigen. Hier beginnen die ersten Pyrolyseprozesse, was unbedingt verhindert werden muss. Deshalb wird dieser Filter mit einer neuen Filterkonstruktion getauscht. In dieser befinden sich drei Sintermetall Filterkerzen, die mittels Stickstoffimpulsen regelmäßig gereinigt werden können. Dadurch vermindert sich der Wartungsaufwand des Filters erheb-

lich, da beim ursprünglichen Filter, laut Bedienungsanleitung, nach 12 h Betrieb das gesamte Filtermaterial gewechselt werden musste. Nachteilig bei der neuen Filterkonstruktion ist, dass die Filtermetallkerzen sehr sensibel gegenüber Teerablagerungen sind. Deshalb wird vor und nach dem Reaktorstart der gesamte Filter mittels Heißluftfön beheizt. Dies soll ein Kondensieren der Teere an den kalten Reaktorwänden und an den Filterkerzen verhindern. Im stationären Betrieb muss darauf geachtet werden dass sich das gesamte System temperaturmäßig über der Taupunkttemperatur der Teere befindet. Die Leitungen dazwischen und der Zyklon werden zusätzlich gedämmt, um möglichst geringe Temperaturabfälle zu erhalten. Es wird also versucht, im System so warm wie möglich zu sein, damit an keiner Stelle eine Kondensation auftreten kann.

Abschließend ist zu erwähnen, dass das Ziel, ein wirtschaftlicher Betrieb mit Holzpellets in Zukunft als möglich erscheint. Wie Tabelle 6-1 zeigt, konnten kontinuierlich die Luftüberschusszahl verbessert, der Koksumsatz gesteigert und der Kaltgaswirkungsgrad erhöht werden. Zukünftiges Ziel wird die Teerreduktion sein. Dazu sind in weiterer Folge konstruktive Änderungen an der Anlage notwendig, die eine bessere Zufuhr des Oxidationsmittels und gleichzeitig höhere Temperaturniveaus in der Oxidationszone zulassen.

7. Literaturverzeichnis

- [1] *BP Statistical Review of World Energy June 2013*. 2013.
- [2] *Shell: New Lens - Szenarien*. 2013.
- [3] **LaFontaine, H., Zimmerman, G.P.**: *Construction of a Simplified Wood Gas Generator for Fueling Internal Combustion Engines in a Petroleum Emergency*. 1989.
- [4] **Kienberger T.** Methanierung biogener Synthesegase mit Hinblick auf die Umsetzung von höheren Kohlenwasserstoffen. Dissertation TUGraz,: VDI-Verlag; 2010.
- [5] **Basu P.** Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction. Academic Press; 2013.
- [6] **Tepper H.** Zur Vergasung von Rest- und Abfallholz in Wirbelschichtreaktoren für dezentrale Energieversorgungsanlagen. Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2005.
- [7] **Karl J.** Dezentrale Energiesysteme: Neue Technologien im liberalisierten Energiemarkt. 2nd ed. München, Wien: Oldenbourg Verlag; 2012.
- [8] **Gallmetzer G., Ackermann P., Schweiger A., Kienberger T., Gröbl T., Walter H.** et al.: The agnion Heatpipe-Reformer—operating experiences and evaluation of fuel conversion and syngas composition. *Biomass Convers. Biorefinery*, **2** (3), 2012, p. 207–215.
- [9] **Kienberger, T.**: *Skriptum zur Vorlesung Energetische Nutzung von Biomasse*. Graz, 2014.
- [10] <http://www.biomasseverband.at/service/energietraegervergleich/>. no date.
- [11] **Hammerer D.** Vergasung von Biomasse zur gekoppelten Strom- und Wärmeerzeugung. Dissertation, TU-Graz; 2000.
- [12] **Lettner F.** Thermochemische Gaserzeugung aus fester Biomasse in Festbetten - Verfahrensoptimierung und Entwicklung eines optimierten Systems. Dissertation. TU Graz, 2005.
- [13] **Alonso, D.M.** et al.: Bimetallic catalysts for upgrading of biomass to fuels and chemicals. *Chem. Soc. Rev.*, **41** (24), 2012, p. 8075–8098.
- [14] **Hartman H.** Handbuch Bioenergie Kleinanlagen. 3. überarbeitete Auflage 2013. FNR; 2007.
- [15] **Kaltschmitt M, Hartmann H.** Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren. Berlin, Heidelberg,: Springer Verlag; 2001.
- [16] **Helmut, T., Friedrich, L.**: *Anlagensicherheit und Genehmigung von Biomassevergassungsanlagen: Leitfaden für Betreiber, Hersteller und Behörden ; Kurzbericht ; ein Projektbericht im Rahmen der Programmlinie 'Energiesysteme der Zukunft' ; Impulspro-*

gramm Nachhaltig Wirtschaften - TUGraz Library Search. Wien: Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie, 2005.

- [17] **Baehr, H.D., Kabelac, S.:** *Thermodynamik, Grundlagen und technische Anwendungen*. Dordrecht, Heidelberg, London, New York,: Springer Verlag, 2009.
- [18] **Dayton, D.:** A review of the literature on catalytic biomass tar destruction. *NREL Rep. NRELTP-510-32815 NREL Gold. CO*, 2002.
- [19] **Wesselak, V.:** *Regenerative Energietechnik*. Berlin [u.a.]: Springer Vieweg, 2013.
- [20] **Milne, T.A., Evans, RJM.** Biomass Gasifier “Tars”: Their Nature, Formation and Conversion. Colorado, US,: National Renewable Energy Laboratory; 1998.
- [21] <http://www.thersites.nl/classification.aspx>. no date.
- [22] **Devi, L. et al.:** A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass Bioenergy*, **24** (2), 2003, p. 125–140.
- [23] *Generator Gas - The Swedish Experience with Wood-Gas 1939 - 1945*. Golden, Colo: Biomass Energy Foundation Press, 1998.
- [24] **Steinbrecht D.:** Technische Verbrennung - Emissionen - Verfahrenstechnische Berechnungen mit Verbrennungsgasen. Universität Rostock; 2005.
- [25] **Helmut E., Rudolf P.:** Skriptum zu Vorlesung Thermodynamik. Graz: 2008.
- [26] **Reed T.B., Das A.:** Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. n.d.
- [27] **Tessa, J.:** *Gasification of woody biomass*. University of Twente, 2011.
- [28] **Kaupp A, Goss JR.** Small scale gas producer engine systems: a publication of Deutsches Zentrum für Entwicklungstechnologien - GATE in: Deutsche gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH. Braunschweig [u.a.]: Vieweg; 1984.
- [29] **Reed TB, Walt R, Ellis S, Das A, Deutch S.** Superficial velocity - The key to downdraft gasification n.d.
- [30] **Venselaar J.** Design rules for downdraft wood gasifiers a short review. Bandung, Indonesia: 1982.
- [31] **Schneider M.** Experimentelle und mathematische Modellierung der Festbettvergasung am Beispiel der Gleichstromvergasung von Holzhackschnitzeln. 2002.
- [32] **Sharma AK.** Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier. *Energy Convers Manag* 2008;49:832–42.
- [33] **Zhao S.** Numerical Simulation of Partial Combustion for Biomass Tar Elimination in Two-Stage Gasifier. *J Sustain Bioenergy Syst* 2013;03:86–92.

- [34] **ÖNORM M 7135** - Compressed wood or compressed bark in natural state - Pellets and briquettes - Requirements and test specifications. Wien: Austrian Standards Institute; 2000.
- [35] http://www.gekgasifier.com/wp-content/uploads/2014/05/Chapter-1_-_Introduction-to-the-Power-Pallet.pdf. no date.
- [36] **VDI-Wärmeatlas: Berechnungsblätter für den Wärmeübergang**. Düsseldorf: VDI-Verlag, 1994.
- [37] <http://www.thersites.nl/completemodel.aspx>. no date.
- [38] **ISO 5167-4:2003** - Durchflussmessung von Fluiden mit Drosselgeräten in voll durchströmten Leitungen mit Kreisquerschnitt - Teil 4: Venturirohre. 2003.
- [39] **Knight RA**. Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass. *Biomass Bioenergy* 2000;18:67–77.