



DIPLOMARBEIT

Automatisierung des Basic Engineering einer Produktgasaufbereitungsstrecke für die weitere Verwertung

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades der Diplomingenieurin unter der Leitung von

Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Hermann Hofbauer

am

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

betreut von

Dipl.-Ing. Dr. techn. Stefan Müller Dipl.-Ing. Dr. techn. Florian Benedikt Dipl.-Ing. Martin Hammerschmid

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

Carina Bakosch

Matrikelnummer 01326045 Studienkennzahl 066 473

Wien, am 10. Juli 2021

Eidesstattliche Erklärung

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Diplomarbeit selbstständig und ohne fremde Hilfe verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt bzw. die wörtlich oder sinngemäß entnommenen Stellen als solche kenntlich gemacht habe.

•••••	 •••••	• • • • • • • • • • • • • • • • • • • •

Wien, am 10. Juli 2021

Carina Bakosch

Danksagung

An dieser Stelle möchte ich einige Worte an diejenigen Personen richten, die diese Diplomarbeit erst möglich gemacht haben.

An erster Stelle gebührt mein Dank Herrn Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Hermann Hofbauer für die Möglichkeit, diese Arbeit am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften verfassen zu dürfen. Vielen Dank auch für viele bereichernde und kurzweilige Vorlesungen im Laufe des Studiums. Weiters danke ich Herrn Ing. Dipl.-Ing. Dr. techn. Stefan Müller, der mir ermöglicht hat, diese Arbeit auf meine (besseren) Umstände angepasst, verfassen zu können. Meinen beiden Betreuern Dipl.-Ing. Dr. techn. Florian Benedikt und Dipl.-Ing. Martin Hammerschmid möchte ich für ihre außerordentliche Unterstützung danken. Nicht nur die fachliche Expertise und der reibungslose Ablauf, sondern auch der freundschaftliche Umgang wurden von mir besonders wertgeschätzt und sind wahrlich keine Selbstverständlichkeit.

Meinen Freunden Lukas, Marco, Peter, Andreas und Tamara möchte ich an dieser Stelle für die unvergesslichen Jahre danken. Wir haben Höhen und Tiefen erlebt, gemeinsam (ab)gelitten und unzählbare Stunden im Lehar-Trakt, hinterm Vortmann-Hörsaal oder im Sant-Ambrogio-Raum verbracht. Dabei wurde viel geflucht, aber vor allem viel gelacht. Für diese anstrengende und trotzdem beste Zeit meines Lebens möchte ich euch von ganzem Herzen danken.

Meinen Eltern möchte ich an dieser Stelle für ihre bedingungslose Unterstützung in jeder Hinsicht danken. Ihr habt mich ohne Stereotype erzogen und mich in all meinen Interessen gefördert. Ohne euch wäre ich nicht der Mensch, der ich heute bin und hätte nicht dieses Studium gewählt.

Ganz besonders danke ich meinem Partner Lukas, der mir die größte Stütze war und ist. Dein stets offenes Ohr für mich und deine Fähigkeit, mich in jeder Lebenslage aufzumuntern, haben mir durch die Abschlussphase meines Studiums ungemein geholfen. Ob Kinder kriegen, Kinder haben, Haus bauen, Diplomarbeit schreiben, arbeiten – oder wie in unserem Fall alles gleichzeitig – mit dir als Partner ist alles zu schaffen und nichts unerreichbar. Ich liebe dich.

Zuallerletzt möchte ich zwei kleinen Rabauken danken, die beim Schreiben dieser Arbeit oft meinen Schoß besetzt haben: Matteo und Olivia. Ihr bringt mich auf den Boden der Tatsachen zurück und zeigt mir die wirklich wichtigen Dinge im Leben, seien das Duplo-Türme oder Bastelwerke aus Klopapierrollen. Ich wünsche euch, dass ihr eure Träume verwirklichen könnt und werde euch dabei immer unterstützen.

Abstract

Over the last decades the technology of dual fluidized bed gasification with steam as gasification agent has been a subject of research. Several industrial plants have been built, yet some of them had to cease operation due to various reasons. It was found that there was no considerable learning effect in the specific investment costs per kW_{el}.

To boost the profitability of the DFB technology and make the operation of such plants more attractive, an Excel tool has been developed for this master thesis. The tool called "BE wizard" (basic engineering wizard) automatizes the basic engineering of a producer gas cleaning line of a DFB plant with steam of wood chips to generate power and heat. In this tool, all the lessonslearned of existing industrial plants are included in the used apparatus models. Not only the automatized basic engineering is done much quicker and easier, but also the operation of a plant with the best technology available is much more profitable. Such plants can reach full load hours faster.

The Excel tool BE Wizard imports data from an IPSEpro process simulation of a producer gas cleaning line and processes it. This data represents the basis for further design of the apparatus. Each apparatus will be calculated and a 3D model in Autodesk Inventor is generated. All these processes are obtained fast and user-friendly. If possible, VBA macros take care of as many work steps as possible.

A techno-economical evaluation of the levelized costs of electricity (LCOE) for two hypothetical DFB plants, which have been planned using BE wizard, was conducted. It was found that the LCOE declined due to the decrease in planning costs and increase in full load hours. Moreover, a sensitivity analysis was performed to gain information about the influence of various parameters regarding the LCOE. Comparing the costs of the two hypothetical DFB plants and a combined cycle power plant with natural gas it was found out that the LCOE of the DFB plants are still higher. Comparing these two DFB plants with the Austrian energy price for an average household also showed that the LCOE for the DFB plants are much larger. Therefore, government and legislation should take action to boost the expansion of renewable energy by governmental promotion, taxes and market premiums.



Kurzfassung

Die Technologie der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung ist schon seit mehreren Jahrzehnten Gegenstand der Forschung. Auch mehrere industrielle Anlagen wurden gebaut, gingen allerdings aus verschiedenen Gründen wieder vom Netz. Es zeigt sich, dass sich bei den spezifischen Investitionskosten pro kWel noch kein Lerneffekt eingestellt hat und die Kosten kaum gesunken sind.

Um die Wirtschaftlichkeit der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlagen zu verbessern und den Betrieb einer solchen attraktiver zu machen, wurde im Zuge dieser Diplomarbeit ein Excel-Tool entwickelt. Das "BE Wizard" (Basic Engineering Wizard) getaufte Tool dient zur Automatisierung des Basic Engineering der Produktgasreinigungsstrecke einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage mit Holzhackschnitzeln zur Strom- und Wärmegewinnung. In diesem Tool werden Lessons-Learned aus dem Betrieb von bestehenden Anlagen in die Auslegung der Apparatemodelle eingearbeitet. So soll das Basic Engineering nicht nur durch die Automatisierung um ein Vielfaches schneller von statten gehen und so Planungskosten sparen, sondern auch den nachfolgenden Betrieb durch die Verwendung der bestmöglichen Technologien erleichtern. So kann die Anlage schneller Volllaststunden erreichen und wirtschaftlicher betrieben werden.

Für BE Wizard werden die Daten aus einer IPSEpro-Prozesssimulation der Produktgasreinigungsstrecke importiert und aufbereitet. Diese Daten dienen als Grundlage für die Auslegung der Apparate. Für jeden Apparat wird in Autodesk Inventor ein 3D-Modell generiert. Alle diese Abläufe geschehen möglichst benutzerfreundlich und schnell. Wo möglich werden dem Benutzer Arbeitsschritte von VBA-Makros abgenommen.

In der technoökonomischen Bewertung wurden die Stromgestehungskosten für zwei fiktive DFB-Anlagen berechnet, welche mit BE Wizard ausgelegt wurden. Es zeigte sich, dass die Stromgestehungskosten gesenkt werden konnten. Die Planungskosten konnten gesenkt werden, einen großen Beitrag zur Verringerung der Stromgestehungskosten konnte durch das schnellere Erreichen der Volllaststunden gelingen. Darüber hinaus wurde eine Sensitivitätsanalyse über den Einfluss der verschiedenen Parameter auf die Stromgestehungskosten durchgeführt. Im Vergleich mit einer Gas- und Dampf-Anlage liegen die Kosten zur Stromerzeugung über denen einer DFB-Anlage mit BE Wizard. Auch der Vergleich mit dem Energiepreis aus dem österreichischen Strommix eines durchschnittlichen Haushalts zeigt, dass die Kosten für Strom aus den zwei fiktiven Anlagen weit höher liegen. Hier ist die Politik und Gesetzgebung gefragt, um den Ausbau von erneuerbaren Energien mit Förderungen, Steuern und Marktprämien zu fördern.

Acknowledgement

Die in dieser Arbeit präsentierten Ergebnisse sind Teil des Projekts "ReGas4Industry", finanziert durch die Österreichischen Klima und Energie Fonds und unterstützt durch die Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft. Die Vollendung dieser Abschlussarbeit wurde in Zusammenarbeit mit der SMS group Process Technologies GmbH und der Energy & Chemical Engineering GmbH erreicht. Danke auch an die Mitglieder der Forschungsplattform "Future Energy Technology" des Instituts für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften an der Technischen Universität Wien.













Inhaltsverzeichnis

1	E	IIII.	EII UNG			
2	\mathbf{S}	TAN	ID DER TECHNIK DER ZWEIBETTWIRBELSCHICHT-			
D	AM	PFV	ERGASUNG VON BIOMASSE4			
	2.1	.1 ÜBERBLICK STROM- UND WÄRMEERZEUGUNG AUS ERNEUERBAREN UND FOSSILEN RESSOURCEN.4				
	2.2	ZWE	EIBETTWIRBELSCHICHT-DAMPFVERGASUNG VON BIOMASSE			
	2.3	Bre	NNSTOFF- UND PRODUKTGASANALYSEN			
	2.4	PRO	DUKTGASBEHANDLUNG			
	2.5	ÜBE	RBLICK PRODUKTGASREINIGUNGSAPPARATE UND WÄRMEAUSTAUSCHER			
	2.	.5.1	Wärmeübertragung			
	2.	.5.2	Partikelabscheidung			
	2.	.5.3	Gaswäsche			
	2.	.5.4	Adsorption			
	2.	.5.5	Chemische Reaktion			
	2.6	PRO	DUKTGASNUTZUNG			
	2.	.6.1	Produktion von Strom und Wärme			
	2.	.6.2	Produktion von Wasserstoff			
	2.	.6.3	Produktion von synthetischem Erdgas			
	2.	.6.4	Produktion von Fischer-Tropsch-Treibstoff			
	2.	.6.5	Andere Produkte			
	2.	.6.6	Zusammenfassung			
	2.7	Indi	USTRIELLE ANLAGEN			
3	\mathbf{N}	(ET	HODEN36			
	3.1	Con	MPUTER INTEGRATED PLANT ENGINEERING			
	3.2	MET	THODIK CIPE-TOOL "BE WIZARD"40			
	3.3	Bas	IC ENGINEERING UND AUSLEGUNGSRECHNUNG			
	3.	.3.1	Produktgas- und RME-Kühler40			
	3.	.3.2	Schlauchfilter			
	3.	.3.3	RME-Füllkörperkolonne			
	3.	.3.4	RME-Dekanter55			
	3.4	TEC	HNOÖKONOMISCHE BEWERTUNG56			
	3.	.4.1	Methode der Levelized Costs of Electricity LCOE und Levelized Costs of Heat LCOH56			
	3.	.4.2	Sensitivitätsanalyse			
4	E	RGE	EBNISSE			
	4.1		VENDUNG CIPE-TOOL "BE WIZARD"			
	4.	.1.1	Erstellen eines neuen Projekts			
	4.	.1.2	Erstellen der Stoffstromtabelle			

	4.1.3	Auslegung der Produktgaskühler 1, 2 und 3 sowie des RME-Kühlers	61
	4.1.4	Auslegung des Produktgasfilters	64
	4.1.5	Auslegung des Produktgaswäschers und des Dekanters	65
	4.1.6	Gesamtbericht und Visualisierung der gesamten Produktgasaufbereitungsstrecke	67
	4.2 Tec	CHNOÖKONOMISCHE BEWERTUNG	68
	4.2.1	Ergebnisse der LCOE-Berechnung und Sensitivitätsanalyse	68
	4.2.2	Vergleich der LCOE von DFB-, GuD-Anlagen und dem österreichischen Energiepreis	71
5	ZUSA	MMENFASSUNG UND AUSBLICK	73
LI	TERAT	TURVERZEICHNIS	77
\mathbf{T}_{I}	ABELLI	ENVERZEICHNIS	82
ΑI	BILDU	JNGSVERZEICHNIS	82
\mathbf{S}	MBOL	VERZEICHNIS	85
ΑI	3KÜRZ	UNGSVERZEICHNIS	89
	NH A NC		03

Einleitung 1

In den letzten beiden Jahrzehnten wurde die Technologie der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung entwickelt. Ziel der gegenwärtigen Forschungsaktivitäten ist es, die Technologie voranzutreiben. Vor allem in Bezug auf die herrschende Klimakrise kann diese Vergasungstechnologie einen Beitrag zur Lösung des wohl größten Problems unserer Generation beitragen.

In kommerziellem und großtechnischem Maßstab wurden bereits sechs Anlagen installiert. Diese sind Güssing (AT, 8,25 MW_{th}), Oberwart (AT, 8,4 MW_{th}), Villach (AT, 15 MW_{th}), Senden/Neu-Ulm (DE, 15 MWth), Göteborg (SE, 32 MWth) sowie Nongbua (TH, 3,8 MWth). Es zeigte sich, dass trotz des bereits bekannten Knowhows aus der Planung, der Installation und des Betriebs der Anlagen die spezifischen Investitionskosten noch nicht signifikant gesunken sind. Wie in Abbildung 1.1 ersichtlich, zeigt die Lernkurve der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung zur Strom- und Wärmeerzeugung keine merkliche Senkung der spezifischen Investitionskosten pro kW elektrischer installierter Leistung über die kumulierte installierte elektrische Leistung der Anlagen. Folglich müssen Bestrebungen unternommen werden, um die spezifischen Investitionskosten zu senken und damit die Wirtschaftlichkeit der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung zu verbessern.

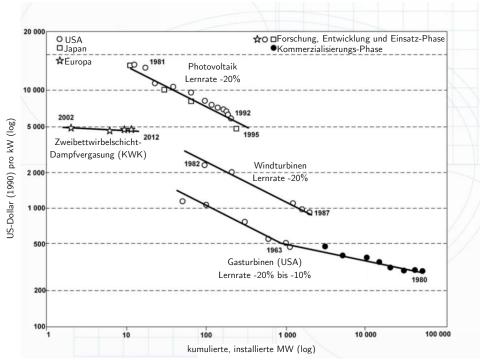


Abbildung 1.1: Lernkurven für KWK-Anlagen basierend auf Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen [1] KWK ... Kraft-Wärme-Kopplung, log ... logarithmisch

Für die Planung einer neuen Anlage muss ein hoher finanzieller Aufwand von rund 7-10 % [2]-[4] der Investitionskosten betrieben werden. Einen wesentlichen Teil dieser Planung bildet das Basic Engineering (zu Deutsch "grundlegende Anlagenauslegung") einer solchen Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage von Biomasse und darin die Planung und Auslegung der Produktgaskühlung und Produktgasreinigung.

In der Diplomarbeit von Hammerschmid [5] wurde bereits ein virtueller Planungsraum entwickelt, um das Basic Engineering für eine Biomassevergasungsanlage zu automatisieren. Aufbauend auf diese Arbeit soll nun das Konzept des Computer Integrated Plant Engineering (CIPE, zu Deutsch "computerunterstützte Anlagenplanung") weiterentwickelt werden.

Ziel dieser Arbeit ist es, mit Hilfe eines CIPE-Tools die Planungsphase einer Anlage zu verkürzen und zu vereinfachen, um sowohl das Planungsrisiko als auch die Planungs- und somit Investitionskosten zu verringern. Auch sollen über ein solches Tool die Erfahrungen und Lessons-Learned aus bestehenden Anlagen integriert und damit eine Planung auf dem aktuellen Stand der Technik ermöglicht werden. Fehler in der Planung oder im Betrieb der Anlage werden so nicht mangels besseren Wissens wiederholt. Damit lässt sich der Betrieb einer Anlage bei Volllaststunden rascher erreichen, was sich positiv auf die Wirtschaftlichkeit der Anlage auswirkt. In Abbildung 1.2 ist ersichtlich, dass das Erreichen der Volllaststunden bei den bestehenden kommerziellen Anlagen Güssing (AT), Oberwart (AT), Senden (DE) und Göteborg (SE) erst nach mehreren Jahren erfolgreich umgesetzt werden konnte. Als Folge der vereinfachten, schnelleren Planung auf dem neuesten Stand der Technik soll es auch zu einem häufigeren Bau von solchen Zweibettwirbelschichtanlagen kommen. Damit sinken die Bauteilkosten durch die erhöhte Nachfrage und somit können nicht nur Planungs-, sondern auch Apparatekosten eingespart werden.

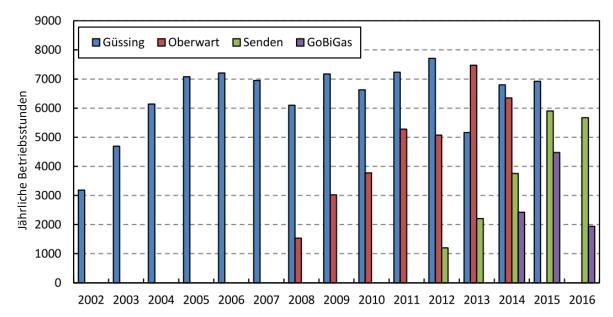


Abbildung 1.2: Entwicklung der Betriebsstunden der Anlagen Güssing (AT), Oberwart (AT), Senden (DE) und Göteborg ("GoBiGas" - SE) [6]

Die Kostenersparnis soll dadurch erreicht werden, dass das Basic Engineering einer ausgewählten Produktgasaufbereitungsstrecke automatisiert und ein CIPE-Tool angewendet wird. Konkret werden die Ergebnisse einer Simulation übernommen, mit welchen die Auslegungsrechnung der einzelnen Apparate durchgeführt und weiter jeweils ein 3D-Modell aller Apparate erstellt wird. Ob diese Automatisierung einen Kostenvorteil bringt, wird in einer technoökonomischen Bewertung mit Hilfe der Methode der Levelized Cost of Electricity (LCOE, zu Deutsch "Stromgestehungskosten") überprüft.

Folgende Forschungsfragen werden im Zuge dieser Arbeit beantwortet:

- Wie sieht der Stand der Technik hinsichtlich Produktgaskühlung und Produktgasreinigung bei der Strom- und Wärmeerzeugung, SNG-Synthese (Synthetic Natural Gas, zu Deutsch "synthetisches Erdgas"), FT-Synthese (Fischer-Tropsch-Synthese) und der Wasserstoffherstellung bei der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Biomasse aus?
- Wie hoch ist das Einsparungspotential hinsichtlich Planungs- und Investitionskosten durch das automatisierte Basic Engineering im Vergleich zur konventionellen Planung?

Diese Arbeit gliedert sich in einen Literaturteil, Methodenteil und Ergebnisteil. Im Literaturteil wird zuerst in Kapitel 2 ein Überblick über den Stand der Technik der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Biomasse, die verwendeten Brennstoffe und der daraus resultierenden Produktgaszusammensetzung, der Möglichkeiten der Produktgasbehandlung und der realisierten, industriellen Anlagen gegeben. Der Methodenteil in Kapitel 3 umfasst eine Vorstellung der betrachteten Produktgasaufbereitungsstrecke, eine Einführung in das Konzept des Computer Integrated Plant Engineering, die Beschreibung der Vorgehensweise und der Abläufe des entwickelten CIPE-Tools "BE Wizard", des Basic Engineering, der Auslegungsrechnung für die Apparate der vordefinierten Produktgasreinigungsstrecke und die Beschreibung der Vorgehensweise bei der technoökonomische Bewertung. Der Ergebnisteil in Kapitel 4 präsentiert das CIPE-Tool inklusive der Berechnungsblätter der Auslegungsrechnung der einzelnen Apparate. Ebenso werden die Ergebnisse aus der technoökonomischen Bewertung gezeigt. Kapitel 5 beinhaltet die Zusammenfassung und einen Ausblick in die Zukunft.



Stand der Technik der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Biomasse

In diesem Kapitel wird ein Überblick über den Stand der Technik der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Biomasse gegeben. Der erste Abschnitt dieses Kapitels gibt einen Überblick über konkurrierende Technologien zur Strom- und Wärmeerzeugung. Weiters werden die eingesetzten Brennstoffe und die daraus resultierenden Produktgaszusammensetzungen gezeigt, sowie Möglichkeiten der Gasbehandlung und der dazu verwendeten Apparate, Wege der Produktgasnutzung und industrielle Anlagen beschrieben.

2.1 Überblick Strom- und Wärmeerzeugung aus erneuerbaren und fossilen Ressourcen

Dieses Kapitel gibt einen Überblick über die Möglichkeiten der Strom- und Wärmeerzeugung aus erneuerbaren und fossilen Ressourcen. Weiters wird ein Vergleich zwischen den Strom- und Wärmegestehungskosten (Levelized Cost of Electricity, LCOE bzw. Levelized Cost of Heat, LCOH) gezogen. In diesen Kosten sind Investitionskosten, Betriebskosten, Brennstoffkosten und die produzierte Menge an Strom bzw. Wärme berücksichtigt. [7, S. 16]

Bei den konventionellen, fossilen Technologien gibt es eine Vielzahl an etablierten und weitverbreiteten Möglichkeiten zur Strom- und Wärmeerzeugung. Darunter fallen unter anderem Öl-, Gas- bzw. Gas-und-Dampf- (GuD) und Kohle-Kraftwerke, sowie Müllverbrennungsanlagen. Energie aus erneuerbaren Ressourcen kann beispielsweise durch Solarthermie, Photovoltaik, Biogasanlagen, Biomassekraftwerken, Wind- oder Wasserenergie gewonnen werden. Die Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung zählt ebenfalls zu den Biomassekraftwerken und somit zu den erneuerbaren Energietechnologien.

Energiegestehungskosten zentraler Energietechnologien

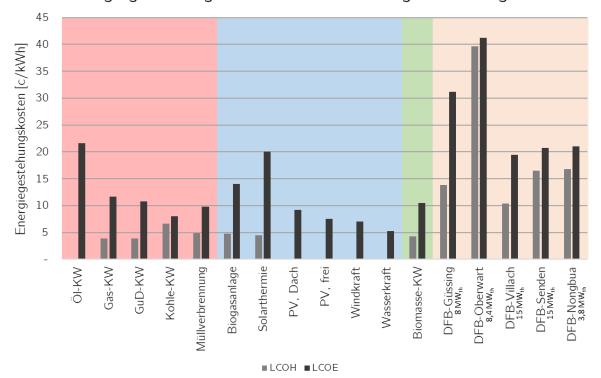


Abbildung 2.1: Energiegestehungskosten zentraler Wärme- und Stromproduktionstechnologien, Zweibettwirbelschichtanlagen von links nach rechts in chronologischer Reihenfolge nach Jahr der Inbetriebnahme [1], [2], [5], [6], [8]–[13]

KW ... Kraftwerk, PV ... Photovoltaik, DFB ... Dual Fluidized Bed (Zweibettwirbelschichtanlage)

Abbildung 2.1 zeigt die Energiegestehungskosten für die zentrale Erzeugung von Strom (LCOE) und Wärme (LCOH) aus verschiedenen fossilen und erneuerbaren Ressourcen. Fossile Energieerzeugungstechnologien sind rot, erneuerbare blau, Biomasse- grün und Zweibettwirbelschicht-Anlagen orange hinterlegt. In diesem Balkendiagramm zeigt sich, dass Strom aus den erneuerbaren Ressourcen Sonnen-, Wasser- und Windkraft zu den wirtschaftlichsten Technologien gehört, dicht gefolgt von der Stromerzeugung aus Kohle. Energie aus Öl, Gas, Biomasse und Müll liegt im Mittelfeld. Die DFB-Biomassevergasungsanlagen (Dual Fluidized Bed, zu Deutsch "Zweibettwirbelschicht") am rechten Rand des Balkendiagramms liegen im oberen Kostensektor. Es ist auch kein merklicher Lerneffekt erkennbar, die Energiegestehungskosten sind auch bei neueren Anlagen nicht im Vergleich zu den vorangegangenen Anlagen gesunken, sondern schwanken merklich. Die Berechnungen zu den LCOE und LCOH der bestehenden Anlagen finden sich im Anhang.

Der Vergleich der Energiegestehungskosten mit denen der DFB-Biomassevergasungsanlagen zeigt, dass hier noch eine Absenkung der Kosten notwendig ist, um auf wirtschaftlicher Ebene mit den anderen Technologien konkurrieren zu können.



2.2 Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Biomasse

Mit der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung wurde in den letzten zwei Jahrzehnten an der TU Wien eine Technologie entwickelt, welche auf einer thermo-chemischen Umwandlung fester oder flüssiger Biomasse in ein mittelkalorisches Produktgas beruht. [14, S. 10] Diese Technologie soll im folgenden Abschnitt erklärt werden.

Bei der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung kommen zwei miteinander kommunizierende Wirbelschichtreaktoren zum Einsatz. Diese können jeweils stationär oder zirkulierend betrieben werden. Abbildung 2.2 zeigt schematisch das Grundprinzip der Vergasung in der Zweibettwirbelschicht.

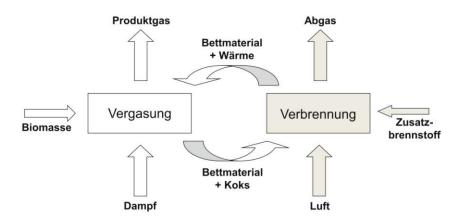


Abbildung 2.2: Grundprinzip einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung mit umlaufendem Wärmeträger (Bettmaterial) [15]

Der Brennstoff wird in den ersten Reaktor, dem Vergasungsreaktor, zugegeben und dort je nach Anwendung bei Temperaturen zwischen 650 - 850 °C vergast. Als Vergasungs- und Fluidisierungsmittel wird Dampf verwendet. Damit die bei der Vergasung ablaufenden endothermen Reaktionen stattfinden können, muss dem System Wärme zugeführt werden. Dies erfolgt über das heiße Bettmaterial, wobei meist Olivin eingesetzt wird. Die Wärme für das Bettmaterial wird in der zweiten Wirbelschicht, dem Verbrennungsreaktor, durch die teilweise Verbrennung des biogenen Brennstoffs (Pyrolysekoks) oder eines Zusatzbrennstoffs bei Temperaturen zwischen 850 - 950 °C mit dem Verbrennungs- und Fluidisierungsmittel Luft bereitgestellt. Typischerweise herrschen in der Verbrennungswirbelschicht 50 bis 150°C höhere Temperaturen als in der Vergasungswirbelschicht. Bei der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung handelt es sich also um einen allothermen Prozess. Die beiden Wirbelschichten sind über Siphone oder Zyklone voneinander getrennt, um einen Gasdurchbruch von Produkt- oder Abgas zu vermeiden. Nur das Bettmaterial zirkuliert zwischen den beiden Wirbelschichten. Diese Variante der Zweibettwirbelschicht wird daher auch Vergasung mit umlaufendem Wärmeträger genannt. [15]

Kommt Dampf als Vergasungsmittel zum Einsatz entsteht ein Produktgas, das frei von N2 ist und sich hauptsächlich aus H2 und CO zusammensetzt. Der Heizwert liegt dabei zwischen 12 bis 14 MJ/Nm³. Dieses Gas eignet sich – nach einer entsprechenden Aufreinigung - sehr gut zur Synthese von beispielsweise SNG, Fischer-Tropsch-Treibstoffen oder gemischten Alkoholen. Eine typische Produktgaszusammensetzung aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung zeigt Tabelle 2.1. [14, S. 10–11]

Tabelle 2.1: Typische Produktgaszusammensetzung aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung, Daten aus Güssing [16, S. 466]

8[1)					
Einheit		Zweibettwirbelschicht-Dampf- vergasung bei atm. Druck			
H_2	v.%	35-45			
СО	v.%	22-25			
CO_2	v.%	20-23			
CH ₄	v.%	9-11			
N_2	v.%	<1			

atm. ... atmosphärisch

Allgemein lassen sich die typischen Eigenschaften der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung wie in Tabelle 2.2 zusammenfassen:

Tabelle 2.2: Typische Eigenschaften der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung [15], [16]

Temperatur	700 - 900 °C
Brennstoffleistung	$5-200~\mathrm{MW}$
Einsetzbarer Brennstoff	hohe Brennstoffflexibilität
	1 - 50 mm Partikelgröße
	große Bandbreite an Asche- und Wassergehalt verwendbar
	Probleme mit sehr feinen Partikeln und geringer Ascheschmelz- temperaturen durch Agglomerationen und Anbackungen
Hochwertiges Produktgas	Heizwert bei 12 - 14 $\mathrm{MJ/Nm}^3_{\mathrm{tr}}$
	frei von N ₂
	reich an H ₂ und damit gut zur Synthese geeignet
	reich an CH ₄ für SNG-Synthese
H ₂ /CO-Verhältnis	flexible Einstellung des H ₂ /CO-Verhältnisses möglich
Getrennter Vergasungs-	unabhängig voneinander optimal einstellbar
und Verbrennungsreaktor	erhöhte Komplexität aufgrund der beiden Wirbelschichten
	Trennung von Produkt- und Abgas
	getrennte Reinigungsstrecke für jeweils Produkt- und Abgas
Co-Firing	zu Deutsch "Mischverbrennung"
	gut geeignet für KWK und IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle, zu Deutsch "Kombi-Prozess mit integrierter Vergasung")

Wird das Produktgas zur Synthese verwendet, so ist für die optimale Ausbeute an Syntheseprodukt – zum Beispiel H₂, SNG, Fischer-Tropsch-Treibstoff, etc. - ein bestimmtes Verhältnis an H₂ zu CO nötig. Dieses Verhältnis lässt sich entweder direkt in der Vergasungswirbelschicht durch Sorption Enhanced Reforming (SER) oder nachträglich in einem Wasser-Gas-Shift-Reaktor einstellen. Maßgeblich für diese beiden Prozesse ist die Wasser-Gas-Shift-Reaktion, siehe Glg. 2.1. [16, S. 467] Der Wasser-Gas-Shift-Reaktor wird in Kapitel 2.5.5 erläutert.

Glg. 2.1
$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 \qquad \Delta H_R^{650^{\circ}C} = -36,7 \frac{kJ}{mol}$$

Glg. 2.2 $CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2 \qquad \Delta H_R^{900^{\circ}C} = +165,5 \frac{kJ}{mol}$
Glg. 2.3 $CaO + CO_2 \rightarrow CaCO_3 \qquad \Delta H_R^{650^{\circ}C} = -170,5 \frac{kJ}{mol}$

Der SER-Prozess lässt sich anhand von Abbildung 2.3 beschreiben. Als Bettmaterial dient typischerweise ein kalziumbasiertes Sorptionsmittel, beispielsweise Dolomit oder Kalkstein. Das Bettmaterial wird im Verbrennungsreaktor bei 830 - 930 °C kalziniert und das gebundene CO₂ dabei ausgetrieben (Glg. 2.2). Nun wird das Bettmaterial in den Vergasungsreaktor eingebracht und reagiert dort mit dem vorhandenen CO₂ aus der Vergasung der Biomasse bei 600 - 700 °C zu CaCO₃ (Glg. 2.3). Durch die kontinuierliche Wegnahme des CO₂ im Produktgas steigt der Anteil an H₂ nach dem Prinzip von Le Chatelier an. Dadurch kann ein H₂/CO-Verhältnis zwischen 2 und 10 eingestellt werden. [17, S. 2]

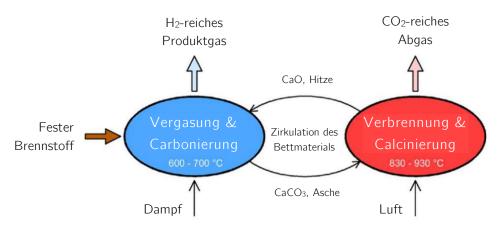


Abbildung 2.3: Schematische Darstellung des SER-Prozesses [17, Abb. 3]

Genaueres zum SER-Prozess findet sich in Fuchs et al. [17] und Schmid et al. [18].

2.3 Brennstoff- und Produktgasanalysen

Ein wichtiger Parameter bei der Zweibettwirbelschichtvergasung ist der verwendete Brennstoff. Brennstoffeigenschaften - wie Heizwert, flüchtige Bestandteile, Elementarzusammensetzung inklusive Verunreinigungen, Wassergehalt, Aschegehalt, Ascheschmelzverhalten, etc. - beeinflussen die Produktgaszusammensetzung, Betriebsbedingungen und die Gasreinigung des Produktund Abgases erheblich.

Bei der Zweibettwirbelschichtvergasung mit Dampf kann eine Vielzahl von verschiedenen Brennstoffen zum Einsatz kommen. Diese sind meist biogener Natur, Kunststoffe oder Abfälle können ebenfalls geeignet sein. In kommerziellen Anlagen wird meist Holz in Form von Hackschnitzeln oder Pellets vergast. Da die Holzpreise in den letzten Jahren allerdings gestiegen sind, waren manche Anlagenbetreiber gezwungen den Betrieb aus ökonomischen Gründen einzustellen. [19] Als alternative und günstigere Brennstoffe können solche verwendet werden, die als Neben- oder Abfallprodukte verschiedener Prozesse anfallen. Über die Vergasung in der Zweibettwirbelschicht werden sie ökonomisch genutzt und deren Lebenszyklus zusätzlich verlängert. Diese minderen Brennstoffe besitzen allerdings meist schlechtere Vergasungs- und Produktgaseigenschaften und stellen besondere technische Anforderungen an die verfahrenstechnische Anlage. Probleme ergeben sich dabei aus folgenden Gründen: [20]

- ein hoher Aschegehalt und/oder ein unvorteilhaftes Schmelzverhalten der Asche führen zu schlechtem Wirbelverhalten im Vergasungsreaktor und Problemen in den folgenden Anlagenteilen
- ein hoher Anteil an flüchtigen Bestandteilen erhöht den Teergehalt und die Teer-Taupunkttemperatur im Produktgas
- unerwünschte Verunreinigungen wie Schwefel, Stickstoff oder Chlor können die Produktgasqualität mindern

Tabelle 2.3 zeigt die Brennstoffanalysen von Weichholz, Rinde, Klärschlamm und Schredderleichtfraktion (SLF) und deren Produktgasanalysen aus der Dampfvergasung. Weichholz und Rinde sind den biogenen Stoffen, Klärschlamm den biogenen Abfallstoffen und SLF den Kunststoffen zuzuordnen. Die biogenen Brennstoffe Weichholz und Rinde besitzen einen ähnlichen unteren Brennstoff-Heizwert von 18 MJ/kg_{tr}, SLF den höchsten unteren Brennstoff-Heizwert mit 31,1 MJ/kg_{tr} und Klärschlamm mit 12,4 MJ/kg_{tr} den geringsten. Der vergleichsweise geringe untere Brennstoff-Heizwert von Klärschlamm lässt sich mit dem hohen Aschegehalt von 36,9 m.% erklären. Nach Schmid et al. [21] kann es durch den hohen Eisengehalt in der Klärschlammasche zu einem Chemical Looping Effect (zu Deutsch "Chemischer Schleifeneffekt") kommen. Eisenoxid wird dabei im Vergasungsreaktor reduziert und gibt somit Sauerstoff ab. Im Verbrennungsreaktor wird das Eisen wieder oxidiert und gibt im Vergasungsreaktor erneut Sauerstoff frei. Dieser erhöhte Sauerstoffeintrag in den Vergasungsreaktor führt im Produktgas zu niedrigeren Anteilen an H2 und CO bzw. höheren Anteilen an CO2 und H2O. Der Anteil an flüchtigen Bestandteilen liegt bei den biogenen Brennstoffen um rund 80 m. %tr.af, bei Klärschlamm und SLF bei hohen 92 m.%_{tr.af}. Benedikt et al. [20] konnten zwischen dem Anteil an flüchtigen Bestandteilen und dem unteren Heizwert des Produktgases folgenden Zusammenhang zeigen: je hoher der Anteil an flüchtigen Bestandteilen im Brennstoff, desto höher der untere Heizwert des entstehenden Produktgases aufgrund des aus den flüchtigen Komponenten

resultierenden hohen Methan-Gehalts. Dieser Zusammenhang lässt sich gut anhand der SLF erkennen. Ein höherer Anteil an flüchtigen Bestandteilen führt, wie bereits erwähnt, auch zu einer höheren Teer-Konzentration im Produktgas und lässt sich auch anhand von SLF mit $48~{\rm g/Nm}^3_{\rm \,tr}$ zeigen. Die Taupunkttemperatur hängt von der Art der Teere im Produktgas ab. [20] Den höchsten Taupunkt wies SLF mit 246 °C auf, welche einen vergleichsweise besonders hohen Anteil an schweren polyaromatischen Kohlenwasserstoffen enthält.

Tabelle 2.3: Brennstoff- und Produktgasanalyse aus der Dampfvergasung von Weichholz, Rinde, Klärschlamm und Schredder-Leicht-Fraktion (SLF) in einem Zweibett-Wirbelschichtreaktor

Eigenschaft	Einheit	Weich- holz	Rinde	Klär- schlamm	SLF
		[20]	[20]	[22]	[20]
	Brenn	stoffanalyse	9		
Heizwert H _{u,B}	$\mathrm{MJ/kg_{tr}}$	18,9	18,2	12,4	31,1
Wassergehalt	m.%	7,2	7,6	11,0	7,1
Aschegehalt	m.%	0,2	7,0	36,9	12,2
Ascheerweichungstemperatur	$^{\circ}\mathrm{C}$	1.330	k.A.	1.140	1.210
Flüchtige Bestandteile	${ m m.\%}_{ m tr,af}$	85,6	77,7	91,7	91,8
	Elem	entaranalyse			
C	$m.\%_{\rm tr,af}$	50,8	52,3	50,7	80,5
Н	m.%tr,af	5,9	6,0	6,3	12,1
0	$m.\%_{\mathrm{tr,af}}$	43,1	41,3	34,5	4,4
N	m.%tr,af	0,2	0,342	6,67	0,49
S	m.%tr,af	0,005	0,053	1,73	0,25
Cl	m.%tr,af	0,005	0,053	0,09	2,21
Produktgasanalyse					
Vergasungstemperatur	$^{\circ}\mathrm{C}$	789	761	810	807
Heizwert H _{u,PG}	${ m MJ/Nm}^3{ m tr}$	11,3	10,9	11-14	15,3
H_2	v.%tr	47,4	50,4	39,2	48,1
CO	v.%tr	21,3	17,7	16,3	12,2
CO_2	v.%tr	21,2	22,1	25,4	15,1
CH ₄	v.%tr	8,9	7,9	7,8	18,9
$\mathrm{C_{2}H_{4}}$	v.%tr	0,5	0,59	k.A.	2,6
Teer-Taupunkttemperatur	$^{\circ}\mathrm{C}$	88	101	k.A.	246
Teerkonzentration	${ m g/Nm}^3{ m tr}$	0,9	1,1	8,2	48

Biogene Brennstoffe (grün hinterlegt), biogene Abfallstoffe (rot hinterlegt) und Kunststoffe (blau hinterlegt), m.%tr,af ... Massenprozent trocken und aschefrei, k.A. ... keine Angabe, v.%tr ... Volumensprozent bezogen auf wasserfreies Gas, Hu.B ... unterer Heizwert des Brennstoffs, Hu.PG ... unterer Heizwert des Produktgases

2.4 Produktgasbehandlung

Dieses Kapitel gibt einen Überblick über die Möglichkeiten der Produktgasnutzung aus der Zweibettwirbelschichtvergasung und die notwendigen Schritte der Gasaufbereitung auf dem Weg zum einsatzbereiten Synthesegas.

Abbildung 2.4 zeigt die verschiedenen Varianten der Gasnutzung. Aus dem Produktgas können Strom und Wärme, Wasserstoff, synthetisches Erdgas (SNG), Fischer-Tropsch-Treibstoffe und andere Syntheseprodukte, wie Alkohole, erzeugt werden. [16], [23]

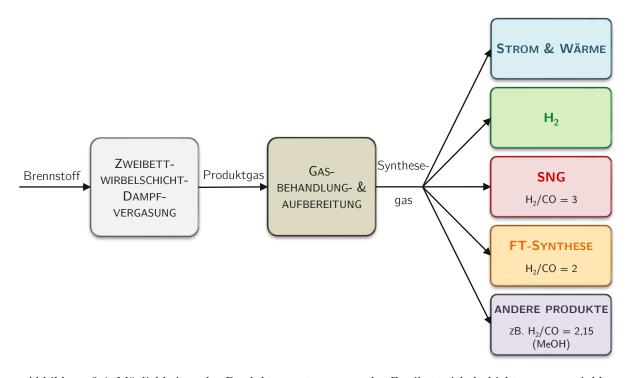


Abbildung 2.4: Möglichkeiten der Produktgasnutzung aus der Zweibettwirbelschichtvergasung inkl. dem angestrebten H₂/CO-Verhältnis für die jeweilige Syntheseanwendung [15], [16] MeOH ... Methanol

Im Folgenden werden die verwendeten Apparate und Anlagenteile zur Produktgasreinigung und -aufbereitung im Detail beschrieben. Im Allgemeinen muss das Gas vor der Nutzung von verschiedenen Komponenten gereinigt, sowie das H2/CO-Verhältnis eingestellt werden. Welche Komponenten dabei entfernt werden zeigt Tabelle 2.4.

Tabelle 2.4: Komponenten im Produktgas, die im Zuge der Reinigung entfernt werden [15]

Partikel	Asche oder Bettmaterialabrieb		
	Gehalte von 10 - 50 g/Nm³ trockenes Produktgas führen zu Abla-		
	gerungen, Verstopfungen und Erosion		
Teerverbindungen	Mischung aus organischen, vorrangig aromatischen Kohlenwasser-		
	stoffverbindungen mit >78 g/mol Molgewicht und einer von den		
	Komponenten abhängigen Taupunkttemperatur von 100 – 300 °C		
	Gehalte von 0.5 - $5~{\rm g/Nm}^3$ trockenes Produktgas führen zu Ablage-		
	rungen in Wärmeaustauschern und Filtern bei Abkühlung unter-		
	halb der Taupunkttemperatur		
Stickstoff-,			
Schwefel- und	· · · · · J · · · · · · · · · · · · ·		
Halogen-	Tillnren zil Katalysatorvergittiing ling linzillassigen Emissionswerter		
verbindungen	bei Verbrennung		
Alkalien	kommen als Na- und K-Verbindungen vor		
	führen bei Verbrennung zu Ablagerungen und Heißgaskorrosion		
	Entfernung über Staubabscheidung bei Temperaturen unter 600 °C		
Schwermetalle	unter anderem Zn, Pb		
	können beispielsweise zu Problemen im Abgaskatalysator von Gas-		
	motoren und zu höheren Ascheentsorgungskosten führen		



Tabelle 2.5 zeigt Richtwerte für die Anforderungen an die Produktgasreinigung für verschiedene Anwendungen der Strom- und Wärmeerzeugung und zur Bereitstellung von Synthesegas. Die niedrigsten Grenzwerte sind für Synthesereaktoren einzuhalten, bei Gasmotoren liegen die Grenzwerte in einem höheren Bereich.

Tabelle 2.5: Richtwerte an Verunreinigungen für die Gasreinigung von Produktgas für verschiedene Anwendungen [24], [25]

		Synthesereaktoren				Abgas-
Gasparameter	Einheit	Fischer- Tropsch	${ m H}_2$	SNG	Gasmotor	Emissions- grenzwerte ^c
Partikelgehalt	mg/Nm^3	0	0	0	< 50	k.A.
Teergehalt	mg/Nm^3	<0,1 - 1	<1 - 2	<5	<100	$150~\mathrm{mg/Nm}^3$
Alkaliengehalt	ppm_v	< 0,01	k.A.	k.A.	<0,1*	k.A.
N-Verunreinigungen	ppm_v	<0,02 - 10	<1 - 10	<30	k.A.	$500^{\rm mg/Nm}^3$
S-Verunreinigungen	ppm_v	< 0,01	<1 - 50	<0,1+	<20	k.A.
Halogene	$\mathrm{ppm_v}$	< 0,01	k.A.	<10	k.A.	k.A.

k.A. ... keine Angaben, ppm_v ... Parts per Million Volume related/Anteile pro Million volumensbezogen, * ... in mg/Nm³, + ... für Ni-Katalysatoren, ' ... gesetzliche Grenzwerte in Österreich bei Verbrennung von "Frischer Biomasse" wie Waldhackgut oder Rinde mit Gasmotor, ^ ... Grenzwert gilt für Stickoxide NO_x

Allgemein lässt sich die Gasreinigung in die Kategorien der Kalt-, Warm- und Heißgasreinigung unterteilen. Bei der Kaltgasreinigung wird das Gas bei Umgebungstemperatur behandelt, bei der Warmgasreinigung bei Temperaturen zwischen 100 – 400°C und bei der Heißgasreinigung bei einer Temperatur von mehr als 400 °C gereinigt. Welche Variante zum Einsatz kommt, hängt von der Gasnutzung ab. Nach der Beschreibung der unterschiedlichen Apparate zur Gasreinigung und -behandlung erfolgt eine Aufstellung der Gasreinigungsstrecken für die verschiedenen Anwendungen inkl. Fließbildern. [15]

13

2.5 Überblick Produktgasreinigungsapparate und Wärmeaustauscher

Im folgenden Kapitel werden die verschiedenen Apparate vorgestellt, die bei der Produktgasreinigung und -aufbereitung zum Einsatz kommen. Diese Apparate dienen zur Wärmeübertragung, Partikelabscheidung, Gaswäsche, Adsorption und chemischen Reaktion.

2.5.1 Wärmeübertragung

Die Wärmeübertragung in Wärmeaustauschern dient bei der Produktgasaufbereitung zur Anpassung der Temperatur des Produktgases oder von Betriebsmitteln vor Eintritt in nachfolgende Apparate, um die empfohlenen Betriebstemperaturen einzuhalten, Schäden an diesen zu verhindern und einen optimalen Betrieb der Apparate zu gewährleisten. Bei der Produktgasaufbereitung aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung werden hierfür sehr häufig Rohrbündel-Wärmeaustauscher im Gegenstromprinzip verwendet, wobei Dampf oder Thermoöle als Wärmeträgermedium zum Einsatz kommen können. [9], [26], [27]

In der DFB-Anlage in Oberwart (AT) wurde ein solcher Rohrbündelwärmeaustauscher zur Abkühlung des Produktgases von 850 °C auf 200 °C vor dem Schlauchfilter installiert. Das dort im Rohrraum geführte, teerreiche Produktgas zeigte zusammen mit Flugkoks und Staub eine große Verschmutzungsneigung und beeinflusste den Betrieb massiv. Um dies zu verhindern sollten die Betriebsparameter so gewählt werden, dass ein Unterschreiten der Teer-Taupunkttemperatur vermieden wird. [26] In der DFB-Anlage Nongbua (TH) wurden anstatt eines Rohrbündel-Wärmeaustauscher zwei in Serie geschaltete Apparate verwendet, um dadurch eine geringere Gaseintrittsgeschwindigkeit zu erreichen und die Erosion im Wärmeaustauscher zu verringern. Zusätzlich wurde der Rohrdurchmesser erhöht, um Staub- und Teer-Ablagerungen zu vermeiden und die Reinigung der Rohre zu erleichtern. [27]

2.5.2 Partikelabscheidung

Bei der Partikelabscheidung werden feste Partikel aus Gasen abgeschieden. Dies geschieht in Abhängigkeit von der Korngröße, der Größenverteilung und der anfallenden Menge der Partikel. Allgemein lassen sich Partikel durch Zentrifugalkräfte, Filtration, elektrostatischer Kräfte oder Nässe abtrennen. [28, S. 882]

Abbildung 2.5 zeigt die verschiedenen Abscheideapparate und ihre Fähigkeit, Partikel in Abhängigkeit ihrer Korngröße X_P mit einem bestimmte Fraktionsabscheidegrad $T(X_P)$ aus Gasen zu entfernen.

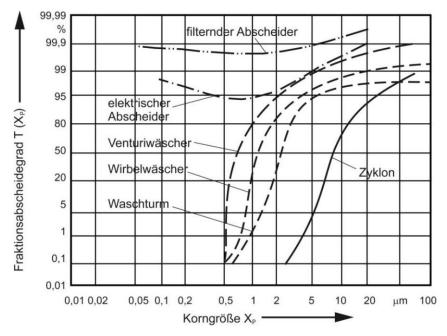


Abbildung 2.5: Fraktionsabscheidegrad T(X_P) über Korngröße X_P mit den möglichen Apparaten zur Partikelabscheidung [29, S. 4]

Über Zentrifugalkräfte in Zyklonen lassen sich im Allgemeinen nur größere Partikel abscheiden. Allerdings können hier große Durchsätze und hohe Rohstaubgehalte von bis zu 1.000 g/m³ gereinigt werden. Die filternden Abscheider decken einen großen Korngrößenbereich ab und erzielen dabei durchwegs hohe Fraktionsabscheidegrade von mehr als 99 %. Sie werden deshalb zur Reinigung von besonders kleinen Partikeln eingesetzt. Hierbei muss allerdings ein hoher Druckverlust von bis zu 2.000 Pa und eine geringe maximale Gastemperatur von 260 °C in Kauf genommen werden. Die elektrischen Abscheider zeichnen sich ebenso durch einen großen Korngrößenbereich ab, erreichen jedoch einen geringeren Fraktionsabscheidegrad. Dabei erzielen sie einen sehr geringen Druckverlust von 30 – 400 Pa bei einer hohen Gastemperatur von 450 °C. Im Folgenden werden diese drei Gruppen von Apparaten näher beschrieben. [29]

Zyklone

Zyklone dienen zur Partikelentfernung von größeren Partikeln von 2 – 100 µm und gehören zu der Gruppe der Zentrifugalkraftabscheider. Abbildung 2.6 zeigt den Aufbau eines Zyklons mit tangentialer Drallerzeugung. Gas und Feststoff treten im oberen Teil des Zyklons ein, die Partikel erfahren dabei eine Zentrifugalbeschleunigung und wandern in Richtung Zyklonwand. Durch die konische Form des Abscheideraums wandern die Partikel weiter nach unten in den Feststoffsammelbehälter, das gereinigte Gas tritt oben durch das Tauchrohr aus. [28, S. 883–903]

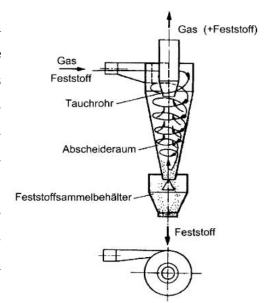


Abbildung 2.6: Zyklon mit tangentialer Drallerzeugung [28, Abb. 7.258]

Zyklone werden bevorzugt zur Erstreinigung des Produktgases von Asche- und Bettmaterialteilchen aus

dem Vergaser eingesetzt. Dabei können hohe Partikelbeladungen effizient abgeschieden werden, ohne das Gas abkühlen zu müssen. [15]

Gewebe-, Schüttschicht- und Heißgasfilter

In der Abgas- bzw. Produktgasreinigung werden Gewebe-, Schüttschicht- und Heißgasfilter zur Entfernung von Partikeln und teilweise auch Teeren verwendet. Sie gehören zur Gruppe der filternden Abscheider und eignen sich auch für die Abscheidung von kleineren Partikeln.

Gewebefilter können Teilchen mit einer Größe 0,5 - 100 µm unter großem Druckverlust abscheiden. Abbildung 2.7 zeigt den typischen Aufbau von Gewebefiltern. Als Filtermittel kommt hier ein Gewebegeflecht, beispielsweise aus Teflon-Fasern, zum Einsatz. Die groben Partikel aus dem Rohgas verbleiben auf dem Filtermittel und bilden den Staubkuchen, der zusätzlich die Filterwirkung erhöht. Das Reingas verlässt über das Innere eines solchen Filterschlauches den Filterapparat. Dabei steigt der Druckverlust über den Filterschlauch mit Zunahme der Staubkuchendicke. Bei Erreichen eines bestimmten Druckverlusts wird der Abreinigungsvorgang gestartet. Von der Reingasseite aus wird kurzzeitig ein partikelfreier Luftstrahl mit hohem Druck in

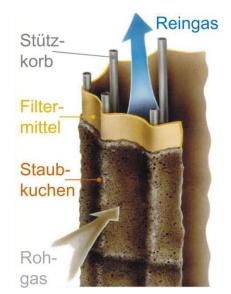


Abbildung 2.7: Typischer Aufbau eines Gewebefilters [30, S. 18]

den Filterschlauch geleitet. Dabei wird der Staubkuchen vom Filtermittel abgeworfen und fällt nach unten in die Staubkammer. [15], [30]

Gewebefilter können in einem Temperaturbereich bis 250 °C verwendet werden. Sollte die Teer-Taupunkttemperatur unterschritten werden, müssten Teere vorher aus dem Gasstrom entfernt werden, da diese sonst zu verklebten Filterflächen führen können. Wird ein Filtermedium mit Precoating (zu Deutsch "Vorbeschichtung") verwendet, so können gleichzeitig auch auskondensierte Teere vom Gasstrom getrennt werden. Eine dünne Schicht eines Filterhilfsmittels, beispielsweise Kieselgur, verhindert dabei das Kleben der Teere auf dem Filtermedium und wird abschließend zusammen mit dem Staub-Teer-Filterkuchen im Abreinigungsvorgang entfernt. [15], [30]

Schüttschichtfilter werden im kleinen Leistungsbereich verwendet, die Schüttung aus beispielsweise Sand oder Quarzstein dient dabei als Filtermedium. Sie können bei hohen Temperaturen verwendet werden, sind unempfindlich gegenüber korrosiven Gasbestandteilen und führen zu einem geringen Druckverlust. Das beladene, teerhaltige Filtermedium muss jedoch kostenaufwändig entsorgt werden, da es an geeigneten, praktikablen Konzepten zur Regeneration des Filtermediums noch fehlt. [15], [28]

Heißgasfilter, auch Kerzenfilter genannt, werden in hohen Temperaturbereichen bis zu 900°C eingesetzt. Das Filtermedium besteht aus zylindrischer, poröser Keramik oder einem Metallgewebe und funktioniert ähnlich wie ein Gewebefilter. Diese können zusätzlich mit einer Beschichtung überzogen sein. Probleme ergeben sich allgemein aufgrund ihres hohen Gewichts an den Aufhängungen sowie an der Abdichtung zwischen Rein- und Rohgasseite. Bei unbeschichteten Keramiken kann es zur unumkehrbaren Einlagerung von Partikeln im Filtermedium, bei hohen Temperaturen zu thermischen Spannungen und mechanischem Versagen kommen. [15], [28]

Elektroabscheider

Elektroabscheider dienen zur Abtrennung von Partikeln aus dem Produktgasstrom mit einer Korngröße zwischen $0,1-1 \mu m$. Abbildung 2.8 zeigt den schematischen Aufbau eines Plattenelektroabscheiders.

Die Partikel werden durch die Wirkung von elektrischen Kräften, welche an der Sprühelektrode erzeugt werden, aus dem Gasraum an eine feste Wand, der Niederschlagselektrode, transportiert. Dort werden sie mechanisch (trockener Elektroabscheider) oder durch einen dünnen Wasserfilm (nasser Elektroabscheider) entfernt. Trockene Elektroabscheider können bei Temperaturen bis zu 500°C, nasse bis zu 65°C betrieben werden. Dabei können sehr hohe Abscheidegrade bei geringem Druckverlust erzielt werden. Wie bei den filternden Abscheidern kann auch hier eine gleichzeitige Entfernung von Teeren erfolgen. Der Gasstrom wird dazu vor Eintritt in den Elektroabscheider mit Wasser gesättigt. Die entstandenen Flüssigkeitströpfchen mit dem auskondensierten Teeren wandern gemeinsam mit den Staubpartikeln im elektrischen Feld zur Niederschlagselektrode und werden dort abgeschieden. [15], [28]

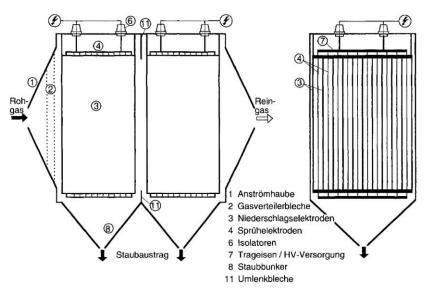


Abbildung 2.8: Schema eines einstufigen Plattenelektroabscheiders mit zwei Feldern [28, Abb. 7.312] HV-Versorgung ... Hochspannungsversorgung

2.5.3 Gaswäsche

Wäscher oder Absorber benutzen eine Waschflüssigkeit (Absorbens), um unerwünschte Bestandteile (Absorptiv) aus dem Produktgasstrom zu waschen. Dabei kann je nach eingesetztem Waschmittel eine Reinigung von Stickstoff- und Schwefelverbindungen, CO₂, H₂O, Teeren, Alkalien und Partikeln erfolgen. Als Waschmittel kommen wie in Tabelle 2.6 ersichtlich Wasser, Biodiesel (Rapsmethylester RME), Amine (DEA – Diethanolamin, MDEA – Methyldiethanolamin, MEA - Monoethanolamin, etc.) und Glykol zum Einsatz. Wie bei allen nassen Verfahren muss das Gas vor Eintritt in einen Wäscher auf unter 100 °C abgekühlt werden. [15]

Tabelle 2.6: Absorptiv zu entfernende Komponenten und verwendete Waschflüssigkeiten [15]

Absorptiv	Absorbens		
Schwefelverbindungen z.B. H ₂ S, COS	Amine (DEA, MDEA, MEA, Rectisol,)		
Stickstoffverbindungen z.B. HCN, NH ₃	Wasser, RME		
CO_2	Amine (DEA, MDEA, MEA, Rectisol,)		
Wasser	Glykol		
Teere	Wasser (auskondensiert), Öle (gelöst, RME)		
Alkalien	Wasser, RME (auskondensiert als Partikel)		
Chlor-Verbindungen z.B. HCl	Wasser		
Partikel	Wasser, RME (gemeinsam mit Teeren)		

Teere werden in Wäschern auf zwei Arten abgeschieden: Kondensation und Absorption. Bei der Kondensation werden höhermolekulare Teerkomponenten, die einen hohen Siedepunkt und niedrigen Dampfdruck aufweisen, abgetrennt. Niedrige Temperaturen im Wäscher erhöhen also durch das Unterschreiten der Teer-Taupunkttemperaturen und das somit vermehrte Auskondensieren der Teer-Bestandteile die Abscheideleistung. Die Absorption kann mit Wasser als Waschmittel geschehen. Bei der Absorption mit beispielsweise RME wird auch der Dampf von leicht flüchtigen Teerkomponenten aus dem Produktgas entfernt. Bei der reinen Kondensation können Teergehalte von 20 - 40 mg/m³ im Reingas erzielt werden. Die Entsorgung des beladenen Waschwassers ist allerdings problematisch. Bei der absorptiven Entfernung können Teergehalte von rund 10 mg/m³ im Reingas erreicht werden. Als weiteren Vorteil kann das beladene Öl thermisch im Verbrennungsreaktor der Zweibettwirbelschicht entsorgt werden. [15][31]

Saure Komponenten wie Schwefel oder CO₂ werden mit Hilfe von basischen Lösungsmitteln wie Rectisol, Selexsol oder Aminen wie DEA (Diethanolamin) oder MDEA (Methyldiethanolamin) abgeschieden. Diese Verfahren sind bereits gut erprobt, rentieren sich allerdings erst bei größeren Mengen an Schwefel im Produktgas. Stickstoff- und Halogenverbindungen werden ebenfalls durch Nasswäsche aus dem Gasstrom entfernt. [15]

2.5.4 Adsorption

Bei der Adsorption werden Gasmoleküle physikalisch durch Van-der-Waals- oder Dipolkräfte oder chemisch durch Reaktionen an die Oberfläche des Adsorbens gebunden. [15] Eine Variante der physikalischen Adsorption ist die Druckwechsel-Adsorption (Englisch: "Pressure-Swing-Adsorption", PSA). Dabei herrschen zunächst im Adsorber hohe Drücke. [19, S. 796] Dadurch

werden die Gasmoleküle selektiv an die Oberfläche des Adsorbens gebunden. Im Desorber werden die Gasmoleküle danach bei niedrigem Druck wieder von der Oberfläche gelöst. Nicht nur über einen Druckwechsel, sondern auch über einen Temperaturwechsel (Englisch: "Temperature-Swing-Adsorption", TSA) kann eine physikalische Adsorption realisiert werden. Hierbei wird im Adsorber die abzuscheidende Gaskomponente an das Adsorbens gebunden und im Desorber mittels Wärmezufuhr wieder abgeschieden. [32] Allgemein kommen als Adsorbentien diverse Aktivkohlen, ZnO, CuO oder aminbeladene Partikel zum Einsatz, welche unter anderem Schwefel-, Stickstoff- und Halogenverbindungen oder CO₂ an sich binden.

Schwefelverbindungen können mit Hilfe von beispielsweise Zinkoxid im Festbettreaktor bei 350 - 450 °C adsorptiv entfernt werden. Dabei werden sehr geringe Konzentrationen im ppb-Bereich im Reingas erreicht. Die Entsorgung des Adsorbats gestaltet sich allerdings problematisch. [15] Benedikt et al. [33] simulierten eine Prozesskette mit PSA zur Erzeugung von Wasserstoff, Strom und Wärme. Dabei wurde der Wasserstoff im Produktgas bei 6,5 bar adsorbiert und so 80 % des Wasserstoffs aus dem Produktgas abgetrennt. Loipersböck et al. [34] nutzten einen Adsorptionsdruck von 10 bar und eine Desorptionsdruck von 1 bar zur Anreicherung von Wasserstoff. Bei der FT-Synthese werden in ZnO- und CuO-Adsorbern Drücke von 20 bar eingesetzt. [35] Schöny et al. [32] realisierten auf Basis des Temperaturwechselprinzips eine Pilotanlage zur Abtrennung von CO₂. Zu Erhöhung der Selektivität und der Ausbeute wurde dabei ein aminbeladenes Adsorbens verwendet, welches die CO₂-Moleküle chemisch bei 75 °C an das Adsorbens bindet und im Desorber bei 120 °C wieder abgibt. Diese Technologie wurde allerdings noch nicht großtechnisch erprobt und beschränkt sich vorerst noch auf eine Ausbeute von 1 t abgeschiedenem CO₂ pro Tag.

2.5.5 Chemische Reaktion

Mithilfe von chemischen Reaktionen werden bei der Produktgasaufbereitung das H₂/CO-Verhältnis eingestellt, Methan durch Reformierung entfernt, Teerverbindungen in kürzerkettige Kohlenwasserstoffe übergeführt, Carbonylsulfid umgewandelt, sowie Olefine hydriert.

Wasser-Gas-Shift-Reaktor

Mit der Wasser-Gas-Shift-Reaktion (WGS), Glg. 2.4, kann das Verhältnis von H₂/CO effektiv einstellt werden.

Glg. 2.4
$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 \qquad \Delta H_R^{350^{\circ}C} = -38.7 \frac{kJ}{mol}$$

Diese Reaktion findet unter Anwesenheit von Dampf und einem Katalysator üblicherweise in einem Festbettreaktor statt. Es wird dabei zwischen Hoch- und Niedertemperatur-WGS-Reaktoren unterschieden. Ein Hochtemperatur-WGS-Reaktor arbeitet bei 350 – 550 °C mit Fe-Cr-Katalysator, ein Niedertemperatur-WGS-Reaktor bei unter 250 °C mit Cu-Zn- oder Co-Mo-

Katalysator. Die Reaktionsrate der Wasser-Gas-Shift-Reaktion lässt sich über das Verhältnis von Dampf zu trockenem Gas am Reaktoreintritt beeinflussen. Eine überstöchiometrische Dampfzufuhr steigert dabei die Umwandlungsrate von CO, bedingt eine höhere Konzentration von H₂ am Gasaustritt und verringert das Risiko der Verkokung des Katalysators. Dies lässt sich auch anhand von Abbildung 2.9 ablesen. Mit höheren Temperaturen und einer überstöchiometrischen Dampfzufuhr wird der Bereich außerhalb von möglichen Koksablagerung erreicht. Typischerweise wird ein molares Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnis von 2,8 - 4,2 angewandt. [34], [36]

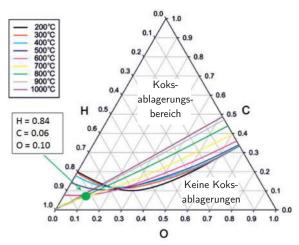


Abbildung 2.9: Dreiecksdiagramm für das Koksbildungspotential im WGS-Reaktor [34]

Kohlenwasserstoff-Reformer

Für einige Synthesereaktionen – darunter die Fischer-Tropsch-Synthese - ist das im Produktgas enthaltene Methan unerwünscht und muss vorher entfernt werden. Dies geschieht in einem Kohlenwasserstoff-Reformer nach Glg. 2.5 bei Temperaturen von 800 - 1.100 °C mithilfe eines Ni-basierten Katalysators. Dieser Reaktor ist auch als Steam-Reformer bekannt (zu Deutsch "Dampf-Reformer").

Glg. 2.5
$$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$$
 $\Delta H_R^{950^{\circ}C} = +225,8 \frac{kJ}{mol}$

Die benötigte Wärme für die endotherme Reaktion wird üblicherweise über beheizte Rohre in den Reaktor eingebracht. Bei der autothermen Reformierung wird ein Teilstrom des zu reformierenden Gases oxidiert und die dabei intern entstehende Wärme genutzt. [15], [16]

Katalytischer Crackreaktor (katalytische Teerreduktion)

Mithilfe von katalytisch aktiven Mineralien - beispielsweise Kalkstein oder Dolomit - oder metallischen Katalysatoren - beispielsweise Ni, Fe - werden die Teerverbindungen aufgespalten bzw. gecrackt. Es entstehen kürzerkettige, gasförmige Kohlenwasserstoffe. Diese Reaktionen finden im noch heißen Gas bei 800 - 950 °C statt und erreichen eine Reduktionsrate von rund 99 %. Problematisch ist der bei den Crackreaktionen (zu Deutsch "Spaltungsreaktionen") gebildete Koks, der die Katalysatoraktivität herabsetzen kann. Aufgrund der notwendigen hohen Temperaturen werden diese Crackreaktoren meist direkt nach dem Vergasungsreaktor angeordnet. Mögliche Ausführungen sind dabei ein Festbett- oder stationärer bzw. zirkulierender Wirbelschichtreaktor. [15]

COS-Hydrolyse-Reaktor

In diesem Reaktor wird Carbonylsulfid COS mit H₂O bei 950 °C umgewandelt, um in nachfolgenden Schritten nach Glg. 2.6 als Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid abgetrennt werden zu können. [37]

Glg. 2.6
$$COS + H_2O \leftrightarrow H_2S + CO_2 \qquad \Delta H_R^{950^{\circ}C} = -33.7 \frac{kJ}{mol}$$

Olefin-Hydrierung

Ungesättigte Kohlenwasserstoffe - wie Ethen, Methanthiol oder Ethanthiol - können zu Koksablagerungen (Englisch: "Carbon Fouling") und somit Deaktivierung von Katalysatoren führen. Um dies zu verhindern, werden sie mit Wasserstoff nach Glg. 2.7, Glg. 2.8 und Glg. 2.9 hydriert. [37]

Glg. 2.7
$$C_2H_4 + H_2 \rightarrow C_2H_6 \qquad \Delta H_R^{950^\circ C} = -144 \frac{kJ}{mol}$$

Glg. 2.8 $CH_3SH + H_2 \rightarrow CH_4 + H_2S \qquad \Delta H_R^{950^\circ C} = -78.8 \frac{kJ}{mol}$
Glg. 2.9 $C_2H_5SH + H_2 \rightarrow C_2H_6 + H_2S \qquad \Delta H_R^{950^\circ C} = -78.5 \frac{kJ}{mol}$

2.6 Produktgasnutzung

In diesem Kapitel werden die möglichen Verwendungszwecke für das Produktgas aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung näher erläutert. Das Gas kann dabei zur Produktion von Strom und Wärme, zur Gewinnung von Wasserstoff oder zur Synthese von synthetischem Erdgas (SNG), Fischer-Tropsch-Treibstoffen, Alkoholen oder Dimethylether (DME) genutzt werden.

2.6.1 Produktion von Strom und Wärme

Das aus der Vergasung stammende Produktgas kann zur reinen Wärme-, zur reinen Stromoder zur kombinierten Strom- und Wärmeerzeugung genutzt werden. Die Zweibettwirbelschichtvergasung wird üblicherweise zur reinen Strom- oder zur kombinierten Strom- und Wärmeerzeugung verwendet. Dabei ergeben sich einige Vorteile gegenüber der konventionellen Verbrennung wie die Nutzung von Technologien für gasförmige Brennstoffe als auch feste Biomasse, hohe Wirkungsgrade bei KWK-Anlagen oder die einfachere Handhabung von gasförmigen gegenüber festen Brennstoffen. [15], [16]

Ein mögliches Einsatzgebiet ist die Zufeuerung des Produktgases in Kohlekraftwerken, sogenanntes Co-Firing. Das Produktgas wird direkt und ohne Gasreinigung in die Brennkammer

des Kohlekraftwerks eingeblasen. Durch die Vergasung von Biomasse werden so CO₂-Emissionen eingespart bzw. Kosten durch die Vergasung von Reststoffen und Abfällen reduziert. [15], [16]

Eine zweite Variante ist die Verbrennung des Produktgases in einer KWK-Anlage, wobei hohe Gesamtwirkungsgrade von 75-80 % erreicht werden. Zur Verbrennung kommen Gasmotoren oder -turbinen zum Einsatz, die Abwärme aus der Verbrennung des Produktgases bzw. aus dem Abgas des Verbrennungsreaktors der Zweibettwirbelschichtanlage wird zur Wärmebereitstellung genutzt. Hier ist eine Gasreinigung zwingend notwendig um Gasmotor bzw. -turbine und Wärmeaustauscher vor Beeinträchtigungen und schädlichen Bestandteilen im Gas zu schützen. [15], [16]

Soll der elektrische Wirkungsgrad maximiert werden, kann in einer zweistufigen Stromerzeugung mittels Gas- und Dampfturbine das Produktgas verarbeitet werden. Dieser Prozess ist auch als Integrated Gasification Combined Cycle IGCC (zu Deutsch "Kombi-Prozess mit integrierter Vergasung") bekannt. Das Produktgas wird nach Reinigung in einer Gasturbine abgearbeitet, die Abwärme aus diesem Schritt für den nachgeschalteten Dampfturbinenprozess genutzt und über einen Generator Strom erzeugt. Dieser Prozess wird aufgrund seiner Komplexität erst ab einer Brennstoffleistung von rund 60 MW in großem Maßstab eingesetzt. Anstatt eines konventionellen Dampfprozesses kann auch ein Organic Rankine Cycle (ORC-Prozess, zu Deutsch "organischer Rankine-Kreisprozess") mit einem Thermoöl als Wärmeübertrager für Anwendungen im kleineren Maßstab zum Einsatz kommen. [15], [16]

Sowohl bei der Nutzung des Produktgases in einer KWK-, als auch IGCC-Anlage, gestaltet sich die Gasreinigung ähnlich und wird anhand der Zweibettwirbelschichtvergasungsanlage in Oberwart mit einer Brennstoffleistung von rund 8,4 MW_{th} erklärt. Abbildung 2.10 zeigt den relevanten Teil der Anlage in Form eines Fließbildes.

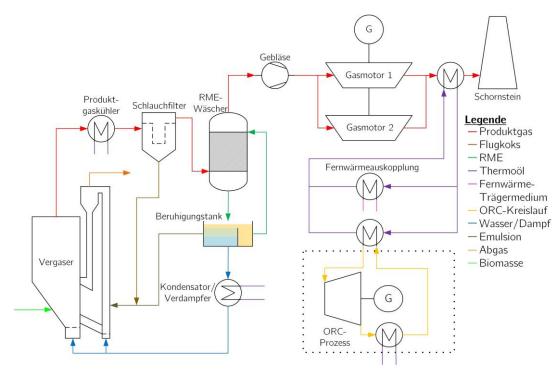


Abbildung 2.10: Fließbild eines Teils der Zweibettwirbelschicht-Anlage Oberwart (8,4 MWth) [26]

Das ca. 850 °C heiße Produktgas wird mittels Rohrbündel-Wärmeaustauschern auf etwa 170 °C abgekühlt, in einem Schlauchfilter werden Partikel bzw. bereits auskondensierte Teere entfernt. Die dort abgeschiedenen Bestandteile werden dem Verbrennungsreaktor zugeführt. Der nachfolgende Wäscher entfernt Teere mit dem organischen Lösungsmittel RME (Rapsmethylester) in einer Füllkörperkolonne. Dabei kondensiert auch der im Produktgas enthaltene Wasserdampf aus. Die beladene Waschlösung kommt in einen Beruhigungstank und trennt sich in drei Phasen: die RME-Phase wird wieder in den Wäscher zurückgeleitet, der beladene RME (Emulsion) wird dem Verbrennungsreaktor der Zweibettwirbelschicht zugeführt und die wässrige Phase nach Dampferzeugung und Überhitzung zur Fluidisierung des Vergasungsreaktors verwendet bzw. ein geringer Anteil davon über den Abgasstrom kontinuierlich ausgeschleust. Über ein Gebläse gelangt das gereinigte Produktgas bei etwa 40 °C zu zwei Gasmotoren und wird dort zur Stromerzeugung verwendet. Bevor das verbrannte Produktgas dem Schornstein zugeführt wird, entziehen ihm Wärmeaustauscher die nutzbare Wärme. Die im Prozess anfallende Wärme wird entweder zur Fernwärmeauskopplung oder für einen ORC-Prozess zur Strommaximierung genutzt. [26, S. 37–47]

2.6.2 Produktion von Wasserstoff

Wasserstoff ist ein gefragter Rohstoff und Energieträger in vielen verschiedenen Industriezweigen. Außerdem ist er Hoffnungsträger für die Zukunft der Mobilität - Stichwort Wasserstofffahrzeuge. Im großtechnischen Maßstab wird Wasserstoff durch die Dampfreformierung von Erdgas oder aus Zwischenprodukten in Erdölraffinerien gewonnen. Eine erneuerbare Alternative stellt die Elektrolyse von Wasser dar. Große Probleme bereiten allerdings die Infrastrukturerfordernisse an die Speicherung, den Transport und die Endnutzung von Wasserstoff. [15], [36]

Die Herstellung von reinem Wasserstoff mittels Zweibettwirbelschichtvergasung wurde am Standort Güssing [34] und am Standort Oberwart [38] erfolgreich mit einer Reinheit von 99,9 % durchgeführt. Ein großer Vorteil für die Wasserstoffproduktion ist der bereits hohe Anteil an Wasserstoff im Produktgas von 35 - 45 % [34]. Abbildung 2.11 zeigt die von Loipersböck et al. [34] in Güssing erfolgreich umgesetzte Prozesskette von der Vergasung bis zum reinen Wasserstoff. Diese verwendet im Unterschied zu Fail et al. [38] in der Anlage Oberwart nach der Druckwechsel-Adsorption zusätzlich einen Steam-Reformer (zu Deutsch "Dampf-Reformer").

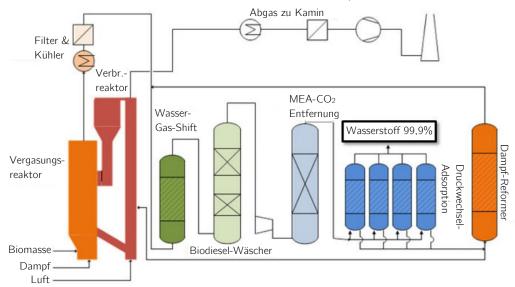


Abbildung 2.11: Fließbild zur Wasserstoffproduktion aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Biomasse [34]

MEA ... Monoethanolamin, Verbr.-Reaktor ... Verbrennungsreaktor

Das Produktgas aus der Vergasung von Holzhackschnitzeln mit Dampf wird mittels Wärmeaustauscher gekühlt und anschließend die enthaltenen Partikel im Staubfilter entfernt. Im Wasser-Gas-Shift-Reaktor wird CO mit Wasserdampf zu CO₂ und H₂ unter Verwendung eines Fe-Cr-Katalysators bei 250 - 450 °C umgewandelt. Der nachfolgende Biodiesel-Wäscher entfernt Wasser und Teere bei rund 25 °C, der Monoethanolamin-Wäscher (MEA-Wäscher) entfernt CO₂ mit einer 30/70 m.% MEA-Wasser-Lösung. Zuletzt erfolgt eine Aufkonzentrierung des Wasserstoffs in einer Druckwechsel-Adsorptionseinheit. Molekularsiebe und Aktivkohle trennen den Wasserstoff dabei von anderen Gaskomponenten bei einem Adsorptionsdruck von 10 bar ab. Das Restgas wird zur Maximierung der Ausbeute an H2 nochmals im Dampfreformer behandelt und rückgeführt. [34]

Gasmischungen von Wasserstoff und Methan, auch bekannt als Hythan, sind ebenso Gegenstand der Forschung. Manche Autoren bezeichnen Hythan explizit als eine Mischung von H₂ und CH₄ mit einem maximalen Volumensanteil von 20 % Methan, andere bezeichnen Hythan

als eine beliebige Mischung von H₂ und CH₄ [36]. Beide Gase besitzen einen ähnlichen Wobbe-Index und können dadurch als Ersatz von (fossilem) Erdgas in Verbrennungsmotoren eingesetzt werden. Kraussler et al. [36] zeigen eine mögliche Prozessstrecke zur Erzeugung eines solchen Gasgemischs im Labormaßstab. Dabei wird Produktgas aus der Vergasung von Holzhackschnitzeln aus der Zweibettwirbelschichtanlage Oberwart verwendet. Abbildung 2.12 zeigt den Ablauf der Gasreinigung.

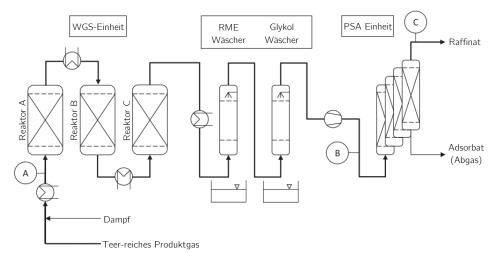


Abbildung 2.12: Fließbild der untersuchten Prozesskette zur Erzeugung von Hythan [36] A, B, C ... Probeentnahmestellen, PSA ... Pressure-Swing-Adsorption/Druck-Wechsel-Adsorption, WGS ... Wasser-Gas-Shift, RME ... Rapsmethylester

Das Produktgas wird nach Kühlung und Schlauchfilter in Oberwart abgezweigt und als teerreiches Produktgas im Labor behandelt. Zu diesem Zeitpunkt besitzt das Gas eine Temperatur von 150 °C und einen hohen Volumenanteil an Wasser von 35 %. Dadurch müssen in den nachfolgenden Wasser-Gas-Shift-Reaktoren verhältnismäßig weniger Dampf bzw. Energie aufgewendet werden, als nach dem Wäscher notwendig wäre. Hier wird nun der Anteil an H2 und CO₂ unter Zuhilfenahme eines Fe-Cr-Katalysators bei 350 °C erhöht. Im RME-Wäscher werden bei Umgebungsdruck und 15°C Teere und Wasser gelöst bzw. auskondensiert. Auch NH₃ löst sich im entstandenen Kondensat und wird abgeschieden. Im Glykol-Wäscher werden bei -5°C der restliche Dampf und andere kondensierbare Verunreinigungen abgetrennt. Das im trockenen Gas enthaltene CO₂ wird anschließend in den mit Kohlenstoff-Molekularsieben gefüllten Druckwechsel-Adsorptionskolonnen bei einem Adsorptionsdruck von 6 bar entfernt. Das erzeugte Hythan setzt sich aus 80,6 v.%tr H₂, 19,0 v.%tr CH₄, sowie Resten von CO und CO₂ zusammen. [36]

Hythan kann auch nach Bartik et al. [39] einer Methanierungseinheit als Feed-Gas (zu Deutsch "Eingangsgas") zugeführt werden und dabei ein Gasgemisch mit $86,1~{
m v.\%_{tr}}$ CH $_4$ und $12,8~{
m v.\%_{tr}}$ H₂ erzielt werden. Näheres zur Erzeugung von synthetischem Erdgas findet sich im nächsten Kapitel.

2.6.3 Produktion von synthetischem Erdgas

Biomethan oder synthetisches Erdgas kann aus dem Produktgas über eine Methanierungsreaktionen von zum Beispiel CO bei einem idealen Verhältnis von H₂/CO von 3 (Glg. 2.10) oder von CO_2 (Glg. 2.11) gewonnen werden [39], [40, S. 42].

Glg. 2.10
$$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O \qquad \Delta H_R^{300^{\circ}C} = -216.4 \frac{kJ}{mol}$$

Glg. 2.11
$$CO_2 + 4H_2 \leftrightarrow CH_4 + 2H_2O \qquad \Delta H_R^{300^{\circ}C} = -177,2 \frac{kJ}{mol}$$

Diese Reaktionen sind stark exotherm und laufen unter Anwesenheit von Katalysatoren – meist aus Ni – bei Temperaturen von 250 - 650 °C und Drücken zwischen 1 - 80 bar ab. Die Methanierung kann in Festbett-, Wirbelschicht- oder Blasensäulenreaktoren stattfinden. Diese Reaktoren sind darauf ausgelegt, die während des Reaktionsablaufs entstehende Wärme abzuführen und somit sowohl das Reaktionsgleichgewicht auf die Produktseite zu verschieben, als auch die thermische Belastung für den Katalysator zu minimieren. Um eine Vergiftung des Katalysators zu verhindern, darf das Produktgas nur sehr geringe Mengen an Schwefel beinhalten und muss dahingehend gereinigt werden. Ein Vorteil bei der Verwendung von Produktgas zur Methanierung ist der bereits vorhandene Anteil an CH_4 von rund 10 v. $\%_{tr}$. Um Biomethan in das österreichische Erdgasnetz einspeisen zu können, dürfen N2, CO2, O2 und schwefelhaltige Verbindungen nur in geringen Anteilen vorhanden sein. [15], [41]-[43] Mit Juni 2021 wurde eine Gesetzesänderung durch die österreichische Regierung im Rahmen der "Grünes Gas"-Offensive wirksam und der zulässige Wasserstoffgehalt auf maximal 10 v.% erhöht. [43], [44]

Partikel werden mit den bereits erwähnten Methoden der Staubabscheidung und Teere durch Wäsche oder filternde Abscheider entfernt. Stickstoff- und Chlorverbindungen werden gemeinsam mit Hilfe von Wasserwäschern bei niedrigen Temperaturen entfernt. Bei hohen Temperaturen kann mineralisches Trona zur Adsorption von HCl verwendet werden. Schwefelverbindungen werden mit Wäschern durch MEA-, DEA- oder MDEA-Lösungen bzw. Adsorbern mit Aktivkohle oder ZnO-basierten Materialien entfernt. [41, S. 22–27]

Nach der Reinigung wird das Gas weiter aufbereitet, um ideale Bedingungen im Methanierungsreaktor herzustellen und den Anforderungen für die Einspeisung ins Erdgasnetz gerecht zu werden. Wie dies vonstattengehen kann, wird anhand der 32-MW_{th}-BioSNG-Anlage "Go-BiGas" in Göteborg, Schweden, gezeigt. Abbildung 2.13 zeigt das Fließbild dieser Anlage, welches die Vergasung, die Gasreinigung, Gasaufbereitung und Methanierung zeigt. [37], [40]

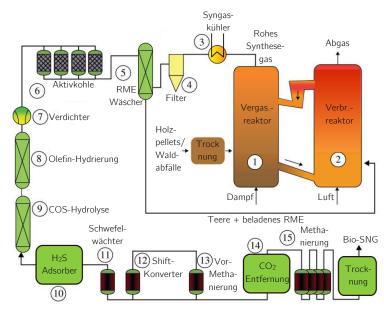


Abbildung 2.13: Fließbild der 32-MWth-BioSNG-Anlage "GoBiGas" in Göteborg (SE) aus der Vergasung von Holzhackschnitzeln [37]

In Göteborg werden Holzhackschnitzel vergast, das Produktgas auf 180 °C herabgekühlt und im Schlauchfilter gereinigt. Teere werden im RME-Wäscher entfernt und das Absorbat im Verbrennungsreaktor thermisch verwertet. Restliche Teerbestandteile werden in den vier Aktivkohle-Adsorbern abgeschieden. Diese arbeiten abwechselnd, sobald das Adsorbat voll beladen ist, wird es mit Dampf regeneriert. Nun wird das Gas auf 16 bar verdichtet. Ungesättigte Kohlenwasserstoffe könnten zu einer Deaktivierung der nachfolgenden Festbett-Katalysatoren führen und werden daher in der Olefin-Hydrierung mit Wasserstoff gesättigt. Carbonylsulfid COS wird dann mit H₂O zu H₂S und CO₂ umgewandelt. Der folgende Amin-Wäscher entfernt H₂S und rund 50 % des CO₂. Restliches H₂S wird im ZnO-Adsorber bis auf einen Gehalt von 0,1 ppm gereinigt. Ein Teil des Gases wird im Shift-Reaktor behandelt und so das H₂/CO-Verhältnis eingestellt. Bevor das CO₂ bis auf 0,1 % in einem weiteren Amin-Wäscher entfernt wird, durchläuft das Gas eine Vormethanierung. Die endgültige Methanierung erfolgt dann in vier aufeinanderfolgenden Festbettreaktoren und wird mit Zeolithen getrocknet. Das fertige BioSNG wird schlussendlich in das schwedische Erdgasnetz eingespeist. [37]

2.6.4 Produktion von Fischer-Tropsch-Treibstoff

Bei der Fischer-Tropsch-Synthese entstehen aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid bei einem idealen H₂/CO-Verhältnis von 2 Alkane, Alkene, Alkohole, Carbonyle und Carboxylsäuren unterschiedlicher Kettenlänge. Die Kettenlänge reicht dabei von Methan (C_1) bis hin zu Wachsen (≥ C₂₀). Es bilden sich überwiegend geradkettige Kohlenwasserstoffe, in geringen Anteilen auch verzweigte Moleküle. Bei der Fischer-Tropsch-Synthese laufen verschiedene Reaktionen hintereinander und gleichzeitig ab, den Hauptmechanismus zeigt Glg. 2.12. [15]

Glg. 2.12
$$CO + 2H_2 \leftrightarrow -CH_2 - + H_2O$$
 $\Delta H_R^{275^{\circ}C} = +250,8 \frac{kJ}{mol}$

Die verschiedenen Reaktionen laufen mit unterschiedlichen Geschwindigkeiten ab und werden vom eingesetzten Katalysator, Druck und Temperatur beeinflusst. Typische Katalysatoren sind Fe, Ni, Co und Ru. Die Temperaturen liegen in einem Bereich von 200 - 350 °C, wobei höhere Temperaturen die Bildung von kurzkettigen Kohlenwasserstoffen begünstigt. Der Druck liegt bei 10 - 40 bar, ein erhöhter Druck führt hier zu einem größeren Umsatz. Die bei höheren Druckverhältnissen vermehrt flüssig anzutreffenden Produkte bilden einen Film auf der Oberfläche des Katalysators, Gase lösen sich besser in diesen Flüssigkeiten und der Gas-Katalysatorkontakt steigt somit. In welchem Ausmaß sich ein Kettenwachstum einstellt und welche Moleküle im Syntheseprodukt vorhanden sind, kann über die Anderson-Schulz-Flory-Verteilung (ASF-Verteilung) beschrieben werden. Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α dient dabei als Variable und steigt mit erhöhter Kettenlänge. Abbildung 2.14 zeigt eine ASF-Verteilung für ein Fischer-Tropsch-Produktgemisch mit $\alpha = 0.85$, wie sie bei der Verwendung von Kobaltkatalysatoren bei Reaktionstemperaturen von 200 – 240 °C und Drücken von rund 30 bar typischerweise vorkommt. [15], [45]

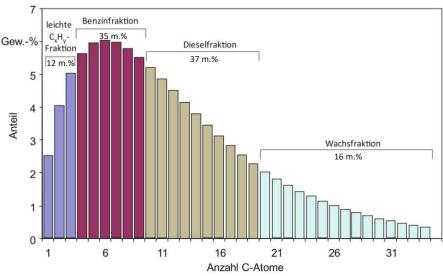


Abbildung 2.14: Produktverteilung nach ASF eines Fischer-Tropsch-Rohprodukts mit Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α von 0,85 [15]



Zwei typische Verfahrensweisen sind die Nieder- und Hochtemperatursynthese. Bei der Niedertemperatursynthese werden bei 200 - 240 °C mit Fe- oder Co-Katalysatoren hauptsächlich lineare, langkettige Kohlenwasserstoffe gebildet. Bei der Hochtemperatursynthese entstehen Benzin und lineare, kurzkettige Kohlenwasserstoffe bei Temperaturen von 300 - 350 °C mit Fe-Katalysatoren. Als Reaktoren kommen Festbett-, Wirbelschicht-, Fließbett- und Slurryreaktoren zum Einsatz. Nach der Synthese wird das Fischer-Tropsch-Gemisch mit Verfahren wie beispielsweise Hydrocracking, Destillation, Rektifikation oder Isomerisierung aufbereitet. [15]

Vor der Synthese muss das Produktgas von Teer, Partikeln und Katalysatorgiften gereinigt werden und das H₂/CO-Verhältnis eingestellt werden. Abbildung 2.15 zeigt beispielhaft die Gasreinigung und -aufbereitung für die Fischer-Tropsch-Synthese mit einem Produktgas aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Holzhackschnitzeln. [45], [46]

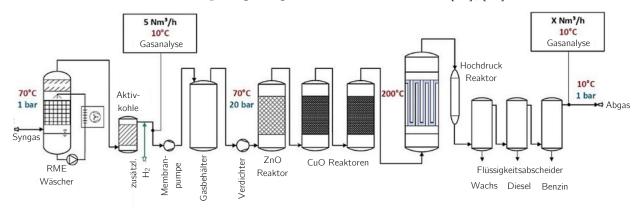


Abbildung 2.15: Fließbild einer Gasreinigungs- und -aufbereitungsstrecke für die Fischer-Tropsch-Synthese [35, Abb. 3]

Für diese Synthese wird das Produktgas aus der Zweibettwirbelschichtvergasungs-Anlage in Güssing nach dem Partikelfilter und RME-Wäscher aus der Anlage abgezweigt und im Labormaßstab weiter behandelt. Ein weiterer RME-Wäscher entfernt restliches Wasser und Teere, ein Aktivkohlefilter entfernt Schwefel, Aromaten und den Rest an Teeren im Gas. Nach der Verdichtung auf 20 bar wird das Gas in ZnO- und CuO-Reaktoren behandelt, um den Cobasierten Katalysator im Fischer-Tropsch-Reaktor vor der Deaktivierung zu bewahren. Die Synthese findet danach in einem Slurry-Reaktor (zu Deutsch "Aufschlämmungsreaktor") statt und das Produkt wird in verschiedene Fraktionen separiert. [35], [46]

2.6.5 Andere Produkte

Weitere Syntheseprodukte, die aus der Vergasung gewonnen werden können, sind Methanol, gemischte Alkohole oder Dimethylether DME. Tabelle 2.7 zeigt die wichtigsten Reaktionen, das ideale Verhältnis von H₂/CO, verwendete Katalysatoren und die Verfahrensbedingungen für die jeweilige Synthese. Zur Synthese dieser Produkte wird ein Gas mit geringen Anteilen an Inertgasen wie N₂ und CO₂ benötigt. Weiters soll es frei von Katalysatorgiften sein. [15]

Tabelle 2.7: Übersichtstabelle der wichtigste Reaktionsbedingungen und -gleichungen für die Synthese von Methanol, gemischten Alkoholen und Dimethylether [16], [47]

	$ m H_2/CO$	Reaktionen		ΔH_R^T	Kat.	P	\mathbf{T}
				[kJ/mol]		[bar]	[°C]
Methanol	2,05-	Glg. 2.13	$CO + 2H_2 \leftrightarrow CH_3OH$	-99,7	Zn/Cr/	50 -	250 -
	2,15	Glg. 2.14	$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O$	-60,7	Cr ₂ O ₃ /	100	380
					Cu		
gemischte	1,5	Glg. 2.15	$nCO + 2nH_2 \leftrightarrow C_nH_{2n+1}OH$	<0	MoS_2	100	350
Alkohole			$+(n-1)H_2O$				
		Glg. 2.16	$nCO + (2n+1)H_2 \leftrightarrow C_nH_{2n+2}$	<0			
			$+ nH_2O$				
Dimethyl-	1	Glg. 2.17	$CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$	-98,4	Cu/Zn	50	260
ether		Glg. 2.18	$CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$	-59,5	O/		
DME		Glg. 2.19	$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$	-21,8	Al_2O_3		

Kat. ... Katalysator, P ... Druck, T ... Temperatur

Methanol

Methanol ist ein Grundstoff der chemischen Industrie und wird unter anderem als Ausgangsmittel für die Herstellung von DME oder dem Antiklopfmittel Methyl-Tertiär-Butyl-Ether (MTBE) verwendet. Ähnlich wie bei der Fischer-Tropsch-Synthese wird auch hier eine hohe Reinheit des Synthesegases gefordert. [15]

Gemischte Alkohole

Die gemischte Alkoholsynthese erfolgt auf Basis der Methanolsynthese, anschließend werden CO-Moleküle eingefügt und längerkettige Alkohole wie Ethanol, Propanol oder Butanol entstehen. Bei den derzeit verfügbaren Katalysatoren sind relativ geringe Umsätze von CO von 5 - 30 % pro Durchgang möglich, auch die Selektivität zu höheren Alkoholen von 30 - 90 % ist bescheiden. Die Alkoholsynthese ähnelt aufgrund der vergleichbaren Katalysatoren der Methanol- oder Fischer-Tropsch-Synthese. [15]

Dimethylether DME

Dimethylether findet als Treibgas oder Grundstoff in der chemischen Industrie Anwendung. Die Herstellung erfolgt direkt über die katalytische DME-Synthese oder indirekt über die Konversion von Methanol. Der indirekte Weg ist derzeit Stand der Technik, dabei wird Methanol

aus dem Produktgas synthetisiert und anschließend durch Dehydration DME hergestellt. [15] Näheres zur Synthese von Methanol, gemischten Alkoholen oder DME findet sich in Kaltschmitt et al. [15] und Rauch et al. [23].

2.6.6 Zusammenfassung

Abbildung 2.16 auf der folgenden Seite gibt einen Überblick über die allgemein notwendigen Reinigungs- und Aufbereitungsschritte vom aus der Holzvergasung gewonnen Produktgas bis zum Synthesegas für die Strom- und Wärmegewinnung, H₂-, Fischer-Tropsch- und SNG-Erzeugung.

Jeder Block steht stellvertretend für eine verfahrenstechnische Grundoperation der Gasreinigung oder -Aufbereitung. Zu jedem Hauptblock finden sich teilweise noch oberhalb und/oder unterhalb des großen Hauptblocks kleine Blöcke. Blöcke am oberen Ende beinhalten Gasbestandteile, die nach der Behandlung ihren Anteil vergrößern, Blöcke am unteren Ende beinhalten Gasbestandteile, die ihren Anteil verringern. Folgendes Beispiel soll die Lesart des Diagramms verdeutlichen: für den Wasser-Gas-Shift-Reaktor erhöht sich der Anteil an CO2 und H₂ nach dem Reaktor im Gas, während sich der Anteil an H₂O und CO verringert.

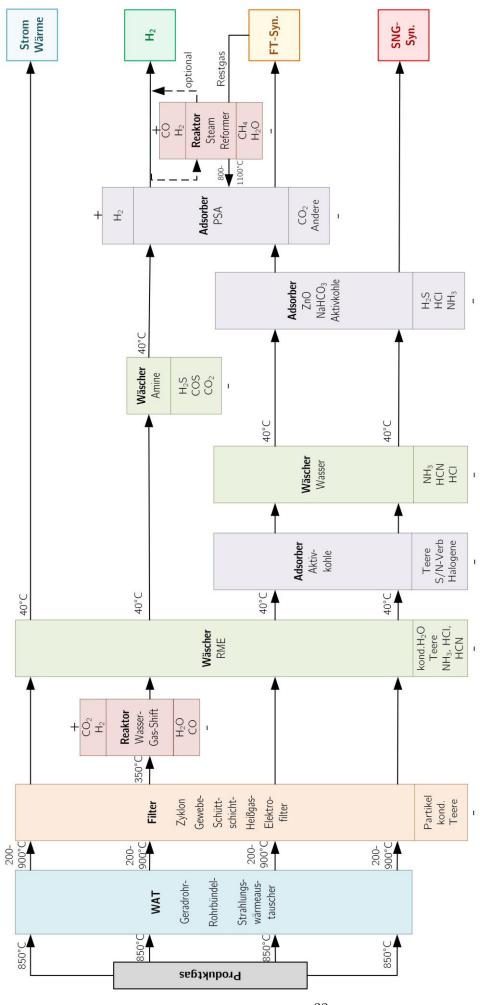


Abbildung 2.16: Überblick über Gasreinigungs- und Gasaufbereitungsschritte vom Produktgas aus der Holzvergasung bis zum Synthesegas für vier Gasnutzungsvarianten [84] Tropsch, WAT ... Wärmeaustauscher, RME ... Rapsmethylester, HCN ... Cyanwasserstoff, NaHCO3 ... Natriumhydrogencarbonat, SNG ... Synthetic Natural Gas/Syntheti-S/N-Verb. ... Schwefel- und Stickstoffverbindungen, kond. ... kondensiert, PSA ... Pressure-Swing-Adsorption/Druckwechsel-Adsorption, Syn. ... Synthese, FT ... Fischersches Erdgas

2.7 Industrielle Anlagen

Bereits sechs industrielle Großanlagen wurden gebaut. Die meisten Anlagen befinden sich in Europa (Güssing-AT, Oberwart-AT, Villach-AT, Senden-DE und Göteborg-SE), eine weitere in Asien (Nongbua-TH). Heute liegen alle Anlagen mit Ausnahme von Nongbua still. Dies hatte unterschiedliche, vorwiegend ökonomische Gründe: die österreichischen Einspeistarife für grünen Strom wurden abgeschafft (Güssing), die erwarteten Gewinne traten nicht ein (Oberwart, Senden), die Betreiberfirma hatte bereits vor Übernahme der Anlage finanzielle Schwierigkeiten (Villach) oder das geplante Ende des Demonstrationsbetriebs wurde erreicht (Göteborg). Wie bereits in Kapitel 1 erwähnt wurde, zeigt die Lernkurve für Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung (Abbildung 1.1) keine merklichen Verbesserungen. Dies wurde auch dadurch verursacht, da die verschiedenen Anlagen jeweils von unterschiedlichen Generalunternehmern gebaut wurden und so Fehler teilweise auch mehrmals begangen wurden. Derzeit werden aber alternative Nutzungsmöglichkeiten für die stillgelegten Anlagen evaluiert, besonders im Hinblick auf minderwertige und dadurch kostengünstigere Brennstoffe. [13]

Die KWK-Anlage Güssing war von 2002 bis 2016 in Betrieb. Holzhackschnitzel wurden dort vergast und das entstandene Produktgas nach Reinigung in einem Gasmotor zur Stromerzeugung genutzt. Die Abwärme des Abgases wurde zur Fernwärmeauskopplung verwendet. [13], [26, S. 30–34]

Die KWK-Anlage Oberwart wurde 2008 in Betrieb genommen und wie Güssing mit Holzhackschnitzeln befeuert. Dabei produzierte sie Strom mit Hilfe von zwei Gasmotoren und einer ORC-Anlage, sowie Wärme. 2014 wurde sie vom Netz genommen. [13], [33]

2011 ging die KWK-Anlage Villach in Betrieb und wurde aufgrund finanzieller Probleme bald darauf wieder stillgelegt. Auch hier wurden nach Vorbild von Güssing und Oberwart Holzhackschnitzel vergast und das Produktgas zur Erzeugung von Strom und Wärme genutzt. Zusätzlich zu Olivin wurde hier CaO als Additiv zum Bettmaterial verwendet.

In Senden/Neu-Ulm, Deutschland, steht seit dem Jahr 2011 eine weitere Zweibettwirbelschichtanlage. Dort wurden unterschiedliche Brennstoffmischungen zur Strom- und Wärmeerzeugung verwendet. Mit 2018 endete hier der Betrieb. [5, S. 22], [13]

In Göteborg, Schweden, wurde von 2014 bis 2017 zum ersten Mal eine SNG-Anlage auf Basis der Biomassevergasung im großen Maßstab unter dem Projektnamen "GoBiGas" installiert. Holzpellets wurden dabei vergast und in synthetisches Erdgas umgewandelt. [48]

In Nongbua, Thailand, wurde 2017 eine Anlage zu Test- und Forschungszwecken nach Vorbild

von Güssing errichtet. Hier wird lokales Holz in Form von Hackschnitzeln vergast und zur Strom- und Wärmegewinnung genutzt. Diese Anlage befindet sich noch heute in Betrieb. [11], [13], [27]

Tabelle 2.8 gibt einen Überblick über die wichtigsten Eckpunkte der gebauten Anlagen.

Tabelle 2.8: Übersichtstabelle industrieller Großanlagen

Eigenschaft	Ein- heit	Güssing AT [1], [6]	Oberwart AT [1], [6]	Villach AT [10]	Senden DE [5, S. 23]	Göteborg SE [5, S. 23]	Nongbua TH [11]
Thermische Brennstoff- wärmeleistung	$ m MW_{th}$	8,25	8,4	15,0	15,0	32,0	3,8
Brennstoff	-	HHS	HHS	HHS	15 % Rinde 15 % HHS 70% WHG	Holzpellets	HHS
Brennstoff- massenstrom	kg _f /h	2.610	2.760	5.700^	5.740	9.330	n.g.
Wassergehalt Brennstoff	m.%	33	35	17*	37-47	33	n.g.
Bettmaterial	-	Olivin	Olivin	Olivin, CaO	Olivin	Olivin	Olivin
Stromverbrauch	MW	0,25	0,4	n.g.	0,8	2,0	n.g.
Anlagenout	put						
Strom	MW	2,0	2,4	3,2	5,1	-	1,0
Wärme	MW	4,1	2,5	n.g.	6,4	3,8	1,25
SNG	MW	-	-	-	-	20,0	-

kgf/h ... kg feucht pro Stunde, WHG ... Waldhackgut, HHS ... Holzhackschnitzel, n.g. ... nicht gegeben, * ... Wassergehalt nach Trocknung, ^ ... Annahme aufgrund ähnlicher thermischer Brennstoffwärmeleistung wie Senden, genaue Daten liegen aufgrund baldiger Außerbetriebnahme nach Fertigstellung der Anlage nicht vor

Die erarbeiteten, theoretischen Grundlagen zur Gasreinigung und Gasnutzung bilden die Basis für die nachfolgende Schaffung einer Entwicklungsumgebung für die Automatisierung des Basic Engineering Prozesses.



Methoden

Dieses Kapitel beschreibt das Computer Integrated Plant Engineering (CIPE) und die Methodik hinter dem CIPE-Tool "BE Wizard", dem Basic Engineering und der dazugehörenden Berechnungen für die Automatisierung der Auslegung einer Produktgasreinigungsstrecke aus der Holzvergasung in einer Zweibettwirbelschichtanlage.

Dabei wird folgendes Szenario gewählt: Das aus Holzhackschnitzel erzeugte Produktgas wird in einem Gasmotor in Strom und Wärme umgewandelt. Bevor dies geschieht, wird das Produktgas in den folgenden Aufbereitungsschritten bzw. Apparaten behandelt, wie auch in Abbildung 3.1 ersichtlich:

o Kühlung

Drei Geradrohr-Wärmeaustauscher (im Folgenden kurz Geradrohr-WAT oder WAT genannt) kühlen das aus dem Wirbelschichtvergaser kommende Gas von 850 °C auf 210 °C ab.

Staubentfernung

Ein Schlauchfilter verringert den Staubgehalt von 15 auf 0,005 g/Nm³.

Absorption

Ein Füllkörperabsorber wäscht mit Rapsmetyhlester (RME) Teere und restliche Staubpartikel aus dem Gas. Dabei verringert sich die Teer-Konzentration von 5,5 auf 0,1 g/Nm^3 .

Absorbat-Aufbereitung

Die beladene Waschflüssigkeit wird mittels Dekanter in Fraktionen verschiedener Dichte getrennt. Dabei fallen drei Ströme an: eine Emulsion – bestehend aus RME, Wasser, Teeren und Staub - Abwasser und gereinigtem RME. Der gereinigte RME wird mit frischem RME vermischt und nach einer Kühlung in einem Geradrohr-WAT von 65 auf 10 °C zurück in den Absorber geleitet. Die Emulsion sowie das Abwasser werden an anderen Stellen in der Anlage wiederverwendet.

Verdichtung

Ein Gebläse saugt das Gas durch die Produktgasaufbereitung und erhöht dabei den Druck von 0,955 auf 1,035 bara.

Verwertung des Produktgases

Das Gas wird dann dem Gasmotor zugeführt. Dieser erzeugt dabei Strom und Wärme und führt das Abgas über einen Schornstein der Umgebung zu.

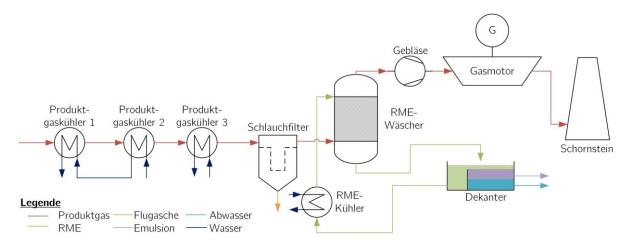


Abbildung 3.1: Prozessfließbild der gewählten Produktgasreinigungsstrecke aus der Vergasung von Holzhackschnitzel in einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage

Im Folgenden wird näher auf das Computer Integrated Plant Engineering, das CIPE-Tool und das Basic Engineering inkl. der Auslegungsrechnung für die einzelnen Apparate eingegangen.

Computer Integrated Plant Engineering

Unter Computer Integrated Plant Engineering (CIPE) wird eine Methodik für die automatisierte und verknüpfte Planung von industriellen Anlagen mit computergestützten Tools verstanden.

Unter dem Schlagwort "Industrie 4.0" werden in verschiedensten Industriebranchen seit einigen

Jahren Anstrengungen unternommen, um die virtuelle und reale Welt zu verknüpfen und dabei eine Steigerung der Effizienz zu erzielen. Auch im Anlagenbau lässt sich durch die computerunterstützte und vernetzte Planung eine erhebliche Effizienzsteigerung umsetzen. Das Basic Engineering umfasst dabei die Verfahrensplanung – darunter die grundlegende Auslegung der Apparate - und die Erarbeitung eines verbindlichen Gesamtentwurfs. [49, S. 207] Die Kosten für diese Phase belaufen sich auf circa 20 bis 25 % der gesamten Engineeringkosten. [49, S. 208] Hammerschmid entwickelte im Zuge seiner Diplomarbeit [5] die Methodik des Computer Integrated Plant Engineering. Die Methodik des CIPE beruht darauf, durch die Verknüpfung einer Vielzahl an Softwaretools ein Industrial Plant Information Model (IPIM, zu Deutsch "Informationsmodell für Industrieanlagen") zu kreieren. Das IPIM stellt ein interaktives Anlagenmodell dar, welches ähnlich der Idee des Building Information Modeling (zu Deutsch "Bauwerksdatenmodellierung") [50], die Schnittstelle zwischen einem 3D-Modell eines Gebäudes oder einer Anlage, der Konzeptionierung, Basic und Detail Engineering, die Errichtung, Betrieb und Optimierung, sowie Wartung- und Instandhaltung darstellt. Der virtuelle Planungsraum soll neben der Senkung der Planungskosten im Bereich des Basic Engineering auch durch die schnellere Ausrollung der Technologie die Investitionskosten senken. Durch die Planung mit "State of the Art"-Modellen und der begleitenden Optimierung des Betriebes der Biomassevergasungsanlagen können auch die Volllaststunden der Anlage schneller erreicht bzw. erhöht werden und somit ein wirtschaftlicher Betrieb erzielt werden. Dieser Planungsraum dient als Grundlage und Vorprojekt für diese Diplomarbeit und ist deswegen im Folgenden näher beschrieben.

In Abbildung 3.2 wird der Aufbau des virtuellen Planungsraums nach Hammerschmid [5] gezeigt. Moderne Softwaretools werden zur Kommunikation und Erstellung aller Planungsdokumente des Basic Engineering verwendet. Der Ablauf gestaltet sich folgendermaßen:

- Eingabe der Anlagenparameter in VBA-Formular
- Erzeugung der Kundenspezifikation
- Überspielen der festgelegten Anlagenparameter in Microsoft Excel (Datenbasis)
- Erzeugung eines Prozessfließbilds in Microsoft Visio
- Erzeugung eines IPSEpro-Simulationsmodells aufbauend auf der Kundenspezifikation und dem Prozessfließbild
- Berechnung der Massen- und Energiebilanzen auf Basis des IPSEpro-Simulationsmodells
- Auslegungsrechnung der einzelnen Anlagenkomponenten auf Basis der Massen- und Energiebilanzen
- Erzeugung der 3D-Modelle der ausgelegten Anlagenkomponenten in Autodesk Inventor
- Erzeugung eines R&I-Fließbildes in Microsoft Visio
- Erzeugung der Planungsdokumente (Technische Beschreibung) in Autodesk Inventor und Microsoft Excel
- Techno-ökonomische Bewertung (Kostenplanung) der Anlage in Microsoft Excel

Hammerschmid führte die Auslegung eines Wärmeaustauschers sowie die 3D-Modellierung beispielhaft vor. Weitere Anlagenkomponenten wurden nicht ausgelegt. Zusätzliche Anlagenkomponenten sollen zukünftig in den virtuellen Planungsraum implementiert werden und somit die Modellbibliotheken erweitern.

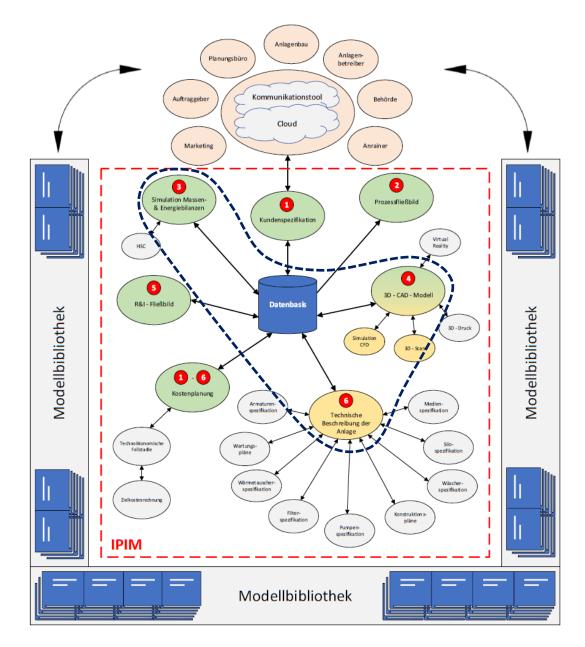


Abbildung 3.2: Visuelle Darstellung der Methodik des Computer Integrated Plant Engineering [5, Abb. 26]

Ziel dieser Diplomarbeit ist es, eine Erweiterung der Modellbibliothek durchzuführen und die Produktgasreinigungsstrecke einer Zweibettwirbelschichtanlage inklusive der verwendeten Apparate auszulegen und in weiterer Folge diesen Prozess zu automatisieren. Das in Abbildung 3.2 dunkelblau-strichlierte Gebiet zeigt diejenigen Bereiche des CIPE, die in dieser Arbeit behandelt werden. Die Simulation inklusive Massen- und Energiebilanzen dient als Grundlage für die Auslegungsrechnung der Anlagenkomponenten. Die technische Beschreibung der Anlage umfasst die Auslegungsrechnung für Wärmeaustauscher, Filter, Wäscher und Dekanter. Die daraus resultierende Datenbasis wird für die nachfolgende Erstellung der 3D-Modelle benötigt. Durch die Erweiterung der Modellbibliotheken kann der virtuelle Planungsraum erstmalig vollumfänglich realisiert werden und somit eine Kosteneinsparung demonstriert werden.

3.2 Methodik CIPE-Tool "BE Wizard"

Das CIPE-Tool, "Basic Engineering Wizard" (kurz "BE Wizard") getauft, soll eine möglichst einfache und benutzerfreundliche Auslegung der bereits erläuterten Produktgasreinigungsstrecke mit Microsoft Excel ermöglichen. Grundlage dafür ist die Prozesssimulation dieses Anlagenabschnitts in IPSEpro. Das Simulationsergebnis wird in Excel importiert und dort zur Auslegung der Apparate verwendet.

Beinahe alle notwendigen Größen können dabei aus der Simulation entnommen werden. Die thermische Wärmeleitfähigkeit, die spezifische isobare Wärmekapazität und die dynamische Viskosität von RME müssen über ergänzende Formeln berechnet werden. Diese wurden aus Fan et al. [51], [52], Pauly et al. [53] und Verduzco [54] entnommen bzw. durch Trendlinien entwickelt und, wenn notwendig, extrapoliert. Die Berechnungen dazu finden sich im Anhang. Bei der Schüttdichte und Partikeldichte der Flugasche wurden Werte aus Obernberger [55] verwendet. Für die Berechnung der Zustandsgrößen von Wasser wurde auf ein frei verfügbares Excel-Addin der Bertsch Holding GmbH [56] zurückgegriffen.

Aus den Ergebnissen der Auslegungsrechnung für die verschiedenen Apparate wird dann jeweils ein 3D-Modell dieser in Autodesk Inventor erstellt. Die 3D-Modelle basieren auf vorgefertigten Vorlagen, die mit variablen Parametern in Inventor erstellt wurden. Diese Parameter können über ein Excel-Makro mit den Ergebnissen des Excel-Tools verknüpft und das 3D-Modell so an die Berechnungsergebnisse angepasst werden. Ein Ergebnisbericht rundet das Tool ab. Näheres zu BE Wizard findet sich in Abschnitt 4.1.

3.3 Basic Engineering und Auslegungsrechnung

Im folgenden Abschnitt wird die Methodik hinter der Auslegungsrechnung der einzelnen Apparate beschrieben und notwendige Annahmen getroffen, welche für das Basic Engineering der untersuchten Produktgasreinigungsstrecke notwendig sind.

3.3.1 Produktgas- und RME-Kühler

Die Auslegung der Geradrohr-WAT wurde mithilfe von Wegener [57] und dem VDI-Wärmeatlas [58] durchgeführt. Abbildung 3.3 illustriert den Aufbau eines Geradrohrwärmeaustauschers im Gegenstromprinzip mit Umlenkblechen. Die beiden Medien, die Wärme miteinander austauschen, befinden sich entweder im Mantel- (A) oder Rohrraum (B). Im Rohrraum sollte sich dabei jenes Medium befinden, welches mit höherem Druck strömt, zur Verschmutzung neigt bzw. stark korrodierend wirkt oder einen besonderen, kostenintensiven Werkstoff bedingt. [57, S. 24–25] Die Umlenkbleche (C) dienen dazu, die Turbulenz des Mantelmediums zu erhöhen und somit auch den Wärmeübergang zu verbessern.

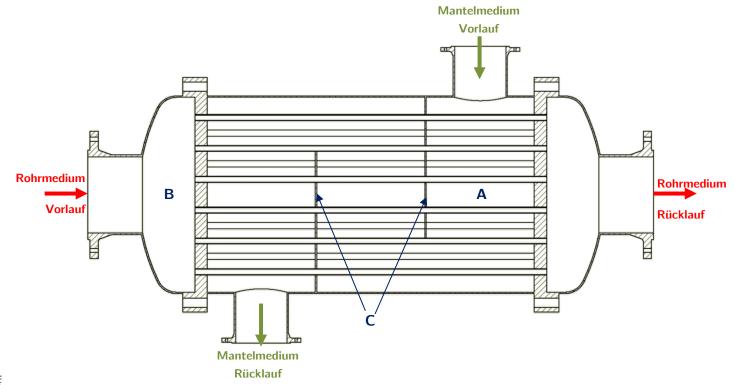


Abbildung 3.3: Aufbau eines Geradrohrwärmeaustauschers mit Umlenkblechen im Gegenstromprinzip A ... Mantelraum, B ... Rohrraum, C ... Umlenkbleche

Aus der Simulation der Prozessgasaufbereitungsstrecke sind bereits alle wichtigen Parameter bekannt, darunter beispielsweise der zu übertagende Wärmestrom \dot{Q} , die Massenströme und die Temperaturen. Die Indizes M und R deuten in diesem Kapitel auf den Mantel- oder Rohrraum hin.

Bei der Auslegungsrechnung für einen Wärmeaustauscher muss iterativ vorgegangen werden: aus dem zu übertragenden Wärmestrom \dot{Q} wird die erforderliche Austauschfläche berechnet. Hier wird im ersten Schritt eine Annahme für den Wärmedurchgangskoeffizienten k aus bekannten Literaturwerten getroffen. Aus der erforderlichen Austauschfläche Aerf werden die Rohre – Außendurchmesser, Dicke, Länge, Anzahl - dimensioniert. Die Geometrie des Mantelraums – darunter beispielsweise Innendurchmesser oder Anzahl und Geometrie der Umlenkbleche - wird sodann angenommen. Mit diesen Größen wird sowohl der Wärmeübergangskoeffizient für den Mantel- αM als auch den Rohrraum αR berechnet. Hier werden auch Annahmen bezüglich der Wandtemperatur des Rohres an der Innenseite – also im Rohrraum - und an der Außenseite – also im Mantelraum getroffen. Wie sehr der Wärmeaustauscher Fouling – also Verschmutzungen durch Sedimentation, Kristallisation, Korrosion, etc. - ausgesetzt ist, hängt von den jeweiligen Medien und den Strömungsverhältnissen ab. Dieser Effekt wird mit dem Foulingwiderstand R_{fR} bzw. R_{fM} berücksichtigt. Aus den Wärmeübergangskoeffizienten α_M und αR, der Wärmeleitfähigkeit des Rohrwerkstoffs λR und den Foulingwiderständen der beiden Medien R_{fR} und R_{fM} werden der Wärmedurchgangskoeffizient k und die Wandtemperaturen des Rohres nachgerechnet und mit den anfangs getroffenen Annahmen verglichen. Diese Werte

und eventuell auch die Geometrien des Rohr- und Mantelraums werden angepasst, die Berechnung nochmals durchgeführt und die Ergebnisse wieder verglichen. Dieses iterative Berechnungsverfahren wird so lange angewandt, bis angenommene und nachgerechnete Werte übereinstimmen. Nachfolgend wird detaillierter auf die Berechnung inkl. der wichtigsten Formeln eingegangen.

Erforderliche Austauschfläche Aerf

Die maßgebliche Größe für die Auslegung eines Wärmeaustauschers ist der zu übertragende Wärmestrom \dot{Q} . Dieser berechnet sich nach Glg. 3.1.

Glg. 3.1
$$\dot{Q} = \dot{m}_M \cdot c_{P,M} \cdot \Delta T_M = \dot{m}_R \cdot c_{P,R} \cdot \Delta T_R$$

Dieser Wärmestrom lässt sich auch mit Glg. 3.2 ausdrücken.

Glg. 3.2
$$\dot{Q} = k \cdot A_{erf} \cdot \Delta \vartheta_m$$

Hier sind k der Wärmedurchgangskoeffizient, Aerf die zur Wärmeübertragung erforderliche Wärmeübertragungsfläche und $\Delta \vartheta_m$ die mittlere logarithmische Temperaturdifferenz, welche sich für den hier behandelten Fall eines Wärmeaustauschers im Gegenstromprinzip nach Glg. 3.3 berechnet.

Glg. 3.3
$$\Delta \vartheta_m = \frac{\left(T_{M,VL} - T_{R,RL}\right) - \left(T_{M,RL} - T_{R,VL}\right)}{\ln \frac{T_{M,VL} - T_{R,RL}}{T_{M,RL} - T_{R,VL}}}$$

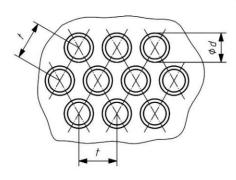
Der Wärmedurchgangskoeffizient muss vorerst mithilfe von Literaturwerten angenommen werden. Für diese Arbeit werden typische Wärmedurchgangskoeffizienten aus [59] verwendet. Es ergibt sich die erforderliche Wärmeaustauschfläche A_{erf} durch Umformen von Glg. 3.2 zu Glg. 3.4.

Glg. 3.4
$$A_{erf} = \frac{\dot{Q}}{k \cdot \Delta \theta_m}$$

Ermittlung der Rohrgeometrie

Um einen möglichst kompakten Wärmeaustauscher und guten Wärmeübergang zu erzielen, werden die Rohre in Dreiecksanordnung mit einer bestimmten Teilung t angeordnet. Die Dreiecksanordnung bietet dabei um 15~% kleinere Abmessungen bei gleichgroßer zu übertragender Wärmemenge gegenüber der Quadratteilung. [57, S. 30] Abbildung 3.4 zeigt die nach DIN 28 182 [60] bevorzugten Rohraußendurchmesser und -Teilung. In der chemischen Industrie werden meist Außendurchmesser von 20 oder 25 mm gewählt. [61, S. 1701]





Außendurchmesser	Rohrteilung t für Rohr/Rohrboden-Verbindungena			
der Innenrohre d	durch Schweißen, Einwalzen oder Kombinationen mit Schweißen			
16	21			
20	26			
25	32			
30	38			
38	47			

Kleinere Rohrteilungen als die in dieser Tabelle aufgeführten sind möglich, wenn der Hersteller sie fertigungstechnisch beherrscht.

Größere Rohrteilungen können aus verfahrenstechnischen oder betrieblichen Gründen erforderlich werden.

DIN 28187

Abbildung 3.4: Dreiecksanordnung nach [60, Abb. 1] (links), Rohraußendurchmesser und -Teilung nach DIN 28 182 [57, Tab. 1]

Sobald der Rohraußendurchmesser da und die Rohrdicke sR gewählt wurden, lässt sich die erforderliche Anzahl an Rohren nerf mit Glg. 3.5 berechnen. Die Geschwindigkeit des Rohrmediums w_{R.min} wird, um Fouling entgegenzuwirken, mit 1 m/s nach unten hin begrenzt. [57, S. 34–35], [61, S. 1701] Als Volumenstrom wird der geringere eingesetzt, um die minimale Anzahl an erforderlichen Rohren zu erhalten.

Glg. 3.5
$$n_{erf} = \frac{\dot{v}_{R,min} \cdot 4}{w_{R,min} \cdot \pi \cdot d_i^2}$$

Nun lässt sich ein Rohrboden nach DIN 28 184 [62] mit mindestens der berechneten Anzahl an Rohren n_{erf} auswählen. Abbildung 3.5 zeigt beispielhaft einen Rohrboden mit $d_a = 25$ mm und Nenndurchmesser DN 300.

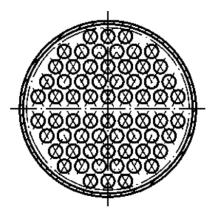


Abbildung 3.5: Rohrboden nach DIN 28 184, da = 25 mm und DN 300 [59, Tab. 1]

Bei der Wahl des Rohrbodens gilt es folgende Kriterien zu beachten und abzuwägen:

- Anzahl an Rohren n_R: die tatsächliche Anzahl an Rohren im Wärmeaustauscher kann, um Fouling-Effekte zu berücksichtigen, größer sein als nerf.
- Strömungsgeschwindigkeit im Rohr w_R: diese sollte, wie bereits erwähnt, nicht unter 1 m/s fallen bzw. nicht zu stark davon abweichen.

- Reynoldszahl Re_R: ein guter Wärmeübergang geschieht bei Strömungen im turbulenten Bereich (Re $> 10^4$).
- Rohrlänge L_R: Je mehr Rohre vorhanden sind, desto kürzer wird der Wärmeaustauscher, da pro Laufmeter WAT mit gewähltem Querschnitt mehr Wärme übertragen werden kann.

Generell gilt: steigt die Anzahl an Rohren n_R, so sinkt die Strömungsgeschwindigkeit w_R, Reynoldszahl Re_R und Rohrlänge L_R . Mit Glg. 3.6 lässt sich nun die Rohrlänge L_R berechnen.

Glg. 3.6
$$L_{R} = \frac{A_{erf}}{d_{l} \cdot n \cdot n_{R}}$$

Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten im Rohr α_R

Zur Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten α_R wird mit der Strömungsgeschwindigkeit im Rohr w_R die Reynoldszahl Re_R berechnet. Damit und mit der Prandtl-Zahl Pr_R in der Rohrströmung und Pr_{R,W} an der Wand lässt sich die Nusselt-Zahl Nu_R für voll ausgebildete Rohrströmungen nach Glg. 3.7 berechnen. [63, S. 806–807]

Glg. 3.7
$$Nu_R = \frac{\frac{\xi}{8} (Re_R - 1000) Pr_R}{1 + 12.7 * \sqrt{\frac{\xi}{8}} \left(Pr_R^{\frac{3}{3}} - 1 \right)} \left[1 + \left(\frac{d_i}{L_R} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \quad mit \; \xi = \sqrt{1.8 \log_{10} Re_R - 1.5}$$

Aus Nu_R ergibt sich der Wärmeübergangskoeffizient im Rohr α_R nach Glg. 3.8.

Glg. 3.8
$$\alpha_R = \frac{Nu_R \cdot \lambda_R}{d_i}$$

Ermittlung der Mantel- und Umlenkblechgeometrie

Im nächsten Schritt werden der Mantelraum und die eingebauten Umlenkbleche dimensioniert. Bei der Dimensionierung des Mantels ist der freie Strömungsquerschnitt so zu wählen, dass die Fluidgeschwindigkeit des Mantelmediums $w_{M,max}$ im Falle eines Gases bei Normaldruck 20 m/s bzw. im Falle einer Flüssigkeit 2 – 5 m/s – abhängig vom Rohrwerkstoff, denn diese sind unterschiedlich anfällig für Schwingungen – nicht überschreitet. [61, S. 1701]

Abbildung 3.6 zeigt beispielhaft ein Umlenkblech. Die Anzahl, der damit zusammenhängende Segmentabstand S_{UB} und die Größe des Fensters f_{UB} sind so zu wählen, dass die Strömungsgeschwindigkeit im Quer- und Längsstrombereich ungefähr gleich ist. [61, S. 1703] Im VDI-Wärmeatlas Teil O1 finden sich weitere Richtwerte für die Dimensionierung. Die Dicke eines Umlenkblechs suB ist in DIN 28 185 [64, S. 5] festgelegt.





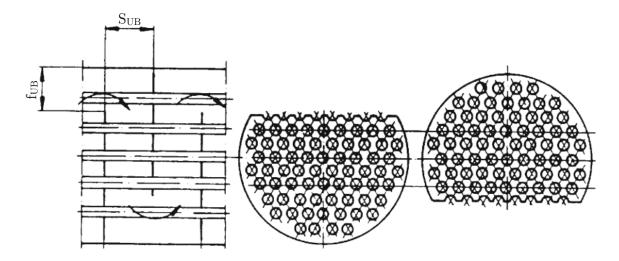


Abbildung 3.6: Umlenkblech mit Hauptabmaßen [61, Abb. O1.11]

Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten im Mantel $\alpha_{\rm M}$

Ähnlich wie bei der Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten für den Rohrraum α_R wird auch hier die Nusselt-Zahl im Mantelraum Nu_M ermittelt. Diese wird nach dem Verfahren aus dem VDI-Wärmeatlas, Teil G8 [65] berechnet. Im Folgenden wird das Verfahren vorgestellt.

Im ersten Schritt wird die Reynolds-Zahl Re_{ψ,1} berechnet, welche den Hohlraumanteil ψ und die Überströmlänge l' eines Rohres miteinbezieht. Nun wird die Prandtl-Zahl im Mantelraum und an der Rohr-Außenwand ermittelt. Damit lassen sich die turbulente und laminare Nusselt-Zahl Nul,turb und Nul,lam ermitteln. Nun lässt sich Nul,0 nach Glg. 3.9 berechnen.

Glg. 3.9
$$Nu_{l,0} = 0.3 + \sqrt{Nu_{l,lam}^2 + Nu_{l,turb}^2}$$

Nach Korrektur von Nul,0 mit dem Anordnungsfaktor fA und dem Faktor K zur Berücksichtigung der Temperaturabhängigkeit der Stoffwerte in der Rohrgrenzschicht ergibt sich die Nusselt-Zahl für das Rohrbündel Nu_{Bündel} nach Glg. 3.10.

Glg. 3.10
$$Nu_{B\ddot{u}ndel} = Nu_{l,0} \cdot f_A \cdot K$$

Die Nusselt-Zahl für den Mantelraum Nu_M ergibt sich dann nach Glg. 3.11. Hierin ist f_G der Geometriefaktor, f_L der Leckströmfaktor und f_B der Bypassfaktor.

Glg. 3.11
$$Nu_{M} = Nu_{B\ddot{\mathbf{u}}ndel} \cdot f_{G} \cdot f_{L} \cdot f_{B}$$

Mit Glg. 3.12 lässt sich schlussendlich der Wärmeübergangskoeffizient α_M berechnen.

Glg. 3.12
$$\alpha_M = \frac{N u_M \cdot \lambda_M}{l}$$

Nachrechnung des Wärmedurchgangskoeffizienten k

Nun kann der anfangs angenommene Wärmedurchgangskoeffizient k nach Glg. 3.13 nachgerechnet werden. Darin sind nun die berechneten Werte für die Wärmedurchgangskoeffizienten α_R und α_M für Rohr- und Mantelraum, die Wärmeleitfähigkeit des Rohrwerkstoffs λ_{RW} und die Foulingwiderstände R_{fR} und R_{fM} der Medien enthalten.

Glg. 3.13
$$\frac{1}{k} = \left(\frac{1}{\alpha_R} + R_{fR}\right) \frac{d_a}{d_i} + \frac{d_a \ln\left(\frac{d_a}{d_i}\right)}{2 \lambda_{RW}} + \frac{1}{\alpha_M} + R_{fM}$$

Nachrechnung der Wandtemperaturen Tw,R und Tw,M

Die Wandtemperaturen T_{w,R} und T_{w,M} lassen sich nach Glg. 3.14 und Glg. 3.15 berechnen und werden dann mit den getroffenen Annahmen verglichen.

Glg. 3.14
$$T_{w,R} = \frac{k}{\alpha_R} (T_M - T_R) + T_R$$

Glg. 3.15
$$T_{w,M} = T_M - \frac{k}{\alpha_M} (T_M - T_R)$$

Nach mehreren iterativen Berechnungsschritten ist die Auslegung des Geradrohr-Wärmeaustauschers abgeschlossen.

3.3.2 Schlauchfilter

Die Auslegung und Dimensionierung des Schlauchfilters wird basierend auf der Koeffizientenmethode nach Löffler [66] und Löffler et al. [67] durchgeführt.

Abbildung 3.7 zeigt die typische Ausführung eines Schlauchfilters. Das Rohgas tritt dabei im Staubsammelbehälter (A) unter den Filterschläuchen (B) in den Apparat. Von dort strömt das Gas durch den sich aufbauenden Filterkuchen und das Filtermedium in die Reingaskammer (C) und verlässt dort den Schlauchfilter wieder. In der Reingaskammer befinden sich auch die Druckluftdüsen mit den Zuleitungen (E), die mit dem Druckluftbehälter (D) verbunden sind.

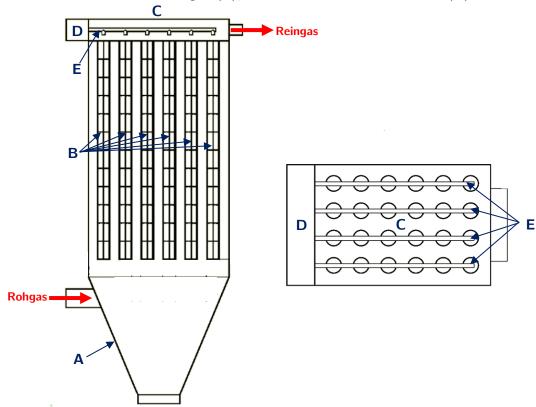


Abbildung 3.7: Aufbau eines Schlauchfilters A ... Staubsammelbehälter, B ... Filterschlauch mit Stützkorb, C ... Reingasbehälter, D ... Druckluftbehälter, E ... Druckluftzuleitungen mit Düsen

Zur Auslegung sind zunächst die wichtigsten Daten bezüglich des Aufstellungsorts der Filteranlage, des Produktgases und des zu entfernenden Staubes zusammenzutragen. Dazu zählen unter anderem der Roh- und Reingasstaubgehalt, der Volumenstrom und die Temperatur des Produktgases, sowie die Korngrößenverteilung des Staubes.

Um nun die nötige Filterfläche und die daraus resultierende Anzahl und Größe der Filterschläuche zu erhalten, muss die effektive Filterflächenbelastung veff ermittelt werden. Diese lässt sich auf Basis der zugrundeliegenden Filterflächenbelastung v_g und verschiedenen Koeffizienten A bis H nach Glg. 3.16 berechnen.

Glg. 3.16
$$v_{eff} = v_a \cdot A \cdot B \cdot C \cdot D \cdot E \cdot F \cdot G \cdot H$$

Die Filterflächenbelastung beschreibt dabei, welcher Volumenstrom pro m² an Filterfläche gereinigt werden kann. Je größer die Filterflächenbelastung, desto weniger Filterfläche ist somit notwendig, um einen bestimmten Volumenstrom von Partikeln zu reinigen. Der Grundwert vg kann aus Tabellenwerken für verschiedene Stäube entnommen werden und liegt beispielsweise für Flugasche zwischen 2,7 und 3,0. [66], [67]

Die Koeffizienten A bis H berücksichtigen die verschiedenen Betriebsbedingungen des Filterapparats. Koeffizient A berücksichtigt die Art der Abreinigung und die Form der Filterelemente, B das Anwendungsgebiet, C die überwiegend vorhandenen Korngrößen, D die Rohgasbeladung, E die Gastemperatur, F die Schüttdichte, G die Anströmverhältnisse und H die herrschenden klimatischen Bedingungen. Diese Koeffizienten können aus Tabellen in den genannten Literaturstellen entnommen werden.

Nach der Multiplikation der zugrundeliegenden Filterflächenbelastung \mathbf{v}_{g} und den Koeffizienten A bis H ergibt sich die effektive Filterflächenbelastung veff. Nach Glg. 3.17 lässt sich dann die minimal benötigte Filterfläche errechnen.

Glg. 3.17
$$A_{Fil,min} = \frac{\dot{v}_{PG}}{v_{eff}}$$

Nun kann ein Filterschlauch gewählt werden. Dieser besitzt typischerweise einen Durchmesser D_{Fil} zwischen 100 und 300 mm und eine Länge L_{Fil} zwischen 2 und 5 m. [66], [67] Bei der Wahl des Materials müssen die Temperaturbeständigkeit und Kriterien wie beispielsweise die Abriebfestigkeit oder Säurebeständigkeit beachtet werden. Mit dem gewählten Filterschlauch lässt sich die benötigte Anzahl nach Glg. 3.18 berechnen. Diese wird dann auf eine ganze Zahl aufgerundet.

Glg. 3.18
$$n_{Fil,min} = \frac{A_{Fil,min}}{D_{Fil} \cdot \pi \cdot L_{Fil}}$$

3.3.3 RME-Füllkörperkolonne

Die Auslegungsrechnung für die RME-Füllkörperkolonne wird mit Hilfe von Sattler [68] und Sattler et al. [69] durchgeführt.

Abbildung 3.8 zeigt den typischen Aufbau einer Füllkörperkolonne. Das zu reinigende Gas tritt unter der Füllkörperschüttung in den Gasverteiler (A) ein. Dieser besteht aus einem Rohr mit Auslässen an der Unterseite, die dabei helfen, das Gas gleichmäßig über den Kolonnenquerschnitt zu verteilen. Das Gas tritt dann durch den Auflageboden (B) in den Füllkörperraum (C)

ein. Dort kommt es in intensiven Kontakt mit dem Waschmittel. Die mitgerissenen Tröpfchen werden am Tropfenabscheider (E) abgetrennt und das gereinigte Gas verlässt den Wäscher am oberen Ende der Kolonne. Das unbeladene Waschmittel tritt durch den Flüssigkeitsverteiler (D) über der Füllkörperschüttung ein und wird über den Kolonnenquerschnitt möglichst gleichmäßig verteilt. Nach dem Kontakt mit dem Gas verlässt das beladene Waschmittel die Kolonne am unteren Ende wieder und gelangt zum Dekanter.

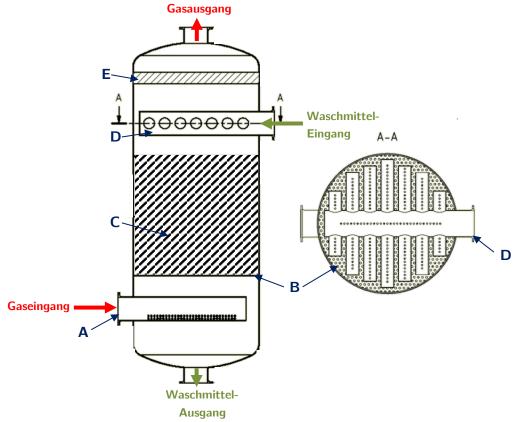


Abbildung 3.8: Aufbau einer Füllkörperkolonne

A ... Gasverteiler, B ... Auflageboden, C ... Füllkörper, D ... Flüssigkeitsverteiler, E ... Tropfenabschei-

Für die Auslegung des Wäschers werden zunächst die Molenströme und Molbeladungen der Gas- und Flüssigkeitsströme ermittelt und das Beladungsdiagramm unter der Annahme eines Lösungsmittelverhältnisses konstruiert. Aus der Gleichgewichtskurve des Beladungsdiagramms kann die zunächst unbekannte Henry-Konstante ermittelt werden. Dann wird der nötige Kolonnendurchmesser D_{Kol} für die gewählten Füllkörper berechnet. Die Füllkörperschütthöhe Z wird mittels HTU-NTU-Konzept berechnet, wobei der Stoffdurchgangskoeffizient kog über eine Abschätzung der unbekannten Diffusionskoeffizienten von Teer in Produktgas bzw. von Teer in RME ermittelt wird.

Im Folgenden werden die Formelzeichen G und L für Gas- bzw. Flüssigphase (Englisch: liquid) verwendet, α und ω stehen für Eingangs- bzw. Ausgangsströme.

Berechnung der Molenströme und Molbeladungen der Gas- und Flüssigphase

Um die Molbeladungen der Gas- und Flüssigphase zu erhalten, müssen zunächst die Trägerströme ermittelt werden. Die Berechnung des molaren Gasträgerstroms \dot{n}_{GT} erfolgt aus dem wasserfreien Produktgas-Volumenstrom am Kopf der Kolonne $V_{G,\omega,wf}$ über die ideale Gasgleichung mit der universellen Gaskonstante $R = 8{,}314~462~J/(mol~K)$, Glg. 3.19 und Glg. 3.20.

Glg. 3.19
$$\dot{V}_{G,\omega,wf} = \dot{V}_{G,\omega} \cdot (1 - \phi_{H_2O,G,\omega})$$
Glg. 3.20
$$\dot{n}_{GT} = \frac{p \cdot \dot{V}_{G,\omega,wf}}{R \cdot T_{G,\omega}}$$

Die Berechnung des molaren Trägerstroms an RME \dot{n}_{LT} folgt aus dem Massenstrom an RME $\dot{m}_{RME,\alpha} = \dot{m}_{LT}$ und der mittleren Molmasse von RME M_{RME}, Glg. 3.21. Der Massenstrom an RME $\dot{m}_{RME,\alpha}$ kann über die Massenbilanz um den Wäscher bei bekanntem Wasser- und Aschegehalt des Waschmittel-Eingangsstroms $\dot{m}_{L,\alpha}$ berechnet werden unter der Annahme, dass der Waschmittelstrom dort frei von Teer ist. Die mittlere Molmasse von RME wird über die Gewichtsanteile der im RME enthaltenen Methylester nach [54], Tabelle 8 und deren Molmassen ermittelt und ergibt sich somit zu $M_{RME} = 295,57 \text{ g/mol.}$

Glg. 3.21
$$\dot{n}_{LT} = \frac{\dot{m}_{LT}}{M_{RME}}$$

Die Molenströme von Teer in der Gas- und Flüssigphase am Ein- und Ausgang des Wäschers ergeben sich aus den Massenströmen an Teer $\dot{m}_{Teer,G,\alpha}$, $\dot{m}_{Teer,G,\omega}$, $\dot{m}_{Teer,L,\alpha}$ und $\dot{m}_{Teer,L,\omega}$ aus der Massenbilanz um den Wäscher und der mittleren Molmasse von Teer M_{Teer}, Glg. 3.22 und Glg. 3.23. Für die mittlere Molmasse von Teer werden die Molmassen [10] der fünf Hauptbestandteile Naphthalin, Styrol, 1H-Inden, Acenaphthylen und Phenylacetylen in der Zusammensetzung nach [18], Tabelle 8, Fußnote a mit $M_{Teer} = 122,98$ g/mol angenommen.

Glg. 3.22
$$\dot{n}_{Teer,G,\alpha} = \frac{\dot{m}_{Teer,G,\alpha}}{M_{Teer}}$$
 bzw. $\dot{n}_{Teer,G,\omega} = \frac{\dot{m}_{Teer,G,\omega}}{M_{Teer}}$
Glg. 3.23 $\dot{n}_{Teer,L,\alpha} = \frac{\dot{m}_{Teer,L,\alpha}}{M_{Teer}}$ bzw. $\dot{n}_{Teer,L,\omega} = \frac{\dot{m}_{Teer,L,\omega}}{M_{Teer}}$

Damit lässt sich die Molbeladung von Teer in der Gasphase Y_{α} , Y_{ω} bzw. in der Flüssigphase X_{α} , X_{ω} am Ein- und Ausgang des Wäschers nach Glg. 3.24 und Glg. 3.25 ausdrücken.

Glg. 3.24
$$Y_{\alpha} = \frac{\dot{n}_{Teer,G,\alpha}}{\dot{n}_{GT}} \text{ bzw. } Y_{\omega} = \frac{\dot{n}_{Teer,G,\omega}}{\dot{n}_{GT}}$$
Glg. 3.25
$$X_{\alpha} = \frac{\dot{n}_{Teer,L,\alpha}}{\dot{n}_{LT}} \text{ bzw. } X_{\omega} = \frac{\dot{n}_{Teer,L,\omega}}{\dot{n}_{LT}}$$

Ermittlung der Henry-Konstante und Konstruktion des Beladungsdiagramms

Da die Henry-Konstante von Teer in RME nicht bekannt ist und auch keine experimentellen Daten vorliegen, muss die Gleichgewichtskurve über die Annahme eines Lösungsmittelverhältnisses $\frac{v}{v_{min}}$ konstruiert werden. Dieses liegt üblicherweise zwischen 1,3 und 1,6. [68] Mit dem Lösungsmittelverhältnis ergibt sich der minimale RME-Trägerstrom n_{LT,min} nach Glg. 3.26.



Glg. 3.26
$$\dot{n}_{LT,min} = \frac{\dot{n}_{LT}}{\frac{v}{v_{min}}}$$

Damit lässt sich die Molbeladung in der Flüssigphase im Gleichgewicht $X_{\omega,GGW}$ über die Mengenbilanz um den Wäscher berechnen, Glg. 3.27.

Glg. 3.27
$$X_{\omega,GGW} = \frac{(Y_{\alpha} - Y_{\omega}) \cdot \dot{n}_{GT} + X_{\alpha} \cdot \dot{n}_{LT,min}}{\dot{n}_{LT,min}}$$

Durch Einsetzen von $X_{\omega,GGW}$ in die Funktion der Gleichgewichtskurve kann dann auf die Henry-Konstante H_{Teer,RME,p,T} zurückgerechnet und das Beladungsdiagramm konstruiert werden.

Glg. 3.28
$$H_{Teer,RME,p,T} = p \cdot \frac{Y_{\alpha}}{1+Y_{\alpha}} \cdot \frac{1+X_{\omega,GGW}}{X_{\omega,GGW}}$$

Berechnung der Gasbelastung, Flüssigkeitsbelastung, des Kolonnendurchmessers D_{Kol} und des spezifischen Druckverlusts $\Delta p/m$

Da keine Kennfelder von Füllkörperherstellern für das System RME-Produktgas zur Verfügung stehen, wurde der Kolonnendurchmesser wie in [69], Aufgabe 2.9 berechnet. Füllkörperspezifische Werte wurden ebenso aus [69], Tabelle 2.9 übernommen.

Zunächst wird die Gasbelastung im Flutpunkt wg,Fl berechnet. Für diese ist der Ordinatenwert Of aus Abbildung 3.9 mit dem berechneten Abszissenwert Af abzulesen, Glg. 3.29. Hierin sind \dot{L} und \dot{G} der molare Flüssigkeits- bzw. Gasstrom. Diese beiden Größen wurde aus den bereits berechneten, molaren Trägerströmen und der Umrechnung der Massenströme an Teer und Wasser in Molenströme über die molaren Massen ermittelt. \overline{M}_L und \overline{M}_G bezeichnen die mittleren Molmassen der Flüssigkeits- und Gasphase.

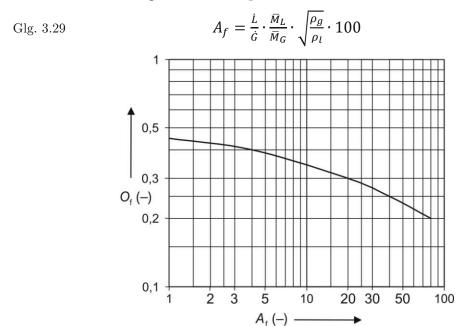


Abbildung 3.9: Ordinatenwert Of in Abhängigkeit des Abszissenwerts Af zur Bestimmung der Gasbelastung am Flutpunkt wg,Fl [69, Abb. 2.30]

Mit dem Ordinatenwert Of kann dann die Gasbelastung am Flutpunkt wg,Fl ermittelt werden, Glg. 3.30. Hier sind a die spezifische Oberfläche und ε das relative, freie Lückenvolumen des gewählten Füllkörpers, ρ_w beschreibt die Vergleichsdichte von Wasser bei den entsprechenden Bedingungen.

Glg. 3.30
$$w_{g,Fl} = 3.14 \cdot \frac{o_f}{\sqrt{\frac{a}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_{PG}}{\rho_{RME}}} \cdot \eta_{RME}^{0,12} \cdot \frac{\rho_W}{\rho_{RME}}}$$

In den Kolonnendurchmesser D_{Kol} geht die Gasbelastung am Auslegungspunkt w_{g,0} ein, Glg. 3.33. Diese lässt sich über Glg. 3.31 mit der Berieselungsdichte wi und den füllkörperspezifischen Konstanten K₃ und K₄ berechnen. Die Berieselungsdichte muss zunächst angenommen und mit Glg. 3.34 iterativ bestimmt werden.

Glg. 3.31
$$w_{g,0} = K_3 \cdot \sqrt{\frac{\rho_{RME}}{\rho_{PG}}} \cdot \left[1 - K_4 \cdot f_1(\eta_{RME}) \cdot \sqrt{w_l}\right]$$
Glg. 3.32
$$f_1(\eta_{RME}) = 0.8 + 0.225 \cdot \left(\frac{\eta_{RME}}{m_{Pa} \, s}\right)^{0.25}$$
Glg. 3.33
$$D_{Kol} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_G}{w_{g,0} \cdot \pi}}$$
Glg. 3.34
$$w_l = \frac{\dot{V}_L}{A_Q}$$

Der spezifische Druckverlust $\Delta p/m$ berechnet sich mit Glg. 3.35 unter anderem aus dem Exponenten n. Dieser ist eine Funktion der Berieselungsdichte wi und kann aus Abbildung 3.10 abgelesen werden. K₅, K₆ und K₇ sind nochmals füllkörperspezifische Konstanten.

Glg. 3.35
$$\Delta p/m = 0.0981 \cdot K_5 \cdot \left(1000 \cdot \frac{\rho_{PG}}{\rho_{RME}} \cdot w_g^2\right)^n \cdot f_2(w_l; \eta_{RME})$$
Glg. 3.36
$$f_2(w_l; \eta_{RME}) = 10^{(K_6 + K_7 \cdot w_l)} \cdot f_1(\eta_{RME})$$
300
$$250$$

$$w_l = 150$$

$$(m^3/(m^2 \text{ h}))$$

0,7

50

0

0,6

Abbildung 3.10: Exponent n in Abhängigkeit der Berieselungsdichte wi zur Bestimmung des spezifischen Druckverlusts Δp/m von Füllkörperschüttungen [69, Abb. 2.31]

Exponent *n* (–)

0,8

0,9

1

1,1

1,2

Berechnung der Füllkörperschütthöhe Z

Zur Berechnung der Füllkörperschütthöhe Z nach dem HTU-NTU-Konzept [68, S. 106ff] wird die Höhe einer Übertragungseinheit $\mathrm{HTU}_{\mathrm{og}}$ und die Anzahl der Übertragungseinheiten $\mathrm{NTU}_{\mathrm{og}}$ benötigt. "og" steht hier für "overall gas" und bedeutet, dass der gesamte Stoffübergangswiderstand auf die Gasphase bezogen wird.

Bei der Bestimmung von HTU_{og} geht nach Glg. 3.37 unter anderem der gasseitige Stoffdurchgangskoeffizient \mathbf{k}_{og} und der effektive Benetzungsgrad der Füllkörper η_b ein.

Glg. 3.37
$$HTU_{og} = \frac{w_g}{k_{og} \cdot a_e} = \frac{w_g}{k_{og} \cdot a \cdot \eta_b}$$

Der gasseitige Stoffdurchgangskoeffizient berechnet sich nach Glg. 3.38 über die gas- bzw. flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten β_g und β_l .

Glg. 3.38
$$k_{og} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_g} + \frac{1}{\beta_l} \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{\overline{M}_L}{\overline{M}_G} \frac{H_{Teer,RME,p,T}}{p}}$$

In die Berechnung der Stoffübergangskoeffizienten β_g und β_l gehen der gas- und flüssigkeitsseitige Diffusionskoeffizient $D_{12,g}$ und $D_{12,l}$ ein. Da diese für das System Teer-RME-Produktgas unbekannt sind, müssen sie abgeschätzt werden. Der binäre Diffusionskoeffizient in der Gasphase $D_{12,g}$ kann nach [69, S. 233ff] über die kritischen Temperaturen $T_{k,i}$ und die kritischen Molvolumina $V_{k,i}$ der Komponenten abgeschätzt werden, siehe Glg. 3.39. Die kritischen Kenngrößen wurden für die Hauptbestandteile des Produktgases bzw. von Teer aus [70] übernommen oder über die dort beschriebene Gruppenbeitragsmethode ermittelt. Dann wurde über die Massenanteile gemittelt, um so die Pseudo-Reinstoffe "Teer" und "Produktgas" mit den kritischen Größen zu erhalten. Die Berechnungen dazu finden sich im Anhang.

Glg. 3.39
$$D_{12,g} = \frac{0,604 \cdot 10^{-8} \cdot T^{1,81} \cdot \left(\frac{M_{PG} + M_{Teer}}{M_{PG} \cdot M_{Teer}}\right)^{0,5}}{p \cdot \left(T_{k,PG} \cdot T_{k,Teer}\right)^{0,1405} \cdot \left(\overline{V}_{k,PG}^{0,4} + \overline{V}_{k,Teer}^{0,4}\right)^{2}}$$

Der binäre Diffusionskoeffizient in der Flüssigphase D_{12,1} kann nach [69, S. 235] über die nicht dimensionsrichtige Glg. 3.40 abgeschätzt werden. \bar{V}_{RME} bezeichnet das Molvolumen des Gelöststoffes bei Normalsiedetemperatur und wurde über die COSTALD-Methode zur Abschätzung von molaren Volumina auf der Siedelinie [70, S. 150] berechnet. C bezeichnet den Assoziationsfaktor. Da dieser für RME unbekannt ist, wurde er mit 1 angenommen.

Glg. 3.40
$$D_{12,l} = 7,4 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{T}{\eta_{RME}} \cdot \frac{(C \cdot M_{RME})^{0,5}}{\bar{V}_{RME}^{0,6}}$$

Mit den Diffusionskoeffizienten lassen sich nun die Stoffübergangskoeffizienten über die dimensionslosen Kennzahlen nach Reynolds, Schmidt, Sherwood und Galilei ermitteln. Der gasseitige Stoffübergangskoeffizient β_g berechnet sich über Glg. 3.41 und einsetzen und umformen in Glg. 3.42.

Glg. 3.41
$$Re_g = \frac{\dot{v}_g \cdot 4 \cdot \varepsilon}{A_O \cdot a \cdot v_g}, Sc_g = \frac{v_g}{D_{12,g}}$$



Glg. 3.42
$$Sh_g = 0.407 \cdot Re_g^{0.655} \cdot Sc_g^{1/3} = \frac{\beta_g \cdot 4 \cdot \varepsilon}{a \cdot D_{12.g}}$$

Der flüssigkeitsseitige Stoffübergangskoeffizient β_l berechnet sich über Glg. 3.43 und einsetzen und umformen in Glg. 3.44.

Glg. 3.43
$$Re_{l} = \frac{w_{l} \cdot d_{p}}{v_{l}}, Sc_{l} = \frac{v_{l}}{D_{12,l}}, Ga_{l} = \frac{d_{p}^{3} \cdot g}{v_{l}^{2}}$$
Glg. 3.44
$$Sh_{l} = 0.32 \cdot Re_{l}^{0.59} \cdot Sc_{l}^{0.5} \cdot Ga_{l}^{0.17} = \frac{\beta_{l} \cdot d_{p}}{D_{12,l}}$$

Nun kann $\mathrm{HTU_{og}}$ über Glg. 3.38 und Glg. 3.37 ermittelt werden. Für die Anzahl der Übertragungseinheiten NTU_{og} gilt Glg. 3.45.

Glg. 3.45
$$NTU_{og} = \int_{Y_{co}}^{Y_{\alpha}} \frac{dY}{Y - Y_{GGW}}$$

Zur grafischen Lösung des Integrals wird wie in Abbildung 3.11 die molare Beladung in der Gasphase Y auf die X-Achse und der Ausdruck $\frac{1}{Y-Y_{GGW}}$ auf die Y-Achse aufgetragen und die Summe der Rechteckflächen gebildet. Die Breite eines Rechtecks entspricht dem gewählten Intervall ΔY , die Höhe dem Mittelwert zwischen der jeweils linken und rechten Intervallgrenze.

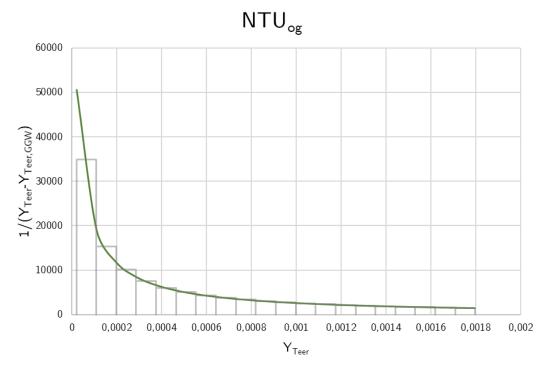


Abbildung 3.11: Grafische Ermittlung von NTU_{og}

Die Füllkörperschütthöhe Z ergibt sich dann aus HTU_{og} und NTU_{og} nach Glg. 3.46.

Glg. 3.46
$$Z = HTU_{og} \cdot NTU_{og}$$

3.3.4 RME-Dekanter

Der RME-Dekanter trennt das Absorbat aus dem Wäscher in drei Phasen auf: Abwasser, Wasser-RME-Emulsion und RME. Der Dekanter ist wie in Abbildung 3.12 ersichtlich als Absetzbecken mit zwei durch ein Wehr getrennte Bereiche ausgeführt. Der erste Bereich - das Beruhigungsbecken (A) - füllt sich mit dem Absorbat. Dort trennen sich die drei Phasen mit der Absetzgeschwindigkeit wabs nach der Trennzeit trenn auf. Die leichtere RME-Phase (D) schwimmt oben auf, fließt über das Wehr (C) in das Überlaufbecken (B) und wird dort abgepumpt. Die Emulsion (E) und das Abwasser (F) fallen in sehr geringen Volumenanteilen bezogen auf den Absorbatstrom $\dot{V}_{L,\omega}$ an. Um diese beiden Phasen aus dem Dekanter abpumpen zu können, muss diskontinuierlich gefördert werden. Bei einer kontinuierlichen Förderung würden sich zu geringe Schichtdicken der beiden Phasen einstellen und es wäre nicht möglich, die beiden Phasen sauber abzutrennen.

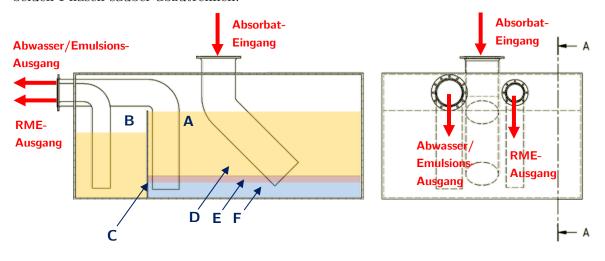


Abbildung 3.12: Aufbau eines Absetzbeckens

A ... Beruhigungsbecken, B ... Überlaufbecken, C ... Wehr, D ... RME, E ... Emulsion, F ... Abwasser Für die Auslegung wurde die Absetzgeschwindigkeit wabs wie im Absetzbecken der KWK-Anlage Güssing mit 0,004 m/s gewählt [71]. Mit dem anfallenden Absorbatstrom $\dot{V}_{L,\omega}$ aus dem Wäscher lässt sich die Grundfläche des Beruhigungsbeckens A_{0.min} mit Glg. 3.47 berechnen. Daraus kann dann die Breite B_{Ber} und Tiefe T_{Ber} des Beruhigungsbeckens gewählt werden.

Glg. 3.47
$$A_{0,min} = \frac{\dot{v}_{L,\omega}}{w_{Abs}}$$

Mit der Trennzeit t_{Trenn} einer RME-Wasser-Emulsion von 4 Minuten [31, S. 63] errechnet sich das nötige Volumen des Beruhigungsbeckens V_{Ber}, die Höhe des Wehrs zwischen Beruhigungsbecken und Überlaufbecken ergibt sich dann nach Glg. 3.48.

Glg. 3.48
$$V_{Ber} = t_{Trenn} \cdot \dot{V}_{L,\omega} \qquad H_{Wehr} = \frac{V_{Ber}}{A_{0,min}}$$

Das Fassungsvermögen des Überlaufbeckens Vül wurde mit einem Drittel des Fassungsvermögens des Beruhigungsbeckens gewählt.

Um den Nutzen der Automatisierungsmethodik erstmals quantitativ darzustellen, wird nachfolgend eine technoökonomische Bewertungsmethodik vorgestellt.

3.4 Technoökonomische Bewertung

Um die Auswirkungen des Einsatzes von BE Wizard technoökonomisch bewerten zu können, werden die Stromgestehungskosten LCOE als Kennzahl herangezogen. Diese beinhalten, wie bereits in Kapitel 2.1 erwähnt, alle anfallenden Kosten einer Energieerzeugungsanlage über ihre Lebensdauer und werden dann auf die erzeugte Strommenge bezogen. In diesem Kapitel werden die Berechnungsmethode der LCOE genauer beschrieben und die getroffenen Annahmen angegeben. Mit derselben Methode lassen sich auch die Wärmegestehungskosten LCOH berechnen, wobei die Kosten hier nicht auf die erzeugte Strom-, sondern auf die erzeugte Wärmemenge bezogen werden.

Um das Einsparungspotenzial von BE Wizard konkret bewerten zu können, werden die LCOE für zwei fiktive Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlagen zur Strom- und Wärmeerzeugung aus der Vergasung von Holzhackschnitzel mit einer Brennstoffleistung von 16 MW_{th} bzw. 100 MWth berechnet. Diese beiden Anlagen werden mit den LCOE eines Gas- und Dampfkraftwerks und dem Energiepreis aus dem österreichischen Strommix für einen durchschnittlichen Haushalt verglichen. Die Sensitivitätsanalysen für beide fiktive Anlagen geben Aufschluss über den Einfluss der einzelnen Kosten-Parameter auf die LCOE. Die Ergebnisse der technoökonomischen Bewertung finden sich in Kapitel 4.2. Die Strom- und Wärmegestehungskosten der bestehenden industriellen Anlagen wurden ebenso nach der Methode der Levelized Costs berechnet und bereits in Abbildung 2.1 dargestellt. Die Berechnungsblätter dazu finden sich im Anhang.

3.4.1 Methode der Levelized Costs of Electricity LCOE und Levelized Costs of Heat LCOH

Für die Berechnung der Strom- und Wärmegestehungskosten LCOE bzw. LCOH nach Glg. 3.49 werden die anfänglichen Investitionsausgaben I₀ und alle für die Jahre t anfallenden Kosten At unter Einbeziehung eines kalkulatorischen Zinssatzes i berücksichtigt und auf die produzierte Menge an Strom E_t bzw. Wärme H_t bezogen.

Glg. 3.49
$$LCOE = \frac{I_0 + \sum_{t=1}^{n} \frac{A_t}{(1+t)^t}}{\sum_{t=1}^{n} \frac{E_t}{(1+t)^t}} \quad \text{bzw.} \quad LCOH = \frac{I_0 + \sum_{t=1}^{n} \frac{A_t}{(1+t)^t}}{\sum_{t=1}^{n} \frac{H_t}{(1+t)^t}}$$

Die Gesamtkosten A_t setzen sich aus den Betriebskosten B_t, den Wartungskosten W_t und den Brennstoffkosten Ft zusammen. Weitere entscheidende Parameter sind der kalkulatorische Zinssatz i, die elektrische und thermische Leistung MW_{el} bzw. MW_{therm}, die Betriebsstunden pro Jahr h_t, sowie die Anlagenlebensdauer n.

TU Sibliothek, Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar wien vour knowledge hub. The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

Investitionsausgaben I₀

Für die Berechnung der Investitionskosten der fiktiven DFB-Anlagen können spezifische Investitionskosten von 1.700.000 €/MW_{th} angenommen werden [13]. Dieser Wert beinhaltet auch die Kosten für die Gasmotoren und bezieht sich auf eine 15 MWth-Anlage. Um diesen Wert nun auf eine Brennstoffleistung von 16 bzw. 100 MWth zu skalieren, kommt die Cost-Scaling-Methode zum Einsatz, Glg. 3.50. [72], [73]

Glg. 3.50
$$I_{0,design} = I_{o,base} \cdot \left(\frac{S_{design}}{S_{base}}\right)^{R}$$

Die skalierten Investitionsausgaben I_{0,design} ergeben sich aus dem Basiswert I_{0,base} und dem dazugehörigen Ziel- und Basisauslegungswert S_{design} bzw. S_{base}. Für die Basis-Investitionskosten werden somit die Investitionskosten der 15 MW_{th}-Anlage aus den spezifischen Investitionskosten berechnet und diese über die Auslegungswerte in MWth skaliert. Für die Skalierung von Gesamtanlagen wird ein Skalierfaktor R von 0,7 verwendet. [74]

Durch die Verwendung von BE Wizard und der damit einhergehenden Kostenreduktion wurde die Annahme getroffen, dass sich die Engineering-Kosten um 50 % gegenüber einer Anlage ohne BE Wizard verringern. Um diese Ersparnis zu berechnen, wird die Lang-Methode angewandt. [74, S. 183] Die Lang-Methode dient zur Abschätzung der Gesamtinvestitionskosten aus den Apparatekosten. Für eine Anlage, in der sowohl Feststoffe als auch Fluide verarbeitet werden, gestaltet sich die Aufschlüsselung der Gesamtkosten nach Tabelle 3.1.

Tabelle 3.1: Aufschlüsselung des Lang-Faktors [74, S. 183]

Kostenkategorie	Kostensatz bezogen auf die Apparatekosten [%]		
Apparatekosten	100		
Installationskosten Apparate	39		
Instrumentierung und Steuerung	13		
Rohrleitungen	31		
Elektrotechnische Installation	10		
Gebäude	29		
Infrasturktur und Außenbereich	10		
Serviceeinrichtungen	55		
Landankauf	6		
Planung und Bauleitung P _{Eng}	32		
Baukosten	34		
Sonstige Gebühren	18		
Marge	36		
Gesamtinvestitionskosten der Anlage F_{Lang}	413		



Die Investitionsausgaben I₀ ergeben sich somit nach Glg. 3.51. Es werden die skalierten Investitionsausgaben I_{0.design} um die Ersparnis bei den Planungskosten verringert. Die Planungskosten lassen sich über den Lang-Faktor berechnen.

Glg. 3.51
$$I_0 = I_{o,design} - \frac{I_{0,design}}{413} \cdot P_{Eng} \cdot 50\%$$

Für die Berechnung der Investitionskosten der Anlagen Güssing, Oberwart, Villach, Senden und Nongbua für Abbildung 2.1 wurden spezifische Investitionskosten nach [6, Abb. 26] und Anschaffungskosten für einen Gasmotor von 1.000.000 € je MW_{el} [6, S. 62] angenommen.

kalkulatorischer Zinssatz i

Der kalkulatorische Zinssatz i wird mit 6 % angenommen. [12]

Jährliche Betriebsstunden h_t

Die Betriebsstunden werden mit $h_1 = 4.000$, $h_2 = 6.000$ und für die restlichen Jahre mit 7.500 h angenommen. In die Berechnung für Abbildung 2.1 gehen falls bekannt die tatsächlichen Betriebsstunden [6] ein oder wurden mit konstant 7.500 h angenommen.

Elektrische und thermische Leistung MW_{el} bzw. MW_{therm}

Für die fiktive 16- und 100-MW_{th}-Anlage wird angenommen, dass der Anteil der thermischen bzw. elektrischen Leistung bezogen auf die Brennstoffleistung derselbe ist, wie bei der neuesten, industriellen Anlage. Bei der DFB-Anlage Senden (DE) machen die elektrische bzw. die thermische Leistung einen Anteil von 34,0 % bzw. 42,7 % der Brennstoffleistung aus. Mit diesen Anteilen lässt sich die thermische und elektrische Leistung für die fiktive 16- bzw. 100-MW_{th}-Anlage berechnen, Glg. 3.52.

Glg. 3.52
$$MW_{el} = 34,0\% \cdot MW_{th}$$
 bzw. $MW_{therm} = 42,7\% \cdot MW_{th}$

Für die Berechnung zu Abbildung 2.1 sind die elektrische und thermische Leistung der industriellen Anlagen bereits aus Tabelle 2.8 bekannt.

Betriebskosten B_t

Die jährlichen Betriebskosten Bt setzen sich aus den Betriebsmittel-, Strom-, Personal- und Entsorgungskosten zusammen. Die Betriebsmittel-, Strom- und Entsorgungskosten werden über die Brennstoffleistung der Anlagen linear skaliert. Diese belaufen sich für eine 16-MW_{th} Anlage auf 951.000 € für Betriebsmittel und Strom und auf 147.000 € für Entsorgungskosten von beispielsweise Asche. [5, S. 82] Für die Personalkosten werden spezifische Kosten von 62.500 € pro Mitarbeiter und Jahr [13, S. 217] angesetzt. Für 16 MW_{th} wird eine Belegschaft von 3, für 100 MW_{th} eine Belegschaft von 7 Mitarbeiter angenommen. [13]



Wartungskosten W_t

Die jährlichen Wartungskosten W_t werden mit 3,5 % der Investitionsausgaben I_0 angenommen. [13, S. 113]

Brennstoffkosten F_t

Die jährlichen Brennstoffkosten F_t ergeben sich nach Glg. 3.53 aus der Brennstoffleistung MW_{th}, den jährlichen Betriebsstunden h_t und den durchschnittlichen, spezifischen Brennstoffkosten f_t. Die spezifischen Brennstoffkosten für Holzhackschnitzel belaufen sich auf 15,7 €/MWh. [13, S. 40]

$$F_t = MW_{th} \cdot h_t \cdot f_t$$

Erzeugter Strom E_t

Der erzeugte Strom Et berechnet sich nach Glg. 3.54 aus der elektrischen Leistung MWel und den jährlichen Betriebsstunden ht.

$$E_t = MW_{el} \cdot h_t$$

Erzeugte Wärme H_t

Die erzeugte Wärme H_t berechnet sich nach Glg. 3.55 aus der thermischen Leistung MW_{therm} und den jährlichen Betriebsstunden ht.

$$H_t = MW_{therm} \cdot h_t$$

3.4.2 Sensitivitätsanalyse

Um den Einfluss einzelner Parameter auf die LCOE vergleichen zu können wird eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt. Hierbei werden die LCOE für die zwei fiktiven Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlagen wie bereits beschrieben berechnet und jeweils ein Parameter variiert. Die Variation reicht dabei von -50 % bis +50 % des Ausgangswerts. Dadurch kann die Stärke des Einflusses des Parameters auf die LCOE beurteilt werden. Bei den untersuchten Parametern handelt es sich um die Investitionsausgaben I_0 , die jährlichen Betriebsstunden h_t , die spezifischen Brennstoffkosten ft, die Wartungskosten Wt, die Betriebskosten Bt, den kalkulatorischen Zinssatz i und die Anlagenlebensdauer n.

Die Ergebnisse der technoökonomischen Bewertung finden sich in Kapitel 4.2, die Berechnungsblätter sind im Anhang beigefügt. Im folgenden Kapitel werden nun die Ergebnisse aus der Entwicklung des CIPE-Tools BE Wizard und der technoökonomischen Bewertung präsentiert.

Ergebnisse

Diese Kapitel zeigt das entwickelte CIPE-Tool BE Wizard mit den einzelnen Berechnungsblättern und 3D-Modellen der jeweiligen Apparate. Darüber hinaus finden sich die Ergebnisse aus der technoökonomischen Bewertung und Sensitivitätsanalyse zur Beurteilung des Einflusses von BE Wizard auf die Wirtschaftlichkeit einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage.

4.1 Anwendung CIPE-Tool "BE Wizard"

Bei dem entwickelten CIPE-Tool "BE Wizard" (Basic Engineering Wizard) handelt es sich um ein Microsoft Excel Tool mit Schnittstellen zu anderen Programmen. Es wird eine möglichst hohe Benutzerfreundlichkeit angestrebt. Dafür werden wenn möglich Vorgänge mit VBA-Makros automatisiert, Steuerelemente wie Buttons, Dropdownfelder oder Drehfelder verwendet und auf ein übersichtliches Design mit Hilfestellungen in Form von Excel-Notizen und erläuternden Abbildungen geachtet.

4.1.1 Erstellen eines neuen Projekts

Beim erstmaligen Offnen von BE Wizard erscheint wie in Abbildung 4.1 ersichtlich die Startseite des Tools.

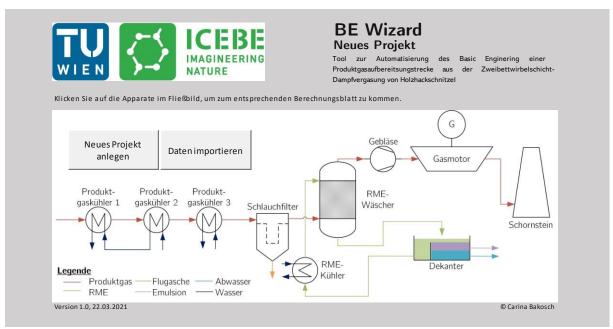


Abbildung 4.1: Startseite von BE Wizard

Durch Klicken des Buttons "Neues Projekt anlegen" werden über Eingabefelder der Name und der gewünschte Speicherort des neuen Projekts abgefragt. Dabei wird das Tool unter dem Projektnamen erstellt und am genannten Speicherort hinterlegt. Weiters wird eine Ordnerstruktur mit den für das Generieren der Inventor 3D-Modelle nötigen Vorlagen erstellt. Auf der Startseite findet sich auch ein Prozessfließbild der Produktgasaufbereitungsstrecke. Die



entsprechenden Berechnungsblätter lassen sich durch Klicken auf die jeweiligen Apparate erreichen.

4.1.2 Erstellen der Stoffstromtabelle

Weiters findet sich auf der Startseite von BE Wizard der Button zum "Daten importieren" aus IPSEpro. Ein VBA-Makro führt dabei folgende Schritte aus:

- Abfragen von Speicherorten der IPSE-PSE-Datei und der zugehörigen IPSE-Model-Bibliothek
- Öffnen der entsprechenden IPSE-Dateien und erzeugen eines Text-Export-Files
- Import des Text-Files in BE Wizard, aufbereiten der Daten und aufrufen der Stoffstromtabelle

Im Arbeitsblatt "Stoffstromtabelle" des BE Wizard werden nun die importierten Daten in einer Stoffstromtabelle aufbereitet. Diese enthält die wichtigsten Parameter jedes Stromes der Produktgasaufbereitungsstrecke. Gegliedert ist die Tabelle auf erster Ebene in die verschiedenen Abschnitte "Gaskühlung", "Gasreinigung" und "Kompression". Auf der zweiten Ebene erfolgt die Gliederung in die einzelnen Apparate "Produktgaskühler 1/2/3", "Produktgasfilter", "Produktgaswäscher", etc. Ein vollständiger Ausdruck der Stoffstromtabelle findet sich im Anhang.

4.1.3 Auslegung der Produktgaskühler 1, 2 und 3 sowie des RME-Kühlers

Nach der Reihenfolge der Apparate, ersichtlich im Prozessfließbild in Abbildung 3.1, werden im ersten Schritt die Produktgaskühler ausgelegt. Die Auslegungsrechnung hinter der Kalkulationstabelle wurde bereits in Kapitel 3.3.1 beschrieben und kann sowohl für die Produktgaskühler als auch für den RME-Kühler verwendet werden. Abbildung 4.2 und Abbildung 4.3 zeigen beispielhaft Ausschnitte des Berechnungsblatts für den Produktgaskühler 1.

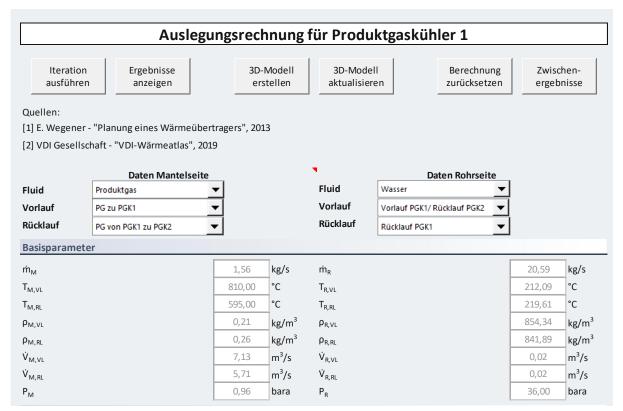


Abbildung 4.2: Berechnungsblatt für die Auslegung eines Geradrohr-WAT am Beispiel des Produktgaskühlers 1, Ausschnitt 1

Im ersten Ausschnitt ist der Beginn des Berechnungsblatt zu sehen. Hier werden über Dropdownfelder die Ströme ausgewählt, für die der WAT ausgelegt werden soll. Diese sind mit der Stoffstromtabelle verknüpft und es erscheinen automatisch alle relevanten Größen. Am oberen Rand sind sechs Buttons platziert, die zu jeder Zeit im Tool sichtbar sind. Der Button "Iteration ausführen" führt die Berechnung bis zur Konvergenz des Wärmedurchgangskoeffizienten durch. Der Button "Ergebnisse anzeigen" lässt den druckbaren Ergebnisbericht anzeigen. Die Buttons "3D-Modell erstellen" und "3D-Modell aktualisieren" wandeln die Ergebnisse des Berechnungsblattes in ein 3D-Modell in Autodesk Inventor um. Der Button "Berechnung zurücksetzen" überschreibt bestimmte Zellen in der Kalkulationstabelle und setzt sie auf den Anfangswert zurück. Mit dem Button "Zwischenergebnisse" lassen sich diese anzeigen oder ausblenden.

Felder, deren Schriftart grau ist, bedürfen keiner Eingabe und sind automatisch berechnete Werte. Nur Werte in schwarzer Schrift bzw. mit Steuerelementen versehene Zellen müssen vom Benutzer überarbeitet werden.

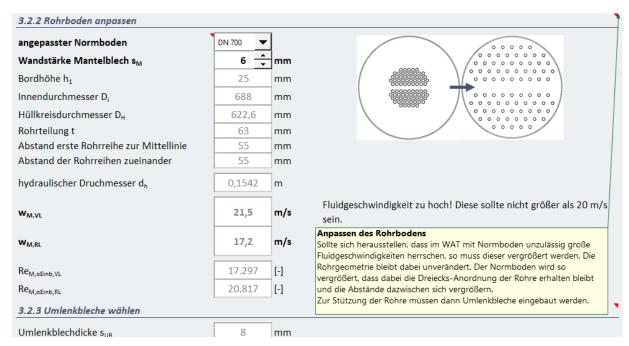


Abbildung 4.3: Berechnungsblatt für die Auslegung eines Geradrohr-WAT am Beispiel des Produktgaskühlers 1, Ausschnitt 2

In Ausschnitt 2 ist der Teil der Berechnung ersichtlich, in der der Rohrboden angepasst wird. Hier ist das mit schwarzer Schrift versehene Dropdownfeld und das Drehfeld zur Einstellung der Werte ersichtlich. Ein Bild und eine Notiz mit weiteren Erklärungen sollen dem Benutzer bei Bedarf Hilfestellung bieten. Außerdem erscheint eine Warnmeldung neben der Strömungsgeschwindigkeit des Mantelmediums beim Vorlauf w_{M,VL}, um dem Benutzer direkt Feedback zu seiner Eingabe zu geben.

Nach der Berechnung lässt sich über den bereits erwähnten Button ein 3D-Modell in Autodesk Inventor erstellen. Abbildung 4.4 zeigt ein Beispiel davon. Ein vollständiger Ausdruck des Berechnungsblattes inkl. Ergebnisberichts für die Auslegung der Wärmeaustauscher findet sich im Anhang.

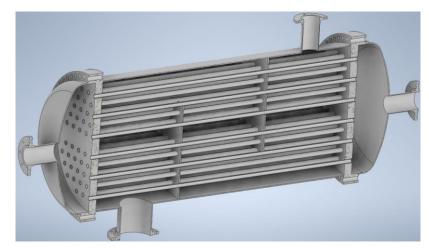


Abbildung 4.4: Schnitt eines Beispiel-3D-Models eines mit BE Wizard erstellten Geradrohr-WAT

4.1.4 Auslegung des Produktgasfilters

Bei der Auslegung des Produktgasfilters in BE Wizard werden zunächst die wichtigsten Daten zur Auslegung aus der Stoffstromtabelle, wie in Abbildung 4.5 ersichtlich, zusammengetragen.



Abbildung 4.5: Berechnungsblatt für die Auslegung des Produktgasfilters, Ausschnitt 1

Im ersten Abschnitt werden die effektive Filterflächenbelastung vg und die minimal benötigte Filterfläche A_{Fil,min} berechnet. Im zweiten Abschnitt kann das Filtermittel gewählt und dimensioniert werden, wie Abbildung 4.6 zeigt. Um einen kompakten Produktgasfilter zu erhalten berechnet das Tool die tatsächlich verwendete Anzahl an Filterschläuchen n_{Fil} so, dass sich ein Rechteck- bzw. im Idealfall ein Quadrat-Raster ergibt.

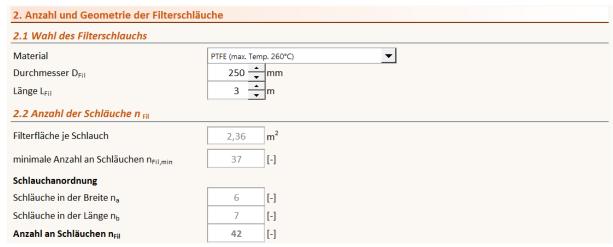


Abbildung 4.6: Berechnungsblatt für die Auslegung des Produktgasfilters, Ausschnitt 2

Im letzten Abschnitt findet sich der druckbare Ergebnisbericht. Über die Buttons im oberen Bereich kann das Tool wieder zusätzlich gesteuert werden. Hier findet sich auch der Button zum Erstellen eines 3D-Modells wieder. Abbildung 4.7 zeigt beispielhaft das 3D-Modell eines mit BE Wizard generierten Schlauchfilters.

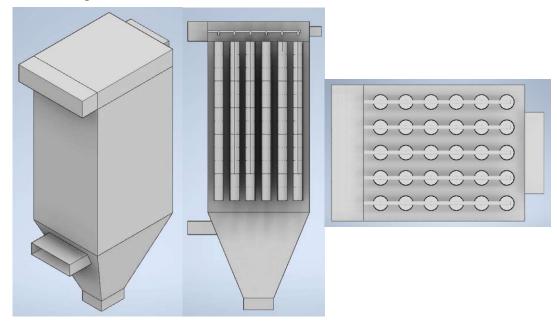


Abbildung 4.7: Beispiel-3D-Modells eines mit BE Wizard erstellten Produktgasfilters

4.1.5 Auslegung des Produktgaswäschers und des Dekanters

Bei der Auslegung des Produktgaswäschers werden alle wichtigen Ergebnisse nach der Berechnungsmethodik aus Kapitel 3.3.3 präsentiert. Das Lösungsmittelverhältnis, die gewünschten Füllkörper und deren Benetzungsgrad müssen vom Benutzer angepasst werden. Zusätzlich lässt sich die Füllkörperschütthöhe noch mit einem Sicherheitsaufschlag versehen, der zwischen 30 – 40 % der Höhe der Schüttung liegen soll. [75] Wie in Abbildung 4.8 ersichtlich sind auch hier wieder am oberen Ende des Bildschirms die sechs wichtigsten Funktionen über Buttons jederzeit erreichbar.

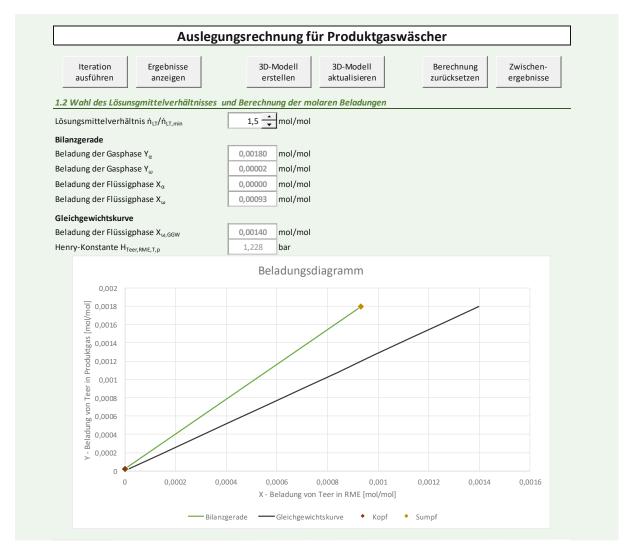


Abbildung 4.8: Berechnungsblatt für die Auslegung des Produktgaswäschers

Bei der Berechnung des Dekanters geschieht die Bearbeitung des Berechnungsblatts analog zu den vorangegangenen, wie in Abbildung 4.9 ersichtlich.

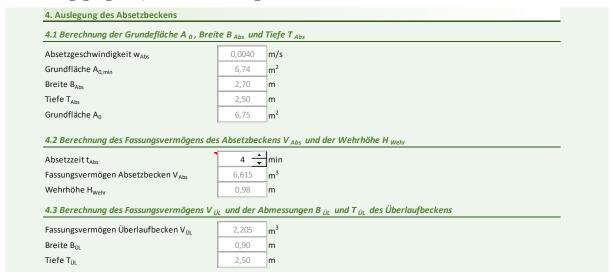


Abbildung 4.9: Berechnungsblatt für die Auslegung des Dekanters

Nach Durcharbeiten des Berechnungsblatts werden die wichtigsten Ergebnisse in Form eines druckbaren Ergebnisberichts zusammengefasst. Im Ergebnisbericht können noch geometrische



Daten wie beispielsweise die Manteldicke, die Dicke des Tropfenabscheiders oder die Normstutzen angepasst werden. Über ein Makro werden nun die 3D-Modelle der Wäscher-Kolonne und des Absetzbeckens erzeugt. Abbildung 4.10 zeigt beispielhaft das 3D-Modell des mit BE Wizard generierten Produktgaswäschers und Dekanters.

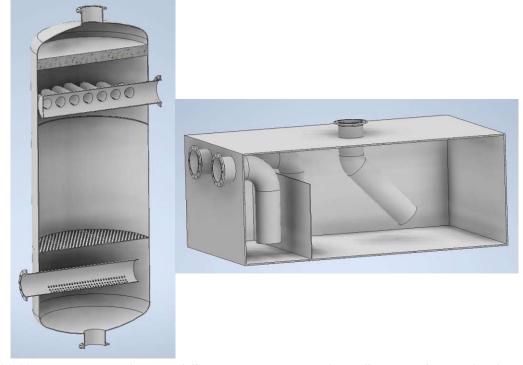


Abbildung 4.10: Beispiel-3D-Modelle eines mit BE Wizard erstellten Wäschers und Dekanters

4.1.6 Gesamtbericht und Visualisierung der gesamten Produktgasaufbereitungsstrecke

Nach Bearbeiten aller Berechnungsblätter lassen sich die Ergebnisse in Form eines Gesamtberichts mit Deckblatt drucken. Ein Beispiel davon findet sich im Anhang. Durch die automatisierte Auslegung der Apparate mit BE Wizard verkürzt sich der Planungsaufwand auf rund 1,5 h und bringt dadurch eine enorme Zeitersparnis mit sich. Die einzelnen 3D-Modelle, welche als Bauteile ausgeführt sind, lassen sich in Inventor auch zu einer gesamten Baugruppe zusammenfügen. So lässt sich das 3D-Modell der gesamten Produktgasaufbereitungsstrecke, wie in Abbildung 4.11 ersichtlich, visualisieren. Auf der linken Seite der Produktgasreinigungsstrecke gelangt das Produktgas nacheinander in die drei Produktgaskühler. Danach wird das Produktgas auf drei idente, parallelgeschaltete Schlauchfilter geleitet. Von dort gelangt das Gas in den Produktgaswäscher und über den Kopf der Kolonne durch den nicht mehr abgebildeten Verdichter zum Gasmotor. Der RME gelangt über die zwei in Serie geschalteten RME-Kühler in den Wäscher. Die beladene RME-Wasser-Emulsion gelangt dann in das unter dem Wäscher situierte Absetzbecken und trennt sich dort in die jeweiligen Phasen auf. Für den Produktgasfilter wurden drei parallele Filterhäuser bzw. für den RME-Kühler zwei in Serie geschaltete Wärmeaustauscher dargestellt, um eine möglichst realistische Visualisierung zu erreichen.

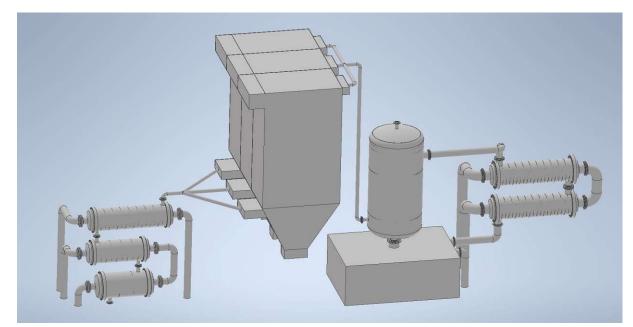


Abbildung 4.11: Visualisierung der gesamten Produktgasaufbereitungsstrecke

Nach der Präsentation von BE Wizard sollen nun die Ergebnisse aus der technoökonomischen Bewertung den Einfluss des Einsatzes eines CIPE-Tools auf das Basic Engineering und den Betrieb einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage gezeigt werden.

4.2 Technoökonomische Bewertung

Im folgenden Kapitel werden die Ergebnisse der technoökonomischen Bewertung zweier fiktiver Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlagen mit einer Brennstoffleistung von 16 MW_{th} und 100 MW_{th} präsentiert. Danach werden diese Ergebnisse mit den LCOE einer Gas-und-Dampf-Anlage und dem Energiepreis aus dem österreichischen Strommix für einen durchschnittlichen Haushalt verglichen.

4.2.1 Ergebnisse der LCOE-Berechnung und Sensitivitätsanalyse

Die Eingangsgrößen und Ergebnisse der technoökonomischen Bewertung über die Kenngröße der LCOE sind in Tabelle 4.1 aufgeschlüsselt.

Tabelle 4.1: Eingangsgrößen und Ergebnisse der technoökonomischen Bewertung über die LCOE

Bezeichnung	$16~\mathrm{MW_{th}}$	$100~\mathrm{MW_{th}}$	Einheit
elektrische Leistung MW _{el}	5,4	34	MW
thermische Leistung MW_{therm}	6,8	42,7	MW
Anlagenlebensdauer n	20	20	Jahre
Ersparnis der Planungskosten	1.033.600	3.727.700	€
Investitionsausgaben I_0	25.644.900	92.494.700	€
LCOE	16,06	12,32	c/kWh
LCOH	12,80	9,82	$\mathrm{c/kWh}$



Durch die Verwendung von BE Wizard lassen sich die Planungskosten um rund 1 bzw. 3,7 Mio. € verringern. Die Stromgestehungskosten liegen bei 16,06 bzw. 12,32 c/kWh. Durch den Scale-up einer Anlage lassen sich diese also stark verringern. Derselbe Effekt zeigt sich auch an den Wärmegestehungskosten, welche bei 12,80 bzw. 9,82 c/kWh liegen.

Die Sensitivitätsanalysen für die 16-MW_{th}-Anlage und die 100-MW_{th}-Anlage sind in Abbildung 4.12 und Abbildung 4.13 dargestellt. Auf der X-Achse ist die prozentuale Veränderung des betrachteten Parameters abgebildet, auf der Y-Achse die entsprechenden LCOE in c/kWh, sofern nur der betrachtete Parameter verändert wird. In der Legende ist zu jedem Parameter der Ausgangswert in Klammer angegeben. Zusätzlich sind als Vergleichswert die LCOE für ein Gas- und Dampfkraftwerk rot-strichliert eingetragen.

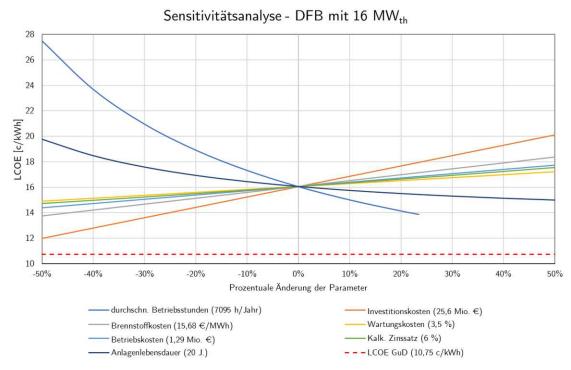


Abbildung 4.12: Sensitivitätsanalyse der fiktiven 16-MWth-Anlage

Sensitivitätsanalyse - DFB mit 100 MW_{th}

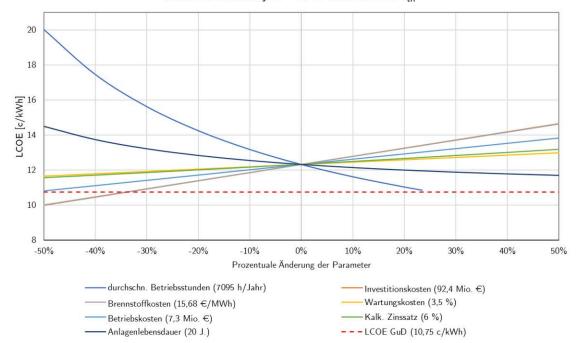


Abbildung 4.13: Sensitivitätsanalyse der fiktiven 100-MW_{th}-Anlage

Die Sensitivitätsanalysen zeigen, dass die durchschnittlichen, jährlichen Betriebsstunden h_t den größten Effekt auf die Stromgestehungskosten haben. Durch eine Erhöhung der Betriebsstunden kann die Anlage effizienter ausgenutzt werden. Zwar steigen die Brennstoffkosten dabei an, allerdings bleiben die Betriebs- und Wartungskosten gleich und der erzeugte Strom hat einen größeren, positiven Effekt auf die LCOE. Bei einer Verringerung der Betriebsstunden kann sich dieser Effekt durch den parabolischen Verlauf der Kurve stark ins Negative umkehren. An zweiter Stelle liegt die Anlagenlebensdauer n. Bei einer Erhöhung dieser fallen die anfänglichen Investitionsausgaben Io immer weniger ins Gewicht, da die Anlage bei relativ geringen laufenden Kosten weiter betrieben wird und produzieren kann. Weiters haben die Investitionsausgaben I_0 einen markanten Einfluss auf die LCOE und nehmen dabei einen linearen Verlauf an. Auch der Einfluss der Brennstoffkosten nimmt einen linearen Verlauf an. Der für diese Berechnung angenommene spezifische Brennstoffpreis liegt im Mittelfeld und kann in Österreich stark nach Bundesland zwischen 12,5 und 33,5 €/MWh variieren. [13] Bei einer Preiserhöhung der spezifischen Brennstoffkosten würde dieser Parameter also noch mehr an Einfluss gewinnen. Die anderen Einflussgrößen wie Wartungskosten, Betriebskosten und kalkulatorischer Zinssatz haben einen geringen Einfluss auf die LCOE.

Im Vergleich der beiden Sensitivitätsanalysen miteinander zeigt sich, dass mit Hochskalieren der Anlage die Investitionsausgaben zusehends an Bedeutung verlieren und die Brennstoffkosten mehr Einfluss gewinnen. Die LCOE einer GuD-Anlage befinden sich bei der 100-MWth-Anlage nun nahe an den LCOE der fiktiven DFB-Anlage. Rein durch die Verbesserung eines Parameters lassen sie sich über eine große Verringerung der Investitionsausgaben oder Brennstoffkosten bzw. über die Maximierung der jährlichen Betriebsstunden erreichen. Realistisch kann die angestrebte Verringerung der Stromgestehungskosten über einen Mix an Verbesserung erreicht werden. Am besten geschieht dies über eine gemeinsame Anpassung der Betriebsstunden, Investitionsausgaben und Brennstoffkosten.

4.2.2 Vergleich der LCOE von DFB-, GuD-Anlagen und dem österreichischen Energiepreis

Abbildung 4.14 zeigt den Vergleich der LCOE der beiden fiktiven DFB-Anlagen mit denen einer GuD-Anlage und dem Energiepreis aus dem österreichischen Strommix für einen durschnittlichen Haushalt. Dieser betrug 7,346 c/kWh im Jahr 2020 für Haushalte mit einem Jahresverbrauch zwischen 2.500 und 5.000 kWh. [76]

16 337.74 170,18 €/tco 16.06 €/tco2 _COE/Differenz/CO₂-Steuer/Energiepreis [c/kWh] 14 12 50,39 192,87 12,32 €/tco 10 10,75 7,346 2 16 MW_{th} DFB $100~\text{MW}_{\text{th}}~\text{DFB}$ GuD AT-Strommix mit BE Wizard mit BE Wizard LCOE [c/kWh] Differenz auf Energiepreis Energiepreis Haushalt

Vergleich LCOE und Energiepreis

Abbildung 4.14: Vergleich der LCOE der zwei fiktiven DFB-Anlagen mit denen einer GuD-Anlage und dem Energiepreis aus dem österreichischem Strommix für einen durchschnittlichen Haushalt

NIN Differenz auf GuD

CO2-Steuer

LCOE GuD [c/kWh]

Die LCOE der DFB-Anlagen liegen mit 16,06 und 12,32 c/kWh eindeutig über denen einer GuD-Anlage mit 10,75 c/kWh [8] und dem Energiepreis von 7,346c/kWh. Damit ergibt sich eine Differenz auf die LCOE einer GuD bzw. auf den Energiepreis, die für die 16-MW_{th}-Anlage zwischen 5,31 bzw. 8,71 c/kWh liegt. Für die 100-MW_{th}-Anlage macht diese Differenz 1,57 bzw. 4,98 c/kWh aus. Eine Verringerung der LCOE kann über Einsparungen der Investitionskosten oder der laufenden Kosten erreicht werden und wurde bereits in Kapitel 4.2.1 genauer erläutert. Eine weitere Möglichkeit wäre eine staatliche Förderung, um einen kostendeckenden Betrieb gewährleisten zu können.

Auf der anderen Seite könnte eine zusätzliche CO₂-Steuer die LCOE von fossilen Energieerzeugungsanlagen wie einer GuD-Anlage erhöhen. Anlagen ab 20 MW_{el} [77] müssen in der europäischen Union am Handel mit Emissionszertifikaten teilnehmen und dort für jede emittierte Tonne CO₂-Zertifikate, die sogenannten European Allowances, kurz EUAs, erwerben. [78] Diese Kosten sind bereits in den LCOE für GuD-Anlagen enthalten. Zusätzlich dazu könnte eine weitere CO₂-Steuer abgeführt werden, wie dies in Deutschland mit einem nationalen CO₂-Emissionshandel seit 2021 bereits geschieht. [79] In Österreich gibt es derzeit keine Form der zusätzlichen, nationalen Besteuerung von CO₂-Emissionen. Damit die LCOE einer GuD-Anlage mit einem CO₂-Emissionsfaktor von 312 g/kWh [80] gleich hoch wie jene der fiktiven DFB-Anlagen wären, müsste die Tonne CO₂ mit 170,18 € bzw. 50,39 € bepreist werden. Beim Energiepreis aus dem österreichischem Strommix sind 258 g CO₂ je kWh [81] enthalten. Um hier auf dasselbe Niveau wie die fiktiven DFB-Anlagen zu kommen, müsste die Tonne CO₂ 337,74 bzw. 192,87 € kosten. Im Vergleich dazu lag der Preis für EUAs im Jahr 2020 bei 25 - 30 €/t_{CO2}. [82] In Deutschland liegt der Preis derzeit bei 25 €/t_{CO2} und wird bis 2025 auf $55 ∈/t_{CO2}$ ansteigen. [79]

Im nachfolgenden Kapitel werden nun abschließend die Ergebnisse dieser Abschlussarbeit zusammengefasst, verglichen, sowie interpretiert und ein Ausblick in die Zukunft des Computer Integrated Plant Engineering im Allgemeinen und des entwickelten Tools BE Wizard im speziellen gegeben.

Zusammenfassung und Ausblick

Ziel dieser Arbeit war die Automatisierung des Basic Engineering einer Produktgasaufbereitungsstrecke aus der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung von Holzhackschnitzeln. Die Technologie der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung wird stetig erforscht und verbessert, trotzdem sanken die spezifischen Investitionskosten je kW elektrischer installierter Leistung seit 2002 kaum. Auch wurden bereits mehrere kommerzielle Anlagen gebaut, die allerdings aus unterschiedlichen Gründen wieder vom Netz gegangen sind.

Ein vernetztes und automatisiertes Tool zur besseren Planung auf dem aktuellen Stand der Technik wurde deswegen im Zuge dieser Diplomarbeit entwickelt und "BE Wizard" (Basic Engineering Wizard) getauft. Es soll dabei helfen, die Planungskosten und -risiken zu minimieren und die Planungsphase zu verkürzen. Darüber hinaus werden alle verfügbaren Informationen und Lessons-Learned aus dem Bau und dem Betrieb von bestehenden Anlagen in die Apparatemodelle eingebaut und so eine Planung auf dem aktuellen Stand der Technik gewährleistet. Hierdurch können die Anlagen schneller als bisher Volllast erreichen und die Wirtschaftlichkeit erhöht werden.

Im ersten Teil der Arbeit wurde die folgende Forschungsfrage beantwortet:

Wie sieht der Stand der Technik hinsichtlich Produktgaskühlung und Produktgasreinigung bei der Strom- und Wärmeerzeugung, SNG-Synthese, FT-Synthese und der Wasserstoffherstellung bei der Zweibettwirbelschicht-Dampfverqasunq von Biomasse aus?

Diese Informationen wurden in Kapitel 2 zusammengetragen und aufbereitet. In Abbildung 2.16 wurde dieses Wissen in Form eines verfahrenstechnischen Grundfließbildes gebündelt und übersichtlich dargestellt.

Darauf aufbauend wurde die Methodik hinter BE Wizard vorgestellt. BE Wizard wurde für die Auslegung einer Produktgasreinigungsstrecke zur Strom- und Wärmeerzeugung mittels Gasmotor entwickelt. Diese besteht aus drei Produktgaskühlern, einem Staubfilter, einem RME-Wäscher, einem Dekanter zur Auftrennung der RME-Wasser-Emulsion und eines RME-Kühlers. Das Tool fußt auf dem Konzept des Computer Integrated Plant Engineering, also der computerunterstützten Anlagenplanung. Dabei werden Informationen über Schnittstellen verschiedener Computerprogramme in BE Wizard als zentrale Informationssammlung gebündelt und aufbereitet. Es wurde stets auf eine hohe Benutzerfreundlichkeit geachtet und möglichst viele Arbeitsschritte von Makros übernommen. Konkret werden die Ergebnisse aus dem Prozesssimulationsprogramm IPSEpro exportiert und in das Microsoft-Excel-Tool BE Wizard eingespielt. Diese Daten dienen als Grundlage für die weitere Auslegung der Apparate, die in



einzelnen Berechnungsblättern einfach und schnell durchgeführt werden kann. Implementiert sind:

- Geradrohr-Wärmeaustauscher zur Kühlung von Produktgas und RME
- Schlauchfilter zur Abtrennung von Partikeln
- Füllkörperkolonne mit Raschig- oder Pall-Ringen zur Abtrennung der Teere mit RME
- Absetzbecken bestehend aus Beruhigungs- und Überlaufbereich zur Trennung einer RME-Wasser-Emulsion

Auf Basis der Berechnungsblätter kann für jeden Apparat automatisch ein 3D-Modell in Autodesk Inventor erstellt werden. Diese 3D-Modelle lassen sich auch zu einer gesamten Produktgasaufbereitungsstrecke als Baugruppe visualisieren. Mit Hilfe dieses Tools lässt sich die Auslegung einer gesamten Produktgasreinigungsstrecke in rund 1,5 Stunden kalkulieren und darstellen. Dies bedeutet eine enorme Zeitersparnis gegenüber der konventionellen Auslegung.

Um die Auswirkungen von BE Wizard hinsichtlich der Reduzierung der Planungskosten und des schnelleren Erreichens der Volllaststunden einer Anlage durch die Auslegung der Apparate am Stand der Technik zu erreichen, wurde eine technoökonomische Bewertung durchgeführt und die zweite Forschungsfrage beantwortet:

Wie hoch ist das Einsparungspotential hinsichtlich Planungs- und Investitionskosten durch das automatisierte Basic Engineering im Vergleich zur konventionellen Planung?

Um die Auswirkungen des CIPE-Tools untersuchen zu können wurden die Levelized-Costs-Methode angewandt und die Strom- und Wärmegestehungskosten LCOE bzw. LCOH von zwei fiktiven Anlage mit einer Brennstoffleistung von 16 und 100 MWth berechnet. Dabei wurden die Annahmen getroffen, dass die Planungskosten um 50 % reduziert werden können und die Anlagen Betriebsstunden von 4.000 h im ersten Jahr, 6.000 h im zweiten und ab dann 7.500 h jährlich fahren können.

Für die 16-MW_{th}-Anlage bzw. 100-MW_{th}-Anlage lagen die Stromgestehungskosten bei 16,06 bzw. 12,32 c/kWh. Bei den Wärmegestehungskosten lagen die Kosten bei 12,8 bzw. 9,82 c/kWh. Die Verringerung der Planungskosten durch BE Wizard haben einen geringen, wenn auch positiven Effekt auf die Gestehungskosten. Viel bedeutender ist das schnellere Erreichen der Volllaststunden, was bei den bereits gebauten, industriellen Anlagen problematisch war. Weiters hat das Hochskalieren der Anlage auf 100 MW_{th} einen überproportional positiven Effekt auf die Gestehungskosten.

Diese Effekte zeigen sich auch anhand der durchgeführten Sensitivitätsanalysen. Die Betriebsstunden, die Anlagenlebensdauer und die Investitionsausgaben haben einen großen Einfluss auf

die Gestehungskosten. Danach folgen die Brennstoffkosten mit einem mittleren Einfluss auf die Stromgestehungskosten. Die anderen Parameter - wie die Betriebs- oder Wartungskosten und der kalkulatorische Zinssatz - haben einen geringen Einfluss. Im Vergleich der Sensitivitätsanalysen der beiden fiktiven Anlagen miteinander lässt sich erkennen, dass mit Hochskalieren der Brennstoffleistung die Investitionsausgaben immer weniger ins Gewicht fallen und die Brennstoffkosten an Bedeutung gewinnen.

Die Ergebnisse der LCOE-Berechnung zusammen mit den Stromgestehungskosten der industriellen DFB-Anlagen und fossilen, wie auch erneuerbaren Energietechnologien sind in Abbildung 5.1 ersichtlich.

Stromgestehungskosten zentraler Energietechnologien

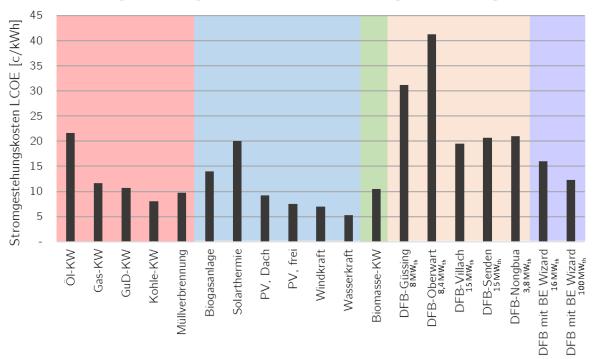


Abbildung 5.1: Gestehungskosten zentraler Stromproduktionstechnologien, Zweibettwirbelschichtanlagen von links nach rechts in chronologischer Reihenfolge nach Jahr der Inbetriebnahme bzw. zwei fiktive DFB-Anlagen mit BE Wizard [1], [2], [5], [6], [8]-[13]

KW ... Kraftwerk, PV ... Photovoltaik, DFB ... Dual Fluidized Bed (Zweibettwirbelschichtanlage), fossile Stromerzeugung (rot), erneuerbare Stromerzeugung (blau), Biomasse (grün), industrielle DFB-Anlagen (orange), fiktive DFB-Anlagen mit BE Wizard (violett)

Im Vergleich mit anderen Technologien zeigt sich, dass die Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung nicht das Kostenniveau von anderen Technologien unterschreiten kann, mit Ausnahme von Öl-Kraftwerken und Solarthermie. Durch den Einsatz von BE Wizard haben sich die Stromgestehungskosten allerdings deutlich verringert. Bezogen auf die am ehesten mit der fiktiven 16-MW_{th}-Anlage vergleichbaren industriellen DFB-Anlage Senden mit 15 MW_{th} verringern sich die Stromgestehungskosten um 22,4 %. Dieser Effekt stellt sich vor allem durch das

frühere Erreichen der Volllaststunden ein. Die hohen LCOE der industriellen DFB-Anlagen sind zu einem Großteil den wenigen jährlichen Betriebsstunden geschuldet.

Die LCOE der beiden fiktiven DFB-Anlagen wurden zusätzlich mit denen eines Gas- und Dampfkraftwerks und dem Energiepreis aus dem österreichischen Strommix für einen durchschnittlichen Haushalt verglichen. Um DFB-Anlagen wirtschaftlich attraktiver zu machen, muss die Differenz zwischen dem Stromgestehungskosten der fiktiven Anlagen und denen eines GuD-Kraftwerks bzw. dem Energiepreis verringert werden. Dies kann auf der einen Seite durch eine Verringerung der Investitionskosten, durch Einsparungen der laufenden Betriebskosten, einen weiteren Scale-up der DFB-Anlage auf mehr als 100 MW_{th} oder durch staatliche Förderungen geschehen. Auf der anderen Seite können konventionelle, fossile Technologien verteuert werden, indem beispielsweise die CO₂-Emissionen höher bepreist werden. Im Jahr 2020 lag der CO₂-Preis je emittierter Tonne in der EU bei 25 – 30 €. Um eine Kostengleichheit zwischen einem 100-MW_{th}-DFB-Kraftwerk und einem GuD-Kraftwerk bzw. dem Energiepreis zu erreichen, müsste die Tonne CO₂ mit 50 bzw. 193 € bepreist werden.

In der Zukunft gilt es, das CIPE-Tool zu erweitern. So können weitere Produktgasreinigungsund -aufbereitungsstrecken für die verschiedenen Produktgasanwendungen implementiert werden. Weiters ist es ohne großen Aufwand möglich, die bestehenden Apparatemodelle zu erweitern bzw. neue hinzuzufügen. Auch können die hinterlegten Daten zu beispielsweise Norm-Apparateteilen erweitert und so ein breites Spektrum an Anwendungen abgebildet werden. Die erstellten Berechnungsblätter sind allgemein gültig, können also auch für die Berechnung von beliebigen Geradrohr-Wärmeaustauschern, Füllkörperkolonnen oder Schlauchfiltern anderwärtig verwendet werden. Mit den bestehenden Apparatedaten könnte auch eine wirtschaftliche Betrachtung und eine Schätzung der Apparatekosten implementiert werden.

Um die Technologie der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung mit Strom- und Wärmeerzeugung wirtschaftlicher zu gestalten, reicht eine Optimierung der Investitions- und laufenden Kosten allein nicht aus. Auch die gesetzlichen Bestimmungen müssen hier den Ausbau von erneuerbaren Energien erleichtern. Dies kann in Form von Förderungen, Steuern oder handelbaren Emissionsrechten passieren. Die österreichische Bundesregierung will noch dieses Jahr das Erneuerbaren-Ausbau-Gesetz (EAG) beschließen. So soll bis 2030 100 % des Stroms aus erneuerbaren Energien kommen und Österreich bis 2040 klimaneutral sein. [83] Dies soll mit Investitionszuschüssen und geleitenden Marktprämien geschehen. Um die höhere Besteuerung von CO₂-Emissionen wird ebenfalls kaum ein Weg vorbeiführen. Im Allgemeinen kann die Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung einen wichtigen Beitrag zur Energiewende leisten und sollte jedenfalls vorangetrieben werden. Einen Beitrag in die richtige Richtung leistet dabei das CIPE-Tool BE Wizard und sollte jedenfalls erweitert und ausgebaut werden.

Literaturverzeichnis

- [1] S. Müller, "Hydrogen from Biomass for Industry - Industrial Application of Hydrogen Production Based on Dual Fluid Gasification", Dissertation, TU Wien, 2013.
- [2] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, und R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4. Aufl. San Francisco: McGraw-Hill, 1991.
- [3] J. H. Perry, D. W. Green, und M. Z. Southard, Perry's chemical engineers' handbook, Ninth edit. New York: McGraw-Hill Education, 2019.
- [4] J. R. Couper, Process Engineering Economics. New York: Marcel Dekker, 2003.
- [5] M. Hammerschmid, "Entwicklung eines virtuellen Planungsraums anhand des Basic Engineering einer Zweibettwirbelschichtanlage", Diplomarbeit, TU Wien, 2019.
- M. Kraussler, "Evaluation of dual fluidized bed biomass gasification plants generating electricity, [6] valuable gases, and district heat", Dissertation, TU Wien, 2018.
- [7] IRENA International Renewable Energy Agency, "Renewable Power Generation Costs in 2017", Abu Dhabi, 2018.
- [8] T. Bruckmüller u. a., "Ökologische und ökonomische Analyse der Energieversorgung und Mobilität einer Referenzregion und deren Entwicklungspotentiale bis 2030", Wien, 2019.
- [9] M. Bolhàr-Nordenkampf, R. Rauch, K. Bosch, C. Aichernig, und H. Hofbauer, "Biomass CHP Plant Güssing – Using Gasification for Power Generation", Proceeding 2nd Reg. Conf. Energy Technol. Towar. a Clean Environ. 12-14 Febr. 2003, Phuket Thail., Bd. 3, S. 566-572, 2003.
- [10]U. Wolfesberger-Schwabl, "Profiling Tar Behaviour in Dual Fluidized Bed Biomass Steam Gasification", Dissertation, TU Wien, 2013.
- [11]V. Siriwongrungson, J. Thaveesri, S. Pang, J. Hongrapipat, M. Messner, und R. Rauch, "Influence of Olivine Activity on Plant Performance of a Commercial Dual Fludized Bed Gasifier Power Plant in Thailand", in Proceedings - 2018 2nd International Conference on Green Energy and Applications, ICGEA 2018, 2018.
- A. Damodaran, "Discount Rate Estimation Costs of Capital by Industry". [Online]. Verfügbar [12]unter: http://people.stern.nyu.edu/adamodar/New Home Page/dataarchived.html#discrate. [Zugegriffen: 15-Jän-2021].
- [13]A. M. Mauerhofer u. a., "Reallabor zur Herstellung von Holzdiesel und Holzgas aus Biomasse und biogenen Reststoffen für die Land- und Forstwirtschaft", Wien, 2020.
- [14]V. Wilk, "Extending the range of feedstock of the dual fluidized bed gasification process towards residues and waste", Dissertation, TU Wien, 2013.
- [15]M. Kaltschmitt, H. Hartmann, und H. Hofbauer, Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren, 3. Aufl. Berlin: Springer, 2016.
- [16] H. Hofbauer, "Biomass Gasification for Electricity and Fuels, Large Scale", in Renewable Energy Systems, M. Kaltschmitt, N. J. Themelis, L. Y. Bronicki, L. Söder, und L. A. Vega, Hrsg. New York: Springer, 2013, S. 459–478.
- J. Fuchs, S. Müller, J. C. Schmid, und H. Hofbauer, "A kinetic model of carbonation and [17]calcination of limestone for sorption enhanced reforming of biomass", Int. J. Greenh. Gas Control, Bd. 90, Nr. July, 2019.
- [18]J. C. Schmid, F. Benedikt, J. Fuchs, A. M. Mauerhofer, S. Müller, und H. Hofbauer, Syngas for biorefineries from thermochemical quification of liquocellulosic fuels and residues—5 years'

- experience with an advanced dual fluidized bed gasifier design. Biomass Conversion and Biorefinery, 2019.
- [19] F. Benedikt, S. Müller, und H. Hofbauer, "1 MW Scale-up of the Advanced Fuel Flexible Dual Fluidized Bed Steam Gasification Process by Process Simulation", Proc. Int. Conf. Polygeneration Strateg. 2019.
- [20] F. Benedikt, J. C. Schmid, J. Fuchs, A. M. Mauerhofer, S. Müller, und H. Hofbauer, "Fuel flexible gasification with an advanced 100 kW dual fluidized bed steam gasification pilot plant", Energy, Bd. 164, S. 329-343, 2018.
- [21] J. C. Schmid, A. Bartik, F. Benedikt, A. M. Mauerhofer, und J. Fuchs, "Steam gasification of sewage sludge for synthesis processes", in Proceedings of the International Conference on Polygeneration Strategies 2019.
- [22]J. C. Schmid, M. Kolbitsch, J. Fuchs, F. Benedikt, S. Müller, und H. Hofbauer, "Steam gasification of EXHAUSTED OLIVE POMACE with a dual fluidized bed pilot plant at TU Wien", 2016.
- [23]R. Rauch, J. Hrbek, und H. Hofbauer, "Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas", WIREs Energy Env., 2013.
- [24] M. Veress, "Optimization of a process concept for the industrial production of Bio-SNG from lowgrade fuels", Diplomarbeit, TU Wien, 2020.
- [25]Bundesministerium für Wissenschaft Forschung und Wirtschaft, "Holzvergasungsanlagen -Informationspapier", 2016.
- [26] J. Kotik, "Über den Einsatz von Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen auf Basis der Wirbelschicht-Dampfvergasung fester Biomasse am Beispiel des Biomassekraftwerks Oberwart", Dissertation, TU Wien, 2010.
- [27]J. Hongrapipat u. a., "1 MW el Prototype Dual Fluidised Bed Gasifier Fuelled with Renewable Energy Resources by Gussing Renewable Energy", 2015.
- [28] H. Schubert, Handbuch der Mechanischen Verfahrenstechnik. Weinheim: Wiley-VCH, 2003.
- [29] Intensiv Filter GmbH, "Know-How: Das große Intensiv-Filter Lexikon der Entstaubung", Velbert-Langenberg, 2020.
- [30] G. Mauschitz, Staubabscheiden - Vorlesungsunterlagen. TU Wien, Insitut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und technische Biowissenschaften, 2018.
- [31] R. Bardolf, "Optimierung eines Produktgaswäschers bei der Biomassedampfvergasung im Zweibettwirbelschichtverfahren", Dissertation, TU Wien, 2017.
- [32]G. Schöny, F. Dietrich, J. Fuchs, T. Pröll, und H. Hofbauer, "A multi-stage fluidized bed system for continuous CO2 capture by means of temperature swing adsorption - First results from bench scale experiments", Powder Technol., Bd. 316, S. 519-527, 2017.
- [33]F. Benedikt, M. Kraussler, D. Konlechner, K. Bosch, M. Hackel, und H. Hofbauer, "Polygeneration at the Biomass Steam Gasification Plant Oberwart - Evaluation of Process Chains to Produce Hydrogen, Electricity and Heat", 23rd Eur. Biomass Conf. Exhib., Nr. June, 2015.
- J. Loipersböck, M. Luisser, S. Müller, H. Hofbauer, und R. Rauch, "Experimental Demonstration [34] and Validation of Hydrogen Production Based on Gasification of Lignocellulosic Feedstock", ChemEngineering, Bd. 2, Nr. 4, Dez. 2018.
- [35]S. Müller u. a., "Production of diesel from biomass and wind power – Energy storage by the use



- of the Fischer-Tropsch process", Biomass Convers. Biorefinery, Bd. 8, Nr. 2, S. 275–282, 2018.
- [36] M. Kraussler, P. Schindler, und H. Hofbauer, "An experimental approach aiming the production of a gas mixture composed of hydrogen and methane from biomass as natural gas substitute in industrial applications", Bioresour. Technol., Bd. 237, Nr. 2017, S. 39-46, 2017.
- [37]L. P. L. M. Rabou u. a., Synthetic Natural Gas from Coal, Dry Biomass, and Power-to-Gas Applications. Hoboken, New Jersey: Wiley, 2016.
- [38]S. Fail u. a., "Wood gas processing to generate pure hydrogen suitable for PEM fuel cells", ACS Sustain. Chem. Eng., Bd. 2, Nr. 12, S. 2690–2698, 2014.
- [39] A. Bartik, F. Benedikt, A. Lunzer, C. Walcher, S. Müller, und H. Hofbauer, "Thermodynamic Investigation of SNG Production Based on Dual Fluidized Bed Gasification of Biogenic Residues", Proc. Int. Conf. Polygeneration Strateg. 2019, 2019.
- [40]B. Rehling, "Development of the 1MW Bio-SNG plant, evaluation on technological and economical aspects and upscaling considerations", Dissertation, TU Wien, 2012.
- [41]M. Malicha, "Design of gas cleaning processes for SNG-production from biogenic residues", Diplomarbeit, TU Wien, 2018.
- [42]Biogas Netzeinspeisung - Güssing Energy Technologies GmbH, "Gasbegleitstoffe Qualitätskriterien der ÖVGW Richtlinie G 31". [Online]. Verfügbar unter: https://www.biogasnetzeinspeisung.at/rechtliche-planung/einspeisung-in-das-oeffentliche-gasnetz/gasbegleitstoffebrenntechnische-daten.html. [Zugegriffen: 17-Juni-2021].
- [43]Österreichische Vereinigung für das Gas- und Wasserfach, "Regeln der ÖVGW - G B210 Gasbeschaffenheit". Wien, 2021.
- [44]Gas Connect Austria GmbH, "Mit Hochdruck für mehr Wasserstoff – Status quo und Chancen". [Online]. Verfügbar unter: https://www.gasconnect.at/aktuelles/newspresse/positionen/news/detail/News/mit-hochdruck-fuer-mehr-wasserstoff-status-quo-undchancen. [Zugegriffen: 17-Juni-2021].
- [45]IRENA International Renewable Energy Agency, "Innovation Outlook: Advanced Liquid Biofuels", 2016.
- [46] H. Gruber u. a., "Fischer-Tropsch products from biomass-derived syngas and renewable hydrogen", Biomass Convers. Biorefinery, Juni 2019.
- [47]T. Ogawa, N. Inoue, T. Shikada, und Y. Ohno, "Direct Dimethyl Ether Synthesis", J. Nat. Gas Chem., Bd. 12, Nr. 4, S. 219–227, 2003.
- [48]H. Thunman u. a., "Advanced biofuel production via gasification – lessons learned from 200 manyears of research activity with Chalmers' research gasifier and the GoBiGas demonstration plant", Energy Sci. Eng., Bd. 6, Nr. 1, S. 6-34, 2018.
- [49]K. Weber, Engineering verfahrenstechnischer Anlagen. Berlin: Springer, 2014.
- G. M. Gary, BIM: Digitale Revolution Und Ihre Grenzen. Wien: Linde, 2017. [50]
- [51]J. Fan, Q. Liu, F. Song, X. Wang, und L. Zhang, "Experimental investigations on the liquid thermal conductivity of five saturated fatty acid methyl esters components of biodiesel", J. Chem. Thermodyn., Bd. 125, S. 50-55, 2018.
- [52]J. Fan, Z. Zhu, X. Wang, F. Song, und L. Zhang, "Experimental studies on the liquid thermal conductivity of three saturated fatty acid methyl esters components of biodiesel", J. Chem. Thermodyn., Bd. 125, S. 200-204, 2018.



- [53]J. Pauly, A. C. Kouakou, M. Habrioux, und K. Le Mapihan, "Heat capacity measurements of pure fatty acid methyl esters and biodiesels from 250 to 390 K", Fuel, Bd. 137, S. 21–27, 2014.
- [54] L. F. Ramírez Verduzco, "Density and viscosity of biodiesel as a function of temperature: Empirical models", Renew. Sustain. Energy Rev., Bd. 19, S. 652–665, 2013.
- [55]I. Obernberger, "Aschen aus Biomassefeuerungen - Zusammensetzung und Verwertung", VDI Bericht 1319, S. 199-222, 1997.
- [56] Bertsch Holding GmbH, "Bertsch Dampftafel und Prozesse Excel-Makros 1.20". [Online]. Verfügbar unter: https://www.bertsch.at/de/488-downloads. [Zugegriffen: 28-Aug-2020].
- [57]E. Wegener, Planung eines Wärmeübertragers: ganzeheitliche Aufgabenlösung bis zur Instandsetzung eines Rohrbündel-Wärmeübertragers, 1. Aufl. Weinheim: Wiley-VCH, 2013.
- P. Stephan, S. Kabelac, M. Kind, D. Mewes, K. Schaber, und T. Wetzel, VDI-Wärmealtas. [58]Berlin: Springer, 2019.
- [59] W. Roetzel und B. Spang, "C3: Typische Werte von Wärmedurchgangskoeffizienten", in VDI-Wärmeatlas, Berlin: Springer, 2019.
- [60]DIN Deutsches Institut für Normung e.V., "DIN 28182: Rohrbündel-Wärmeaustauscher -Rohrteilungen, Durchmesser der Bohrungen in Rohrböden, Umlenksegmenten und Stützplatten". Beuth Verlag, Berlin, 2007.
- [61]P. Wolf und G. Kirchner, "O1: Konstruktion von Wärmeübertragern", in VDI-Wärmeatlas, Berlin: Springer, 2019.
- [62]DIN Deutsches Institut für Normung e.V., "DIN 28184-1: Rohrbündel-Wärmeautauscher mit zwei festen Böden - Teil 1: Innerohr 25, Dreieckteilung 32 - Anzahl und Anordnung der Innenrohre". Beuth Verlag, Berlin, 2009.
- [63]V. Gnielinski, "G1: Wärmeübertagung bei erzwungener Konvektion: Durchströmte Rohre", in VDI-Wärmeatlas, Berlin: Springer, 2019.
- [64]DIN Deutsches Institut für Normung e.V., "DIN 28185: Einbauten für Rohrbündel-Wärmeaustauscher". Beuth Verlag, Berlin, 2007.
- [65]E. S. Gaddis und V. Gnielinski, "G8: Wärmeübertragung bei erzwungener Konvektion: Außenraum von Rohrbündel-Wärmeübertragern mit Umlenkblechen", in VDI-Wärmeatlas, Berlin: Springer, 2019.
- [66] F. Löffler, Staubabscheiden. Stuttgart: Thieme, 1988.
- [67]F. Löffler, H. Dietrich, und W. Flatt, Staubabscheidung mit Schlauchfiltern und Taschenfiltern. Braunschweig: Vieweg, 1984.
- [68]K. Sattler, Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate, 3. Aufl. Weinheim: Wiley-VCH, 2001.
- [69]K. Sattler und T. Adrian, Thermische Trennverfahren: Aufgaben und Auslegungsbeispiele, 2. Auflage. Weinheim: Wiley-VCH, 2016.
- [70] M. Kleiber und R. Joh, "D1: Berechnungsmethoden für Stoffeigenschaften", in VDI-Wärmeatlas, Berlin: Springer, 2019.
- [71]Veronica Gubin, "Experteninterview vom 26.2.2021", Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien.
- [72]U. Neuling und M. Kaltschmitt, "Techno-economic and environmental analysis of aviation biofuels", Fuel Process. Technol., Bd. 171, Nr. November 2017, S. 54-69, 2018.

- [73]R. M. Swanson, A. Platon, J. A. Satrio, und R. C. Brown, "Techno-economic analysis of biomassto-liquids production based on gasification", Fuel, Bd. 89, Nr. SUPPL. 1, S. S11–S19, 2010.
- [74]M. S. Peters und K. D. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4. Aufl. San Francisco: McGraw-Hill, 1991.
- [75]M. Harasek, "Vorlesungsunterlagen zu Thermische Verfahrenstechnik II", TU Wien, 2021.
- [76] Energie-Control Austria für die Regulierung der Elektrizitäts- und Erdgaswirtschaft, "Strompreis und Zusammensetzung 2020: Haushalte und Nicht-Haushalte". [Online]. Verfügbar unter: https://www.econtrol.at/marktteilnehmer/infos? com liferay portal search web portlet SearchPortlet f ormDate=1619517163383&p p id=com liferay portal search web portlet SearchPortlet& p p lifecycle=0&p p state=maximized&p p mode=view& com liferay portal sea. [Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- Next Kraftwerke GmbH, "Wie funktioniert der Emissionshandel?" [Online]. Verfügbar unter: [77]https://www.next-kraftwerke.de/wissen/emissionshandel. [Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- [78]Österreichische Emissionshandelsregisterstelle, "Grundlagen Emissionshandel EU-Emissionshandelssystem Unternehmen". [Online]. Verfügbar für unter: https://www.emissionshandelsregister.at/emissionshandel/grundlagenemissionshandel.[Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- [79] Presse- und Informationsamt der Bundesregierung der Republik Deutschland, "Einstieg in CO2-Bepreisung Grundlage CO2-Preis steht". [Online]. Verfügbar für unter: https://www.bundesregierung.de/breg-de/themen/klimaschutz/nationaler-emissionshandel-1684508. [Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- [80] Energie-Control Austria für die Regulierung der Elektrizitäts- und Erdgaswirtschaft und (E-"Umweltauswirkungen". [Online]. Verfügbar unter: https://www.econtrol.at/marktteilnehmer/oeko-energie/stromkennzeichnung/umweltauswirkungen. [Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- [81] Umweltbundesamt GmbH, "Berechnung von Treibhausgas (THG)-Emissionen verschiedener Energieträger", 2020. [Online]. Verfügbar unter: https://secure.umweltbundesamt.at/co2mon/co2mon.html. [Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- [82] European Energy Exchange AG, "Emission Spot Primary Market Auction Report 2021". [Online]. https://www.eex.com/de/marktdaten/umweltprodukte/eex-eua-primary-Verfügbar unter: auction-spot-download. [Zugegriffen: 15-Apr-2021].
- [83]Bundesministerium für Klimaschutz; Umwelt Energie; Mobilität; Innovation und Technologie, "Erneuerbaren-Ausbau-Gesetz". [Online]. Verfügbar unter: https://www.bmk.gv.at/service/presse/gewessler/20210317 eag.html. [Zugegriffen: 29-Apr-2021].
- [84] M. Hammerschmid, F. Benedikt, und A. M. Mauerhofer, "Experteninterview vom 16.12.2019", Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien.

Tabellenverzeichnis

Da	ypische Produktgaszusammensetzung aus der Zweibettwirbeischicht- impfvergasung, Daten aus Güssing
Tabelle 2.2: T	ypische Eigenschaften der Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasung
Ri	rennstoff- und Produktgasanalyse aus der Dampfvergasung von Weichholz, nde, Klärschlamm und Schredder-Leicht-Fraktion (SLF) in einem Zweibett-irbelschichtreaktor
	omponenten im Produktgas, die im Zuge der Reinigung üblicherweise entfernt arden
	ichtwerte an Verunreinigungen für die Gasreinigung von Produktgas für rschiedene Anwendungen
Tabelle 2.6: A	bsorptiv zu entfernende Komponenten und verwendete Waschflüssigkeiten 19
	bersichtstabelle der wichtigste Reaktionsbedingungen und -gleichungen für die nthese von Methanol, gemischten Alkoholen und Dimethylether
Tabelle 2.8: Ü	bersichtstabelle industrieller Großanlagen
Tabelle 3.1: A	ufschlüsselung des Lang-Faktors57
	ingangsgrößen und Ergebnisse der technoökonomischen Bewertung über die COE
Abbildu	ngsverzeichnis
Abbildung 1.1	: Lernkurven für KWK-Anlagen basierend auf Zweibettwirbelschicht- Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen
J	Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und
Abbildung 1.2	Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen
Abbildung 1.2 Abbildung 2.1	Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen
Abbildung 1.2 Abbildung 2.1 Abbildung 2.2	Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen
Abbildung 2.1 Abbildung 2.2 Abbildung 2.3	Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen
Abbildung 2.1 Abbildung 2.2 Abbildung 2.3 Abbildung 2.4	Dampfvergasung im Vergleich mit Photovoltaik, Windturbinen und Gasturbinen



Abbildung 2.7: Typischer Aufbau eines Gewebefilters
Abbildung 2.8: Schema eines einstufigen Plattenelektroabscheiders mit zwei Feldern 18
Abbildung 2.9: Dreiecksdiagramm für das Koksbildungspotential im WGS-Reaktor 21
Abbildung 2.10: Fließbild eines Teils der Zweibettwirbelschicht-Anlage Oberwart (8,4 MW $_{\rm th})$
Abbildung 2.11: Fließbild zur Wasserstoffproduktion aus der Zweibettwirbelschicht- Dampfvergasung von Biomasse
Abbildung 2.12: Fließbild der untersuchten Prozesskette zur Erzeugung von Hythan 26
Abbildung 2.13: Fließbild der 32-MW $_{\rm th}$ -BioSNG-Anlage "GoBiGas" in Göteborg (SE) aus der Vergasung von Holzhackschnitzeln
Abbildung 2.14: Produktverteilung nach ASF eines Fischer-Tropsch-Rohprodukts mit Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α von 0,85
Abbildung 2.15: Fließbild einer Gasreinigungs- und -aufbereitungsstrecke für die Fischer-Tropsch-Synthese
Abbildung 2.16: Überblick über Gasreinigungs- und Gasaufbereitungsschritte vom Produktgas aus der Holzvergasung bis zum Synthesegas für vier Gasnutzungsvarianten
Abbildung 3.1: Prozessfließbild der gewählten Produktgasreinigungsstrecke aus der Vergasung von Holzhackschnitzel in einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage
Abbildung 3.2: Visuelle Darstellung der Methodik des Computer Integrated Plant Engineering
Abbildung 3.3: Aufbau eines Geradrohrwärmeaustauschers mit Umlenkblechen im Gegenstromprinzip
Abbildung 3.4: Dreiecksanordnung nach [60, Abb. 1] (links), Rohraußendurchmesser und - Teilung nach DIN 28 182
Abbildung 3.5: Rohrboden nach DIN 28 184, da = 25 mm und DN 300
Abbildung 3.6: Umlenkblech mit Hauptabmaßen
Abbildung 3.7: Aufbau eines Schlauchfilters
Abbildung 3.8: Aufbau einer Füllkörperkolonne
Abbildung 3.9: Ordinatenwert O_f in Abhängigkeit des Abszissenwerts A_f zur Bestimmung der Gasbelastung am Flutpunkt $w_{g,Fl}$
Abbildung 3.10: Exponent n in Abhängigkeit der Berieselungsdichte w_l zur Bestimmung des spezifischen Druckverlust s $\Delta p/m$ von Füllkörperschüttungen
Abbildung 3.11: Grafische Ermittlung von $\mathrm{NTU}_{\mathrm{og}}$
Abbildung 3.12: Aufbau eines Absetzbeckens
Abbildung 4.1: Startseite von BE Wizard
Abbildung 4.2: Berechnungsblatt für die Auslegung eines Geradrohr-WAT am Beispiel des

Produk	ttgaskuniers 1, Ausschnitt 1
	nungsblatt für die Auslegung eines Geradrohr-WAT am Beispiel des stgaskühlers 1, Ausschnitt 2
_	t eines Beispiel-3D-Models eines mit BE Wizard erstellten Geradrohr
Abbildung 4.5: Berech	nungsblatt für die Auslegung des Produktgasfilters, Ausschnitt $1\ 64$
Abbildung 4.6: Berech	nungsblatt für die Auslegung des Produktgasfilters, Ausschnitt $2\ 64$
Abbildung 4.7: Beispie	el-3D-Modells eines mit BE Wizard erstellten Produktgasfilters 65
Abbildung 4.8: Berech	nungsblatt für die Auslegung des Produktgaswäschers
Abbildung 4.9: Berech	nungsblatt für die Auslegung des Dekanters
Abbildung 4.10: Beisp	iel-3D-Modelle eines mit BE Wizard erstellten Wäschers und Dekanters
Abbildung 4.11: Visua	disierung der gesamten Produktgasaufbereitungsstrecke
Abbildung 4.12: Sensi	tivitätsanalyse der fiktiven 16-MW _{th} -Anlage
Abbildung 4.13: Sensi	tivitätsanalyse der fiktiven 100-MW $_{\mathrm{th}}$ -Anlage
Anlage	eich der LCOE der zwei fiktiven DFB-Anlagen mit denen einer GuD- e und dem Energiepreis aus dem österreichischem Strommix für einen chnittlichen Haushalt
Zweibe Reihen	nungskosten zentraler Stromproduktionstechnologien, ettwirbelschichtanlagen von links nach rechts in chronologischer folge nach Jahr der Inbetriebnahme bzw. zwei fiktive DFB-Anlagen mit zard



Symbolverzeichnis

A	Koeffizientenmethode: Art der Abreinigung	-
	und Form der Filterelemente	
a	spezifische Oberfläche	$\mathrm{m}^2/\mathrm{m}^3$
A_{erf}	erforderliche Wärmeübertragungsfläche	m^2
${ m A}_{0,{ m min}}$	Minimale Grundfläche des Beruhigungsbe-	m^2
	ckens	
a_{e}	effektiv benetzte, spezifische Oberfläche	$\mathrm{m}^2/\mathrm{m}^3$
$ m A_f$	Abszissenwert	-
${ m A_{Fil,min}}$	minimale Filterfläche	m^2
$ m A_{ m Q}$	Querschnittsfläche der Wäscher-Kolonne	m^2
$A_{ m t}$	Gesamtkosten im Jahr t	€
В	Koeffizientenmethode: Anwendungsgebiet	_
$\mathrm{B}_{\mathrm{Ber}}$	Breite des Beruhigungsbeckens	m
B_{t}	Betriebskosten im Jahr t	€
C	Koeffizientenmethode: überwiegend vorhan-	-
	dene Korngrößenverteilung	
C	Assoziationsfaktor	_
c_P	spezifische, isobare Wärmekapazität	J/(kg K)
D	Koeffizientenmethode: Rohgasbeladung	-
$D_{12,g}$ bzw. $D_{12,l}$	binärer Diffusionskoeffizient der Gas- bzw.	m^2/s
	Flüssigphase	
d_{a}	Rohraußendurchmesser	mm
$\mathrm{D}_{\mathrm{Fil}}$	Filteraußendurchmesser	mm
$d_{\rm i}$	Rohrinnendurchmesser	mm
$\mathrm{D}_{\mathrm{Kol}}$	Durchmesser der Wäscher-Kolonne	m
$ m d_p$	charakteristische Füllkörperabmessung	mm
E	Koeffizientenmethode: Gastemperatur	-
$\mathrm{E_{t}}$	produzierte Menge an Strom im Jahr t	MW
F	Koeffizientenmethode: Schüttdichte	-
\mathbf{f}_1	Viskositätsfunktion	mPa s
f_2	Hilfsfunktion	mPa s
$\mathrm{f_A}$	Anordnungsfaktor	-
$\mathrm{f_B}$	Bypassfaktor	-
$ m f_G$	Geometriefaktor	-
$ m f_L$	Leckströmfaktor	-
$\mathrm{F}_{\mathrm{Lang}}$	Langfaktor	%
$\mathrm{F_{t}}$	Brennstoffkosten im Jahr t	€
\mathbf{f}_{t}	spezifische Brennstoffkosten im Jahr t	€/MWh
$ m f_{UB}$	Fensterhöhe eines Umlenkblechs	mm
G	$Koeffizienten methode:\ Anströmver h\"{a}ltnisse$	-
g	Erdbeschleunigung	$\mathrm{m/s}^2$
\dot{G}	molarer Gasstrom	$\mathrm{kmol/h}$
Ga	Galileizahl	-
Н	Koeffizientenmethode: herrschende klimati-	-
	sche Bedingungen	

$ m H_{t}$	produzierte Menge an Wärme im Jahr t	MW
$\mathrm{h_{t}}$	Betriebsstunden im Jahr t	h
$H_{\mathrm{Teer},\mathrm{RME},p,T}$	Henry-Konstante von Teer in RME	bar
HTU	height of transferable unit, Höhe einer Über-	m
	tragungseinheit	
$\mathrm{HTU}_{\mathrm{og}}$	Höhe einer Übertragungseinheit	m
$\mathrm{H}_{\mathrm{u,B}}$	unterer Heizwert des Brennstoffs	$\mathrm{MJ/kg_{tr}}$
$\mathrm{H}_{\mathrm{u,PG}}$	unterer Heizwert des Produktgases	${ m MJ/Nm}^3_{ m tr}$
$ m H_{Wehr}$	Wehrhöhe	m
i	kalkulatorischer Zinssatz	%
I_0	Investitionsausgaben	€
$I_{0,\mathrm{base}}$	Basiswert der Investitionsausgaben	€
$I_{0,\mathrm{design}}$	skalierte Investitionsausgaben	€
k	Wärmedurchgangkoeffizient	$W/(m^2 K)$
K	Faktor zur Berücksichtigung der Temperatur-	W/(III IX)
17	abhängigkeit der Stoffwerte in der Rohrgrenz-	-
	schicht	
17 17 17 17 17		
K_3, K_4, K_5, K_6, K_7	füllkörperspezifische Konstanten	-
k_{og}	gasseitiger Stoffdurchgangskoeffizient	m/s
$oldsymbol{\mathrm{k}}_{\mathrm{og}}$	Stoffdurchgangskoeffizient	m/s
Ĺ	molarer Flüssigkeitsstrom	kmol/h
1'	Überströmlänge	mm
LCOE	Stromgestehungskosten	c/kWh
LCOH	Wärmegestehungskosten	c/kWh
$ m L_{Fil}$	Filterlänge	m
M	(mittlere) Molmasse	g/mol
m -	Massenstrom	kg/s
$ar{M}_G$	mittlere Molmasse der Gasphase	g/mol
$ar{M}_L$	mittlere Molmasse der Flüssigphase	g/mol
$ m MW_{el}$	Elektrische Leistung	MW
$ m MW_{th}$	Brennstoffleistung	MW
$\mathrm{MW}_{\mathrm{therm}}$	Wärmeleistung	MW
n	Exponent zur Best. des spez. Druckverl.	-
n	Anlagenlebensdauer	Jahre
n_{erf}	Erforderliche Anzahl an Rohren	Stk.
$ m n_{Fil}$	Gewählte Anzahl an Filterschläuchen	Stk.
$n_{\mathrm{Fil},\mathrm{min}}$	minimal notwendige Anzahl an Filterschläu-	Stk.
	chen	
$\dot{ m n}_{ m GT}$	molarer Gasträgerstrom	$\mathrm{kmol/h}$
$\dot{ m n}_{ m LT}$	molarer Flüssigkeitsträgerstrom	kmol/h
$\dot{n}_{ m LT,min}$	minimaler, molarer Flüssigkeitsträgerstrom	kmol/h
$n_{ m R}$	gewählte Anzahl an Rohren	Stk.
NTU	number of transferable units, Anzahl der	_
	Übertragungseinheiten	
$ m NTU_{og}$	Anzahl an Übertragungseinheiten	_
Nu _{Bündel}	Nusselt-Zahl für Rohrbündel	_
2. GDunger	1. Goodin Bonii Idi 100111 Mulldul	

$\mathrm{Nu}_{\mathrm{l},0}$	Zwischenergebnis Nusselt-Zahl im Mantel-	_
1 v u _{1,0}	raum	
$\mathrm{Nu}_{\mathrm{l,lam}}$	laminare Nusselt-Zahl im Mantelraum	_
$\mathrm{Nu}_{\mathrm{l,turb}}$	turbulente Nusselt-Zahl im Mantelraum	_
$\mathrm{Nu_{M}}$	Nusselt-Zahl im Mantelraum	_
$\mathrm{Nu_R}$	Nusselt-Zahl im Rohrraum	_
${ m O_f}$	Ordinatenwert	_
P	Druck	bara
$\mathrm{P}_{\mathrm{Eng}}$	Lang-Faktor für Planung und Bauleitung	%
$Pr_{ m R}$	Prandtl-Zahl des Rohrmediums	-
$\mathrm{Pr}_{\mathrm{R,W}}$	Prandtl-Zahl des Rohrmediums an der Rohr-	_
I III, W	wand	
Q	zu übertragender Wärmestrom	W
R	universelle Gaskonstante, $R = 8.314 462$	J/(mol K)
R	Skalierfaktor	-
Re	Reynoldszahl	_
Re_R	Reynolds-Zahl des Rohrmediums	_
$\mathrm{Re}_{\psi,\mathrm{l}^c}$	Reynolds-Zahl unter Berücksichtigung des	_
1 /	Hohlraumfaktors und der Überströmlänge ei-	
	nes Rohres	
R_{fR} oder R_{fM}	Foulingwiderstand Rohr- oder Mantelmedium	$(m^2 K)/W$
$S_{ m base}$	Basis-Auslegungswert	MW
Sc	Schmidtzahl	_
$S_{ m design}$	Ziel-Auslegungswert	MW
Sh	Sherwoodzahl	_
SR	Rohrdicke	mm
$ m S_{UB}$	Segmentabstand zwischen Umlenkblechen	mm
SUB	Umlenkblechdicke	mm
t	Rohrteilung	mm
T	Temperatur	$^{\circ}\mathrm{C/K}$
t	betrachtetes Jahr	Jahre
$\mathrm{T}(\mathrm{X}_{\mathrm{P}})$	Fraktionsabscheidegrad von Partikelgröße X_P	%
$\mathrm{T}_{\mathrm{Ber}}$	Tiefe des Beruhigungsbeckens	m
$\mathrm{T}_{\mathrm{k,i}}$	kritische Temperatur der Komponente i	K
T_{M}	Temperatur des Mantelmediums	$^{\circ}\mathrm{C}$
$\mathrm{T_R}$	Temperatur des Rohrmediums	$^{\circ}\mathrm{C}$
$T_{w,R}$ bzw. $T_{w,M}$	Wandtemperatur beim Rohr- oder Mantelme-	$^{\circ}\mathrm{C}$
- <i>W</i> ,R	dium	
${ m t_{Trenn}}$	Trennzeit	min
$\dot{V}_{R,min}$	Minimaler Volumenstrom des Rohrmediums	m^3/s
Ϋ́,πεπ	Volumenstrom	m^3/s
$ m v/v_{min}$	Lösungsmittelverhältnis	-
$ m V_{Ber}$	Fassungsvermögen des Beruhigungsbeckens	m^3
Veff	effektive Filterflächenbelastung	$m^3/(m^2 min)$
	grundlegende Filterflächenbelastung	$m^3/(m^2 min)$
$ar{V}_{m{k},m{i}}^{ ext{g}}$	kritisches Molvolumen der Komponente i	$m^3/kmol$
$ar{V}_{RME}$	Molvolumen von RME bei Normalsiedetemp.	cm^3/mol
	r	1

$ m V_{\ddot{U}L}$	Fassungsvermögen des Überlaufbeckens	m^3
WAbs	Absetzgeschwindigkeit	m/s
$\mathrm{Wg,}0$	Gasbelastung am Auslegungspunkt	m/s
$ m W_{g,Fl}$	Gasbelastung am Flutpunkt	m/s
$\mathbf{w}_{\mathbf{l}}$	Berieslungsdichte	$m^{3}/(m^{2} h)$
WM,max	maximale Strömungsgeschwindigkeit im Man-	m/s
, -	telraum	7
$w_{ m M,VL}$	Strömungsgeschwindigkeit des Rohrmediums	m/s
, ·	beim Vorlauf	,
$w_{ m R}$	Geschwindigkeit des Rohrmediums	m/s
$ m W_{R,min}$	minimale Geschwindigkeit des Rohrmediums	m/s
$W_{ m t}$	Wartungskosten im Jahr t	€ ′
X	molare Beladung in der Flüssigphase	mol/mol
X_P	Partikelgröße	μm
X_{α}	molare Beladung in der Flüssigphase im Ab-	mol/mol
	sorbens	,
X_{ω}	molare Beladung in der Flüssigphase im Ab-	mol/mol
	sorbat	,
$X_{\omega,GGW}$	molare Beladung in der Flüssigphase im	mol/mol
,	Gleichgewicht im Absorbat	,
Y	molare Beladung in der Gasphase	mol/mol
Y_{α}	molare Beladung in der Gasphase am Gasein-	mol/mol
	gang	,
Y_{ω}	molare Beladung in der Gasphase am Gasaus-	mol/mol
	gang	,
	00000	
Z	Füllkörperschütthöhe	m
$Z \\ \alpha$		m -
	Füllkörperschütthöhe	m - -
α	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit	m - - W/(m ² K)
α	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme	-
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m g} \ { m bzw.} \ eta_{ m l} \ \Delta H_R^T \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient	- $W/(m^2 K)$
α α $\alpha_{\rm M}$ oder $\alpha_{\rm R}$ $\beta_{\rm g}$ bzw. $\beta_{\rm l}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient	$-$ $W/(m^2 K)$ m/s
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m g} \ { m bzw.} \ eta_{ m l} \ \Delta H_R^T \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T	- $W/(m^2 K)$ m/s kJ/mol
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m g} \ { m bzw.} \ eta_{ m l} \ \Delta H_R^T \ \Delta artheta_m \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz	- $W/(m^2 K)$ m/s kJ/mol K
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m g} \ { m bzw.} \ eta_{ m l} \ \Delta H_R^T \ \Delta artheta_m \ \Delta { m p/m} \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust	- W/(m ² K) m/s kJ/mol K mbar/m
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m g} \ { m bzw.} \ eta_{ m l} \ eta H_R^T \ eta heta_m \ eta ho/m \ eta Y \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung	- W/(m² K) m/s kJ/mol K mbar/m mol/mol
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m g} \ { m bzw.} \ eta_{ m l} \ eta H_R^T \ eta eta_m \ eta { m p/m} \ eta { m y} \ eta H \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie	
$lpha$ $lpha$ $lpha_{ m M}$ oder $lpha_{ m R}$ $eta_{ m g}$ bzw. $eta_{ m l}$ ΔH_R^T $\Delta artheta_m$ $\Delta m p/m$ $\Delta m Y$ ΔH	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz	
$lpha$ $lpha$ $lpha_{ m M}$ oder $lpha_{ m R}$ $eta_{ m g}$ bzw. $eta_{ m l}$ ΔH_R^T $\Delta artheta_m$ $\Delta m p/m$ $\Delta m Y$ ΔH ΔT	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen	
$lpha$ $lpha$ $lpha_{ m M}$ oder $lpha_{ m R}$ $eta_{ m g}$ bzw. $eta_{ m l}$ ΔH_R^T $\Delta artheta_m$ $\Delta m p/m$ $\Delta m Y$ ΔH ΔT $arepsilon$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität	
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha \ lpha_M \ { m oder} \ lpha_R \ eta_B \ { m bzw.} \ eta_1 \ \Delta H_R^T \ \Delta artheta_m \ \Delta { m p/m} \ \Delta { m y} \ \Delta H \ \Delta T \ arepsilon \ lpha \ \eta_{ m b} \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad	
$egin{array}{l} lpha \ lpha \ lpha \ lpha_{ m M} \ { m oder} \ lpha_{ m R} \ eta_{ m b} \ { m b} \ lpha \ \Delta H_R^T \ \Delta artheta_m \ \Delta m p/m \ \Delta Y \ \Delta H \ \Delta T \ & \epsilon \ & \eta \ & \eta_{ m b} \ & \lambda_{ m M} \ \end{array}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad Wärmeleitfähigkeit des Mantelmediums	
$lpha$ $lpha$ $lpha_{ m M}$ oder $lpha_{ m R}$ $eta_{ m g}$ bzw. $eta_{ m l}$ ΔH_R^T $\Delta artheta_m$ $\Delta m p/m$ $\Delta m Y$ ΔH ΔT $arepsilon$ $arepsilon$ $\eta_{ m b}$ $\lambda_{ m M}$ $\lambda_{ m R}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad Wärmeleitfähigkeit des Mantelmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrmediums	
$lpha$ $lpha$ $lpha_{ m M}$ oder $lpha_{ m R}$ $eta_{ m g}$ bzw. $eta_{ m l}$ ΔH_R^T $\Delta artheta_m$ $\Delta m p/m$ $\Delta m Y$ ΔH ΔT $arepsilon$ $\eta_{ m b}$ $\lambda_{ m M}$ $\lambda_{ m R}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad Wärmeleitfähigkeit des Mantelmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrwerkstoffs	
$lpha$ $lpha$ $lpha_{ m M}$ oder $lpha_{ m R}$ $eta_{ m g}$ bzw. $eta_{ m l}$ ΔH_R^T $\Delta artheta_m$ $\Delta m p/m$ $\Delta m Y$ ΔH ΔT $arepsilon$ $\eta_{ m b}$ $\lambda_{ m M}$ $\lambda_{ m R}$	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad Wärmeleitfähigkeit des Mantelmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrwerkstoffs kinematische Viskosität der Gas- bzw. Flüs-	
α α α_{M} oder α_{R} β_{g} bzw. β_{l} ΔH_{R}^{T} $\Delta \vartheta_{m}$ $\Delta \mathrm{p/m}$ $\Delta \mathrm{Y}$ ΔH ΔT ε η η_{b} λ_{M} λ_{R} λ_{RW} ν_{g} bzw. ν_{l}	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad Wärmeleitfähigkeit des Mantelmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrwerkstoffs kinematische Viskosität der Gas- bzw. Flüssigphase	
α α α_{M} oder α_{R} β_{g} bzw. β_{l} ΔH_{R}^{T} $\Delta \vartheta_{m}$ $\Delta \mathrm{p/m}$ $\Delta \mathrm{Y}$ ΔH ΔT ε η η_{b} λ_{M} λ_{R} λ_{RW} ν_{g} bzw. ν_{l}	Füllkörperschütthöhe Kettenwachstumswahrscheinlichkeit Index für Eingangsströme Wärmeübergangskoeffizient Stoffübergangskoeffizient Reaktionsenthalpie bei Temperatur T mittlere, logarithmische Temperaturdifferenz spezifischer Druckverlust Intervall zur Integralbestimmung Standardreaktionsenthalpie Temperaturdifferenz relatives, freies Lückenvolumen dynamische Viskosität Benetzungsgrad Wärmeleitfähigkeit des Mantelmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrmediums Wärmeleitfähigkeit des Rohrwerkstoffs kinematische Viskosität der Gas- bzw. Flüssigphase Beiwert bei der Berechnung der Nusselt-Zahl	

ρ_{w}	Vergleichsdichte von Wasser	${ m kg/m}^3$
ф	Volumenanteil	m^3/m^3
ψ	Hohlraumfaktor	-
ω	Index für Ausgangsströme	_

Abkürzungsverzeichnis

Abb. Abbildung af aschefrei

Dialuminiumtrioxid, Korund Al_2O_3 ASF-Verteilung Anderson-Schulz-Flory-Verteilung

ATAustria/Österreich atmosphärisch atm. Brennstoff В

BE Wizard Basic Engineering Wizard, im Zuge dieser Diplomarbeit ent-

wickeltes CIPE-Tool

BioSNG synthetisches Erdgas aus biogenem Rohstoff

bzw. beziehungsweise \mathbf{C} Kohlenstoff Eurocent c $^{\circ}\mathrm{C}$ Grad Celsius

 C_1, C_{20} Kohlenstoffkette mit einem/zwanzig Kohlenstoffatom(en)

 C_2H_4 Ethen C_2H_5SH Ethanthiol C_2H_6 Ethan

circa, ungefähr ca. CaCO₃ Calciumcarbonat

CaO Calciumoxid, Branntkalk

-CH₂-Kettenglied in Kohlenstoffkette

CH₃OCH₃ Dimethylether СН₃ОН Methanol CH_3SH Methanthiol CH_4 Methan

CHP Combined Heat and Power, siehe KWK CIPE Computer Integrated Plant Engineering

ClChlor

COKohlenstoffmonoxid

Co Kobalt

Kohlenstoffdioxid CO_2 COS Carbonylsulfid

 Cr Chrom

Dichromtrioxid, Chrom(III)-oxid Cr_2O_3

Cu Kupfer CuO Kupferoxid

Kohlenstoffmolekül mit X Kohlenstoffatomen und Y Was- C_xH_v

serstoffatomen

DEDeutschland DEA Diethanolamin

DFB Dual Fluidized Bed, Zweibettwirbelschicht

DIN Deutsches Institut für Normung

DME Dimethylether DN Nenndurchmesser durchschn. durchschnittlich

elektrisch el und andere et al.

Et cetera, und weitere etc.

f feucht Fe Eisen

Glg.

FTFischer-Tropsch G Generator GGasphase Gew.% Massenprozent Gleichung

GoBiGas Gotheborg Biomass Gasification Project

GTGas-Trägerstrom GuD Gas und Dampf H/H_2 Wasserstoff

 H_2CH_4 Hythan, Gemisch aus Wasserstoff und Methan

 H_2O Wasser

 H_2S Schwefelwasserstoff

Salzsäure, Chlorwasserstoff **HCl** HCN Blausäure, Cyanwasserstoff HP High-Pressure, Hochdruck

HTU-NTU-Konzept Konzept zur Berechnung der Füllkörperschütthöhe eines

Wäschers

 H_{u} unterer Heizwert HVHochspannung

Hythan Gemisch aus Wasserstoff und Methan **IGCC** Integrated Gasification Combined Cycle

inkl. inklusive

IPIM Industrial Plant Information Model

IPSEpro Prozesssimulationsprogramm

IPSE-PSE Process Simulation Environment, Prozess-Simulations-

umgebung in IPSEpro

K Kalium

k.A. keine Angabe Kat. Katalysator kondensiert kond. KW Kraftwerk

KWK Kraft-Wärme-Kopplung

 \mathbf{L} Flüssigphase (englisch: liquid phase)

LCOE Levelized Costs of Electricity, Stromgestehungskosten **LCOH** Levelized Costs of Heat, Wärmegestehungskosten

log logarithmisch



LTFlüssigkeits-Trägerstrom

Μ Mantelraum m.%Massenprozent **MDEA** Methyldiethanolamin **MEA** Monoethanolamin

MeOH Methanol Мо Molybdän

 MoS_2 Molybdändisulfid, Molybdän(IV)-sulfid MSW Municipal Solid Waste, Siedlungsabfälle

MTBE Methyltertiärbutylether

nicht gegeben n.g. Stickstoff N/N_2 Na Natrium

NaHCO₃ Natriumhydrogencarbonat

 NH_3 Ammoniak Ni Nickel

 Nm^3 Kubikmeter bei Normbedingungen (1,01325 bar, 0 °C)

 NO_x Stickoxide Nu Nusselt-Zahl O Sauerstoff

ORC Organic Rankine Cycle

Ρ Druck Pa Pascal Pb Blei

PGProduktgas **PGF** Produktgasfilter PGK Produktgaskühler **PGW** Produktgaswäscher

ppb Parts per Billion, Milliardstel parts per million, Millionstel ppm

Pr Prandtl-Zahl

PSA Pressure-Swing-Adsorption, Druckwechsel-Adsorption

PV Photovoltaik \mathbf{R} Rohrraum

R&I-Fließschema Rohrleitungs- und Instrumenten-Fließschema

Re Reynolds-Zahl

RLRücklauf

RME Rapsmethylester Ru Ruthenium S Schwefel SESchweden

SER Sorption Enhanced Reforming

SLF Schredderleichtfraktion

SNG Synthetic Natural Gas, synthetisches Erdgas

Stk. Stück Syn. Synthese Τ Temperatur THThailand Thermisch th, therm

 tr trocken bzw. wasserfrei

Mineral der Carbonate und Nitrate, Na₃(HCO₃)(CO₃)·2H₂O Trona

TSA Temperature Swing Adsorption TU Wien Technische Universität Wien

v.%Volumensprozent

VBA Visual Basic for Applications, Programmiersprache für bei-

spielsweise Microsoft Excel-Programmierung

VDIVerein Deutscher Ingenieure

Verb. Verbindung

Verbr.-Reaktor Verbrennungsreaktor

VLVorlauf

VMVergasungsmittel WAT Wärmeaustauscher

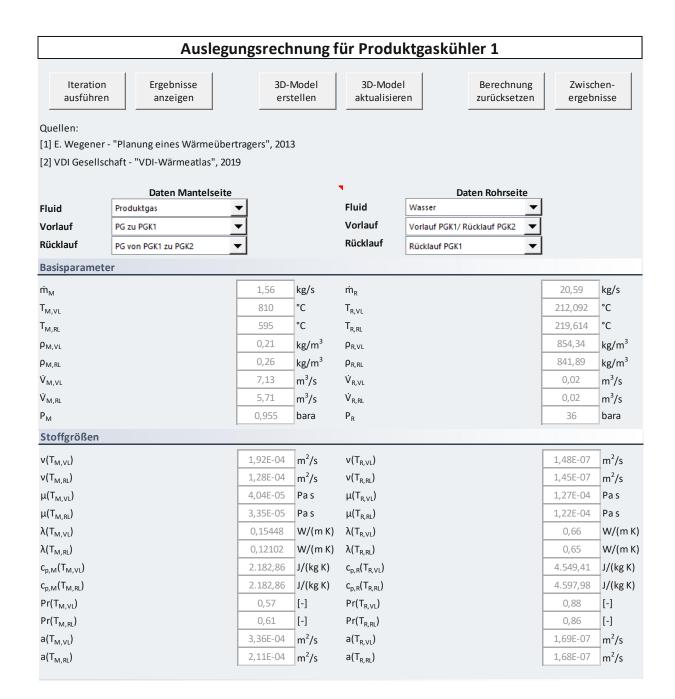
WGS Water/Wasser-Gas-Shift

Zn Zink ZnO Zinkoxid

Anhang

BE Wizard Neues Projekt Tool zur Automatisierung des Basic Enginering einer Produktgasaufbereitsungstrecke aus der Zweibettwirbelschicht-NATURE Dampfvergasung von Holzhackschnitzel Klicken Sie auf die Apparate im Fließbild, um zum entsprechenden Berechnungsblatt zu kommen. G Neues Projekt Daten importieren anlegen Gasmotor Produkt-Produkt-Produkt-RMEgaskühler 1 gaskühler 2 gaskühler 3 Schlauchfilter Wäscher Schornstein RME-Dekanter Legende Produktgas Kühler Flugasche Abwasser RME Emulsion Wasser Version 1.0, 22.03.2021 © Carina Bakosch

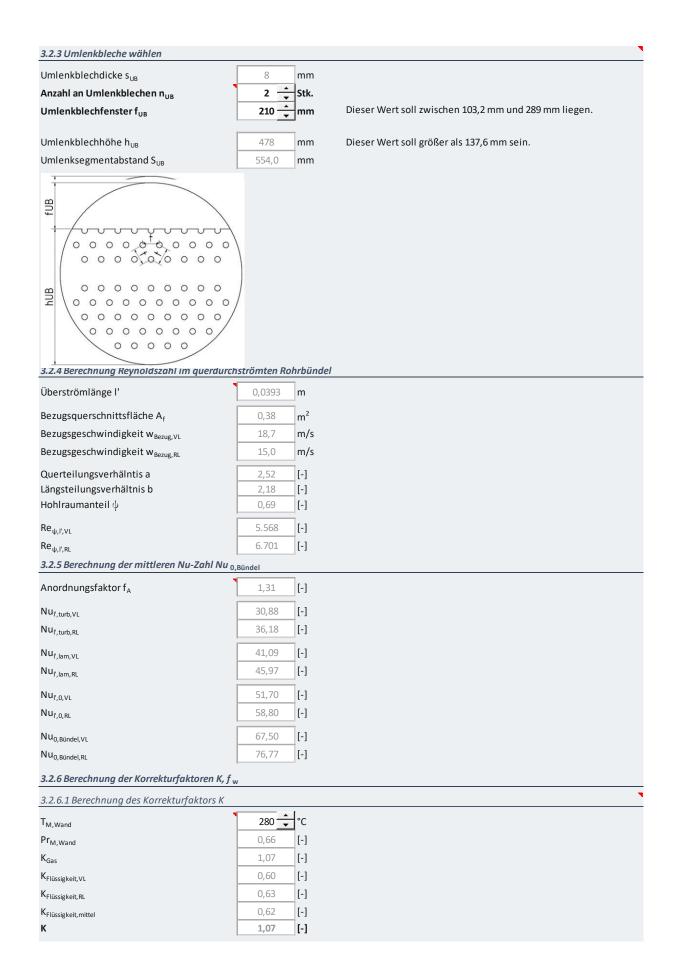
					GASKÜH	LUNG										GASREI	NIGUNG							KOMPRESSION
																		Absor	rbens-Aufbe	reitung				
ž		Pro	oduktgasküh	ler 1	Produkte	gaskühler 2	Pro	duktgasküh	ler 3	Produkt	tgasfilter	Pro	duktgaswäs	cher		Dekanter		1				RME-Kühler	•	Gebläse
STOFF	STROM		Geradrohr-WA	т	Geradr	ohr-WAT		Geradrohr-WA	.T	Schlau	uchfilter	Füllk	körperkolonne	(RME)		Absetzbecken			RME-Pump	е	1	Geradrohr-WAT		
5														,				Absorbens						
TAR	ELLE		Vorlauf BGV1/		PG von PGK1		PG von PGK2		Rücklauf	PG von PGK3	Flugasche	PG von PGF	Absorbens von RME-	PG von	Absorbat von	Abwasser	Emulsion	aufbereitet	Absorbens	Absorbens	Absorbens von RME-	Vorlauf	Rücklauf	PG von Gebläse zu
		PG zu PGK1	Vorlauf PGK1/ Rücklauf PGK2	Rücklauf PGK1	zu PGK2	Vorlauf PGK2	zu PGK3	Vorlauf PGK3	PGK3	zu PGF	von PGF	zu Wäscher	Kühler zu	Wäscher zu	Wäscher zu	Dekanter	Dekanter			gemischt zu	Pumpe zu	RME-Kühler		Gasmotor
_													Wäscher	Verdichter	Dekanter			zu RME- Pumpe	Pumpe	RME-Pumpe	Kühler			
5		1	20	21	2	19	3	22	23	4	8	5	18	6	9	10	11	12	13	14	15	16	17	7
	arameter	-			_		-					-												
	°C	810,0	212,1	219,6	595,0	205,0	380,0	205,0	210,2	210,0	205,0	205,0	30,0	40,1	65,0	65,0	65,0	65,0	10,0	65,0	65,1	10,0	25,0	50,0
p m	bar	0,955	36	36	0,955	36	0,955	36	36	0,955		0,955	2,4	0,955	0,955	0,955	0,955	0,955	1,000	0,955	2,400	2,000	2,000	1,035
	kg/h	5600,8	74127,0	74127,0	5600,8	74127,0	5600,8	74127,0	74127,0	5600,8	161,6	5439,2	85653,8	3468,2	87624,8	1851,8	164,2	85608,8	45,0	85653,8	85653,8	95729,4	95729,4	3468,2
ğ v	Nm³/h	6100,0	05.0		6100,0	000	6100,0			6100,0		6100,0		3688,8	20.4						ļ	05.0	25.0	3688,8
=	m³/h	25664,4	86,8	88,0	20570,1	86,2	15475,9	86,2	86,8	11447,8	2000.0	11329,4	97,1	4487,9	99,1	1,9	0,2	97,1	0,1	97,1	97,1	95,8	96,0	4272,3
ρ	kg/m³	0,21 40,37	854,3 126,69	841,9 122,08	0,26 33,54	860,2 131,35	0,35	860,2 131,35	854,3 127,89	0,47 19,69	2800,0	0,48 19,50	882,0 4677,02	0,77	884,03 2360,85	984,16	930,3 2360,84	882,0	882,0	882,0	882,0	999,7 1305,21	997,1 890,06	0,8 15,61
λ	Pa s *10 ⁶ W/(mK)	0,154	0,66	0,65	0,121	0,66	26,10 0,087	0,66	0,66	0,062		0,061	0,14	15,19 0,06	0,15	ļ	0,15	2360,84 0,15	7360,38 0,14	2362,26 0,15	2356,98 0,15	0,58	0,61	0,06
	kJ/(kg K)	2,18	4,55	4,60	2,05	4,51	1,90	4,51	4,54	1,77		1,79	1,88	1.67	2,10	····	2,10	2,10	1,77	2,10	2,10	4,20	4,18	1,67
Thermodyna	mische Größen	2,10	4,55	4,00	2,03	4,31	1,50	4,51	4,54	1,77		1,73	1,00	1,07	2,10		2,10	2,10	2,77	2,10	2,10	4,20	4,10	1,07
Thermodyna H _{u,Gas,wf} Wärmeenergie	MJ/Nm ³ wf	12,83			12,83		12,83		İ	12,83		12,83		12,82				1		İ				12,82
Wärmeenergie	kW	2345,6	16532,3	17241,2	1636,8	15870,8	975,3	15870,8	16356,7	489,4	8,1	467,5	237,9	22,4	1994,3	86,0	5,6	1902,6	-0,4	1902,0	1908,0	-1667,6	2,5	37,3
Chem. Energie	kW	13101,8	i		13101,8		13101,8			13101,8	602,8	12499,1	874912,0	12124,1	873974,0	-1256,5	782,9	874447,0	461,2	874912,0	874912,0		1	12124,1
Gesamtenergie	kW	15447,4			14738,5		14077,1			13591,2	610,8	12966,6	875150,0	12146,5	875968,0	-1170,4	788,5	876350,0	460,8	876814,0	876820,0			12161,4
	ensetzung		ļ															ļ						
Teergehalt	g/Nm ³	5			5		5	ļ	ļ	5		5,5	ļ	0,1					ļ	ļ				0,1
Staubgehalt Koksgehalt	g/Nm ³	15			15	4	15			15		0,005		0			ļ	-		ļ	ļ		ļ	0
	g/Nm³ mensetung	12			12		12	-	-	12		0,002	-	0		-	-	-	-			-		0
	vol%	44,1	100	100	44,1	100	44,1	100	100	44,1		44,1		7,76			····	†		<u> </u>	ļ	100	100	7,76
H ₂ O C ₂ H ₄	vol% _{wf}	2,5	100	100	2,5	100	2,5	100	1	2,5		2,5	ļ	2.50	-	<u> </u>	<u> </u>	 				100	100	2,50
C ₂ H ₄	vol% _{wf}	0,8		ļ	0,8	-	0,8			0,8		0,8		0,75			····	†		<u> </u>	ļ			0,75
J	vol% _{wf}	0.4			0,4		0,4			0.4		0.4		0.35		ļ								0,35
CH ₄	vol% _{wf}	10,0		<u> </u>	10,0	-	10,0		 	10,0		10,0		10,02		<u> </u>	<u> </u>	-	<u> </u>		<u> </u>	<u> </u>	·	10,02
C ₃ H ₈ CH ₄ CO CO ₂	vol% _{wf}	24,0			24,0		24,0			24,0		24,0		24,04	***************************************	·	·		·			·	<u> </u>	24,04
co,	vol% _{wf}	24,0		<u> </u>	24,0	-	24,0		 	24,0		24,0		24,04		<u> </u>	<u> </u>	-	<u> </u>		<u> </u>	<u> </u>	·	24,04
	vol% _{wf}	36,1			36,1		36,1			36,1		36,1		36,11	***************************************	·	·		·			·	<u> </u>	36,11
N ₂	vol% _{wf}	2,0			2,0	-	2,0		<u> </u>	2,0		2,0		2.00		<u> </u>	<u> </u>	-	<u> </u>	<u> </u>	<u> </u>	<u> </u>		2,00
O ₂	vol% _{wf}	0,0		ļ	0,0	-	0,0		<u> </u>	0,0		0,0		0,00		 			<u> </u>	<u> </u>		<u> </u>		0,00
N ₂ O ₂ O ₂ H ₂ S	vol% _{wf}	0,0			0,0	-	0,0			0,0		0,0		0,00				+			<u> </u>			0,02
HCI	vol% _{wf}	0,0			0,0		0,0		<u> </u>	0,0		0,0	<u> </u>	0,00		<u> </u>		 						0,00
HCN	vol% _{wf}	0,0		<u> </u>	0,0		0,0	<u> </u>	 	0,0		0,0	†	0,03	<u> </u>	<u> </u>		†	<u> </u>		 	 		0,03
> NH ₂	vol% _{wf}	0,3			0,0		0,0			0,3		0,0	<u> </u>	0,05		<u> </u>								0,05
Rest	vol% _{wf}	0,0		 	0,0		0,0	-	 	0,0		0,0	-	0,00				 						0,00
Aschezusar	nmensetzung	0,0			0,0		0,0			0,0		0,0		0,00										0,00
HCN NH ₃ Rest Aschezusar	wt%										34,0										†			
	wt%		0								5,7						<u> </u>			,	ļ			
CaO Olivin Rest	wt%							ļ	ļ		17,0		ļ	ļ		ļ	ļ	ļ			ļ	ļ		
- Rest	wt%		1	1							43,4		3	1		1	1		1	1	i	1	1	



95

1. Berechnung der erforderlichen Wärr	neübertragu	ngsfläche
1.1 Ermittlung des zu übertragenden Wö	irmestroms	
q°	708.850	w
1.2 Annahme Wärmedurchgangskoeffizi	ent k	
k _{max}	70	W/(m²K)
k _{min}	15	W/(m²K)
k _{ang}	162,97	W/(m²K)
1.3 Ermittlung der mittleren logarithmis	schen Tempei	raturdifferenz $oldsymbol{\delta}$ $_m$
$\Delta \vartheta_{ m gr}$	590,39	К
$\Delta\vartheta_{kl}$	382,91	К
$\Delta artheta_{ m m}$	479,18	К
1.4 Erforderliche Austauschfläche A erf		
A _{erf}	9,08	m²
2 Ermittlung der notwendigen Rohrlän	ge	
2.1 Auswahl der Rohrgeometrie		
Außendurchmesser d _a	25 🔻	mm a D
Rohrteilung t _{Norm}	32	mm sR
Rohrdicke s _R	2 🕶	mm Ødi Øda
Rohrinnendurchmesser d _i	21	mm +
		0,000
2.2 Anzahl der Rohre n _{erf} und Länge des	Rohrbündels	L _R
mit w _{R,min}	1	m/s
n _{erf}	71	Stk.
Re _{R,RL}	144.037	[-]
$Re_{R,VL}$	138.790	[-]
$Re_{R,mittel}(n_{erf})$	141.413	[-] turbulent
2.3 Wahl des Rohrbodens		•
	DN 350 - 82 R	ohre Empfohlener Rohrboden: DN 350
n _{max}	82	Stk.
n _{nverwendet}	0 💠	Stk.
n _{gew}	82	Stk.
$w_R(n_{gew})$	0,85	m/s
Re _{R,min} (n _{gew})	120.171	turbulent
2.4 Ermittlung der Rohrlänge		
Rohrlänge I	1 678	m

3 Nachweise für Rohr- und Mantelraun 3.1 Berechnung des Wärmeübergangsko		im Dob	raum
		7	raum
T _{R,Wand}	226		
Pr _{R,Wand}	0,85	[-]	
für Vorlauf		7	
W _{R,VL}	0,85	m/s	
Re _{R,VL}	120.171	[-]	
F _{R,} VL	0,017	[-]	
f _{2,VL}	1,00	[-]	
Nu _{R,VL}	248,80	[-]	
$\alpha_{R,VL}$	7.784,49	W/(m ² K)	
für Rücklauf		_	
W _{R,RL}	0,86	m/s	
Re _{r,rL}	124.715	[-]	
F R,RL	0,017	[-]	
F _{2,VL}	1,00	[-]	
Nu _{R,RL}	252,99	[-]	
$\alpha_{R,RL}$	7.845,63	$W/(m^2K)$	
α_{R}	7.815,06	W/(m ² K)	
3.2 Berechnung des Wärmeübergangsko	effizient α _м	im Mante	lbereich
3.2.1 Wärmeübertragung im Mantelraum o			
Wandstärke Mantelblech s _{M,Norm}	6 +	mm	
Mantel-Innendurchmesser D _{i,Norm}	343,6	mm	
hydraulischer Druchmesser d _{h,Norm}	0,028	m	
W _{M,Norm,} vL	135,9	m/s	Fluidgeschwindigkeit zu hoch! Diese sollte nicht größer als 20 n sein.
W _{M,Norm,RL}	108,9	m/s	Fluidgeschwindigkeit zu hoch! Diese sollte nicht größer als 20 n sein.
Po	19.785	[-]	
Re _{M,Norm,VL}	23.813	[-]	
Re _{M,Norm,RL}	25.015	[-]	
3.2.2 Rohrboden anpassen		1	
angepasster Normboden	DN 700 ▼	ļ	00000
Wandstärke Mantelblech s _M	6 🛨	mm	0000000
Bordhöhe h ₁	25	mm	
nnendurchmesser D _i	688	mm	000000000000000000000000000000000000000
Hüllkreisdurchmesser D _H	622,6	mm	00000000
Rohrteilung t	63	mm	00000
Abstand erste Rohrreihe zur Mittellinie	55	mm	
Abstand der Rohrreihen zueinander	55	mm	
hydraulischer Druchmesser d _h	0,1542	m	
N _{M,VL}	21,5	m/s	Fluidgeschwindigkeit zu hoch! Diese sollte nicht größer als 20 n sein.
W _{M,RL}	17,2	m/s	
Re _{M,oEinb,VL}	17.297	[-]	



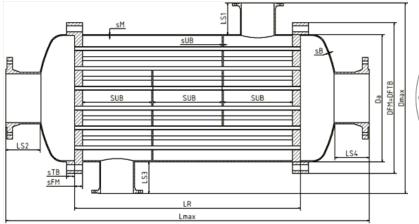
3.2.6.2 Berechnung des Korrekturfaktors f _w		
3.2.6.2.1 Berechnung des Geometriefaktor f _G		
Verhältnis S/D _i	0,81	[-]
Reihen von Mittellinie weg in Umlenkblech	2,46	[-]
Rohre im oberen/unteren Fenster n _f	44	[-]
Rohre gesamt einschließlich Blindrohre n	82	[-]
R_{G}	0,54	[-]
f _G	0,89	[-]
3.2.6.2.2 Leckströmfaktor f _L		
Rohrwerkstoff wählen	1.0345 - P2350	GH (legiert) ▼
Maximaler Bohrungsdurchmesser d _{B,max}	25,75	mm
Minimaler Rohr-Außendurchmesser d _{a,min}	24,92	mm
Spalt Umlenkblech-Mantel s _{MU}	2,25	mm
Spaltfläche Rohr-Umlenkblech A _{SRU}	0,001982	m^2
Durchmesser Umlenkblech D ₁	683,5	mm
Zentriwinkel des Kreisabschnitts Gamma	134,6	grad
Spaltfläche Mantel-Umlenkblech A _{SMU}	0,003034	m ²
Summe der Spaltflächen A _{SG}	0,005016	m ²
n _{engster Querschnitt}	10	Stk.
Faktor	1,23	[-]
e	38,0	mm
h _{Rohrreihe}	234,9	mm
Rohrreihe	652,5	mm
e ₁	30,3	mm
-e	402,5	mm
A_{E}	0,2230	m ²
R_L	0,02	[-]
f _L	0,97	[-]
3.2.6.2.3 Bypassströmfaktor f _B		
Anzahl an Abdichtungsstreifenpaaren n _s	0 ÷	Paare
Anzahl der Hauptwiderstände n _w	10	Stk.
Faktor Beta	1,35	
$D_i - D_B = D_i - D_H$	65,4	mm
A_B	0,0152	m²
R_B	0,07	[-]
f _B	0,91	[-]
Korrekturfaktor f _w	0,79	[-]
3.2.7 Berechnung der mittleren Nu-Zahl im N	Mantel Nu _M	
Nu _{Bündel,VL}	72,26	[-]
Nu _{Bündel,RL}	82,19	[-]
Nu _{M,VL}	57,21	[-]
Nu _{M,RL}	65,07	[-]
3.2.8 Ermittlung des Wärmeübergangskoeffi		
α _{M,VL}	225,05	W/(m²K)
α _{M,RL}	200,53	W/(m²K)
α_{M}	212,79	$W/(m^2K)$

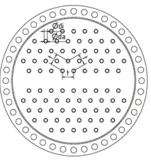
Die approbierte g	The approved
bliothe	nowledge hub
m	Your k

4 Ermittlung des Wärmedurchgangskoeffizienten k							
4.1 Fouling-Widerstände R _{fR} und R _{fM}							
Foulingwiderstand Rohrmedium R _{fR}	0,00035	(m ² K)/W					
Foulingwiderstand Mantelmedium R _{fM}	0,00018	(m ² K)/W					
4.2 Wärmeübergang Rohrseitig							
Wärmedurchgangskoeffizient α _{R,VL}	7.784,49	$W/(m^2K)$					
Wärmedurchgangskoeffizient $\alpha_{\text{R,RL}}$	7.845,63	$W/(m^2K)$					
Nenner Rohr-VL-oFoul $(1/\alpha_{R,VL})*(d_a/d_i)$	1,53E-04	(m ² K)/W					
Nenner Rohr-RL-oFoul $(1/\alpha_{R,RL})*(d_a/d_i)$	1,52E-04	(m ² K)/W					
Nenner Rohr-VL-mFoul $(1/\alpha_{R,VL}+R_{fR})*(d_a/d_i)$	5,70E-04	(m ² K)/W					
Nenner Rohr-RL-mFoul $(1/\alpha_{R,RL} + R_{fR})*(d_a/d_i)$	5,68E-04	(m ² K)/W					
4.3 Wärmeleitung Rohr							
Temperatur innerhalb des Rohrs T _{R, mittel}	252,83	°C					
Wärmeleitfähigkeit Rohrwerkstoff	49,0	W/(mK)					
Nenner Wärmeleitung Rohr bei T _{R,mittel}	4,45E-05	(m ² K)/W					
4.4 Wärmeübergang Mantelseitig							
Wärmedurchgangskoeffizient $\alpha_{\text{M,VL}}$	225,05	$W/(m^2K)$					
Wärmedurchgangskoeffizient $\alpha_{\text{M,RL}}$	200,53	$W/(m^2K)$					
Nenner Mantel-VL-oFoul $1/\alpha_{M,VL}$	4,44E-03	(m ² K)/W					
Nenner Mantel-RL-oFoul $1/\alpha_{M,RL}$	4,99E-03	(m ² K)/W					
Nenner Mantel-VL-mFoul $1/\alpha_{M,VL}$ + R_{fM}	4,62E-03	(m ² K)/W					
Nenner Mantel-RL-mFoul 1/ $\alpha_{M,RL}$ + R_{fM}	5,17E-03	$(m^2K)/W$					
4.5 Wärmedurchgangskoeffizient k und Vergleich mit Annahmen							
k _{oFoul,VL}	215,48	W/(m ² K)					
k _{oFoul,RL}	192,94	W/(m ² K)					
k _{mFoul,VL}	190,93	W/(m ² K)					
k _{mFoul,RL}	173,02	W/(m ² K)					
k _{oFoul, mittel}	204,21	W/(m ² K)					
k _{mFoul,mittel}	181,98	W/(m ² K)	la casi a constitue a				
k _{ang}	162,97	W/(m²K)	Iteration ausführen				
Abweichung	11,66%						

5 Überprüfung der Wandtemperatur					
5.1 ohne Fouling					
T _{w,R,VL}	228,6	°C			
T _{w,M,VL}	237,5	°C			
$T_{w,mittel,VL}$	233,1	°C			
$T_{w,R,RL}$	228,8	°C			
T _{w,M,RL}	233,8	°C			
「w,mittel,RL	231,3	°C			
5.2 mit Fouling					
Tw,R,VL	226,8	°C			
w,M,VL	302,7	°C			
- w,mittel,VL	264,7	°C			
Tw,R,RL	227,9	°C			
T _{w,M,RL}	271,1	°C			
w,mittel,RL	249,5	°C			
5.3 Mittlere Wandtemperatur und Vergl	eich mit Anr	nahmen			
w,oFoul,mittel	232,2	°C			
- w,mFoul,mittel	257,1	°C			
Rohrseitige mittlere Wandtemperatur	227.5	00			
- w,R,mittel	227,3	°C			
w,R,angenommen	226,1	°C			
Mantelseitige mittlere Wandtemperatur	396.0	°c			
T _{w,M,mittel}	286,9				
Г _{w,M,angenommen}	279,5	°C			

	PRO	DUKTG	ASKÜHLER 1		
		Stoff	daten		
Mantelseite			Rohrseite		
Medium	Produktga		Medium	Wasser	
Massenstrom m _M	5.601	kg/h	Massenstrom m _R	74.127	kg/h
Vorlauftemperatur T _{M,VL}	810,0	°C	Vorlauftemperatur T _{R,VL}	212,1	°C
Rücklauftemperatur T _{M,RL}	595,0	°C	Rücklauftemperatur T _{R,RL}	219,6	°C
Druck P _M	0,955	bara	Druck P _R	36	bara
		/ärmetechi	nische Daten		
Zu übertragender Wärmestrom Q°	708,85	kW	Wärmeübergangskoeffizent Mantel α_{M}	212,8	W/(m ² K)
Wärmedurchgangskoeffizient k	181,98	$W/(m^2K)$	Wärmeübergangskoeffizent Rohr α_{R}	7.815,1	$W/(m^2K)$
Wärmeübertragungsfläche A	9,08	m ²	Wärmeleitfähigkeit Rohr λ_{RW}	49,0	W/(m K)
mittlere logarithmische Temperatur $\Delta\vartheta_m$	479,18	K	Foulingwiderstand Mantelmedium R _{fM}	0,18	$(m^2K)/kV$
			Foulingwiderstand Rohrmedium R_{fR}	0,35	(m ² K)/kV
		Geometris	sche Daten		
Maximale Abmessungen exkl. Lagerung					
Gesamtlänge L _{max}	2.605	mm			
$Gesamt durch messer D_{max}$	1.095	mm			
Rohre			Umlenkbleche		
Anzahl n _R	82	Stk.	Anzahl n _{UB}	2	Stk.
Außendurchmesser d _a	25	mm	Außendurchmesser D _{UB}	688	mm
Rohrdicke s _R	2	mm	Umlenkblechabstand S _{UB}	554	mm
Innendurchmesser d _i	21	mm	Umlenkblechdicke s _{UB}	8	mm
Rohrteilung t	63	mm	Fenstergröße f _{UB}	210	mm
Rohrlänge L _R	1.778	mm	Anzahl an Abdichtungsstreifen n _s	0	Stk.
Mantel			Torisphärische Böde	en	
Außendurchmesser D _a	700	mm	Nenndurchmesser	DN 700	
Manteldicke s _M	6	mm	Wandstärke s _B	6	mm
Flanschdicke s _{FM}	50	mm	Flanschdicke s _{TB}	50 📫	mm
Flanschdurchmesser D _{FM}	900	mm	Flanschdurchmesser D _{FTB}	900	 mm
		Stu	tzen		
S1 - Eingang Mantelm	edium		S2 - Eingang Rohrmedi	um	
Flansch-Druckstufe PN _{S1}	PN 2,5	_	Flansch-Druckstufe PN _{S2}	PN 40	_
Flansch-Nenndurchmesser DN _{S1}	DN 100	▼	Flansch-Nenndurchmesser DN _{S2}	DN 100	-
Stutzenlänge L _{S1}	200	mm	Stutzenlänge L _{S2}	200	mm
S3 - Ausgang Mantelm	edium –		S4 - Ausgang Rohrmedi	um	_
Flansch-Druckstufe PN _{S3}	PN 2,5		Flansch-Druckstufe PN _{S4}	PN 40	
Flansch-Nenndurchmesser DN _{S3}	DN 200	▼	Flansch-Nenndurchmesser DN _{S4}	DN 100	•
Stutzenlänge L_{S3}	195	mm	Stutzenlänge L _{S4}	200	mm





Aus	slegungsre	chnun	g für Produktga:	sfilter		
Ergebnisse anzeigen		-Model stellen	3D-Model aktualisieren	Berechnung zurücksetzen		
Quellen:	sit Cablassabfiltara	und Taash	onfiltorn" 1004			
[1] F. Löffler et al "Staubabscheidung m	iit Schlauchfiltern	una rascne	ennitern , 1984			
[2] F. Löffler - "Staubabscheiden", 1988						
[3] I. Obernberger - "Aschen aus Biomass	efeuerungen - Zu	sammense	tzung und Verwertung", 19	997		
Produktgaseigenschaften			Staubeigenschaften			
Volumenstrom V _{PG}	3,18	m³/s	$Massenstrom \dot{m}_{\text{S}}$		0,045	kg/s
Temperatur T _{PG}	210	°C	Temperatur T _S		205	°C
Dichte ρ _{PG}	0,47	kg/m ³	Dichte ρ_S		2.800,0	kg/n
Druck P _{PG}	0,955	bar	Schüttdichte ρ _{sch.S}		950,0	kg/n
Rohgasstaubgehalt	7,99	g/m³	Korngrößenverteilung		50 bis 100 ▼	
Reingasstaubgehalt	0,003	g/m ³	Zusammensetzung		Flugasche 🔻	-
Aufstellungsort	3,000	6/	Asche		33,96	w.%
Seehöhe	120	m.ü.A.	CaO		5,66	w.%
Klima	gemäßigt 🔻	-	Olivin		16,98	w.%
			Rest		43,40	w.%
iltersystem aktor A Anwendungsgebiet	Jet-Schlauchfilter 1,00 Prozessgas (Öfen	[-]	tc) 🔻			
aktor B		[-]				
Corngrößenverteilung						
aktor C	1,1	[-]				
tohgasbeladung						
aktor D	1,37	[-]				
emperatur aktor E	0,64	[-]				
luidisierbarkeit	0,04	[-]				
aktor F	1,00	[-]				
Art der Rohgasströmung						
Faktor G	1,00	[-]				
Klimatische Verhältnisse Faktor H	1,0	[-]				
T dictor 11	1,0	[-]				
effektive Filterflächenbelastung v _{eff}	2,19	m³/(m² mir	1)			
benötigte Filterfläche A _{Fil,min}	87,05	m ²				
2. Anzahl und Geometrie der Filtersch	läuche					
2.1 Wahl des Filterschlauchs						
Material	PTFE (max. Temp	. 260°C)	▼			
Durchmesser D _{Fil}	250	mm				
Länge L _{Fil}	4	m				

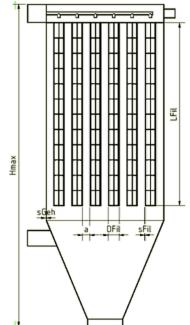
2.2 Anzahl der Schläuche n Fil		
Filterfläche je Schlauch	3,14	m²
minimale Anzahl an Schläuchen n _{Fil,min}	28]t-j
Schlauchanordnung		
Schläuche in der Breite na	5	[-]
Schläuche in der Länge n _b	6	[-]
Anzahl an Schläuchen n _{Fil}	30	[-]

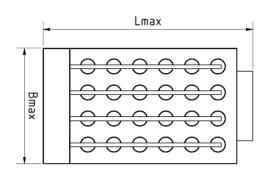
PRODUKTGASFILTER

		JDOK	GASHEIER		
		Allgeme	eine Daten		
Produktgaseigenso	chaften		Staubeigenschafte	en	
Volumenstrom V _{PG}	11.447,8	m³/h	Massenstrom ṁ _S	161,6	kg/h
Temperatur T _{PG}	210	°C	Temperatur T _s	205	°C
Dichte ρ_{PG}	0,472	kg/m³	Dichte ρ_s	2.800	kg/m³
Druck P _{PG}	0,955	bar	Schüttdichte ρ _{sch,S}	950	kg/m³
Rohgasstaubgehalt	7,993	g/m³	Korngrößenverteilung, 70% der Partikel	50 bis 100	μm
Reingasstaubgehalt	0,003	g/m³			
Aufstellungso	ort		Zusammensetzung Flu	gasche	
Seehöhe	120	m.ü.A.	Asche	33,96	w.%
Klima	gemäßigt		CaO	5,66	w.%
			Olivin	16,98	w.%
			Rest	43,40	w.%
	(Geometri	sche Daten		
Maximale Abmessungen exkl. Lagerur	ng				
Gesamtlänge L _{max}	3.368	mm			
Gesamtbreite B _{max}	2.162	mm			
Gesamthöhe H _{max}	7.156	mm			
Gehäusedicke s _{Geh}	6	mm			
		Filterso	hläuche		
Filtermaterial	PTF	E	Temperatur-Dauerbeständigkeit T _{D,Fil}	260	°C
Filterlänge L _{Fil}	4.000	mm	effektive Filterbelastung v _{eff}	2,19	m³/(m² mi
Filterdurchmesser D _{Fil}	250	mm	Anzahl Filterschläuche n _{Fil}	30	Stk.



•	naderie		
	Temperatur-Dauerbeständigkeit T _{D,Fil}	260	°C
	effektive Filterbelastung v_{eff}	2,19	m ³ /(m ² min)
	Anzahl Filterschläuche n _{Fil}	30	Stk.
	Filteranordnung L x B	6 x 5	
	Abstand zwischen Filterschläuchen a	150 🗼	mm







Auslegungsrechnung für Produktgaswäscher

Iteration ausführen Ergebnisse anzeigen

3D-Model erstellen

3D-Model aktualisieren

Berechnung zurücksetzen

Zwischenergebnisse

Quellen:

- [1] K. Sattler "Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate", 2001
- [2] K. Sattler et al. "Thermische Trennverfahren: Aufgaben und Auslegungsbeispiele", 2016
- [3] R. Bardolf "Optimierung eines Produktgaswäschers bei der Biomassedampfvergasung im Zweibettwirbelschichtverfahren", 2017
- [4] R. Sinnot et al. "Chemical Engineering Design", 2020
- [5] M. Harasek "Skriptum zu Thermischer Verfahrenstechnik 2", 2021

1. Berechnung der Molbeladungen

1.1 Ermittlung der Molenströme

_		
mol. Gasträgerstrom n _{GT}	151,80	kmol/h
mol. Absorbensstrom \dot{n}_{LT}	289,57	kmol/h
mol. Teerstrom (gasseitig, ein) $\dot{n}_{Teer,G,\alpha}$	272,81	mol/h
mol. Teerstrom (gasseitig, aus) $\dot{n}_{\text{Teer},G,\omega}$	3,00	mol/h
mol. Teerstrom (flüssigseitig, ein) $\dot{n}_{Teer,L,\alpha}$	0,00	mol/h
mol. Teerstrom (flüssigseitig, aus) $\dot{n}_{Teer \perp (i)}$	269,81	mol/h

1.2 Wahl des Lösunsgmittelverhältnisses und Berechnung der molaren Beladungen

Lösungsmittelverhältnis n_{LT}/n_{LT,min}

mol/mol

Bilanzgerade

Beladung der Gasphase Y_α Beladung der Gasphase Υ_ω Beladung der Flüssigphase X_{α}

Beladung der Flüssigphase X_{ω}

0,00093

0,00180

0.00002 mol/mol mol/mol 0.00000

mol/mol

mol/mol

Gleichgewichtskurve

Beladung der Flüssigphase $X_{\omega,GGW}$ Henry-Konstante H_{Teer,RME,T,p}

0,00140 mol/mol 1,228 bar



2. Berechnung des Kolonnen-Innendurch	KOI	, i
2.1 Wahl der Füllkörper Nahl der Füllkörper	Raschig Ring,	50x50. M₁ ▼
·		
spez. Oberfläche a realtives, freies Lückenvolumen ε	0,95	m ² /m ³ m ³ /m ³
charakteristische Füllkörperabmessung d _p	50	mm
minimale Flüssigkeitsbelastung w _{I,min}	10,0	m³/(m² h)
maximale Flüssigkeitsbelastung w _{l,max}	155	m³/(m² h)
2.2 Berechnung der Flutbelastung des Gas	es w _{a.Fl}	
Abszissenwert A _{f.Kopf}	73,10	l-i
Abszissenwert A _{f,Sumpf}	37,39	[i]
Ordinatenwert O _{f,Kopf}	0,220	ы
Ordinatenwert O _{f,Sumpf}	0,256	<u></u>
	1,77	m/s
Flutbelastung w _{g,Fl,Kopf} Flutbelastung w _{g,Fl,Sumpf}	2,75	m/s
Flutbelastung w _{g,Fl}	1,77	m/s
2.3 Berechnung des Kolonnen-Innendurchn	nessers D _{Kol,i}	und der Flüssigkeitsbelastung im Auslegungspunkt w _{I,0}
Startwert Flüssigkeitsbelastung w _{I,0,Start}	48,9	m³/(m² h)
Gasbelastung w _{g,0,Kopf}	1,16	m/s
Gasbelastung w _{g,0,Sumpf}	1,59	m/s
Faktor	1,09	√Pa
Kolonnen-Innendurchmesser D _{Kol, i, min}	1,589	m Iteration
Flüssigkeitsbelastung w _{I.0}	48,9	m³/(m² h) Iteration ausführen
4-		
mittlerer spez. Druckverlust Δp/m	3,39	_mbar/m
3. Berechnung der Füllkörperschütthöhe		
3.1 Abschätzung der Diffusionskoeffiziente	n der Gas- ur	nd Flussigphase D _{g,Teer,PG} bzw. D _{l,Teer,RME}
Krit. Temperatur des Produktgas T _{k,PG}	337	K
Krit. Temperatur des Teers T _{k,Teer}	719	K
Krit. Molvolumen des Produktgas $\tilde{V}_{k,PG}$	0,0841	m³/kmol
Krit. Molvolumen des Teers $\tilde{V}_{k, Teer}$	0,3991	m³/kmol
gasseitiger Diffusionskoeffizient D _{g,Teer,PG}	3,77E-04	m²/s
Assozationsfaktor C	1,0	[-]
Molvolumen Teer bei Normalsiedetemp. $ ilde{V}_{Tee}$	150,96	cm³/mol
lüssigseitiger Diffusionskoeffizient D _{I.Teer.RMI}	2,67E-07	m²/s

0,000000

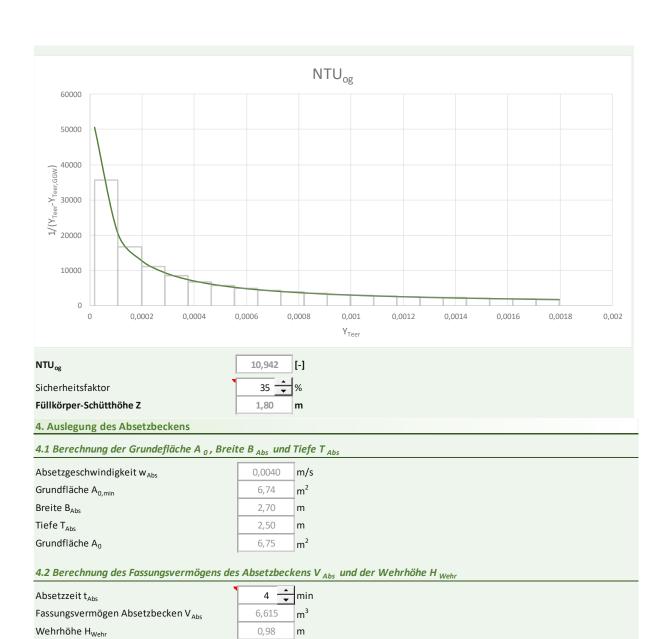
gassaitiga Bounalds 7ahl Ba	1104.3	r 1		
gasseitige Reynolds-Zahl Re _{g,Kopf}	1104,2	[-]		
gasseitige Schmidt-Zahl Sc _{g,Kopf}	0,081	[-]		
gasseitige Sherwood-Zahl Sh _{g,Kopf}	17,3	[-]		
gasseitige Reynolds-Zahl Re _{g,Sumpf}	1341,0	[-]		
gasseitige Schmidt-Zahl Sc _{g,Sumpf}	0,080	[-]		
gasseitige Sherwood-Zahl Sh _{g,Sumpf}	19,6	[-]		
mittlerer gasseitiger				
Stoffübergangskoeffizient β _g	0,206	m/s		
flüssigkeitsseitige Reynolds-Zahl Re _{I,Kopf}	128,2	[-]		
flüssigkeitsseitige Schmidt-Zahl Sc _{l.Koof}	39,9	[-]		
, .,		-		
flüssigkeitsseitige Sherwood-Zahl Sh _{I,Kopf}	705,0	[-]		
flüssigkeitsseitige Galileo-Zahl Ga _{l,Kopf}	4,36E+07	[-]		
flüssigkeitsseitige Reynolds-Zahl Re _{I,Sumpf}	259,8	[-]		
flüssigkeitsseitige Schmidt-Zahl Sc _{I,Sumpf}	6,6	[-]		
flüssigkeitsseitige Sherwood-Zahl Sh _{I,Sumpf}	551,1	[-]		
flüssigkeitsseitige Galileo-Zahl Ga _{l,Sumpf}	1,72E+08	[-]		
mittlerer flüssigkeitsseitiger Stoffübergangskoeffizient β _I	0,00315	m/s		
mittlerer gasseitiger		1		
ŭ ŭ	0,127	m/s		
0 0	0,127	m/s		
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og}	Z			
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe				
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b	Z			
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e	Z 0,80 -	[-]		
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og}	Z 0,80 * • 88 0,12	[-] m²/m³ m	1/(Y _{TOP} , Y _{TOP} , GGW)	Fläche
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e	0,80 ×	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW}	1/(Y _{Teer} -Y _{Teer,GGW}) 1668,79	Fläche 0,000000
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer}	Z 0,80 × 88 0,12 Y _{Teer}	[-] m²/m³ m		
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932	Z 0,80 × 88 0,12 Y _{Teer} 0,001797	[-] m ² /m ³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198	1668,79	0,000000
Stoffdurchgangskoeffizient k_{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η_b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a_e HTU $_{og}$ X_{Teer} $0,000932$ $0,000885$	Z 0,80 88 0,12 Y _{Teer} 0,001797 0,001708	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138	1668,79 1753,53	0,000000 0,152077
Stoffdurchgangskoeffizient k_{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η_b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a_e HTU $_{og}$ X_{Teer} $0,000932$ $0,000885$ $0,000839$	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078	1668,79 1753,53 1847,34	0,000000 0,152077 0,160011
Stoffdurchgangskoeffizient k_{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η_b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a_e HTU $_{og}$ X_{Teer} $0,000932$ $0,000885$ $0,000839$ $0,000792$	Z 0,80 × 88 0,12 Y _{Teer} 0,001797 0,001708 0,001619 0,001531	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000839 0,000792 0,000745	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000885 0,000792 0,000745 0,000699	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958 0,000898	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001078 0,001018 0,000958 0,000898 0,000839	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000885 0,000839 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000606	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,66W} 0,001198 0,001078 0,001018 0,000958 0,000898 0,000839 0,000779	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000792 0,000792 0,000699 0,000652 0,000606 0,000559	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,66W} 0,001198 0,001018 0,001018 0,000958 0,000898 0,000839 0,000779 0,000719	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000606 0,000559 0,000512	Z 0,80 88 0,12 Y _{Teer} 0,001797 0,001619 0,001531 0,001442 0,001353 0,001264 0,001175 0,001086 0,000997	[-] m²/m³ m Y _{Teer,66W} 0,001198 0,001018 0,001018 0,000958 0,000898 0,000839 0,000779 0,000719 0,000659	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000606 0,000559 0,000512 0,000466	Z 0,80 88 0,12 Y _{Teer} 0,001797 0,001619 0,001531 0,001442 0,001353 0,001264 0,001175 0,001086 0,000997 0,000908	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958 0,000898 0,000839 0,000779 0,000719 0,000659 0,000599	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000839 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000652 0,000659 0,000512 0,000466 0,000419	Z 0,80 88 0,12 Y _{Teer} 0,001797 0,001708 0,001619 0,001531 0,001264 0,001175 0,001086 0,000997 0,000908 0,000820	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,000958 0,000898 0,000899 0,000779 0,000719 0,000599 0,000599	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000839 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000652 0,000666 0,000559 0,000512 0,000466 0,000419 0,000373	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958 0,000898 0,000899 0,000779 0,000719 0,000659 0,000599 0,000539 0,000479	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75 3974,13	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901 0,334959
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000745 0,000699 0,000652 0,000652 0,000652 0,000559 0,000512 0,000419 0,000419 0,000373 0,000326 0,000280	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958 0,000898 0,000779 0,000719 0,000599 0,000599 0,000479 0,000419 0,000359	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75 3974,13 4491,37 5163,42	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901 0,334959 0,376180
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000885 0,000745 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000666 0,000559 0,000512 0,000466 0,000419 0,000373 0,000326 0,000280 0,000233	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001018 0,001018 0,000958 0,000898 0,000779 0,000719 0,000599 0,000599 0,000419 0,000359 0,000359 0,000419 0,000359 0,000299	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75 3974,13 4491,37 5163,42 6072,05	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901 0,334959 0,376180 0,429028 0,499268
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000652 0,000666 0,000559 0,000559 0,000512 0,000466 0,000419 0,000373 0,000326 0,000280 0,000233 0,000186	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958 0,000839 0,000779 0,000719 0,000599 0,000599 0,000419 0,000359 0,000299 0,000240	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75 3974,13 4491,37 5163,42 6072,05 7368,85	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901 0,334959 0,376180 0,429028 0,499268 0,597270
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000652 0,000666 0,000559 0,000512 0,000419 0,000373 0,000326 0,000280 0,000280 0,000233 0,000186 0,000140	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001018 0,001018 0,000958 0,000898 0,000779 0,000719 0,000599 0,000599 0,000419 0,000359 0,000359 0,000419 0,000359 0,000299	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75 3974,13 4491,37 5163,42 6072,05 7368,85 9370,11	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901 0,334959 0,376180 0,429028 0,499268
Stoffdurchgangskoeffizient k _{og} 3.3 Berechnung der Füllkörper-Schütthöhe Benetzungsgrad η _b effektiv benetzte spezifische Oberfläche a _e HTU _{og} X _{Teer} 0,000932 0,000885 0,000889 0,000792 0,000745 0,000699 0,000652 0,000652 0,000666 0,000559 0,000559 0,000512 0,000466 0,000419 0,000373 0,000326 0,000280 0,000233 0,000186	Z 0,80	[-] m²/m³ m Y _{Teer,GGW} 0,001198 0,001138 0,001078 0,001018 0,000958 0,000399 0,000779 0,000599 0,000599 0,000419 0,000359 0,000299 0,000240 0,000180	1668,79 1753,53 1847,34 1951,77 2068,71 2200,57 2350,39 2522,12 2720,92 2953,76 3230,20 3563,75 3974,13 4491,37 5163,42 6072,05 7368,85	0,000000 0,152077 0,160011 0,168820 0,178657 0,189713 0,202230 0,216519 0,232984 0,252165 0,274796 0,301901 0,334959 0,376180 0,429028 0,499268 0,597270 0,743826

0,000020

0,000000

50606,71

3,160339



4.3 Berechnung des Fassungsvermögens V $_{\ddot{U}L}$ und der Abmessungen B $_{\ddot{U}L}$ und T $_{\ddot{U}L}$ des \ddot{U} berlaufbeckens

 m^3

m

m

2,205

0,90

2,50

Fassungsvermögen Überlaufbecken V_{ÜL}

Breite $B_{\ddot{U}L}$

Tiefe T_{ÜL}

PRODUKTGASWÄSCHER Stoffdaten GAS Eingang Ausgang Massenstrom $\dot{m}_{G,\alpha}$ 5.439,2 kg/h Massenstrom $\dot{m}_{G,\omega}$ 3.468,2 Volumenstrom $\dot{V}_{G,\alpha}$ 11.329,4 m³/h Volumenstrom $\dot{V}_{G,\omega}$ 4.487,9 $Temperatur\,T_{G,\alpha}$ 205,0 °C $Temperatur\,T_{G,\omega}$ Teergehalt 5.5 Teergehalt g/Nm³ Staubgehalt 0,005 g/Nm³ Staubgehalt Koksgehalt 0,002 g/Nm³ Koksgehalt Wassergehalt $\phi_{H2O,G,\alpha}$ 44,1 vol.% Wasserge halt φ_{H2O,G,ω} molare Beladung Y_{α} 0,00180 mol/mol molare Beladung Y_{ω} 0,00002 **ABSORBENS** Eingang Ausgang Massenstrom $\dot{m}_{L,\alpha}$ 85.653,8 kg/h Massenstrom m˙_{L,ω} $Volumenstrom\,\dot{V}_{L,\alpha}$ 97,1 m³/h Volumenstrom $\dot{V}_{L,\omega}$ Temperatur $T_{L,\alpha}$ 30,0 °C Temperatur $T_{L,\omega}$ molare Beladung X₀ 0,00000 mol/mol molare Beladung X Verfahrenstechnische Daten Lösungsmittelverhältnis v_{abs} 1,5 mol/mol F-Faktor Raschig Ring, 50x50, Metall Verhältnis Flüssigkeit zu Gas L/G 20.4 kg/kg Flüssigkeitsbelastung w_{LO} 48,9 $m^3/(m^2 h)$ HTU_{og} Gasleerrohrgeschwindigkeit wg.0 1,59 m/s NTU_{og} mittl. spezifischer Druckverlust 3.39 mbar/m Füllkörper-Schütthöhe Z Geometrische Daten WÄSCHER **ABSETZBECKEN** Maximale Abmessungen exkl. Lagerung Maximale Abmessungen exkl. Lagerung $D_{m\,ax}$ 2.100 mm B_{max} 4.995 H_{max} H_{max} mm T_{max} Außendurchmesser DA 1.700 mm Fassungsvermögen Absetzbecken V_{Abs} Manteldicke s_M 8 mm Fassungsvermögen Überlaufbecken V_{ÜL} 150 mm Wehrdicke s_{Wehr} Dicke Tropfenabscheider s_{TA} Gehäusedicke s_{Geh} S1 - Eingang Gas S5 - Eingang Absorbat Flansch-Druckstufe PN_{S1} PN 2,5 Flansch-Druckstufe PN_{S5} DN 300 Flansch-Nenndurchmesser DN_{S1} Flansch-Nenndurchmesser DN_{S5}

kg/h

m³/h

g/Nm³

g/Nm³

g/Nm³

vol.%

mol/mol

°C

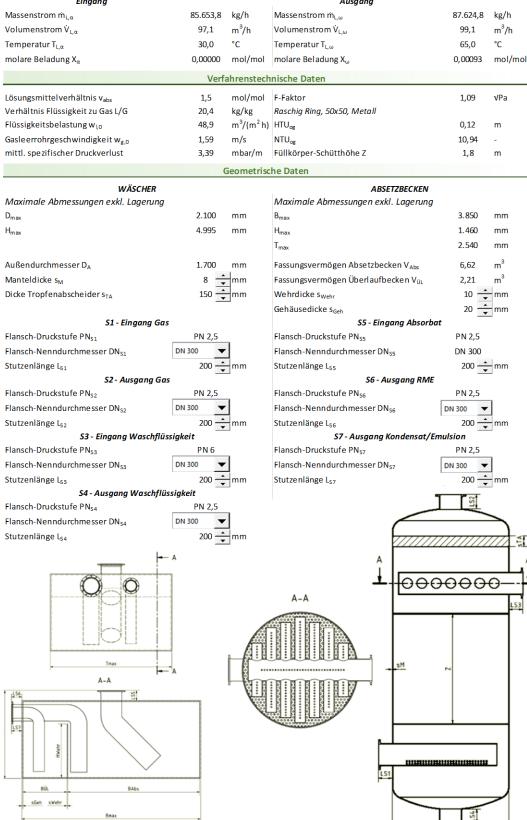
40,1

0.1

0

0

7,76



109

DA



Controller Con	Zielaus legungswert S_design	16 MWth	100 N	MWth																	
		Ohne BE Wizard																			
	Gesamtinvestitionskosten C_design	26.678.431 €	96.222.425 €									16	SMWth								
	Engi neering-Kosten	2.067.094 €	7,455,491	و	50% V	erringerung der F	anungskosten			Betr	iebskosten laut M	artin Tabelle 32	1497000	0,066533333							
	Apparatekosten	6.459.669 €	23.298.408	9	'A %0	erringerung der A	oparatekosten				investit onskos	sten laut Martin	22500000								
This continue This column Investitionsförderung nach Ökostromg.											16		.00 MWth								
1. 1. 1. 1. 1. 1. 1. 1.		Mit BE Wizard									Strom,	Betriebskosten	951000	5943750							
	Sesamt investit ionskosten C_design	25.644.884 €	92.494.680 €									Mitarbeiter	187500	437500	uelle Real labor	62.50	0€/Jahr pro Mitar	bei ter			
1.10 1.10	:lektri sche Leistung	5,4 MW	34,0 h	ΛW	34,0%						Depn	oierungskosten	147000	918750 a	us Hammerschm	nd oder Reallabo.	_				
1.560 1.56	ther mische Leistung	6,8 MW	42,7 N	ΛW	42,7%								1285500	7300000							
1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1,	reis Holzhackschnitzel	15,68 €/MWh	15,68 €	/wwh	Ĭ	olzpreis nach Rea	llabor S40, Tabel i	6.3													
	Prozentsatz Wartungskosten	3,50 %	3,50 %		ch Peters, Timmeri	haus S. 210 2-109	der Invenstitions.	costen													
Table Tabl	Betriebskosten	1.285.500 €	7.300.000 €																		
	:OE	16,05947734 [c/kWh _b]	12,32203842	[c/kWh _{el}]																	
Part Check ноэ	12,797396 [c/kWh _{th}]	9,819124363	[c/kWh _{th}]																		
No. Color 16MWth-Anlage																					
No. No.			em																		
No. No.	ahrt				2	m	4	5	9	7	00	9 10	11	12	13	14	15				20
	calkulat or ischer Zinssatz r	*	F o	9	9	9	9	9	9	. 9			9	9	9	9	9				9
	nvestitionausgaben I.	[6]	25.644,884	0	0	0	0	0	0	0	0	0 0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Classical Clas	etriebsstunden h _t	Ξ	0	4.000	000'9	7.500	7.500	7.500					7.500	7.500	7.500	7.500					7.500
	etriebskosten B _t	[6]	0	1.285.500	1.285.500			35.500					1.285.500	1.285.500	1.285.500					1.285.500	1.285.500
C C C C C C C C C C C C C	artungskosten W _t	[6]	0	897.571	897.571	897.571		17.571					897.571	897.571	897.571						897.571
	ennstoffkosten F _t	[6]	0	1.003.520	1.505.280	1.881.600		31.600					1.881.600	1.881.600	1.881.600						1.881.600
Name	esamtkosten A _t	[6]	25.644,884	3.186.591	3.688.351		064.671						4.064.671	4.064.671	4.064.671					4.064.671	4.064.671
	esamt kost en, abgezinst A _{to}	[6]	25.644.884	3.006.218	3.282.619		219.600						2.141.218	2.020.017	1.905.676					1.343.427	1.267.384
	zeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	0	21.760.000									40.800.000	40.800.000							40.800.000
	rzeugter Strom, abgezinst E _{1,0}	[kWh _{el}]	0	20.528.302	29.049.484		317.421						21,492,931	20.276.350							12.721.633
Howe Howe	rzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	0	27.306.667	40.960.000		200.000						51.200.000	51.200.000							51.200.000
Hander Charles Charl	rzeugte Wärme, abgezinst H _t	[kWh _{th}]	0	25.761.006	36.454.254		555.196						26.971.521	25.444.831							15.964.402
High High High High High High High High	100MWth-Anlage																				
1				,					,	,		;	;	;		;	:				
This column This column	ahrt	è	o Ku		7	m u	4 u	so u	g u	,			II	21	13	14	15		-		20
H H H H H H H H H H	nvestitionausgaben L	, let	92.494.680	0	0	0	0	8 8	0	0			0	0	0	0	9 0				0
	etriebsstunden h	Ξ	0	4.000	9:000	7.500		7.500					7.500	7.500	7.500	7.500					7.500
Color Colo	etriebskosten B _t	[e]	0	7.300.000	7.300.000			000000			7.3(7.300.000	7.300.000	7.300.000				7.3		7.300.000
	Vartungskosten W _t	[6]	0	3.237.314	3.237.314	3.237.314							3.237.314	3.237.314	3.237.314						3.237.314
Color Colo	rennstoffkosten F _t	[6]	0	6.272.000			760.000						11.760.000	11.760.000							11.760.000
Column C	sesamtkosten A _t	[6]	92.494.680	16.809.314			297.314						22.297.314	22.297.314							22.297.314
	Sesamt kost en, abgezinst A _{to}	[6]	92.494.680	15.857.843	17.751.258		661.561						11.745.947	11.081.082							6.952.408
	rzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	0	136.000.000	204.000.000	255.000.000 25			5.000.000 255.00	00.000 255.000.	000 255.000.000	0 255.000.000	255.000.000	255.000.000	255.000.000 23	55.000.000 255.	000.000 255.000	0.000 255.000.00	0 255.000.000	255.000.000	255.000.000
[WMh _{ha}] 0 170.666.667 25.000.000 320.00	rzeugter Strom, abgezinst E _{t,0}	[kWh _{el}]	0	128.301.887	181.559.274	214.102.917 20	1.983.884 190.5					8 142.390.668	134.330.819	126.727.188	119.553.951 1.	12.786.746 106.	402.590 100.37	.802 94.697.9.	7 89.337.667	84.280.818	79.510.205
[WMM _h] 0 161.065.28 227.83.059 268.678.71 23.46.957 239.12.615 225.587.37 212.818.276 200771.959 189.407.508 189.663.39 168.57.208 159.03.01.96 141.556.39 133.524.819 125.966.81 118.83.66.14 112.10.013 105.794.163	rzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	0	170.666.667	256.000.000	320.000.000 32	0.000,000 320.0		0.000.000 320.00	00.000 320.000.	000 320,000,000	0 320.000.000	320,000,000	320.000.000	320.000.000 3.	20.000.000 320.	000.000 320.000	0.000 320.000.00	0 320.000.000	320.000.000	320.000.000
	zeugte Wärme, abgezinst H _t	[kWh _{th}]	0	161.006.289	227.839.089	268.678.171 25	469.972		5.587.373 212.8.	18.276 200.771.		8 178.686.329	168.572.008	159.030.196	150.028.487 14	11.536.309 133.	524.819 125.96	.811 118.836.6	4 112.110.013	105.764.163	99.777.513

₽
O
£ a
98
O Nowle
2

			Sensitivitatsa	analyse LCOE - 16	IVIWth				
	Investitionskosten (25,6 Mio. €)	durchschn. Betriebsstun den (7095 h/Jahr)	Brennstoffkost en (15,68 €/MWh)	Wartungskoste n (3,5 %)	Betriebskosten (1,29 Mio. €)	Kalk. Zinssatz (6 %)	Anlagenleb ensdauer (20 J.)	LCOE GuD (10,75 c/kWh)	
-50%	12,001	27,507	13,754	14,897	14,394	14,733	19,776	10,75	
-40%	12,812	23,691	14,215	15,129	14,727	14,984	18,482	10,75	
-30%	13,624	20,966	14,676	15,362	15,060	15,243	17,588	10,75	
-20%	14,436	18,921	15,137	15,594	15,393	15,508	16,936	10,75	
-10%	15,248	17,331	15,598	15,827	15,726	15,781	16,443	10,75	
0%	16,059	16,059	16,059	16,059	16,059	16,059	16,059	10,75	
10%	16,871	15,019	16,521	16,292	16,393	16,345	15,754	10,75	
20%	17,683	14,152	16,982	16,525	16,726	16,636	15,507	10,75	
23,45%		13,885						10,75	
30%	18,495		17,443	16,757	17,059	16,934	15,305	10,75	
40%	19,306		17,904	16,990	17,392	17,237	15,136	10,75	
50%	20,118		18,365	17,222	17,725	17,545	14,995	10,75	
								Maximum	27,507191
								Minimum	12,000742
			Sensitivitätsa	nalyse LCOE - 100	MWth				
	Investitionskosten (92,4 Mio. €)	durchschn. Betriebsstun den (7095	Brennstoffkost en (15,68 €/MWh)	Wartungskoste n (3,5 %)	Betriebskosten (7,3 Mio. €)	Kalk. Zinssatz (6 %)	Anlagenleb ensdauer (20 J.)	LCOE GuD (10,75 c/kWh)	
-50%	9,980	20,032	10,016	11,651	10,809	11,556	14,503	10,75	
-40%	10,448	17,462	10,477	11,785	11,112	11,702	13,744	10,75	
-30%	10,917	15,626	10,939	11,919	11,414	11,851	13,219	10,75	
-20%	11,385	14,250	11,400	12,054	11,717	12,004	12,836	10,75	
-10%	11,854	13,179	11,861	12,188	12,019	12,161	12,547	10,75	
0%	12,322	12,322	12,322	12,322	12,322	12,322	12,322	10,75	
10%	12,790	11,621	12,783	12,456	12,625	12,487	12,143	10,75	
20%	13,259	11,037	13,244	12,590	12,927	12,655	11,998	10,75	
23,45%		10,857						10,75	
30%	13,727		13,706	12,725	13,230	12,826	11,879	10,75	
	14,196		14,167	12,859	13,532	13,001	11,780	10,75	
40%			14 (20	12,993	13,835	13,179	11,697	10,75	
	14,664		14,628	12,993					
40%	14,664		14,628	12,333		,		Maximum	20,032313

First Firs	DFB-A	DFB-Anlage Güssing (2002)	(2002)																		
Full fourty [MM]		Anlagendaten																			
Particul Character	Fuel Power	[kw]	8000	[6]																	
Particular Par	Electical Output	[kw]	2000	[6]					it Betr.st.												
	The rmal Output	[kw]	4500	[6]				A Oll dat	nach [6]												
Speciment intercontained:	Preis Brennstoff	[ct/kWh]	1,6	[6]		LCOE	[c/kWh _e]		1,2008266												
Particul Control	Spezifische Investitionskosten		1.800.000	[9]		ГСОН			3,8670341												
Notinestaturident Notinestaturidentent Notinestaturidentent Notinestaturidentent Notinestatuuridentent Notinestaturidentent Notinestaturidentent Notin	zentsatz Betriebs und Wartungsk		1.310.500	[13]																	
Particle Particle	Anschaffungskosten Gasmotor		1.000.000	[9]																	
	:																				
Market Market	Vollaststunden		:																		
Participant Participant		Ennert	Quelle/Annahme				,							,		,	,				
Particulationage Particular	Jahr t		3			7	m ·	4	co ·	9	7	ω ,	6	10	= -	12	13				
Public participation	kalkulatorischer Zinssatz r	%	[12]		9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9				
Particle barrier Particle ba	Investitionausgaben I _t	€	[6]	16.400.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Parametricolare Classical Control	Betriebsstunden h _t	至	Annahme	0	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500							
Communicationery Circ Ci	Betriebs- und Wartungskoster	(€	[6]	0	1.310.500	1.310.500	1.310.500	1.310.500													
Committee Comm	Brennstoffkosten F _t	Œ	[6]	0	000.096	000.096	960.000	960.000	000.096												
Comparison algorithm Comparison Compar	•	<u>e</u>		16.400.000		2.270.500	2.270.500	2.270.500													
Paraget Strome Para		\(\varphi\)		16.400.000	2.141.981	2.020.737	1.906.356														
1 1 1 1 1 1 1 1 1 1		[kWh _{el}]	[6]	0	15.000.000	15.000.000															
Paris Pari	Erzeugter Strom, abgezinst E	t.c [kWh _{el}]		0		13.349.947	12.594.289														
Quality/Amahue 0 31839 GS 33 71 SI 37 SI 38 SI 37 SI 38 S	Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	[6]	0	33.750.000	33.750.000	33.750.000														
Quelle/Amethres 6	Erzeugte Wärme, abgezinst F	1, [kWh _{th}]		0		30.037.380	28.337.151														
Quality/Amnahme 0 1 2 4 6	mit Betriebsstunden na	1ch [6]																			
1		Einheit	Quelle/Annahme																		
5 5 5 5 5 5 5 5 5 5	Jahr t			0	1	2	က	4	2	9	7	8	6	10	11	12	13				
5 5 5 5 5 5 5 5 5 5	kalkulatorischer Zinssatz r	%		9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9				
[6] 0 0 1310.500 131	Investitionausgaben It	<u>@</u>	[6]	16.400.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
[9] 0 0 1310.500 1310	Betriebsstunden h _t	三	[9]	0	3.200	4.750	6.100	7.100	7.200	006.9	6.100										
[9] 0 0 409 600 608 000 780 802 0 2213 00 2 216 00 2 216 00 2 215	Betriebs- und Wartungskoster	n [€]	[6]	0		1.310.500	1.310.500	1.310.500							_			_		_	_
16,400,000 1,700,100 1,916,500 2,229,100 1,916,500 2,229,100 2,2	Brennstoffkosten F _t	<u>@</u>	[6]	0	409.600	000:809	780.800	908.800	921.600									_			
16 400 000 1622.736 1.707488 1.755.896 1.757.893 1.667.955 1.566.472 1.390.834 1.400.447 1.275.719 1.235.340 1.202.814 982.061 1.022.491 970.276 546.875 515.873 486.673 499.126 431337 486.73 1.607.818 97.284.818 1.400.447 1.275.719 1.275.319 1.203.814 1.20	Gesamtkosten A _t	[€]		16.400.000	1.720.100	1.918.500	2.091.300	2.219.300													_
[9] 0 6 6400 000 9500 000 12200 000 14400 000 14400 000 13800 000 12200 000	Gesamtkosten, abgezinst A _{t,0}			16.400.000	1.622.736	1.707.458	1.755.896	1.757.893													_
0 6.037.736 8.454.966 10.243.355 11.247.730 10.760.518 9.728.455 8.113.697 9.034.738 7.813.060 8.152.564 8.007.170 5.168.481 6.376.211 6.103.753 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0	Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	[6]	0		9.500.000														0	
[9] 0 14.400.000 21.375.000 27.450.000 31.950.000 32.400.000 27.450.000 31.050.000 27.450.000 32.400.000 29.700.000 32.800.000 34.200.000 27.400.000 32.400.000 32.400.000 30.000 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0	Erzeugter Strom, abgezinst E	t.c [kWh _{el}]		0	6.037.736	8.454.966	10.243.355	11.247.730													
0 13.584.906 19.023.674 23.047.549 25.307.393 24.211.165 21.889.025 18.2558.18 20.338.161 17.579.384 18.343.288 18.016.133 11.629.083 14.346.474 13.733.445 0 0 0 0 0	Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	[6]	0		21.375.000			ı		ı	ı		ı							
	Erzeugte Wärme, abgezinst h	1, [kWh _{th}]		0		19.023.674	23.047.549	25.307.393													

	DFB-Anlage Oberwart (2008)	Oberwart (2008)																				
NA 2400 9 9 120	Anla	gendaten																					
NA NA NA NA NA NA NA NA	Fuel Power	kW	8400	[6]																			
	Electical Output	kW	2400	[6]				Vollact	mit														
	Thermal Output	kW	2500	[6]				AOIIGSE	Betr.st.														
	Preis Brennstoff Waldhackgut	€/MWh	15,68	[13]		LCOE	[c/kWh _{el}]	18,203629	41,236461														
Fight Fight 1.200 Figh 1.2	Spezifische Investitionskosten	[€/MWth]	1.200.000	[9]		ГСОН	[c/kWh _{th}]	17,475484	39,587002														
	Betriebs- und Wartungskosten	Ψ	1.200.750	[13]																			
Eminat Challes/Armahrme Charles Charle	Anschaffungskosten Gasmotor	$[\epsilon/MW_d]$	1.000.000	[9]																			
State Control Contro																							
Mainth Control Contr	Vollaststunden																						
	ui.	heit	Quelle/Anna	ahme																			
	Jahr t			0	-	2	3	4	2	9	7	80	6	10				4 15			18	19	20
			[12]	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9			9	9	9	9	9	9
Maile Mail			[9]	12.480.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				0 0	0	0	0	0	0
Marie Mari			Annahme	0	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500					00 7.500	00 7.500	00 7.500	7.500	7.500	7.500
C C C C C C C C C C	Betriebs- und Wartungskosten B. [€]		Annahme	0	1.200.750	1.200.750			1.200.750									750 1.200.750	750 1.200.750	.750 1.200.750	50 1.200.750	0 1.200.750	1.200.750
	9				000	0007 040			0007 040														0001
				0	987.840	987.840		987.840	987.840														987.840
				12.480.000	2.188.590	2.188.590		2.188.590	2.188.590													. 7	2.188.590
Fig. RWh,				12.480.000	2.064.708			1.733.568	1.635.442									.015 913.222	222 861.530	530 812.764	54 766.759	723.357	682.413
Fig.		Vhei		0	18.000.000	18.000.000	18.000.000	18.000.000				3.000.000.18	3.000.000 18	.000.000 18.	000.000 18.0	00.000 18.00	00.00 18.00		.000 18.000	.000 18.000.	18.000.000 18.000.000 18.000.000 18.000.000 18.000.000	0 18:000.000	18.000.000
Hyth, Hyth, Hyth, Hyth,		Vhei		0	16.981.132	16.019.936	15.113.147	14.257.686	13.450.647									1.417 7.510.771	.771 7.085.633	.633 6.684.560	60 6.306.188	3 5.949.234	5.612.485
Part		Vh _{th}]		0	18.750.000	18.750.000	18.750.000	18.750.000				8.750.000 18	3.750.000 18		750.000 18.7	50.000 18.7	50.000 18.75	0.000 18.750	18.750.000 18.750.000	.000 18.750.	18.750.000 18.750.000	0 18.750.000	18.750.000
Hamily H		Vh _{th}]		0	17.688.679	16.687.433	15.742.862	14.851.756					1.098.096 10					3.143 7.823.720	720 7.380.868	.868 6.963.083	183 6.568.946	5 6.197.119	5.846.339
Finhety Quelle/Amahree 5.	mit Betriebsstunden nach [6]																						
1 2 3 4 5 5 6 6 6 6 6 6 6 6	uiii	heit	Quelle/Anna	ahme																			
% 6	Jahr t			0	1	2	3	4	2	9	7	8	6	10	11			4 15	16	5 17	18	19	20
[6] 12480 0.00 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0				9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9			9 9	9	9	9	9	9
[6] 0 0 1500 780 1200.790 1200			[9]	12.480.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			0	0	0	0	0	0
1200.750 1200.750			[9]	0	1.500	300	3.800	5.300	5.100	7.500	6.300	0	0	0	0			0	0	0	0	0	0
	Betriebs- und Wartungskosten Bt [€]			0	1.200.750	1.200.750	1.200.750	1.200.750	1.200.750				_		_		_	0.750 1.200.750	.750 1.200.750	.750 1.200.750	50 1.200.750	0 1.200.750	1.200.750
				0	197.568	39.514	500.506	698.074	671.731	987.840	829.786	0	0	0				0 0	0	0	0	0	0
				12.480.000	1.398.318	1.240.264	1.701.256	1.898.824	1.872.481					_				0.750 1.200.750	.750 1.200.750	.750 1.200.750	50 1.200.750	0 1.200.750	1.200.750
[kwh ₄] 0 3.600 000 720 .000 9.120.000 12.720 000 18.7200 000 <th></th> <th></th> <th></th> <th>12.480.000</th> <th>1.319.168</th> <th>1.103.830</th> <th></th> <th>1.504.046</th> <th></th> <th></th> <th></th> <th></th> <th></th> <th></th> <th></th> <th></th> <th></th> <th>093 501.031</th> <th>131 472.671</th> <th>571 445.916</th> <th>16 420.675</th> <th>396.863</th> <th>374.400</th>				12.480.000	1.319.168	1.103.830		1.504.046										093 501.031	131 472.671	571 445.916	16 420.675	396.863	374.400
[kwh ₄] 0 3.396 226 640.797 7.657.328 10.075 431 9.146 440 12.669.290 10.055.664 0<		Vheil		0	3.600.000	720.000	9.120.000	12.720.000	12.240.000		15.120.000	0	0	0	0			0 0	0		0	0	0
[kwh _h] 0 3.750.000 750.000 9.500.000 13.250.000 18.750.000 15.750.000 0 0 0 0 0 0 0		Vheil		0	3.396.226	640.797	7.657.328				10.055.664	0	0	0	0			0 0	0	0	0	0	0
		Vh _{th}]		0	3.750.000	750.000	9.500.000	13.250.000	12.750.000	18.750.000	15.750.000	0	0	0	0			0 (0		0	0	0
0 0 0		Vh,h		0	3.537.736	667.497	7.976.383	10.495.241			10.474.650	0	0	0	0		0	0 0	0	0	0	0	0

	iage villacii	DFB-Anlage Villach (2011)																				
	Anlagendaten																					
Fuel Power	κW	15000	[10]																			
Electical Output	ΚW	3200	[10]				Vollact	nach														
Thermal Output	ΚW	0009	Annahme					Betriebsst														
Preis Brennstoff Waldhackgut	€/MWh	15,68	[13]		LCOE	[c/kWh _{el}] 19,46773	19,467732	Keine Daten														
Spezifische Investitionskosten	[€/MWth]	1.080.000	[9]		ГСОН	[c/kWh _{th}]	10,38279	Betriebsstd.														
Betriebs- und Wartungskosten	<u>\tilde{\psi}</u>	1.216.875	[13]																			
Anschaffungskosten Gasmotor	$[\epsilon/{\sf MW}_{\rm el}]$	1.000.000	[9]																			
Wellestotonden																						
Vollaststunden		:																				
	Einheit	Quelle/Annahme																				
Jahr t			0	-	2	3	4	2	9	7	œ	6	10	=	12	13	14	15	16 17	. 18	19	20
kalkulatorischer Zinssatz r	%	[12]	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9 9	9	9	9
Investitionausgaben I _t	[€]		19.400.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0 0	0	0	0
Betriebsstunden h _t	Ξ	Annahme	0	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500 7.	7.500 7.1	7.500 7.500	0 7.500	7.500	7.500
Betriehs- und Wartungskosten [€]			c	1 216 875	1 216 875	1 216 875	1 216 875	1 216 8 75	1 216 875	1 216 875	1 216 875 1	1 216 875 1	1 216 875 1	1 216 875 1	1 216 875 1 3	1 216 875 1 2	1216 875 121	1216 875 121	1 216 875 1 216 875	875 1 216 875	75 1 216 875	F 1216.875
Detrieps- mid wal tang svosten	F. 1			7.77	1.210.013	1.210.013		7.77														
u,	[e]		0	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000														
Gesamtko sten A _t	<u>@</u>		19.400.000	2.980.875	2.980.875	2.980.875	2.980.875 2.980.875	2.980.875	2.980.875		2.980.875 2	2.980.875 2	2.980.875 2	2.980.875 2.	2.980.875 2.9	2.980.875 2.9	2.980.875 2.98	2.980.875 2.98	2.980.875 2.980.875	875 2.980.875	75 2.980.875	5 2.980.875
Gesamtko sten, abgezinst A _{t,0} [€]	<u></u>		19.400.000	2.812.146	2.652.968	2.502.800	2.361.132	2.227.483	2.101.399	1.982.452	1.870.238	1.764.375 1	1.664.505 1	1.570.288 1.	1.481.404 1.3	1.397.551 1.3	1.318.444 1.24	1.243.815 1.17	1.173.410 1.106.991	991 1.044.331	31 985.218	929.451
Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]		0	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000 24.000.000	24.000.000	24.000.000 3	24.000.000 24.000.000	4.000.000 2	24.000.000 24.000.000	4.000.000 24	24.000.000 24.	24.000.000 24.0	24.000.000 24.000.000	00.000 24.00	24.000.000 24.000.000	00.000 24.000.000	.000 24.000.000	000 24.000.000	00 24:000:000
Erzeugter Strom, abgezinst $E_{t,c}[kWh_{el}]$	kWh _{ei}]		0	22.641.509	21.359.915	20.150.863	20.150.863 19.010.248	17.934.196	16.919.053	15.961.371 1	15.057.897	14.205.563 1	13.401.475 12	12.642.901 11	11.927.265 11.	11.252.137 10.6	10.615.223 10.0	10.014.361 9.44	9.447.511 8.912.746	746 8.408.251	51 7.932.312	2 7.483.313
Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]		0	45.000.000	45.000.000	45.000.000	45.000.000	45.000.000 45.000.000 45.000.000 45.000.000		45.000.000 4	5.000.000 4	5.000.000 49	5.000.000 45	45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000 45,000,000	000.000 45.0	000:000 45:0	00.000 45.00	0.000 45.00	0.000 45.000.000	.000 45.000.000	100 45.000.000	00.000.000
Erzeugte Wärme, abgezinst H _t [kWh _{th}]	kWh _{th}]		0	42.452.830	40.049.840	37.782.868	37.782.868 35.644.215 33.626.618		31.723.224	29.927.570 2	28.233.557 2	26.635.431 25.127.765		23.705.439 22	22.363.621 21.0	21.097.756 19.9	19.903.543 18.7	18.776.928 17.714.083	4.083 16.711.399	.399 15.765.471	71 14.873.085	35 14.031.213
Mit Betriebsstunden nach [6]	[9] H																					
-	Einheit	Quelle/Annahme																				
Jahr t			0	-	2	က	4	2	9	7	80	6	10	==	12	13		15	16 17		19	20
kalkulatorischer Zinssatz r 9	%		9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9 9	9	9	9
Investitionausgaben I _t	<u>@</u>		19.400.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0 0	0	0	0
Betriebsstunden h _t	Ξ	Annahme	0	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500 7.	7.500 7.3	7.500 7.500	0 7.500	7.500	7.500
Betriebs- und Wartungskosten [€]	<u></u>		0	1.216.875	1.216.875	1.216.875	1.216.875	1.216.875	1.216.875	1.216.875	1.216.875	1.216.875 1	1.216.875 1	1.216.875 1.	1.216.875 1.2	1.216.875 1.2	1.216.875 1.21	1.216.875 1.21	1.216.875 1.216.875	875 1.216.875	75 1.216.875	5 1.216.875
Brennstoffkosten F _t	€		0	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000	1.764.000 1	1.764.000 1	1.764.000 1	1.764.000 1.	1.764.000 1.7	1.764.000 1.7	1.764.000 1.76	1.764.000 1.76	1.764.000 1.764.000	000 1.764.000	00 1.764.000	0 1.764.000
Gesamtko sten A _t	[æ]		19.400.000	2.980.875	2.980.875	2.980.875	2.980.875 2.980.875	2.980.875	2.980.875	2.980.875	2.980.875 2	2.980.875 2	2.980.875 2	2.980.875 2.	2.980.875 2.9	2.980.875 2.9	2.980.875 2.98	2.980.875 2.98	2.980.875 2.980.875	875 2.980.875	75 2.980.875	5 2.980.875
Gesamtko sten, abgezinst A _{t,0}	[€]		19.400.000	2.812.146	2.652.968	2.502.800	2.361.132	2.227.483	2.101.399	1.982.452	1.870.238	1.764.375 1	1.664.505 1	1.570.288 1.	1.481.404 1.3	1.397.551 1.3	1.318.444 1.24	1.243.815 1.17	1.173.410 1.106.991	991 1.044.331	31 985.218	929.451
Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]		0	24.000.000	24.000.000	24.000.000	24.000.000 24.000.000	24.000.000	24.000.000 3	24.000.000 2	4.000.000 2	4.000.000 24	4.000.000 24	24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000 24,000,000	000.000 24.0	000.000 24.0	00.000 24.00	0.000 24.00	0.000 24.000.000	.000 24.000.000	000 24.000.000	00 24:000:000
Erzeugter Strom, abgezinst E _{t.(} [kWh _{el}]	kWh _{el}]		0	22.641.509	21.359.915	20.150.863	20.150.863 19.010.248	17.934.196	16.919.053	15.961.371	15.057.897	4.205.563 1	3.401.475 I	14.205.563 13.401.475 12.642.901 11.927.265 11.252.137	927.265 11.	252.137 10.6	10.615.223 10.0	10.014.361 9.44	9.447.511 8.912.746	746 8.408.251	51 7.932.312	2 7.483.313
Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]		0	45.000.000	45.000.000	45.000.000	45.000.000	45.000.000	45.000.000.a	15.000.000 4	5.000.000 4	5.000.000 48	5.000.000 45	.000.000.45	000.000 45.0	000.000 45.0	00.000 45.00	0.000 45.00	45.000.000 45.000.000	.000 45.000.	0.000.45.000.0	0. 000.24
Erzeugte Wärme, abgezinst H, [kWh,	kwh.1		c	42 452 830	0000000		37 782 868 35 644 215	32 636 619 31 732 334	, 100 002 10	027 500 00	פור ובה 120 בים ביו יוה ביוק היב ביוק היב ביות מיו בייב ביו היב ביב ביו מיו ובייב ביו היב ביב ביו מיו ובייב ביו היב ביב ביו מיו ובייב ביו היב ביב ביו מיו היב ביו מיו מיב ביו	6 625 421 2	707 701 7	70 707	1000000	201 210	00 540 107	17 71 000 2	112 31 000.			

	Di D'Ailiage Seilaeil (2012)	(2707)																			
	Anlagendaten																				
Fuel Power	ΚW	15000	[2]																		
Electical Output	κM	2100	[2]																		
Thermal Output	ΚW	6400	[2]				Vellen	mit													
Preis Brennstoff Rinde	€/MWh	19,2	[2]					Betr.st.													
Preis Brennstoff Holzreststoffe	€/MWh	10,0	[2]		LCOE	[c/kWh _{el}]	16,72869 20	20,685202													
Preis Brennstoff Waldhackgut	€/MWh	15,68	[13]		ГСОН	[c/kWh _{th}] 1	13,330675 10	16,48352													
Spezifische Investitionskosten	[€/MWth]	1.050.000	[9]																		
Betriebs- und Wartungskosten		2.853.376																			
Anschaffungskosten Gasmotor	<u>\w</u>	1.000.000																			
	fis																				
Vollaststunden																					
	Einheit	Quelle/Annahme	hme																		
Jahr t			0	1	2	6	4	2	9	7 8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
kalkulatorischer Zinssatz r	%	[12]	9	9	9	9	9	9		9 9					9	9	9	9	9	9	9
Investitionausgaben I,	€	8	20.850.000	0	0	0	0			0 0	0 0	0	0		0	0	0	0	0	0	0
Betriehsstunden h.	E	Annahme	C	7 500	7 500	7 500	7 500	7 500 7	7 500 7	7 500 7 500	2 500	0 7 500	0 7 500	0 7 500	7 500	7 500	7.500	7 500	7 500	7 500	7 500 7 500
1	E 3	2	0 0	376 670 6														2000			
Betriebs- und Wartungskosten [七]	<u> </u>	≅ :	0	2.853.370														2.853.370			_
Brennstoffkosten F _t	[€]	[8]	0	1.727.550		- 1		- 1		1.727.550 1.727.550	7.550 1.727.550	550 1.727.550	550 1.727.550	- 1	50 1.727.550	- 1		1.727.550	- 1	1.727.550 1.	1.727.550 1.727.550
Gesamtkosten A _t	<u>@</u>		20.850.000	4.580.926	4.580.926	4.580.926 4	4.580.926 4.	4.580.926 4.58	4.580.926 4.58	4.580.926 4.580.926	1.926 4.580.926	926 4.580.926	926 4.580.926	926 4.580.926	26 4.580.926	5 4.580.926	4.580.926	4.580.926	4.580.926 4	4.580.926 4.	4.580.926 4.580.926
Gesamtkosten, abgezinst A _{t,0} [€]	[€]		20.850.000	4.321.628	4.077.008	3.846.234	3.628.522 3.	3.423.134 3.22	3.229.372 3.04	3.046.577 2.874.130	1.130 2.711.443	443 2.557.965	965 2.413.175	175 2.276.580	30 2.147.717	7 2.026.148	1.911.460	1.803.264	1.701.193	1.604.899 1.	1.514.056 1.428.354
Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	[8]	0	38.250.000	38.250.000	38.250.000 38.250.	000	38.250.000 38.2	38.250.000 38.250.000		$38.250.000\ 38.250.000\ 38.250.000\ 38.250.000\ 38.250.000\ 38.250.000$	000 38.250	000 38.250.	000 38.250.0	00 38.250.00	10 38.250.000	38.250.000 38.250.000 38.250.000	38.250.000	38.250.000 38.250.000		38.250.000 38.250.000
Erzeugter Strom, abgezinst E _{t.(} [kWh _{el}]	t,c [kWh _{el}]		0	36.084.906	34.042.364	32.115.438 30.297.	583	28.582.625 26.9	26.964.741 25.43	25.438.435 23.998.523	8.523 22.640.116	.116 21.358.600	600 20.149.623	623 19.009.078	178 17.933.093	3 16.918.012	15.960.389	15.056.970	14.204.689 13.400.650		12.642.123 11.926.531
Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	[8]	0	48.000.000	48.000.000	48.000.000 48.000.	8.000.000 48	000.000 48.0	00.000 48.00	000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000 48.000.000	0.000 48.000	000 48.000	000 48.000.	000 48.000.0	00 48.000.00	10 48.000.000	48.000.000	48.000.000	18.000.000 48	.000.000.48	000.000
Erzeugte Wärme, abgezinst Ht [kWh _{th}]	t [kWh _{th}]		0	45.283.019	42.719.829	40.301.726 38.020.	8.020.496 35	496 35.868.392 33.8	33.838.106 31.922.741	30.115.794	5.794 28.411.126	.126 26.802.949	.949 25.285.801	801 23.854.529	29 22.504.273	3 21.230.446	20.028.723	18.895.022	17.825.492 10	16.816.502 15	15.864.625 14.966.627
Mit Betriebsstunden nach [6]	1ch [6]																				
	Einheit	Quelle/Annahme																			
Jahr t			0	-	2	က	4	2	9	7 8			Ξ	12	13	14	15	16	17	18	19
kalkulatorischer Zinssatz r	%		9	9	9	9	9	9	9	9 9	9 9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9
Investitionausgaben I _t	€	<u>®</u>	20.850.000	0	0	0	0	0	0	0 0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Betriebsstunden h _t	Ξ		Vollast	1.200	2.200	3.800	5.900	5.600 7.	7.500 7.	7.500 7.500	000 7.500	0 7.500	0 7.500	0 7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500 7.500
Betriebs- und Wartungskosten [€]	ر ا (و]	[8]	0	2.853.376	2.853.376	2.853.376 2	2.853.376 2.4	2.853.376 2.85	2.853.376 2.85	2.853.376 2.853.376	3.376 2.853.376	376 2.853.376	376 2.853.376	376 2.853.376	76 2.853.376	5 2.853.376	2.853.376	2.853.376	2.853.376 2	2.853.376 2.	2.853.376 2.853.376
Brennstoffkosten F _t	€	[8]	0	1.727.550	1.727.550	1.727.550	1.727.550 1.	1.727.550 1.72	1.727.550 1.72	1.727.550 1.727.550	7.550 1.727.550	550 1.727.550	550 1.727.550	550 1.727.550	50 1.727.550	0 1.727.550	1.727.550	1.727.550	1.727.550	1.727.550 1.	1.727.550 1.727.550
Gesamtkosten A _t	[€]		20.850.000	4.580.926	4.580.926	4.580.926 4	4.580.926 4.	4.580.926 4.58	4.580.926 4.58	4.580.926 4.580.926	0.926 4.580.926	926 4.580.926	926 4.580.926	926 4.580.926	26 4.580.926	5 4.580.926	4.580.926	4.580.926	4.580.926 4	4.580.926 4.	4.580.926 4.580.926
Gesamtkosten, abgezinst $A_{\rm t,0}$	<u>@</u>		20.850.000	4.321.628	4.077.008	3.846.234	3.628.522 3.	3.423.134 3.22	3.229.372 3.04	3.046.577 2.874.130	1.130 2.711.443	443 2.557.965	965 2.413.175	175 2.276.580	30 2.147.717	7 2.026.148	1.911.460	1.803.264	1.701.193	1.604.899 1.	1.514.056 1.428.354
Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	[8]	0	6.120.000	11.220.000	19.380.000 30.090.000	0.090.000 28	28.560.000 38.2	38.250.000 38.28	38.250.000 38.250	38.250.000 38.250.000	.000 38.250.000	.000 38.250.000	.000 38.250.000	00 38.250.000	00 38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000 38	38.250.000 38	38.250.000 38.250.000
Erzeugter Strom, abgezinst E _{t.(} [kWh _{el}]	t.c [kWh _{el}]		0	5.773.585	9.985.760	16.271.822 2	23.834.098 21.	098 21.341.693 26.9	26.964.741 25.43	25.438.435 23.998.523	8.523 22.640.116	.116 21.358.600	600 20.149.623		19.009.078 17.933.093		16.918.012 15.960.389	15.056.970	14.204.689 13.400.650		12.642.123 11.926.531
Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	[8]	0	7.680.000	14.080.000	24.320.000 37.760.	7.760.000 35	840.000 48.0	00.000 48.00	000 35.840,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000 48,000,000	0.000 48.000	000 48.000	000 48.000.	0.000 48.000.0	00 48.000.00	10 48.000.00C	48.000.000	48.000.000	18.000.000 48	.000.000.48	000.000

Fig. Fig.	DFB-A	DFB-Anlage Nongbua (2017)	bua (2017)																			
Maintain 10 10 10 10 10 10 10 1		Anlagendaten																				
	Fuel Power	kW	3800	[11]																		
	Electical Output	kW	1000	[11]				Vollact	nach													
	Thermal Output	kW	1250	[11]					triebsst													
	Preis Brennstoff Waldhackgut	€/MWh	15,68	[13]		LCOE			eine Daten													
	Spezifische Investitionskosten	[€/MWth]	1.200.000	Annahme nach [6]		ГСОН			uber													
Fighth 1000000	Betriebs- und Wartungskosten	<u>\text{\$\psi}</u>	642.875	[13]				1														
Fig. Parameter	Anschaffungskosten Gasmotor	[€/MW _{el}]	1.000.000	[6]																		
State Consistent Consiste																						
	Vollaststunden																					
		Einheit	Quelle/Annahme																			
Y.Y. [12] 6<	Jahr t			0	1	2	3	4	5			10	11	12	13	14	15	16	17	18		50
	kalkulatorischer Zinssatz r	%	[12]	9	9	9	9	9	9			9	9	9	9	9	9	9	9	9		9
H H Amahime 0 7500	Investitionausgaben I _t	[e]	[8]	5.560.000	0	0	0	0	0			0	0	0	0	0	0	0	0	0		0
	Betriebsstunden h _t	E	Annahme	0	7.500	7.500	7.500	7.500					7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500			200
	Betriebs- und Wartungskosten	<u>€</u>	[8]	0	642.875	642.875	642.875							642.875	642.875							2.875
Charles Charles	Brennstoffkosten F,	: ⋥		0	446.880	446.880	446.880							446.880	446.880						_	.880
	Gesamtkosten A _t	€		5.560.000	1.089.755	1.089.755								1.089.755								9.755
	Gesamtkosten, abgezinst A _{t,0}	₩		5.560.000	1.028.071	828.696								541.575	510.920	482.000						162.
Likukuli Si	Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	[8]	0	7.500.000	7.500.000								7.500.000								0.000
Hyllyhyll S C C C C C C	Erzeugter Strom, abgezinst E _L	, [kWh _{el}]		0	7.075.472	6.674.973								3.727.270								8.535
Paris Pari	Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	[8]	0	9.375.000	9.375.000								9.375.000								5.000
Hace Glate Hace Erzeugte Wärme, abgezinst H _t	, [kWh _{th}]		0	8.844.340	8.343.717								4.659.088								3.169	
Finher Health H	Mit Betriebsstunden nac	ch [6]																				
Paralle Para		Einheit	Quelle/Annahme																			
44 45 6 9 9 9 9 9 9 9 9 9 9 9 9 9 <th>Jahr t</th> <th></th> <th></th> <th>0</th> <th>-1</th> <th>2</th> <th>က</th> <th>4</th> <th>2</th> <th>9</th> <th>7 8</th> <th>10</th> <th>Π</th> <th>12</th> <th>13</th> <th>14</th> <th>15</th> <th>16</th> <th>17</th> <th></th> <th></th> <th>20</th>	Jahr t			0	-1	2	က	4	2	9	7 8	10	Π	12	13	14	15	16	17			20
Since Sinc	kalkulatorischer Zinssatz r	%		9	9	9	9	9	9			9	9	9	9	9	9	9	9	9		9
Annahime 0 7500 7500 7500 7500 7500 7500 7500 7	Investitionausgaben I _t	<u>@</u>	[8]	5.560.000	0	0	0	0	0			0	0	0	0	0	0	0	0			0
[8] 0 0 0 46.8875 642.	Betriebsstunden h _t	回	Annahme	0	7.500	7.500	7.500	7.500					7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500			200
[8] 0 0 446.88	Betriebs- und Wartungskosten	[e]	[8]	0	642.875	642.875	642.875							642.875	642.875							2.875
5560.000 1.089.755 1.089.7	Brennstoffkosten F _t	[€]	[8]	0	446.880	446.880	446.880							446.880	446.880							.880
5560.000 1.028.071 969.878 943.979 863.188 143.28 768.234 724.749 683.726 645.024 608.514 574.059 541.575 510.202 482.000 454.717 7 181.431 787.431 863.188 814.328 768.234 76	Gesamtkosten A _t	[€]		5.560.000	1.089.755	1.089.755								1.089.755								9.755
[8] 0 7:500.000				5.560.000	1.028.071	828.696								541.575	510.920							162.6
0 7.075472 6.674.973 6.297.146 5.940.702 5.604.436 5.287.204 4.987.228 4.439.238.633 4.659.088 4.395.366 9.375.009 9	Erzeugter Strom E _t	[kWh _{el}]	[8]	0	7.500.000	7.500.000								7.500.000								0.000
[8] 0 9.375.000	Erzeugter Strom, abgezinst E _{t.}	c [kWh _{el}]		0	7.075.472	6.674.973								3.727.270								8.535
0 8844340 8343.77 7871.431 7425.878 7.005.545 6.609.005 6.234.910 5.881.991 5.549.048 5.234.951 4.938.633 4.659.088 4.395.366 4.146.572 3.911.860 3.690.434 3.481.541 3.284.473 3.098.599	Erzeugte Wärme H _t	[kWh _{th}]	[8]	0	9.375.000	9.375.000																5.000
	Erzeugte Wärme, abgezinst H _t	, [kWh _{th}]		0	8.844.340	8.343.717																3.169

