



Diplomarbeit

Untersuchung des Abscheideverhaltens ausgewählter Teerkomponenten aus der Biomasse-Dampfvergasung im Produktgaswäscher

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines

Diplom-Ingenieurs

eingereicht an der TU Wien, Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von

Dominik Aschauer

Mat.Nr.: 1028954

unter der Leitung von

Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Hermann Hofbauer
und Mitbetreuung von

Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Reinhard Rauch und
Dipl.-Ing. Robert Bardolf, BSc.

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und technischen Biowissenschaften

Ich nehme zur Kenntnis, dass ich zur Drucklegung meiner Arbeit unter der Bezeichnung

Diplomarbeit

nur mit Bewilligung der Prüfungskommission berechtigt bin.

Eidesstattliche Erklärung

Ich 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, am 12.06.2017

Dominik Aschauer, 1028954

Kurzfassung

Das bei der Biomassedampfvergasung anfallende Produktgas muss, um es zu wirtschaftlich verwertbarer Energie in Form von Wärme oder elektrischer Energie umwandeln zu können, von den im Produktgas vorhandenen Verunreinigungen gereinigt werden. Diese Verunreinigungen sind neben Staub und Aschepartikeln auch Teere. Diese abzutrennenden Stoffe würden in nachgeschalteten Gasmotoren, Brennstoffzellen, Gasturbinen etc. zu Betriebsproblemen führen oder sie zerstören. Daher ist bei Biomassevergasungsanlagen auf eine angemessene Gasreinigung zu achten. Diese Reinigung geschieht neben einem Filter, welcher Staub und Aschepartikel abtrennt, auch in einem Packungswäscher. Dieser Wäscher wird im vorliegenden Anwendungsfall mit Biodiesel aus Raps als Wäschermedium betrieben. Biodiesel wird aufgrund der guten Abscheideeigenschaften für Teere verwendet. Um diese Abscheideeigenschaften genauer zu untersuchen, wird in dieser Arbeit das Abscheideverhalten ausgewählter Teerbestandteile aus der Biomassedampfvergasung in einem Versuchswäscher untersucht.

Es wurde im Technikumsmaßstab ein Versuchswäscher mit Produktgas aus dem Biomasseheizkraftwerk Güssing betrieben. Es wurden vier 120h Anreicherungsversuche bei Temperaturen von 0°C bis 40°C durchgeführt, um das Abscheideverhalten zu untersuchen. Die bei den Versuchen betrachteten Teerbestandteile waren Benzol, Toluol und Xylol. Sie wurden ausgewählt, da sie die am schwersten abzutrennende Teerfraktion sind. Während der Anreicherungsversuche wurden sämtliche Parameter möglichst konstant gehalten, einzig die Temperatur des Wäschermediums wurde variiert. Neben einer kontinuierlichen Datenaufzeichnung wurden 0:15h, 1h, 5h, 25h und 120h nach Versuchsstart Teerproben vor und nach dem Versuchswäscher genommen. Diese Probenahme liefert Messpunkte, um die Effizienz des Versuchswäschers zu beurteilen. Durch ein exponentielles Modell wurden die ermittelten Daten in eine kontinuierliche Funktion des Abscheidegrades umgerechnet. Um die Vergleichbarkeit mit ähnlichen, mit dem gleichen Lösungsmittel betriebenen Wäscher zu gewährleisten, wurde das durch den Wäscher gereinigte Produktgasnormvolumen in eine Beladung des Lösungsmittels umgerechnet. Somit erhält man einen Zusammenhang zwischen dem Abscheidegrad und der Beladung des Lösungsmittels.

Die Ergebnisse liefern für die Teerbestandteile Toluol und Xylol einen eindeutig erkennbaren Zusammenhang zwischen Lösungsmitteltemperatur und Abscheidegrad. Benzol zeigt diesen Zusammenhang ohne ausführliche Fehlerbetrachtung nicht. Bei geringer Beladung des Lösungsmittels kann ein Abscheidegrad von 100% für alle betrachteten Bestandteile erreicht werden, mit steigender Beladung nimmt der Abscheidegrad für alle Bestandteile jedoch stark ab. Die Ergebnisse zeigen des Weiteren, dass sich mit steigender Lösungsmitteltemperatur der Abscheidegrad bei gleicher betrachteter Teerbestandteil verschlechtert. Diese Gegebenheiten deuten darauf hin, dass Absorptionsprozesse für die Teerabscheidung in einem Biodieselwäscher verantwortlich sind und Kondensation eine untergeordnete Rolle spielt. Ein Vergleich mit dem Kraftwerkswäscher zeigt, dass dieser die beobachteten Teerbestandteile nur zu einem geringen Teil abscheidet.

Abstract

The product gas from biomass steam gasification has to be cleaned from impurities before it can be transformed into useable energy like heat or electrical energy. These impurities are dust and ash particles, as well as several tar components. These impurities would cause problems in following gas engines, fuel cells or other components or they could even destroy them. Therefore, an adequate gas cleaning at the biomass gasification plant must be ensured. The whole cleaning process can be divided into two steps: The first step is the dust and ash particle separation, the second step is the tar elimination.

In the described case, the dust and ash particles are removed in a product gas filter. A scrubber with packed bed was used to clean the product gas from the tar components. The solvent of the scrubber was RME (rapeseed methyl ester), a biodiesel. RME is used because of its good tar separating characteristics.

To investigate these tar separation characteristics of RME and the separation efficiency of the scrubber, four enrichment experiments were carried out during this work. These experiments took place at the "Technikum" nearby the biomass steam gasification plant Güssing. There, a pilot-scale scrubber and product gas from the gasification plant were used to perform the enrichment experiments. The four experiments are long term experiments with duration of approximately 120 hours each to obtain comparable results, it is necessary to make sure most of parameters are constant during the experiments. Only the RME temperature was changed from 0°C in the first experiment to 40°C in the last experiment. The task of this master thesis was to investigate the removal efficiency of the scrubber for the tar components benzene, toluene and xylene from the gas. During the enrichment experiments, a continuing data recording was fulfilled and in addition discontinuous tar sampling was accomplished. The discontinuous tar samples were taken 0:15h, 1h, 5h, 25h, 120h after the start of the experiments. The tar samples were analyzed in a laboratory and the results give the opportunity to evaluate the efficiency of the scrubber to eliminate benzene, toluene and xylene from the product gas.

Using an exponential model, the results were fitted as scrubber efficiency as function of dry product gas volume at standard pressure and temperature. The results give good information about the behavior of toluene and xylene, because they show a good correlation between the temperature of RME and the separation efficiency. The results of benzene do not show this clear correlation. The results show, that, if fresh RME is used, a very good, nearly 100% tar separation is possible. Comparing the results to the CHP's scrubber, it can be concluded, that only a very little fraction of the tar components, which were investigated in this work, are actually removed there.

Inhaltsverzeichnis

1. Einführung.....	7
1.1. Aufgabenstellung und Zielsetzung	8
2. Grundlagen.....	9
2.1. Biomasse.....	9
2.2. Rapsmethylester (RME).....	10
2.3. Vergasung.....	13
2.4. Teer.....	15
2.4.1. Definition.....	16
2.4.2. Teerentstehung	18
2.4.3. Teerabscheidung bei Vergasungsanlagen	19
2.4.4. Analytik.....	22
2.5. Stand der Technik.....	25
2.5.1. Biomassevergasung.....	25
2.5.2. RME-Wäscher	31
2.5.3. Biomasseheizkraftwerk Güssing.....	33
2.5.4. Produktgaszusammensetzung.....	35
3. Wäscherauslegung	38
3.1. Auslegung	39
3.2. Packung	46
4. Versuche.....	48
4.1. Versuchsanordnung	48
4.2. Probenahme und Messungen	55
4.3. Versuchsdurchführung	59
4.4. Versuchsauswertung	68
5. Ergebnisse.....	75
5.1. 0°C Anreicherungsversuch	76
5.2. 10°C Anreicherungsversuch	78
5.3. 25°C Anreicherungsversuch	80
5.4. 40°C Anreicherungsversuch	82
5.5. Vergleich der Abscheidegrade.....	84
5.5.1. Benzol	84
5.5.2. Toluol.....	88
5.5.3. Xylol.....	92

5.5.4. Gesamt BTX-Komponenten	96
6. Bewertung und Interpretation der Ergebnisse	100
6.1. Anreicherung in Abhängigkeit von Temperatur	100
6.2. Fehlerbetrachtung	107
7. Zusammenfassung und Ausblick	109
8. Abbildungsverzeichnis	110
9. Tabellenverzeichnis	112
10. Nomenklatur	113
10.1. Formelzeichen	113
11. Abkürzungen, chemische Verbindungen	115
12. Literaturverzeichnis	117

1. Einführung

Eine der größten Thematiken unserer Zeit ist die des Weltklimawandels. In den letzten Jahrzehnten wurde immer deutlicher, dass die Menschheit maßgeblichen Einfluss auf die Erderwärmung hat und somit das Thema nicht mehr länger ignorieren kann. Eine Verringerung des Treibhausgas-Ausstoßes sehen die meisten Experten als wichtigsten Faktor zur Bekämpfung der Erderwärmung an. Seit vielen Jahren beschäftigt sich daher die Wissenschaft mit der Erforschung zukunftssträchtiger Methoden, um den Ausstoß von Treibhausgasen zu reduzieren. Vor allem die Reduktion des CO₂-Ausstoßes sehen hierbei die meisten Experten als vielversprechende Methode an, die Erderwärmung nachhaltig zu stoppen.

Das in dieser Arbeit behandelte Verfahren der Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung (DFB) ist ein innovatives Verfahren, welches zur Senkung des CO₂-Ausstoßes beitragen kann. Bei diesem Verfahren wird aus Biomasse ein Produktgas generiert, welches ähnliche Eigenschaften wie Synthesegas besitzt. Dieses produzierte Gas kann in weiterer Folge für die Strom-, Wärme- und Chemikaliengewinnung eingesetzt werden. Aufgrund der Verunreinigungen, welche durch die Vergasung entstehen, ist die bevorzugte Nutzung in Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen jedoch problematisch. Das bei der Biomasse-Dampfvergasung entstehende Produktgas ist neben Asche und Staub auch mit Teeren verunreinigt. Die Abtrennung dieser Verunreinigungen ist unbedingt nötig, um nachgeschaltete Anlagenteile nicht zu beschädigen. Durch einen Filter können Asche- und Staubpartikel durch relativ geringen Aufwand abgetrennt werden. Im Gas enthaltene Teerkomponenten müssen jedoch durch aufwendigere, kostenintensivere Verfahren entfernt werden. Ein mit Biodiesel als Waschflüssigkeit betriebener Gaswäscher stellt ein mögliches Verfahren für die Aufgabe der Teerabtrennung dar. Da jedoch Biodiesel ein relativ teures Betriebsmittel ist, soll er im Biomasseheizkraftwerk Güssing möglichst sparsam verwendet werden. Es wird vermutet, dass gerade bei dem Betriebsmittel Biodiesel Einsparungspotential vorhanden ist. Damit ergibt sich die Frage nach möglichen Optimierungsvarianten, um den Verbrauch des Biodiesels bei möglichst beizubehaltender Produktgasqualität zu verringern. In einem ersten Schritt soll dabei in dieser Arbeit das Abscheideverhalten ausgewählter Teerkomponenten aus der Biomasse-Dampfvergasung im Produktgaswäscher untersucht werden. Die Ergebnisse sollen zur Versuchsplanung für nachfolgende Forschungen im Bereich der Biodieselwäsche dienen. Die zukünftigen Forschungen könnten Aufschluss geben, welche konkreten Maßnahmen getroffen werden können, um den Prozess der Gaswäsche im Produktgaswäscher zu optimieren.

1.1. Aufgabenstellung und Zielsetzung

In dieser Diplomarbeit soll speziell auf die Abscheidung von Benzol, Toluol und Xylol in dem Produktgaswäscher, welcher mit Biodiesel (RME, Rapsmethylester) betrieben wird, eingegangen werden. Zum Zwecke der Untersuchung des Teerabscheidungs Vorganges werden Messungen an einem mit dem Produktgas aus dem Biomasseheizkraftwerk Güssing beaufschlagten Versuchswäscher durchgeführt. Diese Anreicherungsversuche werden im Technikumsmaßstab durchgeführt. Durch Parametervariation und begleitende Probenahme soll die Abscheidung der genannten Teerbestandteile für den Wäscher untersucht werden. Die gewonnenen Ergebnisse tragen dazu bei, Erkenntnisse über die bei der Biodieselwäsche vorherrschenden Abscheidemechanismen zu erlangen. Des Weiteren können sie Informationen liefern, in welche Richtung weitere Forschungsarbeiten gehen müssen, um den Betrieb von Biodieselwäscher zur Teerabscheidung zu optimieren. Der Parameter, welcher bei den Anreicherungsversuchen variiert wurde, ist die Temperatur des Wäschermediums RME. Die durch die Parametervariation erhaltenen Ergebnisse sollen durch ein geeignetes mathematisches Modell angenähert und verglichen werden.

2. Grundlagen

2.1. Biomasse

“Unter dem Begriff Biomasse werden sämtliche Stoffe organischer Herkunft (d.h. kohlenstoffhaltige Materie) verstanden. Biomasse beinhaltet damit –die in der Natur lebende Phyto- und Zoomasse (Pflanzen und Tiere), –die daraus resultierenden Rückstände (z.B. tierische Exkrememente), –abgestorbene (aber noch nicht fossile) Phyto- und Zoomasse (z.B. Stroh) und –im weiteren Sinne alle Stoffe, die beispielsweise durch eine technische Umwandlung und/oder eine stoffliche Nutzung entstanden sind, bzw. anfallen (z.B. Schwarzlauge, Papier und Zellstoff, Schlachthofabfälle, organische Hausmüllfraktion, Pflanzenöl, Alkohol)“ [1].

Des Weiteren kann die Biomasse in Primärprodukte, welche durch Photosynthese entstehen und Sekundärprodukte, welche durch den Ab- oder Umbau organischer Substanzen in Organismen entstehen, eingeteilt werden [1].

Im vorliegenden Anwendungsfall werden Holzhackschnitzel als Brennstoff in dem Biomasseheizkraftwerk Güssing (siehe Kapitel 2.5.3) verwendet, um durch das Verfahren der Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung (siehe Kapitel 2.5.1 Dual Fluidized Bed, DFB) Produktgas zu erzeugen.

2.2. Rapsmethylester (RME)

In diesem Kapitel wird das im Verfahren der Produktgaswäsche verwendete Wäschermedium Rapsmethylester (RME), ein Biodiesel, behandelt. Für weitergehende Informationen zum Thema Biodiesel sei an dieser Stelle auf [2] und [3] verwiesen.

Allgemeines zu Biodiesel

Biodiesel ist als Ersatzstoff für fossile Dieseltreibstoffe anzusehen. In Deutschland gibt es zahlreiche Tankstellen, welche anbieten, reinen Biodiesel anstatt des herkömmlichen Diesels zu tanken [4].

Da Biodiesel ein sehr gutes Lösungsmittel ist, muss der im Auto verbaute Motor vom Hersteller auch für den Kraftstoff Biodiesel freigegeben sein. Andernfalls können unter Umständen Schläuche und Dichtungen zersetzt werden. Die Möglichkeit eines Motorschadens ist ebenfalls nicht ausgeschlossen, weil das Einspritzsystem und die Dichtungswerkstoffe auf Biodiesel abgestimmt sein müssen. Ein Vorteil sind jedoch die guten Schmiereigenschaften, welche der Biodiesel im Vergleich zu konventionellem Diesel aufweist. Diese wirken sich positiv auf den Verschleiß des Motors aus. Die Wasserlöslichkeit, welche höher als bei herkömmlichen Dieseltreibstoffen ist, die Säurebildung und Ablagerungen durch stärkere Alterung, sind jedoch als Nachteile anzuführen. Wird der Motor nicht mit reinem Biodiesel, sondern mit herkömmlichem Diesel und einem kleinen Prozentsatz Biodiesel betrieben, kann auch ohne dezidierte Herstellererklärung gefahrlos gefahren werden. In Deutschland wird, wie in der gesamten EU, allen Dieseltreibstoffen Biodiesel in einem kleinen Prozentsatz beigemischt [4].

Herstellung von Biodiesel

Biodiesel wird aus pflanzlichen und tierischen Fetten und Ölen hergestellt und ist somit ein erneuerbarer Energieträger. Chemisch gesehen ist Biodiesel ein Fettsäuremethylester (Fatty Acid Methyl Ester, FAME). In Deutschland und in Österreich wird hauptsächlich Raps genutzt, um Biodiesel herzustellen. Der Ölgehalt von 40-50% in der Rapssaat ist hierfür der ausschlaggebende Grund.

Im Raps befindliche Ölmoleküle haben den gleichen prinzipiellen Aufbau. Ein Glycerinmolekül ist mit drei langen Fettsäure-Ketten verbunden, wie auch in Abbildung 2.2-1, welche die Umesterung in Strukturformeldarstellung zeigt, links zu erkennen ist.

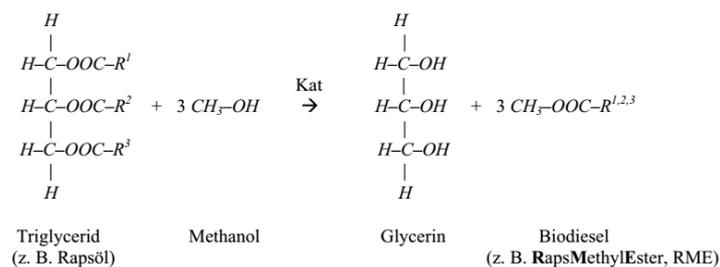


Abbildung 2.2-1 Umesterung von Rapsöl [5]

In Abbildung 2.2-2 ist der Prozess der RME-Herstellung, ausgehend von der Rapsernte, vereinfacht dargestellt. Man erkennt, dass für 1t RME 2,75t Rapssaat benötigt werden. Dies entspricht einer Ackerfläche von 0,92ha.

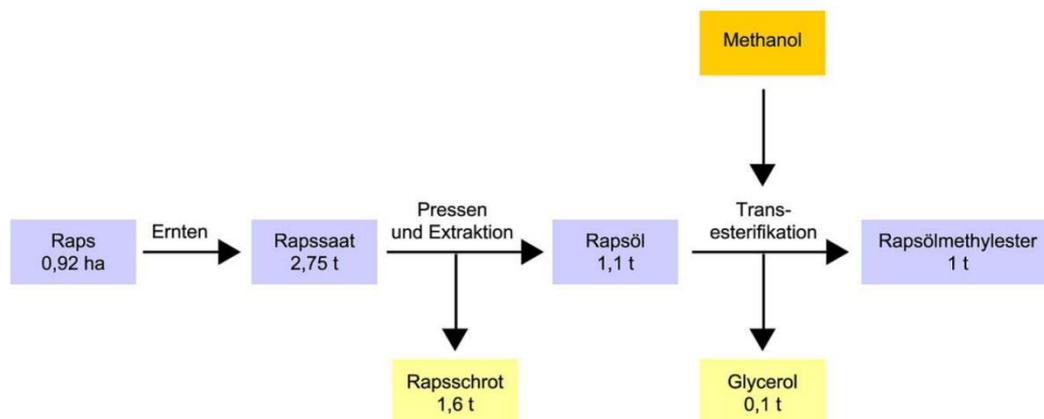


Abbildung 2.2-2 Vereinfachtes Verfahrensfliessbild der RME Herstellung [6]

Um aus Rapsöl RME zu erhalten, muss eine Umwandlung passieren, die Umesterung (Transesterifikation). Diese Umesterung geschieht in einer Umesterungsanlage. Dieser Umesterungsanlage wird Rapsöl mit Methanol (CH₃OH) im Verhältnis von etwa 9:1 und einem geeigneten Katalysator, wie zum Beispiel Natronlauge, zugegeben. Bei etwa 50-60°C entsteht daraus der gewünschte Wertstoff RME, sowie das Nebenprodukt Glycerin (C₃H₈O₃). Aus 1,1t Rapsöl erhält man 1t Rapsmethylester und 0,1t Glycerin [7].

In der Umesterungsanlage wird, wie in Abbildung 2.2-1 dargestellt, das Glycerin abgespalten und durch Methanol ersetzt. Das Glycerin kann nach entsprechender Reinigung in der Pharma-, Kunststoff-, Kosmetik- und Lebensmittelindustrie eingesetzt werden. Überschüssiges Methanol wird, durch einfache Destillation entfernt. Eine mögliche Alternative ist, den Methanol-Überschuss durch eine nach der ersten Umesterung folgende zweite Umesterung zu beseitigen [7].

Eigenschaften von RME

Die Eigenschaften von Biodiesel sind in Tabelle 2.2-1 abgebildet. Besonders interessant neben den abgebildeten Eigenschaften ist die Löslichkeit von Teer in RME. Diese wird in Kapitel 3 näher beschrieben.

Tabelle 2.2-1 Eigenschaften von RME [7]

Aggregatzustand	Flüssig	
Kin. Viskosität	mm ² /s	7,5
Dichte	kg/L	0,875...0,885
Heizwert	kWh/L	9,1
Brennwert	MJ/L	32,6
Cetanzahl	CZ	54...58
Schmelzbereich	°C	-10°C
Siedebereich	°C	176...300
Flammpunkt	°C	180
Zündtemperatur	°C	250

2.3. Vergasung

Vergasung beschreibt einen Vorgang, bei dem ein fester Brennstoff möglichst vollständig in ein gasförmiges Produkt übergeführt wird. Dies geschieht durch physikalische und chemische Vorgänge, welche im folgenden Abschnitt näher erläutert werden.

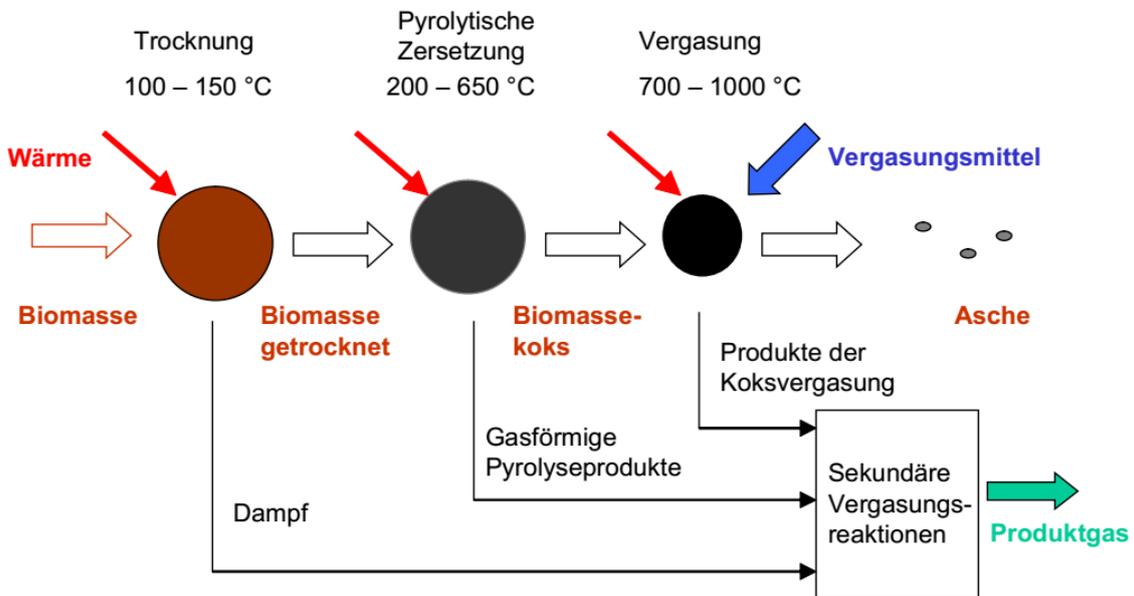


Abbildung 2.3-1 Vorgänge bei der Vergasung [1]

In Abbildung 2.3-1 erkennt man die Vorgänge, die bei der Vergasung vonstattengehen. Am besten lässt sich die Vergasung an einem Biomassepartikel erklären, welches die Schritte der Vergasung durchläuft. Diese Schritte sind zum einen die Trocknung, zum anderen die Entgasung und schließlich die Vergasung der Biomasse.

Die Trocknung eines Biomassepartikels geschieht in einem Temperaturbereich von 100-150°C. Hierbei wird das in der Biomasse enthaltene Wasser in Wasserdampf umgewandelt. Dieser Wasserdampf entweicht und es bleibt das trockene Biomassepartikel zurück.

Wird dem getrockneten Biomassepartikel weiter Wärme zugeführt, findet bei Temperaturen von 200-650°C der Prozess der pyrolytischen Zersetzung statt. Bei der pyrolytischen Zersetzung werden die flüchtigen Stoffe aus der getrockneten Biomasse ausgetrieben. Durch die beiden Umwandlungsprozesse der Trocknung und der pyrolytischen Zersetzung ist aus dem Ausgangspartikel der feuchten Biomasse ein Biomassekokspartikel entstanden.

Wird dem Kokspartikel weiter Wärme und ein Vergasungsmittel zugeführt, wird der im Kokspartikel enthaltene Kohlenstoff vergast. Dies geschieht im Temperaturbereich von 700-1000°C.

Im Anwendungsfall laufen alle oben beschriebenen Vorgänge in ein und demselben Reaktor gleichzeitig ab. Dabei gelangen der Wasserdampf und sämtliche durch die Entgasung und Vergasung entstandenen Gase, wie in Abbildung 2.3-1 dargestellt, in das Produktgas.

Biomasseheizkraftwerk Güssing

Im Biomasseheizkraftwerk Güssing wird die Biomasse durch den Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung (siehe Kapitel 2.5.1) vergast. Die bei dem Prozess ablaufenden Reaktionen, besitzen zum Teil exothermen und zum Teil endothermen Charakter. Global gesehen überwiegen die endothermen Reaktionen, es muss dem Prozess somit Wärme zugeführt werden.

Die wichtigsten im Prozess ablaufenden Reaktionen nach [1] sind:

- **Heterogene Vergasungsreaktionen**

Wassergasreaktion	$C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2$	$\Delta H_R^0 = +118,5 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-1
Boudouardreaktion	$C + CO_2 \rightleftharpoons 2 CO$	$\Delta H_R^0 = +159,9 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-2
Hydrierungsreaktion	$C + 2 H_2 \rightleftharpoons CH_4$	$\Delta H_R^0 = -87,5 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-3
Partielle Oxidation	$C + \frac{1}{2} O_2 \rightleftharpoons CO$	$\Delta H_R^0 = -110,5 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-4
Vollständige Oxidation	$C + O_2 \rightleftharpoons CO_2$	$\Delta H_R^0 = -393,5 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-5

- **Homogene Gasphasenreaktionen**

Wassergas-Shift-Reaktion

	$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$	$\Delta H_R^0 = -40,9 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-6
Methanisierung	$CO + 3 H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O$	$\Delta H_R^0 = -203,0 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Gl. 2.3-7

2.4. Teer

Nachdem in den vorangegangenen Kapiteln unter anderem allgemein auf das im RME-Wäscher verwendete Wäschermedium RME eingegangen wurde, wird nun in diesem Kapitel auf den abzuscheidenden Stoff Teer, bzw. das abzuscheidende Stoffgemisch der Teere eingegangen.

Wenn Biomasse, wie sie in Kapitel 2.1 näher beschrieben wurde, in einem Biomassekraftwerk, wie in Kapitel 2.5.3 beschrieben wird, vergast wird, fallen, wie in Abbildung 2.4-1 gezeigt, neben den gewünschten Stoffen, wie zum Beispiel Wasserstoff, auch unerwünschte Stoffe an. Diese Stoffe sind neben Asche und Staubpartikeln auch Teere. Vor allem das Vielstoffgemisch der Teere führt in nachgeschalteten Anlagenteilen zu Problemen. Für nähere Informationen zum entstehenden Produktgas sei an dieser Stelle auf Kapitel 2.5.4 verwiesen.

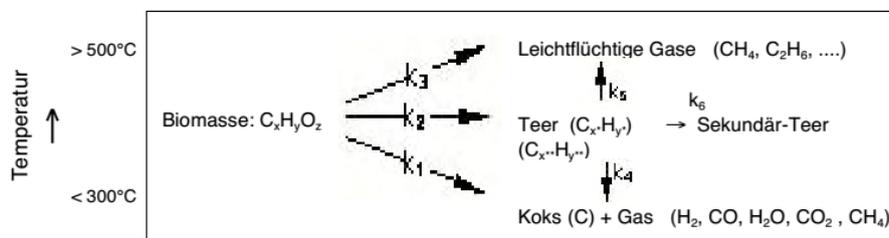


Abbildung 2.4-1 Umwandlung der Biomasse bei der Vergasung [8]

Verschiedene Ansätze existieren, wie mit dem Problemstoff Teer umzugehen ist, jedoch sind viele Projekte der Biomassevergasung an der schwierig zu lösenden Problematik der Teerabscheidung gescheitert. Für zukünftige Projekte muss daher eine Aufgaben sein, den bei der Vergasung entstehenden Teer prozesstechnisch zu behandeln, effektiv zu entfernen oder Maßnahmen zu setzen die die Entstehung verhindern, um somit die Biomassevergasung attraktiver für Entscheidungsträger zu machen [9].

2.4.1. Definition

In der Literatur findet man abweichende Definitionen zu dem Begriff Teer.

Nach [8] sind beispielsweise Teere vor allem zyklische und polyzyklische Kohlenwasserstoffe mit mindestens einem Benzolring (meist ein bis drei C_6 -Ringe, teilweise bis zu sieben). Die Hauptkomponenten sind Phenol (C_6H_6O), sowie Naphthalin ($C_{10}H_8$) und Toluol (C_7H_8). [10] definiert Teer als kondensierbare Fraktion organischer Vergasungsprodukte, größtenteils aromatische Kohlenwasserstoffe inklusive Benzol. Nach [11] beinhaltet Teer alle organischen Komponenten im Produktgas, jedoch ohne die gasförmigen Kohlenwasserstoffe C1-C6 und damit ohne Benzol (C_6H_6). Eine gängige Definition [12] bezeichnet als Teer im Produktgas organische Substanzen mit größerer molarer Masse als die von Benzol. In [13] wird Teer definiert als, die in dem Produktgas aus der Vergasung enthaltenen organischen Verbindungen. Ausgenommen hierbei die gasförmigen Kohlenwasserstoffe.

In dieser Arbeit wird die Definition aus [12] um Benzol erweitert. Somit wird Benzol als Vertreter der Teere gesehen. Somit gelten alle organischen Verbindungen, welche eine gleich große oder eine höhere molekulare Masse als Benzol besitzen zu dem Stoffgemisch der Teere.

Einteilung

Für die Einteilung und Klassifizierung der Teere, können verschiedene Unterscheidungsmerkmale herangezogen werden. Das Energy Research Center of the Netherlands (ECN), hat [11] publiziert, worin Definitionen und Methoden zur Messung des Teeres beschrieben werden. Es ist eine der bekanntesten Publikationen zu diesem Themengebiet.

Eine Einteilung der Teerkomponenten nach [14] ist die Unterteilung in Klassen, wobei auch Name, Struktur, elementare Zusammensetzung, Molekulargewicht und Siedepunkt der häufigsten Teerkomponenten angeführt sind.

Bei dieser Einteilung werden die Teerkomponenten in fünf Klassen eingeteilt:

Die Klasse eins beinhaltet die durch den Gaschromatographen nicht detektierbaren Teere. In dieser Klasse finden sich die schwersten Teere, welche bereits bei einer niedrigen Konzentration, bzw. bei hohen Temperaturen kondensieren.

Die zweite Klasse umfasst die heterocyclischen Komponenten. Diese weisen aufgrund ihrer Polarität eine hohe Wasserlöslichkeit auf. Vertreter dieser Klasse sind z.B. Beispiel Phenol, Pyridin, Kresol oder auch Chinolin.

In der dritten Klasse befinden sich die aromatischen Komponenten. Das sind vor allem leichte Kohlenwasserstoffe, welche für die Kondensation nicht ausschlaggebend sind. Xylol, Styrol und Toluol sind Vertreter dieser Klasse.

Die leichten polyaromatischen Kohlenwasserstoffe bestehend aus zwei bis drei Ringen, sind in der vierten Klasse der Einteilung zu finden. Die Komponenten dieser Klasse kondensieren bei relativ hohen Konzentrationen und mittleren Temperaturen. Naphthalin, Fluoren und Anthracen seien in dieser Gruppe erwähnt.

Die schweren polyaromatischen Kohlenwasserstoffe bestehen aus vier bis fünf Ringen und werden in die fünfte Klasse eingeteilt. In dieser Klasse kondensieren die Komponenten bei einer relativ hohen Temperatur und bei geringer Konzentration. Fluoranthen, Pyren und Chrysen sind Beispiele, welche unter diese Gruppe fallen.

2.4.2. Teerentstehung

Verschiedene Parameter entscheiden, welche Eigenschaften und Zusammensetzung der Teer nach der Vergasung besitzt.

Als erstes sei der Brennstoff, welcher der Vergasung zugeführt wird, erwähnt und wie seine elementare Zusammensetzung und seine mikroskopische, und makroskopische Struktur ist. Somit muss bereits bei der Biomasseauswahl auf die spätere Teerentwicklung Rücksicht genommen werden [9]. Ein weiterer Parameter, welcher zu beachten ist, ist die Aufheizgeschwindigkeit. Sie beschreibt, wie schnell die dem Vergaser zugeführte Biomasse auf Vergasungstemperatur gebracht wird. Die bei dem Vergasungsprozess maximal erreichte Temperatur hat ebenfalls großen Einfluss auf die Teerentstehung bzw. auf den Teerabbau. Die Umströmung der Partikel und die Verweilzeit von Gaskomponenten nahe der Oberfläche sind ebenso relevante Parameter. Des Weiteren sei auch noch die Zusammensetzung der Gasphase, ihre Temperatur und insbesondere das Vorhandensein von Sauerstoff als Einflussfaktoren erwähnt [9].

Diese Teerkonzentration hängt neben der Temperatur im Vergaserbett, der Produktgastemperatur, der Verweilzeit im Reaktor und der Brennstoffbeschaffenheit, auch von der Art des Vergasers ab. Der Zusammenhang der entstehenden Teerkonzentrationen von der Art des Vergasers kann in Tabelle 2.5.4-2 entnommen werden.

2.4.3. Teerabscheidung bei Vergasungsanlagen

In diesem Unterkapitel soll auf die grundsätzlichen Vorgänge bei der Gasreinigung in einem Packungswäscher, welcher mit Biodiesel betrieben wird, eingegangen werden. Andere Abscheideprinzipien werden im Anschluss an die Biodieselwäsche der Vollständigkeit halber kurz dargestellt.

Es ist Ziel der Teerwäsche, die Teerkonzentration im Gas zu reduzieren. Hierbei zeigen die unterschiedlichen Teerbestandteile teilweise unterschiedliches Verhalten. Das Produktgas kommt im betrachteten Fall mit einer Temperatur von in etwa 150°C in den Produktgasfilter. Der Filter besitzt die Aufgabe, Asche- und Staubpartikel aus dem Gas abzuscheiden. Danach gelangt der Produktgasstrom in den RME-Wäscher. Die Temperatur nach dem Wäscher sollte bei ca. 40°C liegen. Dafür muss der Flüssigkeitskreislauf des Wäschers mit einem Kühler ausgestattet sein. An den Wäscher werden grundsätzlich hohe Anforderungen gestellt. Partikel sollten grundsätzlich im Wäscher vermieden werden. Falls das Auftreten von Partikeln nicht vermieden werden kann, muss gewährleistet sein, dass sie den Prozess nicht stören. Die Abscheidung der Teerbestandteile geschieht aufgrund der physikalischen Phänomene der Kondensation, der Diffusion, der Löslichkeit und der Absorption [15].

Näheres zum Wäschermedium, welches im Anwendungsfall zum Einsatz kommt, ist in Kapitel 2.2 beschrieben.

Technologien zur Teerentfernung

1. Thermische Verfahren

Das Grundprinzip hinter den thermischen Verfahren ist, dass bei Temperaturen ab 1200°C Teere in kurzkettige Verbindungen gecrackt werden. Diese Herstellung kurzkettiger Kohlenwasserstoffe ist jedoch nur mit einer langen Verweilzeit und hohen Temperaturen erreichbar. Dabei ist die Wirtschaftlichkeit bei diesem thermischen Crackprozess, neben der energetischen Effizienz und einer zuverlässigen Betriebsweise, derzeit nicht gegeben [16].

2. Katalytische Verfahren

Bei den katalytischen Verfahren wird durch geeignete Katalysatoren das Temperaturniveau, bei denen Crackprozesse bzw. Reformierprozesse, wie oben erwähnt bei etwa 1200°C stattfinden, auf in etwa 850°C herabgesetzt. Energetisch und bezogen auf die Prozesseffizienz ergeben sich somit Vorteile gegenüber rein thermischen Verfahren. Der Katalysator muss mit dem Gasstrom in Kontakt gebracht werden. Dieser Kontakt kann z.B. als katalytisches Bettmaterial bei Wirbelschichtreaktoren geschehen. Eine hohe Kontaktzeit des Gasstromes mit dem Katalysatormaterial an der Oberfläche des Katalysators muss hierbei gewährleistet sein. Bei der Auslegung von Reaktoren muss vor allem auf diese Eigenschaft Wert gelegt werden. Verunreinigungen sind bei der Auslegung ebenfalls zu beachten, da es zu Katalysatorvergiftungen kommen kann [16].

3. Waschende Verfahren

Das Verfahrensprinzip der waschenden Verfahren wird in Kapitel 2.5.2 näher erläutert. Zusammenfassend lässt sich sagen, dass das Ziel ist, den im Gasstrom enthaltenen Wasserdampf und die im Gasstrom enthaltenen Teere zunächst zur Kondensation/Resublimation zu bringen, um sie in weiterer Folge dann mit einem geeigneten Wäschermedium auszuwaschen. Praktisch kann die Gaswäsche und somit die Teerentfernung in verschiedenen Wäschertypen realisiert werden. Die verhältnismäßig geringen Abscheideraten sind als Nachteil von mit Wasser als Wäschermedium betriebenen Wäscher anzuführen. Eine Verbesserung bringen hierbei organische Lösungsmittel als Wäschermedium. Aufgrund ihrer sehr geringen Polarität absorbieren diese, unpolare Teere aus dem Gasstrom und führen dadurch zu besseren Abscheidergebnissen. Dies bringt Teergehalte von unter 10mg/m³_N. Zusätzlich ermöglicht es eine leichte Entsorgbarkeit des verunreinigten Lösungsmittels durch Verbrennung [16].

4. Adsorptive Verfahren

Bei adsorptiven Verfahren versucht man grundsätzlich die Apolarität der Teerbestandteile zu nutzen. Die Teerbestandteile können aufgrund dieser Eigenschaft durch hydrophobe Adsorbentien wie Aktivkohle adsorbiert werden. Grenzen sind jedoch bei der Adsorption durch das Verkleben der Adsorbentien gesetzt. Somit ist für großtechnische Anlagen diese Teerabscheide-Methode in der Regel ungeeignet [16].

2.4.4. Analytik

In diesem Kapitel wird auf die Messverfahren eingegangen, welche die in den vorangegangenen Kapitel beschriebenen Teere detektieren bzw. quantifizieren. Für die in der Diplomarbeit verwendeten Messverfahren sei auf Kapitel 4.2 verwiesen. Da Teer, wie beschrieben, ein Vielstoffgemisch mit unterschiedlichen Zusammensetzung der einzelnen Komponenten ist und auch Teer je nach Vergaserart, Vergasertemperatur oder Brennstoffausgangsmaterial ebenfalls eine andere Zusammensetzung hat, gestaltet sich die Teermessung als komplexe Aufgabe. Im Anschluss ist auch das Messverfahren aus der Norm DIN CEN/TS 15439 wie es im Rahmen dieser Arbeit durchgeführt wurde beschrieben.

Allgemein

Die Analytik der Teerkomponenten ist essentiell, um Gasreinigungskonzepte zu entwickeln, und auch um den Vergasungsprozess besser nachvollziehen zu können. Dies ist wichtig, um die Kosten für die Entfernung des Teeres und somit die Betriebskosten der Gesamtanlage, gering zu halten. Das Teergemisch muss, um analysiert zu werden, meist in Einzelsubstanzen aufgetrennt werden, damit die physikalischen und chemischen Eigenschaften detektiert werden können. Die nasschemischen Methoden für die Probennahmen sind weit verbreitet. Online Verfahren finden hingegen selten Anwendung.

Analyseart

Bei der Teermessung ist eine Inline-Analyse, bei der direkt im Produktgasstrom gemessen wird, schwer durchzuführen. Die Online-Analyse, bei der ein Teilstrom abgezweigt wird und direkt gemessen wird, wäre sehr gute Analysemöglichkeit, welche jedoch selten Verwendung findet. Die in der Praxis am häufigsten eingesetzte Analyseart ist die Offline-Analyse. Hierbei wird ein Produktgasvolumen entnommen und die Analyse findet üblicherweise zeitnah in einem Labor statt [9].

Bei Teer sind kontinuierliche und fortlaufende Analysemethoden in der Praxis nicht oft vorzufinden. Da es um eine hohe Analysequalität und einen hohen Informationsgehalt zu gewährleisten notwendig ist, das Vielstoffgemisch in die Einzelbestandteile aufzutrennen. Dies benötigt jedoch einen nicht zu unterschätzenden Zeitaufwand. Somit kann dann nur von quasi-kontinuierlichen Analysen gesprochen werden [9].

Methoden der Teeranalyse

Wie in Kapitel 2.4 beschrieben, können Teerbestandteile, welche beim Vergasungsprozess entstehen, in nachfolgenden Anlagenteilen Probleme bereiten. Dies ist bei der Teeranalyse und bei den Probenahmen ebenfalls zu berücksichtigen. Eine weitere Aufgabe bei der Probenahme und anschließenden Analyse besteht darin, die Proben ohne Veränderung zur Analyse zu bringen. Hierbei ist besonders auf rasche und genaue Arbeitsweise zu achten. Die möglichen Teerprobenahmen können bei hohen Temperaturen oder bei relativ niedrigen Temperaturen stattfinden. Je nachdem, ob direkt nach dem Vergaser oder nach einem Kühler oder Wäscher gemessen wird. Somit existieren vielfältige Methoden zur Analyse, welche jeweils spezielle Anwendungsgebiete haben.

Offline Teeranalyse

Als wichtigstes Offline-Analyseverfahren hat sich die Gaschromatographie, gekoppelt mit der Massenspektroskopie, durchgesetzt, um Teerbestandteile zu analysieren. Eine Einteilung kann auch in moderne und klassische Methoden getroffen werden.

Zu den klassischen zählen Dichtebestimmung, Wassergehalt, Extraktion, Polymerisation, Kristallisation und die Elementaranalyse.

Zu den modernen Methoden zählen die chromatographischen und spektroskopischen Verfahren. Gel-Permeations-Chromatographie, Hochdruck-Flüssigkeitschromatographie und Gas-Chromatographie sind hierbei Trennmethode, welche häufig Anwendung finden. C-NMR-Spektroskopie, UV/VIS-Spektroskopie, Fluorimetrie und Phosphorimetrie sind Analysemethoden, welche auch eingesetzt werden.

Durch [11] wurde eine Richtlinie erarbeitet, welche in weiterer Folge zu einer technischen Spezifikation geführt hat. Das hierbei etablierte Verfahren zählt zu den nasschemischen Verfahren. Das Produktgas wird bei dem Verfahren durch einen beheizten Filter geleitet, welcher zur Staubabscheidung dient. Darauf folgend wird das Produktgas durch Waschflaschen, welche mit einem organischen Lösungsmittel gefüllt sind, geleitet. Dadurch werden die Teerbestandteile in dem in den Waschflaschen befindlichen Lösungsmittel gelöst. Das Lösungsmittel mit den gelösten Teerbestandteilen wird im Anschluss in einem Labor analysiert. Die lange Probenahmezeit kann bei diesem Beprobungsverfahren als Nachteil gesehen werden, da dadurch stabile Betriebszustände Voraussetzung sind, um qualitative Aussagen treffen zu können. Vor allem Spitzenkonzentrationen können mit dem Verfahren nicht detektiert werden.

Die Probenahme im Rahmen dieser Diplomarbeit wurde auf Grundlage der ÖNORM CEN/TS 15439 [13] ähnlich zu den Arbeiten von N. Diaz [17] und K. Jörg [18] durchgeführt. In Abbildung 2.4.4-1 ist der prinzipielle Aufbau der Teermessung, wie er in dieser Arbeit verwendet wurde, dargestellt.

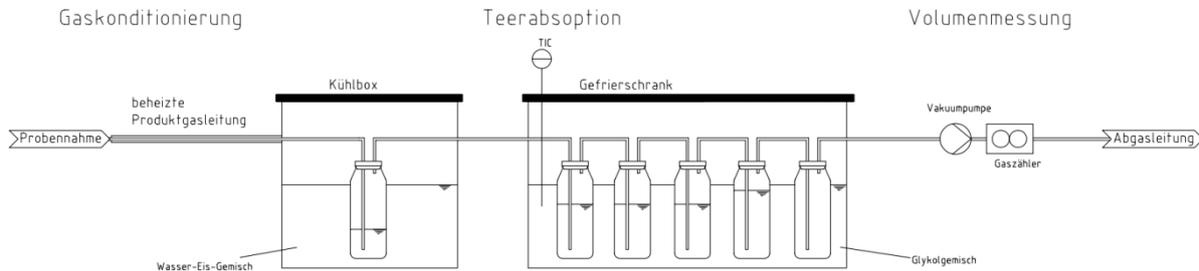


Abbildung 2.4.4-1 Aufbau der Teerprobenahme

Die Probenahme kann, wie in Abbildung 2.4.4-1 dargestellt, in drei Bereiche eingeteilt werden: In die Gaskonditionierung, die Teerabsorption und die Volumenstrommessung.

Im ersten Bereich, der Gaskonditionierung, gelangt der Produktgasstrom durch den dafür vorgesehenen Probenahmehahn in eine beheizte Messgasstrecke. Dieser beheizte PTFE Schlauch führt weiter zum zweiten Bereich, der Teerabsorption.

Der Bereich der Teerabsorption besteht aus sechs gekühlten Waschflaschen.

Die erste Waschflasche ist mit 50ml Toluol gefüllt und ist in einer Kühlbox positioniert, welche mit einem Wasser-Eis-Gemisch gefüllt ist. Das Wasser-Eis-Gemisch dient dazu, dass die Waschflasche auf der Temperatur von 0°C gehalten wird. In dem Bereich der Kühlbox kondensiert der Großteil des im Produktgas enthaltenen H₂O. Von der Kühlbox aus führt ein PTFE-Schlauchstück in einen auf -9°C bis -6°C gekühlten Gefrierschrank. In diesem befindet sich ein mit Glykol gefülltes Gefäß, in welchem fünf in Serie geschaltete Waschflaschen stehen. Die Waschflaschen sind mit unterschiedlichen Mengen an Toluol gefüllt und sind untereinander mit Silikon-Schläuchen verbunden. Sie enthalten der Reihenfolge nach 100ml, 100ml, 100ml, 150ml und 0ml Toluol. Die letzte Waschflasche, welche nicht gefüllt wird, dient als Sicherheitswaschflasche.

Ein weiterer PTFE Schlauch führt nach der Sicherheitswaschflasche aus dem Gefrierschrank in den dritten Bereich der Probenahme, der Volumenmessung. Er besteht aus einer Vakuumpumpe, einem Gaszähler, und einem Schwebekörper-Durchflussmesser. Hier ist der durch die Vakuumpumpe abgezogene Gasstrom einstellbar, sowie die Umgebungstemperatur ablesbar. An dem eingebautem Gaszähler kann das Gasvolumen abgelesen werden, welches durch die Probenahmeeinrichtung gepumpt wurde. Durch die Vakuumpumpe wird der Produktgasstrom durch die drei Bereiche der Probenahme gesaugt. Für repräsentative Ergebnisse ist es notwendig, dass ein ausreichend großes Volumen an Produktgas durch die Probenahme geleitet wird.

2.5. Stand der Technik

2.5.1. Biomassevergasung

Im Anwendungsfall finden alle in Kapitel 2.3 beschriebenen Vorgänge und Reaktionen gleichzeitig in ein und demselben Reaktor statt. Dabei gelangen der Wasserdampf und sämtliche flüchtigen Stoffe, wie auch in Abbildung 2.3-1 dargestellt in das Produktgas.

Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung (Dual Fluidized Bed DFB)

In Tabelle 2.5.1-1 erhält man einen Überblick über die weltweit errichteten Anlagen, welche nach dem Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasungsprozess der TU-Wien arbeiten. Da weltweit relativ wenige Anlagen nach dem Prinzip der Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung (DFB) betrieben werden, und sich dieses Verfahren etwas von den anderen unterscheidet, sind nur diese Anlagen angeführt.

Tabelle 2.5.1-1 Überblick über realisierte Biomassevergasungsanlagen [19]

Land	Kapazität (MW _{th})	Ort
Österreich	8	Güssing
	8.5	Oberwart
	15	Villach
Deutschland	14.5	Ulm
Schweden	32	Göteborg

Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung ist ein Prozess, um aus bestimmten festen fluidisierbaren Brennstoffen ein Gas herzustellen. Ziel ist es, dieses hergestellte Gas, auch Produktgas genannt in hoher Reinheit und in großer Menge herzustellen. Die Besonderheit des Synthese ähnlichem Gases liegt an dem geringen Stickstoffgehaltes und dem somit hohen Heizwert. Das Prinzip der DFB-Dampfvergasung wird in der Biomassevergasungsanlage in Güssing zur Gaserzeugung angewandt, und wird im Folgenden auf Basis der Literatur beschrieben [1][20][21].

Das Besondere an diesem Prozess ist die Trennung der Verbrennungs- und Vergasungszone in zwei miteinander verbundenen Wirbelschichtreaktoren. Zwischen diesen beiden Reaktoren zirkuliert Olivin, welches als Bettmaterial verwendet wird. Das Bettmaterial dient als Wärmeträger und Katalysator. Die für die Vergasung der Biomasse benötigte Wärme wird in der Verbrennungszone erzeugt und der Vergasungszone über zirkulierendes Bettmaterial zugeführt. Ein Teilstrom des produzierten Produktgases oder auch Erdgas kann, falls erforderlich, als Brennstoff in der Verbrennungszone verwendet werden. In die Vergasungszone der Zwei-Bett-Wirbelschicht-Dampfvergasung wird Wasserdampf eingeleitet, um die Wirbelschicht, bestehend aus Olivin und der Biomasse, zu betreiben. Der Wasserdampf dient auch als Vergasungsmittel in dem Prozess.

Durch die Wärmezufuhr wird aus der eingesetzten Biomasse, durch die Vergasung (siehe Kapitel 2.3), Produktgas hergestellt. Die Besonderheit des durch die Dampfvergasung produzierten Produktgases liegt in dem praktisch nicht vorhandenen Stickstoffgehalt und dem daraus resultierenden hohen Heizwert.

Die räumlich voneinander getrennten Zonen der Verbrennung (schnellen Wirbelschicht) und der Vergasung (stationäre Wirbelschicht) sind, mittels einer Rinne und eines Zyklons verbunden. Durch diese Rinne gelangt, durch die endothermen Vergasungsreaktionen abgekühltes Bettmaterial in die Verbrennungszone. In der Verbrennungszone wird mit Luft der mit dem Bettmaterial durch die Rinne gelangte Kohlenstoff (Koks) verbrannt. Durch diese Verbrennungsreaktion wird das Bettmaterial erwärmt. Des Weiteren wird in die Verbrennungszone Produktgas rückgeführt, welches verbrannt wird, um zu gewährleisten, dass konstante Bedingungen herrschen. Da es sich bei dem Verbrennungsreaktor um eine schnelle Wirbelschicht handelt, wird Bettmaterial nach oben aus der Wirbelschicht gefördert.

Am oberen Ende der Verbrennungszone wird, der Gasstrom in einen Zyklon geleitet. In diesem Zyklon wird aus der Verbrennungszone ausgetragenes Bettmaterial vom durch die Verbrennungsreaktionen entstehenden Rauchgas getrennt und zurück in die Vergasungszone geleitet. Es zirkuliert somit zwischen der Verbrennungs- und Vergasungszone. Durch dieses aus dem Rauchgas abgetrennte und durch die Verbrennungsreaktionen erwärmte Olivin, wird die für die Vergasung benötigte Wärme zugeführt. Dem Vergasungsteil wird Wasserdampf zugeführt, um die Wirbelschicht zu betreiben und um Biomasse zu vergasen.

Als Produkt erhält man, im Vergaser ein hochwertiges Produktgas aus dem, durch wenige Verarbeitungsschritte, Synthesegas erhalten werden kann. Dieses kann anschließend zur Energiegewinnung in einem Gasmotor Verwendung finden oder auch in der chemischen Industrie eingesetzt werden.

In Abbildung 2.5.1-1 ist das Grundprinzip der DFB-Dampfvergasung mit seiner Verbrennungs- und Vergasungszone abgebildet.

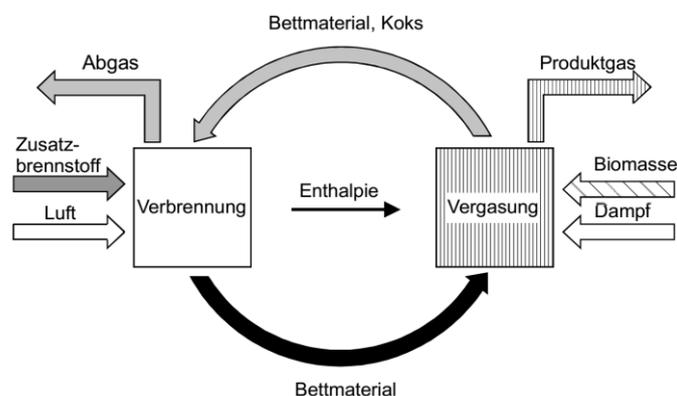


Abbildung 2.5.1-1 Grundprinzip der DFB-Dampfvergasung [1]

Vergaserbauarten

Die Vergasung lässt sich in verschiedenen Reaktoren realisieren, grundsätzlich kann man zwischen Festbett-, Wirbelschicht und Flugstromvergäsern unterscheiden [1]. Für nähere Informationen zur Vergasung sei auf das Kapitel 2.3 verwiesen.

Festbettvergaser

Die Grundformen der Festbettvergaser sind in Abbildung 2.5.1-2 dargestellt. Doppelfeuervergaser und mehrstufige Vergaser sind hierbei nicht aufgeführt, seien aber der Vollständigkeit halber erwähnt.

Bei dem Gegenstromvergaser wird, wie in der Abbildung gezeigt, der Brennstoff und das Vergasungsmittel (VM) im Gegenstrom, das bedeutet in entgegengesetzter Richtung, durch den Vergaser geführt. Der Brennstoff gelangt von oben in den Vergaser und wird durch von unten in den Vergaser eingeleitetes Vergasungsmittel getrocknet, pyrolytisch zersetzt, reduziert und schließlich oxidiert. Das dabei entstehende Produktgas, verlässt den Vergaser am oberen Ende und die Asche gelangt am unteren Ende aus dem Vergaser [1].

Bei dem Gleichstromvergaser wird das Vergasungsmittel (VM) und der Brennstoff wie ersichtlich in gleicher Richtung durch den Vergaser geleitet. Die Zufuhr des Vergasungsmittels erfolgt hierbei in der Oxidationszone. Diese Zone hat meist einen verengten Querschnitt, welcher dazu dienen soll, dass das Vergasungsmittel den kompletten Querschnitt gleichmäßig erreicht. Wie auch bei dem Gegenstromvergaser geschehen die Vorgänge der Trocknung, der pyrolytischen Zersetzung, der Oxidation und der Reduktion in dem Vergaser. Als Produkt erhält man auch hier ein Produktgas welches den Vergaser an der Unterseite des Vergasers mit der Asche verlässt. Der Brennstoff wird von oben zugegeben [1].

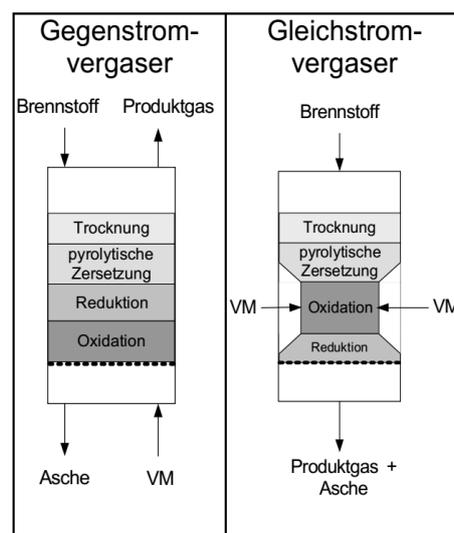


Abbildung 2.5.1-2 Festbettvergaser [1]

Wirbelschichtvergaser

Die Wirbelschichtvergaser kann man, wie in Abbildung 2.5.1-3 ersichtlich, in drei Grundformen einteilen:

- stationäre Wirbelschicht (links in Abbildung 2.5.1-3),
- zirkulierende Wirbelschicht (ZWS, mittig in Abbildung 2.5.1-3)
- Zweibettwirbelschicht (2-ZWS, rechts in Abbildung 2.5.1-3).

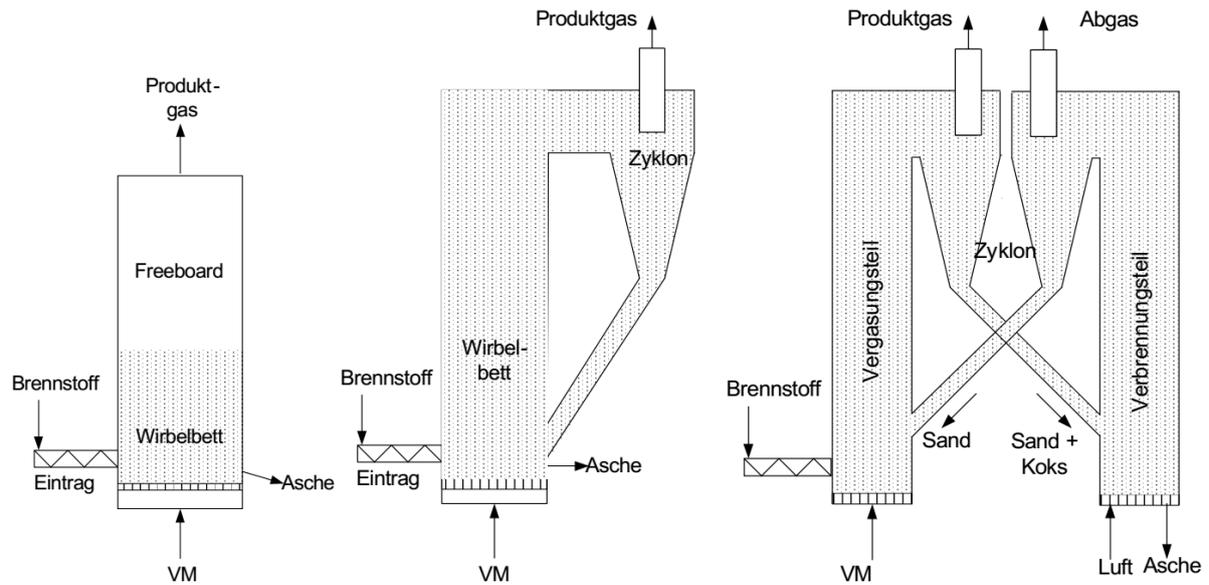


Abbildung 2.5.1-3 Wirbelschichtvergaser (VM Vergasungsmittel) [1]

Stationäre Wirbelschicht

Bei der stationären Wirbelschicht bildet sich ein Wirbelbett aus, welches bis auf eventuellen Feinanteil nicht ausgetragen wird. Die Strömungsgeschwindigkeit des Gases, welches die Wirbelschicht betreibt, muss gleich oder höher der Lockerungsgeschwindigkeit sein. Die Lockerungsgeschwindigkeit beschreibt die minimal nötige Geschwindigkeit welche notwendig ist, um eine Wirbelschicht zu erhalten. Die Strömungsgeschwindigkeit darf aber auch nicht höher als die Schwebegeschwindigkeit der Einzelpartikel sein. Dies würde nämlich bedeuten, dass die Einzelpartikel ausgetragen werden würden [1].

Zirkulierende Wirbelschicht

Die Vergasung kommt bei der zirkulierenden Wirbelschicht in einer sogenannten expandierenden Wirbelschicht zustande. Hierbei besitzt das Gas, welches die Wirbelschicht betreibt, eine Geschwindigkeit über der Schwebegeschwindigkeit für Einzelpartikel, damit ergibt sich, dass die Wirbelschicht den gesamten Vergaser einnimmt. In dem unteren Bereich bildet sich dabei eine Zone aus, welche eine höhere Dichte besitzt als im oberen Teil des Vergasers. Dadurch, dass die Geschwindigkeit des Vergasungsmittels über der Schwebegeschwindigkeit liegt, wird kontinuierlich Bettmaterial aus dem Vergaser befördert. Dieses Bettmaterial muss anschließend vom Gasstrom, durch z.B. einen Zyklon, abgetrennt werden und wird anschließend wieder dem Vergaser zugeführt. Somit zirkuliert das Bettmaterial zwischen dem Vergaser und dem Zyklon [1].

Zweibettwirbelschicht

Bei der Zweibettwirbelschicht werden zwei Wirbelschichten miteinander kombiniert. Üblicherweise wird dabei eine Wirbelschicht mit Dampf als Vergasungsmedium betrieben. In dieser langsamen, mit Dampf betriebenen, Wirbelschicht (Vergasungswirbelschicht) wird die Vergasung vollzogen. Die für die Vergasung notwendige Wärme wird über eine zweite schnelle Wirbelschicht (Verbrennungswirbelschicht) generiert. Um die Wärme aus der Verbrennungswirbelschicht in die Vergasungswirbelschicht zu transportieren, kann einerseits ein umlaufender Wärmeträger verwendet werden oder der Wärmeübertrag erfolgt über Wärmetauscher [1].

Flugstromvergaser

Die Besonderheit des Flugstromvergaser, welcher in Abbildung 2.5.1-4 dargestellt ist liegt darin, dass die Vergasung der Biomasse innerhalb des Vergasers, wie bereits der Name des Vergasers verrät, sozusagen im Fluge stattfindet. Für diesen Zweck wird der Brennstoff gemeinsam mit dem Vergasungsmittel in den Flugstromvergaser geblasen. Sauerstoff oder mit Dampf kann, in dem als Gleichstrom betriebenen Vergaser, als Vergasungsmittel verwendet werden. Innerhalb des Vergasers herrschen Temperaturen von über 1200°C, es können innerhalb der Vergaser auch bis zu 2000°C erreicht werden. Mithilfe dieser hohen Temperaturen gepaart mit der relativ geringen Brennstoffpartikelgröße, welche für den Flugstromvergaser notwendig ist, ergibt sich eine nahezu vollständige Vergasung bei Durchlaufzeiten von wenigen Sekunden, durch den Vergaser. Der technisch komplexe Aufbau der Flugstromvergaser und die Brennstoffaufbereitung sind als Nachteile zu nennen [1].

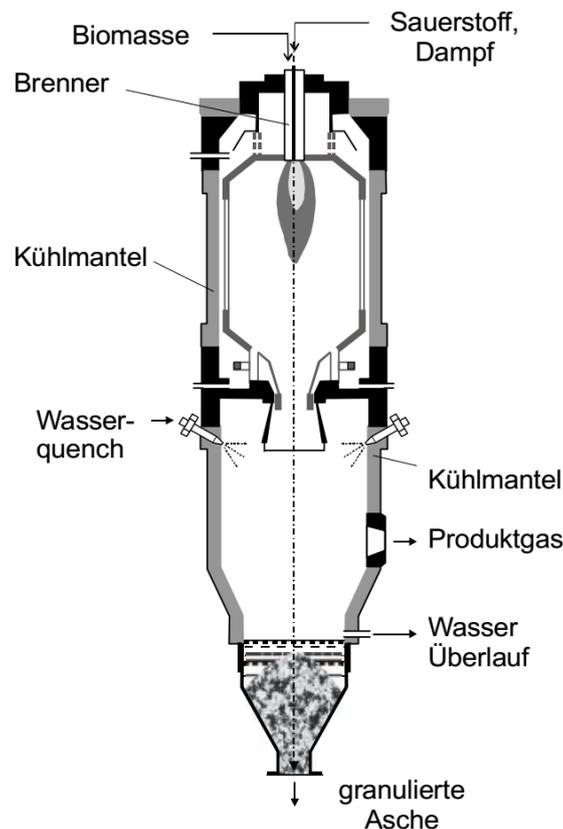


Abbildung 2.5.1-4 Schema eines Flugstromvergaser [1]

2.5.2. RME-Wäscher

Die Forschung rund um die Teerabscheidung durch Wäscher, welche mit Biodiesel (RME) betrieben werden ist für technische Begriffe relativ jung. Es existieren weltweit wenige Biomassevergasungsanlagen, bei welchen die Teerabscheidung nach diesem Verfahren erfolgt. Somit ist die Erforschung der Gesetzmäßigkeit, nach der die Teerabscheidung geschieht, noch nicht zur Gänze abgeschlossen.

Jedoch steht außer Frage, dass die mit Biodiesel betriebenen Wäscher die Teerabscheidung in ausreichendem Maße vollziehen können, während Wasserwäscher im allgemeinen ungeeignet sind, um ausreichend Teer aus Produktgas abscheiden zu können [17].

RME-Wäscher sind in der Regel Benetzungskolonnen, die als Packungskolonnen ausgeführt sind. Bei den Packungskolonnen dient die in dem Wäscher befindliche Packung dem Intensivieren des Kontaktes zwischen dem Wäschermedium und dem zu reinigenden Gas. Ein intensiver Kontakt zwischen den beiden Phasen ist notwendig, um einen hohen Wärme- und Stoffaustausch zu gewährleisten. In Abbildung 2.5.2-1 ist schematisch ein Packungswäscher abgebildet, wie er im Biomasseheizkraftwerk Güssing verwendet wird.

Der Packungswäscher im vorliegenden Anwendungsfall wird im Gegenstrom betrieben. Dies bedeutet, dass das Wäschermedium (RME) in Bezug auf das zu reinigende Gas (Produktgas) in entgegengesetzter Richtung geführt wird. Das Produktgas durchströmt den Wäscher von unten nach oben. Das Wäschermedium wird von oben nach unten durch den Wäscher geführt und benetzt die im Wäscher befindliche Packung.

Ein Wäscher, wie er im Biomassekraftwerk Güssing betrieben wird, besteht nicht nur aus einer Waschkolonne, sondern wie aus Abbildung 2.5.2-1 erkennbar ist, aus mehreren Baugruppen.

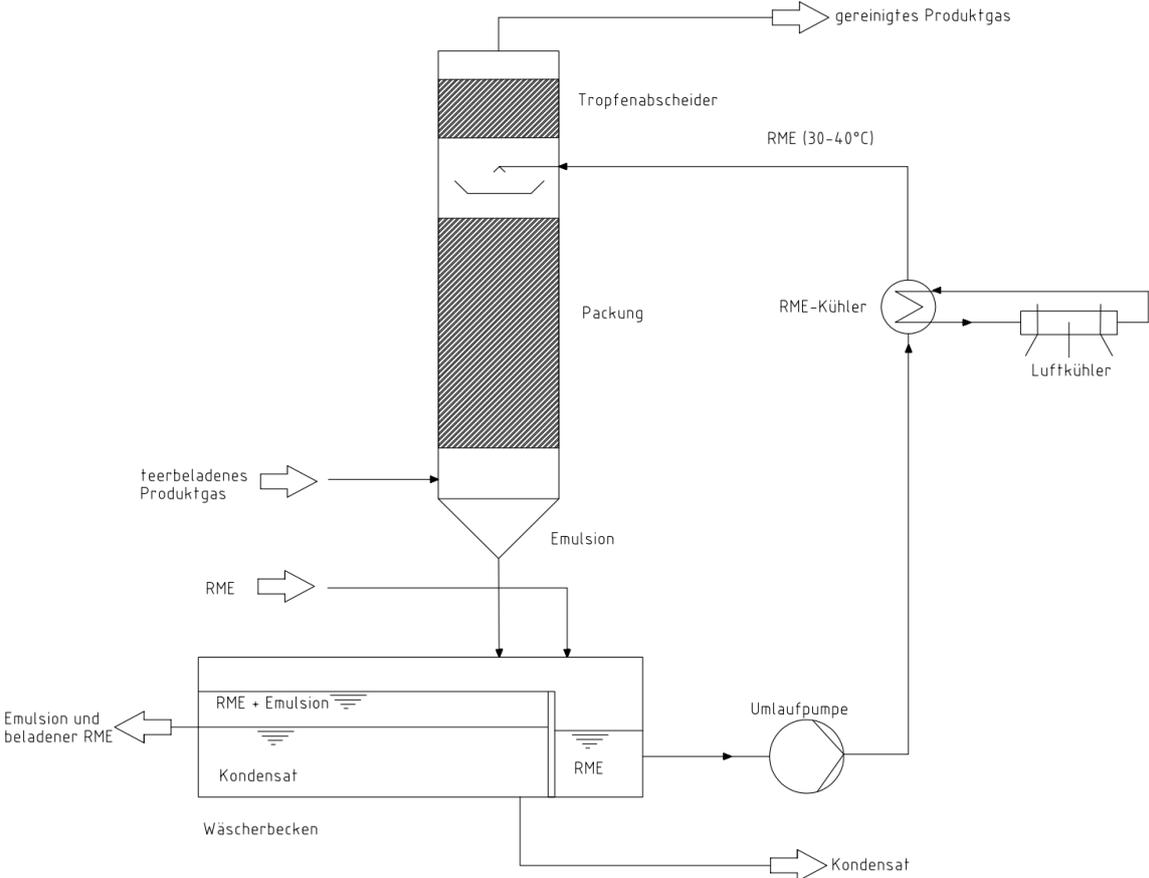


Abbildung 2.5.2-1 RME-Wäscher schematisch

2.5.3. Biomasseheizkraftwerk Güssing

In diesem Kapitel soll näher auf das Biomasseheizkraftwerk Güssing, welches sich im Burgenland befindet, eingegangen werden. Es sei an dieser Stelle auch auf Kapitel 2.5.1 hingewiesen, in dem näher auf die Biomassevergasung eingegangen wurde. Für nähere Informationen sei an dieser Stelle auch auf [22], [23] und [24] verwiesen.

Grundlegendes

Das Biomasseheizkraftwerk Güssing wurde 2002 in Betrieb genommen. Als Brennstoff wird Hackgut mit einem Wassergehalt von etwa 35% verwendet. 2,2t Hackgut pro Stunde werden aufgewandt, um 2000kW elektrische und 4500kW thermische Leistung zu generieren. Die Brennstoffwärmeleistung der Anlage beträgt 8000kW [20].

In Tabelle 2.5.3-1 sind die charakteristischen Daten der Anlage in Güssing zusammengefasst.

Tabelle 2.5.3-1 Kenndaten des Biomassekraftwerks Güssing [20]

Art der Anlage	Demonstrationsanlage	
Brennstoffwärmeleistung	8000	kW
elektrische Leistung	2000	kW
thermische Leistung	4500	kW
elektrischer Wirkungsgrad	25	%
thermischer Wirkungsgrad	56,3	%
elektrischer/thermischer Output	0,44	-
Gesamtwirkungsgrad	81,3	%

In Abbildung 2.5.3-1 ist das Verfahrensfliessbild der Anlage in Güssing abgebildet. Das Herzstück der Anlage ist der Zwei-Bett-Wirbelschichtdampfvergaser, welcher in der linken unteren Ecke der Abbildung in Rot und Ocker dargestellt ist. In diesem wird, wie bereits in den vorangegangenen Kapiteln beschrieben, aus der Biomasse Produktgas gewonnen.

Dieser Teil der Anlage besteht aus dem Vergaser, dem Zyklon, der Verbrennungszone und der Nachverbrennungszone. Es entstehen im Vergaser zwei Gasströme, zum einen Produktgas, zum anderen Rauchgas.

Das im DFB-Prozess hergestellte Produktgas gelangt als erstes in einen Produktgaskühler. In diesem wird das Produktgas abgekühlt. Die dabei entstehende Abwärme wird im Dampferzeuger genutzt, um Wasserdampf zu erzeugen. Dieser Wasserdampf wird überhitzt und im Vergaserteil verwendet, um die Wirbelschicht zu betreiben.

Nach dem Produktgaskühler gelangt das Produktgas in einen Produktgasfilter, in welchem Feststoffe aus dem Produktgas gefiltert werden. Das im Filter abgeschiedene Material wird der Verbrennungszone zugeführt, um es thermisch zu verwerten.

Danach gelangt das gekühlte und von Feststoffen befreite Produktgas in den Produktgaswäscher. In diesem Wäscher wird das Gas von weiteren Verunreinigungen, wie z.B. Teer, gereinigt. Im Wäscher wird das Produktgas auch weiter abgekühlt und somit durch Kondensation von im Produktgas enthaltenem Wasser befreit. Der Produktgaswäscher ist als Packungswäscher ausgeführt und wird mit dem Wäschermedium RME (siehe Kapitel 2.2) betrieben.

Das Wäschermedium gelangt am unteren Ende des Packungswäschers weiter in einen Trennbehälter. In diesem Behälter wird der RME von dem Kondensatwasser getrennt. Des Weiteren wird mit Teer beladener gesättigter RME abgetrennt und dem Verbrennungsteil zugeführt. Noch nicht gesättigter verunreinigter RME, gelangt in einen Wärmetauscher in dem er gekühlt und anschließend erneut dem Wäscher zugeführt wird. Die kalte Seite des Wärmetauschers wird gegen die Umgebungsluft gekühlt.

Nach dem Produktgaswäscher gelangt das Produktgas zum Gasmotor. In dem Gasmotor wird das Produktgas in nutzbare Energie, in Form von Wärme und Strom umgewandelt. Das bei der Gaswäsche anfallende Kondensat wird in einem Kondensatverdampfer verdampft und anschließend der Nachverbrennung zugeführt.

In Abbildung 2.5.3-1 ist das Verfahrensfliessbild des Biomasseheizkraftwerks Güssing dargestellt.

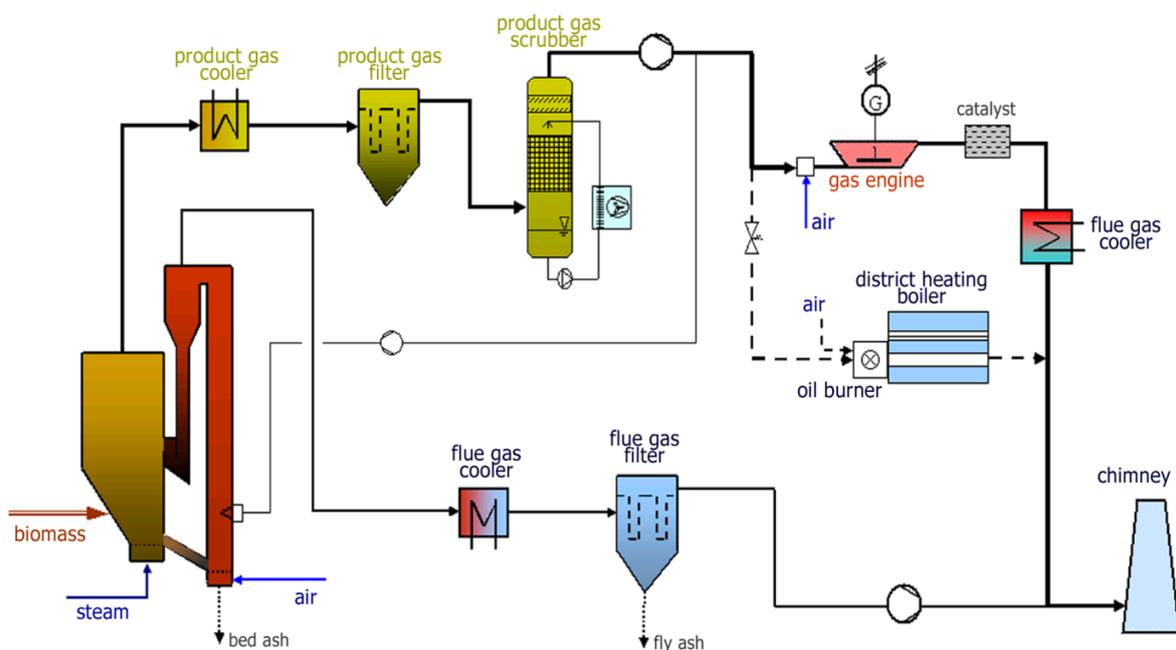


Abbildung 2.5.3-1 Anlagenschema des BMHKW Güssing [21]

2.5.4. Produktgaszusammensetzung

Nach [15] variiert die Teerkonzentration bei der Biomassevergasung im Abgas von $1\text{g}/\text{m}^3$ bis zu $15\text{g}/\text{m}^3$. Des Weiteren besteht das Produktgas aus einem Biomassevergasungskraftwerk nach [8] aus:

- Brennbaren Gasen: Kohlenmonoxid CO , Wasserstoff H_2 , Methan CH_4 und gasförmige Kohlenwasserstoffe (C_{2+})
- Nicht brennbaren Gasen: Stickstoff (N_2), Kohlendioxid (CO_2) und Wasserdampf (H_2O)
- Verunreinigungen: Alkalimetalle (vor allem Kalium und Natrium), Stickstoffverbindungen (NH_3 , HCN), Schwefelverbindungen (H_2S , COS) und Halogenverbindungen (HCl , HF).
- Teer (siehe Kapitel 2.4)
- Chlor, Fluor und Silizium
- Partikeln (Asche, Bettmaterial, Koks).

Je nach Vergaser und Betriebsweise ändern sich die Mengenverhältnisse der einzelnen Bestandteile.

Die Tabelle 2.5.4-1 zeigt die Anforderungen an die Gasqualität für verschiedene Anwendungsfälle. Für den Fall eines Verbrennungsmotors, einer Gasturbine, der Methanolsynthese und den Fall einer Brennstoffzelle, sind die notwendigen Gasqualitäten aufgetragen. Diese Tabelle gibt Anhaltspunkte, um abschätzen zu können, welche Aufwendungen passieren müssen und welche Gasreinheit erreicht werden muss, um aus dem gewonnenen Produktgas nutzbare Energie zu generieren. Für den Anwendungsfall des Verbrennungsmotors wird beispielsweise ein Partikelgehalt von $<50\text{mg}/\text{m}^3_{\text{N}}$, eine Partikelgröße von $<10\mu\text{m}$ und ein Teergehalt von $<100\text{mg}/\text{m}^3_{\text{N}}$ benötigt.

Aus der Tabelle 2.5.4-1 erkennt man, dass der Reinigungsaufwand für die Verwendung im Gasmotor relativ gering ist, wenn man es mit z.B. der benötigten Reinheit für den Einsatz in einer Brennstoffzelle vergleicht.

Tabelle 2.5.4-1 Anforderungen an die Gasqualität [8]

		Verbrennungsmotor	Gasturbine	Methanolsynthese	Brennstoffzelle
Partikelgehalt	mg/m ³ _N	<50	<30	<0,02	
Partikelgröße	µm	<10	<5		
Teergehalt	mg/m ³ _N	<100		<0,1	<1
Alkaliengehalt (K,Na)	mg/m ³ _N		0,24		
NH ₃	mg/m ³ _N			<0,1	<0,1
Schwefelgehalt	mg/m ³ _N			<1	<1
Chlorverbindungen (HCl)	mg/m ³ _N			<0,1	

In Tabelle 2.5.4-2 kann man die Gaszusammensetzung für verschiedene Reaktortypen ablesen. Grundsätzlich lässt sich sagen, dass das aus Biomasse generierte Gas höheres Potential aufweist, gewinnbringende Energie zu generieren, je höher die Reinheit bezogen auf die Teer- und Partikelkonzentration des Gases ist, da Unreinheiten in Form von Teeren und Feststoffen Probleme verursachen können.

Tabelle 2.5.4-2 Gaszusammensetzung für verschiedene Reaktortypen [8]

		Gleichstrom	Gegenstrom	ZWS Zirkulierende Wirbelschicht	2-ZWS Zwei-Bett Wirbelschicht
H ₂	%v	15 – 21	10 - 14	15 - 22	17 – 36
CO	%v	10 – 22	15 - 20	13 - 15	36 – 51
CO ₂	%v	11 - 13	8 - 10	13 - 15	7 – 15
CH ₄	%v	1 - 5	2 - 3	2 - 4	0,1 – 0,6
C ₂ +	%v	0,5 - 2			1,4 – 7,5
N ₂	%v	Rest	Rest	Rest	
Partikel	g/m ³ _N	0,1 - 1	0,1 – 0,5	20 - 60	?
Teer	g/m ³ _N	0,5 - 2	50 - 150	7 - 10	9 – 15
Heizwert	MJ/m ³ _N	4 – 5,6	3,7 – 5,1	3,6 – 5,9	14,2 – 18,1
Vergasungswirkungsgrad	%	65 - 75	>90	70 - 85	65 – 75

In Tabelle 2.5.4-3 kann man typische Verunreinigungen, welche im Produktgas vorhanden sind, ablesen. In der Tabelle sind Konzentrationsbereiche angegeben, da verschiedene Vergasungstechnologien verschiedene Mengen an Verunreinigungen mit sich bringen.

Tabelle 2.5.4-3 Typische Verunreinigung des Produktgases der Biomassevergasung [25]

Partikel	g/m^3_{N}	10-100
Teere (inkl. BTX)	g/m^3_{N}	2-20
Ammoniak	ppm	200-2000
HCN	ppm	10-100
H₂S	ppm	50-100
COS	ppm	2-10
Halogene	ppm	0-300
Alkalimetalle	ppm	0,5-5

3. Wäscherauslegung

Dieses Kapitel beschäftigt sich mit den im Vorfeld der durchgeführten Versuche getätigten Auslegungsberechnungen. Diese sind elementar für die weitere Versuchsplanung, da sie die notwendigen Rahmenbedingungen festlegen.

Durch den Versuchswäscher, die vor Ort herrschenden Gegebenheiten und die durch die Versuche erwarteten Ergebnisse ergeben sich Einschränkungen und Annahmen, welche in Tabelle 3-1 als angestrebte Rahmenbedingungen zusammengefasst sind.

Tabelle 3-1 Rahmenbedingungen

Betriebstemperaturen des Wäschers	0	°C
	10	°C
	25	°C
	40	°C
RME Vorlage	20	L
Produktgaseintrittstemperatur	70	°C
Versuchsdauer	120	h
Produktgasvolumenstrom	5	m ³ _{N,d.b.} /h
gereinigtes Produktgasvolumen	600	m ³ _{N,d.b.}
frisch RME Zufuhr	0	L _{RME} /h

3.1. Auslegung

Dieses Kapitel behandelt die Auslegung des in Kapitel 4.1 beschriebenen Versuchswäschers. In verschiedenen Berechnungsschritten werden der Produktgasstrom, die Naphthalinlöslichkeit, das Verhältnis von Flüssigkeitsbelastung zur Gasbelastung und die Leerrohrgeschwindigkeit errechnet. Die Auslegung nach Absorption wurde aufgrund fehlender Henrykonstanten zwischen RME und den betrachteten Teerbestandteilen (Benzol, Toluol und Xylol) nicht durchgeführt. Es sei jedoch für nähere Informationen zur theoretischen Herangehensweise bei der Wäscherauslegung nach Absorption auf [26] verwiesen.

Produktgasstrom

In einem ersten Auslegungsschritt muss der maximal durch die Anlage zu reinigende Produktgasstrom errechnet werden.

Im Anwendungsfall liegt ein Packungswäscher mit einer festgelegten Menge an Lösungsmittel (RME) vor. Das Lösungsmittel soll während der einzelnen Anreicherungsversuche jeweils auf konstanter Temperatur gehalten werden, um konstante Betriebsbedingungen zu gewährleisten. Das Lösungsmittel wird während der Anreicherungsversuche in intensiven Kontakt mit dem Produktgas gebracht, welches eine wesentlich höhere Temperatur als der im Wäscher befindliche RME besitzt. Durch diesen Kontakt wird das Produktgas durch das Lösungsmittel im Wäscher abgekühlt, bzw. das Lösungsmittel erwärmt. Neben der Temperatur sind die Wärmekapazität und die Zusammensetzung des Produktgases die größten Einflussfaktoren bei der Erwärmung des Lösungsmittels. Um das Lösungsmittel auf gleichbleibender Temperatur zu halten, ist es notwendig, den im Wäscher befindlichen RME durch einen Wärmetauscher und einen Kryostaten zu kühlen. Der Kryostat, welcher im Anwendungsfall zur Kühlung des Gesamtsystems verantwortlich ist, besitzt eine maximale Kälteleistung von 750W bei 0°C [26], wobei hier die Wärmeverluste durch Leitungen zum Wärmetauscher sowie Verluste durch den Wärmetauscher selbst noch nicht berücksichtigt sind. Diese maximale Kälteleistung limitiert in weiterer Folge den maximal durch den Wäscher zu reinigenden Produktgasstrom.

Wäschermodellierung

In dem vorliegenden Fall wurde die Auslegungsrechnung mit dem Simulationsprogramm COCO Simulator in Verbindung mit dem Programm Microsoft Excel durchgeführt.

Bei dieser Wäschermodellierung wurde angenommen, dass der Produktgasstrom eine Zusammensetzung, welche Abbildung 3.1-1 zu entnehmen ist, und eine festgelegte Temperatur von 70°C, besitzt. Die Zusammensetzung des Produktgasstromes wurde aus [21] entnommen. Der Wäscher wird in der Simulation rein als Kühler betrachtet. Dieser Kühler mindert die Temperatur des Produktgasstromes von der Ausgangstemperatur auf die Lösungsmitteltemperatur des Wäschers von 0°C. Durch die Temperatursenkung des Produktgases kommt es zur Kondensation von gewissen Produktgasbestandteilen. Vor allem der kondensierte Wasserdampf leistet aufgrund der entstehenden Kondensationswärme einen großen Beitrag bei der Erwärmung des RMEs. Wärmeverluste welche durch die Wäscheraußenwand, die Kühlleitung und dergleichen entstehen wurden mit 10% angenommen. Somit ergibt sich eine effektive Kühlleistung von 675W.

Die durch COCO Simulator ermittelten Daten sind in Abbildung 3.1-1 zu erkennen.

In der in Abbildung 3.1-1 enthaltenen Tabelle kann man des Weiteren die Produktgaszusammensetzung (*PG_IN*, 2. Spalte) vor dem Wäscher und die Produktgaszusammensetzung (*PG_OUT*, 3. Spalte) nach dem Wäscher ablesen. Der Molenstrom (*Flow rate*) in der Einheit mol/s, vor und nach dem Wäscher kann in der 4. Zeile abgelesen werden.

Aus Abbildung 3.1-1 kann deutlich der Unterschied der Produktgaszusammensetzung vor und nach dem Wäscher abgelesen werden. Vor allem der Vergleich zwischen der Dampfphase (*Vapor phase* im mittleren Drittel der Tabelle) und der Flüssigphase (*Liquid phase* im unteren Drittel der Tabelle) zeigt den Einfluss der Temperaturreduktion von 70°C auf 0°C (3. Zeile) sehr deutlich. Der Vergleich zeigt, dass vor Wäscher bei 70°C noch keine Flüssigphase vorhanden ist, jedoch nach dem Wäscher bei 0°C bereits ein Großteil des im Produktgas enthaltenen Wasserdampfes im Wäscher kondensiert sind. Durch die durch das Simulationsprogramm ermittelten Werte Flow rate und Volume und durch die Produktgaszusammensetzung lässt sich errechnen, dass man einen Volumenstrom von in etwa 5m³/h an Produktgas durch den Wäscher abkühlen kann, ohne den Kühler zu überlasten. Somit ist bei einem Produktgasstrom von 5m³/h gewährleistet, dass die Reinigung des Produktgases vollzogen wird und es keine Änderung der Betriebsbedingung RME-Temperatur gibt.

Scrubber (as cooler)		
Parameter	Value	Unit
Heat duty	-674.198	W
Outlet temperature	273.15	K
Pressure drop	0.001	bar
Type	Temperature	



Stream	PG_IN	PG_OUT	Unit
Pressure	1.093	1.092	bar
Temperature	70	5.68434e-14	°C
Flow rate	0.0875	0.0875	mol / s
Mole frac Hydrogen	0.352	0.352	
Mole frac Oxygen	0.000704	0.000704	
Mole frac Carbon monoxide	0.2112	0.2112	
Mole frac Carbon dioxide	0.1936	0.1936	
Mole frac Naphthalene	0.00264	0.00264	
Mole frac Methane	0.088	0.088	
Mole frac Nitrogen	0.026576	0.026576	
Mole frac Water	0.12	0.12	
Mole frac Benzene	0.00528	0.00528	
Volume	0.0260673	0.0183561	m³ / mol
Vapor phase			
Density	0.776337	0.988703	kg / m³
HeatCapacityCp	33.0729	31.5675	J / mol K
Mole phase fraction	1	0.883975	
Viscosity	1.66696e-05	1.39078e-05	Pa s
ThermalConductivity	0.0869014	0.0788817	W / m K
Mole frac Hydrogen	0.352	0.398201	
Mole frac Oxygen	0.000704	0.000796402	
Mole frac Carbon monoxide	0.2112	0.238921	
Mole frac Carbon dioxide	0.1936	0.219009	
Mole frac Naphthalene	0.00264	0.00298651	
Mole frac Methane	0.088	0.0995503	
Mole frac Nitrogen	0.026576	0.0300642	
Mole frac Water	0.12	0.00449892	
Mole frac Benzene	0.00528	0.00597302	
Volume	0.0260673	0.0207631	m³ / mol
Liquid phase			
Density		1025.8	kg / m³
HeatCapacityCp		81.4724	J / mol K
Mole phase fraction		0.116025	
Viscosity		0.00176424	Pa s
ThermalConductivity		0.567689	W / m K
Mole frac Hydrogen		4.23189e-08	
Mole frac Oxygen		1.10674e-09	
Mole frac Carbon monoxide		9.79531e-09	
Mole frac Carbon dioxide		1.53924e-05	
Mole frac Naphthalene		1.74725e-09	
Mole frac Methane		3.9384e-08	
Mole frac Nitrogen		1.17097e-09	
Mole frac Water		0.999984	
Mole frac Benzene		2.69768e-08	
Volume		1.75624e-05	m³ / mol

Abbildung 3.1-1 COCO Ausgabesheet

Teerlöslichkeit in RME

Eine weitere ausschlaggebende Größe bei der Auslegung des Wäschers ist die Löslichkeit des Teers im Lösungsmittel (RME) des Wäschers. Stellvertretend für das Vielstoffgemisch der Teere wurde Naphthalin ($C_{10}H_8$) für die Berechnung herangezogen. Die Löslichkeit des Naphthalins in RME ist temperaturabhängig, somit ist vor allem auf den Bereich der Teersättigung im Bezug auf die Lösungsmitteltemperatur besonders zu achten.

Wie man aus [28] entnehmen kann beträgt die Löslichkeit von Naphthalin in RME bei einer Temperatur von -20°C in etwa 0g/L , bei 5°C in etwa 90g/L , bei 22°C in etwa 220g/L und bei 50°C in etwa 475g/L .

Daraus lässt sich ein polynomischer Zusammenhang errechnen, welcher sich in der Gleichung:

$$y = 0,0625 * x^2 + 4,9705 * x + 72,188 \quad \text{Gl. 3.1-1}$$

ausdrücken lässt.

Mittels der Naphthalinkonzentration im Produktgas und dem Produktgasstrom, sowie den angestrebten Betriebstemperaturen des Wäschers, der angestrebten Versuchsdauer und des angestrebten im Wäscher befindlichen RME-Volumens, lässt sich die maximale vom RME aufgenommene Menge an Naphthalin, bei den vier Versuchsreihen bestimmen. Wie viele Stunden es bei einer angenommenen Naphthalinkonzentration im Produktgas vor dem Wäscher braucht, bis die Sättigung des RME, erreicht wird, unter der Annahme, dass Naphthalin vollständig in RME gelöst wird, kann ebenfalls errechnet werden.

Um die maximale Masse ($m_{\text{Naph,max}}$) an Naphthalin, welche im Wäscher gelöst werden kann zu erhalten, muss wie in der Gl. 3.1-2 angegeben, die Teerlöslichkeit ($\beta_{\text{Naph,RME,max}}$) mit dem Volumen des im Wäscher vorhandenen RME (V_{RME}) multipliziert werden. Das Volumen des RME wurde aus den Rahmenbedingungen entnommen. Die Löslichkeit des Naphthalins wurde aus dem in Gl. 3.1-1 beschriebenen polynomischen Zusammenhang errechnet.

$$m_{\text{Naph,max}} = V_{\text{RME}} * \beta_{\text{Naph,RME,max}} \quad \text{Gl. 3.1-2}$$

Um die Masse an Naphthalin (\dot{m}_{Naph}), welche in einer Stunde durch das Produktgas in den Wäscher gelangt, zu errechnen, muss man, wie in Gl. 3.1-3 angegeben, den Volumenstrom des Produktgases (\dot{V}_{Gas}) mit der Masse an Naphthalin pro Normkubikmeter ($\beta_{\text{Naph,Gas}}$) multiplizieren.

$$\dot{m}_{\text{Naph}} = \dot{V}_{\text{Gas}} * \beta_{\text{Naph,Gas}} \quad \text{Gl. 3.1-3}$$

Um zur Zeit zu gelangen ($t_{\text{Sättigung}}$), welche benötigt wird bis diese Sättigung des Lösungsmittels erreicht ist, muss, wie in Gl. 3.1-4 angegeben, die maximal mögliche Naphthalinmasse durch die Masse an Naphthalin, welche durch das Produktgas pro Stunde in den Wäscher gelangt, dividiert werden.

$$t_{\text{Sättigung}} = \frac{m_{\text{max}}}{\dot{m}_{\text{Naph}}} \quad \text{Gl. 3.1-4}$$

In Tabelle 3.1-1 lassen sich die beschriebenen Werte, für die vier verschiedenen Anreicherungsversuche ablesen. Die maximale Menge an Naphthalin ($m_{Naph,max}$) und die Zeit bis die RME Sättigung ($t_{Sättigung}$) bei den angegebenen Rahmenbedingungen eintritt sind hierbei besonders hervorzuheben.

Tabelle 3.1-1 Naphthalinsättigung des RME

Größe	Einheit	Temperatur			
		0°C	10°C	25°C	40°C
$\beta_{Naph,RME,max}$	g/L	72,2	128,1	235,5	371
V_{RME}	L	20	20	20	20
$m_{Naph,max}$	g	1443,8	2562,9	4710,3	7420,2
\dot{V}_{Gas}	m ³ _N /h	5	5	5	5
$\beta_{Naph,Gas}$	g/m ³ _N	2,5	2,5	2,5	2,5
\dot{m}_{Naph}	g/h	12,5	12,5	12,5	12,5
$t_{Sättigung}$	h	115,5	205	376,8	594

Bei dem 0°C Anreicherungsversuch können nach dieser Auslegungsrechnung beispielsweise 1443,8g im Versuchswäscher gelöst werden. Bei dem 40°C Anreicherungsversuch hingegen können 7420,2g gelöst werden. Dies spiegelt sich dann auch in der Dauer, welche benötigt wird bis die Teersättigung erreicht wird, wieder. Diese liegt bei dem 0°C Versuch bei 115,5h und steigt mit steigender RME-Temperatur bis zu einem Wert von 594h beim 40°C Anreicherungsversuch.

Die Berechnung geht von der Annahme aus, dass die Naphthalinkonzentration im Produktgas während des Versuches nicht ändert. Des Weiteren wird angenommen, dass sämtliches im Produktgas befindliches Naphthalin im RME des Wäschers gelöst wird.

Verhältnis von Flüssigkeitsbelastung zu Gasbelastung

Eine weitere wichtige Kenngröße für die Charakterisierung von Wäschern stellt das Verhältnis von Flüssigkeitsstrom zu Gasstrom (L/G) dar. Dieses Verhältnis errechnet sich durch $L/G = \frac{\dot{L}}{\dot{G}}$ wobei \dot{L} den Flüssigkeitsstrom in kg/h und \dot{G} den Gasstrom in kg/h beschreibt.

Versuchswäscher

Bei dem Versuchswäscher wurde im Kapitel 3.1 ein maximal durch den Wäscher zu reinigender Gasvolumenstrom von $\dot{V}_G = 5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ ermittelt. Dieser wurde unter der Annahme, dass sich das Produktgas wie ein ideales Gas verhält, in einen Molenstrom umgerechnet.

$$\dot{n}_G = \frac{\dot{V}_G}{V_m} = \frac{5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{22,4 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}} = 0,223 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \quad \text{Gl. 3.1-5}$$

Mithilfe der mittleren molaren Masse (\bar{M}), welche durch die Hauptkomponentenmessung und durch die Messung des Wassergehaltes im Zuge der Teeranalyse ermittelt wurden, konnte der in Gl. 3.1-5 erhaltene Molenstrom (\dot{n}_G) auf einen Produktgasmassenstrom (\dot{G}) umgerechnet werden.

$$\dot{G} = \dot{n}_G * \bar{M} = 0,223 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 21,12 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 4,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{Gl. 3.1-6}$$

Durch den umlaufenden Lösungsmittelvolumenstrom (\dot{V}_L) und der Dichte des umlaufenden Mediums (ρ_{RME}) lässt sich in einem Rechenschritt durch Multiplikation der beiden Werte der Flüssigkeitsmassenstrom (\dot{L}) errechnen.

$$\dot{L} = \dot{V}_L * \rho_{\text{RME}} = 0,9 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 875 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 787,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{Gl. 3.1-7}$$

Mithilfe des durch Gl. 3.1-6 ermittelten Gasstromes und des durch Gl. 3.1-7 ermittelten Flüssigkeitsstromes lässt sich durch Gl. 3.1-8 das L/G-Verhältnis berechnen.

$$\frac{\dot{L}}{\dot{G}} = \frac{787,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{4,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} = 167,5 \quad \text{Gl. 3.1-8}$$

Durch den errechneten Wert von 167,5 ist sichergestellt, dass der Wäscher möglichst effektiv in Hinsicht auf die Teerabscheidung betrieben wird, da mit einem sehr hohen RME-Strom ein kleiner Produktgasstrom gereinigt wird. Jedoch ist ein \dot{L} / \dot{G} Verhältnis von 167,5 ein unüblich hoher Wert. Dies zeigt auch der Vergleich mit dem Kraftwerkswäscher.

Kraftwerkswäscher

Da ein Vergleich des Versuchswäschers mit dem Kraftwerkswäscher sinnvoll ist wurde für diesen unterhalb analog nach den GL. 3.1-5 bis GL. 3.1-8 das L/G Verhältnis ermittelt.

$$\dot{n}_{\text{CHP}} = \frac{\dot{V}_{\text{CHP}}}{V_m} = \frac{2200 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{22,4 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}} = 98,21 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \quad \text{Gl. 3.1-9}$$

$$\dot{G}_{\text{CHP}} = \dot{n}_{\text{CHP}} * \bar{M} = 98,21 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 25,8 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 2534,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{Gl. 3.1-10}$$

$$\dot{L}_{\text{CHP}} = \dot{V}_{\text{LCHP}} * \rho_{\text{RME}} = 70 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 875 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 61250 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{Gl. 3.1-11}$$

$$\frac{\dot{L}_{\text{CHP}}}{\dot{G}_{\text{CHP}}} = \frac{61250 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{2534,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} = 24,1 \quad \text{Gl. 3.1-12}$$

Der zur Berechnung notwendige Produktgasvolumenstrom wurde aus [18] entnommen. Die mittlere molare Masse wurde durch Hauptkomponentenmessung erhalten. Der Flüssigkeitsvolumenstrom wurde in Anlehnung an [29] in Absprache mit dem Betreuer der Diplomarbeit festgelegt.

Leerrohrgeschwindigkeit

Die Leerrohrgeschwindigkeit ist eine weitere wichtige Kennzahl zur Beurteilung eines Wäschers. Zur Bestimmung der Leerrohrgeschwindigkeit muss nach der Gl. 3.1-13 der Produktgasvolumenstrom welcher durch die in Kapitel 3.1 durchgeführte Auslegungsberechnung bekannt war durch den Kolonnenquerschnitt dividiert werden. Der Innendurchmesser der Kolonne beträgt bei dem Versuchswäscher 0,1m.

$$u_0 = \frac{\dot{V}_G}{A_K} = \frac{\dot{V}_G}{\frac{d_i^2 * \pi}{4}} = \frac{5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{\frac{0,1^2 \text{m}^2 * \pi}{4}} = 0,184 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad \text{Gl. 3.1-13}$$

3.2. Packung

Im Packungswäscher befinden sich Packungen der Firma Sulzer Chemtech. Im unteren Abschnitt der Kolonne, dem Absorptionsteil (unterer schraffierter Bereich in Abbildung 4.1-1) ist die Packung mit der Bezeichnung Mellapak 250.X verbaut. Die Packung mit der Bezeichnung Mellapak 250.Y wurde im oberen Teil der Kolonne, dem Tropfenabscheider, (oberer schraffierter Bereich in Abbildung 4.1-1) verwendet. Die Packungen wurden aufgrund ihrer hohen spezifischen Oberfläche und aufgrund der Tatsache, dass sie laut Hersteller sowohl bei niedrigen als auch bei hohen Flüssigkeitsbelastungen gute Trennleistungen gewährleisten, ausgewählt. Die spezielle Anordnung der schräg gezahnten Lamellen gewährleistet laut Herstellerangaben eine optimale Durchmischung von Gas und Flüssigkeit. Die Packungen mit der Bezeichnung Mellapak 250.X und der Bezeichnung Mellapak 250.Y gleichen sich im Wesentlichen, unterscheiden sich jedoch durch den Neigungswinkel der Kanäle [29].

Der Innendurchmesser der Kolonne beträgt 100mm und ist im unteren Teil mit fünf Packungselementen der Bezeichnung Mellapak 250.X bestückt. Diese besitzen jeweils eine Höhe von 210mm. Dies ergibt eine Gesamthöhe der Packungselemente im Bereich des Absorptionsteils von 1050mm. Der obere Teil des Wäschers ist mit vier Packungselementen der Bezeichnung Mellapak 250.Y bestückt. Diese besitzen jeweils eine Höhe von 223mm. Dies ergibt eine Gesamthöhe der Packungselemente im Tropfenabscheider von 892mm.

In Tabelle 3.2-1 sind die Merkmale der Packungen zusammengefasst:

Tabelle 3.2-1 Merkmale der Packung [29]

Druckabfall pro Trennstufe	mbar	0,3-1,0
Untere Flüssigkeitsbelastung	m ³ /m ² h	0,2
Maximale Flüssigkeitsbelastung	m ³ /m ² h	200
Spezifische Oberfläche	m ² /m ³	250
Neigungswinkel der Kanäle 250X	°	30
Neigungswinkel der Kanäle 250Y	°	45
Freiraum	m ³ /m ³	0,988
Material	nichtrostender Stahl	

Mit Abbildung 3.2-1 liefert der Hersteller Sulzer Chemtech ein Diagramm um die Trennleistung abzuschätzen.

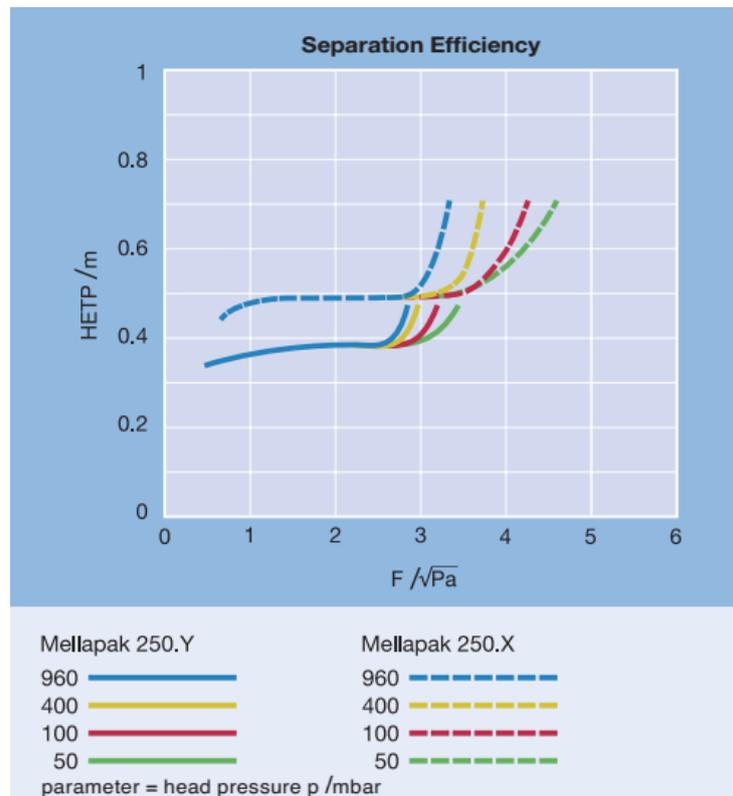


Abbildung 3.2-1 Effizienz der Packungselemente [30]

Der auf der Abszisse aufgetragene F-Faktor wird mithilfe der Gl. 3.2-10 berechnet. Die Leerrohrgeschwindigkeit (u_0) wurde mithilfe der Gl. 3.2-9 errechnet und die Dichte (ρ_G) wurde aus der Abbildung 3.1-1 entnommen.

$$F = u_0 \sqrt{\rho_G} = 0,184 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \sqrt{0,776 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,162 \text{Pa}^{\frac{1}{2}} \quad \text{Gl. 3.2-1}$$

Durch den ermittelten F-Faktor und der Abbildung 3.2-1 lässt sich erkennen, dass für den errechneten F-Faktor kein HETP-Wert (Height Equivalent to one theoretical Plate = HETS Höhe einer theoretischen Stufe) existiert. Unter extrapolieren kann man einen HETP-Wert von in etwa 0,33 ablesen. Durch Gl. 3.2-11 und durch die aktive Kolonnenhöhe (H_K) kann man somit eine theoretische Stufenzahl (N_{th}) von etwa 3,15 berechnen.

$$N_{th} = \frac{H_K}{HETP} = \frac{1,05\text{m}}{0,33\text{m}} = 3,15 \quad \text{Gl. 3.2-2}$$

4. Versuche

Die Versuchsapparatur befindet sich im Forschungszentrum „Technikum“ beim Biomasseheizkraftwerk Güssing, welches bereits in Kapitel 2.5.3 näher erläutert wurde. Nach dem Kraftwerkswäscher wurde durch eine Leitung ein Produktgasstrom entnommen und in den Versuchswäscher eingebracht. Im Versuchswäscher wurde mithilfe des Lösungsmittels RME das Produktgas bei verschiedenen Betriebstemperaturen des Wäschers gereinigt. Die hierbei erhaltenen Versuchsergebnisse sollen Aufschluss über das Abscheideverhalten der Teerbestandteile im Lösungsmittel RME bei verschiedenen Betriebstemperaturen geben. Das aus dem Versuchswäscher austretende Produktgas wurde anschließend an das Kraftwerk rückgeführt. Im Rahmen dieser Arbeit wurden vier Anreicherungsversuche durchgeführt und das Abscheideverhalten der Teerbestandteile beobachtet.

4.1. Versuchsapparatur

Die Versuchsapparatur wurde ursprünglich für die Versuchsanlage im Biomassekraftwerk Oberwart errichtet. Sie wurde für die in dieser Arbeit beschriebenen Anreicherungsversuche am Standort Oberwart demontiert und nach Güssing verfrachtet. Im Technikum Güssing wurde die Versuchsanlage anschließend in Grundzügen gleich montiert. Es wurden einfache Anpassungen an den neuen Standort und Ausbesserungen vorgenommen, welche jedoch keinen Einfluss auf die grundlegende Funktionsweise des Wäschers hatten. In Abbildung 4.1-1 ist der Versuchswäscher als R&I Schema dargestellt. Er entspricht dem in Kapitel 2.5.2 beschriebenen Wäscher.

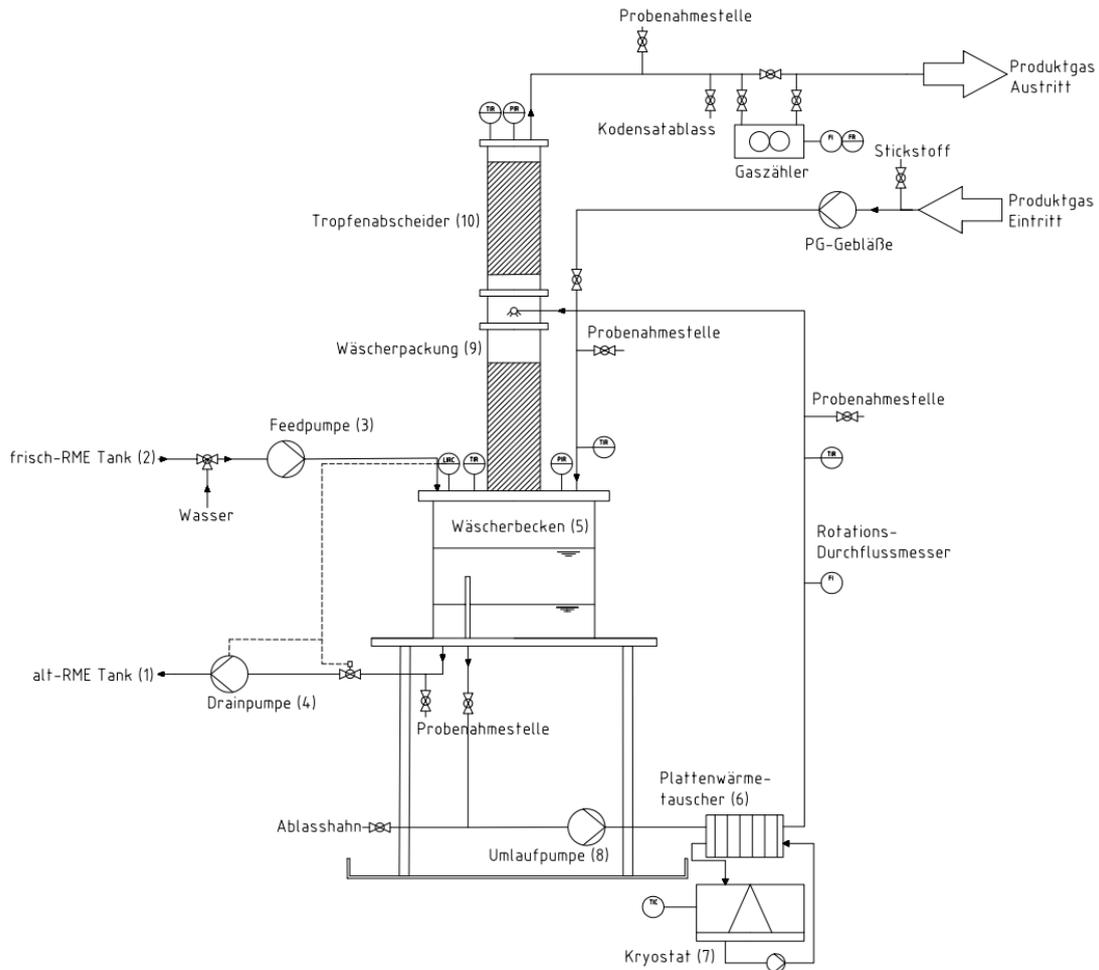


Abbildung 4.1-1 R&I Schema des Versuchswäschers

Weg des RME

Wie in Abbildung 4.1-1 zu erkennen ist, wird das Wäscherbecken (5), aus einem frisch-RME Tank (2), welcher in der gleichen Halle wie der Versuchswäscher positioniert ist, mit RME befüllt. Das Befüllen bzw. Entleeren des Wäscherbeckens geschieht mittels einer Feedpumpe (3) bzw. einer Drainpumpe (4). Die Drainpumpe (4) besitzt während des laufenden Betriebes die Aufgabe, im Wäscher anfallendes Kondensat abzupumpen. Des Weiteren dient sie dazu, am Versuchsende den beladenen RME abzupumpen. Sie fördert in einen ebenfalls in der Halle befindlichen alt-RME-Tank (1).

Durch ein Überlaufrohr im Wäscherbecken, welches 20cm von unten in das Wäscherbecken hineinragt, gelangt der RME zur Umlaufpumpe (8), welche die Aufgabe besitzt, den RME über den Plattenwärmetauscher (6) hinauf zum RME-Verteiler (Düse) zu pumpen. Der Plattenwärmetauscher besitzt die Aufgabe, den im Umlauf befindlichen RME zu kühlen. Der Kühlkreislauf des Wärmetauschers wird durch einen Umlaufkryostaten (7) betrieben. Durch den Kryostaten ist es somit möglich, die RME Temperatur am Kopf der Wäscherpackung einzustellen. Durch den RME-Verteiler gelangt der RME, von oben in den Absorptionsteil der Packung (9). Darüber befindet sich eine weitere Packung als Tropfenabscheider (10). Der RME rinnt durch die Packung zurück ins Wäscherbecken.

Weg des Produktgases

Das Produktgas gelangt durch ein begleitbeheiztes Rohr an der Wäscherbeckenoberseite in den Versuchswäscher. Anschließend strömt das Gas durch die Packung (9) hindurch zu dem RME-Verteiler (Düse), durch welche wie oben beschrieben der RME in die Kolonne gelangt. Im Bereich der Packung gelangt das Produktgas in intensiven Kontakt mit dem RME. Danach strömt das Produktgas durch den Tropfenabscheider hindurch bis an den Deckel des Wäschers. An diesem Punkt verlässt das Produktgas den Wäscher. Nach dem Versuchswäscher wird das Gas zur Sicherheit weiter begleitbeheizt und gelangt über einen Gaszähler zu den nachgeschalteten Versuchsanlagen oder zurück zum Biomasseheizkraftwerk.

Die Hauptkomponenten des Gaswäschers sind:

- **Lagertanks (alt-RME Tank (1), frisch-RME Tank (2))**

Für den Betrieb werden zwei Lagertanks benötigt. Es wurden 1m³ Kunststoff-IBC (intermediate bulk container) verwendet. Einer der Container war mit frischem RME gefüllt und der zweite Container wurde für beladenen RME, bzw. anfallendes Kondensat verwendet.

- **Drain-(4) und Feedpumpe (3)**

Die Feedpumpe besitzt die Aufgabe, das Wäscherbecken mit frischem unbeladenem RME zu füllen. Mit der Drainpumpe wird Kondensat, bzw. beladener RME aus dem Wäscher gepumpt. Als Pumpen wurden zwei KNF NF100 KTDC Membranpumpen eingesetzt, die bis zu 1L Flüssigkeit pro Minute fördern können. Da Membranpumpen nur gegen die Förderrichtung sperren, befindet sich vor der Drainpumpe ein pneumatisch betätigtes Federventil (NC). Zur Verbindung wurden PTFE-Schläuche mit FITOK-Edelstahl-Schraubquetschverbindern verwendet. Des Weiteren wurde durch einen 3-Wegehahn vorgesehen, dass durch die Feedpumpe auch H₂O angesaugt werden kann.

- **Wärmetauscher (6)**

Durch den Wärmetauscher wird der Wärmeaustausch zwischen dem Kühlkreislauf, welcher durch den Kryostaten betrieben wird, und dem Wärmekreislauf, welcher umlaufendes RME erhält, gewährleistet. Der Wärmetauscher ist direkt nach der Umlaufpumpe angeordnet und führt anschließend in einen Schwebekörperdurchflussmesser. Der Wärmetauscher ist als Plattenwärmetauscher der Marke Therminox BHM 32-20 ausgeführt, welcher mit Nickel gelötet und mit Polyurethan-Hartschaum isoliert ist.

- **Kryostat/Thermostat (7)**

Der Umlaufkryostat (Thermo HAAKE Phoenix II C41P) besitzt die Aufgabe, die Lösungsmitteltemperatur auf einem vorgegeben Wert zu halten. Er speist den Kühlkreislauf des Plattenwärmetauschers mit einem Glykol-Wassergemisch. Eine Besonderheit des Kryostaten ist, dass das verwendete Gerät sowohl zum Heizen (2kW) als auch zum Kühlen (<1000W) verwendet werden kann.

- **Volumenstrommessung für RME**

Ein Schwebekörper-Durchflussmesser ist in der Apparatur verbaut. Der Schwebekörper-Durchflussmesser der Marke Krohne VA40V/PV ist nach dem Wärmetauscher angeordnet und misst den Durchfluss an zirkulierendem RME.

- **Wäscherpackung (9)**

Für nähere Informationen zur Wäscherpackung sei auf 3.2 verwiesen.

- **Wäscherkolonne**

Die Wäscherkolonne hat einen Innendurchmesser von 100mm und ist mit fünf Elementen (Mellapak 250.X) à 210mm Höhe bestückt. Der Tropfenabscheider ist mit vier Elementen (Mellapak 250.Y) à 223mm Höhe bestückt. Die Packungselemente stammen von der Firma Sulzer Chemtech. Beide sind isoliert, um den Wärmeaustausch mit der Umgebung klein zu halten.

- **Füllstandsmesser**

Ein Füllstandsmesser ist im Wäscherbecken eingebaut. Dieser Sensor der Marke Reed Electronics Typ RI-ADR1, 5"-EK15-L400-E44Z ist für einen reibungslosen Betrieb unabdinglich, da in dem Wäscher Wasserdampf kondensiert wird und das Kondensat das Wäscherbecken und in weiterer Folge die Kolonne füllen würde. Somit ist es wichtig, bei einem gewissen Füllstand die Drainpumpe zu starten und das Kondensat abzupumpen.

- **Umlaufpumpe**

Der Wärmekreislauf wird durch eine Umlaufpumpe der Marke Calpeda MXH-203 E betrieben. Um sicherzustellen, dass lediglich RME und kein anfallendes Kondensat in den Kreislauf gelangt, wird ein 20cm langes Überlaufrohr im Wäscherbecken verwendet. Die Kreiselpumpe wird über einen Frequenzumrichter gesteuert.

- **Gaszähler**

Zur Volumenstrommessung wurde ein Balgengaszähler Elster BK-G6T verwendet. Dieser besitzt einen Magnet für den Impulsabnehmer auf der 0,01m³ Rolle. Des Weiteren ist der Balgengazähler temperaturkompensiert.

- **Produktgasgebläse**

Das Produktgasgebläse besitzt die Aufgabe den Überdruck auf einem annähernd konstanten Wert zu halten.

In Tabelle 4.1-1 und in Tabelle 4.1-2 befinden sich die Sensoren bzw. Aktoren welche durch die Automatisierung aufgezeichnet bzw. gesteuert wurden.

Tabelle 4.1-1 Sensoren mit zugehöriger Bezeichnung

Sensor	Bezeichnung
Füllstand des Wäscherbeckens	LIO_LVL [L]
RME-Temperatur im Wäscherbecken	LIO_T[°C]
Druck Produktgas vor dem Wäscher	PGIN_P[bar]
Druck Produktgas nach dem Wäscher	PGOUT_P[bar]
Temperatur Produktgas vor dem Wäscher	PGIN_T[°C]
Temperatur Produktgas nach dem Wäscher	PGOUT_T[°C]
Volumenstrom des Produktgases	PGOUT_V[m ³ /h]
RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher	LIOC_T [°C]
Volumenstrom des Produktgases	PGOUT_V[m ³ /h]

Tabelle 4.1-2 Aktoren mit zugehöriger Bezeichnung

Aktor	Bezeichnung
Stickstoffhahn	N2
Produktgashahn	Syngas
Produktgasgebläse	T-3
RME-Umlaufpumpe	RME Umlauf
Feedpumpe RME	RME Feed
Drainpumpe RME	RME Drain

Durch die Aktoren kann:

- Stickstoff ein-, bzw. ausgeschalten
- Produktgas ein-, bzw. ausgeschalten
- Das Produktgasgebläse ein-, bzw. ausgeschalten werden
- RME-Umlaufpumpe ein-, bzw. ausgeschalten
- RME Feedpumpe ein-, bzw. ausgeschalten
- RME Drainpumpe ein-, bzw. ausschalten

Aufgabe der Automatisierung ist es, den reibungsfreien Betrieb zu gewährleisten und bei Störungen schadensmindernd einzugreifen. Hier sei exemplarisch das Ausfallen der Drainpumpe bei laufendem Betrieb genannt. Dieser Ausfall würde zur Füllung des Wäschers mit Kondensat führen. Wenn der im Wäscher verbaute Füllstandsmesser ein Ansteigen des Füllstandes über einen festgelegten Wert detektiert, führt dies durch die Automatisierung zu einem Not-Stop des Produktgasstromes.

4.2. Probenahme und Messungen

Der Versuchsablauf wurde von den in den vorangegangenen Kapiteln beschriebenen Messeinrichtungen aufgezeichnet. Es wurden insgesamt vier Anreicherungsversuche bei dieser Arbeit durchgeführt und beprobt. Hierbei wurden kontinuierlich und diskontinuierlich Daten erfasst, bzw. Proben genommen. Die kontinuierliche Datenerfassung umfasste den Füllstand des Wäscherbeckens, den Ausgangs-, sowie den Eingangsdruck, die Ausgangs-, bzw. die Eingangstemperatur des Produktgases, die Temperatur des RME-Kreislaufes vor und nach dem Plattenwärmetauscher und den Wert des Gaszählers. Die diskontinuierliche Datenerfassung bestand aus den Teerprobenahmen und der Gaszusammensetzung.

Aufgrund der hohen Kosten, welche durch die Teermessungen entstehen, wurde ein Probenahmeplan erarbeitet, um kostengünstig zu arbeiten aber dennoch repräsentative Ergebnisse zu erhalten. Es wurde eine Probenahme in ungefähr exponentiell wachsenden Zeitabständen gewählt. Als Kompromiss zwischen auftretenden Kosten und sinnvoll interpretierbaren Ergebnissen stellt dies die beste Methode dar, das Abscheideverhalten der Teerkomponenten zu detektieren. Der Probenahmeplan ist in Tabelle 4.2-1 dargestellt.

Tabelle 4.2-1 Probenahmeplan für die Teermessung

Zeit	h	0:15	1	5	25	120
entspricht ca. Produktgasvolumen	m ³ _N	1,25	5	25	125	600
BTX Teerprobenahme vor Wäscher		X			X	X
BTX Teerprobenahme nach Wäscher		X	X	X	X	X

BTX Teerproben vor dem Wäscher wurden nach 0:15h, 25h und nach 120h genommen. BTX-Teerproben nach dem Wäscher wurden nach 0:15h, 1h, 5h, 25h, 120h durchgeführt.

Es wurde die Annahme getroffen, dass sich die Konzentration der Teerkomponenten im Produktgas vor dem Wäscher nur langsam ändert. Aus dieser Annahme resultiert, dass vor Wäscher weniger Proben genommen wurden als nach dem Wäscher.

Hauptbestandteile des Produktgases

Während der Anreicherungsversuche bei 10°C, 25°C und 40°C wurde eine Hauptkomponentenmessung des Produktgases nach dem Wäscher durchgeführt.

Tabelle 4.2-2 Hauptkomponenten des Produktgases

Versuch	Gaskomponente	O ₂ [%v]	CO [%v]	CO ₂ [%v]	CH ₄ [%v]	H ₂ [%v]
10°C	Mittelwert	0,2	20,5	25,0	9,0	39,6
	Standardabweichung	0,1	0,5	0,5	0,6	1,3
25°C	Mittelwert	0,5	20,5	23,9	10,1	34,8
	Standardabweichung	0,3	0,5	0,6	0,3	1,1
40°C	Mittelwert	0,7	20,6	24,5	10,5	33,2
	Standardabweichung	0,3	0,7	0,8	0,5	1,2
Gesamt	Mittelwert	0,5	20,6	24,5	9,8	35,9
	Standardabweichung	0,2	0,6	0,6	0,5	1,2

Tabelle 4.2-2 fasst die bei der Hauptkomponentenmessungen erhaltenen Ergebnisse zusammen, indem der Mittelwert und die Standardabweichung der Konzentrationen der Hauptkomponenten angegeben sind.

Die Hauptkomponentenmessungen wurden beim 10°C Anreicherungsversuch für 54h, beim 25°C Anreicherungsversuch für 32h und beim 40°C Anreicherungsversuch für 26h durchgeführt. Eine längere Messung war nicht möglich, da die Messgeräte durch Isopropanol gefüllte Waschflaschen vor Verunreinigungen geschützt werden mussten, welches regelmäßig nachgefüllt werden musste, dies war jedoch bei den langen Versuchszeiten, welche bis über das Wochenende gingen, nicht möglich.

In Abbildung 4.2-1 sind die Ergebnisse von der beim 10°C Anreicherungsversuch durchgeführten Hauptkomponentenmessung abgebildet. Man kann den Verlauf der fünf Hauptkomponenten (O₂, CO, CO₂, CH₄, H₂) ablesen. Hierbei erkennt man, wie auch in Tabelle 4.2-2, dass der Volumenanteil an H₂ im Produktgas mit im Mittel 39,6% am höchsten ist. Der mittlere Volumenanteil von CO₂ war 25%, jener von CO 20,5%, jener von CH₄ 9% und jener von O₂ 0,2%.

Einige Gründe für die Schwankungen, welche vor allem bei dem Verlauf der H₂ Kurve im Bereich von 42-35% über die Zeit erkennbar sind, könnten unter anderem die Brennstoffqualität oder die Brennstofffeuchte sein. Die wenigen deutlich aus dem Verlauf herausragenden Werte, wie zum Beispiel am 27.04. um ca. 20:20, oder am 28.04. um ca. 13:00, lassen auf kurze Stillstände des Kraftwerk-, oder Versuchsbetriebes schließen, welche, wie ersichtlich, jeweils nur wenige Minuten andauerten.

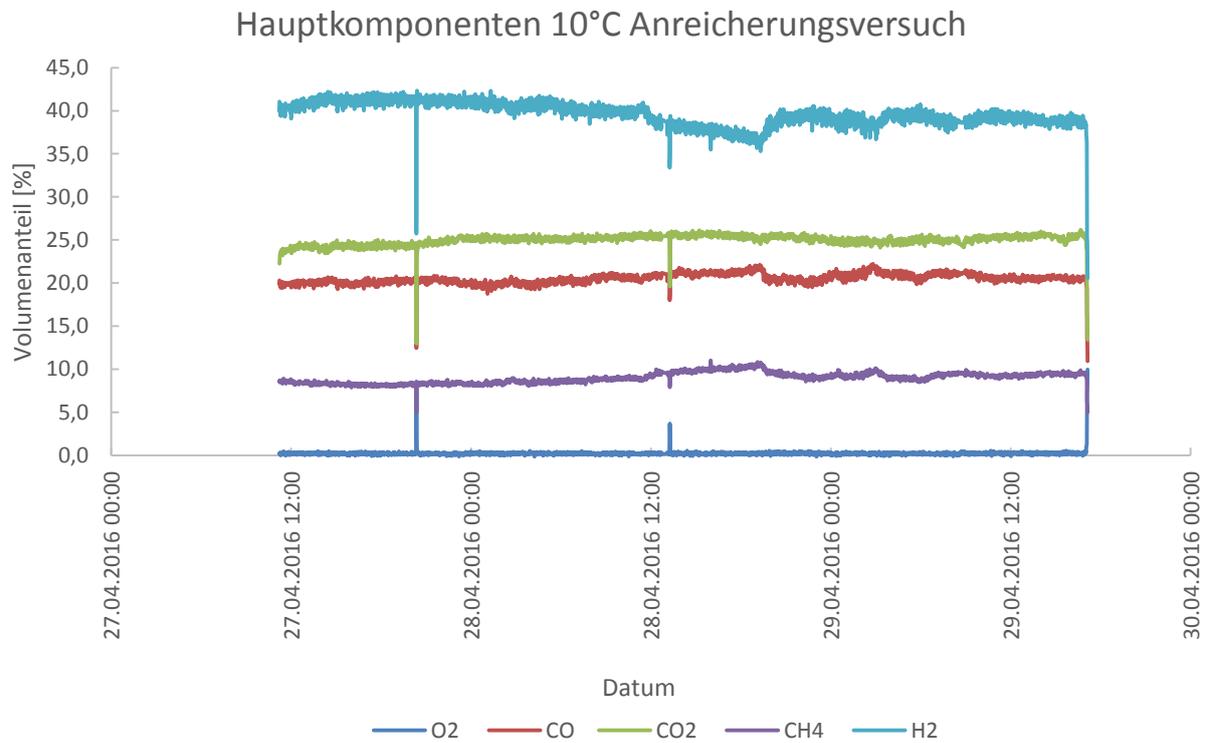


Abbildung 4.2-1 Ergebnisse der Hauptkomponentenmessung beim 10°C Anreicherungsversuch

BTX Teerprobenahme (Benzol, Toluol, Xylol)

In regelmäßigen Abständen wurden BTX Teerprobenahmen zur Analyse der BTX Komponenten in einem Gaschromatographen (GC) durchgeführt.

BTX ist eine Abkürzung für die, in Abbildung 4.2-2 dargestellten, aromatischen Kohlenwasserstoffe Benzol, Toluol und Xylol. Zu Xylol zählen die Konstitutionsisomere des Xylols, para-, meta- und ortho-Xylol. Die Analyse der BTX-Teerproben, vor und nach dem Wäscher, wurde durch einen Gaschromatographen, wie in Kapitel 4.4 beschrieben, durchgeführt.

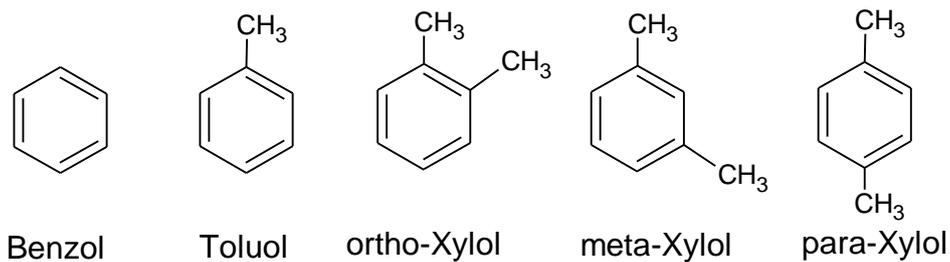


Abbildung 4.2-2 BTX-Aromaten

Ablauf der Teerprobenahme für die BTX Analyse

Für die GC-Analyse wurden zu den vorgegeben Probenahmezeitpunkten (siehe Tabelle 4.2-1) Proben genommen. Hierfür wurden die Gassäcke an die Probenahmehähne (Probenahmestellen siehe Abbildung 4.1-1), welche in der Apparatur vorgesehen wurden, angeschlossen. Nachdem alle relevanten Daten notiert wurden, wurde der Hahn am Gassack und der Probenahmehahn geöffnet und ca. eine Minute Produktgas in den Gassack geleitet. Der Probenahmehahn und der Hahn des Gassackes wurden geschlossen, als der Gassack etwa zu dreiviertel gefüllt war. Das in dem Gassack befindliche Gas wurde im Anschluss in einem Gaschromatographen im Labor des Technikums analysiert.

Reinigung der Gassäcke

Nach jeder Analyse der BTX Teerproben in dem Gaschromatographen mussten die Gassäcke, um sie für weitere Teerprobenahmen verwenden zu können, gespült werden. Diese Spülung ist notwendig, um zu gewährleisten, dass die weiteren Teerproben nicht durch Verschleppung von BTX verfälscht werden. Die Gassäcke wurden in einem ersten Schritt mithilfe einer Vakuumpumpe vollständig geleert. Anschließend wurden die Gassäcke mit Stickstoff gefüllt. Die gefüllten Gassäcke wurden daraufhin wieder mithilfe der Vakuumpumpe geleert, um Verunreinigungen auszuspülen. Dieser Reinigungsschritt der Stickstofffüllung und Entleerung mittels Vakuumpumpe wurde daraufhin ein zweites Mal wiederholt.

4.3. Versuchsdurchführung

Es wurden vier Dauerversuche im in Kapitel 4.1 beschriebenen Versuchswäscher durchgeführt. Diese Anreicherungsversuche hatten eine Laufzeit von je ca. 120h. Die Rahmenbedingungen der Anreicherungsversuche waren gleich, die Variable, welche während der Anreicherungsversuche angepasst wurde, war die RME-Temperatur.

Allgemeiner Ablauf der Anreicherungsversuche

Bevor die Anreicherungsversuche durch das Einschalten des Produktgases gestartet werden konnten, mussten Versuchsvorbereitungen geschehen.

Versuchsvorbereitung

Zur Versuchsvorbereitung zählte zu Beginn jedes Anreicherungsversuches die Kontrolle der Funktionstüchtigkeit sämtlicher Teile. Hierfür wurde als erster Schritt eine Sichtkontrolle aller vorhandenen Bauteile des Wäschers durchgeführt. Hierbei wurde vor allem auf Beschädigungen und undichte Stellen geachtet.

Um die Vergleichbarkeit zwischen den Versuchen zu gewährleisten, mussten die Startbedingungen bei den Versuchen jeweils gleich sein. Hierfür musste auch auf den Verschmutzungsgrad des Wäschers achtgegeben werden. Deshalb wurde der Wäscher vor Versuchsstart einer Reinigung unterzogen.

In einem ersten Reinigungsschritt wird durch die Feedpumpe Wasser in den Wäscher eingeleitet. Das Wasser wird anschließend mittels der Umlaufpumpe in Umlauf gepumpt, und durch den Kryostaten auf eine höhere Temperatur (50°C) erwärmt. Nach einigen Minuten der Reinigung mit Wasser wird dann durch die Drainpumpe das Wasser wieder abgepumpt. In einem weiteren Reinigungsschritt wird anschließend frischer RME in den Wäscher gepumpt. Dieser wird wie im ersten Reinigungsschritt, bei erhöhter Temperatur, einige Minuten in Umlauf gepumpt und anschließend durch die Drainpumpe wieder aus dem Wäscher befördert. Da, wie in Kapitel 3 beschrieben, die Löslichkeit der Teerbestandteile in RME bei höheren Temperaturen steigt, wirkt sich das Erwärmen des RMEs positiv auf die Reinigung aus. Gegebenenfalls muss dieser zweite Reinigungsschritt wiederholt werden, wenn noch Rückstände am Boden des Wäscherbeckens sichtbar sind.

Nach der Reinigung musste der Wäscher wieder mit frisch RME gefüllt werden. Wenn der Wäscher mit der gewünschten Menge RME (20L) gefüllt war, wurde die Umlaufpumpe gestartet. Ab diesem Zeitpunkt konnte auch der Kryostat eingeschaltet werden, welcher den RME auf die jeweils bei dem Versuch benötigte Temperatur einstellt. Nachfolgend musste einige Zeit gewartet werden, bis der RME die gewünschte Temperatur erreicht hatte.

Als letzter Schritt musste darauf geachtet werden, dass Produktgas vom in Kapitel 2.5.3 beschriebenen Biomassekraftwerk geliefert werden konnte. Waren alle Kriterien erfüllt, konnte der Versuch gestartet werden.

Anreicherungsversuch

Der Anreicherungsversuch wurde, nach erfolgter Versuchsvorbereitung, durch die Automatisierung gestartet. Durch Betätigen eines Schalters in der Visualisierung wurde ein Magnetventil geöffnet, welches die Rohrleitung zum Kraftwerk öffnet und es dem Produktgas ermöglicht, in den Wäscher zu strömen. Des Weiteren musste ein Gebläse gestartet werden, um den Durchfluss an Produktgas durch den Wäscher zu regeln.

In den ersten Stunden jedes Anreicherungsversuches musste besonders auf die RME-Temperatur geachtet werden. Dies war notwendig, um zu gewährleisten, dass der Produktgasstrom die RME-Temperatur nicht steigen ließ. Falls man in den ersten Stunden eine Steigung der RME-Temperatur beobachtet hätte, wäre es möglich gewesen, durch Reduktion des Produktgasstromes und/oder der Temperatur im Kryostat, das Ansteigen der RME Temperatur zu verhindern.

Grundsätzlich musste während des laufenden Betriebes nicht in den Anreicherungsversuch eingegriffen werden. Dies wäre nur bei Störungen im laufenden Betrieb notwendig. Während der in etwa 120h dauernden Versuche wurde in regelmäßigen Abständen auf die Visualisierung der Automatisierung zugegriffen, um die prozessrelevanten Daten zu kontrollieren und mögliche Unstimmigkeiten rechtzeitig erkennen bzw. eingreifen zu können, falls Störungen aufgetreten wären.

Füllstand

Der Füllstand des Wäscherbeckens ist ein Parameter, welcher bei den Anreicherungsversuchen gemessen und automatisch geregelt wurde. In der Abbildung 4.3-1 kann man exemplarisch für alle Anreicherungsversuche den Verlauf des Füllstandes über das trockene Produktgasnormvolumen bei dem 0°C Anreicherungsversuch ablesen.

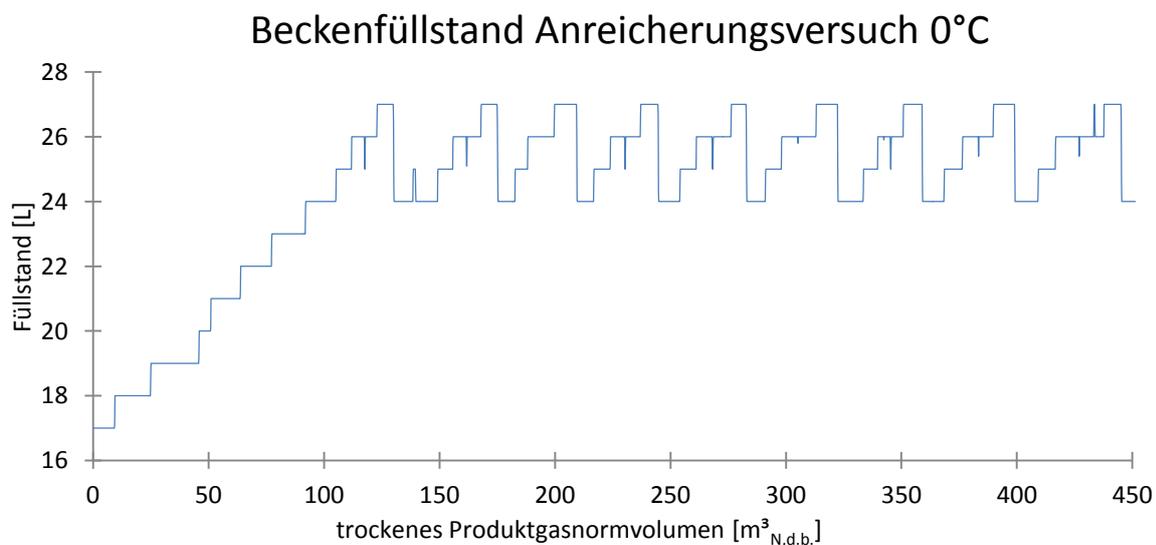


Abbildung 4.3-1 Verlauf des Füllstandssignals bei dem 0°C Anreicherungsversuch

Die Anreicherungsversuche wurden jeweils mit einem Füllstand von 20L gestartet. Aus dem Diagramm lässt sich jedoch ablesen, dass der Anreicherungsversuch mit einem Füllstand von 17L gestartet wurde. Dieser Unterschied von 3L ergibt sich durch den im Umlauf befindlichen RME. Dies bedeutet, dass der Kreislauf vom Überlaufrohr zum Wärmetauscher zur RME-Verteilerdüse und über die Packung zum Wäscherbecken in etwa 3L RME fasst. In dem Diagramm ist auch zu erkennen, dass mit fortschreitendem Produktgasnormvolumen der Füllstand bis zu einem Wert von 27L zugenommen hat. Dies begründet sich aus der Tatsache, dass das Wäscherbecken mit Wasser, welches aus dem Produktgas im Wäscher kondensiert war, gefüllt wurde. Des Weiteren erkennt man in dem Diagramm, dass bei einem Füllstand von 27L die Automatisierung in den Prozess eingegriffen hat und die Drainpumpe aktiviert wurde, um Kondensat abzupumpen. Dies geschah bis der Füllstand auf einen Wert von 24L gesunken war. Wenn der Füllstand von 24L erreicht wurde, gab die Automatisierung das Signal, um die Drainpumpe auszuschalten. In dem Diagramm kann man erkennen, dass dieser Abpumpvorgang während des 0°C Anreicherungsversuches neun Mal stattgefunden hat, und somit ca. 34L Kondensat angefallen waren.

Druckdifferenz

In Abbildung 4.3-2 sind die Druckdifferenzen für alle Anreicherungsversuche, zwischen dem Produktgasaustritt und dem Produktgaseintritt in den Wäscher, über das durch den Wäscher gereinigte trockene Produktgasnormvolumen, aufgetragen. Aus dem Diagramm lässt sich ein deutliches Ansteigen der Druckdifferenz während der Anreicherungsversuche erkennen.

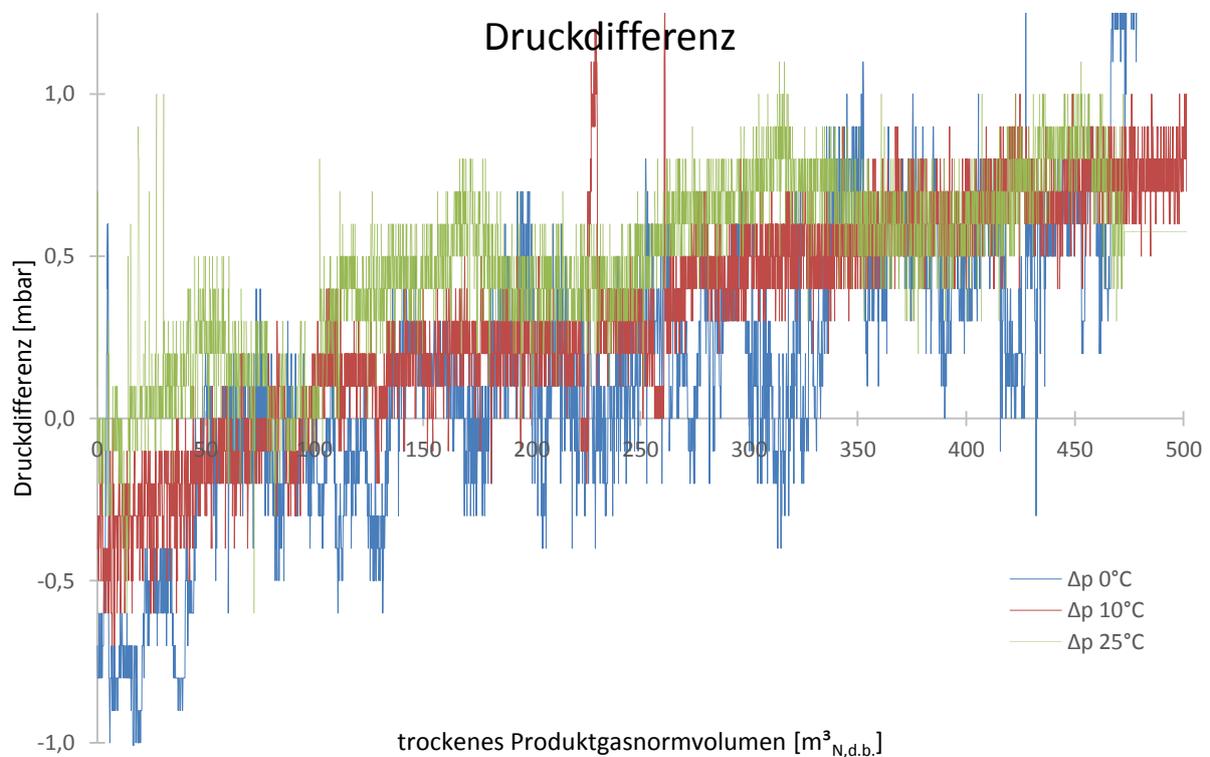


Abbildung 4.3-2 Verlauf der Druckdifferenz zwischen Ein-, bzw. Ausgangsdruck des Wäschers

Versuchsdurchführung 0°C Anreicherungsversuch

Bei dem 0°C Anreicherungsversuch wurde eine RME-Temperatur von 0°C am RME-Verteiler angestrebt. Die tatsächliche Wäschermediumtemperatur schwankte wie in Abbildung 4.3-3 abgebildet zwischen 6°C und -1°C und ergab im Mittel über das Produktgasvolumen einen Wert von 0,31°C.

Der Anreicherungsversuch fand in einem Zeitintervall von 120:40h statt. Hierbei ergab sich ein durch den Wäscher gereinigtes Produktgasvolumen von $479\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$. Dies entspricht über das Zeitintervall einem durchschnittlichen Volumenstrom von $4\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}/\text{h}$, wenn man Unterbrechungen im Wäscherbetrieb berücksichtigt, gelangt man auf einen durchschnittlichen Volumenstrom von $4,32\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}/\text{h}$.

Der angestrebte Volumenstrom von $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}/\text{h}$ konnte nicht erreicht werden, da es mit einem höheren Produktgasvolumenstrom zu einer Erhöhung der RME-Temperatur gekommen wäre. Dies war nach etwa einer Stunde nach Versuchsstart der Fall. Hierbei wurde der Wäscherbetrieb 1:15h unterbrochen, um die RME-Temperatur zu senken und mit einem geringeren Produktgasvolumenstrom den Versuch fortzusetzen. Eine zweite Unterbrechung aufgrund von Versorgungsschwierigkeiten des Kraftwerks musste sechs Stunden nach Versuchsstart eingelegt werden. Diesmal musste der Wäscher für 8:45h angehalten werden. Nachdem das Produktgas vom Kraftwerk wieder verfügbar war, wurde der Anreicherungsversuch weitergeführt. Die angestrebte Wäscherbetriebsdauer von 120h konnte aufgrund der zwei Unterbrechungen nicht eingehalten werden. Es ergab sich eine effektive Versuchsdauer von 110h. Auch das angestrebte Produktgasnormvolumen von $600\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, welches durch den Wäscher gereinigt werden sollte, wurde mit $479\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ nicht erreicht. Die Diskrepanz ergibt sich aufgrund der effektiv kürzeren Versuchsdauer und dem verminderten Produktgasvolumenstrom, der notwendig war, um die RME-Temperatur auf einem Wert von 0°C zu halten.

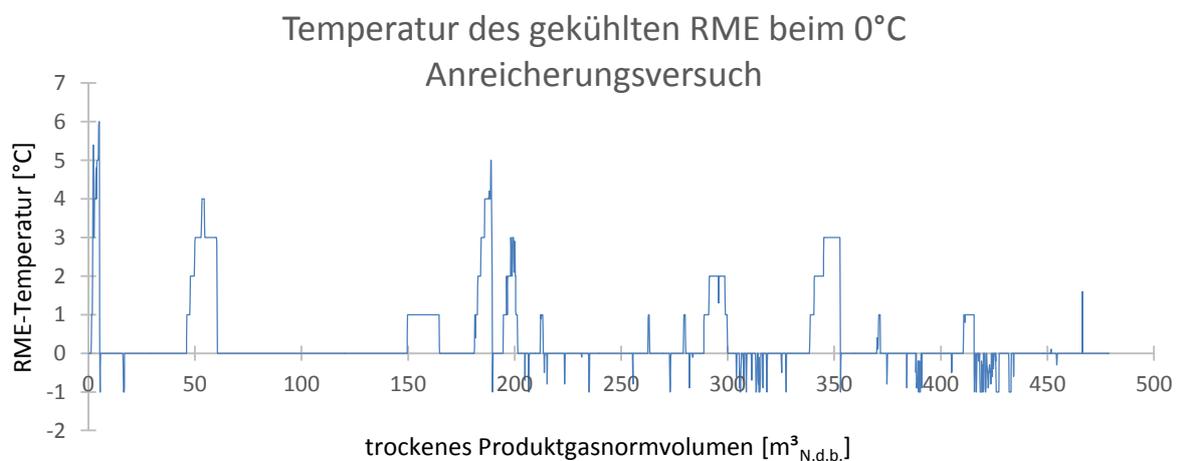


Abbildung 4.3-3 Verlauf der RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens bei dem 0°C Anreicherungsversuch

In Abbildung 4.3-4 ist die Produktgasaustrittstemperatur und die Produktgaseintrittstemperatur über das durch den Wäscher gereinigte trockene Produktgasnormvolumen aufgetragen. Aus dem Diagramm lässt sich ablesen, dass zu Beginn des Anreicherungsversuches bis zu $75\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ die Produktgaseintrittstemperatur verhältnismäßig stark schwankte. In diesem Bereich liegen auch die beiden vorhin beschriebenen Stillstände. Gefolgt von einer länger andauernden Phase, in der die Produktgastemperatur stabil zwischen 70°C bis 80°C lag. Diese Phase dauerte bis zu $175\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ an. Ab $175\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ bis zu $479\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ schwankte die Produktgaseintrittstemperatur wieder stärker, was auf viele kurze Stillstände schließen lässt.

Produktgastemperatur beim 0°C Anreicherungsversuch

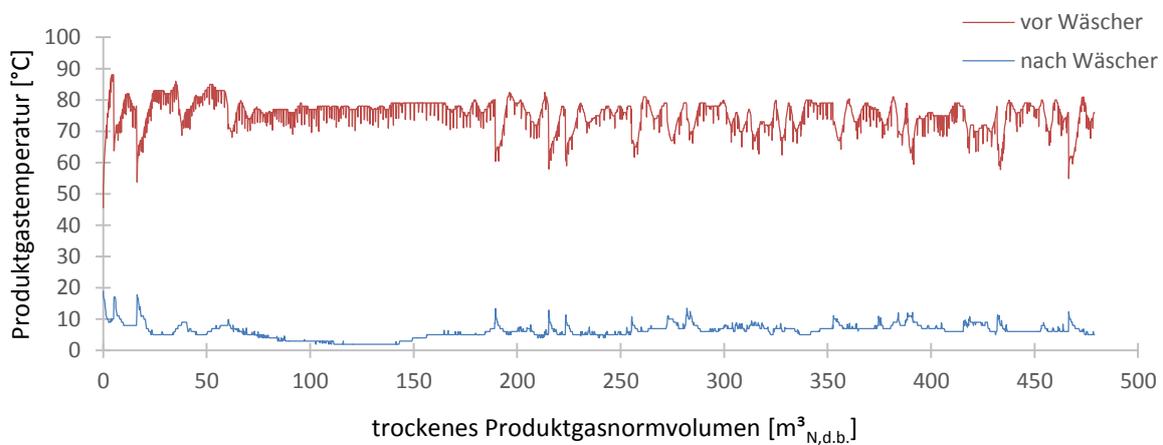


Abbildung 4.3-4 Produktgastemperatur in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens vor und nach dem Wäscher bei dem 0°C Anreicherungsversuch

Die Schwankungen waren durch die Versorgung vom Biomassekraftwerk und durch die Regelung von Begleitheizung und Produktgasgebläse bedingt. Stillstände sind als markante Zacken erkennbar.

Versuchsdurchführung beim 10°C Anreicherungsversuch

Bei dem 10°C Anreicherungsversuch wurde eine RME-Temperatur von 10°C am RME-Verteiler angestrebt. Die tatsächliche Wäschermediumtemperatur schwankte, wie in Abbildung 4.3-5 abgebildet zwischen 10°C und 7°C und ergab im Mittel über das Produktgasvolumeneinen Wert von 8,2°C.

Der Anreicherungsversuch fand in einem Zeitintervall von 124:11h statt. Hierbei ergab sich ein durch den Wäscher gereinigtes Produktgasvolumen von 707m³_{N,d.b.}. Dies entspricht über das Zeitintervall einem durchschnittlichen Volumenstrom von 5,7m³_{N,d.b.}/h. Bei diesem Versuch gab es keine nennenswerten Unterbrechungen. Wie auch in Abbildung 4.3-6 erkennbar, war der Betrieb während des Anreicherungsversuches stabil und es kam zu keinen nennenswerten Unterbrechungen.

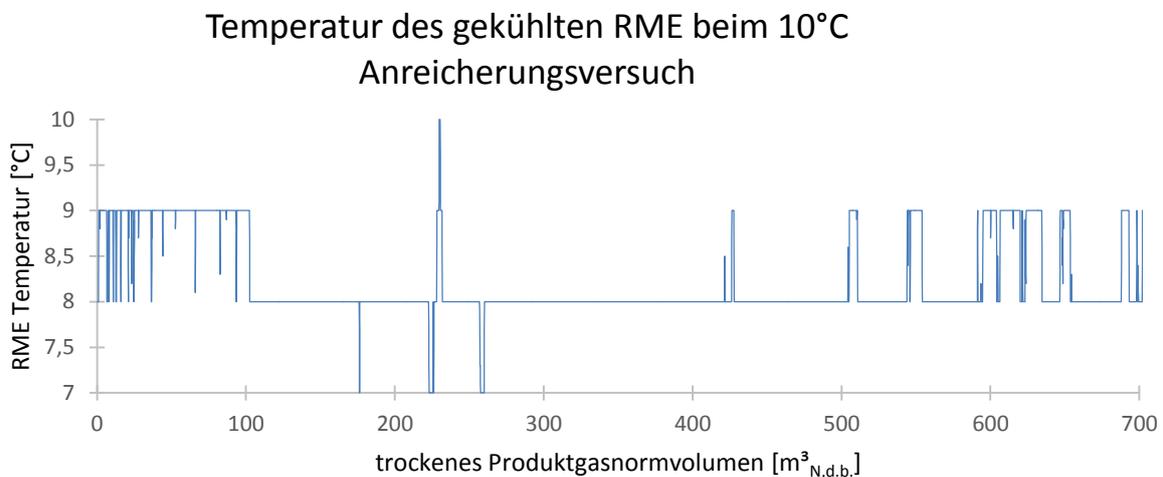


Abbildung 4.3-5 Verlauf der RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens bei dem 10°C Anreicherungsversuch

In Abbildung 4.3-6 kann man die Produktgas-Eintrittstemperatur und die Produktgas-Austrittstemperatur, in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens, ablesen. Bis auf wenige Ausnahmen blieb die Produktgaseintrittstemperatur relativ stabil und schwankte nur um wenige Grad Celsius. Dies ist ein Zeichen dafür, dass es bei dem Kraftwerk keine größeren Stillstände gab.

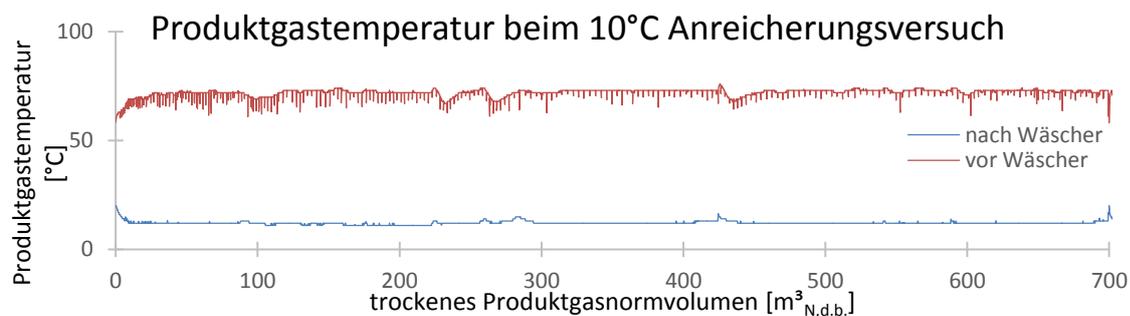


Abbildung 4.3-6 Produktgastemperatur in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens vor und nach dem Wäscher bei dem 10°C Anreicherungsversuch

Versuchsdurchführung beim 25°C Anreicherungsversuch

Bei dem 25°C Anreicherungsversuch wurde eine RME-Temperatur von 25°C am RME-Verteiler angestrebt. Die tatsächliche Wäschermediumtemperatur schwankte, wie in Abbildung 4.3-7 gezeigt, zwischen 24°C und 22,1°C und ergab im Mittel über das Produktgasvolumen einen Wert von 23,7°C.

Der Anreicherungsversuch fand in einem Zeitintervall von 127:42h statt. Hierbei ergab sich ein durch den Wäscher gereinigtes Produktgasvolumen von 686,5m³_{N,d.b.}. Dies entspricht über das Zeitintervall einem durchschnittlichen Volumenstrom von 5,4m³_{N,d.b.}/h, wenn man Unterbrechungen im Wäscherbetrieb berücksichtigt, gelangt man auf einen durchschnittlichen Volumenstrom von 5,6m³_{N,d.b.}/h. Der angestrebte Volumenstrom von 5m³_{N,d.b.}/h wurde somit überschritten. Eine Unterbrechung aufgrund von Versorgungsschwierigkeiten des Kraftwerkes wurde 98h nach Versuchsstart eingelegt. Der Wäscher war für 6:20h außer Betrieb. Nachdem das Produktgas vom Kraftwerk wieder verfügbar war, wurde der Versuch weitergeführt. Die angestrebte Betriebsdauer von 120h konnte eingehalten werden. Es ergab sich eine effektive Versuchsdauer von 121,5h.

Das angestrebte Produktgasvolumen von 600m³_{N,d.b.}, welches die Apparatur durchlaufen sollte, wurde mit 686,5m³_{N,d.b.} erreicht und sogar überschritten. In dem Zeitraum 85h bis 105h nach Versuchsstart existieren keine Messwerte von der Automatisierung, da sie wegen Arbeiten an der Stromversorgung abgeschaltet werden musste. Dabei wurde auch der Versuch kurz unterbrochen, wobei der Wäscher in einen sicheren Zustand geführt wurde. Dieser Bereich ist in der Abbildung 4.3-7 und der Abbildung 4.3-8 im Bereich des trockenen Produktgasnormvolumens von 472m³_{N,d.b.} bis 547m³_{N,d.b.} zu erkennen. Es wurde für diesen Bereich der Mittelwert der vorangegangenen 85h für die Auswertung herangezogen.

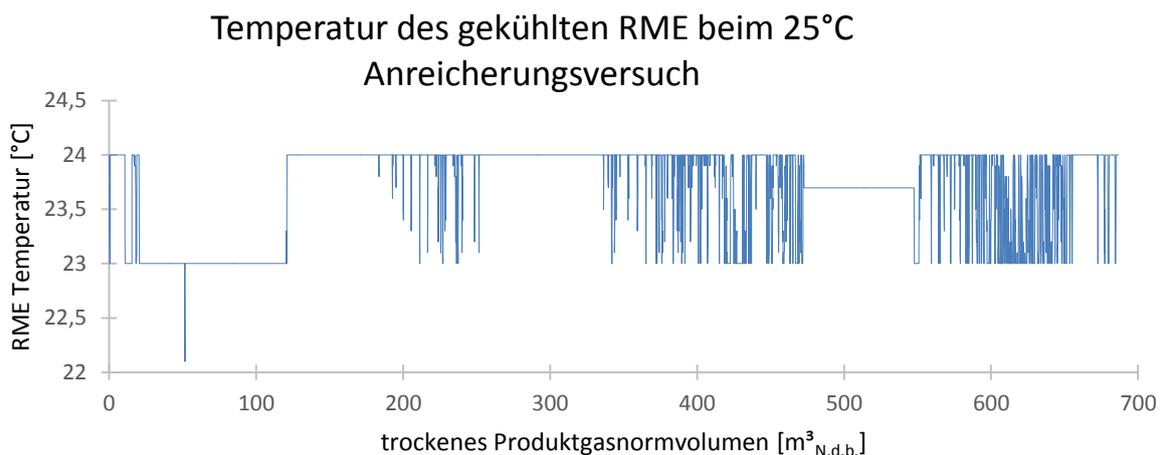


Abbildung 4.3-7 Verlauf der RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens bei dem 25°C Anreicherungsversuch

In der Abbildung 4.3-7 kann man die Produktgas-Eintrittstemperatur und die Produktgas-Austrittstemperatur, in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens, ablesen. Aus dem Diagramm lässt sich ablesen, dass zu Beginn des Anreicherungsversuches

die Produktgaseintrittstemperatur relativ gering war. Erst nach etwa $50\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ stabilisierte sich die Temperatur auf erwartete Werte. Der restliche Verlauf der Produktgaseintrittstemperatur ist verhältnismäßig konstant, bis auf die schon erwähnte Störung zwischen $472\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ bis $547\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$.

Produktgastemperatur beim 25°C Anreicherungsversuch

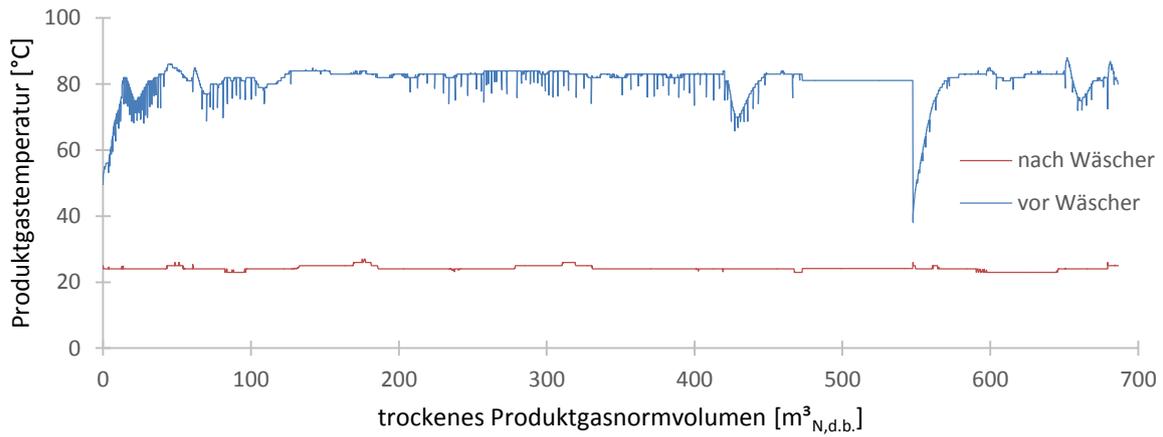


Abbildung 4.3-8 Produktgastemperatur in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens vor und nach dem Wäscher bei dem 25°C Anreicherungsversuch

Versuchsdurchführung beim 40°C Anreicherungsversuch

Bei dem 40°C Anreicherungsversuch kam es zu einem Fehler bei der Datenaufzeichnung. Aus diesem Grund stehen nur die händisch notierten Daten für die Auswertung zur Verfügung.

Bei dem 40°C Anreicherungsversuch wurde eine RME-Temperatur von 40°C am RME-Verteiler angestrebt. Die tatsächliche Wäschermediumstemperatur schwankte zwischen 26,8°C und 45,2°C und ergab im Mittel über das Produktgasvolumen einen Wert von 39,3°C.

Der Anreicherungsversuch fand in einem Zeitintervall von 120:54h statt. Hierbei ergab sich ein durch den Wäscher gereinigtes Produktgasvolumen von 806,2m³_{N,d.b.}. Dies entspricht über das Zeitintervall einem durchschnittlichen Volumenstrom von 6,7m³_{N,d.b.}/h, wenn man Unterbrechungen im Wäscherbetrieb berücksichtigt, gelangt man auf einen Volumenstrom von 7,1m³_{N,d.b.}/h.

Es kam bei dem Anreicherungsversuch zu einem Ausfall der Begleitbeheizung nach dem Wäscher aufgrund eines Kurzschlusses des Kryostats. Dies führte in weiterer Folge dazu, dass im Produktgas enthaltenes Wasser in der Produktgasleitung nach dem Wäscher kondensierte. Da sich in diesem Bereich der Gaszähler befindet, kondensierte auch Wasser innerhalb des Gaszählers. Somit verfälschte der Ausfall der Begleitbeheizung in weiterer Folge eventuell den Gaszählerstand. Bei der Auswertung wurden aber keine Unregelmäßigkeiten entdeckt.

4.4. Versuchsauswertung

Gaschromatograph (GC)

Die BTX Teerproben, welche, wie in Kapitel 4.2 beschrieben, während der Versuche genommen wurden, sind am Standort Güssing mittels des im Labor des Technikums vorhandenen, auf BTX kalibrierten GC analysiert worden. Der Gaschromatograph der Marke Perkin Elmer Clarus 500 GC besitzt eine Polysiloxansäule und einen Flammenionisationsdetektor und vollführt eine simulierte Destillation. Als Trägergas wird Helium verwendet.



Abbildung 4.4-1 Teerkomponenten-GC (Perkin Elmer Clarus 500 GC)

Die Bedienung des GC und die Konvertierung der Messwerte in mittels Microsoft Excel verwertbare Daten wurde von Mitarbeitern der Firma Bioenergy 2020+ durchgeführt. Für die weitere Verarbeitung waren somit Daten im Excelformat vorhanden.

Die in den BTX Teerproben enthaltenen Teerkomponenten Benzol, Toluol, para-Xylol, meta-Xylol und ortho-Xylol wurden mittels des Teerkomponenten GC analysiert und lagen nach der Konvertierung in der Einheit $\text{g}_{\text{BTX}}/\text{m}^3_{\text{B}}$ vor. Die Konstitutionsisomere para-Xylol, meta-Xylol und ortho-Xylol wurden in weiterer Folge als Summe angegeben und als Xylol benannt.

Abscheidegrad

Der Abscheidegrad ist eine dimensionslose Kenngröße, welche die Wirksamkeit des Wäschers hinsichtlich der Abscheidung gewisser Teerbestandteile angibt. Der Abscheidegrad kann auch als Wirkungsgrad des Wäschers, Teerbestandteile abzuscheiden, betrachtet werden. Um zum Abscheidegrad zu gelangen, wird in einem ersten Schritt der Anteil der im Produktgas verbliebenen Teerbestandteile errechnet. Dieser Anteil ergibt sich aus dem Verhältnis der BTX-Gehalte des Wäscheraustrittes und des Wäschereintrittes

$\left(\frac{\text{BTX}_{\text{aus}}[\frac{\text{g}}{\text{m}^3}]}{\text{BTX}_{\text{ein}}[\frac{\text{g}}{\text{m}^3}]}\right)$. Um von diesem Anteil zum Abscheidegrad zu gelangen, wurde anschließend

der Anteil von 100 abgezogen und in Prozent angegeben.

$$\eta_{\text{BTX}} = 100 - \frac{\text{BTX}_{\text{aus}}}{\text{BTX}_{\text{ein}}} \quad [\%] \quad \text{Gl. 4.4-1}$$

BTX_{aus} bzw. BTX_{ein} steht jeweils für die einzelnen BTX-Komponenten Benzol, Toluol, Xylol oder die Summe der BTX-Komponenten. Der Index "aus" bzw. "ein" bezeichnet die nach, bzw. vor dem Wäscher erhaltenen Probenergebnisse. Für jede BTX-Komponente und auch für die Summe aller BTX-Komponenten wurde der Abscheidegrad bestimmt.

Auswertung

Die Auswertung hat zum Ziel, die bei dem in Kapitel 4.1 beschriebenen Wäscher, bzw. die durch die in Kapitel 4.2 beschriebenen Anreicherungsversuche, erhaltenen Ergebnisse in allgemeingültige Form zu bringen. Die Ergebnisse sollen derart vorliegen, dass sie mit Ergebnissen von ähnlichen Wäschern, welche ebenfalls mit RME als Lösungsmittel betrieben werden, vergleichbar sind. Dies wird dadurch erreicht, dass der Produktgasstrom auf eine Beladung umgerechnet wird. Die Beladung bezeichnet hierbei die Beladung des Lösungsmittels RME mit den betrachteten Teerbestandteilen. Es soll damit Vergleichbarkeit bezüglich des Abscheideverhaltens erreicht werden, auch wenn Anreicherungsversuche mit Wäschern durchgeführt werden, welche mit einer größeren, bzw. kleineren Menge an RME oder einer höheren, bzw. geringeren Konzentration der BTX-Komponenten im Produktgas vor Wäscher betrieben werden.

Auswertungsschritte

Die aus dem GC erhaltenen Daten, liegen als Massenkonzentrationen in der Einheit $\text{g}_{\text{BTX}}/\text{m}^3_{\text{B}}$ vor. Um zu vergleichbaren Daten zu gelangen, wurden in einem ersten Schritt die Ergebnisse auf trockenes Gasvolumen bezogen. Zu diesem Zweck muss der Wassergehalt der Teerproben mit einbezogen werden. Dies ist notwendig, um von Betriebskubikmeter (m^3_{B}) auf trockene Normkubikmeter ($\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$) zu gelangen. Aufgrund der Kondensation im Wäscher, der schwankenden Produktgasqualität und der unterschiedlichen Temperaturen vor und nach dem Wäscher, ist der Wassergehalt der Teerproben vor und nach dem Wäscher und auch bei verschiedenen Temperaturen und Zeitpunkten unterschiedlich.

In einem weiteren Schritt wurden die Ergebnisse der Teerproben nach dem Wäscher mit den zeitlich nächsten Ergebnissen der Teerproben vor dem Wäscher, ins Verhältnis gesetzt, und der Abscheidegrad nach Gl. 4.4-1 berechnet.

Bei den Teerprobenahmen und zum Start der Versuche wurde jeweils der Gaszählerstand notiert. Aus diesen Werten lässt sich das Betriebsvolumen bestimmen, welches durch den Wäscher bis zur Probenahme gereinigt wurde. Hierbei handelt es sich um Betriebskubikmeter (m^3_B), welche in weiterer Folge auf trockene Produktgasnormkubikmeter umgerechnet werden müssen, um die Vergleichbarkeit zwischen den vier Anreicherungsversuchen zu gewährleisten. Das trockene Produktgasnormvolumen wurde den jeweiligen Abscheidegraden zugeordnet. Abbildung 4.4-2 zeigt exemplarisch für alle Anreicherungsversuche den Verlauf des Abscheidegrades in Abhängigkeit von dem gereinigten trockenen Produktgasnormvolumen ($m^3_{N,d.b.}$) beim 10°C Anreicherungsversuch.

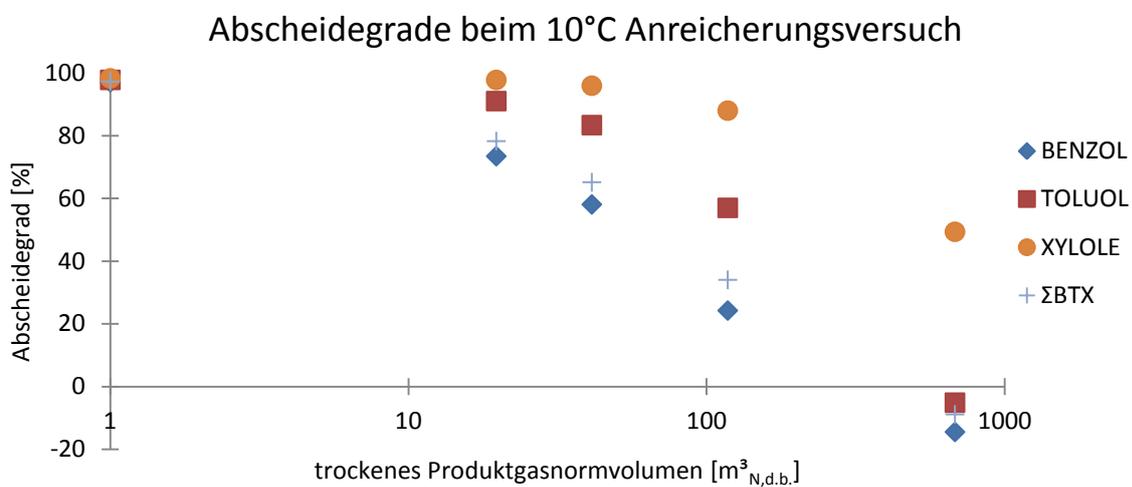


Abbildung 4.4-2 Abscheidegrade der BTX-Komponenten beim 10°C Anreicherungsversuch bezogen auf trockenes Produktgasnormvolumen in logarithmischer Skalierung

In Tabelle 4.4-1 erkennt man am Beispiel des 10°C Anreicherungsversuches die durch die oben beschriebene Methode errechneten Abscheidegrade. Abbildung 4.4-2 illustriert diesen errechneten Zusammenhang in einem Diagramm. Sie zeigt den Rückgang des Abscheidegrades mit steigendem trockenem Produktgasnormvolumen, welches den Wäscher durchlaufen ist, und dass dieser Rückgang für jede betrachtete Teerkomponente verschieden ist.

Tabelle 4.4-1 Abscheidegrade der BTX-Komponenten zum Zeitpunkt der Probenahme bei dem 10°C Anreicherungsversuch

V [m ³ _{N,d.b.}]	η _{BTX} [%]			
	BENZOL	TOLUOL	XYLOL	Gesamt BTX
1	97	97,8	98,3	97,3
19,7	73,4	91	97,8	78,2
41,2	58,1	83,3	95,9	65,1
117,7	24,2	57	88	34
680,4	-14,5	-5,2	49,3	-8,9

Modell

Um den Verlauf der Abscheidegradfunktionen in Abhängigkeit des trockenen Produktgasnormvolumens anzunähern, wurde die Methode der kleinsten Fehlerquadrate herangezogen und eine geeignete Funktion, welche den Abscheidegradverlauf möglichst genau annähert, ausgewählt. Nach Absprache mit dem Betreuer der Diplomarbeit wurde vereinbart, dass die unterhalb dargestellte Exponentialfunktion den Verlauf am besten abbildet.

$$y = a * e^{(-b*x)} \quad \text{Gl. 4.4-2}$$

Die errechneten Werte aus der Tabelle 4.1-1 und die Exponentialfunktion werden für die Methode der kleinsten Fehlerquadrate herangezogen. Aus den Annahmen heraus, dass der Abscheidegrad bei einem trockenem Produktgasnormvolumen von 0m³_{N,d.b.} 100% beträgt, und bei unendlichem trockenem Produktgasnormvolumen die Abscheidung gegen 0% geht, ergibt sich, dass der Exponentialfunktionskoeffizient a mit 100 festgelegt wurde.

$$\eta_{\text{BTX}} = 100 * e^{(-b*x)} \text{ [%]} \quad \text{Gl. 4.4-3}$$

Der Koeffizient b wurde mittels der Methode der kleinsten Fehlerquadrate angepasst. Diese Anpassung erfolgte iterativ über den in Microsoft Excel integrierten Solver.

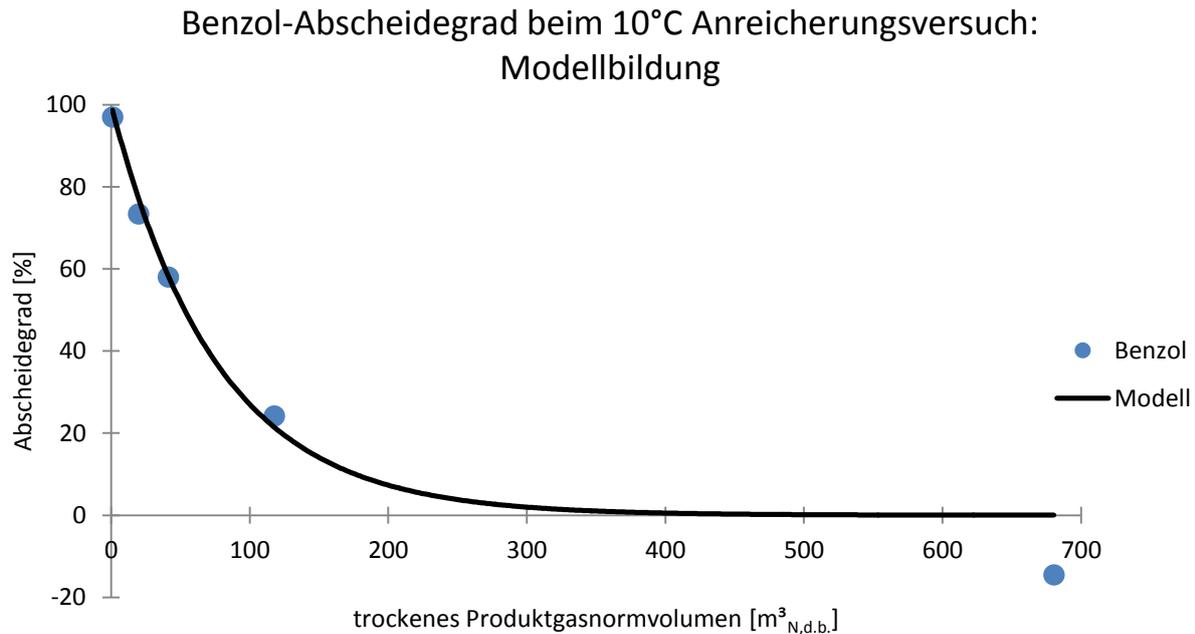


Abbildung 4.4-3 Exponentialfunktion der Abscheidegrade ermittelt über die Methode der kleinsten Fehlerquadrate

In Abbildung 4.4-3 ist die, durch die Methode der kleinsten Fehlerquadrate am Beispiel des 10°C Anreicherungsversuches für die Teerkomponente Benzol, ermittelte Funktion abgebildet. Des Weiteren sind die in Tabelle 4.4-1 enthaltenen Abscheidegrade im Diagramm als Punkte eingetragen.

Tabelle 4.4-2 Methode der kleinsten Fehlerquadrate am Beispiel: Benzol bei 10°C

trockenes Produktgasnormvolumen x $\text{m}^3_{\text{N.d.b.}}$	Abscheidegrad Benzol η	Exponentialfunktion $\eta_M = 100 * e^{(-x * b)}$	Fehlerquadrat $z = (\eta - \eta_M)^2$	Exponential- koeffizient b
	-	-	-	-
1,0	97,0	98,7	2,7	0,0131
19,7	73,4	77,3	14,9	
41,2	58,0	58,3	0,1	
117,7	24,2	21,4	7,5	
680,4	-14,5	0,01	210,5	
		Σ der Fehlerquadrate	235,9	

In Tabelle 4.4-2 ist der Aufbau zur Berechnung des Exponentialkoeffizienten b abgebildet. Mithilfe der Methode der kleinsten Fehlerquadrate wird der Exponentialkoeffizient in der letzten Spalte soweit angepasst, dass die Summe der Fehlerquadrate der vorletzten Spalte minimal wird. Die Fehlerquadrate ergeben sich aus dem Quadrat der Differenz der aus in Tabelle 4.4-1 erhaltenen Abscheidegrade und der mittels der Exponentialfunktion errechneten Werte.

Mit dem Rechenschritt der Methode der kleinsten Fehlerquadrate wird es ermöglicht, aus den ermittelten Abscheidegraden aus Tabelle 4.4-1 eine stetige Funktion zu generieren. Mithilfe dieser stetigen Funktion ist es möglich, weiterführende Berechnungen durchzuführen.

Bereits an dieser Stelle können Vergleiche zwischen den Teerkomponenten und den vier Anreicherungsversuchen gezogen werden. Zur Veranschaulichung ist in Abbildung 4.4-4 der Abscheidegrad der gesamten BTX-Komponenten, bezogen auf das trockene Produktgasnormvolumen, aufgetragen. Die vier Funktionsverläufe beschreiben den Abscheidegrad bei den vier Anreicherungsversuchen.

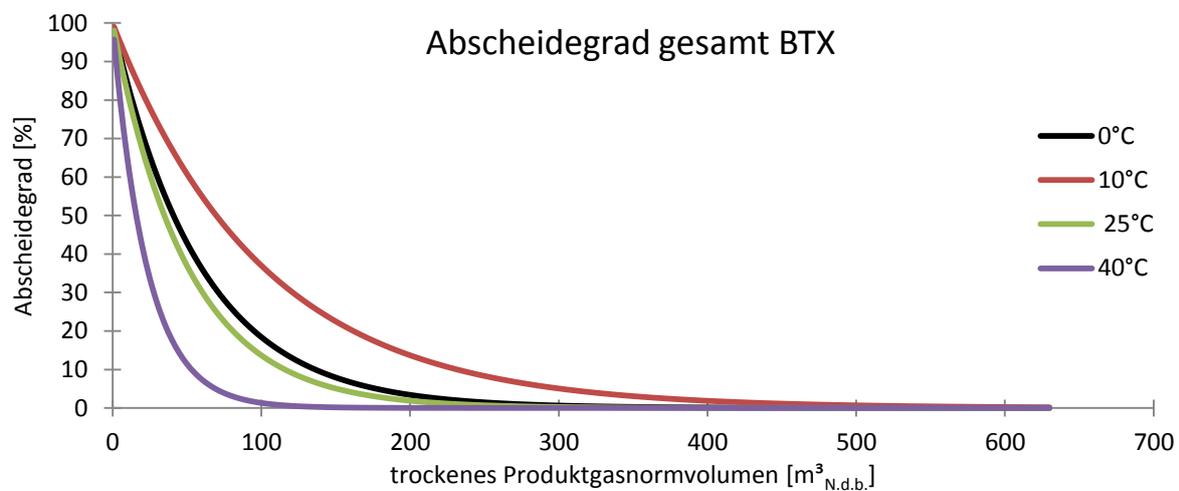


Abbildung 4.4-4 Abscheidegrad der BTX-Komponenten bezogen auf trockenes Produktgasnormvolumen bei den vier Anreicherungsversuchen

Beladung [$\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$]

Mithilfe des errechneten trockenen Produktgasnormvolumens, der durch die Methode der kleinsten Fehlerquadrate ermittelten Funktion der Abscheidegrade in Abhängigkeit des trockenen Produktgasnormvolumens und der im Produktgas vor dem Wäscher vorhandenen Menge an BTX-Komponenten lässt sich der angestrebte Zusammenhang zwischen Abscheidegrad und Beladung errechnen.

Um für jeden Zeitpunkt des Anreicherungsversuches die BTX-Eingangskonzentration über das Produktgas zu kennen, mussten die durch den GC erhaltenen Werte vor Wäscher, über das trockene Produktgasnormvolumen, mathematisch gemischt werden. Dies musste aufgrund der Annahme geschehen, dass sich die Teerkonzentration im Produktgas nur langsam und kontinuierlich ändert. Somit erhält man für jeden Zeitpunkt des Anreicherungsversuches eine BTX-Eingangskonzentration.

Als zweiten Schritt wurde die abgeschiedene Menge an BTX Komponenten pro Volumeneinheit errechnet. Hierfür musste man das ermittelte trockene Produktgasnormvolumen in gleich große Volumeninkremente aufteilen, welche im Anschluss mithilfe des in der Volumeneinheit vorherrschenden Abscheidegrades, welcher sich über die

errechnete Exponentialfunktion bestimmen ließ und der im Produktgas zu dem Zeitpunkt vorhandenen BTX-Konzentration, in pro Volumeninkrement abgeschiedene Menge an BTX-Komponente umrechnen.

Bildet man nun die Summenfunktion der abgeschiedenen Mengen an BTX-Komponenten pro Volumeninkrement in Abhängigkeit zu den Volumeneinheiten und bezieht diese auf die Menge an RME in kg im Wäscherbecken, so erhält man die Beladung des Wäschermediums in $\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$. Die Beladung beschreibt wie viel kg an BTX-Komponenten pro kg RME vorhanden sind.

5. Ergebnisse

Durch die in den vorangegangenen Kapitel beschriebenen Anreicherungsversuche und der während der Anreicherungsversuche durchgeführten BTX-Teerprobenahme wurden Ergebnisse erhalten, welche in diesem Kapitel aufgearbeitet und dargestellt sind. Ziel der Anreicherungsversuche war es, das Abscheideverhalten der BTX-Teerkomponenten bei der Biomasse-Dampfvergasung zu untersuchen.

Tabelle 5-1 Übersicht der Versuche und der tatsächlichen mittleren kalt-RME-Temperatur

Name des Versuches	durchschnittliche RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher [°C]
0°C Anreicherungsversuch	0,3
10°C Anreicherungsversuch	8,2
25°C Anreicherungsversuch	23,7
40°C Anreicherungsversuch	39,2

Tabelle 5-1 gibt eine Übersicht über die durchschnittliche kalt-RME-Temperatur, welche während der vier Anreicherungsversuche erreicht wurde.

5.1. 0°C Anreicherungsversuch

Bei dem 0°C Anreicherungsversuch wurde eine durchschnittliche RME-Temperatur von 0,3°C erreicht.

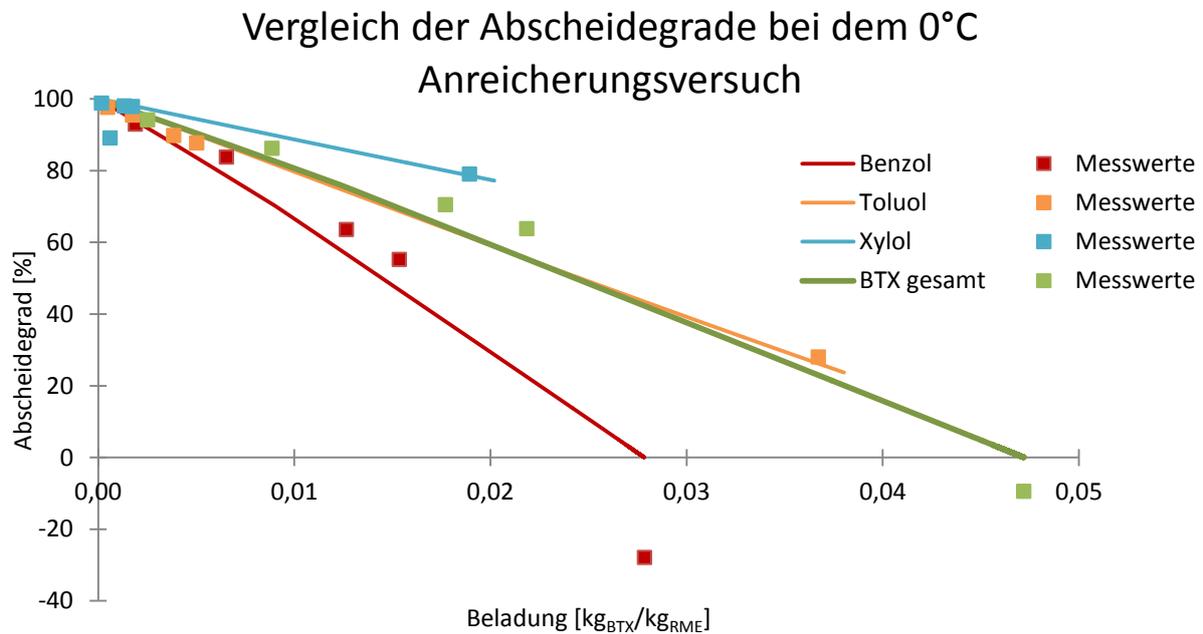


Abbildung 5.1-1 Messwerte und Modell der Abscheidung der BTX- Komponenten und der Summe der BTX-Komponenten bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 0°C Anreicherungsversuch

Tabelle 5.1-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 0°C Anreicherungsversuch

0°C Anreicherungsversuch	BENZOL	TOLUOL	XYLOL	Gesamt BTX
Summe der Fehlerquadrate	810,1	48,8	107,5	103,6

Allgemein

In Abbildung 5.1-1 kann der Abscheidegrad des Benzols, des Toluols, des Xylols und der gesamten BTX-Komponenten, in Abhängigkeit der RME-Beladung in $\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$, bei dem 0°C Anreicherungsversuch, abgelesen werden. Des Weiteren sind die Ergebnisse der während des 0°C Anreicherungsversuches genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Abscheidegradfunktionen sind annähernd linear fallend und starten bei einer Beladung von $0\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und einem Abscheidegrad von 100%.

Abscheidegradfunktionen

Benzol besitzt laut diesem Diagramm bei 0,3°C RME-Temperatur über die Beladung des RMEs den schlechtesten Abscheidegrad im Vergleich mit den Teercomponenten Toluol und Xylol. Die gesamten BTX-Komponenten besitzen über den kompletten Verlauf einen höheren Abscheidegrad als Benzol. Der Verlauf des Abscheidegrades ist über den gesamten Bereich linear und endet bei $0,028 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und einem Abscheidegrad von 0%.

Toluol besitzt laut diesem Diagramm bei 0,3°C RME-Temperatur über die Toluolbeladung des RMEs einen Abscheidegrad, welcher im Vergleich mit Benzol und Xylol im mittleren Bereich liegt. Im Vergleich mit der Summe der BTX-Komponenten ergibt sich über den gesamten Verlauf ein ähnlicher Verlauf der Abscheidegrade. Bei der Beladung von $0,046 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ endet der lineare Funktionsverlauf und es ergibt sich ein Abscheidegrad von 0%.

Xylol besitzt laut diesem Diagramm bei 0,3°C RME-Temperatur über die Xylolbeladung des RMEs im Wäscher den besten Abscheidegrad, bezogen auf die BTX-Komponenten Benzol und Toluol. Würde man den linearen Funktionsverlauf weiterführen ergäbe dies bei einer Beladung von $0,1 \text{ kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ einen Abscheidegrad von 0%

Die Summe der BTX-Komponenten zeigt über den kompletten Bereich einen ähnlichen Abscheidegrad wie Toluol. Der Verlauf des Abscheidegrades bei der Summe der BTX-Komponenten verläuft linear bis er bei einer Beladung von in etwa $0,0475 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ bei dem Abscheidegrad von 0% mündet.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.1-1 eingetragenen Messwerte entsprechen dem Verlauf der Abscheidegrade, weil diese auch zur Modellbildung herangezogen wurden. In Tabelle 5.1-1 sind die Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus der Abbildung erkennbar, dass die Messwerte von Benzol am deutlichsten von dem Abscheidegradverlauf abweichen. Die Messwerte von Toluol besitzen die geringste Abweichung mit einer Summe der Fehlerquadrate von 48,8.

5.2. 10°C Anreicherungsversuch

Bei dem 10°C Anreicherungsversuch wurde eine durchschnittliche RME-Temperatur von 8,2°C erreicht.

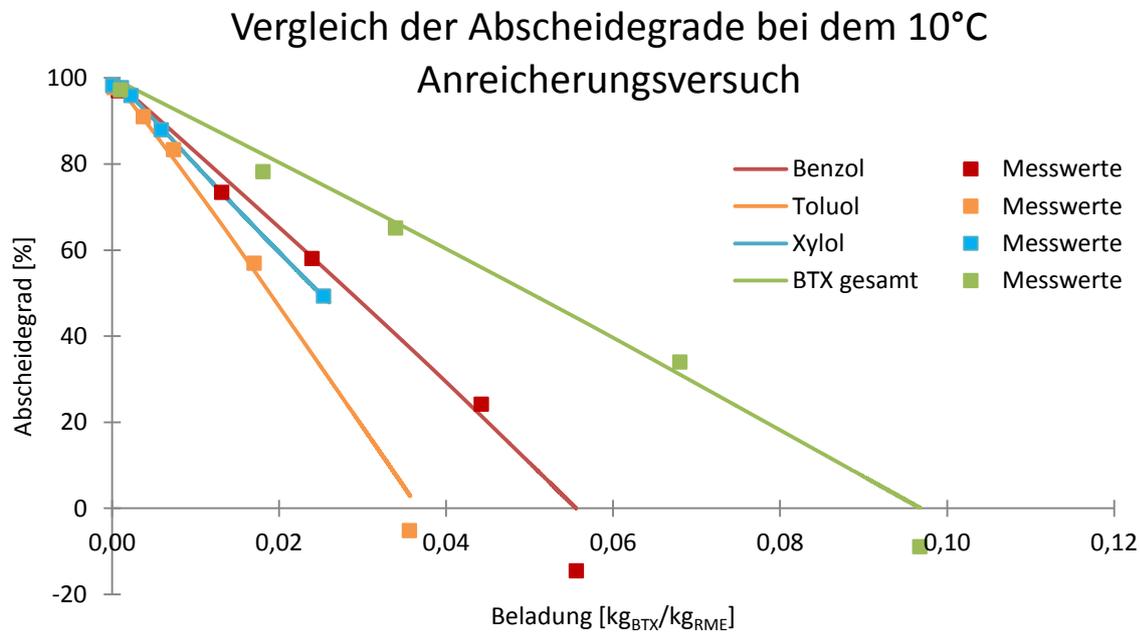


Abbildung 5.2-1 Messwerte und Modell der Abscheidung der BTX-Komponenten und der gesamt BTX bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 10°C Anreicherungsversuch

Tabelle 5.2-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 10°C Anreicherungsversuch

10°C Anreicherungsversuch	BENZOL	TOLUOL	XYLOL	gesamt BTX
Summe der Fehlerquadrate	235,9	80,9	3,0	110,5

Allgemein

In Abbildung 5.2-1 kann der Abscheidegrad des Benzols, des Toluols, des Xylols und der gesamten BTX, in Abhängigkeit der Beladung in $\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$, bei dem 10°C Anreicherungsversuch, abgelesen werden. Des Weiteren sind die Messwerte der während des 10°C Anreicherungsversuches genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Funktionsverläufe sind annähernd linear fallend und starten bei einer Beladung von $0\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und einem Abscheidegrad von 100%.

Abscheidegradfunktionen

Benzol besitzt laut diesem Diagramm bei 8,2°C RME-Temperatur über die Beladung des RMEs den besten Abscheidegrad, verglichen mit Toluol und Xylol. Der Verlauf der Abscheidegrade der gesamt BTX besitzt über den gesamten Verlauf einen deutlich höheren Abscheidegrad. Der Verlauf des Abscheidegrades von Benzol ist linear und bei einer Beladung von etwa $0,058 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ endet der Verlauf bei einem Abscheidegrad von 0%.

Toluol besitzt laut diesem Diagramm bei 8,2°C RME-Temperatur über die Toluolbeladung des RMEs den schlechtesten Abscheidegrad. Bei in etwa $0,038 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Wäscher einen Abscheidegrad von 0% bezogen auf Toluol.

Xylol besitzt laut dem Diagramm bei 8,2°C RME-Temperatur über die Xylolbeladung des RMEs im Wäscher einen Abscheidegrad, welcher nahe an dem von Benzol liegt. Bei Beladungen von $0,05 \text{ kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ ergibt sich ein Abscheidegrad von ca. 0%.

Die gesamt BTX besitzen über den kompletten Bereich den höchsten Abscheidegrad. Bei in etwa $0,098 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Funktionsverlauf seinen Nullpunkt. Dies bedeutet, dass bei dieser Beladung der Abscheidegrad der BTX-Komponenten bei 0% liegt.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.2-1 eingetragenen Messwerte entsprechen dem Verlauf der Abscheidegradfunktionen. In Tabelle 5.2-1 sind die Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus der Abbildung erkennbar, dass die Messwerte von Benzol am deutlichsten von dem Abscheidegradverlauf abweichen. Die Messwerte von Xylol besitzen die geringste Abweichung mit einer Summe der Fehlerquadrate von 3.

5.3. 25°C Anreicherungsversuch

Bei dem 25°C Anreicherungsversuch wurde eine durchschnittliche RME-Temperatur von 23,7°C erreicht.

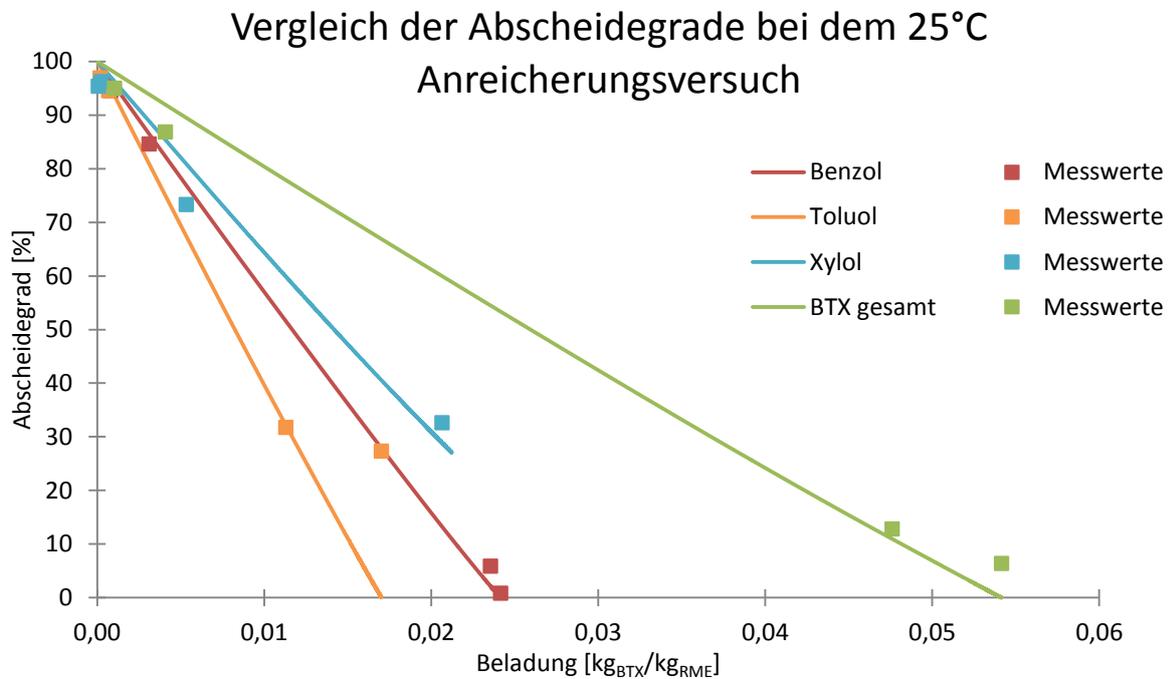


Abbildung 5.3-1 Messwerte und Modell der BTX-Komponenten und der gesamt BTX bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 25°C Anreicherungsversuch

Tabelle 5.3-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 25°C Anreicherungsversuch

25°C Anreicherungsversuch	BENZOL	TOLUOL	XYLOL	gesamt BTX
Summe der Fehlerquadrate	22,2	746,2	99,6	79,7

Allgemein

In Abbildung 5.3-1 kann der Abscheidegrad des Benzols, des Toluols, des Xylols und der gesamt BTX, in Abhängigkeit der Beladung in kg_{BTX}/kg_{RME} , bei dem 25°C Anreicherungsversuch, abgelesen werden. Des Weiteren sind die Messwerte der während des 25°C Anreicherungsversuches genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Funktionsverläufe sind annähernd linear fallend und starten bei einer Beladung von $0kg_{BTX}/kg_{RME}$ und einem Abscheidegrad von 100%.

Abscheidegradfunktionen

Benzol besitzt laut diesem Diagramm bei 23,7°C RME-Temperatur über die Beladung des RMEs im Vergleich mit dem Xylol und dem Toluol einen mittleren Abscheidegrad. Der Verlauf der gesamt BTX ist deutlich über dem Verlauf der Abscheidegrade von Benzol. Bei der Beladung von $0,025 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ ergibt sich ein Abscheidegrad von 0%.

Toluol besitzt laut diesem Diagramm bei 23,7°C RME-Temperatur über die Toluolbeladung des RMEs den schlechtesten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,017 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ ergibt sich ein Abscheidegrad von 0%.

Xylol besitzt laut diesem Diagramm bei 23,7°C über die Xylolbeladung des RMEs im Wäscher einen Abscheidegrad, welcher über dem von Benzol und Toluol liegt. Somit besitzt Xylol bei 23,7°C RME-Temperatur den besten Abscheidegrad bezogen auf die Beladung. Bei der Beladung von ca. $0,03 \text{ kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Funktionsverlauf einen Abscheidegrad von 0%.

Die gesamt BTX zeigen über den kompletten Bereich den höchsten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,055 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ endet die Kurve bei einem Abscheidegrad von 0%.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.3-1 eingetragenen Messwerte entsprechen dem Verlauf der Abscheidegrade. In Tabelle 5.3-1 sind die Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus der Abbildung erkennbar, dass die Messwerte von Toluol am deutlichsten von dem Abscheidegradverlauf abweichen. Die Messwerte von Benzol besitzen die geringste Abweichung mit einer Summe der Fehlerquadrate von 22,2.

5.4. 40°C Anreicherungsversuch

Bei dem 40°C Anreicherungsversuch wurde eine durchschnittliche RME-Temperatur von 39,2°C erreicht. Bei den Ergebnissen des 40°C Anreicherungsversuches muss darauf hingewiesen werden, dass bei der Auswertung weniger Daten aufgrund eines Ausfalles der SPS (Speicher programmierbaren Steuerung) zur Verfügung standen, somit ergeben sich „Knicke“ in den Modellfunktionen. Die Summen der Fehlerquadrate sind in Hinblick auf den Ausfall auch mit Vorsicht zu betrachten.

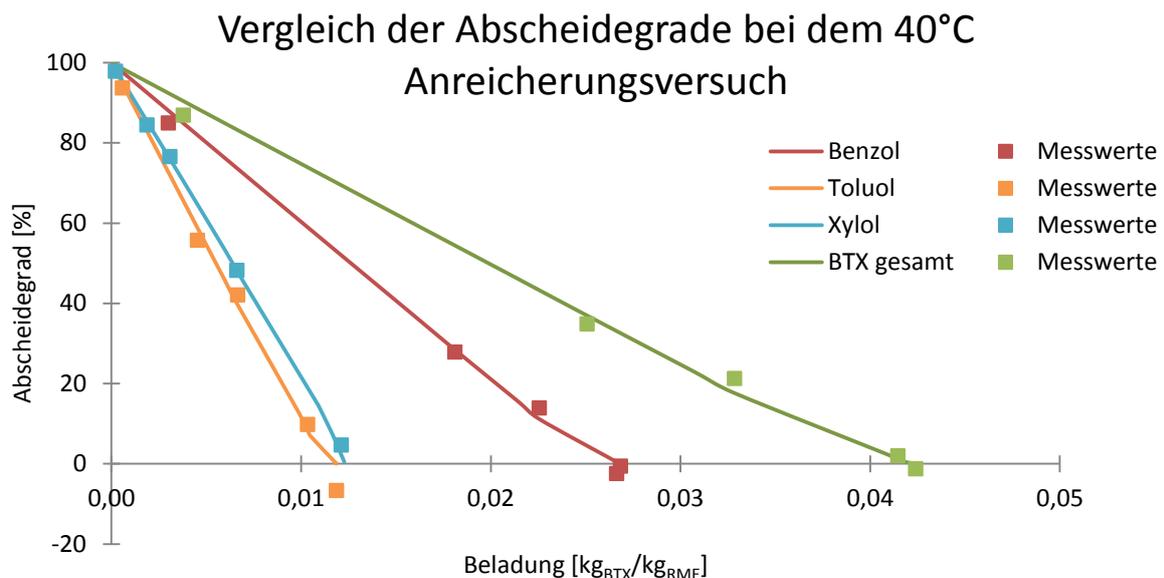


Abbildung 5.4-1 Messwerte und Modell der BTX-Komponenten und der gesamt BTX bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 40°C Anreicherungsversuch

Tabelle 5.4-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 40°C Anreicherungsversuch

40°C Anreicherungsversuch	BENZOL	TOLUOL	XYLOL	gesamt BTX
Summe der Fehlerquadrate	26,0	63,5	19,2	33,5

Allgemein

In Abbildung 5.4-1 kann der Abscheidegrad des Benzols, des Toluols, der Xylol und der gesamten BTX, in Abhängigkeit der Beladung in $\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$, bei dem 40°C Anreicherungsversuch, abgelesen werden. Des Weiteren sind die Messwerte der während des 40°C Anreicherungsversuches genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Funktionsverläufe sind linear fallend und starten bei einer Beladung von $0\text{kg}_{\text{BTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ mit einem Abscheidegrad von 100%.

Abscheidegradfunktionen

Benzol besitzt laut diesem Diagramm bei 39,2°C RME-Temperatur über die Beladung des RMEs im Vergleich mit dem Xylol und dem Toluol, über den gesamten Verlauf, den besten Abscheidegrad. Die gesamten BTX besitzt über den kompletten Verlauf einen höheren Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,027 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ ergibt sich ein Abscheidegrad von 0% bezüglich der Teerkomponente Benzol.

Toluol besitzt laut diesem Diagramm bei 39,2°C RME-Temperatur über die Toluolbeladung des RMEs den schlechtesten Abscheidegrad. Bei der Beladung von $0,012 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ ergibt sich ein Abscheidegrad von 0%.

Xylol besitzt laut diesem Diagramm bei 39,2°C RME-Temperatur über die Xylolbeladung des RMEs im Wäscher einen Abscheidegrad, welcher knapp über dem von Toluol liegt. Somit besitzt Xylol bei 39,2°C RME-Temperatur einen knapp besseren Abscheidegrad als Toluol, bezogen auf die Beladung. Bei Beladungen von $0,0122 \text{ kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ ergibt sich ein Abscheidegrad von 0%.

Die gesamten BTX zeigt über den kompletten Bereich den höchsten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,0425 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ endet der Funktionsverlauf und der Wäscher besitzt einen Abscheidegrad von 0% gegenüber gesamt BTX.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.4-1 eingetragenen Messwerte entsprechen dem Verlauf der Abscheidegrade. In Tabelle 5.4-1 sind diese Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus der Abbildung erkennbar, dass die Messwerte von den Abscheidegradverläufen kaum abweichen. Die höchste Abweichung besitzt Toluol mit einer Summe der Fehlerquadrate von 63,5.

5.5. Vergleich der Abscheidegrade

5.5.1. Benzol

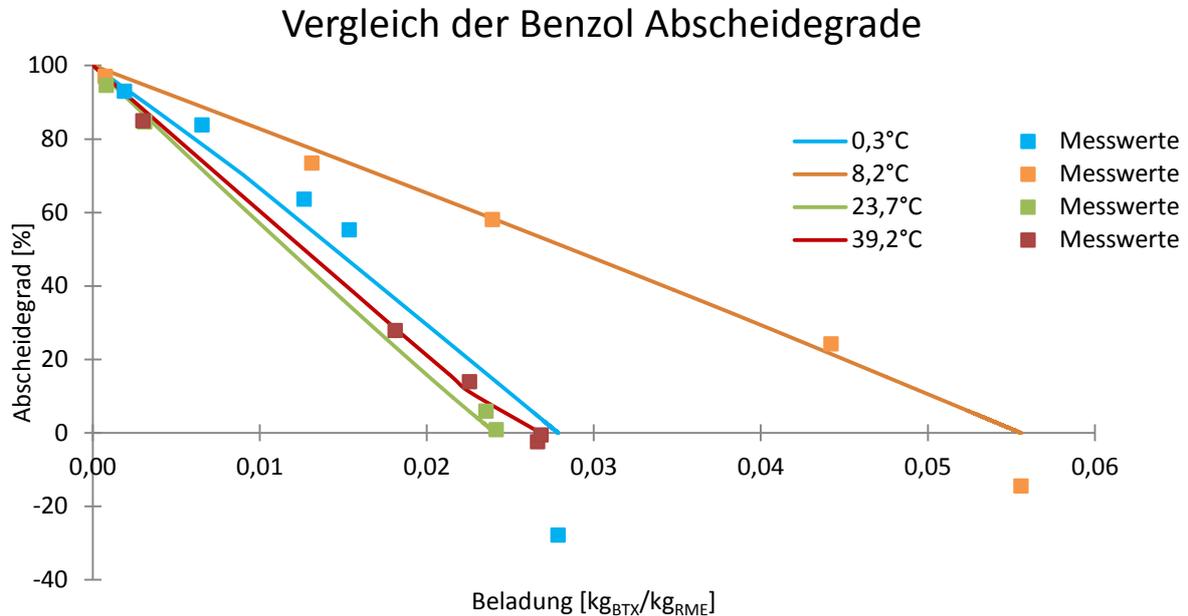


Abbildung 5.5.1-1 Funktionen der Abscheidegrade des Benzols bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher

Tabelle 5.5.1-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei Benzol

BENZOL	0°C Anreicherungsversuch	10°C Anreicherungsversuch	25°C Anreicherungsversuch	40°C Anreicherungsversuch
Summe der Fehlerquadrate	810,1	235,9	22,2	26,0

Allgemein

In Abbildung 5.5.1-1 sind die Verläufe des Abscheidegrades in Abhängigkeit der Benzolbeladung des RME für alle vier Anreicherungsversuche abgebildet. Dies ermöglicht einen Vergleich der vier Anreicherungsversuche. Des Weiteren sind die Messwerte der während der Anreicherungsversuche genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Abscheidegradfunktionen sind annähernd lineare Verläufe, welche ihren Anfang bei der Beladung 0kg_{Benzol}/kg_{RME} und bei einem Abscheidegrad von 100% nehmen. Mit steigender Beladung sinken die Abscheidegrade mit unterschiedlichen Steigungen. Tabelle 5.5.1-1 gibt die Summe der Fehlerquadrate an, die bei der Modellbildung zwischen Modell und den Messwerten auftreten. Eine niedrige Summe der Fehlerquadrate deutet darauf hin, dass das gewählte Modell den gemessenen Verlauf gut abbildet.

Abscheidegradfunktionen

Der Verlauf des Abscheidegrades von Benzol bei 0,3°C RME-Temperatur besitzt, nach dem Verlauf des Abscheidegrades von Benzol des 10°C Anreicherungsversuches, über den gesamten Verlauf die zweithöchsten Abscheidegrade. Bei einer Beladung von $0,0275 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ wird ein Abscheidegrad von 0% erreicht.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Benzol bei 8,2°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den höchsten Abscheidegrad. Der Verlauf erreicht bei einer Beladung von $0,055 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ den Abscheidegrad von 0%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Benzol bei 23,7°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den niedrigsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,025 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Benzol bei 39,2°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den zweitniedrigsten Abscheidegrad, ähnlich zu dem Verlauf des Abscheidegrades des 25°C Anreicherungsversuches. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,0273 \text{ kg}_{\text{Benzol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in der Abbildung 5.5.1-1 eingetragenen Messwerte entsprechen im Großen und Ganzen dem Verlauf der Abscheidegrade, es ergeben sich jedoch teilweise deutliche Abweichungen, besonders bei hohen Beladungen. In Tabelle 5.5.1-1 sind diese Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus Abbildung 5.5.1-1 erkennbar, dass die Messwerte von dem 0°C Anreicherungsversuch am deutlichsten von dem Abscheidegradverlauf abweichen. Die Messwerte von dem 25°C Anreicherungsversuch besitzen die geringste Abweichung mit einer Summe der Fehlerquadrate von 22,2.

Vergleich der Abscheidegradmodelle von Benzol bei verschiedenen Gasvolumina

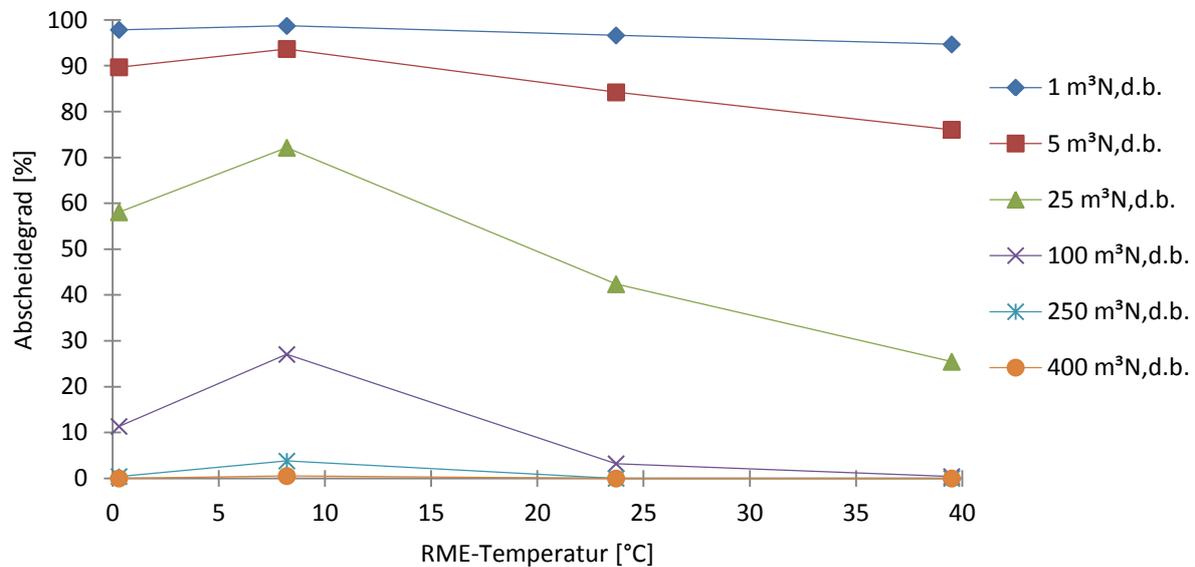


Abbildung 5.5.1-2 Abscheidegrade von Benzol bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina in Abhängigkeit von der RME-Temperatur

Allgemein

In Abbildung 5.5.1-2 ist der Abscheidegrad auf der Abszisse und die RME-Temperatur auf der Ordinate aufgetragen. Bei ausgewählten trockenen Produktgasnormvolumina ($1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ und $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$) wurde jeweils der Abscheidegrad ermittelt und in das Diagramm eingetragen. Zur besseren Vergleichbarkeit wurden Hilfslinien zwischen den Punkten im Diagramm eingezeichnet. Diese Hilfslinien verbinden die Abscheidegrade der vier Anreicherungsversuche zu den gleichen durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina. Die Abscheidegrade sind immer bei niedrigen durch den Wäscher gereinigten trockenen Produktgasnormvolumen höher und sinken bei höheren Volumina.

Verlauf des Abscheidegrades

Bei $1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Benzol bei allen Anreicherungsversuchen zwischen 95% und 99% .

Bei $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ besitzt der 10°C Anreicherungsversuch den höchsten Abscheidegrad mit 94%, gefolgt von dem Abscheidegrad bei dem 0°C Anreicherungsversuch mit einem Abscheidegrad von 90%, dem 25°C Anreicherungsversuch mit einem Abscheidegrad von 84% und dem 40°C Anreicherungsversuch mit einem Abscheidegrad von 76%.

Bei $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Benzol bei dem 10°C Anreicherungsversuch am höchsten bei einem Wert von 72%, gefolgt von dem Abscheidegrad bei dem 0°C Anreicherungsversuch mit einem Abscheidegrad von 58%. Bei steigender RME-Temperatur fällt der Abscheidegrad bis zu Werten von 42% (25°C Anreicherungsversuch) und 26% (40°C Anreicherungsversuch).

Bei $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Benzol bei dem 10°C Anreicherungsversuch am höchsten bei einem Wert von 27%, gefolgt von dem Abscheidegrad bei dem 0°C Anreicherungsversuch mit einem Abscheidegrad von 11%. Bei steigender RME-Temperatur fällt der Abscheidegrad bis zu Werten von 3,2% (25°C Anreicherungsversuch) und 0,4% (40°C Anreicherungsversuch).

Bei $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ sind die Abscheidegrade für Benzol sehr niedrig und es ergibt sich für alle Anreicherungsversuche ein maximaler Abscheidegrad von 3,8%.

Bei $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Benzol im Vergleich am niedrigsten. Der Abscheidegrad liegt bei den Anreicherungsversuchen zwischen 0 und 0,5%.

5.5.2. Toluol

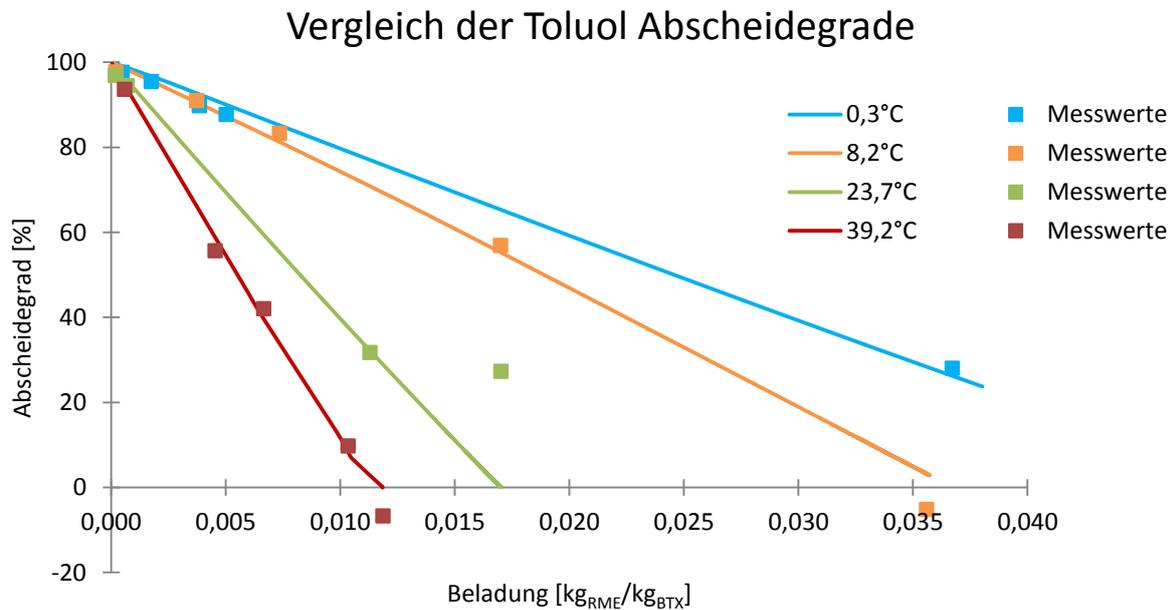


Abbildung 5.5.2-1 Funktionen der Abscheidegrade des Toluols bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher

Tabelle 5.5.2-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei Toluol

TOLUOL	0°C Anreicherungs- versuch	10°C Anreicherungs- versuch	25°C Anreicherungs- versuch	40°C Anreicherungs- versuch
Summe der Fehlerquadrate	48,8	80,9	746,2	63,5

Allgemein

In Abbildung 5.5.2-1 sind die Verläufe des Abscheidegrades in Abhängigkeit der Toluolbeladung des RME für alle vier Anreicherungsversuche abgebildet. Dies ermöglicht einen Vergleich der vier Anreicherungsversuche. Des Weiteren sind die Messwerte der während der Anreicherungsversuche genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Abscheidegradfunktionen sind lineare Verläufe, welche ihren Anfang bei der Beladung $0 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und bei einem Abscheidegrad von 100% nehmen. Mit steigender Beladung sinken die Abscheidegrade mit unterschiedlichen Steigungen. Tabelle 5.5.2-1 gibt die Summe der Fehlerquadrate an, die bei der Modellbildung zwischen Modell und den Messwerten auftreten. Eine niedrige Summe der Fehlerquadrate deutet darauf hin, dass das gewählte Modell den gemessenen Verlauf gut abbildet.

Abscheidegradfunktionen

Der Verlauf des Abscheidegrades von Toluol bei 0,3°C RME-Temperatur besitzt über den gesamten Verlauf den höchsten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,0375 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Verlauf einen Abscheidegrad von über 20%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Toluol bei 8,2°C RME-Temperatur besitzt, nach dem Verlauf des Abscheidegrades von Toluol des 0°C Anreicherungsversuches, über den gesamten Verlauf die zweithöchsten Abscheidegrade. Bei der höchsten erreichten Beladung von $0,036 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Verlauf einen Abscheidegrad von 4%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Toluol bei 23,7°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den dritthöchsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,0165 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Toluol bei 39,2°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den niedrigsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,012 \text{ kg}_{\text{Toluol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.5.2-1 eingetragenen Messwerte entsprechen im Großen und Ganzem dem Verlauf der Abscheidegrade. In Tabelle 5.5.2-1 sind diese Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus der Abbildung 5.5.2-1 erkennbar, dass die Messwerte von dem 25°C Anreicherungsversuch am deutlichsten von dem Abscheidegradverlauf abweichen. Die Messwerte von den anderen Anreicherungsversuchen besitzen nur geringe Abweichungen.

Vergleich der Abscheidegradmodelle von Toluol bei verschiedenen Gasvolumina

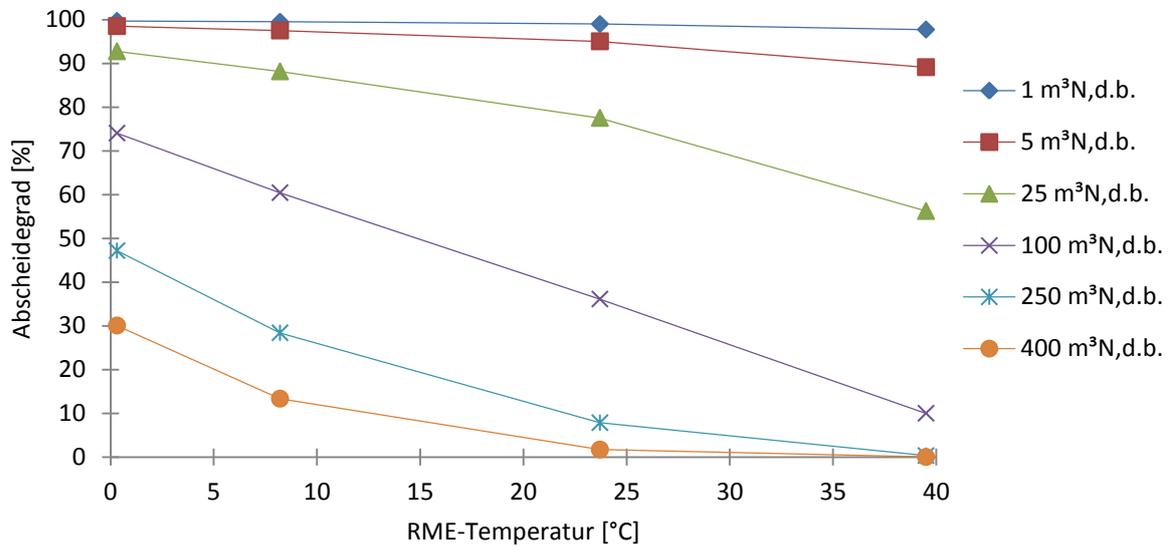


Abbildung 5.5.2-2 Abscheidegrade von Toluol bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina in Abhängigkeit von der RME-Temperatur

Allgemein

In Abbildung 5.5.2-2 ist der Abscheidegrad auf der Abszisse und die RME-Temperatur auf der Ordinate aufgetragen. Bei ausgewählten trockenen Produktgasnormvolumina (1m³_{N,d.b.}, 5m³_{N,d.b.}, 25m³_{N,d.b.}, 100m³_{N,d.b.}, 250m³_{N,d.b.} und 400m³_{N,d.b.}) wurde jeweils der Abscheidegrad ermittelt und in das Diagramm eingetragen. Zur besseren Vergleichbarkeit wurden Hilfslinien zwischen den Punkten im Diagramm eingezeichnet. Diese Hilfslinien verbinden die Abscheidegrade der vier Anreicherungsversuche zu den gleichen durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina. Die Abscheidegrade sind immer bei niedrigem durch den Wäscher gereinigtem trockenem Produktgasnormvolumen höher und sinken bei höheren Volumina.

Verlauf des Abscheidegrades

Bei $1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Toluol bei allen Anreicherungsversuchen zwischen 98 und 99%.

Bei $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad bei dem Anreicherungsversuch bei niedriger RME-Temperatur um wenige Prozent höher als der Abscheidegrad bei den Anreicherungsversuchen bei höherer RME-Temperatur.

Bei $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Toluol bei dem 0°C Anreicherungsversuch am höchsten mit einem Wert von 93% und fällt dann mit steigender RME-Temperatur bis zu einem Wert von 56% bei dem 40°C Anreicherungsversuch.

Bei $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ergibt sich ein nahezu linearer Zusammenhang der Abscheidegrade in Abhängigkeit der RME-Temperatur. Bei dem 0°C Anreicherungsversuch ergibt sich ein Abscheidegrad von 74%, bei dem 10°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 60%, bei dem 25°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 36% und bei dem 40°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 10%.

Bei $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Toluol bei dem 0°C Anreicherungsversuch im Vergleich mit den anderen Anreicherungsversuchen am höchsten, er liegt bei 47%. Die Abscheidegrade der anderen Anreicherungsversuche liegen bei 28% (10°C Anreicherungsversuch), 7,5% (25°C Anreicherungsversuch) und bei 0,3% (40°C Anreicherungsversuch).

Bei $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Toluol im Vergleich am niedrigsten. Der Abscheidegrad liegt bei dem 0°C Anreicherungsversuch bei 30,1% und fällt bei dem 10°C Anreicherungsversuch auf 13,3%, bei dem 25°C Anreicherungsversuch auf 1,7% und bei dem 40°C Anreicherungsversuch auf 0%.

5.5.3. Xylol

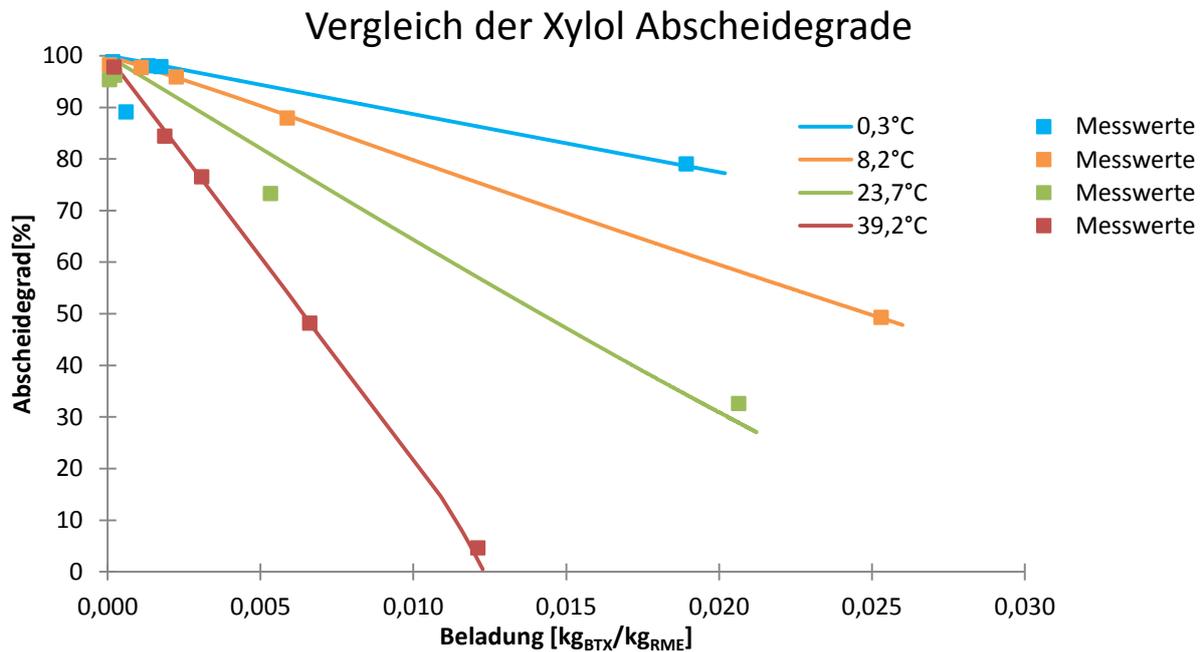


Abbildung 5.5.3-1 Funktionen der Abscheidegrade des Xylols bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher

Tabelle 5.5.3-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei Xylol

XYLOL	0°C Anreicherungsversuch	10°C Anreicherungsversuch	25°C Anreicherungsversuch	40°C Anreicherungsversuch
Summe der Fehlerquadrate	107,5	3,0	99,6	19,2

Allgemein

In Abbildung 5.5.3-1 sind die Verläufe des Abscheidegrades in Abhängigkeit der Xylolbeladung des RME für alle vier Anreicherungsversuche abgebildet. Dies ermöglicht einen Vergleich der vier Anreicherungsversuche. Des Weiteren sind die Messwerte der während der Anreicherungsversuche genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Abscheidegradfunktionen sind annähernd lineare Verläufe, welche ihren Anfang bei der Beladung 0kg_{Xylol}/kg_{RME} und bei einem Abscheidegrad von 100% nehmen. Mit steigender Beladung sinken die Abscheidegrade mit unterschiedlichen Steigungen. Tabelle 5.5.3-1 gibt die Summe der Fehlerquadrate an, die bei der Modellbildung zwischen Modell und den Messwerten auftreten. Eine niedrige Summe der Fehlerquadrate deutet darauf hin, dass das gewählte Modell den gemessenen Verlauf gut abbildet.

Abscheidegradfunktionen

Der Verlauf des Abscheidegrades von Xylol bei 0,3°C RME-Temperatur besitzt über den gesamten Verlauf den höchsten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,02\text{kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Verlauf sein Ende mit einem Abscheidegrad von 80%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Xylol bei 8,2°C RME-Temperatur besitzt, nach dem Verlauf des Abscheidegrades von Xylol des 0°C Anreicherungsversuches, über den gesamten Verlauf die zweithöchsten Abscheidegrade. Bei einer Beladung von $0,025\text{kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Verlauf einen Abscheidegrad von 50%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Xylol bei 23,7°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den dritthöchsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,021\text{kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 30%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von Xylol bei 39,2°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den niedrigsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,0125\text{kg}_{\text{Xylol}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.5.3-1 eingetragenen Messwerte entsprechen im Großem und Ganzem dem Verlauf der Abscheidegrade. In Tabelle 5.5.3-1 sind die Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus Abbildung 5.5.3-1 erkennbar, dass die Messwerte von dem 0°C Anreicherungsversuch und dem 25°C Anreicherungsversuch am deutlichsten von den Abscheidegradverläufen abweichen. Die Messwerte von den anderen Anreicherungsversuchen besitzen nur geringe Abweichungen.

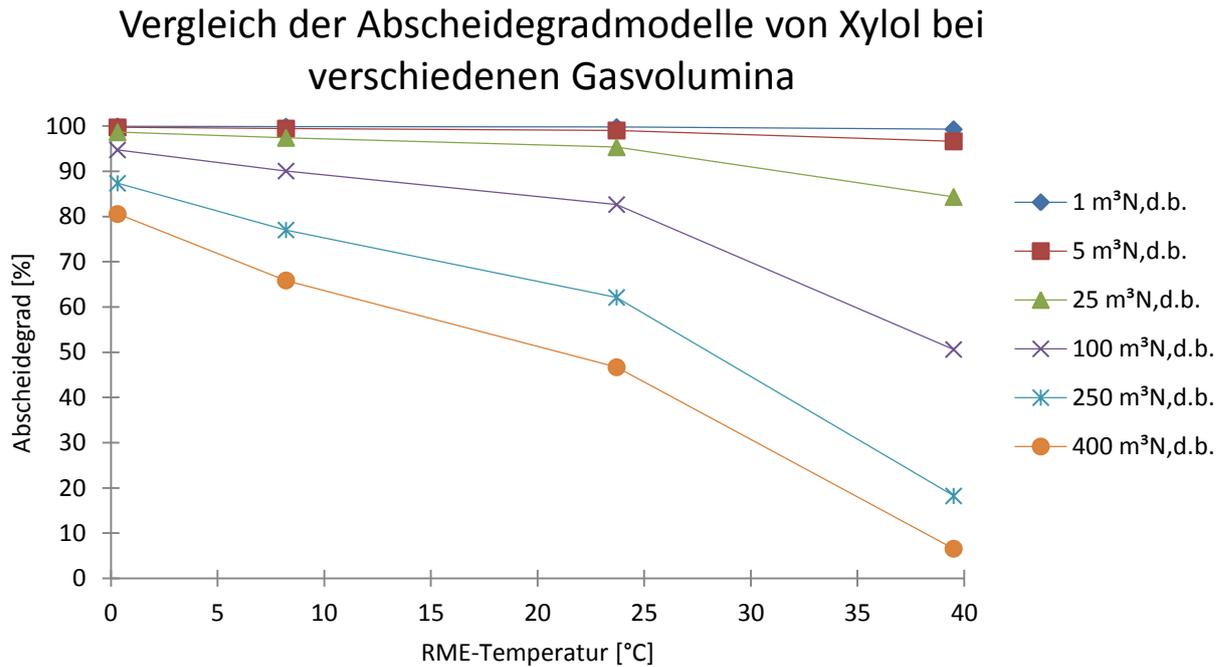


Abbildung 5.5.3-2 Abscheidegrade von Xylol bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina in Abhängigkeit von der RME-Temperatur

Allgemein

In Abbildung 5.5.3-2 ist der Abscheidegrad auf der Abszisse und die RME-Temperatur auf der Ordinate aufgetragen. Bei ausgewählten trockenen Produktgasnormvolumina ($1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ und $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$) wurde jeweils der Abscheidegrad ermittelt und in das Diagramm eingetragen. Zur besseren Vergleichbarkeit wurden Hilfslinien zwischen den Punkten im Diagramm eingezeichnet. Diese Hilfslinien verbinden die Abscheidegrade der vier Anreicherungsversuche zu den gleichen durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina. Die Abscheidegrade sind immer bei niedrigem durch den Wäscher gereinigtem trockenem Produktgasnormvolumen höher und sinken bei höheren Volumina.

Verlauf des Abscheidegrades

Bei $1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Xylol bei allen Anreicherungsversuchen zwischen 99% und 99,9%.

Bei $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Xylol bei den Anreicherungsversuchen bei niedriger RME-Temperatur um wenige Prozent höher als der Abscheidegrad bei den Anreicherungsversuchen bei höherer RME-Temperatur.

Bei $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Xylol bei dem 0°C Anreicherungsversuch am höchsten bei einem Wert von 99% und fällt dann mit steigender RME-Temperatur bis zu einem Wert von 84% bei dem 40°C Anreicherungsversuch.

Bei $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Xylol bei dem 0°C Anreicherungsversuch am höchsten bei einem Wert von 95%. Bei dem 10°C Anreicherungsversuch ergibt sich ein Abscheidegrad von 90%, bei dem 25°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 82% und bei dem 40°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 51%.

Bei $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Xylol bei dem 0°C Anreicherungsversuch im Vergleich mit den anderen Anreicherungsversuchen am höchsten, er liegt bei 85%. Die Abscheidegrade der anderen Anreicherungsversuche liegen bei 77,0% (10°C Anreicherungsversuch), 62,1% (25°C Anreicherungsversuch) und bei 18,2% (40°C Anreicherungsversuch).

Bei $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für Xylol im Vergleich am niedrigsten. Der Abscheidegrad liegt bei dem 0°C Anreicherungsversuch bei 81% und fällt bei dem 10°C Anreicherungsversuch auf 66%, bei dem 25°C Anreicherungsversuch auf 47% und bei dem 40°C Anreicherungsversuch auf 6,5%.

5.5.4. Gesamt BTX-Komponenten

Vergleich der gesamt BTX Abscheidegrade

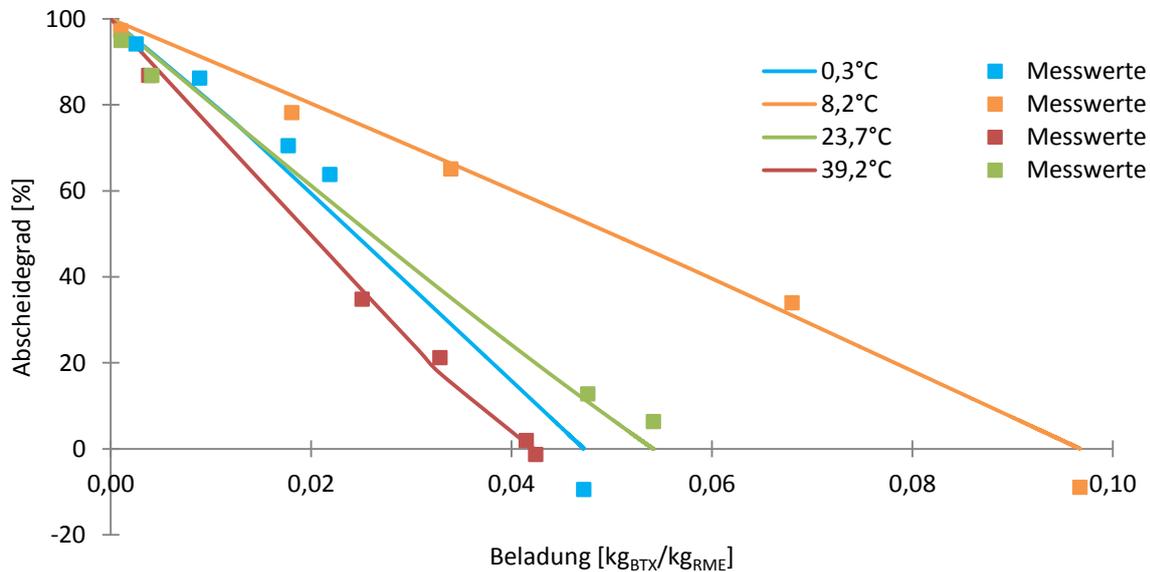


Abbildung 5.5.4-1 Funktionen der Abscheidegrade der gesamt BTX bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher

Tabelle 5.5.4-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei den gesamt BTX-Komponenten

Gesamt BTX	0°C Anreicherungsversuch	10°C Anreicherungsversuch	25°C Anreicherungsversuch	40°C Anreicherungsversuch
Summe der Fehlerquadrate	103,6	110,5	79,7	33,5

Allgemein

In Abbildung 5.5.4-1 sind die Verläufe des Abscheidegrades in Abhängigkeit der gesamt BTX Beladung des RME für alle vier Anreicherungsversuche abgebildet. Dies ermöglicht einen Vergleich der vier Anreicherungsversuche. Des Weiteren sind die Messwerte der während der Anreicherungsversuche genommenen Proben als Quadrate (farblich gleich zu den zugehörigen Abscheidegraden) eingetragen. Die Abscheidegradfunktionen sind annähernd lineare Verläufe, welche ihren Anfang bei der Beladung $0 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und bei einem Abscheidegrad von 100% nehmen. Mit steigender Beladung sinken die Abscheidegrade mit unterschiedlichen Steigungen. Tabelle 5.5.4-1 gibt die Summe der Fehlerquadrate an, die bei der Modellbildung zwischen Modell und den Messwerten auftreten. Eine niedrige Summe der Fehlerquadrate deutet darauf hin, dass das gewählte Modell den gemessenen Verlauf gut abbildet.

Abscheidegradfunktionen

Der Verlauf des BTX-Abscheidegrades bei 0,3°C RME-Temperatur besitzt über den gesamten Verlauf den dritthöchsten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,046 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Verlauf sein Ende mit einem Abscheidegrad von 0%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von den gesamt BTX bei 8,2°C RME-Temperatur besitzt, über den gesamten Verlauf den höchsten Abscheidegrad. Bei einer Beladung von $0,098 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ besitzt der Verlauf einen Abscheidegrad von 0%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von den gesamt BTX bei 23,7°C RME-Temperatur liefert über den gesamten Verlauf den zweithöchsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,054 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Der Verlauf des Abscheidegrades von den gesamt BTX bei 39,2°C RME-Temperatur (40°C Anreicherungsversuch) liefert über den gesamten Verlauf den niedrigsten Abscheidegrad. Der Verlauf endet bei einer Beladung von $0,041 \text{ kg}_{\text{gesamtBTX}}/\text{kg}_{\text{RME}}$ und dem Abscheidegrad von 0%.

Vergleich des Modells mit den Messwerten

Die in Abbildung 5.5.4-1 eingetragenen Messwerte entsprechen im Großem und Ganzem dem Verlauf der Abscheidegrade. In Tabelle 5.5.4-1 sind diese Abweichungen in der Form der Summe der Fehlerquadrate eingetragen. Hierbei ist wie auch aus Abbildung 5.5.4-1 erkennbar, dass die Messwerte von dem 0°C Anreicherungsversuch und dem 10°C Anreicherungsversuch am deutlichsten von den Abscheidegradverläufen abweichen. Die Messwerte von den anderen Anreicherungsversuchen besitzen nur geringe Abweichungen.

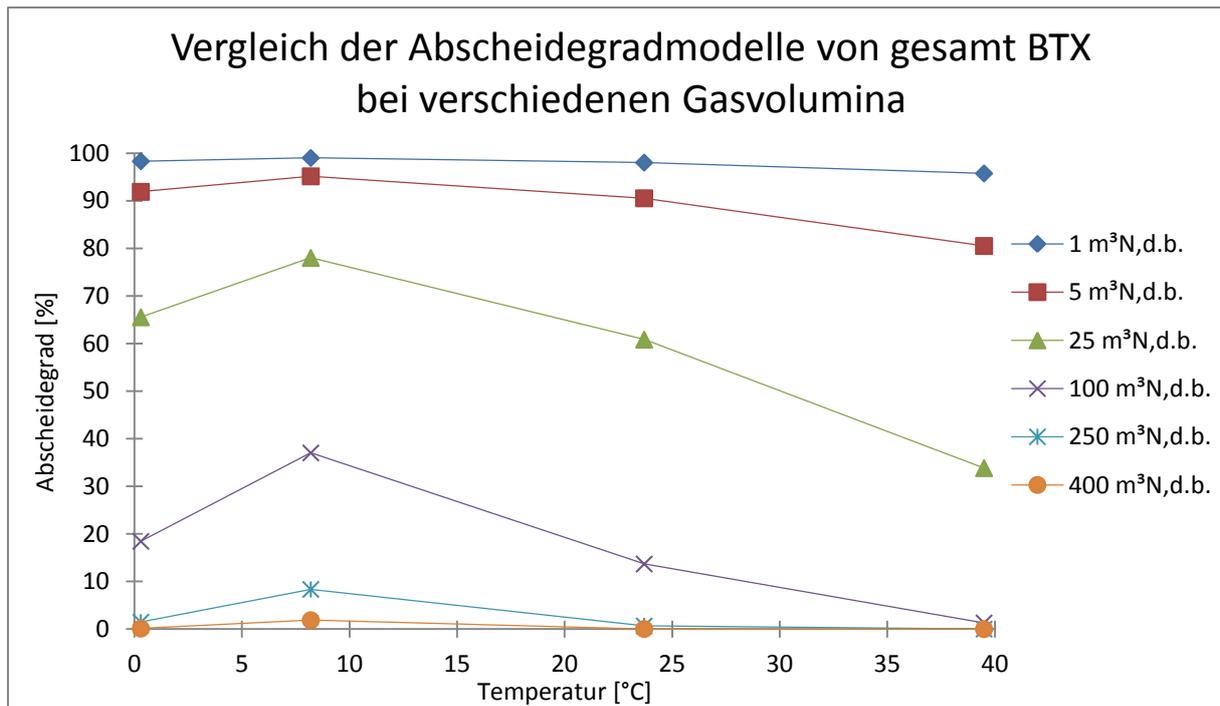


Abbildung 5.5.4-2 Abscheidegrade der gesamt BTX bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina in Abhängigkeit von der RME-Temperatur

Allgemein

In Abbildung 5.5.4-2 ist der Abscheidegrad auf der Abszisse und die RME-Temperatur auf der Ordinate aufgetragen. Bei ausgewählten trockenen Produktgasnormvolumina ($1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$, $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ und $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$) wurde jeweils der Abscheidegrad ermittelt und in das Diagramm eingetragen. Zur besseren Vergleichbarkeit wurden Hilfslinien zwischen den Punkten im Diagramm eingezeichnet. Diese Hilfslinien verbinden die Abscheidegrade der vier Anreicherungsversuche zu den gleichen durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumina. Die Abscheidegrade sind immer bei niedrigem durch den Wäscher gereinigtem trockenem Produktgasnormvolumen höher und sinken bei höheren Volumina.

Verlauf des Abscheidegrades

Bei $1\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für die gesamt BTX bei allen Anreicherungsversuchen zwischen 96% und 99,0%.

Bei $5\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für die gesamt BTX bei den Anreicherungsversuchen bei niedriger RME-Temperatur um wenige Prozent höher als der Abscheidegrad bei den Anreicherungsversuchen bei höherer RME-Temperatur.

Bei $25\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für die gesamt BTX bei dem 10°C Anreicherungsversuch am höchsten bei einem Wert von 78% und fällt mit steigender RME-Temperatur bis zu einem Wert von 34% bei dem 40°C Anreicherungsversuch. Der 0°C Anreicherungsversuch besitzt einen Abscheidegrad von 66%.

Bei $100\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für die gesamt BTX bei dem 10°C Anreicherungsversuch am höchsten bei einem Wert von 37%, bei dem 0°C Anreicherungsversuch ergibt sich ein Abscheidegrad von 19%, bei dem 25°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 14% und bei dem 40°C Anreicherungsversuch ein Abscheidegrad von 1,5%.

Bei $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ und bei $400\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ist der Abscheidegrad für die gesamt BTX, bei 0% bis 2%. Nur bei dem 10°C Anreicherungsversuch ergibt sich bei $250\text{m}^3_{\text{N,d.b.}}$ ein nennenswerter Abscheidegrad von 8%.

6. Bewertung und Interpretation der Ergebnisse

6.1. Anreicherung in Abhängigkeit von Temperatur

Die in Kapitel 5 beschriebenen Ergebnisse können auf verschiedene Weisen bewertet und interpretiert werden. Mit einzubeziehen in die Ergebnisdiagramme sind hierbei die Versuchsdurchführung, die Ausfälle im Betrieb und sämtliche Besonderheiten jedes einzelnen Anreicherungsversuches.

Allgemein

BTX Teere wurden für diese Arbeit ausgewählt, da sie die am schwersten abzutrennende Teerfraktion bilden. Somit ist es möglich, davon auszugehen, dass falls diese Teerfraktion mittels des RME-Wäschers aus dem Produktgas entfernt wurde, sämtliche anderen Teere auch aus dem Produktgas entfernt wurden.

Der allgemeine Zusammenhang, dass bei sehr geringer Beladung des RME im Wäscher der Abscheidegrad der Teercomponenten bei nahezu 100% liegt, lässt sich aus den erhaltenen Ergebnissen gut ableiten. Auch dass mit steigender Beladung der Abscheidegrad für alle Teercomponenten sukzessive abnimmt, spiegeln die Ergebnisse deutlich wieder. Die Summen der Fehlerquadrate zeigen des Weiteren, dass das gewählte Modell den tatsächlichen Verlauf sehr genau annähert. Vor allem bei dem 40°C Anreicherungsversuch und bei dem 10°C Anreicherungsversuch ergibt sich nur eine sehr geringe Abweichung von dem gewählten Modell. Hier muss jedoch darauf hingewiesen werden, dass aufgrund eines Ausfalles der Automatisierung während des 40°C Anreicherungsversuches weniger Messwerte (nur aus händischen Aufzeichnungen) vorhanden waren.

Vergleich nach Anreicherungsversuch

0°C Anreicherungsversuch (siehe Abbildung 5.1-1 und Tabelle 5.1-1)

Wenn man den Verlauf der Abscheidungsgradfunktion und die Messwerte von Benzol betrachtet, erkennt man, dass der letzte Messwert einen erheblichen Einfluss auf den Verlauf der Abscheidungsgradfunktion genommen hat. Somit wäre zum Beispiel der Verlauf der Abscheidungsgradfunktion, wenn der letzte Messwert positiv gewesen wäre, deutlich höher.

Eine Begründung für die schlechte Abscheidungsgradfunktion des Benzols könnte im Dampfdruck von Benzol liegen. Der Dampfdruck könnte dazu geführt haben, dass bereits abgeschiedenes Benzol aus dem Wäschermedium bei Temperaturschwankungen im Wäscher wieder desorbiert ist. Vor allem Temperaturschwankungen während der Teerprobenahmen würden zu falschen Messwerten führen.

Ein weiteres Indiz für nicht vertrauenswürdige Daten bei Benzol liefert die Summe der Fehlerquadrate, welche bei Benzol im Vergleich zu den anderen Teerbestandteilen einen relativ hohen Wert erreicht.

Auch der Verlauf der Abscheidungsgradfunktion von den gesamt-BTX wäre, wie in dem Ergebnisdiagramm ersichtlich, deutlich höher, wäre der letzte Messwert nicht negativ. Den gegenteiligen Effekt kann man bei dem Verlauf von Toluol betrachten. Hier würden alle Messwerte bis auf den letzten eine deutlich niedrigere Abscheidungsgradfunktion vermuten lassen, jedoch hebt der letzte Messwert den Verlauf deutlich an.

Die beiden Stillstände, welche während des 0°C Versuches auftraten und die dadurch bedingten Temperaturschwankungen, können das Ergebnis ebenfalls beeinträchtigt haben.

10°C Anreicherungsversuch (siehe Abbildung 5.2-1 und Tabelle 5.2-1)

Der Verlauf der Abscheidungsgradfunktionen, mit den zugehörigen Messwerten, lässt auf wenige Unregelmäßigkeiten während des Versuchsbetriebes schließen. Die gesamt-BTX liefern bei einer gegebenen Beladung den höchsten Abscheidungsgrad verglichen mit den einzelnen und dies begründet sich daraus, dass die gesamt-BTX aus der Summe von Benzol, Toluol und Xylol gebildet wird. Somit ergibt sich eine insgesamt deutlich höhere Beladung, welche zu einer Streckung des Verlaufes der Abscheidungsgradfunktion führt. Benzol liefert bei diesem Anreicherungsversuch bei einer gegebenen Beladung den höchsten Abscheidungsgrad verglichen mit den Teerbestandteilen Toluol und Xylol. Xylol hat jedoch einen sehr ähnlichen Verlauf wie Benzol. Der Unterschied ist so gering, dass wenn man einen grundsätzlichen Fehler von 3% annehmen würde, beide großteils im Fehlertoleranzbereich liegen würden. Toluol liefert bei dem Anreicherungsversuch bei einer gegebenen Beladung den niedrigsten Abscheidungsgrad verglichen mit den anderen betrachteten Teerbestandteilen. Betrachtet man die Ergebnisse und bezieht die Summe der Fehlerquadrate mit ein, lässt sich feststellen, dass die Werte von Benzol und gesamt BTX die größte Summe der Fehlerquadrate besitzen.

25°C Anreicherungsversuch (siehe Abbildung 5.3-1 und Tabelle 5.3-1)

Der Verlauf der Abscheidegradfunktionen, mit den zugehörigen Messwerten, lässt auf wenige Unregelmäßigkeiten schließen. Gesamt-BTX liefert bezogen auf eine gegebene Beladung den höchsten Abscheidegrad verglichen mit den einzelnen Teerkomponenten und dies begründet sich daraus, dass die gesamte BTX aus der Summe aus Benzol, Toluol und der Xylol gebildet wird. Somit ergibt sich eine insgesamt deutlich höhere Beladung, welches zu einer Streckung des Verlaufes der Abscheidegradfunktion führt. Xylol liefert bei diesem Anreicherungsversuch bei einer gegebenen Beladung den höchsten Abscheidegrad verglichen mit Benzol und Toluol. Toluol liefert bei einer gegebenen Beladung, den niedrigsten Abscheidegrad, und besitzt zur gleichen Zeit auch die höchste Summe der Fehlerquadrate mit einem Wert von 746,2 was auf einen möglichen Messfehler hinweisen kann. Die Summen der Fehlerquadrate der anderen betrachteten Teerkomponenten weisen keine großen Unregelmäßigkeiten auf. Zu erwähnen bei der Auswertung dieses Anreicherungsversuches sei, dass eine Messung aufgrund von offensichtlich falschen Ergebnissen nicht zur Auswertung herangezogen werden konnte. Somit standen nur vier Messwerte zur Modellbildung zur Verfügung, wodurch einzelne Messwerte stärker gewichtet werden.

40°C Anreicherungsversuch (siehe Abbildung 5.4-1 und Tabelle 5.4-1)

Der Verlauf der Abscheidegradfunktionen, mit den zugehörigen Messwerten, lässt auf wenige Unregelmäßigkeiten schließen. Gesamt-BTX liefern bei einer gegebenen Beladung den besten Abscheidegrad verglichen mit den einzelnen Teerkomponenten und dies begründet sich daraus, dass die gesamte BTX aus der Summe aus Benzol, Toluol und Xylol gebildet wird. Somit ergibt sich eine insgesamt deutlich höhere Beladung, welches zu einer Streckung des Verlaufes der Abscheidegradfunktion führt. Benzol liefert bei diesem Anreicherungsversuch bei einer gegebenen Beladung den höchsten Abscheidegrad im Vergleich mit Toluol und Xylol. Toluol besitzt bei einer gegebenen Beladung den niedrigsten Abscheidegrad. Die Summen der Fehlerquadrate weisen bei diesem Anreicherungsversuch darauf hin, dass das Modell den Verlauf sehr gut abbildet. Hierbei muss jedoch auf die Tatsache hingewiesen werden, dass bei der Auswertung des Versuches die durch die SPS ermittelten Daten nicht zur Verfügung standen. Die Auswertung wurde mit den in regelmäßigen Abständen notierten Messwerten vorgenommen.

Vergleich der Teerkomponenten nach Temperatur

Benzol (siehe Abbildung 5.5.1-1, Abbildung 5.5.1-2 und Tabelle 5.5.1-1)

Die Ergebnisse für Benzol zeigen keinen offensichtlichen Zusammenhang zwischen RME-Temperatur und Abscheidegrad. Die Summen der Fehlerquadrate deuten auch darauf hin, dass der 0°C Anreicherungsversuch und der 10°C Anreicherungsversuch bezogen auf das gewählte Modell mit einem großen Fehler behaftet sind. Die Verläufe des 0°C, 25°C und 40°C Anreicherungsversuch zeigen sehr ähnliche Abscheidegradfunktionen bezogen auf die RME-Beladung. Der Unterschied ist so gering, dass schon kleine Abweichungen bei den Messungen zu einer Reihenfolgenänderung geführt hätten. Die Messwerte des 10°C Anreicherungsversuchs liefert über die Beladung die höchsten Abscheidegrade.

Toluol (siehe Abbildung 5.5.2-1, Abbildung 5.5.2-2 und Tabelle 5.5.2-1)

Die Ergebnisse für Toluol zeigen einen klaren Zusammenhang zwischen RME-Temperatur und Abscheidegrad. Bei hohen RME-Temperaturen ergibt sich ein schlechter Abscheidegradverlauf und bei niedrigen RME-Temperaturen hat der Wäscher ein gutes Abscheideverhalten gegenüber Toluol bei gleicher Beladung des Wäschermediums. Die Summen der Fehlerquadrate sind, bis auf die Summe der Fehlerquadrate bei dem 25°C Anreicherungsversuch, gering.

Xylol (siehe Abbildung 5.5.3-1, Abbildung 5.5.3-2 und Tabelle 5.5.3-1)

Die Ergebnisse für Xylol zeigen einen klaren Zusammenhang zwischen RME-Temperatur und Verhalten des Abscheidegrades. Bei hohen RME-Temperaturen ergibt sich ein schlechter Abscheidegrad bezogen auf die RME-Beladung und bei niedrigen RME-Temperaturen hat der Wäscher ein gutes Abscheideverhalten für Xylol. Die Summen der Fehlerquadrate sind gering.

Gesamt BTX (siehe Abbildung 5.5.4-1, Abbildung 5.5.4-2 und Tabelle 5.5.4-1)

Die Ergebnisse für gesamt-BTX lassen sich dahingehend interpretieren, dass die Abscheidegrade bei dem 0°C Anreicherungsversuch und dem 10°C Anreicherungsversuch mit einem gewissen Fehler behaftet sind. Dies zeigt sich vor allem auch bei der Betrachtung der Abbildung 5.5.4-2, welches den Zusammenhang von Abscheidegrad und Temperatur zeigt. Vergleicht man die Anreicherungsversuche bei 10°C, 25°C und 40°C, so kann man schlussfolgern, dass je höher die RME-Temperatur während des Versuches ist, desto schlechter ist die jeweilige Abscheidegradfunktion. Des Weiteren zeigen die Ergebnisse, dass die Verläufe der Abscheidegradfunktionen bei dem 0°C, 25°C und 40°C Anreicherungsversuch sehr nahe, zusammen liegen.

Gesamtvergleich

Grundsätzlich lässt sich der Zusammenhang erkennen, dass Toluol und auch Xylol bei niedrigen RME-Temperaturen, bei gleicher RME-Beladung, höhere Abscheidegrade besitzen als bei hohen RME-Temperaturen.

Wenn man die bei Benzol beschriebenen Fehler in die Gesamtbetrachtung mit einbezieht, könnte man den Zusammenhang, dass bei niedrigeren RME-Temperaturen hohe Abscheidegrade bezogen auf die RME-Beladung und bei hohen RME-Temperaturen niedrige Abscheidegrade bezogen auf gleiche RME-Beladung vorhanden sind, bestätigen. Dies ist jedoch aus den ermittelten Daten ohne Fehlerbetrachtung nicht eindeutig ableitbar.

Bei einem Vergleich der vier Anreicherungsversuche wird deutlich, dass die gesamt-BTX die höchsten Abscheidegrade bezogen auf die Beladung zeigen. Nur bei dem 0°C Anreicherungsversuch besitzt Xylol einen noch besseren Abscheidegrad über die Beladung. Die Erklärung dafür ergibt sich aus der Bestimmung von gesamt-BTX. Gesamt-BTX wird aus der Summe von Benzol, Toluol und Xylol gebildet, dadurch ergibt sich eine Streckung des Verlaufes der Abscheidegrade. Benzol hat mit etwa 78% den größten Anteil an gesamt-BTX, gefolgt von Toluol mit etwa 16% und Xylol mit etwa 6%.

Die zwei Phänomene, welche für die Abscheidung in Wäschern hauptverantwortlich sind, sind zum einen die Absorption und zum anderen die Kondensation.

Um Teere aus dem Produktgas zur Kondensation zu bringen, ist es notwendig, die Taupunkttemperatur der jeweiligen Teerkomponente zu unterschreiten. Da bei den Anreicherungsversuchen die Lösungsmitteltemperatur während der Anreicherungsversuche gleich gehalten wurde, würde sich, wenn Kondensation die treibende Kraft hinter der Abscheidung wäre, ein Abscheidegrad einstellen, welcher über die Beladung annähernd gleich bleiben würde. Jedoch kann bei der Betrachtung der Ergebnisse dieses Verhalten nicht beobachtet werden. Vielmehr ergibt sich mit fortschreitender Versuchsdauer bzw. steigendem Produktgasvolumen, welches durch den Wäscher gereinigt wurde, ein immer schlechterer Abscheidegrad. Dies spricht für ein Verhalten, bei dem sich ein Gleichgewicht zwischen den Teerkomponenten und des Lösungsmittel einstellt. Auch der nahezu exponentiell abnehmende Verlauf der Messwerte spricht für eine Gleichgewichtseinstellung. Somit deuten die gemessenen Daten darauf hin, dass Absorption das Hauptphänomen ist, welches für die Abscheidung in dem Wäscher verantwortlich ist.

Ein weiterer Zusammenhang lässt sich bei der Betrachtung der Summe der Fehlerquadrate herstellen: Es zeigt sich, dass das Modell, wenn alle Anreicherungsversuche betrachtet werden, für Xylol die niedrigste Summe der Fehlerquadrate und für Benzol die höchste Summe der Fehlerquadrate ergibt. Man kann nun den Zusammenhang dahingehend interpretieren, dass das Modell für Teerkomponenten mit einer höheren molaren Masse geeigneter ist, als für Teerkomponenten mit einer geringeren molaren Masse. Jedoch ist es auch möglich, dass die Messgenauigkeit bei den Komponenten mit höheren molaren Massen besser ist.

Druckdifferenz (siehe Abbildung 4.3-2)

Der Anstieg der Druckdifferenz über die Versuchsdauer deutet auf eine Teerabscheidung in der Packung (siehe Kapitel 3.2) des Wäschers hin. Diese Teerabscheidung führt dazu, dass sich mit fortlaufendem Betrieb ein Teil des abgeschiedenen Teeres in der Packung ansammelt. Dadurch wird der Abstand zwischen den Lamellen der Packung mit fortschreitender Versuchsdauer immer kleiner, dies resultiert in einer immer größer werdenden Druckdifferenz zwischen Wäschereintritt und Wäscheraustritt.

Vergleich mit dem Kraftwerkswäscher des Biomasseheizkraftwerkes Güssing

Um einen Vergleich zwischen dem Kraftwerkswäscher und dem Versuchswäscher zu ziehen, wurden Überschlagsberechnungen durchgeführt. Ein interessanter Vergleich, ist hierbei jener, bei welchem die Ergebnisse verwendet wurden, um nachzurechnen wieviel RME es benötigen würde, um 80% des im Produktgas enthaltenem Benzols durch den Kraftwerkswäscher abzuscheiden.

Hierfür muss das Produktgasvolumen (V_{PG}), welches durch den Wäscher gereinigt werden kann bis die Effizienz des Wäschers auf einen Wert von unter 80% sinkt, durch die im Wäscher vorhandene Menge RME im Versuchswäscher ($V_{RME} = 20L$), nach Gl. 6.1-1 dividiert werden.

Die Abbildung 5.4-1 zeigt, dass bei dem 40°C Anreicherungsversuch, bereits bei einem trockenen Produktgasnormvolumen von $5m^3_N$, welches durch den Versuchswäscher gereinigt wurde, ein Abscheidegrad von unter 80% vorhanden ist.

$$Y_V = \frac{V_{PG}}{V_{RME}} = \frac{5m^3_N}{20L} = 0,25 \frac{m^3_N}{L} \quad \text{Gl. 6.1-1}$$

Somit gelangt man durch Gl. 6.1-1 auf $0,25m^3_N$ welche pro Liter RME gereinigt werden können. Wenn man, den derzeit im Kraftwerkswäscher zu reinigenden Produktgasnormvolumenstrom (\dot{G}_{CHP}) nach Gl. 6.1-2 mit einbezieht gelangt man zu einer frisch RME Zufuhr von 8800L/h welche dem Wäscher zugeführt werden müssen, um den Abscheidegrad von 80% aufrecht zu erhalten.

$$\dot{V}_{\text{Frisch_RME}} = \frac{\dot{G}_{CHP}}{Y_V} = \frac{2200 \frac{m^3_N}{h}}{0,25 \frac{m^3_N}{L}} = 8800L \quad \text{Gl. 6.1-2}$$

Wenn man nun davon ausgeht, dass 1L RME in etwa 1EUR kostet, so würde es 8800 EUR/h kosten, wenn mithilfe des Kraftwerkswäschers 80% des im Produktgas enthaltenen Benzols abgeschieden werden sollen. Zum Vergleich: Der Kraftwerkswäscher wird zurzeit mit in etwa 15L/h betrieben, dies ergibt Kosten von 15EUR/h. Mit dieser Überschlagsberechnung soll gezeigt werden, dass es prinzipiell möglich ist, den Wäscher zu betreiben, um sämtliche Teerbestandteile aus dem Produktgas abzuscheiden, dies jedoch zu erheblichen Kosten führt, welche in keiner Relation zu der Wirtschaftlichkeit der Gesamtanlage stehen. Eine Möglichkeit zur Kosteneinsparung könnte das sogenannte „Strippen“ sein bei welchem der RME regeneriert und anschließend wiederverwendet wird. Mithilfe des Strippen könnte eine deutliche Kostenreduktion bei gleichbleibendem Abscheidegrad erreicht werden. Dies war jedoch nicht Teil dieser Arbeit sei aber an dieser Stelle der Vollständigkeit halber erwähnt.

6.2. Fehlerbetrachtung

Wechselwirkungen zwischen den in dieser Arbeit nicht betrachteten Teerkomponenten des Produktgases und des RMEs wurden in den Modellen nicht berücksichtigt und können daher als mögliche Fehlerquelle nicht ausgeschlossen werden. Auch Wechselwirkungen zwischen den betrachteten Teerkomponenten wurden nicht betrachtet, können aber nicht ausgeschlossen werden.

Für die Auswertung der Teerabscheidung bei den Anreicherungsversuchen, welche in etwa 120h dauerten, sind fünf Messwerte vorhanden. Daraus folgt, dass das Gewicht eines jeden Messwertes sehr hoch ist. Somit wirkt sich ein möglicher Messfehler, in weiterer Folge stark auf das Ergebnis aus. Die Probenahme in exponentiell wachsenden Zeitabständen ist ein Grund für die stärkere Gewichtung der Messwerte, welche zu einem späteren Zeitpunkt genommen wurden. Gerade bei einem exponentiellen Verlauf wie er bei Absorptionsreaktionen zu erwarten ist, ist es schwierig den Verlauf durch Probenahme und Auswertung exakt darzustellen.

Bei dem 25°C Anreicherungsversuch sind aufgrund eines offensichtlich falschen Messergebnisses nur vier Messungen für die Auswertung vorhanden, somit ergibt sich bei dem 25°C Anreicherungsversuch eine noch höhere Gewichtung der einzelnen Messwerte.

Längere Stillstände im Wäscherbetrieb durch Ausfälle des Kraftwerkes könnten, auch wenn in der Zwischenzeit kein Gas oder Stickstoff durch den Wäscher geführt wurde, zur Folge haben, dass Teerkomponenten aus dem Wäscher desorbiert sind. Längere Stillstände verschlechtern somit die Qualität der erhaltenen Daten.

Temperaturschwankungen des RME im Wäscherbetrieb sind negativ zu bewerten, da es bei einer Temperaturerhöhung zu einem Anstieg des Dampfdruckes und somit zu einer Desorption der Teerkomponenten aus dem RME in das Produktgas kommen kann. Somit sind große Schwankungen hinsichtlich der Aussagekraft der Ergebnisse, besonders während den Probenahmen, negativ zu bewerten, dies konnte jedoch nicht ganz verhindert werden.

Ein weiterer Fehler liegt in der Annahme, dass die Teerkonzentration des Produktgases keinen Schwankungen unterliegt, bzw. sich die Teerkonzentration nur sehr langsam und stetig ändert. Diese Annahme hat sich durch Beobachtungen nicht bestätigt, jedoch ist sie für die Auswertung und Modellbildung notwendig. Innerhalb der Versuche schwankte die Eingangskonzentration der gesamt-BTX zwischen $12,6\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ und $15,5\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ bei dem 0°C Anreicherungsversuch, zwischen $16,1\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ und $17,9\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ bei dem 10°C Anreicherungsversuch, zwischen $18,1\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ und $23,8\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ bei dem 25°C Anreicherungsversuch und zwischen $27,6\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ und $30,8\text{g}/\text{m}^3_{\text{N}}$ bei dem 40°C Anreicherungsversuch. Aufgrund der geringen Anzahl an Probenahmen während der Anreicherungsversuche ist eine Fehlerbetrachtung dieser Schwankungen nicht möglich. Da die aufgetretenen Schwankungen nicht ausreichend dokumentiert wurden.

Bei der Auswertung durch den Gaschromatographen kann ebenfalls ein Fehler auftreten. Die Auswertung der durch den GC erhaltenen Peaks, wurde manuell durchgeführt und somit ist keine vollständige Genauigkeit gegeben, des Weiteren sind die Peaks teilweise überlappend und nicht genau abgegrenzt (Xylol), dies erschwert zusätzlich die Auswertung, jedoch wurde die Auswertung durch eine erfahrene Person durchgeführt, welches das Fehlerrisiko deutlich einschränkt.

Ein Fehler des 40°C Anreicherungsversuches bezüglich des gereinigten Produktgasnormvolumens ist, dass während des Versuches der Kryostat einen Kurzschluss hatte und dadurch auch die Begleitbeheizung der Produktgasleitung ausgefallen ist. Dies führte in weiterer Folge zur Kondensation von Wasser in dem Gaszähler, welcher möglicherweise ab dem Zeitpunkt falsche Werte lieferte, die Auswertung der Messwerte ergab, dass falls der Gaszähler falsche Messwerte lieferte diese nur in geringem Maße Auswirkungen auf das Gesamtergebnis hatte.

7. Zusammenfassung und Ausblick

Allgemein lässt sich sagen, dass bei niedrigen Temperaturen und vor allem bei einer geringen Beladung des RME eine vollständige Abscheidung der BTX-Teere möglich ist. Außer Acht darf man hierbei aber nicht lassen, dass BTX-Teere nur ein Teil der Substanzklasse der Teere sind und somit durch die Ergebnisse nur ein Anhaltspunkt gegeben ist, aber keine allgemeingültige Aussage für das Vielstoffgemisch der Teere getroffen werden kann, dies war aber auch nicht Aufgabe dieser Arbeit.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass Xylol und Toluol einen klaren nachvollziehbaren Zusammenhang zwischen RME-Temperatur und Abscheidegrad bei gegebener Beladung zeigen. Die Ergebnisse zeigen des Weiteren, dass Xylol und Toluol bei niedrigen RME-Temperaturen gute Abscheidegrade aufweisen und je höher die RME-Temperatur bei den Anreicherungsversuchen steigt, desto niedriger sind auch die Abscheidegrade bei gleicher Beladung. Benzol zeigt diesen Zusammenhang in den Ergebnissen nicht.

Wie zu erwarten, wurde die nahezu vollständige Entfernung der BTX-Teere am Beginn der Anreicherungsversuche mit fortschreitender Versuchsdauer schlechter, besonders bei Benzol und bei Toluol lässt sich dieser Zusammenhang eindeutig erkennen. Bei Xylol ist dieser Zusammenhang nicht so stark ausgeprägt.

Ein Vergleich mit dem Kraftwerkswäscher in Güssing zeigt, dass dieser in der derzeitigen Betriebsweise nicht geeignet ist, Benzol, Toluol und Xylol aus dem Produktgas zu entfernen. Da diese Teerbestandteile jedoch die am schwierigsten zu entfernende Teerfraktion darstellen und die BTX-Teerbestandteile in nachfolgenden Anlagenteilen auch zu keinen Betriebsproblemen führen, ist die Abscheidung in diesem Fall auch nicht notwendig. Gesamt kann jedoch gesagt werden, dass RME-Wäscher, wie sie in dieser Arbeit betrachtet wurden, grundsätzlich nicht in der Lage sind BTX-Teere aus dem Produktgas aus der Biomassedampfvergasung auf wirtschaftliche Art zu entfernen. In die Gesamtbetrachtung muss man jedoch mit einbeziehen, dass in dieser Arbeit die Möglichkeit der RME Regeneration nicht betrachtet wurde. Mithilfe dieser RME-Regeneration würde sich eine deutliche Reduktion der benötigten frisch-RME Menge ergeben, diese Reduktion hätte positive Auswirkungen auf die Wirtschaftlichkeit des Gesamtprozesses.

Eine mögliche Lösung des Problems des zu hohen frisch-RME Verbrauches kann die Regeneration des Lösungsmittels sein. Forschungen rund um Lösungsmittel, welche besser geeignet sind um BTX-Teerbestandteile abzuscheiden, wären eine weitere mögliche Richtung in welche geforscht werden sollte um den Betrieb zu verbessern. Fehlende Henry-Konstanten zwischen RME und der BTX-Teerbestandteile verhindern weitere Auslegungsberechnungen bezüglich der Absorption. In diese Richtung muss daher in Zukunft geforscht werden um eine Wäscherauslegung nach Absorption durchführen zu können. Die durch die Anreicherungsversuche erhaltenen Ergebnisse sind ein guter Einstieg in weitere Forschung in diesem Bereich. Sie liefern Informationen, in welche Richtung weitere Forschungsarbeiten gehen könnten.

8. Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.2-1 Umesterung von Rapsöl [5]	11
Abbildung 2.2-2 Vereinfachtes Verfahrensfliessbild der RME Herstellung [6]	11
Abbildung 2.3-1 Vorgänge bei der Vergasung [1]	13
Abbildung 2.4-1 Umwandlung der Biomasse bei der Vergasung [8]	15
Abbildung 2.4.4-1 Aufbau der Teerprobenahme	24
Abbildung 2.5.1-1 Grundprinzip der DFB-Dampfvergasung [1]	26
Abbildung 2.5.1-2 Festbettvergaser [1].....	27
Abbildung 2.5.1-3 Wirbelschichtvergaser (VM Vergasungsmittel) [1].....	28
Abbildung 2.5.1-4 Schema eines Flugstromvergaser [1].....	30
Abbildung 2.5.2-1 RME-Wäscher schematisch	32
Abbildung 2.5.3-1 Anlagenschema des BMHKW Güssing [21].....	34
Abbildung 3.1-1 COCO Ausgabesheet	41
Abbildung 3.2-1 Effizienz der Packungselemente [30].....	47
Abbildung 4.1-1 R&I Schema des Versuchswäschers.....	49
Abbildung 4.1-2 Visualisierungsoberfläche.....	53
Abbildung 4.2-1 Ergebnisse der Hauptkomponentenmessung beim 10°C Anreicherungsversuch	57
Abbildung 4.2-2 BTX-Aromaten.....	58
Abbildung 4.3-1 Verlauf des Füllstandssignals bei dem 0°C Anreicherungsversuch.....	60
Abbildung 4.3-2 Verlauf der Druckdifferenz zwischen Ein-, bzw. Ausgangsdruck des Wäschers.....	61
Abbildung 4.3-3 Verlauf der RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens bei dem 0°C Anreicherungsversuch	62
Abbildung 4.3-4 Produktgastemperatur in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens vor und nach dem Wäscher bei dem 0°C Anreicherungsversuch	63
Abbildung 4.3-5 Verlauf der RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens bei dem 10°C Anreicherungsversuch	64
Abbildung 4.3-6 Produktgastemperatur in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens vor und nach dem Wäscher bei dem 10°C Anreicherungsversuch	64
Abbildung 4.3-7 Verlauf der RME-Temperatur nach dem Wärmetauscher in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens bei dem 25°C Anreicherungsversuch	65
Abbildung 4.3-8 Produktgastemperatur in Abhängigkeit des gereinigten trockenen Produktgasnormvolumens vor und nach dem Wäscher bei dem 25°C Anreicherungsversuch	66
Abbildung 4.4-1 Teerbestandteile-GC (Perkin Elmer Clarus 500 GC)	68
Abbildung 4.4-2 Abscheidegrade der BTX-Komponenten beim 10°C Anreicherungsversuch bezogen auf trockenes Produktgasnormvolumen in logarithmischer Skalierung.....	70
Abbildung 4.4-3 Exponentialfunktion der Abscheidegrade ermittelt über die Methode der kleinsten Fehlerquadrate.....	72
Abbildung 4.4-4 Abscheidegrad der BTX-Komponenten bezogen auf trockenes Produktgasnormvolumen bei den vier Anreicherungsversuchen.....	73
Abbildung 5.1-1 Messwerte und Modell der Abscheidung der BTX- Komponenten und der Summe der BTX-Komponenten bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 0°C Anreicherungsversuch.....	76
Abbildung 5.2-1 Messwerte und Modell der Abscheidung der BTX-Komponenten und der gesamt BTX bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 10°C Anreicherungsversuch.....	78

Abbildung 5.3-1 Messwerte und Modell der BTX-Komponenten und der gesamt BTX bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 25°C Anreicherungsversuch	80
Abbildung 5.4-1 Messwerte und Modell der BTX-Komponenten und der gesamt BTX bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher bei dem 40°C Anreicherungsversuch	82
Abbildung 5.5.1-1 Funktionen der Abscheidegrade des Benzols bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher	84
Abbildung 5.5.1-2 Abscheidegrade von Benzol bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumen in Abhängigkeit von der RME-Temperatur	86
Abbildung 5.5.2-1 Funktionen der Abscheidegrade des Toluols bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher	88
Abbildung 5.5.2-2 Abscheidegrade von Toluol bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumen in Abhängigkeit von der RME-Temperatur	90
Abbildung 5.5.3-1 Funktionen der Abscheidegrade des Xylois bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher	92
Abbildung 5.5.3-2 Abscheidegrade von Xylol bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumen in Abhängigkeit von der RME-Temperatur	94
Abbildung 5.5.4-1 Funktionen der Abscheidegrade der gesamt BTX bei den vier Anreicherungsversuchen bezogen auf die Beladung des RME im Wäscher	96
Abbildung 5.5.4-2 Abscheidegrade der gesamt BTX bei ausgewählten den Wäscher durchlaufenen trockenen Produktgasnormvolumen in Abhängigkeit von der RME-Temperatur	98

9. Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.2-1 Eigenschaften von RME [7].....	12
Tabelle 2.5.1-1 Überblick über realisierte Biomassevergasanlagen [19]	25
Tabelle 2.5.3-1 Kenndaten des Biomassekraftwerks Güssing [20]	33
Tabelle 2.5.4-1 Anforderungen an die Gasqualität [8].....	36
Tabelle 2.5.4-2 Gaszusammensetzung für verschiedene Reaktortypen [8].....	36
Tabelle 2.5.4-3 Typische Verunreinigung des Produktgases der Biomassevergasung [25]	37
Tabelle 3-1 Rahmenbedingungen	38
Tabelle 3.1-1 Naphthalinsättigung des RME	43
Tabelle 3.2-1 Merkmale der Packung [29]	46
Tabelle 4.1-1 Sensoren mit zugehöriger Bezeichnung	54
Tabelle 4.1-2 Aktoren mit zugehöriger Bezeichnung	54
Tabelle 4.2-1 Probenahmeplan für die Teermessung	55
Tabelle 4.2-2 Hauptkomponenten des Produktgases	56
Tabelle 4.4-1 Abscheidegrade der BTX-Komponenten zum Zeitpunkt der Probenahme bei dem 10°C Anreicherungsversuch.....	71
Tabelle 4.4-2 Methode der kleinsten Fehlerquadrate am Beispiel: Benzol bei 10°C.....	72
Tabelle 5-1 Übersicht der Versuche und der tatsächlichen mittleren kalt-RME-Temperatur	75
Tabelle 5.1-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 0°C Anreicherungsversuch.....	76
Tabelle 5.2-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 10°C Anreicherungsversuch.....	78
Tabelle 5.3-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 25°C Anreicherungsversuch.....	80
Tabelle 5.4-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei dem 40°C Anreicherungsversuch.....	82
Tabelle 5.5.1-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei Benzol.....	84
Tabelle 5.5.2-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei Toluol	88
Tabelle 5.5.3-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei Xylol.....	92
Tabelle 5.5.4-1 Summe der Fehlerquadrate der gemessenen Werte gegenüber den durch die Exponentialfunktion angenäherten Werte bei den gesamt BTX-Komponenten	96

10. Nomenklatur

10.1. Formelzeichen

Symbol	Beschreibung	Einheit
A_K	Fläche des Kolonnenquerschnittes	m^2
b	Exponentialkoeffizient	-
$\beta_{Naph, Gas}$	Massenkonzentration an Naphthalin	$\frac{g}{m^3}$
$\beta_{Naph, RME, max}$	Massenkonzentration Naphthalin	$\frac{kg}{m^3}$
BTX_{aus}	BTX-Komponente am Wäscheraustritt	$\frac{g}{m^3_{N,d.b.}}$
BTX_{ein}	BTX-Komponente am Wäschereintritt	$\frac{g}{m^3_{N,d.b.}}$
d_i	Innendurchmesser Kolonne	m
F-Faktor	F-Faktor	$Pa^{\frac{1}{2}}$
\dot{G}	Gasmassenstrom im Versuchswäscher	$\frac{kg}{h}$
\dot{G}_{CHP}	Gasmassenstrom im Kraftwerkswäscher	$\frac{kg}{h}$
ΔH_R^0	Reaktionsenthalpie	$\frac{kJ}{mol}$
\dot{L}	Flüssigkeitsmassenstrom im Versuchswäscher	$\frac{kg}{h}$
\dot{L}_{CHP}	Flüssigkeitsmassenstrom im Kraftwerkswäscher	$\frac{kg}{h}$
$m_{Naph, max}$	Maximale Masse an Naphthalin	kg
\dot{m}_{Naph}	Massenstrom an Naphthalin	$\frac{kg}{h}$
\bar{M}	mittlere molare Masse	$\frac{g}{kmol}$
\dot{n}	Molenstrom im/durch den Versuchswäscher	$\frac{kmol}{h}$
\dot{n}_{CHP}	Molenstrom im/durch den Kraftwerkswäscher	$\frac{kmol}{h}$
η_{BTX}	Abscheidegrad der BTX Komponente	%
$t_{sättigung}$	Stunden bis zur Naphthalinsättigung	h
U_0	Leerrohrgeschwindigkeit	$\frac{m}{s}$
V_{RME}	Volumen RME im Wäscher	m^3
\dot{V}_{Gas}	Volumenstrom des Produktgases	$\frac{m^3}{h}$
\dot{V}_G	Produktgasvolumenstrom bei dem Versuchswäscher	$\frac{m^3}{h}$
V_m	Molvolumen	$\frac{m^3}{kmol}$
\dot{V}_{CHP}	Volumenstrom im Kraftwerkswäscher	$\frac{m^3}{h}$
\dot{V}_{LCHP}	Lösungsmittelvolumenstrom im Kraftwerkswäscher	$\frac{m^3}{h}$
V_{PG}	gereinigtes Produktgasvolumen	m^3_N
V_{RME}	Volumen RME im Versuchswäscher	L
ρ_G	Dichte Gasstrom	$\frac{kg}{m^3}$
ρ_{RME}	Dichte RME	$\frac{kg}{m^3}$

Symbol	Beschreibung	Einheit
X	trockenes Produktgasnormvolumen	$\text{m}_{\text{N,d.b.}}^3$
X	Beladung des RME	$\frac{\text{kg}_{\text{BTX}}}{\text{kg}_{\text{RME}}}$
η	Abscheidegrad	%
η_M	Modellfunktion des Abscheidegrades	%
Y_V	Produktgasvolumen welches pro Liter RME gereinigt werden kann	$\frac{\text{m}^3}{\text{L}}$
z	Fehlerquadrat	-

11. Abkürzungen, chemische Verbindungen

Abkürzungen

BTEX	Benzol, Toluol, Ethylbenzol und Xylol
BTX	Benzol, Toluol, Xylol
CHP	Combined Heat and Power (Kraft-Wärme-Kopplung)
d.b.	Dry Base (auf trockenes Gas bezogen)
DFB	Dual Fluidized Bed
ECN	Energy Research Centre of the Netherlands
FAME	Fatty Acid Methyl Esters (Biodiesel)
FICFB	Fast Internal Circulating Fluidised Bed
GC	Gaschromatograph
HETP/HETS	Height equivalent per theoretical stage
IBC	intermediate bulk container
MFC	Mass Flow Controller
NMR	Nuclear magnetic resonance
PAK	polycyclische aromatische Kohlenwasserstoffe
PG	Produktgas
RME	Rapsmethylester
SPS	speicherprogrammierbare Steuerung
VM	Vergasungsmittel
ZWS	zirkulierende Wirbelschicht
2-ZWS	zirkulierende 2-Bett Wirbelschicht

Chemische Verbindungen

C	Kohlenstoff
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
CO	Kohlenstoffmonoxid
COS	Carbonylsulfid
C ₃ H ₈ O ₃	Glycerin
CH ₄	Methan
CH ₃ OH	Methanol
C ₂ H ₆	Ethan
C ₆ H ₆	Benzol
C ₆ H ₅ OH	Phenol
C ₆ H ₅ CH ₃	Toluol
C ₈ H ₁₀	Xylol
C ₁₀ H ₈	Naphthalin
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
H ₂ S	Schwefelwasserstoff
HCl	Chlorwasserstoff
HCN	Cyanwasserstoff
HF	Fluorwasserstoffsäure
K	Kalium
N ₂	Stickstoff
Na	Natrium
NH ₃	Ammoniak
O ₂	Sauerstoff

12. Literaturverzeichnis

- [1] M. Kaltschmitt, H. Hartmann, H. Hofbauer (Hrsg.), Energie aus Biomasse, 2. Auflage, Springer Berlin Heidelberg, 2009, ISBN: 978-3-540-85094-6
Kap. Einleitung und Zielsetzung, M. Kaltschmitt, S. 2-3,
Kap. Thermochemische Umwandlungsprozesse, H. Hofbauer, M. Kaltschmitt, T. Nussbaumer, S. 375-490,
Kap. Vergasung, H. Hofbauer, A. Vogel, M. Kaltschmitt, S.599-639,
- [2] S. Brysch, Biogene Kraftstoffe in Deutschland: Biodiesel, Bioethanol, Pflanzenöl und Biomass-to Liquid im Vergleich, Diplomica Hamburg, 2008, Kap. Biodiesel in Deutschland, S. 31-36, ISBN: 978-3-836-60671-4
- [3] G. Knothe, J. Van Gerpen, J. Krahl (Hrsg.) The Biodiesel Handbook, AOCS Press Illinois, 2005, ISBN: 978-1-893-99762-2
- [4] V. Quaschnig, Regenerative Energiesysteme, 7. aktualisierte Auflage, Hanser München, 2011, Kap. Biodiesel, S. 338, ISBN: 978-3-446-42732-7
- [5] H. Watter, Nachhaltige Energiesysteme, Grundlagen, Systemtechnik und Anwendungsbeispiele aus der Praxis, 4. Auflage, Vieweg + Teubner Wiesbaden, 2009, Kap. Biokraftstoffe der 1. Generation, S. 205, ISBN: 978-3-8348-0742-7
- [6] M. Narodslawsky, F. Geldsetzer, Rapsmethylester, 2009, Zugriff April 2017: <https://roempp.thieme.de/roempp4.0/do/data/RD-18-00291>
- [7] H. Watter, Regenerative Energiesysteme, Grundlagen, Systemtechnik und Analysen ausgeführter Beispiele nachhaltiger Energiesysteme, 4. Auflage, Springer Wiesbaden, 2015, Kap. Biokraftstoffe der 1. Generation, S. 259, ISBN: 978-3-658-09637-3
- [8] T. Nussbaumer „Verfahren und Potential der Biomassevergasung“ (Hrsg.), 7. Holzenergie-Symposium, Luftreinhaltung und Explosionsschutz bei Holzfeuerungen und Stand der Technik der Holzvergasung, ETH Zürich, 2002, Kap. Grundlagen der Vergasung, S. 111-112, ISBN 3-908705-01-0

- [9] Y. Neubauer, Online Analyse von Teer aus der Biomassevergasung mit Lasermassenspektrometrie, Dissertation, Technische Universität Berlin, 2008, Kap. Teer, S. 11-26, Kap. Teeranalyse, S. 27-32
- [10] D. Dayton, A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction, Bericht NREL/TP-510-32815 National Renewable Energy Laboratory Colorado, 2002, S. 2-3
- [11] J. Good, L. Ventress, H. Knoef, U. Zielke, P. Lyck Hansen, W. van de Kamp, P. de Wild, B. Coda, S. van Paasen, J. Kiel, Ch. Unger, J. Neeft, M. Suomalainen, P. Simell, Sampling and analysis of tar and particles in biomass producer gases, Technical Report, CEN BT/TF 143 "Organic contaminants ("tar") in biomass producer gases" 2005
- [12] L. Devi, Catalytic removal of biomass tars : olivine as prospective in-bed catalyst for fluidized-bed biomass gasifiers, TU Eindhoven, 2005, Kap. Tars in biomass gasifiers, S. 6
- [13] DIN CEN/TS 15439:2006-08, Biomassevergasung – Teer und Staub in Produktgasen – Probenahme und analytische Bestimmung, 2006
- [14] R.W.R. Zwart, Gas cleaning downstream biomass gasification, Status Report, ECN-E-08-078, Biomass, Coal and Environmental Research, The Netherlands, 2009, S. 49
- [15] M. Balas, M. Lisy, Z. Skala, J. Pospisil, Wet scrubber for cleaning of syngas from biomass gasification, Advances in Environmental Science, Development and Chemistry, 2014, S. 195-200, ISBN: 978-1-61804-239-2
- [16] S. Rönsch, DBFZ Report Nr. 5, Optimierung und Bewertung von Anlagen zur Erzeugung von Methan, Strom und Wärme aus biogenen Festbrennstoffen, Deutsches Biomasse Forschungszentrum, Dissertation, TU Hamburg-Harburg, 2011, Kap. Teerentfernung, S. 12-13
- [17] A. Paethanom, S. Nakahara, M. Kobayashi, P. Prawisuolha, K. Yoshikawa. Performance of tar removal by absorption and adsorption for biomass gasification, Fuel Processing Technology, 2012, S. 144-150

- [18] K. Bosch, Scale Up der Dampf-Wirbelschicht-Biomassevergasung: vom Technikumsmaßstab in den industriellen Maßstab, Dissertation, TU Wien, 2007
- [19] F. Gallucci, M. von Sint Annaland (Hrsg.), Process intensification for sustainable energy conversion, John Wiley & Sons, 2015, ISBN: 978-1-118-44935-6
- [20] M. Bolhàr-Nordenkamp, R. Rauch, K. Bosch, C. Aichernig, H. Hofbauer, Biomass CHP Plant Güssing – Using Gasification for Power Generation, 2nd Regional Conference on Energy Technology Towards a Clean Environment, Phuket Thailand, 2003
- [21] N. Diaz Perez, Hydrogen separation from producer gas generated by biomass steam gasification, Dissertation, TU Wien, 2013, Kap. Hydrogen from biomass, S. 19-27
- [22] H. Hofbauer, R. Rauch, K. Bosch, R. Koch, C. Aichernig, Biomass CHP Plant Güssing - A Success Story, 2003
- [23] H. Hofbauer, K. Bosch, I. Siefert, C. Aichernig, H. Tremmel, K. Voigtlaender, R. Koch, R. Lehner, Steam gasification of biomass at CHP Plant Güssing – Status of the demonstration plant, Proceedings of the 2nd World Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Rome, Italy, 2004
- [24] H. Hofbauer, G. Veronik, T. Fleck, R. Rauch, H. Mackinger, E. Fercher, The FICFB – Gasification Process, In Developments in Thermochemical biomass Conversion, Bridgwater, A.V: and D.G.B. Boocock (Eds.) London, 1997, S. 1016-1025
- [25] A. Bandi, Verfahrensübersicht Gasreinigungsverfahren, FVS Fachtagung, 2003, Zugriff April 2017: http://www.fvee.de/fileadmin/publikationen/Workshopbaende/ws2003-2/ws2003-2_03_02.pdf
- [26] K. Sattler, Thermische Trennverfahren, 3. Auflage, Wiley-VCH Weinheim, 2001, ISBN: 3-527-30243-3, Kap. Absorption, S. 313-366
- [27] Thermo Scientific Temperature Control Products, Haake Phoenix II – Haake C/DC Haake EK Haake DynaMax, 2007, Zugriff April 2017: <https://tools.thermofisher.com/content/sfs/brochures/D17348~.pdf>

- [28] K. Jörg, Abwasserfreie Abscheidung von Partikeln und Teeren aus Holzgas, Dissertation, TU Wien, 2003, Kap. Teeraufnahmefähigkeit der Lösungsmittel, S. 84-86
- [29] H. Hofbauer, A. Friedl, R. Rauch, K. Bosch, Zwischenbericht Wäscher RENET, Renewable Energy Network Austria, 2000, Kap. Packung, S. 12-15
- [30] Sulzer Chemtech, Structured Packings, Energy-efficient, innovative and profit-able, Zugriff April 2017: https://www.sulzer.com/de/-/media/Documents/ProductsAndServices/Separation_Technology/Structured_Packings/Brochures/Structured_Packings.pdf