

Diplomarbeit

Datenaufbereitung und Visualisierung der Inbetriebnahme einer 1 MW Vergasungsanlage

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Diplom-Ingenieurs eingereicht an der TU Wien

unter der Leitung von
Univ.Prof.i.R. Dipl.Ing. Dr.techn. Hermann Hofbauer

und unter der Betreuung von
Dipl.Ing. Dr.techn. Katharina Fürsatz

Institut für Verfahrenstechnik,
Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

eingereicht an der Technischen Universität Wien,
Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von

David Adriano Perrino
Matrikelnummer 11929160

Eidesstattliche Erklärung

Ich, David Adriano Perrino, erkläre an Eides statt, dass die vorliegende Arbeit nach den anerkannten Grundsätzen für wissenschaftliche Abhandlungen von mir selbstständig erstellt wurde. Alle verwendeten Hilfsmittel, insbesondere die zugrunde gelegte Literatur, sind in dieser Arbeit genannt und aufgelistet. Die aus den Quellen wörtlich entnommenen Stellen, sind als solche kenntlich gemacht.

Das Thema dieser Arbeit wurde von mir bisher weder im In- noch Ausland einer Beurteilerin/einem Beurteiler zur Begutachtung in irgendeiner Form als Prüfungsarbeit vorgelegt. Diese Arbeit stimmt mit der von den Begutachterinnen/Begutachtern beurteilten Arbeit überein.

Wien, September 19,2022

David Adriano Perrino

Danksagung

An dieser Stelle will ich mich bei allen Personen bedanken, die mich bei Verfassen dieser Arbeit motiviert und unterstützt haben.

Zuerst möchte ich mich bei meinen zwei Betreuern Hermann Hofbauer und Katharina Fürsatz bedanken. Danke für die Möglichkeit meine Arbeit in einem so spannenden Themenfeld zu schreiben, mit welcher ein Beitrag für den Kampf gegen den Klimawandel geleistet wird. Ich habe durch euch, trotz Corona, eine kompetente, exzellente und Betreuung genießen dürfen. Durch eure Leitung und Unterstützung konnte ich mich fachlich aber auch persönlich weiterentwickeln.

Des weiteren möchte ich mir bei der BEST (Bioenergy and Sustainable Technologies GmbH) und der Wien Energie bedanken. Durch euch wurde dieses Projekt erst möglich. Ebenfalls habe ich durch euch einen praxisnahen Einblick in das Themengebiet bekommen.

Einen besonderen Dank widme ich dir Nela, für das Korrekturlesen meiner Arbeit und deine seelische Unterstützung.

Für die seelische Unterstützung und motivierenden Worte möchte ich mich bei meiner ganzen Familie und insbesondere meiner Mama und meinem Papa bedanken.

Kurzfassung

Der Klimawandel ist bereits jetzt merklich spürbar. Einen möglichen Beitrag zur Bekämpfung des Klimawandels könnte die Biomassevergasung sein. Dabei wird Biomasse mit Wasserdampf oder Luft vergast. Das dabei entstehende Gas besteht hauptsächlich aus H_2 , CO , CO_2 und CH_4 . Dieses Produkt- oder Synthesegas kann beispielsweise verwendet werden um Kohlenwasserstoffe mittels der Fischer-Tropsch Synthese herzustellen. Zur Vergasung von Biomasse gibt es verschiedenste Reaktortechnologien. Eine dieser Technologien ist der Zweibettwirbelschichtvergasers. An der Technischen Universität Wien wurde eine erweiterte Variante von diesem Vergasungsreaktor entwickelt. Aufgrund der Erfahrung wurde eine größere 1 MW Versuchsanlage in der Simmeringer Haide gebaut.

Während der Inbetriebnahme wurde kontinuierlich die Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases mit einem MRU-Messgerät gemessen. Ebenso wurden lokal Gas- und Teerproben gezogen, welche anschließend im Labor analysiert wurden. Zum Aufarbeiten, Auswerten und Visualisieren der gemessenen Daten wurde ein Matlab-Skript geschrieben. Mit dem Skript kann ein Zeitbereich, welcher von Interesse ist, ausgewählt werden. Wenn in diesem Zeitbereich kleinere Bereiche sind, welche nicht betrachtet werden sollen, können diese ausgewählt werden. In den danach erzeugten Plots werden diese kleineren Bereiche rot-transparent markiert. Neben den Plots werden auch Mittelwerte und die entsprechenden Standardabweichungen der ausgewählten Bereiche gebildet. Mittelwerte werden von der Temperatur im Vergasungsreaktor, Verbrennungsreaktor, der Gaszusammensetzung im Produkt- und Abgas und dem Druck im Vergasungsreaktor gebildet. Diese Werte können für die anschließenden IPSEpro-Simulationen verwendet werden.

Während der Inbetriebnahme der Anlage gab es einige Probleme. Dazu gehörte das MRU-Messgerät bei welchem die Dichtung gequollen ist und somit undicht und defekt wurde. Ebenso kalibrierte sich das Gerät während des Betriebs, wodurch die Messwerte in diesen Bereichen falsch waren. Solche nicht gewünschten Bereiche konnten bei der anschließenden Auswertung mit dem Matlab-Skript entfernt werden. Es wurden insgesamt 12 verschiedene Zeitbereiche betrachtet und ausgewertet. Zu Beobachten in diesen Zeitbereichen war, dass die Temperatur im oberen Vergasungsreaktor einen hohen Einfluss auf die Gaszusammensetzung des Produktgases hat. Bei eher tiefen Temperaturen, etwa $850\text{ }^\circ\text{C}$, sind höhere Wasserstoffkonzentrationen von bis zu 38 % im Produktgas zu messen, was sich mit dem Gleichgewicht der Wassergas-Shift-Reaktion erklären lässt. Daraus könnte geschlossen werden, dass die Reaktion gleichgewichtslimitiert ist. Es war jedoch zu beobachten, dass bei höheren Temperaturen von bis zu $950\text{ }^\circ\text{C}$, ebenfalls höhere Wasserstoffkonzentrationen von etwa 34 % im Produktgas zu messen sind. Erklärt werden kann dies aufgrund der Spaltung der im Produktgas enthaltenen Teere. Neben der Temperatur wurde ebenfalls noch überprüft, wie und ob die Brennstoffqualität einen Einfluss auf die Produktgaszusammensetzung hat. Zwischen den hoch- und minderwertigen Brennstoffen wurde kein Unterschied festgestellt. Durch die Zugabe von Kalk konnte der H_2 -Gehalt im Produktgas erhöht werden. Neben der Temperatur hat auch der Druck im Vergasungsreaktor einen Einfluss auf die Gaszusammensetzung des Produktgases. Zu erkennen war, dass bei höheren Drücken die CH_4 -Konzentration höher ist als bei niedrigeren. Es wurde ebenfalls die Abgaszusammensetzung ausgewertet. Dabei ist aufgefallen, dass die Temperatur des Verbrennungsreaktors einen Einfluss auf die Abgaszusammensetzung hat, je höher die Temperatur, desto weniger NO_2 wird im Abgas gemessen. Als weitere Versuche auf der Anlage wird vorgeschlagen alternative Brennstoffe zu vergasen. Dazu gehören Kunststoffabfälle, aber auch Klärschlamm. Ebenso wäre der Betrieb mit nachgeschalteter Fischer-Tropsch Anlage interessant. Die Temperatur für eine optimale Gaszusammensetzung für diese Reaktion liegt bei $855\text{ }^\circ\text{C}$. Neben neuer Versuche sollten ebenfalls die vorhin beschriebenen Probleme behoben werden, vorallem bei der MRU Gasmessung.

Abstract

Climate change is already noticeable. Biomass gasification could make a possible contribution to combating climate change. In this process, biomass is gasified with water vapor or air. The resulting gas consists mainly of H_2 , CO , CO_2 and CH_4 . This product or synthesis gas can be used, for example, to generate electricity in a gas engine, or to produce hydrocarbons by Fischer-Tropsch synthesis. A wide variety of reactor technologies are available for the gasification of biomass. One of these technologies is the dual-bed fluidized bed gasifier. An extended version of this gasification reactor was developed at the TUW. Based on the experience, a larger 1 MW demonstration plant was built in Simmeringer Haide. During commissioning the gas composition of the product and flue gas was continuously measured with an MRU gas analyzer. Gas and tar samples were also taken locally and subsequently analyzed in the laboratory. A Matlab script was written to process, evaluate and visualize the measured data. With the script a time range, which is of interest, can be selected. If there are smaller areas in this time range, which should not be considered, these can also be selected. In the plots generated afterwards, these smaller areas are marked red-transparent. In addition to the plots, mean values, and the corresponding standard deviations of the selected areas are also calculated. Mean values are formed from the temperature in the gasification reactor, combustion reactor, gas composition in the product and exhaust gas, and pressure in the gasification reactor. These values can be used for the subsequent IPSEpro simulations.

During the commissioning of the plant, there were some problems. These included the MRU gas analyzer in which the gasket swelled, causing it to leak and become defective. Also, the instrument calibrated itself during operation, causing the readings in these areas to be incorrect. Such unwanted areas could be removed during the subsequent evaluation with the Matlab script.

A total of 12 different time ranges were considered and evaluated. It was observed in these time ranges that the temperature in the upper gasification reactor has a high influence on the gas composition of the product gas. At rather low temperatures, about $850\text{ }^\circ\text{C}$, higher hydrogen concentrations of up to 38 % are measured in the product gas, which can be explained by the equilibrium of the water gas shift reaction. From this it could be concluded that the reaction is equilibrium limited. However, it was observed that at higher temperatures of up to $950\text{ }^\circ\text{C}$, also higher hydrogen concentrations of about 34 % are measured in the product gas. This can be explained on the basis of the splitting of the tars contained in the product gas. In addition to the temperature, it was also checked how and whether the fuel quality has an influence on the product gas composition. No difference was found between the high-grade and low-grade fuels. The influence of the addition of limestone was also checked, and it was found that the addition of limestone increased the H_2 content in the product gas. In addition to temperature, the pressure in the gasification reactor also has an effect on the gas composition of the product gas. It could be seen that at higher pressures the CH_4 concentration is higher than at lower pressures. The exhaust gas composition was also evaluated. It was noticed that the temperature of the combustion reactor has an influence on the exhaust gas composition, the higher the temperature the less NO_2 is measured in the exhaust gas.

As further experiments on the plant it is proposed to gasify alternative fuels. These include plastic waste but also sewage sludge. Also the operation with downstream Fischer-Tropsch plant would be interesting. The Temperature for optimal gas composition would be $855\text{ }^\circ\text{C}$. In addition to new experiments, the problems described above should also be solved, especially in the MRU gas measurement.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
2	Theorie	4
2.1	Biomassevergasung	4
2.2	Wirbelschichttechnik	8
2.3	Vergasungstechnologie	11
2.3.1	Vorbehandlung	11
2.3.2	Reaktorarten	11
2.3.3	Zweibettwirbelschichtvergaser	14
2.3.4	Bettmaterial	17
2.4	Gasreinigung	18
2.5	Zweibettwirbelschicht Kraftwerke	21
2.6	Produkte der Biomassevergasung	26
2.7	IPSEpro-Modellierung	27
2.7.1	Grundlagen IPSEpro	28
2.7.2	IPSEpro-Modellierung der Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungs-Anlage	28
3	Ziel dieser Arbeit	34
4	Methodik und Versuche	35
4.1	1 MW Demonstrationsanlage in Wien Simmeringer Haide	35
4.1.1	Brennstoffbeschickung	35
4.1.2	Vergasung	36
4.1.3	Produktgasstrecke	36
4.1.4	Abgasstrecke	37
4.1.5	Nachbrennkammer	37
4.1.6	Wasser/Dampf-Kreislauf	37
4.1.7	Abwasser	37
4.2	Betrieb der Demonstrationsanlage in der Simmeringer Haide	38
4.3	Eingesetzte Medien	38
4.3.1	Brennstoff	38
4.3.2	Bettmaterial	40
4.4	Versuchsablauf	41
4.5	Teer- und Gasmessungen	43
4.5.1	Teermessungen	43
4.5.2	Gasmessungen	44
4.6	Datenaufbereitung mit Matlab	44
5	Resultate	47
5.1	Inbetriebnahme 9. bis 10. März 2022	47
5.1.1	Inbetriebnahme Dienstag 10.03.2022	49
5.2	Inbetriebnahme 11. bis 12. März 2022	53
5.2.1	Inbetriebnahme Freitag 11.03.2022	55
5.3	Inbetriebnahme 13. bis 14. März 2022	58
5.3.1	Inbetriebnahme Montag 14.03.2022	60
5.4	Inbetriebnahme 15. bis 16. März 2022	64
5.4.1	Inbetriebnahme Dienstag 15.03.2022	66
5.4.2	Inbetriebnahme Mittwoch 16.03.2022	67
5.5	Inbetriebnahme 17. bis 18. März 2022	71

5.5.1	Inbetriebnahme Donnerstag 17.03.2022	73
6	Diskussion	79
6.1	Probleme während Inbetriebnahme	79
6.2	Auswertung mit Matlab	80
6.3	Datenauswertung	81
7	Zusammenfassung und Ausblick	87
	Literaturverzeichnis	96
	Anhang	96
	Matlabcode	96

1 Einleitung

Eines der wichtigsten Themen in der heutigen Zeit ist der Klimawandel und die daraus entstehenden Folgen, welche bereits heute spürbar sind. Beispielweise der Starkregen und die Flutkatastrophe in Deutschland im Sommer 2021. Unterstützt wird diese Aussage durch die Anzahl an starken Regenfällen die in mehr Regionen zugenommen als abgenommen hat. Ebenfalls nehmen Flutkatastrophen in Europa und Asien zu, was mit hoher Wahrscheinlichkeit eine Folge des Klimawandels ist [1]. Eine weitere Folge ist die global steigende Durchschnittstemperatur zu sehen in Abbildung 1 [2]. Die verschiedenen Linien bedeuten dabei verschiedene Datensätze mit welchen die Temperaturen dargestellt und prognostiziert werden. Es werden Daten aus den USA, Japan, Europa und UK verwendet [3]. Wegen der steigenden Durchschnittstemperatur ist eines der Ziele des Pariser Klimaabkommens den globalen durchschnittlichen Temperaturanstieg unter 2°C vor industriellem Zeitalter zu halten. Um die negativen Folgen des Klimawandels maßgeblich zu verringern, sollte die einen Temperatursteigerung sogar maximal 1.5°C vor industriellem Zeitalter betragen [2].

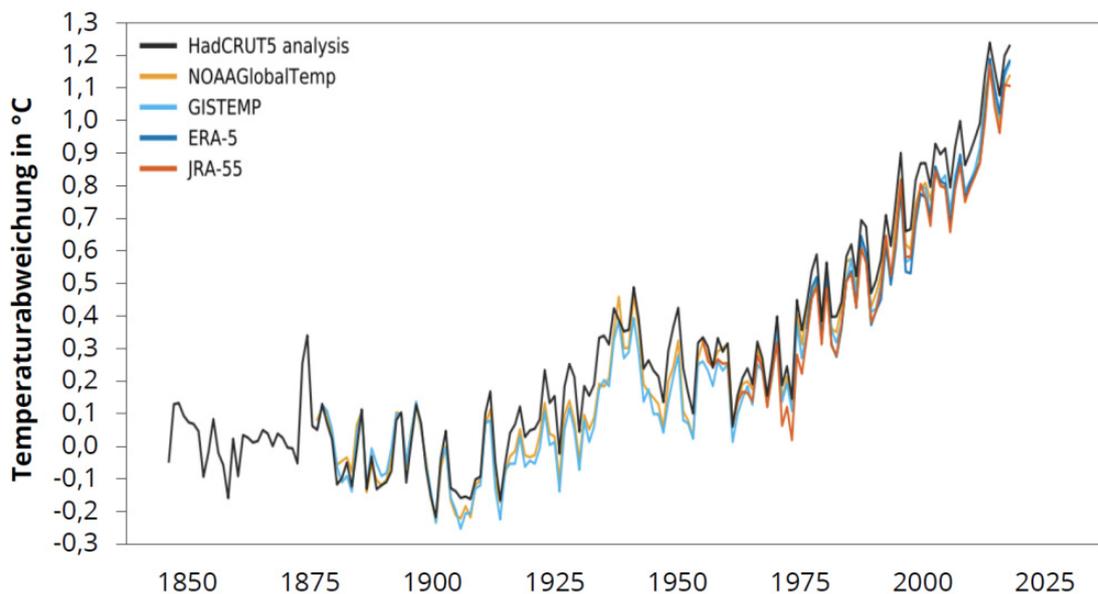


Abbildung 1: Änderung der globalen Durchschnittstemperatur. [3].

Die steigende Weltbevölkerungszahl ist einer der Gründe, weshalb der globale Energieverbrauch zunimmt. Durch die Nutzung von fossilen Energieträgern steigen deshalb auch die Treibhausgasemissionen. Eine der Hauptgründe des Temperaturanstiegs und des daraus resultierenden Klimawandels sind diese Emissionen. Zu sehen ist die Zunahme der Treibhausgase in Österreich in Abbildung 2. Obwohl ein Abwärtstrend ab dem Jahr 2005 zu beobachten ist, liegt der Treibhausgasausstoß immer noch 1.8 % über dem Jahr 1990 [4].

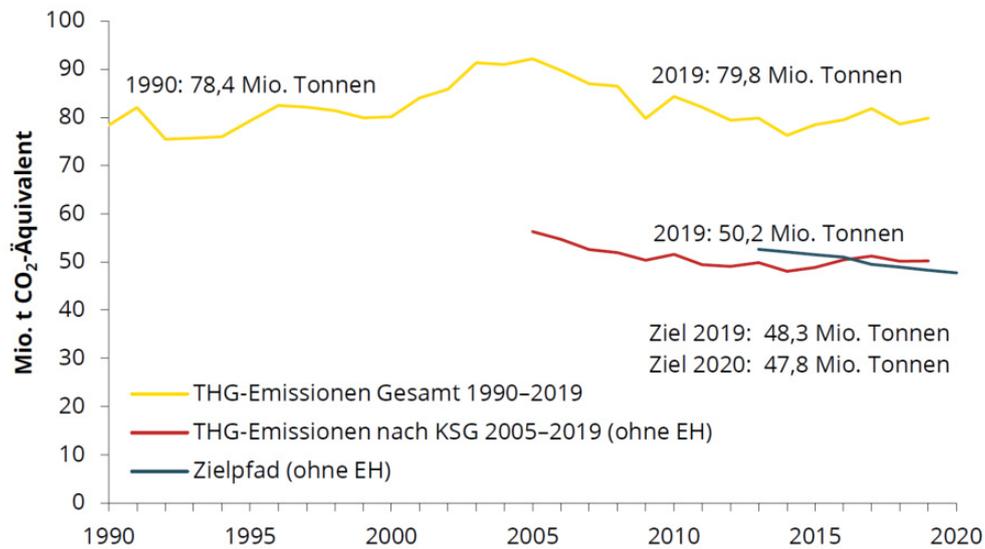


Abbildung 2: Entwicklung der Treibhausgasemissionen in Österreich von 1990 bis 2019 (EH: Emissionshandel) [4].

Um die Treibhausgasemissionen zu senken sind drastische Maßnahmen nötig. Der größte Teil dieser Treibhausgase wird durch den Energie-, Industrie- und den Verkehrssektor emittiert [5]. Ein Wandel von fossilen Energieträgern zu erneuerbaren ist deswegen unverzichtbar. Um dieses Ziel zu erreichen ist es nötig einen Mix aus verschiedenen erneuerbaren Energien zu haben [6]. Eine Möglichkeit ist es Biomasse zu nutzen. Anders als fossile Brennstoffe wächst Biomasse nach, weswegen sie erneuerbar ist. Diese Biomasse kann vergast, verbrannt oder pyrolysiert werden. Anders als bei der Verbrennung hat das Produktgas der Vergasung einen Nutzen, beispielsweise besitzt das Produktgas einen Heizwert welcher in einem Kraftwerk genutzt werden kann. Der Vergasungsprozess findet in einer reduzierenden Umgebung statt und benötigt Energie, anders der Verbrennungsprozess, dieser findet in einer oxidierenden Umgebung statt, erzeugt dabei aber Wärme. Das Produktgas des Vergasungsprozesses wird auch Synthesegas genannt. Es besteht hauptsächlich aus H_2 und CO [7]. Die Umwandlung von Biomasse in Synthesegas kann beispielsweise in einem Wirbelschicht- oder Flugstromreaktor stattfinden. Als Vergasungsmedium kann O_2 , Wasserdampf oder auch ein Gemisch von beidem eingesetzt werden, es können ebenfalls noch weitere Vergasungsmedien eingesetzt werden. Dieses Synthesegas wurde in den letzten Jahren meist zum Erzeugen von Strom und Wärme eingesetzt. Durch die steigenden Preise von fossilen Brennstoffen steigt jedoch die Nachfrage von Verkehrsbrennstoffen aus nachwachsenden Quellen [8]. Eine Möglichkeit solche Verkehrsbrennstoffe herzustellen ist mittels der Fischer-Tropsch Synthese. Es können Brennstoffe wie Benzin oder Diesel hergestellt werden, was den Vorteil hat, dass die bereits bestehende Infrastruktur weitergenutzt werden kann [9]. Aufgrund dessen ist die Produktion von Fischer-Tropsch Produkten, Methanol und Methan von immer größerer Bedeutung und Wichtigkeit. Um das Synthesegas aus Biomasse herzustellen, welches für die oben genannten Prozesse benötigt wird, gibt es bereits verschiedenste Konzepte [8].

Das Zweibettwirbelschicht Verfahren welches an der TU Wien entwickelt wurde ist eines dieser Konzepte und ist schon in einigen industriellen Anlagen in Betrieb. Güssing in Österreich, Senden in Deutschland und auch in Göteborg, Schweden wird das Konzept bereits auf industrieller Ebene genutzt [10]. Eine weitere Anlage steht in Oberwart, Österreich [11]. Steigende Holzpreise in den letzten Jahren haben dazu geführt, dass solche Kraftwerke nicht mehr ökonomisch betrieben werden können [12]. Hauptproblem dabei war der ökonomische Aspekt und nicht der technologische [13]. Deswegen wird versucht anstatt Holz alternative Biomasse für

die Vergasung zu verwenden. Wenn als Biomasse biogene Reststoffe und Abfälle verwendet werden führt das jedoch zu einigen Problemen im Vergasungsprozess [14]. Deswegen wurde der Zweibettwirbelschichtvergaser an der TU Wien weiterentwickelt. In der weiterentwickelten 100 kW Pilotanlage wurden im Jahr 1998 erstmals Versuche durchgeführt. Dazu gehörten die Kaltinbetriebnahme und das Vergasen von Holzpelletts und alternativen Brennstoffen [15]. An der Pilotanlage wurden über mehrere Jahre verschiedene biogene Reststoffe vergast [16]. Des Weiteren wurden verschiedenste Bettmaterialien getestet. Es wurden beispielsweise Versuche mit Kalkstein als Bettmaterial durchgeführt. Die Ergebnisse sind vielversprechend, um jedoch das Langzeitverhalten zu ermitteln sind noch weitere Untersuchungen notwendig. Deshalb wurde auch ein Scale-up des Prozesses von 100 kW zu 1 MW vorgeschlagen [12]. Das Prinzip der Anlage ist in Abbildung 3 dargestellt. Die Wirbelschicht wird dabei in zwei Zonen unterteilt: die Vergasungs- und Verbrennungszone. Zwischen diesen Zonen zirkuliert ein Bettmaterial, die Gase der beiden Zonen sind jedoch voneinander getrennt. Das Bettmaterial transportiert Wärme von der Verbrennungs- zur Vergasungszone. Durch das Vergasen mit Wasserdampf wird ein beinahe N₂-freies Produktgas erzeugt [17]. Eine 1 MW-Anlage wurde auf dem Gelände der Wien Energie in Simmering errichtet. Betrieben wird die Anlage von der BEST-Bioenergy and Sustainable Technologies GmbH. Ziel dieser Anlage ist mögliche Probleme zu beheben. Die technische Universität Wien fungiert dabei als wissenschaftlicher Partner.

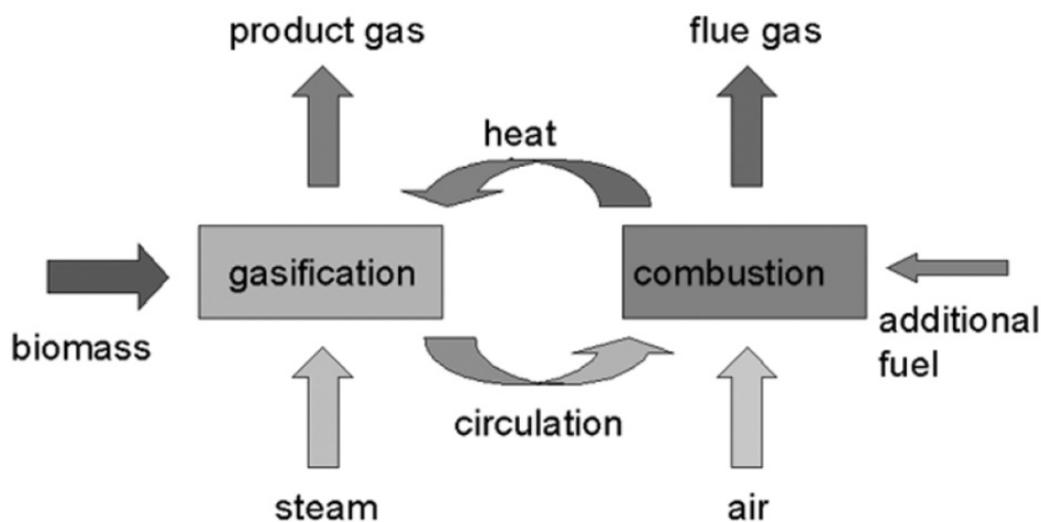


Abbildung 3: Schema des an der TU Wien entwickelten Vergasungsprinzips [17].

2 Theorie

2.1 Biomassevergasung

Durch Photosynthese der Pflanzen wird mittels Sonnenstrahlung CO_2 in organische Materie umgewandelt. Diese umgewandelte Biomasse ist somit gespeicherte Sonnenenergie. Diese Energie kann genutzt werden, wenn Nachfrage dafür vorhanden ist [18]. Unter dem Begriff Biomasse werden sämtliche Stoffe verstanden, welche einen organischen Ursprung haben. Die Abgrenzung zu den fossilen Energieträgern beginnt dabei beim Torf, welches das Sekundärprodukt der Verrottung ist. Torf zählt deswegen nicht mehr zur Biomasse. Unter fossilen Energieträgern versteht man Stoffe wie Kohle, Erdölzeugnisse und Erdgas [18]. Die Trockenmasse pflanzlicher Biomasse besteht zu 90 % aus den Elementen C und O sowie zu 6 % aus H. Des Weiteren enthalten Pflanzen Stoffe, welche in Makro- und Mikronährstoffe unterteilt werden können. Zu den Makronährstoffen gehören die Elemente N, K, P, Mg, S und Ca. Fe kann zu den Makro- oder auch Mikronährstoffen gezählt werden. Zu den Mikronährstoffen zählen die Stoffe B, Cu, Zn, Mo, Co, Cl und Na [18]. Die wichtigsten Quelle der pflanzlichen Biomasse, welche zur Energieherstellung genutzt wird, sind Holz, Holzabfälle, Pflanzen aus der Landwirtschaft und ihre Nebenprodukte, Tierische Abfälle, Abfälle aus der Lebensmittelindustrie, Siedlungsabfälle sowie Wasserpflanzen und Algen. Der größte Teil der aus Biomasse gewonnen Energie wird durch Holz und Holzabfälle produziert. Bis zu 64 % der Bioenergie werden so hergestellt, gefolgt von Siedlungsabfällen mit 24 %. Landwirtschaftsabfälle machen etwa 5 % dieser Masse aus [19].

Die verfügbare Biomasse kann auf verschiedenste Arten aufgearbeitet und in entsprechend gewünschte End- oder auch Nutzenergie umgewandelt werden. Unter Endenergie werden die Energieformen verstanden, welche der Endverbraucher bezieht. Als Nutzenergie wird jene Energie verstanden, welche, nach der letzten Umwandlung im Gerät, dem Verbraucher zu Verfügung steht. Ein einfaches Beispiel wäre die Verbrennung von Holz und die Nutzung der daraus gewonnen Wärmeenergie [18]. Für einige Anwendungen ist es jedoch notwendig, aus der verfügbaren pflanzlichen Biomasse, flüssige oder gasförmige Sekundärenergieträger herzustellen. Diese Umwandlung hat Vorteile: wie die bessere Speicherung, eine höhere Energiedichte, Substitution von fossilen Energieträgern, oder auch eine bessere Handhabung [18]. Es gibt drei verschiedene Verfahren, mit welchen Biomasse in Sekundärenergieträger umgewandelt werden können. Zu diesen drei Veredelungsverfahren zählen die thermo-chemische, physikalisch-chemische und biochemische Umwandlung [18]. Zu diesen drei Umwandlungsarten werden nachfolgend einige Beispiele genannt:

- Die **thermo-chemische** Umwandlung könne grob in vier Kategorien eingeteilt werden. Dazu gehören die Pyrolyse, Vergasung, Verflüssigung und direkte Verbrennung von Biomasse [20].
- Fette und Öle, welche mittels **physikalisch-chemischen** Verfahren hergestellt wurden, lassen sich beispielsweise in einigen Dieselmotoren nutzen. Durch eine Umesterung von Pflanzenölmethylester können die Eigenschaften von fossilem Diesel angenähert werden [21].
- In der **biochemischen** Umwandlung von Biomasse werden beispielsweise, mittels alkoholischer Fermentation, flüssige Kraftstoffe oder Biogas mithilfe von Mikroorganismen hergestellt [19].

Im weiteren Verlauf dieses Kapitels wird nur auf die thermo-chemischen Verfahren weiter eingegangen.

Mit den thermo-chemischen Veredelungsverfahren können feste Energieträger aus Biomasse, mittels Wärme, in feste, flüssige und/oder gasförmige Sekundärenergieträger umgewandelt werden. Dieser Umwandlungsprozess wird stark von den chemisch-stofflichen Eigenschaften (Elementarzusammensetzung) bestimmt, weniger stark von den physikalisch-mechanischen Eigenschaften der Biomasse. Beispiel für Physikalisch-mechanische Eigenschaften sind die Größenverteilung, Stückigkeit oder die Schüttdichte [18]. Aufgrund dessen können biogene Festbrennstoffe auch nach qualitätsrelevanten Eigenschaften oder nach ihrer Herkunft eingeteilt werden. Die thermo-chemischen Verfahren können grob in drei verschiedene Verfahren unterteilt werden:

- Die direkte Umwandlung biogener Brennstoffe in Wärmeenergie. In diesem Verbrennungsprozess wird der Festbrennstoff vollständig oxidiert. Als Abgas entsteht meist CO_2 und H_2O . Mineralische Bestandteile bleiben als Asche zurück.
- Eine Form der indirekten thermo-chemischen Umwandlung ist die Vergasung. Der biogene Festbrennstoff wird dabei erhitzt und mit beispielsweise O_2 oder H_2O oxidiert. Es entsteht ein Sekundärenergieträger.
- Eine andere Form der indirekten thermo-chemischen Umwandlung ist die Pyrolyse. Bei diesem Verfahren wird ebenfalls Wärme zugeführt, jedoch ohne ein Oxidationsmittel. Unter Oxidationsmittel versteht man chemische Stoffe mit welchen in diesem Fall Biomasse oxidiert wird. Während der Pyrolyse entsteht ebenfalls ein Sekundärenergieträger.

Die Verfahren können mittels der Luftüberschusszahl unterschieden werden, welche nach Gleichung 2.1 definiert ist. Sie beschreibt das Verhältnis zwischen dem Oxidationsprozess zugeführten Luftmenge $m_{Luft,gesamt}$ und der für die stöchiometrisch vollständige Oxidation minimal benötigte Luftmenge $m_{Luft,minimum}$.

$$\lambda = \frac{m_{Luft,gesamt}}{m_{Luft,minimum}} \quad (2.1)$$

In Abbildung 4 sind die Teilprozesse der thermo-chemischen Umwandlung dargestellt. Die Pfeile und darüber stehenden Stoffe zeigen an, was für Produkte in den jeweiligen Teilprozessen entstehen und in welchen Folgeprozess diese gelangen. Die Teilprozesse oder Umwandlungsphasen können wie folgt zusammengefasst werden [18]:

- In der Phase **Aufheizen** wird der Brennstoff endotherm erhitzt. Es entweicht Wasser und getrockneter Brennstoff bleibt zurück.
- In der Phase **Pyrolitische Zersetzung** wird weiter Wärme zugeführt. Dabei werden die organischen Makromoleküle des Brennstoffs aufgebrochen. Es entstehen flüssige Bestandteile, welche die Brennstoffmatrix verlassen. Die pyrolytische Reaktion verläuft dabei immer ohne Reaktion mit der Gasatmosphäre ab. Weswegen auch die Luftüberschusszahl gleich Null ist. Als Produkt dieser Phase entsteht Koks.
- In der Phase **Vergasung** wird der pyrolytische Prozess weitergeführt. Dadurch kommt der Koks in Kontakt mit der Gasatmosphäre und es kommt bei entsprechend hoher Temperatur zur Vergasung. Während der Vergasung laufen verschiedenste Reaktionen ab. Der feste Koks wird dabei durch Teiloxidation in ein brennbares Produktgas umgewandelt. Die Luftüberschusszahl liegt deswegen zwischen Null und Eins. Die Vergasung ist ebenfalls ein endothermer Prozess. Wird der Prozess hier abgebrochen wird von Vergasung gesprochen.

- Die Phase **Oxidation** ist die letzte. Hierbei werden die Zwischenprodukte vollständig oxidiert. Deswegen muss die Luftüberschusszahl mindestens Eins oder größer sein. Die Oxidation ist stark exotherm. Bei einer Verbrennung wird aufgrund dessen auch die benötigte Energie für die vorherigen Umwandlungsphasen dadurch bereit gestellt.

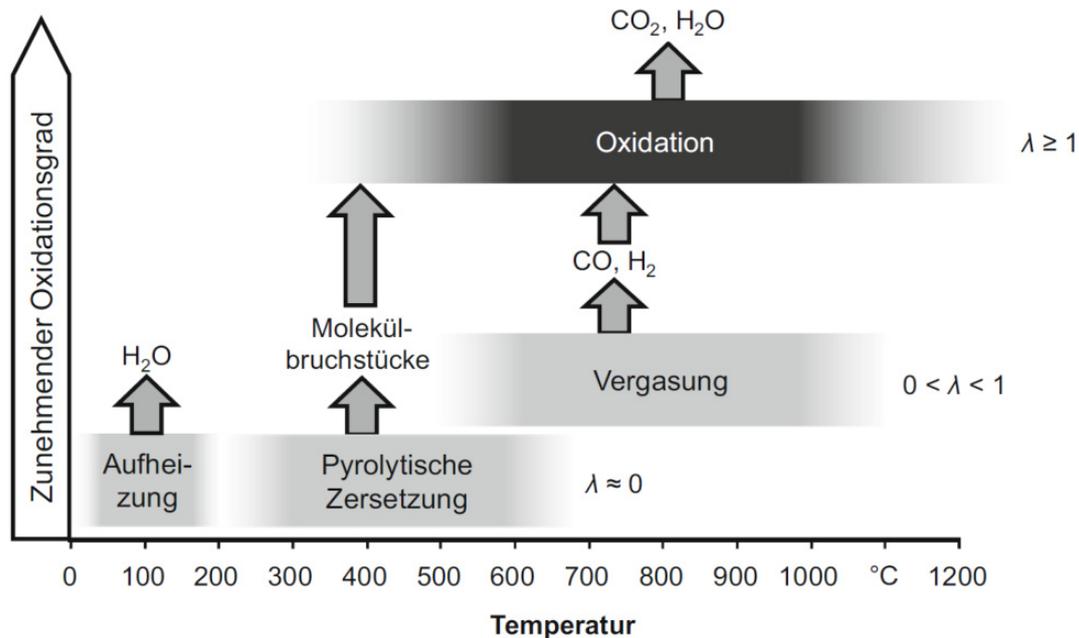


Abbildung 4: Ablauf thermo-chemische Umwandlung in biogenen Festbrennstoffen in Gasatmosphäre [18].

Im weiteren Verlauf wird nur noch auf den Vergasungsprozess eingegangen. Bei der Vergasung werden biogene Festbrennstoffe erhitzt und teiloxydiert ($\lambda < 1$). Das dabei entstehende Brenngas wird Produktgas oder Synthesegas genannt [18]. Die Zusammensetzung und Qualität dieses Produktgases ist abhängig von mehreren Faktoren. Einer dieser Faktoren ist das Oxidations- oder auch Vergasungsmittel. Als Vergasungsmittel kann neben reinem O_2 auch Wasserdampf H_2O verwendet werden, aber auch CO_2 . Das einfachste Vergasungsmittel ist Luft, welches aber den Nachteil hat, dass große Mengen N_2 im Produktgas zu finden sind. Bei der autothermen Vergasung wird Luft oder Sauerstoff verwendet. Dabei wird ein Teil des Brennstoffs verbrannt, wodurch ein die nötige Energie für die Vergasung bereitgestellt wird. Als Brennstoff können dabei flüssige, aber auch feste Stoffe eingesetzt werden, diese können biologischen oder auch fossilen Ursprungs sein. Wasserdampf und CO_2 werden in der allothermen Vergasung verwendet. Die für die Vergasung erforderliche Energie wird dabei von außen zugeführt. Die Reaktoren der beiden Vergasungsprozesse sehen dementsprechend unterschiedlich aus, genauer beschrieben werden die unterschiedlichen Reaktorarten in Kapitel 2.3 [22].

In Tabelle 1 sind die wichtigsten homogenen und heterogenen Vergasungsreaktionen aufgeführt. Im ersten Teil sind die heterogenen Vergasungsreaktionen von C mit O_2 , Wasserdampf, CO_2 und H_2 aufgelistet. Gebildet wird in diesen Reaktionen CO , CO_2 , H_2 und CH_4 . Sie bilden die trockenen Hauptbestandteile des Produktgases. In den homogenen Reaktionen reagieren CO , H_2 und CH_4 mit O_2 und Wasserdampf. Im weiteren Verlauf der Arbeit wird genauer auf den Betrieb mit Wasserdampf eingegangen. Bei einem solchen Prozess müssen nur die Wasserdampf-Reaktionen und die Reaktionen mit CO_2 und H_2 betrachtet werden. Vorteil bei einer solchen Betriebsweise ist, dass kein Stickstoff und keine Verbrennungsgase, welche in

einem autothermen Prozess entstehen, im Produktgas zu finden sind. Dadurch kann das Produktgas beispielsweise sofort in einer Fischer-Tropsch Synthese weiter verarbeitet werden [22]. Die Temperatur hat einen starken Einfluss auf die Zusammensetzung des Produktgases. So kann durch die Erhöhung der Vergasungstemperatur der H₂-Anteil im Produktgas stark erhöht werden, der Anteil an Kohlenwasserstoffen sinkt dabei leicht [23]. Der CO-Anteil sinkt, bis zum Temperatur Bereich von 730 °C bis 850 °C und bleibt danach konstant. Wie in Tabelle 1 aufgelistet, gibt es verschiedenste Reaktionen, die Wassergasshift-Reaktion ist jedoch bis 830 °C die dominante Reaktion. Im Bereich von 830 °C bis 900 °C setzt sich die Boudouard- gegen die Wassergasshift-Reaktion durch. Das Massenverhältnis von Wasserdampf/Biomasse ist ebenfalls ein wichtiger Faktor für die Produktgaszusammensetzung. Durch eine optimal Wahl des Verhältnisses kann der H₂-Anteil im Produktgas erhöht werden [23].

Tabelle 1: Homogene und heterogene Vergasungsreaktionen [22].

Name der Reaktion	Reaktionsgleichung	Enthalpie
Heterogen Vergasungsreaktionen		
Gas-Feststoff		
Oxidation von Kohlenstoff	$C + O_2 \longrightarrow CO_2$	exotherm
Partielle Oxidation von Kohlenstoff	$C + O_2 \longrightarrow 2 CO$	exotherm
heterogene Wassergasreaktion	$C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$	endotherm
Boudouard Reaktion	$C + CO_2 \longrightarrow 2 CO$	endotherm
hydrierende Vergasung	$C + 2 H_2 \longrightarrow CH_4$	exotherm
Homogene Vergasungsreaktionen		
Gas-Gas		
Oxidation von Kohlenmonoxid	$CO + 0.5 O_2 \longrightarrow CO_2$	exotherm
Oxidation von Wasserstoff	$H_2 + 0.5 O_2 \longrightarrow H_2O$	exotherm
Oxidation von Methan	$CH_4 + 2 O_2 \longrightarrow CO_2 + 2 H_2O$	exotherm
Shift-Reaktion	$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$	exotherm
Reformierung	$CH_4 + H_2O \longrightarrow CO + 3 H_2$	endotherm

Nebst den oben und in Tabelle 1 genannten Produkten bilden sich noch höher kettige Kohlenwasserstoffe. Höher kettige Kohlenwasserstoffverbindungen werden auch Teere genannt [12]. Nebst den kondensierbaren Kohlenwasserstoffen entstehen ebenfalls C₂H₄ und C₃H₈, was jedoch keine Teere sind. Die Teere im Produktgas sind eine Herausforderung in der Biomassevergasung. Wegen schlechterer Produktgasqualität und immer wieder unerwartetem Herunterfahren der Anlage, wegen Fouling der Produktgasfilter, führen hohe Teergehalte im Produktgas zu einem unökonomischen Betrieb der Vergaseranlage [24]. Teere sind Kohlenwasserstoffe mit einem Molekulargewicht höher als Benzol C₆H₆ [25]. Eine weitere Definition von Teer ist das organische Produkt eines organischen Stoffes unter thermischen oder teil oxidierendem Regime. Diese Produkte sind meistens aromatisch [26]. Diese Teere entstehen durch die Pyrolyse der Biomasse [24]. Teere können in drei Klassen unterteilt werden: primäre, sekundäre und tertiäre Teere. Diese drei Klassen sind in Tabelle 2 aufgelistet. Welche Teere gebildet werden ist abhängig von der Temperatur und der Verweilzeit [26].

Tabelle 2: Teer Klassifikation nach [26].

Teer Klasse	Komponenten	Bildungstemperatur
Primär	Produkte aus Cellulose, Hemicellulose und Lignin	200 °C bis 500 °C
Sekundär	Phenole und Olefine	500 °C bis 800 °C
Tertiär	Polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe	>800 °C

2.2 Wirbelschichttechnik

Die Wirbelschichttechnik findet breite Anwendung in verschiedensten Industriezweigen und Bereichen. Der Grund für den breiten Anwendungsbereich sind die vielen Vorteile der Technologie. Dazu gehören der große Stoff- und Wärmeaustausch zwischen Partikel und Fluid oder die einfache Automatisierbarkeit und das dadurch einfache Handling. In der chemischen Industrie wird die Wirbelschichttechnik unter anderem für das Trocknen von Feststoff eingesetzt, für die Adsorption oder aber auch für verschiedenste Synthesen, wie beispielsweise der Fischer-Tropsch Reaktion, welche in Kapitel 2.6 genauer beschrieben wird [27]. Als Beispiel für die Petrochemie kann das thermische Cracken von Kohlenwasserstoffen gewählt werden, da auch in diesem Prozess die Wirbelschichttechnik eine Anwendung findet. Neben der chemischen Industrie findet die Wirbelschichttechnologie ebenfalls breite Anwendung in der Energietechnik, in welcher sie verwendet wird, um Kohle zu vergasen oder aber auch um Kohle zu fluidisieren, welche anschließend verbrannt wird. Ein weitere Anwendung findet die Wirbelschichttechnik in der Biomassevergasung. Um die Reaktortechnologie zur Vergasung von Biomasse besser zu verstehen, werden in diesem Kapitel die Grundlagen der Wirbelschichttechnik behandelt [28].

Aufsteigendes Gas oder Flüssigkeit, auch Fluid genannt, welches von unten durch Feststoffpartikel strömt, das Bettmaterial genannt wird, fluidisiert die Partikel [27]. Je nach Strömungsgeschwindigkeit des Fluids verhalten sich die Feststoffpartikel unterschiedlich. Eine grobe Übersicht über diese verschiedenen Regime ist in Abbildung 5 aufgeführt. Diese Regime werden nachfolgend beschrieben [29]. Bei tiefen Durchflussraten strömt das Fluid durch die Lücken, zwischen den stationären Partikeln. Dieser Zustand wird Festbett genannt. Durch Erhöhen der Durchflussrate des Fluids bewegen sich die Partikel auseinander. In einigen, lokalen Regionen fangen sich die Partikel an zu bewegen. Aus dem Festbett wurde ein expandiertes Festbett [27]. Bei noch höheren Geschwindigkeiten, der minimalen Fluidisierungsgeschwindigkeit U_{mf} , bildet sich eine Wirbelschicht. Bei dieser Strömungsgeschwindigkeit des Fluids werden alle Feststoffpartikel fluidisiert [29]. Berechnet werden kann diese nach $Re_{p,mf} = [(33.7)^2 + 0.0408 \cdot Ar]^{\frac{1}{2}} - 33.7$ [30]. Eine weitere Erhöhung der Geschwindigkeit, in einem Flüssig-Feststoff-System resultiert in einer gleichmäßig expandierenden Wirbelschicht, es bildet sich eine homogene Fluidisierung des Betts. Bei Gas-Feststoff-Systemen kommt das selten vor, spezielle Bedingungen sind notwendig. In diesem System bilden sich bei höheren Durchflussraten oft Instabilitäten wodurch sich Blasen bilden [27]. In einem System, mit feinen Partikeln bilden sich solche Blasen, bei der minimalen Bubbling-Geschwindigkeit U_{mb} . Bei noch höheren Geschwindigkeiten des Fluids U_c bilden sich turbulente Zustände. Wenn die Fluid Geschwindigkeit noch weiter erhöht wird U_{se} , wird ein erheblicher Anteil der Partikel mitgerissen [29].

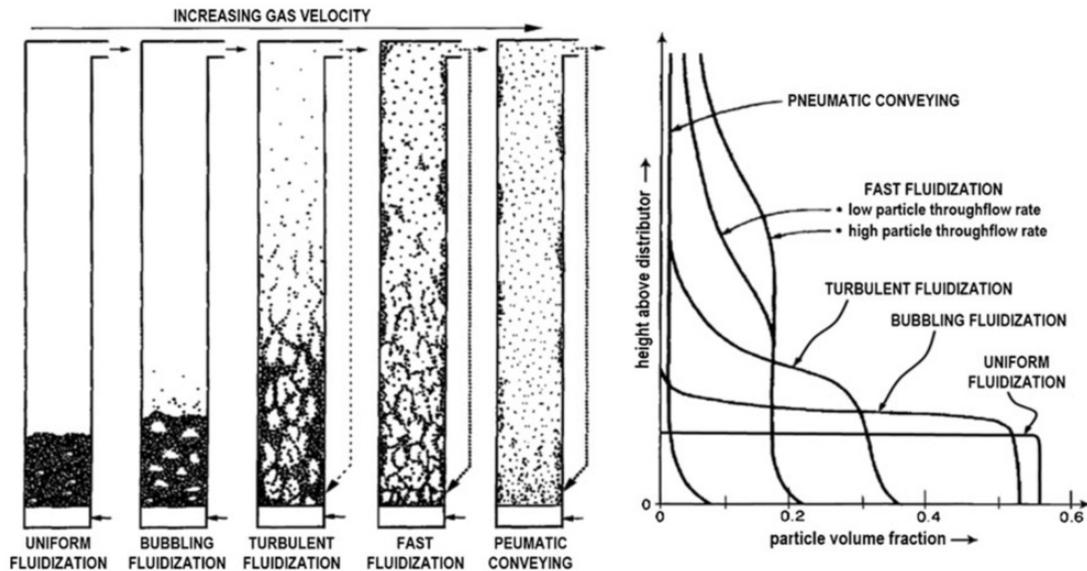


Abbildung 5: Übersicht über Gas-Feststoff Regime in Abhängigkeit der Strömungsgeschwindigkeit [31].

Um die oben aufgeführten Regime in fest-gasförmigen Wirbelschichten besser beschreiben zu können, müssen einige Grundlagen erarbeitet werden. Dazu gehört die Charakterisierung der Partikel in den Wirbelschichten. Die Partikelgröße d_p , Form des Partikels oder die Sphärizität Φ_s und die Partikeldichte ρ_P werden benötigt, um eine Wirbelschicht zu beschreiben. Die Größe von sphärischen Partikeln kann analog einer Kugel leicht berechnet werden. Die Sphärizität kann zwischen 0 und 1 liegen [32]. Sie beschreibt das Verhältnis der Oberfläche einer Kugel zu der eines Partikels des selben Volumens 2.2 [27]. In der Wirbelschichttechnik liegt sie meist zwischen 0.65 und 0.95 [32].

$$\Phi_s = \left(\frac{\text{Oberfläche Kugel}}{\text{Oberfläche Partikel}} \right)_{\text{gleiches Volumen}} \quad (2.2)$$

Feststoffpartikel, welche für die Wirbelschicht eingesetzt werden, können grob in vier Kategorien (A bis D) gruppiert werden. In Abbildung 6 ist diese Kategorisierung aufgeführt. Dabei ist der Dichteunterschied zwischen Gas und Partikel $\rho_g - \rho_P$ gegen die durchschnittliche Partikelgröße aufgetragen [32].

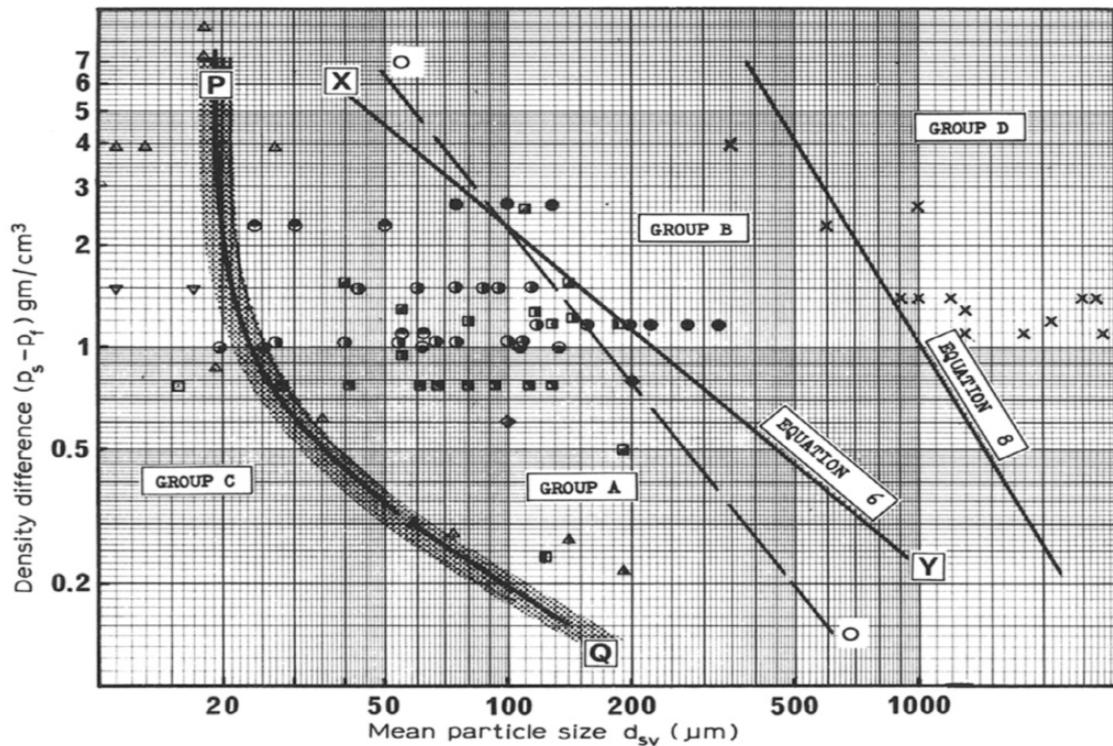


Abbildung 6: Partikel Klassifikation Diagramm für Wirbelschichten mit Luftbetrieb [32].

Die oben genannten Partikel-Kategorien werden nachfolgend vom kleinsten zum größten Partikel genauer beschrieben:

- **Gruppe C:** Kohäsive oder sehr feines Pulver. Normales Fluidisieren ist sehr schwierig für solche Pulver, da die interpartikulären Kräfte größer sind als die Kräfte des Fluids. Zu solchen Pulver zählen beispielsweise Stärke, Mehl oder auch Gesichtspulver.
- **Gruppe A:** Belüftbare Partikel oder Material mit einer sehr kleinen durchschnittlichen Partikelgröße und/oder geringen Partikeldichte ($< 1.4 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$). Solche Partikel lassen sich leicht fluidisieren, bei geringer Fluidgeschwindigkeit. Bei höheren Geschwindigkeiten ist kontrollierte Blasenbildung möglich. Zu dieser Kategorie gehört unter andere der Katalysator der zum Cracken in der Petrochemie verwendet wird.
- **Gruppe B:** Sandartige Partikel oder Materialien der durchschnittlichen Partikelgröße von $40 \mu\text{m} < d_p < 500 \mu\text{m}$ und einer Partikeldichte zwischen $1.4 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} < \rho_s < 4 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$. Solche Partikel fluidisieren mit kräftiger Blasenbildung und Blasen die groß anwachsen.
- **Gruppe D:** Grosse Partikel und/oder hohe Partikeldichte. Solche Partikel sind schwer zu fluidisieren. Es bilden sich explodierende Blasen oder Gaskanäle in der Bettschicht, wodurch die Gasverteilung sehr ungleich ist. Beispiele für solche Partikel sind getrocknetes Korn, geröstete Kaffeebohnen, Kohle, die zu Vergasen ist, oder einige Metalle welche geröstet werden müssen.

Zusammenfassend kann gesagt werden; Partikel in Gruppe A expandieren leicht bei minimaler Fluidisierung [32]. Partikel in Gruppe B bilden Blasen bei der minimaler Fluidisierung, die Größe dieser Blasen ist unabhängig von der Partikelgrößenverteilung und der Partikelgröße. Sie ist jedoch abhängig von der Gasgeschwindigkeit und dem Design des Verteilers [33]. Die Partikel der Gruppe C sind sehr schwer zu fluidisieren und die Partikel der Gruppe D sind groß und/oder haben eine große Dichte und sprudeln leicht. Worauf dabei jedoch geachtet

werden muss ist, dass durch eine Änderung des Drucks und/oder der Temperatur auch das Partikelverhalten geändert werden kann [32].

Um die oben beschriebenen Regime darzustellen und sie vergleichen zu können, können sie grafisch dargestellt werden. Eine Art dies darzustellen ist es, die modifizierte Fraudezahl gegen die Reynoldszahl aufzutragen [34]. Zur Berechnung dieser dimensionslosen Kennzahlen können Reynolds- und Archimedeszahl verwendet werden. Diese können über die vorher charakterisierten Partikelgrößen berechnet werden [35]. Eine andere Möglichkeit ist, das Regime nach [36] darzustellen. Dabei wird die dimensionslose Geschwindigkeit gegen die Partikelgröße aufgetragen [35]. Diese können ebenfalls wieder mittels der Reynolds- und Archimedeszahl berechnet werden. In diesem Diagramm ebenfalls eingezeichnet sind die oben beschriebenen Feststoffpartikel Kategorien (A bis D) [37].

2.3 Vergasungstechnologie

2.3.1 Vorbehandlung

Bevor die Biomasse vergast wird ist eine Vorbehandlung nötig. Dies ist wichtig, da der Feed in den Reaktor möglichst homogen in der Zusammensetzung und Größe der Teilchen der Biomasse sein soll. Ein weiterer Punkt ist die Feuchte der Biomasse [38]. Durch verringern des Feuchtegehalts kann die Effizienz des Reaktors erhöht werden [39]. Deshalb gehört zu den häufigsten Vorbehandlungen die Trocknung der Biomasse. Der Feuchtegehalt sollte anschließend maximal zwischen 25 wt% bis 30 wt% sein. Weitere häufige Vorbehandlungen sind: [38]

- Torrefizierung: Dieser thermo-chemische Prozess wird zwischen 200 °C und 300 °C unter Luftausschluss durchgeführt und ist dadurch eine Art Pyrolyse. Verschiedene chemische Reaktionen finden statt und dadurch verliert die Biomasse ihre fasrige Struktur. Gleichzeitig wird sie noch weiter getrocknet und der Energieinhalt der Biomasse wird dadurch gesteigert. Kombiniert werden kann der Prozess mit gleichzeitiger Pellet Herstellung, wodurch die Bulk-Dichte erhöht wird [40].
- Hydrothermische Veredelung: Bei diesem Prozess wird mittels Zersetzung im Wasser eine rohölartige Substanz hergestellt. Dabei gibt es zwei Schritte. Im ersten Schritt wird die Biomasse mit Wasser von einer Temperatur zwischen 200 °C und 250 °C bei 30 bar behandelt. Im zweiten Schritt wird die Temperatur auf 300 °C und 350 °C, sowie der Druck des Wassers auf 120 bar und 180 bar erhöht. Dabei wird die Biomasse umgewandelt. Die hydrothermische Veredelung und Vergasung könnten kombiniert werden [41].

2.3.2 Reaktorarten

Die verwendeten Reaktoren können grob in drei Kategorien unterteilt werden: Festbett-, Wirbelbett- und Flugstromreaktor. Dargestellt sind sie in Abbildung 7 [42].

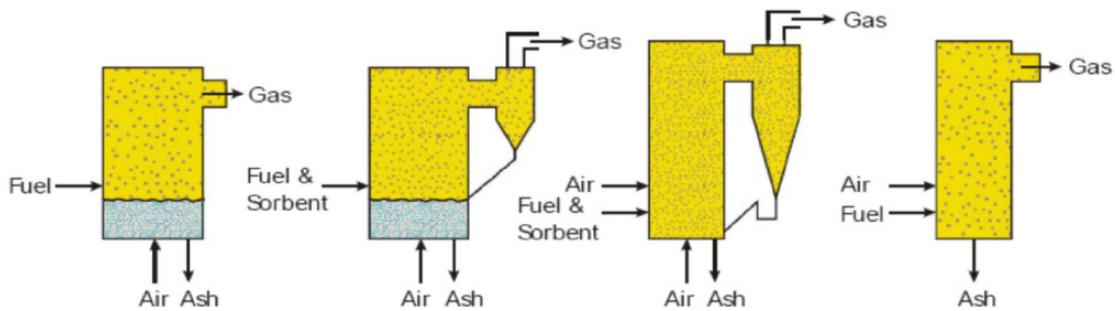


Abbildung 7: Reaktorarten für die Biomassevergasung von Links nach Rechts: Festbettreaktor, stationärer Wirbelschichtreaktor, zirkulierender Wirbelschichtreaktor, Flugstromreaktor [22].

Die Reaktoren unterscheiden sich hauptsächlich durch:

- Die Art des Kontaktes zwischen dem Biomasse-Feed und dem Vergasungsmedium (wie in Kapitel 2.1 beschrieben; meistens Luft oder Dampf)
- Die Art und Rate des Wärmeübergangs (Allotherm oder Autotherm)
- Verweilzeit der Biomasse in der Reaktionszone (kann zwischen Stunden und wenigen Minuten liegen)

Nach [38] werden Biomassevergasungsreaktoren in fünf Kategorien unterschieden. Zusätzlich zu den drei oben genannten Reaktorarten gibt es noch Drehrohr- und Plamsareaktoren. Diese werden nachfolgend kurz beschrieben:

In **Festbettreaktoren** durchströmt das Vergasungsmedium das Festbett, welches sich nur leicht bewegt [42]. Festbettreaktoren können im Gleich- und Gegenstrom betrieben werden. Sie werden meistens mit Luft betrieben, weshalb das Synthesegas auch einen hohen Stickstoffanteil aufweist. Im Gegenstrombetrieb wird die Biomasse von oben eingetragen. Das Vergasungsmedium wird dabei von unten in den Reaktor eingeblasen. Während diesem Prozess wird die Biomasse in Synthesegas umgewandelt, welches oben im Reaktor ausströmt, die entstehende Asche wird unten ausgetragen. Folgende Prozesse laufen von oben nach unten in der Biomasse ab: Trocknung, Pyrolyse, Reduktion und Verbrennung. Im letzten Schritt entstehen sehr hohe Temperaturen von bis zu 1200 °C. Als Konsequenz des Gegenstromprinzips hat das Synthesegas einen hohen Teergehalt, da dieser in der Pyrolysezone durch das heiß aufsteigende Vergasungsmedium mitgetragen wird. Im Gleichstrombetrieb wird die Biomasse ebenfalls von oben eingetragen. Das Vergasungsmedium wird jedoch von der Seite, oberhalb vom Rost, eingeblasen. Das Synthesegas wird unterhalb vom Rost entnommen. Vorteil dieser Betriebsweise ist das thermische Cracken des Teers. Jedoch ist der Wärmetausch weniger effizient als in der Gegenstromvariante [43]. Mit Festbettreaktoren können Leistungen von 10 kW bis 100 kW beim Vergasen von Holz erreicht werden [44]

In einem **Flugstromreaktor** werden Biomasse und Vergasungsmedium im Gleichstrom eingetragen, sie operieren bei Drücken von 2.5 MPa bis 3 MPa [38]. Der Temperaturbereich liegt zwischen 1200 °C und 1500 °C. Durch die hohen Temperaturen hat das Produktgas nur einen sehr geringen Teergehalt [45]. Die Verweilzeit im Reaktor ist nur wenige Sekunden. Wegen der kurzen Verweilzeit der Biomasse im Reaktor, müssen die Partikel möglichst klein und trocken sein. Als Vorbehandlung eignet sich beispielsweise die Torrifizierung, diese wurde bereits in Kapitel 2.3.1 beschrieben [46] [47]. Flugstromreaktoren werden meist in der Kohlevergasung

eingesetzt und es gibt nur sehr wenig Erfahrung mit dem Vergasen von Biomasse in so einem Reaktor [45]. Für solche Reaktoren wurden bis jetzt nur Pilotanlagen gebaut, mit einer Leistung von bis zu 5 kW. Beispiel eines solchen Konzepts ist das bioliq-Verfahren, welches schnell pyrolysierte Biomasse, mittels einem Flugstromreaktor in Synthesegas umwandelt [44].

Drehrohrreaktoren haben einige Vorteile, wie einen guten Wärmeaustausch und das Verwenden von unterschiedlichen Materialien im Reaktor [48]. Der Reaktor besteht aus einer zylindrischen Kammer, welche 1 % bis 3 % geneigt ist. Durch das Drehen des Rohres kommt die Biomasse in Kontakt mit dem Vergasungsmedium. Der Stoff- und Wärmeaustausch zwischen den beiden Stoffen ist jedoch nicht sehr gut, daraus resultieren hohe Verweilzeiten im Reaktor [38]. Die Verweilzeit kann mittels der Umdrehungsgeschwindigkeit des Zylinders und der Neigung von diesem eingestellt werden [48]. Die Verweilzeit kann ebenfalls mit Einbauten im Zylinder verkürzt werden. Der Drehrohrreaktor wird meistens im Gegenstrom betrieben, wobei die zu vergasende Biomasse oben im Reaktor aufgegeben wird. Das Vergasungsmedium wird unten in den Reaktor gelassen [38].

Plasma ist ein ionisiertes Gas bei hohen Temperaturen von bis zu 10 000 °C. Im **Plasmareaktor** wird Biomasse atomar zersetzt, in Anwesenheit von einem Oxidationsmittel wie O₂, Dampf oder Luft. Der Energiestrom des Plasmaprozesses liefert die benötigte Energie für die Vergasung der Biomasse. Bei Abwesenheit von Oxidationsmittel kann mittels diesem Prozess auch Biomasse pyrolysiert werden. Für den Vergasungsprozess kann man das Plasma direkt anwenden, dadurch kann die Temperatur kontrolliert werden unabhängig von schwankender Qualität der Biomasse oder des Vergasungsmedium [38].

Ein **Wirbelschichtreaktor** ist gekennzeichnet durch einen guten Stoff- und Wärmeaustausch zwischen der Biomasse und dem Vergasungsmedium. Dadurch ist eine gleichmäßige Verteilung in der Wirbelschicht gegeben [42]. Das Bettmaterial wird durch das nach oben strömende Vergasungsmedium fluidisiert. Der Wirbelschichtreaktor weist eine höhere Effizienz als der Festbettreaktor auf. In diesem gibt es, anders als im Festbettreaktor, keine unterschiedlichen Reaktionszonen. Die Temperatur ist auch tiefer als die maximale Temperatur im Festbettreaktor und ist zwischen 700 °C und 900 °C. Es kann ebenfalls wieder zwischen zwei unterschiedlichen Prozessen unterschieden werden; dem blubbernden und dem zirkulierenden Wirbelschichtreaktor, welche in Abbildung 8 dargestellt sind. In einem blubbernden Wirbelschichtreaktor beträgt die Strömungsgeschwindigkeit zwischen $1 \frac{m}{s}$ bis $3 \frac{m}{s}$, das Bettmaterial kann dadurch den Reaktor nicht verlassen. Anders bei der zirkulierenden Variante. Bei diesem werden durch die höheren Strömungsgeschwindigkeiten von $5 \frac{m}{s}$ bis $10 \frac{m}{s}$ Bettmaterial durch das Vergasungsmedium mitgerissen. Die mitgerissenen Teilchen werden in einem Zyklon abgeschieden und zurückgeführt [43]. Eine spezielle Variante des Wirbelschichtreaktors wird später im Kapitel 2.3.3 genauer beschrieben. Mit herkömmlichen Wirbelschichtreaktoren können Leistungen von 100 kW bis 20 MW erreicht werden, höhere Leistungen als mit dem Festbettreaktoren [44].

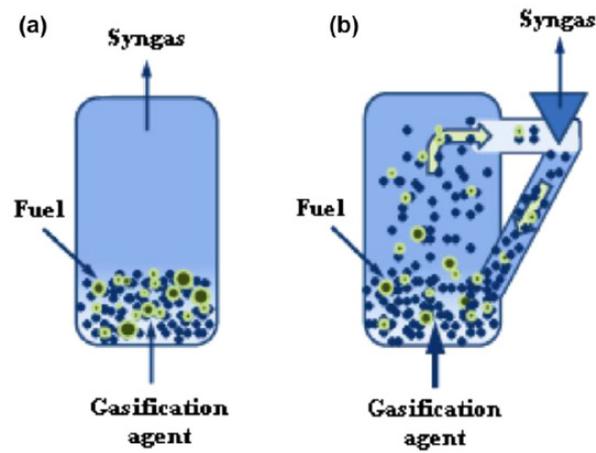


Abbildung 8: (a) blubbernder (b) zirkulierender Wirbelschichtreaktor [38]

2.3.3 Zweibettwirbelschichtvergaser

Der Zweibettwirbelschichtvergaser ist eine Weiterentwicklung des herkömmlichen Wirbelschichtreaktors. Dieser wurde bereits im vorherigen Kapitel 2.3.2 beschrieben. Der allotherm mit Dampf betriebene Zweibettwirbelschichtvergaser wird vor allem für die Herstellung von Synthesegas und H_2 benutzt, in kleinen bis mittelgroßen Anlagen. Durch den H_2 -Anteil von bis zu 50 % ist das Produktgas vor allem für Verfahren wie die Fischer-Tropsch Synthese geeignet, mehr zum Verfahren, der Herstellung von Kohlenwasserstoffen im Kapitel 2.6 [49]. Wie bereits in Kapitel 2.1 hat der allotherme Betrieb mit Wasserdampf den Vorteil eines stickstofffreien Produktgases. Jedoch muss, anders als bei der autothermen Vergasung, bei welcher die Reaktionswärme, über direktes Oxidieren eines Teils vom Brennstoff im Vergaser, bereitgestellt wird, die entsprechend benötigte Energie anderweitig zugeführt werden. Dabei gibt es drei Möglichkeiten wie die benötigte Energie bei Dampf betriebenen, allothermen Vergasern zugeführt werden kann:

- diskontinuierlicher Betrieb einer einzelnen Wirbelschicht
- Zirkulation von Partikeln zwischen zwei verbundenen Wirbelschichten
- indirektes beheizen der Wirbelschicht

Im Zweiwirbelschichtvergaser sind zwei Wirbelschichten verbunden, dargestellt ist dieses Prinzip in Abbildung 9 [49]. Einer der Wirbelschichtreaktoren fungiert als Vergasungs-, der andere als Verbrennungsreaktor. Im Vergasungsreaktor wird fester Brennstoffe mittels Dampf in ein stickstofffreies Produktgas umgewandelt [14].

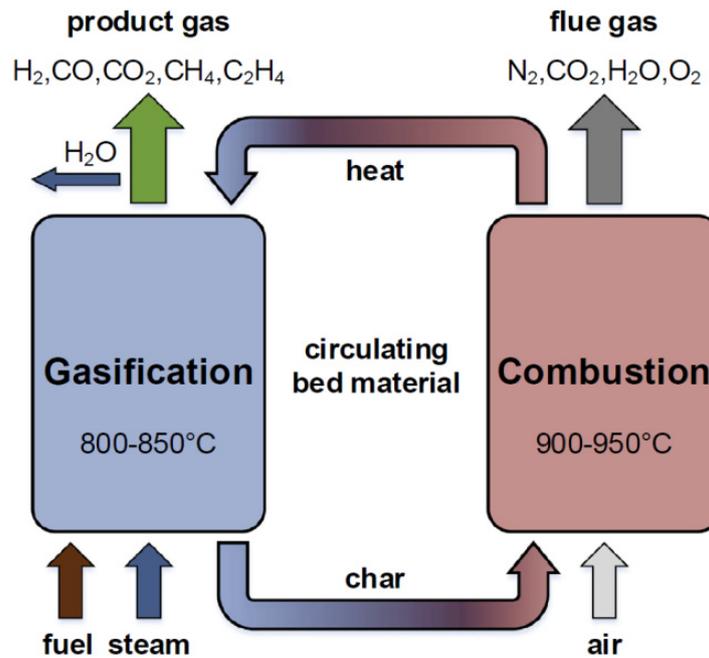
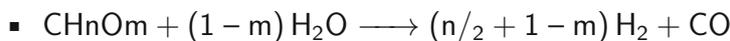


Abbildung 9: Grundprinzip des Zweibettwirbelschichtvergasers [14].

Die benötigte Dampfmenge ist abhängig vom Brennstoffeintrag. Die stöchiometrische Reformationsreaktion von Kohlenwasserstoffen zu Synthesegas bietet eine erste gute Abschätzung:



Der benötigte Mindestdampfbedarf kann mit Gleichung 2.3 berechnet werden. Brennstofffeuchte und die unvollständige Umwandlung von Brennstoff reduziert den benötigten Dampfbedarf. Typische Werte für den Mindestdampfbedarf liegen zwischen 0.3 kg bis 0.6 kg pro 1 kg trockene Biomasse [49].

$$x_{\text{Dampf},\text{min}} = \frac{\tilde{M}_{\text{H}_2\text{O}}}{\tilde{M}_{\text{CH}_n\text{O}_m}} = \frac{18}{12 + n + 16 \cdot m} \cdot (1 - m) \quad (2.3)$$

Der Dampfmassenstrom \dot{m}_{Dampf} kann mit Gleichung 2.4 berechnet werden. Dabei ist $x_{\text{Dampf},\text{min}}$ der von oben bekannte Mindestdampfbedarf, σ das Dampfäquivalenzverhältnis und $\dot{m}_{\text{Brennstoff}}$ ist der Brennstoffmassenstrom. Alternativ kann, anstatt des Brennstoffmassenstroms, mit dem $\dot{Q}_{\text{Brennstoff}}$ Brennstoffwärmeeintrag und $H_{\text{Brennstoff}}$ mit dem Heizwert des Brennstoffs gerechnet werden [49].

$$\dot{m}_{\text{Dampf}} = \sigma \cdot x_{\text{Dampf},\text{min}} \cdot \dot{m}_{\text{Brennstoff}} = \sigma \cdot \frac{x_{\text{Dampf},\text{min}}}{H_{\text{Brennstoff}}} \cdot \dot{Q}_{\text{Brennstoff}} \quad (2.4)$$

Das zirkulierende Bettmaterial wird im Verbrennungsreaktor erhitzt. Es wird anschließend in den Vergasungsreaktor transportiert, dadurch wird dem Vergaser die nötige Energie für die endotherme Vergasungsreaktion geliefert. Die beiden Reaktoren sind so miteinander verbunden, dass kein Gasaustausch stattfinden kann [14]. Realisiert werden kann das beispielsweise durch einen Schrägschacht, J-Schleifendichtung oder ein L-Ventil, dargestellt in Abbildung 10.

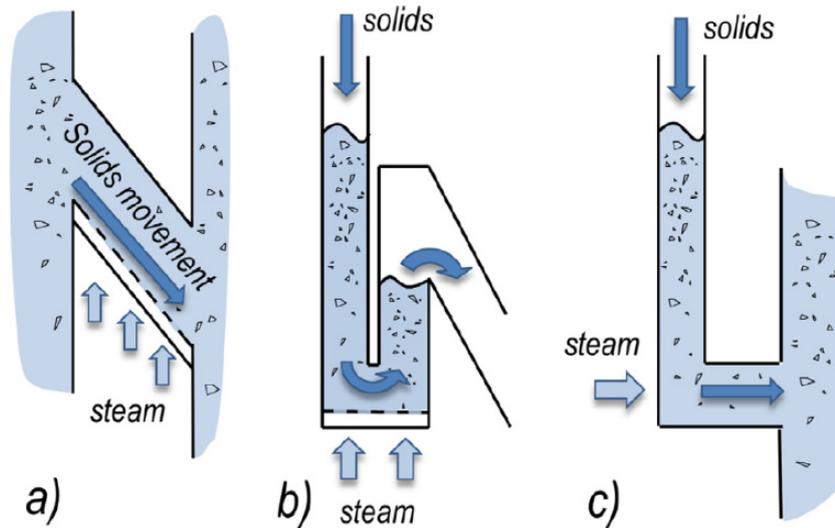


Abbildung 10: Feststofftransportelemente für den Transport des Bettmaterials zwischen Vergasungs- und Verbrennungsreaktor: Schacht (a), J-Schleifendichtung (b), L-Ventil (c) [49].

Die Zirkulationsrate des Bettmaterials ist eine wichtige Größe, da sie die Wärmebilanz des Vergasungsreaktors mit der des Verbrennungsreaktors verbindet. Sie bestimmt die Temperaturdifferenz zwischen den beiden Reaktoren. Die Wärmemenge die vom Verbrennungs- zu Vergasungsreaktor, mittels dem Bettmaterial, übertragen wird, kann mittels Gleichung 2.5 berechnet werden. Idealerweise liegt diese Temperaturdifferenz zwischen 50 K bis 100 K [49].

$$\dot{Q}_{\text{zirkulation}} = \dot{m}_{\text{Bettmaterial, zirkulation}} \cdot c_{p, \text{Bettmaterial}} \cdot (T_{VB} - T_{WG}) \quad (2.5)$$

Die nicht umgewandelten Brennstoffe, wie Koks aus dem Vergaser, dienen dem Verbrennungsreaktor als Brennstoff welcher mit Luft fluidisiert wird. Rauchgas verlässt den Verbrennungsreaktor und das Produktgas den Vergasungsreaktor [14].

Um den Gas/Feststoff-Austausch zu verbessern, wurde der Zweibettwirbelschichtvergaser weiterentwickelt. Das Konzept der erweiterten Variante ist in Abbildung 11 dargestellt. Der untere Bereich des Vergasungsreaktors wird als blubbernde Wirbelschicht betrieben, der obere Bereich wird als Gegenstromkolonne, mit turbulenter Wirbelschicht, betrieben. Der obere Bereich des Reaktors ist deswegen so ausgestattet, damit das Bettmaterial, welches von oben hineinströmt, gebremst wird. Dadurch wird die Verweilzeit erhöht und die Brennstoffumwandlung kann verbessert werden. Ebenfalls wird der Austausch zwischen dem Bettmaterial und dem aufsteigenden Produktgas verbessert. Die erhöhten Temperaturen erleichtern das thermische Cracken der Teere im Produktgas. Durch Berücksichtigung all dieser Punkte, kann die Effizienz der Umwandlungsrate erhöht werden. Im Produktgas sind dadurch höhere H_2 -Konzentrationen zu finden als in einem herkömmlichen Zweibettwirbelschichtreaktor. Des Weiteren ist die Konzentration von hochkettigen Kohlenwasserstoffen im Produktgas gesunken [50].

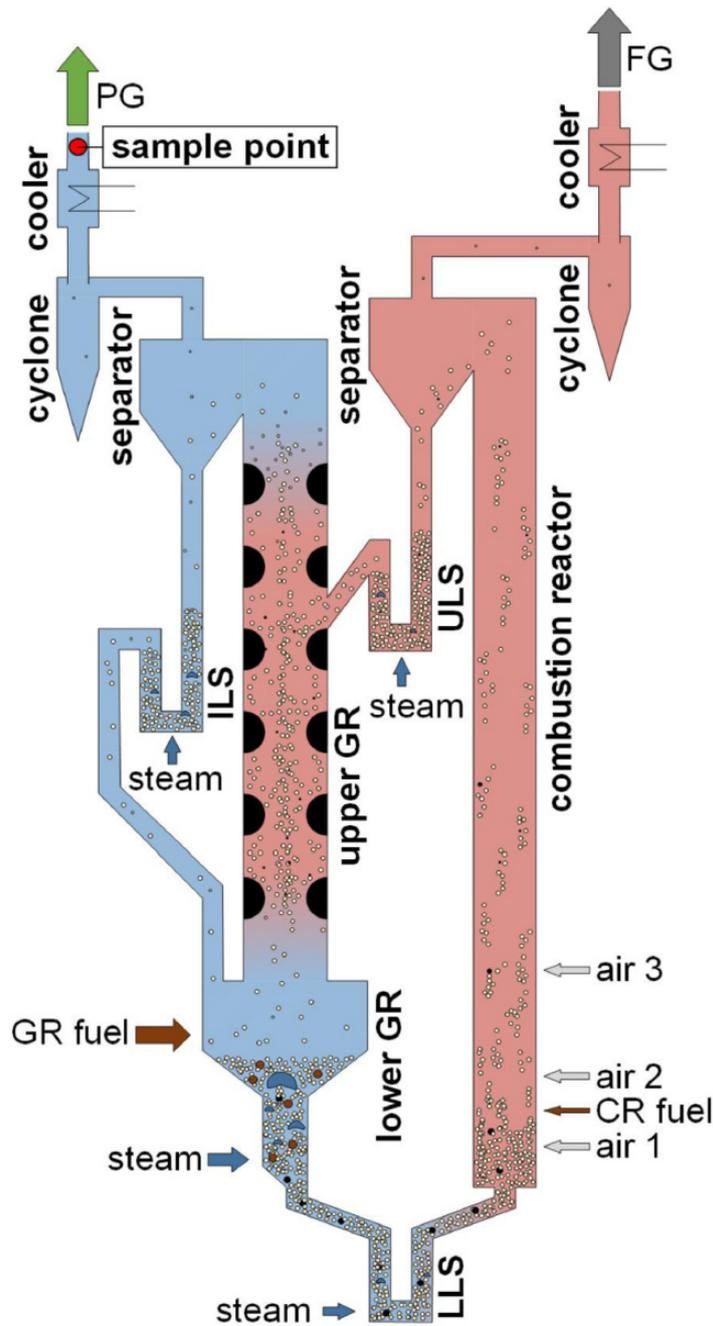


Abbildung 11: Skizze des erweiterten Zweibettwirbelschichtvergaser [14].

2.3.4 Bettmaterial

Als Bettmaterial wird häufig Olivin verwendet, dieses zirkuliert zwischen den beiden Reaktoren. Olivin ist ein weit verbreitetes Bettmaterial für die Wirbelschichtvergasung, es wirkt gleichzeitig als Katalysator. Zudem ist es ein natürlich vorkommendes Mineral. Während des Betriebs bilden sich calciumreiche Außenschichten. Dadurch wird der katalytische Effekt noch erhöht [51]. Durch Addition von Metallen zu Olivin, kann zudem die Aktivität zur Teerreformierung erhöht werden. Neben Olivin gibt es auch nickelbasiertes Bettmaterial oder Dolomit, welches eingesetzt wird. Potential zur Teerreduktion von Ni/Olivin wurde bereits in einem 100 kW Zweibettwirbelschichtreaktor demonstriert. Ein anderes vielversprechend Metall ist Eisen. Vorteil des Eisens gegenüber Nickel sind die geringen Kosten. Durch Imprägnieren des Olivins mit Eisen konnte der Teergehalt bei 850 °C bis zu 65 % reduziert werden, im Gegensatz zu reinem

Olivin. Fe/Olivin hat einen Doppeleffekt zur Teerreduktion. Einerseits kann es als O₂-Träger wirken, wodurch es O₂ vom Verbrennungs- zum Vergasungsreaktor transportiert. Ein Teil des O₂ oxidiert dabei flüchtige Bestandteile. Andererseits wirkt es katalytisch bei der Teer- und Kohlenwasserstoffreformation [52].

Eine weitere Alternative zu reinem Olivin als Bettmaterial ist es, Mischungen von verschiedenen Stoffen zu verwenden. Beispiel dafür: Mischungen von Quarz, Olivin und Feldspat, mit Kalkstein in verschiedensten Mischungsverhältnissen. Der Teergehalt wird mit Erhöhen des Kalksteinanteils verringert, der H₂-Gehalt steigt dadurch [53]. Des Weiteren wird der Kalk im Verbrennungsreaktor zum Teil kalziniert, wodurch das dabei entstandene CaO im Vergasungsreaktor bei bestimmten Temperaturen als Sorptionsmittel für CO₂ wirkt. Dadurch steigt der H₂-Gehalt im Produktgas noch weiter an [54]. In allen Mischungen sinkt der Teertaupunkt wenn Kalkstein zu den anderen Bettmaterialien zugegeben wird. Grund dafür ist die Aktivität des Kalksteins, welche die Dampfreformationsreaktion beeinflusst, wodurch der Taupunkt reduziert wird [53]. Durch den geringen Abrasionswiderstand des Kalksteingehalts erhöht sich auch der Staubgehalt im Produktgas, wohingegen Olivin und Feldspat hohe Abrasionswiderstände aufweisen. Durch den niedrigen Preis von Feldspat, Quarz und Kalkstein, im Vergleich zu Olivin, sind diese Stoffe gute Alternativen als Bettmaterial [53].

2.4 Gasreinigung

Um das Produktgas weiter zu verwenden/verarbeiten, muss es nach dem Vergaser gereinigt werden. Neben dem Produktgas entstehen während dem Vergasungsprozess auch andere, unerwünschte Stoffe. Diese Stoffe können für die Weiterverarbeitung des Produktgases störend sein. Beispielsweise können diese Verunreinigungen im Produktgas als Katalysatorgift wirken, Rohre verstopfen oder auch die Umwelt schädigen. Stoffe wie Stickstoff-, Halogen- und Schwefel- basierte Verunreinigungen können Katalysatoren in nachfolgenden Prozessen schädigen. Ebenso können langkettige Kohlenwasserstoffverbindungen und Teere Probleme verursachen [55]. Um die Produktgasreinigung möglichst effektiv zu gestalten, ist es nötig die Teerformation und Reifung im thermochemischen Prozess zu verstehen. Mehr zu Teeren in der Biomassevergasung in Kapitel 2.1 [56]. Um solche ungewünschten Stoffe zu entfernen, gibt es Primär- und Sekundärmaßnahmen [55]. Vor allem Teere sind ein Problem, da diese bei reduzierter Temperatur kondensieren [57]. Größere Teermoleküle kondensieren bei Temperaturen unter 200 °C. Zur Gasreinigung muss das Produktgas unter 200 °C gekühlt werden, um es danach beispielsweise mittels eines Gewebefilters zu filtrieren. Solche Filter sind bis 200 °C beständig, was der Grund ist, wieso das Produktgas vor dem Filtrieren, durch einen Wärmetauscher, runtergekühlt werden muss. Durch das Abkühlen kondensieren größere Teermoleküle im Wärmetauscher, wodurch dieser verstopfen kann, was die Anlage zum Stillstand bringt [24]. Neben dem Wärmetauscher können ebenfalls Rohre und anderes Equipment verstopft werden [57]. Um den Teer zu entfernen gibt es primäre und sekundäre Maßnahmen. Primäre Maßnahmen sind solche, welche den Teergehalt oder die negativen Effekte im Vergaser selbst reduzieren. Sekundäre Maßnahmen, welche nach dem Vergaser eingesetzt werden, sind beispielsweise Filter, Wäscher oder Reaktoren mit Katalysatoren. Nachteil ist jedoch, dass die Teere so nur entfernt werden und nicht in Produktgas-Komponenten umgewandelt werden, welche weiter genutzt werden können. Ausnahme ist die katalytische Teerreduktion [24]. In den Primärmaßnahmen wird versucht die Produktion von Teeren im Produktgas zu verringern. Zu solchen Maßnahmen gehört die optimale Wahl der Betriebsparameter wie Temperatur, Vergasungsmedium, Verweilzeit etc.. Des Weiteren kann über die Wahl eines geeigneten katalytisch/aktiven Bettmaterials der Teeranteil ebenfalls verringert werden [57]. Beispielsweise kann durch das Absenken der Temperatur die Teer-Konzentration im Produktgas erhöht und

durch das Erhöhen der Temperatur wiederum gesenkt werden [58]. Eine andere Möglichkeit ist die Modifikation des Vergasers selbst [57]. Eine solche Modifikation wurde im Zweibett-wirbelschichtvergaser vorgenommen. Ebenso wurde der Einfluss des Bettmaterials im Kapitel 2.3 beschreiben. Aufgrund dessen wird im weiteren Verlauf von diesem Kapitel nicht weiter auf die Primärmaßnahmen eingegangen. Die Sekundärmaßnahmen zum Entfernen von Teeren können in drei Kategorien unterteilt werden. Dazu gehört das Nasswaschen, Trocken- oder Nass-Trockenwaschen und die Heißgas-Konditionierung. Eine Übersicht dieser Methoden ist in Abbildung 12 dargestellt [55].

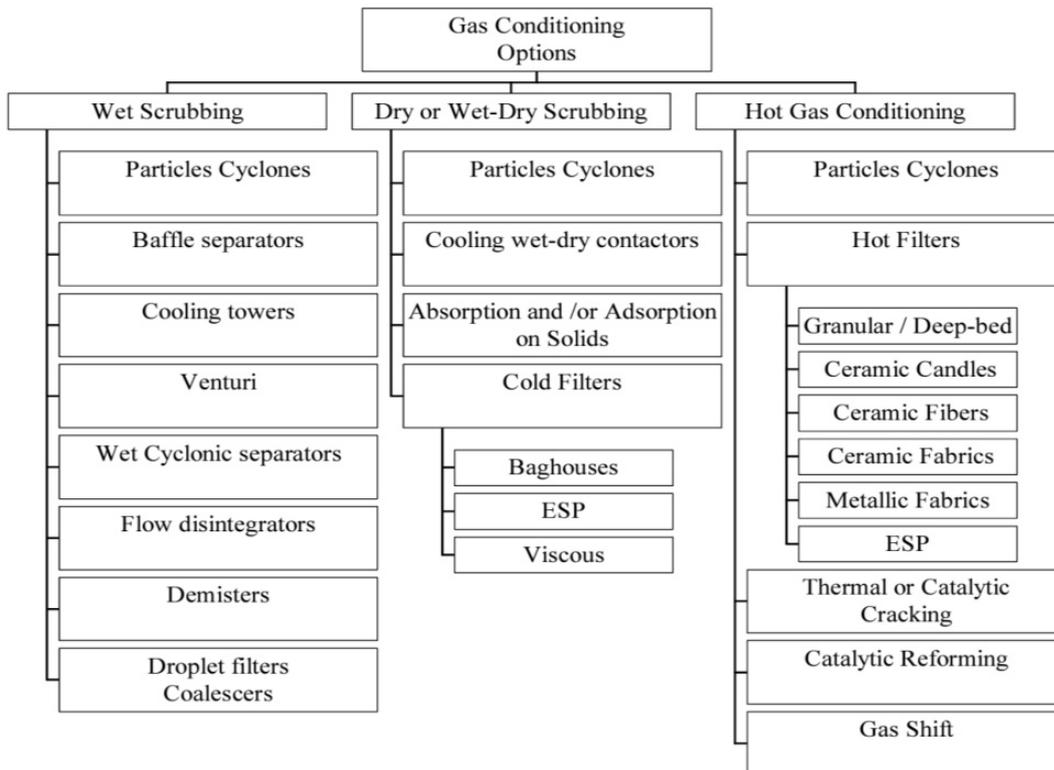


Abbildung 12: Übersicht Produktgas Reinigungsmethoden [26].

In den Nass und Nass-Trocken Methoden zur Produktgasreinigung wird der Teer kondensiert, in eine Gas/Flüssigkeits-Separator geleitet und anschließend die Tropfen abgeschieden. Waschtürme werden meist direkt nach Zyklonen geschaltet. Die schweren Teere kondensieren dort alle, die Tropfen/Nebel werden aber vom Gasstrom mitgerissen und machen diese Methode für die Teerentfernung eher ineffizient. Eine weitere Möglichkeit ist der Einsatz von Venturi-Wäschern. Tropfenabscheider werden meist nach Waschtürmen geschaltet um die mitgerissenen Tropfen im Gas abzuscheiden. Ebenfalls kann das Produktgas mit Granulatfilter gereinigt werden, dabei kann das Gas heiß oder aber auch kalt sein. Silizium oder Aluminiumsand werden als Filtrationsmedium verwendet. Beim Heißfiltrieren ist die Gastemperatur über der Kondensationstemperatur der Teere, um Partikel abzuscheiden. Beim Kaltgasfiltrieren werden Partikel und Teere entfernt. Vor allem bei Wäschern mit Wasser fallen große Mengen Abwasser an, welches aufbereitet werden muss. Bei Trockenmethoden wird das Gas mit Keramik oder Metallfiltern filtriert. Die Filter entfernen dabei aber nur trockene Partikel und der Teergehalt im Produktgas bleibt weiterhin hoch [26].

In Abbildung 13 ist eine Gasreinigung dargestellt. Eingesetzt werden zwei Biodiesel-Wäscher, welche fast vollkommen die ganzen Teere im Produktgas entfernen. Nach diesen Wäschern ist eine Temperaturwechseladsorption angehängt, welche Schwefelkomponenten entfernt [55].

Biodiesel bietet sich wegen seiner regionalen Verfügbarkeit an. Es besitzt ebenfalls eine geringe Viskosität und gute Löslichkeit für Naphtaline. Des Weiteren ist es regenerierbar. Biodiesel ist ein, aus pflanzlichen und tierischen Fetten und Ölen hergestellter, erneuerbarer Dieseldieselkraftstoff. Es ist deswegen nicht mit Wasser mischbar und das Kondensat kann darum über ein Trennschichten-System abgetrennt werden [59].

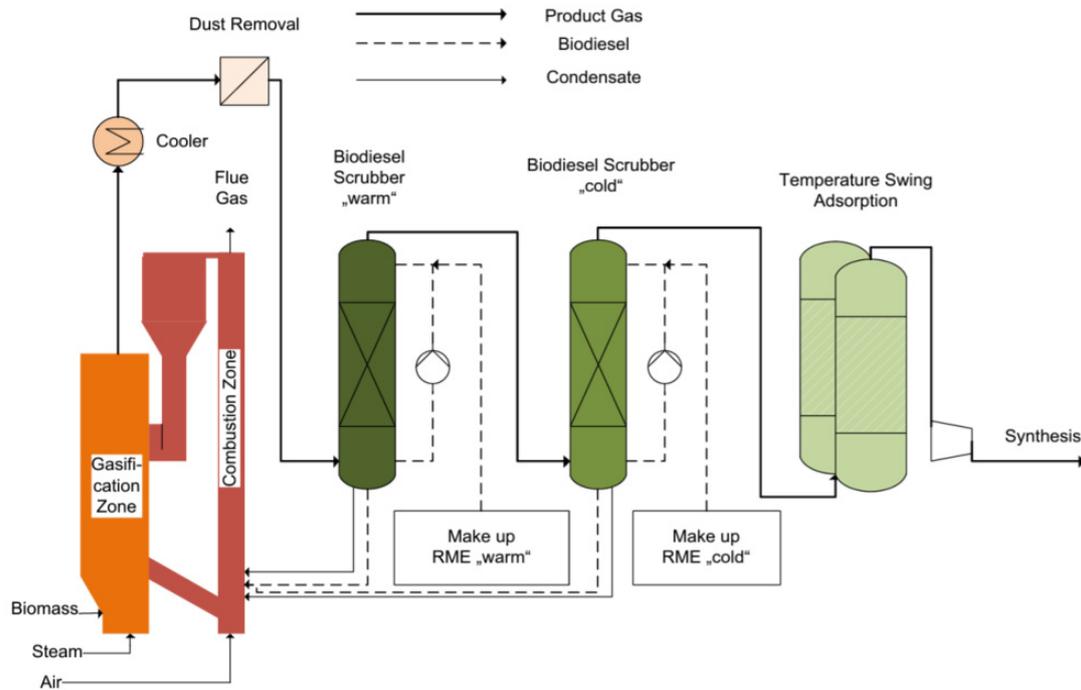


Abbildung 13: Fließbild eines Vergasungsanlage mit Biodiesel und Adsorptions Produktgasreinigung [55].

Da die Gasreinigung mit Biodiesel-Wäscher sehr teuer ist, wurde im oberen Beispiel in Abbildung 13 der zweite Biodieselwäscher durch eine Temperatur Swing Adsorption ersetzt. Der Adsorber wurde mit Aktivkohle betrieben [55]. Ein weiteres Beispiel ist die Gasreinigung in einer Papierfabrik, dargestellt ist die Gasreinigungsstrecke in Abbildung 14. Im Produktgasfilter werden Partikel wie Flugasche abgetrennt. Diese Flugasche und die Emulsion, welche entsteht wenn Teer im Wäscher gelöst wird, werden verbrannt. Der Wäscher wird mit Biodiesel betrieben, wie schon im vorherigen Beispiel [60].

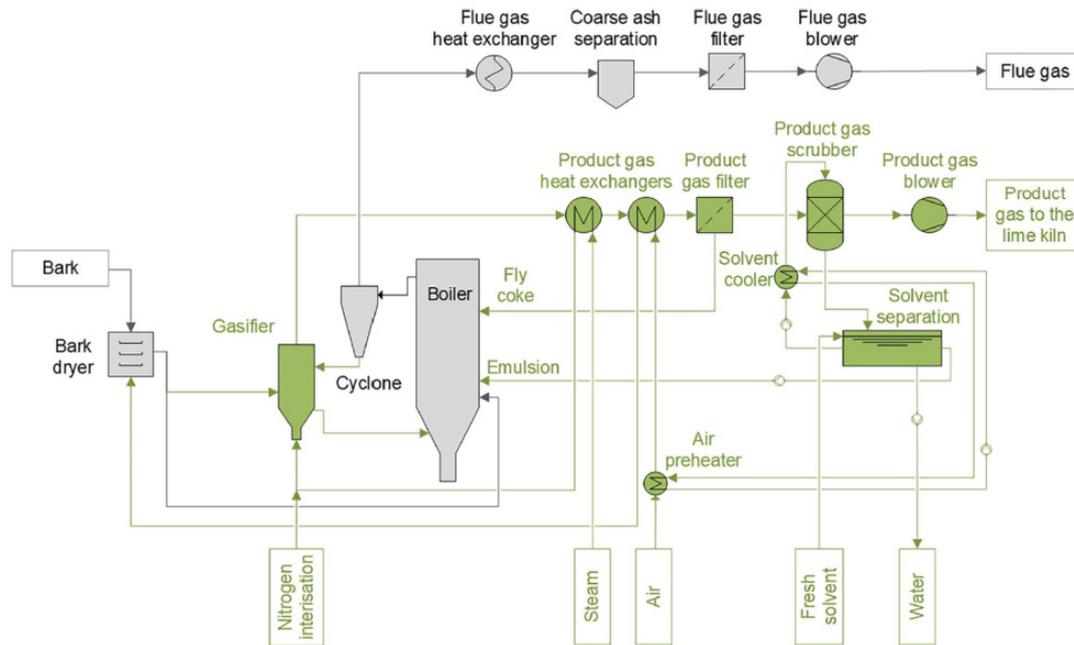


Abbildung 14: Vereinfachtes Fließbild mit Gewebefilter und nachfolgenden Wäscher [60].

2.5 Zweibettwirbelschicht Kraftwerke

In Tabelle 3 ist eine Auswahl an Kraftwerken mit Zweibettwirbelschichtvergaser aufgeführt. In der Tabelle aufgelistet ist der Standort des Kraftwerks, die Verwendung des Produktgases und welche Art von Produktgas, die Brennstoffkapazität und der elektrische Output der Gasmotoren, der Start des Betriebs, die Betriebsstunden der Anlage und der derzeitige Stand des Kraftwerks.

Tabelle 3: Übersicht kommerziell operierende Kraftwerke [12].

Standort	Verwendung/ Produkt	Brennstoff/ Produkt	Start	Betriebsstunden	Status
		[MW]			
Güssing, Österreich	Gasmotor	8.0 _{th} / 2.0 _{el}	2002	100000	Demonstration bis 2016
Oberwart, Österreich	Gasmotor	8.7 _{th} / 2.7 _{el}	2008	35000	Betrieb bis 2014
Villach, Österreich	Gasmotor	15.5 _{th} / 5.1 _{el}	2011	5000	finanzielle Probleme der Anlage Betreiber vor Übergabe
Senden/Ulm, Deutschland	Gasmotor	15.1 _{th} / 5.0 _{el}	2012	30000	Betrieb bis 2018
Göteborg, Schweden	BioSNG	33.0 _{th} / 20.0 _{el}	2014	15000	Demonstration Synthesegas Produktion bis 2017
Nongbua, Thailand	Gasmotor	3.8 _{th} / 1.0 _{el}	2017	5000	Betrieb
Wajima, Japan	Gasmotor	8.0 _{th} / 2.4 _{el}	2020		Inbetriebnahme

Für die Kraftwerke Güssing, Senden, Oberwart und GoBigas (Göteborg, Schweden) sind die

Betriebsstunden zwischen den Jahren 2002 bis 2016 in Abbildung 15 dargestellt. Diese Kraftwerke werden im späteren Verlauf dieses Kapitels noch genauer beschrieben. Alle nachfolgend beschriebenen Anlagen verwenden den Zweibettwirbelschichtreaktor zum Herstellen von Produktgas. Die Anlagen in Güssing und Oberwart hatten jährlich über 7000 Betriebsstunden, was ein Indikator für die Zuverlässigkeit der Technologie ist. Die meisten Probleme die während des Betriebs auftraten, waren entweder wegen der Förderung des Biomassefeeds oder dem Verstopfen von Wärmetauschern, zum Kühlen von Produkt- und Rauchgas. Die Zuverlässigkeitsprobleme in den Kraftwerken in Senden und GoBiGas können zurückgeführt werden auf Skalierungseffekte, durch größere Vergaser und höhere Anlagenkapazitäten. Die gesamte Laufzeit aller vier Zweibettwirbelschichtreaktoren beträgt mehr als 150 000 h [61].

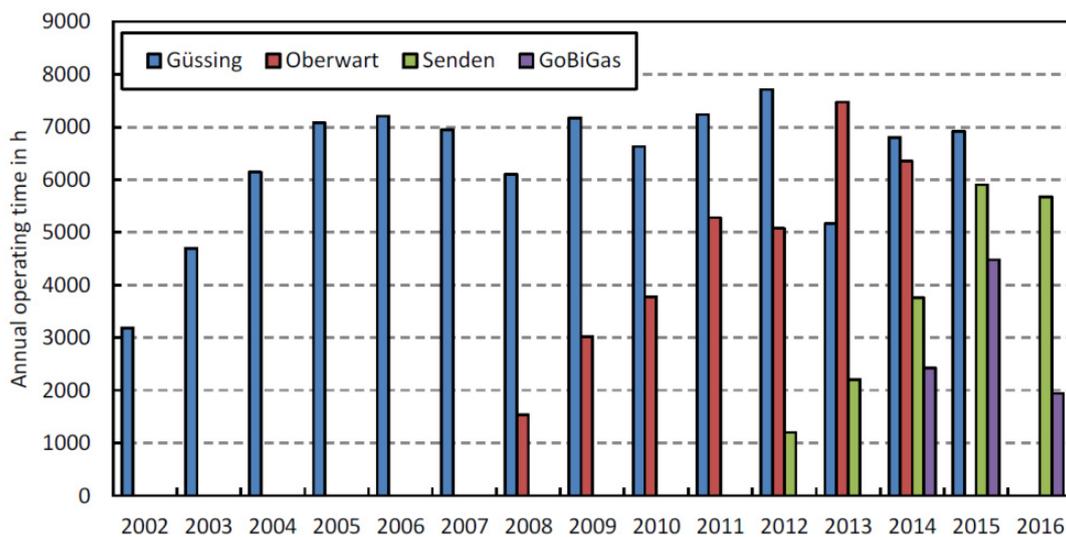


Abbildung 15: Betriebsstunden zwischen den Jahren 2002 bis 2016 der Kraftwerke Güssing, Senden, Oberwart und GoBigas[61]

Das Kraftwerk in **Güssing**, Österreich hat eine Brennstoffkapazität von 8 MW und einen elektrischen Output von 2 MW, mit einer elektrischen Effizienz von 25 %. Das Kraftwerk hat eine Kraft-Wärme-Kopplung (KWK), welche auf der Vergasung mittels Dampf basiert. Ein Fließbild der Anlage ist in Abbildung 16 dargestellt. Biomasse wird dabei in einem Zweibettwirbelschichtreaktor vergast. Das Produktgas wird gekühlt, gereinigt und anschließend in einem Gasmotor eingesetzt.

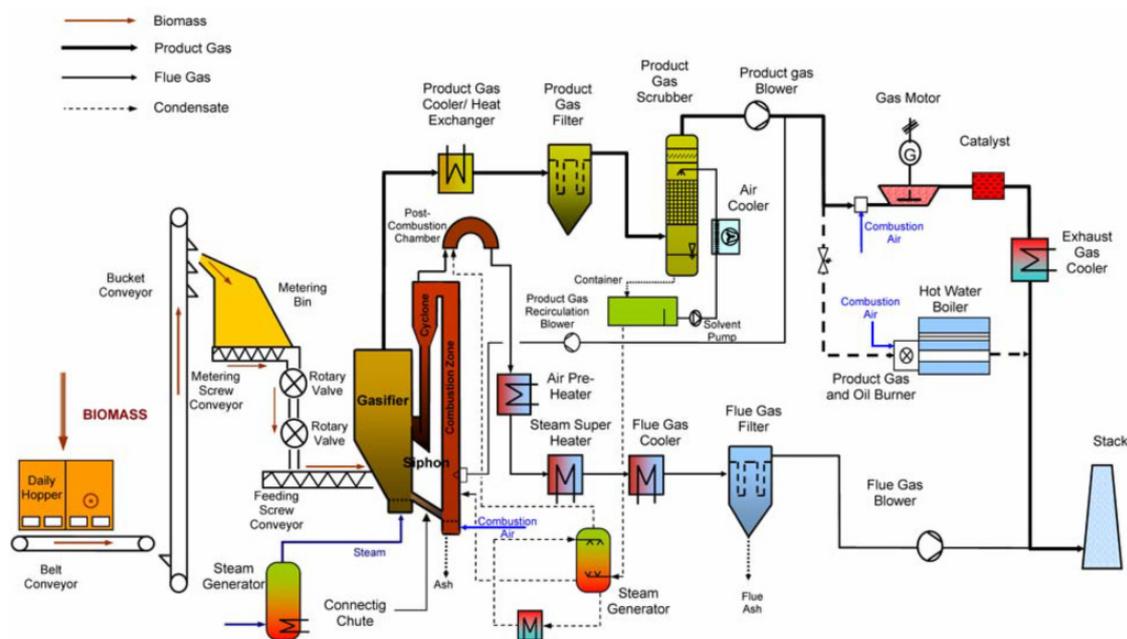


Abbildung 16: Fließbild des KWK Kraftwerks in Güssing [62].

Die Biomasse wird über einen Trichter in einen Dosierbehälter gegeben. Von diesem aus wird die Biomasse mit einer Zentralschleuse und anschließend einer Schnecke in den Reaktor gefördert. Das Produktgas wird, wie bereits beschrieben, gekühlt. Dabei senkt sich die Temperatur von 850 °C bis 900 °C zu 160 °C bis 180 °C mittels einem wassergekühltem Wärmetauscher. Im ersten Schritt wird das gekühlte Produktgas mit einem Gewebefilter gereinigt, die Partikel werden anschließend zurück in den Verbrennungsreaktor gefördert. Im zweiten Schritt wird das Gas mittels einem Wäscher vom Teer getrennt. Die gesättigte Waschflüssigkeit wird im Verbrennungsreaktor entsorgt. Das gereinigte Produktgas wird in einem Gasmotor genutzt, um Elektrizität und Wärme zu erzeugen. Als Biomasse werden Hackschnitzel verwendet [62].

Die Anlage in **Senden** hat eine Brennstoffkapazität von 15.1 MW und generiert dabei eine elektrische Leistung von 5.1 MW. Erreicht wird dies mittels zwei Gasmotoren und einem Organic Rankine Cycle. Mit der Anlage kann ebenfalls bis zu 6.4 MW Fernwärme erzeugt werden. Dargestellt ist die Anlage in Abbildung 17. Als Biomasse werden Forstrückstände verwendet, deren Partikelgröße und Zusammensetzung sehr heterogen sind. Sie enthalten Wurzeln, Blätter, Nadeln und weitere Rückstände. Mit der Biomasse gelangen ebenfalls verschiedenste Minerale, hauptsächlich Quarz, in den Reaktor, welche sich negativ auf die Vergaserleistung auswirken. Die Anlage ist ähnlich wie die in Güssing aufgebaut. Die Biomasse wird vor dem Vergasen getrocknet und homogenisiert. Mittels einer Förderschnecke gelangt die Biomasse in den Vergasungsreaktor, als Bettmaterial wird Olivin verwendet. Das Produktgas wird anschließend gekühlt, filtriert und mit Raps Methylester gewaschen. Der Produktgaskühler ist ein kritisches Bauteil in der Anlage, da durch das Abkühlen des Produktgasstromes die enthaltenen Teere kondensieren können und den Kühler somit verstopfen. Die abfiltrierten Partikel und ausgewaschenen Teere werden dem Verbrennungsreaktor zugeführt. Das Produktgas wird anschließend in zwei Gasmotoren benutzt um Elektrizität und Fernwärme herzustellen. Das Rauchgas aus dem Verbrennungsreaktor wird in einer Nachbrennkammer verbrannt und anschließend gekühlt und filtriert [63].

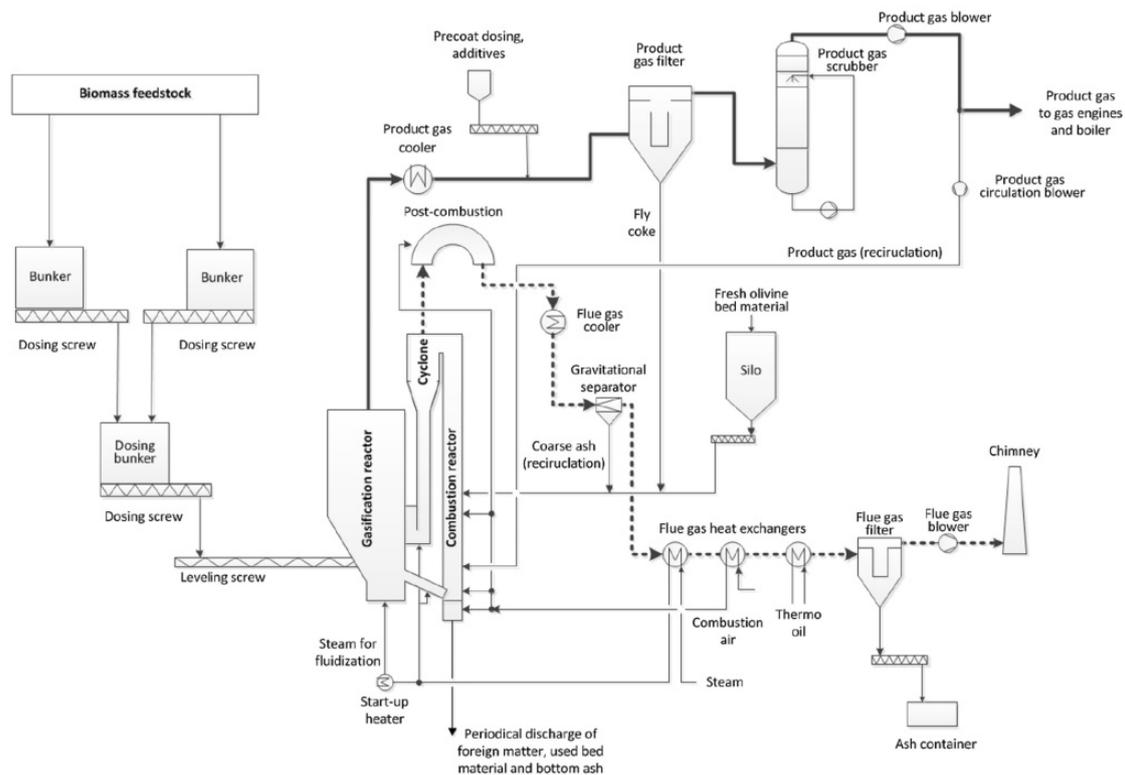


Abbildung 17: Fließbild Kraftwerk Senden [63].

Am Kraftwerk in Senden wurden einige Optimierungen vorgenommen. Folgende Optimierungen wurden an der Anlage durchgeführt:

- (1a): Silo für gebrauchtes Olivin Bettmaterial.
- (1b): Sieben des gebrauchten Olivin Bettmaterials und Transport zu neuem Silo.
- (1c): Periodisches Entleeren der Grobasche aus dem System.
- (b): Installation von separat regulierten Düsen im Vergasungsreaktor.

Durch die oben genannten Optimierungsmaßnahmen konnte das ungewollte Runterfahren der Anlage reduziert werden. Dadurch wurde ein Langzeitbetrieb bei fast voller Leistung möglich. Die Design- und Operationveränderungen sind auch auf andere Anlagen anwendbar. Durch das Optimieren des Bettmaterial- und Aschekreislaufs durch Sammeln des bereits genutzten Olivins in einem separaten Silo, wurde die Teer Konzentration im Produktgas gesenkt. Des Weiteren wurden anorganische Stoffe, welche zur Agglomeration neigen, regelmäßig aus der Anlage ausgetragen, ohne die katalytische Wirkung des Bettmaterials negativ zu beeinflussen. Das gebrauchte Olivin Bettmaterial reduziert vor allem die Teere Naphthalen und Acenaphthylen. Die zusätzlichen Düsen im Vergasungsreaktor führen zu einer besseren Durchmischung des Bettmaterials und des Brennstoffs. Ebenfalls wird dadurch der Dampf gleichmäßiger im Vergasungsreaktor verteilt, wodurch die Teerkonzentration weiter reduziert wird. [63].

Das KWK Kraftwerk in **Oberwart**, Österreich, ist in Abbildung 18 dargestellt. Die Anlage stellt, mittels Hackschnitzel als Biomasse, Energie und Wärme her. Die Biomasse wird ähnlich wie bei den vorherigen Anlagen getrocknet und mittels einer Förderschnecke in den Vergasungsreaktor eingetragen [64]. Die Anlage ist ausgelegt für eine Brennstoffbeladung von 8.5 MW. Das Produktgas wird, ähnlich wie in der Anlage in Senden, gekühlt, gefiltert und mit

Rapsmethylester gewaschen um Teere zu entfernen. Das Produktgas wird anschließend in zwei Gasmotoren verwendet, um Elektrizität und Fernwärme zu erzeugen [65]. Für Experimente kann vor und nach dem Rapsmethylester-Wäscher Produktgas entnommen werden. Kombiniert ist die Anlage mit einer experimentellen Wassergas-Shift Anlage. Diese besteht aus drei in Serie geschalteten Festbettreaktoren, welche mit Fe/Cr Katalysator beschickt sind. Durch diesen Prozess kann der Wasserstoffgehalt noch weiter erhöht werden [64]. Das Rauchgas wird, ähnlich wie im Kraftwerk in Senden, im Nachbrenner zu Ende verbrannt und anschließend gefiltert. Im Vergleich zur Anlage in Güssing, konnten einige Verbesserungen durchgeführt werden. Durch das Trocknen der Biomasse vor dem Vergasen, gibt es keine Fluktuation des Feuchtegehalts. Ebenfalls wurde der Vergasungs- und Verbrennungsreaktor so verändert, dass die durchschnittliche Verweilzeit in den Reaktoren erhöht wird, was zu einem geringeren Teergehalt im Produktgas führt. Die Abwärme die entsteht, um das Produkt- und Rauchgas zu kühlen, wird benutzt, um Luft zu erhitzen mit welcher anschließend Dampf für die Vergasung oder Fernwärme erzeugt wird. Die restliche Wärme wird in einem Organic Rankin Cycle (ORC) benutzt. Dieser Prozess ist ähnlich einer Dampfturbine, es wird jedoch anstatt Wasser eine organische Arbeitsflüssigkeit benutzt [65].

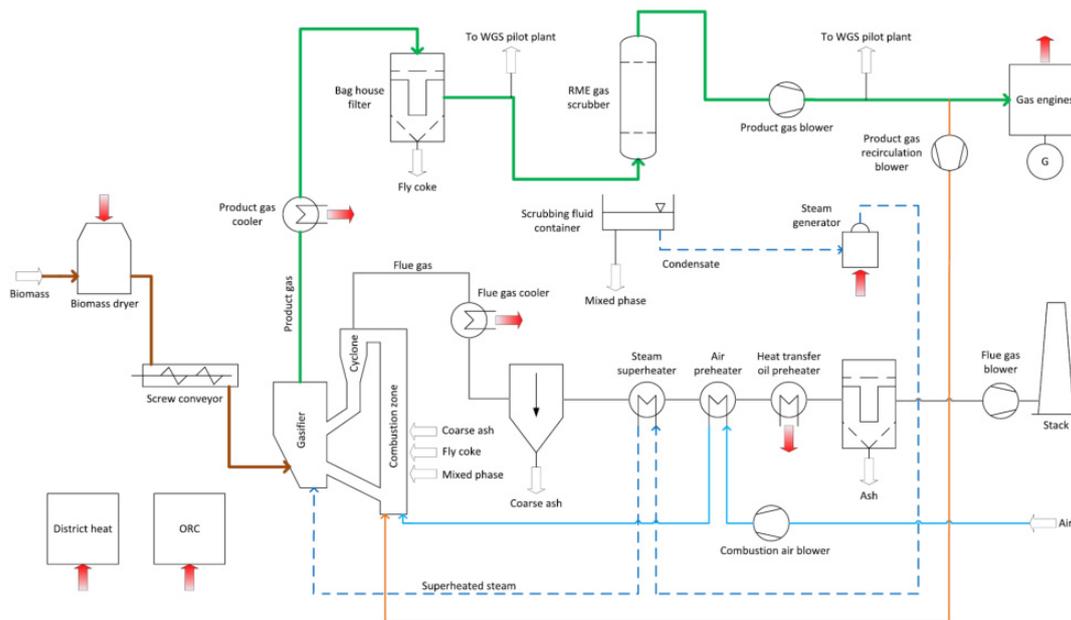


Abbildung 18: Vereinfachtes Fließbild des Wärme und Energie kombinierten Kraftwerks in Oberwart, Österreich [64].

Anders als die vorherigen Anlagen, erzeugt die Anlage **GoBiGas** in Göteborg keine Wärme und Elektrizität, sondern Biomethan. Die Anlage wurde gebaut, um Erfahrungen mit Analgen einer Leistung von über 100 MW zu sammeln. In der Anlage wird Biomasse eingesetzt um daraus synthetisches Ergas herzustellen. Die Kapazität des Vergasers ist dabei etwa doppelt so groß wie die vom Kraftwerk in Senden und etwa vierfach so groß wie die vom Kraftwerk Güssing. Als Biomasse werden entweder Holzspäne oder Pellets eingesetzt. Der Methananteil im Produktgas ist durch die geringen Temperaturen ($> 900^{\circ}\text{C}$) bereits sehr hoch. Durch die tiefen Temperaturen entsteht viel Teer, weswegen auch in dieser Anlage Olivin als Bettmaterial verwendet wird. Das Produktgas wird ähnlich wie in den vorher beschriebene Anlagen gereinigt. Ein Teil des Produktgases wird in den Verbrennungsreaktor eingespeist, um die benötigten Temperaturen zu erreichen. Um das Produktgas in der Synthese nutzen zu können, muss es aber noch weiter gereinigt werden. Dazu werden drei Bettreaktoren benutzt, welche mit Aktiv-

kohle geföhlt sind. In diesen werden die restlichen Teer- und BTX-Komponenten entfernt. Das Produktgas muss weiter gereinigt werden, um es schlussendlich zu methanisieren. Dazu gehört das Hydrieren von Olefinen, sowie das Entfernen von H_2S und anderen Spurenkomponenten. Anschließend wird eine Wassergas-Shift-Reaktion vor der Methanisierung durchgeführt und ebenfalls das CO_2 entfernt. Das Produktgas wird danach methanisiert und getrocknet. Mehr zur Methanisierung im späteren Kapitel 2.6. [66]

Die Wirtschaftlichkeit solcher Anlagen ist stark abhängig vom energetischen Wirkungsgrad, den jährlichen Betriebsstunden, den Investitionskosten und dem Holzpreis [61]. Das Hauptproblem der Technologie ist nicht der technische Aspekt, sondern der ökonomische [13]. Eine Alternative zu Holz als Biomasse könnte getrockneter Klärschlamm sein. Es wurden Simulationen mit IPSEpro durchgeführt, der Prozess erweist sich, trotz Einsatz von weniger hochwertiger Biomasse, als sehr effizient. Ökonomisch kann der Prozess aber nur schwierig mit günstigem Erdgas mithalten. Grund dafür sind die hohen Preise für erneuerbares H_2 [67].

2.6 Produkte der Biomassevergasung

In diesem Kapitel werden einige Produkte beschrieben, die mittels dem Synthesegas aus der Biomassevergasung hergestellt werden können. Ebenfalls werden Nebenprodukte, wie die Asche, weiter erläutert, welche beispielsweise als Dünger eingesetzt werden kann. Die nutzbaren Komponenten des Produktgases der Biomassevergasung besteht, wie schon in Kapitel 2.1 erwähnt, hauptsächlich aus H_2 und CO [68].

Die **Fischer-Tropschsynthese** erzeugt eine Mischung von Kohlenwasserstoffen mit unterschiedlichen Kettenlängen, es gibt grob drei Reaktionen, die stattfinden. In der ersten chemischen Reaktion ist die Bildung von CH_4 dargestellt. In den nächsten beiden die Bildung von Olefin und Paraffin [68]:

- $3 \text{H}_2 + \text{CO} \longrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$
- $(2n)\text{H}_2 + n\text{CO} \longrightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n} + \text{H}_2\text{O}$
- $(2n + 1)\text{H}_2 + n\text{CO} \longrightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n+1} + \text{H}_2\text{O}$

In der Reaktion wird CO mit H_2 hydriert, es bilden sich dabei verschieden lange Kohlenwasserstoffe [69]. Der ganze Prozess besteht grob aus drei Teilen: der Synthesegasvorbereitung, der Fischer-Tropsch-Synthese und der Produktaufarbeitung [70]. Das Synthesegas muss vor der Synthese gereinigt werden, dabei gibt es zwei Arten das Gas zu reinigen; die Nasskalt- und Trockenheissreinigung [69]. Wie die Fischer-Tropsch Synthese gestaltet wird, bestimmt das verwendete Synthesegas und welches Produkt produziert werden soll. Über den Katalysator und die Reaktionstemperatur kann gesteuert werden, welches Produkt entsteht. Es wird zwischen Tief- und Hochtemperatur Fischer-Tropsch-Synthese unterschieden. Bei ersterer werden eher wachsartige Stoffe hergestellt und in der Hochtemperatursynthese werden eher leichtere Olefine produziert. Der letzte Schritt ist die Aufarbeitung der Produkte, dabei werden anfangs die leichter siedenden und gasförmigen Bestandteile abgetrennt, um die Lagerung der flüssigen Komponenten zu vereinfachen [70]. Eingesetzt werden können solche Öle beispielsweise als Kraftstoffe, um Ottomotoren zu betreiben [9].

Mit der **Methanisierung** von Synthesegas ist es möglich CH_4 herzustellen. Da die Speicherung von Energie, durch den vermehrten Einsatz von erneuerbaren Energien, immer wichtiger wird, könnte die Methanisierung von Synthesegas ein vielversprechender Weg sein Energie in Form

von Methan zu speichern [71]. Die Methanisierungsreaktionen von Synthesegas, oder auch CO_2 , sind nachfolgend aufgeführt:

- $\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \longrightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O} \quad \Delta H = -165 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$
- $3 \text{H}_2 + \text{CO} \longrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \quad \Delta H = -206 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$

Das Synthesegas muss vor der Reaktion ebenfalls gereinigt werden, vor allem H_2S und HCl muss entfernt werden. Diese beiden gasförmigen Stoffe können den Katalysator während der Reaktion deaktivieren. Die Temperatur und das Verhältnis von H_2 / CO haben einen großen Einfluss auf die Methanisierung des Synthesegases [71].

Die sinnvolle Nutzung der **Asche** trägt zur Nachhaltigkeit der Biomassevergasung bei. Die Aschezusammensetzung ist direkt von den anorganischen Bestandteilen in der Biomasse abhängig [72]. Es zeigte sich, dass die Bodenasche die Stoffe SiO_2 , Fe_2O_3 , Al_2O_3 , CaO und MgO enthält. Diese Stoffe werden als Katalysator in der Biomassevergasung eingesetzt und wirken sich vorteilhaft auf den Prozess aus [73]. Asche kann in verschiedensten Formen wiederverwendet werden. Die drei Hauptformen sind als Dünger, Baustoff und Brennstoff. Als Dünger kann die Asche der Biomasse direkt verwendet werden. Zu beachten ist, dass die Asche des Vergasungsprozesses weniger attraktiv ist als die vom Verbrennungsprozess, da sie oft eine Kohlenstoffmatrix besitzt, welche den Nährwert des Aschedüngers senkt [72]. Die Bodenasche kann am einfachsten als Baumaterial benutzt werden. Die Flugasche kann nur schwer direkt genutzt werden, da sie nur als sehr feines Pulver vorkommt [74]. Die Verwendung der Asche als Brennstoff ist vor allem von Vorteil wenn die Asche einen hohen C-Anteil besitzt. Solche C-reiche Asche kommt vor allem als Flugasche im Vergasungsprozess vor. Um es als Brennstoff zu benutzen, muss der C-Anteil größer als 35 % sein und der Brennwert mindestens $15 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$ betragen [72].

Mit dem Synthesegas kann **Methanol** synthetisiert werden. Methanol dient als Ausgangsstoff zur Herstellung von Methyl-Tertiär-Butyl-Ether, welches in Mineralölbenzinen als Klopfmittel eingesetzt werden kann [18]. Über eine katalytische Umwandlung kann mit Methanol Benzin hergestellt werden. Die Synthesegas Reaktion zur Methanol Synthese ist nachfolgend aufgeführt:

- $\text{CO} + 2 \text{H}_2 \longrightarrow \text{CH}_3\text{OH} \quad \Delta H = -165 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$

Es können ebenfalls länger-kettige Alkohole hergestellt werden. In Abhängigkeit von Druck, Temperatur und Katalysator wird dabei ein breites Produktspektrum hergestellt [18]. Des Weiteren kann ebenfalls Strom und Fernwärme erzeugt werden, was bereits, im Kapitel 2.5 behandelt wurde [18].

2.7 IPSEpro-Modellierung

Das Modellieren von Prozessen birgt einige Vorteile. Es kann die Leistung des Prozesses online bewertet werden, außerdem können Messungen verifiziert und validiert werden. Mögliche Prozessoptimierungen können somit untersucht und getestet werden. Durch solche Simulationen kann die ökonomische sowie auch ökologische Situation von solchen Prozessen verbessert werden. Darüber hinaus lässt sich die Modellierung und Simulation für einen Scale-Up verwenden [75].

2.7.1 Grundlagen IPSEpro

IPSEpro ist ein Simulationprogramm, welches 1991 als Spin-Off der TU Graz gegründet worden ist. Angewendet wird es hauptsächlich in Kraftwerksprozessen, jedoch auch in den Bereichen der Biomasse, in Kälteprozessen, in Entsalzungen, in Kalina, in der Rauchgasreinigung und im Solar-Bereich [76]. IPSEpro hat eine Simulationsoberfläche, auf welcher es möglich ist, den Prozess grafisch darzustellen und die Gleichungen, die den Prozess beschreiben, zu lösen. Das Programm ist gleichungsorientiert und erlaubt dem Nutzer stationäre Prozesssimulation [77]. In Abbildung 19 ist der strukturelle Aufbau des IPSEpro Programmes aufgezeigt. Das Programm ist in verschiedene Module aufgeteilt. Das Modul Process Simulation Environment (PSE) enthält das grafische Interface für Fließbildsimulation, ebenfalls wird hier der Gleichungslöser aufgerufen [12]. Die Gleichungen werden mittels einem Newton-Verfahren gelöst [76]. Die Newton-Methode gibt es in ein- und mehrdimensionaler Form. Das Verfahren konvergiert Quadratisch, Konvergenz ist jedoch nicht garantiert [78]. Im Modul Development Kit, kurz MDK, können neue Modellkomponenten erstellt, oder bereits bestehende Modelle aus der Bibliothek modifiziert werden. In der Bibliothek sind die bereits vorhandenen Modellkomponenten, diese mathematischen Modelle werden durch die Model Describing Language (MDL) beschrieben. Der Compiler wandelt die Modellbeschreibung in ein binäres Format um [76].

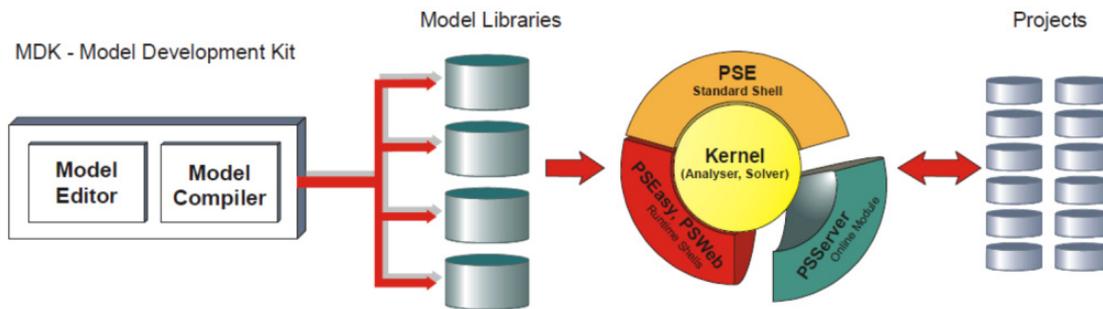


Abbildung 19: Schematischer Aufbau von IPSEpro [76].

IPSEpro unterscheidet zwischen drei verschiedenen Modellen: Unites, Globals und Connections. Diese drei Modelle unterstehen einer hierarchischen Struktur. Referenziert werden können nur Modelle mit einer höheren Hierarchie. Beispielsweise können Connections Globals referenzieren, andere Connections oder Unites jedoch nicht. Connections sind die Verbindungen in der Netzstruktur, sie enthalten sämtliche Informationen, welche zwischen den Unites ausgetauscht werden. Dies können beispielsweise Stoffströme sein. Diese Stoffströme können flüssig, gasförmig, Wasser/Dampf oder auch fest sein. Wie bereits oben beschrieben verbinden die sogenannten Connections Unites, sie sind die Knotenpunkte im Netzwerk, meistens Stücke eines Prozesses. Unter anderem können das Wärmetauscher, chemische Reaktoren oder Turbinen sein. Globals sind dazu da, um verschiedene Informationen zur Verfügung zu stellen, welche von Objekten benötigt werden. Eine Information könnte die chemische Zusammensetzung eines Stoffes sein [76]. Mittels den strukturellen Informationen und Modellgleichungen, welche das Fließbild beschreiben, können Gleichungssysteme aufgestellt werden. Die für das Simulieren benötigten Stoffeigenschaften, können mittels Dynamic Link Libraries erlangt werden [12].

2.7.2 IPSEpro-Modellierung der Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungs-Anlage

An der Technischen Universität Wien wurde eine Modell-Bibliothek für Vergasungsanlagen entwickelt. In dieser Bibliothek sind alle benötigten Bausteine für die Prozesssimulation mittels IPSEpro enthalten. Vergasungsreaktor, Verbrennungsreaktor, Filter, Wärmetauscher und Wäscher wurden alle implementiert. Die Prozesseinheiten sind bilanziert für die Masse- und

Energiebilanzen. IPSEpro, welches in einer gleichungorientierten stationären Zustandumgebung rechnet, wurde als Simulationsprogramm hauptsächlich wegen nachfolgenden Punkten gewählt:

- hochkomplexe, thermochemische Brennstoff-Umwandlungsprozesse würden bei einem sequentiellen Gleichungslöser zu Iterationsproblemen führen
- hocheffiziente Gleichungslöser bereits im Paket inkludiert
- wissenschaftliche Reproduzierbarkeit durch Transparenz in allen Gleichungsmodellen in der Standardbibliothek und durch Möglichkeit zum Implementieren von benutzerdefinierten Modellbibliotheken
- physikalische und chemische Stoffeigenschaften sind gut dokumentiert und Eigenschaftsbibliotheken können vom Nutzer implementiert werden
- guter Support und Kooperation der Softwareentwickler

Das Standardpaket von IPSEpro kommt mit einer Bibliothek, in der bereits Modelle für die Simulation von Kraftwerken enthalten sind. Es enthält alle Komponenten zur Beschreibung von konventionellen Kraftwerken. Zur Beschreibung von Vergasungsprozessen wurde die Standardbibliothek erweitert, diese Bibliothek basiert jedoch immer noch auf der Struktur der Standardbibliothek was zu Unannehmlichkeiten beim Implementieren von weiteren Phänomenen führt, welche beim Vergasungsprozess auftauchen. Deshalb wurde eine Modell-Bibliothek erstellt, welche nicht auf der Struktur der Standardbibliothek von IPSEpro basiert. Diese Biomass Gasification Library (BG-Lib.) erhält die benötigten Daten der Eigenschaften vom DLL-Datei-SimpProp. Die Vorteile dieser Umorganisation sind:

- Einführen weiterer Gaskomponenten wie H_2S , NH_3 , HCN und NO_x ist möglich
- flexible Handhabung von Staub, Teer und Kohle durch optionale Beladung des Gasstroms
- ganze Struktur ist transparent und kann erweitert werden
- komfortable Nutzung durch kommentierten Quellcode

Zu den **Grundsätzen der Modellierung** gehört der Erhalt von Energie und Masse. Dieses ist in allen Modellen enthalten und gehört zur Grundstruktur. Da das Gesetz in den einzelnen Einheiten gilt, gilt es auch für Kombinationen von Einheiten. Durch den stationären Zustand des Modells beschreibt das Gesetz den Fluss, durch die Grenzen der Einheiten. Die Massenbilanz ist abhängig von den Substanzen, mit welchen sie gebildet wird, die Energiebilanz basiert auf der totalen Enthalpie. Für eine Einheit mit N-verbundenen Strömen ist die Energiebilanz in Gleichung 2.6 definiert, \dot{Q} und P sind mechanische Arbeit und Wärme.

$$\dot{Q} + P = \sum_{i=1}^N [\dot{n}_i \cdot H_i(p_i, T_i)] \quad (2.6)$$

Um die totale Enthalpie für organische Stoffe mit nicht bekannter Struktur, mittels dem unteren Heizwert, zu berechnen, ist es nötig, zwischen totaler Enthalpie und chemisch gebundener Energie aufzuteilen. Der untere Heizwert ist definiert als die Energie, bei kompletter Verbrennung eines Brennstoffes mit Sauerstoff, zu den Produkten CO_2 , H_2O , SO_2 und N_2 bei Standardbedingungen. Das produzierte H_2O ist dabei gasförmig, anders als beim oberen Heizwert, bei diesem kondensiert das produzierte Wasser vollständig. Der untere Heizwert von bekannten Molekülstrukturen kann direkt mittels der Standardbildungsenthalpie berechnet werden. Für

organische Brennstoffe kann die empirische Korrelation von Boie verwendet werden um den unteren Heizwert zu berechnen.

Um die Zusammensetzungen und den thermodynamischen Zustand zu beschreiben, welche im Prozess vorkommen, werden **Substanzklassen** definiert. Zu diesen vier Klassen gehören:

- reines Wasser und/oder reiner Dampf
- Mischung von idealen Gasen
- organische Stoffe (Brennstoff, Öl)
- anorganische Stoffe

Die organischen Stoffe bestehen aus den Elementen C,H,O,N,S und Cl. Diese Elemente zusammen mit Luft bilden ebenfalls die Basis für alle gasförmigen Komponenten, welche modelliert werden. Bei den anorganischen Stoffen werden außerdem die Elemente K, Mg, Ca, Fe und Si betrachtet. Außer Wasser/Dampf werden alle Substanzklassen als globale Objekte implementiert. Die Informationen, welche in den Komponenten der globalen Objekte enthalten sind, ist der Molar- und Gewichtsanteil, die durchschnittliche molare Masse, die durchschnittliche Standardbildungsenthalpie und die Methoden zur Berechnung der Eigenschaften, welche von Temperatur und Druck abhängen.

Die **Modelle der Prozesseinheiten** erfüllen, wie bereits oben beschrieben, die Massen- und Energiebilanz. Die Grenzen für die Bilanzierung sind die Anschlüsse für Ströme oder mechanische Schäfte. Alle Mengen, welche für die Bilanzierung relevant sind, werden entweder durch Verbindungen dargestellt, oder erscheinen als Mitgliedsvariable im Einheitenmodell. Die Funktionsgleichungen beschreiben wie die Einheiten funktionieren, jede dieser Gleichungen ist im Einheitenmodell einer Mitgliedsvariable zugeordnet. Die Funktionsgleichung ist nur aktiv, wenn die Mitgliedsvariable gesetzt ist oder durch andere Korrelationen bestimmt ist. Wenn die Funktionsgleichung nicht aktiviert wird, reduziert sich das Modell auf eine Massen- und Energiebilanz. Jedes Modell enthält ebenfalls Testbedingungen welche negative Konzentrationen, Massenströme oder Druckabfälle überprüfen. Des Weiteren werden die Anforderungen für den zweiten Hauptsatz der Thermodynamik getestet. Die Prozesseinheiten können unterteilt werden in Basiskomponenten. Zu diesen zählen: Mischer, Wärmetauscher, Kompressoren, Pumpen, Separatoren und Turbinen, sowie spezielle Komponenten. Zu diesen zählen z.B. der Wirbelschichtreaktor oder auch der Gasmotor. Der Hauptunterschied zwischen den Komponenten ist, dass die Basiskomponenten mit jeder Kombination von Stoffklassen umgehen können. Wohingegen die speziellen Komponenten begrenzt sind und nur gewisse Kombinationen von Stoffklassen verwendet werden können. Beispiel dazu ist der Wirbelschichtvergaser, welcher im Bettmaterial einen Kohle Strom benötigt welches den Vergaser verlässt. Das Modell des Zweibettwirbelschichtvergasers wird genauer betrachtet und ist in Abbildung 20 dargestellt. Die Beschreibung der Nummern ist in Tabelle 4 aufgeführt. Die Ströme 1-3, 10 und 12 treten in die Bilanz ein. Um den Brennstoff-Input auf die Outputs aufzuteilen, können Split-Konditionen implementiert werden. Für die organischen Anteile: Kohle zu Bett, Kohle zu Produktgas und Teer zu Produktgas beziehen sich die Split-Konditionen auf Wasser und aschefreie Brennstoffe. Diese sind in Gleichung 2.7 bis 2.9 dargestellt.

$$\varphi_{Kohle,Bett} = \frac{\dot{m}_{Bett,aus} \cdot \beta_{Kohle,Bett,aus}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff})} \quad (2.7)$$

$$\varphi_{Kohle,PG} = \frac{\dot{m}_{PG} \cdot \beta_{Kohle,PG}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff})} \quad (2.8)$$

$$\varphi_{Teer,PG} = \frac{\dot{m}_{PG} \cdot \beta_{Teer,PG}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff})} \quad (2.9)$$

Für die anorganischen Feststoffe kann der Anteil des gereinigten Bettmaterials mittels Gleichung 2.10 berechnet werden. Der Anteil der Asche im Produktgas ist nach Gleichung 2.11 definiert.

$$\varphi_{Teer,PG} = \frac{\dot{m}_{Bett,Reibung}}{\dot{m}_{Bett,ein}} \quad (2.10)$$

$$\varphi_{Asche,PG} = \frac{\dot{m}_{Asche,PG}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot w_{Asche,Brennstoff}} \quad (2.11)$$

Die Split-Konditionen sind global definiert, beinhalten aber keine Informationen über die Ströme. Die verbleibenden Freiheitsgrade müssen durch funktionale Gleichungen oder Vorgabe der Ausgangszusammensetzung abgedeckt werden damit die restliche Zusammensetzungen der Ausgangsströme und ihre thermodynamische Zustände bestimmt werden können. Für die Produktgaszusammensetzung der Dampfvergasung können folgende Einschränkungen definiert werden:

$$y_{PG,i} = 0 \quad (2.12)$$

Wobei i dabei für $i = O_2, SO_2, N_2O, NO$ steht. Die Produktgas Zusammensetzung kann bestimmt werden, wenn alle Eingangströme bekannt sind. Für einige der Produktgaskomponenten sind noch weitere Gleichungen nötig, oder sie müssen vorgegeben werden. Es kann entweder die Kohlenwasserstoffkonzentration vorgegeben werden oder die molaren Verhältnisse der Produktgaskomponenten $CO/CO_2, NH_3/N_2, HCN/NH_3$. Wichtige Charakteristiken für die Dampfvergasung ist das Dampf-Brennstoff-Verhältnis, definiert in Gleichung 2.13, und der spezifische Wasserverbrauch der Reaktionen im Vergaser, in Relation zum trockenen, organischen Brennstoff, welcher eingeführt wird, definiert mittels Gleichung 2.14.

$$\varphi_{SF} = \frac{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot w_{H_2O,flüssig} + \dot{m}_{Brennstoff} \cdot w_{H_2O,Brennstoff}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff})} \quad (2.13)$$

$$X_{Wasser} = \frac{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot w_{H_2O,flüssig} + \dot{m}_{Brennstoff} \cdot w_{H_2O,Brennstoff} - \dot{m}_{PG} \cdot w_{H_2O,PG}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff})} \quad (2.14)$$

Eine weitere wichtige Größe ist die spezifische Menge des nicht umgewandelten Kohlenstoffs, welcher vom Kohlenstoff kommt, der mittels dem Brennstoff zugeführt wird. Diese Menge ist über Gleichung 2.15 definiert.

$$X_C = 1 - \frac{\dot{m}_{Bett,aus} \cdot \beta_{Kohle,Bett,aus} \cdot w_{C,Kohle,Bett,aus} + \dot{m}_{PG} \cdot \beta_{Kohle,PG} \cdot w_{C,Kohle,PG}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff}) \cdot w_{C,organisch,Brennstoff}} \quad (2.15)$$

Die letzte wichtige charakteristische Größe ist die spezifische Zirkulationsrate, in Relation zur Brennstoffmenge, welche durch Gleichung 2.16 definiert ist.

$$r_{Bett,zirkulation} = \frac{\dot{m}_{Bett,ein}}{\dot{m}_{Brennstoff} \cdot (1 - w_{H_2O,Brennstoff} - w_{Asche,Brennstoff})} \quad (2.16)$$

Die Struktur des Verbrennungsreaktors ist um einiges einfacher als die des Wirbelschichtvergasers, da keine Aufteilung der reaktiven Komponenten zu verschiedenen Ausgangsströmen nötig

ist. Das Modell ist ähnlich dem der Verbrennungskammer. Die Trennleistung des Zyklons ist in Gleichung 2.17 definiert [65].

$$\eta_{Trennen,Staub} = \frac{\dot{m}_{Fest,aus}}{\dot{m}_{Gas} \cdot \beta_{Staub,Gas,ein}} = 1 - \frac{\beta_{Staub,Gas,aus}}{\beta_{Staub,Gas,ein}} \quad (2.17)$$

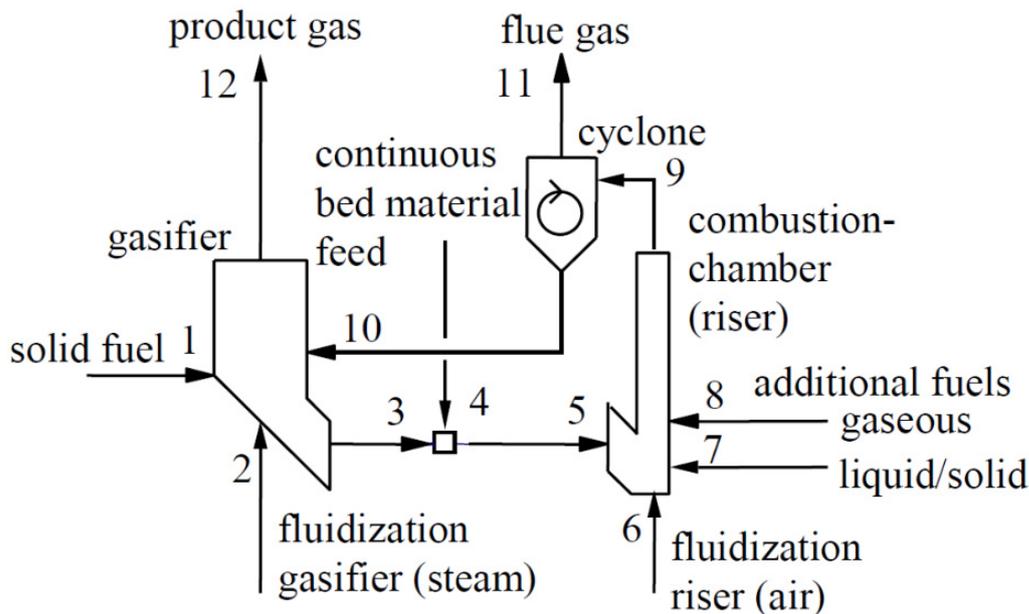


Abbildung 20: Modell des Zweibettwirbelschichtvergasers, welches einen Vergasungsreaktor, Verbrennungsreaktor und Zyklon enthält [65].

Tabelle 4: Substanzklassen und Ströme im Modell des Zweibettwirbelschichtvergasers, WG Wirbelschichtvergasers, VB Verbrennungsreaktor [65].

Nummer	Strom	Haupt-substanzklassen	Zusätzliche Substanzen	Transportiert Substanzklassen
1	Brennstoff zu WG	organisch	Wassergehalt Asche	Wasser/Dampf Fest
2	WG	Gas	-	-
3	Bettmaterial von WG	Fest	Kohle	organisch
4	Bettmaterial neu	Fest	-	-
5	Bettmaterial zu VB	Fest	Kohle	organisch
6	Fluidisierung VB (Luft)	Gas	-	-
7	Zusätzlicher Brennstoff VB	organisch	Wassergehalt Asche	Wasser/Dampf Fest
8	Produktgas zu VB	Gas	Teer	organisch
9	Transport Strom von VB	Gas	Bettmaterial (Staub)	Fest
10	Bettmaterial heiß zu WG	Fest	-	-
11	Rauchgas von Zyklon	Gas	Staub	Fest
12	Produktgas von WG	Gas	Staub Kohle Teer	Fest organisch organisch

Mittels dieser Bibliothek für IPSEpro wurde ein Modell der Anlage erstellt [79]. Das Modell der Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungs-Anlage ist in Abbildung 21 abgebildet.

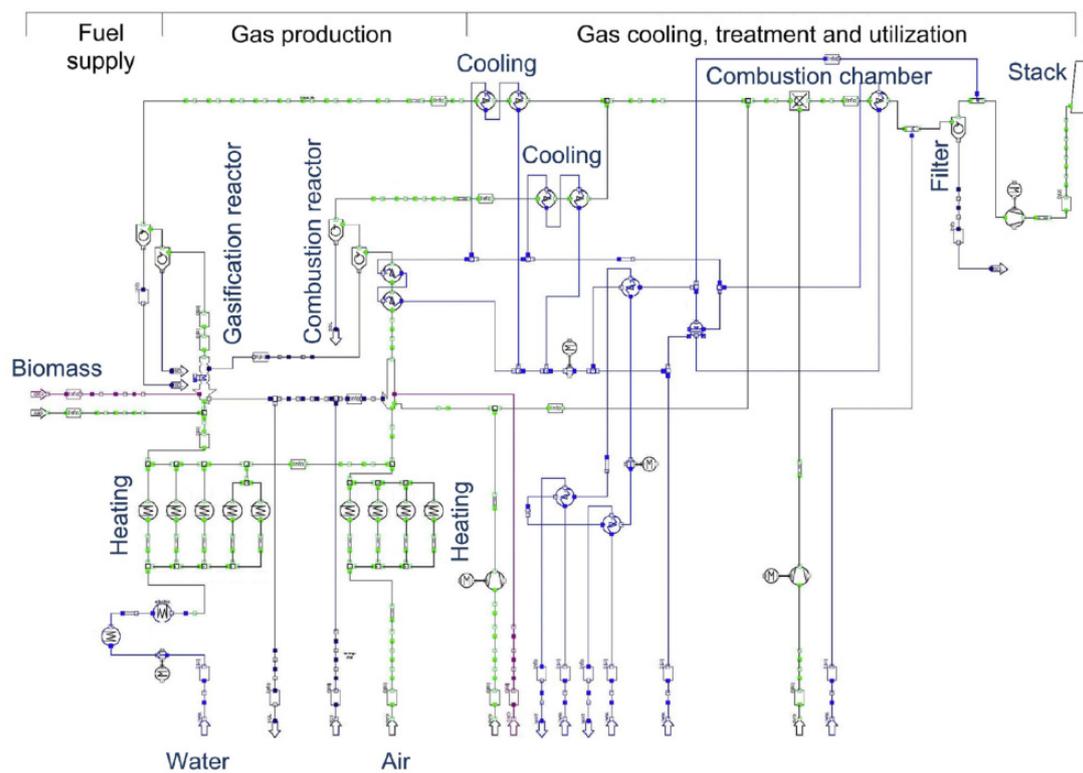


Abbildung 21: Prozess Simulation IPSE Modell für die 100 kW fortgeschrittene Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungs-Anlage [54].

3 Ziel dieser Arbeit

Im Zuge dieser Diplomarbeit soll die Warminbetriebnahme begleitet werden. Der Ablauf der Inbetriebnahme soll beschrieben, sowie auftretende Probleme aufgeführt werden. Neben den auftretenden Problemen sollen ebenfalls auch die gewählten Lösungen dazu beschrieben werden. Ziel dabei soll sein mögliche Mängel aufzuzeichnen und die entsprechenden Lösungen für spätere Anlagen aufzuzeigen. Die Daten, welche während der Inbetriebnahme gesammelt wurden, sollen mittels einem Matlab-Skript, aufgearbeitet werden. Diese erste Auswertung und Visualisierung kann für eine IPSEpro-Simulation genutzt werden. Mit dieser Simulation wird anschließend die Inbetriebnahme validiert. Hiermit soll festgestellt werden, ob während der Inbetriebnahme und des Probetriebs die geforderten Designwerte erreicht werden konnten. Neben der Datenauswertung soll ebenfalls eine erste Auswertung und Visualisierung dieser erfolgen. Dabei soll ermittelt werden welche Betriebsparameter welchen Einfluss auf die Gaszusammensetzung im Produkt- und Abgas haben, oder auch andere Prozessparameter.

Das Ziel dieser Diplomarbeit ist es folgende Forschungsfragen zu beantworten:

- *Welche Probleme sind während der Inbetriebnahme der Demonstrationsanlage aufgetreten? Wie wurden diese behoben und was lässt sich daraus für spätere Anlagen ableiten?*
- *Wie müssen die Prozessdaten für eine optimale Betriebsauswertung aufbereitet und dargestellt werden?*
- *Welchen Einfluss haben die Betriebsparameter auf die Gaszusammensetzung, des Produkt- und Abgases sowie auf andere Prozessparameter?*

4 Methodik und Versuche

4.1 1 MW Demonstrationsanlage in Wien Simmeringer Haide

Die Anlage wird in den nachfolgenden Unterkapiteln beschrieben. Unterteilt wurde die gesamte Anlage in die Bereiche Brennstoffbeschickung, Vergasung, Produktgasstrecke, Abgastrecke, Gasverwertung und Wasser/Dampf-Kreislauf. Diese Einteilung wurde vom PID Schema übernommen. Die gesamte Anlage ist in Abbildung 22 dargestellt.



Abbildung 22: 1 MW Demonstrationsanlage in Wien Simmeringer Haide.

4.1.1 Brennstoffbeschickung

Angeliefert wird die Biomasse in Schubbodencontainern, für welche zwei Stationen vorgesehen sind. Von diesen Container wird Biomasse entnommen. Diese gelangt, mittels Förderschnecken, auf ein überdachtes Förderband. Danach wird die Biomasse über eine Reversiersystem-Schnecke in zwei Brennstoffvorlagen gefördert. Durch die Drehrichtung der Schnecke kann eine der beiden Brennstoffvorlagen befüllt werden. Diese beiden Brennstoffvorlagen sowie ein Großteils der gesamten Anlage werden konstant mit N_2 gespült, um die Atmosphäre in den Vorlagen zu inertisieren. Mittels den Dosierschnecken, gegenläufige Doppelschnecken, welche einzeln angesteuert werden können, wird die Biomasse weiter zur Beschickungsschnecke gefördert. Die Beschickungsschnecke transportiert die Biomasse in das Zellrad. Mittels dem Zellrad wird die Biomasse in den unteren Vergasungsreaktor eingeschleust. Dieses System wird benötigt, damit kein Dampf und Produktgas vom Vergasungsreaktor in die Beschickungsschnecke gelangt. Ebenso verhindert es, dass sich mit dem Produktgas und der Luft ein zündfähiges Gemisch bildet. Bevor Gas mit der Anlage erzeugt werden konnte, musste dieses System kalibriert werden. Die Brennstoffbeschickung muss dabei für jeden neuen Brennstoff kalibriert werden.

4.1.2 Vergasung

Die Biomasse gelangt über die Brennstoffbeschickung, von oben, in den unteren **Vergasungsreaktor**. Die Vergasungsanlage erzeugt Synthesegas. Genaueres zur Biomassevergasung und der Reaktortechnologie in Kapitel 2.1 und 2.3.3. Unten im Reaktor wird über mehrere Düsen Prozessdampf für die Vergasung eingespeist. Oberhalb kann, während der Aufheizphase, Aufheizluft in den Reaktor eingeleitet werden. Oberhalb des Aufheizluftereinlasses wird Bettmaterial, welches im Strahlungskühler abgeschieden wird, zurück in den unteren Vergasungsreaktor geführt. Gefördert wird das Bettmaterial mittels zwei Förderschnecken. In der Wirbelschicht, im unteren Vergasungsreaktor, reagiert die Biomasse mit dem von unten einströmenden Dampf oder Luft. Das Produktgas strömt weiter in den oberen Vergasungsreaktor. Dieser ist ähnlich einer Rektifizierkolonne aufgebaut. Das Produktgas steht im Stoff- und Wärmeaustausch mit dem entgegenkommenden Bettmaterial. Als Bettmaterial wurde hauptsächlich Olivin verwendet. Zum Olivin wurde Kalk zudosiert. Mehr zum verwendeten Bettmaterial in Kapitel 4.3 Das Produktgas wird oben im Reaktor weiter zur Produktgasstrecke geleitet.

Über eine Rutsche gelangt das Bettmaterial in den **Verbrennungsreaktor**. Ein Siphon und die Rutsche trennen die beiden Reaktoren voneinander, damit kein Produktgas in den Verbrennungsreaktor gelangt, und kein Abgas in den Vergasungsreaktor. In Kapitel 2.3.3 werden die Rutsche und der Siphon genauer beschrieben. In die Rutsche wird Dampf eingespeist welcher als Gasspeere dient. Erwärmt werden kann der Verbrennungsreaktor, in der Aufheizphase, mit Aufheizluft, Heißluft, Heizöl oder Pellets, welche verbrannt werden. Erhitzt wird die Luft mittels zwei elektrischen Erhitzern. Über das Rückführgebläse kann Produktgas aus der Produktgasstrecke in den Verbrennungsreaktor geleitet werden. Im Vergasungsbetrieb kann Flugkoks, welches aus dem Zyklon und dem Keramikfilter abgeschieden wird, über eine Förderschnecke und Zellradschleuse, in den Verbrennungsreaktor gefördert werden. Durch das Verbrennen des Produktgases und des Flugkoks wird ein Teil der benötigten Energie für die Vergasung bereitgestellt. Die Bettasche, welche während der Verbrennung im Reaktor entsteht, wird unten im Verbrennungsreaktor ausgetragen. In der Kühlschnecke wird die Bettasche indirekt abgekühlt und weiter in ein Fass gefördert. Während des Betriebs wird Bettmaterial verbraucht, da dieses durch Abrasion zerkleinert wird und danach in der Abgasstrecke herausgefiltert werden muss. Deswegen wird es zusätzlich eingetragen, dies geschieht über einen Flow-Bin. Das Bettmaterial wird über die gleiche Zellradschleuse, über welche auch die Pellets eingetragen werden, in den Verbrennungsreaktor eingetragen. Das Abgas aus dem Verbrennungsreaktor wird in der Abgasstrecke aufgearbeitet. Die Abgasstrecke wird im übernächsten Kapitel 4.1.4 genauer beschrieben.

4.1.3 Produktgasstrecke

Das Produktgas aus dem Vergaser wird als erstes im Strahlungskühler abgekühlt. Gekühlt werden die Strahlungskühler mit Wasser aus der Dampftrommel, der dabei entstehende Dampf wird zur Dampftrommel zurück geleitet. Mitgerissenes Bettmaterial wird nach dem ersten Strahlungskühler zurück zum unteren Vergasungsreaktor transportiert. Als nächstes kommt das Produktgas in einen Zyklon, in welchem Flugkoks abgetrennt wird. Anschließend wird das Produktgas über einen Keramikkerzenfilter noch weiter von Flugkoks befreit. Es wird danach in den Verbrennungsreaktor gefördert. Nach dem Keramikkerzenfilter kommt das Produktgas in die Quench, in dieser wird das Produktgas mit Wasser gewaschen. Das Waschwasser kommt in den Quench-Phasentrenner in welchem die wässrige Phase von der organischen getrennt wird. Das Produktgas wird im nächsten Schritt mittels Wasser-Gas-Separator von Wasser getrennt und im Biodieselwäscher mit Biodiesel (RME) gewaschen. Der Biodiesel gelangen, zusammen mit der leichteren Phase des Quench-Phasentrenners, in den Biodiesel-Phasentrenner.

Die Emulsion im Biodiesel-Phasentrenner kommt in die Pumpenvorlage, von welcher aus die Emulsion in den Verbrennungsreaktor gefördert wird. Das Produktgas wird mittels dem Produktgasgebläse gefördert. Anschließend kann es mittels Rückführgebläse in den Verbrennungsreaktor gefördert werden oder in der Nachbrennkammer verbrannt werden.

4.1.4 Abgasstrecke

Das Abgas aus dem Verbrennungsreaktor 4.1.2 wird in zwei, in Serie geschaltete, Strahlungskühler geleitet. In den Strahlungskühlern wird das Abgas abgekühlt und in den Zyklon weitergeleitet. Die Strahlungskühler werden mit Wasser aus der Dampftrommel gekühlt, der dabei entstehende Dampf wird zur Dampftrommel zurückgeführt. Im Zyklon wird ein erster Teil der Flugasche mit einem Zellrad ausgetragen. Das Abgas wird danach im Gewebefilter weiter gereinigt, dabei fällt ebenfalls Flugasche an. Bettmaterial, welches im Strahlungskühler abgetrennt wurde, wie auch Flugasche aus dem Zyklon, werden in die Kühlschnecke gefördert. Die Flugasche aus dem Gewebefilter wird ebenso in die Kühlschnecke gefördert. Gekühlt werden die Schnecken mit Wasser aus dem Wasser/Dampf-Kreislauf. Das Wasser/Dampf-Gemisch wird zur Dampftrommel zurückgeführt. Die Kühlschnecke fördert die Flugasche in einen Flow Bin. Das Produktgas wird mit zwei Abgasgebläsen zur Nachbrennkammer gefördert.

4.1.5 Nachbrennkammer

Das Abgas aus dem vorherigen Kapitel 4.1.4 wird in die Nachbrennkammer geleitet. Nebst dem Abgas wird ebenfalls noch, über vier Lanzen, Produktgas in die Nachbrennkammer geleitet. Die Nachbrennkammer ist hauptsächlich dazu da um das Produktgas zu verbrennen da dieses nicht genutzt werden kann. Um diese vollständige Verbrennung zu gewährleisten, wird mittels einem Gebläse Luft in die Nachbrennkammer geblasen. Verbrennt wird das Produkt und Abgas in einer Heizölflamme. Die Flamme wird mit drei Öllanzen erzeugt, die hinzu oder weggeschaltet werden, je nach benötigter Leistung. Das verbrannte Abgas wird in den Boiler geleitet. In diesem wird Wasser erhitzt und verdampft, welches zur Dampftrommel zurück geleitet wird. Bei Störung wird das Abgas über das Dach rausgelassen. Bei regulärem Betrieb wird es weiter zur Wien Energie gefördert.

4.1.6 Wasser/Dampf-Kreislauf

Der Kreislauf besteht aus der Dampftrommel, welche Wasser für Schnecken, Strahlungskühler, Boiler und Redundanzkühler zu Verfügung stellt. Gefördert wird das Wasser mit der Dampftrommelwasserpumpe. Das Wasser/Dampf-Gemisch der Kühlschnecken und der Dampf der Strahlungskühler und Boiler gelangt in die Dampftrommel. Der Dampf kann von der Dampftrommel aus über Dach abgelassen werden. Des Weiteren kann der Dampf im Kondensator kondensiert werden. Gekühlt wird der Kondensator mithilfe eines Rückkühlers. Dieser wird mit einer Kühlflüssigkeit gekühlt welche im Kreis gefördert wird. Das Kondensat gelangt anschließend wieder in die Dampftrommel. Wenn Wasser für den Kreislauf benötigt wird, wird dieses von zwei Wasservorlagen bereitgestellt. Diese wiederum werden mit VE-Wasser von der Wien Energie gefüllt. Ein Teil des Wasser der Dampftrommel wird in den Sumpf entleert.

4.1.7 Abwasser

Das Wasser der Entleerung der Dampftrommel, Boiler, Abgasstrecke, Produktgasstrecke, Kondensatableiter und vom SV-Dampf wird im Sumpfbehälter gesammelt. Dieser befindet sich in einer Auffangwanne, welche den Prozessabwasserbehälter beinhaltet. In diesen wird die Ausblaseleitung, welche über Dach ist, entleert. Die Ausblaseleitung ist eine EX-Zone, da in ihr

die Blow-Out Gase, der Abdampf im Notfall, und bei Notabblasung die Gase der Zyklone der Abgas- und Produktgasstrecke, sowie der Boiler entleert werden. Der Sumpfbehälter und die Prozessabwasserbehälter werden mittels Pumpen entleert.

4.2 Betrieb der Demonstrationsanlage in der Simmeringer Haide

Als die Vergasungsanlage das erste Mal aufgeheizt wurde, musste sie nach einem Aufheizprogramm des Herstellers kontrolliert erwärmt werden. Dies war notwendig, um die Ausmauerung im Vergasungsreaktor nicht zu beschädigen. Bevor die Anlage aufgeheizt werden kann, müssen einige Einstellungen überprüft und gestartet werden. Dazu gehört die Druckluft, das VE- und Brauchwasser, das Prozessabwasser, die Flugascheaustragstrecke, die Flugkoksstrecke, die Begleitheizungen und die Pneumatikschränke. Wenn alles gestartet und überprüft wurde, kann die Nachbrennkammer gestartet werden.

Nachdem all diese Schritte abgeschlossen sind, kann die Anlage aufgeheizt werden, dazu wird zuerst elektrisch geheizt. Es wird aufgeheizt, bis der untere Teil des Verbrennungsreaktors eine Temperatur von 400 °C erreicht. Danach kann weiter mit Pellets aufgeheizt werden. Die Pellets werden dazu aus einem Flow Bin in den Verbrennungsreaktor gefördert. Mit Pellets wird von 400 °C auf etwa 750 °C geheizt. Um zusätzliches Bettmaterial in den Reaktor zu fördern kann gleich wie bei den Pellets vorgegangen werden. Erst wenn der untere Teil des Verbrennungsreaktors 750 °C erreicht hat, kann mit Heizöl weiter geheizt werden. Der Heizölfluss kann eingestellt und geregelt werden. Die Pellets-Zufuhr muss, wenn nötig, reduziert oder ganz abgeschaltet werden, um die gewünschte Temperatur nicht zu überschreiten. Durch die lange Aufheizzeit der Anlage von einigen Tagen wurde die Anlage Warmgehalten, auch wenn nicht vergast wurde. Nachdem die fluiddynamischen Bedingungen erfüllt sind startet der Bettmaterialumlauf automatisch.

Wenn der Verbrennungs- und Vergasungsreaktor die entsprechenden Temperaturen erreicht hat, kann der Vergasungsbetrieb gestartet werden. Dazu muss die Beschickungsschnecke eingeschaltet werden. Nachfolgend kann die entsprechende Dosierschnecke gestartet werden, um Biomasse in den Vergasungsreaktor zu fördern. Um den Vergasungsbetrieb von Luft auf Dampf umzuschalten, sind einige Schritte notwendig; die RME-Pumpe muss eingeschaltet sein, die Temperaturen im Verbrennungs- und Vergasungsreaktor müssen einen gewissen Wert erreichen, der Abgasweg muss frei sein. Ebenso muss das Prozesswasser und der Sumpf geöffnet sein. Daraufhin kann der Prozessdampf eingestellt werden. Die Brennstoffbeschickung kann gestartet werden. Das Heizöl kann reduziert werden, nachdem der Vergasungsbetrieb gestartet wurde. Das Nachbrennkammergebläse kann eingestellt werden. Das Spülluftgebläse, welches in den Verbrennungsreaktor führt, kann reduziert werden.

4.3 Eingesetzte Medien

4.3.1 Brennstoff

Als Brennstoff wurde im Vergasungsbetrieb hochwertiges Holzhackgut verwendet. Gegen Ende der Versuchsreihe wurde ebenfalls noch minderwertiges Holzhackgut vergast. Ausgelegt wurde die Anlage für hochwertiges Holzhackgut. Kalibriert wurde die Anlage mit Hartholz Buche. Die Raumdichte des Hackgutes ist in Tabelle 5 aufgeführt, wichtig ist diese für die Brennstoffbeschickung, welche mit diesen Brennstoffen kalibriert wurde. Ebenso ist der Verbrauch bei nominalem Betrieb in der Tabelle aufgelistet. Der Wassergehalt des Brennstoffes ist kleiner 22 % bezogen auf das Gewicht.

Tabelle 5: Eigenschaften hochwertiges Holzhackgut [80].

	Raumdichte [$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$]	Verbrauch [$\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$]
Fichte	190 bis 200	1.1 bis 1.3
Buche	280 bis 300	0.8 bis 1.0

Der Heizwert liegt zwischen $13.5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$ und $15.0 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$. Das Hackgut ist gut rieselfähig und getrocknet. Der Brennstoff hat eine feine bis kleine Stückigkeit [80]. Das Holzhackgut gehört wegen der hohen Partikelgröße zur Kategorie **Gruppe C** und lässt sich eher schwer fluidisieren. Mehr zu den Partikelkategorien in Kapitel 2.2. Das minderwertige Holzhackgut, auch Waldhackgut, sollte für den Betrieb ähnliche Partikelgröße haben, da die Schnecken der Anlage für diese Größen ausgelegt wurde. Vom Holzhackgut und Waldhackgut wurde eine Brennstoffanalyse durchgeführt. Die Analysenergebnisse für das hochwertige Holzhackgut sind in Tabelle 6 aufgeführt. Die Ergebnisse für das minderwertigere Waldhackgut sind in Tabelle 7 aufgelistet. Das Ascheschmelzverhalten ist für beide Brennstoffe ähnlich. Die Halbkugeltemperatur und Fliesstemperatur liegt für beide Brennstoffe über 1500°C . Beim hochwertigeren Holzhackgut liegt die Erweichungstemperatur ebenfalls über 1500°C . Beim Waldhackgut liegt die Temperatur bei 1350°C . Es wurde ebenfalls eine Elementaranalyse mittels RFA durchgeführt. Die entsprechenden Ergebnisse sind in [81] und [82] zu finden.

Tabelle 6: Analyseergebnisse Brennstoff hochwertiges Holzhackgut [81].

	Trockensubstanz [Massen-%]	Roh [Massen-%]
Wassergehalt	-	14.25
Aschegehalt	0.89	0.76
Kohlenstoffgehalt	49.36	42.33
Wasserstoffgehalt	5.84	5.01
Stickstoffgehalt	0.14	0.12
Schwefelgehalt	<0.02	<0.02
Chlorgehalt	<0.01	<0.01
Gehalt flüchtige Bestandteile	83.86	71.91
	$[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}]$	$[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}]$
Brennwert H_o	19678	16874
Heizwert H_u	18395	15426

Tabelle 7: Analyseergebnisse Brennstoff Waldhackgut [82].

	Trockensubstanz [Massen-%]	Roh [Massen-%]
Wassergehalt	-	20.99
Aschegehalt	1.18	0.93
Kohlenstoffgehalt	49.77	39.32
Wasserstoffgehalt	5.84	4.62
Stickstoffgehalt	0.19	0.15
Schwefelgehalt	0.04	0.03
Chlorgehalt	<0.01	<0.01
Gehalt flüchtige Bestandteile	82.26	64.99
	$\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right]$	$\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right]$
Brennwert H_o	20086	15870
Heizwert H_u	18803	14343

4.3.2 Bettmaterial

Als Bettmaterial wurde Olivin verwendet. Während des Betriebs wurde in einigen Prozessabschnitten Kalkstein über den Flow Bin zudosiert. Wann Kalk zugegeben wurde ist im Kapitel 4.4 aufgeführt. Olivin ist ein Silikatmineral in welchem Eisen- und Magnesiumionen eingebettet sind, wodurch es seine katalytische Wirkung zum Spalten von Teeren erhält [83]. Das Olivin Bettmaterial muss durch einen Kalzinationsprozess im Vergasungsreaktor aktiviert werden. Neben Olivin hat auch Kalkstein eine katalytische Wirkung welche Teere zersetzt [84]. Mehr zu verschiedenen Bettmaterial und ihrer Wirkungsweise in der Biomassevergasung im Kapitel 2.3.

Die mittlere Korngröße des Olivinsandes welcher eingesetzt werden kann beträgt 250 μm bis 285 μm . Die Korngrößenverteilung ist in Tabelle 8 aufgelistet. Die Größen dp_{10} , dp_{50} und dp_{90} bedeutet dabei das 10 %, 50 % und 90 % der Partikel kleiner sind als der angegebene Wert. Schüttdichte beträgt 1500 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ bis 1600 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Die Partikeldichte liegt zwischen 2850 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ und 2950 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ [80]. Der Olivinsand gehört zur Partikel Kategorie **Gruppe B** nach Geldart. Mehr zu den Partikel Kategorien in Kapitel 2.2.

Beim eingesetzten Kalkstein wird zwischen dem gröberen Kalksteinsand, mittlere Korngröße 450 μm bis 500 μm , und feinerem Kalksteinmehl unterschieden. Beide bestehen vorwiegend aus CaCO_3 . Die Korngrößenverteilung des Kalksteinsandes ist in Tabelle 8 aufgelistet. Die Partikeldichte beträgt 2600 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ bis 2750 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ und die Schüttdichte 1400 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ bis 1550 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Die Schüttdichte des Kalksteinmehls ist geringer und liegt zwischen 1000 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ und 1150 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Kalkstein sowie auch Olivin werden nachgefüllt, die nachgefüllte Menge ist abhängig vom Verbrauch [80]. Wie auch der Olivinsand gehört auch der Kalksteinsand zur Partikel Kategorie **Gruppe B**.

Tabelle 8: Korngrößenverteilung Olivinsand und des Kalksteins [80].

	Olivinsand	Kalkstein
dp_{10}	200 μm	340 μm
dp_{50}	260 μm	520 μm
dp_{90}	350 μm	720 μm

4.4 Versuchsablauf

Es wird der Versuchsverlauf vom 9. bis 18. März betrachtet. In dieser Zeit wurde der Vergasungsbetrieb gestartet und Brennstoff vergast. Der Ablauf wurde in zwei Tages Abschnitte unterteilt. Zum besseren Verständniss wird der Ablauf der Inbetriebnahme nachfolgend kurz aufgelistet und beschrieben. Der Versuchsablauf ist in den Tabellen 9 bis 13 aufgeführt. Da die Brennstoffbeschickung falsch kalibriert wurde, musste sie nachträglich neu kalibriert werden. Deswegen wurde kein Volllastbetrieb gefahren sondern nur Teillastbetrieb. Das neu kalibriert werden musste ist auch der Grund, wieso die nachfolgenden Massenflüsse keine schönen Zahlen sind.

Tabelle 9: Verfahrensablauf von 09.03.22 bis 10.03.22 (Brennstoffbeschickung = BS).

Zeitraum	Ablauf
09.03.22	
Vormittag	Warmhaltebetrieb
15:20	BS ein etwa $66.58 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$
17:00	BS in Vergaser aus
17:10	Übergang-Vergasung Start
17:33	BS ein etwa $66.58 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$
18:19	BS erhöhen
19:09	$131.95 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$
19:16	Umschalten auf Luft
19:32	Übergang-Vergasung Stopp
10.03.22	
07:00	Luftvergasung
09:45	Ende Luftvergasung
11:30	BS ein, Dampf Inbetriebnahme
11:45	Dampfvergasung

Tabelle 10: Verfahrensablauf von 11.03.22 bis 12.03.22.

Zeitraum	Ablauf
11.03.22	
02:21	Abbrennen Flugkoks
03:10	Flugkoks vollständig abgebrannt
14:40	Volllast Betrieb
21:54	Teillast $90.79 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$
12.03.22	
00:03	Umschalten Volllast, Unterdruck im Vergasungsreaktor
01:10	Dampf/Brennstoff-Verhältnis erhöhen, Volllast mit Überdruck
02:01	höhere Fluidisierung
02:13	BS ab, Nachbrennkammer Temperatur zu hoch
Rest Zeit	Warmhaltebetrieb

Tabelle 11: Verfahrensablauf von 13.03.22 bis 14.03.22.

Zeitraum	Ablauf
13.03.22	
ganzer Tag	Warmhaltebetrieb
14.03.22	
Vormittag	Warmhaltebetrieb
08:36	61-TISA50 Defekt
10:30	Start BS 78.69 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
10:46	BS erhöhen 102.90 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
11:08	BS erhöhen 115.01 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
12:05	BS erhöhen 121.06 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
12:42	BS erhöhen 145.27 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$, Volllast Betrieb
14:47	BS verringern 139.22 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
15:42	BS verringern 133.16 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Tabelle 12: Verfahrensablauf von 15.03.22 bis 16.03.22.

Zeitraum	Ablauf
15.03.22	
03:30	Teillast zwischen 90.70 kg und 108.95 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ in Verbrennungsreaktor
08:42	BS erhöhen 133.16 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$, Volllast Betrieb
11:05	BS erhöhen 139.22 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
11:36	BS verringern 137.70 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
16.03.22	
01:12	BS schrittweises verringern 102.90 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
01:28	BS schrittweises erhöhen 115.01 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
01:50	BS schrittweises erhöhen 127.11 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
08:45	BS erhöhen 133.16 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$, Volllast
09:03	BS erhöhen 137.70 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
10:44	BS verringern 102.90 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
12:22	BS erhöhen 133.16 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
13:45	Umschalten Waldhackgut
13:57	BS schrittweise erhöhen auf 193.68 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
16:35	Umschalten hochwertiges Hackgut
17:50	Umschalten Waldhackgut
18:25	Kalk eintragen 100 kg

Tabelle 13: Verfahrensablauf von 17.03.22 bis 18.03.22.

Zeitraum	Ablauf
17.03.22	
02:00	BS verringern 190.28 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
06:05	Ende Kalkdosierung
18.03.22	
00:03	Start herunterfahren

4.5 Teer- und Gasmessungen

4.5.1 Teermessungen

Während des stabilen Betriebs wurden mehrere Teerproben gezogen, welche anschließend analysiert wurden. Der stabile Vergasungsbetrieb ist dabei wichtig damit es keine starke Schwankungen der Teerkonzentration im Produktgas gibt. Die Proben wurden vom Prüflabor für Feuerungsanlagen der TU Wien gezogen und analysiert. Die Methode ist basierend auf der in [85] beschriebenen Methode, welche als Vorschrift zur Messung von Teeren an der TU Wien dient. Mit dieser Methode ist es möglich Staub, nicht verbrannte Kohle und Teerproben aus einem Gasstrom zu ziehen. Ebenso kann der Wassergehalt bestimmt werden. Grundlage ist die Impingermethode. Der schematische Aufbau, mit welchem Proben gezogen wurden, ist in Abbildung 23 dargestellt. Die Messstellen, an welchen die Proben gezogen wurden, sind in Tabelle 14 aufgeführt. Die genauen Beschreibungen der Messstellen sind in Bericht des Prüflabors für Feuerungsanlagen zu finden [86].

Tabelle 14: Ort der Teer Messstellen (PG, Produktgas) [86].

Messstellenummer	Messstelle
60-X601	PG Freeboard Vergaser
70-X710	PG nach Strahlungskühler
72-X720	PG nach Keramikkerzenfilter
74-X740	PG zwischen Quench und RME Wäscher
79-X791	Nach PG Gebläse
80-X810	Abgas nach Strahlungskühler
74-V115	Quench
74-V125	Quench
74-V215	RME Wäscher
74-V225	RME Wäscher

Für die Teermessungen wird über einen bestimmten Zeitraum ein Gasstrom isokinetisch entnommen. Bevor jedoch eine Probe gezogen werden kann, muss mit N_2 gespült werden. Das Gas fließt durch eine geheizte Leitung, da ansonsten die Teere schon in der Leitung kondensieren. Das Gas fließt weiter in einen Zyklon. Anschließend in eine, mit Glaswolle gefüllte, Filterpatrone. In diesen beiden Schritten wird der Staub abgeschieden. Danach wird das Gas durch sechs Impingerflaschen, oder auch Waschflaschen genannt, geleitet. Diese sind mit insgesamt 500 mL Toluol gefüllt. Aufgeteilt ist die Menge wie folgt: 50 mL, 100 mL, 100 mL, 100 mL, 150 mL und abschließend 0 mL [87]. Die Impingerflaschen werden während der Probenahme, mittels Kryostat, welcher Ethylenglykol enthält, auf -8°C abgekühlt, um damit die Teere im Gas besser zu kondensieren. Nach der definierten Probenahmezeit wird der Gasstrom und die Temperatur notiert [88]. In der ersten Waschflasche kondensiert meistens die wässrige Phase. Die flüssigen Phasen in den Flaschen werden vereint und das Wasser wird von der organischen Toluol-Phase abgetrennt. Anschließend wird die Menge Toluol gewogen und eine 10 mL Probe entnommen, um die GCMS-Analyse durchzuführen. Ebenfalls muss der Staub entfernt werden. Entfernt wird dieser mit einer Soxlet-Apparatur mit Isopropanol. Von der organischen Isopropanol-Phase wird ebenfalls eine 10 mL Probe für eine GCMS-Analyse entnommen [87].

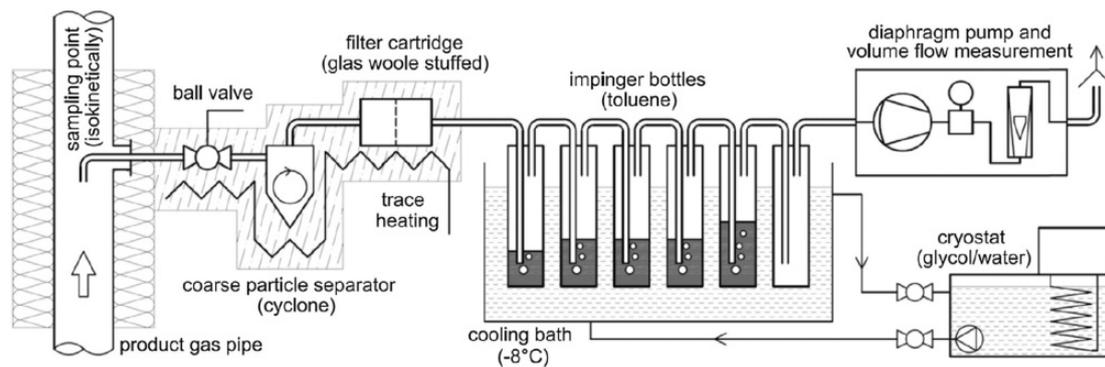


Abbildung 23: Aufbau um Teerproben zu ziehen [88].

Das GCMS-Analyse System besteht aus einem Autosystem XL GC und einem TurboMass GC mit positiven Elektronenstossionisation. Das Ofenprogramm startet bei 60 °C und steigt bis 290 °C mit verschiedensten Rampen dazwischen. Die GC-Säule ist eine DB-17MS MS-fähige Kapillarsäule. Die Säule ist 30 m lang, mit einem inneren Durchmesser von 250 µm und einer Filmdicke von 5 µm. Um die verschiedenen Substanzen zu quantifizieren, wird Selecting Ion Recording als Methode verwendet [88]. Die Proben werden vor Aufgabe ins GCMS, mittels 480 µL Lösungsmittel und 20 µL Standard, verdünnt. Zur einfacheren Interpretation wurden die verschiedenen Komponenten in Substanzgruppen eingeteilt [87].

4.5.2 Gasmessungen

Die Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgasstroms wurde kontinuierlich mit einem MRU-Messgerät gemessen und die entsprechenden Daten aufgezeichnet. Diese Messdaten des Produkt- und Abgases werden für die Datenaufbereitung verwendet, welche im nächsten Kapitel 4.6 genauer beschrieben wird. Gemessen werden die Gaszusammensetzungen am Ende der Produkt- und Abgasstrecke.

Neben der kontinuierlichen Messung der Gaszusammensetzung wurden an den gleichen Stellen an welchen die Teermessungen entnommen wurden, Proben gezogen. Der Probenbehälter wurde dazu vorher mit N₂ gespült und anschließend mit einer Membranpumpe evakuiert. Für jede Messstelle wurde ein Gasprobe gefüllt, welche dementsprechend beschriftet wurde. Zur Probenahme wurden die von den Teermessungen angebrachten Entnahmestellen genutzt. Es wurde ein Schlauch und eine Membranpumpe daran angeschlossen. Mit der Membranpumpe wurde Gas in den Gasprobensack gefördert. Die Startzeit der Messung wurde dabei immer notiert. Nach einigen Minuten war die Gasprobe gefüllt. Der Schlauch und die Membranpumpe wurden abgemacht. Die Proben wurden anschließend an verschiedene Gaschromatographen angeschlossen. Gemessen wurde die Gaszusammensetzung. Die Messungen wurden durchgeführt um Gaskomponenten, welche in der kontinuierlichen Produktgasmessung nicht berücksichtigt werden, zu analysieren.

4.6 Datenaufbereitung mit Matlab

Um die Daten für die IPSEpro Simulation aufzubereiten, wurde ein Matlab-Skript geschrieben. Das Skript ist im Anhang 7 zu finden. Der Name MATLAB steht für MATrix LABoratory. Ursprünglich wurde Matlab geschrieben um einfachen Zugang zu Matrix-Software zu haben. Es ist eine Hochleistungssprache vor allem für technische Berechnungen. Es kombiniert die Berechnungs- Visualisier- und Programmierumgebung. Es wird an vielen Universitäten und in der Industrie angewendet [89]. Grund für das Verwenden von Matlab war die Verfügbarkeit

an der Universität und ebenso die bereits implementierten Funktionen zur Datenauswertung. Zweck des Matlab-Skripts ist die Auswertung, Mittelwertbildung und das Berechnen der Standardabweichung der Temperatur im Vergaser und Verbrennungsreaktor, der Abgas- und Produktgaskonzentration und des Drucks im Vergasungsreaktors. Gemessen wird im Produktgas: H_2 , CO , CO_2 , CH_4 und O_2 . Im Abgas werden folgende Komponenten gemessen: CO , CO_2 , NO_2 , O_2 und SO_2 . Die Messstellen und der Ort der Messung sind in Tabelle 15 aufgelistet. Die Messstelle 61-TICZA040 wurde anstatt 61-TISA050 genommen da diese während der Inbetriebnahme durch Abrasion zerstört wurde und sie die nächsthöchste Messstelle war. Die Messstelle 61-TICZA030 wurde ausgewählt da sie oberhalb der Heizöllanze liegt und nicht auf gleicher Höhe wie 61-TISA020. Ebenso befindet sich die Messstelle nicht unterhalb der Rutsche wie 61-TISA010. Die Temperaturmessstelle 60-TISA050 wurde deswegen gewählt da sie die Oberste im oberen Vergasungsreaktor ist. Messstelle 60-TISA030, welche sich im unteren Vergasungsreaktor befindet, wurde gewählt, da sie sich im oberen Bereich der Wirbelschicht befindet und nicht in der Nähe der Dampfdüsen.

Tabelle 15: Ort der Messstellen der Temperatur im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor sowie dem Druck.

Messstelle	Ort der Messung
60-TISA030	unterer Vergasungsreaktor
60-TISA050	oberer Vergasungsreaktor
61-TICZA030	Verbrennungsreaktor oberhalb Heizöllanze
61-TICZA040	Verbrennungsreaktor
61-TISA050	Verbrennungsreaktor ganz oben (defekt durch Abrasion, Verwenden von 61-TICZA040)
60-PIZA030	unterer Vergasungsreaktor
Produktgaskomponenten	Ende Produktgasstrecke
Abgaskomponenten	Ende Abgasstrecke

Das Matlab-Skript ist wie folgt aufgebaut; es öffnet sich beim Starten des Skripts ein Fenster, in welchem der Dateiname der entsprechenden CSV-Datei eingegeben werden soll. Es wird anschließend die Zeit und das Datum mittels readcell-Befehl ausgelesen. Die beiden Vektoren werden danach in ein String umgewandelt. Dadurch kann der Zeit- und Datumsvektor mit dem datenum-Befehl in einen numerischen Wert gewandelt werden, dabei ist auf den korrekten Syntax zu achten, ansonsten kann entweder das Datum oder die Zeit nicht in einen numerische Wert konvertiert werden, was zu einem Error führt. Da die Messungen über mehrere Tage gingen, wurden die numerischen Zeitwerte des Datums- und Zeitvektor zusammengezählt. Dieser numerische Wert kann anschließend, mittels dem datetime-Befehl zu einem Datum- und einem Zeitvektor konvertiert werden. Mit dem readmatrix-Befehl konnten die numerischen Werte der Temperatur des Vergasungs- und Verbrennungsreaktors (60-TISA030, 60-TISA050, 61-TICZA030 und 61-TISA050), des Drucks des Vergasungsreaktor (60-PIZA030) und des Produktgases und Abgases ausgelesen werden. Diese Werte werden anschließend gegen das Datum und die Zeit aufgetragen, dadurch können stabile Betriebsbereiche erkannt werden. Die stabilen Betriebsbereiche können als nächstes ausgewählt werden. Dabei wird bei der Auswahl der Bereiche darauf geachtet, dass kein Brennstoffwechsel stattgefunden hat, die Temperatur im Vergasungsreaktor stabil ist oder auch eine konstante Gaszusammensetzung im Produktgas gemessen wird. Dazu öffnet sich ein Fenster in welchem das Datum und die Zeit angegeben wird, ab wann der Bereich startet. Danach öffnet sich eines in welchem angegeben werden muss wann der Bereich endet. Eingegeben wird das Datum und die Zeit im Format yyyy-MM-dd HH:mm:ss, beispielsweise 2022-03-14 14:15:05. Falls eine Zeit eingeben wird welche nicht als Datenpunkt im Vektor vorhanden ist, wurde eine Funktion implementiert. Diese berechnet

den nächsten Zeitwert aus, welcher danach gewählt wird. Anschließend kann der stabile Betriebsbereich visualisiert werden. Wenn in diesem noch kleinere Bereiche zu finden sind welche nicht betrachtet werden sollen, können diese Bereiche im nächsten Schritt angegeben werden. Zu solchen nicht betrachteten kleinen Bereichen gehören beispielsweise der Wechsel der Brennstoffbehälter oder auch kleinere Störungen des MRU-Messgerätes. Grob zusammengefasst sind kleinere Bereiche im Zeitbereich diejenigen welche die Mittelwertbildung verfälschen. Die entsprechenden Bereiche werden im Plot rot markiert und für die Mittelwertbildung der Temperatur, des Drucks und der Konzentration nicht betrachtet. Dazu wird den Bereichen kein numerischer Wert zugeordnet. Der Mittelwert wird mit dem mean-Befehl berechnet. Nicht numerische Werte werden mit `mean(... 'omitnan')` nicht berücksichtigt. Ähnlich wird die Standardabweichung berechnet. Dazu wird der `std`-Befehl verwendet und ebenfalls werden die nicht numerischen Werte nicht berücksichtigt. Die Mittelwerte und Standardabweichungen werden anschließend der Berechnung in einer Tabelle mit der entsprechenden Messstelle aufgelistet. Dazu gibt es folgende vier verschiedene Tabellen welche wie folgt abgekürzt sind:

- T_G Temperatur Vergasungsreaktor
- T_C Temperatur Verbrennungsreaktor
- T_K Konzentration Produktgas
- T_K_A Konzentration Abgas

5 Resultate

Im nächsten Kapitel werden die Resultate der Datenaufbereitung dargestellt. Ausgewertet wurden die Temperatur im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor, der Druck und die Konzentration im Produkt- und Abgas. Wegen der besseren Übersicht wurden die Temperatur-, Druck- und Konzentrationsplots immer in 2 Tage unterteilt. Um das Programm leicht zu erweitern falls weitere Temperaturen im Verbrennungs- oder Vergasungsreaktor betrachtet werden wollen, werden diese Temperaturen separat aufgeführt und nicht in einer Grafik. In den Temperaturplots wurden zwischen der Temperatur im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor unterschieden. Wo sich die entsprechenden Messstellen befinden ist bereits in Kapitel 4.6 beschrieben. In der letzten Woche der Inbetriebnahme wurde der Vergasungsbetrieb gestartet. In den nachfolgenden Verläufen wird der Zeitraum vom 9. bis 18. März 2022 betrachtet.

Um mittels IPSEpro zu simulieren, benötigt das Programm einige Temperatur-, Druck- und Konzentrationswerte. Mittels dem Matlab-Skript aus Kapitel 4.6 wurden die Daten der Inbetriebnahme, welche oben beschrieben wurden, weiter aufgearbeitet. Außerdem wurden 12 Zeitbereiche ausgewählt, welche genauer betrachtet werden sollen, diese sind für die bessere Übersicht am Anfang nummeriert. Diese Zeitbereiche sind jeweils unterhalb der 2 Tage Übersicht in einem Unterkapitel aufgeführt. Bei allen Bereichen ist die Temperatur des Vergasungs- und des Verbrennungsreaktors aufgeführt, sowie der Druck im Vergasungsreaktor. Des Weiteren sind in je zwei Abbildungen die Produktgas- und Abgaskomponenten dargestellt. Unter allen Abbildungen ist immer eine Tabelle mit den gebildeten Mittelwerten und den dazugehörigen Standardabweichungen zu finden.

5.1 Inbetriebnahme 9. bis 10. März 2022

In den Abbildungen 24 und 25 sind die Temperaturverläufe des Vergasungs- und Verbrennungsreaktors vom 9. bis 10. März 2022 aufgeführt. Der Verfahrensablauf ist in Tabelle 9 aufgelistet. Zu sehen ist im Temperaturverlauf des Vergasungsreaktor, dass die Temperatur der Messstelle welche sich im oberen Vergasungsreaktor befindet immer um etwa 100 °C höher ist als die des Unteren. Der Unterschied zwischen den Temperaturen im Verbrennungsreaktor ist viel geringer. Ersichtlich ist, dass die untere Temperatur 61TICZA030 für den ersten Tag etwa gleich hoch war wie die Temperatur 61TICZA040. Die Messstelle 61TISA050 wurde nicht betrachtet da diese ab 14. März defekt war. Am 10. März ist die untere Temperatur leicht niedriger, der Verlauf ist jedoch derselbe. Zu erkennen ist ebenfalls, dass wenn die Temperatur im Vergaser steigt die Temperatur im Verbrennungsreaktor ebenfalls zunimmt, umgekehrt gleich wenn die Temperatur sinkt. Ab dem 10. März ist ein Anstieg der Temperatur, in beiden Reaktoren, festzustellen. Die Temperatur ist anschließend konstant. Sie sinkt Ende des Tages wieder auf die vorherige Temperatur.

In den Abbildungen 26 und 27 sind der Druck- und Konzentrationsverläufe dargestellt. Die Konzentration ist in Volumenprozent angegeben. Der Druck schwankte während der ganzen Zeit um 0 MPa, er erreicht jedoch auch Werte von 0.01 MPa bis -0.004 MPa. Nachdem der Druck im Vergaser um etwa 13 Uhr absackte, wurde das PG-Gebläse eingeschaltet, wodurch der Druck schnell bis zu 0.01 MPa anstieg, sich jedoch anschließend einpendelte und normalisierte.

Zu sehen in den Konzentrationsmessungen sind die häufigsten Gase, welche im Produktgas vorkommen H_2 , CO , CO_2 , CH_4 und O_2 . Am 9. März in der Nacht bis mittags wurde nicht gemessen, da das Messgerät defekt war. Alle Werte der Messung sanken abrupt auf 0 % ab. Um halb drei nachmittags wurde der Dampfbetrieb gestartet. Zu erkennen an der O_2 -Konzentration die nach 0 % abnimmt. Die restlichen Konzentrationen H_2 -, CO -, CO_2 - und

CH_4 steigen jedoch. Kurze Zeit wurde, anstatt mit Dampf, mit Luft vergast, zu Erkennen an der O_2 -Konzentration im Produktgas. Am 9 März gegen 20 Uhr wurde der Vergasungsbetrieb eingestellt. Die O_2 -Konzentration steigt an und die Konzentrationen von H_2 -, CO -, CO_2 - und CH_4 sinken gegen 0% ab. Am nächsten Tag wurde von 7 bis 9 Uhr mit Luft vergast. Die CO_2 -Konzentration ist etwa gleich hoch wie beim Vergasen am Vortag, jedoch ist die H_2 - und CO -Konzentration niedriger. Der Vergasungsbetrieb mit Dampf wurde gegen 12 Uhr gestartet. In der Abbildung 28 sind die Konzentrationsverläufe der Abgaskomponenten aufgeführt. Im Abgas gemessen wird CO , CO_2 , NO_2 , O_2 und SO_2 . CO und SO_2 wird während der ganzen Zeit keines gemessen. NO_2 wird zwischen 09. März 12 Uhr bis 10. März 0 Uhr einige ppm gemessen als vergast wurde. Die CO_2 -Konzentration steigt während der beiden Tage an, die O_2 -Konzentration hingegen sinkt. Beide Konzentrationen schwanken stark. Sie verhalten sich gegensätzlich wenn der O_2 -Gehalt sinkt, steigt der CO_2 -Gehalt, und umgekehrt.

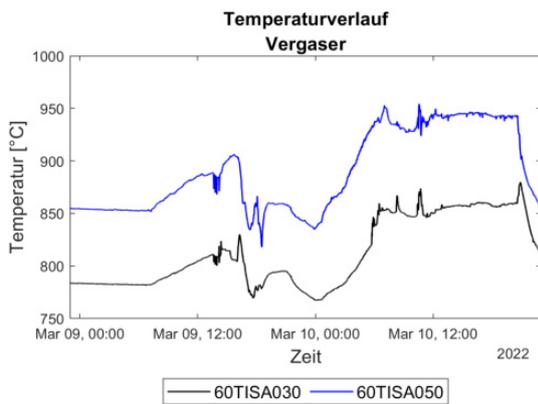


Abbildung 24: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor von 9. bis 10. März 2022.

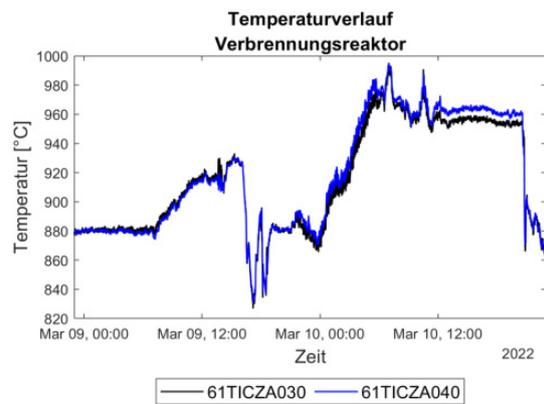


Abbildung 25: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor von 9. bis 10. März 2022.

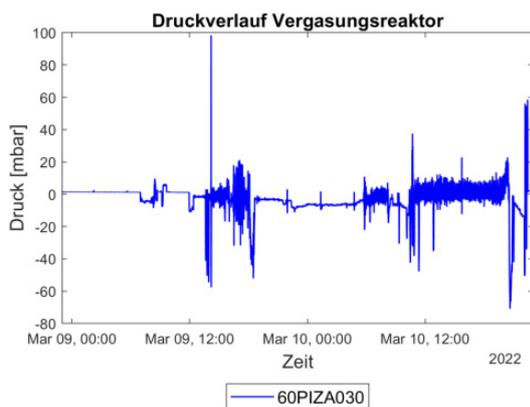


Abbildung 26: Druckverlauf im Vergasungsreaktor von 9. bis 10. März 2022.

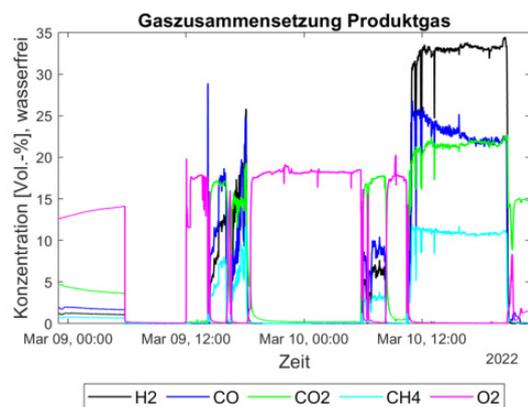


Abbildung 27: Konzentrationsverlauf im Produktgas von 9. bis 10. März 2022.

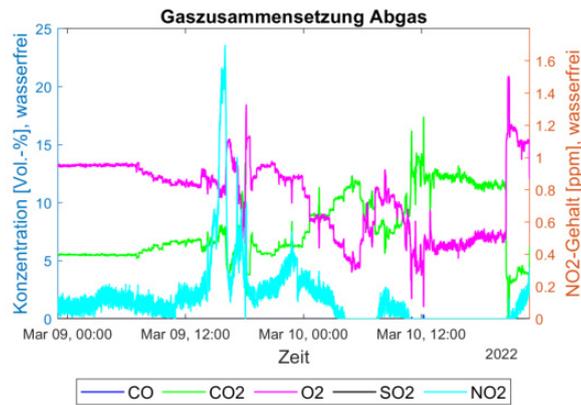


Abbildung 28: Konzentrationsverlauf im Abgas von 9. bis 10. März 2022.

5.1.1 Inbetriebnahme Dienstag 10.03.2022

1: Am 10.03.22 von **14:40 bis 16:40 Uhr** wurde bei Vollast hochwertiges Hackgut vergast, ebenso war frisches Olivin im Vergaser. Mehr zu den Brennstoffen und Bettmaterial im Kapitel 4.3. Die Temperatur des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 29 abgebildet. Der Mittelwert der oberen und unteren Vergasungstemperatur sind die höchsten aller Zeitbereiche, der Unterschied zwischen diesen beiden Temperaturen beträgt 87.07°C . Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 30 dargestellt. Der Temperaturunterschied zwischen den zwei Messstellen im Verbrennungsreaktor ist jedoch nur 7.18°C . Die beiden Mittelwerte der Verbrennungstemperaturen sind die höchsten aller Zeitbereiche. In der Abbildung 31 ist der Druckverlauf dargestellt, dieser schwankt stark um 0 Pa. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 32 aufgeführt und der der Abgaskomponenten in Abbildung 33. Der Mittelwert des CO_2 -Gehalts im Produktgas ist der Geringste aller Zeitbereiche. Anders der Mittelwert des CO_2 -Gehalts im Abgas, welcher mit 12.26 % der höchste Wert aller Zeitbereiche ist. Dahingegen ist der Mittelwert des NO_2 -Gehalts und der O_2 -Konzentration am geringsten. Die Mittelwerte und dazugehörigen Standardabweichungen aller abgebildeten Werte sind in Tabelle 16 aufgelistet.

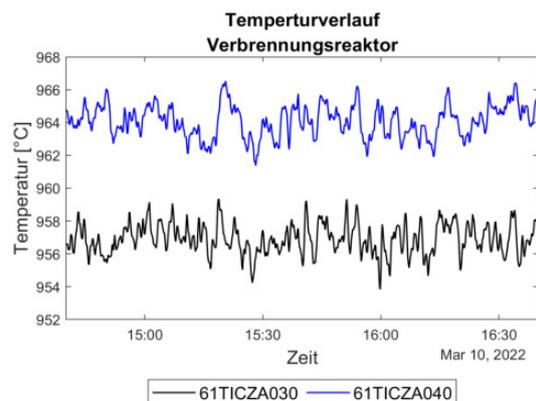
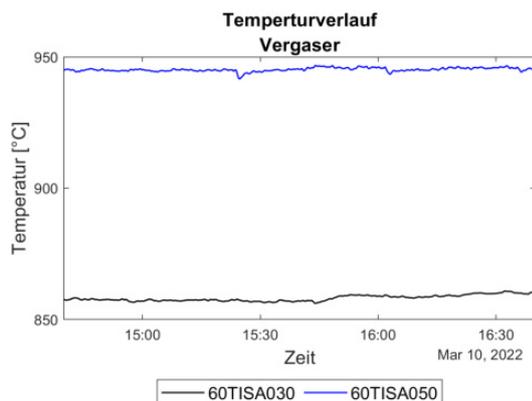


Abbildung 29: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 10.03.22 von 14:40 bis 16:40.

Abbildung 30: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 10.03.22 von 14:40 bis 16:40.

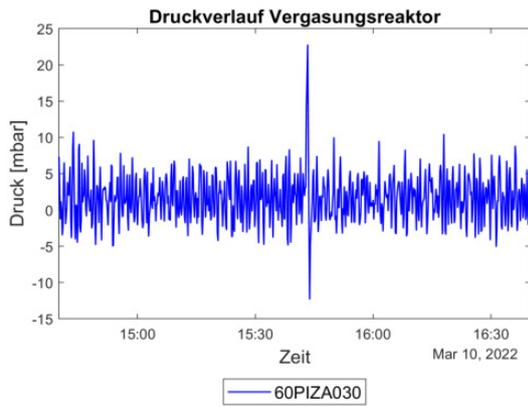


Abbildung 31: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 10.03.22 von 14:40 bis 16:40..

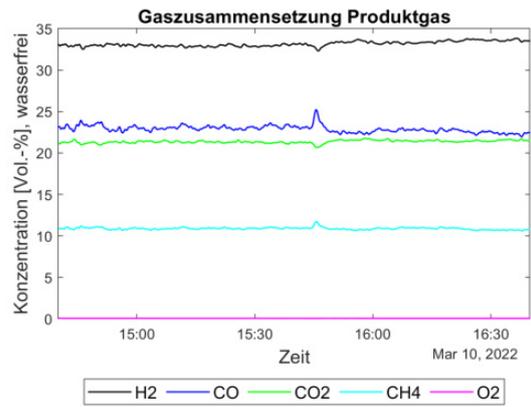


Abbildung 32: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 10.03.22 von 14:40 bis 16:40..

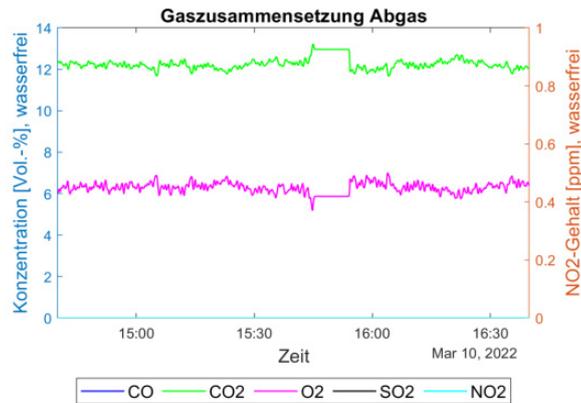


Abbildung 33: Konzentrationsverlauf im Abgas am 10.03.22 von 14:40 bis 16:40..

Tabelle 16: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 10.03.22 von 14:40 bis 16:40.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	858.12	1.14
60-TISA050 [°C]	945.19	0.7
61-TICZA030 [°C]	956.91	0.93
61-TICZA040 [°C]	964.09	0.98
60-PIZA030 [Pa]	165	323
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	33.16	0.3
CO [Volumen-%]	22.89	0.41
CO ₂ [Volumen-%]	21.38	0.17
CH ₄ [Volumen-%]	10.89	0.13
O ₂ [Volumen-%]	0.06	0
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	12.26	0.27
NO ₂ [ppm]	0	0
O ₂ [Volumen-%]	6.28	0.25
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

2: Ein weiterer Zeitbereich der am 10.03.22 betrachtet wurde ging von **17:40 bis 19:40 Uhr**. Es wurde ebenfalls wieder hochwertiges Holzhackgut bei Vollast vergast, das Olivin war auch bei diesem Bereich frisch. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 34 dargestellt. Der Temperaturunterschied vom oberen zum unteren Vergasungsreaktor ist 84.63 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 35 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen den beiden Messstellen beträgt 6.54 °C. Der Druck ist in Abbildung 36 dargestellt, dieser schwankt stark und liegt leicht höher als im vorherigen Zeitbereich. Der Konzentrationsverlauf des Produktgases ist in Abbildung 37 aufgeführt. Der O₂-Gehalt ist im ganzen Bereich 0 %. Die restlichen Werte schwanken nur wenig. In der Abbildung 38 sind die Abgaskomponenten aufgeführt. Die Konzentrationsverläufe von O₂ und CO₂ schwanken nur wenig. Die restlichen Gase CO, NO₂ und SO₂ sind im Abgas nicht messbar vorhanden. Die Mittelwerte und Standardabweichungen des Zeitbereichs sind in Tabelle 17 aufgelistet.

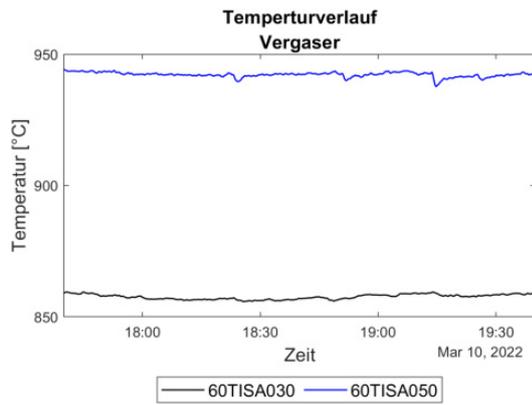


Abbildung 34: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 10.03.22 von 17:40 bis 19:40.

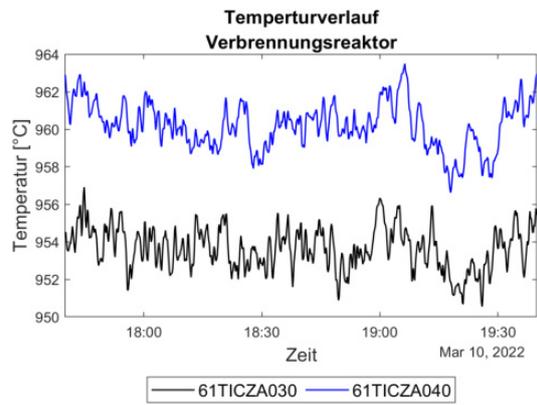


Abbildung 35: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 10.03.22 von 17:40 bis 19:40.

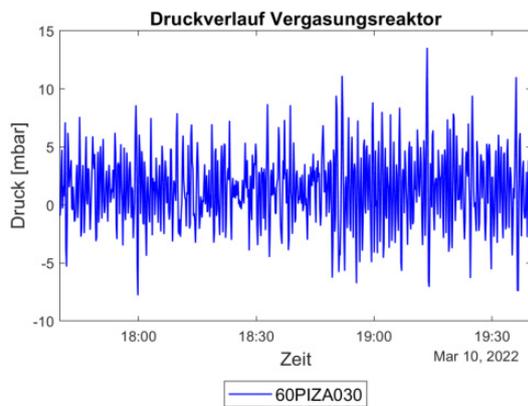


Abbildung 36: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 10.03.22 von 17:40 bis 19:40.

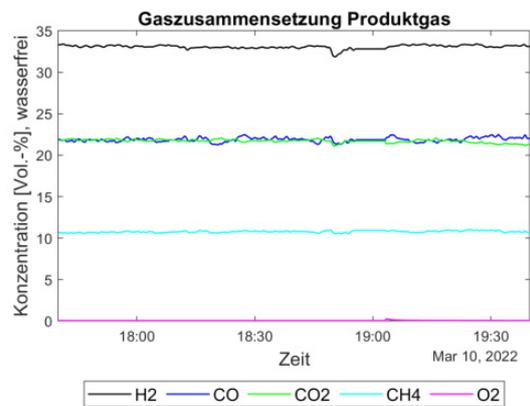


Abbildung 37: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 10.03.22 von 17:40 bis 19:40.

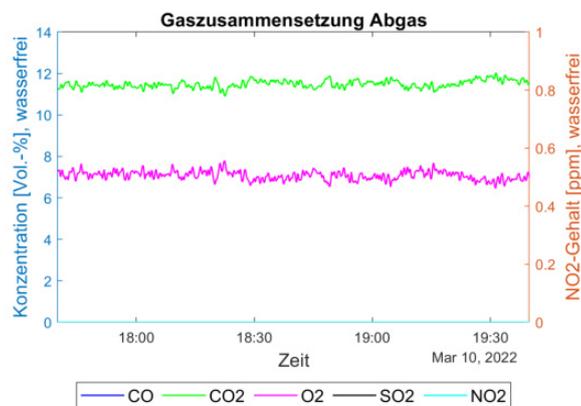


Abbildung 38: Konzentrationsverlauf im Abgas am 10.03.22 von 17:40 bis 19:40.

Tabelle 17: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 10.03.22 von 17:40 bis 19:40..

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	857.61	0.96
60-TISA050 [°C]	942.24	0.93
61-TICZA030 [°C]	953.66	1.14
61-TICZA040 [°C]	960.20	1.24
60-PIZA030 [Pa]	141	312
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	33.07	0.22
CO [Volumen-%]	21.88	0.25
CO ₂ [Volumen-%]	21.71	0.19
CH ₄ [Volumen-%]	10.78	0.11
O ₂ [Volumen-%]	0.06	0.02
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	11.49	0.18
NO ₂ [ppm]	0	0
O ₂ [Volumen-%]	7.08	0.22
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

5.2 Inbetriebnahme 11. bis 12. März 2022

In den Abbildungen 39 und 40 sind die Temperaturverläufe des Vergasungs- und Verbrennungsreaktors vom 11. bis 12. März 2022 dargestellt. Der Verfahrensablauf der beiden Tage ist in Tabelle 10 aufgeführt. Die Temperatur des oberen Vergasungsreaktor ist immer höher als die des Unteren. Der Temperaturverlauf ist jedoch derselbe. Anders beim Verbrennungsreaktor; die beiden Temperaturen liegen da nahe beieinander und der Temperaturverlauf ist auch derselbe. Die Temperatur des oberen Vergasungsreaktors steigt bis zu 950 °C an. Die des Verbrennungsreaktor bis zu 990 °C. Am 12. März, um 12 Uhr sinkt die Temperatur im Verbrennungsreaktor eher abrupt ab, bleibt kurz konstant und steigt nochmals stark und sinkt danach ab von etwa 950 °C auf 810 °C. Die Temperatur im Vergasungsreaktor verhält sich ähnlich.

In den Abbildungen 41 und 42 ist der Druck- und Konzentrationsverlauf des Produktgases dargestellt. Der Druck schwankt zwischen 11. März 12 Uhr und 12. März 1 Uhr stark. Der Höchstdruck ist bis zu 0.006 MPa und der niedrigste –0.006 MPa. Ansonsten schwankt der Druck um 0 MPa. Die Temperatur sinkt stark ab wie bereits oben beschrieben und so ähnlich verhält sich auch der Druck, welcher nachdem die Temperatur abrupt abgesunken ist, wenig bis gar nicht mehr schwankt.

Am 11. März, gegen 12 Uhr, wurde mit dem Vergasungsbetrieb gestartet. Zu erkennen an den H₂-, CO-, CO₂- und CH₄-Konzentrationen im Produktgas. Diese steigen anfangs stark an und bleiben anschließend während dem Vergasungsbetrieb konstant. Bis 0 Uhr wurde eine leichte O₂-Konzentration im Produktgas gemessen. Diese sinkt gegen Ende des Vergasungsbetriebs auf beinahe 0 % O₂ als der Vollast-Betrieb gestartet wird. Es folgt ein Vergasungsbetrieb für einige Stunden, danach wird umgeschaltet auf Warmhaltebetrieb. O₂-Konzentration steigt wieder an und H₂-, CO-, CO₂- und CH₄-Konzentrationen sinken ab, gegen 0 %. Ab diesem Zeitpunkt sinkt auch die Temperatur im Verbrennungs- und Vergasungsreaktor ab. Die Konzentrationen der Abgaskomponenten sind in Abbildung 43 aufgeführt. Während dem Vergasen, von 11. März 12 Uhr bis etwa 12. März 0 Uhr, ist der O₂ und CO₂-Gehalt stabil unter 10 % und

schwankt nur wenig. Die SO_2 - und CO -Konzentrationen sind während des Vergasungsbetriebs 0%. So auch der Gehalt von NO_2 welcher 0 ppm ist. Der NO_2 -Gehalt steigt anschließend auf 1 ppm an und ist stabil. Er hat nur einen kleinen Ausreißer, wobei der NO_2 -Gehalt auf etwa 2 ppm ansteigt. Sie sinkt jedoch ebenso schnell wieder auf das vorherige Niveau.

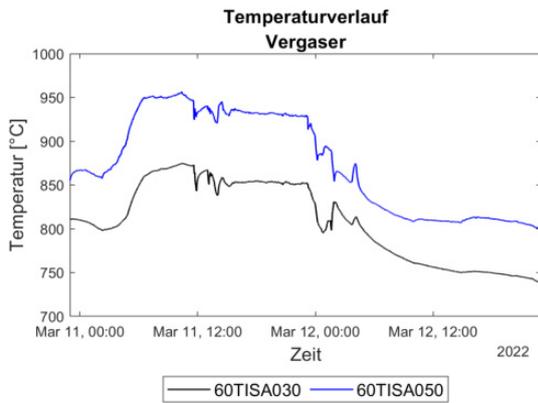


Abbildung 39: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor von 11. bis 12. März.

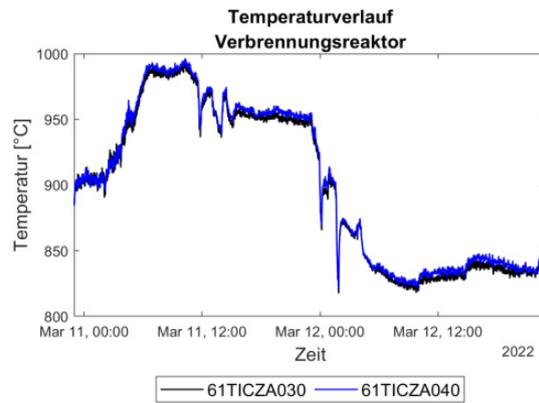


Abbildung 40: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor von 11. bis 12. März.

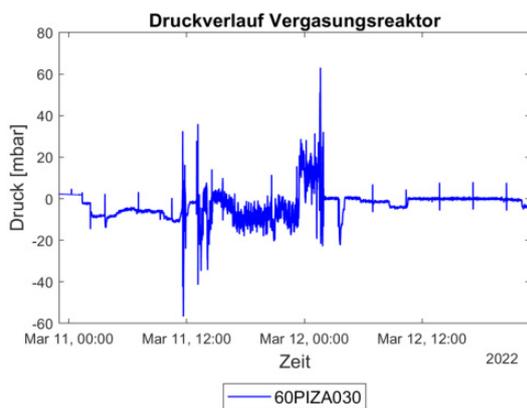


Abbildung 41: Druckverlauf im Vergasungsreaktor von 11. bis 12. März.

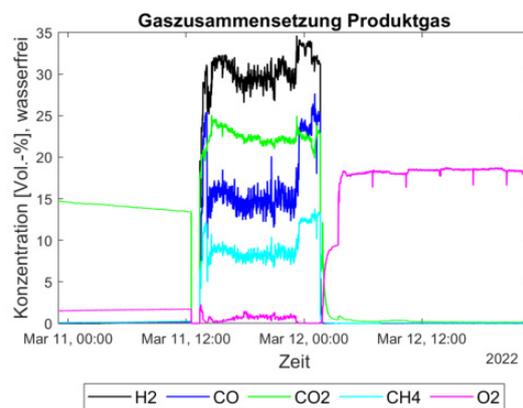


Abbildung 42: Konzentrationsverlauf im Produktgas von 11. bis 12. März.

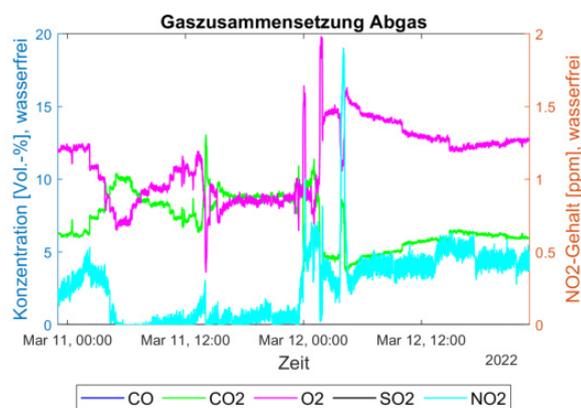


Abbildung 43: Konzentrationsverlauf im Abgas von 11. bis 12. März.

5.2.1 Inbetriebnahme Freitag 11.03.2022

3: Am 11.03.22 von **18:00 bis 21:30 Uhr** wurde Teillastbetrieb gefahren, dabei wurde hochwertiges Holzhackgut mit Luft vergast. Als Bettmaterial wurde frisches Olivin verwendet. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 44 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen dem oberen und unteren Vergasungsreaktor beträgt 78.06°C . Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 45 dargestellt. Der Unterschied zwischen den Temperaturen der beiden Messstellen beträgt etwa 4.36°C , der Verlauf der beiden Temperaturen ist ähnlich. Der Druck ist in Abbildung 46 aufgeführt. Er schwankt um -889 Pa . Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 47 dargestellt. Die Werte schwanken nur wenig. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 48 aufgeführt. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 18 aufgelistet.

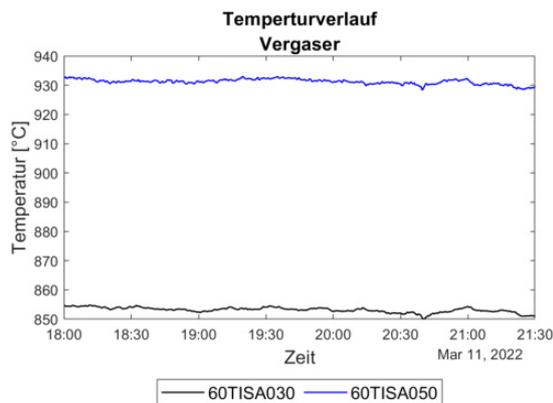


Abbildung 44: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 11.03.22 von 18:00 bis 21:30.

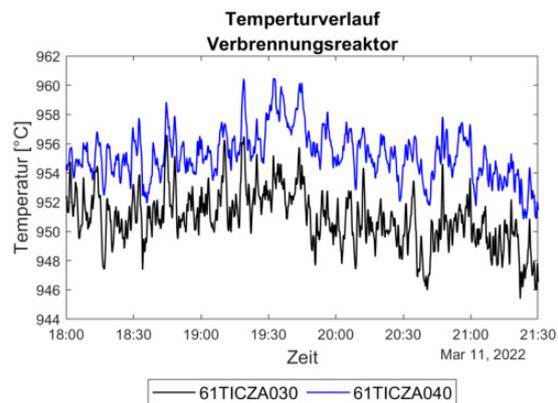


Abbildung 45: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 11.03.22 von 18:00 bis 21:30.

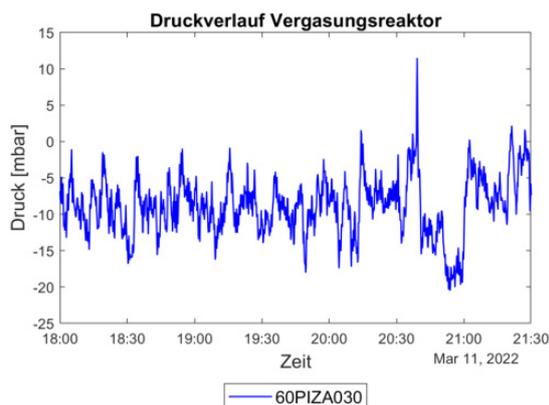


Abbildung 46: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 11.03.22 von 18:00 bis 21:30.

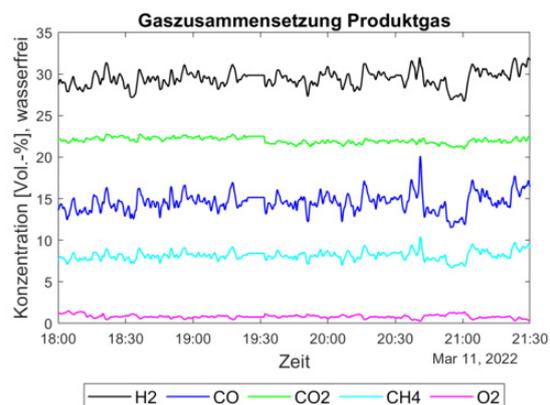


Abbildung 47: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 11.03.22 von 18:00 bis 21:30.

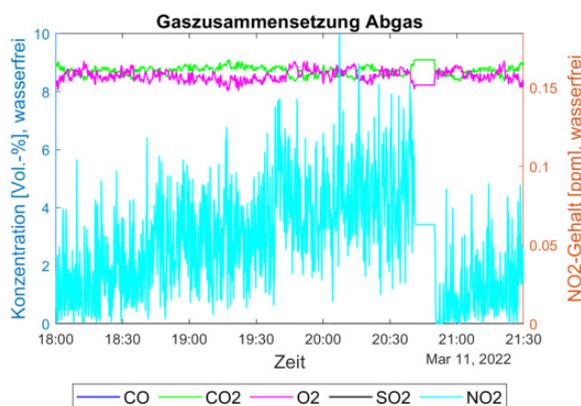


Abbildung 48: Konzentrationsverlauf im Abgas am 11.03.22 von 18:00 bis 21:30.

Tabelle 18: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 11.03.22 von 18:00 bis 21:30.

Messstelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	853.15	0.89
60-TISA050 [°C]	931.21	0.90
61-TICZA030 [°C]	950.90	1.91
61-TICZA040 [°C]	966.26	1.72
60-PIZA030 [Pa]	-889	401
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	29.43	0.97
CO [Volumen-%]	14.58	1.13
CO ₂ [Volumen-%]	22.02	0.35
CH ₄ [Volumen-%]	8.17	0.53
O ₂ [Volumen-%]	0.82	0.21
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	8.73	0.16
NO ₂ [ppm]	0.05	0.03
O ₂ [Volumen-%]	8.54	0.19
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

4: Am 11.03.22 von **21:30 bis 22:00 Uhr** wurde Teillast, $150 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ gefahren. Dabei wurde hochwertiges Holzhackgut mit Luft vergast, in frischem Olivin Bettmaterial. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 49 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen dem oberen und unteren Vergasungsreaktor beträgt 76.81°C , was der geringste Temperaturunterschied aller Zeitbereiche ist. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 50 dargestellt und der Unterschied zwischen den beiden Thermoelementen beträgt 3.37°C , was ebenfalls der geringste Temperaturunterschied aller ausgewählter Zeitbereiche ist. Der Druck ist in Abbildung 51 aufgeführt und schwankt, ähnlich wie der vorherige Zeitbereich, um einen negativen Druckwert. Der mittlere Druck von -1026 Pa ist der niedrigste Druck aller Zeitbereiche. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 52 dargestellt. Dabei ist der mittlere H₂-Gehalt von 29.27% die geringste Wasserstoffkonzentration im Produktgas aller Zeitbereiche. Dahingegen ist mit 0.85% Mittelwert am meisten O₂ im Produktgas vorhanden. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 53

aufgeführt. Der Mittelwert von 8.57 % CO₂ im Abgas ist der geringste aller Zeitbereiche. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen aller Messwerte sind in Tabelle 19 aufgelistet.

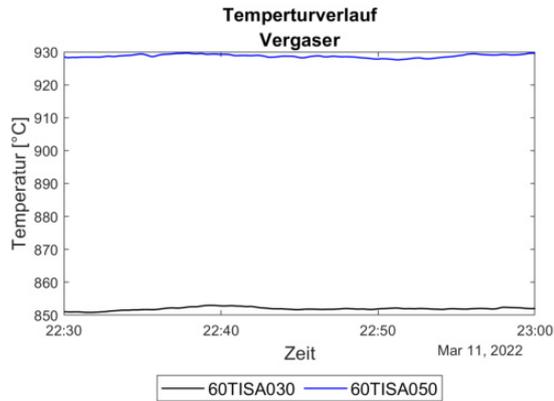


Abbildung 49: Temperaturverlauf im Vergaser am 11.03.22 von 21:30 bis 22:00.

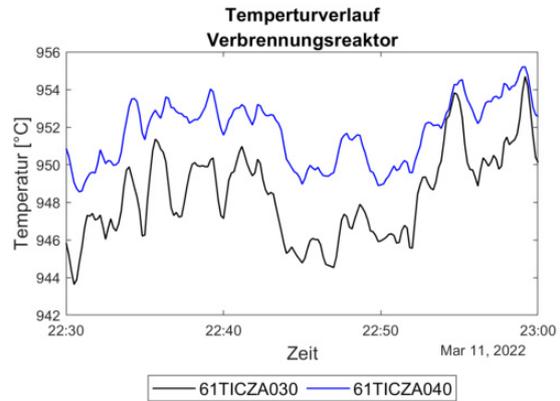


Abbildung 50: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 11.03.22 von 21:30 bis 22:00.

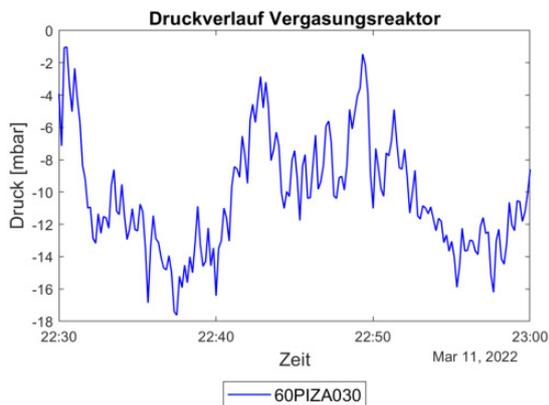


Abbildung 51: Druckverlauf im Vergaser am 11.03.22 von 21:30 bis 22:00.

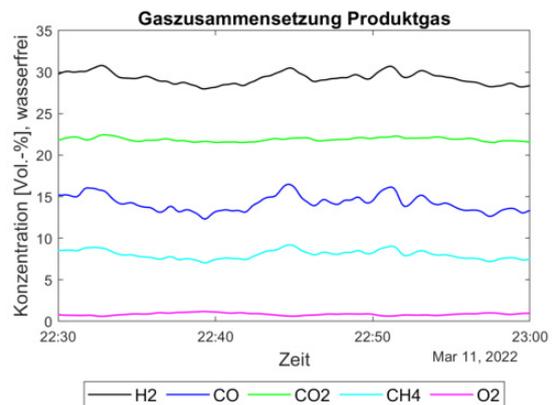


Abbildung 52: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 11.03.22 von 21:30 bis 22:00.

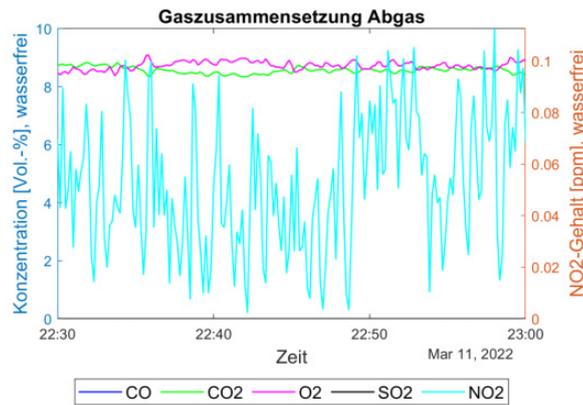


Abbildung 53: Konzentrationsverlauf im Abgas am 11.03.22 von 21:30 bis 22:00.

Tabelle 19: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 11.03.22 von 21:30 bis 22:00.

Messstelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	851.93	0.48
60-TISA050 [°C]	928.74	0.51
61-TICZA030 [°C]	948.36	2.36
61-TICZA040 [°C]	951.73	1.68
60-PIZA030 [Pa]	-1026	354
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	29.27	0.71
CO [Volumen-%]	14.22	0.98
CO ₂ [Volumen-%]	21.89	0.22
CH ₄ [Volumen-%]	8.04	0.52
O ₂ [Volumen-%]	0.85	0.14
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	8.57	0.11
NO ₂ [ppm]	0.05	0.03
O ₂ [Volumen-%]	8.73	0.14
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

5.3 Inbetriebnahme 13. bis 14. März 2022

In den Abbildungen 54 und 55 sind die Temperaturverläufe des Vergasungs- und Verbrennungsreaktors vom 13. bis 14. März 2022 aufgeführt. Der Verfahrensablauf in den beiden Tagen ist in Tabelle 11 aufgeführt. Die Temperatur des oberen Vergasungsreaktors ist ebenfalls höher, als die des unteren, der Temperaturunterschied beträgt etwa 50 °C. Der Temperaturverlauf ist jedoch auch hier bei beiden Messstellen gleich. Der Reaktor wird am 13. März auf Temperatur gehalten. Um etwa 5 Uhr morgens, am 14. März wird die Temperatur erhöht. Die Temperatur des Verbrennungsreaktors verhält sich ähnlich, auch sie steigt ab 5 Uhr an. Jedoch so stark das ein Alarm ausgelöst wurde, da die Temperatur des Verbrennungsreaktors bis auf 1100 °C stieg. Die Temperatur sinkt anschließend in beiden Reaktoren abrupt. Die Temperaturmessung der 61TISA050 Messstelle hatte einen Defekt und es wird keine Temperatur, nach dem Über-temperaturalarm, gemessen.

In den Abbildungen 56 und 57 sind die Druck- und Konzentrationsverläufe dargestellt. Der Druck ist während des ganzen Tages am 13. März konstant und schwankt nur leicht um 0 MPa. Durch den Übertemperaturalarm stieg auch der Druck stark an, auf 0.004 MPa, wegen der N₂-Spülung.

Der Vergasungsbetrieb mit Dampf wurde am 14. März um 10:20 Uhr gestartet. Zu erkennen ist dies an der O₂-Konzentration welche abrupt nach 0% absinkt. Die H₂-, CO-, CO₂- und CH₄-Konzentrationen steigen stark an. Die Konzentrationen der Abgaskomponenten sind in Abbildung 58 aufgeführt. Die Konzentration von O₂ ist bis 14. März 10:20 Uhr konstant und liegt zwischen 12% und 13%. Danach startet wie oben geschrieben der Vergasungsbetrieb. Das selbe mit der CO₂-Konzentration, diese liegt anfangs zwischen 6% und 8%. Die beiden Konzentrationen verhalten sich wieder gegensätzlich. Der CO- und SO₂-Gehalt beträgt während der ganzen Zeit 0%. Der NO₂-Gehalt ist bis zum Start des Vergasungsbetriebs konstant. Er sinkt auf 0 ppm wenn die Vergasung gestartet wird und steigt anschließend auf etwa 2 ppm.

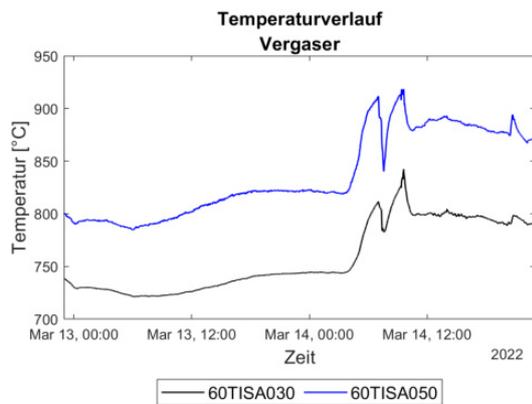


Abbildung 54: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor von 13. bis 14. März.

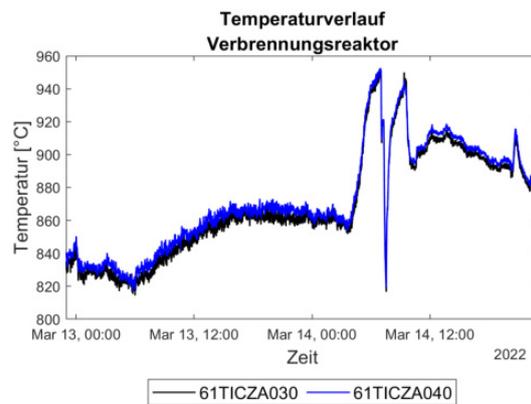


Abbildung 55: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor von 13. bis 14. März.

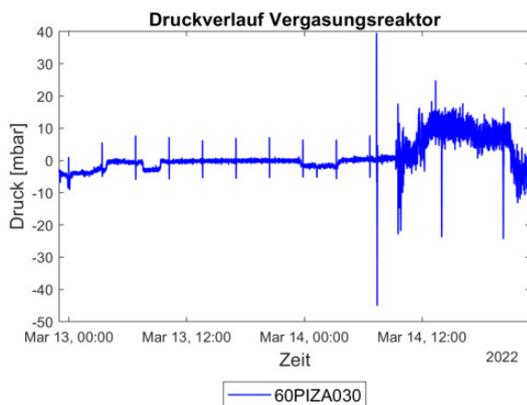


Abbildung 56: Druckverlauf im Vergasungsreaktor von 13. bis 14. März.

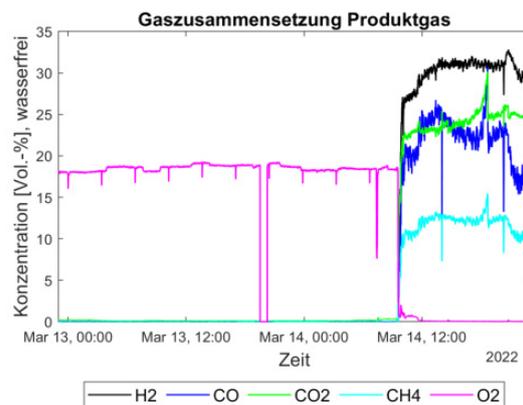


Abbildung 57: Konzentrationsverlauf im Produktgas von 13. bis 14. März.

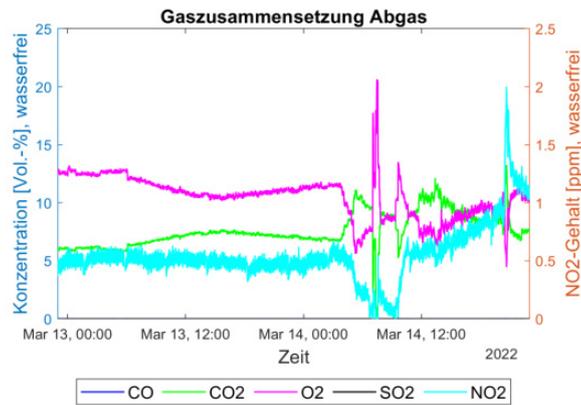


Abbildung 58: Konzentrationsverlauf im Abgas von 13. bis 14. März.

5.3.1 Inbetriebnahme Montag 14.03.2022

5: Am 14.03.22 von **13:00 bis 14:45 Uhr** wurde Vollast gefahren. Dabei wurde hochwertiges Holzhackgut vergast, in frischem Olivin Bettmaterial. Vergasungsmedium war, anders als bei den zwei vorherigen Zeitbereichen, Wasserdampf. Dabei wurde der Bereich von 13:55 bis 14:05 ausgeschnitten und nicht betrachtet da der Druck im Vergasungsreaktor und auch die CO- und CH₄-Konzentration im Produktgas für die kurze Zeit stark sinken. Die Werte steigen jedoch wieder auf die vorherige Höhe an. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 59 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen den beiden Thermoelementen ist 90,22 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 60 dargestellt und der Temperaturunterschied beträgt 4,11 °C. Der Druck ist in Abbildung 61 aufgeführt. Der Mittelwert des Drucks 1071 Pa ist der höchste aller Zeitbereiche. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 62 dargestellt. Dabei fällt auf, dass 12,66 % CH₄ im Produktgas der höchste Mittelwert aller Zeitbereiche ist. Ebenso ist mit 26,67 % der CO-Gehalt der höchste aller zwölf ausgewählten Zeitbereiche. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 63 aufgeführt. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 20 aufgelistet.

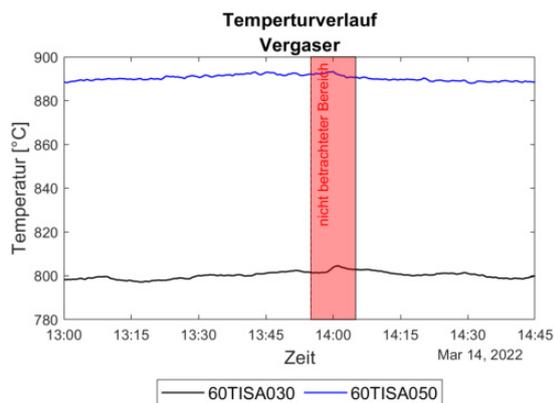


Abbildung 59: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 14.03.22 von 13:00 bis 14:45.

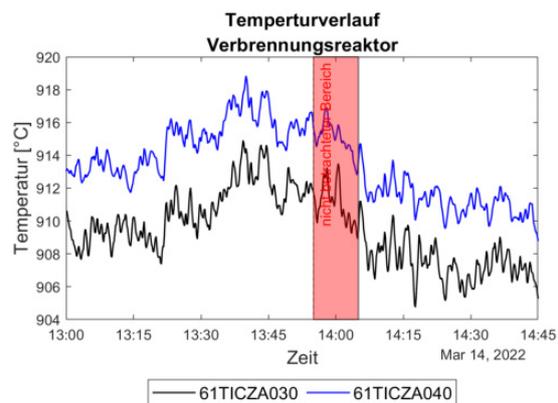


Abbildung 60: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 14.03.22 von 13:00 bis 14:45.

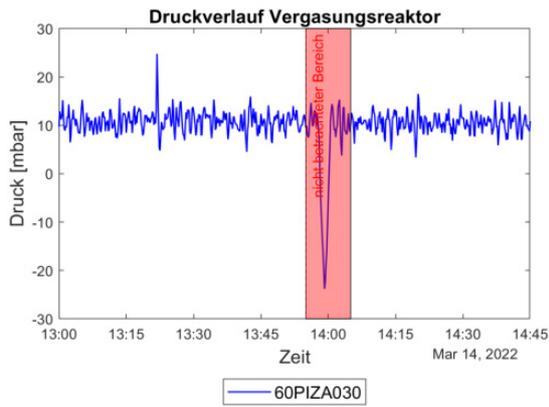


Abbildung 61: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 14.03.22 von 13:00 bis 14:45.

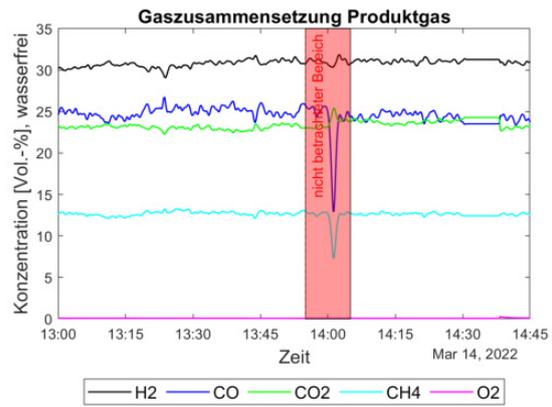


Abbildung 62: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 14.03.22 von 13:00 bis 14:45.

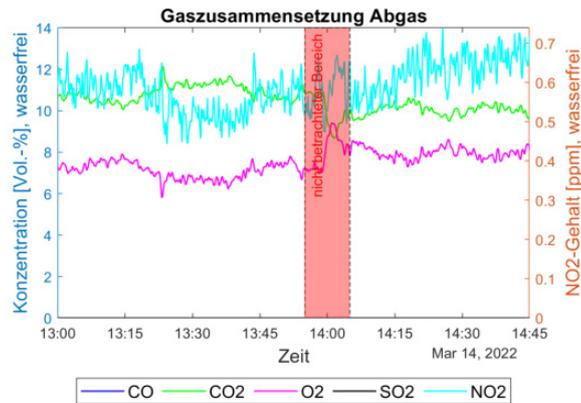


Abbildung 63: Konzentrationsverlauf im Abgas am 14.03.22 von 13:00 bis 14:45.

Tabelle 20: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 14.03.22 von 13:00 bis 14:45.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	799.95	1.43
60-TISA050 [°C]	890.17	1.27
61-TICZA030 [°C]	909.23	2.19
61-TICZA040 [°C]	913.34	2.23
60-PIZA030 [Pa]	1071	2.02
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	30.85	0.41
CO [Volumen-%]	26.67	0.66
CO ₂ [Volumen-%]	23.36	0.47
CH ₄ [Volumen-%]	12.66	0.21
O ₂ [Volumen-%]	0.07	0.02
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	10.52	0.54
NO ₂ [ppm]	0.59	0.06
O ₂ [Volumen-%]	7.47	0.55
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

6: Am 14.03.22 von **16:30 bis 20:00 Uhr** wurde Vollast gefahren. Der Zeitbereich von 18:10 bis 18:42 wurde ausgeschnitten. Vergast wurde hochwertiges Holzhackgut. Der Bereich wurde entfernt da die CO, CO₂ und CH₄ Werte konstant ansteigen, in diesem Bereich jedoch wieder abrupt auf die vorherige Konzentration abfallen. Als Bettmaterial wurde frisches Olivin verwendet. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 64 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen des oberen und unteren Vergasungsreaktors beträgt 85.42 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 65 dargestellt. Der Temperaturunterschied zwischen den beiden Thermoelementen ist 3.36 °C. Der Druck ist in Abbildung 66 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 67 dargestellt. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 68 aufgeführt. Der O₂-Gehalt von 9.35 % ist der höchste aller ausgewählten Zeitbereiche. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen der ausgewählten Daten sind in Tabelle 21 aufgelistet.

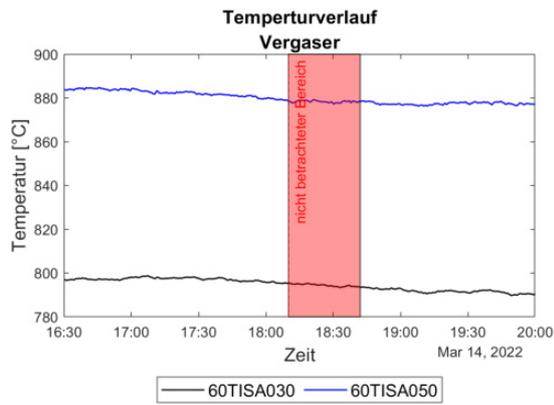


Abbildung 64: Temperaturverlauf im Vergaserreaktor am 14.03.22 von 16:30 bis 20:00.

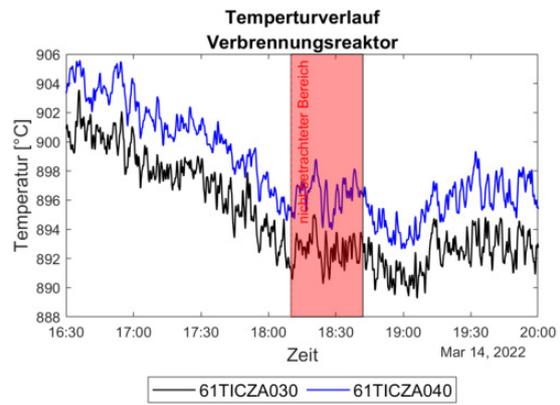


Abbildung 65: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 14.03.22 von 16:30 bis 20:00.

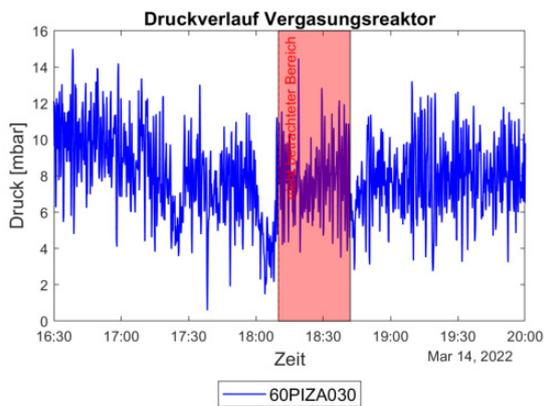


Abbildung 66: Druckverlauf im Vergaserreaktor am 14.03.22 von 16:30 bis 20:00.

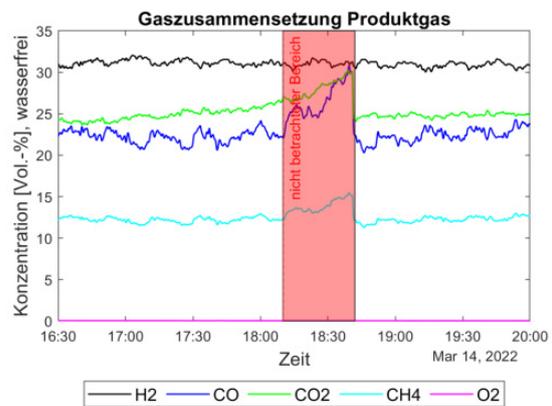


Abbildung 67: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 14.03.22 von 16:30 bis 20:00.

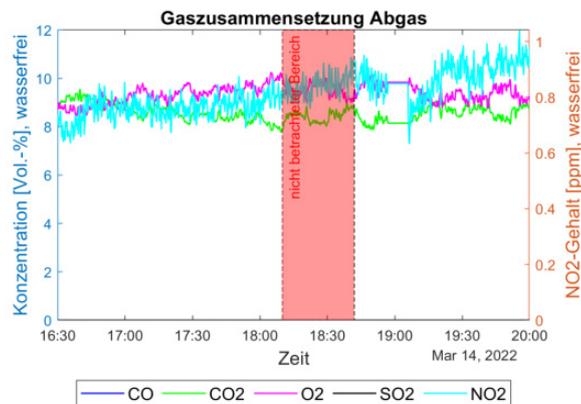


Abbildung 68: Konzentrationsverlauf im Abgas am 14.03.22 von 16:30 bis 20:00.

Tabelle 21: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 14.03.22 von 16:30 bis 20:00.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	794.76	2.84
60-TISA050 [°C]	880.18	2.72
61-TICZA030 [°C]	895.25	3.40
61-TICZA040 [°C]	898.61	3.41
60-PIZA030 [Pa]	800	228
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	31.06	0.37
CO [Volumen-%]	22.32	0.78
CO ₂ [Volumen-%]	24.86	0.56
CH ₄ [Volumen-%]	12.20	0.33
O ₂ [Volumen-%]	0.04	0.01
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	8.58	0.35
NO ₂ [ppm]	0.81	0.0.08
O ₂ [Volumen-%]	9.35	0.0.38
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

5.4 Inbetriebnahme 15. bis 16. März 2022

In den Abbildungen 69 und 70 sind die Temperaturverläufe des Vergasungs- und Verbrennungsreaktors vom 15. bis 16. März 2022 aufgeführt. Der Verfahrensablauf ist in Tabelle 12 aufgelistet. Die Temperaturen im Vergasungsreaktor waren über den gesamten Zeitraum einigermaßen konstant. Die Ausnahme war die Temperatur im oberen Vergasungsreaktor, welche einen fehlerhaften Wert enthält, da die Temperatur abrupt gegen 0 °C sinkt und anschließend wieder die vorherige Temperatur anzeigt wird. Der untere Vergasungsreaktor ist ebenfalls wieder etwa 50 °C kälter als der obere. Die Temperatur des unteren Vergasungsreaktors sinkt jedoch leicht und die Temperaturdifferenz wird dadurch größer. Der Temperaturfühler 61TISA050 des Verbrennungsreaktor war defekt und zeigt darum immer 1100 °C an. Die Temperaturen der Messstelle 61TICZA030 und 61TICZA040 sind ebenfalls wie die Temperaturen im Vergasungsreaktor konstant.

In den Abbildungen 71 und 72 sind der Druck- und die Konzentrationsverläufe dargestellt. Der Druck schwankt stark zwischen 0 MPa und 0.001 MPa, mit einigen Ausreißern von bis zu -0.004 MPa.

Während der ganzen Zeit wurde mit Dampf vergast, der O₂-Gehalt war durchgehend Null. Anfangs war sehr viel CO₂ und CO im Produktgas. Die Werte pendelten sich jedoch ein und waren für den Rest des Vergasungsbetriebs konstant und schwankten nur wenig. Die Konzentrationen der Abgaskomponenten sind in Abbildung 73 aufgeführt. Die Konzentration von CO und SO₂ sind während der ganzen Zeit konstant 0 %. Der Gehalt von CO₂ und O₂ schwanken um den Wert von 10 %. Der NO₂-Gehalt steigt konstant bis er am 16. März abends stark bis auf etwa 65 ppm ansteigt. Zu erkennen ist ebenfalls, dass wenn der NO₂-Gehalt steigt und eine Spitze aufweist der O₂-Gehalt sinkt, gleichzeitig steigt der CO₂-Gehalt im Abgas.

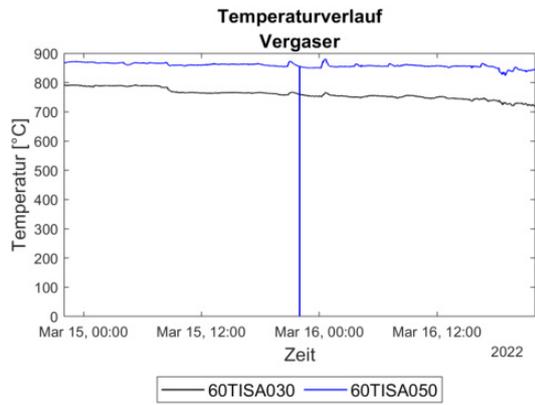


Abbildung 69: Temperaturverlauf im Vergaser von 15. bis 16. März 2022.

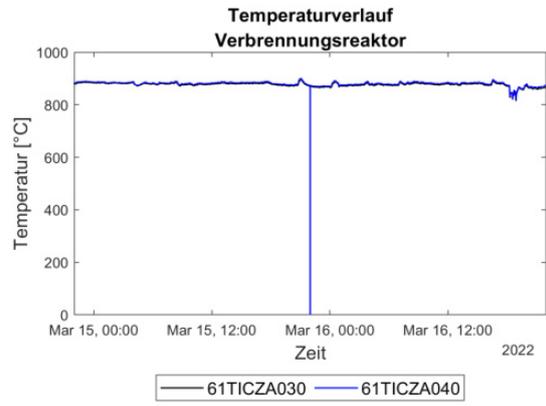


Abbildung 70: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor von 15. bis 16. März 2022.

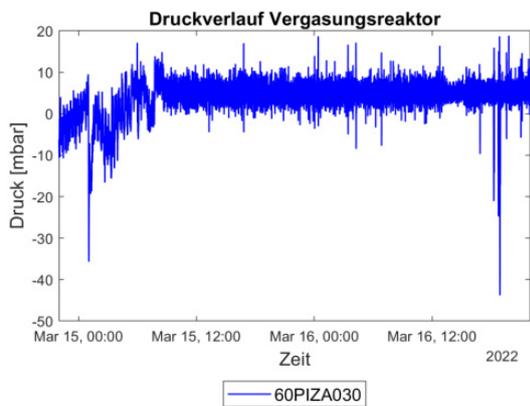


Abbildung 71: Druckverlauf im Vergasungsreaktor von 15. bis 16. März 2022.

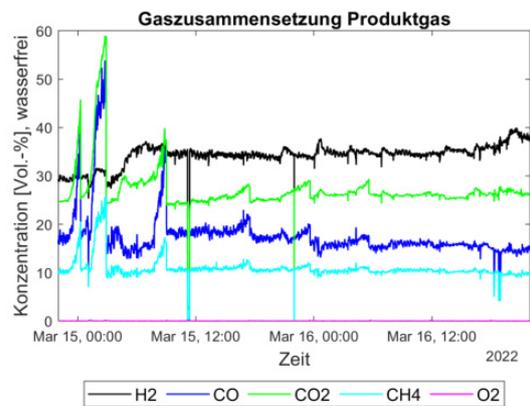


Abbildung 72: Konzentrationsverlauf im Produktgas von 15. bis 16. März 2022.

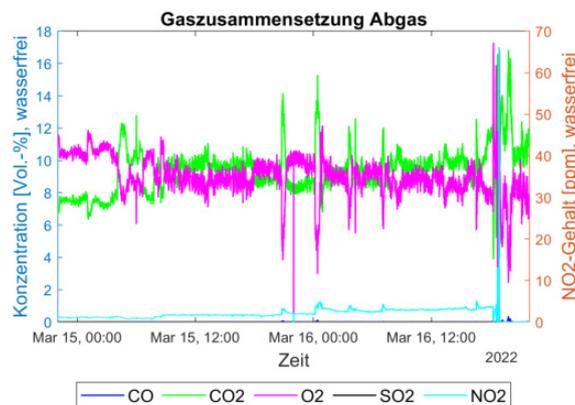


Abbildung 73: Konzentrationsverlauf im Abgas von 15. bis 16. März 2022.

5.4.1 Inbetriebnahme Dienstag 15.03.2022

7: Am 15.03.22 von **11:30 bis 17:00** wurde Vollast gefahren. Dabei wurde hochwertiges Holzhackgut vergast. Der Zeitbereich von 12:07 bis 12:23 wurde dabei ausgeschitten und nicht betrachtet, da beim MRU-Messgerät des Produktgases, während des Zeitabschnitts, der Filter getauscht wurde. Bettmaterial war frisches Olivin, ebenso wurde Kalk zugegeben. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 74 aufgeführt. Der Temperaturunterschied der beiden Thermoelemente im Vergasungsreaktor beträgt 97.34°C . Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 75 dargestellt und der Temperaturunterschied der zwei Messstellen beträgt 4.12°C . Der Druck ist in Abbildung 76 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 77 dargestellt. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 78 aufgeführt. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 22 aufgelistet.

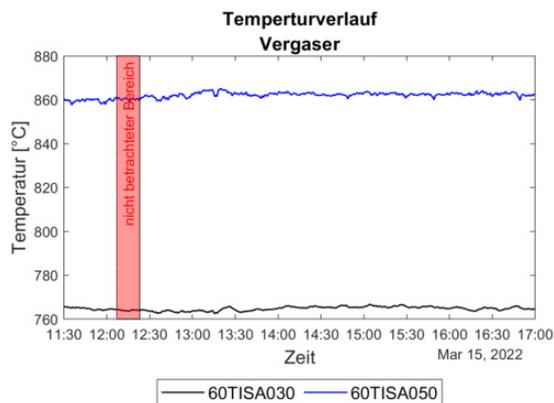


Abbildung 74: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 15.03.22 von 11:30 bis 17:00.

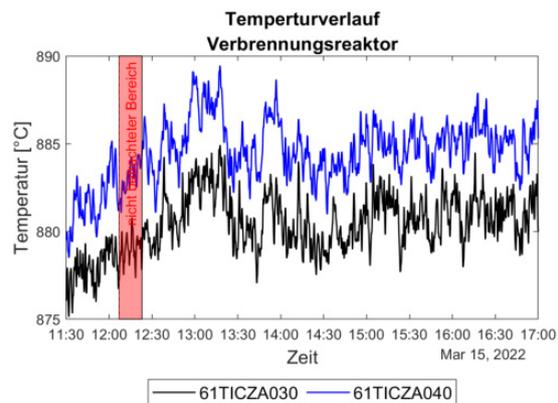


Abbildung 75: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 15.03.22 von 11:30 bis 17:00.

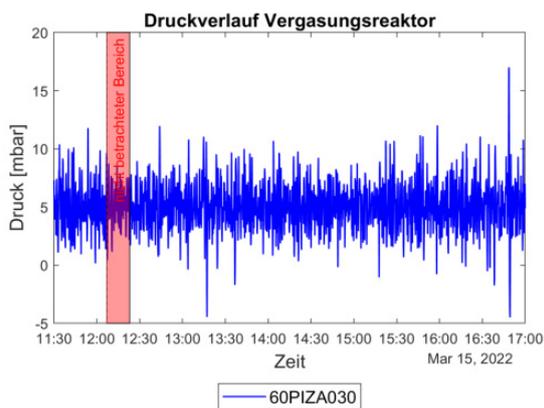


Abbildung 76: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 15.03.22 von 11:30 bis 17:00.

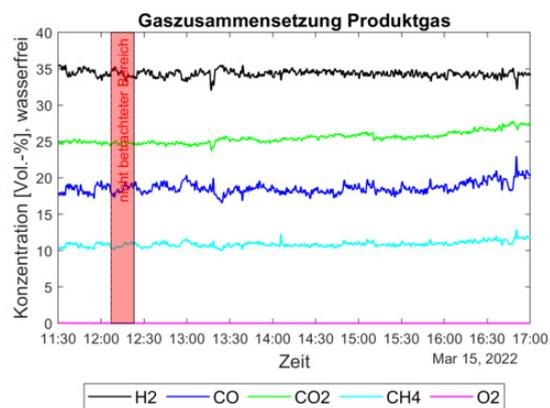


Abbildung 77: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 15.03.22 von 11:30 bis 17:00.

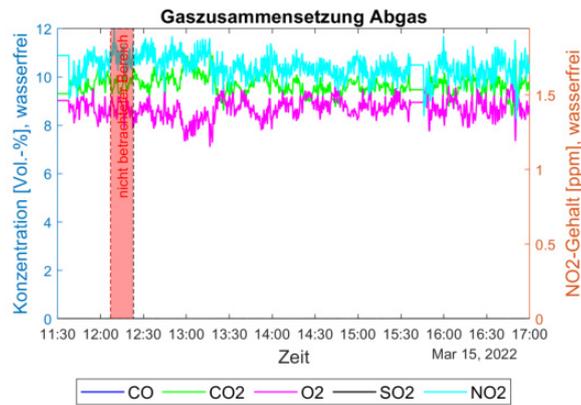


Abbildung 78: Konzentrationsverlauf im Abgas am 15.03.22 von 11:30 bis 17:00.

Tabelle 22: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 15.03.22 von 11:30 bis 17:00.

Messstelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	764.81	0.89
60-TISA050 [°C]	862.15	1.26
61-TICZA030 [°C]	880.46	1.67
61-TICZA040 [°C]	884.54	1.79
60-PIZA030 [Pa]	505	206
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	34.34	0.45
CO [Volumen-%]	18.63	0.77
CO ₂ [Volumen-%]	25.54	0.75
CH ₄ [Volumen-%]	10.91	0.36
O ₂ [Volumen-%]	0.01	0.01
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	9.63	0.38
NO ₂ [ppm]	1.68	0.08
O ₂ [Volumen-%]	8.71	0.41
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

5.4.2 Inbetriebnahme Mittwoch 16.03.2022

8: Am 16.03.22 von **09:30 bis 12:20** wurde Vollast gefahren. Es wurde hochwertiges Holzhackgut mit Dampf vergast. Bettmaterial war frisches Olivin, ebenso wurde etwas Kalk in den Verbrennungsreaktor zugegeben. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 79 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen dem oberen und unteren Vergasungsreaktor beträgt dabei 107.22 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 80 dargestellt. Der Temperaturunterschied der zwei Thermolemente ist 4.28 °C. Der Druck ist in Abbildung 81 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 82 dargestellt. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 83 aufgeführt. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 23 aufgelistet.

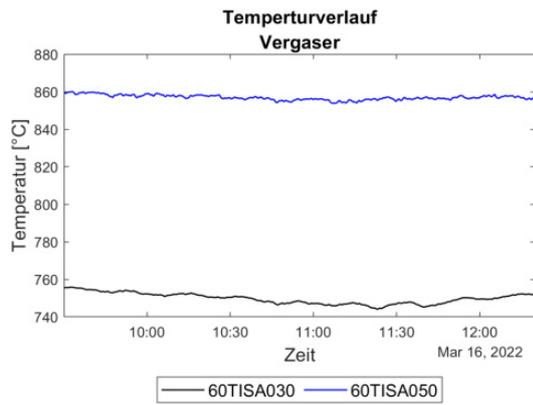


Abbildung 79: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 16.03.22 von 09:30 bis 12:20.

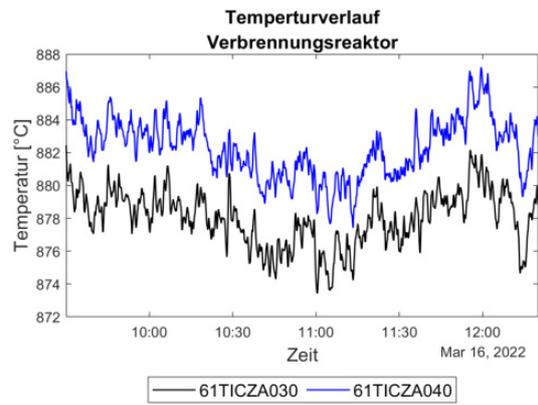


Abbildung 80: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 16.03.22 von 09:30 bis 12:20.

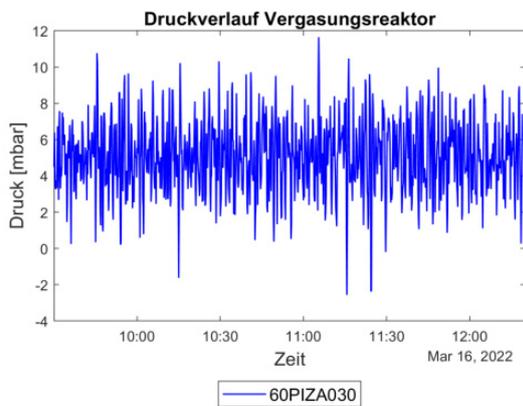


Abbildung 81: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 16.03.22 von 09:30 bis 12:20.

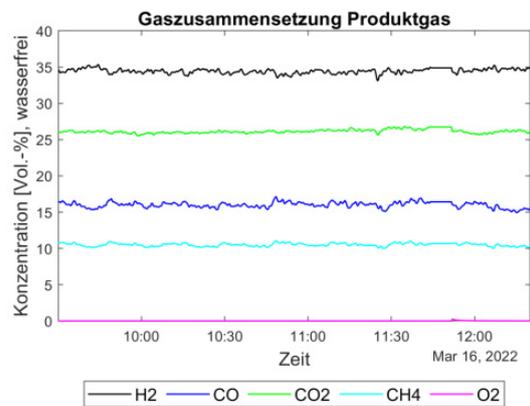


Abbildung 82: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 16.03.22 von 09:30 bis 12:20.

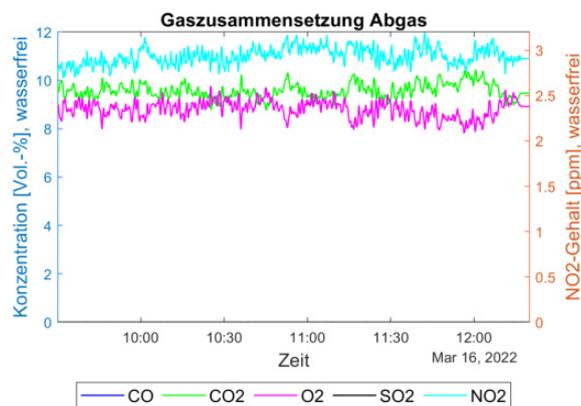


Abbildung 83: Konzentrationsverlauf im Abgas am 16.03.22 von 09:30 bis 12:20.

Tabelle 23: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 16.03.22 von 09:30 bis 12:20.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	794.74	2.88
60-TISA050 [°C]	856.96	1.34
61-TICZA030 [°C]	878.01	1.68
61-TICZA040 [°C]	882.29	1.80
60-PIZA030 [Pa]	510	200
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	34.45	0.33
CO [Volumen-%]	16.02	0.39
CO ₂ [Volumen-%]	26.15	0.26
CH ₄ [Volumen-%]	10.51	0.21
O ₂ [Volumen-%]	0.02	0.01
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	9.57	0.31
NO ₂ [ppm]	2.93	0.09
O ₂ [Volumen-%]	8.80	0.35
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

9: Am 16.03.22 von **14:30 bis 16:30** wurde Überlast gefahren. Es wurde dabei hochwertiges Holzhackgut vergast. Bettmaterial war frisches Olivin, ebenso wurde Kalk zugegeben. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 84 aufgeführt und der Temperaturunterschied zwischen den beiden Thermoelementen ist 112.90 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 85 dargestellt. Der Temperaturunterschied der beiden Messstellen beträgt 4.50 °C. Der Druck ist in Abbildung 86 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 87 dargestellt. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 88 aufgeführt. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 24 aufgelistet.

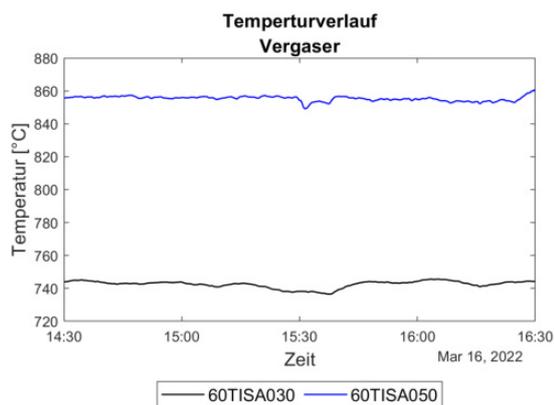


Abbildung 84: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 16.03.22 von 14:30 bis 16:30.

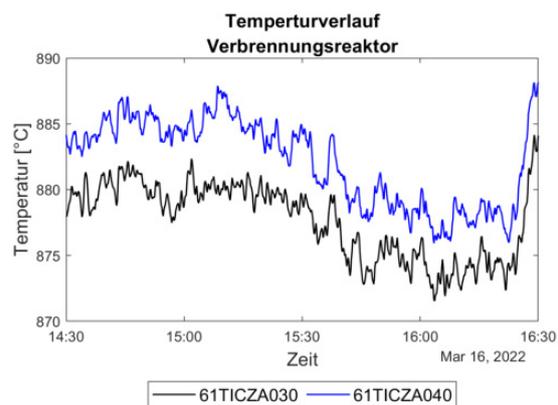


Abbildung 85: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 16.03.22 von 14:30 bis 16:30.

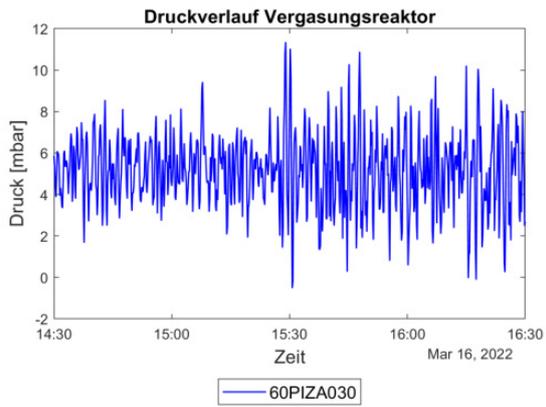


Abbildung 86: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 16.03.22 von 14:30 bis 16:30.

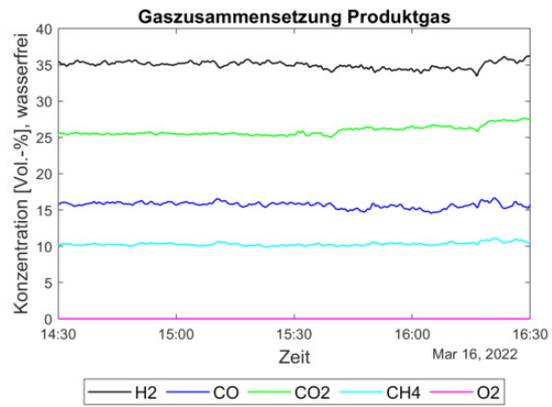


Abbildung 87: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 16.03.22 von 14:30 bis 16:30.

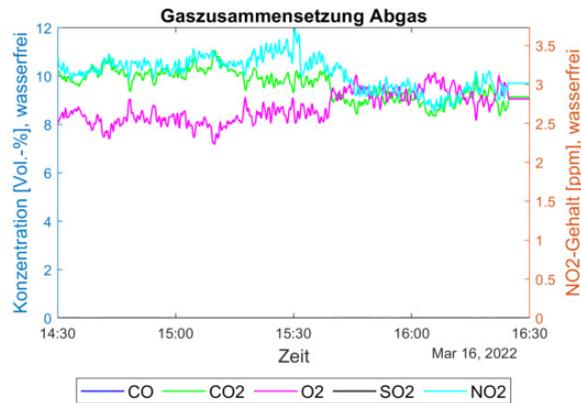


Abbildung 88: Konzentrationsverlauf im Abgas am 16.03.22 von 14:30 bis 16:30.

Tabelle 24: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 16.03.22 von 14:30 bis 16:30.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	742.45	2.18
60-TISA050 [°C]	855.35	1.48
61-TICZA030 [°C]	877.63	2.87
61-TICZA040 [°C]	882.13	3.30
60-PIZA030 [Pa]	517	180
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	35.00	0.48
CO [Volumen-%]	15.69	0.4
CO ₂ [Volumen-%]	25.90	0.62
CH ₄ [Volumen-%]	10.30	0.22
O ₂ [Volumen-%]	0.01	0
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	9.63	0.59
NO ₂ [ppm]	3.14	0.2
O ₂ [Volumen-%]	8.70	0.62
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

5.5 Inbetriebnahme 17. bis 18. März 2022

In den Abbildungen 89 und 90 sind die Temperaturverläufe des Vergasungs- und Verbrennungsreaktors vom 17. bis 18. März 2022 aufgeführt. Der Verfahrensablauf der letzten beiden Tage ist in Tabelle 13 aufgeführt. Zu erkennen ist, dass die Temperaturen ab 17. März 12 Uhr stark abfallen, da der Reaktor runtergekühlt wurde. Der Temperatursfühler im Verbrennungsreaktor ist immer noch defekt und zeigt einen konstanten Wert an. Vor dem Abkühlen betrug die Temperaturdifferenz des oberen und unterem Vergasungsreaktors in etwa 150 °C. Nach nur kurzer Zeit, nachdem der Abkühlvorgang eingeleitet wurde, sind der obere und untere Vergasungsreaktor gleich warm und kühlen gleichmäßig ab. In den Abbildungen 91 und 92 sind der Druck- und Konzentrationsverläufe dargestellt. Der Druck schwankte bis zum Abkühlen zwischen 0 MPa und 0.001 MPa. Er sinkt abrupt ab, als der Abkühlvorgang eingeleitet wurde, er stabilisierte sich jedoch wieder. In der Gaszusammensetzung ist zu erkennen, dass am 17. März bis 12 Uhr mit Dampf vergast wurde. Der H₂-Gehalt betrug bis zu 40 %. Als die Vergasung beendet wurde, ging die H₂-, CO₂- und CO-Konzentration schnell gegen 0 %. Der CH₄-Gehalt ging langsam gegen 0 % und gleichzeitig stieg der O₂-Gehalt bis etwa 20 %. Die Konzentrationen der Abgaskomponenten sind in Abbildung 93 aufgeführt. Gegen Ende der Vergasung stieg der NO₂-Gehalt bis zu 5 ppm an. Der CO₂-Gehalt schwankte zwischen 10 % und 15 %. CO und SO₂ wurde keines gemessen. Die O₂-Konzentration schwankt während dem Vergasen zwischen 5 % und 10 %. Als der Vergasungsprozess beendet wurde stieg der Gehalt auf etwa 21 %. Die CO₂-Konzentration sank hingegen gegen 0 % ab, so auch der NO₂-Gehalt welcher auf 0 ppm sank.

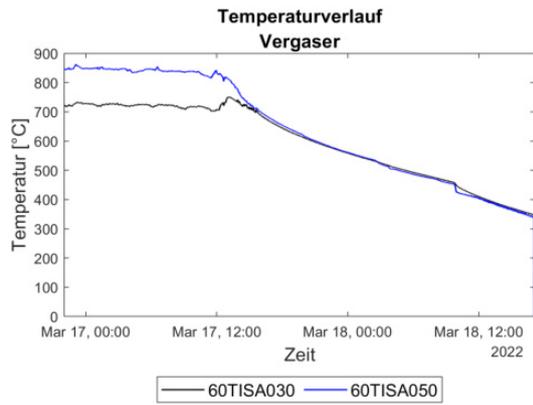


Abbildung 89: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor von 17. bis 18. März 2022.

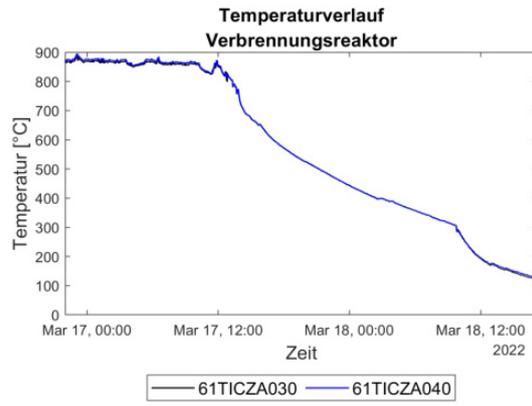


Abbildung 90: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor von 17. bis 18. März 2022.

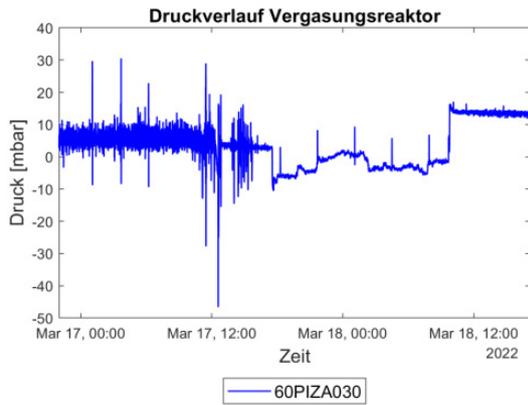


Abbildung 91: Druckverlauf im Vergasungsreaktor von 17. bis 18. März 2022.

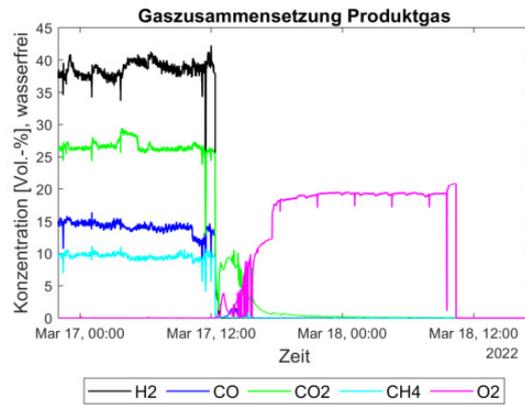


Abbildung 92: Konzentrationsverlauf im Produktgas von 17. bis 18. März 2022.

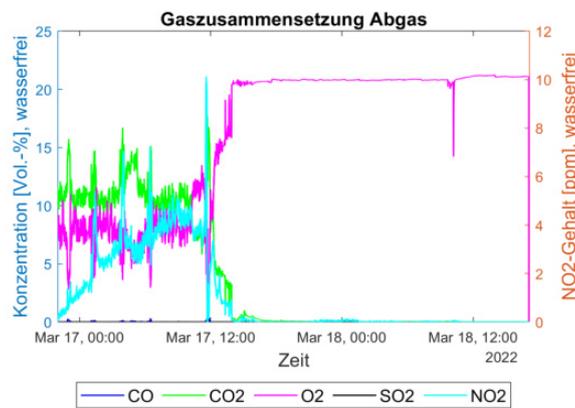


Abbildung 93: Konzentrationsverlauf im Abgas von 17. bis 18. März 2022.

5.5.1 Inbetriebnahme Donnerstag 17.03.2022

10: Am 17.03.22 von **02:30 bis 04:00** wurde minderwertiges Holzhackgut vergast. Gefördert wurde $280 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ frisches Olivin Bettmaterial. Es wurde ebenfalls Kalk zugegeben. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 94 aufgeführt. Der Temperaturunterschied zwischen dem oberen und unteren Vergasungsreaktor ist 121.53°C und ist damit der höchste Unterschied von allen Zeitbereichen. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 95 dargestellt. Der Druck ist in Abbildung 96 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 97 dargestellt, dabei ist der mittlere CO_2 -Gehalt von 27.28 % der höchste im Produktgas aller ausgewählten Zeitbereiche. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 98 aufgeführt. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 25 aufgelistet.

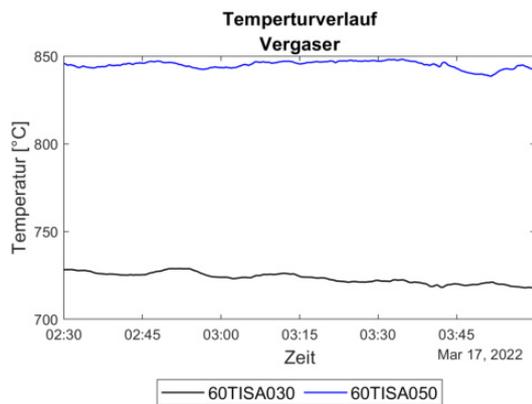


Abbildung 94: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 17.03.22 von 02:30 bis 04:00.

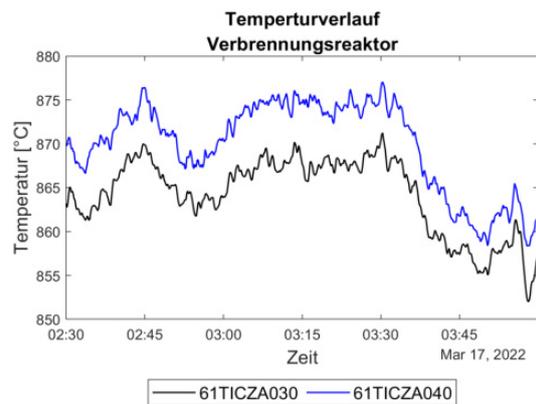


Abbildung 95: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 17.03.22 von 02:30 bis 04:00.

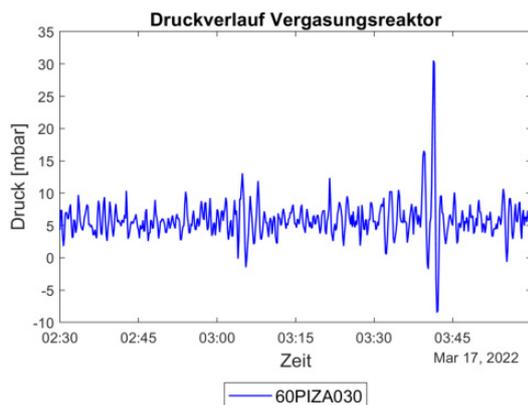


Abbildung 96: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 17.03.22 von 02:30 bis 04:00.

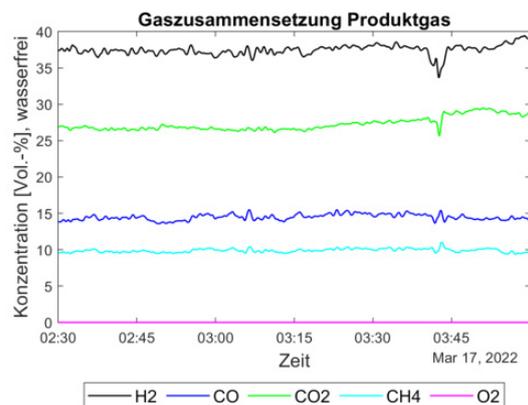


Abbildung 97: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 17.03.22 von 02:30 bis 04:00.

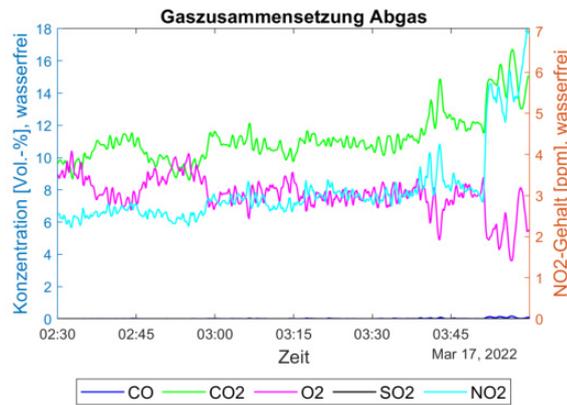


Abbildung 98: Konzentrationsverlauf im Abgas am 17.03.22 von 02:30 bis 04:00.

Tabelle 25: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 17.03.22 von 02:30 bis 04:00.

Messstelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	723.43	3.08
60-TISA050 [°C]	844.96	2.16
61-TICZA030 [°C]	864.19	4.34
61-TICZA040 [°C]	869.88	5.11
60-PIZA030 [Pa]	587	292
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	37.48	0.70
CO [Volumen-%]	14.48	0.40
CO ₂ [Volumen-%]	27.28	0.91
CH ₄ [Volumen-%]	9.89	0.25
O ₂ [Volumen-%]	0	0
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0.02	0.03
CO ₂ [Volumen-%]	11.21	1.48
NO ₂ [ppm]	3.13	0.90
O ₂ [Volumen-%]	7.72	1.09
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

11: Am 17.03.22 von **05:30 bis 06:00** wurde Überlast gefahren. Es wurde dabei minderwertiges Holzhackgut vergast. Bettmaterial war frisches Olivin, ebenso wurde Kalk zugegeben. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 99 aufgeführt und der Temperaturunterschied zwischen der beiden Thermoelemente beträgt 120.23 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 100 dargestellt, dabei ist der Temperaturunterschied zwischen den beiden Messstellen 6.62 °C. Der Druck ist in Abbildung 101 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 102 dargestellt. Der mittlere H₂-Gehalt ist mit 39.01 % der höchste aller ausgewählten Zeitbereiche. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 103 aufgeführt und der mittlere CO-Gehalt von 0.03 % ist der höchste aller Zeitbereiche im Abgas. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 26 aufgelistet.

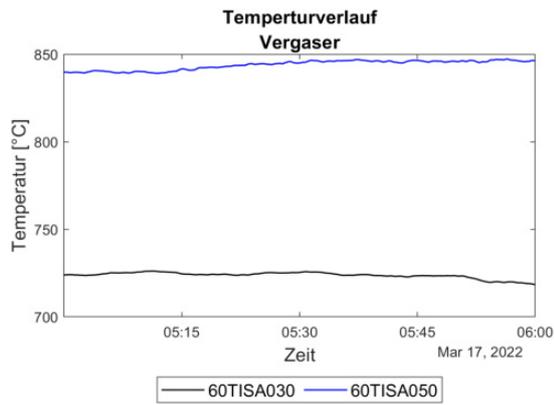


Abbildung 99: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 17.03.22 von 05:30 bis 06:00.

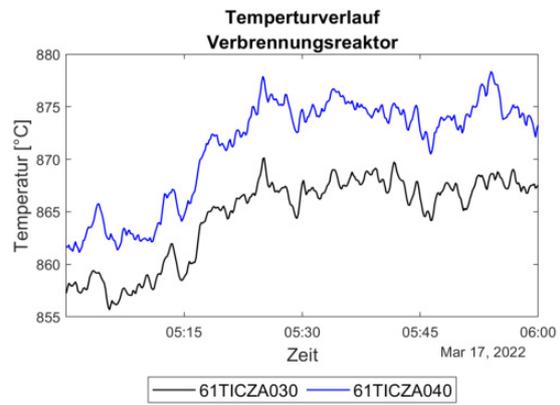


Abbildung 100: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 17.03.22 von 05:30 bis 06:00.

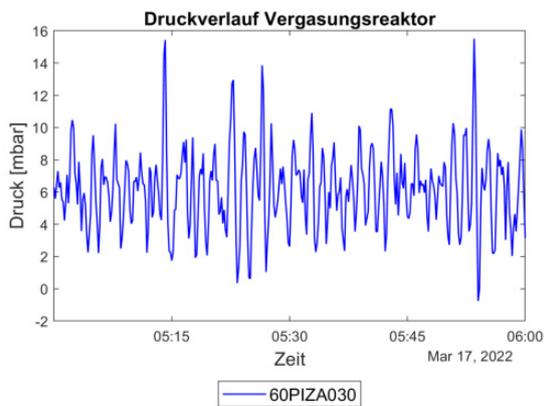


Abbildung 101: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 17.03.22 von 05:30 bis 06:00.

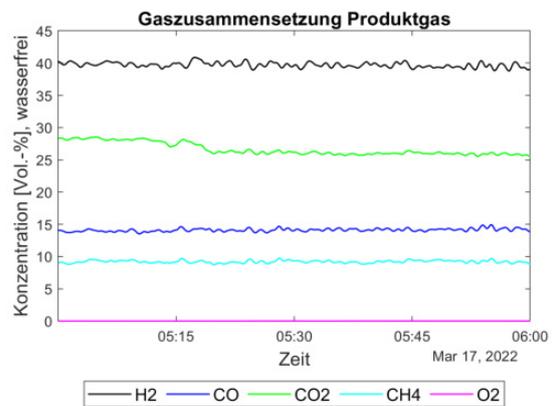


Abbildung 102: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 17.03.22 von 05:30 bis 06:00.

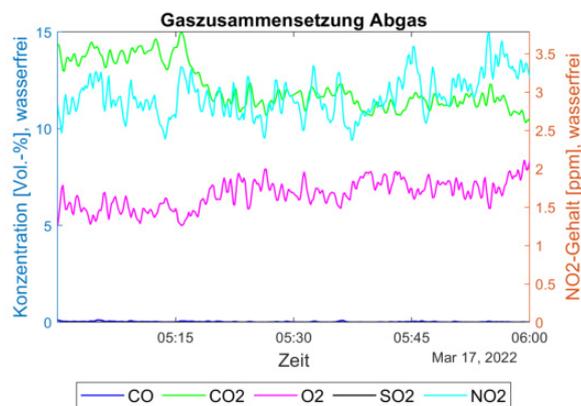


Abbildung 103: Konzentrationsverlauf im Abgas am 17.03.22 von 05:30 bis 06:00.

Tabelle 26: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 17.03.22 von 05:30 bis 06:00.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	723.45	1.75
60-TISA050 [°C]	843.88	2.68
61-TICZA030 [°C]	864.62	4.08
61-TICZA040 [°C]	871.24	5.02
60-PIZA030 [Pa]	619	247
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	39.01	0.39
CO [Volumen-%]	14.12	0.23
CO ₂ [Volumen-%]	26.63	0.96
CH ₄ [Volumen-%]	9.21	0.20
O ₂ [Volumen-%]	0	0
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0.03	0.02
CO ₂ [Volumen-%]	12.17	1.18
NO ₂ [ppm]	2.95	0.27
O ₂ [Volumen-%]	6.61	0.72
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

12: Am 17.03.22 von **07:45 bis 11:00** wurde Überlast gefahren. Es wurde dabei minderwertiges Waldhackgut vergast. Bettmaterial war frisches Olivin, ebenso wurde erhöht Kalk zugegeben. Der Temperaturverlauf des Vergasungsreaktors ist in Abbildung 104 aufgeführt. Der letzte Zeitbereich hat die geringste mittlere Temperatur aller Zeitbereiche im unteren und oberen Vergasungsreaktor. Der Temperaturunterschied zwischen den beiden Thermoelementen beträgt 119.33 °C. Der Temperaturverlauf des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 105 dargestellt. Auch hier sind der Mittelwert der Temperaturen der beiden Messstellen die geringsten aller Zeitbereiche. Der Temperaturunterschied der beiden Messstellen beträgt 5.28 °C. Der Druck ist in Abbildung 106 aufgeführt. Der Konzentrationsverlauf der Produktgaskomponenten ist in Abbildung 107 dargestellt. Der CO-Gehalt im Produktgas ist dabei mit 13.62 % der geringste aller ausgewählten Zeitbereiche. Der Konzentrationsverlauf der Abgaskomponenten ist in Abbildung 108 aufgeführt. Mit 4.17 ppm NO₂ im Abgas ist das der höchste Wert aller Zeitbereiche. Der Mittelwert und die entsprechenden Standardabweichungen sind in Tabelle 27 aufgelistet.

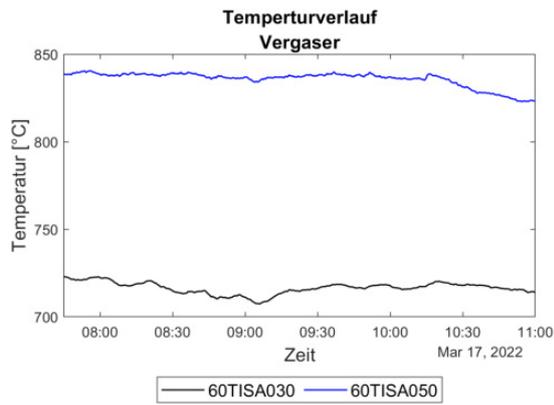


Abbildung 104: Temperaturverlauf im Vergasungsreaktor am 17.03.22 von 07:45 bis 11:00.

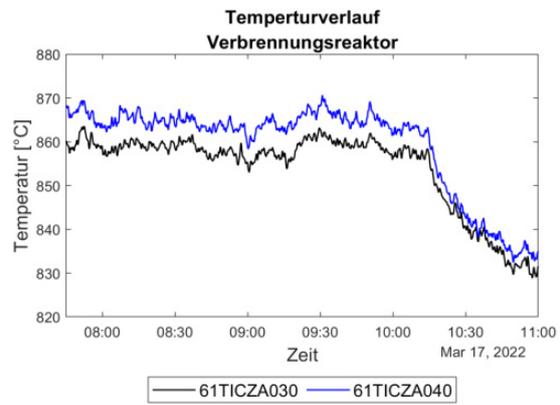


Abbildung 105: Temperaturverlauf im Verbrennungsreaktor am 17.03.22 von 07:45 bis 11:00.

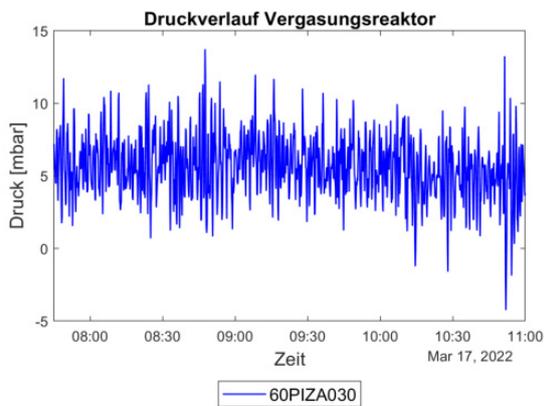


Abbildung 106: Druckverlauf im Vergasungsreaktor am 17.03.22 von 07:45 bis 11:00.

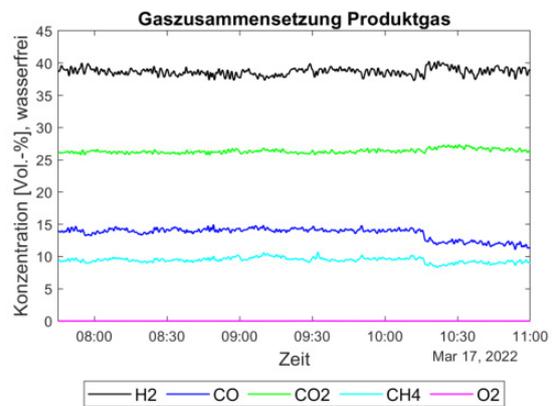


Abbildung 107: Konzentrationsverlauf im Produktgas am 17.03.22 von 07:45 bis 11:00.

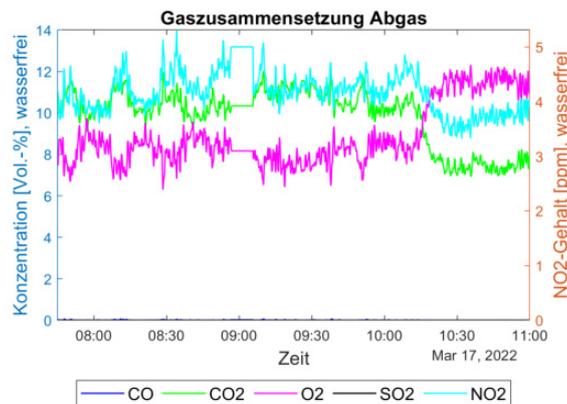


Abbildung 108: Konzentrationsverlauf im Abgas am 17.03.22 von 07:45 bis 11:00.

Tabelle 27: Mittelwerte und Standardabweichungen der Temperatur, des Drucks und der Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases am 17.03.22 von 07:45 bis 11:00.

Messtelle	Mittelwert	Standardabweichung
60-TISA030 [°C]	716.46	3.34
60-TISA050 [°C]	835.79	4.34
61-TICZA030 [°C]	854.02	9.14
61-TICZA040 [°C]	859.30	10.40
60-PIZA030 [Pa]	563	213
Produktgaskomponenten		
H ₂ [Volumen-%]	38.66	0.55
CO [Volumen-%]	13.62	0.88
CO ₂ [Volumen-%]	26.35	0.31
CH ₄ [Volumen-%]	9.45	0.38
O ₂ [Volumen-%]	0	0
Abgaskomponenten		
CO [Volumen-%]	0	0
CO ₂ [Volumen-%]	9.88	1.36
NO ₂ [ppm]	4.17	0.38
O ₂ [Volumen-%]	8.87	1.47
SO ₂ [Volumen-%]	0	0

6 Diskussion

6.1 Probleme während Inbetriebnahme

In diesem Kapitel werden die Resultate aus dem vorherigen Kapitel 5 diskutiert und besprochen. Neben der Datenaufbereitung und Auswertung werden ebenfalls noch die Fehler, oder auch Störungen, welche während der Inbetriebnahme aufgetreten sind, diskutiert. Im Kapitel 4 wurde die gesamte Anlage beschrieben und der Betrieb erklärt. Gefördert werden die Feststoffe, wie das Bettmaterial, die Asche, der Brennstoff oder Kalk mit Förderschnecken. Häufiges Problem bei Förderschnecken ist, dass diese, je nach Material, schnell verstopfen. Die Schnecke, zuständig für den Aschetransport, verstopfte und musste gereinigt werden. Dazu musste diese in die umgekehrte Richtung gedreht und sogar geöffnet werden. Um die Schnecke gegen die Förderrichtung zu drehen muss, aus Sicherheitsgründen, vom Automatik- in den manuellen Modus gestellt werden. So kann die Schnecke anschließend vor Ort bedient werden. Ursache für das Verstopfen könnte sein, dass Wasser/Dampf-Gemisch in Kontakt mit der Asche gekommen ist, da die Schnecken nicht ganz abdichten. Die Asche kam dadurch in Kontakt mit dem Wasser und verhärtete sich. Ein ähnliches Problem ist beim Kalkeintrag aufgetreten; der Kalk wird in den Verbrennungsreaktor gefördert. Der Eintrag verstopfte sich, Ursache war wahrscheinlich wieder, dass der Kalk mit kondensiertem Wasser in Kontakt gekommen ist. Der Kalk wird im Verbrennungsreaktor kalziniert. Der Kalk welcher dabei entsteht reagiert mit dem Wasser und verhärtet sich, wodurch die Leitung verstopft wird. Die Reaktion des Kalks würde wie folgt ablaufen [90]:

- $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Ca}(\text{OH})_2$
- $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{O}$

Das Calciumcarbonat verstopfte die Leitung, wodurch kein frischer Kalk in den Verbrennungsreaktor nachgefüllt werden konnte. Die Leitung musste geöffnet und gereinigt werden. Gelöst wurde das Problem dadurch, dass die Leitung besser isoliert wurde. Somit konnte verhindert werden, dass der Dampf an der kalten Leitung kondensiert und mit dem Kalk reagiert. Daraus kann geschlossen werden, dass das Isolieren der Leitungen und auch Schnecken essentiell für einen stabilen Betrieb der Anlage ist. Durch die Unterbrechungen und das Öffnen der Anlage kann kein stabiler Betrieb erreicht werden. Des Weiteren ist das Öffnen von Schnecken, welche sich drehen, ein unsicherer Zustand. Ebenfalls besteht die Gefahr, dass Produktgas austritt, welches, wegen dem darin enthaltenen H_2 , hoch entzündlich ist.

Ausserdem sind im Betrieb Messfehler im MRU-Gerät aufgetreten. Dabei wurden nicht mehr die eigentlichen Werte angezeigt, sondern die Werte des Produktgases stiegen bis zu einem gewissen Wert an, was vor allem gefährlich war, da beim Vergasen entzündlicher Wasserstoff produziert wird. Grund für diesen Anstieg war die Kalibrierung des Messgerätes. Ein weiterer Fehler der beim Gasmessgerät auftrat war, dass die Dichtung im Messgerät gequollen ist und dadurch undicht wurde. Gequollen ist die Dichtung wahrscheinlich aufgrund des Biodiesels. Biodiesel wird in der Produktgasstrecke benötigt um das Gas zu reinigen. Das Messgerät besitzt jedoch einen eigenen Wäscher. Es musste mehrmals die Dichtung ausgewechselt werden. Ein anderes Problem, welches während der Inbetriebnahme aufgetreten ist, ist das Abbrennen des Koks im Filter des Produktgasstroms. Aufgefallen ist das durch einen Temperaturanstieg im Filter. Als Lösung sollte der Filter regelmäßig abgereinigt werden damit das Koks im Filter beim Wechsel von Vergasung auf Verbrennung nicht anfängt zu brennen.

Ein weiterer Fehler welcher aufgetreten ist während der Inbetriebnahme, ist das die Brennstoffbeschickungsschnecken falsch kalibriert wurden. Diese müssen für jeden Brennstoff neu

kalibriert werden. Auffallen ist dies im Anschluss der Kampagne, da der Unterschied von Wald- zu Holzhackgut zu groß war. Die Schnecken mussten darum neu kalibriert werden. Deswegen wurde während der Inbetriebnahme kein Voll- und Überlastbetrieb gefahren, da die eingetragene Brennstoffmenge weniger war als angenommen.

Durch die hohen Strömungsgeschwindigkeiten im Verbrennungsreaktor, durch welche das Bettmaterial mitgerissen wird, wurde der Temperaturfühler zerstört. Das tribologische System besteht dabei aus dem festen und unbeweglichen Temperaturfühler und dem Verbrennungsgas mit den Bettmaterialpartikeln. Der Schutz des Temperaturfühlers wird durch Erosionsverschleiß und Prallstrahlverschleiß abgetragen. Bei diesen beiden Beanspruchungsarten können die Mechanismen Abrasion, Oberflächenrüttung und Tribochemische Reaktion wirken [91].

6.2 Auswertung mit Matlab

Zum Auswerten und Aufbereiten der Daten der Inbetriebnahme, welche für die IPSEpro Simulation verwendet werden, wurde ein Matlab-Skript geschrieben. Das Skript ist in Kapitel 4.6 beschrieben. Das gesamte Matlab-File ist ebenfalls in Anhang 7 zu finden. Um bestimmte Daten aus einer CSV-Datei in Matlab einzulesen, werden je nach Zelleninhalt unterschiedliche Befehle benötigt. Was diese, bereits in Matlab implementierten, Befehle gemeinsam haben, ist, dass die Zellendimensionen angegeben werden müssen. Daraus kann die Länge des Daten-Vektors, welcher herausgelesenen Daten enthält, ermittelt werden. Je nach Formatierung des CSV-Files kann der Daten-Vektor an verschiedenen Dimensionen beginnen und enden, dadurch ist dieser unterschiedlich lang. Die Länge des Daten-Vektors, bekannt als Anfangs- und Endzelle, wird für die Befehle benötigt, welche die Daten aus dem CSV-File einlesen. Am Anfang des Matlab-Skript, nachdem in der dritten Section der Dateiname abgefragt wird, wird die Länge bestimmt. Der Code-Abschnitt überprüft die Zellen auf Inhalt. In der ersten While-Schleife wird die Startzelle gesucht. Der Zähler der While-Schleife wird solange erhöht, bis in einer Zelle eine Zahl vorkommt. Diese Zelle ist der Startpunkt für die nächste While-Schleife, welche die Länge des Vektors ermitteln soll. Da jedoch jede Zelle einzeln überprüft wird, ist der Code-Abschnitt sehr ineffizient und wurde deswegen auskommentiert. Die Anfangs- und Endzelle wurde manuell im CSV-File gesucht. Da die Anfangs- und Endzellen bei den meisten CSV-Files, durch die gleiche Formatierung gleich waren, erfolgte die manuelle Suche schneller. Das Matlab-Skript kann erweitert werden, um mehr Daten auszuwerten. Das Skript wurde während dem Auswerten erweitert, da gegen Ende der Versuchsreihe der oberste Temperaturfühler (61-TISA050) des Verbrennungsreaktors, durch Verschleiß, zerstört wurde. Deswegen konnte diese Temperatur für die Auswertung nicht verwendet werden. Das Matlab-Skript wird zum Visualisieren und Ersten Auswerten der Daten benötigt.

Die Mittelwerte und Standardabweichungen werden im letzten Abschnitt des Matlab-Skripts ausgerechnet und, zur besseren Lesbarkeit, in Tabellen dargestellt. Im vorherigen Abschnitt 8 können, falls nötig, Bereiche gewählt werden, welche für die Mittelwertbildung in Abschnitt 9 nicht berücksichtigt werden sollen. Diese Bereiche sind im entsprechenden Plot rot transparent markiert. Die Werte wurden Anfangs auf Null gesetzt und der Mittelwert mit dem Befehl `mean(nonzeros())` berechnet. Da jedoch vor allem im Druck auch Werte, die gleich Null sind, vorkommen können, wurden die Werte anschließend nicht Null gesetzt, sondern es wurde ihnen die Buchstabenfolge NaN (Not a Number) zugewiesen. Der Mittelwert wurde darauf hin mit dem, bereits implementierten, `nanmean`-Befehl berechnet. Dieser Befehl soll laut Matlab nicht mehr verwendet werden. Deswegen wurden anfangs die Werte der Temperatur immer noch Null gesetzt. Mit dem `mean`- und `std`-Befehl in Matlab ist es möglich sämtliche nicht Zahlen zu entfernen und anschließend den Mittelwert und die Standardabweichung zu berechnen. Der Befehle sehen folgendermaßen aus `mean(..., 'omitnan')` und `std(..., 'omitnan')`;

6.3 Datenauswertung

Die Resultate sind im vorherigen Kapitel 5 aufgeführt. Dabei wurden, von ausgewählten Bereichen, der Mittelwert und die Standardabweichung zweier Messstellen im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor ausgerechnet. Des Weiteren wurde der Mittelwert und die Standardabweichung einer Messstelle für den Druck im Vergasungsreaktor, sowie, gegen Ende der Produkt- und Abgasstrecke, die Zusammensetzung der Produkt- und Abgaskomponenten ausgerechnet. Wie bereits oben beschrieben wurde, anstatt dem Temperaturfühler 61-TISA050, die Messstelle 61-TISA040 zur Auswertung verwendet, welche sich näher bei der Messstelle 61-TISA030 befindet. Der Temperaturunterschied zwischen den beiden Messstellen liegt zwischen $3.37\text{ }^{\circ}\text{C}$ und $7.18\text{ }^{\circ}\text{C}$, im Durchschnitt bei $5\text{ }^{\circ}\text{C}$. Die Messstelle weiter oben im Reaktor ist dabei immer wärmer als die weiter unten. Anders in der 100 kW-Anlage; in dieser sind im unteren Drittel des Verbrennungsreaktors die Temperaturen bis zu $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ höher als im oberen Drittel [50]. Grund dafür könnte ein anderer Aufbau des Reaktors sein, oder aber auch die größere Dimensionierung der 1 MW-Anlage. Ein anderer Grund für den Unterschied könnte auch die Position der Messstellen sein, welche nicht an den genau selben Orten liegen. Ein Vergleich ist deswegen schwierig. Im Vergasungsreaktor liegt der Temperaturunterschied zwischen dem oberen und unteren Vergasungsreaktor zwischen $76.81\text{ }^{\circ}\text{C}$ und $121.53\text{ }^{\circ}\text{C}$. Der Durchschnitt liegt dabei bei etwa $98.47\text{ }^{\circ}\text{C}$, also fast $100\text{ }^{\circ}\text{C}$. Die Temperatur des oberen Vergasungsreaktors ist dabei immer größer, als die des unteren. Wenn die Temperaturverteilung mit der von der 100 kW-Anlage verglichen wird, sieht die Verteilung gleich aus. Die Temperatur im unteren Vergasungsreaktor ist ebenfalls um etwa $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ geringer als die Temperatur im oberen Vergasungsreaktor [50]. Die Temperatur im oberen und unteren Vergasungsreaktor schwankt nur wenig, was an der kleinen Standardabweichung zu erkennen ist. Die größten Schwankungen sind bei Überlastbetrieb zu erkennen, ebenso bei Kalk und erhöhter Kalkzugabe. Auffällig dabei ist, dass die Standardabweichung dabei bei tieferen Temperaturen höher ist, als bei höheren Temperaturen. Deswegen ist auch die Standardabweichung der Temperatur im Vergasungsreaktor am 17.03.2022, zwischen 07:30 bis 11:00, dem 12. und letzten Zeitbereich, am höchsten. Grund dafür könnte ein weniger stabiler Betrieb sein, durch die eher tiefen Temperaturen. Zu sehen war dies anhand der Verbrennungstemperatur. Was jedoch bei der Betrachtung der Standardabweichung berücksichtigt werden muss, ist die Größe der Stichprobe. Größere Stichproben, oder in diesem Fall ein längerer Zeitbereich, haben eine kleine Standardabweichung, wie ein Bereich, welcher sich gleich verhält, jedoch kürzer ist. Einen Unterschied in der Standardabweichung der Temperatur zwischen den beiden Brennstoffen wurde nicht erkannt. So liegt die Standardabweichung im oberen und unteren Vergasungsreaktor vom Zeitbereich 8 und 9, die einen ähnlichen Temperaturbereich haben, in einem ähnlichen Umfang. Die Temperatur im Verbrennungsreaktor schwankt, im Gegensatz zu der im Vergasungsreaktor, mehr. Zu erkennen ist dies bei den Standardabweichungen, welche in jedem Zeitbereich größer sind als im Vergasungsreaktor. Ausnahme sind dabei die Zeitbereiche 1 und 8. Anders, als im Vergasungsreaktor, ist kein Zusammenhang zwischen der Kalkzugabe und der Standardabweichung zu erkennen. Es ist jedoch ein leichter Zusammenhang mit der Höhe der Temperatur zu erkennen; bei höheren Temperaturen ist die Standardabweichung meist geringer als bei niedrigen Temperaturen. Eine Erklärung dafür könnte sein, dass die Verbrennung bei höheren Temperaturen stabiler abläuft. Demnach ist die Flamme stabiler und weniger Stickoxide sind im Abgas [92].

Der Mittelwert des Drucks reicht während der ganzen Inbetriebnahme von -1026 Pa in Zeitbereich 4, bis zu 1071 Pa in Zeitbereich 5. Der Druck schwankt in allen Zeitbereichen stark unabhängig, ob Teil-, Voll- oder Überlastbetrieb. Dies ist an der relativ hohen Standardabweichung zu erkennen und auch an den Druckverläufen, welche im vorherigen Abschnitt 5 dargestellt sind. Der Druck ist hauptsächlich abhängig vom Produktgasgebläse und dem Rückführgebläse.

Einen Zusammenhang zwischen dem Druck und dem Wasserstoffgehalt im Produktgas konnte nicht gefunden werden, außer im Zeitbereich 3 und 4. In diesen beiden Zeitbereichen ist ein Unterdruck im Vergasungsreaktor vorhanden. In beiden Fällen ist aber auch O₂ im Produktgas zu finden, da mit Luft vergast wurde und nicht mit Dampf. In beiden Fällen liegt der Wasserstoffgehalt im Produktgas unter 30 %. Erklärt werden könnte dieses Vorkommen jedoch auch damit, dass prozentual mehr O₂ im Produktgas gemessen wird, jedoch absolut die gleiche Menge H₂, CO₂, CH₄ und CO im Produktgas vorkommen. Im Mittel über alle Zeitbereiche liegt der Druck bei 294.58 Pa. Zwischen der Kalkzugabe und dem Druck wurde ebenfalls kein Zusammenhang festgestellt. Daraus kann geschlossen werden, dass die Kalkzugabe in den Verbrennungsreaktor den Druck nicht beeinflusst.

Die Abhängigkeit des H₂-Gehaltes von der Temperatur des oberen Vergasungsreaktors ist in Abbildung 109 abgebildet. Dabei wurde der H₂-Gehalt im Produktgas gegen die Temperatur aufgetragen. Wie bereits im letzten Abschnitt beschrieben, sind die beiden Konzentrationen unter 30 %, aus dem Vergasungsbetrieb, mit Luft. Was sofort in der Abbildung auffällt, ist der Trend des Wasserstoffgehaltes. Der Wasserstoffgehalt im Produktgas ist bei tieferen Temperaturen weitaus höher als bei hohen. Zurückzuführen ist das auf die Wassergas-Shift-Reaktion ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$), welche bereits in der Theorie im Kapitel 2.1 beschrieben wird. Das Gleichgewicht der Reaktion liegt bei tieferen Temperaturen dabei auf der Seite des Wasserstoffs. Was ebenfalls aufgezeigt werden kann ist, dass die Vergasung vom Gleichgewicht limitiert ist und nicht von der Kinetik. Weiterhin ist auffällig, dass bei noch höheren Temperaturen wieder höhere H₂-Konzentrationen im Produktgas gemessen werden. Grund dafür könnte die Teerreduktion sein.

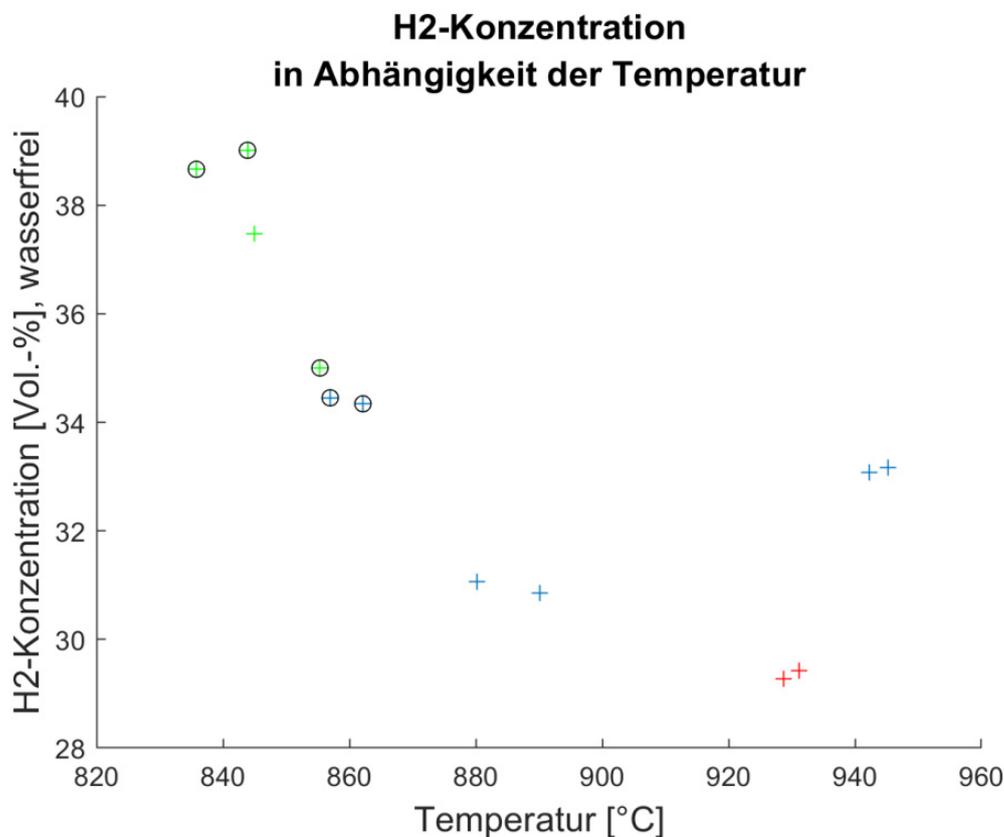


Abbildung 109: Wasserstoffkonzentration in Abhängigkeit der Temperatur. (Blau Dampf als Vergasungsmedium, Rot Luft als Vergasungsmedium, Grün Waldhackgut, Umkreis Kalkzugabe)

Dafür spricht auch, dass der CO-Gehalt bei tieferen Temperaturen geringer ist als bei höheren. Umgekehrt steigt der CO-Gehalt bei höheren Temperaturen an. Zu sehen ist das in Abbildung 110, in welcher der CO-Gehalt gegen die Temperatur im oberen Vergasungsreaktor aufgetragen wurde. Ausnahmen bilden die Zeitabschnitte 1,2,3 und 4. In den Zeitbereichen 3 und 4 wurde nur Teillast, etwa $90.79 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ Brennstoff, gefahren. Ebenfalls wurde mit Luft vergast, was die Konzentration des CO beeinflusst haben könnte. Anders als bei den restlichen Zeitbereichen in welchen höhere CO-Konzentrationen im Produktgas zu finden sind, aufgrund der Wassergas-Shift-Reaktion, ist in den Zeitbereichen 1 und 2 vergleichsweise wenig CO im Produktgas aufzufinden. Grund dafür könnte sein, dass bei höheren Temperaturen Teere reduziert werden, wodurch wiederum der H_2 -Gehalt im Produktgas steigt. In den Teermessungen wurde im Vergasungsreaktor weit aus mehr Teer gemessen als in der Teermessstelle direkt nach dem Vergasungsreaktor [93].

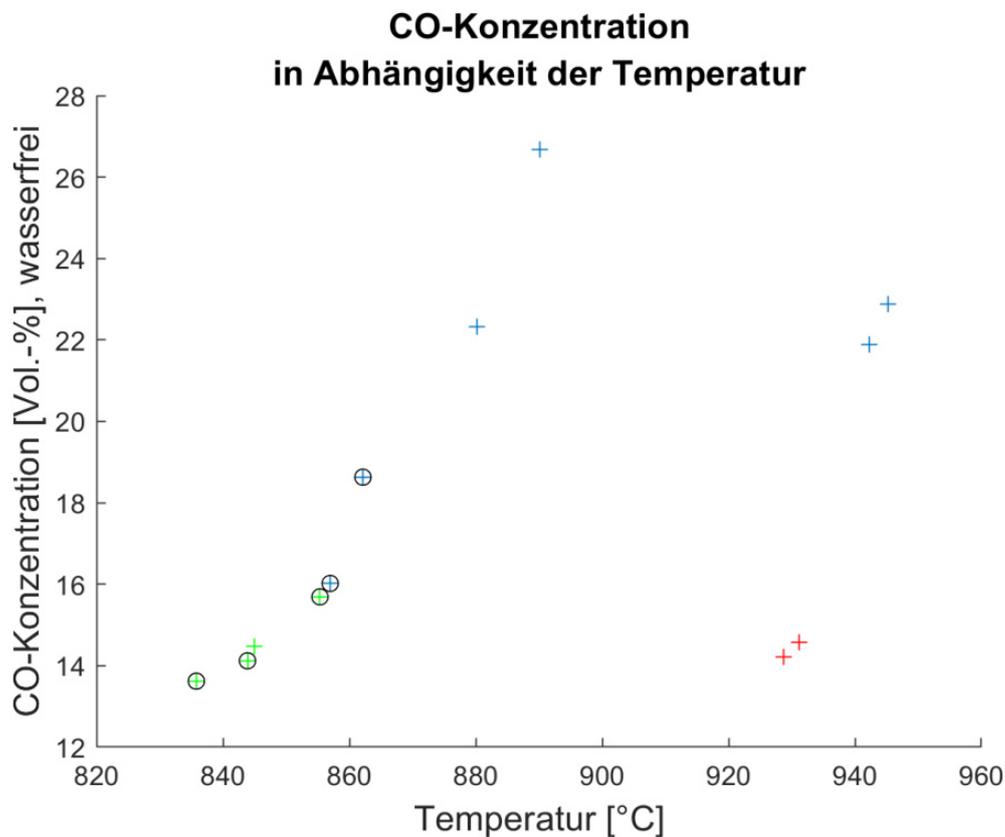


Abbildung 110: CO-Konzentration in Abhängigkeit der Temperatur. (Blau Dampf als Vergasungsmedium, Rot Luft als Vergasungsmedium, Grün Waldhackgut, Umkreist Kalkzugabe)

Die Gleichgewichtskonstanten der Wassergas-Shift-Reaktion sind in Abbildung 111 dargestellt. Aufgetragen wurden nur die Werte bei denen Wasserdampf als Vergasungsmedium eingesetzt wurde. In blau ist der theoretische Wert nach Förtsch dargestellt. Berechnet wurde die Kurve mit der Gleichung 6.1. Diese Näherung wurde gewählt, da der Temperaturbereich zwischen 200 °C und 2200 °C liegt [94]. Der Matlab-Code, mit welchem die Berechnungen durchgeführt wurden, sind im Anhang 7 aufgeführt. Der Wasserdampfgehalt im Vergasungsreaktor wurde über die durchgeführten Messungen in [93] abgeschätzt. Da es nicht für jeden Zeitbereich Wasserdampfgehalt Messungen gab, wurden für diese Bereiche der Wasserdampfgehalt bei einer ähnlichen Temperatur gewählt. Bei 800 °C liegt die theoretische Gleichgewichtskonstante bei eins, was bedeutet, dass die Hin- und Rückreaktion gleich stark sind. Die berechneten Werte verhalten sich ähnlich wie die theoretischen. Beide Werte sinken mit steigender

Temperatur und haben dadurch einen ähnlichen Verlauf. Die berechneten Werte liegen alle unterhalb der theoretischen. Dass die berechneten Gleichgewichtskonstanten nicht genau gleich, wie die theoretischen, sind kann mehrere Gründe haben. Einerseits finden neben der Wassergas-Shift-Reaktion noch weitere Reaktionen im oberen Vergasungsreaktor statt. Andererseits wurden auch einige Vereinfachungen zur Berechnungen angenommen. Es wurde mit einem idealen Gas gerechnet, was aufgrund der chemischen Reaktion nicht sein kann. Die berechneten Gleichgewichtskonstanten liegen jedoch trotzdem in den gleichen Größenordnungen wie die theoretischen Werte. Eine andere Erklärung wäre das die Reaktion nicht im Gleichgewicht liegt. Um das festzustellen müssten aber, wie bereits oben beschrieben, genauere Gleichgewichtsberechnungen durchgeführt werden.

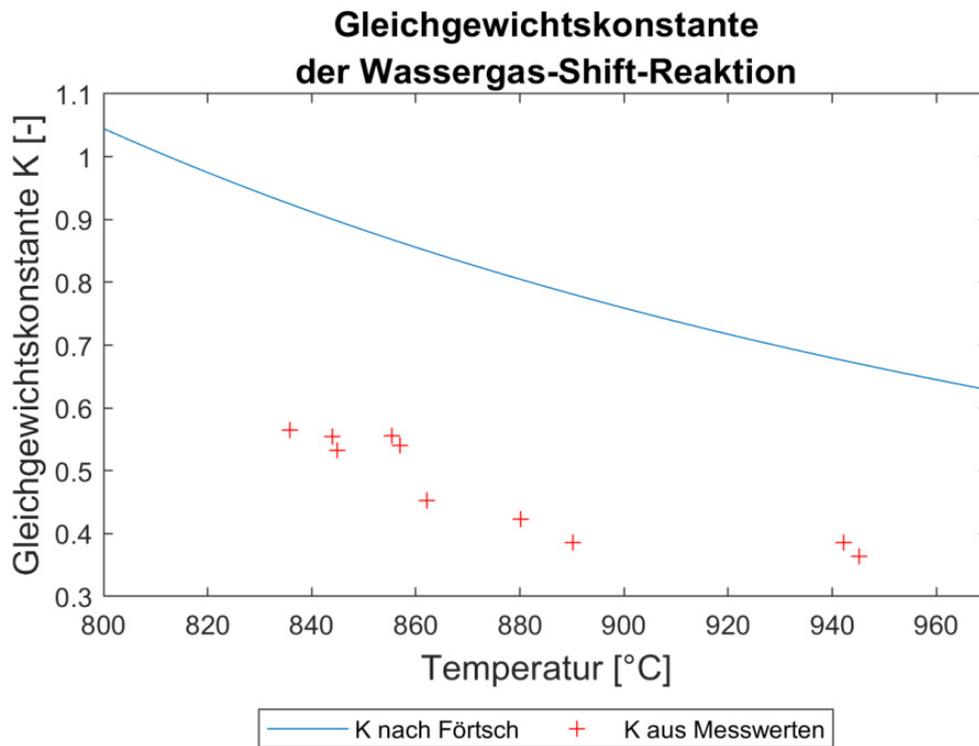


Abbildung 111: Gleichgewichtskonstante der Wassergas-Shift-Reaktion. Blau der Literaturwert nach Förtsch [94]. Rot die berechneten Werte aus den Volumenkonzentrationen.

$$K = \exp\left(\frac{T}{7658} - 3.434 + \frac{2800}{T} + \left(\frac{990}{T}\right)^2 - \left(\frac{533}{T}\right)^3\right) \quad (6.1)$$

Eine Erhöhung des H_2 -Gehalts im Produktgas wird ebenfalls durch eine Zugabe von Kalk beobachtet, wenn Zeitbereich 6 und 7 verglichen werden. In beiden Bereichen wird mit Volllast vergast. In Zeitbereich 7 wurde Kalk in den Verbrennungsreaktor zugegeben, wodurch der H_2 -Gehalt gestiegen ist, im Verhältnis zum Zeitbereich 6. Die Temperatur im Zeitbereich 7 ist jedoch ebenfalls um etwa 20°C geringer. Wie bereits oben geschrieben, hat die Temperatur wegen dem Gleichgewicht der Wassergas-Shift-Reaktion einen großen Einfluss auf die Gaszusammensetzung. Wie groß der Einfluss vom Kalk in diesem Fall ist, kann nur schwer abgeschätzt werden. Jedoch ist ein Anstieg des H_2 -Gehaltes im Produktgas in Zeitbereich 11 zu erkennen, wenn dieser mit Zeitbereich 10 verglichen wird. Der H_2 -Gehalt steigt um etwa 1.5 %, bei ähnlicher Temperatur im Vergasungsreaktor. Um den Einfluss des Brennstoffs zu beobachten, werden die Zeitbereiche 8 und 9 verglichen. In beiden wird Kalk zugegeben und die Anlage

in Voll- oder Überlast betrieben. Ebenso sind die Temperaturen im Vergasungsreaktor ähnlich hoch. In der Produktgaszusammensetzung sind keine großen Unterschiede zu erkennen. Daraus könnte geschlossen werden, dass die Eigenschaften des minderwertigen Brennstoffs nicht viel schlechter sind als die des hochwertigen, was die Qualität des Produktgases anbelangt. Der CH_4 -Gehalt im Produktgas ist in allen Zeitbereichen ähnlich, im Durchschnitt liegt er bei 10.25 %. Im Zeitbereich 5 ist der höchste Wert im Produktgas zu verzeichnen mit 12.66 % CH_4 . Was jedoch auffällt ist, dass sich bei höheren Drücken auch höhere CH_4 -Konzentrationen bilden. So hat Zeitbereich 5 nicht nur den höchsten CH_4 -Gehalt, sondern auch den durchschnittlich höchsten Druck im Vergasungsreaktor. Das Bettmaterial war über die gesamte Dauer das gleiche und ist dadurch gealtert. Jedoch wurden keine Unterschiede zwischen dem frischen und dem gealterten Bettmaterial festgestellt. Die Gaskomponenten des Produktgases schwanken alle nur wenig, was an den kleinen Standardabweichungen zu erkennen ist. Zudem ist es am Konzentrationsverlauf der Komponenten in den Abbildungen zu beobachten.

Die Abgaskomponenten schwanken ebenfalls nur wenig. SO_2 wurde in keinem der Zeitbereiche gemessen und CO nur in den Zeitbereichen 10 und 11. Jedoch wurden nur geringe Konzentrationen im Abgas gemessen. Grund für den CO -Gehalt ist die unvollständige Verbrennung. Der Überlastbetrieb könnte dazu führen, dass im Verbrennungsreaktor zu große Mengen an Teeren, Koks und anderen Abfallstoffen ankommen, welche nicht vollständig verbrannt werden können. Was jedoch nicht dafür spricht ist, dass bei den anderen Überlastbetrieben kein CO im Abgas gemessen werden kann. Eine andere Möglichkeit ist ein Messfehler, da nur sehr geringe Konzentrationen gemessen werden. Ein Zusammenhang zwischen der NO_2 -Konzentration im Abgas und der Temperatur im Verbrennungsreaktor wurde erkannt, dabei wird bei höheren Temperaturen weniger NO_2 im Abgas gemessen. Die NO_2 -Konzentration ist in Abgasen in Verbrennungen stark temperaturabhängig und die Reduktionsrate zeigt eine positive Variation mit der Temperatur [95]. Das würde die Beobachtungen unterstützen, wonach der NO_2 -Gehalt im Abgas mit steigender Temperatur des Verbrennungsreaktors abnimmt.

Beim Vergasen von Biomasse gibt es keine allgemein optimalen Betriebseinstellungen, da diese abhängig sind vom eingesetzten Brennstoff, dem Bettmaterial, aber auch vom gewollten Produkt. Bei Brennstoffen mit einem geringen Teergehalt kann die Anlage auch bei tieferen Temperaturen betrieben werden. Wenn jedoch Brennstoffe eingesetzt werden sollen, bei welchen ein hoher Teergehalt im Produktgas entsteht, sollte im oberen Vergasungsreaktor eher eine hohe Betriebstemperatur von etwa 940°C gewählt werden. Durch die hohen Temperaturen wird der Teer schneller reduziert, gleichzeitig ist in etwa gleich viel H_2 im Produktgas enthalten wie bei Betriebstemperaturen, welche in etwa 100°C geringer sind. Zudem ist bei den höheren Temperaturen der CO -Gehalt höher im Produktgas, verglichen mit den Betriebsbedingungen, welche in etwa 100°C geringer sind, das aufgrund der Wassergas-Shift-Reaktion. Für die Fischer-Tropsch Reaktion ist ein Verhältniss von H_2/CO von 2/1 optimal. Beeinflusst wird dieses Gleichgewicht jedoch durch die Wassergas-Shift-Reaktion, aber auch durch die Boudouard-Reaktion oder die Koksabscheidung. Diese Reaktionen sind nachfolgend aufgelistet [96]:

- $2 \text{CO} \longrightarrow \text{C} + \text{CO}_2$
- $\text{H}_2 + \text{CO} \longrightarrow \text{C} + \text{H}_2\text{O}$

Optimale Betriebsbedingungen für die Anlage wären dabei zwischen 855°C und 860°C im oberen Vergasungsreaktor, wenn Dampf als Vergasungsmedium verwendet wird. Zu sehen in der Abbildung 112, in welcher das Verhältnis von H_2 zu CO gegen die Temperatur aufgetragen

ist. Bei der Vergasung mit Luft als Vergasungsmedium werden ähnliche Verhältnisse erreicht, jedoch bei höheren Temperaturen. Dies kann vorteilhaft für den Betrieb sein, da durch die hohen Temperaturen mehr Teer reduziert wird. Wenn das Synthesegas nur benutzt werden soll um in einem Gasmotor Strom zu erzeugen, sind geringere Temperaturen von Vorteil, da dadurch der H_2 -Gehalt im Produktgas steigt. Ebenso sind höhere Drücke im Vergasungsreaktor ebenfalls von Vorteil, da dadurch der CH_4 -Gehalt im Produktgas steigt. Das im Produktgas enthaltene CO könnte dabei über eine nachgeschaltete Wassergas-Shift-Anlage in H_2 und CO_2 umgewandelt werden. Ähnlich der Anlage in Oberwart, welche im Kapitel 2.5 beschrieben wird, in welcher eine solche Anlage bereits im Labormasstab ausgeführt und getestet wurde. Das CH_4 muss für den Einsatz in einem Gasmotor nicht entfernt werden. Gasmotoren können auch mit einem H_2/CH_4 -Gemisch betrieben werden. Dabei kann die Leistung eines Gasmotors sogar gesteigert werden wenn H_2 in das Erdgas gemischt wird [97].

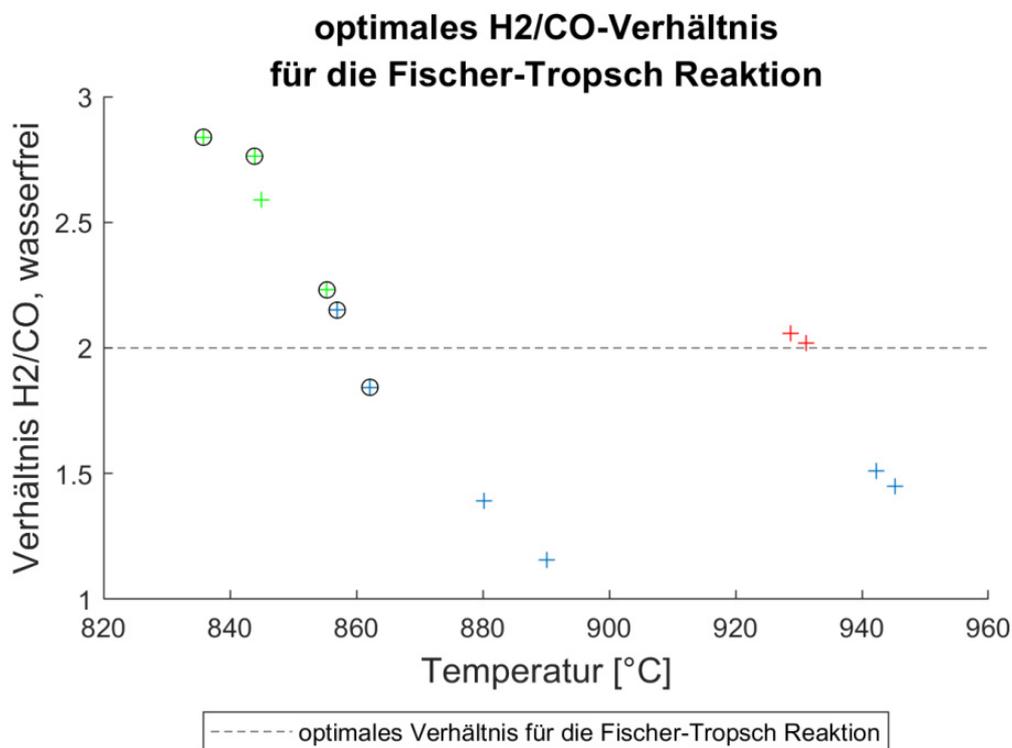


Abbildung 112: Verhältniss von H_2 zu CO gegen die Temperatur des oberen Vergasungsreaktors aufgetragen. (Blau Dampf als Vergasungsmedium, Rot Luft als Vergasungsmedium, Grün Waldhackgut, Umkreist Kalkzugabe)

7 Zusammenfassung und Ausblick

Die Klimakrise, inmitten der wir uns bereits befinden, ist eine äußerst große Herausforderung. Die durchschnittliche Temperatur nimmt zu, was bereits jetzt spürbare Ausmaße annimmt. Eine Technologie im Kampf gegen den Klimawandel ist die Biomassevergasung. Zum Vergasen von Biomasse gibt es verschiedenste Reaktorsysteme; eines dieser Systeme ist der Zweibettwirbelschichtreaktor. In Wien Simmeringer Haide wurde eine 1 MW-Demonstrationsanlage aufgebaut. Im Laufe dieser Arbeit wurde die Anlage in Betrieb genommen. Während der Inbetriebnahme vielen einige Mängel auf, vor allem bei den Förderschnecken. Um die Daten, die während der Inbetriebnahme gemessen wurden, auszuwerten wurde ein Matlab-Skript geschrieben, in welchem interessante Bereiche, in denen die Produktgaskonzentrationen konstant sind, markiert werden können. In diesen Bereichen können kleinere Bereiche ausgeschnitten werden, falls sich in diesen Messausreißer befinden. Diese interessanten Bereiche werden graphisch dargestellt. Ebenso wird der Mittelwert und die Standardabweichung der Temperatur im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor, der Druck im Vergasungsreaktor und die Konzentration im Produkt- und Abgas ausgerechnet. Im Produktgas werden folgende Komponenten gemessen: H_2 , CO , CO_2 , CH_4 und O_2 . Im Abgas werden die Komponenten CO , CO_2 , O_2 , NO_2 und SO_2 gemessen. Beide Messungen sind wasserfrei. Während der Inbetriebnahme wurden zwei verschiedene Brennstoffe vergast, hochwertiges Holzhackgut und minderwertiges Waldhackgut. Als Bettmaterial wurde Olivin verwendet. Es wurde während des Vergasungsbetriebs Kalk zugegeben. Ziel der Arbeit war es die Inbetriebnahme der 1 MW-Vergasungsanlage in der Simmeringer Haide zu begleiten und die daraus gewonnenen Daten auszuwerten und zu bewerten. Im Laufe dieser Diplomarbeit konnten folgende Forschungsfragen beantwortet werden:

Welche Probleme sind während der Inbetriebnahme der Demonstrationsanlage aufgetreten? Wie wurden diese behoben und was lässt sich daraus für spätere Anlagen ableiten?

Während der Inbetriebnahme sind einige Schnecken verstopft und dadurch stehen geblieben. Diese mussten geöffnet und repariert werden. Ebenso war die Kalkzufuhr verstopft, aufgrund dessen das Wasser an der Rohrwand kondensiert ist, welches anschließend mit dem Kalk reagierte. Die Rohrleitung verstopfte deswegen. Dieses Problem konnte dadurch gelöst werden, indem die entsprechenden Rohre isoliert wurden, damit kein Wasserdampf an der Rohrwand mehr kondensiert. Ein weiteres Problem, welches während der Inbetriebnahme aufgetreten ist, ist, dass das Thermoelement 61-TISA050, welches sich ganz oben im Verbrennungsreaktor befindet, zerstört wurde. Gelöst werden konnte dieses Problem während der Inbetriebnahme nicht. Das Thermoelement wurde, nachdem die Anlage abgekühlt wurde, ausgebaut. Das Thermoelement wurde durch Verschleiß zerstört. Eine Lösung zu diesem Problem ist, indem das Thermoelement in einem anderen Winkel in den Verbrennungsreaktor eingebaut wird, damit die Bettmaterialteilchen nicht so hart auf das Thermoelement prallen. Eine weitere Möglichkeit wäre es, den Schutz des Thermoelements aus einem anderen Material, welches verschleißfester ist, zu ersetzen. Des Weiteren gab es einige Probleme beim MRU-Gasmessgerät. Einerseits stiegen die Werte in einem periodischen Abstand an, da sich das Messgerät kalibrieren musste, andererseits ist die Dichtung gequollen aufgrund des Biodiesels. Gelöst werden konnte das Problem indem die Dichtung ausgetauscht wurde. Ebenfalls brannte während der Inbetriebnahme das Koks im Filter der Produktgasstrecke ab. Aufgefallen ist das wegen dem Temperaturanstieg im Filter, deswegen wurde diese kontrolliert und der Koks im Filter kontrolliert abgebrannt. Bei späteren Anlage muss darauf geachtet werden, dass diese möglichst gut isoliert sind, damit kein Wasserdampf an der Rohrwand kondensiert und die Kalkzufuhr verstopfen kann. Des Weiteren sollte der Werkstoff der Thermoelemente überdacht werden, damit diese den Verschleiß standhalten. Die kontinuierliche Gasmessung sollte redundant sein damit, auch wenn ein Messgerät ausfällt, trotzdem noch die Gaszusammensetzung gemessen werden kann. Einerseits ist

das für die Auswertung, bei Versuchs- und Demonstrationsanlagen, von Vorteil, damit solche Bereiche nicht ausgeschnitten werden müssen. Andererseits ist es für den sicheren Betrieb der Anlage äußerst wichtig, die Gaszusammensetzung zu kennen.

Wie müssen die Prozessdaten für eine optimale Betriebsauswertung aufbereitet und dargestellt werden?

Die gesammelten Prozessdaten können optimal mit dem Matlab-Skript aufbereitet werden. Dabei werden die Prozessdaten der Temperatur des Verbrennungs- und Vergasungsreaktors ausgewertet. Von diesen werden je zwei Temperaturen betrachtet. Im Vergasungsreaktor wird je eine Temperatur im oberen und eine im unteren Teil betrachtet. Der Druck im unteren Vergasungsreaktor wird ebenfalls ausgewertet, so wird auch die Gaszusammensetzung des Produkt- und Abgases betrachtet und ausgewertet. Im Produktgas werden die Komponenten H_2 , CO , CO_2 , CH_4 und O_2 betrachtet. Im Abgas werden die Komponenten CO , CO_2 , NO_2 , O_2 und SO_2 ausgewertet. Um Prozessdaten auszuwerten, kann die entsprechende CSV-Datei ausgewählt werden. Danach werden die Daten ins Matlab geladen und geplottet. Anschließend können Bereiche, welche von Interesse sind, selektiert werden. Diese können ebenfalls geplottet werden. Wenn dabei kleinere Bereiche auffallen, welche nicht betrachtet werden sollen, können diese ausgewählt werden. Die Verläufe werden anschließend wieder grafisch dargestellt, wobei die nicht betrachteten Bereiche rot markiert sind. Von den Zeitbereichen werden anschließend die Mittelwerte gebildet, welche für die IPSEpro Simulation verwendet werden können. Falls mehr Prozessdaten, wie beispielsweise die Temperatur in der Rutsche, ausgewertet werden sollen, kann das Matlab-Skript leicht erweitert werden.

Welchen Einfluss haben die Betriebsparameter auf die Gaszusammensetzung, des Produkt- und Abgases sowie auf andere Prozessparameter?

Während der Inbetriebnahme wurde hauptsächlich Dampf als Vergasungsmittel verwendet. Als Bettmaterial wird Olivin verwendet. Es wurden insgesamt 12 Zeitbereiche genauer betrachtet. Auffällig dabei war, dass bei der Vergasung mit Luft prozentual weniger H_2 im Produktgas war. Der größte Einflussfaktor war aber die Temperatur im oberen Vergasungsreaktor. Neben der Gaszusammensetzung wurde ebenfalls auch die Temperatur ausgewertet. Der Temperaturunterschied zwischen dem oberen und unteren Vergasungsreaktor ist etwa $100\text{ }^\circ\text{C}$ in allen Zeitbereichen. Der Temperaturunterschied zwischen den beiden Thermoelementen im Verbrennungsreaktor ist kleiner und beträgt in den meisten Fällen etwa $5\text{ }^\circ\text{C}$.

Die Temperatur im Vergasungsreaktor hat wie bereits oben beschrieben den größten Einfluss auf die Gaszusammensetzung im Produktgas. Bei tieferen Temperaturen im Vergasungsreaktor werden höhere H_2 -Konzentrationen im Produktgas gemessen. Umgekehrt werden bei höheren Temperaturen kleinere H_2 -Konzentrationen im Produktgas gemessen, dies kann dadurch erklärt werden, dass das Gleichgewicht bei der Wassergas-Shift-Reaktion bei tieferen Temperaturen auf der Seite des CO_2 und H_2 liegt. Bei noch höheren Temperaturen sind jedoch ebenfalls wieder erhöhte H_2 -Konzentrationen im Produktgas, gleichzeitig sind die CO_2 -Konzentration geringer, dafür aber die CO -Konzentrationen höher. Mit Zugabe von Kalk in den Verbrennungsreaktor konnte der H_2 -Gehalt im Produktgas erhöht werden. Während der Inbetriebnahme wurden zwei verschiedene Brennstoffe vergast; hochwertiges und minderwertiges Holzhackgut. Es wurde kein Unterschied zwischen den beiden Brennstoffen im Produktgas festgestellt. Der CH_4 -Gehalt im Produktgas ist in allen Zeitbereichen abhängig vom Druck im Vergasungsreaktor. Je höher der Druck ist desto höher der CH_4 -Gehalt im Produktgas. Die Temperatur im Verbrennungsreaktor beeinflusst die Zusammensetzung im Abgas, bei hohen Temperaturen wird weniger bis kein NO_2 im Abgas gemessen. Die optimale Temperatur im oberen Vergasungsreaktor für eine anschließende Fischer-Tropsch Reaktion liegt zwischen $855\text{ }^\circ\text{C}$ und $860\text{ }^\circ\text{C}$.

Neben den Forschungsfragen, welche in dieser Arbeit beantwortet werden sollen ist es ebenfalls von Interesse, wie weiter vorgegangen werden soll. Als weiteres Vorgehen wird vorgeschlagen alternative Brennstoffe zu vergasen. Beispielsweise Klärschlamm, Forst- oder Kunststoffabfälle, um zu untersuchen, inwiefern diese die Gaszusammensetzung im Produkt- und Abgas beeinflussen. Dabei ist es ebenfalls wichtig, wieder Teermessungen in der Anlage durchzuführen. Des Weiteren sollten alternative Bettmaterialien getestet werden, sowie der Einfluss auf die Gaszusammensetzung und andere Prozessparameter. Möglich wäre, dass alternative Bettmaterialien auch besser für den Transport mittels Schnecken geeignet sind und somit diese nicht verstopfen, damit ein stabiler Betrieb der Anlage möglich ist. Neben anderen Bettmaterialien und Brennstoffen sollten ebenfalls weitere Betriebsparameter getestet werden, um optimale Parameter für die Vergasung von dem entsprechenden Brennstoff und Bettmaterial zu finden. Dabei sollten Betriebsparameter gefunden werden, die einerseits hohe H_2 -Konzentrationen im Produktgas erzeugen und gleichzeitig die Teere möglichst reduziert werden. Ebenfalls wären erste Versuche mit dem Produktgas, welches hergestellt wird, interessant. Es könnten verschiedenste Kohlenwasserstoffe, Benzine oder auch Diesel mit einer Fischer-Tropsch Anlage hergestellt werden. Neben dem Produktgas kann auch untersucht werden, ob und wie die Asche eingesetzt werden kann, welche Rolle der Brennstoff dabei spielt und ob dieser die Eigenschaften der Asche beeinflusst.

Wenn genug Daten vorliegen, könnte ein weiterer Scale-Up Aufschluss bringen, wie wirtschaftlich eine solche Anlage betrieben werden kann. Gleichzeitig könnten die Versuche, mit dem dabei produzierten Produktgas, erweitert werden. Ein Scale-Up sollte auch das Problem der Schnecken lösen, da diese dann ebenfalls größer dimensioniert sind. Da bei der konstanten Gasmessung im Produktgas, durch das Kalibrieren des MRU-Messgeräts, die Messwerte abdriften, wäre es von Vorteil zwei, besser noch drei, MRU-Messgeräte zu installieren. Bei drei verschiedenen Messgeräten könnten die Messwerte konstant verglichen werden. Dadurch könnte erkannt werden, wann welches Messgerät kalibriert. So wüsste man welche Messwerte für nachfolgende Auswertungen nicht betrachtet werden sollen. Des Weiteren wäre das System redundant, falls die Dichtung eines der Messgeräte durch den Biodiesel quillt und dadurch defekt wird. Eine bessere Lösung für das Problem mit der Dichtung wäre es jedoch entweder eine Dichtung zu finden, welche resistent gegen Biodiesel und andere Kohlenwasserstoffe ist, oder vor dem Messgerät einen Wäscher/Filter zu installieren, um den Biodiesel zu entfernen. Neben der oben beschriebenen Punkte wäre eine genauere Betrachtung der Gleichgewichtskonstante der Wassergas-Shift-Reaktion im Reaktor ebenfalls von Interesse. Dazu müssten die chemischen Vorgänge und ihre Verknüpfungen im oberen und unteren Vergasungsreaktor genauer betrachtet werden. Ausserdem müsste, für genauere Berechnungen, von einem nicht idealen Gas ausgegangen werden, sowie der Wassergehalt konstant gemessen werden.

Literatur

- [1] Chang, *Climate Change 2013 - The Physical Science Basis: Working Group I Contribution to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. CAMBRIDGE, Mar. 2014.
- [2] *United Nations Framework Convention on Climate Change (UNFCCC). Paris Agreement*, 2015.
- [3] World Meteorological Organization, *State of the Global Climate 2021*, Oct. 2021.
- [4] M. Anderl, A. Bartel, K. Geiger, B. Gügele, M. Gössl, S. Haider, H. Heinfellner, C. Heller, T. Köther, T. Krutzler, V. Kuschel, C. Lampert, H. Neier, K. Pazdernik, D. Perl, S. Poupä, A. Prutsch, M. Purzner, E. Rigler, W. Schieder, C. Schmid, G. Schmidt, B. Schodl, A. Storch, G. Stranner, B. Schwarzl, E. Schwaiger, J. Vogel, P. Weiss, H. Wiesenberger, M. Wieser, and A. Zechmeister, *Klimaschutzbericht 2021*. Bundesministerium für Klimaschutz, Umwelt, Energie, Mobilität, Innovation und Technologie, Spittelauer Lände 5, 1090 Wien, 2021.
- [5] United Nations, *Conference of the Parties serving as the meeting of the Parties to the Paris Agreement Third session*, Sept. 2021.
- [6] *IPCC, 2014: Climate Change 2014: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, R.K. Pachauri and L.A. Meyer (eds.)]*. IPCC, Geneva, Switzerland, 151 pp.
- [7] P. Basu, "Introduction," in *Biomass Gasification Design Handbook*, pp. 1–25, Elsevier, 2010.
- [8] R. Rauch, J. Hrbek, and H. Hofbauer, "Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas," *Wiley Interdisciplinary Reviews: Energy and Environment*, vol. 3, pp. 343–362, nov 2013.
- [9] L. E. Hombach, L. Doré, K. Heidgen, H. Maas, T. J. Wallington, and G. Walther, "Economic and environmental assessment of current (2015) and future (2030) use of e-fuels in light-duty vehicles in Germany," *Journal of Cleaner Production*, vol. 207, pp. 153–162, jan 2019.
- [10] S. Kraft, F. Kirnbauer, and H. Hofbauer, "Cpfd simulations of an industrial-sized dual fluidized bed steam gasification system of biomass with 8 MW fuel input," *Applied Energy*, vol. 190, pp. 408–420, mar 2017.
- [11] M. Kuba, H. He, F. Kirnbauer, N. Skoglund, D. Boström, M. Öhman, and H. Hofbauer, "Mechanism of layer formation on olivine bed particles in industrial-scale dual fluid bed gasification of wood," *Energy Fuels*, vol. 30, pp. 7410–7418, aug 2016.
- [12] F. Benedikt, *Fuel Flexible Advanced Dual Fluidized Bed Steam Gasification*. PhD thesis, TU Wien, Institute of Chemical, Environmental and Bioscience Engineering, Getreidemarkt 9/166, 1060 Vienna, Austria, Oct. 2020.
- [13] J. Corella, J. M. Toledo, and G. Molina, "A review on dual fluidized-bed biomass gasifiers," *Industrial and Engineering Chemistry Research*, vol. 46, pp. 6831–6839, sep 2007.

- [14] F. Benedikt, J. Schmid, J. Fuchs, A. Mauerhofer, S. Müller, and H. Hofbauer, "Fuel flexible gasification with an advanced 100kw dual fluidized bed steam gasification pilot plant," *Energy*, vol. 164, pp. 329–343, dec 2018.
- [15] J. C. Schmid, S. Müller, and H. Hofbauer, *First Scientific Results with the Novel Dual Fluidized Bed Gasification Test Facility at TU Wien*. TU Wien, Institute of Chemical Engineering, Getreidemarkt 9/166, 1060 Vienna, 2016.
- [16] J. C. Schmid, F. Benedikt, J. Fuchs, A. M. Mauerhofer, S. Müller, and H. Hofbauer, "Syngas for biorefineries from thermochemical gasification of lignocellulosic fuels and residues-5 years' experience with an advanced dual fluidized bed gasifier design," *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 11, pp. 2405–2442, aug 2019.
- [17] H. Hofbauer, R. Rauch, G. Loeffler, S. Kaiser, E. Fercher, and H. Tremmel, "Six years experience with the ficfb-gasification process," *10th Eur. Conf. Technol. Exhib. Wurzburg*, no. January, 01 2002.
- [18] M. Kaltschmitt, H. Hartmann, and H. Hofbauer, eds., *Energie aus Biomasse*. Springer Berlin Heidelberg, 2016.
- [19] M. F. Demirbas, M. Balat, and H. Balat, "Potential contribution of biomass to the sustainable energy development," *Energy Conversion and Management*, vol. 50, pp. 1746–1760, jul 2009.
- [20] *Thermal biomass conversion and utilization : Biomass information system*. Publications Office European Commission and Directorate-General for Research and Innovation and Bridgwater, A, 1996.
- [21] M. Kaltschmitt, V. Lenz, and D. Thrän, "Zur energetischen nutzung von biomasse in deutschland-potenziale, stand und perspektiven," *Leibnitz Institut für interdisziplinäre Studien, Berlin*, vol. 12, 2008.
- [22] M. Haider, *Unterlagen zur Vorlesung 302.034 Thermodynamik in der Energietechnik*. TU Wien, WS 2021.
- [23] C. Franco, F. Pinto, I. Gulyurtlu, and I. Cabrita, "The study of reactions influencing the biomass steam gasification process," *Fuel*, vol. 82, pp. 835–842, may 2003.
- [24] F. Benedikt, M. Kuba, J. C. Schmid, S. Müller, and H. Hofbauer, "Assessment of correlations between tar and product gas composition in dual fluidized bed steam gasification for online tar prediction," *Applied Energy*, vol. 238, pp. 1138–1149, mar 2019.
- [25] K. Maniatis and A. Beenackers, "Tar protocols. IEA bioenergy gasification task," *Biomass and Bioenergy*, vol. 18, pp. 1–4, jan 2000.
- [26] T. A. Milne, R. J. Evans, and N. Abatzoglou, "Biomass gasifier: Their nature, formation, and conversion," tech. rep., nov 1998.
- [27] D. Kunii, *Fluidization engineering*. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991.
- [28] M. Haider, *Unterlagen zur Vorlesung 302.689 Waermetechnische Anlagen 2*. TU Wien, WS 2021.
- [29] H. Bi and J. Grace, "Flow regime diagrams for gas-solid fluidization and upward transport," *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 21, pp. 1229–1236, nov 1995.

- [30] C. Y. Wen and Y. H. Yu, "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity," *AIChE Journal*, vol. 12, pp. 610–612, may 1966.
- [31] J. C. Schmid, T. Pröll, H. Kitzler, C. Pfeifer, and H. Hofbauer, "Cold flow model investigations of the countercurrent flow of a dual circulating fluidized bed gasifier," *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 2, pp. 229–244, apr 2012.
- [32] D. Geldart, "Types of gas fluidization," *Powder Technology*, vol. 7, pp. 285–292, may 1973.
- [33] D. Geldart, "The effect of particle size and size distribution on the behaviour of gas-fluidised beds," *Powder Technology*, vol. 6, pp. 201–215, oct 1972.
- [34] L. Reh, *Dissertation*. PhD thesis, Technische Hochschule Karlsruhe, 1961.
- [35] J. Schmid, T. Pröll, C. Pfeifer, R. Rauch, and H. Hofbauer, "Cold flow model investigation on a modified riser with enhanced gas-solid contact: Locating the regions of operation in a fluidization regime map," *Proc. 21st Int. Conf. Fluid. Bed Combust. (FBC)*, pp. 80–87, June 2012.
- [36] J. R. Grace, "Contacting modes and behaviour classification of gas-solid and other two-phase suspensions," *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 64, pp. 353–363, jun 1986.
- [37] D. Kunii and O. Levenspiel, "Circulating fluidized-bed reactors," *Chemical Engineering Science*, vol. 52, pp. 2471–2482, aug 1997.
- [38] A. Molino, S. Chianese, and D. Musmarra, "Biomass gasification technology: The state of the art overview," *Journal of Energy Chemistry*, vol. 25, pp. 10–25, jan 2016.
- [39] M. Hosseini, I. Dincer, and M. A. Rosen, "Steam and air fed biomass gasification: Comparisons based on energy and exergy," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 37, pp. 16446–16452, nov 2012.
- [40] M. van der Stelt, H. Gerhauser, J. Kiel, and K. Ptasinski, "Biomass upgrading by torrefaction for the production of biofuels: A review," *Biomass and Bioenergy*, jul 2011.
- [41] A. A. Peterson, F. Vogel, R. P. Lachance, M. Fröling, J. Michael J. Antal, and J. W. Tester, "Thermochemical biofuel production in hydrothermal media: A review of sub- and supercritical water technologies," *Energy and Environmental Science*, vol. 1, no. 1, p. 32, 2008.
- [42] C. Higman, "Gasification," in *Combustion Engineering Issues for Solid Fuel Systems*, pp. 423–468, Elsevier, 2008.
- [43] V. Belgiorno, G. D. Feo, C. D. Rocca, and R. Napoli, "Energy from gasification of solid wastes," *Waste Management*, vol. 23, pp. 1–15, jan 2003.
- [44] M. Eberhard, U. Santo, D. Böning, H. Schmid, B. Michelfelder, B. Zimmerlin, A. Günther, P. Weigand, M. Müller-Hagedorn, D. Stapf, and T. Kolb, "Der bioliq-flugstromvergaser - ein baustein der energiewende," *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 90, pp. 85–98, jan 2018.
- [45] J. J. Hernández, G. Aranda-Almansa, and A. Bula, "Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time," *Fuel Processing Technology*, vol. 91, pp. 681–692, jun 2010.

- [46] K. Svoboda, M. Pohořelý, M. Hartman, and J. Martinec, "Pretreatment and feeding of biomass for pressurized entrained flow gasification," *Fuel Processing Technology*, vol. 90, pp. 629–635, may 2009.
- [47] C. Couhert, S. Salvador, and J.-M. Commandré, "Impact of torrefaction on syngas production from wood," *Fuel*, vol. 88, pp. 2286–2290, nov 2009.
- [48] P. Iovane, A. Donatelli, and A. Molino, "Influence of feeding ratio on steam gasification of palm shells in a rotary kiln pilot plant. experimental and numerical investigations," *Biomass and Bioenergy*, vol. 56, pp. 423–431, sep 2013.
- [49] J. Karl and T. Pröll, "Steam gasification of biomass in dual fluidized bed gasifiers: A review," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 98, pp. 64–78, dec 2018.
- [50] A. Mauerhofer, J. Schmid, F. Benedikt, J. Fuchs, S. Müller, and H. Hofbauer, "Dual fluidized bed steam gasification: Change of product gas quality along the reactor height," *Energy*, vol. 173, pp. 1256–1272, apr 2019.
- [51] S. Kern, C. Pfeifer, and H. Hofbauer, "Gasification of wood in a dual fluidized bed gasifier: Influence of fuel feeding on process performance," *Chemical Engineering Science*, vol. 90, pp. 284–298, mar 2013.
- [52] M. Virginie, J. Adánez, C. Courson, L. de Diego, F. García-Labiano, D. Niznansky, A. Kiennemann, P. Gayán, and A. Abad, "Effect of Fe-olivine on the tar content during biomass gasification in a dual fluidized bed," *Applied Catalysis B: Environmental*, vol. 121–122, pp. 214–222, jun 2012.
- [53] A. Mauerhofer, F. Benedikt, J. Schmid, J. Fuchs, S. Müller, and H. Hofbauer, "Influence of different bed material mixtures on dual fluidized bed steam gasification," *Energy*, vol. 157, pp. 957–968, aug 2018.
- [54] S. Müller, J. Fuchs, J. Schmid, F. Benedikt, and H. Hofbauer, "Experimental development of sorption enhanced reforming by the use of an advanced gasification test plant," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 42, pp. 29694–29707, dec 2017.
- [55] J. Loipersböck, G. Weber, R. Rauch, and H. Hofbauer, "Developing an adsorption-based gas cleaning system for a dual fluidized bed gasification process," *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 11, pp. 85–94, sep 2020.
- [56] R. J. Evans and T. A. Milne, "Chemistry of tar formation and maturation in the thermochemical conversion of biomass," *Fuel and Energy Abstracts*, vol. 39, no. 3, pp. 197–198, 1998.
- [57] L. Devi, K. J. Ptasinski, and F. J. Janssen, "A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes," *Biomass and Bioenergy*, vol. 24, pp. 125–140, feb 2003.
- [58] F. Kirnbauer, V. Wilk, and H. Hofbauer, "Performance improvement of dual fluidized bed gasifiers by temperature reduction: The behavior of tar species in the product gas," *Fuel*, vol. 108, pp. 534–542, jun 2013.
- [59] R. Bardolf, *Optimierung eines Produktgaswäschers bei der Biomassevergasung im Zweibettwirbelschichtverfahren*. PhD thesis, Technische Universität Wien, Nov. 2017.

- [60] M. Kuba, F. Benedikt, K. Fürsatz, J. Fuchs, M. Demuth, C. Aichernig, L. Arpa, and H. Hofbauer, "Integration of dual fluidized bed steam gasification into the pulp and paper industry," *Biomass Conversion and Biorefinery*, p. 16, dec 2021.
- [61] M. Kraussler, *Evaluation of dual fluidized bed biomass gasification plants generating electricity, valuable gases, and district heat*. PhD thesis, TU Wien, 2018.
- [62] M. Bolhar-Nordenkamp, H. Hofbauer, R. Rauch, H. Tremmel, and C. Aichernig, "Bio-mass chp plant güssing – using gasification for power generation," p. 7, Feb. 2003.
- [63] M. Kuba, S. Kraft, F. Kirnbauer, F. Maierhans, and H. Hofbauer, "Influence of controlled handling of solid inorganic materials and design changes on the product gas quality in dual fluid bed gasification of woody biomass," *Applied Energy*, vol. 210, pp. 230–240, jan 2018.
- [64] M. Kraussler, M. Binder, S. Fail, K. Bosch, M. Hackel, and H. Hofbauer, "Performance of a water gas shift pilot plant processing product gas from an industrial scale biomass steam gasification plant," *Biomass and Bioenergy*, vol. 89, pp. 50–57, jun 2016.
- [65] V. Wilk and H. Hofbauer, "Analysis of optimization potential in commercial biomass gasification plants using process simulation," *Fuel Processing Technology*, vol. 141, pp. 138–147, jan 2016.
- [66] A. Alamia, A. Larsson, C. Breitholtz, and H. Thunman, "Performance of large-scale biomass gasifiers in a biorefinery, a state-of-the-art reference," *International Journal of Energy Research*, vol. 41, pp. 2001–2019, may 2017.
- [67] M. Veress, A. Bartik, F. Benedikt, M. Hammerschmid, J. Fuchs, S. Müller, and H. Hofbauer, "Development and techno-economic evaluation of an optimized concept for industrial bio-sng production from sewage sludge," *Proceedings of the 28th European Biomass Conference and Exhibition*, vol. 6-9 July 2020, pp. 901–911, 2020.
- [68] H. Gruber, P. Groß, R. Rauch, A. Reichhold, R. Zweiler, C. Aichernig, S. Müller, N. Ataimisch, and H. Hofbauer, "Fischer-tropsch products from biomass-derived syngas and renewable hydrogen," *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 11, p. 11, jun 2019.
- [69] K. Triantafyllidis, A. Lappas, and M. Stöcker, eds., *The Role of Catalysis for the Sustainable Production of Bio-Fuels and Bio-Chemicals*. Elsevier Science and Technology, 1 ed., Mar. 2013.
- [70] A. Steynberg, "Chapter 1 - introduction to fischer-tropsch technology," in *Fischer-Tropsch Technology* (A. Steynberg and M. Dry, eds.), vol. 152 of *Studies in Surface Science and Catalysis*, pp. 1–63, Elsevier, 2004.
- [71] J. Ren, Y.-L. Liu, X.-Y. Zhao, and J.-P. Cao, "Methanation of syngas from biomass gasification: An overview," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 45, pp. 4223–4243, feb 2020.
- [72] J. Pels, D. Nie, and J. Kiel, "Utilization of ashes from biomass combustion and gasification," *14th European Biomass Conference Exhibition*, p. 17, Jan. 2005.
- [73] A. P. Herman, S. Yusup, M. Shahbaz, and D. O. Patrick, "Bottom ash characterization and its catalytic potential in biomass gasification," *Procedia Engineering*, vol. 148, pp. 432–436, 2016.

- [74] C. Leiva, A. Gómez-Barea, L. F. Vilches, P. Ollero, J. Vale, and C. Fernández-Pereira, "Use of biomass gasification fly ash in lightweight plasterboard," *Energy & Fuels*, vol. 21, pp. 361–367, nov 2006.
- [75] B. Rehling, H. Hofbauer, R. Rauch, and C. Aichernig, "Biosng-process simulation and comparison with first results from a 1-MW demonstration plant," *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 1, pp. 111–119, jun 2011.
- [76] R. Hofmann, *Unterlagen zu Vorlesung VU 302.074 Numerische Prozesssimulation von thermischen Energieanlagen*. TU Wien, E302 - Institut für Energietechnik und Thermodynamik, 2015.
- [77] E. Perez, *A Computer Method for Thermal Power Cycle Calculation*. Graz University of Technology, 1990.
- [78] S. Elgeti, *Skript zur Veranstaltung Einführung in die Finite Elemente Methode WS 20/21*. TU Wien, Oct. 2022.
- [79] T. Pröll and H. Hofbauer, "Development and application of a simulation tool for biomass gasification based processes," *International Journal of Chemical Reactor Engineering: Vol. 6: A89*, 2008.
- [80] Schmid, *Medienliste (inkl. interner Medienströme)*. BEST – Bioenergy and Sustainable Technologies GmbH, 2020.
- [81] S. Diem, *Prüfbericht über die Analyse einer Brennstoffprobe der BEST - Bioenergy and Sustainable Technologies GmbH*. Technische Universität Wien Prüflabor für Feuerungsanlagen am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und technische Biowissenschaften, Getreidemarkt 9/166 A-1060 Wien, Jan. 2022.
- [82] P. Mair, *Prüfbericht über die Analyse einer Brennstoffprobe mit der Bezeichnung Waldhackgut Kategorie 3 der Best - Bioenergy and Sustainable Technologies GmbH*. Technische Universität Wien Prüflabor für Feuerungsanlagen am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, Getreidemarkt 9/166 A-1060 Wien, Apr. 2022.
- [83] S. Rapagnà, "Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles," *Biomass and Bioenergy*, vol. 19, pp. 187–197, sep 2000.
- [84] J. Marinkovic, H. Thunman, P. Knutsson, and M. Seemann, "Characteristics of olivine as a bed material in an indirect biomass gasifier," *Chemical Engineering Journal*, vol. 279, pp. 555–566, nov 2015.
- [85] *CEN/TS 15439: 2006 Biomass gasification—Tar and particles in product gases—Sampling and Analysis*.
- [86] S. Diem, D. Kadlez, H. Kohl, and P. Mair, "Bericht über die messungen am zweibett-wirbelschicht dampfvergaser," tech. rep., Technische Universität Wien: Prüflabor Für Feuerungsanlagen am Institut Für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik Und Technische Biowissenschaften, 2022.
- [87] U. Wolfesberger, I. Aigner, and H. Hofbauer, "Tar content and composition in producer gas of fluidized bed gasification of wood-influence of temperature and pressure," *Environmental Progress Sustainable Energy*, vol. 28, pp. 372–379, oct 2009.

- [88] U. Wolfesberger-Schwabl, I. Aigner, and H. Hofbauer, "Mechanism of tar generation during fluidized bed gasification and low temperature pyrolysis," *Industrial Engineering Chemistry Research*, vol. 51, pp. 13001–13007, sep 2012.
- [89] D. Houcque, *Introduction to matlab for engineering students*. Northwestern University, Evanston, Illinois, 1.2 ed., Aug. 2005.
- [90] T. Konegger, R. Haubner, and R. de Oro Caledro, *Vorlesungs Unterlagen Chemische Technologie anorganischer Stoffe 164.211*. Technische Universität Wien, 2022.
- [91] H. Czichos and K.-H. Habig, eds., *Tribologie-Handbuch*. Springer Fachmedien Wiesbaden, 2015.
- [92] H. Zhang, G. Yue, J. Lu, Z. Jia, J. Mao, T. Fujimori, T. Suko, and T. Kiga, "Development of high temperature air combustion technology in pulverized fossil fuel fired boilers," *Proceedings of the Combustion Institute*, vol. 31, pp. 2779–2785, jan 2007.
- [93] D. Kadlez, K. Fürsatz, F. Benedikt, S. Müller, and H. Hofbauer, "Validation of first test runs for a 1 mw dfbdemonstration plant at simmeringer haide," tech. rep., Institute of Chemical, Environmental and Biological Engineering Technische Universität Wien, July 2022.
- [94] C.-W. Wang, X.-L. Peng, J.-Y. Liu, R. Jiang, X.-P. Li, Y.-S. Liu, S.-Y. Liu, L.-S. Wei, L.-H. Zhang, and C.-S. Jia, "A novel formulation representation of the equilibrium constant for water gas shift reaction," *International Journal of Hydrogen Energy*, jul 2022.
- [95] C. Wang, P. Wang, Y. Du, and D. Che, "Experimental study on effects of combustion atmosphere and coal char on no2 reduction under oxy-fuel condition," *Journal of the Energy Institute*, vol. 92, pp. 1023–1033, aug 2019.
- [96] C. Schönberg, *Fischer-Tropsch und Fluid Catalytic Cracking: Zwei alternative Technologien zur Herstellung von flüssigen Treibstoffen aus Biomasse*. PhD thesis, Technische Universität Wien, June 2010.
- [97] F. Catapano, S. D. Iorio, P. Sementa, and B. Vaglieco, "Analysis of energy efficiency of methane and hydrogen-methane blends in a pfi/di si research engine," *Energy*, vol. 117, pp. 378–387, dec 2016.

Anhang

Matlab

```

%% 1. Auswertung der Messdaten Vergasungsanlage

clc; %loeschen des Command Window
close all; %alles schliessen
clear all; %alles loeschen

% - Code am besten in Run Section laufen lassen fuer besser Uebersicht
% -
%% 2. Daten aus Excel Laden

%Welches Excel-File soll Geladen werden? -> File muss im selben Ordner wie
%der Matlab-Skript sein
prompt = "Welches Excel-File soll geladen werden?";
dlgtitle = "Excel-File Auswertung"; % Bsp. Export_20220309-20220310_TUStyle.csv
dims = [1 60];
definput = "Name.csv";
ANSWER = inputdlg(prompt, dlgtitle, dims, definput);
filename = string(ANSWER);

opts = detectImportOptions(filename{1}); % -> Fehlermeldung falls Excel nicht
% gefunden werden kann

clear prompt dlgtitle definput ANSWER
%-----
%laenge des Vektors
%!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!
laenge = 15551; %<--- in Excel Nachlesen mit CTRL Pfeil unten
s_cell = 10; % erste Zeile (sollte in Allen Excel die Gleiche sein -> Ueberpruefen!)
meistens 13 oder 10 je nach abgespeichertem Format
%!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!
%-----
%% 3. laenge Bestimmen des Vektors
% bestimmen des Vektors sehr ineffizient mit dieser Methode -> Excel
% nachschaun besser damit nicht ganzes csv-File geladen werden muss

%Start = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 3 s_cell 3]); % einlesen des erster
Wertes
%TF = any(Start); % Ueberpruefen ob erster Wert eine Zahl ist

% i = 1;
%while true_1 == 0
%     Test_1 = readmatrix(filename{1}, 'Range', [i 3 i 3]);
%     true_1 = any(Test_1);
%     i = i + 1;
%end
% s_cell = i;
%i = i + 1;
%while TF == 1
%     Test = readmatrix(filename{1}, 'Range', [i 3 i 3]);

```

```

%     TF = any(Test);
%     i = i + 1;
%end

%% 4. einlesen Vektoren
%-----
% einlesen Zeitvektor
% Vorlagen für datenum und datetime befehle
date_pattern_1 = 'yyyy-MM-dd HH:mm:ss';
date_pattern_2 = 'HH:MM:SS';

% einlesen des Zeitvektors
Zeit = readcell(filename{1}, 'Range', [s_cell 2 laenge 2]);
Zeit = string(Zeit);
Zeit_ = datenum(Zeit, date_pattern_2);

% einlesen des Datumvektors
Datum = readcell(filename{1}, 'Range', [s_cell 1 laenge 1]);
Datum = string(Datum); % konvertiert die Datum eingabe in einen String um datenum befehl
nutzen zu können
Datum_ = datenum(Datum, 'dd-mm-yyyy'); % je nach Dateiformat aendern auf -> Datum_ =
datenum(Datum, 'dd-mm-yyyy') oder Datum_ = datenum(Datum, 'dd.mm.yyyy');
% -> kontrolle bei Fehler Error using dtstr2dtnummx Failed to convert from
% text to date number, Zeile 190

Zeit_neu = Datum_ + Zeit_ - datenum('00:00:00', 'HH:MM:SS'); % Zusammenzählen des Zeit
und Datumvektors in datenum format

Zeit_t = datetime(Zeit_neu, 'ConvertFrom', 'datenum', 'Format', date_pattern_1); %
Rückrechnen von datenum zu datetime Zeitformat

%-----
%einlesen Temperaturvektor
% VB = Verbrennungsreaktor, VR = Vergasungsreaktor
% G -> 61_TICZA030.PV VB
% L -> 61_TISA050.PV VB
% AA -> 60_TISA030.PV VR
% AE -> 60_TISA050.PV VR

% zusaetzliche Temperaturen oder auch Druecke koennen mit readmatrix befehl
% eingelesen werden -> je mehr Daten desto langsamer laeuft der Code
% -> Code geht davon aus das Temperaturen, Drücke, Konzentrationen immer am
% selben Ort sind
%einlesen der Temperatur des Vergasers und Verbrennungsreaktor G/C

%einlesen der Vektoren mit readmatrix des Verbrennungsreaktors
Temp30_C = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 7 laenge 7],
'ThousandsSeparator', ','); % readmatrix für Zahlenvektor
Temp40_C = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 9 laenge 9],
'ThousandsSeparator', ','); % zusätzlich Temp40 reinladen das Temp50 nach einer weile

```

```

Fehler anzeigt -> abnutzung/verschleiss des Temperaturfühlers
%Temp50_C = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 11 laenge 11],
'ThousandsSeparator','');

%einlesen der Vektoren mit readmatrix des Vergasers
Temp30_G = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 27 laenge 27],
'ThousandsSeparator',''); % readmatrix für Zahlenvektor
Temp50_G = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 31 laenge 31],
'ThousandsSeparator','');

%einlesen der Vektoren mit readmatrix der Rutsche und Siphon
%Temp_R = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 57 laenge 57],
'ThousandsSeparator',''); % Temperatur der Rutsche
%Temp_S = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 49 laenge 49],
'ThousandsSeparator',''); % Temperatur Siphon

%-----
%einlesen Druckvektor, Vergasungsreaktor
Druck = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 39 laenge 39]); % Druck 60-PIZA30
untere Vergasungsreaktor

%-----
%einlesen Gaszusammensetzung des Produktgases
H2 = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 342 laenge 342]);
CH4 = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 336 laenge 336]);
CO = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 338 laenge 338]);
CO2 = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 340 laenge 340]);
O2 = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 344 laenge 344]);

%-----
%einlesen Gaszusammensetzung des Abgases
CO_A = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 346 laenge 346]);
CO2_A = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 348 laenge 348]);
NO2_A = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 350 laenge 350]);
O2_A = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 352 laenge 352]);
SO2_A = readmatrix(filename{1}, 'Range', [s_cell 354 laenge 354]);

%% 5. Ploten der Daten
% wahl der Farben für die Plots
farbe1 = 'k';
farbe2 = 'b';
farbe3 = 'g';
farbe4 = 'c';
farbe5 = 'm';

%Temperatur-----
%Temperatur im Vergaser
f1 = figure('Name', 'Temp_Gasification');
plot(Zeit_t, Temp30_G, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1)
hold on
plot(Zeit_t, Temp50_G, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1)

```

```

xlim([Zeit_t(1), Zeit_t(length(Zeit_t))]);
title('Temperaturverlauf', 'Vergaser', 'FontSize', 13, 'FontWeight','bold')
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Temperatur [°C]', 'FontSize', 13)
legend({'60TISA030','60TISA050'}, 'Location', 'southoutside', 'Orientation',↵
'horizontal', 'FontSize', 12)

%Temperatur im Verbrennungsreaktor
f2 = figure('Name', 'Temp_Combustion');
plot(Zeit_t, Temp30_C, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1)
hold on
plot(Zeit_t, Temp40_C, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1)
xlim([Zeit_t(1), Zeit_t(length(Zeit_t))]);
title('Temperaturverlauf', 'Verbrennungsreaktor', 'FontSize', 13, 'FontWeight','bold')
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Temperatur [°C]', 'FontSize', 13)
legend({'61TICZA030','61TICZA040'}, 'Location', 'southoutside', 'Orientation',↵
'horizontal', 'FontSize', 12)

%Druck-----
f3 = figure('Name', 'Druck Vergasungsreaktor');
plot(Zeit_t, Druck, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1)
xlim([Zeit_t(1), Zeit_t(length(Zeit_t))]);
title('Druckverlauf Vergasungsreaktor', 'FontSize', 13)
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Druck [mbar]', 'FontSize', 13)
legend({'60PIZA030'}, 'Location', 'southoutside', 'Orientation', 'horizontal',↵
'FontSize', 12)

%Gaszusammensetzung-----
% Produktgas
f4 = figure('Name', 'Produktgas');
plot(Zeit_t, H2, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'H2')
hold on
plot(Zeit_t, CO, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO')
hold on
plot(Zeit_t, CO2, 'Color', farbe3, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO2')
hold on
plot(Zeit_t, CH4, 'Color', farbe4, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CH4')
hold on
plot(Zeit_t, O2, 'Color', farbe5, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'O2')
xlim([Zeit_t(1), Zeit_t(length(Zeit_t))]);
title('Gaszusammensetzung Produktgas', 'FontSize', 13)
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Konzentration [Vol.-%], wasserfrei', 'FontSize', 13)
legend('Location', 'southoutside','Orientation', 'horizontal','FontSize', 12)

% Abgas
f5 = figure('Name', 'Abgas');
yyaxis left

```

```

plot(Zeit_t, CO_A, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO', 'LineStyle',↵
'-')
hold on
plot(Zeit_t, CO2_A, 'Color', farbe3, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO2', 'LineStyle',↵
'-')
hold on
plot(Zeit_t, O2_A, 'Color', farbe5, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'O2', 'LineStyle',↵
'-')
hold on
plot(Zeit_t, SO2_A, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'SO2', 'LineStyle',↵
'-')
hold on
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Konzentration [Vol.-%], wasserfrei', 'FontSize', 13)

yyaxis right
plot(Zeit_t, NO2_A, 'Color', farbe4, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'NO2', 'LineStyle',↵
'-')
xlim([Zeit_t(1), Zeit_t(length(Zeit_t))]);
ylabel('NO2-Gehalt [ppm], wasserfrei', 'FontSize', 13)
title('Gaszusammensetzung Abgas', 'FontSize', 13)
legend('Location', 'southoutside', 'Orientation', 'horizontal', 'FontSize', 12)

%-----
%% 6. Daten auswahl
%-----
%auswahl Zeitbereich
prompt_tt1 = "Von ?";
dlgtitle_tt1 = "Zeitbereich";
definput_tt1 = "yyyy-MM-dd HH:mm:ss"; % Bsp. 2022-03-10 14:40:00
tt1 = inputdlg(prompt_tt1, dlgtitle_tt1, dims, definput_tt1);
tt1 = string(tt1);
t1 = datenum(tt1);

prompt_tt2 = "Bis ?";
dlgtitle_tt2 = "Zeitbereich";
definput_tt2 = "yyyy-MM-dd HH:mm:ss";
tt2 = inputdlg(prompt_tt2, dlgtitle_tt2, dims, definput_tt2);
tt2 = string(tt2);
t2 = datenum(tt2);

clear prompt_tt1 dlgtitle_tt1 definput_tt1
clear prompt_tt2 dlgtitle_tt2 definput_tt2

% bestimmen der nächst besten Zeit damit find funktion immer Zeit findet und
% somit kein Error
[~,ind1] = min(abs(Zeit_neu- datenum(tt1))); % Von ->
closest_time_t1 = Zeit_neu(ind1,:);

[~,ind2] = min(abs(Zeit_neu- datenum(tt2))); % Bis Zeitbereich
closest_time_t2 = Zeit_neu(ind2,:);

```

```

closest_time_tt1 = datetime(closest_time_t1,'ConvertFrom','datenum','Format',↵
date_pattern_1);
closest_time_tt2 = datetime(closest_time_t2,'ConvertFrom','datenum','Format',↵
date_pattern_1);

row1 = find(Zeit_t == closest_time_tt1);
row2 = find(Zeit_t == closest_time_tt2);

Zeit_bereich = Zeit_neu(row1:row2); % neuer Zeitbereich von -> bis
Zeit_bereich_t = datetime(Zeit_bereich,'ConvertFrom','datenum','Format',↵
date_pattern_1); % umwandeln des Zei_bereich datenum Vektors in Datum

%Temperatur im neuen Zeitbereich von -> bis
%Vergaser
Temp30_G_neu = Temp30_G(row1:row2);
Temp50_G_neu = Temp50_G(row1:row2);

%Verbrennungsreaktor
Temp30_C_neu = Temp30_C(row1:row2);
Temp40_C_neu = Temp40_C(row1:row2);
%Temp50_C_neu = Temp50_C(row1:row2);

%Druck im neuen Zeitbereich von -> bis
Druck_neu = Druck(row1:row2);

%Gaszusammensetzung
%Produktgas
H2_neu = H2(row1:row2);
CO_neu = CO(row1:row2);
CO2_neu = CO2(row1:row2);
CH4_neu = CH4(row1:row2);
O2_neu = O2(row1:row2);

%Abgas
CO_A_neu = CO_A(row1:row2);
CO2_A_neu = CO2_A(row1:row2);
NO2_A_neu = NO2_A(row1:row2);
O2_A_neu = O2_A(row1:row2);
SO2_A_neu = SO2_A(row1:row2);

%% 7. Ploten der Rausgeschnittenen Daten
%kontrolle des Zeitbereichs -> falls Daten in bereich schwanken koennen
%diese im naechsten Schritt rausgeschnitten werden für die
%Mittelwertbildung -> bsp. Produktgasmessung kalibration des
%Messgeraetes oder wechsel Vorlagebehaelter der Biomasse (erkennbar im Druckdiagramm)

%Temperatur Vergaser
f6 = figure('Name', 'Temp_Gasification');
plot(Zeit_bereich_t, Temp30_G_neu, 'Color', farbel, 'Linewidth', 1)
hold on

```

```

plot(Zeit_bereich_t, Temp50_G_neu, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1)
xlim([Zeit_bereich_t(1), Zeit_bereich_t(length(Zeit_bereich_t))]);
title('Temperturverlauf', 'Vergaser', 'FontSize', 13, 'FontWeight','bold')
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Temperatur [°C]', 'FontSize', 13)
legend({'60TISA030','60TISA050'}, 'Location', 'southoutside', 'Orientation',↵
'horizontal', 'FontSize', 12)
savefig('Temp_Gasification.fig')

%Temperatur Verbrennungsreaktor
f7 = figure('Name', 'Temp_Combustion');
plot(Zeit_bereich_t, Temp30_C_neu, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1)
hold on
plot(Zeit_bereich_t, Temp40_C_neu, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1)
%hold on
%plot(Zeit_bereich_t, Temp50_C_neu, 'Color', farbe3, 'Linewidth', 1)
xlim([Zeit_bereich_t(1), Zeit_bereich_t(length(Zeit_bereich_t))]);
title('Temperturverlauf', 'Verbrennungsreaktor', 'FontSize', 13, 'FontWeight','bold')
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Temperatur [°C]', 'FontSize', 13)
legend({'61TICZA030','61TICZA040'}, 'Location', 'southoutside', 'Orientation',↵
'horizontal', 'FontSize', 12)
savefig('Temp_Combustion.fig')

%Druck
f8 = figure('Name', 'Druck');
plot(Zeit_bereich_t, Druck_neu, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1)
xlim([Zeit_bereich_t(1), Zeit_bereich_t(length(Zeit_bereich_t))]);
title('Druckverlauf Vergasungsreaktor', 'FontSize', 13)
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Druck [mbar]', 'FontSize', 13)
legend('60PIZA030', 'Location', 'southoutside', 'Orientation', 'horizontal', 'FontSize',↵
12)
savefig('Druck.fig')

%Produktgaszusammensetzung
f9 = figure('Name', 'Produktgas');
plot(Zeit_bereich_t, H2_neu, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'H2')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, CO_neu, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, CO2_neu, 'Color', farbe3, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO2')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, CH4_neu, 'Color', farbe4, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CH4')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, O2_neu, 'Color', farbe5, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'O2')
xlim([Zeit_bereich_t(1), Zeit_bereich_t(length(Zeit_bereich_t))]);
title('Gaszusammensetzung Produktgas', 'FontSize', 13)
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Konzentration [Vol.-%], wasserfrei', 'FontSize', 13)
legend('Location', 'southoutside', 'Orientation', 'horizontal', 'FontSize', 12)

```

```

savefig('Produktgas.fig')

% Abgas
f10 = figure('Name', 'Abgas');
yyaxis left
plot(Zeit_bereich_t, CO_A_neu, 'Color', farbe2, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO',
'LineStyle', '-')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, CO2_A_neu, 'Color', farbe3, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'CO2',
'LineStyle', '-')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, O2_A_neu, 'Color', farbe5, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'O2',
'LineStyle', '-')
hold on
plot(Zeit_bereich_t, SO2_A_neu, 'Color', farbe1, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'SO2',
'LineStyle', '-')
hold on
xlabel('Zeit', 'FontSize', 13)
ylabel('Konzentration [Vol.-%], wasserfrei', 'FontSize', 13)
yyaxis right
plot(Zeit_bereich_t, NO2_A_neu, 'Color', farbe4, 'Linewidth', 1, 'DisplayName', 'NO2',
'LineStyle', '-')
xlim([Zeit_bereich_t(1), Zeit_bereich_t(length(Zeit_bereich_t))]);
if max(NO2_A_neu) == 0
    ylim([0 1]);
else
    ylim([0 max(NO2_A_neu)]);
end
ylabel('NO2-Gehalt [ppm], wasserfrei', 'FontSize', 13)
title('Gaszusammensetzung Abgas', 'FontSize', 13)
legend('Location', 'southoutside', 'Orientation', 'horizontal', 'FontSize', 12)
savefig('Abgas.fig')

%% 8. Bereich in rausgeschnittenen Daten entfernen
% sollen Daten rausgeschnitten werden fuer die Mittelwertsbildung des
% gewaehlten Zeibereichs ? Ja -> bereich Waehlen dieser wird 0 gesetzt und
% druch mean(nonzeros(Datensatz)) fuer die Mittelwerts bildung nicht
% betrachtet, ende while schlaufe wird nochmals gefragt ob weiter
% bearbeitet werden soll
% nein -> ueberspringt while schlaufe

%Kopieren der neu erstellten Temperatur, Druck, Konzentrationsvektoren um
%die Kopien zu bearbeiten
Temp30_C_neu2 = Temp30_C_neu;
Temp40_C_neu2 = Temp40_C_neu;
%Temp50_C_neu2 = Temp50_C_neu;

Temp30_G_neu2 = Temp30_G_neu;
Temp50_G_neu2 = Temp50_G_neu;

```

```

Druck_neu2 = Druck_neu;

H2_neu2 = H2_neu;
CO_neu2 = CO_neu;
CO2_neu2 = CO2_neu;
CH4_neu2 = CH4_neu;
O2_neu2 = O2_neu;

CO_A_neu2 = CO_A_neu;
CO2_A_neu2 = CO2_A_neu;
NO2_A_neu2 = NO2_A_neu;
O2_A_neu2 = O2_A_neu;
SO2_A_neu2 = SO2_A_neu;

prompt_a = "Zeitbereich weiter bearbeiten ?";
dlgtitle_a = "Bearbeiten";
definput_a = "Ja";
a1 = inputdlg(prompt_a, dlgtitle_a, dims, definput_a);

true = strcmp(a1, 'Ja');

while true == 1
    %Nur bereich Waehlen der ignoriert werden muss in neuem Zeitbereich
    prompt_z1 = "Von ?";
    dlgtitle_z1 = "Zeitbereich";
    definput_z1 = "yyyy-MM-dd HH:mm:ss"; % Beispielsweise 2022-03-14 14:01:10
    zz1 = inputdlg(prompt_z1, dlgtitle_z1, dims, definput_z1);
    zz1 = string(zz1);
    z1 = datenum(zz1);

    prompt_z2 = "Bis ?";
    dlgtitle_z2 = "Zeitbereich";
    definput_z2 = "yyyy-MM-dd HH:mm:ss";
    zz2 = inputdlg(prompt_z2, dlgtitle_z2, dims, definput_z2);
    zz2 = string(zz2);
    z2 = datenum(zz2);

    % naechst Moeglicher Bereich wird gewaehlt
    [~,indi] = min(abs(Zeit_bereich - datenum(zz1)));
    closest_time_z1 = Zeit_bereich(indi,:);

    [~,indii] = min(abs(Zeit_bereich - datenum(zz2)));
    closest_time_z2 = Zeit_bereich(indii,:);

    closest_time_zz1 = datetime(closest_time_z1,'ConvertFrom','datenum','Format',↵
date_pattern_1);
    closest_time_zz2 = datetime(closest_time_z2,'ConvertFrom','datenum','Format',↵
date_pattern_1);

```

```

row_z1 = find(Zeit_bereich_t == closest_time_zz1);
row_z2 = find(Zeit_bereich_t == closest_time_zz2);

% nullsetzen des gewaehlten Bereichs oder NaN -> Test welche Methode
% effizienter
Temp30_G_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
Temp50_G_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;

Temp30_C_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
Temp40_C_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
%Temp50_C_neu2(row_z1:row_z2) = 0;

Druck_neu2(row_z1:row_z2) = NaN; % NaN da Druckwerte auch Null sein können und so
Mittelwertbildung verfälscht

H2_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
CO_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
CO2_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
CH4_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
O2_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;

CO_A_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
CO2_A_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
NO2_A_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
O2_A_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;
SO2_A_neu2(row_z1:row_z2) = NaN;

% einzeichnen der Bereiche welche ignoriert werden in Diagramm
%Temperatur Vergaser
close([f6 f7 f8 f9 f10])

zeitrow_z1 = Zeit_bereich_t(row_z1);
zeitrow_z2 = Zeit_bereich_t(row_z2);
zeitx_fill = [zeitrow_z1 zeitrow_z2 zeitrow_z2 zeitrow_z1];
C = [1 0 0]; %farberot

f6 = openfig('Temp_Gasification.fig');
y2_f6 = get(gca,'ylim');
xline(zeitrow_z1, '--r', {'nicht betrachteter Bereich'});
h1_f6 = fill(zeitx_fill, [y2_f6(1) y2_f6(1) y2_f6(2) y2_f6(2)], C);
set(h1_f6, 'facealpha', .4);
legend('60TISA030','60TISA050', '', '', 'Location', 'southoutside', 'Orientation',
'horizontal')
hold on
savefig('Temp_Gasification.fig')

f7 = openfig('Temp_Combustion.fig');
y2_f7 = get(gca,'ylim');
h1_f7 = fill(zeitx_fill, [y2_f7(1) y2_f7(1) y2_f7(2) y2_f7(2)], C);
xline(zeitrow_z1, '--r', {'nicht betrachteter Bereich'});

```

```

set(h1_f7, 'facealpha', .4);
legend('61TICZA030','61TICZA040','','', 'Location', 'southoutside', 'Orientation',↵
'horizontal')
hold on
save('Temp_Combustion.fig')

f8 = openfig('Druck.fig');
y2_f8 = get(gca,'ylim');
hold on
plot(zeitrow_z1, 0, 'Color', 'r')
h1_f8 = fill(zeitx_fill, [y2_f8(1) y2_f8(1) y2_f8(2) y2_f8(2)], C);
xline(zeitrow_z1, '--r', {'nicht betrachteter Bereich'});
set(h1_f8, 'facealpha', .4);
legend('60PIZA030','','', 'Location', 'southoutside', 'Orientation',↵
'horizontal')
hold on
savefig('Druck.fig')

f9 = openfig('Produktgas.fig');
y2_f9 = get(gca,'ylim');
h1_f9 = fill(zeitx_fill, [y2_f9(1) y2_f9(1) y2_f9(2) y2_f9(2)], C);
xline(zeitrow_z1, '--r', {'nicht betrachteter Bereich'});
set(h1_f9, 'facealpha', .4);
legend('H2', 'CO', 'CO2', 'CH4', 'O2','','', 'Location', 'southoutside',↵
'Orientation', 'horizontal')
hold on
savefig('Produktgas.fig')

f10 = openfig('Abgas.fig');
y2_f10 = get(gca,'ylim');
h1_f10 = fill(zeitx_fill, [y2_f10(1) y2_f10(1) y2_f10(2) y2_f10(2)], C);
xline(zeitrow_z1, '--r', {'nicht betrachteter Bereich'});
set(h1_f10, 'facealpha', .4);
legend('CO', 'CO2', 'O2', 'SO2', 'NO2','','', 'Location', 'southoutside',↵
'Orientation', 'horizontal')
hold on
savefig('Abgas.fig')

% falls weiter Bearbeitet werden soll Ja -> weiter in while schlaufe
prompt_A = "Zeitbereich weiter bearbeiten ?";
dlgtitle_A = "Bearbeiten";
definput_A = "Ja";
A1 = inputdlg(prompt_A, dlgtitle_A, dims, definput_A);

true = strcmp(A1, 'Ja');
end
%% 9. Mittelwert bilden
%bilden der Mittelwerte der ausgewaehlten und bearbeitet Bereiche
%-> Test ob mittelwertsbildung schneller mit mean(nonzeros(...)) oder
%nanmean(...) -> wenn nanmean(...) shcneller alle aendern zu nanmean(...)
%ansonsten nur druck mittelwertbildung

```

```

%bilden der Mittelwerte im ausgewaehlten Bereich
average_Temp30_G = mean(Temp30_G_neu2, 'omitnan');
std_Temp30_G = std(Temp30_G_neu2, 'omitnan');
average_Temp50_G = mean(Temp50_G_neu2, 'omitnan');
std_Temp50_G = std(Temp50_G_neu2, 'omitnan');
Mittelwert_Temperatur_Vergaser = [average_Temp30_G; average_Temp50_G];
Standartabweichung_G = [std_Temp30_G; std_Temp50_G ];
Messstellen = {'Temp30'; 'Temp50'};
T_G = table(Mittelwert_Temperatur_Vergaser, Standartabweichung_G, Messstellen);

average_Temp30_C = mean(Temp30_C_neu2, 'omitnan');
std_Temp30_C = std(Temp30_C_neu2, 'omitnan');
average_Temp40_C = mean(Temp40_C_neu2, 'omitnan');
std_Temp40_C = std(Temp40_C_neu2, 'omitnan');
%average_Temp50_C = mean(nonzeros(Temp50_C_neu2));
Mittelwert_Temperatur_Verbrennungsreaktor = [average_Temp30_C; average_Temp40_C];
Standartabweichung_C = [std_Temp30_C; std_Temp40_C ];
Messstellen_C = {'Temp30'; 'Temp40'};
T_C = table(Mittelwert_Temperatur_Verbrennungsreaktor,Standartabweichung_C,
Messstellen_C);

average_Druck = mean(Druck_neu2, 'omitnan');
std_Druck = std(Druck_neu2, 'omitnan');
Messstellen_Druck = {'60PIZA030'};
%T_P = table(average_Druck, Messstellen_Druck);

average_H2 = mean(H2_neu2, 'omitnan');
std_H2 = std(H2_neu2, 'omitnan');
average_CO = mean(CO_neu2, 'omitnan');
std_CO = std(CO_neu2, 'omitnan');
average_CO2 = mean(CO2_neu2, 'omitnan');
std_CO2 = std(CO2_neu2, 'omitnan');
average_CH4 = mean(CH4_neu2, 'omitnan');
std_CH4 = std(CH4_neu2, 'omitnan');
average_O2 = mean(O2_neu2, 'omitnan');
std_O2 = std(O2_neu2, 'omitnan');

Mittelwert_Konzentration = [average_H2; average_CO; average_CO2; average_CH4;
average_O2];
Standartabweichung_Konzentration = [std_H2; std_CO; std_CO2; std_CH4; std_O2];
Gas = {'H2'; 'CO'; 'CO2'; 'CH4'; 'O2'};
T_K = table(Mittelwert_Konzentration,Standartabweichung_Konzentration, Gas);

average_CO_A = mean(CO_A_neu2, 'omitnan');
std_CO_A = std(CO_A_neu2, 'omitnan');
average_CO2_A = mean(CO2_A_neu2, 'omitnan');
std_CO2_A = std(CO2_A_neu2, 'omitnan');

```

```
average_NO2_A = mean(NO2_A_neu2, 'omitnan');  
std_NO2_A = std(NO2_A_neu2, 'omitnan');  
average_O2_A = mean(O2_A_neu2, 'omitnan');  
std_O2_A = std(O2_A_neu2, 'omitnan');  
average_SO2_A = mean(SO2_A_neu2, 'omitnan');  
std_SO2_A = std(SO2_A_neu2, 'omitnan');
```

```
Mittelwert_Konzentration = [average_CO_A; average_CO2_A; average_NO2_A; average_O2_A; average_SO2_A];  
Standartabweichung_Konzentration = [std_CO_A; std_CO2_A; std_NO2_A; std_O2_A; std_SO2_A];  
Gas_A = {'CO_A'; 'CO2_A'; 'NO2_A'; 'O2_A'; 'SO2_A'};  
T_K_A = table(Mittelwert_Konzentration, Standartabweichung_Konzentration, Gas_A);
```

```

%% WGSR

clc; clear all; close all;

Temperatur = [945.19; 942.24; 890.17; 880.18; 862.15; 856.96; 855.35; 844.96; 843.88;
835.79]; % Temperatur in Grad Celsius, Vergasungsmedium Dampf
T_K = Temperatur + 273.15; % Temperatur in Kelvin
T_0 = 273.15 + 0;
R = 8.3145; % Gaskonstante
%% Wassergas-Shift-Reaktion
% Foertsch Temperaturbereich 200 bis 2200 Grad Celsius

Temp_F = (1000:1:1250);
Temp_F = transpose(Temp_F);
K_F = exp((Temp_F./7658) - 3.434 + (2800./Temp_F) + (990./Temp_F).^2 - (533./Temp_F)
^3);

H2 = [33.16; 33.07; 30.85; 31.06; 34.34; 34.45; 35.00; 37.48; 39.01; 38.66]; %H2-Gehalt
CO = [22.89; 21.88; 26.67; 22.32; 18.63; 16.02; 15.69; 14.48; 14.12; 13.62]; %CO-Gehalt
CO2 = [21.38; 21.71; 27.28; 24.86; 25.54; 26.15; 25.9; 27.28; 26.63; 26.35]; %CO2-Gehalt
H2O = [46; 46; 45; 45; 51; 51; 51; 57; 57; 57]; % H2O-Gehalt

%Anpassen der Konzentrationen auf Feucht
Rest = 100. - H2O;
H2 = H2./100;
H2 = H2.*Rest;

CO = CO./100;
CO = CO.*Rest;

CO2 = CO2./100;
CO2 = CO2.*Rest;

H2 = H2./100;
CO2 = CO2./100;
CO = CO./100;
H2O = H2O./100;

Druck = [1.65; 1.41; 10.71; 8; 5.05; 5.1; 5.17; 5.87; 6.19; 5.63]; % Druck [mbar]
Druck = 100 .* Druck; %[pa]
v_H2 = 1;
v_CO2 = 1;
v_CO = -1;
v_H2O = -1;
p0 = 101325; % Standarddruck [pa]
v = v_H2 + v_CO2 + v_CO + v_H2O;

K_Versuch = (Druck./ p0).^v .* (CO2 .* H2)./(CO .* H2O); % annahme ideales Gas

%% Ploten

```

```
T_C = T_K - 273.15;
Temp_F = Temp_F - 273.15;
f1 = figure('Name', 'Gleichgewichtskonstante');
plot(Temp_F, K_F)
hold on
scatter(T_C, K_Versuch, 'r', '+')
xlim([800 970]);
ylabel('Gleichgewichtskonstante K [-]', 'FontSize', 13)
xlabel('Temperatur [°C]', 'FontSize', 13)
legend('K nach Förtsch', 'K aus Messwerten', 'Location', 'southoutside', 'Orientation', ↙
'horizontal')
title('Gleichgewichtskonstante', 'der Wassergas-Shift-Reaktion', 'FontSize', 13, ↙
'FontWeight', 'bold')
```