

Dissertation

Konzeption, Planung, Konstruktion und Aufbau einer druckaufgeladenen Versuchsanlage zur Biomassevergasung

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Doktors der technischen Wissenschaften unter der Leitung von

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

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Techn. Biowissenschaften (E 166)

eingereicht an der Technischen Universität Wien
Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von

Dipl.-Ing. Richard Zweiler

Matrikelnummer 9325623

Kundratstr. 16/2/29

1100 Wien

<http://zweiler.at>

Wien, im April 2005

.....
Dipl. -Ing. Richard Zweiler

Vorwort und Danksagung

Diese Arbeit entstand im Rahmen des Kompetenzzentrums Austrian Bioenergy Centre. Es freut mich, dass es noch staatliche Budgetposten und Förderprogramme gibt, die unserer Wirtschaft und Gesellschaft zugute kommen. Ich bedanke mich besonders bei den Firmenpartnern DI Christian Aichernig der Fa. Repotec – Renewable Power Technologies Umwelttechnik Ges.m.b.H. und Ing. Reinhard Koch der Fa. Biomassekraftwerk Güssing G.m.b.H. & Co KG, die bereit sind nachhaltige Technologien zu finanzieren und professionelle Forschung zu ermöglichen.

Herzlich danke ich Univ. Prof. Dr. Hermann Hofbauer für sein einzigartiges Engagement, die qualitativ hochwertige Betreuung und die Schaffung der Rahmenbedingungen für dieses höchst interessante Projekt. Ich bedanke mich bei Dr. Fercher für das unkomplizierte und effiziente Management, sowie bei Univ. Prof. Dr. Andreas Werner für die offene Zusammenarbeit. Dr. Reinhard Rauch danke ich für seine dynamischen Problemlösungsansätze und die interessanten Diskussionen.

Ganz herzlich bedanke ich mich bei meinen Kollegen Dr. Christoph Pfeifer und DI Ernst Höftberger für die Entwicklung und Umsetzung der zahlreichen kreativen Ideen und vor allem der tatkräftigen Unterstützung. Dr. Tobias Pröll danke ich für die freundschaftliche Zusammenarbeit und die vielen grundlegenden Diskussionen.

Mein ganz besonderer Dank gilt Wilhelm Moser für seine mehr als selbständige Arbeit, erfrischende Kreativität und die ausgezeichnete und wertvolle Unterstützung. Genauso bedanke ich mich bei Jörg Artner für die professionelle, rasche und zusätzlich noch formschöne Fertigung und Installation der Versuchsanlage.

Bei den weiteren Mitarbeitern der Arbeitsgruppe zukunftsfähige Energietechnik und meinen Kollegen des Institutes für Verfahrenstechnik bedanke ich mich für die sehr gute Zusammenarbeit und den gelebten Teamgeist, der eine der großen Stärken des Verfahrenstechnikers ist.

Meinen allergrößten Dank spreche ich meiner Frau Kamilla aus.

Kurzfassung

Durch Biomassevergasung erzeugtes Produktgas ist ein wertvoller Einsatzstoff für zahlreiche großtechnische Anwendungen und leistet durch seine weitgehend neutrale CO₂ Bilanz einen wichtigen Beitrag zur Verringerung des Treibhauseffektes. Aufgrund der hohen H₂ und CO Gehalte eignet sich dieses Gas hervorragend für Synthesegasprozesse, welche fast ausschließlich unter Druck zwischen 5 und 350 bar stattfinden. Bei der energetischen Nutzung des Gases in einer Brennstoffzelle oder einer Gasturbine ist ebenfalls ein Druck zwischen 4 und 20 bar erforderlich. Durch Integration druckaufgeladener Vergasung in diese Prozesse entfällt eine aufwändige Verdichtung des Produktgases. Weitere Vorteile bringt diese Technologie in Kombination mit einer Hochtemperaturgasreinigung für Prozesse, die ein verdichtetes Gas bei hohen Temperaturen benötigen.

Großtechnische Anlagen mit integrierter druckaufgeladener Vergasung von fossilen Brennstoffen sind weltweit mehrfach ausgeführt und in Betrieb, z. Bsp. bei Fischer-Tropsch Synthese zur Erzeugung von Kraftstoffen. Bisher wurde noch wenig Entwicklungsarbeit für die druckaufgeladene Vergasung von Biomasse geleistet, großtechnisch ausgeführt wurden die Kraft-Wärme-Kopplung Värnamo in Schweden und eine Anlage auf Hawaii. Der Forschungsschwerpunkt im Bereich Biomasse lag auf der Vergasung mit den Medien Luft, Sauerstoff und einem Gemisch daraus mit Dampf, weil das Produktgas hauptsächlich für die energetische Nutzung in Gasturbinen vorgesehen war.

Diese Arbeit beschreibt im Detail die gesamte Planung, Konzeption, Konstruktion, den Aufbau und die Inbetriebnahme einer druckaufgeladenen Wirbelschichtversuchsanlage zur Vergasung fester Brennstoffe. Dabei steht ein weiter Betriebsbereich und die Flexibilität bei zukünftigen Erweiterungen im Vordergrund, um bestehende Vergasungsmodelle zu erweitern und zu validieren, den Einfluss des Druckes auf den Prozess zu untersuchen und verschiedene Bettmaterialien, Brennstoffe, Vergasungsmedien und Anwendungen zu testen.

Der Vergasungsreaktor kann bei Temperaturen zwischen 600°C und 900°C, sowie Überdrücken von bis zu 10 bar betrieben werden. Durch eine elektrische Heizung kann die Biomasse sowohl auto- als auch allotherm vergast werden. Die thermische Brennstoff-Wärmeleistung bei diesem maximalen Betriebsdruck beträgt 50 kW. Der Volumenstrom an erzeugtem Produktgas liegt zwischen 5 und 15 Bm³/h, die Geschwindigkeiten sind bei allen

Betriebsdrücken gleich. Deshalb verhält sich die Leistung des Reaktors proportional zum Druck und entspricht bei atmosphärischem Druck ca. 5 kW. Die Vergasungsmedien Dampf, Luft und zusätzliches Gas, wie Sauerstoff können gemeinsam mit Stickstoff gemischt als Fluidisierung der Wirbelschicht in die Anlage geleitet werden. Die Schlüsseltechnologien der druckaufgeladenen Vergasung, wie Brennstoffförderung und Hochtemperaturfilter werden in dieser Arbeit diskutiert. Die Komponenten der Gaserzeugungsstrecke (Vorwärm-Wirbelschicht, Vergasungs-Wirbelschicht, Beheizung, Zyklon und Hochtemperatur-Membranfilter) befinden sich in einem Druckbehälter, der genügend Raum für Wartungsarbeiten und zukünftige Erweiterungen bietet, sowie mit den erforderlichen Durchführungen für den Einbau künftiger Komponenten ausgestattet ist. Das erzeugte Produktgas steht an einem gekühlten Flansch bei Temperaturen von bis zu 500°C zur Verfügung.

Die Anlage wurde erfolgreich in Betrieb genommen und der Vergasungsbetrieb demonstriert. Die automatische Mess- und Regeltechnik ermöglicht eine einfache und sichere Bedienung. In der ersten Stufe werden die generierten Daten von auto- und allothermer Biomassevergasung mit den Medien Luft, Sauerstoff und Dampf wertvolle Erkenntnisse über die Druckabhängigkeit der Gaszusammensetzung, des Teergehaltes und der Pyrolysekoksvergasung liefern. Diese Daten dienen zur Ermittlung der aussichtsreichsten Verfahren, welche zusammen mit den dazu eventuell weiteren erforderlichen Gasreinigungseinheiten an der Versuchsanlage getestet werden können. Die Anlage wird wertvolle Erkenntnisse bezüglich der bisher noch wenig erforschten Biomassevergasung mit Dampf bzw. Sauerstoff/Dampf unter erhöhten Druck liefern.

Abstract

Pressurised gas produced from biomass is a renewable resource for a wide range of industrial applications. The high content of CO and H₂ as well as the pressure of the producer gas predestines it for the use as synthesis gas for chemical synthesis. It offers the possibility to produce high grade fuels, such as Methanol or Fischer-Tropsch fuels. The producer gas can also be directly used in a gas turbine or in a fuel cell. These applications require the pressurised gas at high temperatures with low impurities, so a high temperature gas cleaning system is essential in these cases.

State of the art industrial scale applications for pressurised gasification of coal are currently in operation, for example plants for the production of Fischer Tropsch fuels. Some data are also available for the co-gasification of Biomass and coal, as well as for the gasification of pure biomass. The industrial scale pressurised gasification of biomass has been realised through the Värnamo IGCC plant and the Renugas Project at Hawaii. The scope of the research activities for these plants and of other institutions focus on the gasification agents air, oxygen and steam, or a mixture of these fluids. The most promising technology to produce a high calorific value gas is the allothermic gasification with the fluidisation agent steam. Another approach to produce a widely nitrogen free gas is the gasification with oxygen. A pressurised process research unit had been built to develop and validate gasification models, to compare the specifications of the atmospheric with pressurised gasification and to test different fuels, bed materials, gasification agents and applications.

The realised PRU provides a producer gas from biomass gasification with temperatures up to 500°C, pressures up to 10 bar with reference to atmospheric pressure and is able to perform gasification of wood chips and other fuels with the gasification agents steam, air and oxygen. Nitrogen and other fluids can also be used to fluidise the bubbling fluidised bed, which can be operated at temperatures from 600°C to 900°C. The producer gas volume flow range is from 5 to 15 m³/h, this means a thermal fuel power of 50 kW at the highest operation pressure of 10 bar. To maintain constant fluidisation conditions the thermal power during operation at atmospheric pressure is 5 kW and is proportional to the pressure. After a cyclone the particles are separated in a metallic high temperature membrane filter. The pre-heated fluidised bed, the reactor fluidised bed, the heating for these parts, the cyclone and the filter are situated in a pressure vessel, with a volume of 3.5 m³. Sufficient space and feedthroughs for pipes and

electrical installations are available in this vessel to extend the installation to additional gas cleaning units or a dual fluidised bed system. Biomass is fed through screw conveyors from a pressurised hopper to the reactor.

The present work describes in detail the design, engineering and start up of a pressurised gasification facility. A summary of the performance of the facility and the units is shown.

The detailed engineering of the PRU in combination with the experience in installation of gasification facilities lead to a smooth start up. The PRU is able to perform, due to the electrical heating of the reactor, allothermic as well as autothermic pressurised gasification and experiments at atmospheric pressure because of the wide operation range of the feeding system. Therefore, the influence of pressure to gasification of biomass with the up to now sparsely published agents steam, steam/O₂ has to be investigated. The generated data from the operation of the PRU will be the basis for the evaluation of the most promising technologies and applications for pressurised biomass gasification. The units of these further processes can be tested at the PRU.

Inhaltsverzeichnis:

1	Einleitung	9
2	Grundlagen	11
2.1	Stand der Technik.....	11
2.1.1	Versuchs- und Demonstrationanlagen	14
2.1.2	Großtechnische Anlagen	31
2.2	Auswertung der Literaturdaten.....	38
2.3	Verfahren zur Vergasung von Biomasse.....	39
2.3.1	Festbett	40
2.3.2	Wirbelschicht	41
2.3.3	Gewähltes Verfahren.....	43
2.4	Grundlagen der Vergasung.....	44
2.4.1	Stufen der thermochemischen Umwandlung	45
2.4.2	Gaszusammensetzung	48
2.4.3	Geschwindigkeit des Pyrolysekoksumsatzes	50
2.4.4	Wärmeübergang in der Wirbelschicht.....	52
2.4.5	Zusammenfassung der Druckabhängigkeit bei der Biomassevergasung	53
2.5	Anwendung	54
2.5.1	Gasreinigung	55
2.5.2	Nutzung als Synthesegas.....	57
3	Versuchsanlage	58
3.1	Bewertung druckaufgeladener Vergasungsverfahren	59
3.1.1	Modellierung verschiedener Verfahren.....	59
3.1.2	Ergebnisse	67
3.2	Design.....	68
3.2.1	Verfahrensfließbild.....	68
3.2.2	Reaktor	70
3.2.3	Druckbehälter	71
3.2.4	Brennstoffförderung.....	72
3.2.5	Weitere Anlagenkomponenten.....	74
3.3	Auslegungsrechnungen	75
3.3.1	Reaktor	75
3.3.2	Zyklon	95
3.3.3	Filter	96
3.3.4	Brennstoffförderung.....	100
3.4	Konstruktion.....	104
3.4.1	R&I Fließbild	104
3.4.2	Zusammenstellungszeichnung	111
3.4.3	Druckbehälter	113
3.4.4	Reaktor	121

3.4.5	Brennstoffförderung	121
3.4.6	Sauerstoffstrecke	124
3.5	Mess- und Regeltechnik	125
3.6	Sicherheitstechnik	129
3.6.1	Allgemeines.....	129
3.6.2	Produktgas.....	131
3.7	Aufbau.....	134
3.7.1	Montage.....	134
3.7.2	Überblick.....	135
3.8	Inbetriebnahme.....	139
3.8.1	Gasdichtheit.....	139
3.8.2	Brennstoffförderung.....	140
3.8.3	Druckregelung in der Gasstrecke	141
3.8.4	Inbetriebsetzung	142
3.9	Betriebsanleitung.....	149
3.9.1	Allgemeines.....	149
3.9.2	Betriebsbereich.....	150
3.9.3	Anfahrvorschrift.....	151
3.9.4	Herunterfahren	153
3.9.5	Wartung.....	154
3.10	Experimente	155
3.10.1	Stand der Technik.....	155
3.10.2	Versuchsprogramm	156
4	Ausblick.....	161
5	Zusammenfassung.....	162
6	Anhang	164
6.1	Details.....	164
6.1.1	Berechnung des Druckbehälters.....	164
6.1.2	Detailzeichnungen.....	170
6.2	Nomenklatur.....	188
6.2.1	Indizes	188
6.2.2	Variablen	189
6.2.3	Konstanten.....	191
6.2.4	Einheiten.....	191
6.2.5	Abkürzungen	191
7	Index und Verzeichnisse	192
7.1	Abbildungsverzeichnis	192
7.2	Tabellenverzeichnis.....	194
7.3	Literaturindex	196

1 Einleitung

Die unterstöchiometrische thermochemische Umwandlung von festen in gasförmige Brennstoffe bei Temperaturen über 500°C, auch Vergasung genannt, ist eine seit langem angewandte Technik zur Bereitstellung von Primär- und Sekundärenergie. Der Bedarf an solchen Anlagen wurde meist durch wirtschaftliche bzw. politische Interessen bestimmt und war bisher größtenteils auf den Einsatz von fossilen Brennstoffen ausgerichtet.

Am Institut für Verfahrenstechnik der technischen Universität Wien wird mittlerweile schon über 10 Jahre intensiv an den Grundlagen verschiedener Vergasungs- und Gasreinigungsverfahren geforscht. Dabei wurde das Prinzip der zirkulierenden Zweizonen - Wirbelschicht entwickelt, auf dessen Basis die Demonstrationsanlage Biomassekraftwerk Güssing mit einer Leistung von 8 MW_{th} konstruiert wurde. Dieses ist als einziges seiner Art erfolgreich in Betrieb. Die technische Universität Graz betreibt einen Doppelfeuervergaser mit Gasreinigungsstrecke und Gasmotor.

Das Biomassekraftwerk Güssing stellt Wärme und Strom bei einem hohen Wirkungsgrad zur Verfügung. Dieses Konzept bietet die Möglichkeit einen Grundlastbedarf an elektrischer Energie aus erneuerbarer Energie zu erzeugen. Das Elektrizitätswirtschafts- und Organisationsgesetz schreibt vor, dass bis 2007 mindestens 4% der Stromabgabe an den Endverbraucher durch Strom aus fester und flüssiger Biomasse, Biogas, Deponie- oder Klärgas, geothermischer Energie oder Wind- und Sonnenenergie gedeckt sein muss [83]. Zur Erreichung dieses Ziels wurde ein erhöhter Strom – Einspeisetarif für erneuerbare Energieträger festgelegt. Einen relativ großen finanziellen Aufwand stellten bisher auch die Investitionskosten der Biomasse Kraftwerke dar, welche in Zukunft anhand größerer Erfahrung bei der Konstruktion und größeren Stückzahlen jedenfalls sinken werden.

Aufgrund umfangreicher Messungen an den beschriebenen und anderen Vergasungsanlagen konnten bereits viele Zusammenhänge bei der Vergasung von Biomasse in Wirbelschicht- und Festbettreaktoren unter atmosphärischen Bedingungen erforscht und fundierte Erkenntnisse gewonnen werden. Somit stellt der Betrieb eines unter Umgebungsdruck betriebenen Vergasungsreaktors mittlerweile den Stand der Technik dar. Der nächste Schritt, die druckaufgeladene Vergasung wurde weltweit bereits mehrmals untersucht. Diese Erkenntnisse wurden bei wenigen Anlagen in den großtechnischen Maßstab übertragen, von denen das Demonstrationskraftwerk Värnamo am längsten in Betrieb war. Für den Durchbruch dieser Technologie müssen allerdings noch die wirtschaftlichen Rahmenbedingungen angepasst werden, die in Schweden den Betrieb dieser Kraft-Wärme

Kopplung derzeit nicht zulassen. Die Kosten für Strombereitstellung aus fossilen Energieträgern sind im Moment geringer als die aus erneuerbaren Brennstoffen.

Viele Prozesse benötigen verdichtetes Biomasse-Produktgas. Zusammen mit der Entwicklung von effizienten Hochtemperaturgasreinigungssystemen eröffnet die druckaufgeladene Vergasung sehr interessante Anwendungsgebiete, wie Stromerzeugung mit Gasturbine bzw. Brennstoffzelle und Mikroturbine, Methanol- und Fischer – Tropsch Synthese, Erzeugung von Erdgas aus Biomasse, usw.

Die Vorteile einer druckaufgeladenen Vergasung, wie die Verringerung der Anlagengröße, besserer Wärmeübergang in der Wirbelschicht, schnellere Pyrolysekoksvergasung und die einfache Verdichtung der Vergasungsmedien in Kombination mit den aussichtsreichen Nutzungstechnologien versprechen die Entdeckung sinnvoller Gesamtanlagenkonzepte.

Diese Technologien befinden sich teilweise im Entwicklungsstadium. Vor allem die druckaufgeladene Vergasung von ausschließlich Biomasse wurde aufgrund der guten Verfügbarkeit und des Kostenvorteils fossiler Energieträger bisher wenig erforscht bzw. publiziert. Details für die Nutzung des erzeugten Produktgases als Synthesegas für industrielle Anwendungen müssen noch erarbeitet werden, das bisher genutzte Produktgas aus fossilen Brennstoffen weist andere Gaszusammensetzungen und Verunreinigungen mit Spurenelementen auf. Auch für die Nutzung des Produktgases in einer Brennstoffzelle muss die erforderliche Hochtemperaturgasreinigung erprobt bzw. entwickelt werden. Die Verbrennung des Gases in einer Gasturbine erfordert zwar im Vergleich dazu den geringsten Aufwand bei der Abscheidung unerwünschter Bestandteile, aber auch hier muss im Fall einer großtechnischen Realisierung der druckaufgeladenen Vergasungstechnologie das gesamte Verfahren an einer Versuchsanlage getestet werden.

Die umfangreichen bisher vorhandenen Erkenntnisse bei der Biomassevergasung lassen aufgrund der Abhängigkeit von zahlreichen Parametern keinen zuverlässigen Schluss auf das Verhalten der Vergasung von Biomasse bei höheren Drücken zu. Vor allem die Dampf bzw. kombinierte Dampf / Sauerstoffvergasung unter höheren als atmosphärischen Druck zur Erzeugung eines hochwertigen Produktgases wurde bisher noch sehr wenig erforscht.

Es ist dringend geboten, unserer Gesellschaft Technologien der nachhaltigen Nutzung erneuerbarer Rohstoffe zur Verfügung zu stellen.

2 Grundlagen

2.1 Stand der Technik

Druckaufgeladene Vergasungsanlagen für den Einsatz fossiler Energieträger, vor allem Kohle, werden derzeit großtechnisch eingesetzt und sind auch in Betrieb, wie z. Bsp. Fischer – Tropsch Anlagen zur Erzeugung synthetischer Treibstoffe in Südafrika. Diese stellen bereits den Stand der Technik dar [89], [32], [29], [59], [47], [69], [53]. Andere Kohlevergasungsanlagen wie z.Bsp. der British Coal Topping Cycle [32] wurden entwickelt, um die Eintrittstemperatur des erzeugten und anschließend verbrannten Produktgases in eine Gasturbine zu erhöhen. Das Flugstrom – Kohlevergasungskraftwerk Buggenum, Holland mit einer Leistung von 253 MW_{el} dosiert teilweise bis zu 10% Biomasse zu [87] [63].

Im Bereich erneuerbarer Energieträger wurde bisher nur wenig Entwicklungsarbeit geleistet. Die Suche nach bestehenden Anlagen für druckaufgeladene Vergasung konzentrierte sich auf Apparate mit Biomasse als Einsatzstoff. Es zeigt sich, dass für solche Vergasungsanlagen andere Spezifikationen gelten als z. Bsp. für Kohle-Vergasungsanlagen. Daher sind auch Versuchsanlagen die für ausschließlich Kohlevergasung konzipiert sind und nur in geringen Mengen Biomasse zudosiert haben, wie z. Bsp. [86], [3], [4], [10] in den folgenden Kapiteln nicht angeführt.

Es gibt weltweit einige druckaufgeladene Vergasungsanlagen, die Biomasse bzw. eine Kombination daraus mit Kohle als Brennstoff nutzen. Sehr unterschiedlich sind die verfügbaren Daten und die Betriebsparameter der Reaktoren. Gaserzeugungsreaktoren im kleinen Maßstab, für die publizierte Daten vorliegen, wurden hauptsächlich von Forschungseinrichtungen aufgebaut und betrieben. Großtechnisch ausgeführt wurden bisher nur wenige. Das Engineering basierte jedoch stets auf den Erfahrungswerten und Kenntnissen, die an einer Versuchsanlage gewonnen wurden.

Versuchs- und Demonstrationsanlagen sind in der folgenden Tabelle 2-1 zusammengefasst und werden im Kap. 2.1.1 genauer beschrieben.

Großtechnisch ausgeführte Anlagen sind in Tabelle 2-2 zusammengefasst und detailliert im Kap. 2.1.2 dargestellt.

Dabei bedeutet Holz im Feld Brennstoff, dass Holzhackschnitzel verwendet wurden, Biomasse repräsentiert die Verwendung von Holz und anderen Brennstoffe wie z. Bsp. Stroh oder Rinde. Die Bedeutung der Abkürzungen sind im Anhang ausgeführt.

Betreiber, Standort	Brennstoffwärmeleistung	Brennstoff	Vergasungsmedium	Druck	Temperatur	Verfahren
Univ. Lund, Schweden	100 kW	Sägemehl, Textilien, Kohle	Luft und N ₂ /O ₂ -Gemische	bis zu 20 bar	bis zu 1050°C	Intern zirkulierende Wirbelschicht, Heißgasreinigung bis 800°C, katalytische Nachbehandlung
VTT, Espoo (Finnland)	400 kW	Holzabfälle, Torf, Sägemehl, Kohle	Luft mit Dampf	3 bis 10 bar	700 bis 1100°C	Zirkulierende Wirbelschicht mit Heißgasreinigung bis 750°C, katalytische Nachbehandlung
IGT, Chicago	1,9–2,3 MW (467 kg/h)	Hackschnitzel, Abfälle, Bagasse	O ₂ , Luft, Dampf	bis zu 25 bar	750 bis 980°C	Stationäre Wirbelschicht, Heißgasreinigung, Methanol/Synthesegas/SNG
Cratech, Texas	3–5 MW (1 MW _{el})	Bagasse, Hackschn., Baumwollabfälle	Luft	bis zu 10 bar	666 bis 864°C	Stationäre W/S mit Heißgasreinigung und Gasturbine
IVD, Stuttgart	50 kW	Holzpellets, Kohle	Luft mit Stickstoff	1,2 bis 16 bar	750 bis 1000°C	Stationäre Wirbelschicht, Keramikfilter bis 750°C, gestufte Verbrennung
TU Delft, Holland	1,5 MW	Miscanthus, Stroh, Kohle	Luft, O ₂ /N ₂ , Dampf, Rauchgas	3 bis 10 bar	750 bis 1000°C	Heißgasreinigung bis 800°C, Mikro-Gasturbine
KTH, Schweden	60–75 kW (15 kg/h)	Kohle, Holzmehl	O ₂ , N ₂ , Dampf	bis zu 30 bar	bis zu 900°C	Reformer, Sinter-Metall Hochtemperaturfilter bis 500°C

Tabelle 2-1: Druckaufgeladene Versuchs- und Demonstrationsvergasungsanlagen

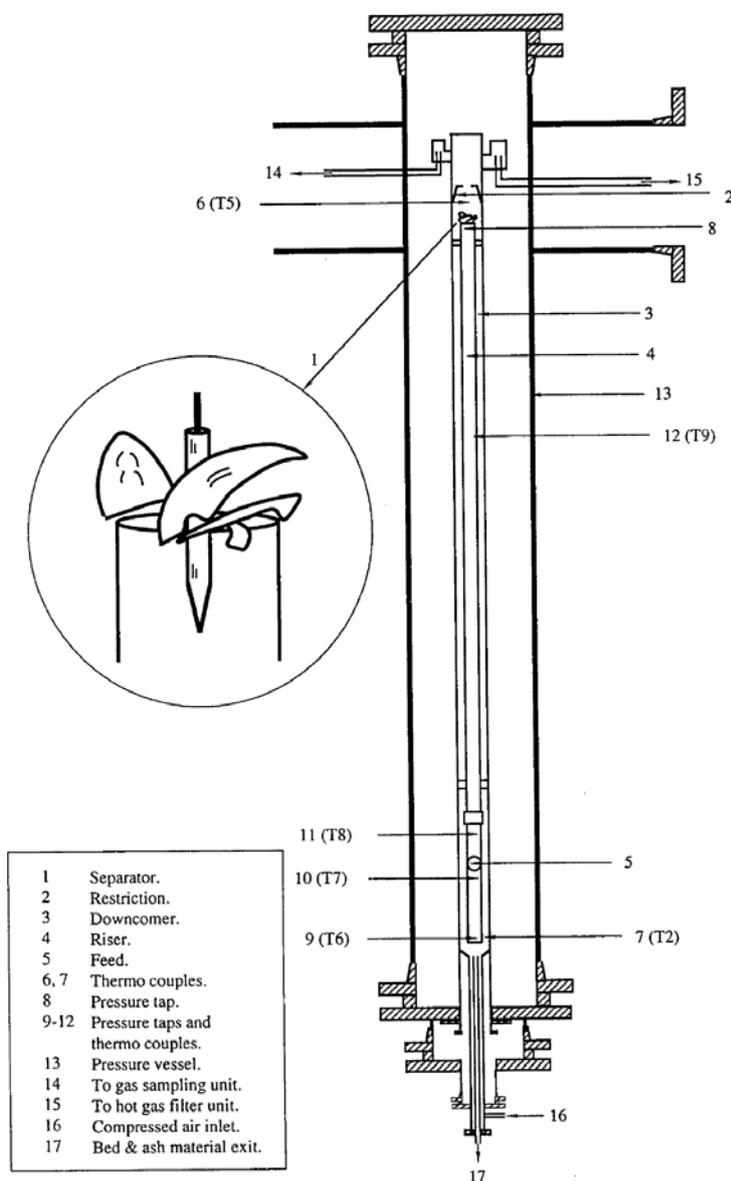
Betreiber, Standort	Leistungs- abgabe	Brennstoff- wärmeleistung	Brennstoffe	Vergasungs- medium	Druck	Temperatur	Verfahren, Status
Sydkraft/Bioflow, Värnamo	6 MW _{el} 9 MW _{th}	18 MW	Holzabfälle, Hackschnitzel	Luft	bis zu 24 bar	950 bis 1000°C	Zirkulierende Wirbelschicht, KWK, Gas- u. Dampfturbine, 1996 bis 2000 in Betrieb
Enviropower, Tampere	k. A.	10 MW / 15 MW	Kohle, Holz	Luft, Dampf	bis zu 30 bar	800 bis 1100°C	Stationäre Wirbelschicht, Fernwärmenetz, Inbetriebnahme 1993
PICHTR, Hawaii	k. A.	10 MW	Biomasse	Sauerstoff, Luft, Dampf	bis zu 20 bar	590 bis 890°C	Stationäre Wirbelschicht, Synthesegas, Gasturbine, 1997 eingestellt

Tabelle 2-2: Großtechnisch ausgeführte druckaufgeladene Vergasungsanlagen

2.1.1 Versuchs- und Demonstrationanlagen

2.1.1.1 Universität Lund, Schweden

Am Institut für Verfahrenstechnik II der Universität Lund wird seit 1975 im Bereich Vergasung fester Brennstoffe geforscht. Seit 1992 ist auch eine druckaufgeladene zirkulierende Wirbelschicht in Betrieb [109]. Die Anlage besteht wie in Abbildung 2-2 dargestellt aus der Brennstoffförderung, dem Wirbelschichtreaktor, dem Heißgasfilter und einem Reaktor zur katalytischen Behandlung des gereinigten Produktgases [72]. Die Experimente wurden mit Luft durchgeführt bei einer Luftzahl λ zwischen 0,2 und 0,8, sowie mit N_2 & O_2 Gemischen [73]. Die Gasgeschwindigkeiten im Reaktor liegen zwischen 1 und 2 m/s, die Verweilzeiten betragen 1,5 – 3 s. [110]. Der Reaktor und die weiteren



Anlagenkomponenten befinden sich in einem aus Standardrohren- und flanschen hergestellten Druckbehälter. Der Reaktor mit zirkulierender Wirbelschicht hat einen Durchmesser von 100 mm und ist 3 m hoch. Er besteht aus zwei konzentrischen Rohren mit dem Riser im Innenrohr. Statt eines Zyklons zur Feststoffabscheidung wird der in Abbildung 2-1 dargestellte Abscheider eingesetzt. Die Rückführung der abgetrennten Partikel erfolgt durch einen trichterförmigen Boden in der Nähe des Risereintritts. Asche und Bettmaterial kann in der Mitte des Reaktors durch das innere Rohr abgezogen werden. Es zeigte sich, dass höherer Druck die Fluidisierung stabilisiert.

Abbildung 2-1: Reaktor Universität Lund

Standort	Lund, Department of Heat and Power Engineering Schweden
Betreiber	Universität, welche mit der Industrie zusammenarbeitet, vornehmlich Sydkraft, dem Betreiber der Anlage in Värnamo
Leistung	100 kW _{th} , Brennstoffmenge max. 20 kg/h
Brennstoff	Biomasse, Sägemehl, Kunststoffabfälle, Textilien, Kohle
Vergasungsmedium	Luft, N ₂ , O ₂ Mischungen daraus
Druck	bis 25 bar möglich, durchgeführt bis 20 bar
Temperatur	600 - 1050° C
Reaktor	wahlweise PFBG, PBFB, PCFB
Brennstoffförderung	Die Biomasse wird in einem Zwischenbehälter mit einem hydraulischen Kolben komprimiert und mittels einer Schneckenförderung in den Reaktor eingebracht [36].
Gasreinigung	keramische Filterkerzen (Fa. Schumacher) zur Entfernung der Partikel, Betriebstemperatur bis 800°C
Weitere Informationen	Die Anlage wurde mit einer Möglichkeit zur Untersuchung der katalytischen Gasreinigung versehen, primär wurde in diesem Projekt ein Verfahren entwickelt, das die Anforderungen eines kombinierten Vergasungs – GuD Prozesses erfüllt. Weiter Versuche zur Nutzung des Gases in einer Brennstoffzelle sind geplant.

Tabelle 2-3: Zusammenfassung der Versuchsanlage der Universität Lund

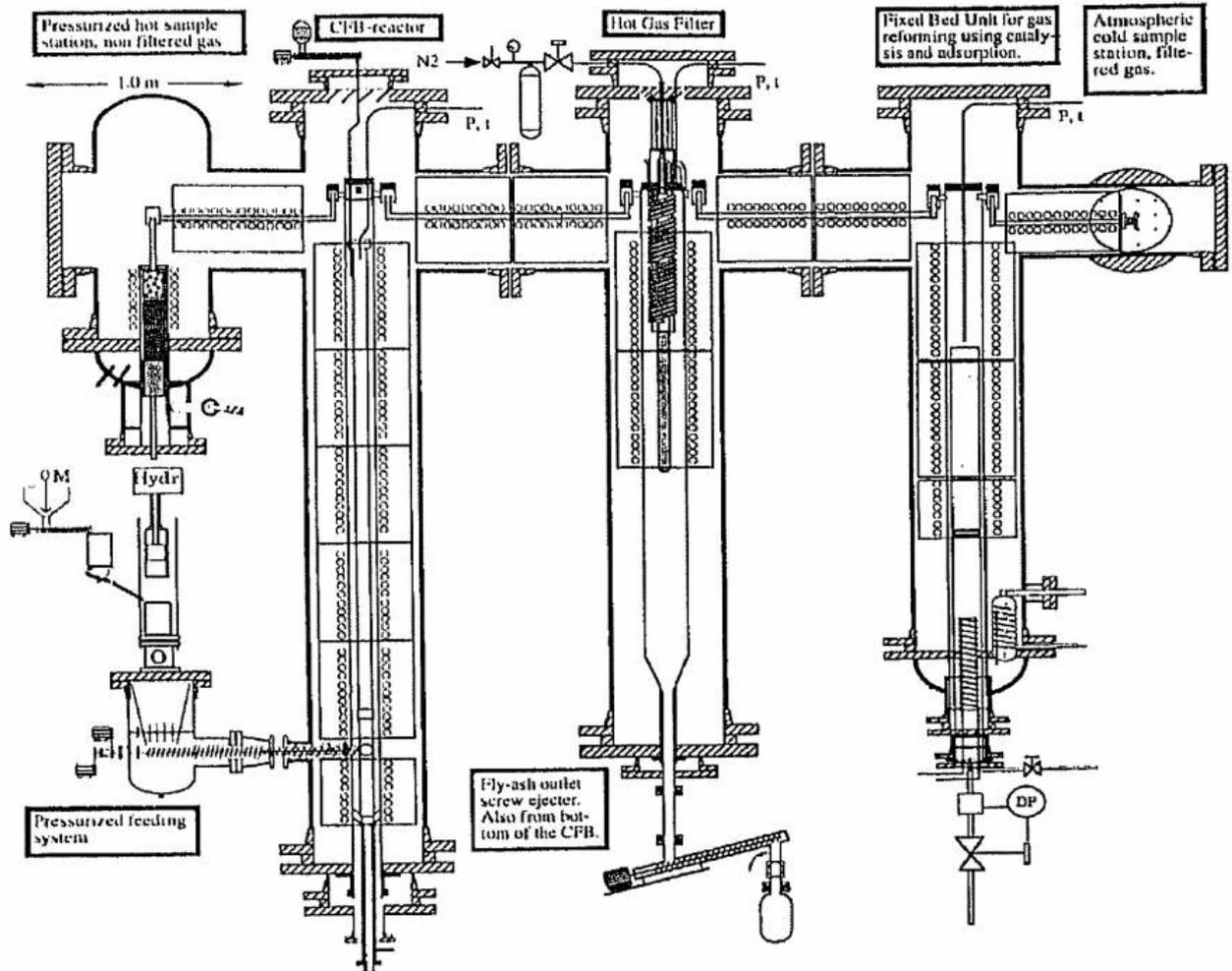


Abbildung 2-2: Vergasungsanlage der Universität Lund

2.1.1.2 VTT, ESPOO, Finnland

Das Forschungszentrum VTT entwickelt seit einigen Jahren Verfahren zur Energiebereitstellung aus Biomasse. Das Ziel des finnischen Bionergie Forschungsprogramm (1993 – 1998) war die Entwicklung von 4 großtechnischen Verfahren zur Bereitstellung von Biotreibstoffen bis zum Jahr 2000 und die Forschung an 3 neuen Verfahren zur Produktion und Verwendung von verflüssigten und vergasten Biotreibstoffen [84], [11]. Dabei wurde die Forschungstätigkeit auf die Entwicklung von Verfahren zur Erzeugung von Pyrolyseölen konzentriert, aber auch Biomasse unter erhöhtem Druck vergast. Im Zuge dessen wurde auch der Problematik der Brennstoffförderung Rechnung getragen und zwei Kolbensysteme von Foster Wheeler / IVO entwickelt und bis zur Marktreife gebracht. Seit 1986 wird Forschung an einer druckaufgeladenen stationären Wirbelschicht betrieben [60], in der ersten Stufe hauptsächlich um ein Verfahren zur Stromgewinnung in einer Kraft – Wärme Kopplung zu entwickeln. Das aussichtsreichste Konzept ist die Vergasung mit Luft mit anschließender Hochtemperaturgasreinigung und Nutzung in einer Gasturbine. Der derzeitige Versuchsaufbau ist in Abbildung 2-3 ersichtlich.

Hauptsächlich wurden Sägemehl, Kohle und Torf bzw. Mischungen davon mit Luft & Dampf vergast, um das Verhalten des Reaktors und des entstehenden Gases bei Drücken von 5 bar zu untersuchen. Dabei wurde der Kohlenstoffumsatz, der Teergehalt, die Teerzusammensetzung, das Verhalten von Stickstoff, Schwefel und von Erdalkalimetallen untersucht [62]. Die Hochtemperaturgasreinigung mit keramischen Filterelementen funktionierte beim Betrieb mit Dolomit als Bettmaterial problemlos, führte aber bei der Vergasung von Sägemehl zu Verstopfungen des Filters und damit zu unzulässig hohen Druckdifferenzen dieser Einheit. Der Kohlenstoffumsatz steigt bei höherer Temperatur und ist im Fall Biomasse höher. Der Teergehalt ist bei Biomasse um zwei Größenordnungen höher als bei Kohlevergasung und sinkt beträchtlich, wenn Biomasse gemeinsam mit Kohle vergast wird.

Zur Reduzierung des Teergehaltes wurden katalytisch aktive Bettmaterialien bzw. Additive, wie SiC, Aluminium, Eisenerz, Dolomit, Kalkstein bzw. eisen- oder nickelhaltige Materialien untersucht [101]. Weiters wurden verschiedene Brennstoffe wie Stroh, Abfallholz und Holzhackschnitzel bei verschiedenen Betriebsbedingungen untersucht [61]. Dabei wurde ein weiteres Mal die katalytische Aktivität von Kalkstein bestätigt, der Teergehalt sinkt bei Zugabe dieses Additives zum Bettmaterial. Der Einfluss der Verhältnisse von Primär- zu Sekundär- sowie Tertiärluft wurde in einer Serie untersucht, während die Summe der zugeführten Luftmenge konstant gehalten wurde. Dieser Parameter hat so gut wie keinen Einfluss auf den Teergehalt. Die Höhe, in welcher der Brennstoff in die Wirbelschicht eingebracht wird hat einen geringen Einfluss auf den Teergehalt im Verhältnis zur

Kalksteinbeigabe. Es wird deutlich, dass bei geringerem Abstand von Gasverteilerboden zu Biomassebeschickung der Teergehalt sinkt, vermutlich weil die Pyrolysegase dann einen längeren Weg durch die heiße Wirbelschicht haben und die höheren Kohlenwasserstoffe gekrackt werden.

Standort	Espoo, Finnland
Betreiber	VTT Energy
Leistung	100-400 kW _{th}
Brennstoff	Biomasse (Sägemehl), Holzabfälle, Torf, Kohle
Vergasungsmedium	N ₂ , H ₂ , O ₂ , CO, CO ₂ , CH ₄ , Ar, Luft, Dampf und ein Gas optional
Druck	3 - 10 bar
Temperatur	700 - 1100° C
Reaktor	PCFB
Brennstoffförderung	Die beiden voneinander unabhängigen Fördereinrichtungen transportieren durch ein System mit Zwischenbehältern Brennstoff in den Reaktor. Damit ist ein kontinuierlicher Betrieb möglich. Es kann sowohl Biomasse als auch Kohle bzw. eine Mischung davon in die Wirbelschicht dosiert werden.
Gasreinigung	Zyklon (die abgeschiedenen Partikel werden über eine Schneckenförderung in die Wirbelschicht zurückgeführt). keramischer Hochtemperatur Membran Filter bis 750° C katalytische Nachbehandlung in einem separaten Reaktor nach dem Filter
Weitere Informationen	Die Anlage ermöglicht die Untersuchung folgender Zusatzstoffe, verfahrenstechnischer Einheiten und Prozessparameter: <ul style="list-style-type: none"> • Zudosierung von Additiven in den Wirbelschichtreaktor • Untersuchung des Rohgases • Verhalten des keramischen HTMF • Reingasmessung • Katalytische Nachbehandlung des Produktgases, etwa um Teere umzusetzen. • Breite Palette an Fluidisierungsmedien

Tabelle 2-4: Zusammenfassung der Versuchsanlage des VTT

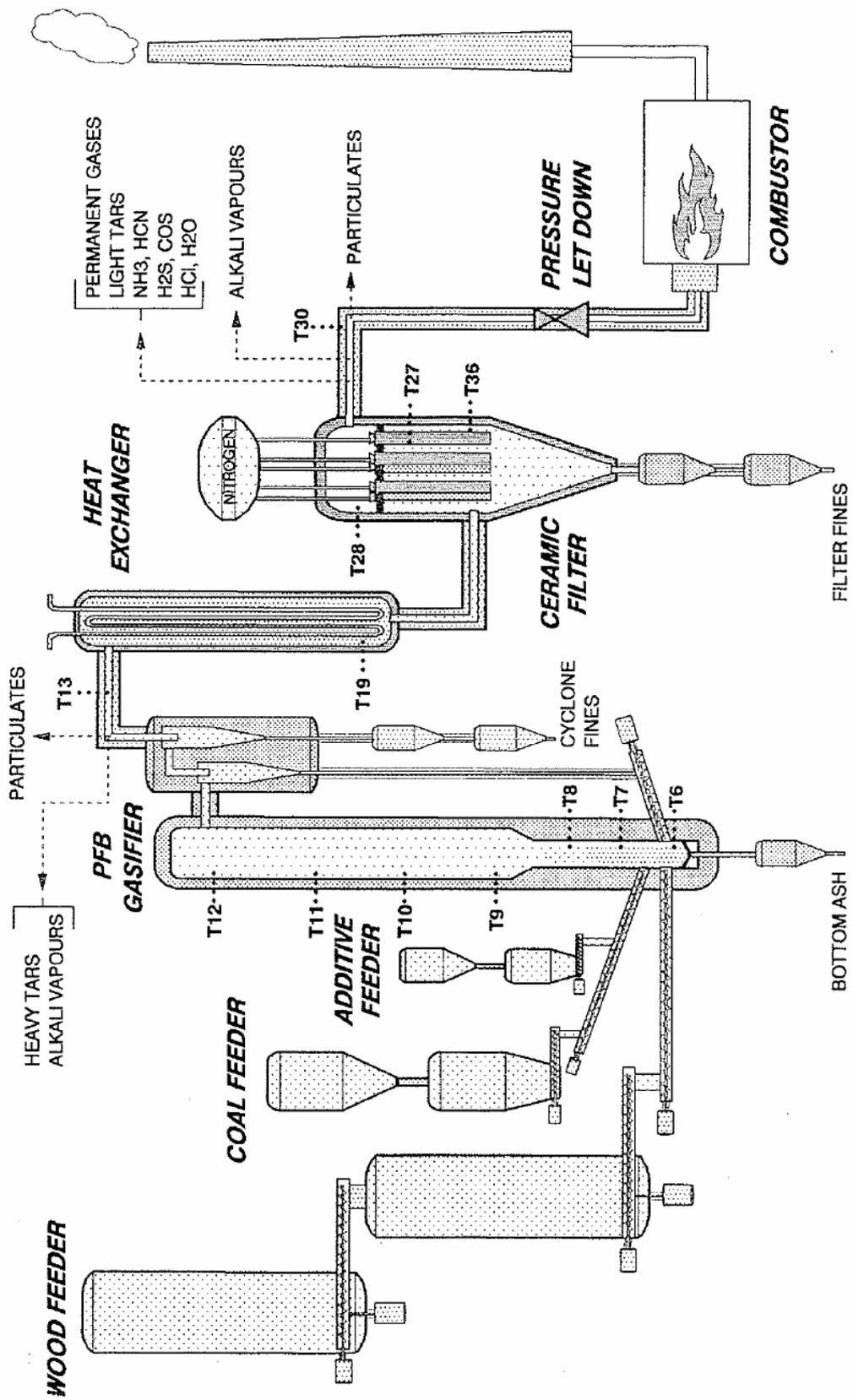


Abbildung 2-3: Anlage VTT Finland

2.1.1.3 IGT, Chicago

Gemeinsam mit dem U.S. DoE (United States Department of Energy) hat das IGT (Institute of Gastechnology) den RENUGAS® Prozess entwickelt, der an einer Versuchsanlage mit einem Brennstoffmassenstrom von 467 kg/h getestet wurde. Ziel dieses Projekts war die Erzeugung eines hochwertigen Gases mit geringer Teerbelastung in einer stationären Wirbelschicht zur Verwendung als Synthese- bzw. Brenngas [65]. Die Erkenntnisse aus dieser Versuchsanlage bilden die Grundlage für die Konstruktion der in Kap. 2.1.2.3 beschriebenen Anlage. Die Daten verschiedener Betriebszustände, wie Teergehalt, Staubbeladung und Produktgaszusammensetzung [56] werden im Kap.2.2 für die Modellierung benutzt.

Standort	Chicago
Betreiber	IGT – Institute of Gastechnology,
Leistung	1900 – 2300 kW _{th} , Brennstoffmenge 467 kg/h
Brennstoff	Hackschnitzel, Abfälle, Bagasse
Vergasungsmedium	O ₂ , Luft, Dampf und Mischungen daraus
Druck	bis 25 bar
Temperatur	750 - 980° C
Reaktor	PBFB
Brennstoffförderung	Der Brennstoff wird in einem Trommeltrockner getrocknet und nach der Zerkleinerung in einer Mühle pneumatisch in einem Zwischenbehälter transportiert. Von dort wird die Biomasse über eine Schleuse in einen Zwischenbehälter eingefüllt und mittels einer Schneckenförderung in den Reaktor eingebracht.
Gasreinigung	Nach der Partikelabscheidung in einem Zyklon sind für verschiedene Stufen der Gasnutzung unterschiedliche Gasreinigungskonzepte geplant.
Weitere Informationen	Es wurden verschiedene Konzepte der Brennstoffförderung untersucht und detaillierte Erfahrungen im Betrieb der druckaufgeladenen Wirbelschicht mit den Vergasungsmedien Luft, mit Sauerstoff angereicherter Luft und einer Mischung daraus mit Sauerstoff publiziert.

Tabelle 2-5: Zusammenfassung der Versuchsanlage des IGT

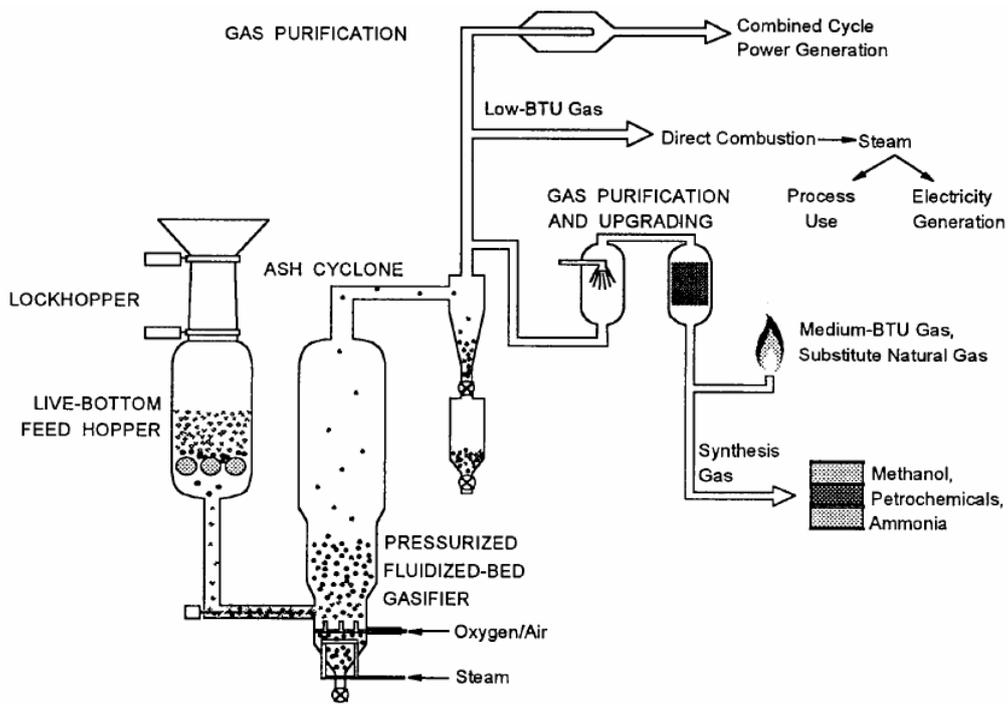


Abbildung 2-4: Schema des IGT Renugas Prozesses

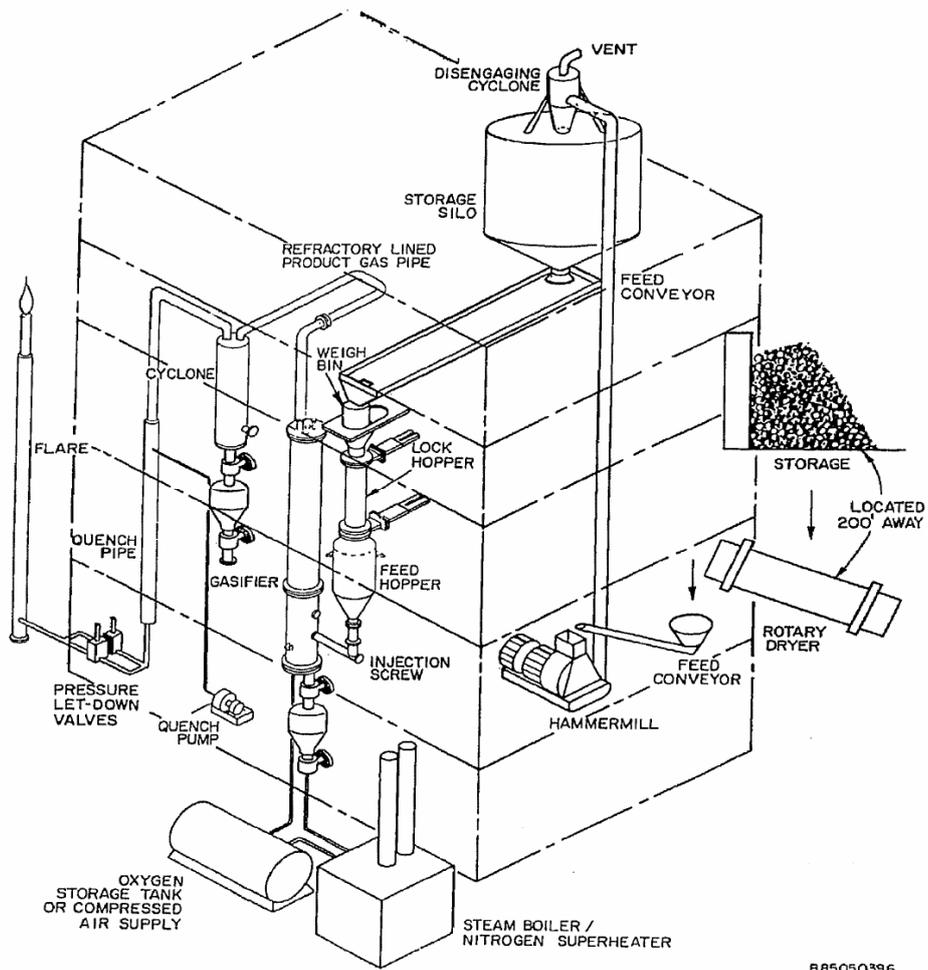


Abbildung 2-5: Isometrische Ansicht der IGT - Versuchsanlage

2.1.1.4 Texas, Cratech

Die Firma Cratech in den USA arbeitet an einem einfachen, zuverlässigen und wartungsarmen System, das in einer Leistungsgröße von 1 bis 20 MW_{el} einen breiten Bereich von Brennstoffen zur Stromerzeugung nutzt. Wie in Abbildung 2-6 und Abbildung 2-7 dargestellt wird ein Gas bei einem Druck von bis zu 10 bar erzeugt und in einer Gasturbine mit einer Leistung von vorerst 1 MW_{el} zur Stromerzeugung genutzt. Der Brennstoffbedarf soll in dieser Variante 1 t/h betragen. Die Anforderungen an das Produktgas zur Nutzung in der Gasturbine sind eine maximale Staubbelastung von maximal 1 ppm und der Bedingung dass kein Partikel größer als 2,8 µm in die Gasturbine eintritt. [14].

Standort	Texas
Betreiber	Cratech
Leistung	3000 - 5000 kW _{th}
Brennstoff	Bagasse, Hackschnitzel, Baumwollabfälle
Vergasungsmedium	Luft
Druck	Bis 10 bar
Temperatur	666 - 864° C
Reaktor	PBFB
Brennstoffförderung	Zur Zerkleinerung von Hackschnitzel ist eine Hammermühle in das System integriert. Die Biomasse wird zuerst pneumatisch in einen unter Druck befindlichen Bunker und anschließend über eine Schneckenförderung in den Reaktor befördert.
Gasreinigung	Zyklon, keramische Filterkerzen zur Entfernung der Partikel, Betriebstemperatur bis 800°C
Weitere Informationen	Das Verfahren wurde für die autotherme Vergasung von Baumwollrückständen und der Nutzung des Produktgases in einer Gasturbine entwickelt. Die relativ niedrigen Vergasungstemperaturen sind hinsichtlich des niedrigen Ascheschmelzpunktes des Brennstoffs erforderlich. Das Gas wird nach der Gasreinigung in einer Brennkammer verbrannt und das Gas in einer Gasturbine entspannt.

Tabelle 2-6: Zusammenfassung der Versuchsanlage von Cratech

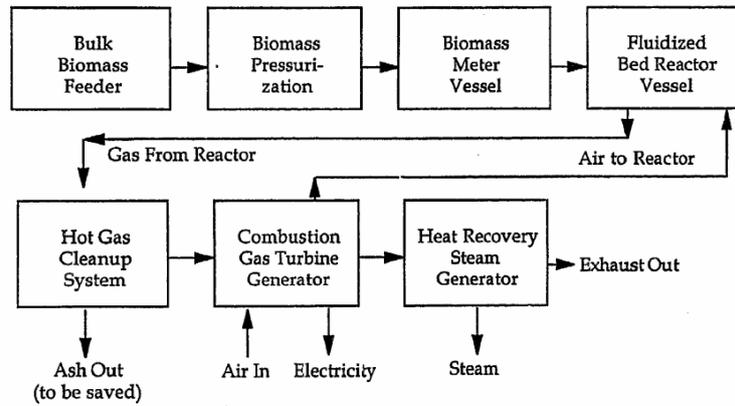


Abbildung 2-6: Prinzip des Cratech – Verfahrens

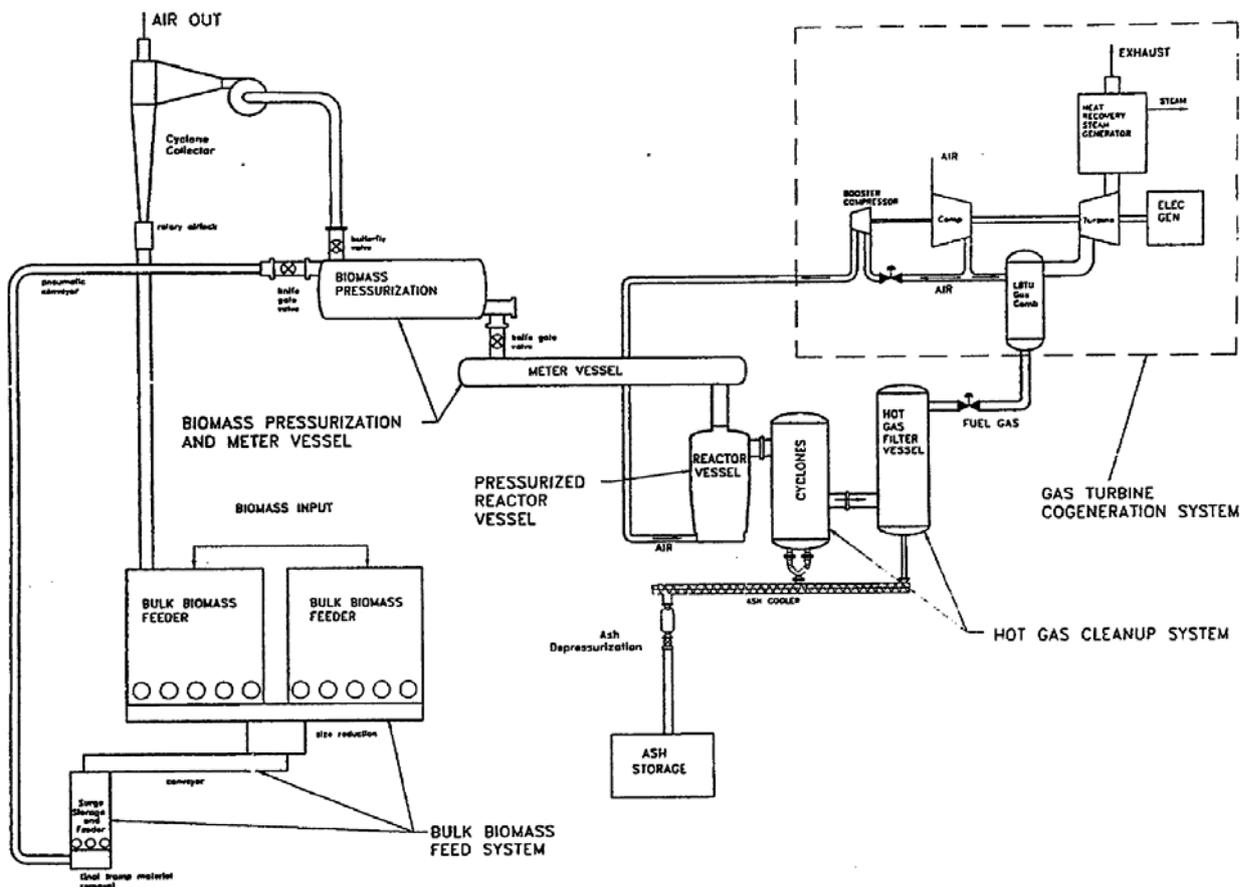


Abbildung 2-7: Schema des Cratech – Verfahrens

2.1.1.5 IVD, Stuttgart

Das IVD in Stuttgart betreibt seit mehreren Jahren eine druckaufgeladene Wirbelschichtverbrennungsapparatur. Die Anlage kann auch unterstöchiometrisch betrieben werden. Die Analytik erlaubt auch Versuche für druckaufgeladene Wirbelschichtvergasung, was nicht zuletzt in Zusammenarbeit mit anderen Forschungseinrichtungen wie der TU Delft [17] gemacht wurde. Wie in Abbildung 2-8 dargestellt, wird das Gas in einem Hochtemperaturkerzenfilter der Fa. Schumacher von Partikeln befreit und in einer wassergekühlten Brennkammer verbrannt. Der Einfluss verschiedener Parameter auf die Vergasung von Braunkohle, Miscanthus und Biomasse wurde untersucht [16] und mit einem reaktionskinetischen Modell verglichen, das in AspenPlus erstellt wurde [18]. Die Versuche wurden im Hinblick auf eine Nutzung des heißen Gases in einer Gasturbine durchgeführt. Vornehmlich wurde die Verbrennung untersucht und in erster Linie von Kohle. Aufgrund der aufwändigen Analytik ist der Betrieb dieser Anlage relativ kostenintensiv, daher wurden nur wenige Experimente im Vergasungsbetrieb mit Biomasse als Brennstoff durchgeführt.

Standort	Stuttgart
Betreiber	Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen
Leistung	10 - 50 kW _{th}
Brennstoff	Braunkohle, Kohle, Holzpellets
Vergasungsmedium	Luft, N ₂
Druck	1.2 bis 16 bar
Temperatur	750 - 1000° C
Reaktor	wahlweise PFBG, PFBC
Brennstoffförderung	Der Brennstoff wird zerkleinert aus einem Druckbehälter über eine Schneckenförderung in den Vergasungsreaktor transportiert. Daher ist diese Anlage nur für den Batchbetrieb geeignet.
Gasreinigung	Zyklon, keramische Filterkerzen (Fa. Schumacher) zur Entfernung der Partikel, Betriebstemperatur bis 750°C.
Weitere Informationen	Zur Verbrennung des Produktgases ist eine druckaufgeladene Brennkammer mit einer zulässigen Betriebstemperatur von 1500°C vorhanden. Zur Überwachung des Flammenbildes ist diese mit einem Videosystem ausgestattet.

Tabelle 2-7: Zusammenfassung der Versuchsanlage des IVD

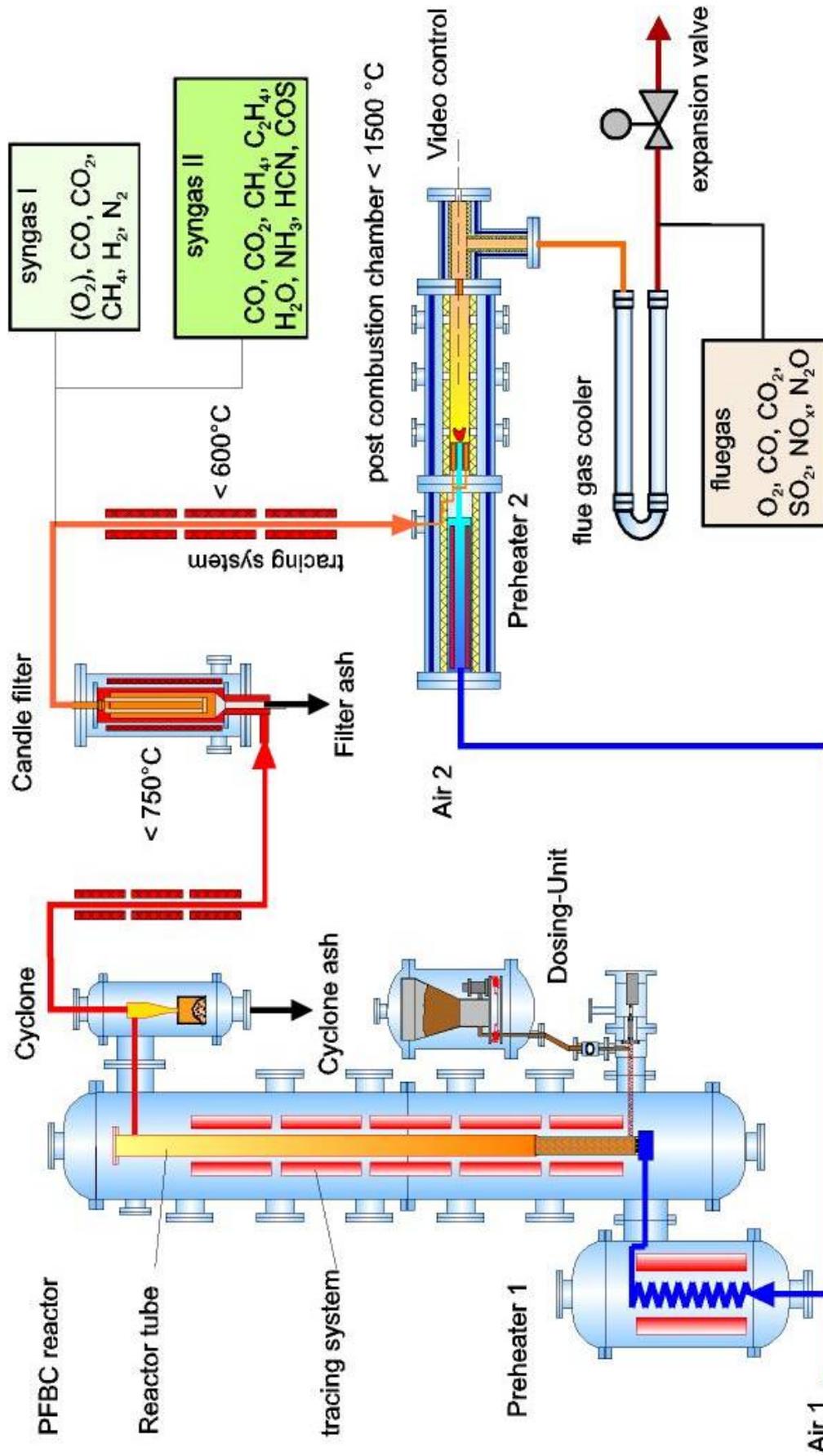


Abbildung 2-8: Verfahrensschema IVD Stuttgart

2.1.1.6 TU Delft, Holland

An der TU Delft wird an einem Kraftwerk in mittlerer Größe die Forschung der Biomassevergasung betrieben. Die Partner dieser Kooperation sind VTT; Enviropower, Schumacher, CTTD und Nuovo Pignone [4]. Bis zum Jahr 2020 soll nach einem Beschluss der holländischen Regierung 10% der benötigten Energie aus erneuerbaren Quellen kommen. [16]. Nach den derzeitigen Plänen müssten dazu die maximalen Biomasseressourcen ausgeschöpft und nochmals die doppelte Menge an Biomasse importiert werden. Die Idee ist eine Weiterentwicklung der druckaufgeladenen Wirbelschichtverbrennung um das Gas in einer Gasturbine zu nutzen. Die Strömungsverhältnisse in der Brennkammer wurden mittels der CFD-Software Fluent simuliert. Bei der Verbrennung ist die Temperatur in der Wirbelschicht durch die Beständigkeit des Materials und die Ascheschmelztemperatur begrenzt. Im Gegensatz zu einer Verbrennung wird die Biomasse unterstöchiometrisch vergast. Die Gasturbineneintrittstemperatur kann durch eine nachfolgende Verbrennung des Produktgases erhöht werden, was den Wirkungsgrad beträchtlich steigert. Die Vergasung mit Luft ist in Kombination mit einer Hochtemperaturgasreinigung und einer Gasturbine mit hohen Wirkungsgraden die wirtschaftlichste Variante zur Stromerzeugung. Auf Basis eines Gasturbinenwirkungsgrades von 49% und dem derzeitigen Stand der Technik sind die spezifischen Stromkosten ab einer Leistungsgröße von 40 MW_{th} für diese Kraft – Wärmekopplung niedriger als die eines Kraftwerkes, welches Strom mittels einer Kondensations-Dampfturbine erzeugt [97]. An der TU Delft wurden Experimente mit verschiedenen Brennstoffkombinationen unter verschiedensten Bedingungen gefahren [3]. Ein Modell der Vergasungsreaktion wurde in Zusammenarbeit mit dem IVD Stuttgart unter AspenPlus erstellt, entsprach aber nicht völlig den Versuchsergebnissen [18]. Eine theoretische Betrachtung durch Modellierung einer SOFC und Mikroturbine [2] wurde ebenfalls durchgeführt. Dabei wurde unter Annahme eines elektrischen Wirkungsgrades der SOFC bezogen auf die thermische Leistung des Gases von 85% eine Verstromung des niederkalorigen Gases aus der Luftvergasung in AspenPlus simuliert, die einen Prozesswirkungsgrad von 54,5% verspricht

Standort	Delft, Holland
Betreiber	TU Delft, Institut für Maschinenbau und Marinetechnologie
Leistung	1500 kW _{th}
Brennstoff	Miscanthus, Stroh und Kohle
Vergasungsmedium	Luft, O ₂ , N ₂ , Dampf, Rauchgas hauptsächlich Luftvergasung mit einer Luftzahl von 0.1 bis 1
Druck	3 bis 10 bar
Temperatur	750 - 1000° C
Reaktor	Wahlweise PFBG, PFBC Durchmesser der Wirbelschicht: 0.4m Maximale Höhe der Wirbelschicht: 2m Durchmesser des Freeboards: 0.5m Höhe des Freeboards: 4m
Brennstoffförderung	Drei voneinander unabhängige Schneckenfördersysteme. Diese fördern den Brennstoff in einen Übergabebehälter. Der gemischte Brennstoff wird über eine Förderschnecke in den Reaktor transportiert. Die Fördersysteme sind mit Schleusen ausgestattet, um einen kontinuierlichen Betrieb zu gewährleisten.
Gasreinigung	Zyklon, keramische Filterkerzen (Fa. Schumacher) zur Entfernung der Partikel, Betriebstemperatur bis 800°C. Hochtemperatur Ammoniak Entfernung bei 400 – 800°C. Zweistufiger Wäscher zur Entfernung von Spurenelementen und Teeren mit dem Medium Wasser.
Weitere Informationen	Zur Nutzung des verbrannten Produktgases nach der Brennkammer wurden Versuche mit einer kleinen Siemens Typhoon Gasturbine gemacht. Das Abgas wird nach der Brennkammer durch den beschriebenen Wäscher gekühlt und gereinigt und verdichtet. Danach kann das Abgas in der Versuchsanlage als Fluidisierungsmedium verwendet oder in die Brennkammer zurückgeführt werden.

Tabelle 2-8: Zusammenfassung der Versuchsanlage der TU Delft

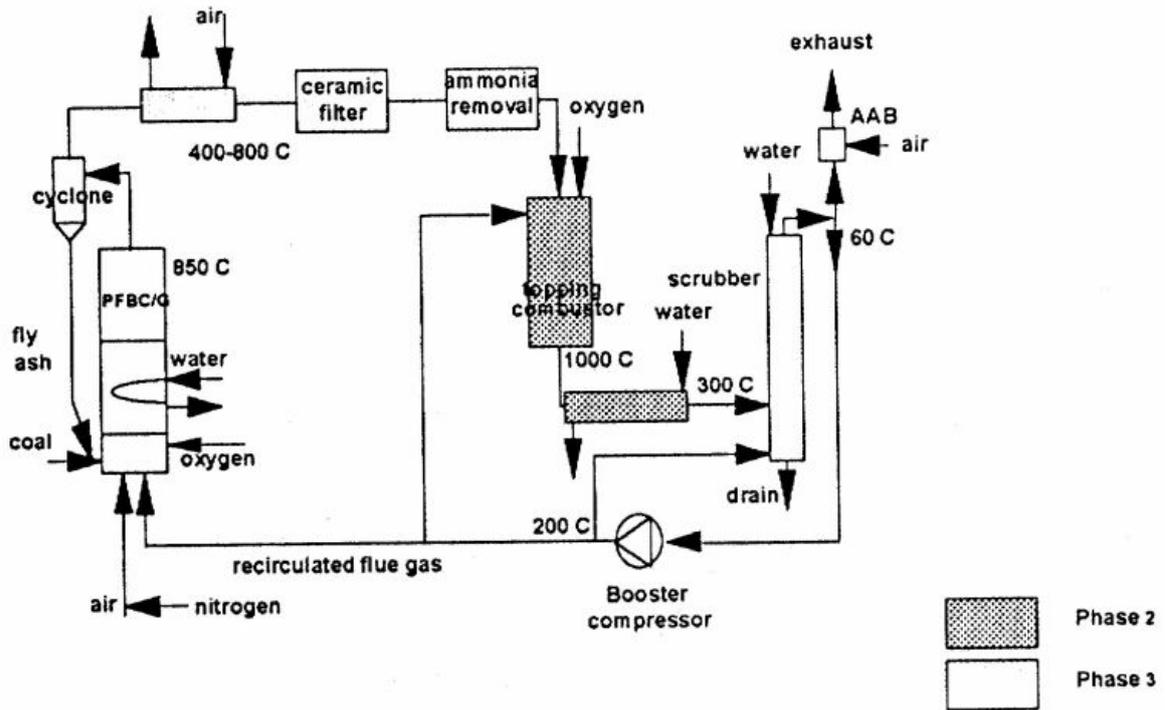


Abbildung 2-9: Verfahrensfließbild TU Delft

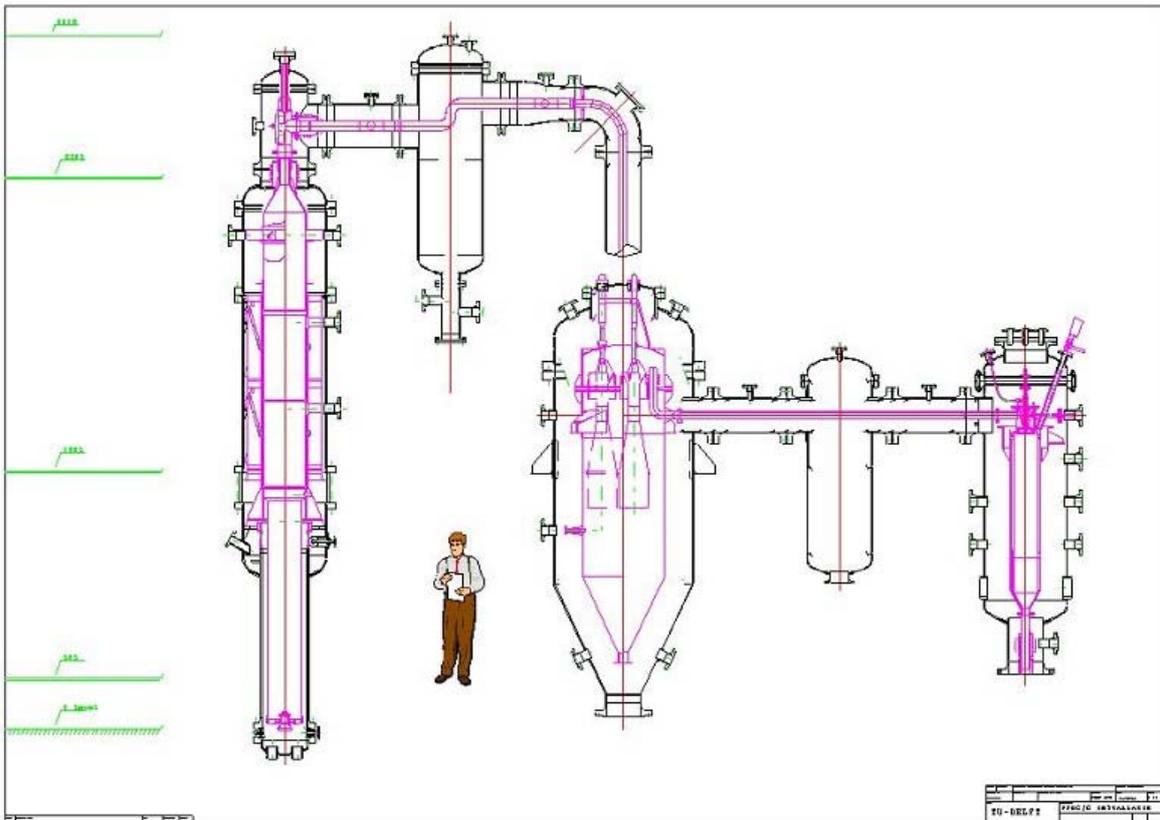


Abbildung 2-10: Anlagenschema TU Delft

2.1.1.7 KTH, Institut für Verfahrenstechnik

Im Royal Institute of Technology (KTH) in Stockholm wurde an einer druckaufgeladenen Wirbelschicht das Verhalten verschiedener Effekte untersucht. So zeigte sich etwa bei Experimenten mit Kohle und Biomasse, dass der Teergehalt bei längerer Versuchsdauer geringer wird, was auf die katalytische Aktivität des stationär im Bett befindlichen und noch nicht vergasten Kohlenstoffs schließen lässt. Dabei verringert sich der Teergehalt bei der Vergasung von Kohle stärker, was vermuten lässt, dass der Kohlenstoffanteil im Bett bei Biomassevergasung geringer ist [10]. In vornehmlich einstündigen Experimenten wurde die Pyrolyse unter Stickstoffatmosphäre bei Drücken zwischen 3,4 und 10 bar, sowie Temperaturen zwischen 650 und 710°C untersucht. Dabei wurde die Kohlenstoffausbeute bestimmt, welche unabhängig von Vergasungsdruck und -temperatur ist [12]. Die Vergasung von Holz und Biomasse wurde mit Dampf als Vergasungsmedium untersucht. Es zeigt sich, dass die Vergasung von Kohlenstoff mit steigendem Partialdruck des Dampfes zunimmt. Diese Änderung ist am stärksten bei kleinen Partialdrücken. Die Forschungstätigkeit konzentrierte sich hauptsächlich auf den Vergleich der Kohlenstoffausbeute bei Pyrolyse und Vergasung von Biomasse bei verschiedenen Dampfmenen [13].

Standort	Stockholm, Schweden
Betreiber	Royal Institute of Technology
Leistung	60 - 75 kW _{th} , Brennstoffmenge max. 15 kg/h
Brennstoff	Kohle, Holzmehl
Vergasungsmedium	N ₂ , O ₂ und Dampf
Druck	bis 30
Temperatur	bis 900° C
Reaktor	wahlweise PFBG
Brennstoffförderung	Der Brennstoff wird gemahlen und durch einen mit Stickstoff inertisierten Druckbehälter mittels Schneckenförderung von oben in den Reaktor dosiert.
Gasreinigung	metallische Filterkerzen zur Entfernung der Partikel

Tabelle 2-9: Zusammenfassung der Versuchsanlage des KTH

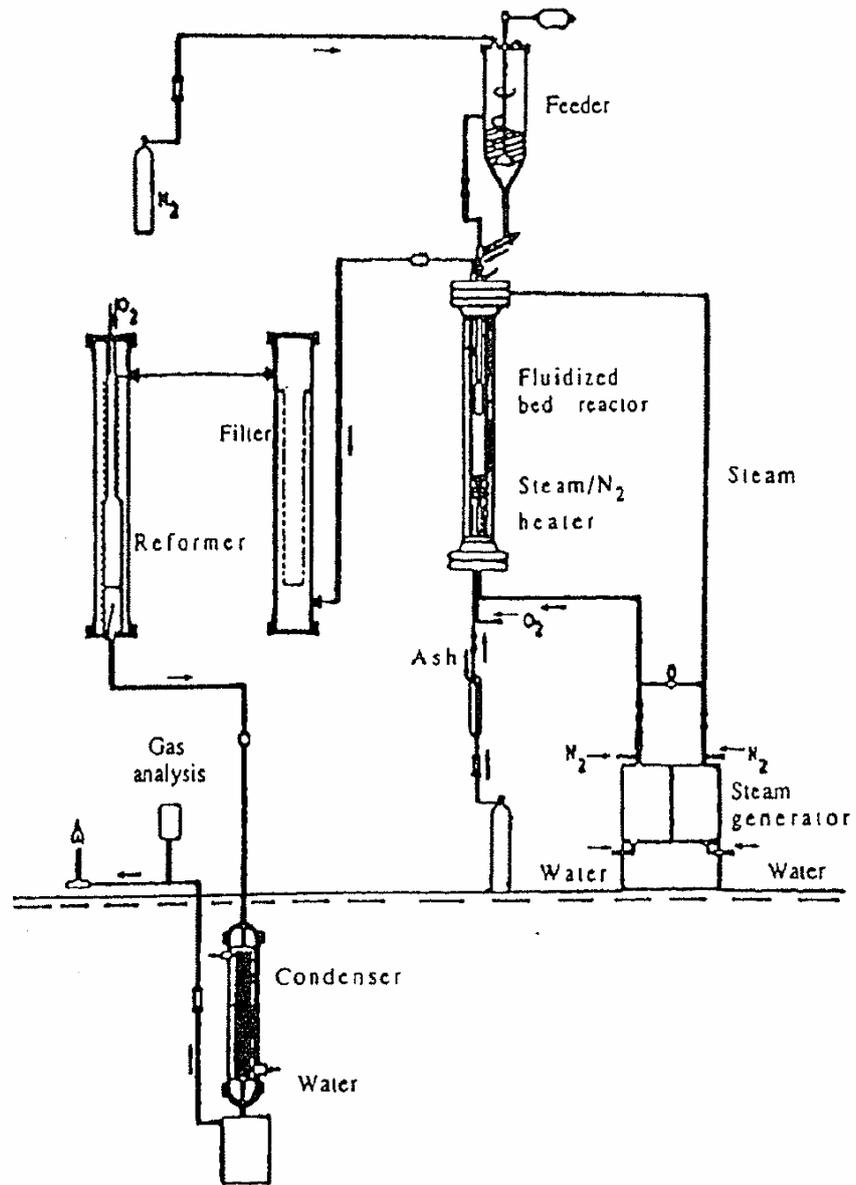


Abbildung 2-11: Anlagenschema KTH Schweden

2.1.2 Großtechnische Anlagen

2.1.2.1 Värnamo, Sydkraft

In Värnamo wurde weltweit erstmals die vielversprechende Kombination eines druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschichtluftvergasers mit einem GuD Prozess zur Kraft – Wärmekopplung eingesetzt [71]. Die Inbetriebnahme verlief erfolgreich von 1993 - 1996, bis zum Jahr 2000 war der Reaktor 8500h in Betrieb. Der kombinierte Prozess mit Stromerzeugung erreichte eine Betriebsdauer von 3600h [102]. Die Anlage wurde im Jahr 2000 nach erfolgreichen Demonstrationsbetrieb stillgelegt. Die Randbedingungen in Schweden ermöglichen keinen ökonomischen Betrieb.

Standort	Värnamo, Schweden
Betreiber	Sydkraft, Bioflow
Leistung	zugeführt: 18 MW _{th} , abgeführt: 6 MW _e , 9 MW _{th}
Brennstoff	Holzackschnitzel, Abfallholz
Vergasungsmedium	Luft, N ₂ , O ₂ Mischungen daraus
Druck	20 bis 24 bar
Temperatur	950° - 1000° C
Reaktor	PCFB
Brennstoffförderung	Die Biomasse wird aus einem Bunker mittels Schneckenförderer in den Reaktor transportiert. Der Bunker wird über ein Schleusensystem befüllt, das mit Stickstoff auf Betriebsdruck gebracht wird.
Gasreinigung	keramische Filterkerzen (Fa. Schumacher) zur Entfernung der Partikel Unerwünschte Bestandteile im Produktgas: [24]:Teer < 5mg/Nm ³ , Alkalimetalle < 0,01 ppm, Ammoniak < 700 ppm, Staub < 2mg/Nm ³
Weitere Informationen	Heizwert Produktgas: 5MJ/Nm ³ Dampf Temperatur: 470°C, Dampfdruck 40bar Publizierter elektrischer Nettowirkungsgrad: 32%, Gesamtwirkungsgrad: 83%, die externe Brennstofftrocknung wird dabei nicht berücksichtigt.

Tabelle 2-10: Zusammenfassung des Kraftwerks Värnamo

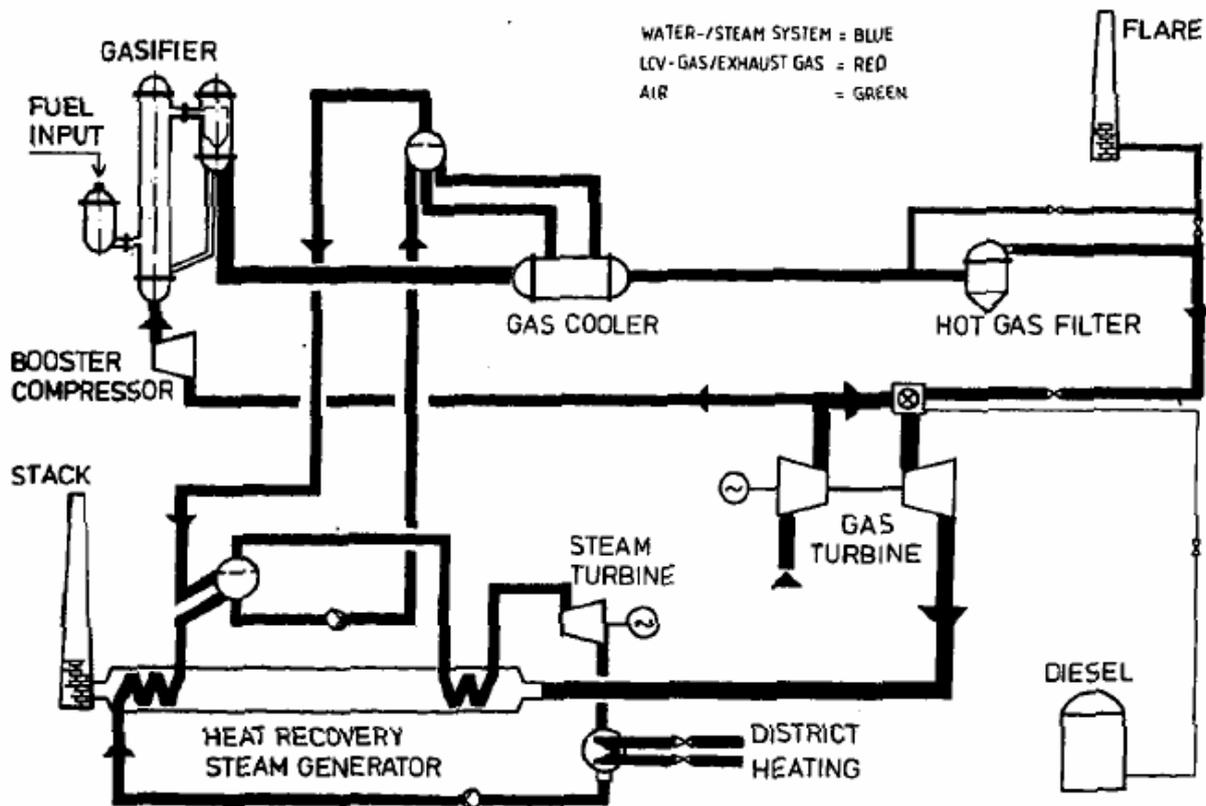


Abbildung 2-12: Verfahrensfließbild des IGCC Värnamo

Abbildung 2-12 zeigt das Verfahrensfließbild der Kraft-Wärme Kopplung Värnamo. Es handelt sich dabei um einen kombinierten Vergasungs- GuD Prozess.

Die Biomasse wird mit Luft in der zirkulierenden druckaufgeladenen Wirbelschicht vergast. Der Produktgaskühler ist Bestandteil des Dampfprozesses. Nach der Entfernung von Partikeln aus dem Produktgas in einem Hochtemperaturfilter und einer Verbrennung wird das Abgas in einer Gasturbine entspannt, die einen Generator zur Stromerzeugung und den Verdichter für die Verbrennungs- und Fluidisierungsluft antreibt. Diese wird vor dem Eintritt in den Reaktor durch einen zusätzlichen Kompressor verdichtet.

Das Abgas der Turbine überhitzt und erzeugt gemeinsam mit dem Produktgaskühler den Dampf für die Dampfturbine. Deren Abwärme wird in das Fernwärmenetz eingespeist.

Zum Hochfahren der Anlage wird die Gasturbine mit Diesel betrieben. Das Produktgas kann bei Vergasungsbetrieb ohne Nutzung des Produktgases in der Gasturbine abgefackelt werden.

2.1.2.2 Tampere

In Zusammenarbeit mit dem USDoE und IGT hat Enviropower (ein Joint Venture von Tampella Power Inc. und Vattenfall AB) ein Blockheizkraftwerk mit einer Brennstoffwärmeleistung von 10 MW Kohle und 15 MW Biomasse installiert. Das Prinzip des Reaktors wurde von IGT übernommen, somit wird der Brennstoff mit Luft und Dampf vergast und in einer Hochtemperaturgasreinigungsstrecke bei bis zu 30 bar und 650°C von Partikeln befreit. Der bei der Vergasung freigesetzte Schwefel wird im Reaktor durch Kalk und Dolomit gebunden und in einer zusätzlichen Einheit mit Hilfe von Zinktitanat (1,5 ZnO–TiO₂) entfernt [66].

Standort	Tampere, Finnland
Betreiber	Enviropower
Leistung	10 MW _{th} Kohle, 15 MW _{th} Holz
Brennstoff	Kohle, Biomasse
Vergasungsmedium	Luft und Dampf
Druck	bis 30 bar
Temperatur	800° - 1100° C
Reaktor	PCFB
Brennstoffförderung	Der Brennstoff wird zerkleinert, getrocknet und über Vorratsbunker und Schleusensysteme zu zwei separaten Schneckenfördersystemen unter Druck befördert. Diese bringen den Brennstoff in den Reaktor ein. Ein drittes Fördersystem fördert Kalk und Dolomit in die Wirbelschicht. Damit wird der im Brennstoff enthaltene Schwefel gebunden.
Gasreinigung	Der Hochtemperaturkerzenfilter besteht aus 24 Elementen auf SiC-Basis mit 1,5 m Länge sowie 6 cm Außendurchmesser und reduziert die Staubbelastung im Abgas auf 5 mg/Nm ³ . Das Gas erfüllt somit die Anforderung von der Staubbelastung für manche Gasturbinen. Allerdings muss noch an der Langzeitzuverlässigkeit solcher Filterelemente gearbeitet werden, da sie ein wichtiges Element zur Realisierung eines kombinierten Vergasungs – GuD Prozesses sind [67].
Weitere Informationen	Derzeit wird das Produktgas zur Erzeugung von Fernwärme verbrannt und noch nicht zur Stromerzeugung in einer Gasturbine genutzt.

Tabelle 2-11: Zusammenfassung des Kraftwerks Tampere

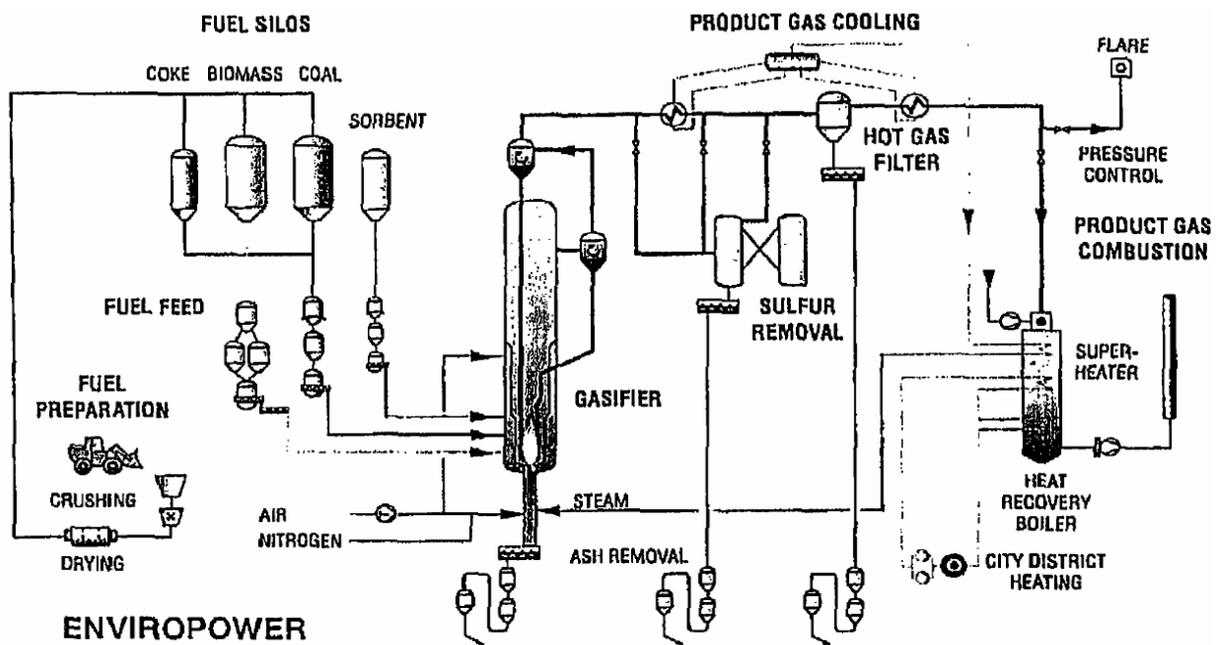


Abbildung 2-13: Verfahrensschema Tampere

Um die Betriebserfahrungen dieses Verfahrens nutzen zu können, wurde die Realisierung verschiedener Konzepte vom ökonomischen und technologischen Standpunkt untersucht, was im betrachteten Leistungsbereich klar für den kombinierten Vergasungs – GuD Prozesses sprach. Daher wurde das Basic-Engineering für das VEGA Projekt in Eskilstuna (Schweden 100 km westlich von Stockholm) gestartet. Die geplante elektrische Leistung sollte 60 MW, die auskoppelbare Leistung für Fernwärme sollte 65 MW betragen. Bei einer eingebrachten Brennstoffwärmeleistung von 140 MW verspricht das einen elektrischen Nettowirkungsgrad von über 40% und einen Gesamtanlagenwirkungsgrad von 90% [68]. Die Inbetriebnahme wurde für 1996 festgelegt, ist aber noch immer nicht erfolgt. Während eines Testbetriebes 1993 wurde nach den Filterkerzen der Fa. Schumacher bei einer Temperatur bis zu 600°C eine Staubkonzentration kleiner 5 ppm gemessen. [66]

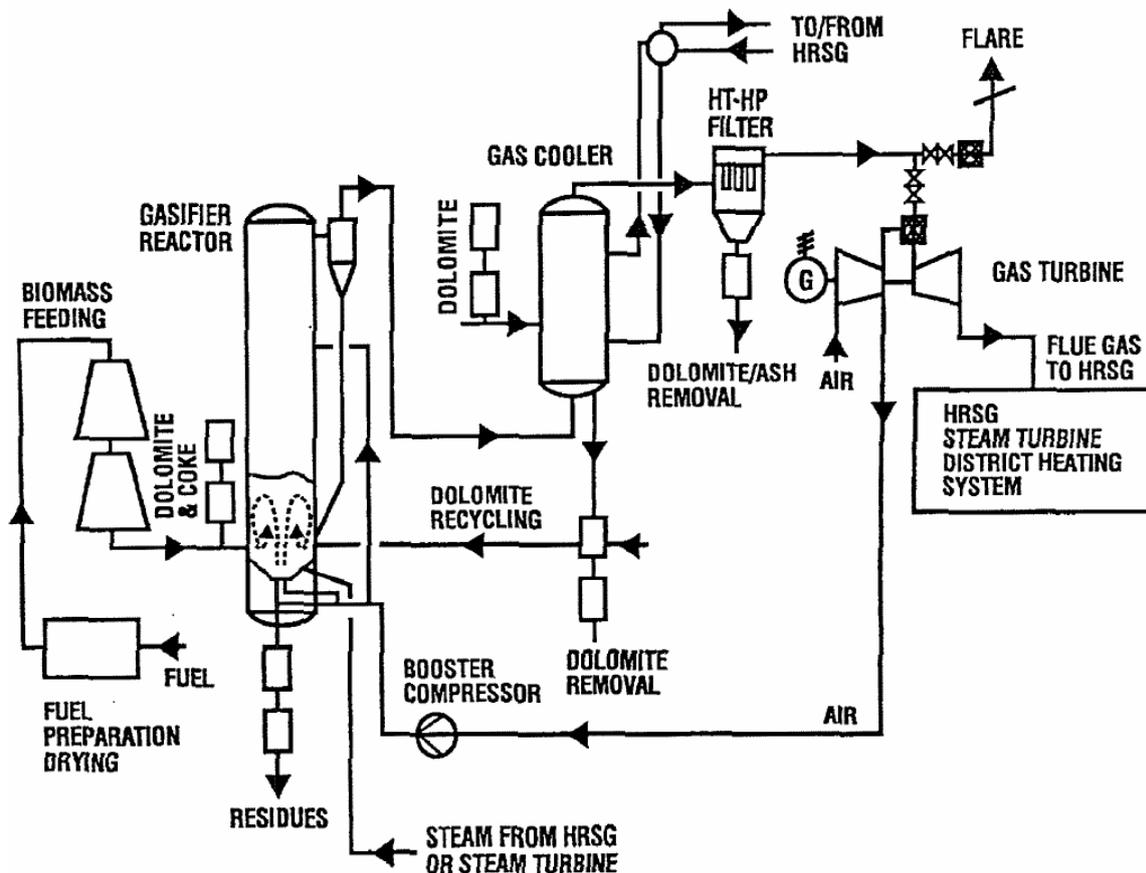


Abbildung 2-14: Verfahrensflißbild VEGA Demonstrationsanlage

Die Brennstoffaufbereitung besteht aus einer Trocknung und Zerkleinerung. Die Schneckenförderung in den Reaktor wird durch ein Schleusensystem gegen die Atmosphäre abgedichtet. Zur Entfernung des Schwefels wird Dolomit als Additiv verwendet.

Nach dem Zyklon wird in einem Reaktor zusätzlich Schwefel und dessen Verbindungen aus dem Produktgas durch Zudosierung von Dolomit und Dampf entfernt, sowie das Gas gleichzeitig gekühlt. Die Partikel werden in einem Hochtemperaturfilter weitgehend entfernt und das Produktgas in einer Brennkammer zusammen mit Luft verbrannt.

Das Abgas wird in einer Gasturbine entspannt, welche einen Teil der fühlbaren Wärme in Strom umwandelt und den Verdichter antreibt. Dieser Teil des Prozesses entspricht der Ausführung im Kraftwerk Värnamo. Die Abwärme des Prozesses wird ebenfalls in einem Dampfprozess zur Strombereitstellung genutzt.

2.1.2.3 Hawaii, DoE

Die an der in Kap. 2.1.1.3 beschriebenen Anlage gewonnenen Erkenntnisse wurden zusammen von PICHTR (Pacific International Center for High Technology Research), USDoE, Hawaii Natural Energy Institute (HNEI) der Universität Hawaii, der Hawaiian Commercial und Sugar Company (HC&S), der Ralph M. Parsons Company und Westinghouse Electric als Konstruktionsgrundlage für eine in Hawaii realisierte Demonstrationsanlage genutzt [65]. Das in einer Luftvergasung aus Bagasse, u.a. [95], [105] erzeugte Gas sollte in einem kombinierten Vergasungs – GuD Prozesses in einer Leistungsgröße von 70-90 t/d zur Strombereitstellung mit Hilfe fortschrittlicher Methoden sowie zur Erzeugung von Brenn- und Synthesegas verwendet werden. Die Verwertung des Gases sollte mit dem Projektverlauf erweitert werden, wie in Abbildung 2-15 dargestellt. Der Brennstoff wird mittels Schneckenförderer in den Vergaser transportiert. Das Herzstück dieses Systems ist eine Stopfschnecke, welche die Biomasse in einem Bereich komprimiert und den Bereich im Reaktor somit gegen die Umgebung abdichtet. Bisher stellen derartige Systeme allerdings noch nicht den Stand der Technik dar. In diesem Fall waren auch Probleme bei der Brennstoffförderung hauptverantwortlich für die Stilllegung des Demonstrationskraftwerkes. Es wurden lediglich einige Testläufe in der ersten Stufe publiziert.

Standort	Hawaii, Vereinigte Staaten von Amerika
Betreiber	PICHTR - Pacific International Center for High Technology Research
Leistung	10 MW _{th} 2900 kg/h Bagasse
Brennstoff	Biomasse (Kokosnussschalen, Bagasse)
Vergasungsmedium	Sauerstoff, Luft und Dampf
Druck	bis 20 bar
Temperatur	590 - 890° C
Reaktor	PBFB, Bettmaterial Aluminiumoxid
Brennstoffförderung	Schneckenfördersystem der Fa. Thomas R. Miles Consulting aus Oregon.
Gasreinigung	Das Gas wurde nach einem Zyklon in einem Druckreduzierventil entspannt und verbrannt. Eine Hochtemperaturgasreinigung zur Entfernung von Partikeln wurde geplant, aber nicht ausgeführt.

Tabelle 2-12: Zusammenfassung des Hawaii Projekts

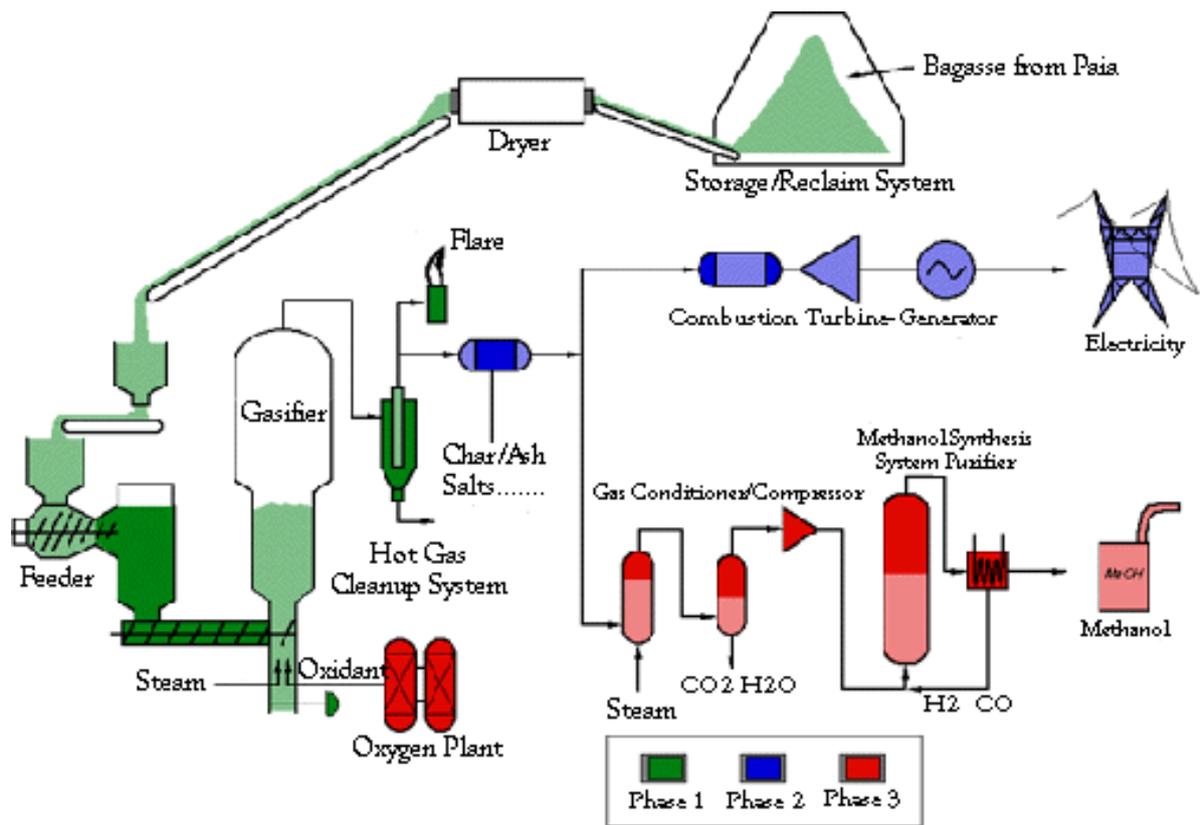


Abbildung 2-15: Anlagenschema des Hawaii - Projekts

2.2 Auswertung der Literaturdaten

Die vorher angeführten Forschungseinrichtungen und Industriebetriebe haben sehr unterschiedliche Daten Ihrer Spezifikationen und Ergebnisse in Bezug auf Quantität und Qualität veröffentlicht. Von diesen repräsentativen Daten auf Basis anerkannter Messmethoden wurden folgende ausgewählt: KTH [13], Univ. Lund [109] [73], IGT [106] [65], IGT und DoE, Hawaii [35] [105] [28], VTT [62], Cratech [14], TU Delft [17]. Für den hier angestrebten Fall, Biomasse mit Dampf und/oder Sauerstoff oder beidem zur Erzeugung eines hochwertigen Gases zu vergasen wurden keine vergleichbaren Werte veröffentlicht. Daher wurde aus den Daten von Versuchen mit O₂/Dampf Vergasung mit geringer Menge Stickstoff bezogen auf stickstofffreies Vergasungsmedium ein Mittelwert aus folgenden Quellen gebildet: [35] [13] [65] [28].

Diese in Tabelle 2-13 zusammengefassten Werte, sollen eine typische Gaszusammensetzung für eine Sauerstoff-Dampfvergasung von Fichtenholz – Hackschnitzel bei 850°C repräsentieren. Die Werte für das FICFB – Verfahren wurden dem Trend der Literaturdaten entsprechend aus den Erfahrungswerten der Demonstrationsanlage Güssing generiert und entsprechen auch dem in Kaltschmitt [51] angeführten Trend eines Vergleichs zwischen atmosphärischer und druckaufgeladener Luft - Biomassevergasung Die Angaben über den Volumenanteil der Gaskomponenten beziehen sich auf trockenes Produktgas.

Komponente	FICFB [Vol%]	O ₂ / Dampf [Vol%]
	bei 1 bar	bei 20 bar
C ₂ H ₄	2,14	0
C ₂ H ₆	0,32	0,66
CH ₄	9,04	9
CO	29	23
CO ₂	18,5	35
H ₂	40	32
N ₂	1	0,34
Wassergehalt	43,5	34,7

Tabelle 2-13: Voraussichtliche Produktgaszusammensetzung

2.3 Verfahren zur Vergasung von Biomasse

Die Vergasung von Biomasse ist ein endothermer Prozess. Deshalb muss dem Reaktor Energie zugeführt werden. Dazu wurden die in den folgenden beiden Kap. 2.3.1 und 2.3.2 in aller Kürze beschriebenen Reaktorbauarten zur Vergasung von Biomasse entwickelt. Die gewählte Bauart wird in Kap. 2.3.3 beschrieben und die Entscheidung begründet.

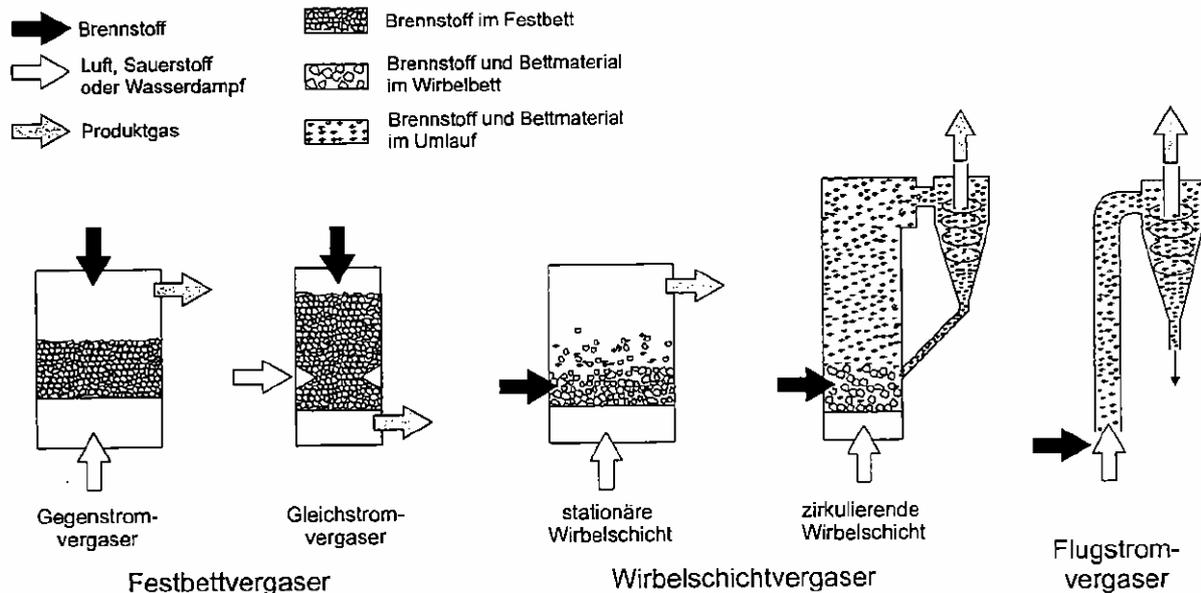


Abbildung 2-16: Reaktortypen für die Vergasung (nach [51])

	Teergehalt im Produktgas	Staubgehalt im Produktgas	Scale-up Möglichkeit	Typ. Leistung [MW _{el}]	
				min	max
Festbett Gleichstrom	sehr gering	mäßig	schlecht	0.05	0.3
Festbett Gegenstrom	sehr hoch	mäßig	mäßig	0.1	0.5
Wirbelschicht stationär	mäßig	hoch	gut	0.5	20
Wirbelschicht zirkulierend	gering	sehr hoch	sehr gut	1	100

Tabelle 2-14: Charakteristische Eigenschaften der unterschiedlichen Vergasertypen

2.3.1 Festbett

Es gibt zwei grundlegende Arten der Vergasung in einem Festbettreaktor, den Gegenstrom- und den Gleichstromvergaser. Diese Bauarten beziehen sich auf die Transportrichtung des Vergasungsmediums in Bezug auf den Brennstoff.

So wird beim Gegenstromvergaser das Vergasungsmedium meist von unten in den Reaktor eingebracht und der Brennstoff von oben. Das Gas durchströmt zuerst die heiße Oxidationszone, was nur einen geringen Anspruch an die Qualität des Einsatzstoffes stellt, da der Pyrolysekoks gut mit dem Luftsauerstoff reagiert und deshalb rasch vergast. Auf dem Weg durch den Reaktor durchwandert das Produktgas die Reduktions- und Pyrolysezone, wo bei niedrigen Temperaturen viel Teer entsteht, um anschließend mit relativ geringer Temperatur und hohem Teergehalt auszutreten.

Die Biomasse wird beim Gleichstromvergaser von oben aufgegeben und das Gas entweder von oben oder von der Seite eingebracht. Die entstehenden Pyrolysegase und Teerbestandteile werden vor dem Austritt in der heißen Oxidationszone größtenteils gekrackt. Der Gleichstromvergaser stellt hohe Anforderungen an die Qualität des Einsatzstoffes hinsichtlich der Stückigkeit, der Homogenität und des Wassergehalts (bis 25%). Der Gesamtwirkungsgrad verringert sich um die thermische Energie, die vom heißen Produktgas aus dem System transportiert wird.

Der Doppelfeuervergaser entstand aus der Motivation, die Nachteile der beiden beschriebenen Verfahren zu minimieren und die Vorteile zu nutzen. Dabei wird ein Teil der Luft im Gleichstrom, der andere im Gegenstrom geführt [5].

Nachteile der Vergasung im Festbett verglichen mit der Wirbelschicht sind die hohen Anforderungen an die Qualität des Brennstoffes, die Begrenzung der Leistungsgröße, der hohe Kohlenstoffanteil in der Asche und im Hinblick auf eine Versuchsanlage die nicht eindeutig steuerbaren Bedingungen im Bett und am Einzelpartikel. Weiters kann die notwendige Enthalpie zur Aufrechterhaltung der Vergasungstemperatur praktisch nur durch eine Teilverbrennung im Reaktor eingebracht werden, d.h. ein Teil des Vergasungsmediums muss auf jeden Fall sauerstoffhaltig sein, i. A. Luft. Dadurch wird die Qualität des Produktgases hinsichtlich Zusammensetzung und Heizwert gegenüber dem Gas aus einer allothermen Wirbelschichtvergasung schlechter.

Die Vorteile sind der geringe Teergehalt, die geringe Partikelbelastung des Produktgases, der geringe Druckverlust über den Reaktor, sowie die Verringerung der Investitionskosten und Betriebskosten durch eine einfache Bauweise und den Entfall des Bettmaterials.

2.3.2 Wirbelschicht

Neben der Möglichkeit hauptsächlich kleine Brennstoffpartikel im Flugstrom zu vergasen [1] und einigen mehrstufigen Verfahren oder solcher die sich aus einer Kombination der dargestellten Verfahren bedienen [51], hat sich weltweit das Verfahren der stationären Wirbelschicht etabliert, um Brennstoffe jeglicher Form, Größe und Konsistenz zu vergasen. Sehr unterschiedlich sind die Arten, wie die zur Aufrechterhaltung der Vergasungstemperatur nötige Enthalpie eingebracht wird. Dies erfolgt im Fall der autothermen Verfahren durch eine Teilverbrennung im Reaktor [43], d.h. mit Sauerstoff oder Luft. Diese Vergasungsmedien werden entweder allein oder in Kombination mit anderen gasförmigen Komponenten, wie Dampf oder Produktgas zur Fluidisierung der Wirbelschicht verwendet.

Im Gegensatz dazu wird bei allothermen Verfahren die Enthalpie durch einen Wärmeträger dem Reaktor zugeführt. Dieser kann im einfachsten Fall das Vergasungsmedium selbst sein, dabei wird ein Teil des Produktgases bzw. anderes brennbares Gas verbrannt und die entstehende fühlbare Wärme in den Reaktor eingebracht. Zusätzlich wird oft Wasserdampf als Vergasungsmedium benutzt [98].

Bei der am Institut für Verfahrenstechnik entwickelte Variante der Energieeinbringung mittels umlaufenden Bettmaterial wird die Biomasse mittels Wasserdampf in einer stationären Wirbelschicht vergast. [43] [41]. Bei dem FICFB – Verfahren (Fast Internally Circulating Fluidized Bed) mit intern zirkulierender Wirbelschicht wird der Brennstoff in eine mit Dampf fluidisierte, stationäre Wirbelschicht eingebracht, wo Trocknung und Entgasung des Brennstoffs, sowie eine teilweise Umsetzung des nichtflüchtigen Kohlenstoffs mit Wasserdampf stattfindet. Im unteren Bereich der Vergasungszone tritt das Bettmaterial in eine stark mit Luft fluidisierte Zone (Riser) über, wo der Restkoks verbrannt und das Bettmaterial aufgeheizt wird und somit als Wärmeträger dient. Das ausgetragene heiße Bettmaterial wird aus dem Rauchgasstrom abgetrennt und wieder der Vergasungszone zugeführt um dort die Enthalpie zur Aufrechterhaltung der endothermen Vergasungsreaktionen einzubringen. In der ursprünglichen Ausführung des FICFB Reaktors liegt die stationäre Vergasungszone ringförmig um einen zentralen Riser. Weiterentwicklungen führten zur apparativen Trennung von Vergaser und Verbrennungsteil (Abbildung 2-17) [42] [30] [91] [114] [54] [70] [50].

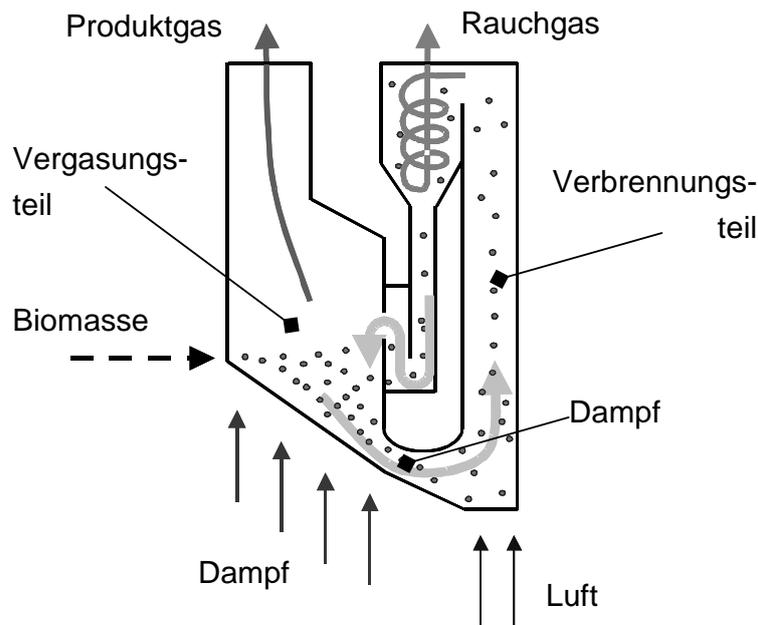


Abbildung 2-17: FICFB-Verfahren Prinzipskizze

Eine andere Anlage, die umlaufendes Bettmaterial als Wärmeträger nutzt ist das Batelle – Verfahren [85].

Andere Wärmeträger, mit denen die nötige Enthalpie direkt in den Vergasungsreaktor eingebracht werden können sind z. Bsp. Heatpipes, d.h. Rohre, in denen Natrium als Wärmeträger genutzt wird [52]. Dabei sind die Beanspruchung des Werkstoffes und die nötige Wärmeaustauscherfläche zu beachten.

Der Reaktor kann auch elektrisch beheizt werden, was hauptsächlich bei Versuchsanlagen ausgeführt wird.

Die Nachteile einer Wirbelschichtvergasung sind die hohe Staubbelastung des Produktgases, der höhere Druckverlust über den Vergasungsreaktor und der Bedarf an Bettmaterial.

Als Vorteile können die Möglichkeit der Steuerung der Vergasungsparameter, wie Medium, Temperatur und Art der Energiezufuhr genannt werden. Deshalb kann bei Bedarf ein hochwertiges Gas erzeugt werden. In einer Wirbelschicht kann eine breite Palette an festen und flüssigen Brennstoffen mit sehr unterschiedlichen Wassergehalten und beliebiger Partikelgröße zum Einsatz kommen. Der Wärmetransport zum Partikel ist ausgezeichnet und es herrschen homogene und definierte Bedingungen im gesamten Vergasungsbereich.

2.3.3 Gewähltes Verfahren

Durch die geplante Versuchsanlage sollen die bisher gewonnen Kenntnisse im Bereich der Vergasung unter höheren als atmosphärischen Druck erweitert werden. Dazu sind Messdaten in diesem Bereich notwendig. Um die künftigen Messserien mit den zahlreichen, bisher Durchgeführten vergleichen zu können und die Möglichkeit der Parametervariation zu wahren ist ein stationärer Wirbelschichtreaktor die beste Wahl. Dieses Verfahren scheint auch am sinnvollsten für die aussichtsreichsten Anwendungsbereiche, welche bei Größen von über 1 MW Brennstoffwärmeleistung liegen. Das würde die Verwendung mehrerer parallel geschalteter Festbettvergasungsreaktoren bedeuten, Wirbelschichtreaktoren können in nahezu beliebiger Leistungsgröße ausgeführt werden.

2.4 Grundlagen der Vergasung

Die Umwandlung von festen in gasförmige Brennstoffe ist ein komplexer Prozess. Die Modelle zur Nachbildung dieser Vorgänge haben daher unterschiedliche Ansätze, Vereinfachungen und Genauigkeiten.

Zur Charakterisierung von Festbrennstoffen dienen in erster Linie Elementaranalyse und Immediatanalyse. In der Elementaranalyse sind die Anteile von C, H, O, N, S und Cl an der trockenen Brennstoffmasse spezifiziert. In der Immediatanalyse werden Brennwert, Heizwert Wasser- und Aschegehalt sowie der Anteil der flüchtigen Bestandteile angegeben. Genauere Beschreibungsansätze unterscheiden die verschiedenen organischen Fraktionen (Lignin, Cellulose, Hemicellulose, extrahierbare Bestandteile) sowie die Aschebestandteile (CaO, K₂O, SiO₂, etc.). Analysenergebnisse für unterschiedliche Arten von Biomasse sind in der via Internet verfügbaren Datenbank BIOBIB zusammengestellt [93]. Die Analysen für die Berechnungen in dieser Arbeit basieren auf den Werten aus dieser Bibliothek.

Je nach Betriebsweise der Vergasungsreaktoren besitzt das Produktgas unterschiedliche Zusammensetzungen und enthält mehr oder weniger bei Raumtemperatur flüssige bis amorph feste Kohlenwasserstoffe, d.h. Teere. Die Reaktionsprodukte befinden sich für alle bekannten Verfahren beim Verlassen des Reaktors weit vom thermodynamischen Gleichgewicht entfernt, weshalb die Beschreibung des Prozesses einen reaktionstechnischen Ansatz erfordert. Da es sich aber weder beim Brennstoff noch bei den Nebenprodukten um definierte chemische Substanzen handelt, ist die Formulierung von durchgehenden Reaktionsmechanismen nicht möglich. Die existierenden Ansätze zur Beschreibung der Vergaserkinetik haben deshalb immer halbempirischen Charakter.

Die druckaufgeladene Vergasung von Biomasse, Kohle und Torf wurde von Hamel [38] in einem eindimensionalen Zellenmodell mit mathematischem Lösungsansatz simuliert. In jeder Zelle ist die Existenz von zwei Phasen möglich, die Koppelung erfolgt über die Gas- und Feststoffpartikelströme, welche über Bilanzgleichungen errechnet werden. Das Modell wurde anhand der Daten aus einigen atmosphärischen und druckaufgeladenen Anlagen untersucht, bei denen die Parameter Brennstofffeuchte, Druck, Temperatur, Pyrolyseproduktausbeute, Aschegehalt, Partikelgrößenverteilung und andere variiert wurden. Brennstoff war in den meisten Fällen Braunkohle und Torf. Die einzigen Messdaten, bei der Biomasse druckaufgeladen vergast wurde, stammen von zwei Experimenten der VTT Finnland bei 4 bar mit dem Brennstoff Sägemehl und einer Mischung der Vergasungsmedien Dampf und Luft.

Ein anderes in Zusammenarbeit der Technischen Universität Delft und der Universität Stuttgart entwickeltes und in ASPEN PLUS realisiertes Modell stellt die Ergebnisse der

Vergasungsexperimente von Holz, Miscanthus und Braunkohle bei Drücken zwischen 1,5 und 7 bar sowie Temperaturen bis 900°C dar [18]. Dabei wurden die Einflüsse der Parameter Druck, Temperatur und Luftzahl λ auf die Produktgaszusammensetzung und den Kohlenstoffumsatz untersucht.

Das Modell basiert auf den in Abbildung 2-18 dargestellten Stufen der thermochemischen Umwandlung. Ausgehend von einer Pyrolysegaszusammensetzung für Buchenholz wurden eine große Anzahl von homogenen und heterogenen Reaktionen der entstehenden Gase und des Pyrolysekokes modelliert. Die Massen- und Energiebilanzen wurden zusammen mit den Reaktionsraten der homogenen Gasphasenreaktionen in das Modell eingearbeitet. Für druckabhängige Reaktionen wurden die Arrheniuskoeffizienten für die Minimal- und Maximalwerte bestimmt. Dieser Zusammenhang wurde anhand eines Modells in die Simulation eingebunden.

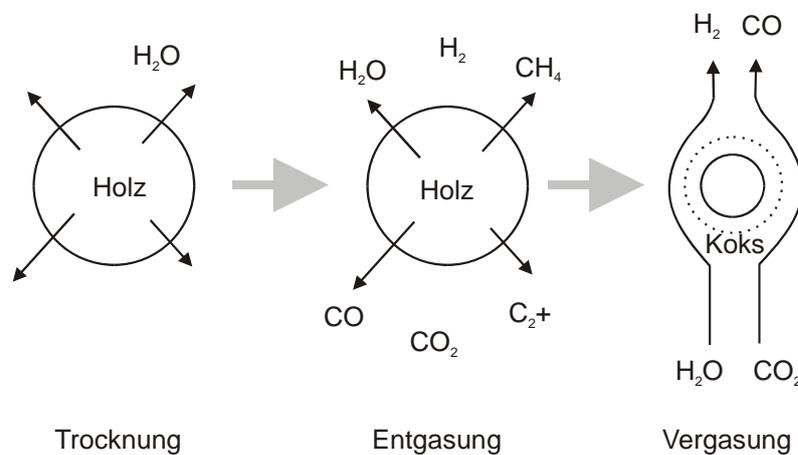


Abbildung 2-18: Stufen der thermochemischen Umwandlung (nach [49]).

2.4.1 Stufen der thermochemischen Umwandlung

Das in Abbildung 2-18 dargestellte Prinzip bildet auch die Grundlage für die umfassenden Modellierungen des Vergasungsteils des an der Technischen Universität Wien entwickelten FICFB-Verfahrens.

2.4.1.1 Trocknung

Wird feste Biomasse in den Vergaser eingebracht, kommt es unter der Wärmeeinwirkung erst zu einer Verdampfung des freien Wassers (Trocknung). Der Hauptumsatz der Trocknung bei atmosphärischen Druck erfolgt wegen lokaler Druckbildung im Brennstoffpartikel bei Temperaturen von 100 bis 130 °C [23]. Bei höheren Drücken findet der Hauptumsatz der Trocknung bei höheren Temperaturen und deshalb gemeinsam mit dem Beginn der Entgasung statt.

2.4.1.2 Entgasung

Bei Temperaturen ab 180°C [58] kommt es zu einer Zersetzung der Kohlenwasserstoffstruktur und zur Freisetzung des flüchtigen Anteils des Brennstoffes (Entgasung, Pyrolyse). Die langsame Pyrolyse findet bei Temperaturen zwischen 200 und 250°C statt. [92] Der Großteil der flüchtigen Bestandteile entsteht während der schnellen Pyrolyse zwischen 300 und 600 °C. Danach bleibt ein fester Rückstand, der sich aus hochkondensierten Aromaten mit Teilen reinen Kohlenstoffs zusammensetzt (Pyrolysekoks). Da dem Entgasungsschritt auch bei der Biomasseverbrennung eine Schlüsselrolle zukommt, existieren bereits zahlreiche Arbeiten zu diesem Thema [75] [113] [96] [78]. Die Geschwindigkeit der Entgasung ist durch den Wärmeübergang limitiert [100]. Damit wirkt sich die Partikelgröße entscheidend auf die Entgasungszeit aus [49]. Wesentlich schwieriger ist die Beschreibung bzw. Vorhersage der Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte. Die existierenden Modelle gehen von unterschiedlichem Verhalten der einzelnen Holzbestandteile (Lignin, Cellulose, etc.) aus. Die Entgasung wird meist in zwei Teilschritten modelliert. Die eigentliche Freisetzung der primären Entgasungsprodukte und ihre sekundären Nachreaktionen [23] [90] [107] [21]. Roider [94] diskutiert in einer ausführlichen Literaturstudie Temperatur, Partikelgröße, Feststoffverweilzeit, Brennstoffzusammensetzung und Aufheizrate als Einflussfaktoren. Bei geringeren Aufheizraten bzw. größeren Partikeln ist die Ausbeute an Pyrolysekoks sowie der Kohlenstoffgehalt im Koks höher [76]. Bei Koks aus schneller Pyrolyse (hohe Aufheizrate) wird eine höhere Reaktivität im Bezug auf die Wasserdampfvergasung beobachtet. DiBlasi gibt Produktzusammensetzungen der Pyrolyse unterschiedlicher Biomassen für verschiedene Temperaturbereiche an [113]. [22]. Bei der schnellen Pyrolyse von Holz bei 800-900 °C ergeben sich etwa 35 % Gas, 45 % bei Raumtemperatur flüssige Produkte (Pyrolyseöl) und rund 20 % Pyrolysekoks. Das Gas besteht bei atmosphärischen Druck zu etwa je einem Drittel aus CO und CO₂, CH₄ macht rund 10 % und höhere Kohlenwasserstoffe machen etwa 3 % aus [49].

2.4.1.3 Vergasung

In der dritten Stufe erfolgt einerseits der Abbau des Pyrolysekokes in heterogenen Reaktionen des Kohlenstoffes mit Gaskomponenten der Umgebung des Partikels (Koksvergasung), andererseits finden heterogene Reaktionen in der Gasphase statt.

Die Pyrolysekoksvergasung ist wesentlich von der Reaktionskinetik der heterogenen Reaktionen an der Oberfläche der porösen Partikel bestimmt und benötigt mehr Zeit als Trocknung und Entgasung.

Die wichtigsten heterogenen Reaktionen der Vergasung sind:

vollständige Oxidation:



partielle Oxidation:



heterogene Wassergas Reaktion:



Boudouard Gleichgewicht:



Methan Reaktion:



Daneben laufen auch in der Gasphase Reaktionen ab, die durch katalytisch aktive Bestandteile des Bettmaterials bzw. der Asche beschleunigt werden:

homogene Wassergasreaktion:



Dampfreformierung von Kohlenwasserstoffen:



Dampfreformierung speziell von Methan:



2.4.2 Gaszusammensetzung

Roider [94] hat durch Auswertung von Messungen der Gaszusammensetzung an der atmosphärischen Versuchsanlage folgendes gezeigt:

- Von den heterogenen Vergasungsreaktionen ist die Wassergasreaktion R. 2-3 dominant.
- Der Volumenanteil des Gases aus der Pyrolyse am gesamten erzeugten Produktgasvolumenstrom beträgt zumindest 80%, der Rest entsteht aus der Vergasung.

Daher hängt die Gaszusammensetzung primär von der Pyrolysegaszusammensetzung und den Temperaturen ab und in zweiter Linie von den Gleichgewichtskonzentrationen und den Reaktionsraten der Vergasungsreaktionen. Die Auswertung der Änderung der Reaktionsrate mit dem Druck erfordert Daten über die Arrheniuskoeffizienten der maßgeblichen Reaktionen.

Die Reaktionsgleichgewichte verschieben sich aufgrund der höheren Partialdrücke bei steigendem Druck in Richtung des kleineren Volumens und damit auf die Seite mit der geringeren Molzahl. Abbildung 2-19 zeigt die Druckabhängigkeit des Reaktionsgleichgewichts der wichtigsten Vergasungsreaktionen.

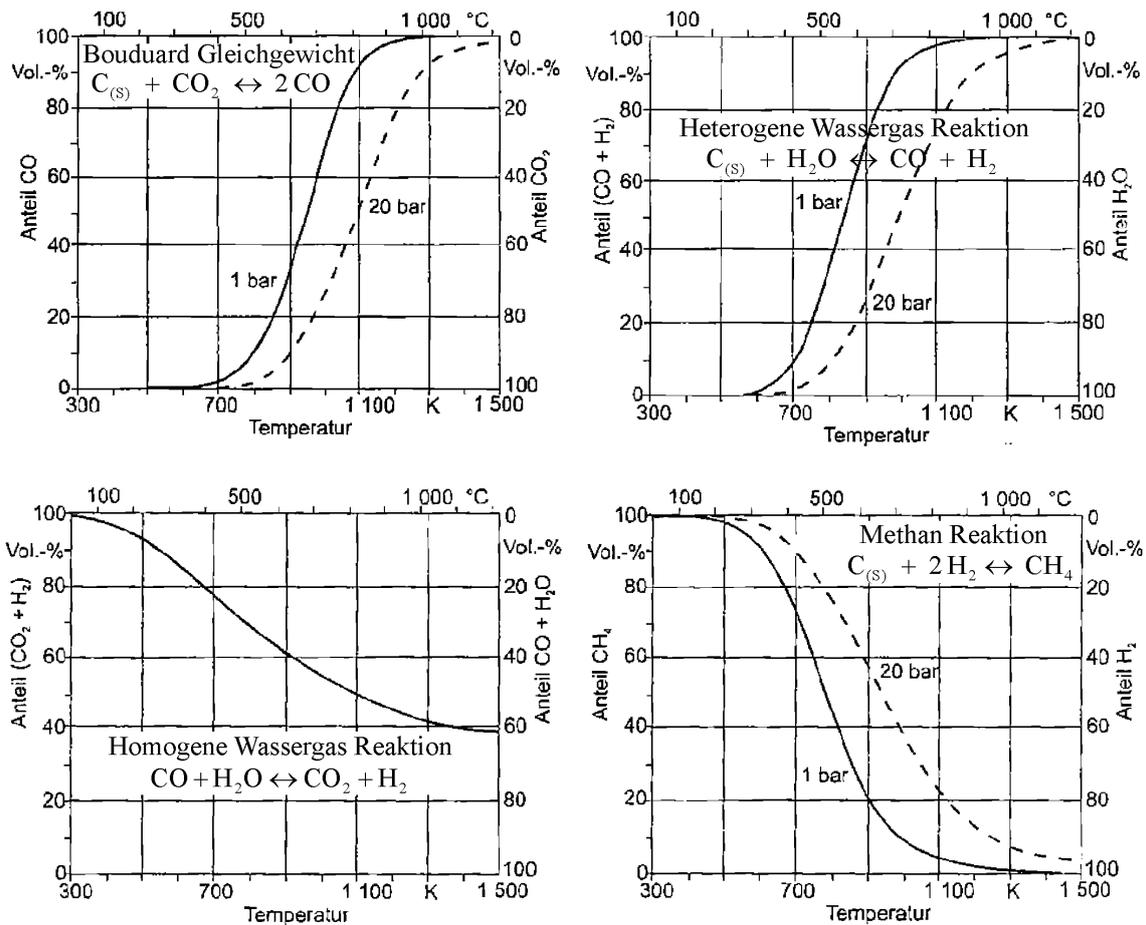


Abbildung 2-19: Gleichgewichte ausgewählter Vergasungsreaktionen

Diese Druckabhängigkeit führt zusammen mit der Änderung der Reaktionsrate und der Pyrolysegaszusammensetzung zu einer Produktgaszusammensetzung, die durch Experimente an einer Versuchsanlage ermittelt werden können.

Der Abbau von Teeren durch Wasserdampfpreformierung nach R. 2-7 wird allein bei Betrachtung des Reaktionsgleichgewichtes unter Druck verlangsamt. Das Reaktionsgleichgewicht wird nach Pröll [88] bei der Methan Reformierung nach Erfahrungen am Biomassekraftwerk Güssing keineswegs erreicht. Die Konzentration an Methan in der primären Pyrolysegaszusammensetzung sinkt von 14% auf 11%, im Vergleich zu einer Gleichgewichtskonzentration von 1%. Auch in diesem Fall ist der Einfluss der Reaktionsrate wesentlich, wenn der Einfluss des Drucks auf den Teergehalt untersucht werden soll.

Aufgrund der unterschiedlichen Vergasungsparameter publizierter Daten bezüglich druckaufgeladener Vergasung lässt sich kein allgemein gültiger Trend festhalten. Langhoff hat beim Lurgi Prozess einen Anstieg des CH₄ Gehaltes von 10% auf 17% bei einer Erhöhung des Drucks von 25 auf 90 bar während der Kohlevergasung mit Dampf beobachtet.

Die Teerbildung und Entstehung von flüssigen Kohlenwasserstoffen wurde dabei verringert [64]. Der Prozesswirkungsgrad und die Wasserkonversion steigen bei steigendem Druck. Am KTH in Stockholm wurde keine Druckabhängigkeit der Wasserstoffausbeute bei Dampfpyrolyseversuchen von Holzpartikeln, gemischt mit gemahlenem Dolomit unter 5 bar und Temperaturen von 650°C beobachtet [13].

2.4.3 Geschwindigkeit des Pyrolysekoksumsatzes

Am KTH in Stockholm wurde der geschwindigkeitsbestimmende Schritt der Vergasung bei verschiedenen Drücken in einer druckaufgeladenen Wirbelschicht untersucht [12]. Die Ausbeute an Pyrolysekoks ist weitgehend unabhängig von der Pyrolysetemperatur und des Druckes. Dieser Trend wird auch bei Pyrolyseversuchen in einer TGA bestätigt [33]. Die Vergasungsreaktionen des Pyrolysekoks mit Wasserdampf laufen aufgrund des höheren Partialdruckes der Reaktionsprodukte bei steigendem Druck schneller ab. Abbildung 2-20 zeigt den Kohlenstoffumsatz bei 700°C. In Reihe 1 ist die Dampfvergasung dargestellt. Reihe 2 zeigt ein Experiment, bei dem Pyrolysekoks mit Stickstoff als Vergasungsmedium erzeugt und anschließend mit Dampf vergast wird. Der Pyrolysekoks wird für die Dampfvergasung deaktiviert, wenn zuvor längere Zeit mit Stickstoff fluidisiert wurde, was anhand einer Versuchsreihe belegt wird. Deshalb ist auch der Umsatz bei den Versuchen mit Dampf als Fluidisierungsmedium höher. Der Einfluss des Druckes auf die Pyrolysekoks - Vergasung ist bei Drücken bis ca. 8 bar wesentlich, darüber nähert sich der Umsatz einem Grenzwert an.

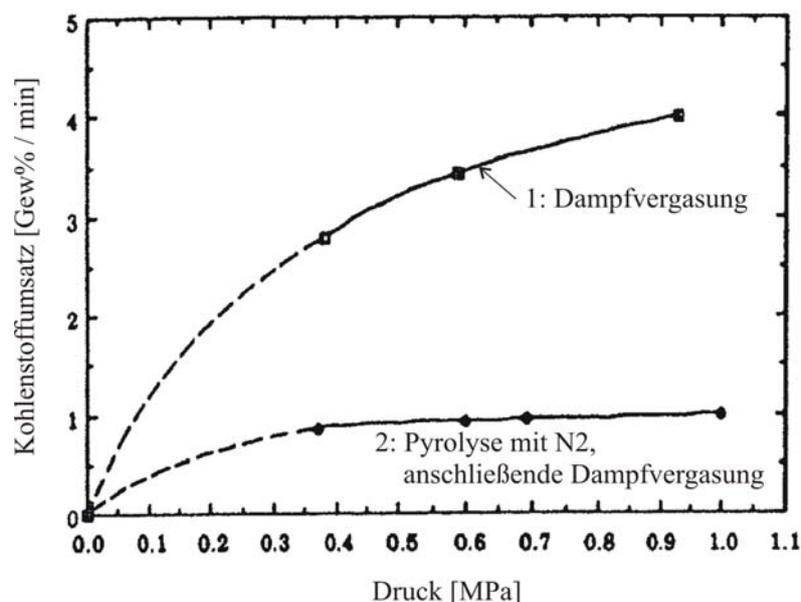


Abbildung 2-20: Kohlenstoffumsatz gegen Druck bei 700°C [12]

Dieser Trend wurde auch an einer Versuchsanlage der TPS Termiska Processor AB in den 80er Jahren des 20. Jahrhunderts dessen Daten 10 Jahre später veröffentlicht wurden, bestätigt [25]. Dabei wurde die Reaktionsrate von Pyrolysekoks mit Wasserdampf und Gasen bei verschiedenen Drücken mit Koks aus einer TGA sowie mit Koks von der Versuchsanlage aus verschiedenen Bereichen betrachtet. Grundsätzlich hängt die Reaktionsrate des Pyrolysekokes in folgender Weise von diesen Parametern ab:

- Wassergehalt der Biomasse: je höher, desto reaktiver ist der gebildete Pyrolysekoks
- Partialdruck der Reaktionsprodukte: Reaktionsrate steigt mit dem Druck
- Größe des Partikels: Reaktionsrate ist bei kleinen Partikeln höher
- Aufheizrate: bei schneller Entgasung steigt die Reaktionsrate

Zusätzlich führen diese Eigenschaften des Brennstoffs zu einer Erhöhung bzw. Verringerung der Reaktionsrate:

- Chemische Zusammensetzung und Mikrostruktur der Biomassepartikel
- Quantität und Verteilung der katalytisch aktiven Aschekomponenten

Bei der umfangreichen Parametervariation mit Temperaturen zwischen 675°C und 800°C und Drücken zwischen 1 und 10 bar wurden Experimente zur Bestimmung der minimalen und maximalen Reaktionsrate der Pyrolysekoksvergasung bei Überlagerung von gleichläufigen Effekten durchgeführt. Der Quotient zwischen der minimalen und maximalen Reaktionsrate hat dabei einen Wert von 3 nie überschritten. Die Druckabhängigkeit der Reaktionsrate des Pyrolysekoksumsatzes ist daher in etwa so ausgeprägt, wie in Abbildung 2-20 dargestellt.

2.4.4 Wärmeübergang in der Wirbelschicht

Eine schnelle Aufheizrate erhöht die Pyrolyseausbeute und erhöht die Reaktivität des Pyrolysekokes. Dessen Ausbeute wird dabei verringert [113], daher ist ein möglichst hoher Wärmeübergang erwünscht. Nach Hofbauer [44] ist der Wärmeübergang zwischen dem Gas und den Partikeln in einer Wirbelschicht definiert durch

$$\alpha_{gp} = \frac{\dot{Q}_{gp}}{S_p \cdot (T_g - T_p)_m} \quad \text{G. 2-1}$$

Hierbei ist \dot{Q}_{gp} der über die gesamte Partikeloberfläche S_p vom Gas an die Partikeln übertragene Wärmestrom und $(T_g - T_p)_m$ die über die Übertragungsfläche gemittelte treibende Temperaturdifferenz, welche genauso wie S_p bei verschiedenen Drücken als gleich groß angenommen werden kann. Unter dieser Voraussetzung kann folgender Zusammenhang angegeben werden (Der Index a bezeichnet den Zustand bei atmosphärischem Druck, p steht für einen höheren Druck):

$$\frac{\alpha_p}{\alpha_a} = \frac{\dot{Q}_p}{\dot{Q}_a} \quad \text{G. 2-2}$$

Durch Auswertung einer Vielzahl von Messergebnissen wurde die folgende Korrelation zur Berechnung von α_{gp} ermittelt:

$$Nu_{gp} = 0.03 \cdot Re_p^{1.3} \quad \text{G. 2-3}$$

wobei die Nusselt-Zahl und die Reynolds-Zahl wie folgt berechnet wird.

$$Nu_{gp} = \frac{\alpha_{gp} \cdot d_{sv}}{\lambda_g} \quad \text{G. 2-4}$$

$$Re_p = \frac{u \cdot d_{sv} \cdot \rho_g}{\mu} \quad \text{G. 2-5}$$

Die Realgaswerte von λ_g und die dynamische Viskosität μ sind nicht abhängig vom Druck bzw. weisen Abweichungen von ca. 2 Promille zu den Idealgaswerten auf. Daher können diese als konstant betrachtet werden. Zusammen mit der Annahme, dass sich die Dichte proportional zum Druck ändert und die Geschwindigkeiten konstant sind, kann folgende Abhängigkeit der übertragenen Wärmemenge vom Gasstrom auf das Partikel in der Wirbelschicht angenommen werden:

$$\frac{\dot{Q}_p}{\dot{Q}_a} \approx \frac{Nu_p}{Nu_a} = \left(\frac{Re_p}{Re_a} \right)^{1.3} = \left(\frac{\rho_p}{\rho_a} \right)^{1.3} \quad \text{G. 2-6}$$

Der zu erwartende viel höhere Wärmeübergang bei höherem Druck wirkt sich in der bereits beschriebenen Weise günstig auf die Vergasung und auf die Qualität des entstehenden Produktgases aus.

2.4.5 Zusammenfassung der Druckabhängigkeit bei der Biomassevergasung

Die Erkenntnisse aus der Literatur bestätigen den Bedarf an einer Versuchsanlage. Für den Fall der Vergasung von Biomasse mit ausschließlich Dampf als Vergasungsmedium sind bisher noch keine Daten veröffentlicht worden.

Ein großer Teil des erzeugten Gases entsteht durch Entgasung, diese wird durch die Aufheizrate und damit den Wärmeübergang beeinflusst. Die Geschwindigkeit der Pyrolysekoksvergasung hängt neben Faktoren, wie z. Bsp. Entstehung des Kokes oder katalytischer Aktivität auch vom Druck ab. Bei höheren Drücken wird der entstandene Pyrolysekoks schneller vergast.

Die Gleichgewichtslage der Gasphasenreaktionen verschiebt sich bei höheren Druck in Richtung der Produkte mit dem geringeren Volumen. Die meisten Reaktionen laufen jedoch nicht vollständig bis zur Einstellung des Gleichgewichtes ab. Daher ist die Änderung der Reaktionsrate mit dem Druck wesentlich für die endgültige Gaszusammensetzung.

Zusammenfassend bestätigen alle Veröffentlichungen, dass die Druckabhängigkeit der Produktgaszusammensetzung immer geringer als der Einfluss anderer Parameter, wie Verfahren, Brennstoff, Temperatur, Feuchte und Vergasungsmedium, aber auch Struktur des Brennstoffs und der katalytischen Aktivität der Aschekomponenten, des Reaktors und des Bettmaterials sind.

2.5 Anwendung

Für die Nutzung der Produktgase aus der Biomassevergasung bestehen grundsätzlich folgende Möglichkeiten:

- Stromerzeugung mit externer Verbrennung (Dampfprozess, Stirlingmotor, indirekt befeuerte Gasturbine)
- Stromerzeugung mit interner Verbrennung (Gasmotor, Gasturbine)
- Stromerzeugung auf elektrochemischem Weg (Brennstoffzellen)
- Verwendung als Synthesegas zur Erzeugung von hochwertigen Brennstoffen (H_2 , Methanol, Fischer-Tropsch-Treibstoff, etc.) oder von Grundchemikalien (NH_3 , Methanol, etc.)
- Umwandlung in synthetisches Erdgas (Methanierung mit CO_2 -Abtrennung)

Bei stickstoffreichem Produktgas aus Luftvergasern beschränken sich die möglichen Nutzungstechnologien auf die externe und interne Verbrennung. Die mittelkalorischen Produktgase aus Dampf- oder Sauerstoffvergasern eignen sich auch für Brennstoffzellen und technische Synthesen. Die Gasnutzungstechnologien zur Bereitstellung von Strom und Wärme werden unter anderem von Kaltschmitt & Hartmann [51] sowie von Kaiser [49] diskutiert. Das Gas muss für den jeweiligen Verwendungszweck in der folgenden Weise konditioniert werden.

2.5.1 Gasreinigung

Die Palette der erforderlichen Produktgaskonditionierung erstreckt sich je nach erwünschter Anwendung von einfachen Partikelfiltern bis zu mehreren hintereinander geschalteten aufwändigen verfahrenstechnischen Einheiten.

Die Vor- und Nachteile der einzelnen Gasreinigungsverfahren sowie mögliche Kombinationen von Gasreinigungsschritten für spezielle Gasnutzungstechnologien werden in verschiedenen Arbeiten ausführlich diskutiert [51]; [48]; [55], [9]. Neben der in Tabelle 2-15 dargestellten und bei den meisten Anwendungen unerwünschten Komponenten müssen für die Synthesegaserzeugung teilweise noch CO₂ und Kohlenwasserstoffe entfernt werden. Die erforderlichen Grenzkonzentrationen sind in Tabelle 2-16 zusammengefasst. Eine Übersicht über die Gasreinigung gibt auch Stevens [103].

An der ETH Zürich wurde auch die Möglichkeit der Methanolerzeugung in Erwägung gezogen. Deshalb wurde die Gasreinigung mittels Gewebefilter, Sandfilter, Gaswäscher mit rotierenden Einbauten, dem Konzept des rotierenden Partikelfilters und durch einen Reaktor zur katalytischen Gasreinigung experimentell untersucht [39]. Jörg [48] und Knautz [55] behandeln die Gasreinigung von atmosphärischen Vergasungsanlagen.

Verunreinigung	Reinigungsmöglichkeit
Partikel (Staub und Flugkoks)	Zyklon, Gewebefilter, Schüttschichtfilter, Keramikfilter, Metallfilter, elektrostatische Abscheider, Venturiwäscher
Teere	<i>Physikalisch:</i> Nasswäscher, Nasselektrofilter, Zykclone <i>Katalytisch und Thermisch:</i> nichtmetallischer Katalysator (Alkalisalze/-oxide, Dolomite), metallischer Katalysator (Ni-Basis), thermischer Cracker
Alkalien	Abkühlung unter 600°C und Abscheidung der festen Salze: Gewebefilter, Schüttschichtfilter, Keramikfilter, Metallfilter, elektrostatische Abscheider, Nasswäscher
Stickstoffverbindungen	Nasswäscher katalytische Oxidation zu N ₂
Schwefelverbindungen	Nasswäscher, chemische Adsorption an ZnO, Verfahren der Synthesetechnologie
Halogenverbindungen	Nasswäscher, Adsorber

Tabelle 2-15: Möglichkeiten zur Abscheidung unerwünschter Komponenten aus dem Produktgas

Verunreinigung	Grenzbeladung
Schwefelverbindungen	1 ppm
Stickstoffverbindungen	1 ppm
O ₂ , CO ₂ , 2 CO	< 20 ppm (Ammoniak Synthese)
O ₂	= 0,5 – 3 % (Vermeidung von Korrosion)
H ₂ S + COS + CS ₂	< 1 ppm
NH ₃ + HCN	< 1 ppm
HCl + HBr + HF	< 10 ppb
Alkalimetalle	< 10 ppb
Partikel (Flugkoks, Staub, Asche)	< 0.1 ppm
Kohlenwasserstoffe (Teer)	Keine flüssigen

Tabelle 2-16: Zulässige Verunreinigungen bei der Synthesegaserzeugung

Einen geringen Aufwand bei der Gasreinigung erfordert eine Nutzung in der Gasturbine. Der Teer wird als Brennstoff genutzt, einzig Partikel müssen abgetrennt werden. Die zulässige Partikelgröße für die erste Stufe ist kleiner als 2,8 µm und eine Konzentration von weniger als 1ppm [14]. Die im IGCC Värnamo verwendete Ahlstrom Turbine kann mit einer Partikelbeladung kleiner 4,7 mg/Nm³ betrieben werden [37].

2.5.2 Nutzung als Synthesegas

Bisher wurde das für zahlreiche industrielle Prozesse benötigte Synthesegas fast ausschließlich aus fossilen Energieträgern erzeugt. Diese Verfahren sind Stand der Technik und ausführlich im IEA-Synthesegasbericht [108] beschrieben. Dabei wird deutlich welche Verunreinigungen für den Prozess und Katalysator kritisch sind. Eine Übersicht über das erforderliche H₂:CO Verhältnis, die Prozessdrücke- und -temperaturen, die verwendeten Katalysatoren und die Katalysatorgifte der jeweiligen Verfahren geben Tabelle 2-17 und Tabelle 2-18.

Produkt	Essigsäure ^a	Oxosynthese ^b	Eisenerz direktreduktion ^c	Fischer Tropsch ^d	Methanol	Methan
H ₂ : CO	0 - 0.02	1.0 – 1.2	1.3 – 1.5	1.6 – 2.3	2.0 – 2.3	3
zusätzliche Reaktanden	Methanol	Propylen	Eisenoxide	CO ₂	CO ₂	CO ₂

Tabelle 2-17: stöchiometrische H₂:CO Verhältnisse bei Synthesegasprozessen

^a Monsanto Verfahren

^b BASF and Ruhrchemie Prozess; beim Shell Verfahren ist das Verhältnis 1.6 – 1.8

^c Midrex Verfahren

^d ARGE-Verfahren: 1.6; Synthol (SASOL): 2.3

	Methanolerzeugung		Fischer-Tropsch Synthese		Methan erzeugung	Oxo-Synthese
p [bar]	150	250-350	7 – 35		80 - 100	15-350
T [°C]	300	300-400	220-250	330-350	300-700	85-200
Katalysatoren	CuO-ZnO	ZnO aktiviert durch Chrom- säure	Fe	Co	Ni-Mo, Co-Mo	Rh, Modifizierter Co
Katalysatorgifte	H ₂ S Chlorverbindungen		Schwefel- verbindungen	NH ₃ , S, HCN, COS, HCl	S, As, Cu, V, Cl	Starke Säuren, HCN, S, H ₂ S, COS, O ₂ ,

Tabelle 2-18: Prozessbedingungen von Synthesegasprozessen

3 Versuchsanlage

Die Konstruktion einer Anlage mit der Ausgangssituation „grüne Wiese“ ist die interessanteste Herausforderung für einen Ingenieur, die Möglichkeit der Grundlagenforschung die Interessanteste für einen Wissenschaftler.

Die optimale Konstruktion erfordert fundierte Kenntnis der Grundlagen, des Standes der Technik, vieler Details einzelner Komponenten und eine dynamische Planung, da sich viele Anlagenteile gegenseitig beeinflussen.

Die Komponenten der gewünschten Versuchsanlage sind in Anzahl und Ausführung ähnlich der einer großtechnischen Anlage. Daher müssen auch dieselben Bereiche bis ins Detail geplant werden. Das sind:

- Konzepterstellung
- Verfahrensschema und Bilanzierung
- Konstruktion der einzelnen Komponenten
 - Reaktor
 - Druckbehälter
 - Gasreinigung
 - Brennstoffförderung
 - Wärmeaustauscher, Heizung
- Mess- und Regeltechnik (Betrieb, Startup, usw.)
- Sicherheitstechnik
- RI-Schema
- Analytik

Für die zu errichtende Versuchsanlage mit druckaufgeladener Wirbelschicht waren außer einem Dampferzeuger keine Geräte vorhanden. Daher können die erforderlichen Komponenten aufeinander abgestimmt und die Kosten optimiert werden.

3.1 Bewertung druckaufgeladener Vergasungsverfahren

Für die Auswahl des sinnvollsten Verfahrens ist eine Bewertung nach der Funktionalität und der Wirtschaftlichkeit gefordert. Dazu müssten die Investitionskosten und die laufenden Kosten einbezogen werden. Eine Abschätzung der Investitionskosten erfordert eine relativ genaue Planung der gesamten Anlage und ist auch entsprechend aufwändig. Ein Indiz für die laufenden Kosten der Anlage stellt der Wirkungsgrad dar, mit dessen Hilfe die Kosten und der Ertrag der Anlage gegenübergestellt werden können. Deshalb erfolgt die Bewertung verschiedener Konzepte und Anlagenverschaltungen für den Fall Stromerzeugung, da hier als Vergleichswert zusätzlich zum Kaltgaswirkungsgrad der elektrische Wirkungsgrad definiert ist.

3.1.1 Modellierung verschiedener Verfahren

Es wurden 2 verschiedene Arten der Vergasung von Biomasse, einerseits autotherme Vergasung mit O_2 /Dampf, andererseits das allotherme FICFB-Verfahren mit den in Kap. 2.2 ermittelten Werten modelliert. Der Aufbau, die Programmierung und Berechnung erfolgte in der Simulationsumgebung IPSEpro[®] Version 3.1. Die Leistungsgröße wurde mit 3600 kW Brennstoffwärmeleistung des Reaktors definiert, d.h. die Summe der Wärmeleistungen aller zugeführten Brennstoffströme. Bei der Modellierung des FICFB-Verfahrens wurde angenommen, dass Biomasse auch als Zusatzbrennstoff in den Verbrennungsteil gefördert wird, um die Vergasungstemperatur im System aufrecht zu erhalten.

Es wurden dieselben Annahmen für alle Berechnungen getroffen, die in Tabelle 3-1 zusammengefasst sind. Einen erheblichen Anteil am Gesamtwirkungsgrad der Anlage haben auch die Qualitäten der Verdichter, da durch die mit hohen Luftzahlen zu betreibenden Geräte, wie z. Bsp. Brennstoffzelle oder Gasturbine, relativ große Massenströme zu fördern sind. Die mechanischen, isentropen und elektrischen Wirkungsgrade der verwendeten Komponenten sind in Tabelle 3-2 zusammengefasst. Die Verdichtung auf 15 bar erfolgt zweistufig. Dazwischen wird das Gas auf 100°C zwischengekühlt. Die benötigte mechanische Leistung zur Verdichtung wird in den Modellen stets von der Turbine bereitgestellt.

Vergasungstemperatur	880°C
Dampf – Brennstoffverhältnis	0,6
O ₂ - Brennstoffverhältnis	0,082
Eintrittstemperatur Vergasungsmedium	350°C
Maximale Gasturbinen Eintrittstemperatur	1250°C
SOFC Anoden Eintrittstemperatur	550°C
SOFC Kathoden Eintrittstemperatur	500°C
λ SOFC	9
Vergasungsdruck bei SOFC	5 bar absolut
Vergasungsdruck bei Gasturbine	15 bar absolut

Tabelle 3-1: Globale Vergasungsparameter der Simulation

Verdichter	η_m	0,98
	η_s	0,75
Gasturbine	η_m	0,98
	η_s	0,86
Generator	η_{el}	0,98
	η_m	0,98
SOFC	η_{el}	0,65

Tabelle 3-2: Wirkungsgrade der verwendeten Geräte

Tabelle 3-3 gibt die für alle Berechnungen verwendeten Brennstoffeigenschaften wieder:

Wassergehalt [Gewichts - %]	25
Aschegehalt _{wf} [Gewichts - %]	2
C _{wf} [Gewichts - %]	50
H _{wf} [Gewichts - %]	5,6
O _{wf} [Gewichts - %]	42,19
N _{wf} [Gewichts - %]	0,19
S _{wf} [Gewichts - %]	0,01
Cl _{wf} [Gewichts - %]	0,01
Heizwert [MJ/kg _f]	13
Massentrom Biomasse [kg/h]	998

Tabelle 3-3: Brennstoffeigenschaften

Die beiden Vergasungsverfahren, O₂/Dampf und FICFB, werden jeweils mit Gasturbine und SOFC mit Mikroturbine verschaltet. Beim FICFB wird noch die Möglichkeit mit und ohne Nutzung der Energie des Verbrennungsteils untersucht. Damit können 5 Anlagenkonzepte anhand des elektrischen Wirkungsgrades miteinander verglichen werden. Die unterschiedlichen zusätzlich nutzbaren Wärmemengen der jeweiligen Prozesse werden in dieser Betrachtung nicht berücksichtigt.

Die Fließbilder der folgenden Seiten entsprechen exakt den in IPSE Pro modellierten Prozessen und wurden direkt als Windows Metafile exportiert, daher sind die Beschriftungen der Stoffströme im Fall des Eintritts von rechts um 180° gedreht dargestellt.

SOL bezeichnet jeweils die anorganischen Feststoffströme Bettmaterial und Asche.

ORG steht für den organischen Stoffstrom Biomasse.

AMB stellt Luft bei Umgebungsbedingungen dar.

GAS sind Gasströme bei definierten Bedingungen wie Verbrennungsluft oder Abgas.

WAT bezeichnet Wasser- und Dampfströme.

3.1.1.1 FICFB

Das FICFB-Verfahren bietet einige Vorteile, hat aber auch den Nachteil eines höheren anlagentechnischen Aufwandes. Bei der druckaufgeladenen Vergasung ist unter anderem zusätzlich noch das Gas für den Verbrennungsteil zu verdichten. Diese Energie kann nur genutzt werden, wenn das Gas gereinigt wird, um es anschließend in einer Gasturbine zu entspannen. Dies muss bei möglichst hoher Temperatur erfolgen, um den Energieverlust zu minimieren und fühlbare Wärme in der Gasturbine in mechanische Energie umzuwandeln. Dem Einfluss dieser Umstände wird durch die Modellierung der Nutzung des Gases in einer Gasturbine mit und ohne Verbrennungsteil Rechnung getragen.

3.1.1.1.1 FICFB mit Gasturbine (ohne Nutzung der Energie des Verbrennungsteils)

Biomasse wird im Vergasungsreaktor mit Wasserdampf vergast. Ein sehr geringer Teil der Verbrennungsluft gelangt ebenfalls in den Verbrennungsteil und verursacht dort einen geringen N_2 – Gehalt. Das entstehende Produktgas wärmt die Luft für den Verbrennungsteil vor, wird in einem Hochtemperaturfilter von Partikeln befreit, mit Verbrennungsluft, die durch das Abgas aus dem Verbrennungsteil vorgewärmt wird, gemischt, wird verbrannt und anschließend in einer Gasturbine entspannt, welche die Verdichter und den Generator antreibt und damit Strom erzeugt. Das Abgas der Turbine dient der Luftvorwärmung und erzeugt und überhitzt den Dampf für die Vergaserfluidisierung.

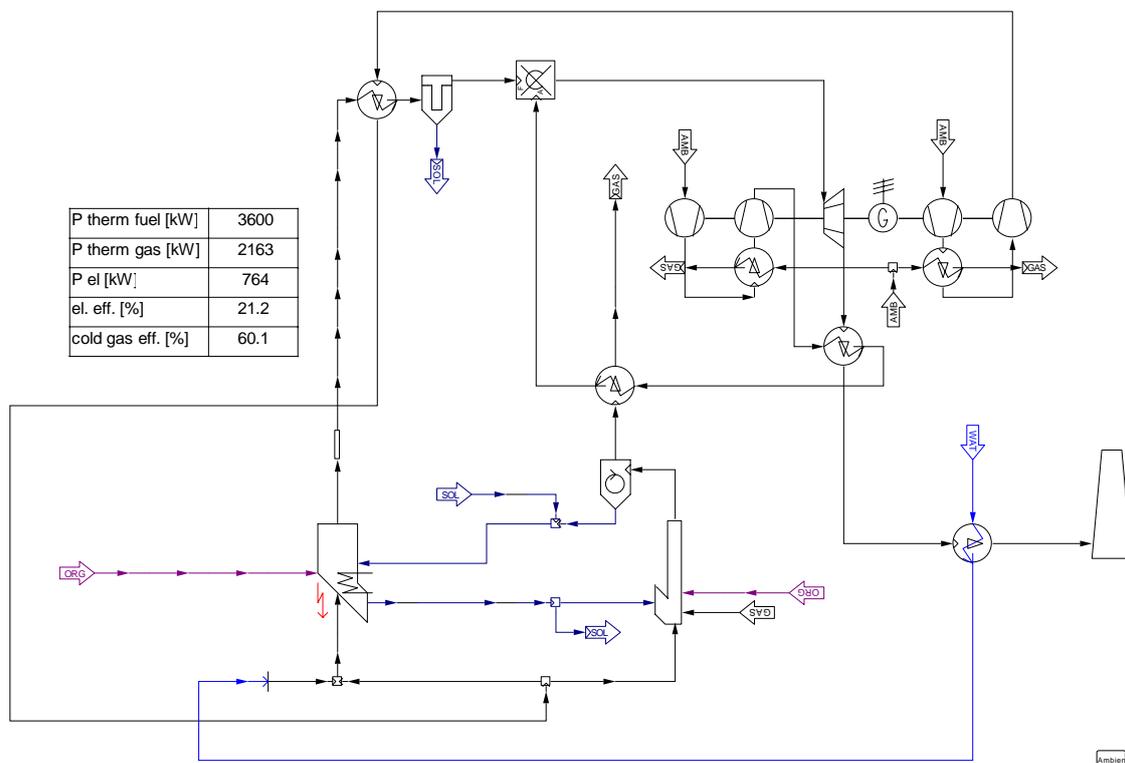


Abbildung 3-1: FICFB - Prozess mit Gasturbine ohne Nutzung der Energie des VB-Teils

3.1.1.1.2 FICFB mit Gasturbine (mit Nutzung der Energie des Verbrennungsteils)

Beim vorherigen Modell wird der Volumenstrom von 2070 Nm³/h mit einer Temperatur von 632°C und 15 bar aus dem Verbrennungsteil nicht genutzt. Diese nutzbare Energie wird bei diesem Modell mittels der Turbine in mechanische Arbeit umgesetzt, da es mit dem Abgas aus der Produktgasbrennkammer gemischt wird.

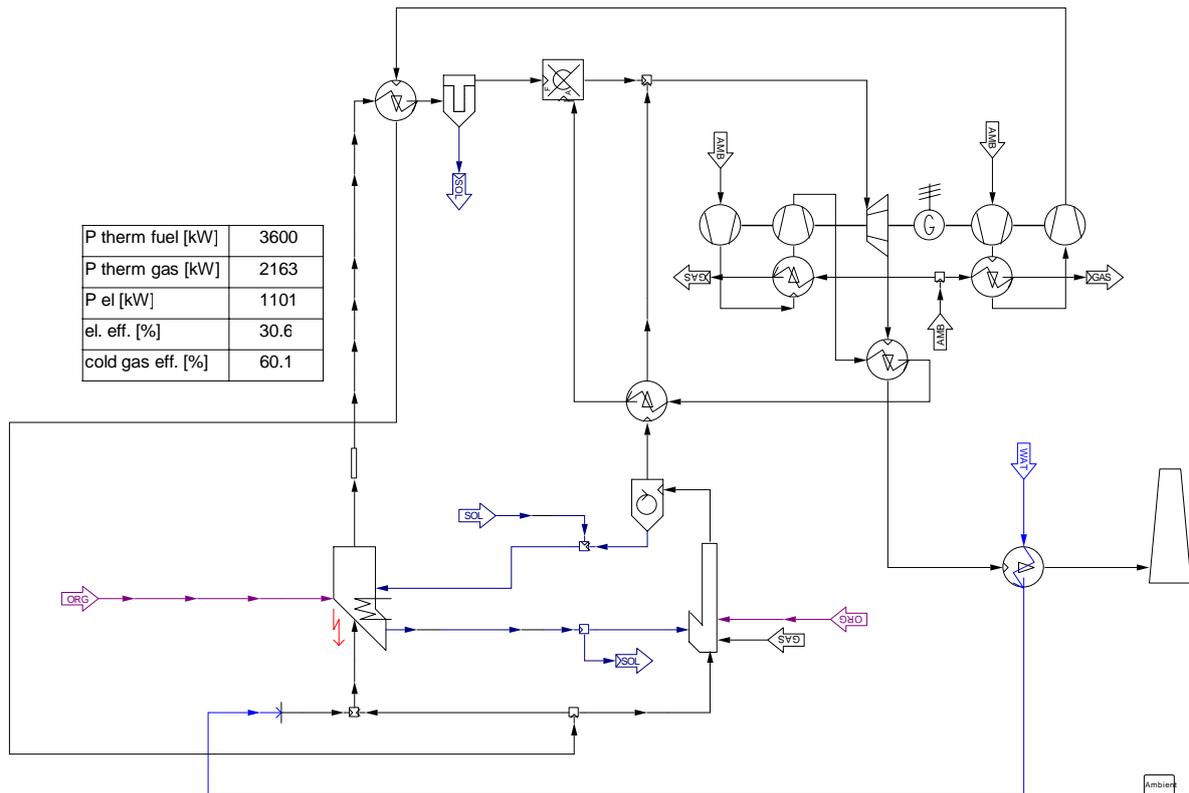


Abbildung 3-2: FICFB - Prozess mit Gasturbine mit Nutzung der Energie des VB-Teils

3.1.1.1.3 FICFB mit SOFC und Mikroturbine

Dieses neuartige Konzept nutzt die Technik der Solid Oxid Fuel Cell zusammen mit Nachverbrennung und Entspannung des Gases in einer Mikroturbine. Die Verschaltung der anderen Anlagenkomponenten entspricht den vorherigen Anwendungsfällen.

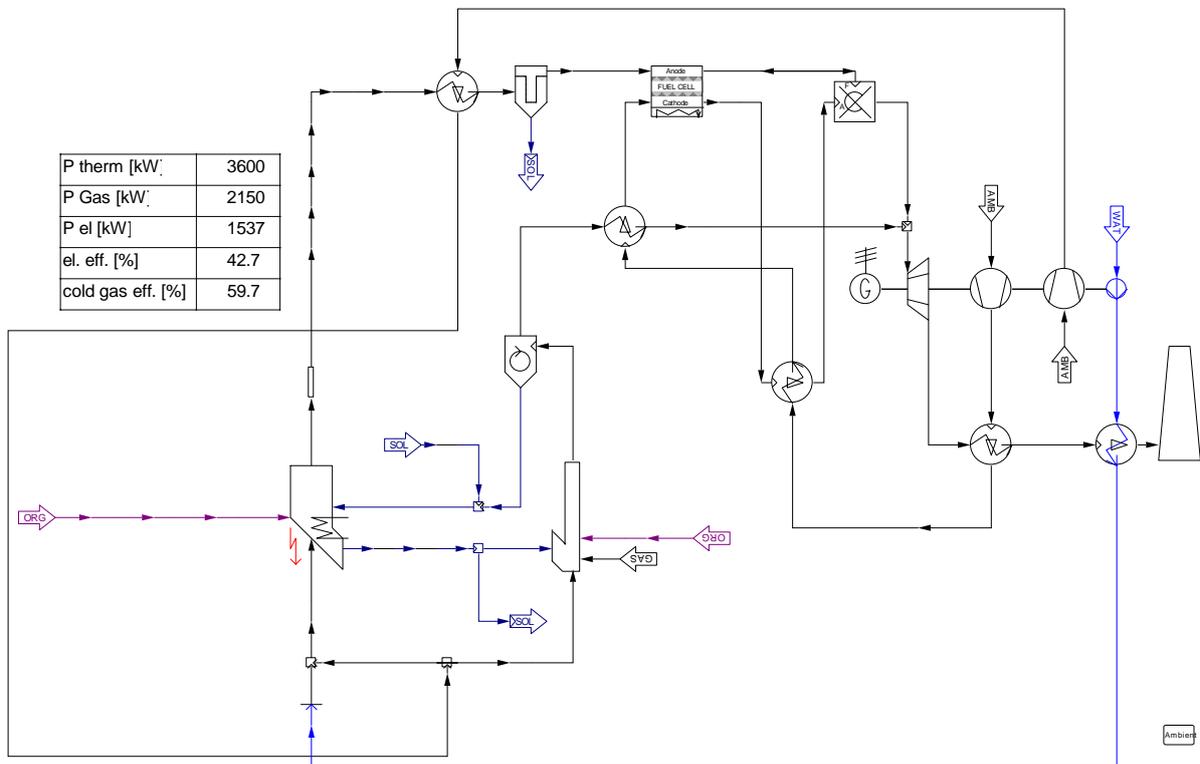


Abbildung 3-3: FICFB - Prozess mit SOFC und Mikroturbine

3.1.1.2 O₂ / Dampfvergasung

Das Gaserzeugungssystem besteht bei diesem autothermen Verfahren im Gegensatz zum FICFB-Verfahren lediglich aus einem stationären Wirbelschichtreaktor. Für die Erzeugung des Sauerstoffs zur Fluidisierung wird jedoch eine Luftzerlegungsanlage benötigt: Die erforderliche Leistung beträgt nach Angaben von Thermostelect etwa 0,35 kWh pro kg erzeugten Sauerstoff [45]. Dies wird bei der Berechnung der elektrischen Leistung und des Wirkungsgrades berücksichtigt.

3.1.1.2.1 O₂ / Dampfvergasung mit Gasturbine

Im einfachsten Fall, Nutzung des Gases in einer Gasturbine muss das Produktgas lediglich von Partikeln befreit, verbrannt und in einer Gasturbine entspannt werden.

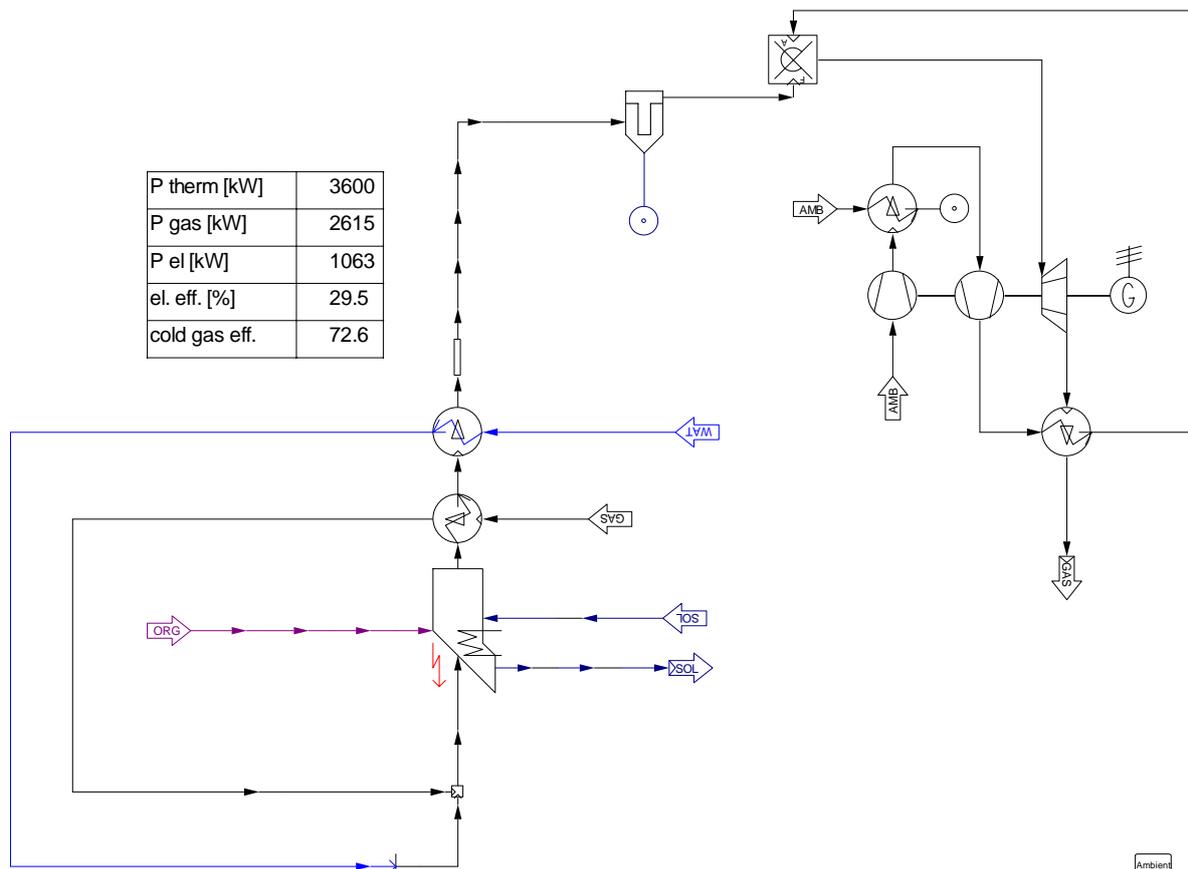


Abbildung 3-4: O₂ / Dampf - Prozess und Gasturbine

3.1.1.2.2 O₂ / Dampfvergasung mit SOFC und Mikroturbine

Aufgrund der geringen Volumenströme mit hohen Temperaturen und der großen benötigten Wärmemenge kann die Eintrittstemperatur Vergasungsmedium statt 350°C nur 220°C erreichen. Auch die Vorwärmung der Kathodenluft wäre in diesem System nicht möglich. Daher wird ein Teilstrom des entstandenen Produktgases in der Nachbrennkammer verbrannt um die Temperatur nach der Turbine zu erhöhen und die benötigten Temperaturen in den einzelnen Stoffströmen zu erreichen.

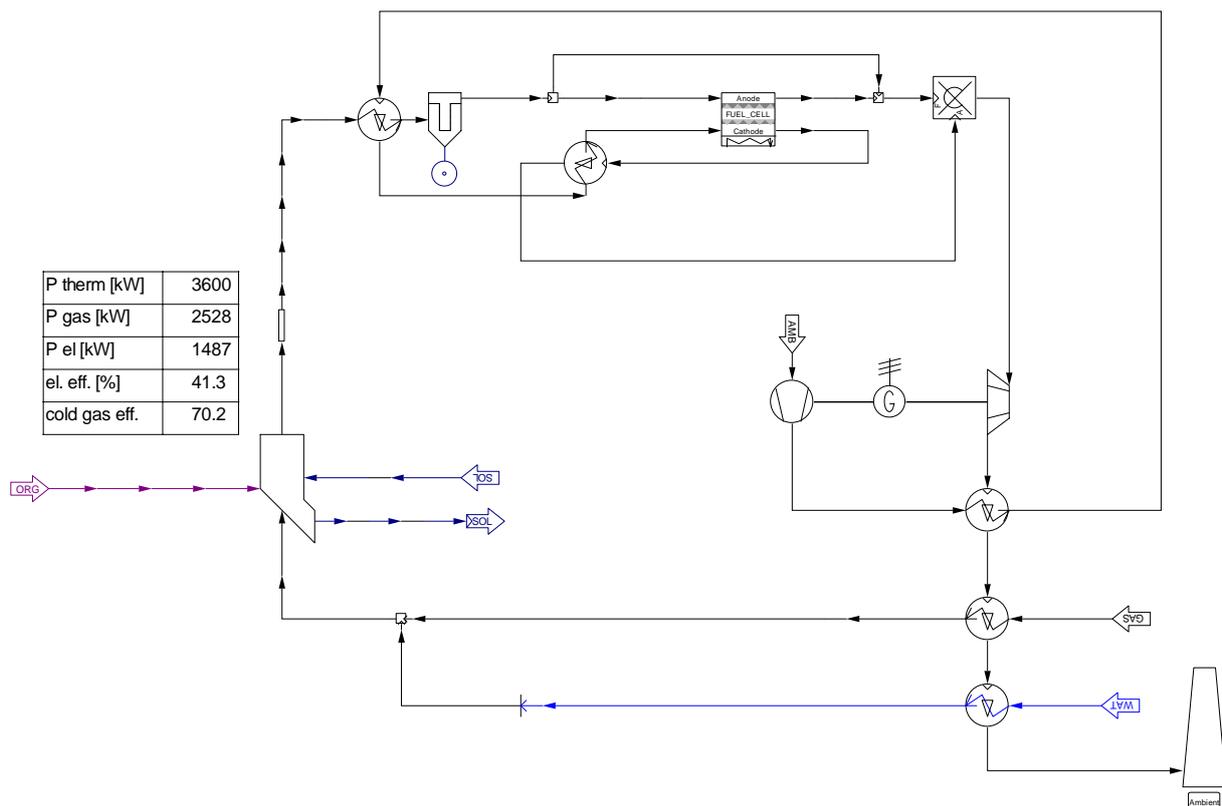


Abbildung 3-5: O₂ / Dampf - Prozess mit SOFC und Mikroturbine

3.1.2 Ergebnisse

Tabelle 3-4 stellt die Ergebnisse der einfachen Modelle dar. Bei Kenntnis der genauen Gaszusammensetzung und Teergehalte, sowie exakten Wirkungsgrade der einzelnen Komponenten wird sich die Genauigkeit der Simulation erhöhen.

Verfahren Wert [Einheit]	FICFB Gasturbine Nur VG-Teil	FICFB Gasturbine VG+VB-Teil	FICFB SOFC/MT	O ₂ /Dampf Gasturbine	O ₂ /Dampf SOFC/MT
	P _{therm} [kW]	3600	3600	3600	3600
P _{Gas} [kW]	2163	2163	2150	2615	2528
P _{el} [kW]	764	1101	1537	1063	1487
Elektrischer Wirkungsgrad [%]	21,2	30,6	42,7	29,5	41,3
Kaltgaswirkungsgrad [%]	60,1	60,1	59,7	72,6	70,2

Tabelle 3-4: Vergleichsdaten der modellierten Anlagen

Auf jeden Fall sind für das Konzept Druckvergasung mit Gasturbine Wirkungsgrade von etwa 30% und für den Fall SOFC mit Mikroturbine von über 40% zu erwarten.

Der größte Vorteil ist die Bereitstellung eines heißen, verdichteten Gases im Vergleich zu einer Vergasung unter atmosphärischem Druck. Die betrachteten Systeme sind jedoch auf den Einsatz von Hochtemperaturgasreinigungssystemen angewiesen, die speziell für den Fall Brennstoffzelle besonders effektiv alle schädlichen Komponenten entfernen müssen. Daher schränkt die Qualität der Gasreinigung den Anwendungsfall ein.

Vorteil der FICFB ist die Herstellung des hochwertigsten Gases ohne den Bedarf einer Luftzerlegungsanlage bzw. Sauerstoff als Betriebsmittel. Bei Einsatz einer SOFC und Mikroturbine kann von diesem System die nötige Energie zur Erwärmung der Luft und anderer Ströme im System zur Verfügung gestellt werden.

Sauerstoff / Dampf Vergasungsanlagen stellen ein sehr hochwertiges Gas ohne großen apparativen Aufwand her.

Die Sauerstoff Betriebskosten für eine Bulk - Anlage in Österreich belaufen sich lt. Fa. Messer (Stand 2003) ohne Regelstrecke auf 8 – 11 Eurocent pro Nm³. Erst ab einem Bedarf von 600 – 1000 Nm³/h (das entspricht einer Leistungsgröße von etwa 10 MW_{th}) ist eine Luftzerlegungsanlage wirtschaftlich sinnvoll, weil die spezifischen Sauerstoff-Betriebskosten sinken.

3.2 Design

Auf Basis der grundlegenden Überlegungen aus Kap. 2.3 und der Modellierung verschiedener Konzepte in Kap. 3.1 kann in weiterer Folge die endgültige Auswahl eines Verfahrens und die Planung einer optimalen Versuchsanlage angestrebt werden. Die Voraussetzungen und Parameter für die Berechnung werden in diesem Abschnitt definiert, die Konstruktion ist in Kapitel 3.4 ausgeführt.

3.2.1 Verfahrensflißbild

Die Versuchsanlage soll der in Abbildung 3-6 dargestellten und möglichst einfach gehaltenen Anordnung entsprechen.

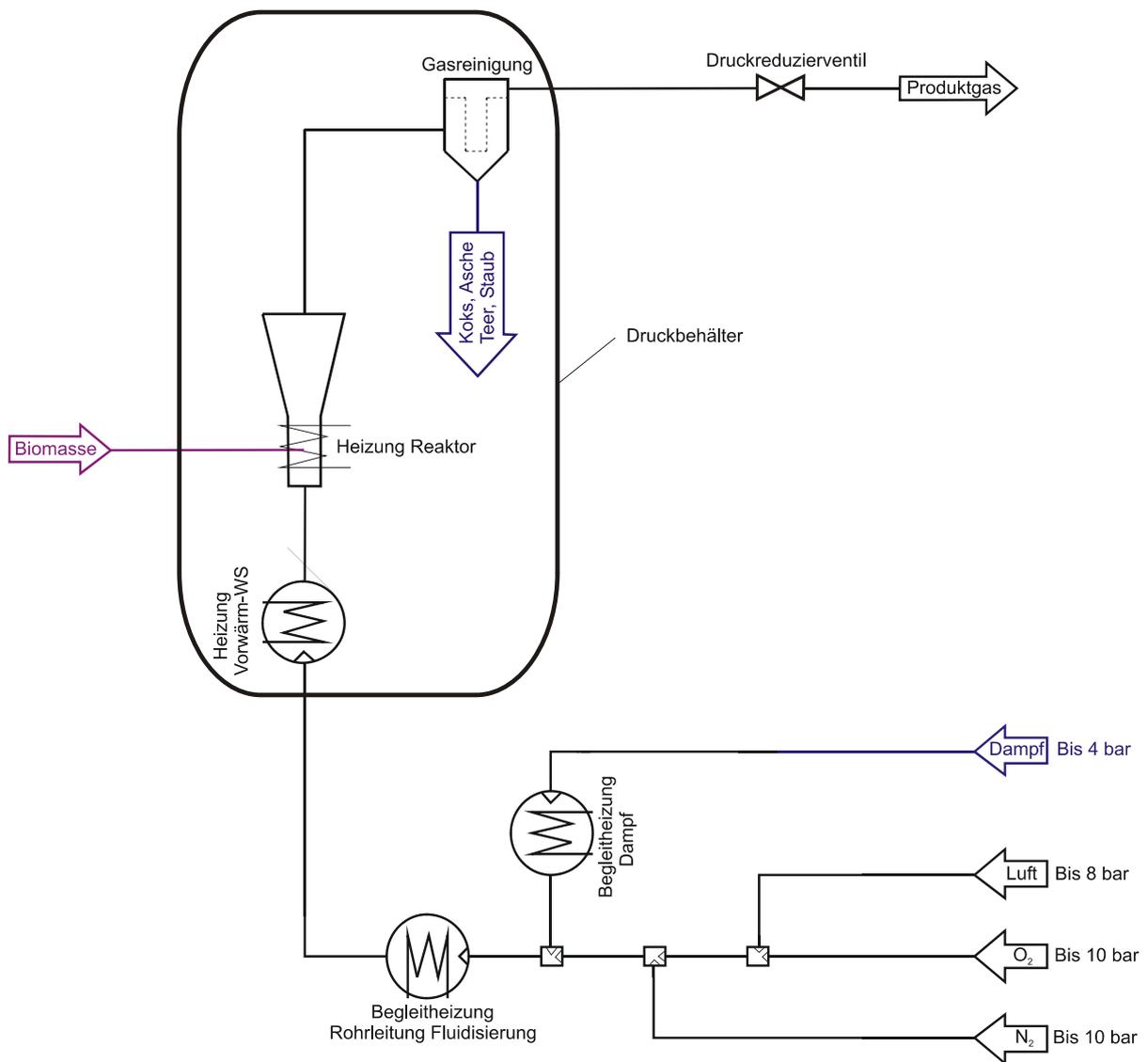


Abbildung 3-6: Verfahrensflißbild

Biomasse wird durch eine Schneckenförderung in den Reaktor eingebracht und mit dem durch den Düsenboden eintretenden und in der Vorwärmwirbelschicht auf etwa 600°C erhitzten Vergasungsmedium zu einem ca. 850°C heißen Produktgas umgesetzt. Der Reaktor kann zu diesem Zweck auch elektrisch beheizt werden. Als Brennstoff werden in der ersten Stufe Holzpellets verwendet. Diese werden aufgrund der definierten Zusammensetzung und guten Fördercharakteristika seit Jahren in der atmosphärischen Versuchsanlage genutzt. Damit können die Ergebnisse aus der druckaufgeladenen Vergasung mit den bisher gewonnenen Werten verglichen werden. Das Produktgas wird durch einen Zyklon und nachgeschalteten Hochtemperaturfilter von Partikeln befreit und steht nach einem gekühlten Spezialflansch bei hohen Temperaturen und einem Druck von bis zu 10 bar zur Verfügung. Damit können ohne aufwändige Umbauten weitere Anlagenteile angeschlossen und unter realen Zuständen erforscht werden. In der ersten Stufe ist keine Nutzung des Gases vorgesehen, es wird in einem Hochtemperaturreduzierventil entspannt und in den bestehenden Abgasweg der 100 kW_{th} atmosphärischen Versuchsanlage eingeleitet, mit Verbrennungsluft gemischt und verbrannt. Die Vergasungsmedien O₂, Luft und Dampf können in einem beliebigen Verhältnis bis zu den in Abbildung 3-6 dargestellten Drücken gemischt werden. Die Vergasungsmedien können auch in Verbindung mit Stickstoff zur Fluidisierung verwendet werden. Das Gemisch wird mittels einer elektrischen Begleitheizung auf eine Temperatur von ca. 200°C beim Eintritt in die Vorwärmwirbelschicht erwärmt.

3.2.2 Reaktor

Für eine erste Stufe und Versuchsserie wird eine stationäre Wirbelschicht geplant, weil es aus mehreren Gründen nicht sinnvoll ist ein kompliziertes System mit umlaufenden Bettmaterial zu installieren.

- Der geplante Reaktor kann beheizt werden. Damit kann zu einem gewissen Grad das Vorhandensein eines umlaufenden Wärmeträgers simuliert werden und Anwendungen, die mit einer FICFB Anlage getestet werden sollen, betrieben werden.
- Es werden Druckschwankungen bei der Vergasung aufgrund nicht vollständig kontinuierlicher Brennstoffförderung durch den unterschiedlichen Volumenstrom auftreten. Daher müssen zuerst Erfahrungen im Betrieb, Start - Up und Handling gesammelt werden um z. Bsp. die Siphone auslegen zu können und Leckagen zu vermeiden. Erst dann sollte an eine Erweiterung der Anlage gedacht werden.
- Die Konstruktion eines solchen Reaktors erfordert Erfahrung aus einem Kaltmodell.
- Die Kosten für eine Zweizonen-Wirbelschicht sind definitiv höher.

Daher wird die Möglichkeit eines umlaufenden Bettmaterials bei der Konstruktion des Reaktors nicht berücksichtigt, lediglich bei der Planung des Druckbehälters, d.h. es werden Stützen vorgesehen, die Anschlüsse für die in diesem Fall zusätzlich erforderlichen Komponenten ermöglichen.

Der Reaktor wird wie bisher im Vergasungsteil des FICFB – Verfahrens mit einem kleinen Querschnitt im Bereich der Fluidisierung und einer Erweiterung im Vergasungsbereich ausgeführt. Das Freeboard soll zur Verringerung der Gasgeschwindigkeit, Erhöhung der Verweilzeit und Verringerung des Partikelaustrags mit einem konischen Teil zur Erweiterung des Durchmessers geplant werden. Der Reaktor und der Düsenboden sollen für einen breiten Druck- und Anwendungsbereich geeignet sein. Die thermische Leistung soll kleiner als 100 kW_{th} sein, für diese Anforderung können die bestehenden Abgaswege der atmosphärischen Versuchsanlage genutzt werden.

3.2.3 Druckbehälter

Für die gewünschte geringe Leistungsgröße sind die Abmessungen des Reaktors relativ klein. Dieser muss mit vielen Durchführungen, einer elektrischen Heizung usw. ausgestattet werden, was die Komplexität erhöht. Daher wird der Reaktor mit den Gasreinigungskomponenten in einem Druckbehälter betrieben. Dieser stellt einen großen Kostenfaktor der Gesamtanlage dar.

Deshalb müssen die Anordnungen der Durchführungen und Flansche sowie die Art und Bauform derselben so gewählt werden, dass folgende Kriterien erfüllt werden:

- Minimierung der Kosten:
 - Personalkosten durch geringen Aufwand bei Wartungsarbeiten
 - Kosten für künftige Erweiterungen, wie z. Bsp. den Umbau der stationären Wirbelschicht auf eine Zweizonenwirbelschicht, oder den Einbau weiterer Messstellen
 - Investitionskosten

- Flexibilität:
 - Der Aufstellungsort ist zu Beginn im Technikum der TU Wien, kann aber möglicherweise an einen anderen Standort des Austrian Bionergy Centres verlegt werden.
 - Die Anlage soll kostengünstig erweitert werden können. Die benötigten Flansche werden in der ersten Stufe mit Blindflanschdeckel versehen. Weitere Durchführungen können in diese eingeschweißt werden, wodurch nur eine Druckprüfung dieser Flanschdeckel nötig ist.
 - Die Anordnung von Messstellen usw. benötigt die Kenntnis der Anforderungen zukünftiger Messserien und kann am besten durch Erfahrungen an den bisherigen Versuchsanlagen bestimmt werden.

3.2.4 Brennstoffförderung

Es gibt einige Verfahren um feste Brennstoffe in Vergasungsreaktoren zu fördern. Zu minimieren sind der Energiebedarf und der Inertgasverbrauch, sowie die Betriebs- und Wartungskosten. Besonderes Augenmerk ist auf eine gleichmäßige Förderung, eine hohe Verfügbarkeit und Flexibilität in Bezug auf die Qualität des Brennstoffes zu legen. Ein oft zu wenig beachtetes Detail stellt die exakte Messung der geförderten Biomassemenge dar. Vor allem für Kohlevergasungsanlagen gibt es kommerzielle Systeme [34], die auch zuverlässig arbeiten. Beispielsweise das Verfahren von Krupp Koppers zur Förderung von feinkörnigen bis staubförmigen Partikeln in einen Flugstromvergaser, das abwechselnd einen von zwei Behälter nutzt, um den Brennstoff bei erhöhtem Druck in den Reaktor zu fördern. Das Gas in den Druckbehältern wird beim Umschalten in Zwischenbehältern gespeichert, um wieder verwendet werden zu können [8]. Manche der bei der Kohlevergasung angewandten Fördersysteme wurden auch mit Biomasse getestet, jedoch nicht immer erfolgreich, da die Fördereigenschaften der Biomasse wesentlich ungünstiger sind. Kohle oder Graphit dienen gleichzeitig als Schmiermittel und haben eine leicht zerstörbare Struktur. Im Gegensatz dazu besteht Biomasse aus beständigen Fasern und der Reibungsbeiwert ist um vieles höher. Man kann die Brennstoffförderung als Schlüsseltechnologie für die druckaufgeladene Vergasung bezeichnen. Bei der Förderung von festen Brennstoffen ist ebenfalls auf die Explosionsgefahr von Stäuben zu achten. Bisher sind wenige Untersuchungen veröffentlicht worden, wie z. Bsp. das Kolbensystem von Foster Wheeler [11] oder ein Schneckenfördersystem von „Thomas R. Miles Consulting Design Engineers“ aus Portland, Oregon, USA [105]. Thomas Koch verwendet eine Stopfschnecke, die Biomasse verdichtet um den Brennstoff in die Vergasungsapparatur zu fördern. Damit wird die Apparatur gegen die Umgebung weitgehend abgedichtet und der Inertgasverbrauch minimiert [57].

Folgende Arten von Brennstoffförderungen sind auf dem Markt erhältlich. [112]

3.2.4.1 Schleusensysteme

Schleusensysteme fördern die Biomasse meist in Richtung der Schwerkraft und nutzen teilweise das Gas, welches bei der Entspannung anfällt. Der Stickstoffverbrauch steigt bei höherem Druck und größeren Durchsätzen. So stellt der Stickstoffverbrauch im Kraftwerk Värnamo einen beträchtlichen Posten der Betriebskosten dar.

3.2.4.2 Zellradschleusen

Dieses kontinuierlich fördernde System transportiert die Biomasse in Kammern eines rotierenden Zylinders vom Bereich unter Umgebungsdruck in den druckaufgeladenen Reaktor. Diese Schleusen wurden bis zu einem Druck von 25 bar ausgeführt und sind relativ störanfällig bzw. verschleiß rasch.

3.2.4.3 Kolbensysteme

Es gibt verschiedene Ausführungen. Bei allen wird die Biomasse durch einen oder mehrere Kolben auf den gewünschten Druck gebracht. Die Biomasse wird oft durch Schneckenförderer weitertransportiert.

3.2.4.4 Schneckenförderer

Zur Abdichtung des Reaktorinhalts gegen die Umgebung muss zumindest eine Schnecke als Stopfschnecke ausgeführt werden. Dabei wird die Biomasse soweit verdichtet, dass kein oder nur ein minimaler Rückfluss der Gase erfolgt. Zur Komprimierung der Biomasse wurden verschiedenste Ausführungen verwendet einerseits durch Änderung der Steigung, andererseits durch Verringerung des Querschnittes (mit oder ohne Steuerung der Querschnittsfläche auf verschiedenste Art und Weise). Dabei wurde oft die Leistung des Schneckenantriebes als Kriterium für die Verdichtung der Schüttung herangezogen. Der verdichtete Biomassestopfen muss wieder aufgelockert werden, beispielsweise durch eine Schnecke, deren Achse rechtwinklig zur Stopfschneckenachse angebracht ist. Problematisch sind wie bereits eingangs erwähnt die hohe Reibung der Biomasse und die beständige Faserstruktur. Die erforderliche Leistung für diese Stopfschnecken [80] liegen zwischen 35 und $60 \frac{kW}{t \cdot h}$.

3.2.5 Weitere Anlagenkomponenten

3.2.5.1 Heizung

Die Beheizung der Ströme und des Reaktors soll elektrisch erfolgen. Der Gas- und Dampfstrom wird nach den Durchflussreglern durch eine elektrische Begleitheizung auf etwa 200°C aufgeheizt. Direkt vor dem Reaktor soll der Gasstrom mittels Vorwärm-Wirbelschicht schließlich auf ca. 650°C aufgewärmt werden. Die Vergasungstemperatur soll bis zu 900°C betragen. Die beste Möglichkeit Wärme in einen Reaktor bei einer so hohen Temperatur einzubringen sind Glühmatten, welche bei der Wärmebehandlung von Schweißnähten eingesetzt werden und Oberflächentemperaturen von bis zu 1050°C erreichen. Diese Elemente werden auch maßgenau gefertigt, wodurch der Wärmeübergang auf den Stahlreaktor sehr hoch ist. Für Standardrohre wie das der Vorwärm-Wirbelschicht existieren bereits Serienprodukte.

3.2.5.2 Kühlung

Die Heizung der Vorwärmwirbelschicht und des Reaktors befinden sich in einer Mineralfaserisolierung, die bereits bei der atmosphärischen Vergasungsanlage eingesetzt wird. Die Verlustleistung beträgt dort weniger als 10%. Um den maximalen Volumenstrom des entstandenen Produktgases von 850°C auf 200°C zu kühlen, muss ein Strom von etwa 3 kW fühlbarer Wärme abgeführt werden. Damit kann die maximal erforderliche Kühlleistung mit Rücksicht auf ausreichende Reserven auf 5 kW begrenzt werden. Am einfachsten ist die Verwendung eines Wasser – Luft Wärmetauschers, der unter dem Deckel angeordnet ist und die aufsteigende warme Luft kühlt. Die kühle Luft strömt entlang der Wand nach unten und kühlt damit den Druckbehälter. Der konvektive Wärmeübergang kann durch Aufprägung eines Zwangstromes mit Hilfe eines Ventilators gesteigert werden.

3.3 Auslegungsrechnungen

Der bisher eingesetzte Dampferzeuger stellt Dampf mit einem maximalen Betriebsdruck von 4 bar zur Verfügung und soll für die erste Versuchsanordnung verwendet werden, da ein Dampferzeuger mit gleichmäßiger Dampferzeugung einen großen Posten der Investitionskosten darstellt. Druckluft steht mit einem Druck von 9 bar zur Verfügung. N₂ und O₂ können bei beliebigem Druck bereitgestellt werden. Die Peripheriegeräte (Wärmetauscher im Inneren des Behälters, Durchflussregelgeräte, Reduzierventile, usw.) sollen für den gesamten Betriebsbereich geeignet sein. Der maximale Betriebsüberdruck wird mit 10 bar festgelegt.

Bei Drücken bis zu 10 bar kann lt. Baer die Dimensionierung unter der Annahme idealer Gase erfolgen [6]. Weiters wird angenommen, dass die dynamische Viskosität unabhängig vom Druck ist, und die Dichte sich umgekehrt proportional zum Druck verhält.

Sofern nicht anders ausgewiesen, werden die Stoffdaten aus den NASA-Polynomansatz nach tabellierten Werten von Ihsan Barin berechnet [7].

3.3.1 Reaktor

3.3.1.1 Leistung und Abmessungen

Die thermische Leistung eines Reaktors ist definiert durch:

$$P_{therm} = \dot{m} \cdot H_u \quad \text{G. 3-1}$$

Das Verhältnis der Gasströme bei atmosphärischen und druckaufgeladenen Betrieb anhand der idealen Gasgleichung lautet:

$$\frac{p_a \cdot \dot{v}_a}{p_p \cdot \dot{v}_p} = \frac{\frac{\dot{m}_a}{M_a} \cdot R_m \cdot T_a}{\frac{\dot{m}_p}{M_p} \cdot R_m \cdot T_p} \quad \text{G. 3-2}$$

Aufgrund der geringen Abhängigkeit der Lockerungs- und Schwebegeschwindigkeit vom Druck (siehe Abbildung 3-8) wird eine konstante Geschwindigkeit in den Wirbelschichten als Konstruktionsgrundlage der Anlage gewählt. Damit ist auch der Volumenstrom bei verschiedenen Drücken konstant. Die Gaszusammensetzung ist wie in Kap. 2.4.2 beschrieben

nicht primär vom Druck abhängig, daher ist die Annahme desselben Molgewichts bei verschiedenen Drücken zulässig. Zusammen mit der Annahme, dass die Temperatur bei Experimenten verschiedenen Druckes gleich hoch ist verhalten sich die Massenströme wie in G. 3-3 dargestellt proportional zum Druck. Gemeinsam mit G. 3-1 ergibt sich damit eine direkt proportionale Abhängigkeit der Anlagenleistung vom Druck.

$$\frac{p_a}{p_p} \approx \frac{m_a}{m_p} \quad \Rightarrow \quad \frac{P_a}{P_p} \approx \frac{p_a}{p_p} \quad \text{G. 3-3}$$

Nach G. 3-3 ergeben sich unter Berücksichtigung der Querschnittsverhältnisse bei verschiedenen Rohr - Innendurchmessern folgende Leistungsverhältnisse für einen Druck von 10 bar im Vergleich zur bereits erforschten atmosphärischen Vergasungsanlage (diese hat einen Durchmesser DN300 bei einer Leistung von ca. 100 kW).

	Flächenverhältnis A_a/A_p	Leistungsverhältnis P_p/P_a
DN 300	1	10
DN 100	8.4	1.2
DN 80	13.9	0.72
DN 65	19.1	0.52
DN50	31	0.32

Tabelle 3-5: Verhältnis der Leistung eines druckaufgeladenen Vergasungsreaktors bei 10 bar

Der Querschnitt der druckaufgeladenen Vergasungsanlage wird mit DN65 festgelegt. Das entspricht einer Leistung P_{therm} von 50 kW bei 10 bar. Damit sind die Gasmengen so gering, dass sie mit den vorhandenen Peripheriegeräten gehandhabt werden können und die zugeführte Brennstoffmenge so hoch, dass bei Verwendung einer Schneckenförderung keine Probleme auftreten wie ungleichmäßige Zufuhr oder eine erforderliche Zerkleinerung des Brennstoffs.

Die Verweilzeit des Gases im Freeboard des Reaktors soll etwa 4 s betragen. Erweiterungen in einer Wirbelschicht bilden bei 15° eine gleichmäßige Strömung aus, daher wird dieser Winkel gewählt. Bei einem Volumenstrom von etwa $12 \text{ m}^3/\text{h}$ muss die Erweiterung eine Höhe von zumindest 240 mm haben um die gewünschte Verweilzeit zu erreichen.

3.3.1.2 Lockerungsgeschwindigkeit

Die Lockerungsgeschwindigkeit begrenzt das Gebiet der Wirbelschicht nach unten. Die Formel für die Berechnung dieser Geschwindigkeit ist für den Re-Zahlen Bereich von 0.001 bis 4000 gültig und hat sich für die verschiedensten Materialien und Korndurchmesser in der Praxis gut bewährt [44]:

$$u_L = \frac{\mu}{\rho_g \cdot d_{sv}} \left[\sqrt{33.7^2 + 0.0408 \cdot Ar} - 33.7 \right] \quad \text{G. 3-4}$$

Wobei die Archimedes-Zahl wie folgt zu verwenden ist:

$$Ar = \frac{\rho_g \cdot d_{sv}^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad \text{G. 3-5}$$

$$\rho_p = \frac{\text{Masse des Partikels}}{\text{Volumen des Partikels inklusive Poren}} = \frac{M_p}{V_p} \quad \text{G. 3-6}$$

Zur Bestimmung der Korngröße wird eine Siebanalyse durchgeführt, wobei der Equivalentdurchmesser d_p ermittelt wird. Der technisch viel interessantere Wert d_{sv} kann für Quarzsand und ähnlich geformte Partikel näherungsweise nach der folgenden Formel berechnet werden:

$$d_{sv} \approx 0,87 \cdot d_p \quad \text{G. 3-7}$$

Die Fluidisierungszahl beschreibt das Verhältnis zwischen dem Volumenstrom bei Lockerungsgeschwindigkeit und dem Volumenstrom im Betriebszustand, beide in Bm^3/h .

$$\text{Fluidisierungszahl} = \frac{\text{Volumenstrom im Betriebszustand}}{\text{Volumenstrom bei Lockerungsgeschwindigkeit}}$$

3.3.1.3 Schwebegeschwindigkeit

Die Schwebegeschwindigkeit (Sinkgeschwindigkeit) begrenzt das Gebiet der Wirbelschicht nach oben. Ausgehend von einem Kräftegleichgewicht am Einzelpartikel (Gewichtskraft – Auftriebskraft – Widerstandskraft = Beschleunigungskraft) kann man die Beschleunigungskraft Null setzen, falls das Partikel seine Endgeschwindigkeit erreicht hat. Das wiederum ergibt folgende Beziehung für die Schwebegeschwindigkeit:

$$u_s = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \cdot \frac{d_p \cdot g}{C_w}} \quad \text{G. 3-8}$$

Der Widerstandsbeiwert C_w des Partikels ist abhängig von der Reynoldszahl:

$$\text{Re} = \frac{\rho_g \cdot u_s \cdot d_p}{\mu} \quad \text{G. 3-9}$$

Für den Übergangsbereich ($0.2 < \text{Re} < 1000$) gilt:

$$C_w = \frac{24}{\text{Re}} + \frac{4}{\sqrt{\text{Re}}} + 0.4 \quad \text{G. 3-10}$$

3.3.1.4 Gasverteilerboden

Aufgrund der Baugröße des Reaktors wird die Ausführung der Lochplatte gewählt. Die Berechnung erfolgt nach [44]. Der Druckabfall wird mit Hilfe der Bernoulligleichung bestimmt.

$$\Delta p_D = \zeta \cdot \frac{\rho_g \cdot U_0^2}{2} \quad \text{G. 3-11}$$

Der Koeffizient ζ berücksichtigt, dass das Gas nicht gleichmäßig durch das Loch strömt. Wenn das Verhältnis von Lochdurchmesser und Plattendicke nicht kleiner als 1, oder größer als 10 ist, wird er wie folgt bestimmt:

$$\zeta = 1,5 \cdot \left(\frac{d_0}{s} \right)^{0,26} \quad \text{G. 3-12}$$

Zur weiteren Festlegung des Verteilerbodens wird das Freiflächenverhältnis f_0 benötigt, welches das Verhältnis der Fläche aller Löcher A_0 zur Gesamtfläche A des Verteilers darstellt. Ein Lochboden besitzt N Löcher mit dem Durchmesser d_0 .

$$a_0 = \frac{d_0^2 \cdot \pi}{4} \quad \text{G. 3-13}$$

$$A_0 = N \cdot a_0 \quad \text{G. 3-14}$$

$$f_0 = \frac{A_0}{A} \quad \text{G. 3-15}$$

Übliche Werte bei Lochböden als Wirbelschichtvergaser für f_0 bewegen sich im Bereich von 0,5 bis 5%. Die Geschwindigkeiten im Loch und im Luftkasten müssen sich umgekehrt zum Freiflächenverhältnis verhalten:

$$U_0 = \frac{U_w}{f_0} \quad \text{G. 3-16}$$

Das Verhältnis der Druckverluste im Gasverteilerboden zur Wirbelschicht muss sich im Hinblick auf eine gleichmäßige Gasverteilung gemäß folgender Gleichung verhalten, was für große Wirbelschichten einen Wert von 0.21 bedeutet.

$$\frac{\Delta p_D}{\Delta p_B} = 0,01 + 0,2 \cdot \left[1 - \exp\left(-\frac{D}{2 \cdot H}\right) \right] \quad \text{G. 3-17}$$

In der Praxis hat sich ein Verhältnis von 0,1 – 0,3 im Teil- bzw. Vollastbetrieb als vorteilhaft erwiesen.

3.3.1.5 Bilanzmodell

Für die geplante Anlage wird aus mehreren Gründen ein Modell benötigt und zwar für die Berechnung des Vergasungsreaktors und auch zur Dimensionierung weiterer Anlagenkomponenten. Dazu wird ein Modell in der Prozesssimulationsumgebung IPSEpro[®] entsprechend Abbildung 3-6 erstellt. Damit können Literaturdaten zur Simulation verschiedener Vergasungsbedingungen herangezogen werden und folgende autotherme Betriebspunkte für die Dimensionierung der Anlage berechnet werden, deren Kurzbezeichnung in der Kopfzeile der Tabelle 3-10 und Tabelle 3-11 den jeweiligen Betriebszustand beschreibt:

- „O₂ / Dampf 4b max“: Der Druck von 4bar entspricht dem maximalen Betriebsdruck des Dampferzeugers und das Dampf / Brennstoffverhältnis von 1 dem maximalen gewünschten Wert.
- „O₂ / Dampf 4b min“: Dieser Zustand beschreibt eine kombinierte Dampf / Sauerstoff Vergasung bei geringen Dampfmengen.
- „O₂ 10 bar“: Dieser Zustand repräsentiert eine Vergasung mit Sauerstoff und damit den kleinsten Fluidisierungsvolumenströmen beim höchsten Betriebsdruck von 10 bar.
- „O₂ 1 bar“: Dieser Betriebszustand definiert die geringsten Volumenströme, sowohl in der Fluidisierung der Wirbelschichten, als auch den geringsten Volumenstrom nach dem Produktgasventil in der Leitung zur Brennkammer.
- „Luft / Dampf 4 bar“: Dieser Betrieb stellt eine Vergasung beim höchsten Betriebsdruck des Dampferzeugers und einem geringen Dampf / Brennstoffverhältnis dar.
- „Luft / O₂ 8 bar“: Dieser Betrieb definiert die Zustände bei mit Sauerstoff angereicherter Luftvergasung und dem höchsten Betriebsdruck der Druckluftversorgung von 8 bar.
- „Luft 8 bar“: Die mit diesem Modell berechneten Bedingungen treten bei einer Luftvergasung beim maximalen Druck von 8 bar auf.
- „Luft 1 bar“: Ähnlich dem Zustand „O₂ 1 bar“ sind die Gasmengen nach dem Produktgasventil sehr gering.

Folgende Komponenten benötigen Daten des Prozesses, welche durch eine Massen- und Energiebilanz errechnet werden:

- Rohrleitungen
- Wirbelschichten (Reaktor, Vorwärm Wirbelschicht)
- Brennstoffförderung
- elektrische Heizung
- Kühlung
- Durchflussmess- und regelgeräte
- Gasreinigung
- Produktgasreduzierventil

Für alle Betriebszustände wurden dieselben globalen Bedingungen aus Tabelle 3-6 festgelegt.

Element	Variable	Einheit	Wert
Vergaser	Druckverlust über die WS	[bar]	0.25
	Relativer Wärmeverlust	[%]	5
	Beheizung des Reaktors	[kW]	0
Fluidisierung Zuleitungen	Temperatur nach Begleitheizung Dampf	[°C]	200
	Temperatur nach Begleitheizung Gas	[°C]	200
	Temperaturdifferenz des überhitzten Dampfes zur Sattedampftemperatur des jeweiligen Druckes	[°C]	1
	Temperatur nach Vorwärm – Wirbelschicht	[°C]	650
Produktgas	C ₂ H ₄	[Vol% wf]	0
	C ₂ H ₆	[Vol% wf]	0.66
	C ₃ H ₈	[Vol% wf]	0
	HCN	[Vol% wf]	0
	N ₂ O	[Vol% wf]	0
	NH ₃	[Vol% wf]	0
	NO	[Vol% wf]	0
	O ₂	[Vol% wf]	0
	SO ₂	[Vol% wf]	0
Brennstoff Biomasse	Wassergehalt	[Gew%]	12
	Aschegehalt	[Gew% wf]	0.5
	C	[Gew% wf]	49.54
	H	[Gew% wf]	6.11
	O	[Gew% wf]	43.73
	N	[Gew% wf]	0.1
	S	[Gew% wf]	0.02
	Cl	[Gew% wf]	0
	Heizwert	[MJ/kg]	18,3

Tabelle 3-6: Daten für die Modellierung verschiedener Betriebszustände

Diese Werte dienen im Bilanzmodell zur Bestimmung der Prozessgrößen für die definierten Betriebszustände und der Dimensionierung der Anlagenkomponenten.

Die kursiv eingetragenen Werte der Tabelle 3-10 werden von der Simulationsumgebung IPSEpro[®] aus den gesetzten Werten berechnet, die in der Tabelle als normaler Text ohne Attribut eingetragen sind und entweder direkt aus der Literatur stammen, oder aus Daten errechnet wurden, die den gewünschten Versuchsbedingungen entsprechen.

Die Verhältnisse der Fluidisierungsmedien beziehen sich auf trockenen Brennstoff. G. 3-7 beschreibt das Dampf – Brennstoffverhältnis, welches den Quotienten aus durch den Brennstoff, sowie durch das Vergasungsmedium eingebrachten Dampf zu der Masse an trockener Biomasse beschreibt.

$$D / B = \frac{\dot{m}_{BM} \cdot WG + \dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_{BM} \cdot (1 - WG)} \quad \text{G. 3-18}$$

Die errechneten Volumenströme werden in Tabelle 3-11 zur Dimensionierung der Düsenböden und Wirbelschichten herangezogen. Dabei werden die Druckverluste über die Düsenböden, sowie die Lockerungs- und Schwebegeschwindigkeit in den maßgeblichen Teilen des Reaktors berechnet.

Der erste Block beschreibt den Zustand im oberen Teil des Vergasungsreaktors. Wie auch in den folgenden Bereichen wurden die Stoffdaten für die dort herrschende Gaszusammensetzung berechnet.

Der zweite Block beschreibt den Zustand im unteren Teil der Vorwärm-Wirbelschicht, wo das Gas mit einer Temperatur von 200°C eintritt.

Der nächste Absatz beschreibt die Bedingungen für eine Temperatur von 650°C, die im oberen Teil der Vorwärm-Wirbelschicht und im unteren Teil des Vergasungsreaktors auftreten werden.

Die Verhältnisse der Druckverluste in den Düsenböden zum Abfall in der Wirbelschicht durch die Wahl der Lochanzahl- und durchmessers des Düsenbodens erfolgte iterativ. Dabei wurde Augenmerk auf den korrekten Wert des Druckabfalls bei durchschnittlichen Betriebsbedingungen gelegt. Bei Bedingungen außerhalb des gewünschten Bereichs, d.h. bei geringen Drücken oder Vergasung mit hohen Volumenströmen, oder auch Luft entspricht der Druckverlust nicht mehr den empfohlenen Werten.

Aufgrund dieser Berechnungen und Iteration können die in Tabelle 3-7 bis Tabelle 3-9 dargestellten Parameter des Bettmaterials, der Reaktorabmessungen und der Düsenböden festgelegt werden. Die Geschwindigkeitsverhältnisse wurden anhand der Erfahrungen an der atmosphärischen Vergasungsanlage festgesetzt. Im oberen Teil des Reaktors entspricht die Gasgeschwindigkeit einer Fluidisierungszahl von 4 – 8. Das wird hier durch die Wahl des

Durchmessers DN65 sichergestellt, wodurch sich die Fluidisierungszahl zwischen 4 und 11 bewegt. Im unteren Teil des Vergasungsreaktors haben sich bei der atmosphärischen Vergasung Fluidisierungszahlen von 2 bis 5 bei geringen Durchmessern der Wirbelschicht bewährt. Aufgrund des großen gewünschten Anwendungsbereiches treten bei der hier berechneten Anlage größere Schwankungen auf. Um eine Fluidisierung in der Vorwärm-Wirbelschicht auch bei kleinen Mengen und Drücken sicherzustellen muss ein Durchmesser von DN25 verwendet werden. Ein Durchmesser DN32 erscheint beim unteren Teil des Reaktors sinnvoll, da bei moderaten Betriebsbedingungen die Fluidisierungszahl zwischen 2 und 5 liegt.

Rohre	Aussendurchmesser	Wanddicke
DN65	76.1	2.6
DN32	42.4	2.3
DN25	33.7	2

Tabelle 3-7: genormte Abmessungen der verwendeten Rohre

Aufgrund der hervorragenden Eigenschaften [15] des in der atmosphärischen Versuchsanlage und im Biomassekraftwerk Güssing eingesetzten Bettmaterials Olivin wird es auch für die druckaufgeladene Vergasungsapparatur verwendet. Die Parameter sind in Tabelle 3-8 dargestellt.

Parameter	Einheit	Wert
ρ_p	[kg/m ³]	2500
d_p	[mm]	0.0005
d_{sv}	[m]	0.000435
ε am LP	[-]	0.49

Tabelle 3-8: Parameter der Wirbelschicht und des Bettmaterials Olivin

Parameter	Einheit	Vorwärm	Vergaser
		WS	
Lochdurchmesser d_o	[mm]	1.3	1.2
Dicke s	[mm]	2	2
Anzahl der Löcher N	[-]	19	26
Höhe der WS	[m]	0,2	0,3

Tabelle 3-9: Parameter der Düsenböden

Tabelle 3-10 stellt die wichtigsten Daten zur Dimensionierung des Reaktors und der Peripheriegeräte dar.

Beschreibung	Einheit	O ₂ / Dampf	O ₂ / Dampf	O ₂	O ₂	Luft/ Dampf	Luft / O ₂	Luft	Luft
		4b max	4b min	10bar	1bar	4 bar	8 bar	8 bar	1 bar
Druck	[bar]	4	4	10	1	4	8	8	1
Leistung BM _{th}	[kW]	20	20	50	5	20	40	40	5
VG.Temp	[°C]	850	850	850	850	850	850	850	850
O ₂ /B	[kg/kg tr]	0.37	0.33	0.33	0.30	0.31	0.32	0.32	0.31
D/B	[kg/kg tr]	1.00	0.29	0.14	0.14	0.40	0.14	0.14	0.14
N ₂ /B	[kg/kg tr]	0.00	0.00	0.00	0.00	1.02	0.20	1.06	1.01
Luftzahl λ	[kg/kg tr]	0.27	0.24	0.24	0.22	0.23	0.24	0.23	0.22
Kaltgaswirkungsgrad	[%]	63.53	71.84	73.59	73.56	63.61	72.42	66.67	66.91
Heizwert PG	[MJ/Nm ³]	4.65	8.18	9.41	9.61	4.72	8.50	5.58	5.73
Produktgas	[m ³ /h]	10.24	6.59	5.86	5.74	10.11	6.39	8.96	8.76
Wassergehalt	[Vol%]	63.24	23.64	13.61	0.37	19.59	13.54	13.87	7.85
H ₂	[Vol% wf]	15.87	32.35	31.89	39.60	19.57	26.17	12.48	18.22
CO	[Vol% wf]	57.80	28.34	30.17	13.70	9.39	26.63	18.88	11.92
CO ₂	[Vol% wf]	16.27	29.38	28.01	36.81	22.47	25.23	15.58	20.87
CH ₄	[Vol% wf]	9.00	9.00	9.00	9.00	6.00	9.00	6.50	6.50
N ₂	[Vol% wf]	0.38	0.26	0.26	0.22	41.80	12.27	45.77	41.72
Flugkoks	[g/Nm ³]	26.42	26.42	26.42	26.42	26.42	26.42	26.42	26.42
Teergehalt	[g/Nm ³]	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00
Staubgehalt	[g/Nm ³]	3.00	4.00	4.00	4.00	3.00	4.00	3.00	3.00
Fluidis. bei 650°C	[m ³ /h]	4.32	1.35	0.78	0.59	4.39	1.29	3.57	2.81
Fluidis. bei 200°C	[m ³ /h]	2.21	0.69	0.40	0.30	2.25	0.66	1.83	1.44
H ₂ O	[Vol%]	80.39	44.45	0.00	0.00	24.14	0.00	0.00	0.00
O ₂	[Vol%]	19.42	55.00	99.00	99.00	15.93	58.26	21.00	21.00
N ₂	[Vol%]	0.20	0.56	1.00	1.00	59.78	41.63	78.80	78.80
O ₂	[kg/h]	1.50	1.33	3.33	0.31	0.00	2.12	0.00	0.00
O ₂	[Nm ³ /h]	1.05	0.93	2.33	0.22	0.00	1.49	0.00	0.00
Dampf	[kg/h]	3.47	0.60	0.00	0.00	1.06	0.00	0.00	0.00
Dampf	[m ³ /h]	1.58	0.27	0.00	0.00	0.48	0.00	0.00	0.00
Temp	[°C]	147	147	182	107	147	173	173	107
Luft	[Nm ³ /h]	0.00	0.00	0.00	0.00	4.14	1.62	8.60	1.02
Luft	[kg/h]	0.00	0.00	0.00	0.00	5.33	2.09	11.08	1.32
Q _{zu} VorwärmWS	[kW]	1.09	0.33	0.43	0.04	0.99	0.55	1.50	0.18

Tabelle 3-10: Betriebszustände des Reaktors zur Berechnung

Tabelle 3-11 gibt den Betriebszustand in den Wirbelschichten und den Düsenböden bei den definierten Auslegungszuständen wieder.

Beschreibung	Einheit	O ₂ / Da. 4b max	O ₂ / Da. 4b min	O ₂ 10bar	O ₂ 1bar	Luft/Da. 4 bar	Luft / O ₂ 8 bar	Luft 8 bar	Luft 1 bar
Stoffdaten für Produktgas bei 850°C, Zustand im oberen Teil des Vergasungsreaktors									
Dichte	[kg/m ³]	0.89	0.94	2.40	0.24	1.04	2.00	2.17	0.27
dyn. Viskosität	[Pa*s]	4.12E-05	3.7E-05	3.63E-05	3.37E-05	3.96E-05	3.75E-05	4.07E-05	3.94E-05
kin. Viskosität	[m ² /s]	6.05E-05	9.25E-05	3.87E-05	4.75E-04	7.28E-05	4.31E-05	3.08E-05	2.91E-04
Lockerungsgeschw.	[m/s]	0.0675	0.0750	0.0748	0.0831	0.0700	0.0730	0.0673	0.0711
Fluidisierungszahl. DN65	[-]	10.68	6.18	5.51	4.86	10.16	6.16	9.36	8.67
Schwebegeschwindigkeit	[m/s]	3.22	3.31	2.44	5.03	3.12	2.57	2.44	4.52
Stoffdaten für Fluidisierungsgas bei 200°C, Zustand im unteren Teil der VorwärmWS bzw. unterer Düsenboden									
Dichte	[kg/m ³]	2.24	2.78	8.33	1.02	2.83	6.36	6.04	0.91
dyn. Viskosität	[Pa*s]	1.89E-05	2.36E-05	2.94E-05	2.94E-05	2.35E-05	2.75E-05	2.58E-05	2.58E-05
kin. Viskosität	[m ² /s]	8.42E-06	8.46E-06	3.53E-06	2.89E-05	8.3E-06	4.32E-06	4.26E-06	2.81E-05
Lockerungsgeschw.	[m/s]	0.1346	0.1098	0.0828	0.0937	0.1099	0.0898	0.0950	0.1063
Fluidisierungszahl. DN25	[-]	6.60	2.53	1.94	1.29	8.21	2.95	7.72	5.43
Stoffdaten für Fluidisierungsgas bei 650°C, Zustand im oberen Teil der VorwärmWS bzw. oberer Düsenboden									
Dichte	[kg/m ³]	1.148921	1.426404	4.267733	0.520455	1.450314	3.257409	3.094972	0.468935
dyn. Viskosität	[Pa*s]	3.69E-05	4.13E-05	4.66E-05	4.66E-05	3.93E-05	4.36E-05	4.08E-05	4.08E-05
kin. Viskosität	[m ² /s]	3.3E-05	3E-05	1.09E-05	8.96E-05	2.77E-05	1.34E-05	1.32E-05	8.68E-05
Lockerungsgeschw.	[m/s]	0.0749	0.0670	0.0581	0.0600	0.0702	0.0625	0.0665	0.0684
Fluidisierungszahl. DN25	[-]	23.13	8.10	5.38	3.94	25.08	8.29	21.51	16.44
Fluidisierungszahl. DN32	[-]	14.28	5.00	3.32	2.43	15.48	5.12	13.28	10.15
Schwebegeschwindigkeit	[m/s]	3.11	2.79	1.85	3.53	2.82	2.07	2.15	3.87
Berechnung des Druckverlustes im Boden des Vergasungsreaktors									
ξ	[-]	1.313	1.313	1.313	1.313	1.313	1.313	1.313	1.313
Δp_D	[Pa]	1257	153	152	11	1641	318	2311	216
Δp_B	[Pa]	3750	3750	3747	3751	3749	3748	3748	3751
$\Delta p_D / \Delta p_B$	[-]	0.335	0.041	0.041	0.003	0.438	0.085	0.617	0.058
U_0	[m/s]	40.8	12.8	7.4	5.6	41.5	12.2	33.7	26.5
Freifl.verh. f_0	[-]	0.026203	0.026203	0.026203	0.026203	0.026203	0.026203	0.026203	0.026203
Berechnung des Druckverlustes im Boden der Vorwärmwirbelschicht									
ξ	[-]	1.341	1.341	1.341	1.341	1.341	1.341	1.341	1.341
Δp_D	[Pa]	895	109	108	8	1167	226	1644	154
Δp_B	[Pa]	2500	2499	2496	2500	2499	2497	2498	2500
$\Delta p_D / \Delta p_B$	[-]	0.358	0.044	0.043	0.003	0.467	0.091	0.658	0.062
U_0	[m/s]	24.4	7.6	4.4	3.3	24.8	7.3	20.1	15.8

Tabelle 3-11: Betriebsbedingungen maßgeblicher Reaktorteile

3.3.1.6 Betriebsbereich

Sämtliche Komponenten sind auf eine Maximierung der Bandbreite der zulässigen Betriebsparameter optimiert, welche großteils voneinander abhängig sind. Diese Zusammenhänge definieren den zulässigen Betriebsbereich und sind in der folgenden Abbildung 3-7, Abbildung 3-8 und Abbildung 3-9 dargestellt. Damit ist eine gute Übersicht gegeben und eine schnelle Bestimmung der Fluidisierungszahl während des Anlagenbetriebes in sämtlichen Bereichen der Wirbelschichten möglich. Dieser ist abhängig vom Druck, der Temperatur, dem Vergasungsmedium und den Volumenströmen. Daher erfolgt die Darstellung in drei getrennten Diagrammen.

Zusätzlich werden die Betriebsbedingungen durch die Peripheriegeräte und die Spezifikationen der verwendeten Medien und Materialien definiert, wie in Kap. 3.9.2 beschrieben.

3.3.1.6.1 Vergasungsmedium

Dampf oder Sauerstoff wird für die Umsetzung des Pyrolysekokes genutzt. Im Falle reiner Dampfvergasung muss die Enthalpie zur Aufrechterhaltung der Vergasungstemperatur mittels elektrischer Heizung eingebracht werden. Die maximale umsetzbare Menge Dampf liegt nach den Erfahrungen bei der atmosphärischen Vergasung bei 0,1-0,3 kg/kg [114], darüber hinaus steigt lediglich der Dampfgehalt des Produktgases und es wird nicht mehr H₂O im Reaktor umgesetzt.

Sauerstoff führt ab einer Luftzahl von 0,2 – 0,3 zu einer autothermen Vergasung, die nötige Enthalpie wird dann durch eine Teilverbrennung im Reaktor bereitgestellt.

Die Luftzahl λ berechnet sich nach G. 3-19 als Verhältnis der zugeführten Sauerstoffmenge zur für eine vollständige Verbrennung benötigten stöchiometrischen Menge.

$$\lambda = \frac{\dot{m}_{O_2}}{\sum_i \left(\frac{v_i \cdot M_{O_2}}{M_i} \cdot \dot{m}_i \right) - \dot{m}_{BM,O}} \quad \text{G. 3-19}$$

Dabei ist v die Anzahl der mol O₂, die zur vollständigen Verbrennung eines Mols der Komponente i benötigt werden (z.B.: $v_{CH_4}=2$). Mit den Werten der Elementaranalyse aus Tabelle 3-6 kann der benötigte Luft- bzw. Sauerstoffbedarf daher für verschiedene Luftzahlen λ und Holzpelletsmassenströme nach G. 3-20 bestimmt werden.

$$\dot{m}_{O_2} = \lambda \cdot \dot{m}_{Brst} \cdot (1 - w_{H_2O}) \cdot \left(w_C \cdot \frac{31.9988}{12.011} + w_H \cdot \frac{31.9988}{4.03176} + w_S \cdot \frac{31.9988}{32.066} - w_O \right) \quad \text{G. 3-20}$$

Die Ergebnisse für die Luftzahlen 0,1; 0,2; 0,3 und 0,4 sind jeweils für die Vergasungsmedien Luft und Sauerstoff in Abbildung 3-7 grafisch dargestellt. Damit können die aktuellen Betriebspunkte während des Betriebes der Anlage schnell bestimmt werden.

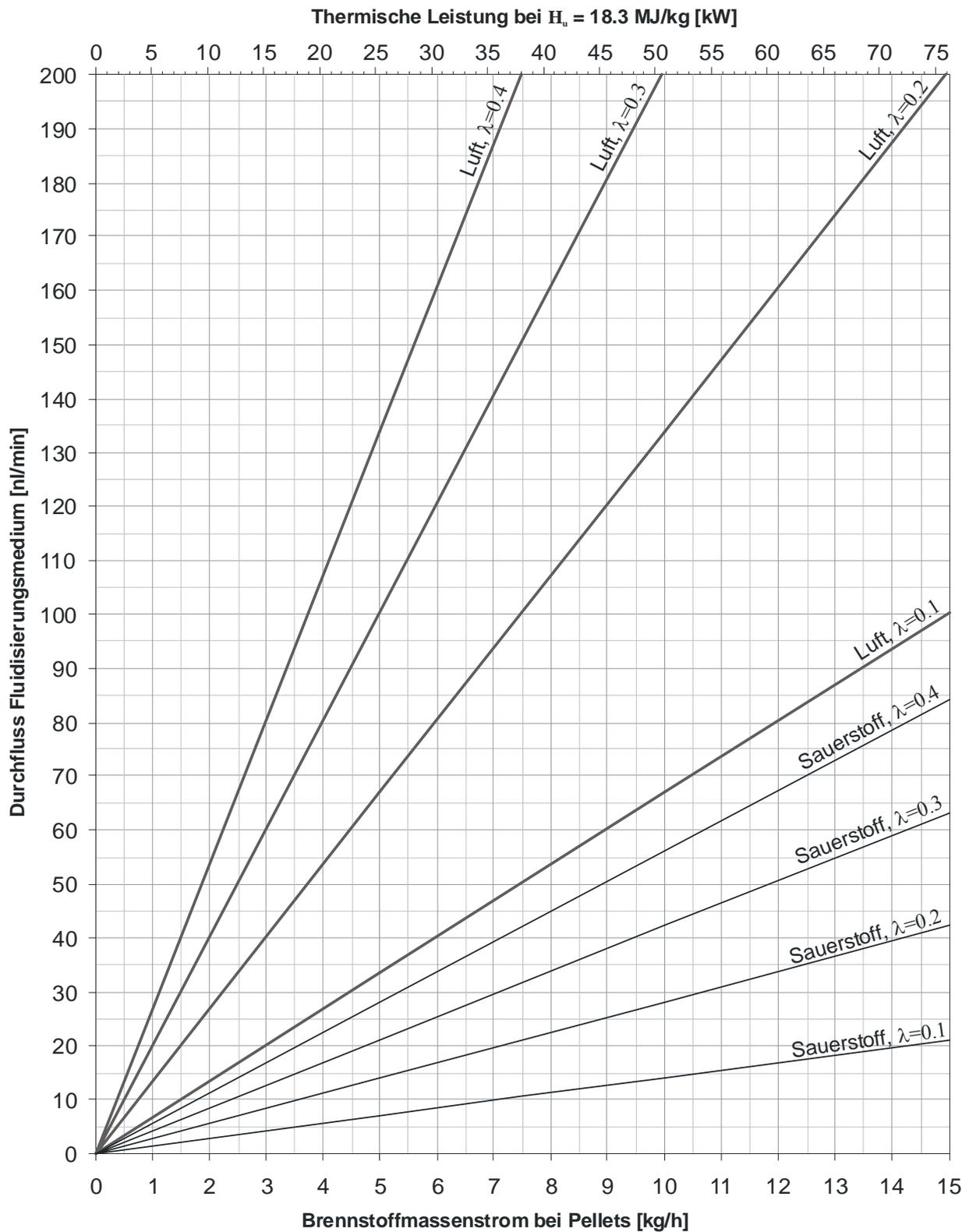


Abbildung 3-7: Fluidisierungsdurchfluss für Luft, resp. Sauerstoff

3.3.1.6.2 Wirbelschicht

Der zulässige Betriebsbereich der Wirbelschicht ist begrenzt durch die Geschwindigkeiten in den verschiedenen Bereichen.

Die minimale Fluidisierungszahl ist bei Wirbelschichten in der Praxis bei kleinen Querschnittsflächen ungefähr 3. Unter der Annahme, dass keine Aschebestandteile oder andere Feststoffe, welche die Lockerungsgeschwindigkeit verringern in der Wirbelschicht vorhanden sind, können Laborwirbelschichten mit sehr kleinen Querschnitts-/ Höhenverhältnissen auch bei Fluidisierungszahlen bis zu 1,5 betrieben werden. Der obere Grenzwert ist auch abhängig vom Querschnitt der Wirbelschicht. Die Vorwärmwirbelschicht hat den kleinsten Durchmesser und kann im Betrieb zum Plug-Flow neigen. Das dabei nach oben transportierte Bettmaterial kann Probleme im Lochdüsenboden der Vergasungswirbelschicht hervorrufen. Die Anlage ist vorrangig für den Betrieb mit Dampf- bzw. Sauerstofffluidisierung konstruiert und damit für geringe Volumenströme in der Vorwärmwirbelschicht. Unter Umständen ist sie für Luftvergasung mit hohen Luftzahlen λ aufgrund der hohen Geschwindigkeiten nicht geeignet.

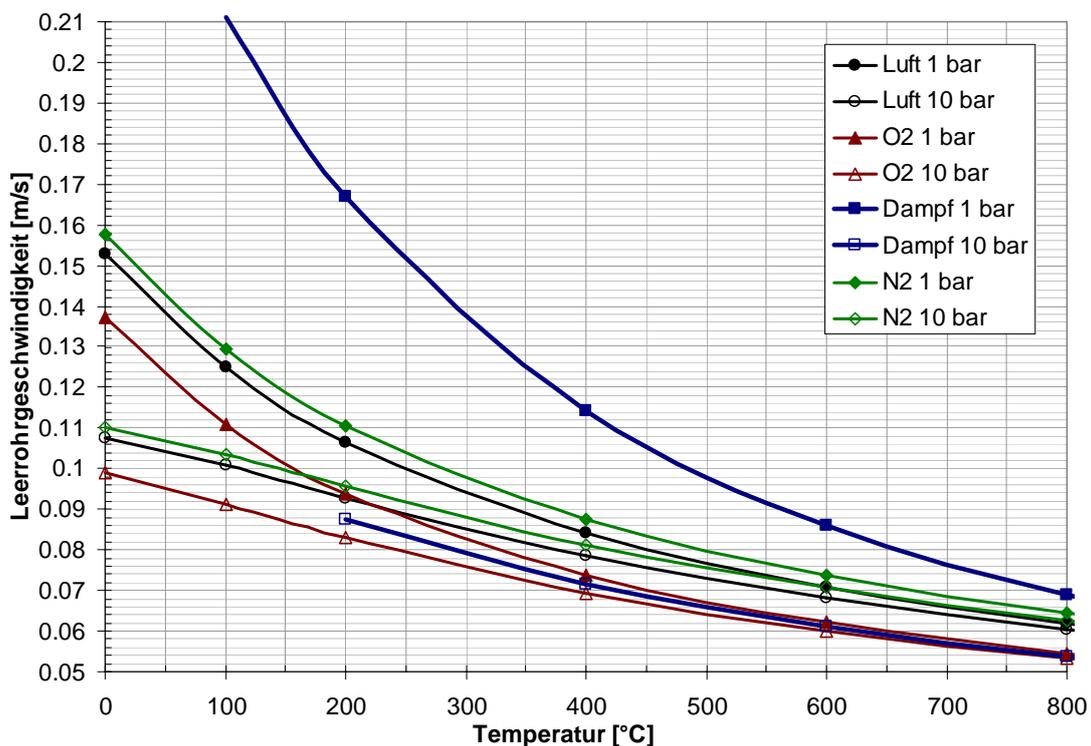


Abbildung 3-8: Lockerungsgeschwindigkeit für verschiedene Fluidisierungsmedien

Abbildung 3-8 stellt die Lockerungsgeschwindigkeiten für alle gewünschten Vergasungsmedien dar. Dabei wird deutlich, dass die Fluidisierung bei höheren Drücken einer geringeren Temperaturabhängigkeit unterliegt und lediglich Dampf bei geringen Drücken relativ hohe Leerrohrgeschwindigkeiten fordert.

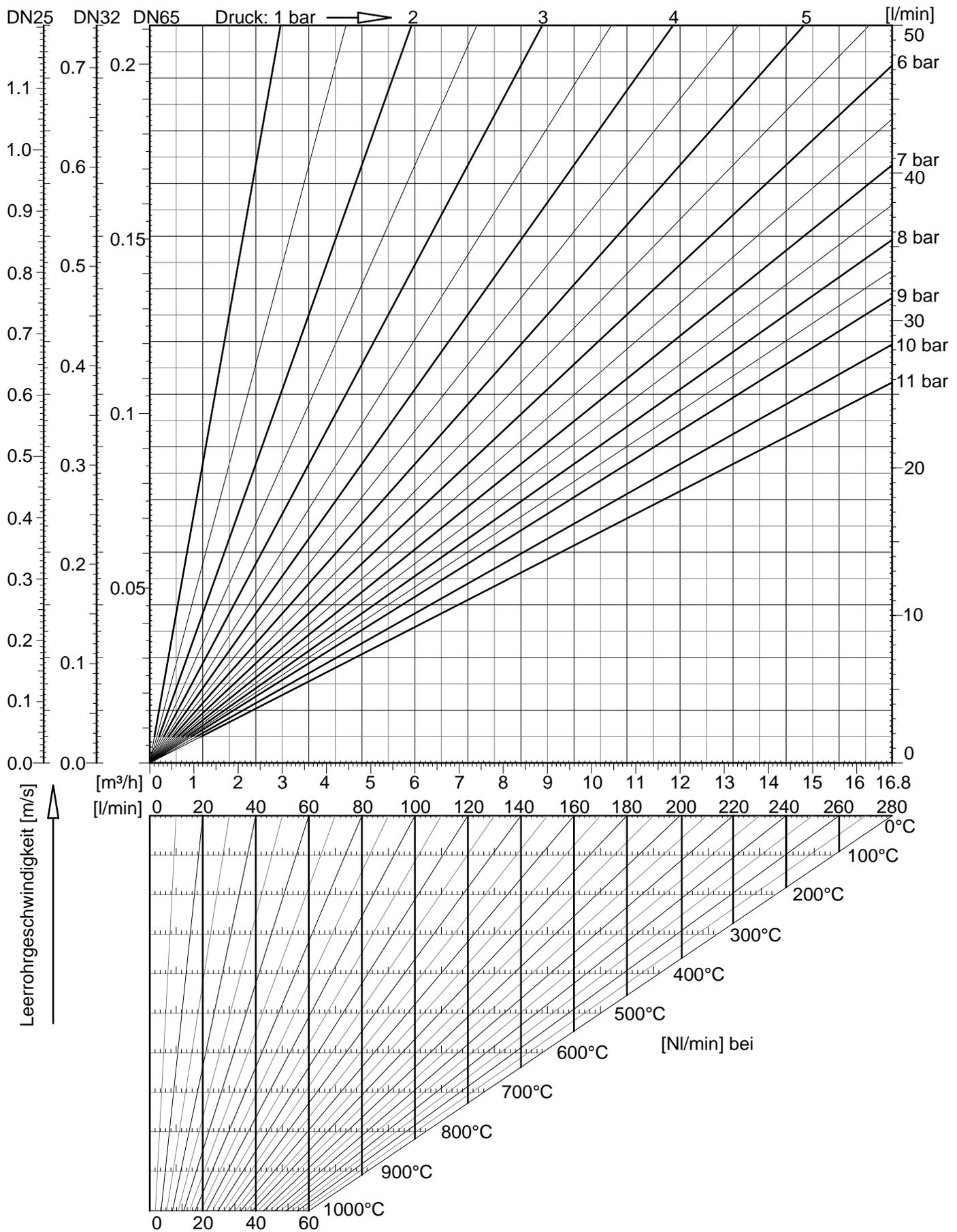


Abbildung 3-9: Geschwindigkeits-, -Temperatur-, -Druck-, -Volumenstromdiagramm

Abbildung 3-9 veranschaulicht anhand der idealen Gasgleichung die Zusammenhänge zwischen den Volumenströmen bzw. Geschwindigkeiten bei Drücken und Temperaturen, die in sämtlichen Bereichen der Wirbelschichten herrschen.

Basis des Diagramms sind Normbedingungen (1,01325 bar, 0°C) [19], Durchflüsse sind hauptsächlich in Form von [l/min], auf der mittleren Ordinate sind sowohl [m³/h] als auch [l/min] bei Normdruck dargestellt.

Der untere Teil des Diagramms dient zur Ermittlung des Durchflusses bei verschiedenen Temperaturen. Dazu wird die jeweilige Skala des Normvolumenstroms zur zugehörigen Temperatur genutzt und mit Hilfe der schrägen Linien der Volumenstrom bei dieser Betriebstemperatur ermittelt. Z. Bsp. 60 NI/min sind bei 300°C 80 l/min.

Im oberen Teil des Diagramms werden die auf der Ordinate skalierten Betriebsvolumenströme bei Normdruck durch die schrägen Isobaren in Volumenströme bei Betriebsbedingungen konvertiert. Diese sind auf der rechten Abszisse dargestellt. Die linke Abszisse besteht aus drei Skalierungen für die Durchmesser der Vorwärmwirbelschicht DN25, den unteren Teil des Vergasungsreaktor DN32 und für den oberen Teil mit DN65, wo die Leerrohrgeschwindigkeit abgelesen werden kann. Zusammen mit Abbildung 3-8 kann damit die Fluidisierungszahl für alle vorgesehenen Vergasungsmedien bestimmt werden.

Diese Diagramme verdeutlichen, welche Bandbreite die Brennstoffförderung und die Wirbelschichten abdecken müssen, um den Betrieb bei Drücken zwischen 1 und 10 bar zu ermöglichen.

So zeigt z. Bsp. Abbildung 3-7, dass bei Leistungen mit der minimalsten Fluidisierung, im Falle eines Betriebes bei atmosphärischen Druck und reiner Sauerstoffvergasung und Luftzahlen unter 0,25, die Gasgeschwindigkeit zu gering ist um eine Fluidisierung im unteren Teil der Vorwärmwirbelschicht zu garantieren. Für Experimente mit Sauerstoff als Vergasungsmedium muss eventuell Bettmaterial mit einem kleineren mittleren Durchmesser für die Vorwärmwirbelschicht verwendet werden.

Die obere Grenze stellt das Verhalten der Vorwärmwirbelschicht und dessen Fluidisierungszahl im heißen Bereich dar. Falls zu viele Partikel in den Düsenboden des Reaktors transportiert werden, muss für Experimente mit hohen Fluidisierungsvolumenströmen eine Vorwärmwirbelschicht mit größeren Durchmesser bzw. erweitertem Freeboard verwendet werden.

Der Querschnitt der Reaktorwirbelschicht ist um ca. den Faktor 6 höher und ein evtl. auftretender Plug-Flow ist durch die Erweiterung des Freeboards unkritisch. Die produzierte Gasmenge hängt zwar von vielen Parametern ab, die Berechnung unterschiedlicher, repräsentativer Betriebszustände in Tabelle 3-10 zeigt allerdings, dass der Volumenstrom

stets zwischen 5 und 6 Bm³/h beträgt, was zumindest eine Fluidisierungszahl von 5 bedeutet. Der Wirbelschichtzustand ist während des Vergasungsbetriebes daher in jedem Fall gewährleistet.

3.3.1.6.3 Produktgasregelventil

Die obere Grenze des Produktgasvolumenstroms der Anlage ist beschränkt durch den maximalen Durchfluss des Produktgasreduzierventils. Der maximale Druck ist begrenzt durch die Apparatur bzw. den kleinsten Stellbereich des Produktgasreduzierventils. Dieser ist bei kleinen Durchflüssen und hohen Wasserstoffgehalten kritisch. Die Berechnung erfolgt daher bei der maximal zulässigen Betriebstemperatur 600°C und einem absoluten Druck von 1 bar nach dem Ventil für folgende Fälle:

- I: Größter Durchfluss, geringste Druckdifferenz:
d.h. 15 Bm³/h, Druck vor dem Ventil 1,5 bar absolut
- II: kleinster Durchfluss, geringste Druckdifferenz:
d.h. 5 Bm³/h, Druck vor dem Ventil 1,5 bar absolut
- III: kleinster Durchfluss, größte Druckdifferenz:
d.h. 5 Bm³/h, Druck vor dem Ventil 10 bar absolut

	I	II	III
CO ₂	1,677	0,547	0,0682
CO	1,3047	0,4427	0,0553
N ₂	1,3046	0,4436	0,0554
CH ₄	0,996	0,347	0,0441
H ₂	0,383	0,154	0,019

Tabelle 3-12: K_v-Wert [m³/h] des PG-Regelventils bei verschiedenen Betriebspunkten

Der K_v – Wert gibt den Volumenstrom von Wasser in m³/h durch das Stellglied bei einem Druckverlust von 0,98 bar an. Der größte erforderliche Wert K_{vs} ist in den zu erwartenden Zuständen 1,7, der kleinste K_{vr} ist 0,02. Regelventile mit Stellantrieb können meist in einem Bereich bis zu 1 % des Betriebsbereiches zuverlässig regeln.

Gewählt wird ein BADGER METER 1/2" Regelventil Typ RC 210.

Ventilgehäuse: gegossen, Material 1.4571
Anschluss: Flansche nach DIN 2533 PN16
Ventiloberteil: Verlängerte Kühlrippen (zur Kühlung des Antriebs), Material 1.4571
Spindelabdichtung: Dachmanschetten, Material PTFE/PFA
Innengarnitur: Kegel Stellite, Sitz aus stellitiertem 316 SST (~1.4571)
Größe "B", K_{vs} 1,7 Kennlinie linear – besseres Regelverhalten
Antrieb: elektrischer Antrieb, Funktion Feder schließt, d.h. das Ventil bleibt stromlos in der zuletzt eingestellten Position
Zubehör: TZID-C: ABB e/p Digitalpositioner, Stelleingang 4-20 mA

Dieses Ventil weist bei den berechneten Zuständen folgende Öffnung in % auf:

	I	II	III
CO ₂	98,6	30,8	2,1
CO	76,3	24,5	1,3
N ₂	76,3	24,6	1,3
CH ₄	57,7	18,8	0,6
H ₂	20,9	7,2	0,18

Tabelle 3-13: Öffnung [%] des PG-Regelventils bei verschiedenen Betriebspunkten

Bei hohen Drücken und hohen Wasserstoffgehalten kann das Regelventil unter Umständen nicht mehr ordnungsgemäß arbeiten, allerdings sind bei kleineren gewählten K_v -Werten des Reduzierventils keine Experimente bei atmosphärischen Bedingungen mehr möglich, weshalb der K_v -Wert von 1,7 gewählt wird. Falls die Entspannung des Produktgases bei hohen Drücken zu kleine Öffnungen des Regelventils erfordert, muss eine Drosselscheibe vor dem Reduzierventil angeordnet werden.

3.3.2 Zyklon

Der Abscheidegrad bzw. die Größe des Grenzkorns ist weitgehend unabhängig von den Stoffdaten, wie Dichte und Viskosität des Gases, sondern hauptsächlich von den Geschwindigkeiten abhängig. Die Größe des Zyklons wird im wesentlichen durch den Querschnitt im Einlauf definiert. Die Gasgeschwindigkeit sollte in diesem Bereich größer als 10 m/s sein, damit hängt die Baugröße vom Volumenstrom ab. Die Konstruktionszeichnung des Zyklons befindet sich im Anhang. Die Berechnung wurde aus einer Kombination der Methoden aus [46] und [99] für die Größe des Grenzkorns und den Druckverlust bei einem Druck von 10 bar und der Gaszusammensetzung aus Tabelle 2-13 durchgeführt. Diese beiden Werte wurden für Olivin- und Holzkohlepartikel berechnet. Nach den Erfahrungen am Biomassekraftwerk Güssing passieren hauptsächlich die mit einer Dichte von 350 kg/m³ [31] vergleichsweise leichten Holzkohlepartikel den Zyklon. In Tabelle 3-14 sind die Ergebnisse bei verschiedenen Volumenströmen dargestellt.

Volumenstrom [Bm ³ /h]	Grenzkorndurchmesser [µm]		Druckverlust [Pa]
	Olivin	Holzkohle	
5	1.8	4.9	107
10	1.3	3.5	428
15	1.0	2.8	962

Tabelle 3-14: Ergebnisse der Zyklonberechnung

3.3.3 Filter

Der Filter wirkt durch die hohe innere Oberfläche der Keramik und die darauf abgelagerten Asche und Flugkoks katalytisch aktiv auf das Produktgas. Teere und Gase werden umgesetzt. Dieser komplexe Mechanismus wird durch die Koksbildung bzw. Umsetzung und die Aschebildung, die wiederum von der Brennstoffstruktur und Aschezusammensetzung abhängt, bei verschiedenen Drücken beeinflusst. Am VTT-Institut in Finnland wurde eine Verringerung der Reaktionsrate bei steigendem Druck aufgrund katalytischer Aktivität der Aschebestandteile bei zunehmender Versuchsdauer beobachtet [81].

3.3.3.1 Abscheidung von Nano-Teilchen / Aerosole

Aerosole sind definiert als Dispersion von Teilchen in Gas/Luft. Die fein im Gas verteilten Teilchen haben technisch nicht mehr nutzbare Sedimentationsgeschwindigkeiten.

Die von Gas getragenen Störstoffe können fest oder flüssig sein; die festen und flüssigen Schadstoffe liegen häufig in Form kleinster Partikel unter 3000 nm als so genannte Aerosole dispers im Gas vor.

Die Abtrennung dieser Feinpartikel erfolgt aus einer Kombination der folgenden Abscheidemechanismen, wobei es sich mit Ausnahme des Sieb- Sperreffekts um Tiefbettfilter Mechanismen handelt.

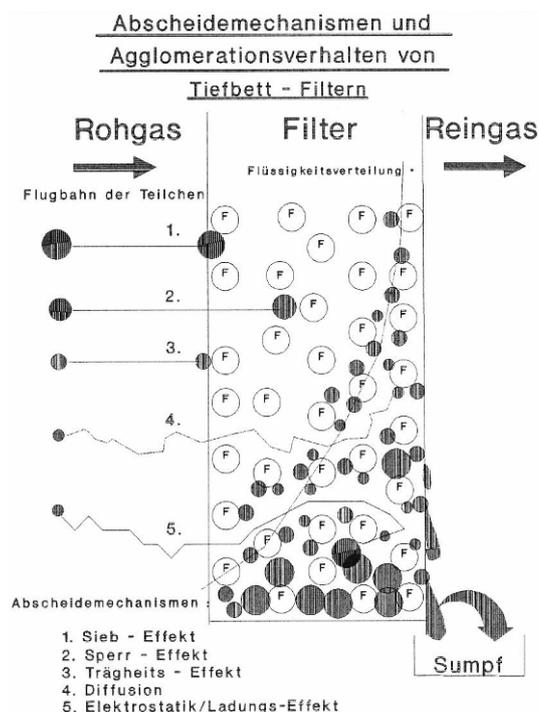


Abbildung 3-10: Grafische Darstellung der Abscheidemechanismen an einem Filter

3.3.3.1.1 Sieb- Sperreffekte

Siebe- Anschwemm-Filter und Membranen zählen zu den Oberflächenfiltern, bei welchen die Poren kleiner sind, als die Teilchen, die abgeschieden werden sollen. In erster Näherung und praktisch sind sie komplett durchlässig bzw. dicht. Erst mit dem Verstopfen der Poren und dem sich dabei aufbauenden Filterkuchen wird eine weitere Klassierung und Steigerung der Abscheideleistung für kleinere Teilchen möglich.

Der Druckverlust steigt proportional mit anwachsender Schichtdicke und Porositäten $< 50\%$.

Häufigster Einsatzbereich in der Technik ist die Abscheidung von Teilchen $> 5000 \text{ nm}$.

Es können aber auch z. Bsp. metallische Membranen hergestellt werden, deren Löcher durch Elektronenstrahlbeschuss zur Abscheidung von Teilchen mit 5 nm eingesetzt werden. Die Porosität sinkt dabei aber auf unter 5% . Daher entfällt diese Bauart wegen der Baugrößen und Kosten zumeist für den Einsatz in technischen Prozessen.

3.3.3.1.2 Trägheitseffekt

Die Trägheit bewirkt zum einen eine Sedimentation der Teilchen unter dem Einfluss der Schwerkraft bei technisch akzeptablen Verweilzeiten. Dieser Effekt wirkt jedoch nur bei Teilchen $> 10000 \text{ nm}$.

Zum anderen findet ein Aufprallen der Teilchen/Tröpfchen auf die Faser statt, an der das Gas vorbeiströmen muss. Dieser Effekt verstärkt sich mit zunehmen der Gasgeschwindigkeit und mit wachsendem Durchmesser der Faser.

Für Teilchen mit Durchmessern von weniger als 3000 nm nimmt dieser Mechanismus rasch ab.

3.3.3.1.3 Diffusion

Die Diffusion bewirkt eine Abscheidung von Teilchen, die aufgrund ihrer ungerichteten Flugbahn eine längere Wegstrecke und Verweildauer auf dem Wege durch das Filterbett zurücklegen als die eigentliche Durchströmgeschwindigkeit. Die damit steigende Anzahl an unelastischen Zusammenstößen zwischen Teilchen und Hindernis bewirkt eine drastische Erhöhung der Abscheideleistung.

Die Diffusionsgeschwindigkeit steigt mit abnehmender Teilchengröße, vergleichbar mit der Brown'schen Molekularbewegung für reale Gase. Sie macht sich umso deutlicher bemerkbar, je langsamer die gerichtete Gasströmung ist.

Der hierauf beruhende Abscheideeffekt hat also eine ungefähr gegenläufige Charakteristik zu der Trägheitswirkung. Beide ergänzen sich jedoch und führen zu einem hohen Gesamtabscheidegrad.

3.3.3.1.4 Elektrostatik

Die elektrostatischen Feldeffekte bewirken eine Erhöhung der Abscheideleistung, wenn Potentialdifferenzen zwischen Filterbett und Teilchen vorhanden sind. Bereits kleine elektrostatische Ladungsunterschiede führen zur Anziehung und damit zum Abscheiden der Teilchen/Aerosole.

Je größer die Coulombschen Wechselkräfte sind und je kleiner der Abstand zwischen den Ladungsträgern, desto wesentlicher wird die Abscheideleistung gesteigert.

3.3.3.2 Hochtemperatur Membran Filter (HTMF)

Je nach Aufbau und Anwendungsfall wirkt das HTMF zunächst als semi-permeable Membran / Oberflächenfilter durch Sieb- Sperreffekte mit den daraus resultierenden Abscheideleistungen und möglichen Regenerationstechniken.

Durch entsprechenden Aufbau kann aber auch ein dreidimensionaler Tiefbettfilter mit den zusätzlichen Abscheidemechanismen Trägheit, Diffusion und coulombsche Feldeffekte / Elektrostatik designt werden.

Der in mehreren Layern zylindrisch aufgebaute Membranfilter besteht aus metallischen sogenannten Endlos- Wirr- fasern mit Durchmessern zwischen 10 und 30 μm , die in der endformnahen Geometrie spannungsfrei gesintert und entsprechend der Aufgabenstellung mit unterschiedlichen Anschlussgarnituren versehen werden.

Werkstoff ist eine Eisen- Chrom- Aluminium- Legierung mit Zuschlägen von Elementen der Lanthaniden.

Die hohe thermische wie chemische Resistenz sowohl in oxidierender als auch reduzierender Atmosphäre wird im Wesentlichen durch das Aluminium und dessen hohen Autoxidationsvermögens bestimmt.

Dabei durchlaufen die Al - Oxide je nach Temperatur und chemischen Bedingungen durch Umlagerung verschiedene Kristallstrukturen. Die reinen Gamma- Oxide des Aluminiums zählen zu den keramischen Werkstoffen.

Durch diese Eigenschaft des Aluminiums bedingt sind die Al-Oxide in einer Legierung stabiler als die Cr- Oxide.

Auf Grund des Aufbaus sowie der eingesetzten Werkstoffe ergeben sich für die technische Anwendung eine Reihe von Vorteilen:

- hohe Korrosionsfestigkeit
- hohe Kerbschlagzähigkeit – vergleichbar mit metallischen Werkstoffen
- hohe Wärmeleitfähigkeit
- geringe spezifische Wärmekapazität
- gute elektrische Leitfähigkeit
- intermetallische Fügechnik im Anschlussbereich
- skalierbare Abscheideleistung
- hohe Porosität (>90%) und damit hohe spez. Gas- Flächenlasten bei geringen Druckverlustniveaus

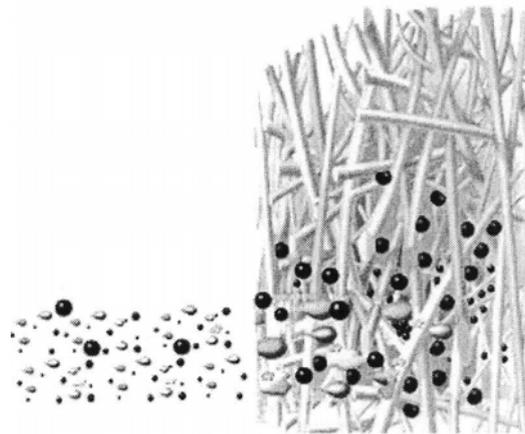


Abbildung 3-11: Räumliche Darstellung der Abscheidemechanismen an einem Filter

Ebenso wichtig wie die Abscheidemechanismen sind die Haftkräfte bereits abgeschiedener Teilchen auf einem Filtermedium. Durch nachströmendes Gas würde sonst eine Ablösung erfolgen und die bereits erreichte Abscheideleistung wieder vermindern.

Alle Abscheideeffekte gemeinsam basieren letztendlich auf Wandeffekten, weshalb Tiefbettfilter viel höhere innere Oberflächen haben als Ihre äußeren geometrischen Abmessungen.

Der eingesetzte HTMF ist für einen Volumenstrom von 70 m³/h bei einer Temperatur von 750°C geeignet, daher wird in der ersten Stufe keine Abreinigungsmöglichkeit vorgesehen. Der Filter wird von außen angeströmt, die Partikel werden im Filtergehäuse gesammelt bzw. dringen in den Filter ein oder bilden einen Filterkuchen. Abbildung 3-12 zeigt die komplette Filtereinheit. Der Werkstoff des Gehäuses und der Zu- und Ableitungen ist ein hochwarmfester Kesselbaustahl mit der Werkstoffnr. 1.4841 und kann damit z. Bsp. mit

derselben Heizung betrieben werden, wie die der Wirbelschichten. Eine weitere Möglichkeit den Filter auf einer definierten Temperatur zu halten ist die Widerstandsheizung durch Anlegen einer elektrischen Spannung.



Abbildung 3-12: HTMF mit Filtergehäuse

3.3.4 Brennstoffförderung

3.3.4.1 Geometrie und Förderleistung

Aufgrund der weitgehend kontinuierlichen Fördercharakteristik kommt ein Schneckenfördersystem zum Einsatz. Bisher hat sich das System aus einer Dosier- und einer schnell laufenden Förderschnecke bewährt. Die Dosierschnecke transportiert den Brennstoff in den Übergabebehälter, der nach den Erfahrungen an Großanlagen ausgeführt ist, die Detailzeichnung befindet sich im Ahnhang. Die Übergabelänge des Brennstoffs im Bunker hat annähernd dieselbe Dimension wie der Bunkerdurchmesser. Das stellt einen vollständigen Füllgrad dieser Schnecke und eine kontinuierliche Förderung sicher. Der Brennstoffmassenstrom ist direkt proportional zur Drehzahl. Die schnell laufende Förderschnecke weist üblich einen Füllgrad zwischen 10 und 20% auf. Bei der hier gewünschten Bandbreite variiert der Füllgrad zwischen 4 und 70%. Der geringe Füllgrad lässt

genügend Raum, um die entgasende Biomasse und das in die Schnecke rückströmende Bettmaterial in die Wirbelschicht zu fördern.

Die Berechnung basiert auf einer einfachen geometrischen Betrachtung unter Einbezug von Material- und Schüttdichte der Brennstoffpellets. Die Größe des Raumes für die Förderung ist festgelegt durch den Innen- und Außendurchmesser der Schnecke sowie den Abstand der Schneckenwindungen. Dieser soll der 2- bis 4 fachen Partikelgröße entsprechen. Zusammen mit dieser Angabe und der Förderleistung, sowie der Drehzahl kann die Geometrie durch eine iterative Berechnung bestimmt werden. Zur Variation und Auswahl der Parameter wurden die Zusammenhänge in einem Excel Tabellenblatt verknüpft. Dabei werden jeweils drei charakteristische Größen zusammengefasst, von denen jeweils zwei festgelegt werden müssen. Der berechnete Wert ist in Tabelle 3-15 und Tabelle 3-16 kursiv dargestellt.

Der Betriebsfall „Standard“ basiert auf einem Brennstoffmassenstrom von 2 kg. „Standard“ entspricht einem Versuch bei atmosphärischem Druck und einer Gasproduktion von ca. 15 m³/h, der Betriebsfall „maximal“ beschreibt die höchste erwünschte Gasproduktion beim höchsten Druck.

Die erste Gruppe definiert den Querschnitt der Förderfläche.

Die zweite Gruppe bestimmt die Förderleistung. Aus dieser wird in der dritten Gruppe die Drehzahl bzw. der Füllgrad oder die Steigung berechnet. Der Füllgrad berücksichtigt bei dieser Berechnung auch die Dicke des Schneckenblattes, bei der Dosierschnecke berücksichtigt ein Füllgrad von 87% die Dicke des Schneckenblattes von 4 mm und entspricht real einer vollständigen Füllung des Ringraumes.

		Standard	minimal	maximal
Außendurchmesser	[mm]	52	52	52
Wellendurchmesser	[mm]	28	28	28
Förderfläche	[m ²]	<i>0.0015</i>	<i>0.0015</i>	<i>0.0015</i>
Schüttdichte	[kg/m ³]	500	500	500
Volumenstrom	[m ³ /h]	<i>0.0032</i>	<i>0.002</i>	<i>0.04</i>
Massenstrom	[kg/h]	2	1	20
Steigung s	[mm]	38	38	38
Drehzahl n	[1/min]	<i>1.34</i>	<i>0.67</i>	<i>13.37</i>
Füllgrad	[%]	87	87	87

Tabelle 3-15: Berechnung der Dosierschnecke

		Standard	minimal	maximal
Außendurchmesser	[mm]	33.5	33.5	33.5
Wellendurchmesser	[mm]	22	22	22
Förderfläche	[m ²]	0.0005	0.0005	0.0005
Schüttdichte	[kg/m ³]	500	500	500
Volumenstrom	[m ³ /h]	0.004	0.002	0.04
Massenstrom	[kg/h]	2	1	20
Steigung s	[mm]	32	32	32
Drehzahl n	[1/min]	54	54	54
Füllgrad	[%]	7.7	3.8	77.0

Tabelle 3-16: Berechnung der schnell laufenden Förderschnecke

Der Durchmesser der kleinen Förderschnecke ist durch die Größe der Reaktorwirbelschicht begrenzt. Für ein DN32-Rohr mit einem Standard - Innendurchmesser von 37.8 mm existieren keine Serienprodukte, was den Einsatz von Prototypen erfordert. Kleine Steigungen bei Schnecken mit geringem Durchmesser können auf Drehmaschinen mit Zugspindel gefertigt werden. Dabei ist allerdings die Steigung begrenzt. Daher wird ein Schneckenblatt mit geringer Höhe auf eine Vollwelle aufgeschweißt.

Die schnell laufende Förderschnecke ist an der Spitze hohen Temperaturen ausgesetzt. Deshalb wird ein zäher, austenitischer Kesselbaustahl mit der Werkstoffnr.: 1.4828 eingesetzt, der auch an der Großanlage im Biomassekraftwerk Güssing eingesetzt wird und sehr beständig gegen die Bedingungen der Wirbelschicht ist. Der Preisunterschied zwischen gewöhnlichem Baustahl und rostfreien Stahl ist für die Achse der Dosierschnecke gering, weshalb auch die Dosierschnecke aus dem rostfreien Stahl mit der Werkstoffnummer 1.4301 gefertigt wird.

3.3.4.2 Zulässiges Drehmoment

Die Berechnung erfolgt für den Kern der Dosierschnecke, und zwar für den rostfreien Stahl X5 CrNi1810 mit der Werkstoffnummer 1.4301, $R_{p0,2}=195 \text{ N/mm}^2$ [77]. und einen Wellendurchmesser von 28 mm.

$$\tau_{zul} = R_{p0,2} = \frac{M_{zul}}{10^6 \cdot W} \quad \text{G. 3-21}$$

$$W = \frac{\pi}{32} \cdot D^3 = 2,15 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3 \quad \text{G. 3-22}$$

Damit ergibt sich für die Welle der Dosierschnecke ein maximales Drehmoment von 420 Nm.

Die Ermittlung des maximalen Biegemoments gestaltet sich im Fall des Biomassebunkers schwierig. Grundsätzlich lastet definitiv nicht die gesamte Gewichtskraft des Brennstoffes auf der Schnecke. Vielmehr wird ein Großteil durch Reibungskräfte auf den Zylindermantel und den schrägen Boden übertragen. Die realen Bedingungen sind sehr schwer zu prognostizieren, im Einzelfall könnten durch die Brennstoffbewegung hervorgerufene asymmetrisch wechselnde Zustände zwischen Gleit- und Haftreibung große Spannungsspitzen hervorrufen. Dieses zusätzliche Moment kann bei Überlagerung mit dem Antriebsmoment zu einer unzulässigen plastischen Verformung der Schnecke und damit unweigerlich zum Bruch führen. Daher wird das Antriebsmoment auf den nötigen Wert beschränkt. Dieses wird anhand von Förderversuchen durch den Schneckenhersteller empirisch ermittelt.

3.4 Konstruktion

Auf Basis der Berechnungen kann die Detailkonstruktion der Anlage ausgeführt, die benötigten Werkstattzeichnungen angefertigt, sowie die Peripheriegeräte dimensioniert werden. Die Auswahl der Materialien erfolgt nach den Anforderungen Temperatur- und Korrosionsbeständigkeit, Abriebfestigkeit, Kostenersparnis und den Erfahrungen an den bisher ausgeführten Versuchsanlagen. Materialprobleme an Detailkomponenten wie Ventilen oder Feststoffleitungen (Brennstoff), werden auch von Stringer beschrieben [104].

Die Konstruktionspläne der Komponenten sind größtenteils im Format A0 gehalten. Zum besseren Verständnis sind sie in den folgenden Kapiteln und im Anhang so gut als möglich in das Format A4 konvertiert und entsprechend kommentiert worden.

3.4.1 R&I Fließbild

Das R&I Fließbild nach DIN 2481 [20] und ÖNORM EN ISO 10628 [115] auf Seite 107 & 108 enthält alle für die Bedienung erforderlichen Informationen und stellt die räumliche Anordnung der Anlagenkomponenten dar. Das gilt insbesondere für Abbildung 3-13, das Schema der Bedientafel. Mess- und Stellgrößen sind in den Schemen so bezeichnet, wie sie in der Messtechnik angeführt sind. Die Mess- und Regeltechnik besteht aus NI FieldPoint Modulen und Eurotherm-Regler für die Begleitheizung. Falls ein Störfall oder unvorhergesehene Betriebszustände auftreten kann die gesamte Anlage über die Ventile der Bedientafel geregelt werden. Dazu werden auch alle relevanten Daten über Messgeräte an der Bedientafel angezeigt. Alle gemessenen absoluten Drücke werden auf der Bedientafel durch Manometer visualisiert und sind in den R&I Fließbildern mit „PI man“ gekennzeichnet.

Die Fluidisierung des Reaktors kann aus Stickstoff und den Vergasungsmedien Sauerstoff, Luft und Dampf in beliebigen Verhältnissen zusammengemischt werden. Der Dampfstrom wird über ein Rotameter mit einem Signalausgang angezeigt und über das Nadelventil HFSt geregelt. Die beiden elektronischen Durchflussregler FC Air und FC O₂ dosieren jeweils Sauerstoff, Luft oder Stickstoff in die Fluidisierungsleitung. Der FC für Luft hat einen maximalen Durchfluss von 200 NI/min, der FC für Sauerstoff 50 NI/min. Die beiden Durchflussregler können wahlweise mit Stickstoff oder den dafür vorgesehenen Gasen beaufschlagt werden. Die Umschaltung ist über die Dreiwegekugelhähne HR02 und HRAir möglich. Diese Verschaltung stellt sicher, dass im Falle einer Fehlbedienung nie Luft oder Sauerstoff in das Stickstoffsystem gelangen kann. Die Fluidisierung kann durch den Kugelhahn HRRF gestoppt werden, der Kugelhahn HRRFG stellt sicher, dass im Fall reiner Dampfvergasung kein Dampf zurück in die Durchflussregler strömen kann.

Der Zufluss zum Biomasse-Druckbehälter kann händisch über den Bypass erfolgen und wird mittels des Kugelhahns HRHN geöffnet und über das Nadelventil HFHN geregelt. Im Normalbetrieb kann mit dem Massendurchflussregler FC H N2 ein definierter Volumenstrom dem Bunker zugeführt werden. Damit kann während des Hochfahrens und der Druckerhöhung im Betrieb ein Strom aus der Gaserzeugungstrecke in den Bunker verhindert werden. Im Betrieb würde ein Rückstrom in den Brennstoffbunker eine Temperaturerhöhung der Rohre und somit der drucktragenden Teile bewirken und der Bunker würde mit Produktgas gefüllt werden. Während des Hochfahrens der Anlage kann eine definierte Gasmenge durch die Schneckenförderung geleitet werden und einen Teil der Fluidisierung übernehmen, ansonsten müsste zusätzlich ein Fünftel des im Normalbetrieb erzeugten Gasstroms, wie in Kap 3.3.1.6 beschrieben über die Fluidisierung eingebracht werden um den Wirbelschichtzustand im oberen Teil des Reaktors zu gewährleisten. Während des Betriebes kann durch Zudosieren von Stickstoff zum Produktgas und einer Variation des Volumenstromes anhand der N₂-Konzentration der Gasvolumenstrom bestimmt werden.

Im Normalbetrieb wird das Gasvolumen aus dem Biomassebunker über die Gaserzeugungstrecke in die Brennkammer geleitet. Daher erfolgt der Druckabbau im System langsam und durch die Druckdifferenz strömt der im Bunker befindliche Stickstoff bzw. eventuell vorhandenes Produktgas über die Brennstoffschnecken in die Reaktorwirbelschicht. Zusätzlich kann Produktgas über den Kugelhahn HFN2Out und das Nadelventil HRN2Out in die Brennkammer geleitet werden. Diese Rohrleitung ist an die atmosphärische Produktgasleitung angeschlossen. Dieser Gasaustritt kann auch zum kontrollierten Druckabbau des Systems genutzt werden, falls die Gaserzeugungstrecke oder das Produktgasregelventil verstopft ist. Der Auslass des Biomassebunker – Sicherheitsventils mündet ebenfalls in die Produktgasleitung, im Notfall können die Gase über die Handbetätigung des Sicherheitsventils schnell und sicher abgeleitet werden.

Die Stickstoffversorgung besteht aus einem Bündel von 12 50l Flaschen. Diese reichen aus, um ca. 3 Experimente bei einem Druck von 10 bar und damit dem höchsten Stickstoffbedarf durchzuführen. Bei geringeren Betriebsdrücken sinkt der Stickstoffbedarf dementsprechend. Für Experimente mit Sauerstoff ist eine Druckflaschenhalterung rechts neben der Messwarte vorgesehen. Die Druckluftversorgung erfolgt über das System des technischen Raumes. Der Schraubenkompressor stellt öl- und wasserfreie Druckluft mit einem Volumenstrom von 120 Nm³/h bei einem Druck von 9 bar zur Verfügung.

Für Testzwecke, wie Dichtheitsprüfungen oder zur Reglerparametrierung verbindet ein Rohrstück den Druckluftanschluss mit der Stickstoffversorgung, die Verbindung wird durch den im Normalbetrieb durch ein Vorhängeschloss gesicherten Kugelhahn unterbrochen.

Der Dampf wird über eine 21 m lange 1“ - Leitung vom vorhandenen Dampferzeuger zur Versuchsanlage geleitet, welche beim Dampferzeuger und vor dem Rotameter entwässert werden kann. Zu diesem Zweck ist die Leitung mit einem Gefälle von 10% montiert. Der Dampf wird durch die elektrische Begleitheizung mit einer Leistung von 3,2 kW geringfügig überhitzt.

Der Stickstoffzu- und ablauf zum Reaktordruckbehälter kann über die Bypass-Kugelhähne HRNI und HRNO geöffnet sowie über die zugehörigen Nadelventile HFNI und HFNO geregelt werden. Die Volumenströme werden durch die Rotameter FMNI und FMNO angezeigt. Im Normalbetrieb werden die Ströme vom und zum Druckbehälter über die Magnetventile VNI und VNO geschaltet. Der Durchlauf und damit die Geschwindigkeit für das Befüllen und Entleeren des Druckbehälters wird durch die Öffnung der Nadelventile bestimmt. Die Ableitung des Stickstoffs aus dem Druckbehälters erfolgt in den Kamin.

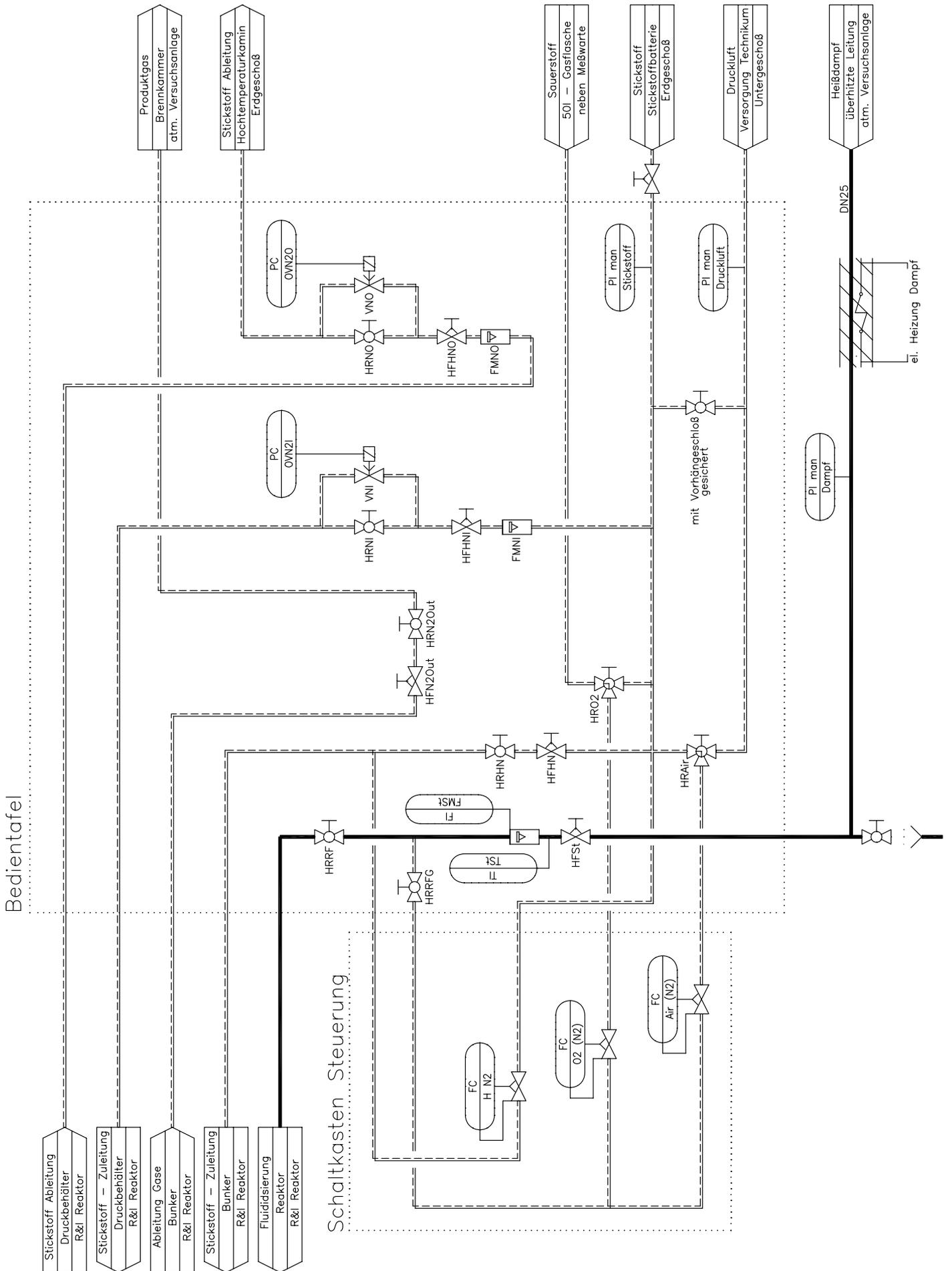


Abbildung 3-13: R&I Fließbild Bedientafel

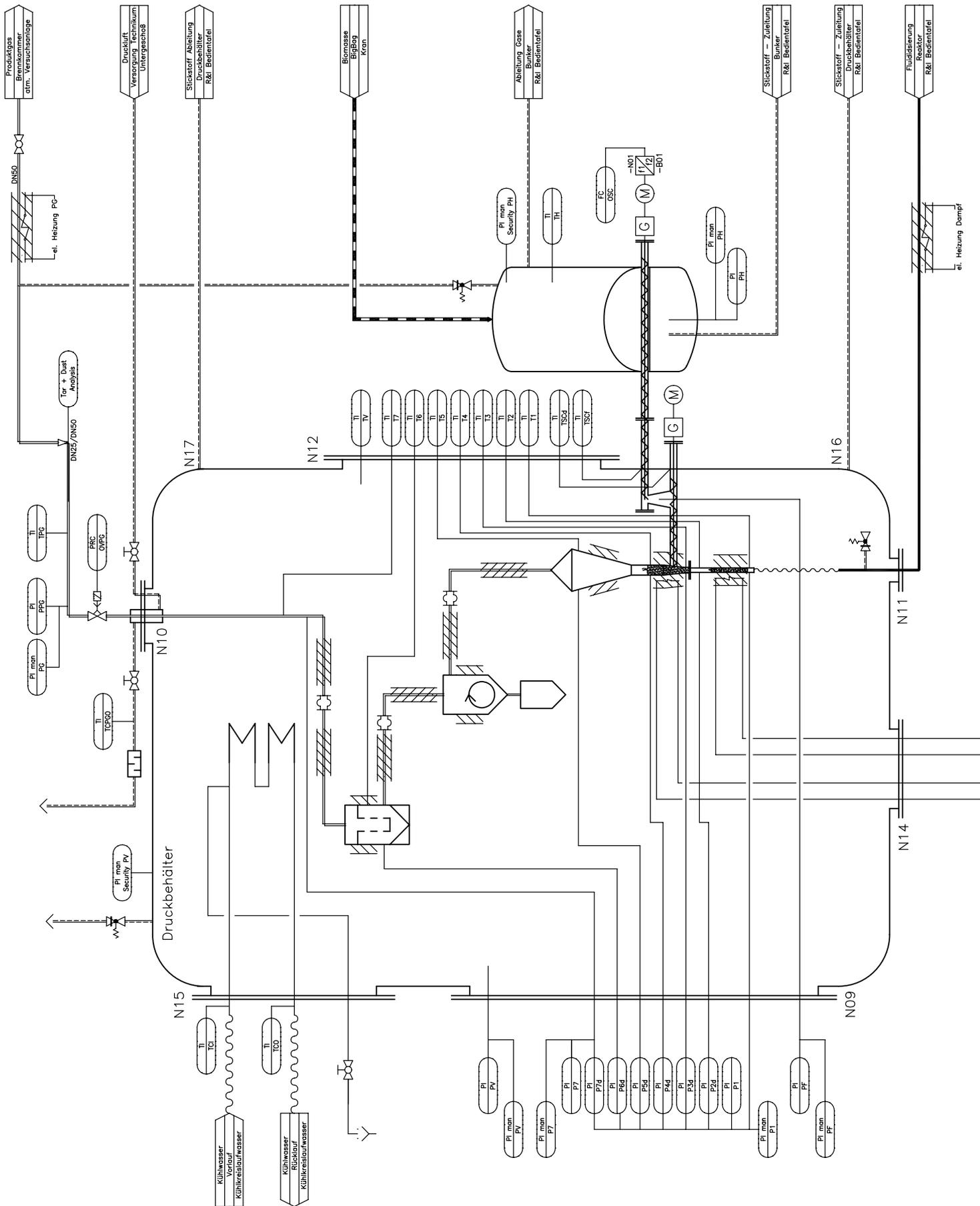


Abbildung 3-14: R&I-Fließbild des Reaktors

Das RI - Schema in Abbildung 3-14 stellt die Installation des Reaktor - Druckbehälters und des Biomassebunkers dar. Die Biomasse wird über das Schneckenfördersystem direkt in die Reaktorwirbelschicht gefördert, dort mit dem Fluidisierungsmedium in das Produktgas übergeführt und nach der Gasreinigung außerhalb des Behälters entspannt. Damit steht direkt am Druckbehälter das Gas mit hohen Temperaturen und bei hohen Drücken für weitere Anwendungsfälle zur Verfügung. Die Gasstrecke besteht aus der Vorwärm - Wirbelschicht, der Reaktor Wirbelschicht, dem Freeboard, dem Zyklon samt Behälter, dem Filter, dem Bunker und den Rohrleitungen bis zum Produktgasreduzierventil). Im Detail stellt sich der Prozess folgendermaßen dar:

Die Begleitheizung für das Fluidisierungsmedium reicht bis zum Druckbehälterflansch, wodurch das Vergasungsmedium aufgeheizt bzw. der Dampf leicht überhitzt wird. Im Inneren des Reaktordruckbehälters ist ein Vakuumbrecher an diese Leitung angeschlossen, der bei einem Unterdruck von 0,5 bar anspricht und Stickstoff in die Gasstrecke strömen lässt, damit die diese keinem unzulässigen Überdruck ausgesetzt wird. Dieser Zustand tritt im Normalbetrieb nicht auf. Zur Kompensation der Wärmedehnungen und zum leichteren Entfernen der Vorwärmwirbelschicht ist eine 850 mm lange Metallschlauchleitung mit einem zulässigen Betriebsüberdruck von 8 bar und einem zulässigen Betriebsunterdruck von 2 bar zwischen dem Eintritt der Fluidisierungsleitung in den Druckbehälter und der Vorwärmwirbelschicht angeordnet, die mit einigen Schichten Isoliermaterial gedämmt ist.

Die Vorwärmwirbelschicht wird so wie der Reaktor mit einer Leistung von bis zu 2,7 kW beheizt. Die zulässige Spannung für diese keramischen Heizmatten ist 60V, daher fließt bei Vollast ein Strom von 45A durch die Heizelemente. Die Regler steuern zwei Thyristorsteller. Die Spannung wird durch einen schiefastfesten Drehstromtransformator erzeugt, da in dieser Ausführung nur zwei Ausgänge benötigt werden. Für weitere Experimente kann z. Bsp. der Filter beheizt werden, um die Gastemperatur zu erhöhen bzw. das Verhalten des Filters bei hohen Temperaturen zu untersuchen.

Das Gas tritt mit einer Temperatur von 650°C in den Düsenboden der Reaktorwirbelschicht ein und wird zusammen mit der Biomasse zum Produktgas umgesetzt. Der Reaktor ist detailliert in Kap. 3.4.4 beschrieben und wird ebenfalls mit einer Leistung von bis zu 2,7 kW auf Temperatur gehalten. Dieser ist durch Flansche mit der Vorwärmwirbelschicht verbunden, zwischen denen der Düsenboden geklemmt ist. Durch Lösen dieser Verbindung besteht Zugang zum Vergasungsreaktor und zur Vorwärmwirbelschicht. Damit kann das Bettmaterial gewechselt oder nach dem Versuch analysiert werden. Zwischen der Vorwärmwirbelschicht und der Vergasungswirbelschicht ist ein Sieb mit einer Maschenweite von 0,3 mm angebracht, um zu verhindern, dass vor allem bei hohen Fluidisierungsmengen (siehe Tabelle

3-9: Parameter der Düsenböden) Bettmaterial in die Vergasungswirbelschicht transportiert wird bzw. die Löcher des Düsenbodens verstopfen.

Die weitere Produktgasleitung ist entsprechend isoliert. Die Wärmespannungen sind durch den Einsatz von Kompensatoren minimiert. Die Abscheidung der Partikel erfolgt durch einen Zyklon. Die Feinfraktion wird durch einen metallischen Hochtemperaturfilter abgetrennt, Details siehe Kap. 3.3.3.

Das Produktgas tritt durch einen luftgekühlten Spezialflansch aus dem Druckbehälter aus, die Konstruktionszeichnung ist dem Anhang beigelegt und wird durch das in Kap. 3.3.1.6.3 beschriebene Druckreduzierventil auf atmosphärischen Druck entspannt.

Die Staub-Teer Messung des entspannten Produktgases erfolgt durch isokinetisches Absaugen in der 1“ – Leitung mit einem 10mm Rohr, das zwischen den Messungen an der Spitze durch eine eigens konstruierte und angefertigte aerodynamisch geformte Kappe verschlossen werden kann. Nach der Messung wird das Produktgas in die 2“ Produktgasleitung eingeleitet, an dieser Beginn ist der Messstutzen für die Produktgaszusammensetzung angeordnet. Die 17 m lange Leitung zur Brennkammer ist an den Ecken mit Kreuzstücken versehen und in langen Leitungen mit Flanschen ausgestattet, damit die eventuell auftretenden Ablagerungen leichter entfernt und diese Leitung gereinigt werden kann. Zur Vermeidung von Teerablagerungen wird die Leitung durch die Begleitheizung mit einer Leistung von 3,9 kW auf einer Temperatur von ca. 300°C gehalten. Vor der Einleitung in die Brennkammer kann das Rohr durch einen Kugelhahn verschlossen werden, damit bei Betrieb der FICFB - Anlage keine Gase in das System der Versuchsanlage gelangen können.

Der Reaktor – Druckbehälter wird durch ein doppeltes Rohrregister gekühlt. Dazu ist der Kühlkörper an den Kühlkreislauf des technischen Raumes angeschlossen. Die Entlüftung des Wasser – Gas Wärmetauschers ist nach außen geführt, damit eventuell in das System eintretende Gase auch während des Betriebes abgeleitet werden können.

Die Zu- und Ableitungen durch die Anschlüsse und Flansche des Druckbehälters sind so bezeichnet, wie sie in der Konstruktionszeichnung des Druckbehälters im Kap. 3.4.3 dargestellt sind. Zwei DN200 Spezialflansche sind mit keramischen Isolierungen ausgeführt und für Temperaturen bis 300°C zugelassen. Sie besitzen elektrische Durchführungen für Hoch- und Niederspannung. Sämtliche Leitungen der Thermoelemente verlaufen durch einen Spezialflansch. Für weitere Anschlüsse können noch 9 weitere Thermoelemente durch diesen Flansch geführt werden. Die Zuleitung zur Heizung erfolgt durch den anderen Spezialflansch, der 6 Anschlüsse für einen maximalen Strom von 120 A aufweist. 2 dieser Durchführungen stehen noch zur Verfügung, 5 weitere elektrische Anschlüsse für Ströme bis zu 16A sind für künftige Erweiterungen vorgesehen.

Alle für den Anlagenbetrieb und die Versuchsauswertung erforderlichen Drücke und Temperaturen werden gemessen und aufgezeichnet.

3.4.2 Zusammenstellungszeichnung

Aufgrund der Abhängigkeit der Einzelteile voneinander und zur Kostenoptimierung der Gesamtanlage wurden einige Komponenten gleichzeitig geplant. Zur Abschätzung des Platzbedarfs wurde die Konstruktion des Druckbehälters zusammen mit den Einbauten durchgeführt und die Komponenten in der Zusammenstellungszeichnung platzsparend angeordnet. Dargestellt ist hier die im folgenden Kap. 3.4.3 beschriebene Variante des Druckbehälters mit 1500 mm Außendurchmesser.

Die Einzelteile sind nummeriert. Dabei wurden die Teile, welche bei hohen Temperaturen betrieben werden aus dem hochwarmfesten, austenistischen Stahl mit der Werkstoffnr. 1.4841 gefertigt. Alle anderen Teile wurden aus gewöhnlichem Baustahl gefertigt, wie in der Stückliste in Tabelle 3-17 dargestellt. Die Detailzeichnungen sind dem Anhang beigelegt.

Die Drücke und Temperaturen werden exakt an den eingezeichneten Stellen gemessen. Aus diesen Werten kann der Anlagenbetrieb überwacht, die Funktion der einzelnen Apparate überprüft und Erkenntnisse gewonnen werden.

Der Druck P1 vor dem Düsenboden der Vorwärm – Wirbelschicht ist als der höchste in der Gasstrecke die Referenz für die Druckverluste und Differenzdruckmessungen. Der Druck im Druckbehälter PV wird um 80 - 120 mbar über diesen Druck gehalten. Die Temperaturmessung T1 stellt sicher, dass kein Dampf in der Leitung auskondensiert und damit der gesamte Volumenstrom in das System eingebracht wird.

Die Temperatur T2 dient zur Überwachung und Regelung der Vorwärm – Wirbelschichtheizung. Mit der Druckdifferenz P2 - P3 wird überwacht, dass keine Verstopfung im unteren Düsenboden auftritt.

T4 wird zur Regelung der Reaktorheizung verwendet.

T5 gibt die Wärmeverluste über das Freeboard wieder und misst die Temperatur des austretenden Gasstroms. Der Druck P5 im Freeboard sollte so groß sein wie in der angeschlossenen Leitung.

Damit kann der Druckverlust über den Zyklon bestimmt werden, im Normalfall sollte er sehr gering sein. Die Messstelle 6 ist im Filtergehäuse angeordnet. Falls Ablagerungen in den Leitungen auftreten, kann dies über die Differenz P5 – P6 erkannt werden.

In der Leitung nach dem Filter sollte es zu keinen weiteren Ablagerungen kommen, daher kann über P6 – P7 der Druckverlust des Filters bestimmt werden.

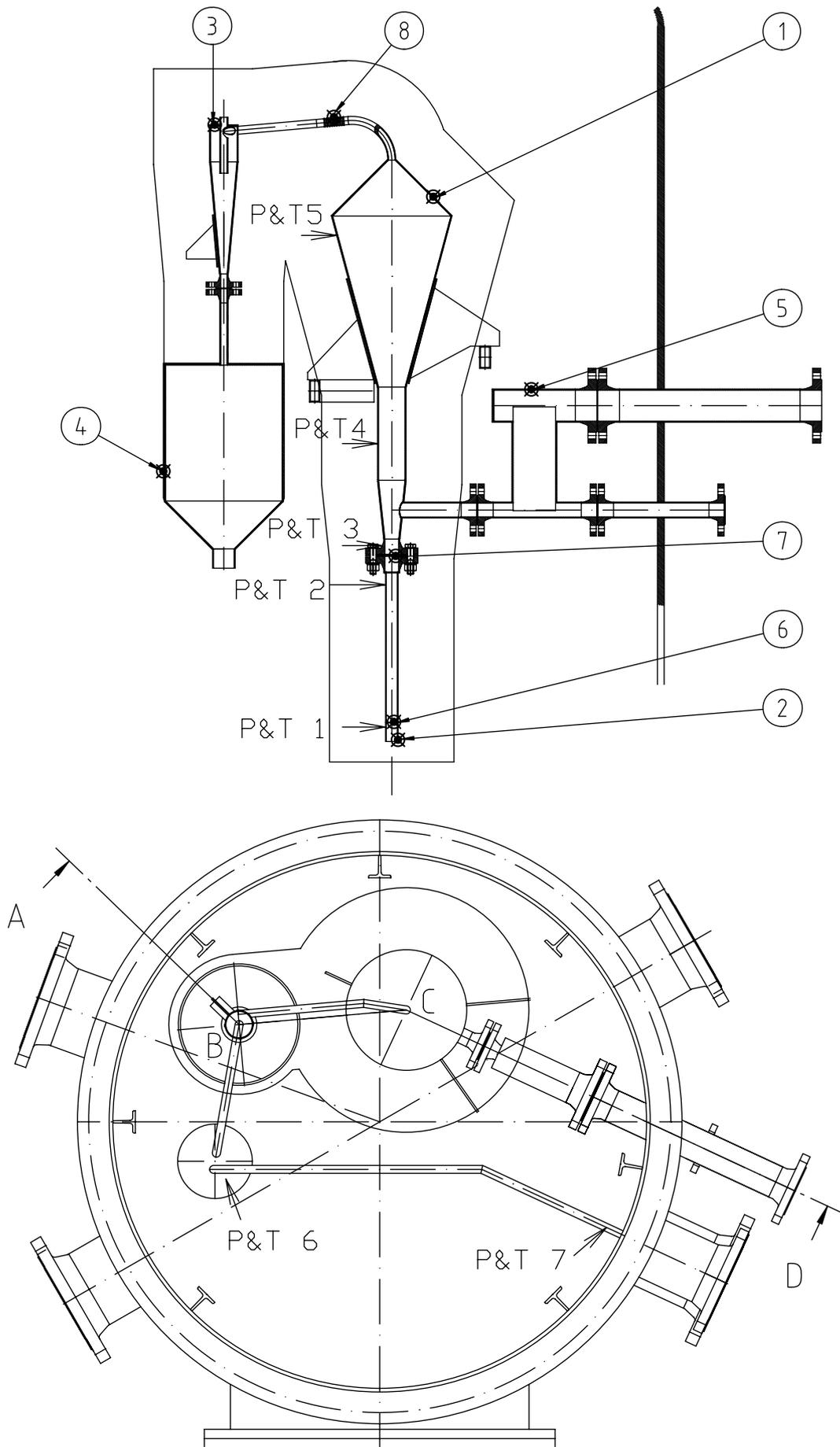


Abbildung 3-15: Zusammenstellungszeichnung der Einbauten im Druckbehälter

8	1	Kompensator		1.4841
7	1	Duesenboden		1.4841
6	1	Duesenboden Vorwärm WS		1.4841
5	1	Uebergabebehaelter		beliebig (St 360, ...)
4	1	Zyklon Behaelter		beliebig (St 360, ...)
3	1	Zyklon		1.4841
2	1	Vorwärm WS		1.4841
1	1	Reaktor		1.4841
Pos.	Anz	Beschreibung	Norm	Material

Tabelle 3-17: Stückliste der Zusammenstellungszeichnung

3.4.3 Druckbehälter

Die behördlich bewilligten Vorschriften zur Konstruktion von Druckbehälter, wie die AD-Merkblätter, die EN-13445 sowie die Druckgeräte Richtlinie basieren auf langjährigen Erfahrungswerten und geprüften Berechnungsmethoden. Die Sicherheiten eines Druckbehälters sind dementsprechend auch für alle Betriebsfälle ausreichend großzügig bemessen. Als Werkstoffe kommen duktile Stähle mit einem sehr hohen Kaltverformungsgrad zum Einsatz. Im sehr unwahrscheinlichen Fall einer unzulässigen Spannung verformt sich der Behälter, bevor es zum Bruch kommt. Dies wird aber schon im Vorfeld durch genau definierte Berechnungen und Vorschriften verhindert. Zusätzlich sind Sicherheiten in der Berechnung vorgesehen. Alle Verfahrensschritte bei der Herstellung und Konstruktion wurden vorschriftsmäßig dokumentiert. Die Werkstoffe und die Schweißnähte wurden durch zuverlässige Verfahren geprüft. Die Druckproben wurden bei einem wesentlich höheren Überdruck als dem zulässigen Betriebsdruck durchgeführt. Die Sicherheitseinrichtungen des Druckbehälters, wie das Sicherheitsventil und das Manometer verhindern außerdem eine Überschreitung des zulässigen Betriebsdruckes während des Betriebes.

Im Hinblick auf eine Kostenoptimierung des Druckbehälters wurde ein Großteil der Planung selbständig abgewickelt und eine Minimierung der Kosten durch Flexibilität bezüglich teurer Komponenten wie Flansche, Schnellverschlüsse, usw. angestrebt. Dazu wurden zwei Varianten von Druckbehältern als Anbot von 13 verschiedenen Herstellern angefragt. Der Biomassedruckbehälter war in beiden Fällen gleich.

Die etwas kostengünstigere Variante besteht aus einem Durchmesser mit 1 m Durchmesser, in dem alle Komponenten Platz finden, auch die Erweiterung für eine Zweizonenwirbelschicht. Allerdings ist kein Platz mehr vorhanden um in dem Behälter Tätigkeiten zu verrichten,

deshalb wird in dieser Variante auch kein Mannloch vorgesehen. Für Wartungsarbeiten und Versuchsvorbereitungen muss immer der große Behälterflansch geöffnet werden.

Die zweite Variante des Reaktor – Druckbehälters sieht einen Durchmesser von 1,5 m vor. Versuchsvorbereitungen können hier durch ein Mannloch getroffen werden, es ist auch mehr Raum im Inneren für zukünftige Erweiterungen. Die Prüfung der Angebote hat ergeben, dass die Ausführung des kleinen Reaktordruckbehälters einen Kostenvorteil von etwa 25% bedeutet. Aufgrund der Vorteile des größeren Druckbehälters wird jedoch dieser gewählt.

Die Konstruktion der Druckbehälter wurde auf Basis von Normteilen, d.h. Standardrohren- und böden durchgeführt, um einerseits die Berechnung zu ermöglichen und andererseits die Kosten zu minimieren. Die Berechnung der Wanddicken des zylindrischen Teiles und der Klöpperböden wurde nach EN13445 [26] durchgeführt. Die Details sind im Anhang Kap. 6.1.1 für den Fall des Reaktor Druckbehälter dargestellt.

Die Norm sieht eine Druckprobe bei Raumtemperatur und dem 2,4-fachen zul. Betriebsüberdruck vor. Dieser auftretenden Spannung wird die Spannung bei Betriebsbedingungen und 1,5-fachen Überdruck gegenübergestellt. Die Auswahl der für die Berechnung verwendeten zulässigen Spannung erfolgt nach der kleineren Spannung. Die zulässige Spannung des kostengünstigen Kesselbaustahles P265 GH ist bis zu einer Temperatur von 300°C und den 1,5-fachen Überdruck größer als die Spannung während der Druckprobe bei Raumtemperatur, weshalb eine maximal zulässige Temperatur von 300°C denselben Aufwand für die Druckbehälterfertigung darstellt. Daher und um eine sichere Betriebsweise während des Anlagenbetriebes zu gewährleisten wird eine Betriebstemperatur von 300°C und ein Betriebsüberdruck von 10 bar gewählt.

Die erforderlichen Wanddicken für beide Varianten des Reaktor Druckbehälters und des Biomasse Druckbehälters sind in Tabelle 3-18 dargestellt.

Teil / Wanddicke [mm]	Klöpperboden	zyl. Teil
Reaktor DB Variante I	13	10
Reaktor DB Variante II	8	6
Biomasse DB	6	5

Tabelle 3-18: Berechnete Wanddicken des Druckbehälters

Die Berechnung der Ausschnitte wurde exemplarisch für zwei Flansche durchgeführt. Die aufwändige Berechnung ist diesem Werk nicht beigelegt. Die genaue Anordnung der Flansche wurde in Kontakt mit dem tatsächlichen Hersteller festgelegt um Rücksicht auf dessen Methoden zu nehmen und einen kostengünstigen Druckbehälter fertigen lassen zu können.

Durchführungen mit geringem Durchmesser, wie die Rohre der Druckmessstellen oder Strom- bzw. Signaldurchführungen werden zusammen durch einen Flanschdeckel geführt.

Für eine Erweiterung auf eine schnell zirkulierende Zweizonenwirbelschicht müssen zusätzlich die in Tabelle 3-19 aufgeführten Durchführungen realisiert werden, die in der Planung des Druckbehälters Berücksichtigung finden.

Zweck	Spezifikationen
Abgas Austritt	10 bar 30 Nm ³ /h
Brennstoff f. VB-Teil	10 bar 1 l/h
Primärluft	10 bar, 2 Nm ³ /h
Sekundärluft	10 bar, 25 Nm ³ /h
Siphon unten	1 Nm ³ /h
Siphon oben	1 Nm ³ /h
Thermoelemente	8 Stück
Druckmessstellen	6 Stück

Tabelle 3-19: Optionale Durchführungen für eine Erweiterung der Anlage

Der Gaseintritt der Inertisierung befindet sich am Behälterboden. Die Untersuchung der Gasdichten erfordert, dass die Gase im oberen Bereich des Behälters abgeführt werden. In Tabelle 3-20 sind die Gasdichten bei Normbedingungen bezogen auf Stickstoff dargestellt.

Gas	Rel. Dichte [%]
H ₂	15
CO	99,9
CO ₂	152
CH ₄	61
C ₂ H ₄	100
O ₂	113

Tabelle 3-20: Relative Gasdichten bezogen auf Stickstoff

Die Konstruktionszeichnungen des Druckbehälters samt Stück- und Stutzenlisten sind auf den folgenden Seiten dargestellt.

Die Einbauten sind mit Hilfe von Formrohren im Inneren fixiert. Dazu sind T-Profile im Inneren des Behälters angebracht, auf denen die Einbauten angeschweißt werden können, um eine Wärmeeinbringung in die Behälterwand beim Schweißen und eine damit verbundene unzulässige Gefügeumwandlung zu vermeiden.

Große Apparateflansche werden auf Karusselldrehmaschinen hergestellt und sind üblicherweise sorgfältig zu fertigen und montieren, deshalb wurde die Position des Deckels bei der Fertigung markiert, damit er immer in dieser Lage montiert werden kann.

Der Deckel des Mannlochs ist durch einen Schwenkarm gelagert.

Die maximale lichte Höhe im Druckbehälter ist 2521 mm, der innere Durchmesser 1376 mm, die minimale äußere Breite ist 1685 mm, die äußere Höhe ohne Manometer und Sicherheitsventil 3020 mm, der untere Teil ist 1895 mm hoch, das Gewicht mit Deckel beträgt ca. 1700 kg und das Volumen ist ungefähr 3500 l.

Die zulässige Betriebstemperatur reicht von 0°C – 300°C. Die Druckprobe wurde mit Wasser bei 21,4 bar durchgeführt.

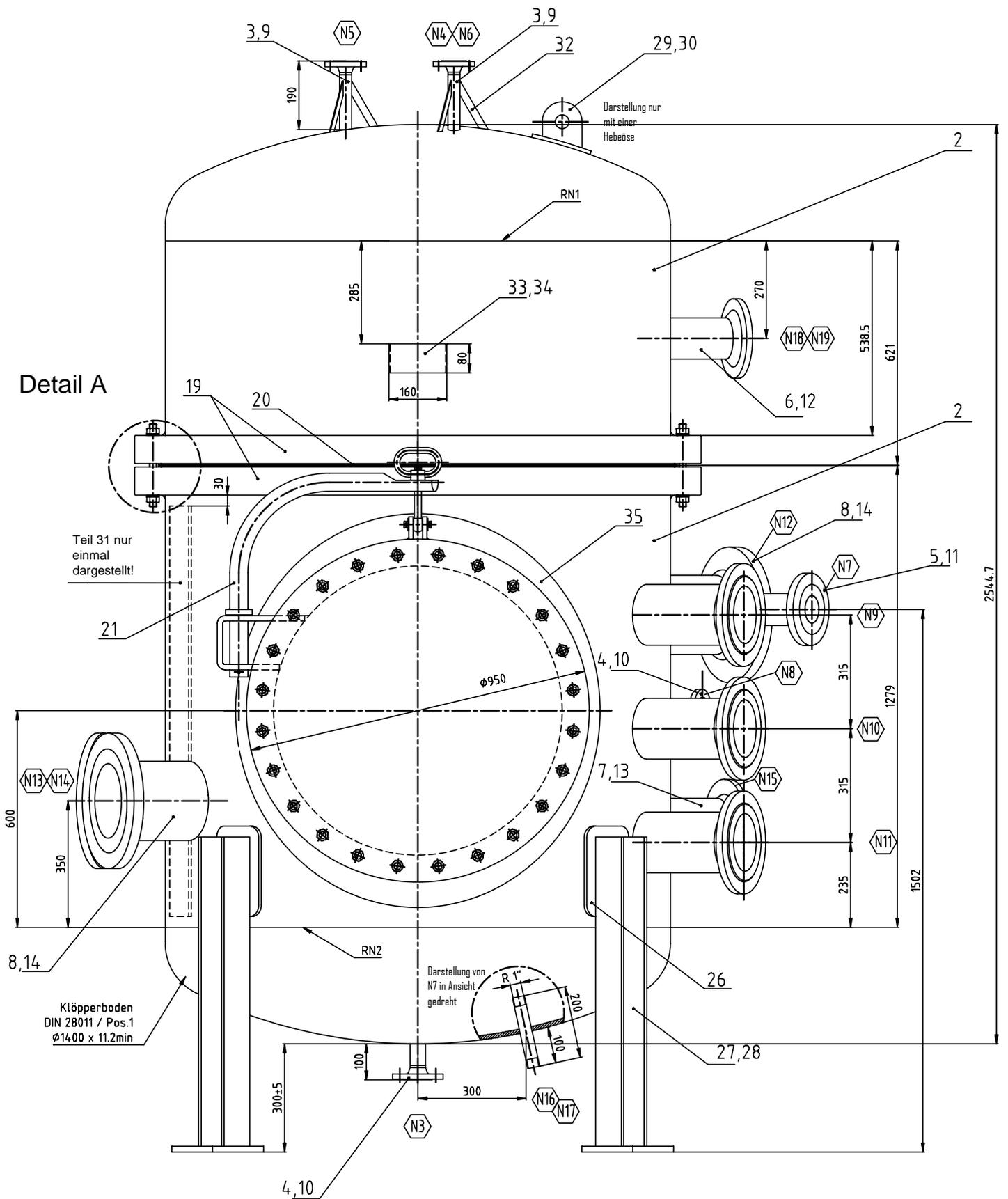


Abbildung 3-16: Aufriss Konstruktionszeichnung Druckbehälter

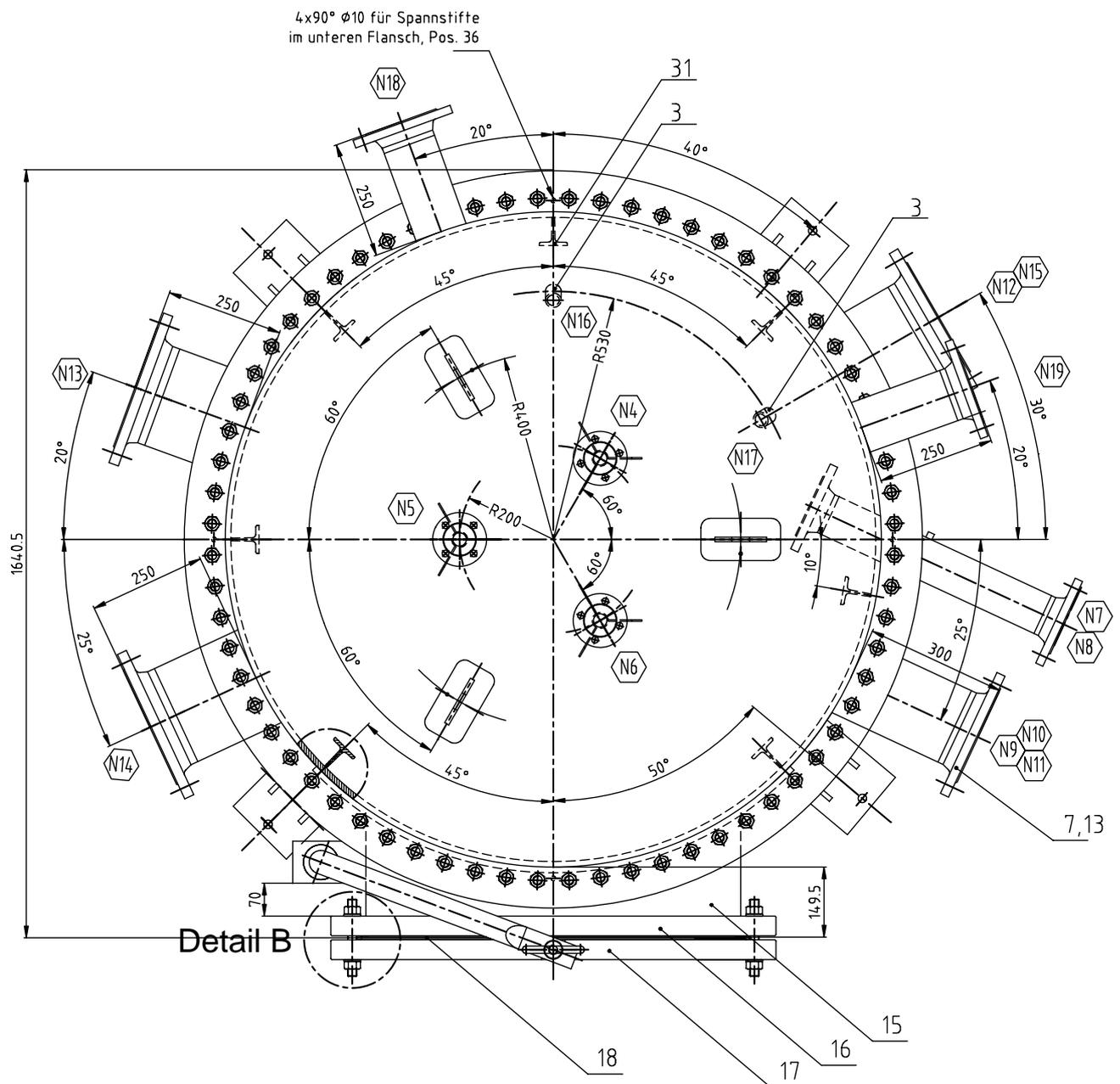


Abbildung 3-17: Grundriss Konstruktionszeichnung Reaktor – Druckbehälter

36	4	Spannstift ϕ 10 x 40	-	V2-A	-	-	-
35	1	Verstärkungsring ca.138 x 12	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
34	1	Firmenschildkonsole	-	S235JRG2	EN 10025	-	-
33	1	Firmenschild/name plate	-	Alu	-	-	Holger Andreasen
32	9	Stützblech s=3mm	EN 10029	S235JRG2	EN 10025	-	-
31	2	T-Profil T70	EN 10029	S235JRG2	EN 10025	3.1B	-
30	3	Trageöse s=10mm	EN 10029	S235JRG2	EN 10025	-	-
29	3	Trageblech s=10mm	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	-	-
28	4	Blech/plate 200 x 160 x 16	EN 10029	S235JRG2	EN 10025	-	-
27	4	I-Profil IPP 100	EN 10029	S235JRG2	EN 10025	-	-
26	4	Sattelblech ca.160 x 250	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
25	92	Scheibe 20	DIN 125	St	DIN 125	-	-
24	92	Sechskantmutter M20	DIN 934	A2-70	EN ISO 3506	-	gestempelt
23	68	Gewindebolzen M20 x 230	DIN 975	A2-70	EN ISO 3506	3.1B	-
22	24	Gewindebolzen M20 x 165	DIN 975	A2-70	EN ISO 3506	3.1B	-
21	1	Schwenkvorrichtung	DIN28124-4	-	-	-	lt. Zng. Nr. 1400
20	1	Dichtung ϕ 1438 / ϕ 1388 x 3	-	Klinger PSM	-	-	-
19	2	Flansch ϕ 1400 / ϕ 1376 x 81	-	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
18	1	Dichtung ϕ 838 / ϕ 788 x 3	-	Klinger PSM	-	-	-
17	1	Deckel ϕ 950 x 45	-	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
16	1	Flansch ϕ 950 / ϕ 776 x 45	-	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
15	1	Mantel/shell ϕ 800 x 12min	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
14	3	V-Flansch DN200 PN10	DIN 2632	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
13	3	V-Flansch DN150 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
12	2	V-Flansch DN100 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
11	2	V-Flansch DN80 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
10	3	V-Flansch DN32 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
9	3	V-Flansch DN25 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
8	3	Rohr/pipe ϕ 219.1 x 12.5	DIN 2448	St 52.0	DIN 1629	3.1B	-
7	4	Rohr/pipe ϕ 168.3 x 11	DIN 2448	St 52.0	DIN 1629	3.1B	-
6	2	Rohr/pipe ϕ 114.3 x 5.6	DIN 2448	St 35.8l	DIN 17175	3.1B	-
5	1	Rohr/pipe ϕ 88.9 x 7.1	DIN 2448	St 35.8l	DIN 17175	3.1B	-
4	2	Rohr/pipe ϕ 42.4 x 4	DIN 2448	St 35.8l	DIN 17175	3.1B	-
3	5	Rohr/pipe ϕ 33.7 x 4	DIN 2448	St 35.8l	DIN 17175	3.1B	-
2	2	Mantel/shell ϕ 1400 x 12min	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
1	2	Klöpferboden ϕ 1400 x 11.2min	DIN 28011	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
Pos Item	Stück Piece	Benennung Description	Norm Standard	Werkstoff Material	Norm Standard	Attest Certificate	Bemerkung Remarks

Tabelle 3-21: Stückliste Konstruktionszeichnung Reaktor – Druckbehälter

N1	1	Apparateflansch	1400	10	-	C	
N19	1	Produktgasmessg. n. Zyklon	100	16	DIN2633	C	-
N18	1	Produktgasmessg. Rohgas	100	16	DIN2633	C	-
N17	1	Sekundärluft	25	-	DIN2999	-	außen, kegelig
N16	1	Fluidisierung	25	-	DIN2999	-	außen, kegelig
N15	1	Druckmessung, Kühlung, Filter N2	150	16	DIN2633	C	-
N14	1	Verbrennungsteil Messungen	200	10	DIN2632	C	-
N13	1	Stromdurchführung Messung	200	10	DIN2632	C	-
N12	1	Stromdurchführung Heizung	200	10	DIN2632	C	-
N11	1	Verbrennungsteil Zuleitung	150	16	DIN2633	C	-
N10	1	Verbrennungsteil Austritt	150	16	DIN2633	C	-
N9	1	Produktgas Austritt	150	16	DIN2633	C	-
N8	1	Biomasse Förderung Reaktor	32	16	DIN2633	C	-
N7	1	Biomasse Eintritt	80	16	DIN2633	C	-
N6	1	Entlüftung	25	16	DIN2633	C	-
N5	1	Sicherheitsventil	25	16	DIN2633	C	-
N4	1	Manometer	25	16	DIN2633	C	-
N3	1	Entwässerungsflansch	32	16	DIN2633	C	-
N2	1	Mannloch	800	10	-	C	-
Stutzen Nozzle	Stück Piece	Benennung Description	DN NPS	PN Class.	Norm Standard	Dichtfläche Facing	Anschlußabmessung Pipe connection

Tabelle 3-22: Stutzenliste Konstruktionszeichnung Reaktor – Druckbehälter

Der Biomassebunker ist durch den Stutzen N7 axial ausgerichtet mit dem Reaktor – Druckbehälter verbunden. Die Dosierschnecke der Brennstoffförderung dosiert durch ein DN50 Rohr, welches in diesem Rohr angeordnet ist Biomasse in den Übergabebehälter. Im Biomassebunker bilden schräge Böden unter einem Winkel von 40° den Aufnahmetrichter der Dosierschnecke. Ein Rohr mit Bogen sorgt für den Druckausgleich zwischen dem oberen und dem unteren Teil des Bunkers. Deshalb ist der Bunkerboden nicht für Druckdifferenzen ausgelegt.

Die Konstruktionszeichnungen des Biomassebunker – Druckbehälters sind dem Anhang beigelegt, ebenso wie die Detailzeichnungen der luftgekühlten Produktgasdurchführung und der Flansch für die Durchführung der Druckmessungen. Die Durchführungen durch den Reaktor sind im R&I – Fließbild auf Seite 108 schematisch dargestellt und mit der in Tabelle 3-22 gelisteten Stutzennummer versehen.

Die Anlage wird im Untergeschoß an einem für den Kran zugängigen Ort aufgestellt, damit die Biomasse leicht eingefüllt und der Deckel des Reaktor – Druckbehälters abgehoben werden kann.

3.4.4 Reaktor

Mit den in Kapitel 3.3.1 ermittelten Daten kann der Reaktor konstruiert werden. Die Konstruktionszeichnung ist dem Anhang beigelegt. Zu erkennen sind der Flansch zum Anschluss des Düsenbodens und der Vorwärmwirbelschicht, sowie der Flansch für den Biomasseeintritt dessen Länge anhand von Erfahrungswerten festgelegt wurde, sodass an dem Flansch eine Temperatur kleiner 200°C herrschen sollte. Die Biomasse wird in der Mitte der Erweiterung eingebracht um den Teergehalt zu vermindern und um sicherzustellen, dass die Pyrolyse im Bett der Wirbelschicht abläuft. Das Bett soll bis über die Messstelle 4 reichen. Hier werden Temperatur und Druck gemessen, um eine Regelgröße für den Heizungsregler zu liefern und zusammen mit den Drücken P3 und P5 die Höhe der Wirbelschicht zu bestimmen. Temperatur und Druck wird auch unmittelbar nach dem Düsenboden gemessen und im oberen Teil des Freeboards. Das Freeboard ist durch eine Verjüngung, einer Umlenkung, sowie einem Rohrbogen und einen Kompensator an den Zyklon angeschlossen. Die Lagerung ist ebenfalls im Detail dargestellt. Hier hat die Vermeidung von Wärmespannungen oberste Priorität. Der Flansch am Übergabebehälter kann als konstruktionsbedingtes Fixlager betrachtet werden, weshalb die Abstände des Reaktor - Festlagers und die damit verbundenen Wärmespannungen minimiert müssen, wie im Anhang dargestellt.

3.4.5 Brennstoffförderung

Das Brennstofffördersystem besteht aus dem Biomassebunker, der Dosierschnecke mit Innenrohr, dem Übergabebehälter, der schnell laufenden Förderschnecke, den Wellenabdichtungen und den Getriebemotoren, sowie dem Frequenzumrichter zur Dosierung. Die komplette Eigenkonstruktion dieser Komponenten wurde bis ins Detail ausgeführt und die Schnittstellenarbeit für folgende Komponenten geleistet:

- Druckbehälter
- Übergabebehälter und Reaktor
- Schneckenförderer
- Wellenabdichtung
- Getriebemotor

Die Werkstattzeichnungen der Wellenenden, Schnecken und der Brennstoffförderung sind im folgenden nach ihren Eigenschaften, sowie Anforderungen beschrieben und dem Anhang zu entnehmen. Die Brennstoffförderung kann in allen Bereichen demontiert werden, d.h. die Förderschnecken herausgezogen und auch der Übergabebehälter entfernt werden.

Die Dosierschnecke fördert in einem DN50 Rohr, dass in dem DN80 – Verbindungsrohr angeordnet ist, welches die beiden Druckbehälter miteinander verbindet. Diese Konstruktion bietet folgende Vorteile:

- Die Fertigungstoleranzen der Druckbehälter müssen nicht erhöht werden, Ungenauigkeiten in axialer Richtung werden bei der Montage durch das DN50 – Rohr ausgeglichen.
- Eventuelle Abrasionen während des Betriebes führen zu keiner Wanddickenunterschreitung des drucktragenden DN80 – Rohres.
- Es wirken keine Reibungskräfte auf das drucktragende Rohr und dessen Flansche und Dichtungen.

Diese Maßnahme ist bei der schnell laufenden Förderschnecke nicht erforderlich. Aufgrund der geringen Länge wird der Teil im Bereich des DN32 Druckbehälterflansches- und Rohres ohne Schneckenwindungen ausgeführt und es können keine Abrasionen an diesen drucktragenden Teilen auftreten.

3.4.5.1 Förderschnecken

Die Dimensionierung der Schnecken erfolgte in Kapitel 3.3.4 und ist bei großen Verhältnissen von Partikelgröße zu Ringraum gültig. Zur Verifizierung vor allem der kleinen Förderschnecke wurden Förderversuche beim Hersteller durchgeführt. Diese Werte sind die Basis für die Bestimmung der Drehzahl und damit der Auswahl der Motoren.

Die Versuchsserien zeigten, dass die Förderleistung der Dosierschnecke im Mittel um ca. 9% höher ist als die berechneten Werte, was auf die Toleranz des Wertes der Schüttdichte von Holzpellets zurückzuführen ist.

Die Experimente zeigten bei der kleinen schnell laufenden Förderschnecke, dass die Pellets auf etwas mehr als die Hälfte zerkleinert werden, was aufgrund des unterschrittenen Verhältnisses zwischen Partikelgröße und Ringraum schlüssig ist. Für geringe Drücke und den damit verbundenen geringen thermischen Leistungen der Anlage führt dies zu einer kontinuierlicheren Brennstoffförderung. Allerdings führt diese Zerkleinerung auch zu einer weitaus geringeren Förderleistung als die errechnete, im Mittel wird etwa 40% der erwarteten

Brennstoffmenge gefördert. Die Förderversuche und Kennlinien der montierten Brennstoffförderung sind im Kap. 3.8.2 dargestellt.

3.4.5.2 Antrieb

Die Drehzahl der schnell laufenden Förderschnecke wird aufgrund der geringen realen Förderleistung erhöht und folgender Motor gewählt:

0,37 kW; 91 U/min; Abtriebsdrehmoment 29 Nm, aufgrund des geringen Schneckendurchmessers mit Sonder-Antriebswelle Innendurchmesser 20mm, Anschlussflansch Außendurchmesser 120mm.

Die Dosierschnecke wird mit folgenden Motor angetrieben: 0,37 kW, Abtriebsdrehmoment 119 Nm, mit Fremdlüftung zur Kühlung bei geringen Frequenzen, 13,6 U/min; Antriebswelle: 25 mm Hohlwelle, Anschlussflansch: Außendurchmesser D 200mm. Die Dosierschnecke wird mit einem vektorgesteuerten Frequenzumrichter angesteuert, der bis zu Drehzahlen von einem Zehntel der Maximalfrequenz das maximale Drehmoment des Motors liefern kann.

3.4.5.3 Wellenabdichtungen

Es gibt einige Hersteller, die zum Teil patentierte Systeme für die Abdichtung rotierender Teile anbieten. Aufgrund fehlenden Interesses an kleinen Serien und Versuchsanlagen war die Zusammenarbeit nicht zufrieden stellend. Angebote nehmen meist mehrere Wochen in Anspruch, Lieferzeiten betragen mehr als 9 Wochen und die niedrigsten Preise (Stand 2005) sind 2000,- EUR für eine einzelne Wellenabdichtung.

Daher wurde in Zusammenarbeit mit BremTechnik die Wellenabdichtung selbst konstruiert.

Dieses System entspricht folgenden Anforderungen:

- Die Schnecke kann aus dem Förderrohr gezogen werden.
- Die Dichtungen können getauscht werden.
- Die Welle ist axial gesichert, durch die Reibungskräfte wirken zum Teil große Kräfte in Längsrichtung der Förderung.
- Die Welle ist in der Weise gelagert, dass die Wellenneigung bis zur Dichtung die Toleranz des Dichtungsmaterials nicht überschreitet.
- Die Wellenabdichtung kann auch im Trockenlauf betrieben werden.
- Die Leckage muss verschwindend gering sein.

Dabei wurden zwei verschiedene Konstruktionen entworfen, die den weiteren Anforderungen, radiale Fixierung des DN50 Rohres bei der Dosierschnecke, und dem kleinen

Wellendurchmesser bei der schnell laufenden Förderschnecke, genügen. Als Dichtelement wurden jeweils ein Turcon[®] Roto Glyd Ring[®] und Roto Variseal[®] der Fa. Busak+Shamban verwendet. Der Roto Variseal[®] ist eine einfachwirkende Dichtung, die durch eine Spiralfeder vorgespannt wird. Die große Vorspannung gewährt eine sehr hohe Dichtheit und verspricht einen zulässigen Betriebsüberdruck bei dynamischer Beanspruchung von 150 bar, einen Einsatzbereich von bis zu 260°C und eine maximale Umfangsgeschwindigkeit von 2 m/s. Die Zusammenstellungszeichnung der beiden Wellenabdichtungen samt Stückliste sind im Anhang dargestellt.

3.4.6 Sauerstoffstrecke

Die Dichtmittel, Werkstoffe und Geschwindigkeiten wurden unter Beachtung der deutschen bundesgenossenschaftlichen Vorschrift für Sauerstoff gewählt [79].

Die Strömungsgeschwindigkeiten des Sauerstoffs sind in allen Bereichen kleiner als 25 m/s. Die Anforderungen an die Ausführung steigen mit den Geschwindigkeiten und den Drücken. Die geringen Strömungsgeschwindigkeiten in Kombination mit dem maximalen Druck von unter 16 bar gelten als unkritisch. Trotz dieser Parameter, die auch niedriglegierte Stähle und Graugusslegierungen als Werkstoff zulassen, wurde die Gasstrecke, in welcher reiner Sauerstoff transportiert werden kann, aus rostfreien Cr-Ni Stahl mit der Werkstoffnr. 1.4571 resp. 1.4541 ausgeführt. Die Rohrverschraubungen sind aus demselben Werkstoff und dichten ohne Dichtmittel ab. Die weitere Strecke und die Armaturen sind öl- und fettfrei montiert.

3.5 Mess- und Regeltechnik

Die Regelung der Anlage wird von FieldPoint RealTime Modulen der Fa. National Instruments ausgeführt. Der Controller dieser modularen Mess- und Regeltechnik verfügt über eine eigene CPU, die das von Moser [82] in LabView erstellte Programm ausführt und über ein Betriebssystem mit derselben hohen Ausfallsicherheit wie SPS Steuerungen verfügt. Die Kommunikation erfolgt über eine LAN-Verbindung mit dem Computer, die Module sind direkt in die Oberfläche des MAX (Measurement and Automation Explorer) eingebunden. Im Normalbetrieb werden die Werte der Controller über den PC ausgelesen, angezeigt und gespeichert. Das gesamte Programm auf den Controllern kann über die LabView - Oberfläche des Messcomputers parametrieren werden. Damit ist eine hohe Zuverlässigkeit und Ausfallsicherheit der Regeltechnik gegeben.

Derzeit wird das Produktgasregelventil über die Module geregelt, als Sollgröße gilt der Druck P7 vor dem Reduzierventil (siehe Abbildung 3-15 und Abbildung 3-14). Der Behälterdruck wird auf einem um ca. 80 – 120 mbar höheren Druck als der größte Druck in der Gasstrecke P1 geregelt, damit kein Produktgas in den Druckbehälter strömen kann. Im Normalbetrieb schließen und Öffnen die Ventile VNI und VNO bei Überschreiten der Grenzen, d.h. falls der Druck im Reaktor gesenkt wird oder der Druck durch Temperaturerhöhung steigt, wird VNO geöffnet und der Druck gesenkt bzw. wird bei zu geringen Druck im Behälter Stickstoff über VNI nachdosiert.

Das System wird aber zusätzlich über die baulich bedingten Parameter bestimmt. Der Druckbehälter des Reaktors hat ein Volumen von ungefähr 3,5 m³. Das Volumen der Gasstrecke einschließlich des Bunkervolumens beträgt je nach Brennstoffmenge im Biomasse – Vorratsbehälter maximal ca. 17% davon, bei gefülltem Biomassebunker dementsprechend weniger. Die Stickstoff Zu- und Abflüsse zum Reaktor Druckbehälter sind durch die Nadelventile VNI und VNO definiert (Abbildung 3-13). Die Befüllung auf einen Druck von 10 bar soll maximal in einer Stunde möglich sein, daher wurde ein kv-Wert der Stickstoffventile von 12 l/min gewählt.

Diese bauliche Beschränkung erfordert eine zusätzliche Koppelung des Druckes P7 an den Behälterdruck PV. Wird der Sollwert für den Druck P7 zu schnell geändert, gilt vorübergehend ein interner Sollwert für den Regler, der sicherstellt, dass der Druck im Druckbehälter höher ist, als der in der Gasstrecke. Erst zu dem Zeitpunkt, wenn die Geschwindigkeit des Stickstoffzulaufs ausreicht und die Druckdifferenz dem Sollwert von ca. 100 mbar entspricht wird der Druck in der Gasstrecke auf den gewünschten vom Benutzer gesetzten Wert geregelt. Auf diese Weise wird sichergestellt, dass keine zu hohen

Druckdifferenzen zwischen der Gasstrecke und Ihrer Umgebung herrschen. Die Geschwindigkeit der Drucksteigerung oder Senkung wird in diesem Fall über die Ventile VNI und VNO aufgrund des trägeren Verhaltens des Druckbehälters aufgeprägt.

Der Fluidisierungsstrom wird über elektronische Durchflussregler gesteuert, die über die Bedienoberfläche gesteuert werden können und den genauen momentanen Volumenstrom an das Messprogramm ausgeben. Der Zulauf zum Bunker wird ebenfalls über einen Massflowcontroller geregelt. Die Dampfmenge wird über ein Nadelventil händisch eingestellt, der momentane Fluss wird über ein Rotameter mit Signalausgang aufgezeichnet.

Neben der automatischen Regelung kann die Anlage komplett von Hand gesteuert werden. Dazu sind Bypässe in den Rohrleitungen vorhanden und Anzeigergeräte übersichtlich angeordnet.

Gemessen und aufgezeichnet werden folgende im R&I Schema Abbildung 3-13 und Abbildung 3-14, sowie in der Zusammenstellungszeichnung Abbildung 3-15 dargestellten Punkte.

Bezeichnung	Position	Zweck, Besonderheiten
T1	Eintritt VorwärmWS	Kondensationstemp. von Dampf
T2	Freeboard VorwärmWS	Funktion VorwärmWS
T3	Nach Düsenboden Reaktor	Temperaturverteilung der WS
T4	Oberer Teil WS	Vergasungstemperatur
T5	Freeboard oben	Gastemperatur
T6	Filter außen	Kondensationstemperatur Teere
T7	Vor PG-Reduzierventil	Zulässige Temperatur für Ventil
TPG	Bei Staub-Teer Messsonde	Temperatur Staub Teer Messung
TCPGO	Austritt Luftkühlung PG	Zul. Temperatur Durchführung
TV	Oben neben Zyklon	Zul. Temperatur Druckbehälter
TSCd	Durchführung Dosierschnecke	Rückströmung in Bunker
TSCf	Durchführung Förderschnecke	Zul. Wandtemperatur Druckbehälter.
TH	Oben Biomassebunker	Zul. Temperatur, Entgasungstemperatur
TCI	Kühlwasser Eintritt	Wärmebilanz Kühlung
TCO	Kühlwasser Austritt	Wärmebilanz, Siedetemperatur
TSt	Vor Dampfmotometer	Berechnung Massensstrom Dampf
P1	Eintritt VorwärmWS	Referenzdruck Gasstrecke
P2d	Freeboard VorwärmWS	Druckverlust, Betthöhe VorwärmWS
P3d	Nach Düsenboden Reaktor	Druckverlust über Düsenboden
P4d	Oberer Teil WS	Kontrolle Betthöhe
P5d	Freeboard oben	Druckverlust WS, Vergleichsdruck für Zyklon
P6d	Filter außen	Vergleichsdruck für Filter
P7d	Vor PG-Reduzierventil	Regelung, Druckverlust Filter, genauer Wert
P7	Vor PG-Reduzierventil	Regelung, Druckverlust Filter
PPG	Bei Staub-Teer Messsonde	Ablagerungen im Abgasweg
PV	Bei Druckmessdurchführung	Behälterdruck
PF	Übergabebehälter Brennstoffförderung	Druckdifferenz Biomassebunker
PH	Unten Biomassebunker	Druckdifferenz zu Gasstrecke
H N2	Schaltschrank Fluidisierungszuleitung	Normvolumenstrom Biomassebunker
O2	Schaltschrank Fluidisierungszuleitung	Normvolumenstrom O ₂ /N ₂
Air	Schaltschrank Fluidisierungszuleitung	Normvolumenstrom Luft/N ₂
FMS	Dampfmotometer	Signalausgang Rotameter
OVN21	Bedientafel	Zulauf Druckbehälter, Druckregelung
OVN20	Bedientafel	Auslass Druckbehälter, Druckregelung
OVP	PG - Reduzierventil	Druckregelung P7

Tabelle 3-23: Messpunkte der Versuchsanlage

Alle absoluten Drücke, d.h. P1, P7, PV, PF, PH und PPG, sowie die Vordrücke der Vergasungsmedien und des Stickstoffs werden auf der Bedientafel zusätzlich durch Manometer dargestellt.

Die Drücke in der Gasstrecke werden durch Differenzdrucktransmitter mit P1 als Referenzdruck bestimmt, da bei Absolutdruckaufnehmern der Messfehler größer ist als die hier zu messende Größe. Der Messfehler beträgt bei beiden Typen 0,3% vom Bereichsendwert. Die Absolutdruckmessaufnehmer messen bis zu 16 bar Überdruck gegen Umgebungsdruck. Die Differenzdruckmessumformer stellen Druckdifferenzen bis 500 mbar dar, die Messzelle wird erst ab 3 bar Differenzdruck mechanisch beschädigt.

Die Begleitheizungen werden über eine handelsübliche Regeleinheit auf Temperatur gehalten und müssen nur durch einen Schütz ein- und ausgeschaltet werden.

Die Heizung der Vorwärmwirbelschicht und des Reaktors werden über Eurotherm - Regler und Thyristorsteller geregelt. Die Referenztemperaturen sind T2 sowie T4. Die Heizleistung kann auch manuell von 0-100% stufenlos geregelt werden.

Die Drehzahl der Schnecke wird durch den auf den Getriebemotor abgestimmten nordac Vektor Frequenzumrichter gesteuert.

Die gesamte Elektrik ist in zwei Schaltkästen neben der Anlage untergebracht, die Bedienung der Heizungen, Schnecken und der anderen Anlagenteile erfolgt über an den Türen dieser Schaltkästen angebrachten Schalter.

Der Messcomputer, die Massflowcontroller und die Mess- und Regelmodule sind im oberen Schaltkasten untergebracht, um Störungen und Einstreuungen aus dem unteren Schaltkasten zu vermeiden, in dem die Hochstrom- und spannungselektrik eingebaut ist.

Die Leitungen der Heizungen und Motoren sind in der gesamten Anlage getrennt von den Signalkabeln geführt, um die Einstreuungen zu minimieren.

3.6 Sicherheitstechnik

Um die Anlage sicherheitstechnisch zu analysieren wurde das PAAG-Verfahren (Prognose – Auffinden der Ursachen – Abschätzen der Auswirkungen – Gegenmaßnahmen, englisch HAZOP) gewählt. Für alle Betriebszustände, also auch während der Inbetriebnahme und Sicherheits- bzw. Funktionsprüfungen, wurden sämtliche Sollwerte und Parameter der verschiedenen Medien und Anlagenteile hinterfragt. Anhand der Leitworte nach Weber [111] wurden unzulässige Betriebszustände identifiziert und nach deren Ursachen, Auswirkungen und Gegenmaßnahmen gesucht.

3.6.1 Allgemeines

Falls der Computer ausfällt, führt der Field Point Controller die Regelaufgaben mit den letzten Sollwerten weiterhin aus. Da er laut Hersteller praktisch nicht ausfallen kann, versetzt lediglich ein Stromausfall die Anlage in einen nicht elektronisch gesteuerten Zustand. Die beiden Magnetventile zur Behälterdruckregelung sind in diesem stromlosen Zustand geschlossen (sichere Stellung), also kann der Druck im Behälter in diesem Fall nur durch Wärmequellen steigen oder durch Lecks sinken. Die Massendurchflussregler der Fluidisierung sind ebenfalls stromlos geschlossen. Die Dampffluidisierung kann nur vom Benutzer manuell beeinflusst werden. Die Stellung des Produktgasventils kann manuell verändert werden. Im ungünstigsten Fall führt also ein Stromausfall zu einem leichten Druckanstieg bei gegebenenfalls aufrechter Dampffluidisierung oder einer Druckreduktion und in der Folge Entleerung des Reaktors und Biomassebunkers. Ab einem bar Unterdruck im Reaktor gegenüber dem Druckbehälter spricht der Vakuumbrecher in der Fluidisierungsleitung an und auch im Druckbehälter sinkt der Druck. Falls der Druck im Reaktor durch den einströmenden Dampf steigt, wird er in diesem unwahrscheinlichen Fall an der schwächsten Stelle aufbrechen beziehungsweise undicht werden, was zu einem Druckausgleich zwischen Reaktor und Druckbehälter führt. Durch die hohen Temperaturen in den meisten Bereichen der Gasstrecke ist der Einsatz eines Sicherheitsventils nicht möglich, eine Reparatur der undicht gewordenen Gasstrecke ist mit ungefähr den gleichen Kosten verbunden, wie das Ersetzen einer Berstscheibe. Durch die Manometer allein können die Druckverhältnisse zwischen Reaktor und Druckbehälter nicht genau festgestellt werden. Es ist also bei einem Ausfall der Druckregelung immer davon auszugehen, dass möglicherweise Produktgas in den Druckbehälter gelangen konnte und deshalb der Druckbehälter nach Versuchende mit Stickstoff zu spülen.

Kommt es in der Gasstrecke, beispielsweise im Filter oder im Produktgasventil zu einer Verstopfung, so wird das durch entsprechende Alarme angezeigt. Da der Druck in der Gasstrecke dann nicht mehr geregelt (reduziert) werden kann, ist der Versuch abubrechen und der Druck nach einer entsprechenden Abkühlung über den Biomassebunker abzubauen. Danach sind alle kritischen Anlagenkomponenten zu überprüfen. Umgekehrt kann der Druck nicht mehr gehalten werden, wenn die Gasstrecke undicht ist oder sich das Produktgasventil nicht mehr schließen lässt. Ist die Gasstrecke außerhalb des Druckbehälters undicht, spricht ab einem bar Druckdifferenz wiederum der Vakuumbrecher an und senkt somit auch den Druck im Druckbehälter. Ist sie innerhalb des Druckbehälters undicht, führt dies zu einem Druckausgleich der beiden Druckräume und einem Stickstoffeinbruch in die Gasstrecke. Wird die Stellung des Produktgasventils mechanisch beeinflusst, ist zu beachten, dass es beim Zurückschalten vom manuellen (rein mechanisch gesteuerten) in den automatischen Modus zuerst in den geschlossenen Zustand und erst danach in jenen Zustand fährt, der dem Sollwert entspricht.

Eine zu hohe Temperatur im Reaktor kann mit dem Abschalten der Heizung verhindert werden, bei abfallender Temperatur ist die Brennstoffförderung auszuschalten und die Möglichkeit eines Stickstoffeinbruches aus dem Druckbehälter in Betracht zu ziehen. Letzterer Fall ist auch am Nachdosieren von Stickstoff zu erkennen.

Lassen sich die beiden Magnetventile VNI oder VNO nicht mehr öffnen, ist der manuelle Bypass zu verwenden; lassen sie sich nicht mehr schließen, das manuelle Nadelventil. Zu beachten ist, dass in diesem Fall die automatische Druckreglung des Druckbehälters nicht mehr funktioniert und im Zweifelsfall der Druck im Druckbehälter immer größer sein sollte als im Reaktor, damit kein Produktgas in den Druckbehälter gelangen kann (siehe Kapitel 3.6.2). Auch kann es für den Reaktor zu unverträglichen Druckdifferenzen kommen, wenn die beiden Systemdrücke nicht genau geregelt werden können und die Temperatur noch entsprechend hoch ist.

Bei zu hohem Vordruck in der Luft, Sauerstoff und Stickstoffversorgung können die Geräte Schaden nehmen. Bei zu geringem Vordruck werden die gewünschten Stoffströme nicht erreicht beziehungsweise kann es sogar zu Rückströmungen kommen. Aus diesem Grund wurden Alarme für die Massendurchflussregler eingerichtet, die bei einer längeren Abweichung des Ist- vom Sollwert ansprechen.

3.6.2 Produktgas

Aus sicherheitstechnischer Sicht sind die möglichen Mischungen des Produktgases mit anderen Gasen im Reaktor, im Druckbehälter, im Brennstoffbunker und außerhalb der Anlage von Interesse. Für die wichtigsten Komponenten des Produktgases gelten nach Weber [111] folgende untere Sauerstoffgrenzen in vol-%:

Methan:	12,1
Wasserstoff:	5
Kohlenmonoxid:	5,6

Neben diesen brennbaren Hauptbestandteilen befinden sich noch Kohlenmonoxid, Dampf und kleine Mengen Stickstoff im Produktgas.

Abbildung 3-18: Explosionsbereich von Methan in Stickstoff-/Sauerstoffgemischen [111] veranschaulicht für Methan den Zusammenhang von unterer Sauerstoffgrenze und explosiblen Bereich. Der Punkt „L“ stellt den Zustand vor der Inertisierung dar. Wird nun die Luft in einem Apparat direkt mit Methan verdrängt, so bewegt sich der Prozesszustand entlang der Konode „LM“ und durchquert zwischen den Punkten D und C den explosiblen Bereich. Erst wenn im Anlageninneren durch „inertisieren“ mit Stickstoff die untere Sauerstoffgrenze unterschritten wird, besteht keine Explosionsgefahr mehr beim Befüllen mit Methan, wenn Sauerstoff das einzige anwesende Oxidationsmittel ist.

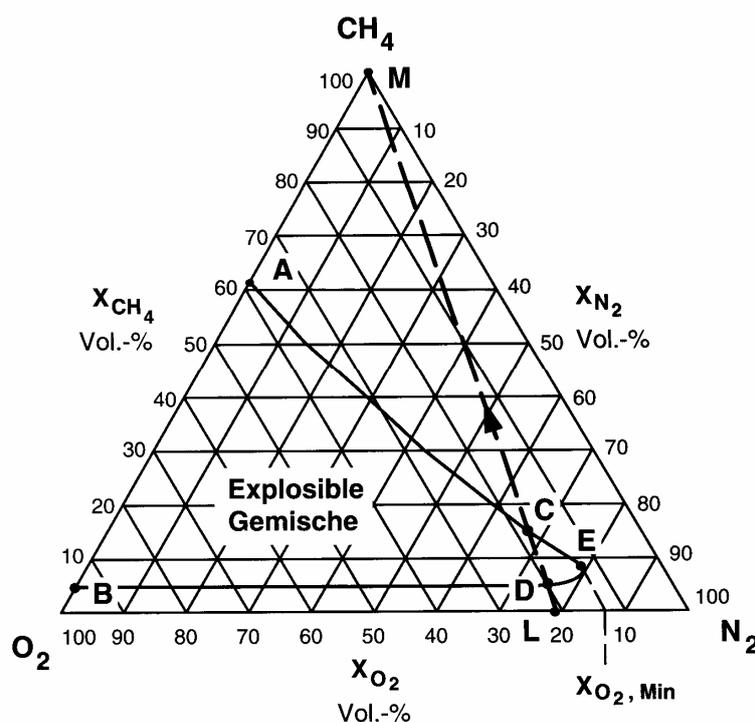


Abbildung 3-18: Explosionsbereich von Methan in Stickstoff-/Sauerstoffgemischen [111]

Unabhängig von der tatsächlichen, genauen Zusammensetzung des Produktgases kann nach Mackinger bei atmosphärischen Drücken von folgenden sicherheitstechnisch relevanten Parametern ausgegangen werden [74]:

Zündtemperatur:	560–600°C
Untere Explosionsgrenze:	6,9–9,2 vol-% Produktgas in Luft
Obere Explosionsgrenze:	50,6 vol-% Produktgas in Luft
Maximaler Explosionsdruck:	7,5 bar

Damit eine Mischung explosiv ist, muss also mindestens 6,9 vol-% Produktgas enthalten sein und mindestens knapp die Hälfte davon Luft sein. Das bedeutet umgekehrt, dass bei verschiedenen Mischungen von Stickstoff, Sauerstoff und Produktgas mit weniger als 10% Sauerstoff (etwa halber Sauerstoffgehalt als jener von Luft) keine Explosionsgefahr besteht, da diese 10 vol-% Sauerstoff einer Mischung mit 50 vol-% Luft entsprechen. Bei einer Sauerstoffkonzentration von unter 10 vol-% besteht also keine Explosionsgefahr. Diese Konzentration wird im Betrieb nie erreicht, auch nicht annähernd.

Der hohe Explosionsdruck könnte bei hohen Betriebsdrücken gefährlich werden. Allerdings sind im Normalbetrieb maximal etwa 17% des Anlagenvolumens (Bunker und Gasstrecke) potentiell mit Produktgas gefüllt. Der im Störfall wirkende Explosionsdruck auf die beiden Druckbehälter sollte dementsprechend geringer sein und praktisch nur den Reaktor beschädigen beziehungsweise zum Ansprechen der Sicherheitsventile führen.

Durch die beiden Druckregelventile VNI und VNO wird sichergestellt, dass der Druck im Druckbehälter stets etwas größer ist, als in der Gasstrecke. Da diese Druckdifferenz auch gemessen und überwacht wird, ist ein unkontrolliertes Ausströmen des Produktgases in den Druckbehälter bei Leckagen im Normalbetrieb undenkbar. Dringt umgekehrt das Luft-Stickstoff-Gemisch aus dem Druckbehälter in den Vergaser ein, verbrennt bei den Temperaturen oberhalb der Zündtemperatur der enthaltene Sauerstoff mit den brennbaren Bestandteilen des Produktgases. Die Folge sollte eine ansteigende oder bei starkem Stickstoffeinbruch abfallende Temperatur und ein höherer Stickstoffgehalt im Produktgas nach der Leckage sein. Erkennbar ist dieser Fall auch an der geringer werdenden Druckdifferenz zwischen Reaktor und Druckbehälter trotz einem häufigeren Nachdosieren von Stickstoff in den Druckbehälter.

Im Brennstoffbunker herrscht stets ein höherer Druck als in der Umgebung (einige 100 mbar bis zu 10 bar). Über den Bunker ausströmendes Produktgas kann durch einen Kohlenmonoxid-Wächter oberhalb des Bunkers verlässlich lange vor der Entstehung eines brennbaren oder explosiven Gemisches nachgewiesen werden, auch der MAK-Wert (maximale Arbeitsplatzkonzentration) wird in jedem Fall eingehalten. Im Bunker selbst können unterschiedliche Mischungen zwischen Stickstoff und Produktgas entstehen. Dazu kommt etwas Luft vom Hochfahren der Anlage und Vergasungsmedium, das über die Schnecken in den Bunker gelangen kann. Der Sauerstoff aus der Luft kann durch intensives Spülen des Bunkers vor der Inbetriebnahme reduziert werden. In beiden Druckräumen sollte der Sauerstoffgehalt der Luft zumindest halbiert werden. Da das Inertisieren des Bunkers jedenfalls kritischer als jenes des Druckbehälters ist, sollte hier der Sauerstoffgehalt auf maximal ein Viertel von jenem der Luft gesenkt werden. Das Einströmen von Vergasungsmedium und Produktgas in die Förderschnecken zum Bunker kann aufgrund der gegenläufigen Brennstoffförderung (Druckausgleich beziehungsweise Volumenersatz) nur über die Nachdosierung von Stickstoff in den Bunker vermindert werden. Diese Strömungen können anhand der Temperaturen in den Schnecken und im Biomassebunker nachvollzogen werden.

In der Produktgasleitung außerhalb des Druckbehälters bis zur Brennkammer ist die Temperatur niedriger als die Zündtemperatur. Aufgrund des herrschenden Überdruckes zur Umgebung kann kein Sauerstoff eindringen und somit kein zündfähiges Gemisch entstehen. Austretendes Produktgas kann wieder verlässlich mit einem Kohlenmonoxid-Sensor nachgewiesen werden.

3.7 Aufbau

Der Aufbau erfolgte im technischen Raum des Institutes für Verfahrenstechnik der TU Wien. Die Kosten der Anlage wurde wie beschrieben minimiert und aufgrund der örtlichen Gegebenheiten auch der Platzbedarf. Bis auf den Dampferzeuger und der Brennkammer wurden die Installationen komplett neu verlegt und montiert. Die Anlage kann demontiert und an einen anderen Aufstellungsort transportiert werden.

Die in den bisherigen Abschnitten berechnete und in R&I Fließschemen, sowie Konstruktionszeichnungen dargestellte Anlage wird im folgenden anhand der tatsächlichen, abgebildeten Installation beschrieben.

3.7.1 Montage

Die genaue Planung und detaillierte Schnittstellenkoordination führte zum gewünschten Erfolg. Defekte oder nicht den Spezifikationen entsprechende gelieferte Komponenten konnten fristgerecht bereitgestellt oder ersetzt werden. Verzögerte Lieferungen beeinträchtigten aufgrund der Flexibilität beim Aufbau nicht die Montagedauer. Details wurden kurzfristig angepasst und passende Teile besorgt. So wurden z. Bsp. die Rohrverschraubungen an den Drucktransmittern ausgewechselt, weil sie fälschlicherweise als Messing vernickelt ausgeführt waren und diese Art nicht kompatibel mit Edelstahlrohren sind. Überschrittene Fertigungstoleranzen wie z. Bsp. die Neigung des Rohrs der Dosierschnecke und dessen Flansch wurden nachbearbeitet und ausgeglichen.

Die Rohrleitungen sind gasdicht verschweißt. Bei der Auswahl der Materialien wurde auf Kosteneffizienz geachtet. Leitungen, die keine korrosiven Medien transportieren oder durch Erosionen und der damit verbunden Partikelfracht keine Anlagenteile wie Ventile gefährden wurden aus Baustahl gefertigt. Dieser Werkstoff ist in der Beschaffung sowie bei der Montage kostengünstiger.

3.7.2 Überblick

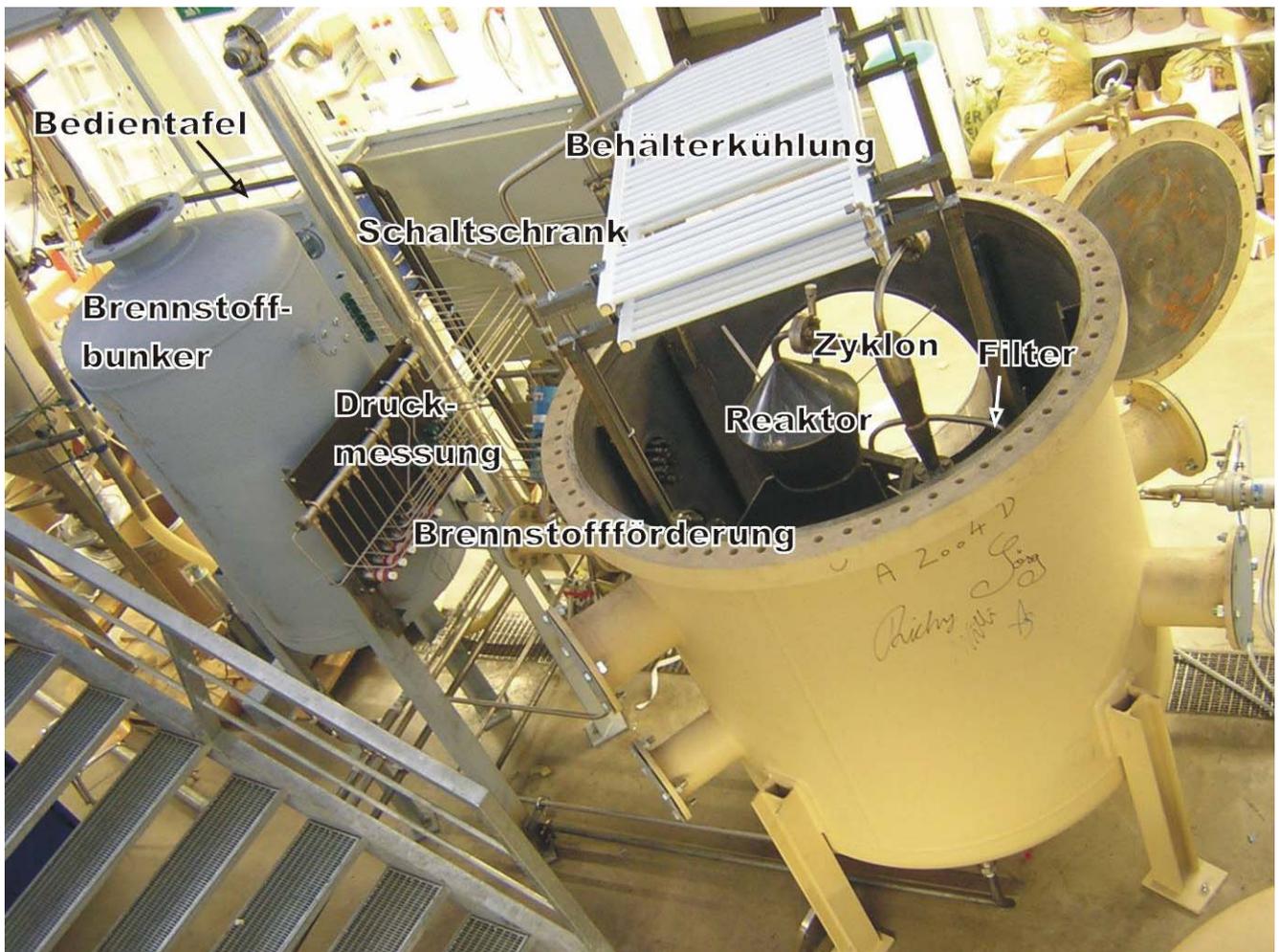


Abbildung 3-19: Druckaufgeladene Vergasungsanlage

Der im Vordergrund ersichtliche Druckbehälter stellt den Kern der Anlage dar. Der rechte Druckbehälter hält den Differenzdruck für die in Abbildung 3-19 eingezeichneten Komponenten Reaktor, Zyklon und Filter gering. Der Brennstoff wird aus dem Biomassebunker über die Schneckenförderung durch das Rohr der Brennstoffförderung in den Reaktordruckbehälter transportiert. Die Drucktransmitter sind auf einer Blechplatte beim Bunker montiert, zur manuellen Überwachung der Anlage werden die Drücke über 6 mm Rohrleitungen an die Manometer der Bedientafel geführt. Neben dieser sind die elektrischen Geräte im Schaltschrank eingebaut. Zwischen Bunker und Schaltschrank verläuft die Produktgasleitung. Die auf einer genormten Palette montierten analytischen Geräte zur Staub-Teermessung werden unter der Bedientafel eingeschoben, deshalb ist die Produktgasmessstelle in dieser Position montiert. Die beiden großen Apparateflansche für die Montage des Reaktor – Druckbehälters sind geöffnet. Im oberen Bereich ist der Wärmetauscher zur Abfuhr der erzeugten Verlustwärme im Behälter angeordnet, darüber befindet sich das Rohr für die Ableitung des Stickstoffs.

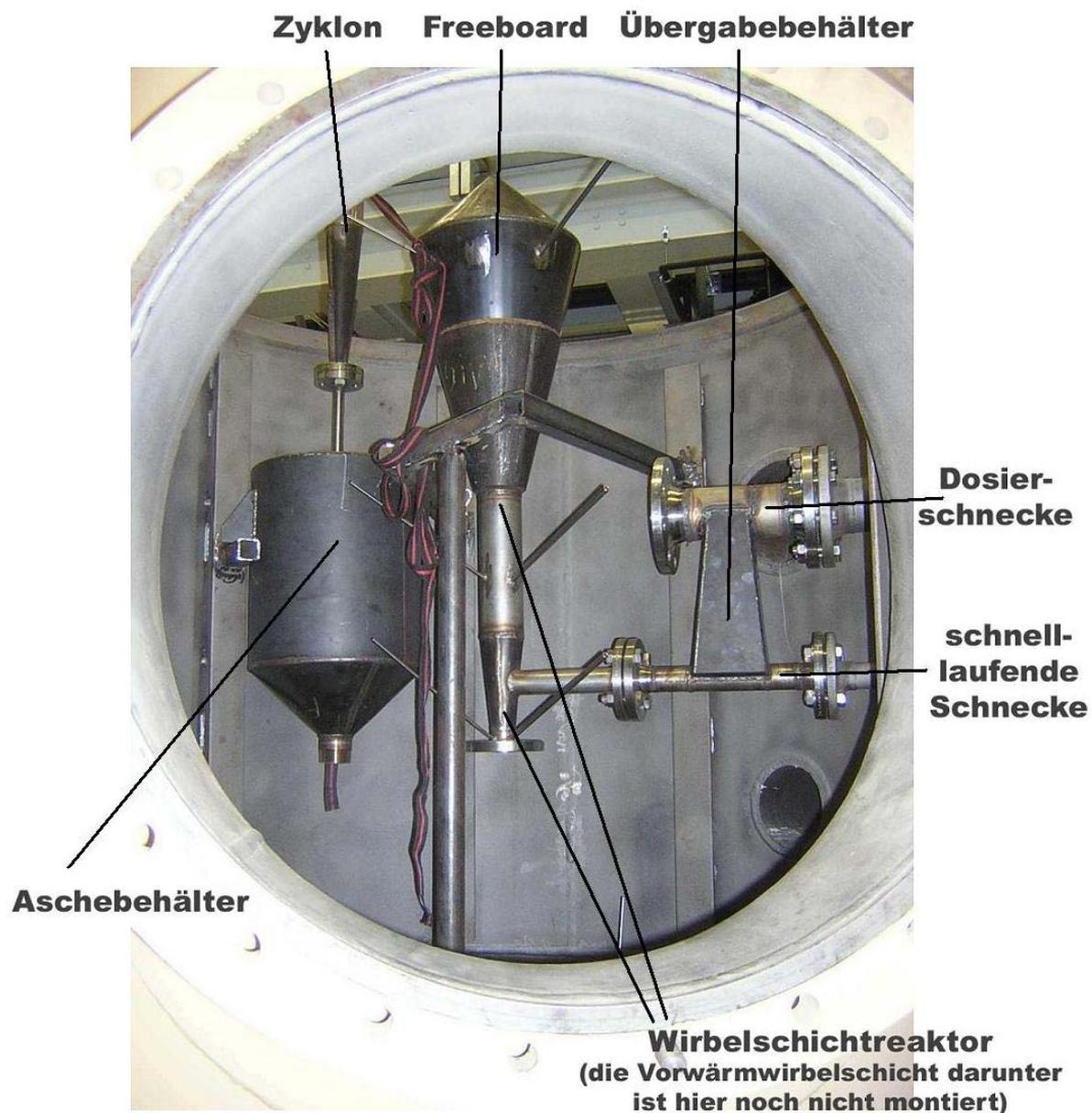


Abbildung 3-20: Reaktor, Zyklon und Filter

Zur besseren Übersicht ist hier der Status ohne Vorwärmwirbelschicht, Druck- und Temperaturmessungen, sowie Isolierung dargestellt. Zu erkennen sind hier sehr gut die paarweise eingeschweißten Druck und Temperaturmessstellen, jeweils ein 6 mm Rohr für Temperatur und ein 10mm Rohr für Druckmessung. Die Biomasse wird von der Dosierschnecke in den Übergabebehälter transportiert und von dort mit der schnell laufenden Förderschnecke direkt in die Mitte der Erweiterung des Vergasungsreaktors gefördert. Das entstehende Gas tritt nach einer Verweilzeit von 4 s im Freeboard mit einer Geschwindigkeit von ca. 10 m/s in den Zyklon ein, um anschließend im Hochtemperatur Membran Filter (Abbildung 3-12) von Feinpartikeln getrennt zu werden. Der HTMF dient auch als Schutz für das Produktgas-Reduzierventil. Durch un stetige Bedingungen in der Gasstrecke könnte die

Abscheideleistung des Zyklons beeinträchtigt sein und größere Partikel in der Gasstrecke das Produktgasreduzierventil beschädigen.

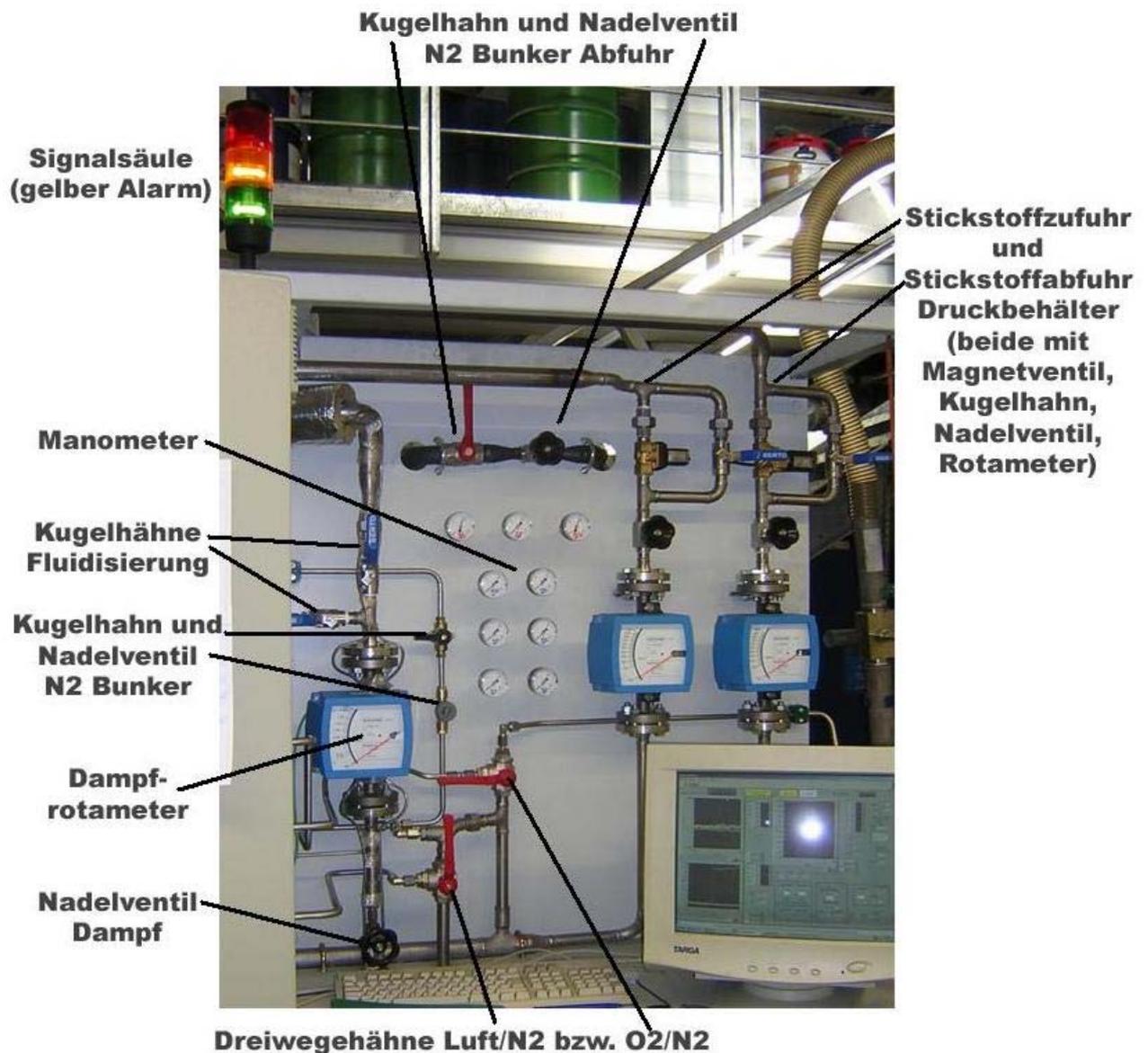


Abbildung 3-21: Bedientafel der Anlage

Von dieser Bedientafel und den daneben befindlichen Schaltern des Schaltschranks kann die gesamte Anlage gefahren werden. Die elektronische Regelung erfolgt über den Messcomputer, der ständig mit den NI Field Point Modulen per TCP-IP Protokoll kommuniziert. Die gemessenen Temperaturen, Drücke und Flüsse (Tabelle 3-23) werden grafisch und numerisch am Monitor dargestellt.

Bei Stromausfall oder sonstigen Störungen kann der Betrieb auch manuell erfolgen. Diese Option ist aus den bereits beschriebenen Gründen nur für den Notfall geeignet. Alle absoluten Drücke, d.h. P1, P7, PV, PF, PH, PG, sowie die Vordrücke der Vergasungsmedien und des Stickstoffs werden durch Manometer dargestellt.

Die Ventile sind übersichtlich in Reichweite angeordnet und exakt wie im R&I Schema in Abbildung 3-13 verschalten.

Die Wahl der Vergasungsmedien erfolgt über die Dreiweg-Kugelhähne. Der Dampfstrom wird über ein Nadelventil geregelt und durch das Dampfrotameter angezeigt. Danach wird der Dampf zusammen mit den anderen Vergasungsmedien, die im Schaltschrank durch Massendurchflussregler dosiert werden, zum Fluidisierungsmedium vereint und der Anlage zugeführt.

Rechts neben dem Dampfrotameter und über den Dreiweg - Kugelhähnen befindet sich der Bypass für die Bunker – Stickstoff – Zuleitung.

Über den Manometern ist die Ableitung des Biomassebunkers durch den Kugelhahn schalt- und über das Nadelventil regelbar.

Die Stickstoff Zu- und Abläufe zum Reaktor werden im Normalbetrieb durch die vom Controller gesteuerten Magnetventile geschaltet und sind für die bei Fehlfunktionen und Notfällen gedachten Bypass-Kugelhähne redundant ausgeführt.

Links oben auf dem Schaltkasten ist die von allen Seiten ersichtliche Signalsäule angebracht, die unerwünschte Betriebszustände anzeigt.

3.8 Inbetriebnahme

Die Inbetriebnahme erfolgte plangemäß. Besonderheiten und Details sind hier auszugsweise dargestellt.

3.8.1 Gasdichtheit

Die Anlagenteile sind verschiedenen Drücken ausgesetzt. Während die Komponenten innerhalb des Reaktordruckbehälters nur mit geringen Druckdifferenzen beaufschlagt sind, haben alle anderen Anlagenteile Druckdifferenzen von bis zu 10 bar abzudichten. Zu diesem Zweck findet die Bestimmung des Leckagestroms bei geöffneten und geschlossenen, unter Druck gesetzten Reaktor – Druckbehälter statt.

Die Bestimmung der Leckage bei geöffnetem Druckbehälter dient zur Überprüfung der Dichtheit der Gasstrecke. Bei niedrigen Temperaturen ist auch die Gasstrecke im Druckbehälter gegen hohe Drücke resistent. Die Undichtigkeiten wurde bei einem Druck von 5 bar absolut mit Hilfe eines Leckage - Suchsprays gesucht und eliminiert. Anfällig für Undichtigkeiten sind SERTO - Verschraubungen, die mit an Zerstörung grenzenden Drehmoment angezogen werden müssen um dicht zu sein, sowie glatte Dichtflächen von Flanschen, bei denen die Dichtung so groß wie die gesamte Flanschfläche ist. Durch eine Reihe von Maßnahmen wurden die Leckageverluste auf 1,2 NI/min reduziert. Diese Gasmenge tritt durch einige von so gut wie nicht detektierbaren undichten Stellen bei Verschraubungen und Flanschen aus und stellt in dieser Menge keine Beeinträchtigung der Anlagensicherheit oder Verfälschung der Messungen für die Massen- und Energiebilanz dar.

Der Gasverlust der Anlage bei geschlossenem Druckbehälter ist ein Indiz für die Dichtheit der großen Apparateflansche. Dieses Kriterium wurde bei 8 bar untersucht. Die Gasstrecke wurde mittels des Produktgasregelventils geschlossen und die Apparatur wie im Normalbetrieb auch durch die Regelung der NI – FieldPoint Module auf den Druck von 8 bar gebracht. Alle Zu- und Abläufe wurden ebenfalls geschlossen und der Druck im Behälter über einen Zeitraum von 14 Stunden gemessen. Dabei wurde keine Änderung des Druckes beobachtet, was eine praktisch absolute Dichtheit der Druckbehälter vermuten lässt.

Zusätzlich wurde der Leckagestrom in der Gasstrecke überprüft, der unter 1 NI/min liegt. An den Wellenabdichtungen der Förderschnecken wurde kein Gasaustritt detektiert.

3.8.2 Brennstoffförderung

3.8.2.1 Fördercharakteristik

Zur Kalibrierung der Brennstoffschnecke wird die Vorwärmwirbelschicht entfernt und die in den Reaktor geförderte und unten aus dem Flansch des Reaktordüsenbodens austretende Biomassemenge gemessen. Dazu wird die untere schnell laufende Förderschnecke so lange betrieben, bis kein Brennstoff mehr gefördert wird und gestoppt. Der Frequenzumrichter der Dosierschnecke wird auf den gewünschten Sollwert eingestellt und die Schnecke gleichzeitig mit der Zeitnehmung gestartet. Unmittelbar danach wird die schnell laufende Förderschnecke gestartet und der Brennstoff in einem tarierten Gefäß aufgefangen. Nach 30 min wird die schnelllaufende Schnecke, sowie die Dosierschnecke gestoppt und die geförderte Brennstoffmenge ausgewogen. Die Versuche bei 15, 32.5 und 50 Hz sind in Form der Förderkennlinie für Holzpellets in Abbildung 3-22 dargestellt. Die Spiralen beider Schnecken sind rechtsgängig, daher fördern diese bei einer Drehung gegen den Uhrzeigersinn.

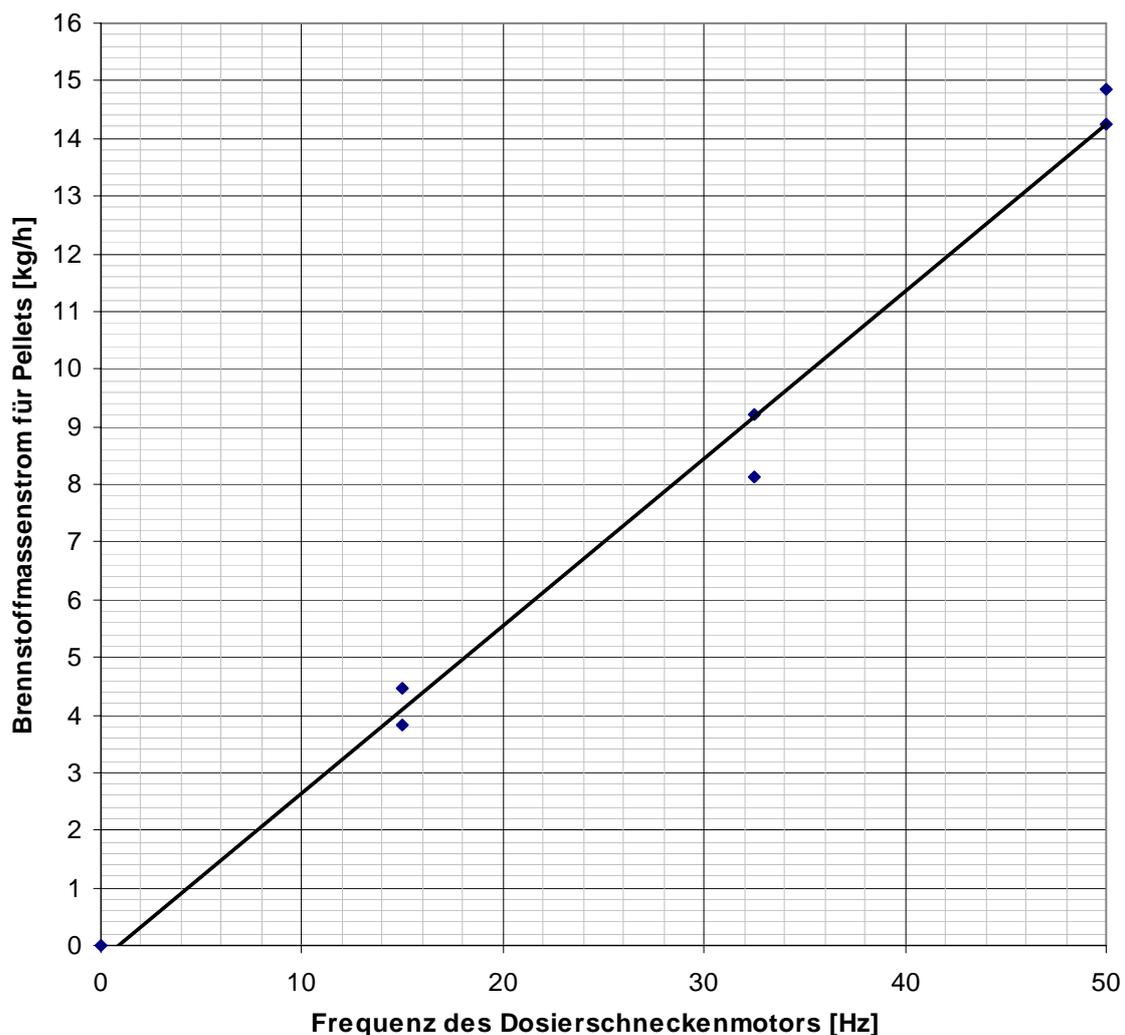


Abbildung 3-22: Kennlinie der Brennstoffförderung

Bei geringen Frequenzen übersteigt das erforderliche Antriebsdrehmoment der Dosierschnecke durch die in Kap. 3.3.4.2 beschriebene quasistationäre Förderung teilweise kurzfristig das maximale Abtriebsdrehmoment des gewählten Getriebemotors von 120 Nm, weshalb dieser an seiner Leistungsgrenze betrieben wird.

Der Brennstoff wird in der unteren schnell laufenden Förderschnecke aufgrund der kleinen Abmessungen wie bereits bei den Vorversuchen erkannt wurde zerkleinert, die entstehenden Sägespäne zeigen ein anderes Verhalten bei der Vergasung als Pellets. Dieser Umstand muss bei der Versuchsauswertung Berücksichtigung finden.

3.8.3 Druckregelung in der Gasstrecke

Die Regelung des Druckreduzierventils erfolgt durch einen in LabView integrierten PID-Regler, der durch Aufgabe eines Stellgrößensprunges nach dem Chienes – Rhones - Reswiek Verfahren parametrisiert wurde. [82]

Die Funktion wurde bei Raumtemperatur durch Aufgabe von Störgrößen, d.h. sprunghaft geänderten Volumenströmen, wie sie durch die Vergasungsreaktionen erfolgen können überprüft. So führt ein Ausfall der Brennstoffförderung zu einer plötzlich reduzierten Gaserzeugung und ein unvermittelter Start zu einer sprunghaften Erhöhung des Gasvolumenstromes. Für diese Testzwecke wurde ein Gasvolumenstrom von ca. 7 Betriebs m³/h bei Drücken von 8 bar in die Gasstrecke über die N₂-Zuleitung zum Bunker aufgegeben. Das Regelverhalten wurde auf Öffnungen des Produktgasreduzierventils von 10-40% optimiert und arbeitet in diesem Bereich einwandfrei.

3.8.4 Inbetriebsetzung

Nach der Kalt-Inbetriebsetzung wurde die Anlage ohne Probleme hochgefahren und in Vergasungsbetrieb genommen. Der Verlauf ist auf den folgenden Seiten beschrieben und grafisch dargestellt. Die Messwerte werden periodisch in 10 Sekunden Intervallen gespeichert. Diese Werte stellen jeweils die Mittelwerte aus den vergangenen 10 Sekunden dar.

Um ein rasches Herunterfahren der Anlage im Störfall sicherzustellen wurde ein Überdruck für die Inbetriebsetzung von 3 bar gewählt. Dabei wurde die Anlage zuerst auf einen Überdruck von 5 bar gebracht und anschließend wieder auf den gewünschten Versuchsdruck von 3 bar gesenkt, um die Funktion aller Anlagenkomponenten zu testen und den Sauerstoffgehalt im Inneren des Druckbehälters zu verringern.

Die Flüsse in die Wirbelschichten werden derzeit noch von Hand geregelt. Um dieselben Bedingungen in den Wirbelschichten zu gewährleisten muss der Normvolumenstrom in die Wirbelschicht druckabhängig verändert werden. Der tatsächliche Volumenstrom durch die Massflowcontroller ist in Abbildung 3-23 dargestellt. Während des Hoch- und Herunterfahrens wurde dabei im Mittel ein Fluss eingestellt, der einer Fluidisierungszahl von 2 im unteren, kühleren Bereich der Vorwärm – Wirbelschicht entspricht. Dazu wurde auch ein Volumenstrom über den Bunker aufgegeben, der zwar nicht der Gasproduktion entspricht, aber eine Fluidisierung im oberen Teil ermöglichen sollte. Dabei zeigte sich anhand der für eine Wirbelschicht typischen Druckschwankungen, dass im oberen Teil der Reaktorwirbelschicht auch mit kleineren Gasmengen als den berechneten der Wirbelschichtzustand aufrecht bleibt. Die erforderlichen Geschwindigkeiten in der Vorwärmwirbelschicht entsprachen den berechneten.

Der Verlauf der Bedienung ist in Tabelle 3-24 gelistet. Die Drucksteigerung erfolgte zuerst in geringen Schritten auf 1000 mbar, danach wurde das System auf einen Druck von 5000 mbar gebracht. Die Erhöhung des Druckes von 1 auf 5 bar dauerte 18 min und 10 Sekunden und entspricht damit den Erwartungen. Die Anlage wurde darauf konzipiert den Überdruck von 10 bar in einer Stunde zu erreichen. Der Durchfluss wird durch das Druckreduzierventil der Stickstoffversorgung begrenzt und ist bei handelsüblichen Geräten bei 10 bar Gegendruck einen Bruchteil des Wertes bei atmosphärischen Gegendruck. Deshalb wurde für diese Anlage das Druckreduzierventil U13 gewählt, das die Versorgung bei der Inbetriebsetzung ohne starker Abkühlung des Gases bzw. Ventils übernommen hat.

Abbildung 3-25 zeigt ein Überschwingen des Druckes bei 5 bar, das als normales Regelverhalten eines schnellen PID-Reglers eingestuft werden kann. Es wurde kein stationärer Wert abgewartet, sondern der Sollwert auf den Betriebsdruck von 3 bar gesetzt.

Bei dieser Drucksenkung traten das erste Mal hohe Druckverluste bis 130 mbar über den Filter auf. Dieser sollte für große Volumenströme zulässig sein, doch sind wahrscheinlich während der Kalt - IBS zu viele Partikel im Filter abgelagert worden und haben damit die Porosität verringert. Bei zu großer Öffnung des Produktgasregelventils und damit großen Durchflusses über den Filter stieg der Druckverlust unzulässig hoch an, deshalb wurde der Sollwert des Druckes P7 langsam bis 3,1 bar abgesenkt.

Abbildung 3-25 zeigt deutlich, dass der Druck im Behälter PV stets höher als der höchste Druck in der Gasstrecke war. Beim Erhöhen und Absenken des Drucks wurde P7 über den Wert P7set geregelt, der immer dann für die Gasstrecke gültig ist, wenn der Behälter nicht so schnell nachgeregelt werden kann. Damit wird die Geschwindigkeit der Druckänderung durch den Zu- und Abstrom des Druckbehälters geregelt.

Die Heizung führte zur schnellen Temperaturerhöhung in den Wirbelschichten. Das System der Vorwärmwirbelschicht hat sich bestens bewährt und erhöht die Temperatur des Vergasungsmediums auf bis zu 850°C. Während des Hochfahrens war die Temperatur im Reaktor etwas geringer, dieser wird mit der gleichen Leistung wie die Vorwärmwirbelschicht erwärmt, ist aber größer und es wurde zusätzlich Stickstoff bei Raumtemperatur durch den Bunker eingebracht. T3 ist direkt nach dem Düsenboden angebracht und während des Betriebes höher, weil sich das Gas bis zur Messstelle in der Wirbelschicht noch nicht auf deren Niveau abgekühlt hat.

Der Druckverlust wurde im Verlauf des Versuchs größer, weshalb die Volumenströme minimiert wurden. Dabei regelte das Produktgasreduzierventil in einem Bereich zwischen 1% und 3% Öffnung, für den die Reglerparameter nicht optimiert wurden. Deshalb erfolgte die Druckregelung des Reduzierventils manuell, es wurde der Trend beobachtet und die Öffnung langsam angepasst.

Vor Beginn der Vergasung wurde durch Verringerung des N₂-Volumenstromes durch den Bunker und Erhöhung des Flusses durch die Vorwärmwirbelschicht die Temperatur im Vergasungsreaktor erhöht.

Um 13:04 wurde die Brennstoffförderung gestartet. Bei einer Frequenz von 15 Hz wurden 4,1 kg/h Pellets entsprechend einer thermischen Leistung von 20 kW in die Wirbelschicht gefördert. Die bei einer Temperatur von 700°C endothermen Vergasungsreaktionen führten zu einem Sinken von T4.

Die Fluidisierung mit Stickstoff wurde von 13:09 bis 13:11 auf Luft umgestellt, der zugeführte Sauerstoff führte zu einem Anstieg der Vergasungstemperatur. Eine Erhöhung der Luftmenge von 20 auf 30 NI/min steigerte die Vergasungstemperatur weiter. Größer wurde dabei auch der Druckverlust über die Vorwärmwirbelschicht, bei höheren Fluidisierungszahlen stieg der Druckverlust über den Reaktordüsenboden auf bis zu 80 mbar. Nach kurzem Vergasungsbetrieb stieg der Druckverlust über den Filter unzulässig stark an. Die Pyrolyse bei niedriger Temperatur begünstigt die Teerproduktion, der bei einer Filtertemperatur von ca. 100°C zu einer Verstopfung der feinen Poren führte. Die Luftzufuhr wurde erhöht und schließlich auch die Brennstoffzufuhr gestoppt, damit der Sauerstoff mit dem Pyrolysekoks und dem Produktgas reagiert und die Temperatur erhöht. Diese Maßnahmen führten nicht zu einem geringeren Druckverlust über den Filter, weshalb die Anlage um 13:35 heruntergefahren wurde.

Dazu wurde das Produktgasreduzierventil soweit geöffnet, dass der Volumenstrom der Gasstrecke keinen unzulässigen Druckverlust über den Filter hervorgerufen hat. In diesem Fall tritt der gesamte Inhalt des Biomassebunkers und der Gasstrecke über die Produktgasstrecke aus. Um das Herunterfahren zu beschleunigen wurde nach Erreichen einer Temperatur von ca. 400°C im Reaktor zusätzlich Gas über die Handentlüftung des Bunkers in die Produktgasleitung abgelassen.

Die Temperatur im Druckbehälter war ca. 40°C, bei Versuchsende ca. 70°C. Für den weiteren Betrieb sollte eine Zwangskonvektion über den Wärmetauscher durch Einbau eines Ventilators aufgeprägt werden, in jedem Fall ist dies erforderlich, wenn die Heizleistung erhöht wird.

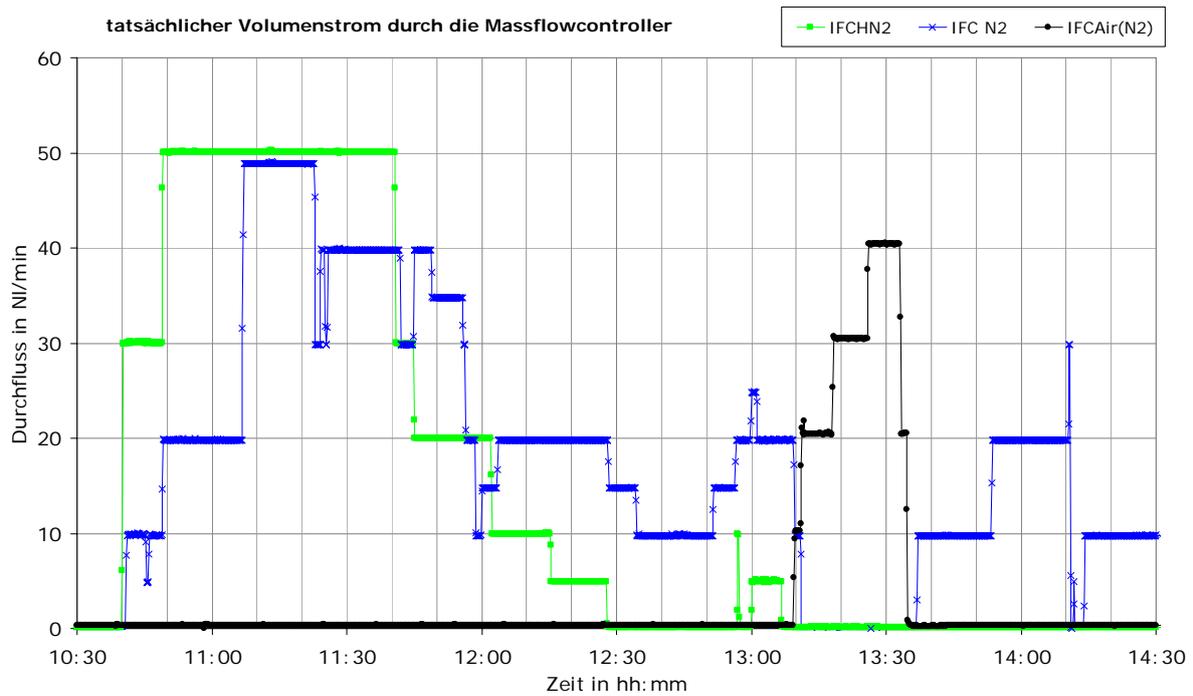


Abbildung 3-23: Volumenstrom zur Anlage während der Inbetriebsetzung

Uhrzeit	Ereignis	Beschreibung
10:23	P7soll = 500 mbar	System unter Druck setzen
10:48	P7soll = 1000 mbar	Druck und Fluidisierung erhöhen
10:55	P7soll = 5000 mbar	Probedruck zur Senkung der Sauerstoffkonzentration
11:13	P7soll = 3000 mbar	Absenken auf Betriebsdruck
11:15	P7soll erhöht	Iteratives Ermitteln eines maximalen Flusses durch Filter
11:25	P7soll = 3100	Drucksenkung abgeschlossen
11:30	Heizung eingeschalten	Heizung VorwärmWS, Reaktor 100%
12:48	P7 manuell	Manuelle Druckregelung Produktgas
13:04	Brennstoff ein	4,1 kg/h – 20 kW
13:09	N ₂ , Luft = 10 NI/min	Umschalten auf Luftvergasung
13:11	Luft = 20 NI/min	Beginn der Luftvergasung
13:18	Luft = 30 NI/min	Höhere Luftzahl der Luftvergasung
13:25	Brennstoff aus	Zu hoher Druckverlust über Filter
13:35	Heizung aus	Herunterfahren der Anlage

Tabelle 3-24: Protokoll der Inbetriebsetzung



Abbildung 3-24: Temperaturverlauf während der Inbetriebsetzung

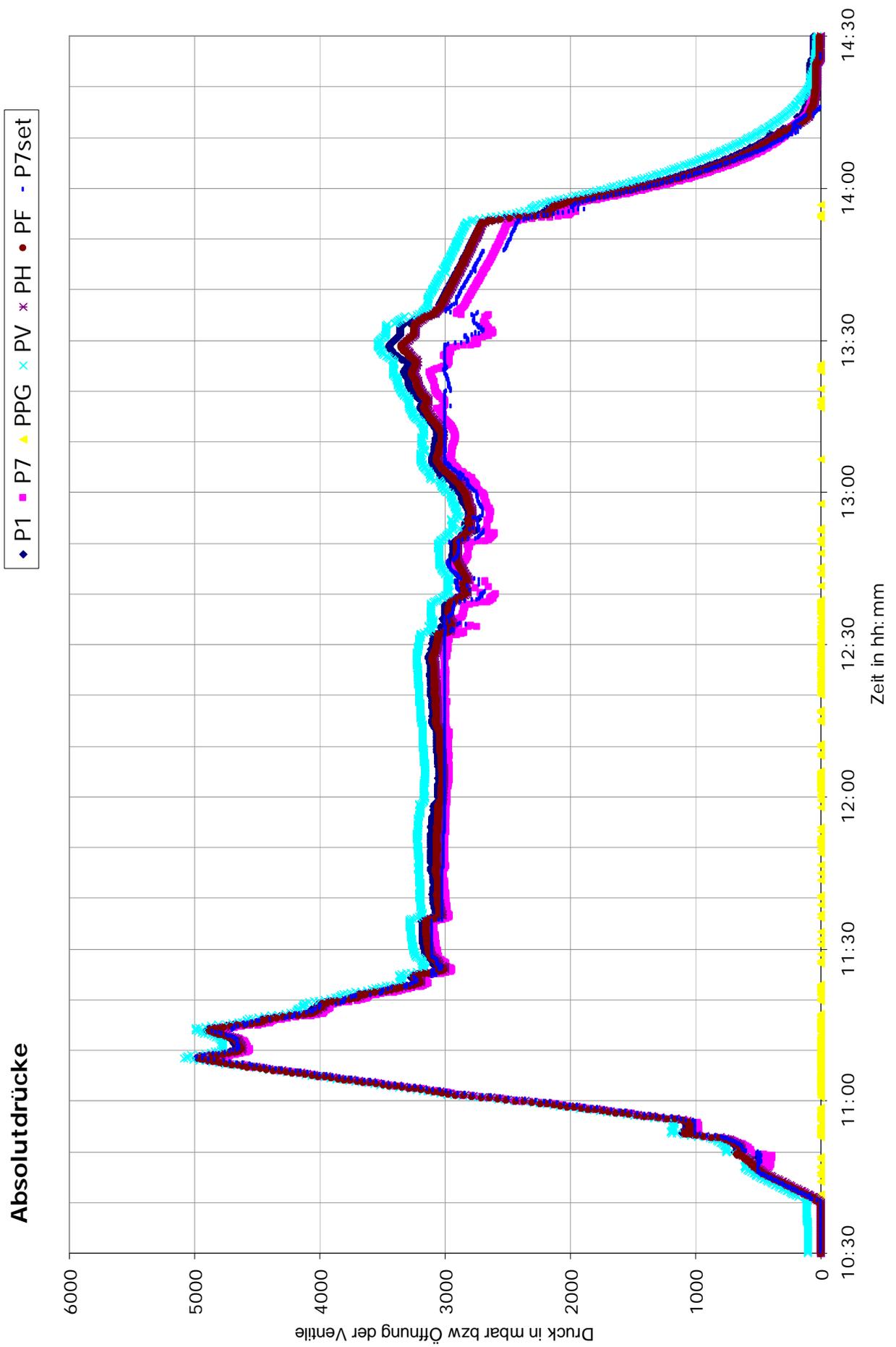


Abbildung 3-25: Druckverlauf Absolut während der Inbetriebsetzung

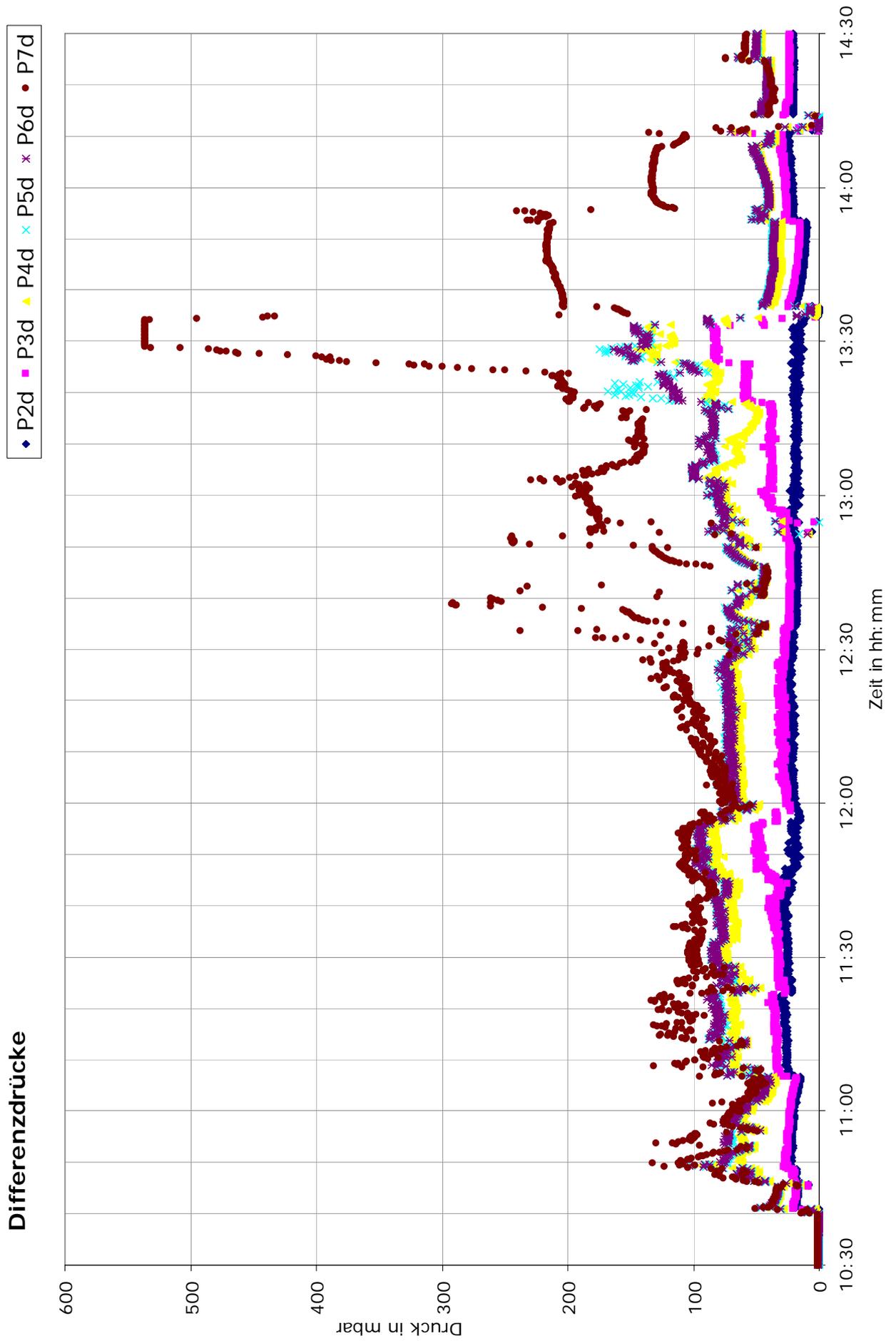


Abbildung 3-26: Druckverlauf Differenz während der Inbetriebsetzung

3.9 Betriebsanleitung

3.9.1 Allgemeines

Diese Betriebsanleitung entstand im Rahmen der Planung, des Aufbaus und während erster Betriebstests der Anlage. Da es sich um einen Prototypen handelt, dessen Betriebsverhalten nicht für alle Betriebspunkte und Extremsituationen vorhergesagt werden kann, erhebt diese Betriebsanleitung keinen Anspruch auf Vollständigkeit. Sie ist vom Verantwortlichen beziehungsweise Betreiber der Anlage stets auf dem aktuellen Stand zu halten, beispielsweise bei Änderungen der Anlage oder auch neuen Erkenntnissen zu hier getroffenen Annahmen und Voraussetzungen. Folgende Punkte sind stets zu beachten:

- Sämtliche Betriebsanleitungen der Komponenten sind einzuhalten.
- Die Anlage dient Versuchszwecken um die Vergasung von Biomasse mit Luft, Sauerstoff oder Dampf bei Drücken bis zu 10 bar zu untersuchen.
- Die Versuchsdauer ist mit der vorhandenen Menge an Brennstoff im Biomassebunker begrenzt.
- Zwischen den Versuchen sind die geplanten Wartungs-, Revisions- und Kontrollarbeiten durchzuführen und jene Komponenten zu überprüfen, die gegebenenfalls ein atypisches Betriebsverhalten gezeigt haben.
- Besonderes Augenmerk ist auch auf den Betrieb anderer Anlagen im technischen Raum zu legen und auf die Sicherheit beschäftigter Kollegen.
- Der entsprechende Luftwechsel durch die Absaugung ist sicher zu stellen und Fluchtwege sind frei zu halten.
- Die Ausführungen und Anmerkungen im Kapitel 3.6 sind ebenfalls zu beachten.
- Spricht das Kohlenmonoxid-Warngerät an, so ist nach der Ursache zu suchen und gegebenenfalls der Versuch abubrechen.
- Die angezeigten Alarmer des Messprogramms haben den Charakter einer Empfehlung, da der Benutzer die Grenzwerte im Betrieb ändern kann. Dies sollte jedoch nie unüberlegt passieren und stets dokumentiert werden (obwohl die Werte gespeichert werden).

In kritischen Situationen ist zuerst die Biomasseförderung und Heizung auszuschalten. Bei Drücken im Reaktor niedriger als jenen in der Dampfleitung kann auch Dampf eingelassen werden. Die Fluidisierung ist auf Stickstoff umzustellen und gegebenenfalls zu reduzieren, um einen Druckanstieg zu vermeiden. Eine sofortige vollständige Abschaltung der

Fluidisierung ist wegen der fehlenden Kühlung in der Vorwärm-Wirbelschicht und im Reaktor zu vermeiden, kann jedoch eine sekundäre Maßnahme sein. Dann ist aber auch der linke Kugelhahn der Fluidisierungsleitung zu schließen, um die Massendurchflussregler vor dem Dampf zu schützen (gegebenenfalls Fluidisierungsleitung trocken spülen). Je nach Druck- und Temperaturverhältnissen sowie der Gaszusammensetzung im Reaktor ist dem Biomassebunker Stickstoff zuzuführen oder abzulassen. Dabei dürfen die Temperatur im Biomassebunker (maximal 200°C) und der Druck im Reaktor (nicht höher als im Druckbehälter) nicht übermäßig ansteigen. Der Druck im Druckbehälter kann über die beiden manuellen Kugelhähne beeinflusst werden, die parallel zu den Computergesteuerten Magnetventilen eingebaut sind.

3.9.2 Betriebsbereich

Neben den in Kap. 3.3.1.6 berechneten Parametern ist der zulässige Betriebsbereich von den im folgenden beschriebenen und in Tabelle 3-25 dargestellten Spezifikationen abhängig.

Der maximale Differenzdruck der Stickstoffversorgung zum Systemdruck ist 10 bar (Magnetventile), der Differenzdruck der Sauerstoff und Druckluftversorgung 12 bar (Massendurchflussregler). Eine Unterschreitung des Systemdruckes in den Versorgungsleitungen kann dadurch erkannt werden, dass die Massendurchflussregler den gewünschten Massenstrom nicht erreichen.

Der maximal zulässige Differenzdruck zur Atmosphäre im Biomassebunker und im Druckbehälter ist 10 bar, bei diesem Druck sprechen die Sicherheitsventile an. Beide Druckbehälter sind für Temperaturen von 0 bis 300°C zugelassen. Das Magnetventil für die Stickstoffabfuhr aus dem Druckbehälter ist für Temperaturen bis zu 180°C ausgelegt. Das Produktgasventil kann bis zu einer maximalen Gastemperatur von 600°C betrieben werden. Eine Änderung des Betriebsdruckes während der Vergasung ist möglich, sollte jedoch mit äußerster Vorsicht und nicht manuell vorgenommen werden, um keine Druckdifferenzen zwischen Reaktor und Druckbehälter zu verursachen (am besten den Sollwert für die Druckreglung langsam schrittweise ändern).

Der Produktgasflansch bzw. die austretende Kühlluft sollte eine Temperatur von 300°C respektive 250°C nicht übersteigen. Das Kühlmedium der Behälterkühlung sollte maximal mit 80-90°C aus dem Druckbehälter austreten, um eine Verdampfung zu verhindern.

Komponente	zulässige Temperatur	zulässiger Druck
Magnetventil Stickstoffzuführung Druckbehälter	-30 bis 120°C	10 bar
Magnetventil Stickstoffabführung Druckbehälter	0 bis 180°C	10 bar
Massendurchflussregler (O ₂ , Luft, N ₂)	k. A. (Raumtemperatur)	$\Delta p_{\max}=12$ bar
Produktgasventil	600°C	25 bar
Biomassebunker und Druckbehälter	0 bis 300°C	10 bar
Kühlmedium Behälterkühlung	90°C	-

Tabelle 3-25: Zulässiger Betriebsbereich der Anlagenkomponenten

3.9.3 Anfahrvorschrift

Zur Dokumentation und besseren Reproduzierbarkeit ist jede Kontrolle und Änderung der Betriebsbedingungen mit genauer Uhrzeit zu notieren. Bei jeder Änderung der Betriebsparameter sind sämtliche Alarmer und im speziellen die Druckregelung zu beobachten. Folgende Punkte sind in dieser Reihenfolge zum Anfahren der Anlage durchzuführen:

- Brennstoff-, Stickstoff-, Sauerstoff- und Druckluftversorgung sicherstellen (Reserve)
- Geräte für die Staub- und Teer-Analyse vorbereiten
- Dampferzeuger hochfahren, Dampfleitung abschlämmen (nur bei Dampfbetrieb)
- Begleitheizung für Dampfleitung einschalten (falls für Fluidisierung notwendig auch bei Betrieb ohne Dampf)
- Begleitheizung für Produktgasleitung einschalten
- Kohlenmonoxid-Warngeräte aufstellen
- Field Point Controller und Messprogramm am Computer starten
- Gegebenenfalls Geräte zur Online-Gasanalyse starten
- die Standardeinstellung der Sollwerte, Alarmer und des Reglers im Messprogramm sind zu beachten und für den Start gegebenenfalls zu adaptieren
- Sämtliche Ventile und Hähne auf die gewünschte Stellung überprüfen. Dazu zählen:
 - Produktgasleitung (2“-Kugelhahn im Obergeschoß öffnen, der atmosphärische Vergaser muss verschlossen sein)
 - Absperrbare Kugelhähne der Druckluft- und Stickstoffversorgung auf richtige Stellung überprüfen

-
- Produktgasventil (Starteinstellung laut Programm)
 - Stickstoffzuführung Druckbehälter (Nadelventil und Kugelhahn)
 - Stickstoffabführung Druckbehälter (Nadelventil und Kugelhahn)
 - Dreiwegehähne für Fluidisierung mit Luft/Stickstoff beziehungsweise Sauerstoff/Stickstoff, Einstellungen im User Interface auf gleiche Weise vornehmen
 - Stickstoffzuführung Biomassebunker (Nadelventil und Kugelhahn)
 - Stickstoffabführung Biomassebunker (Nadelventil und Kugelhahn)
 - Behälterkühlung (Kugelhahn und Durchflussregler)
 - Kühlung Produktgasflansch (zwei Kugelhähne)
 - Mindestfluidisierung für Wirbelzustand einstellen
 - Schnelllaufende Schnecke einschalten
 - Beide Druckräume mit Stickstoff spülen (Druck in der Gasstrecke periodisch erhöhen und absenken, der Druck im Druckbehälter regelt nach) – dabei ist im Druckbehälter der Sauerstoffgehalt mindestens auf die Hälfte von jenem der Luft zu reduzieren, im Biomassebunker auf mindestens ein Viertel
 - Gewünschten Arbeitsdruck einstellen, Ausregeln von Reaktor- und Behälterdruck abwarten
 - Heizung für die Vorwärmwirbelschicht und den Reaktor einschalten
 - Stützbrenner und Verbrennungsluft für das Produktgas einschalten
 - Fluidisierung auf den gewünschten Wert bringen
 - Fremdlüfter für die Biomasseförderung einschalten
 - Biomasseförderung langsam starten (Dosierschnecke) – Vergasung beginnt

3.9.4 Herunterfahren

Am Ende einer Versuchsserie, nach Komplikationen oder wenn beispielsweise die Biomasse im Vorratsbehälter zu Ende geht, ist die Anlage auf kontrollierte Weise herunter zu fahren. Dazu sind folgende Schritte nötig:

- Biomasseförderung anhalten (Dosierschnecke und Fremdlüfter)
- Online Gasanalyse abschalten
- Reaktorheizung abschalten
- Dampffluidisierung gegebenenfalls stoppen
- Begleitheizung Dampfleitung abschalten
- Gasstrecke mit Stickstoff trocken spülen und kühlen
- Druck in der Gasstrecke senken, Druck im Druckbehälter regelt nach
- Druckbehälter zuerst mit Stickstoff und dann mit Druckluft spülen
- Begleitheizung Produktgasleitung abschalten
- Stützbrenner für das Produktgas ausschalten
- Produktgasventil, Stickstoffabführung Biomassebunker und Druckbehälter öffnen um den Druckausgleich zur Umgebung mechanisch sicher zu stellen, Stellung aller anderen Ventile überprüfen (analog zur Anfahrvorschrift)
- Messprogramm beenden und Fieldpoint Controller ausschalten, Einstellungen der angesteuerten Elemente beachten
- Kohlenmonoxid-Warngerät beim Öffnen des Mannsloches aktiviert lassen

3.9.5 Wartung

Vor dem Öffnen des Druckbehälters oder des Biomassebunkers ist die Anlage auf Umgebungsdruck zu bringen und dies mechanisch sicher zu stellen. Während der Wartungsarbeiten ist ein Kohlenmonoxid-Wächter zu benutzen. Im Druckbehälter ist der Aschebehälter zu entleeren und das Filter zu kontrollieren beziehungsweise zu reinigen (gegebenenfalls Analyse und Dokumentation des Zustandes), insbesondere nach einem Anstieg des Druckverlustes über das Filter. Die gesamte Gasstrecke ist auf Schäden zu überprüfen. Die Dichtheitsprüfung der Gasstrecke kann mit Pressluft bei geöffnetem Druckbehälter und bei Raumtemperatur erfolgen. Dabei ist die Ansteuerung der Stickstoffzuführung Druckbehälter stromlos zu schalten oder das Nadelventil zu schließen (der geöffnete Druckbehälter könnte ja nicht unter Druck gesetzt werden). Ein Überdruck von 1 bar ist ausreichend: Der Teil der Gasstrecke, der sich im Druckbehälter befindet, wird im Betrieb nur mit geringem Unterdruck betrieben. Die Dichtheit ist also nur notwendig, um den Stickstoffeinbruch aus dem Druckbehälter zu vermeiden beziehungsweise möglichst gering zu halten. Der Rest der Gasstrecke (Drucktransmitter, Biomassebunker usw.) wird im Rahmen der Dichtheitsprüfung der gesamten Anlage unter höheren Druck gesetzt. Diese Dichtheitsprüfung ist bei jeder Änderung einer druckrelevanten Komponente durchzuführen. Dabei wird die gesamte nun geschlossene Anlage auf den maximal zulässigen Betriebsdruck gebracht und die auftretende Leckage untersucht und dokumentiert (die Ansteuerung der Stickstoffzuführung Druckbehälter ist dazu wieder zu ermöglichen). Um die Einhaltung der gewünschten Druckverhältnisse zu garantieren, sind die Drucktransmitter bei diesen Dichtheitsprüfungen zu testen und ihre gegenseitigen Abweichungen fest zu halten. Falls nötig sind ihre Nullpunktabweichungen im Messprogramm zu korrigieren, und zwar für den Controller im Values Reader RTM und für den Computer im Values Reader. Die startup-Datei am Controller ist danach neu anzulegen, damit die Änderungen wirksam werden.

3.10 Experimente

Mit Hilfe der ausgeführten Apparatur können eine große Anzahl neuer Erkenntnisse im Bereich der druckaufgeladenen Vergasung und Messwerte für zukünftige Aufgaben der Vergasungstechnik gewonnen werden. So können die bisher erforschten Zusammenhänge um den Parameter Druck erweitert und diesbezügliche Daten für die Modellierung der Vergasungsreaktionen generiert werden. Die erste Versuchsserie soll auf dem vorhandenen Wissen aufbauen und vergleichbare Ergebnisse liefern. D.h. es werden Versuche gefahren, bei denen anfangs dieselben Parameter eingestellt bleiben und nur immer jeweils einer verändert wird.

Grundlegende Überlegungen definieren Parametervariationen zur Gewinnung von Versuchsdaten, die für zukünftige Modellierungen und Auswertungen wertvoll sind, um neue Erkenntnisse zu gewinnen und zweifelhafte Zusammenhänge zu überprüfen. Der Schwerpunkt liegt beim Gesamtprozess. Der Betrieb und das Verhalten der Apparatur soll beobachtet und dokumentiert werden. Details der Vergasung unter höherem Druck wurden schon in diversen Arbeiten untersucht, was die Notwendigkeit einer Versuchsapparatur weiter manifestiert. Es sind nämlich viele Effekte gegenläufig bzw. nehmen zu viele Parameter Einfluss auf den gesamten Vergasungsprozess und damit auf die Eigenschaften des Produktgases, wie in Kap. 2.4 ausgeführt.

Die Einsatzmöglichkeiten und damit die Anforderungen an das erzeugte Produktgases sind mannigfaltig, ebenso wie die Möglichkeiten das Gas zu konditionieren. Deshalb soll durch Versuche gezeigt werden, welches Potential die druckaufgeladene Vergasung erschließt und wie durch die Wahl der Vergasungsparameter die gewünschte Produktgasqualität erreicht wird bzw. wie unerwünschte Komponenten bereits primärseitig minimiert werden können.

3.10.1 Stand der Technik

Das Fluidisierungsverhalten muss bei einem stationären Wirbelschichtreaktor aufgrund der einfachen Bauform nicht explizit untersucht werden, die Blasen werden bei höheren Druck kleiner und das Stossen der Wirbelschicht somit geringer. Die Einflüsse des im Bett vorhandenen Brennstoffs bzw. des unvergastem Kohlenstoffs stellen ebenfalls kein Problem dar, da die Präsenz von nicht vergastem Kohlenstoff die Lockerungsgeschwindigkeit leicht sinken lässt und daher der Anteil an Pyrolysekoks die Fluidisierung stabilisiert [27]. Die Lockerungsgeschwindigkeit sinkt außerdem wegen der steigenden Luftwiderstandskraft (aufgrund der höheren Gasdichte) mit steigenden Druck wie in Abbildung 3-8 dargestellt. Die Temperaturabhängigkeit der Lockerungsgeschwindigkeit sinkt auch bei steigenden Drücken.

3.10.2 Versuchsprogramm

Die Vergasung von festen Brennstoffen ist ein komplexer Vorgang aus Ent- und Vergasung. Der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist die Vergasung des bei der Pyrolyse zurückgebliebenen Kohlenstoffgerüsts. Die Modellierung eines solchen Prozesses setzt Wissen über diese Schritte und fundierte Daten von Experimenten voraus. Verschiedene Untersuchungen zeigten, dass die Bildung des Kohlenstoffs von der Aufheizrate und der Art des Brennstoffes, sowie von den anderen Vergasungsparametern wie Druck oder Temperatur, usw. abhängt [25]. Je nach Vergasungsbedingungen und Brennstoff treten verschiedene Effekte oft gegenläufig auf. Daher ist die Durchführung von Experimenten, sowie die Definition von Rahmenbedingungen und Parametern die Grundlage für zukünftige Forschungen. Die eingehende Literatursuche hat bestätigt, dass weltweit keine Versuchsserie durchgeführt wurde, die Vergleiche mit den an der atmosphärischen Anlage bisher gewonnen Erkenntnissen zulässt. Der Einsatz von Holzpellets garantiert seit mehreren Jahren eine gleich bleibende Brennstoffzusammensetzung- und feuchte, sowie eine leichte Förderung. Diese Entscheidung ist auch im Hinblick auf die geringen Abmessungen der hier verwendeten Brennstoffförderschnecke sinnvoll. Andere Brennstoffe müssten stark zerkleinert werden, was zu anderen Bedingungen am Partikel führen würde. Auch das System der schnellen Aufheizung durch eine schnell laufende Förderschnecke in den Reaktor wird hier eingesetzt. Damit können die an dieser Anlage durchgeführten Versuchsserien direkt mit den bisher an der atmosphärischen Versuchsanlage durchgeführten verglichen werden. Die Pellets sollen mit reinem Dampf bzw. mit einem Sauerstoff-Dampfgemisch vergast werden. Dieses weltweit in dieser Art noch nie durchgeführte bzw. publizierte Verfahren soll durch die Dokumentation aller Versuchsparameter auch für zukünftige Berechnungen zur Verfügung stehen. Daher ist das Ziel der Versuchsserie die Gewinnung der wichtigsten grundlegenden Erkenntnisse. So soll der Gesamt-Kaltgaswirkungsgrad bei verschiedenen Betriebszuständen (Druck, Temperatur, Dampf, Brennstoffverhältnisse) berechnet und mit den bisherigen Daten verglichen werden. Der bessere Wärmeübergang bei höherem Druck in der Wirbelschicht lässt einen besseren Kohlenstoffumsatz, eine größere Gasausbeute und damit einen besseren Kaltgaswirkungsgrad erwarten.

3.10.2.1 Zustandsgrößen

Der Einfluss des Parameters Temperatur auf den Teergehalt des erzeugten Produktgases ist am signifikantesten. Bei höheren Temperaturen sinkt der Teergehalt, weshalb die Wirbelschichten üblicherweise bei Temperaturen von 850°C bis 900°C betrieben werden. Der Einfluss des Druckes ist ebenso wie der des Dampf / Brennstoffverhältnisses geringer. Im allgemeinen sinkt aber der Teergehalt auch mit steigenden Druck [27].

3.10.2.2 Vergasungsmedium

Vorrangig sollen die Pellets mit Dampf bzw. Sauerstoff vergast werden, wobei die Verhältnisse variiert werden um die folgenden Zusammenhänge zu untersuchen. Die Apparatur kann auch mit anderen Medien betrieben werden, etwa N₂ oder Luft.

3.10.2.2.1 Dampf-Brennstoffverhältnis

Die Wasserkonversion soll bei verschiedenen Drücken und den bereits bei atmosphärischen Drücken untersuchten Dampf / Brennstoffverhältnissen gemessen werden. Im Gegensatz zu manchen Veröffentlichungen [27], die Wasser als inertes Gas behandeln wurde an der 100 kW Laborversuchsanlage ein Wasserumsatz von ca. 0,1 – 0,3 kg H₂O pro kg trockenen Brennstoff gemessen und auch eine Änderung der Gaszusammensetzung registriert. [40]

3.10.2.2.2 Luftzahl λ

Die Luftzahl λ definiert das Verhältnis von der tatsächlich zugeführten Sauerstoffmenge zur stöchiometrisch erforderlichen Luftmenge einer vollständigen Verbrennung. Damit ist bei Verwendung von unterschiedlichen Brennstoffen und somit Luftmengen eine vergleichbare Größe definiert. Wie bereits in Tabelle 3-10 dargestellt ist bei autothermer Sauerstoffvergasung eine Luftzahl von 0,22 – 0,27 erforderlich. Durch die elektrische Beheizung können auch allotherme Verfahren untersucht werden, daher soll dieser Parameter in einem größeren Bereich untersucht werden. Im Sinne der Erzeugung eines hochwertigen Produktgases ist der Sauerstoffbedarf zu minimieren um den Wirkungsgrad des Verfahrens zu erhöhen.

3.10.2.3 Pyrolysekoksumsatz

Der geschwindigkeitsbestimmende Schritt der Pyrolysekoksvergasung kann durch Ermittlung des stationären Kohlenstoffanteils in der Wirbelschicht untersucht werden. Die Pyrolyse kann mittels der elektrischen Heizung bei Temperaturen von bis zu 800°C auch mit Stickstoff durchgeführt werden und die Menge des erzeugten Kohlenstoffs bestimmt werden. Dies kann einerseits durch Herunterfahren der Anlage mit Stickstoff als Fluidisierungsmedium und

Bestimmung des brennbaren Anteils im Bettmaterial erfolgen. Andererseits kann während des Betriebes durch eine Massenbilanz beim Verbrennen des Kohlenstoffs die Menge des in der Wirbelschicht befindlichen Kohlenstoffs bestimmt werden. Dazu wird nach der Einstellung eines stationären Zustandes in der Wirbelschicht Sauerstoff bzw. Luft in die Wirbelschicht dosiert und die Gaszusammensetzung gemessen. Anhand der Vergasungs- bzw. Verbrennungsprodukte CO und CO₂, sowie der Kohlenwasserstoffe kann die im Bett zu diesem Zeitpunkt vorhandene Koksmenge bestimmt werden.

3.10.2.4 Biomassedurchsatz

Bei vom IGT bereits durchgeführten Versuchen wurde eine höhere CO-Konzentration und geringere CO₂-Konzentration bei einem höheren Brennstoffdurchsatz festgestellt. Die anderen Parameter, wie Dampf-Sauerstoff-Verhältnis, waren dabei gleich und es zeigte sich dabei keine Änderung des Kohlenstoffumsatzes, des Heizwertes und des Kaltgaswirkungsgrades.

Das Verhältnis des Brennstoffmassenstroms zur Bettmaterialmenge ist aufgrund der Bedingung der gleichen Geschwindigkeiten direkt proportional mit dem Druck. Bei höheren Drücken und Leistungen wird daher ein höherer Anteil Pyrolysekoks in der Wirbelschicht vermutet. Dieser Anteil kann nach den in Kap. 3.10.2.3 beschriebenen Methoden für verschiedene Brennstoffmassenströme bestimmt werden.

3.10.2.5 Bettmaterialmenge

Die Bettmaterialmenge ist im Fall der elektrischen Beheizung durch die Abmessungen der Heizmatten limitiert. Der Füllstand soll nicht geringer sein, als die Oberkante der Heizelemente, da der Stahl sonst aufgrund der schlechteren Wärmeabfuhr lokal überhitzen könnte. Im Fall einer autothermen Vergasung kann die Änderung dieses Parameters variiert werden. Diese Experimente dienen zusammen mit der Untersuchung des Biomassedurchsatzes und des Pyrolysekoksumsatzes zur Modellierung der Koksvergasung.

3.10.2.6 Spurenelemente

Der Umsatz in der Wirbelschicht von Verunreinigungen des Brennstoffs oder Spurenelementen kann an der Versuchsanlage untersucht werden. Für Anwendungen, die wie in Tabelle 2-16 dargestellt eine hohe Reinheit des Produktgases erfordern, wird damit die tatsächliche Konzentration schädlicher Bestandteile bestimmt. Das Gas steht am PG-Austrittsflansch bei hohen Temperaturen zur Verfügung und dient als Grundlage für praktische Anwendungen und Versuchsserien wie einer Nutzung in einer Brennstoffzelle oder als Synthesegas.

3.10.2.7 Versuchsreihen

In der ersten Reihe soll die Abhängigkeit der Produktgaszusammensetzung und des Staub-Teergehaltes vom Vergasungsmedium, sowie von Druck und Temperatur bestimmt werden. Dazu ist eine Bestimmung des Wärmeverlustes der Anlage erforderlich. Die zugeführte Wärmemenge während eines stationären Betriebes ohne Vergasung wird gemessen und bei einem anschließenden Vergasungsbetrieb zugeführt.

Die erste Versuchsserie wird autotherm für die Medien Luft und Sauerstoff durchgeführt und die erforderliche Luftzahl im stationären Betrieb ermittelt. Weiters wird die für ein Dampf / Brennstoffverhältnis von 0.5 erforderliche Dampfmenge zudosiert und die Luftzahl für diesen Betrieb bestimmt wie in Tabelle 3-26 dargestellt. Die höchsten Drücke sind durch den Versorgungsdruck der Fluidisierungsmedien definiert. Versuche bei atmosphärischen Druck liefern Referenzwerte für die Druckabhängigkeit der Vergasungsreaktionen.

Vergasungsmedium	Absolutdruck [bar]	Temperatur		
		[°C]		
Luft	1	700	800	900
	3	700	800	900
	8	700	800	900
Sauerstoff	1	700	800	900
	3	700	800	900
	8	700	800	900
	10	700	800	900
Luft & Dampf	1	700	800	900
D/B 0.5	3	700	800	900
Sauerstoff & Dampf	1	700	800	900
D/B 0.5	3	700	800	900

Tabelle 3-26: Parametervariation zur Bestimmung der Luftzahl bei autothermer Vergasung

In der zweiten Versuchsreihe wird die erforderliche, zusätzlich eingebrachte Energie für den allothermen Betrieb gemessen. Dabei werden dieselben Betriebszustände wie in Tabelle 3-26 eingestellt und nach dem Erreichen eines stationären Zustandes die Luftzahl verringert. Bei Ermittlung der benötigten Wärmemenge für die reine Dampfvergasung wird die Fluidisierung auf ausschließlich Dampf umgestellt.

Bei allen Experimenten ist ein stationärer Zustand abzuwarten. Wie in Kap.2.4.3 beschrieben kann der Anteil an Pyrolysekoks in der Wirbelschicht nicht exakt vorhergesagt werden. Falls kein eindeutiger stationärer Zustand anhand der Temperaturen und Produktgaszusammensetzung während des Experiments festgestellt werden kann, muss der Anteil des Pyrolysekokes nach Kap. 3.10.2.3 bestimmt werden. Damit kann die erforderliche Versuchsdauer bis zur Erreichung eines stationären Betriebszustandes bestimmt werden.

4 Ausblick

Mit der im Rahmen dieser Arbeit realisierten Versuchsanlage können exakte Daten für die Erstellung und Validierung von Vergasungsmodellen generiert werden. Dazu werden bestehende Modelle um den Parameter Druck erweitert und die nötigen Experimente an der einfach zu bedienenden Versuchsanlage durchgeführt. Der weite Betriebsbereich ist die Basis für umfangreiche Parametervariationen.

Die flexible Konstruktion der Anlage ermöglicht eine Erweiterung des Verfahrensprinzips auf eine Zwei-Zonen Wirbelschicht nach dem FICFB Verfahren und den Einbau zusätzlicher Gasreinigungseinheiten. Das erzeugte und gereinigte Produktgas steht an einem DN15-Flansch mit hohen Temperaturen und Drücken zur Verfügung und kann direkt in weitere verfahrenstechnische Einheiten geleitet werden an denen praktische Erkenntnisse gewonnen werden sollen. Die Erkenntnisse aus diesem Betrieb sind die Grundlage für die Entwicklung größerer Versuchsanlagen und dienen für das Scale Up auf Demonstrationsanlagen. Die typische Anlagengröße bei Kohlevergasung von einigen hundert MW_{th} ist bei der Biomassevergasung nach der Verfügbarkeit des Brennstoffs zu beurteilen. Die Integration einer solchen Anlage in die Region ist in Österreich bis zu ca. 20 MW_{th} sinnvoll und bringt durch die regionale Wertschöpfung eine Reihe von volkswirtschaftlichen Vorteilen mit sich.

Synthesegas wird derzeit fast ausschließlich in Großanlagen aus fossilen Brennstoffen erzeugt. Daher existieren sehr wenige verwertbare Informationen für die Synthesegaserzeugung aus Biomasse, etwa die schädlichen Auswirkungen der in Biomasse enthaltenen Spurenelemente Na, K, P, S und Cl auf die für die Synthesen erforderlichen Katalysatoren. Der höhere Wasserstoffgehalt eines durch Dampfvergasung erzeugten Synthesegases ist wie in Kap. 2.5.2 dargestellt erwünscht.

Ähnlich hohe Anforderungen an die Konzentration von schädlichen Verunreinigungen und Spurenelementen im Produktgas stellt die Nutzung des Gases in einer Brennstoffzelle. Die Standzeit dieser Elemente können zusammen mit der erforderlichen Gasreinigung an der Versuchsanlage getestet werden.

Für Hochtemperaturbrennstoffzellen und Synthesegasprozesse bei hohen Temperaturen (siehe Tabelle 2-18) bringt eine Hochtemperaturgasreinigung energetische Vorteile. Diese zum Teil noch im Entwicklungsstadium befindliche Technologie kann ebenfalls an der Versuchsanlage entwickelt werden.

5 Zusammenfassung

Auf Basis publizierter Daten druckaufgeladener Vergasungsanlagen wurde eine Versuchsanlage konstruiert und ausgeführt, die präzise Daten für die Integration dieses Konzeptes in großtechnische Anwendungen liefert. Die Auswirkungen des Parameters Druck auf die Produktgaszusammensetzung, den Teergehalt und die Pyrolysekoksvergasung kann erforscht werden. Zusammen mit der Variation der Parameter Vergasungsmedium, Temperatur, Bettmaterial und Brennstoff können die Gaseigenschaften bereits während der Entstehung für verschiedene Anwendungen optimiert werden.

Die Vorteile der druckaufgeladenen Vergasung von Biomasse sind:

- Verringerung der Anlagengröße proportional zum Druck.
- Geringere Wärmeverluste der Komponenten durch die geringere Oberfläche.
- Besserer Wärmeübergang in der Wirbelschicht, damit schnellere Entgasung.
- Keine Verdichtung des Produktgases erforderlich bei weiterer Nutzung des Gases in Prozessen, welche höheren Druck benötigen. Es müssen nur geringe Mengen des Vergasungsmediums verdichtet werden. Dies bedeutet bei Dampfvergasung einen sehr geringen zusätzlichen Aufwand.
- Energetischer Vorteil bei Verwendung einer Hochtemperaturgasreinigung, wenn das Produktgas vom angeschlossenen Prozess bei hohen Drücken und Temperaturen benötigt wird.
- Schnellere Pyrolysekoksvergasung.

Dem stehen folgende Nachteile gegenüber:

- Hoher apparativer Aufwand, z. Bsp. bei der Brennstoffförderung.
- Höherer Inertgasverbrauch beim Anlagenbetrieb.
- Die für viele Prozesse erforderliche bzw. sinnvolle Hochtemperaturgasreinigung befindet sich teilweise noch im Entwicklungsstadium.
- Die Erfahrungswerte der Nutzung des Produktgases in einer Brennstoffzelle oder in Synthesegasprozessen sind sehr gering.

Weitere Eigenschaften druckaufgeladener Vergasungssysteme wurden zwar publiziert, sind jedoch nur für Einzelfälle bzw. in Kombination mit den Prozessparametern gültig. So wird eine höhere Gasausbeute unter Druck durch den besseren Wärmeübergang in der Wirbelschicht und eine verringerte Teerausbeute des Produktgases beschrieben. Die grundlegenden Reaktionen und Effekte wurden in dieser Arbeit diskutiert und müssen durch Versuchsserien an der Anlage erforscht werden.

Die Konstruktion und Berechnung dieser Versuchsanlage zur druckaufgeladenen Vergasung von Biomasse in einer stationären Wirbelschicht wurde detailliert dargestellt. Der Betriebsbereich reicht von atmosphärischen Druck bis zu Überdrücken von 10 bar, Temperaturen im Wirbelschichtreaktor zwischen 600°C und 900°C und Leistungen von 5 bis 50 kW_{th}. Der Brennstoff kann mittels Luft, Dampf, einem zusätzlichen Medium wie Sauerstoff oder einer Mischung dieser Stoffe vergast werden. Zusätzlich kann Stickstoff beigemischt werden oder Pyrolyseversuche unter Inertatmosphäre mit diesem Gas gemacht werden. Die Schlüsseltechnologien der druckaufgeladenen Vergasung wurden diskutiert und im Fall des Hochtemperaturfilters in das Konzept integriert.

Die Anlage wird automatisch über die nahezu ausfallsichere Regelung gesteuert. Mögliche kritische Betriebszustände wurden identifiziert und die erforderlichen Maßnahmen getroffen um diese zu entschärfen. Die sicheren Stellungen der Ventile wurden definiert und alle Ventile zur Bedienung der Anlage zentral neben der Messdatenerfassung platziert, wo auch alle absolut gemessenen Drücke an Manometern abgelesen werden können. Im Notfall kann die automatische Regelung auf Handbetrieb umgestellt werden. Zur frühzeitigen Erkennung kritischer Betriebszustände wurde ein zweistufiges Warnsystem entwickelt, welches unzulässige Parameter auswertet und durch eine gut sichtbare Signalsäule an der Anlage visualisiert.

Die Anlage wurde problemlos in Betrieb genommen, alle Anlagenkomponenten funktionieren plangemäß.

6 Anhang

6.1 Details

6.1.1 Berechnung des Druckbehälters

Eingabedaten, Zuschläge, usw.:

Behälter:

gewählte max. zul. Temperatur: $T_{Smax} = 300 \text{ K} + CK$

maximal zugelassener Druck $P_S = 10 \text{ bar}$

gewählte Bedingungen für den Vergaser-DB:

Außendurchmesser $D_e = 1450 \text{ mm}$

Wanddicke gewählt $e_{gw} = 10 \text{ mm}$

Innendurchmesser $D_i = D_e - 2 \cdot e_{gw} \quad D_i = 1430 \text{ mm}$

Klöpferboder $R_{\text{mm}} = D_e \quad R = 1450 \text{ mm}$

$r = 0.1 \cdot D_e \quad r = 145 \text{ mm}$

gewählte Wanddicke $e_{KBgw} = 15 \text{ mm}$

Korrosions- bzw. Erosionszuschlag $c_{\text{mm}} = 0 \text{ mm}$

negative Dickentoleranz $\delta_e = 0 \text{ mm}$

Schweißnahtfaktor $z = 0.85$ bei Prüfgruppe 3b

Werkstoffeigenschaften: lt. EN 10028-2 bei einer Werkstoffdicke zwischen 16 und 40 mm für den Druckbehälter

gewählte Stahlsorte: P355GH (1.0473)

min. Bruchdehnung $A = 20\%$

Streckgrenze $R_{eH} = 345 \text{ MPa}$ bei Raumtemperatur

min. Zugfestigkeit $R_m = 510 \text{ MPa}$ bei Raumtemperatur (max. = 650 MPa)

Mindest-0,2% Dehngrenze $R_{pTS} = 225 \text{ MPa}$ bei 300°C

Rohre: Abmessungen und Toleranzen nach ÖNORM EN 10217-4:

Geschweißte Stahlrohre für Druckbeanspruchungen für Rohre aus unlegierten und legierten

Stählen

Abs. 8.4.1.4 Oberflächenunregelmäßigkeiten müssen kleiner als 5% der Nennwanddicke bzw. 3mm sein. (sinngemäß)

Schweißnahtfaktor=0.85

Abmessungen Rohr DN800:

$$\begin{array}{llll} D_{eDN800} = 813\text{mm} & \text{Außendurchmesser} & e_{DN800} = 8\text{mm} & \text{Wanddicke} \\ D_{iDN800} = D_{eDN800} - 2 \cdot e_{DN800} & & D_{iDN800} = 797\text{mm} & \text{Innendurchmesser} \end{array}$$

Abmessungen Rohr DN300:

$$\begin{array}{llll} D_{eDN300} = 323.9\text{mm} & \text{Außendurchmesser} & e_{DN300} = 5.6\text{mm} & \text{Wanddicke} \\ D_{iDN300} = D_{eDN300} - 2 \cdot e_{DN300} & & D_{iDN300} = 312.7\text{mm} & \text{Innendurchmesser} \end{array}$$

Abmessungen Rohr DN80:

$$\begin{array}{llll} D_{eDN80} = 88.9\text{mm} & \text{Außendurchmesser} & e_{DN80} = 2.9\text{mm} & \text{Wanddicke} \\ D_{iDN80} = D_{eDN80} - 2 \cdot e_{DN80} & & D_{iDN80} = 83.1\text{mm} & \text{Innendurchmesser} \end{array}$$

Abmessungen Rohr DN32:

$$\begin{array}{llll} D_{eDN32} = 42.4\text{mm} & \text{Außendurchmesser} & e_{DN32} = 2.3\text{mm} & \text{Wanddicke} \\ D_{iDN32} = D_{eDN32} - 2 \cdot e_{DN32} & & D_{iDN32} = 37.8\text{mm} & \text{Innendurchmesser} \end{array}$$

Abmessungen Rohr DN25:

$$\begin{array}{llll} D_{eDN25} = 33.7\text{mm} & \text{Außendurchmesser} & e_{DN25} = 2\text{mm} & \text{Wanddicke} \\ D_{iDN25} = D_{eDN25} - 2 \cdot e_{DN25} & & D_{iDN25} = 29.7\text{mm} & \text{Innendurchmesser} \end{array}$$

Berechnung:

zul. Spannung bei Auslegungsbedingungen f : lt. EN 13445-3 Abs. 6.2

$$\frac{R_{pTS}}{1.5} = 150\text{MPa} \quad \frac{R_{eH}}{2.4} = 143.75\text{MPa}$$

$$f = \min\left(\frac{R_{pTS}}{1.5}, \frac{R_{eH}}{2.4}\right) \quad f = 143.75\text{MPa}$$

zul. Spannung bei Prüfbedingungen f_a :

$$\frac{R_{eH}}{1.5} = 230\text{MPa} \quad \frac{R_{eH}}{2.4} = 143.75\text{MPa}$$

$$f_a = \min\left(\frac{R_{eH}}{1.5}, \frac{R_{eH}}{2.4}\right) \quad f_a = 143.75\text{MPa}$$

Prüfdruck der Wasserdruckprüfung: lt. EN 13445-5 Abs. 10.2.3.3

$$P_t = \max\left(1.25 \cdot P_S \cdot \frac{f_a}{f}, 1.43 \cdot P_S\right) \quad P_t = 14.3\text{bar}$$

Schalen unter Innendruck: lt. EN 13445-3 (Ausgabe 5 (2003-02)) Abs.7

Zylinder des Vergaserdruckbehälters:

$$e_t = \max\left(\frac{P_S \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot z - P_S}, \frac{P_S \cdot D_e}{2 \cdot f \cdot z + P_S}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$e_t = 5.91 \text{ mm}$ bei Auslegungsbedingungen

$$e_a = \max\left(\frac{P_t \cdot D_i}{2 \cdot f_a \cdot z - P_t}, \frac{P_t \cdot D_e}{2 \cdot f_a \cdot z + P_t}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$e_a = 8.44 \text{ mm}$ bei Prüfbedingungen

$e_{\text{min}} = \max(e_a, e_t) \quad e = 8.44 \text{ mm}$ erforderliche Wanddicke des zylindrischen Teils

Wanddicke der Rohre:

DN800

$$e_{t, \text{min}} = \max\left(\frac{P_S \cdot D_{i, \text{DN800}}}{2 \cdot f \cdot z - P_S}, \frac{P_S \cdot D_{e, \text{DN800}}}{2 \cdot f \cdot z + P_S}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$e_t = 3.31 \text{ mm}$ bei Auslegungsbedingungen

$$e_{a, \text{min}} = \max\left(\frac{P_t \cdot D_{i, \text{DN800}}}{2 \cdot f_a \cdot z - P_t}, \frac{P_t \cdot D_{e, \text{DN800}}}{2 \cdot f_a \cdot z + P_t}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$e_a = 4.73 \text{ mm}$ bei Prüfbedingungen

$e_{\text{min}} = \max(e_a, e_t) \quad e = 4.73 \text{ mm}$ erforderliche Wanddicke eines Rohres mit DN800

DN300

$$e_{t, \text{min}} = \max\left(\frac{P_S \cdot D_{i, \text{DN300}}}{2 \cdot f \cdot z - P_S}, \frac{P_S \cdot D_{e, \text{DN300}}}{2 \cdot f \cdot z + P_S}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$e_t = 1.32 \text{ mm}$ bei Auslegungsbedingungen

$$e_{a, \text{min}} = \max\left(\frac{P_t \cdot D_{i, \text{DN300}}}{2 \cdot f_a \cdot z - P_t}, \frac{P_t \cdot D_{e, \text{DN300}}}{2 \cdot f_a \cdot z + P_t}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$e_a = 1.88 \text{ mm}$ bei Prüfbedingungen

$e_{\text{min}} = \max(e_a, e_t) \quad e = 1.88 \text{ mm}$ erforderliche Wanddicke eines Rohres mit DN300

DN80

$$e_t = \max\left(\frac{P_S \cdot D_{iDN80}}{2 \cdot f \cdot z - P_S}, \frac{P_S \cdot D_{eDN80}}{2 \cdot f \cdot z + P_S}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$$e_t = 0.36 \text{ mm} \quad \text{bei Auslegungsbedingungen}$$

$$e_a = \max\left(\frac{P_t \cdot D_{iDN80}}{2 \cdot f_a \cdot z - P_t}, \frac{P_t \cdot D_{eDN80}}{2 \cdot f_a \cdot z + P_t}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$$e_a = 0.52 \text{ mm} \quad \text{bei Prüfbedingungen}$$

$$e = \max(e_a, e_t) \quad e = 0.52 \text{ mm} \quad \text{erforderliche Wanddicke eines Rohres mit DN80}$$

DN32

$$e_t = \max\left(\frac{P_S \cdot D_{iDN32}}{2 \cdot f \cdot z - P_S}, \frac{P_S \cdot D_{eDN32}}{2 \cdot f \cdot z + P_S}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$$e_t = 0.17 \text{ mm} \quad \text{bei Auslegungsbedingungen}$$

$$e_a = \max\left(\frac{P_t \cdot D_{iDN32}}{2 \cdot f_a \cdot z - P_t}, \frac{P_t \cdot D_{eDN32}}{2 \cdot f_a \cdot z + P_t}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$$e_a = 0.25 \text{ mm} \quad \text{bei Prüfbedingungen}$$

$$e = \max(e_a, e_t) \quad e = 0.25 \text{ mm} \quad \text{erforderliche Wanddicke eines Rohres mit DN32}$$

DN25

$$e_t = \max\left(\frac{P_S \cdot D_{iDN25}}{2 \cdot f \cdot z - P_S}, \frac{P_S \cdot D_{eDN25}}{2 \cdot f \cdot z + P_S}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$$e_t = 0.14 \text{ mm} \quad \text{bei Auslegungsbedingungen}$$

$$e_a = \max\left(\frac{P_t \cdot D_{iDN25}}{2 \cdot f_a \cdot z - P_t}, \frac{P_t \cdot D_{eDN25}}{2 \cdot f_a \cdot z + P_t}\right) \quad \begin{array}{l} \text{Glg. 7.4.1} \\ \text{Glg. 7.4.2} \end{array}$$

$$e_a = 0.2 \text{ mm} \quad \text{bei Prüfbedingungen}$$

$$e = \max(e_a, e_t) \quad e = 0.2 \text{ mm} \quad \text{erforderliche Wanddicke eines Rohres mit DN25}$$

Klörperboden - Wandickenberechnung

$$f_b = \frac{R_{pTS}}{1.5} \quad \text{Unter Prüfbedingungen muß der Faktor 1.5 durch 1.05 ersetzt werde}$$

$$f_{ba} = \frac{R_{pTS}}{1.05} \quad \text{zul. Spannung bei Prüfbedingungen}$$

Faktoren zur numerischen Bestimmung von β :

$$X = \frac{r}{D_i} \quad X = 0.1 \quad Y = \frac{e_{KBgw}}{R} \quad Y = 0.01 \quad \text{solange es } < 0.04 \text{ ist}$$

$$\text{newton} = 1.006 - \frac{1}{6.2 + (90 \cdot Y)^4} \quad \text{newton} = 0.86 \quad Z = \log\left(\frac{1}{Y}\right) \quad Z = 1.99$$

$$\beta = \text{newton} \left(-0.1833 \cdot Z^3 + 1.0383 \cdot Z^2 - 1.2943 \cdot Z + 0.837 \right) \quad \beta = 0.8$$

$$1000 \cdot \frac{P_S}{f} \cdot \left(0.75 + 0.2 \cdot \frac{D_i}{R} \right) = 6.59 \quad \text{aus Diagramm 7.5.1.} \quad \beta D = 0.8:$$

Wanddicke für Auslegungsbedingungen:

$$e_s = \frac{P_S \cdot R}{2 \cdot f \cdot z - 0.5 \cdot P_S} \quad e_s = 5.95 \text{ mm}$$

$$e_y = \frac{\beta \cdot P_S \cdot (0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i)}{f} \quad e_y = 7.62 \text{ mm}$$

$$e_b = (0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i) \cdot \left[\frac{P_S}{111 \cdot f_b} \cdot \left(\frac{D_i}{r} \right)^{0.825} \right]^{\frac{1}{1.5}} \quad e_b = 7.42 \text{ mm}$$

$$e_{KB} = \max(e_s, e_y, e_b)$$

Wanddicke für Prüfbedingungen:

$$e_s = \frac{P_t \cdot R}{2 \cdot f_a \cdot z - 0.5 \cdot P_t} \quad e_s = 8.51 \text{ mm}$$

$$e_{v} = \frac{\beta \cdot P_t \cdot (0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i)}{f_a} \quad e_y = 10.9 \text{ mm}$$

$$e_b = (0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i) \cdot \left[\frac{P_S}{111 \cdot f_{ba}} \cdot \left(\frac{D_i}{r} \right)^{0.825} \right]^{\frac{1}{1.5}} \quad e_b = 5.85 \text{ mm}$$

$$e_{KB} = \max(e_s, e_y, e_b, e_{KB}) \quad e_{KB} = 10.9 \text{ mm} \quad \text{erforderliche Wanddicke des Klöpperboden:}$$

Nachrechnung des zulässigen Drucks bei gegebener Boden-Wanddicke

Bei Auslegungsbedingungen:

$$P_{ns} = \frac{2 \cdot f_a \cdot z \cdot e_{KBgw}}{R + 0.5 \cdot e_{KBgw}} \quad P_{ns} = 25.15 \text{ bar}$$

$$P_{ny} = \frac{f_a \cdot e_{KBgw}}{\beta \cdot (0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i)} \quad P_{ny} = 19.68 \text{ bar}$$

$$P_{nb} = 111 \cdot f_b \cdot \left(\frac{e_{KBgw}}{0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i} \right)^{1.5} \cdot \left(\frac{r}{D_i} \right)^{0.825} \quad P_{nb} = 28.76 \text{ bar}$$

Bei Prüfbedingungen:

$$P_{ans} = \frac{2 \cdot f_a \cdot z \cdot e_{KBgw}}{R + 0.5 \cdot e_{KBgw}} \quad P_{ans} = 25.15 \text{ bar}$$

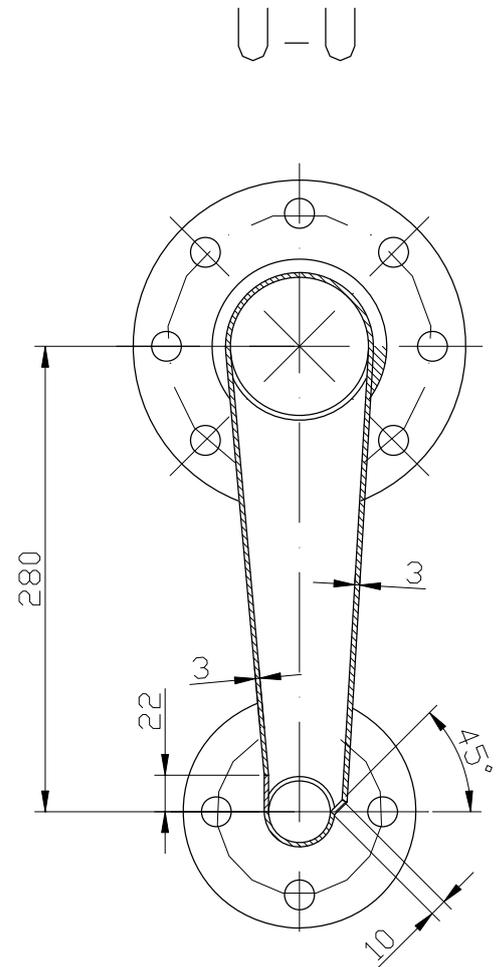
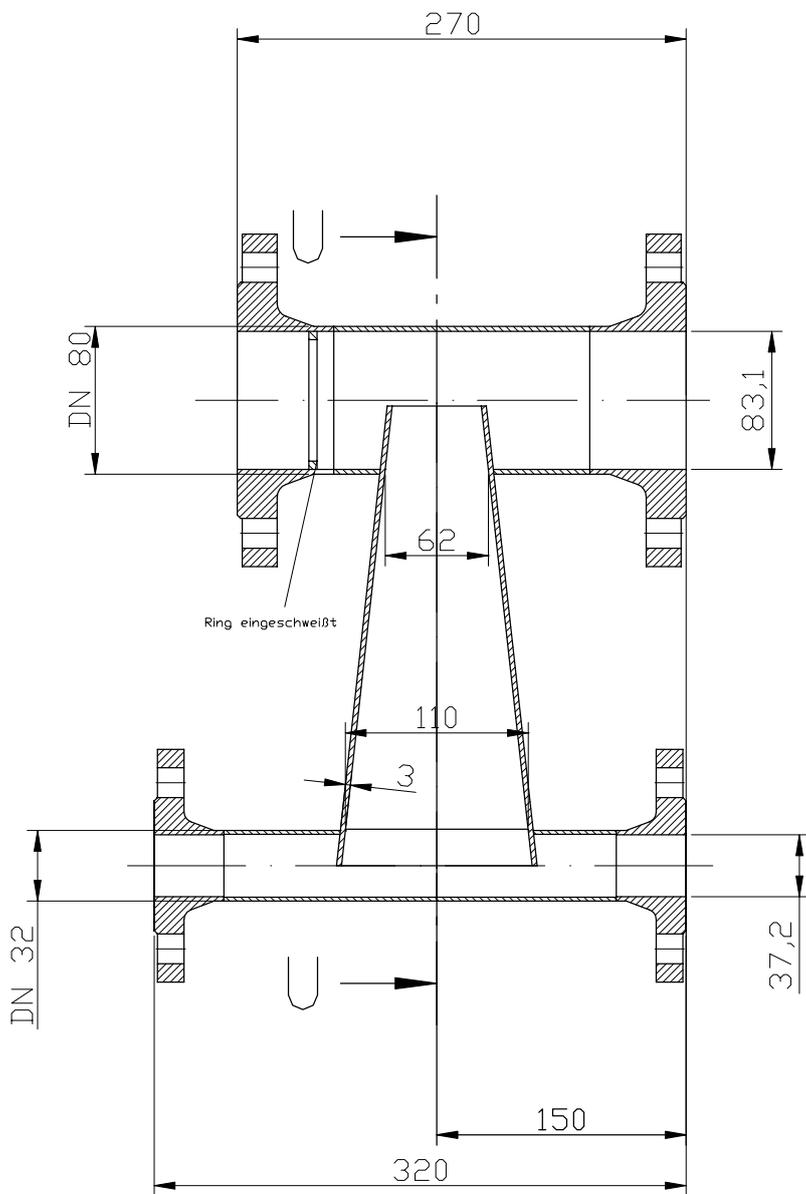
$$P_{any} = \frac{f_a \cdot e_{KBgw}}{\beta \cdot (0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i)} \quad P_{any} = 19.68 \text{ bar}$$

$$P_{anb} = 111 \cdot f_{ba} \cdot \left(\frac{e_{KBgw}}{0.75 \cdot R + 0.2 \cdot D_i} \right)^{1.5} \cdot \left(\frac{r}{D_i} \right)^{0.825} \quad P_{anb} = 41.09 \text{ bar}$$

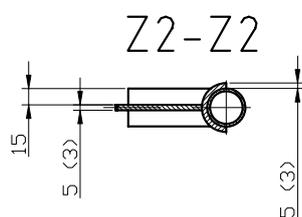
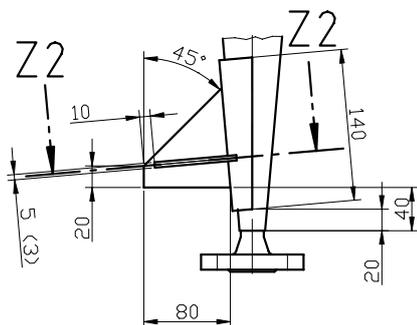
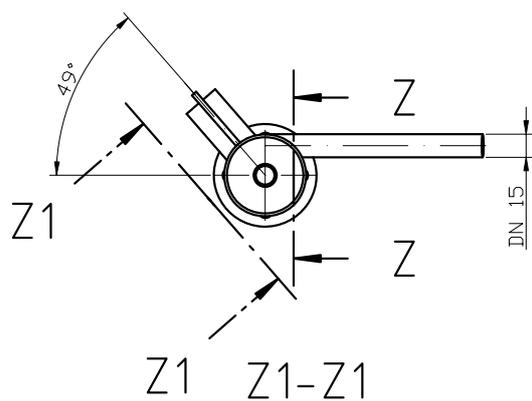
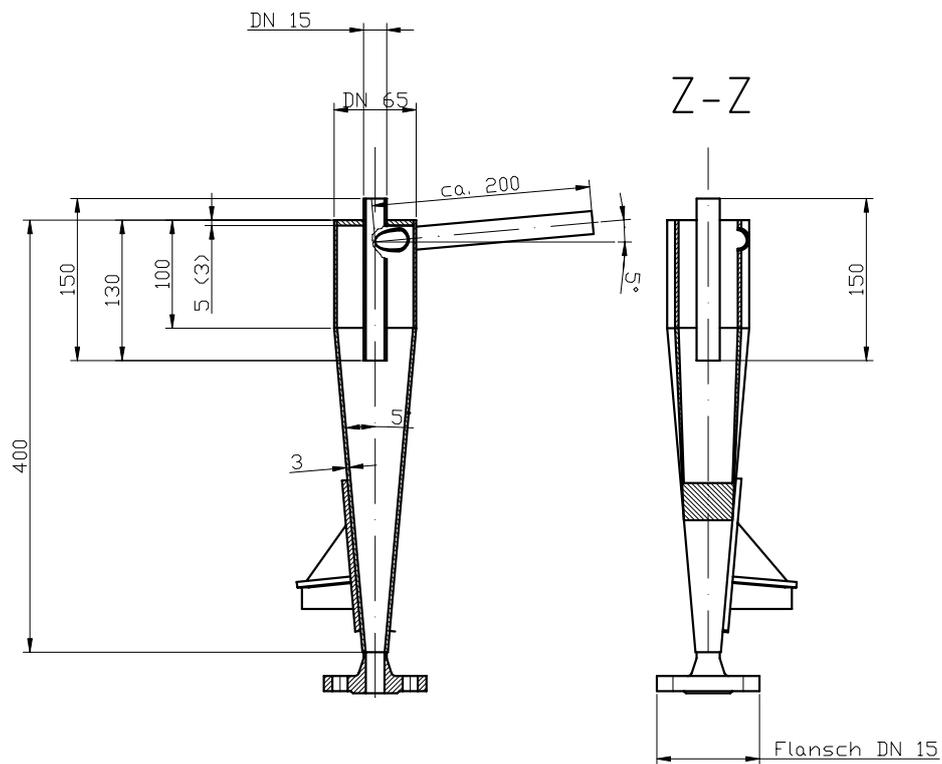
$$P_{zulKB} = \min(P_{ns}, P_{ans}, P_{ny}, P_{any}, P_{nb}, P_{anb}) \quad P_{zulKB} = 19.68 \text{ bar}$$

6.1.2 Detailzeichnungen

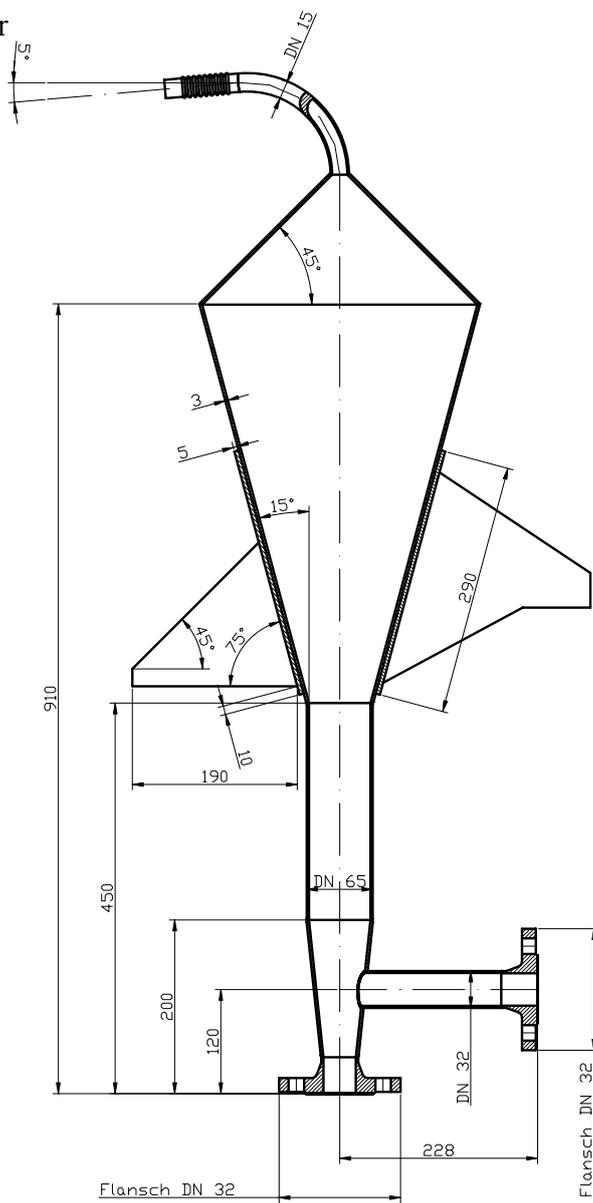
Biomasse - Übergabebehälter



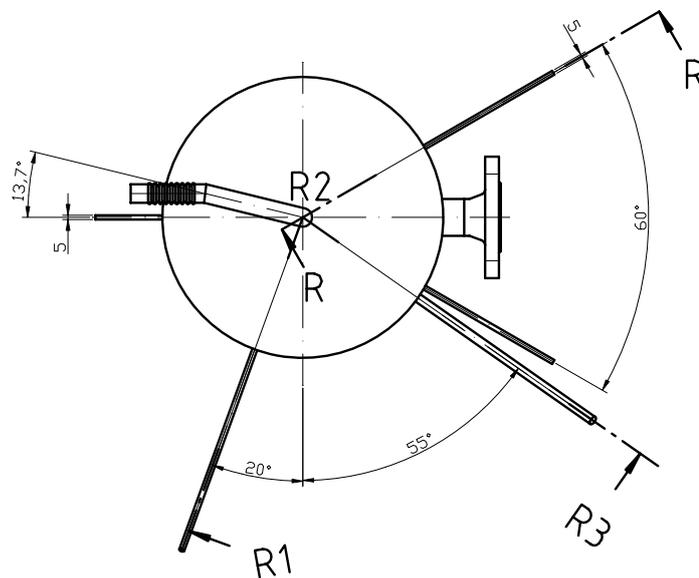
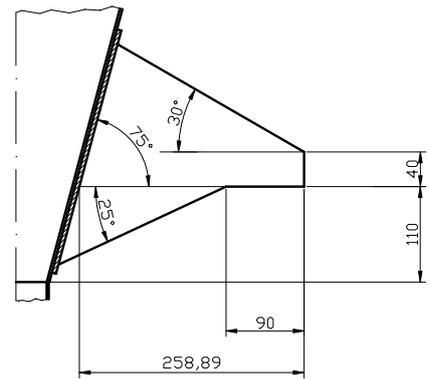
Zyklon

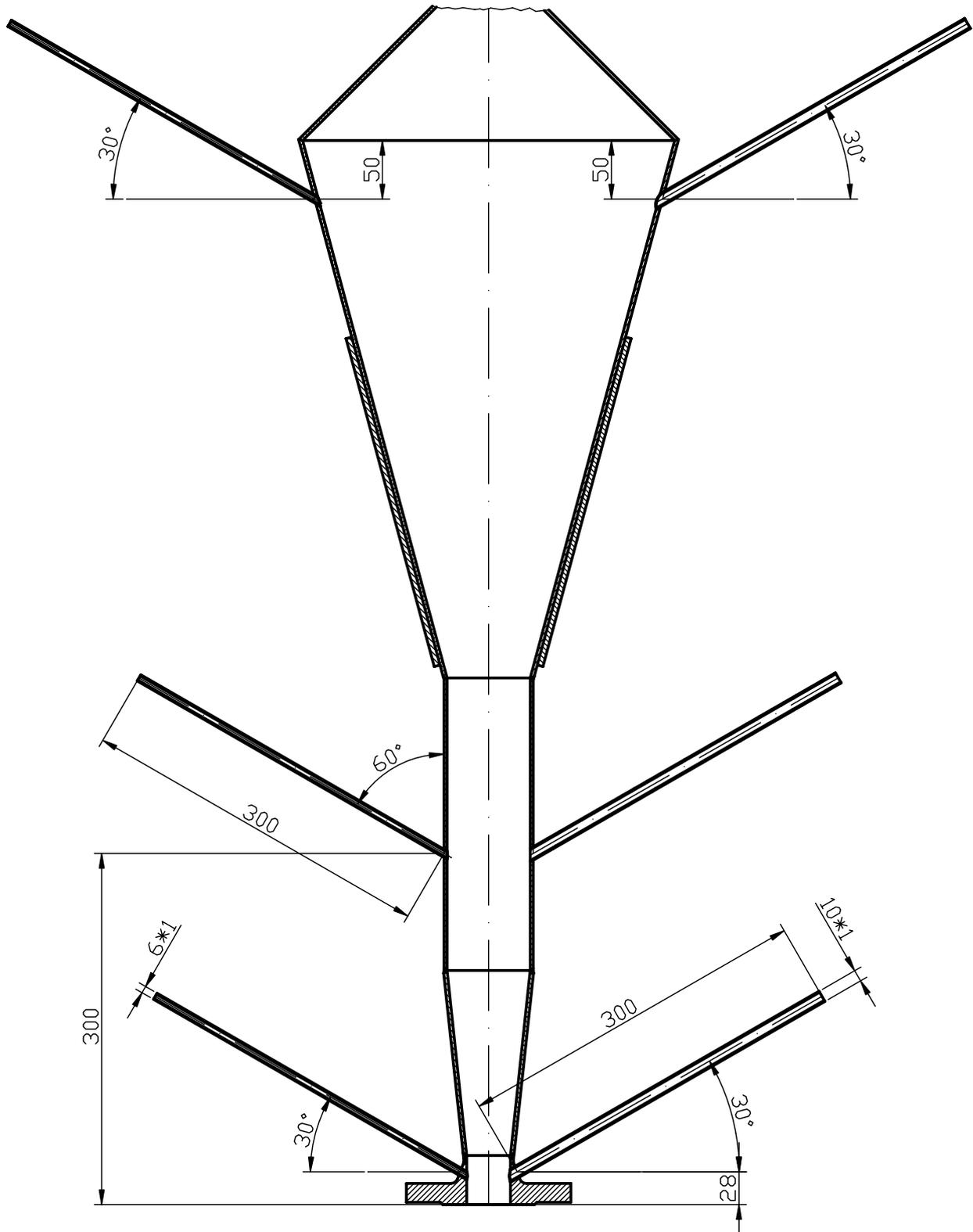


Reaktor



R-R

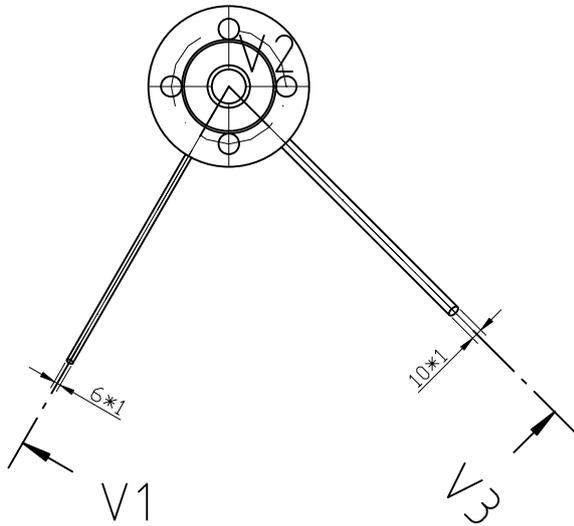
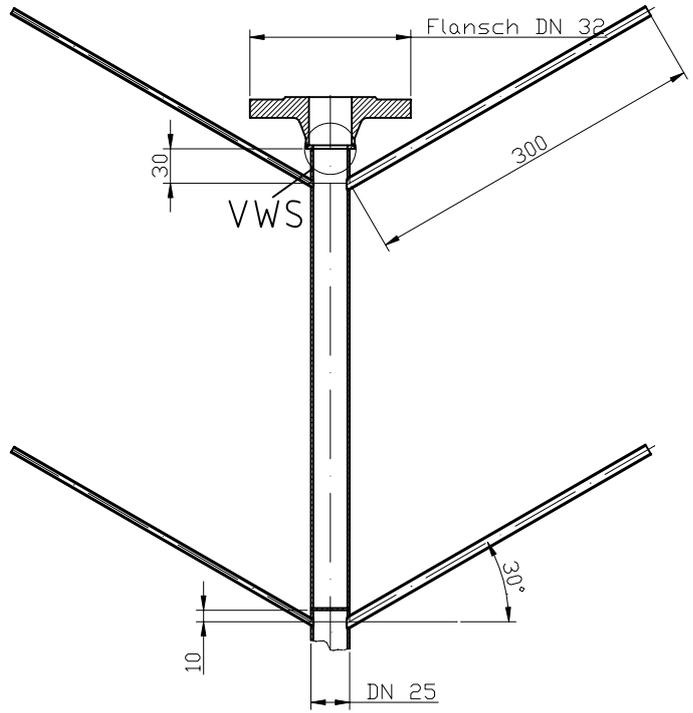
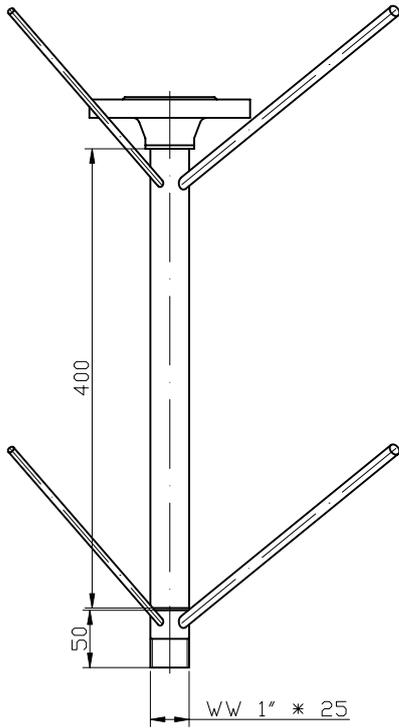




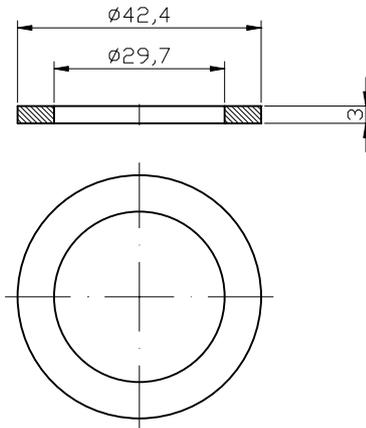
Länge und Winkel von allen
Druckmessstellen gleich

Vorwärm - Wirbelschicht

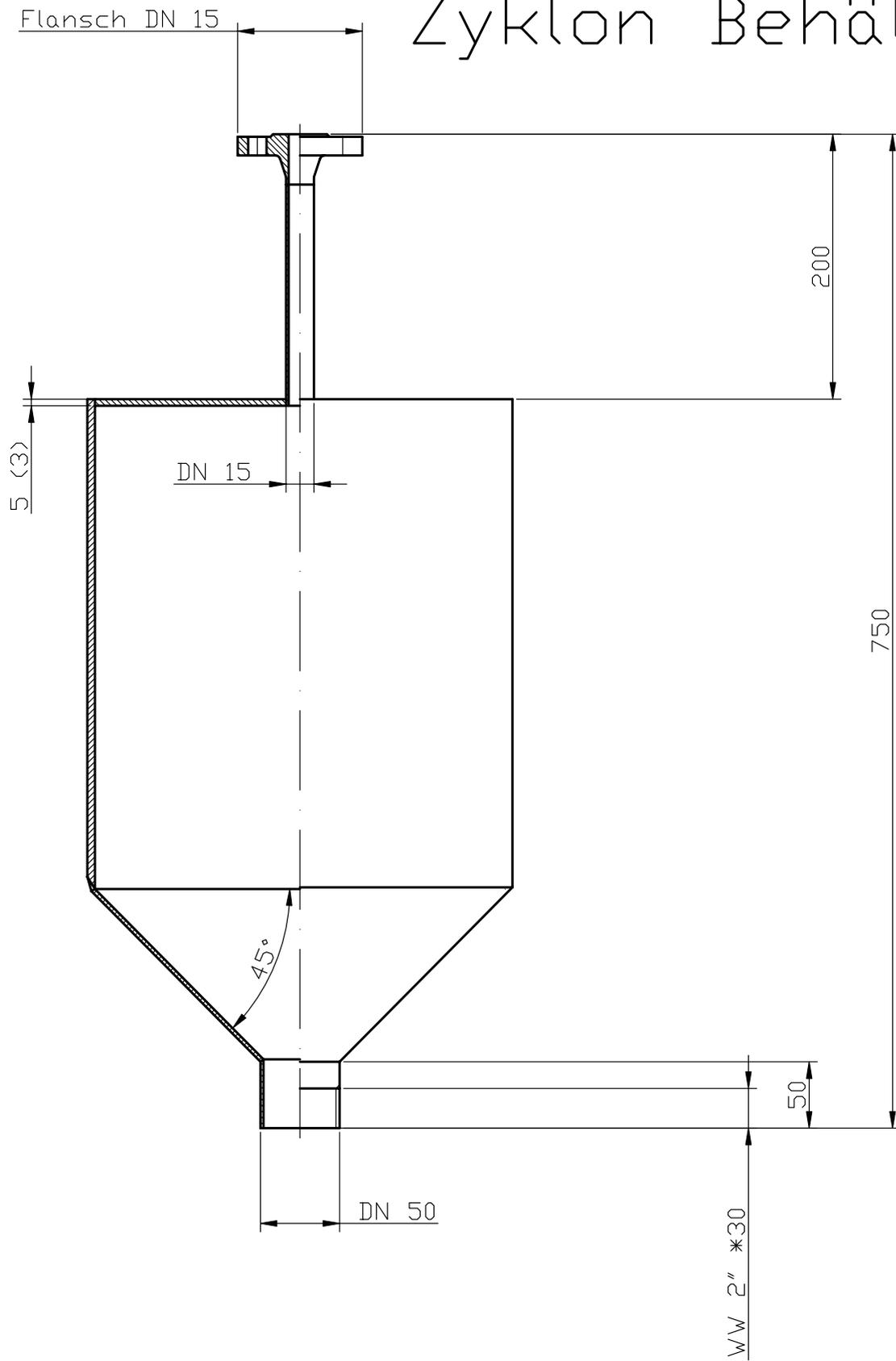
V1-V3



VWS 1:1



Zyklon Behälter

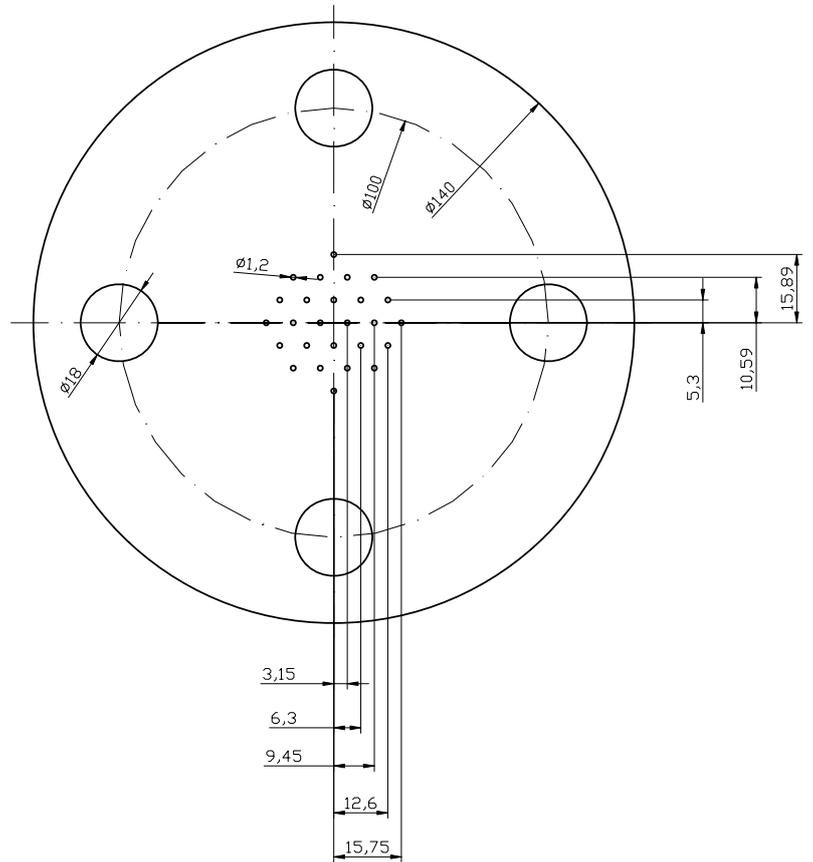
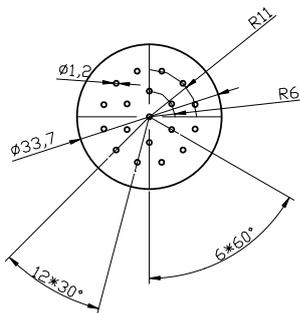


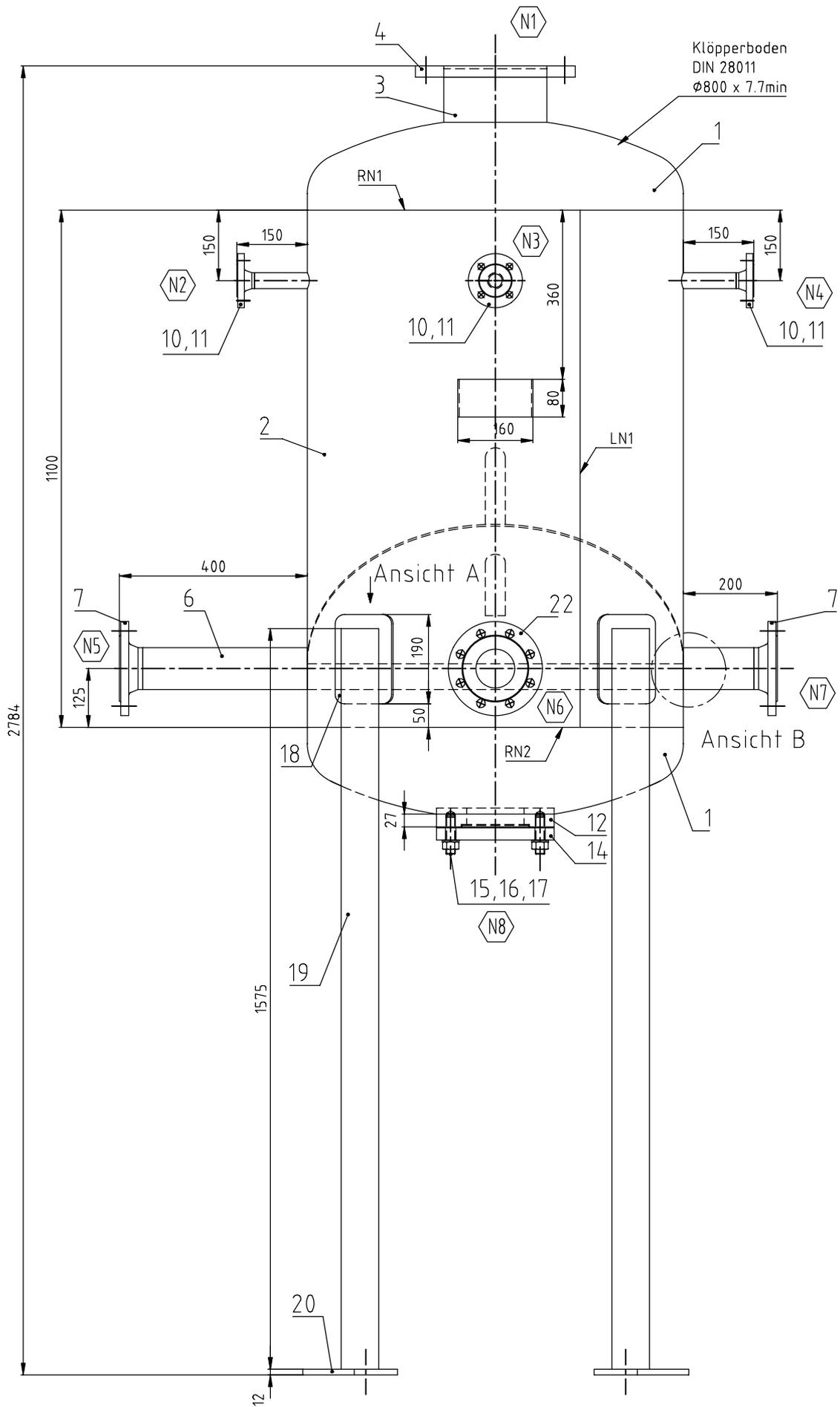
Düsenboden M=1:1

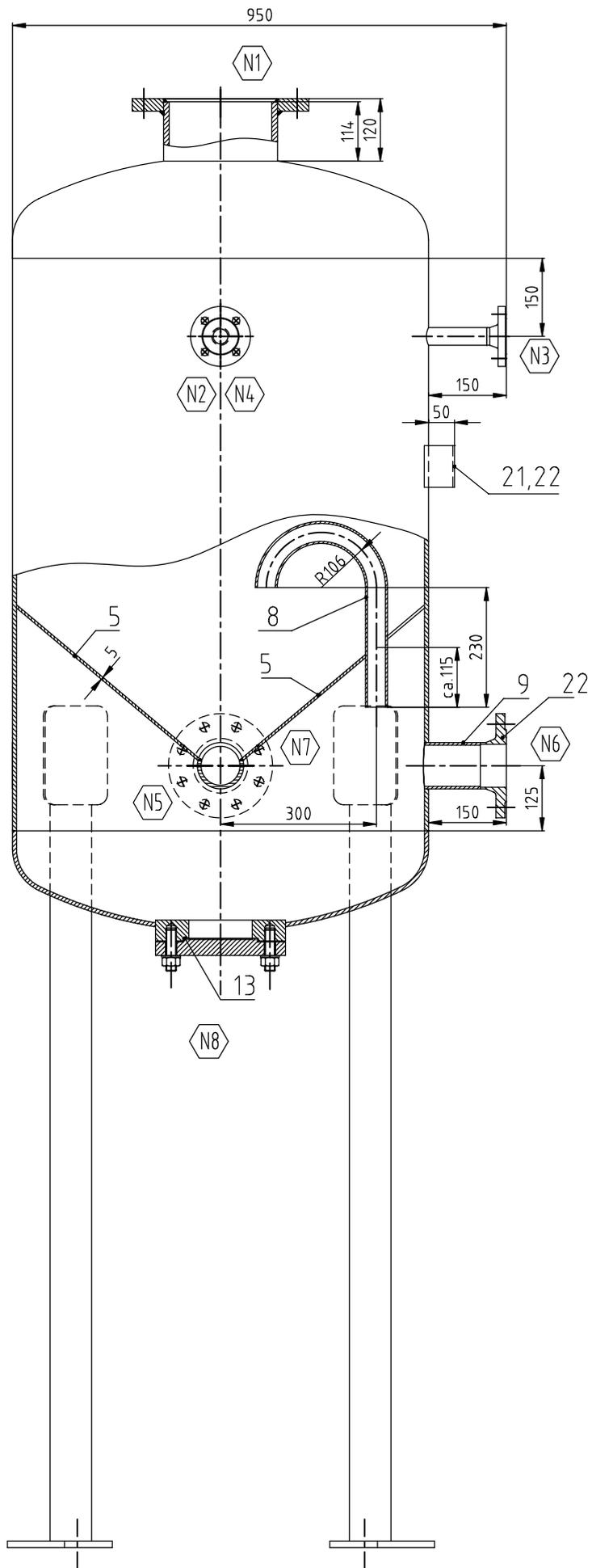
Dicke = 3

Düsenboden

Düsenboden Vorwärm WS



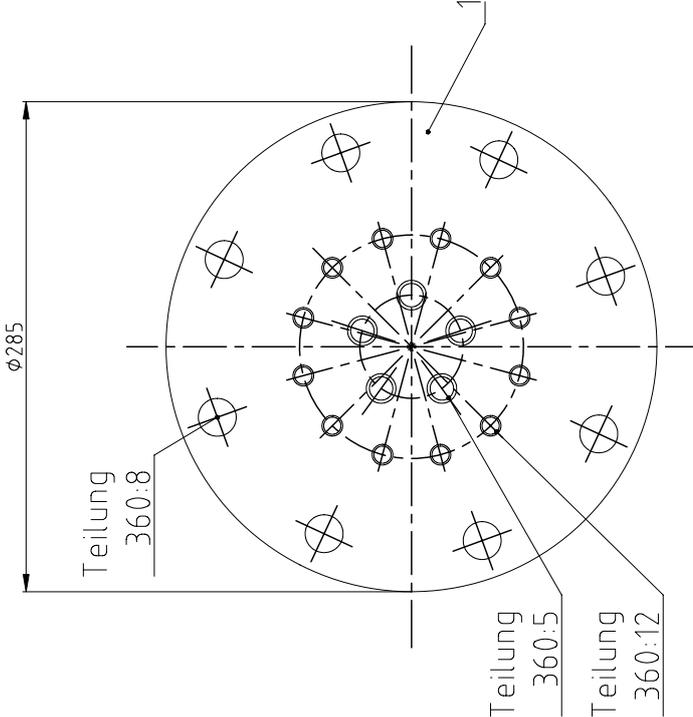
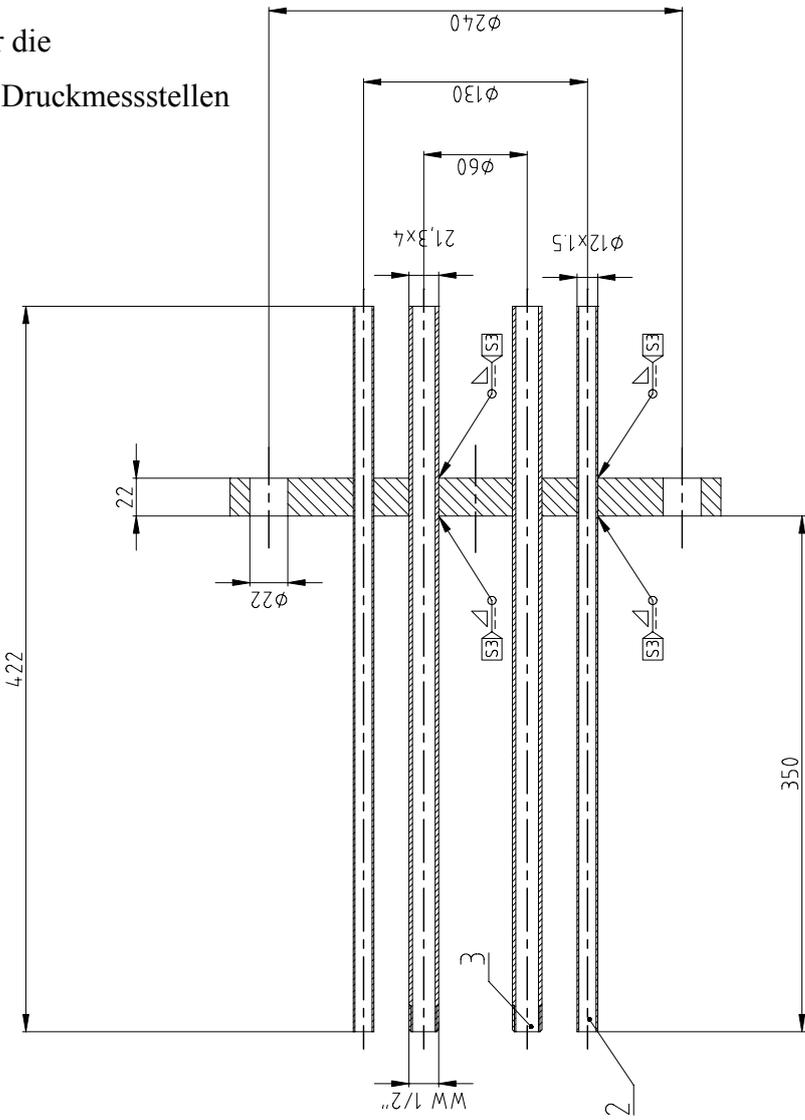




Stück- und Stutzenliste Biomassebunker

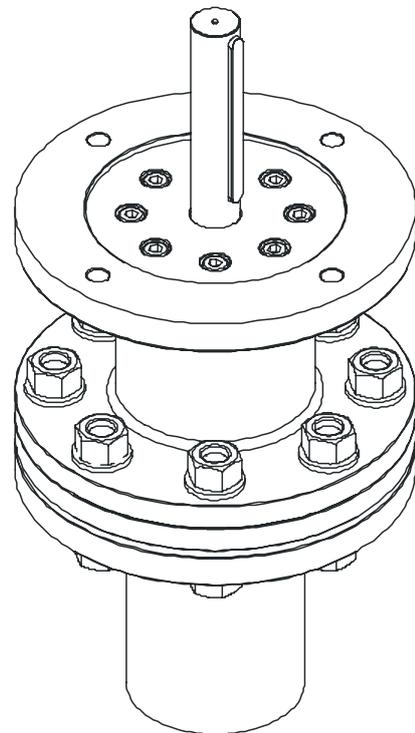
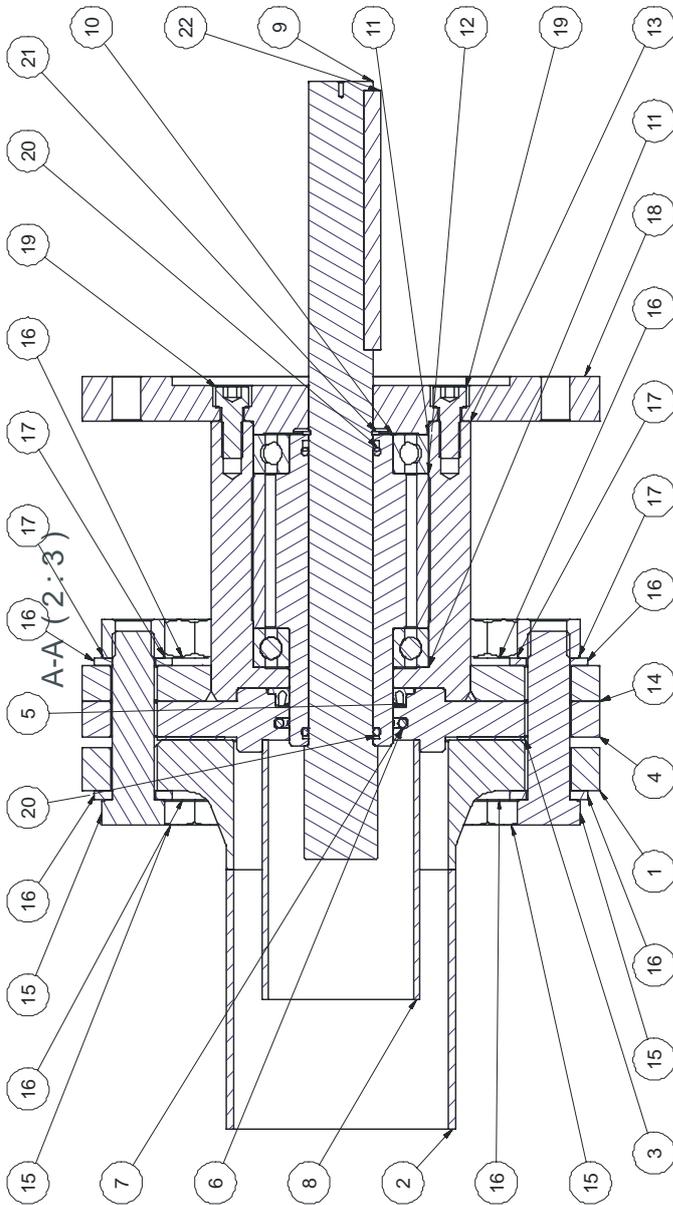
24							
23	1	V-Flansch DN80 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
22	1	Firmenschild/name plate	-	Alu	-	-	-
21	1	Blech/plate s=3mm	EN 10029	St 37-2	DIN 17100	-	-
20	1	Blech/plate 155 x 130 s=3mm	EN 10029	St 37-2	DIN 17100	-	-
19	4	Winkelstahl 80 x 80 x 8	EN 10056	St 37-2	DIN 17100	-	-
18	4	Sattelblech 190 x 170 s=6mm	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
17	8	Scheibe M22	DIN 125	St	DIN 125	-	-
16	8	Sechskantmutter M22	DIN 934	5.6	DIN 934	-	stamped
15	8	Sechskantschraube M22 x 80	DIN 933	5.6	DIN 933	-	stamped
14	1	Handlochdeckel ϕ 250 x 31	DIN 2448	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
13	1	Dichtung 143/123 x 2	-	Klinger Sil	C 4400	-	-
12	1	Handlochflansch ϕ 122/250 x 40	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
11	3	V-Flansch DN25 PN16	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	Form C
10	3	Rohr/pipe ϕ 33.7 x 4	DIN 2448	St 35.8I	DIN 17175	3.1B	-
9	1	Rohr/pipe ϕ 88.9 x 5	DIN 2448	St 35.8I	DIN 17175	3.1B	-
8	1	Rohr/pipe ϕ 42.4 x 4	DIN 2448	St 35.8I	DIN 17175	3.1B	-
7	2	V-Flansch DN80 PN16 Form C	DIN 2633	C 22.8	DIN 17200	3.1B	-
6	1	Rohr/pipe ϕ 88.9 x 7.1	DIN 2448	St 35.8I	DIN 17175	3.1B	-
5	2	Blech/plate 1020 x 784 x 5	EN 10029	St 37-2	DIN 17175	-	-
4	1	Flansch DN200 PN10	DIN 2576	P265GH	EN10028-2	3.1B	-
3	1	Rohr/pipe ϕ 219.1 x 11	DIN 2448	St 35.8I	DIN 17175	3.1B	-
2	1	Mantel/shell ϕ 800 x 7.6min	EN 10029	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
1	2	Klöpferboden ϕ 800 x 7.7min	DIN 28011	P265 GH	EN10028-2	3.1B	-
Pos Item	Stück Piece	Benennung Description	Norm Standard	Werkstoff Material	Norm Standard	Attest Certificate	Bemerkung Remarks
Stutzentabelle / nozzles							
N7	1	-	80	-	-	-	ϕ 88.9 x 3.2
N6	1	-	80	-	-	-	ϕ 88.9 x 3.2
N5	1	-	80	-	-	-	ϕ 88.9 x 3.2
N4	1	-	25	-	-	-	ϕ 33.7 x 2.6
N3	1	-	25	-	-	-	ϕ 33.7 x 2.6
N2	1	-	25	-	-	-	ϕ 33.7 x 2.6
N1	1	-	200	-	-	-	ϕ 219.1 x 6.3
Stutzen Nozzle	Stück Piece	Benennung Description	DN NPS	PN Class.	Norm Standard	Dichtfläche Facing	Anschlußabmessung Pipe connection

DN150 – Flansch für die Durchführungen der Druckmessstellen



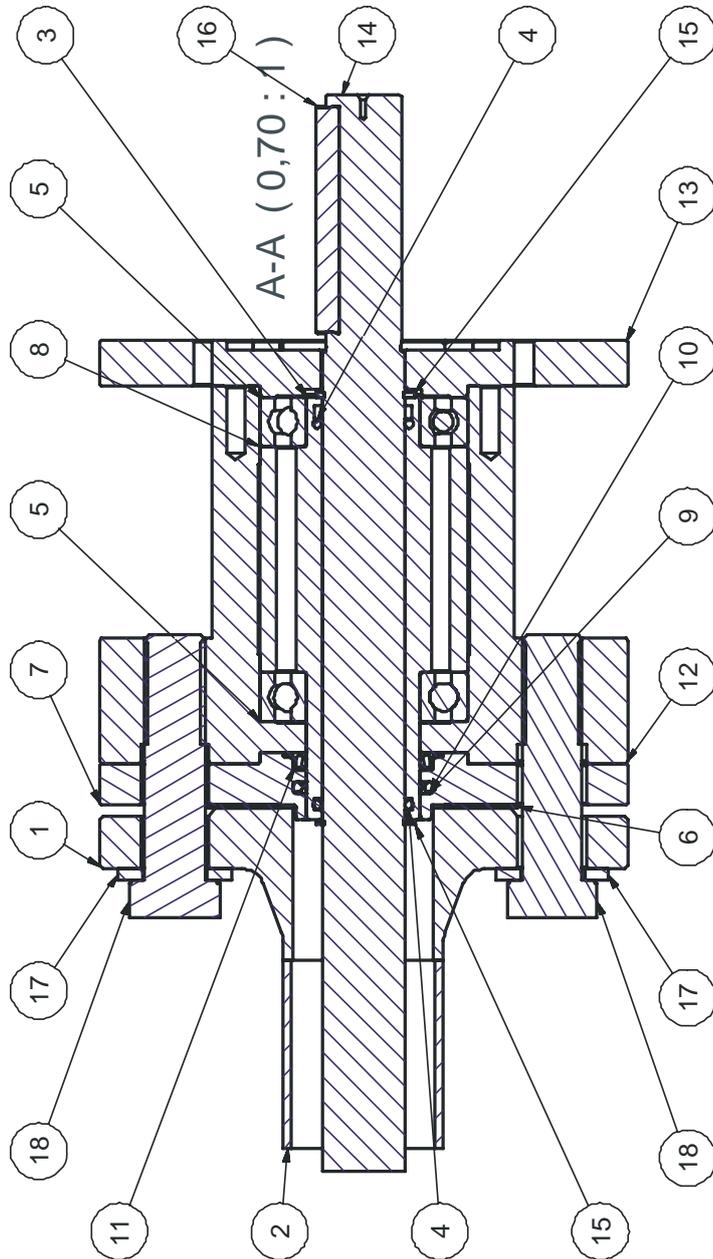
Zusammenstellung und Stückliste Wellenabdichtung und Lagerung Dosierschnecke DN80

OBJEKT ANZA	BAUTEILNUMMER	STÜCKLISTE	BEZEICHNUNG
1	2507-001		Vorschweißflansch DN80-PN16
2	2507-002		Längsgeschw. Stahlrohr
3	2507-008		Flachdichtung DN80 HNB 65 Shore =1,0
4	2507-009		Dichtungsflansch
5	2507-005		Rotationsdichtung Federvorgespannt Wellendm 40
6	2507-006		Busakshamban Turcon Roto Glyd-Ring Busak Wellendm 40
7	2507-007		Stilistischer O-Ring gem. mit Turcon Roto bestellen!!
8	2507-003		geschweißtes Stahlrohr 60,3x2,3 DIN2458/1626 St37.0
9	2507-004		Schneckenwelle Wellenende
10	2507-010		Gleit- und Lagerhülse
11	2	DIN 625 T1 - 6008 - 40 x 68 x 15	Rillenkugellager
12	1	2507-011	Lagerdistanzring
13	1	2507-201	Rohr
14	1	2507-202	DN 80 Flansch ad BRG Doppelflansch
15	8	ISO 4014 - M16 x 65	Sechskantschraube
16	16	DIN 125 - A 17	Scheibe
17	8	ISO 4032 - M16	Sechskantmutter
18	1	2507-203	Flansch f. Getriebe
19	8	DIN 912 - M8 x 20	Zylinderschraube
20	2	2507-012	O-Ring HNB ID 25x3
21	1	DIN 471 - 25 x 1.2	Sicherungsring
22	1	2507-013	Passfeder A8x7x100-St

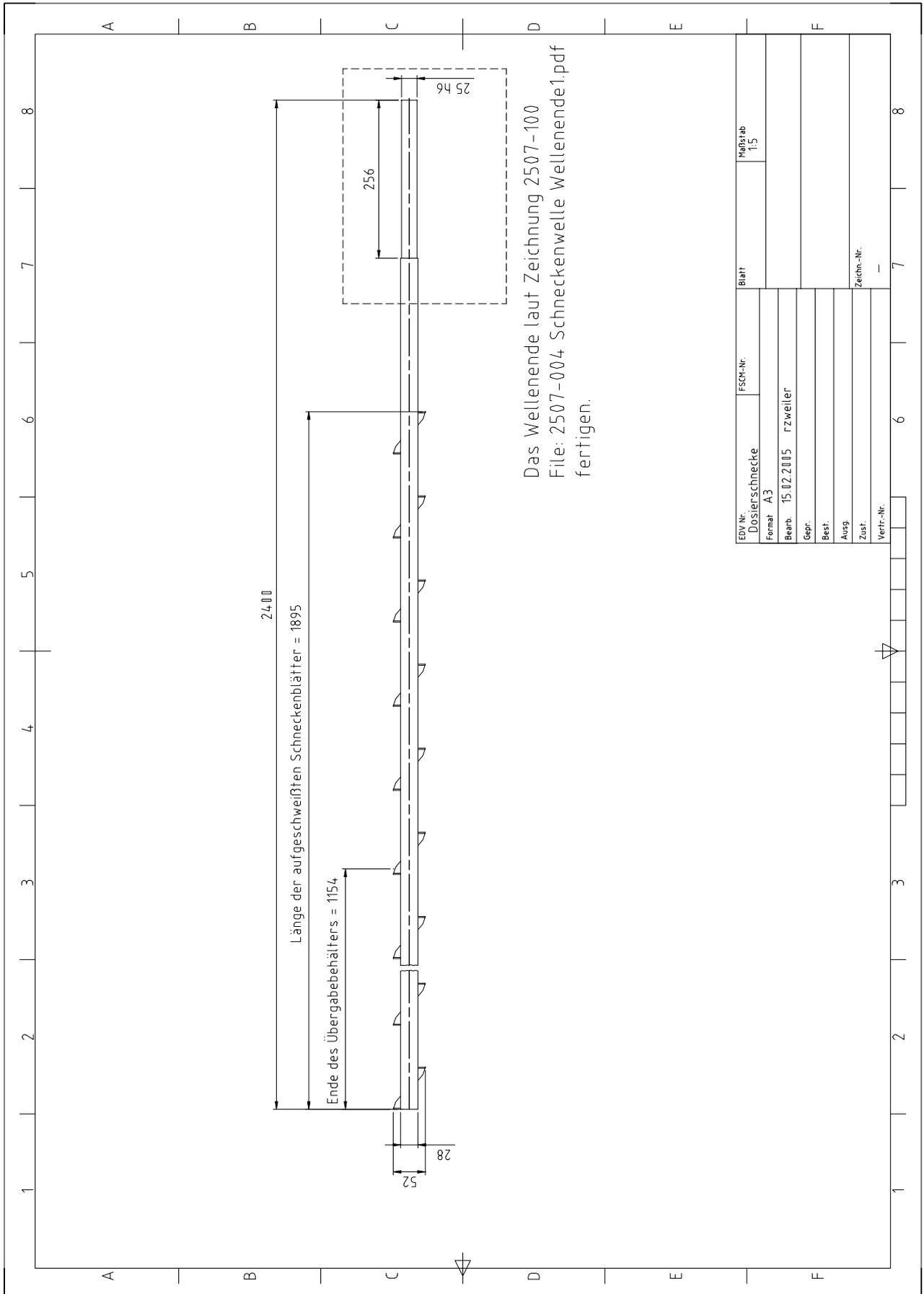


Stückliste

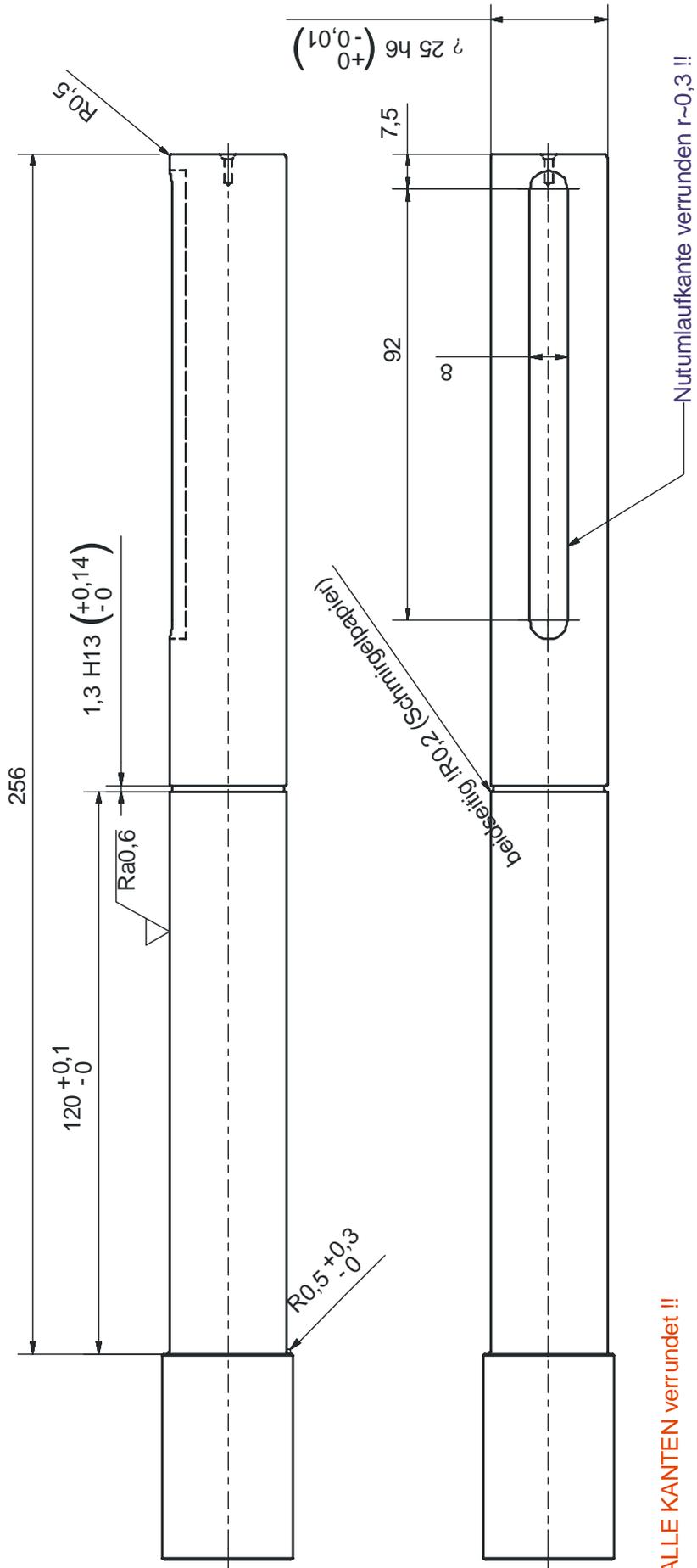
OBJEK	ANZA	BAUTEILNUMMER	BEZEICHNUNG
1	1	2507-502	Vorschweißflansch DN32/PN16
2	1	2509-501	Geschweißtes Rohr DN32
3	1	2507-509	Gleit- und Lagerhülse
4	2	2507-507	O-Ring 22x2,3
5	2	DIN 625 T1 - 6006 - 30 x 55 x 13	Rillenkugellager
6	1	2507-506	Flachdichtung DN32 HNBR 65 Shore =1,0
7	1	2507-510	Dichtungsflansch
8	1	2507-511	Lagerdistanzring
9	1	2507-503	Turcon Roto Glyd- Ring Busak
10	1	2507-504	Stilistischer O-Ring gem.mit Turcon Roto bestellen!!
11	1	2507-505	Rotationsdichtung Federvorgespannt Busakshamban TVM300400-T40S
12	1	2507-512	Lagerflansch DN32
13	1	2507-513	Getriebeflansch DN32
14	1	2507-508	Wellenende
15	2	DIN 471 - 22 x 1.2	Sicherungsring
16	1	2507-514	Passfeder A6x6x60-St
17	4	DIN 125 - A 17	Scheibe
18	4	ISO 4014 - M16 x 65	Sechskantschraube
19	4	DIN 912 - M6 x 16	Zylinderschraube



Werkstattzeichnung Dosierschnecke



Wellenende Dosierschnecke DN80



6.2 Nomenklatur

Variablen der Berechnungen im Anhang werden hier nicht berücksichtigt.

6.2.1 Indizes

Werden als Ergänzung zu bestimmten Variablen eingesetzt und haben, sofern sie in dieser Arbeit oder in Kap. 6.2.2 nicht anders beschrieben sind, folgende Bedeutung:

a	atmosphärisch
el	elektrisch
B	Bett der Wirbelschicht
BM	Biomasse
D	Düsenboden
f	feucht (z. Bsp. feuchte Biomasse)
g	Gas
gp	Kenngrößen und Variablen für den Stoff- und Wärmetransport zwischen Gas und Partikeln in der Wirbelschicht
H ₂ O	Dampf bzw. Wasser
m	Mittelwert
p	druckaufgeladen
th	thermisch, d.h. Brennstoffwärmeleistung
wf	wasserfrei

6.2.2 Variablen

6.2.2.1 Lateinische Symbole

a_0	Fläche eines Lochbodenloches [m]
A_0	Gesamtfläche aller Lochbodenlöcher [m]
A	Querschnitt (z. Bsp. des Reaktors oder der Wirbelschicht) [m ²]
Ar	Archimedes Zahl [-]
C_w	C_w – Widerstandsbeiwert [-]
D	Durchmesser (Wirbelschicht, Welle, etc.) [m]
d_0	Lochdurchmesser eines Lochbodenloches [m]
d_{sv}	Durchmesser der Kugel mit derselben Oberfläche wie das Partikel [m]
d_p	Siebdurchmesser [m]
D/B	Dampf – Brennstoffverhältnis (H ₂ O/trockener Brennstoff) [kg/kg]
D/B_f	Dampf – Brennstoffverhältnis (Dampf/feuchter Brennstoff) [kg/kg]
f_0	Freiflächenverhältnis [-]
H	Höhe (z. Bsp. der Wirbelschicht) [m]
H_u	Heizwert [kJ/kg]
K_v	Durchfluss von Wasser durch ein Ventil bei einem Druckverlust von 0,98 bar [m ³ /h]
M_{zul}	zulässiges Drehmoment [Nm]
\dot{m}	Massenstrom [kg/s] bzw. [kg/h]
M	Molgewicht [kg/mol]
M_p	Masse des Partikels [kg]
N	Anzahl der Löcher eines Düsenbodens [-]
Nu	Nusselt-Zahl [-]
N_2/B	Stickstoff – Brennstoffverhältnis (N ₂ / trockene Biomasse) [kg/kg]
N_2/B_f	Stickstoff – Brennstoffverhältnis (N ₂ / feuchte Biomasse) [kg/kg]
O_2/B	Sauerstoff – Brennstoffverhältnis (O ₂ / trockene Biomasse) [kg/kg]
O_2/B_f	Sauerstoff – Brennstoffverhältnis (O ₂ / feuchte Biomasse) [kg/kg]
p	Druck [Pa]
P	Leistung [kW]
P_{therm}	Brennstoffwärmeleistung (Z. Bsp. des Reaktors) [kW]
P_{Gas}	thermische Leistung des Gases [kW]
P_{el}	elektrische Leistung [kW]
\dot{Q}	Wärmestrom [W]

R	spezifische, spezielle oder individuelle Gaskonstante [J/(kgK)]
R _{p0,2}	Streckgrenze resp. 0,2% Dehngrenze [N/mm ²]
Re	Reynolds Zahl [-]
Re _p	Reynolds-Zahl an der Oberfläche eines Partikels in der Wirbelschicht [-]
s	Plattendicke eines Lochbodens [m]
S _p	Oberfläche eines Partikels in der Wirbelschicht [m ²]
T	Temperatur [K]
T _g	Temperatur des Gases in der Wirbelschicht [K]
T _p	Temperatur eines Partikels in der Wirbelschicht [K]
u	Leerrohrgeschwindigkeit [m/s]
u _L	Lockerungsgeschwindigkeit [m/s]
U ₀	Geschwindigkeit im Loch eines Lochbodenloches [m/s]
u _s	Schwebegeschwindigkeit [m/s]
U _w	Geschwindigkeit im Luftkasten eines Gasverteilerbodens
V _p	Volumen des Partikels [m ³]
\dot{v}	Volumenstrom [m ³ /s]
w	Massenanteil [-]
W	Widerstandsmoment [m ³]
WG	Wassergehalt [kg/kg]

6.2.2.2 Griechische Symbole

α	Wärmeübergangskoeffizient [W/m ² K]
Δ	Differenz [definitionsgemäß]
λ	Luftzahl [-]
λ_g	Wärmeleitfähigkeit des Gases [W/mK]
η_{el}	elektrischer Wirkungsgrad, z. Bsp. Motor oder Generator [-]
η_m	mechanischer Wirkungsgrad, z. Bsp. eines Motors oder Generators [-]
η_s	isentropen Wirkungsgrad, z. Bsp. einer Gasturbine oder eines Verdichters [-]
ρ	Dichte [kg/m ³]
ρ_g	Dichte des durchströmenden Mediums [kg/m ³]
ρ_p	Partikeldichte, hydrodynamische Dichte [kg/m ³]
τ_{zul}	zulässige Torsionsspannung [N/mm ²]
μ	dynamische Viskosität [kg/m·s]
ν	stöchiometrische Verhältniszahl
ζ	Koeffizient (zur Berechnung des Druckverlustes) [-]

6.2.3 Konstanten

g	9.80665	Erdbeschleunigung [m/s ²]
R _m	8.314471 ± 0.000014	universelle Gaskonstante [J/(mol K)]

6.2.4 Einheiten

Nl/min	Durchfluss in Litern pro Minute bei Normbedingungen [l/min]
Nm ³ /h	Durchfluss in m ³ pro Stunde bei Normbedingungen [m ³ /min]
Bm ³ /h	Durchfluss in m ³ pro Stunde bei Betriebsbedingungen [m ³ /min]

6.2.5 Abkürzungen

FC	Flow Controller Mass Flow Controller
GuD	Gas und Dampf Prozess
HTMF	Hochtemperatur Membran Filter
IGCC	Integrated Combined Cycle Kraft – Wärme Kopplung
MFC	Mass Flow Controller Massendurchflussregler
PBFB	Pressurised Bubbling Fluidised Bed druckaufgeladene stationäre Wirbelschicht
PCFB	Pressurised Circulating Fluidised Bed druckaufgeladene zirkulierende Wirbelschicht
PFBC	Pressurised Fluidised Bed Combustion druckaufgeladene Wirbelschichtverbrennung
PFBG	Pressurised Fluidised Bed Gasification druckaufgeladene Wirbelschichtvergasung
WS	Wirbelschicht

7 Index und Verzeichnisse

7.1 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1: Reaktor Universität Lund	14
Abbildung 2-2: Vergasungsanlage der Universität Lund.....	16
Abbildung 2-3: Anlage VTT Finnland.....	19
Abbildung 2-4: Schema des IGT Renugas Prozesses	21
Abbildung 2-5: Isometrische Ansicht der IGT - Versuchsanlage	21
Abbildung 2-6: Prinzip des Cratech – Verfahrens	23
Abbildung 2-7: Schema des Cratech – Verfahrens	23
Abbildung 2-8: Verfahrensschema IVD Stuttgart.....	25
Abbildung 2-9: Verfahrensflißbild TU Delft	28
Abbildung 2-10: Anlagenschema TU Delft	28
Abbildung 2-11: Anlagenschema KTH Schweden	30
Abbildung 2-12: Verfahrensflißbild des IGCC Värnamo	32
Abbildung 2-13: Verfahrensschema Tampere	34
Abbildung 2-14: Verfahrensflißbild VEGA Demonstrationsanlage	35
Abbildung 2-15: Anlagenschema des Hawaii - Projekts	37
Abbildung 2-16: Reaktortypen für die Vergasung (nach [51]).....	39
Abbildung 2-17: FICFB-Verfahren Prinzipskizze	42
Abbildung 2-18: Stufen der thermochemischen Umwandlung (nach [49])......	45
Abbildung 2-19: Gleichgewichte ausgewählter Vergasungsreaktionen	49
Abbildung 2-20: Kohlenstoffumsatz gegen Druck bei 700°C [12].....	50
Abbildung 3-1: FICFB - Prozess mit Gasturbine ohne Nutzung der Energie des VB-Teils ...	62
Abbildung 3-2: FICFB - Prozess mit Gasturbine mit Nutzung der Energie des VB-Teils.....	63
Abbildung 3-3: FICFB - Prozess mit SOFC und Mikroturbine	64
Abbildung 3-4: O ₂ / Dampf - Prozess und Gasturbine	65
Abbildung 3-5: O ₂ / Dampf - Prozess mit SOFC und Mikroturbine	66
Abbildung 3-6: Verfahrensflißbild	68
Abbildung 3-7: Fluidisierungsdurchfluss für Luft, resp. Sauerstoff.....	89
Abbildung 3-8: Lockerungsgeschwindigkeit für verschiedene Fluidisierungsmedien	90
Abbildung 3-9: Geschwindigkeits-, -Temperatur, -Druck, -Volumenstromdiagramm.....	91
Abbildung 3-10: Grafische Darstellung der Abscheidemechanismen an einem Filter	96
Abbildung 3-11: Räumliche Darstellung der Abscheidemechanismen an einem Filter	99

Abbildung 3-12: HTMF mit Filtergehäuse	100
Abbildung 3-13: R&I Fließbild Bedientafel	107
Abbildung 3-14: R&I-Fließbild des Reaktors.....	108
Abbildung 3-15: Zusammenstellungszeichnung der Einbauten im Druckbehälter	112
Abbildung 3-16: Aufriss Konstruktionszeichnung Druckbehälter.....	117
Abbildung 3-17: Grundriss Konstruktionszeichnung Reaktor – Druckbehälter.....	118
Abbildung 3-18: Explosionsbereich von Methan in Stickstoff-/Sauerstoffgemischen [111]	131
Abbildung 3-19: Druckaufgeladene Vergasungsanlage.....	135
Abbildung 3-20: Reaktor, Zyklon und Filter	136
Abbildung 3-21: Bedientafel der Anlage	137
Abbildung 3-22: Kennlinie der Brennstoffförderung.....	140
Abbildung 3-23: Volumenstrom zur Anlage während der Inbetriebsetzung	145
Abbildung 3-24: Temperaturverlauf während der Inbetriebsetzung.....	146
Abbildung 3-25: Druckverlauf Absolut während der Inbetriebsetzung.....	147
Abbildung 3-26: Druckverlauf Differenz während der Inbetriebsetzung	148

7.2 Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1: Druckaufgeladene Versuchs- und Demonstrationsvergasungsanlagen	12
Tabelle 2-2: Großtechnisch ausgeführte druckaufgeladene Vergasungsanlagen.....	13
Tabelle 2-3: Zusammenfassung der Versuchsanlage der Universität Lund.....	15
Tabelle 2-4: Zusammenfassung der Versuchsanlage des VTT	18
Tabelle 2-5: Zusammenfassung der Versuchsanlage des IGT	20
Tabelle 2-6: Zusammenfassung der Versuchsanlage von Cratech.....	22
Tabelle 2-7: Zusammenfassung der Versuchsanlage des IVD.....	24
Tabelle 2-8: Zusammenfassung der Versuchsanlage der TU Delft	27
Tabelle 2-9: Zusammenfassung der Versuchsanlage des KTH	29
Tabelle 2-10: Zusammenfassung des Kraftwerks Värnamo	31
Tabelle 2-11: Zusammenfassung des Kraftwerks Tampere.....	33
Tabelle 2-12: Zusammenfassung des Hawaii Projekts	36
Tabelle 2-13: Voraussichtliche Produktgaszusammensetzung	38
Tabelle 2-14: Charakteristische Eigenschaften der unterschiedlichen Vergasertypen	39
Tabelle 2-15: Möglichkeiten zur Abscheidung unerwünschter Komponenten aus dem Produktgas.....	55
Tabelle 2-16: Zulässige Verunreinigungen bei der Synthesegaserzeugung.....	56
Tabelle 2-17: stöchiometrische H ₂ :CO Verhältnisse bei Synthesegasprozessen.....	57
Tabelle 2-18: Prozessbedingungen von Synthesegasprozessen	57
Tabelle 3-1: Globale Vergasungsparameter der Simulation	60
Tabelle 3-2: Wirkungsgrade der verwendeten Geräte.....	60
Tabelle 3-3: Brennstoffeigenschaften	60
Tabelle 3-4: Vergleichsdaten der modellierten Anlagen.....	67
Tabelle 3-5: Verhältnis der Leistung eines druckaufgeladenen Vergasungsreaktors bei 10 bar	76
Tabelle 3-6: Daten für die Modellierung verschiedener Betriebszustände	82
Tabelle 3-7: genormte Abmessungen der verwendeten Rohre	84
Tabelle 3-8: Parameter der Wirbelschicht und des Bettmaterials Olivin.....	84
Tabelle 3-9: Parameter der Düsenböden	84
Tabelle 3-10: Betriebszustände des Reaktors zur Berechnung	85
Tabelle 3-11: Betriebsbedingungen maßgeblicher Reaktorteile	86
Tabelle 3-12: K _v -Wert [m ³ /h] des PG-Regelventils bei verschiedenen Betriebspunkten	93
Tabelle 3-13: Öffnung [%] des PG-Regelventils bei verschiedenen Betriebspunkten	94

Tabelle 3-14: Ergebnisse der Zyklonberechnung.....	95
Tabelle 3-15: Berechnung der Dosierschnecke.....	101
Tabelle 3-16: Berechnung der schnell laufenden Förderschnecke.....	102
Tabelle 3-17: Stückliste der Zusammenstellungszeichnung	113
Tabelle 3-18: Berechnete Wanddicken des Druckbehälters	114
Tabelle 3-19: Optionale Durchführungen für eine Erweiterung der Anlage	115
Tabelle 3-20: Relative Gasdichten bezogen auf Stickstoff	115
Tabelle 3-21: Stückliste Konstruktionszeichnung Reaktor – Druckbehälter	119
Tabelle 3-22: Stutzenliste Konstruktionszeichnung Reaktor – Druckbehälter	120
Tabelle 3-23: Messpunkte der Versuchsanlage.....	127
Tabelle 3-24: Protokoll der Inbetriebsetzung.....	145
Tabelle 3-25: Zulässiger Betriebsbereich der Anlagenkomponenten	151
Tabelle 3-26: Parametervariation zur Bestimmung der Luftzahl bei autothermer Vergasung	159

7.3 Literaturindex

- [1] **Adler; Goerz; Degenkolb; Schingnitz**, Reactor and procedure for the entrained flow gasification., *Patent Nr.: DE10000537*, 2001.
- [2] **Andries, J. and Buhre, B. J. P.**, Small-scale, distributed generation of electricity and heat using integrated biomass gasification-gas turbine-fuel cell systems, *DGMK Tagungsber.*, 2000, 115-125
- [3] **Andries, J., De Jong, W. and Hein, K. R. G.**, Co-gasification of biomass and coal in a pressurized fluidized bed gasifier., [*Conference*], *Stuttgart, Apr. 9-11, 1997*, 1997, 172-181.
- [4] **Andries, J., Jong, W. and Hein, K. R. G.**, Co-gasification of Biomass and Coal in a Pressurised Fluidised Bed Gasifier, Delft, 1998,
- [5] **Baaske, Wolfgang et al.**, Biomassevergasungsanlage Wiener Neustadt, Band 1, Gutenberg-Verlag: Leipzig, 2001, S 35-45.
- [6] **Baehr, Hans Dieter**, Thermodynamik - Grundlagen und technische Anwendungen, Berlin. Heidelberg: Springer *Lehrbuch*, 2000.
- [7] **Barin, I.**, Thermochemical data of pure substances, VCH Weinheim, 1993.
- [8] **Baumann**, Apparatus and process for feeding of powdered fuel into high-pressure gasification reactor, 1992.
- [9] **Bolhar-Nordenkampf M.**, Techno-economic assessment on the gasification of biomass on the Large Scale, Dissertation Technische Universität Wien, 2004.
- [10] **Brage, C., Yu, Q., Chen, G. and Sjöström, K.**, Tar evolution profiles obtained from gasification of biomass and coal, 1999.
- [11] **Chartier, P., Ferrero, G. L., Henius, U. M., Hultberg, S., Sachau, J., Wiinblad, M. and Editors.,** , Biomass for Energy and the Environment. (Proceedings of the 9th European Bioenergy Conference, held 24-27 June 1996, Copenhagen, Denmark.), 1996.

-
- [12] **Chen, Guanxing, Sjoestroem, Krister and Bjoernbom, Emilia.**, Pyrolysis/gasification of wood in a pressurized fluidized bed reactor., *Ind. Eng. Chem. Res.*, 1992, 2764-8.
- [13] **Chen, Guanxing, Yu, Qizhuang, Sjoestroem, Krister and Bjoernbom, Emilia.**, Pyrolysis/gasification of biomass in presence of dolomite in a pressurized fluidized bed, *Adv. Thermochem. Biomass Convers.*, [Ed. Rev. Pap. Int. Conf.], 3rd, 1994, 1197-204.
- [14] **Craig, Joe D. and Purvis, Carol R.**, Development of a new generation of small scale biomass-fueled electric generating power plants, *Research and Development, [Report] EPA*, 1996, 4/7-4/16.
- [15] **Cubero, A.**, Untersuchung von Additiven zur Verbesserung der Gasqualität beim FICFB-Vergasungsprozess, Diplomarbeit TU Wien, 2003.
- [16] **De Jong, W., Ünal, Ö., Hoppesteyn, P., Andries, J. and Hein, K. R. G.**, Pressurized Gasification of Biomass and fossile fuels in fluidised bed gasifiers, hot gas cleanup using ceramic filters and pressurised product gas combustion, in Bridgewater, Hg., *Progress in Thermochemical Biomass Conversion*, Band 1 Blackwell Science Ltd: Oxford, 2001.
- [17] **De Jong, Wiebren, Ünal, Ö., Hein, Klaus R. G. and Spliethoff, Hartmut**, Pressurised fluidised bed gasification experiments of biomass and fossil fuels, *The 3rd International Symposium for South-east European Countries (SEEC) on FLUIDIZED BEDS IN ENERGY PRODUCTION, CHEMICAL AND PROCESS ENGINEERING AND ECOLOGY*, SINAIA: Romania, Bucharest, 2001, 231 - 138.
- [18] **De Jong, Wiebren, Ünal, Ömer, Andries, Jens, Hein, Klaus R. G. and Spliethoff, Hartmut**, Biomass and fossil fuel conversion by pressurised fluidised bed gasification using hot gas ceramic filters as gas cleaning, *Biomass and Bioenergy*, 2003 July, 59 - 83.
- [19] **Deutsches Institut für Normung**, DIN 1871, Gasförmige Brennstoffe und sonstige Gase - Dichte und andere volumetrische Größen, 1999.

-
- [20] **Deutsches Institut für Normung**, DIN 2481, Wärmekraftanlagen - Graphische Symbole, 1979.
- [21] **Di Blasi, C. and Russo, G.**, Modeling of transport phenomena and kinetics of biomass pyrolysis, *Bridgwater, A.V. (Hrsg.), (Advances in thermochemical biomass conversion, Blackie Academic & Professional: London, 1994, 906-921.*
- [22] **Di Blasi, Colomba, Signorelli, Gabriella, Di Russo, Carlo and Rea, Gennaro.**, Product Distribution from Pyrolysis of Wood and Agricultural Residues., *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 1999, 2216-2224.
- [23] **Di Blasi, Colomba.**, Comparison of semi-global mechanisms for primary pyrolysis of lignocellulosic fuels., *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 1998, 43-64.
- [24] **Engstrom, F.**, Hot gas clean-up bioflow ceramic filter experience, *Biomass Bioenergy*, 1998, 259-262.
- [25] **Espenaes, Bengt-Goeran.**, Reactivity of biomass and peat chars formed and gasified at different conditions, *Adv. Thermochem. Biomass Convers., [Ed. Rev. Pap. Int. Conf.]*, 3rd, 1994, 142-59.
- [26] **Europäisches Institut für Normung**, Berechnung von Druckbehältern, *EN 13445-3:2002(D)*, 2002.
- [27] **Evans, R. J., Knight, R. A., Onischak, M. and Babu, S. P.**, Development of biomass gasification to produce substitute fuels., *Report*, 1988, 189
- [28] **Evans, Robert J., Onischak, Michael, Knight, Richard A. and Babu, Suresh P.**, Gasification of wood wastes in the Renugas process., *Urja*, 1986, 135-46.
- [29] **Faltejsek; Kepplinger**, Process for the pressure gasification of coal for operating a power station, 1989.

-
- [30] **Fercher, Erich, Mackinger, Herbert, Voiglaender, Karl, Glasner, Alfred and Obwaller, Georg.**, Gasifier for producing nitrogen-poor gases from wastes, especially waste plastics., *Patent Nr.: AT 405937*, 1999
- [31] **Försterverband beider Basel**, Herstellung von Holzkohle, *Waldtage 2003*, Sissach, 2003, 4 Seiten.
- [32] **Gale, J. J., Steel, J. G., Laughlin, K. M. and Reed, G. P.**, Development of a pressurized fluidized bed gasifier for use in an advanced coal fired power generation system, *Kohlevergasung Votr., VGB-Konf.*, 1991, Paer No. V15, 11 ..
- [33] **Gjernes, Erik, Fjellerup, Jan, Hansen, Lars K., Rathmann, Ole, Kirkegaard, Mogens, Bak, Jimmy, Stoholm, Peder, Illerup, Jytte B., Hald, Pia, Olsen, Aksel and ., .**, Theoretical and experimental investigation of coal and biomass combustion and gasification properties at high pressure and temperature., *Risoe Natl. Lab., [Rep.] Risoe-R*, 1995, 37
- [34] **Groeschel; Israel; Burkhardt; Krieg; Weber; Schmidt; Richter; Slabik; Heynisch**, Method for safe charging of high-pressure gasifiers., *Patent Nr.: DD239001*, 1986.
- [35] **Gronich, S., Overend, R., Sargent, S. and Trenka, A.**, Pressurized fluidized bed biomass gasification scaleup: the DOE/PICHTTR project, *Sol. World Congr., Proc. Bienn. Congr. Int. Sol. Energy Soc.*, 1992, 4047-52.
- [36] **Hallgren, Anders L., Bjerle, Ingemar and Chambert, Lars A.**, PCFB gasification of biomass., *Prepr. Pap. - Am. Chem. Soc., Div. Fuel Chem.*, 1993, 866-72.
- [37] **Hallgren, Anders L.**, Hot gas particulate and alkali removal in PCFB gasification of biomass., *Proc. Intersoc. Energy Convers. Eng. Conf.*, 1994, 1566-71.
- [38] **Hamel, Stefan**, *Mathematische Modellierung und experimentelle Untersuchung der Vergasung verschiedener fester Brennstoffe in druckaufgeladenen und stationären Wirbelschichten*, Düsseldorf: VDI Verlag GmbH, 2001.

-
- [39] **Hasler, Ph., Buehler, R. and Nussbaumer, Th.**, Gas cleaning for biomass gasification., *VTT Symp.*, 1998, 371-382.
- [40] **Hofbauer, H. and Rauch, R.**, Stoichiometric water consumption of steam gasification by the FICFB-Gasification process, in A. V. Bridgwater, Hg., *Progress of Thermochemical Biomass conversion*, Band 1 Blackwell Science Ltd., Oxford, UK: Innsbruck, Austria, 2000, 199-208.
- [41] **Hofbauer, H., Rauch, R., Loeffler, G., Kaiser, S., Fercher, Erich and Tremmel, H.**, Six years experience with the FICFB-GASIFICATION process, *12th European Conference on Biomass and Bioenergy*, Amsterdam, 2002.
- [42] **Hofbauer, H., Veronik, G., Fleck, T., Rauch, R., Mackinger, H. and Fercher, E.**, The FICFB-gasification process., *Developments in Thermochemical Biomass Conversion*, Band 2 1997, 1016-1025.
- [43] **Hofbauer, H.**, Vergasung von Biomasse zur Erzeugung eines hochwertigen Produktgases, Wien: Institut für Verfahrenstechnik, Brennstofftechnik und Umwelttechnik Technische Universität Wien, 1995.
- [44] **Hofbauer, H.**, Wirbelschichttechnik, *TU Wien: Skriptum zur Vorlesung*, 1992.
- [45] **Häßler, G.**, Thermoselect - Der neue Weg, Restmüll umweltgerecht zu behandeln, Karlsruhe: Verlag Karl Goerner, 1995.
- [46] **Höflinger, W.**, Mechanische Verfahrenstechnik, *TU Wien: Skriptum zur Vorlesung*: 1995.
- [47] **Igelbuescher; Hoelter; Gresch;**, Purification of gases produced by the pressure gasification of coal., *Patent Nr.: DE2504839*, 1976.
- [48] **Jörg K.**, Abwasserfreie Abscheidung von Partikeln und Teeren aus Holzgas, Dissertation Technische Universität Wien, 2003.

-
- [49] **Kaiser S.**, Simulation und Modellierung von Kraft-Wärme-Kopplungsverfahren auf Basis Biomassevergasung, Dissertation Technische Universität Wien, 2001.
- [50] **Kaiser, S., Loeffler, G., Bosch, K. and Hofbauer, H.**, Hydrodynamics of a dual fluidized bed gasifier. Part II: simulation of solid circulation rate, pressure loop and stability, *Chemical Engineering Science*, 2003, 4215-4223.
- [51] **Kaltschmitt, M.**, *Energie aus Biomasse*, Berlin, Heidelberg: Springer, 2001.
- [52] **Karl, J., Schmitz W.; Hein, and Hein, D.**, Allotherme Wirbelschichtvergasung - Möglichkeiten zur Realisierung des Wärmeeintrags in Wirbelschichten, in DGMK Tagungsbericht, Hg., *Fachtagung "Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen"*, Velen, 2000, 15-22.
- [53] **Katayama; Yukuo**, Method for the gasification of coal., 2001.
- [54] **Kehlenbeck, Ralf, Yates, John, Di Felice, Renzo, Hofbauer, Hermann and Rauch, Reinhard.**, Novel scaling parameter for circulating fluidized beds, *AIChE Journal*, 2001, 582-589.
- [55] **Knautz H.**, Gasreinigung mittels Nasselektrofilter, Diplomarbeit Technische Universität Wien, 2003.
- [56] **Knight, R. A.**, Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass, 1999. Institute of Gas Technology, 1700 South Mount Prospect Road, Des Plaines, IL 60018, USA
- [57] **Koch, Thomas**, Apparatus and method for producing combustible gasses from organic material., TKI Energi AS, *Patent Nr.: WO2005028595* 2005.
- [58] **Kröll, K. and Kast, W.**, Trocknungstechnik, Springer-Verlag, 1989.
- [59] **Kuepfer; Lange; Rudolph**, Reactor for pressure gasification of coal., 1976.

-
- [60] **Kurkela, E., Stahlberg, P., Laatikainen, J. and Simell, P.**, Development of simplified IGCC-processes for biofuels: supporting gasification research at VTT, *Bioresour. Technol.*, 1993, 37-47.
- [61] **Kurkela, Esa, Moilanen, Antero and Nieminen, Matti.**, CFB gasification of biomass residues for co-combustion in large utility boilers - studies on ash control and gas cleaning., *VTT Symp.*, 1998, 213-227.
- [62] **Kurkela, Esa, Stahlberg, Pekka and Laatikainen, Jaana.**, Pressurized fluidized-bed gasification experiments with wood, peat and coal at VTT in 1991-1992. Part 1. Test facilities and gasification experiments with sawdust., *VTT Publ.*, 1993, 57PP.
- [63] **Kwant, Kees W. and Knoef Harie,** , Status of Biomass gasification in countries participating in the IEA Bioenergy Task 33 Biomass Gasification and EU Gasnet October 2004, *Report*, Netherlands: 2004.
- [64] **Langhoff, J., Schaefer, W., Lohmann, C. and Peyrer, H.**, RUHR 100 - new results on the advanced development of the pressurized Lurgi-gasification, Band 9th1982, 266-85.
- [65] **Lau, Francis S. and Carty, Ronald H.**, Development of the IGT RENUGAS process, *Proceedings of the Intersociety Energy Conversion Engineering Conference*, 1994, 1549-54.
- [66] **Lehtovaara, A. and Konttinen, J.**, Pilot scale experience on IGCC hot gas cleanup, *Proc. - Annu. Int. Pittsburgh Coal Conf.*, 1995, 1065-1072.
- [67] **Lehtovaara, A. and Mojtahedi, W.**, Ceramic Filter Behavior in Gasification, *Bioresour. Technol.*, 1993, 113-118.
- [68] **Lindman, Nils, Anderson, C. G., Liinanki, Leif, Horvath, Andras and Salo, Kari.**, Integrated, pressurized, wood-gasification, combined-cycle power generation, *Energy Biomass Wastes*, 1993, 979-99.

-
- [69] **Liu, G. S., Rezaeia, H. R., Lucasa, J. A., Harrisb, D. J. and Walla, T. F.**, Modelling of a pressurised entrained flow coal gasifier: the effect of reaction kinetics and char structure, *Fuel*, 2000, 1767-1779.
- [70] **Loeffler, G., Kaiser, S., Bosch, K. and Hofbauer, H.**, Hydrodynamics of a dual fluidized-bed gasifier - Part I: simulation of a riser with gas injection and diffuser., *Chemical Engineering Science*, 2003, 4197-4213.
- [71] **Lundqvist, Ragnar G. .**, The IGCC demonstration plant at Varnamo., *Bioresour. Technol.*, 1993, 49-53.
- [72] **Maartensson, Roland and Lindblom, Mats.**, Gasification of sawdust in pressurized internally circulating fluidized bed., *VTT Symposium*, 1996, 289-294.
- [73] **Maartensson, Roland, Karlegaerd, Aasa, Bjerle, Ingemar and Chambert, Lars.**, Pilot plant for pressurized gasification of biomass - catalytic gas treatment, *Proceedings of the Intersociety Energy Conversion Engineering Conference*, 1994, 1561-5.
- [74] **Mackinger**, Beurteilung des Produktgases in Hinblick auf die Anlagen- und Umweltsicherheit, *interner Bericht - Produktentwicklung Biomassekraftwerk BKW Güssing*, 2000.
- [75] **Maschio, G., Koufopanos, C. and Lucchesi, A.**, Pyrolysis, a promising route for biomass utilization., *Bioresour. Technol.*, 1992, 219-31.
- [76] **Maschio, Giuseppe, Lucchesi, Aldo and Koufopanos, Charlampos.**, Study of kinetic and transfer phenomena in the pyrolysis of biomass particles, [*Ed. Rev. Pap. Int. Conf.*], 3rd, Band 21994, 746-59.
- [77] **Matek, Wilhelm, Muhs, Dieter and Wittel, Herbert**, *Maschinenelemente*, Braunschweig/Wiesbaden: Friedr. Vieweg & Sohn, 1987.

-
- [78] **Melaaen, M. C. and Gronli, M. G.**, Modeling and simulation of moist wood drying and pyrolysis., *Developments in Thermochemical Biomass Conversion*, Band 11997, 132-146.
- [79] **Metallberufsgenossenschaft, Norddeutsche**, Berufsgenossenschaftliche Vorschrift für Sicherheit und Gesundheit bei der Arbeit, 1995.
- [80] **Miles, Thomas R. and Miles, Thomas R. jr.**, Reliable Feed Systems for thermochemical conversion, 1156 - 1169.
- [81] **Moilanen, A. and Saviharju, K.**, Gasification reactivities of biomass fuels in pressurized conditions and product gas mixtures, *Developments in Thermochemical Biomass Conversion*, 1997, 828-837.
- [82] **Moser, W.**, Mess-, Regel- und Sicherheitstechnik einer druckaufgeladenen Wirbelschicht - Versuchsanlage zur Vergasung von Biomasse, Diplomarbeit Technische Universität Wien, 2005.
- [83] **Neubarth, J., Kaltschmitt, M.**, Erneuerbare Energien in Österreich, Wien, New York: Springer, 2000.
- [84] **Ohlstrom, Mikael, Makinen, Tuula, Laurikko, Juhani and Pipatti, Riitta.**, New concepts for biofuels in transportation. Biomass-based methanol production and reduced emissions in advanced vehicles., VTT Tiedotteita, 2001.
- [85] **Paisley, M. A., Farris, M. C., Black, J. W., Irving, J. M. and Overend, R. P.**, Preliminary Operating Results from the Battelle/Ferco Gasification Demonstration Plant in Burlington, Vermont, U.S.A, in S. Kyritsis, A. Beenackers, P. Helm, A. Grassi and D. Chiaramonti, Hg., *1st World Conference on Biomass for Energy and Industry*, Band 2 James&James, London, UK: Sevilla, Spain, 2000, 1494-1497.
- [86] **Pan Y. G.; Velo, , Velo, E., Roca; Manyà; Puigjaner, , Manyà; Puigjaner, and Puigjaner, ,** Fluidized-bed co-gasification of residual biomass/poor coal blends for fuel gas production, *Fuel*, 2000, 1317 - 1326.
-

-
- [87] **Pastoors, Hans.**, Demkolec demo IGCC in Buggenum, the Netherlands: a status report, *Materials at High Temperatures*, 1997, 79.
- [88] **Pröll, T.**, Potenziale der Wirbelschichtdampfvergasung fester Biomasse - Modellierung und Simulation auf Basis der Betriebserfahrungen am Biomassekraftwerk Güssing, Dissertation TU Wien: Institut für Verfahrenstechnik, 2004.
- [89] **Puigjaner, L., Llop, M. F., Coll, T., Arnaldos, J. and Casal, J.**, Coal gasification in a pressurized fluidized bed, *Comm. Eur. Communities, [Rep.] EUR*, 1992, 115
- [90] **Rao, T. Rajeswara and Sharma, Atul.**, Pyrolysis rates of biomass materials, *Energy (Oxford)*, 1998, 973-978.
- [91] **Rauch, R.**, Erzeugung eines Synthesegases aus Biomasse, Dissertation Technische Universität Wien, 2000.
- [92] **Reed, T. B., Milne, T., Diebold, J. and Desrosiers, R.**, Biomass gasification for production of gaseous and liquid fuels, *Biotechnology and Bioengineering Symposium*, 1981, 137-50.
- [93] **Reisinger, K., Haslinger, C., Herger, M., Hofbauer, H.**, BIOBIB - a database for biofuels, *THERMIE - Conference: Renewable energy databases* (<http://www.vt.tuwien.ac.at/biobib/biobib.html>), Harwell, U.K., 1996.
- [94] **Roider, J.**, Kinetic modelling of biomass gasification with steam in a fluidized bed, Diplomarbeit Technische Universität Wien, 2002.
- [95] **Rosen, Christer, Bjoernbom, Emilia, Qizhuang, Yu and Sjoestroem, Krister.**, Fundamentals of pressurized gasification of biomass, *Book of Abstracts, 210th ACS National Meeting, Chicago, IL, August 20-24, 1995*, FUEL-039.
- [96] **Saastamoinen, Jaakko.**, Model for drying and pyrolysis in an updraft biomass gasifier, in A. V. Bridgwater, Hg., *Ed. Rev. Pap. Int. Conf., 3rd*, Band 1 Blackie: Glasgow, UK, 1994, 186-200.

-
- [97] **Salo, Kari and Patel, J. G.**, Integrated gasification combined cycle based on pressurized fluidized bed gasification, *Developments in Thermochemical Biomass Conversion*, 1997, 994-1005.
- [98] **Schmid; Muehlen; Kubiak**, Allothermal fluidized-bed steam gasification of biomass coupled with stoichiometric combustion of hydrogen-containing fuel., Patent Nr.: DE19736867, 1999.
- [99] **Schubert, H.**, Mechanische Verfahrenstechnik, Leipzig: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1977.
- [100] **Shand, R. N. and Bridgwater, A. V.**, Fuel gas from biomass: status and new modeling approaches, [*Evolved Eur. Workshop*], 1st, 1984, 229-54.
- [101] **Simell, Pekka, Kurkela, Esa, Stahlberg, Pekka and Hepola, Jouko.**, Development of catalytic gas cleaning in biomass gasification., *VTT Symp.*, 1996, 133-140.
- [102] **Stahl, K, Neergaard, M. and Nieminen, J.**, Värnamo Demonstration Programm - Final Report, in James&James (Science Publisher) Ltd, Hg., *1st Wolrd Conference on Biomass for Energy and Industry*, Sevilla,2000.
- [103] **Stevens, Don J.**, Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems, Golden, Colorado: Eigenverlag, 2001.
- [104] **Stringer, J. and Wright, I. G.**, Materials issues in PFBC, *Proceedings - Annual International Pittsburgh Coal Conference*, 1999, 1088-1100.
- [105] **Trenka, Andrew R., Kinoshita, Charles M., Takahasi, Patrick K., Phillips, Victor D., Caldwell, Calvin, Kwok, Robert, Onischak, Michael and Babu, Suresh P.**, Demonstration plant for pressurized gasification of biomass feedstocks., *Energy Biomass Wastes*, 1991, 1051-61.

-
- [106] **Trenka, Andrew R.**, Preliminary operational experience from the Biomass Gasification Facility (BGF) in Paia, Hawaii, *Bioenergy '96: Partnerships to Develop and Apply Biomass Technologies, Proceedings of the National Bioenergy Conference, 7th, Nashville, Sept. 15-20, 1996*, 1996, 37-43.
- [107] **Varhegyi, G. abor, Jerry Antal, , Michael Jr., Jakab, Emma and Szabo, Piroska.**, Kinetic modeling of biomass pyrolysis., *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 1997, 73-87.
- [108] **Vranova, J., Rauch, R. and Hofbauer, H.**, Biomass Gasification to produce synthesis gas for fuels and chemicals, IEA-Report, VUT - Department of chemical engineering: 2003.
- [109] **Wallin, Mats and Padban, Nader.**, Pressurized fluidized bed gasification of biomass, *Proceedings of the European Bioenergy Conference, 9th, Copenhagen, June 24-27, 1996*, Band 21996, 1392-1397.
- [110] **Wallin, Mats, Hellgren, Robert, Johansson, Anders, Chambert, Lars and Bjerle, Ingemar.**, Pressurized circulating fluid bed gasification reactor, *Proc. Intersoc. Energy Convers. Eng. Conf.*, 1994, 1543-8.
- [111] **Weber, Klaus H.**, Inbetriebnahme verfahrenstechnischer Anlagen, Berlin, Heidelberg: Springer Verlag, 2002.
- [112] **Wilen, Carl and Rautalin, Aimo.**, Handling and feeding of biomass to pressurized reactors: safety engineering, *Bioresour. Technol.*, 1993, 77-85.
- [113] **Zanzi, Rolando, Sjoestroem, Krister and Bjoernbom, Emilia.**, Rapid pyrolysis of wood with application to gasification., Band 21994, 977-85.
- [114] **Zweiler, R.**, Auslegung und Inbetriebnahme einer zirkulierenden Wirbelschicht zur Gaserzeugung, Diplomarbeit Technische Universität Wien, 2000.
- [115] **ÖNORM**, EN ISO 10628 Fließschemen für verfahrenstechnische Anlagen - Allgemeine Regeln, 2000.
-

Curriculum Vitae

Persönliches

Name Richard Zweiler
Akademischer Grad Dipl. –Ing.
Geburtsdatum 5. März 1974
Familienstand verheiratet



Berufserfahrung

2002 – 2005 **Junior Researcher** am Inst. f. Verfahrenstechnik – TU Wien
Druckaufgeladene Vergasung: Projektmanagement, Modellierung, Konstruktion, Montage und Aufbau der Versuchsanlage
Wissenschaftlicher Mitarbeiter im reNet – Kompetenznetzwerk
AER - Gas: Konstruktion des Versuchsreaktors
Bad Großpertholz: Modellierung des Fernwärmesystems

1995 – 2001 Holub, Steiner & Partner GmbH
Teamchef
Führung von Teams mit 3-8 Personen
Training meiner Mitarbeiter
Motivation meiner Mitarbeiter
Öffentlichkeitsarbeit und Pressetermine
Akquisiteur
Präsentation bei selbst organisierten Infoveranstaltungen
Vertragsabschlüsse mit neuen Mitarbeitern
Trainer
Training von Mitarbeitern bei Weiterbildungsseminaren

1992 – 1994 Fa. Vosicky GmbH
Reparatur, Wartung und Neuinstallation von Aufzugsanlagen
Datenbankadministration

1990 – 1991 Fa. Wick GmbH
Schlosser, Werkzeugmacher, Schweißer, technischer Zeichner und Konstrukteur von Verpackungsmaschinen

1987 – 1989 Lebensmittelverkäufer im Familienbetrieb

Akademische Bildung

1993 – 2002	TU Wien – Verfahrenstechnik Studienzweig Chemieingenieurwesen Diplomarbeit: Auslegung und Inbetriebnahme einer zirkulierenden Wirbelschicht zur Gaserzeugung
2002 – 2003	WU Wien – Inst. f. Entrepreneurship und Innovationsmanagement Certified Fellowship Management

Bildung

1988 – 1993	HTBLA Wien 10 – Maschinenbau, Matura mit ausgezeichnetem Erfolg
1980 – 1988	Volksschule, Realgymnasium

Präsenzdienst

2002	Rekrut beim österreichischen Bundesheer.
------	--

Weitere Kenntnisse

Fremdsprache	Englisch, Maturaniveau – verhandlungsfähig
Unternehmer:	Abschluss des einjährigen UNIUN – Businessplan - Wettbewerbes
IT:	HTML, CSS, PHP, Apache, MySQL, C++, VisualBasic, TurboPascal, MS-Office, AutoCAD und Grundkenntnisse bei zahlreicher weiterer Software, sowie Netzwerk und Sicherheit
Zeugnisse	Schweißprüfung nach ÖNORM M 7808, Sprengbefugter
Führerschein	Klassen A, B, C, E, F, G

Persönliche Interessen

Hobbies	Skifahren, Radfahren, Laufen und Schwimmen Heimwerken, Webdesign, Linedance
---------	--

Dritte Seite

Mein ausführlicher Lebenslauf mit allen Zeugnissen und Dienstzeugnissen ist auf meiner Homepage <http://zweiler.at> verfügbar.