

Endbericht 2014

Zuwendungsempfänger: Technische Universität München, Lehrstuhl für Energiesysteme
Förderkennzeichen: 03KB042A

Vorhabenbezeichnung: **„Dezentrale Herstellung von synthetischem Erdgas (SNG) aus dem Produktgas eines allotherm betriebenen Biomasse-Vergasers“**

Laufzeit des Vorhabens: 01.09.2010 – 30.06.2014

Berichtszeitraum: **01.09.2010 – 30.06.2014 (gesamte Projektlaufzeit)**

Kontakt: **Dr.-Ing. Matthias Gaderer** (Projektleiter)
Tel.: 089 289 16292
Fax: 089 289 16271
E-Mail: gaderer@tum.de

Dipl.-Ing. Sebastian Fendt (Ansprechpartner)
Tel.: 089 289 16207
E-Mail: sebastian.fendt@tum.de

Lehrstuhl für Energiesysteme (LES)
Technische Universität München
Boltzmannstr. 15
85747 Garching

Gefördert durch:



aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages

**Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung
liegt beim Autor**

Inhaltsverzeichnis

I	KURZE DARSTELLUNG	3
I.1	AUFGABENSTELLUNG	3
I.2	VORAUSSETZUNGEN UNTER DENEN DAS VORHABEN DURCHGEFÜHRT WURDE	4
I.3	PLANUNG UND ABLAUF DES VORHABENS.....	4
I.4	ANKNÜPFUNG AN DEN WISSENSCHAFTLICHEN UND TECHNISCHEN STAND	6
I.5	ZUSAMMENARBEIT MIT ANDEREN STELLEN.....	7
II	EINGEHENDE DARSTELLUNG.....	8
II.1	VERWENDUNG DER ZUWENDUNG UND ERZIELTE RESULTATE MIT GEGENÜBERSTELLUNG DER ZIELE.....	8
II.1.1	AP1: Konzeptentwicklung	8
II.1.2	AP2: Simulation	9
II.1.3	AP3: Verfahrensentwicklung und messtechnische Untersuchungen	20
II.1.4	AP4: Demonstration.....	38
II.1.5	AP5: Projektmanagement	44
II.2	DIE WICHTIGSTEN POSITIONEN DES ZAHLENMÄßIGEN NACHWEISES	44
II.3	NOTWENIGKEIT UND ANGEMESSENHEIT DER GELEISTETEN ARBEITEN	45
II.4	DARSTELLUNG DES VORAUSSICHTLICHEN NUTZENS (INSBESONDERE VERWERTBARKEIT)	45
II.5	FORTSCHRITTE AUF DEM GEBIET DES VORHABENS BEI ANDEREN STELLEN	46
II.6	VERÖFFENTLICHUNG DER ERGEBNISSE (GEPLANT ODER ERFOLGT)	47
II.6.1	Diplomarbeiten (Betreuer: Sebastian Fendt).....	47
II.6.2	Dissertationen.....	47
II.6.3	Tagungsbeiträge.....	48
II.6.4	Publikationen in wissenschaftlichen Zeitschriften	48
II.6.5	Vorträge, Sonstiges	49
III	ERFOLGSKONTROLLBERICHT (SIEHE ANHANG/NICHT-ÖFFENTLICH).....	51
IV	LITERATURVERZEICHNIS	52
V	KURZFASSUNG - BERICHTSBLATT.....	53
VI	ANHANG	54

I Kurze Darstellung

I.1 Aufgabenstellung

Die energetische Nutzung von Biomasse ist eine nahezu CO₂-neutrale Möglichkeit, um die Abhängigkeit von fossilen Energieträgern wie Erdgas, Erdöl oder Kohle zu reduzieren. Eine Alternative zur direkten Verstromung von Biomasse durch Verbrennung ist die Erzeugung von synthetischem Erdgas (SNG = „Substitute Natural Gas“ oder „Synthetic Natural Gas“). Der erste Schritt eines solchen Prozesses ist die thermochemische Vergasung der Biomasse zu einem Synthesegas, aus dem in nachgeschalteten Reinigungs- und Umwandlungsschritten ein dem Erdgas äquivalentes Gas erzeugt werden kann. Dieses Gas kann in das bestehende Erdgasnetz eingespeist und flexibel genutzt werden. Die Vorteile einer solchen Prozesskette sind eine vom Standort der Gaserzeugung entkoppelte Nutzung an geeigneten erdgasnetzgebundenen Standorten, ein hoher Umwandlungs-Wirkungsgrad und die Möglichkeit zur chemischen Energiespeicherung.

Ziel des Projektes und Aufgabenstellung ist die Entwicklung und Demonstration eines dezentralen Verfahrens zur Gasaufbereitung und Methanisierung von Produktgas aus einem Biomassevergaser. Das aufbereitete Gas (SNG) soll die Kriterien zur Einspeisung in das Erdgasnetz erfüllen. Hohe Brennstoffausnutzungsgrade sind erreichbar, wenn die exotherme Abwärme des Herstellprozesses in Nah- und Fernwärmenetzen zu Heizzwecken oder in Industrieprozessen zur Dampferzeugung genutzt wird. Durch die Verstromung und Kraft-Wärme-Kopplung des SNG können Wärme und Strom mit sehr geringen Emissionen bereitgestellt werden. In Bezug auf die Emissionen kann daher neben der CO₂-Einsparung eine Reduktion von Feinstaubemissionen, Kohlenmonoxid und Rußbelastung in Ballungszentren erreicht werden.

Beim Vergaser wurde von einem bereits realisierten und kommerziell erhältlichen allothermen Biomasse-Wirbelschichtvergaser mit einer Brennstoffleistung von 500 kW ausgegangen, dem sogenannten Heatpipe-Reformer (HPR@500). Dieses Vergasungsverfahren wurde am Lehrstuhl für Energiesysteme (LES) bzw. am Vorgängerlehrstuhl, dem Lehrstuhl für Thermische Kraftanlagen (LTK) entwickelt. Die Entwicklung des Verfahrens gliedert sich in die Verfahrensentwicklung, begleitende Prozesssimulation mit Wirtschaftlichkeitsbetrachtung, Optimierung der Prozessparameter und Anpassen des Vergasers an optimale Betriebsbedingungen und die abschließende Demonstration des Verfahrens.

Ziel der Verfahrensentwicklung ist ein dezentrales technisch und wirtschaftlich umsetzbares Verfahren zur Gasaufbereitung und Methanisierung, das kombiniert mit dem Vergaser die erforderliche Gasqualität zur Gaseinspeisung ermöglicht. Parallel zur Entwicklung im Labor werden Prozesssimulationen auf Basis der Programme AspenPlus und FactSage durchgeführt. Die Prozesssimulation unterstützt maßgeblich die Verfahrensentwicklung, Optimierung und Anpassung des Vergasers und soll dabei helfen den Gesamtprozess hinsichtlich Gasausbeute und Energieverbrauch zu optimieren. Der Schwerpunkt des Projektes liegt auf der Entwicklung des Verfahrens zur Gasbehandlung, wobei auch die gegenseitige Beeinflussung von Aufbereitungsverfahren und Vergasung die Optimierung des Gesamtsystems bzgl. Druck, Temperatur und Fluidisierungszahl erfordert. Um ein wirtschaftliches Gesamtsystem entwickeln zu können, wird aufbauend auf den Simulationen das Konzept hinsichtlich Wirtschaftlichkeit und ökonomischer Gesichtspunkte optimiert was vor allem eine sinnvolle Abwärmenutzung beinhaltet.

Als Basis für das Projekt stand zu Beginn des Projektes eine HPR-Vergaser-Laboranlage am LES mit ca. 30 kW Leistung und ein HPR-Vergaser mit 500 kW der Firma hse in Freising zur Verfügung. Die Verfahrensentwicklung sollte in den Laboren des LES unter Verwendung der HPR-Vergaser-Laboranlage erfolgen. Die abschließende Demonstration des Verfahrens sollte am 500 kW-Vergaser in Neufahrn/Freising erfolgen.

Zu Beginn des Projektes (2010/2011) wurde entsprechend dem Projektplan das Konzept für das dezentrale SNG-Herstellungsverfahren entwickelt. Nach genauer Untersuchung der Prozessvarianten (anhand der Simulationen und theoretischen Berechnungen) wurde aufgrund des höheren Wirkungsgradpotentials eine Prozesskette mit Heißgasreinigung favorisiert. Da eine solche Verfahrenskette jedoch nicht Stand der Technik ist, wurde parallel ein Konzept mit einer Kaltgasreinigung als Referenzfall untersucht. Schwerpunkte der Untersuchungen waren zum einen simulations-basierte Arbeiten und zum anderen der Aufbau und erste Tests einer Versuchsstrecke zur Untersuchung der Heißgasreinigung und Methanisierung. Parallel wurde eine kleine Laboranlage für Vorversuche mit synthetischen Flaschengasen umgerüstet um auch in kleinerem Maßstab Untersuchungen durchführen zu können. Zusätzlich wurde in Zusammenarbeit mit hse eine Lanze entworfen und gebaut, welche direkt im Vergaser bei hse eingesetzt werden sollte und die Untersuchung der in-situ Umsetzung von Teeren ermöglichen sollte. Ergebnisse der Vorversuche mit synthetischen Gasen und an der HPR-Anlage sind im Kapitel 2 dargestellt. (siehe auch Zwischenbericht 2011)

2012 wurden die Simulationen entsprechend dem Projektplan weitestgehend abgeschlossen und Teilaspekte veröffentlicht (siehe Veröffentlichungen). Einzig die abschließende Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wurde noch nicht abgeschlossen.

Zudem wurden die Vorversuche an der alten Versuchsanlage beendet und mit der Auslegung und Umbau der Katalysatorreststrecke begonnen. An der Laboranlage wurden verschiedene Reaktorkonzepte untersucht. Im ersten Teil der Versuche wurden damit die Komponenten überprüft, die Messtechnik installiert und das Gesamtsystem auf eine generelle Funktionalität hin untersucht. Im zweiten Anlauf stand anschließend die Notwendigkeit für Langzeitversuche im Mittelpunkt und die Anlagenteile mussten entsprechend angepasst werden. Viele Erkenntnisse z.B. bezüglich Fahrweise des Vergasers, Verhalten der Methanisierung, Steuerung und Regelung der Versuchsanlage sind damit unmittelbar in die neue Anlage eingeflossen.

Parallel zeichnete sich bereits 2012 ab, dass die geplante Demonstrationsphase nicht bei hse am großen Vergaser stattfinden kann (aufgrund des kommerziellen Betriebes und technischer Limitierungen). Das führte zur Entscheidung, die SNG-Strecke am LES um einen neuen Vergaser zu erweitern, mit dem eine Langzeit-Demonstration über 100 Stunden am LES durchgeführt werden kann. Der bis dahin am LES bestehende Vergaser war dazu nicht in der Lage und konnte mit sinnvollem Aufwand auch nicht entsprechend umgerüstet werden. Gemeinsam mit hse wurde Ende 2012 mit der Planung und mit dem Bau eines neuen Vergasers am LES begonnen. Die Demonstrationsphase wurde dadurch zeitlich nach hinten verschoben. (siehe auch Zwischenbericht 2012)

Schwerpunkt der Bemühungen im Jahr 2013 war der Aufbau und die Inbetriebnahme der Technikums-Anlage zur Langzeit-Demonstration. Die noch ausstehenden Wirtschaftlichkeitsuntersuchungen im Arbeitspaket Simulation wurden ebenfalls abgeschlossen. Darüber hinaus wurden zusätzlich Versuche zu dynamischen Vorgängen bei der Methanisierung durchgeführt, wie sie bei Schwankungen der Edukt Zusammensetzung auftreten könnten. Die Regelung der Reaktortemperatur (Öl- bzw. Luft- oder Wasserkühlung) im Zusammenspiel mit der komplexen Reaktionskinetik der Methanisierung sind hier

noch weitgehend unbekannt und können einen entscheidenden Beitrag leisten zum besseren Verständnis der Vorgänge und damit zur Auslegung kommerzieller Reaktoren.

An der Technikums-Anlage wurde der Gasaufbereitungsteil der Anlage entkoppelt vom Vergaser bereits unter verschiedensten Bedingungen und Versuchsreihen getestet und die Funktionsfähigkeit unter Beweis gestellt. Der Vergaser selbst wurde parallel in Betrieb genommen. Probleme machten dabei vor allem die kontinuierliche Biomasseförderung hervorgerufen durch eine Brückenbildung im Tank. Das Verstopfen der Zufuhr konnte erst nach diversen Umbaumaßnahmen und regelungstechnischem Feinschliff behoben werden. Um eine gleichmäßige Dampferzeugung ohne nennenswerte Druck- und Temperaturschwankungen zu realisieren, waren ebenfalls einige Iterationsschritte nötig.

In 2013 kam es zur Insolvenz von hse sodass das Unternehmen aus dem Projekt ausschied. Um dennoch einen erfolgreichen Projektabschluss zu realisieren wurde die Demonstrationsphase komplett vom LES übernommen und weitere Maßnahmen zur Verbesserung der Verwertbarkeit der Ergebnisse ergriffen. Speziell wurde für 2014 ein Workshop organisiert. Zudem wurde eine Projektverlängerung beantragt und genehmigt um einen erfolgreichen Abschluss zu ermöglichen (bis 06/2014). (siehe auch Zwischenbericht 2013)

2014 wurden die letzten Inbetriebnahme Arbeiten an der Technikums-Anlage durchgeführt und erfolgreich abgeschlossen. Anschließend wurden verschiedene Vor-tests und (Langzeit-)Versuche durchgeführt und ausgewertet. Im Mai 2014 wurde zusammen mit dem PtJ und der MSE (Munich School of Engineering, TUM) ein Workshop zum Thema „SNG als Schlüssel für künftige Energiesysteme“ mit Vorträgen aus Industrie und Forschung durchgeführt (siehe Programm im Anhang).

1.4 Anknüpfung an den wissenschaftlichen und technischen Stand

Stand der Technik zur biogenen SNG-Erzeugung ist derzeit eine Verfahrenskette mit Kaltgasreinigung (z.B. RME-Wäsche für die Teerabscheidung bei Umgebungstemperatur) im mittleren Leistungsbereich. Dazu muss das Produktgas aus dem Vergaser abgekühlt werden und danach wieder auf etwa 300 °C zur Durchführung der katalytischen Prozessschritte erwärmt werden. Das Konzept wurde bereits 2009 in Güssing an der dortigen Vergasungsanlage unter realen Bedingungen getestet. Die TU Wien und das Schweizer Paul-Scherer-Institut hatten zuvor schon in mehreren Studien zusammengearbeitet und eine erste Laboranlage am Vergaser in Güssing installiert. Ab 2006 arbeiteten beide Forschergruppen im Rahmen des EU-Projekts „Bio-SNG“ zusammen. Das Projekt endete 2009 und wurde neben der TU Wien und dem PSI von weiteren acht Projektpartnern durchgeführt. Im Sommer 2007 wurde nach der Optimierung der Gasreinigung an der oben genannten 10 kW-Anlage ein erfolgreicher 1.000-Stunden-Test am Vergaser in Güssing durchgeführt. Es wurde eine Demonstrationsanlage (PDU = Process Development Unit, Gasproduktionsleistung ca. 1 MW) in Betrieb genommen, gekoppelt an den Vergaser in Güssing. [1]

Im Zuge des schwedischen Projekts „GoBiGas“ wird derzeit eine Demonstrationsanlage zur thermochemischen Vergasung und anschließenden SNG Erzeugung in Betrieb genommen (Phase 1: 20 MW_{SNG}). Bei erfolgreicher Absolvierung der Inbetriebnahme ist weiterhin eine zweite Projektphase geplant, in der die Anlage erweitert und zu einer endgültigen Leistung von 80 MW_{SNG} ausgebaut werden soll. Derzeit sind nur erste Ergebnisse der Inbetriebnahme des Vergasers veröffentlicht. Das umgesetzte Konzept sieht auch in diesem Fall eine Kaltgasreinigung in Form eines Wäscher-Systems vor und unterscheidet sich vom vorliegenden Projekt vor allem durch die angestrebte Leistungsgröße.

Trotzdem wäre ein erfolgreicher Abschluss und eine Einleitung der zweiten Phase ein positives Zeichen zur Umsetzbarkeit und Wirtschaftlichkeit der SNG Technologie allgemein. [2]

Weitere Arbeiten wurden und werden zum Beispiel am ECN in den Niederlanden durchgeführt. Bereits seit 2003 arbeitet das ECN an der Biomass-to-SNG Technologie. Neben umfangreichen experimentellen Arbeiten im Labormaßstab wurde eine Anlage mit einer thermischen Leistung von 150 MW skizziert und wirtschaftliche Untersuchungen dazu durchgeführt. [3]

Auch an der FAU in der Gruppe von Prof. Karl wird unter anderem im Zuge eines RFCS Projekts speziell die direkte Umsetzung von höheren Kohlenwasserstoffen innerhalb der Methanisierung untersucht [4]. Die aktuellen Arbeiten verfolgen einen ähnlichen Ansatz zu Erzeugung von SNG in dezentralen Anlagen mit Fokus auf einer Verringerung der Anlagenkomplexität und der Suche nach möglichen Einsparpotentialen durch die Reduktion und Zusammenlegung von Prozessschritten. Als Kernthema wird die Desaktivierung des Katalysators in der Methanisierung durch höhere Kohlenwasserstoffe (speziell Ethen) und Teere hervorgerufen durch Kohlenstoffablagerungen untersucht.

Insgesamt ist das Thema thermochemische SNG-Erzeugung als sehr aktuell einzustufen, was eine Vielzahl an Forschungs- und Demonstrationsvorhaben widerspiegelt. Bestimmte Prozessschritte sind dabei mehr oder weniger Stand der Technik während z.B. die Heißgasreinigung oder auch bestimmte Aspekte der Methanisierung weiteren Forschungsbedarf aufweisen. Allen Bemühungen ist derzeit gemein, dass sich keine Wirtschaftlichkeit darstellen lässt, was zum einen an den hohen Rohstoffkosten und zum anderen an den niedrigen Erdgaspreisen liegt.

Der dezentrale Ansatz des Projektes im Leistungsbereich kleiner 1 MW_{Brennstoff} ist ein Alleinstellungsmerkmal dieses Forschungsvorhabens um der Nutzung von Biomasse besser zu entsprechen. Durch den dezentralen Ansatz ergeben sich Vorteile bei der Biomasselogistik aber auch Nachteile bei den spezifischen Investitionskosten. Daher müssen alle Verfahrenskomponenten nach dem Gesichtspunkt einer kompakten und robusten Arbeitsweise, weniger Prozessschritte, einer hohen Automatisierung sowie einfachen Bedienbarkeit und eines einfachen Designs entworfen werden.

1.5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Auf verschiedenen Ebenen hat der LES bereits vor und auch während der Projektlaufzeit mit Partnern aus Forschung und Industrie kooperiert und zusammengearbeitet und sich damit in der Forschungslandschaft vernetzt.

So besteht zum Beispiel eine Kooperation mit dem Katalysatorhersteller Clariant/Südchemie im Bereich der Katalyse. Die Zusammenarbeit mit laufenden Projekten im Rahmen der deutschen Klimaschutzinitiative, insbesondere der Arbeitsgruppe 2b thermochemische Vergasung erfolgte bereits in den Bereichen der Messtechnik im Projekt 03KB017 „Bundesmessprogramm zur Weiterentwicklung der kleintechnischen Biomassevergasung“ mit dem ZAE Bayern, den Stadtwerken Rosenheim, DBFZ und einigen weiteren. Im Bereich Messtechnik findet darüber hinaus eine gute Vernetzung und Zusammenarbeit mit verschiedenen Forschungseinrichtungen zu Teer- und Schwefelanalytik wie dem PSI (Serge Biollaz), TU Berlin (York Neubauer) und Bioenergy 2020+ (Markus Kleinhappl) statt. Auch TUM intern bestehen Kooperationen wie z.B. zum Lehrstuhl 1 für Technische Chemie (Prof. Hinrichsen) bzgl. der Methan Synthese.

II Eingehende Darstellung

II.1 Verwendung der Zuwendung und erzielte Resultate mit Gegenüberstellung der Ziele

Im Folgenden werden anhand der Arbeitspakete die erzielten Resultate dargestellt und jeweils mit den ursprünglichen Zielen verglichen. Die ursprüngliche Formulierung der Zeile wird dazu jeweils zu Beginn des Arbeitspakets zitiert.

II.1.1 AP1: Konzeptentwicklung

Ausgangspunkt und ursprüngliche Ziele:

„Ziel ist die Gestaltung eines Gesamtprozesses mit hohem Systemwirkungsgrad. Im Rahmen des Arbeitspaketes (AP) Konzeptentwicklung sollen das Gesamtsystem, bestehend aus Vergaser und SNG-Anlage betrachtet werden und einzelne Verfahrensstufen näher untersucht werden. Auf Basis der Ergebnisse erfolgt der Bau der SNG-Laboranlage.“

Erzielte Resultate und Vergleich mit den ursprünglichen Zielen:

Biomasse ist eine örtlich begrenzt anfallende Ressource mit einer niedrigen Energiedichte, was den Transport über weite Stecke unwirtschaftlich macht. Dies limitiert regional die maximale Anlagengröße für eine Biomasse-Anlage. Durch die Umwandlung in den Sekundärenergieträger SNG kann jedoch die gut ausgebaute Erdgas-Infrastruktur genutzt werden um die chemisch gespeicherte Energie sowohl zu verteilen als auch zu speichern (Poren- und Kavernenspeicher). Entscheidend für eine dezentrale Anlage wiederum ist die vollständige Wärmeintegration möglichst in vorhandene Strukturen (Nahwärmenetz, regionale Wärmesenken wie z.B. Schwimmbäder, Hallen, etc.). Sobald die komplette Überschusswärme (auch auf niedrigen Temperaturniveaus) genutzt werden kann, können hoch effiziente Prozesse dargestellt werden.

Für eine Optimierung der Wirkungsgrade ist es jedoch entscheidend, exergetische Verluste durch unnötige Kühl- und Vorheizvorgänge zu vermeiden. Dementsprechend sollten die der Vergasung nachgeschalteten Prozesse möglichst einem kontinuierlich abfallendem Temperaturniveau folgen um Zwischenaufheizungen zu vermeiden. Dies wird durch eine Heizgasreinigung mit anschließender katalytischer Methanisierung bestmöglich darstellbar.

Abbildung 2 zeigt schematisch das erarbeitete Konzept, genannt DezSNG, welches speziell auf die Anforderungen an eine robuste und dezentral umsetzbare Prozesskette ausgelegt wurde.

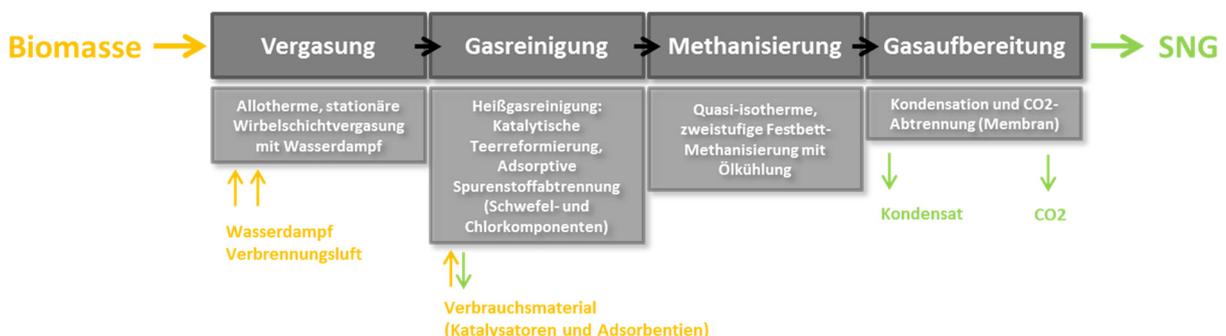


Abbildung 2: Konzept DezSNG (TU München) - Verfahrensschritte

Das Konzept wurde durch die Durchführung von Vorversuchen und umfangreichen Prozesssimulationen erarbeitet und validiert. Hauptaugenmerk liegt dabei auf einer kompakten, einfachen aber robusten Technik und Bauweise um auch im dezentralen Maßstab einen möglichst wirtschaftlichen Betrieb zu ermöglichen.

Die Vergasungstechnologie und die Heißgasreinigung sind dabei Schlüsseltechnologien für einen hohen Gesamtwirkungsgrad und Vermeidung zusätzlicher Prozessschritte und Apparaturen (wie z.B. aufwendige Gaswäscher). Forschungsbedarf besteht vor allem in den Prozessschritten Heißgasreinigung (katalytisch und adsorptiv) und der Optimierung der Methanisierung des erzeugten Produktgases des HPR-Vergasers (siehe Kap. II.1.3).

Für die Darstellung der endgültigen Eignung der Prozesskette unter realistischen Bedingungen ist die Demonstration des Verfahrens entscheidend. Dabei liegt das Hauptaugenmerk auf der Langzeitstabilität des Verfahrens - und damit auf den Katalysatoren und Adsorbentien. Zu diesem Zweck wurde die Demonstrationsanlage errichtet (siehe Kap. II.1.4).

Das Konzept und die einzelnen Prozessschritte werden im folgenden Kapitel genauer beschrieben (AP 2).

II.1.2 AP2: Simulation

Ausgangspunkt und ursprüngliche Ziele:

„Ziel ist die Berechnung bzw. Simulation der Gaszusammensetzungen an verschiedenen Stellen des Verfahrens sowie dessen Heizwerte und Menge (Ausbeute). Die Simulation dient der Vorhersage von Ergebnissen und der Bewertung von Veränderungen am Gesamtkonzept. Die Simulation unterstützt so maßgeblich die Arbeiten in AP 1 und wird Großteils parallel dazu durchgeführt. Ebenso wird die erstellte Simulation während des Projektes immer wieder angepasst.“

Erzielte Resultate und Vergleich mit den ursprünglichen Zielen:

Zu Beginn des Projekts diente die Simulation während der Konzeptfindungsphase als Grundlage für grundlegende Entscheidungen (z.B. Heißgas- statt Kaltgasreinigung). Anschließend wurden die im Laufe des Projekts entwickelten Konzeptstudien für reale Anlagen simuliert. Zusätzlich wurden die Konzepte bezüglich ihrer Wirtschaftlichkeit optimiert und das Modell angepasst. Da die aufgebaute Demonstrationsanlage von der optimierten Prozesskette in einigen Punkten leicht abweicht, wurde eine weitere Simulationsvariante erstellt, welche die einzelnen Prozessschritte der realen Versuchsanlage besser abbildet.

Grundkonzept DezSNG

Im Zuge der Konzeptfindungsphase wurden zu Beginn vor allem mit Hilfe von Prozesssimulationen verschiedene Verfahrensvarianten evaluiert und verglichen. Abbildung 3 zeigt ein Prozessfließbild des gesamten Verfahrens in AspenPlus.

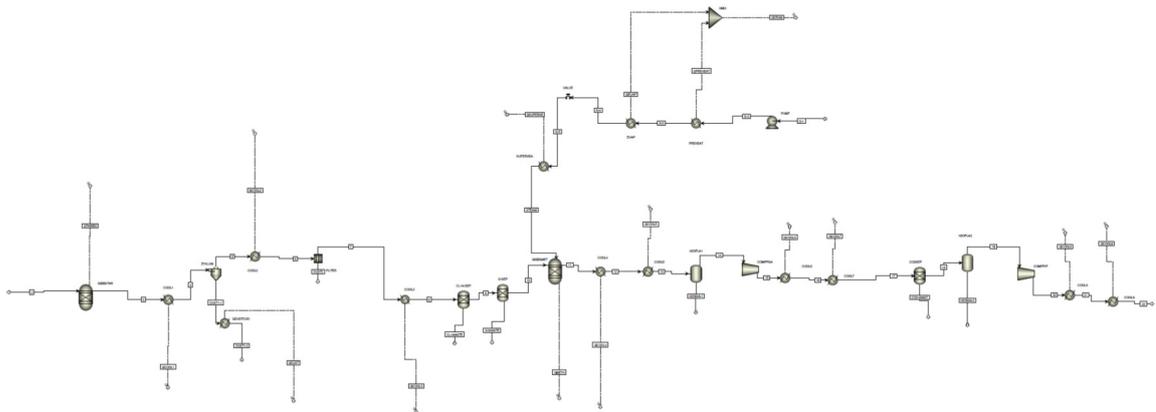


Abbildung 3: Beispiel Fließdiagramm Prozesssimulation HPR-SNG mit AspenPlus

Aufbauend darauf wurde die Verfahrensvariante mit Heißgasreinigung (katalytische Teereformierung) nach dem Vergaser mit anschließender Partikelabscheidung und Spurenstoffabtrennung favorisiert. Stand der Technik ist eine Teerabtrennung mit Hilfe eines flüssigen Waschmittels, jedoch hat dieses Konzept den entscheidenden Nachteil eines hohen exergetischen Wirkungsgradverlusts aufgrund der benötigten relativ geringen Temperaturen im Waschsysteem. Dies kann umgangen werden indem man die Teere bei hohen Temperaturen idealerweise im Bereich der natürlichen Austrittstemperaturen gleich nach dem Vergaser oder sogar noch im Vergaser selbst katalytisch umsetzt. Diese Technologie ist jedoch noch nicht Stand der Technik und bedarf einer weiteren Untersuchung vor allem hinsichtlich der Langzeitstabilität der Katalysatoren unter realen Bedingungen und evtl. auftretender Katalysatorvergiftungen oder Ablagerungsvorgänge. Untersuchungen haben jedoch bereits eine generelle Machbarkeit der Teerreformierung im Partikel-beladenen Synthesegas gezeigt. Zum Einsatz kommen in diesem Fall Wabenkatalysatoren [5]. Direkt nach dem Vergaser wird somit eine Grobabtrennung der Partikel in einem Heißgaszyklon durchgeführt. Auf die Teerreformierung in Wabenkatalysatoren folgen anschließend eine Abkühlung und die Feinabscheidung von Partikeln. Danach wird das Gas adsorptiv von Spurenstoffen wie Schwefel- und Chlorkomponenten befreit. Dies geschieht bereits bei einer niedrigeren Temperatur von ca. 300-500°C und folgt somit einem natürlich abfallenden Temperaturniveau. Das gereinigte Gas wird anschließend im Methanisierungsreaktor zu Methan und Wasser umgesetzt. Die stark exotherme Reaktion verlangt hier eine ausgefeilte Wärmeabführung um die Temperaturen im gewünschten Bereich zu halten (ca. 300°C Austrittstemperatur). Abschließend werden Wasser (durch Auskondensieren) und CO₂ (Druckwechseladsorption oder Membranverfahren) abgeschieden. Das aufbereitete SNG kann daraufhin ins Erdgasnetz eingespeist werden.

Simulationsbasierte Konzeptstudien zum Vergleich von Prozessvarianten

Im Folgenden werden die simulationsbasierten Konzeptstudien kurz vorgestellt. Für eine umfassende Evaluierung des DezSNG Konzepts werden dabei verschiedene alternative Konzepte sowohl mit Heatpipe-Reformer (HPR) als auch mit Flugstromvergaser untersucht. Verglichen werden die entwickelten Konzepte mit den veröffentlichten experimentellen Daten z.B. aus der Anlage in Güssing. Das Basiskonzept des HPR-Prozesses arbeitet mit einem druckaufgeladenen Wirbelschichtvergaser und anschließender Heißgasreinigung wie bereits in der Konzeptentwicklung beschrieben. Neben dem Basisfall werden auch mehrere alternative Konzepte untersucht, um Möglichkeiten zur Optimierung

des Prozesses zu identifizieren und einen direkten Vergleich zu alternativen Prozessketten ziehen zu können.

Das Blockdiagramm zur Simulation des HPR-Prozesses ist in Abbildung 4 dargestellt.

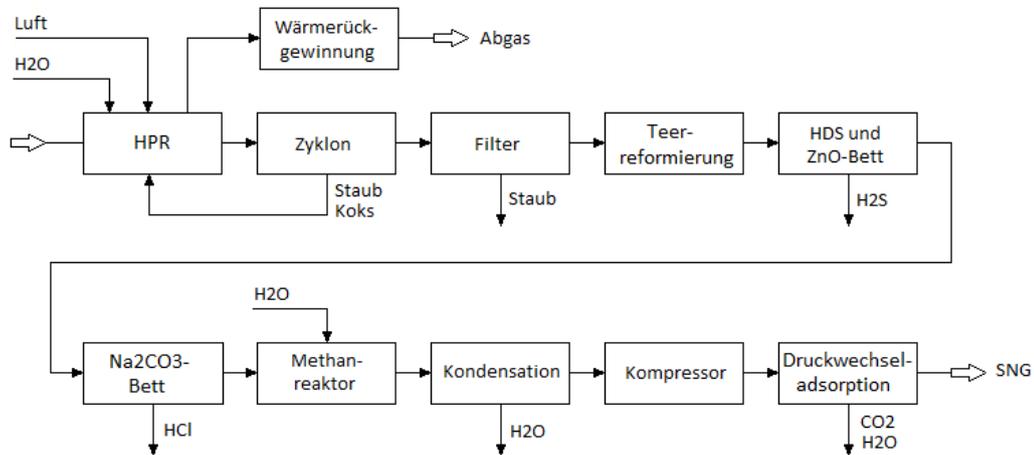


Abbildung 4: Verfahrensfließbild HPR-Prozess mit Heißgasreinigung und SNG-Aufbereitung

Der Brennstoff wird dem Heatpipe-Reformer zugeführt und dort bei einer Temperatur von 850°C und einem Druck von bis zu 5 bar vergast. Ein Teilstrom wird in der Brennkammer zur Wärmeerzeugung verbrannt. Das Rauchgas wird zur Wärmerückgewinnung auf 140°C abgekühlt und anschließend über einen Kamin abgeleitet. Das Produktgas wird nach dem Vergaser in einer Kombination aus Zyklon und Filter entstaubt und unmittelbar danach (bzw. zwischen Zyklon und Filter) in den Teerreformer geleitet, der als Festbettreaktor mit einer Reaktionstemperatur von 850°C ausgelegt ist. Um diese Temperatur aufrechterhalten zu können, muss dem Reaktor Energie zugeführt werden. Dazu werden verschiedene Konzepte untersucht, die es erlauben, den Reaktor ohne extern zugeführte Wärme zu betreiben. Nach der Teereinigung wird das Synthesegas auf eine Temperatur von 350°C abgekühlt und in einem zweistufigen Adsorptionsverfahren, bestehend aus einem Natriumcarbonat- und einem Zinkoxid-Bett, schrittweise von Chlor- und Schwefelkomponenten befreit. Dem Zinkoxidbett ist eine HDS-Stufe vorgelagert, in der noch verbleibende organische Schwefelkomponenten zu Schwefelwasserstoff hydriert werden. Die Notwendigkeit einer solchen HDS Stufe muss noch in Versuchen evaluiert werden. Anschließend wird dem Gas Wasserdampf zugemischt um die Entstehung von Kohlenstoff am Katalysator der Methanisierung zu verhindern. Der Methanisierungsreaktor ist ebenfalls als Festbettreaktor ausgeführt und arbeitet bei einer Reaktionstemperatur von 300°C (Austrittstemperatur). Zur Aufbereitung wird das entstandene Gas in mehreren Stufen bis auf 5°C abgekühlt und dabei Wasser auskondensiert. Zuletzt wird in einer Druckwechseladsorption (bzw. Membranverfahren) das CO₂ abgetrennt, so dass das gereinigte SNG in das Gasnetz eingespeist werden kann.

Die Simulationen wurden anhand von Vergleichswerten aus experimentellen Daten, die an der Versuchsstrecke des LES ermittelt wurden und anhand veröffentlichter Betriebsdaten der Vergaser der Firmen hse und Agnion validiert. Die wichtigsten Ergebnisse der Simulationen werden im Folgenden kurz zusammengefasst:

Im Basisfall werden 31,6% des eingebrachten Kohlenstoffs als Methan im SNG genutzt. Der Rest verlässt den Prozess als CO₂ im Abgas der Verbrennung (33%) und im Abgas der Druckwechseladsorption (34%). Kleinere Mengen gehen durch den Methanschluß der Adsorption (0,5%) und als Ruß in Filter (0,2%) und Verbrennungsabgas (0,3%) verloren.

Tabelle 1: Ergebnisse Basisfall HPR-SNG

Brennstoffleistung	500	kW _{th}
SNG-Leistung	309	kW _{th}
SNG-Volumenstrom	42,3	Nm ³ /h
Nutzbare Abwärme	123,9	kW _{th}
Zugeführte Wärme	27,9	kW _{th}
Strombedarf	21,2	kW _{el}
Methanausbeute	31,1	%
Kaltgaswirkungsgrad	61,4	%
Gesamtwirkungsgrad	78,8	%

Der Kaltgaswirkungsgrad lässt sich vor allem durch die Verluste während der Vergasung und der Methanisierung erklären. Ein Teil des Brennstoffes wird verbrannt und steht damit nicht mehr für die Vergasung zur Verfügung. Dazu kommen der Wärmeverlust des Vergasers, der durch die Verbrennung ausgeglichen werden muss, und die endotherme Zersetzung der Biomasse. Die Verluste in der Methanisierung sind durch die exotherme Reaktion bedingt. Im Gegensatz dazu verläuft die Teerreformierung endotherm. Durch die Nutzung der frei werdenden Wärme fällt der Gesamtwirkungsgrad des Prozesses gegenüber dem Kaltgaswirkungsgrad deutlich höher aus. Verluste treten auf, da aufgrund des niedrigen Temperaturniveaus 53,5 kW_{th} der Wärme nicht genutzt werden können. Außerdem gehen über die Oberflächen des Vergasers 25 kW_{th} und über die der restlichen Apparate und Rohrleitungen insgesamt 13,1 kW_{th} verloren. Unter den Stromverbrauchern, die ebenfalls den Wirkungsgrad des Prozesses reduzieren, sind die Druckwechseladsorption mit einem Verbrauch von 13,6 kW_{el} und der Verdichter der Verbrennungsluft mit einem Verbrauch von 6,0 kW_{el} mit Abstand die bedeutendsten. Im Gegensatz dazu, besitzen die restlichen Stromverbraucher zusammen lediglich einen Bedarf von 1,6 kW_{el}. Neben dem Produktstrom verlassen auch einige Abfallströme den Prozess. Als Feststoffe müssen der abgetrennte Staub sowie die verbrauchten Sorbentien ZnO/ZnS und Na₂CO₃/NaCl entsorgt werden. Die Regeneration von ZnS zu ZnO ist zwar möglich, allerdings in dem vorliegenden Maßstab nicht wirtschaftlich.

Das Rauchgas der Verbrennung enthält noch Staub, sowie einige Spurenstoffe wie NO_x und muss daher vor der Einleitung in einen Kamin nachbehandelt werden. In der SNG-Aufbereitung fällt zudem CO₂ und Kondensat an. Das CO₂ enthält mit einem Anteil von 1,4% noch signifikante Mengen CH₄, das stark klimaschädigend wirkt und daher thermisch zersetzt werden muss. Das abgeschiedene Wasser ist leicht mit NH₃ belastet und muss vor Eintritt in die Kanalisation unter Umständen noch gereinigt werden. Die Notwendigkeit und genaue Ausführung all dieser Reinigungsstufen ist abhängig von den jeweils anzuwendenden Umweltauflagen.

Bei der Realisierung des SNG-Prozesses kann für einige Prozessschritte, wie der Partikelreinigung oder der Gasaufbereitung, auf gut erprobte, kommerziell verfügbare Komponenten zurückgegriffen werden, während für andere Prozessschritte auf neue Technik gesetzt wird, die teilweise noch weiter erforscht werden muss. Neben der Vergasung sind das vor allem die Reinigung des Produktgases von Teeren und die Methanisierung selbst.

In der konventionellen Kaltgasreinigung durch physikalische Wäsche wird das Gas zunächst abgekühlt und muss anschließend wieder auf die Methanisierungstemperatur erwärmt werden. Beide Vorgänge führen zu Exergieverlusten. Ein weiterer Nachteil ist die mangelnde Reinigungsleistung. Während

schwere Teere in der Wäsche effektiv abgetrennt werden, verbleibt ein großer Teil der leichteren Teere und Kohlenwasserstoffverbindungen im gereinigten Gas. So erreichen selbst innovative Verfahren, wie die am niederländischen ECN entwickelte OLGA-Gaswäsche, für Benzol lediglich eine Trennleistung von 30%. Die Simulationsergebnisse der Gaswäsche bestätigen diese Angaben.

Für den SNG-Prozess bedeutet dies, dass das Risiko der Verkokung in der späteren Methanisierung nicht beseitigt werden kann. Da durch den zusätzlichen Bedarf an Waschmittel auch wirtschaftliche Nachteile entstehen, wird für den HPR-Prozess die Heißgasreinigung durch katalytische Zersetzung der Teere bevorzugt. Ein entscheidender Nachteil der katalytischen Teerreformierung (endotherm) ist jedoch die Bereitstellung der Wärme bei Temperaturen von bis zu 850°C. Nur ein kleiner Teil dieser Wärme kann durch das Abkühlen des Rauchgases gewonnen werden. Der Rest muss zugeführt bzw. durch andere Maßnahmen bereitgestellt werden (in-situ Teerkatalyse).

Bezüglich der Methanisierung erweist sich genau wie im konventionellen Prozess die effektive Abfuhr der freigesetzten Wärme als eines der Hauptprobleme. Da der HPR-Prozess in kleinen, dezentralen Anlagen realisiert werden soll, wird hier eine möglichst einfache Lösung angestrebt. Im simulierten Basisfall wird als Reaktor ein gekühlter, isothermer Festbettreaktor angenommen. Diese Annahme ist jedoch stark idealisiert. Da das Katalysatorbett eine Wärmeleitfähigkeit besitzt, stellt sie einen Wärmeleitwiderstand dar. Als Folge bildet sich im realen Reaktor ein parabolisches Temperaturprofil aus, mit einer heißen Reaktionszone im Inneren und einer kälteren Zone am Mantel und am Ausgang des Reaktors. Versuchsergebnisse haben jedoch gezeigt, dass vor allem die Reaktor-Austrittstemperatur für das chemische Gleichgewicht entscheidend ist und somit nur verhindert werden muss, dass es in den heißeren Zonen nicht zu Versinterung des Katalysators in den Hot-Spots kommt. Als Vergleichsmodell wird zudem eine Methanisierung nach dem kommerziell verfügbaren TREMP-Verfahren mit Zwischenkühlung und Recycle simuliert.

Zu den angesprochenen kritischen Fragestellungen wurden jeweils detaillierte Studien durchgeführt. Beispielsweise besteht das Ziel der Studie zur Teerreformierung in der Untersuchung verschiedener Möglichkeiten, die Zufuhr der nötigen Wärme in den Reaktor zu vermeiden bzw. möglichst effizient im Prozess bereitzustellen. Dafür wurden insgesamt drei verschiedene Konzepte evaluiert:

- Konzept 1: Adiabater Teerreaktor ohne Wärmezufuhr
- Konzept 2: Bereitstellung der benötigten Wärme in der Brennkammer des Vergasers durch Tauchrohre
- Konzept 3: Bereitstellung der benötigten Wärme durch partielle Verbrennung im Teerreaktor unter Zugabe von Sauerstoff/Luft

Um einen Vergleich verschiedener Technologien (Wirbelschicht-, Flugstrom-, Festbett-Vergaser) und möglicher alternativer Prozessketten (verschiedene Methanisierungsverfahren, Wäschen statt adsorptive Reinigungsverfahren, PSA, Membran oder Flüssigabsorption von CO₂, etc.) zu erhalten, wurden zudem im gleichen Leistungsbereich alternative Gesamtkonzepte aufgestellt.

Der HPR-Prozess besitzt schon im Basisfall von allen untersuchten Konzepten den besten Gesamtwirkungsgrad. Der Vergleich mit dem Einsatz einer TREMP-Methanisierung zeigt, dass hier noch Potential für deutliche Verbesserungen vorhanden ist.

Die Teerkatalyse ist beispielsweise wesentlich einfacher zu betreiben, als eine Gaswäsche, was gerade für dezentral eingesetzte Anlagen ein wichtiges Kriterium darstellt. Auch unter Berücksichtigung der einfacheren Gasaufbereitung verspricht der HPR-Prozess daher wirtschaftliche Vorteile.

Ziel für die Optimierung ist es hier, den Wärmebedarf der Reformierung vollständig aus dem Abgas der Verbrennung zu decken. Durch die Kombination von Maßnahmen im Vergaser zur Reduzierung

des Kohlenwasserstoffgehalts im Roh-Gas, einer höheren Selektivität des eingesetzten Katalysators und einem Absenken der Reaktionstemperatur kann dieses Ziel erreicht werden.

In der Methanisierung können Verbesserungen des Umsatzes durch die Variation von Druck und Temperatur erzielt werden. Höhere Drücke verbessern zudem den Wirkungsgrad, da sie es erlauben in der Gasaufbereitung einen größeren Teil der Kondensationswärme zu nutzen.

In der Gasaufbereitung werden neben der Druckwechseladsorption noch weitere Verfahren zur Abtrennung von CO₂, wie zum Beispiel der Einsatz selektiver Membranen, untersucht.

Wirtschaftliche Optimierung des Gesamtprozesses

Das Basiskonzept des ökonomisch-optimierten HPR-Prozesses stellt die Weiterentwicklung des Grundkonzepts dar. Neben dem Basisfall werden wieder analog zu den technologischen Konzeptstudien mehrere alternative Konzepte untersucht, um Möglichkeiten zur Optimierung des Prozesses zu identifizieren und einen direkten Vergleich zu alternativen Prozessketten ziehen zu können.

Das Blockdiagramm zur Simulation des leicht modifizierten HPR-Prozesses ist in Abbildung 5 dargestellt. Das dargestellte Verfahren entspricht abgesehen von kleinen Änderungen dem bereits beschriebenen Verfahren, jedoch wurden Kleinigkeiten aufgrund der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung angepasst und optimiert.

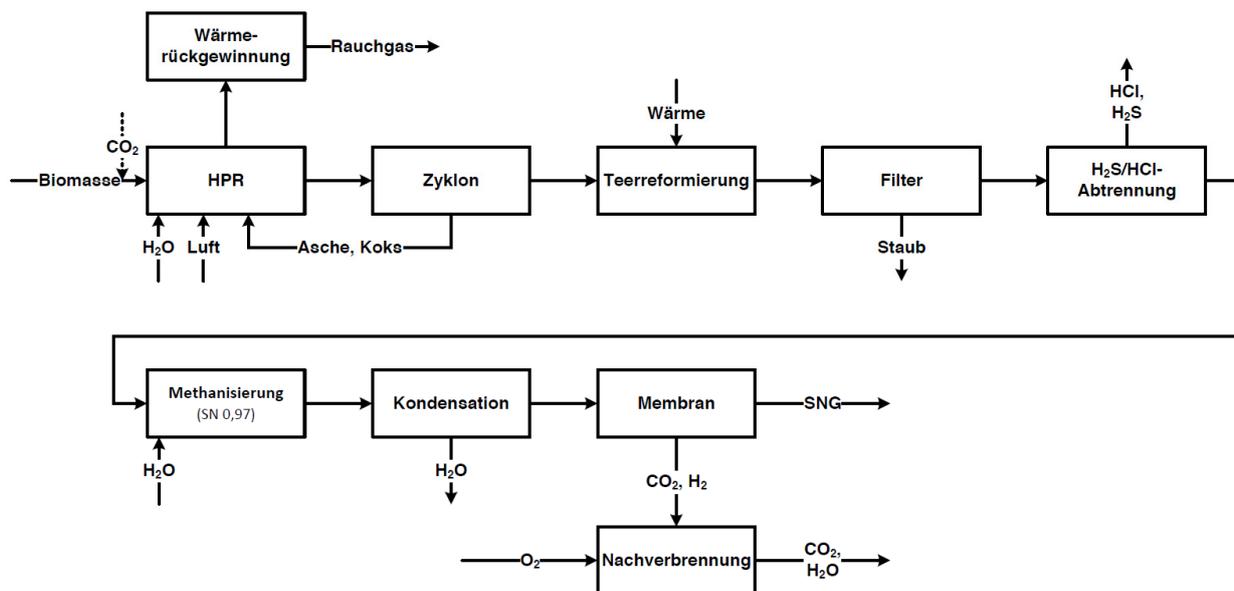


Abbildung 5: Simulationsfließbild wirtschaftlich optimiertes DezSNG Konzept – Verfahrensschritte

Da das Verfahren und alle generellen Prozessschritte bereits beschrieben wurden, wird im Folgenden hauptsächlich auf die detaillierte Umsetzung in AspenPlus sowie die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung eingegangen.

Alle Simulationen und Betrachtungen sind auf eine Anlagengröße von 1 MW_{Brennstoff} skaliert (Ökonomische Zielgröße auch für HPR). Als Randbedingungen werden neben der im Labor analysierten Zusammensetzung des Holzes auch spezifische Wirkungsgrade (für Pumpen und Verdichter), Druckverluste (für alle Reaktoren), sowie Wärmeverluste (für die Wärmeübertrager etc.) vorgegeben.

Der zentrale, allotherme Heatpipe-Reformer besteht aus zwei Wirbelschichten. In der einen Wirbelschicht wird ein Teil der Biomasse verbrannt, in der anderen wird der Hauptteil der Biomasse vergast. Die dazu benötigte Wärme wird über Heat Pipes übertragen. Auf eine Vorbehandlung der Biomasse wird verzichtet. Die Biomasse wird mithilfe einer CO₂-gespülten Dosiervorrichtung in den Vergaser eingebracht und dort bei 5 bar und 850°C vergast. Im Gegensatz zur Spülung mit Luft wird dem Prozess auf diese Weise kein Stickstoff zugeführt. Dadurch lässt sich die Gasqualität wesentlich steigern. Das CO₂ wird aus dem Abgas der Nachverbrennung der SNG-Aufbereitung bereitgestellt.

Während der ersten Modellentwicklungsphasen hat sich gezeigt, dass die Simulation als einstufiger Gleichgewichtsreaktor nicht ausreicht. Um die Bildung von kinetisch limitierten Nebenprodukten abbilden zu können, besteht die Vergasungszone im Modell aus drei Reaktoren. Im ersten wird die Biomasse gemäß ihrer Elementarzusammensetzung zerlegt. Es entstehen dabei die gasförmigen Elemente Wasserstoff, Sauerstoff, Stickstoff, Schwefel und Chlor sowie die festen Bestandteile Kohlenstoff und Asche.

Anschließend werden in einem stöchiometrischen Reaktor (RStoic) die Produkte der kinetisch kontrollierten Nebenreaktionen (höhere Kohlenwasserstoffe (C₂- bis C₆- Komponenten), Teerverbindungen (10 repräsentative Teere aus unterschiedlichen Klassen), sowie Schwefel-, Stickstoff- und Chlorkomponenten gebildet. Der stöchiometrische Ansatz erfordert die Definition von Reaktionsgleichungen für jedes der gebildeten Nebenprodukte. Die Umsätze der einzelnen Reaktionen werden so berechnet, dass die vorgegebenen Mengenanteile im Produktgas (Daten aus den Versuchen sowie Literatur) erreicht werden. Da sich diese Komponenten im chemischen Gleichgewicht zersetzen, müssen sie vom Hauptstrom abgetrennt und um den Gleichgewichtsreaktor (RGibbs) herumgeführt und nach dem Reaktor mit den Hauptgaskomponenten (H₂, CO, CO₂, H₂O, CH₄) gemischt werden. Im Gleichgewichtsreaktor werden diese unter Zugabe des Wasserdampfs gebildet. Die Bereitstellung des Wasserdampfs erfolgt dreistufig (Vorwärmer, Verdampfer, Überhitzer). Die Zufuhr von Biomasse in die Brennkammer wird so geregelt, dass dort genau die Wärme frei wird, die für die Vergasung benötigt wird. Die Biomasse wird in einer Wirbelschicht bei 950°C verbrannt. Als Modell kommt auch hier ein Gleichgewichtsreaktor (RGibbs) zum Einsatz. Das entstehende Rauchgas wird auf 140°C abgekühlt und die dabei frei werdende Wärme wird in einem Abhitzekegel und einem Luftvorwärmer genutzt. Anschließend wird das Rauchgas über einen Kamin ausgestoßen.

Das Produktgas des Vergasers wird schrittweise gereinigt. Zunächst erfolgt die Grobentstaubung mithilfe eines Zyklons, für den es einen eigenen Simulationsblock in AspenPlus gibt. Es müssen eine gesamte Trennleistung vorgegeben und eine Korrelation zur Größenverteilung (hier: Mothes und Löffler) ausgewählt werden. Die Teerreformierung erfordert hohe Temperaturen, weshalb das heiße Gas (850°C) bereits vor der Feinentstaubung (simuliert als Gewebefilter mit Block FabFI) einem Teerreformer zugeführt wird, der zusätzlich durch eine Teilverbrennung von SNG (ca. 9%) beheizt werden muss. Dazu muss dieser aus Waben bestehen, da es sonst zu Ablagerungen des Staubs kommt. Der Teerreformer wird erneut als Gleichgewichtsreaktor (RGibbs) simuliert, dem in diesem Fall alle spezifizierten Komponenten als mögliche Produkte vorgegeben sind.

Im Anschluss an die Teerreformierung wird das Gas auf 350°C abgekühlt, fein entstaubt und durch Adsorptionsverfahren von Chlor- und Schwefelkomponenten befreit. Bei der Adsorptionsreinigung im Festbett handelt es sich um einen instationären Prozess, der nicht direkt in AspenPlus abgebildet werden kann. Durch die Verwendung eines Gleichgewichtsreaktors mit stöchiometrischen Ansatz (REquil) und unter Vorgabe der ablaufenden Reaktionsgleichungen lässt sich die reale Adsorption nachbilden. Die frischen Adsorbentien werden dem Reaktor als Stoffstrom zugeführt, wodurch sich Adsorbentienverbräuche bestimmen lassen.

Dem gereinigten Synthesegas wird anschließend eine kleine Menge Wasserdampf zugemischt und dem Methanisierungsreaktor zugeführt. Die Menge wird so eingestellt, dass es nicht zu Ablagerungen

von elementarem Kohlenstoff auf dem Katalysator kommen kann. Der Reaktor ist als gekühlter, isothermer Gleichgewichtsreaktor (RGibbs) ausgeführt. Bei 310°C und rund 4 bar läuft die Methanisierungsreaktion ab.

Vor der Einspeisung in das Erdgasnetz muss das produzierte Roh-SNG aufbereitet werden. Im ersten Schritt wird es abgekühlt, der Wasseranteil weitestgehend auskondensiert und in einer Flash Drum (Dampf/Flüssigkeits-Gleichgewicht) abgeschieden. Anschließend erfolgt die Abtrennung von CO₂ und anderen Komponenten durch ein Membranverfahren, welches als reiner Separationsblock simuliert ist, dem Abscheideraten vorgegeben werden müssen. Das Membran-Verfahren hat sich in der Aufbereitung von Biogas bewährt und bietet insbesondere im dezentralen Maßstab einige Vorteile gegenüber anderen Verfahren wie einer Druckwechseladsorption. Zudem werden durch die Membran störende Komponenten (H₂, CO, CO₂) effizient abgetrennt und es erfolgt eine weitere Trocknung. Nachteilig ist die erforderliche Ersatzinvestition für neue Membranen, die etwa alle sechs Jahre erforderlich ist. Aufgrund des Methanschlupfs und des Wasserstoffgehalts im Permeat der Membran muss dieses nachverbrannt (simuliert als REquil) werden. Ein Teilstrom des getrockneten Abgases wird zur bereits erwähnten Spülung der Biomasse verwendet.

Die Wirtschaftlichkeitsanalyse ist entscheidend für die spätere Umsetzbarkeit des Konzepts. Dazu wurde sowohl die dynamische Annuitätenmethode als auch die Kapitalwertmethode angewandt. Tabelle 2 zeigt die Investitionskosten der einzelnen Komponenten (Anlagengröße ist 1 MW_{Brennstoff}). Alle Komponentenkosten wurden individuell ermittelt und wo möglich mit Herstellerangaben validiert.

Tabelle 2: Investitionskosten der Komponenten des DezSNG-Prozesses (1 MW_{Brennstoff})

HPR	1.000.000	€
Membran	500.000	€
Nachverbrennung	190.000	€
Methanisierung	160.000	€
Luftvorwärmer	150.000	€
Filter	90.000	€
Abhitzeessel	80.000	€
Adsorption	50.000	€
Teerreformer	40.000	€
Dampferzeuger	60.000	€
Wasserabscheider	10.000	€
Sonstiges	700.000	€
Summe	3.030.000	€

Die Berechnung der SNG-Gestehungskosten ergibt einen Gaspreis von 23,2 ct/kWh bei konstant angenommenem Gaspreis über 20 Jahre. Bei einer angenommenen Preissteigerungsrate von 2% ergeben sich SNG-Gestehungskosten von 20 ct/kWh. Zum Vergleich: konventionelles Erdgas hat einen Grenzübergangspreis von ca. 2,4 ct/kWh (Mittelwert 2014, Stand 12/2014), SNG aus der Biogasaufbereitung kommt auf ca. 8 ct/kWh. Die Gestehungskosten skalieren stark mit der Anlagengröße, so kommt man bereits bei einer Anlagengröße von 20 MW auf Gaspreise vergleichbar mit den SNG-Preisen aus Biogasaufbereitungsanlagen (7-8 ct/kWh).

Die Personalkosten haben bei einer Sensitivitätsanalyse den größten Einfluss, gefolgt von den Holzpreisen und den Investitionskosten.

Es gibt viele Ansätze für die Verbesserung der Wirtschaftlichkeit, jedoch wird die thermische Nutzung von Biomasse zur SNG-Erzeugung auch in naher Zukunft ohne Förderung nicht wirtschaftlich sein. Die Ergebnisse der Studie zur Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wurden veröffentlicht (siehe Kap. II.6 Veröffentlichung der Ergebnisse).

Darüber hinaus wurde auch die Möglichkeit betrachtet, regenerativ erzeugten Überschussstrom durch Elektrolyse von Wasser in den HPR-Prozess einzubinden. Während der produzierte Wasserstoff zur Methanisierung eingesetzt wird, bieten sich verschiedene Möglichkeiten an, den erzeugten Sauerstoff im Prozess zu nutzen. Ergebnisse der Studie sind bereits veröffentlicht (siehe Kap. II.6 Veröffentlichung der Ergebnisse). Abbildung 6 zeigt die Wirkungsgrade der verschiedenen Alternativen.

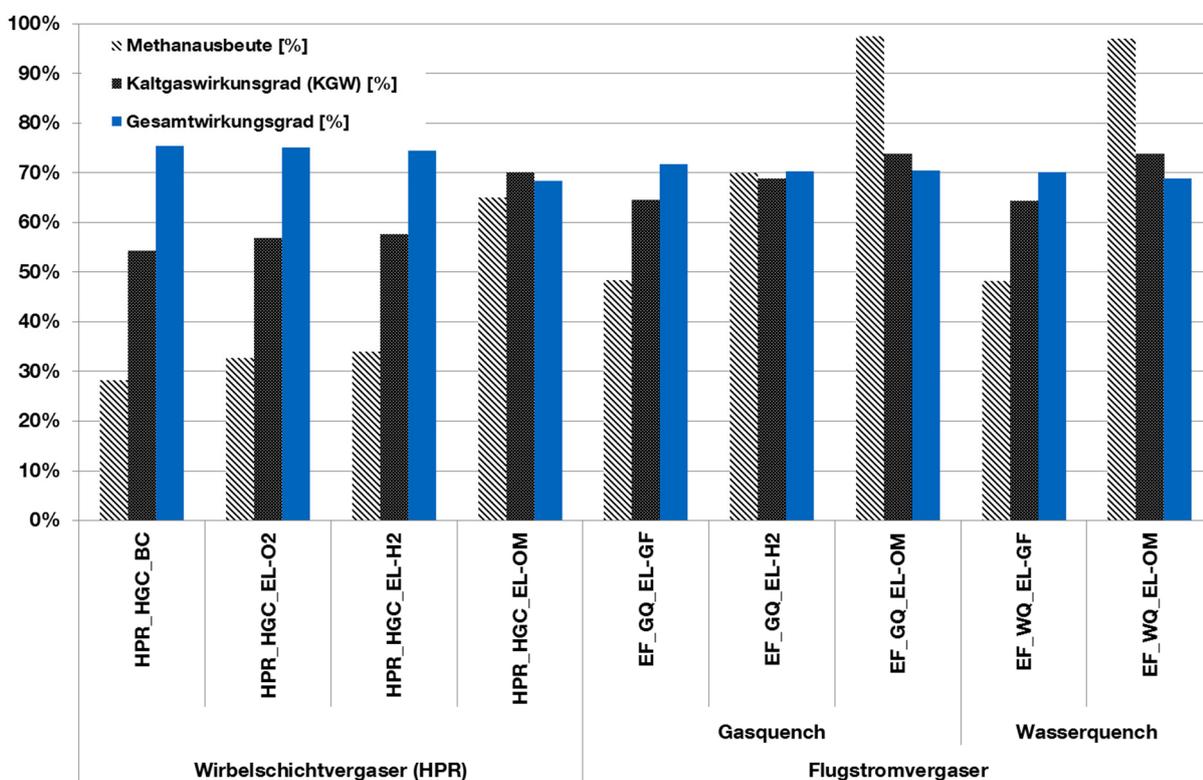


Abbildung 6: Wirkungsgrade der betrachteten Prozessoptionen

Es zeigt sich, dass das beschriebene Konzept (entspricht HPR_HGC_BC) den besten Gesamtwirkungsgrad aufweist, jedoch durchaus hohe Potenziale und Synergieeffekte vorhanden sind in Kombination mit einer Elektrolyseeinheit (bzgl. Wirkungsgrade).

Abbildung 7 zeigt analog zu Abbildung 6 die Ergebnisse zur Wirtschaftlichkeit, speziell die Gegenüberstellung der Investitions- und Gestehungskosten.

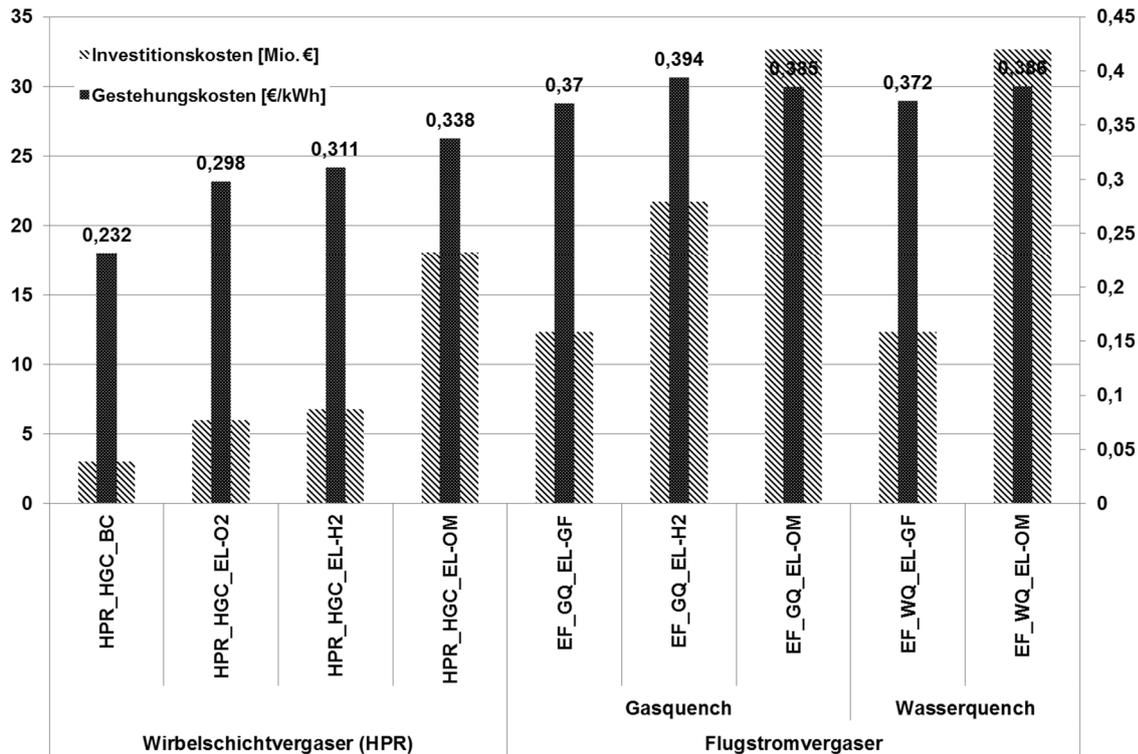


Abbildung 7: Investitions- und Gestehungskosten der betrachteten Prozessvarianten

Bei den Investitionskosten schaden die derzeit noch sehr hohen Kosten für die Elektrolyseeinheit der Wirtschaftlichkeit, was eine Überschussstromeinbindung unwirtschaftlich macht. Eine wirtschaftliche Optimierung ergibt für die HPR-Fälle SNG-Gestehungskosten von 7 - 9,5 €/kWh als Zielgrößen, die derzeit jedoch nur für Anlagengrößen um 20 MW zu erreichen sind.

Simulation der Demonstrationsanlage am LES als Grundlage zur Versuchsvalidierung

Die im Rahmen des Projekts aufgebaute Demonstrationsanlage entspricht in vielen Punkten dem beschriebenen Konzept ist jedoch deutlich kleiner und nicht relevante Prozessschritte sind teilweise nicht abgebildet (z.B. Membranaufbereitung oder Einspeisevorrichtung). Der Heatpipe-Reformer wurde durch einen elektrisch beheizten Wirbelschichtvergaser ersetzt, der mit einer maximalen Eingangsleistung von 5 kW_{Brennstoff} betrieben werden kann. Die Biomasse wird dabei nicht mit CO₂ sondern mit Stickstoff gespült in den Vergaser eingetragen. Versuche haben gezeigt, dass der Stickstoff keinen Einfluss auf die weiteren Prozessschritte hat und somit näherungsweise als chemisch inert betrachtet werden kann.

Bei der anschließenden Gasreinigung ist im Wesentlichen nicht viel verändert. Allerdings entfallen bei der Versuchsanlage die Feinentstaubung und die Hydrierung vor der Schwefelabscheidung. Auch ist eine Wasserzufuhr vor der Methanisierung zwar vorgesehen, wurde jedoch in den Versuchen nicht realisiert. Durch die meist gewählten höheren S/B-Verhältnisse in der Vergasung ist der Dampfüberschuss auch im Methanisierungsreaktor so hoch, dass eine Bildung von elementarem Kohlenstoff thermodynamisch nicht möglich ist. Ein weiterer Unterschied ist die elektrische Beheizung der Gasleitungen und Reaktoren in der Versuchsanlage. Beim Teerreaktor wird die benötigte Wärme nicht durch partielle Oxidation sondern von außen zugeführt. Diese Änderungen sind im Simulationsmodell berücksichtigt um zum einen die Simulationsergebnisse (insbesondere des Vergasers) anhand der durchgeführten Versuche validieren zu können. Zum anderen lassen sich die

angestrebten Gleichgewichte bei der Methanisierung im Modell recht gut abbilden und es kann so eine Bewertung der durchgeführten Versuche erfolgen.

Das angepasste Simulationsmodell ist übersichtlich und modular gestaltet. Parametervariationen (Biomasseinput, Druck, Temperaturen, Volumenströme, etc.) können sehr einfach (automatisierte Berechnung von Sensitivitätsanalysen mit vorgegebenen Eingangsparametern) und schnell durchgeführt werden. Die Ein- und Ausgabe der Ergebnisse erfolgt auch in diesem Modell über integrierte Excel-Tabellen. Zusätzlich lässt sich die Wärmeentwicklung bei der exothermen Methanisierungsreaktion bestimmen und es können geeignete Konzepte zur Abfuhr abgeleitet werden. In der Versuchsanlage beschränkt sich die SNG-Aufbereitung auf eine Abkühlung und Kondensation des Wassers. Anschließend wird das produzierte Gas analysiert, der Volumenstrom bestimmt und das Roh-SNG einer Fackel zugeführt. Von dieser Aufbereitung ist lediglich die Kondensation im Simulationsmodell berücksichtigt. Allerdings ist das Modell so aufgebaut, dass weitere Aufbereitungsstufen (z.B. ein Membranverfahren) problemlos integriert werden können.

Thermodynamische Gleichgewichtssimulation mit FactSage©

Neben den zuvor beschriebenen Prozesssimulationen, bei denen das Gesamtkonzept mit Vergasung, Synthesegasreinigung, Methanisierung und SNG-Aufbereitung im Mittelpunkt steht, wurde das Tool FactSage genutzt um Gleichgewichtssimulationen durchzuführen. Aufgrund der umfassenden integrierten Datenbank ist FactSage geeignet um die Gleichgewichtslagen bei verschiedenen Parametervariationen (Druck, Temperatur) präzise und relativ unkompliziert zu bestimmen. Das Tool wurde vor allem für die Untersuchung der Methanisierung (z.B. Kohlenstoffbildung) und die Abschätzung der Aufnahmefähigkeit von Adsorbentien benutzt.

Abbildung 8 zeigt den Gleichgewichtsverlauf der CO-Methanisierung bei 1 - 9 bar über der Temperatur.

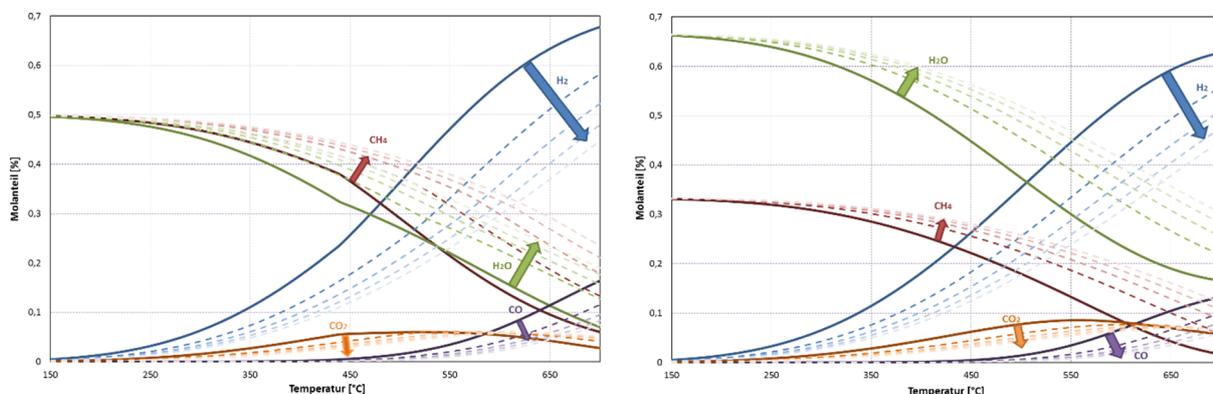


Abbildung 8: Gleichgewicht der CO-Methanisierung (links) und CO₂-Methanisierung (rechts) in Abhängigkeit von der Temperatur (durchgezogene Linien stellen den Verlauf bei 1 bar, zunehmend blässere, gestrichelte Linien die Druckerhöhung auf 3, 5, 7 und 9 bar dar)

Weitere Ergebnisse werden in folgenden Kapitel II.1.3 vorgestellt, da die Simulationen jeweils direkt mit den experimentellen Resultaten verglichen werden.

II.1.3 AP3: Verfahrensentwicklung und messtechnische Untersuchungen

Ausgangspunkt und ursprüngliche Ziele:

„Ziele sind die Analyse der Gasbeschaffenheit am Vergaseraustritt am Labor-Vergaser und am Großvergaser (HPR@500) und die Untersuchung der Verfahrensschritte der SNG-Anlage.“

Erzielte Resultate und Vergleich mit den ursprünglichen Zielen:

Aufbau der SNG-Strecke (Version 1)

Zur Untersuchung der wichtigsten Prozessschritte wurde am LES eine erste SNG-Versuchsstrecke (Version 1) in Betrieb genommen. An diesem Versuchsaufbau sollen vor allem Katalysatoren und Adsorbentien bei unterschiedlichen Bedingungen (Temperatur, Durchfluss/Gasbelastung, Druck,...) getestet werden. Um das entwickelte Verfahrenskonzept möglichst unabhängig und flexibel untersuchen zu können, wurde deshalb aufbauend auf dem Konzept eine passende Versuchsanlage konstruiert, ausgelegt und gebaut (siehe Abbildung 9).

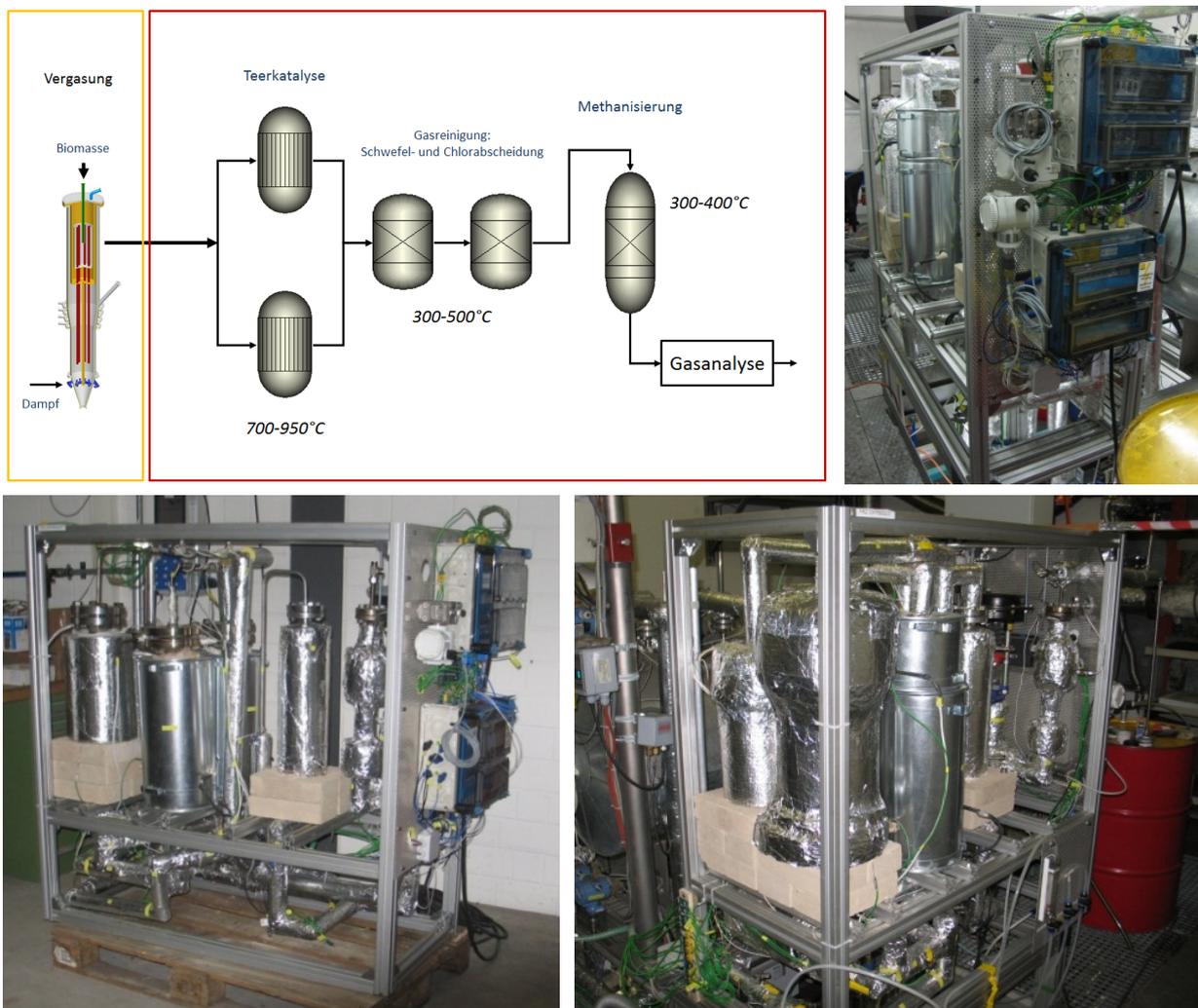


Abbildung 9: Übersicht und Bilder vom Versuchsaufbau der SNG-Versuchsstrecke (Version 1)

Die Versuchsstrecke zur Untersuchung der Heißgasreinigung und Methanisierung mit einem Gasdurchsatz von maximal 1 Nm³/h besteht aus 5 Reaktoren/Adsorberbehältern, in welchen jeweils verschiedene Katalysatoren/Adsorbentien flexibel getestet werden können.

Die flexible Verschaltung der Reaktoren ermöglicht die Untersuchung von verschiedenen Teerkatalysatoren (in zwei parallel geschalteten Hochtemperatur-Teerreaktoren (Festbett)). Hier sind vor allem Temperaturabhängigkeiten und Ablagerungsvorgänge Gegenstand der Untersuchungen, da bei der Heißgasreinigung auf hohem Temperaturniveau bis jetzt nur wenige Erfahrungswerte bekannt sind.

Für die Untersuchungen des Einflusses von Stör- und Spurenstoffen (speziell Schwefel-, Stickstoff- und Chlorkomponenten) im Synthesegas sind zwei Adsorberbehälter integriert, in denen die Wirksamkeit der Adsorption der Spurstoffe aus dem Gas untersucht werden kann. Die Adsorbentien können bzgl. dem optimalen Temperaturbereich und ihrer maximalen Aufnahmefähigkeit getestet werden. Der Schwerpunkt der Untersuchungen liegt aber auf der Untersuchung der Methanisierung selbst. Dieser stark exotherme Vorgang erfordert eine gute Wärmeabfuhr und eine intelligente Temperaturregelung. Ziel ist eine möglichst isotherme Reaktorführung um die Methanausbeute zu maximieren. Gekühlt wird der Reaktor in der Versuchsanlage mit Hilfe einer Thermoölkühlung über einen Doppelmantel.

Tabelle 3 zeigt eine Übersicht der Leistungsdaten der HPR-Laboranlage und der SNG-Versuchsstrecke (Version 1).

Tabelle 3: Übersicht Leistungsdaten HPR-Laborvergaser und Versuchsstrecke (Version 1)

HPR-Input	ca. 30 kW _{th}
Volumenstrom (SNG-Strecke)	0,1 - 1 Nm ³ /h
Druck	1 (- ca. 3) bar
Temperaturen:	
HPR	ca. 800 °C
Teerreaktor	ca. 850 °C
Adsorber (S und Cl)	ca. 320 °C
Methanisierungsreaktor	ca. 300 °C
Raumzeiten Katalysatoren	1000 - 5000 1/h
Versuchsdauer	ca. 8 h

Mit der Konfiguration der Versuchsanlage ist eine flexible Verschaltung der einzelnen Prozessschritte möglich. Zwei Verschaltungsvarianten (Option A/B) wurden benutzt um den Einfluss von Spurenstoffen zu untersuchen (siehe Abbildung 10).

Mit Verschaltungsoption A kann eine Teerkatalyse unter optimierten Bedingungen (vorherige Entfernung von Störstoffen) untersucht werden, wohingegen Option B die Möglichkeit bietet unter realen Bedingungen mit Verunreinigungen die Teerkatalyse zu untersuchen (siehe auch Projektbericht 2011).

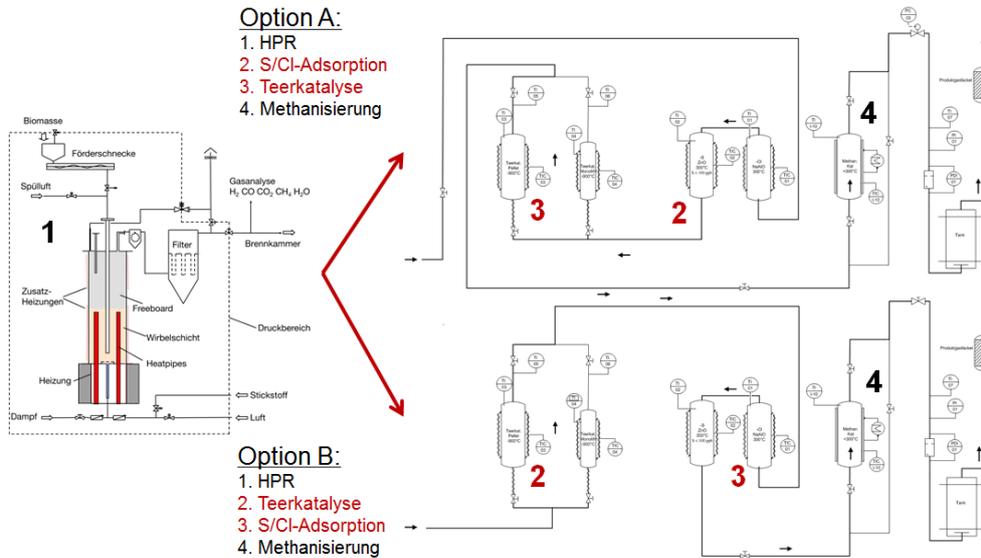


Abbildung 10: Verschaltungsmöglichkeiten der Versuchsanlage (Version 1)

Aufbau, Umrüstung und Inbetriebnahme der Gasanalytik

Die Messtechnik, die teilweise bereits an der Vorgängeranlage eingesetzt wurde, wurde überarbeitet und teilweise neu in Betrieb genommen. Abbildung 11 zeigt die Komponenten und die Verschaltung der einzelnen Messgeräte für die Gasanalyse. Damit können sowohl die Hauptgaskomponenten wie auch höhere Kohlenwasserstoffe und H₂S als wichtigste Schwefelkomponente im Synthesegas quasi-online aufgenommen werden.

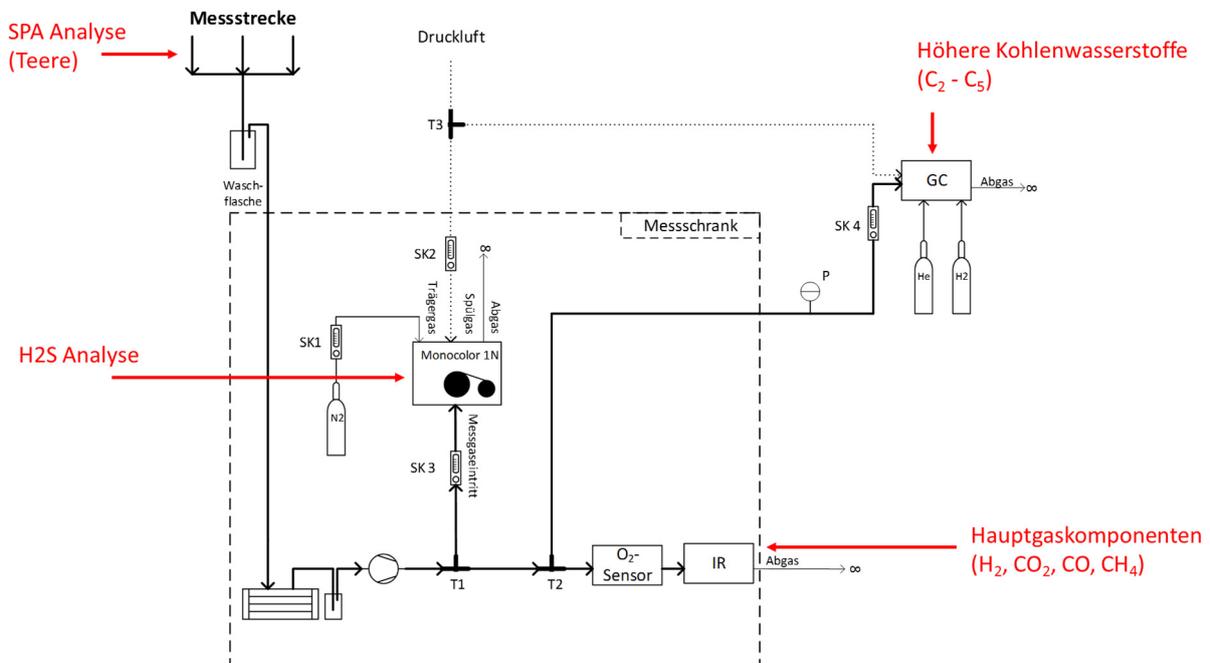


Abbildung 11: Schematischer Aufbau und Verschaltung der Gasanalytik

Gasentnahmestellen finden sich an verschiedenen Stellen der Versuchsanlage, wobei zeitgleich jeweils nur an einer Gasentnahmestelle die Gaszusammensetzung gemessen werden kann (nach dem Vergaser, nach der Teerreformierung oder nach der Methanisierung). Zusätzlich zu den genannten online-Messmethoden wird mittels SPA-Probennahme (Solid Phase Adsorption) die Teerkonzentration und -zusammensetzung offline gemessen. Das speziell für die vorliegende Anwendung (Messung von Teeren im Synthesegas von Vergasern) entwickelte Verfahren wurde bereits 1997 am KTH entwickelt und ist unter [6] genauer beschrieben. Für eine interne Auswertung der SPA-Proben am Lehrstuhl wurde eine komplexe Analytik installiert bestehend aus Probenaufarbeitung und automatisierte Analyse im eigens umgerüsteten Gaschromatograph. Zudem werden für die Aufstellung einer Massenbilanz verschiedene Brennstoffanalysen durchgeführt.

Die Messtechnik ist insgesamt als entscheidender Baustein für eine Untersuchung der SNG Herstellung anzusehen und wird deshalb am Ende des Kapitels noch genauer beschrieben. Weiterhin wurde die Messtechnik ständig verbessert und mit zunehmender Betriebserfahrung an die Anforderungen (z.B. Langzeitfähigkeit) angepasst. Dieser Optimierungsvorgang wurde auch durch die Vernetzung mit anderen Forschungseinrichtungen z.B. im Zuge des Bundesmessprogramms und auch internationaler Bemühungen zur Vereinheitlichung und Vergleich von Messmethoden und Vorgehen vorangetrieben.

Ergebnisse und Erkenntnisse aus den Voruntersuchungen

Da detaillierte Ergebnisse bereits sowohl auf nationaler wie internationaler Ebene im Zuge von Konferenzen und Seminaren vorgestellt wurden, sei an dieser Stelle auf die Veröffentlichungen verweisen. Die wichtigsten Ergebnisse sowie die daraus resultierenden Erkenntnisse werden im Folgenden zusammengefasst.

Abbildung 12 zeigt einen Verlauf der Gaszusammensetzungen gemessen an der Versuchsanlage bei Gasentnahme an verschiedenen Stellen im Prozess. Damit ist es anschaulich möglich, die einzelnen Prozessschritte und die zugehörigen Veränderungen in der Gaszusammensetzung darzustellen.

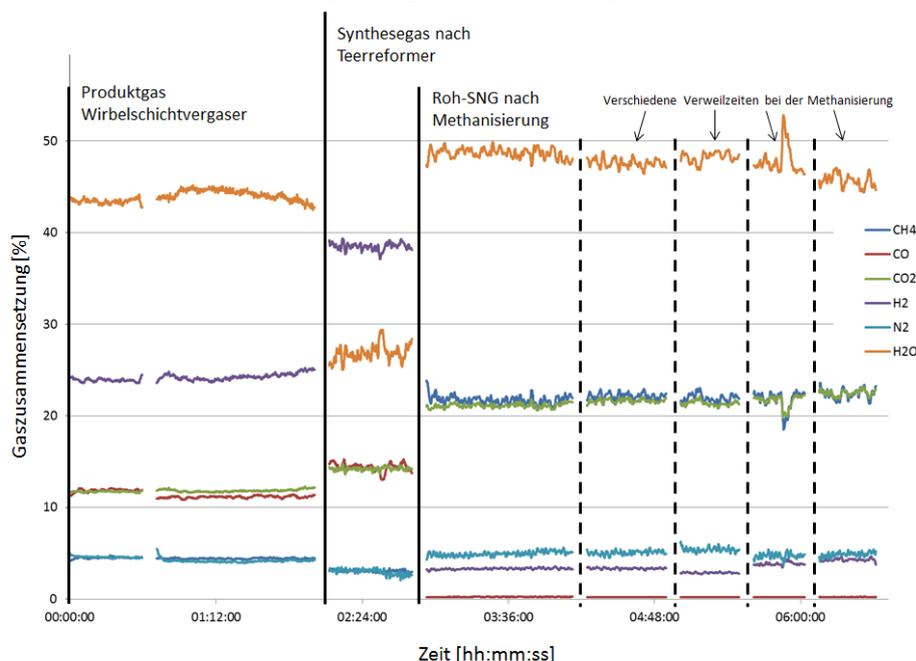


Abbildung 12: Gaszusammensetzung nach verschiedenen Prozessschritten (Roh-Produktgas des Vergasers, Teer-freies Synthesegas nach Reformierung, Roh-SNG nach Methanisierung)

Über Versuchszeiten von bis zu 8 Stunden wurden verschiedene Messreihen zur Untersuchung einzelner Sachverhalte durchgeführt. Die Darstellung der gesamten Prozesskette von der Biomasse zum Roh-SNG wurde damit im Technikums-Maßstab realisiert. Im Folgenden sind die daraus abgeleiteten Erkenntnisse anhand der einzelnen Prozessschritte zusammengefasst. Abbildung 13 zeigt den Teerumsatz im Vergleich von Ni-basierten zu Edelmetall-basierten Katalysatoren.

Erkenntnisse zur Teerreformierung:

- Teermessung in ausreichender Genauigkeit und unter vertretbarem Aufwand (zeitlich und monetär) möglich. Interne Analyse am Lehrstuhl installiert und getestet.
- Gemessene Teerumsätze auch bei hohen Raumgeschwindigkeiten (= hohe Katalysatorbelastung) sehr gut (>90% für die meisten Teere).
- Edelmetall Katalysator zeigt im Gegensatz zum Ni-basierten Katalysator den Vorteil, dass der Methananteil nicht bzw. nicht vollständig mit umgesetzt wird (gute Selektivität!).
- Eingehende Untersuchung zur Teerreformierung in [7].

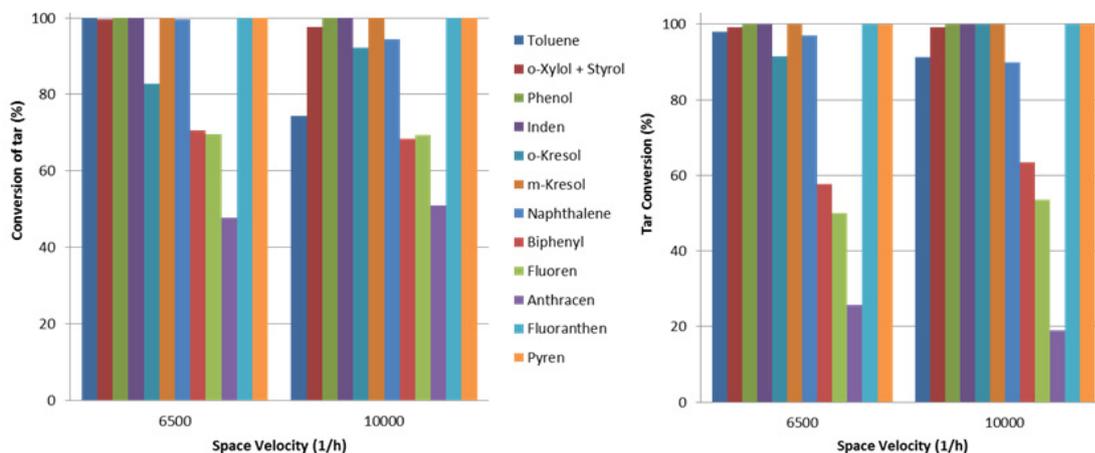


Abbildung 13: Teerumsatz von ausgewählten Teerspezies bei verschiedenen Raumzeiten (links: für einen Nickel-basierten Katalysator, rechts: für einen Edelmetall Katalysator)

- Langzeiteffekte wie Katalysatorvergiftungsvorgänge, Verkokung oder Sintervorgänge mit dem derzeitigen Versuchsaufbau nicht untersuchbar (nur Betriebszeiten von wenigen Stunden realisierbar), aber entscheidend für eine endgültige Aussage.

Erkenntnisse zur Spurenstoffabscheidung (Schwefel- und Chlorkomponenten):

- Analyse für H₂S aufgebaut und integriert (online Messung via Kolorimetrie, organische S-Verbindungen werden adsorptiv gemessen)
- Spurenstoffanalytik nur sinnvoll, wenn Langzeiteffekte untersucht werden können
- Adsorptions- und Desorptionsprozesse auch indirekt über Temperaturprofile identifizierbar

Erkenntnisse zur Methanisierung:

- Wärmeabfuhr des Reaktors mit Hochtemperatur-Wärmeträgerölen und/oder Luftkühlung möglich (nahezu isotherme Betriebsweise)
- Umsatz von CO von 100% erreicht. Shift-Reaktion und Einfluss der genauen Gaszusammensetzung entscheidend für den Gesamtprozess!

- Reaktoraustrittstemperatur entscheidend (nicht Temperaturspitzen im Schüttbett) für die Gaszusammensetzung (mit Gleichgewichtsansatz gut nachzubilden).
- Detaillierte Untersuchung der Vorgänge am Katalysator aufgrund Geheimhaltungsvereinbarung sehr schwierig bzw. nicht machbar

Nach erfolgreicher Untersuchung der einzelnen Prozessschritte und diversen Vorversuchen zu den einzelnen Fragestellungen besteht an der Machbarkeit des Konzepts HPR-Vergasung mit anschließender Gasreinigung, Methanisierung und Einspeisung generell kein Zweifel. Die Prozesskette wurde unter realistischen Bedingungen nachgestellt und eingehend untersucht. Jedoch ist unbedingt erforderlich, die gesamten Experimente in ihrer Dauer auszuweiten (>100h Betriebszeit). Da dies mittel- und später auch langfristig beim Projektpartner hse nicht zu realisieren war, wurde in Absprache mit dem Fördermittelgeber und der Projektkoordinierung der Bau eines neuen Versuchsstandes initialisiert.

Planung, Auslegung und Bau der neuen Versuchsanlage für Langzeitversuche

In Zusammenarbeit mit dem Projektpartner wurde die für die Realisierung der Langzeitversuche notwendige neue Versuchsanlage geplant und ausgelegt. Dazu wurden Teile der bestehenden Gasreinigungsanlage (Version 1) umgebaut, auf Langzeitfähigkeit optimiert oder neu aufgebaut. Der Vergaser-Teil der Anlage musste komplett neu ausgelegt, konstruiert, gefertigt und aufgebaut werden. Auch hier konnten jedoch Teile aus der Vorgängeranlage wiederverwendet werden (z.B. Überhitzer Ofen, Verdampfer, etc.). Durch den zweigeteilten und zeitlich versetzten Aufbau konnte während der Bauarbeiten am Vergaser parallel die SNG-Strecke (Version 2) als selbstständige Einheit in Betrieb genommen und zusätzliche Vorversuche mit synthetischen Gasgemischen durchgeführt werden. Nach Verzögerungen seitens der Lieferanten für den Druckbehälter, wurden die restliche Teile der Versuchsanlage 2013 geliefert und in die bereits vorbereitete Rahmenkonstruktion eingebaut. Verkabelung, Rohrleitungen und Peripherie wurden montiert. Die komplette Steuerung und Regelung der Anlage wurde aufgebaut, angepasst und in Betrieb genommen.

Abbildung 14 zeigt die CAD Ansicht der neuen Versuchsanlage zur Demonstration der SNG-Herstellung mit Erklärung und Daten zu den einzelnen Bauteilen. Die wichtigsten Daten sind zudem im Folgenden aufgeführt.

Vergaser:

- Allothermer Wirbelschichtvergaser
- Leistung: 5 kW
- 1 kg/h Brennstoff = Biomassepellets
- Druck: bis 5 bar (bei 850°C)
- Beheizt (von außen, 2 Heizzonen)
- Ausgelegt auf 100h Tests → 150l Brennstofftank
- Kombination aus Sintermetallfilter und Zyklon zur Heißgasreinigung bis 850°C
- Vollautomatisierter Betrieb und Messwertaufnahme - Steuerung über SPS

Gasaufbereitungsstrecke (Version 2):

- Elektrisch beheizte Reaktoren für die Temperaturreglung
- Teereaktor zur Reformierung der Teere (bis 900°C)
- 2x Adsorptionsbehälter für S-, und Cl-Komponentenabtrennung
- Zwei-Zonen Methanisierungsreaktor (Öl- und/oder Luftkühlung)

- Rohrbündelkondensator (wassergekühlt)
- Flexible Verschaltung der Reaktoren
- Entnahmestellen für SPA-Proben, Gasanalyse und Wassergehaltbestimmung
- Druckregelventil am Ende der Strecke
- Volumenstrommessung durch Differenzdruckblende

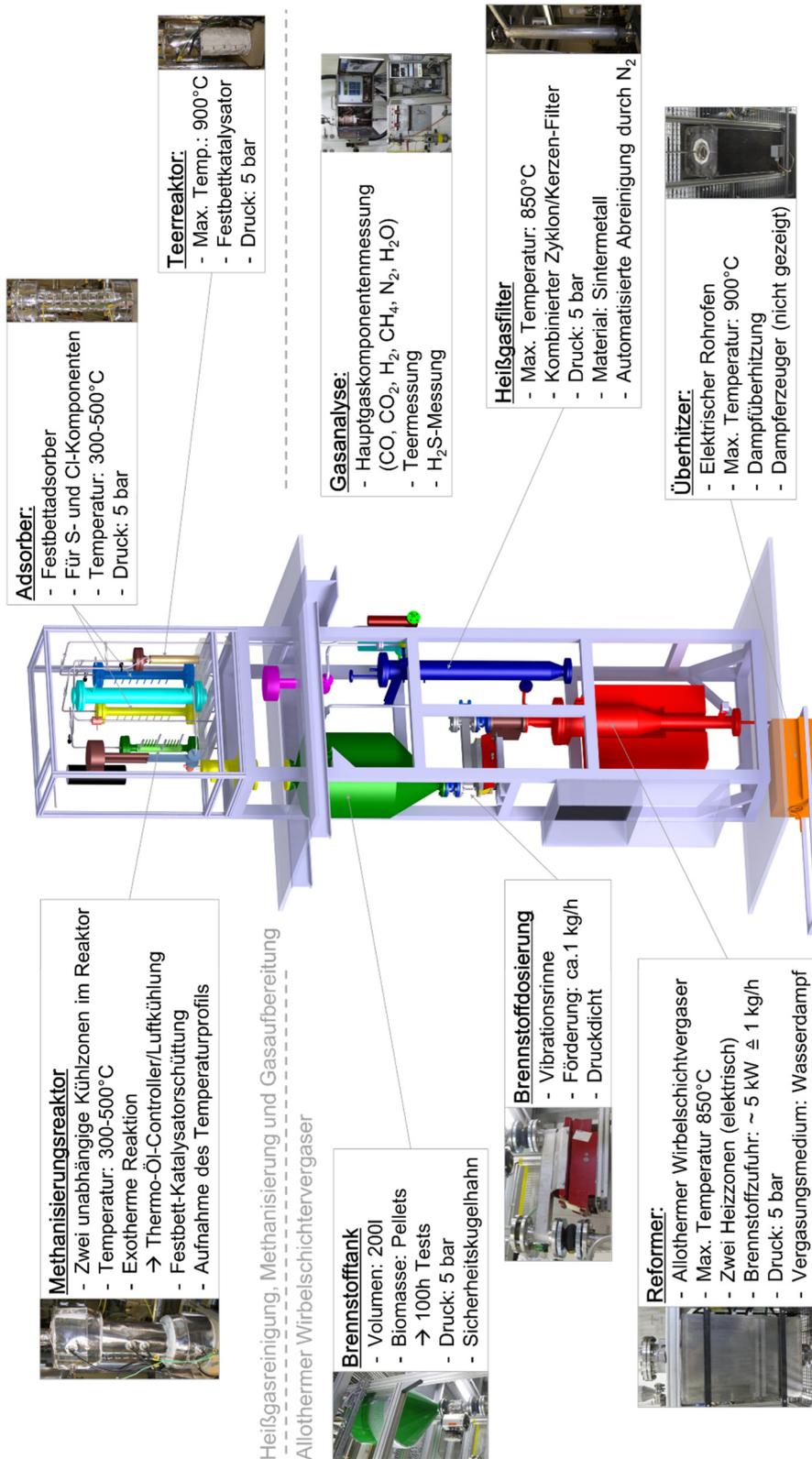


Abbildung 14: Versuchsanlage zur Demonstration der SNG-Herstellung

Abbildung 15 zeigt die Detailansicht des Vergasers, Abbildung 16 zeigt die Detailansicht der SNG-Strecke bestehend aus den fünf Reaktoren, dem Rohrbündelkondensator, dem Druckregelventil und der Volumenstrommessblende.



Abbildung 15: Detailansicht Vergaser (Links: CAD Konstruktion; Mitte: Druckbehälter ohne Isolierung und elektrische Öfen (Stand 2013); Rechts: Detailansicht Vergaserdeckel mit Brennstoffkugelhahn, Vibratorrinne zur Pellet Dosierung und Filter (Stand 2014))

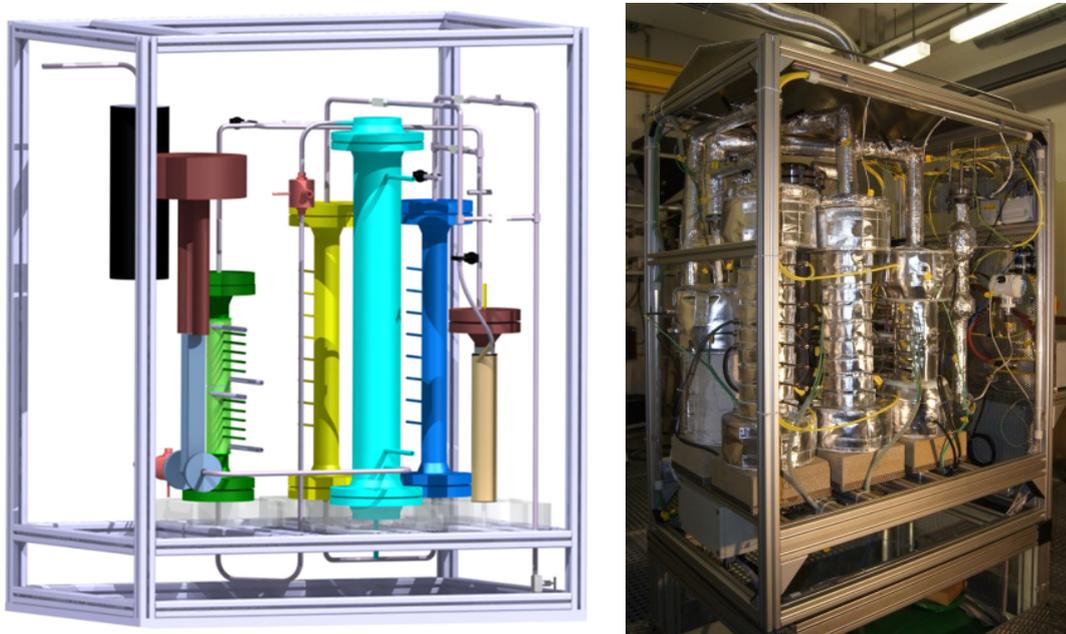


Abbildung 16: Detailansicht Gasaufbereitungsstrecke (Links: CAD Konstruktion; Rechts: Bild des kompletten Anlagenteils mit Gasabzugshaube (SNG-Strecke Version 2))

Abbildung 17 zeigt die optimierte Bedienoberfläche der Steuerung (Stand 2014).

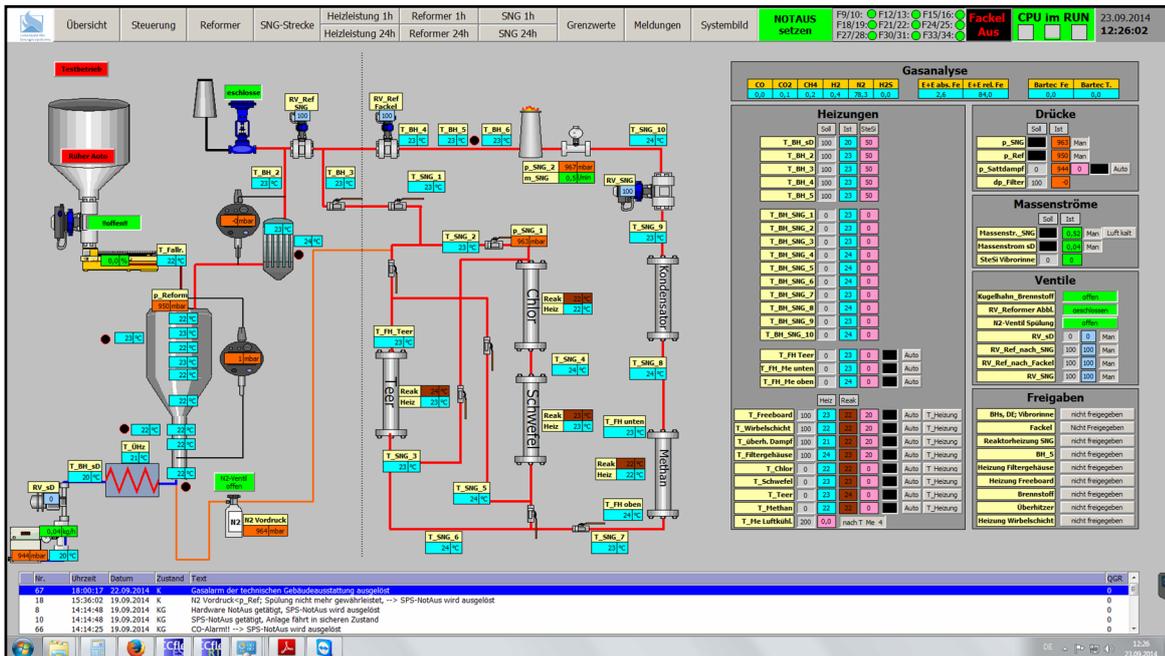


Abbildung 17: Bedienoberfläche SPS Steuerung (WinCC)

Inbetriebnahme der neuen Versuchsanlage

Nach Fertigstellung der Anlage konnte nach und nach mit der Inbetriebnahme des Vergasers begonnen werden, wobei Anfangs verschiedene Probleme auftraten, die beseitigt werden mussten. Als problematisch haben sich nach ersten Vorversuchen vor allem zwei Teile des Vergasers bzw. der Peripherie herausgestellt: Die Pellet Dosierung (unter Druck) und die gleichmäßige Bereitstellung von Dampf zur Fluidisierung.

Eine gleichmäßige Dampfzufuhr ist für die Ausbildung einer stationären Wirbelschicht entscheidend. Die Dampferzeugung erfolgt über einen bereits vorhandenen Dampferzeuger (Reverberi GAK5DS/5) mit 5 kW Leistung und einem maximalen Dampfmassenstrom von 8,2 kg/h. Für eine konstante Dampferzeugung musste jedoch die vorgesehene Regelung mittels eines einfachen Drosselventils und der Massenstrommessung ausgebaut werden und eine Regelung nach Druck und Temperatur im Dampferzeuger selbst integriert werden. Abbildung 18 zeigt die Dampfmassenströme und das Regelventilverhalten der Regelung vor und nach der Optimierung.

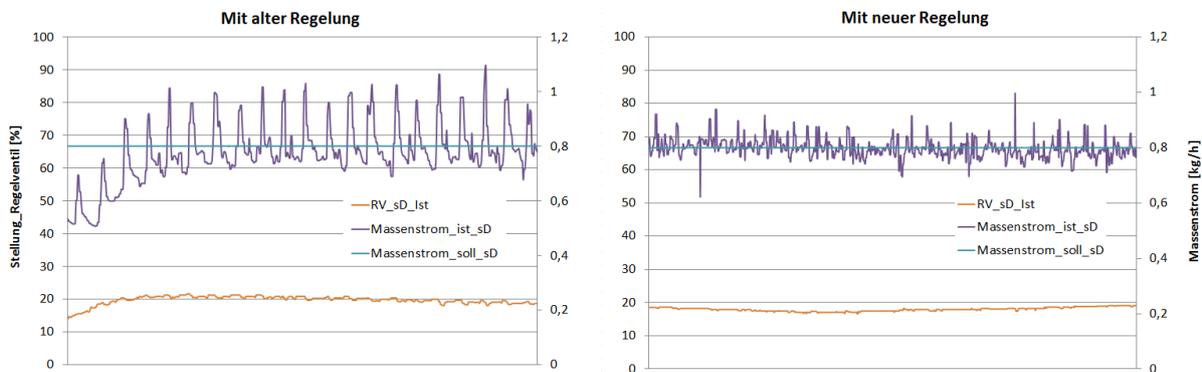


Abbildung 18: Optimierung der Dampfmassenstromregelung (links: alte Regelung, rechts: neue Regelung)

Durch die durchgeführten Optimierungsschritte (optimierte Druck- und Temperaturregelung) kann nun ein ausreichend konstanter und gleichbleibender Massenstrom über die benötigte Versuchsdauer bereitgestellt und so eine kontinuierliche Fluidisierung der Wirbelschicht erreicht werden.

Die Zuführung der Pellets hatte anfangs ebenfalls große Probleme verursacht, da sich immer wieder Brücken gebildet hatten, welche die Zufuhr zur Dosiereinrichtung (Vibrationsrinne) verstopft haben. Nach verschiedenen Untersuchungen wurde zusätzlich ein Rührwerk in den Vorlagebehälter integriert, welches diese Brückenbildung verhindert. Die Auslegung, Beschaffung und Installation der komplizierten Dichtung gegen Druck und die Steuerung und sicherheitstechnische Auslegung des Antriebs führten jedoch zu Verzögerungen bei der Inbetriebnahme. Abbildung 19 zeigt die Kalibrierung der Förderung nach Einbau des Rührwerks bei unterschiedlichen Einstellungen (Frequenz).

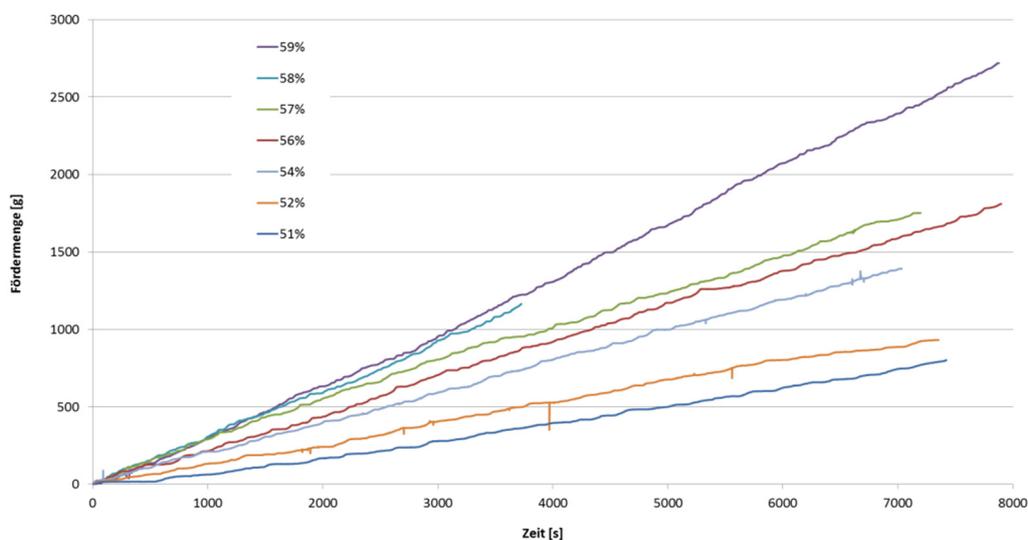


Abbildung 19: Ursprüngliche Kalibrierung der Pellet Förderung

Bei Langzeitversuchen ist die gleichmäßige Förderung jedoch immer noch ein Problem und erfordert immer wieder manuelles Eingreifen. So treten von Zeit zu Zeit weiterhin Verstopfungen im Bereich der Querschnittsverengung des Rührers auf (was bei im schlechtesten Fall zu einem aufmalen der Pellets führt) und zum anderen ist eine sehr gleichmäßige Förderung nur möglich, wenn man die Vibrorinne ständig im Stellwert anpasst. Abbildung 20 zeigt eine Verstopfung der Zuführung an zwei unterschiedlichen Stellen.



Abbildung 20: Verstopfung der Pellet Zufuhr (links) und Aufmahlen der Pellets durch den Rührer (rechts)

Zu Besseren Auswertung der Biomassezufuhr im Nachgang zu den 100h Tests wurde zudem eine Auswertung der Videomitschnitte der Pellet Zufuhr erstellt. So kann zur Auswertung der Wert der Vibrorinne mit dem wirklichen Verbrauch an Pellets (durch Auswiegen) verglichen werden. Abbildung 21 zeigt die verwendete Matlab-Oberfläche und das Auswertefenster zur Erfassung der Pellets.

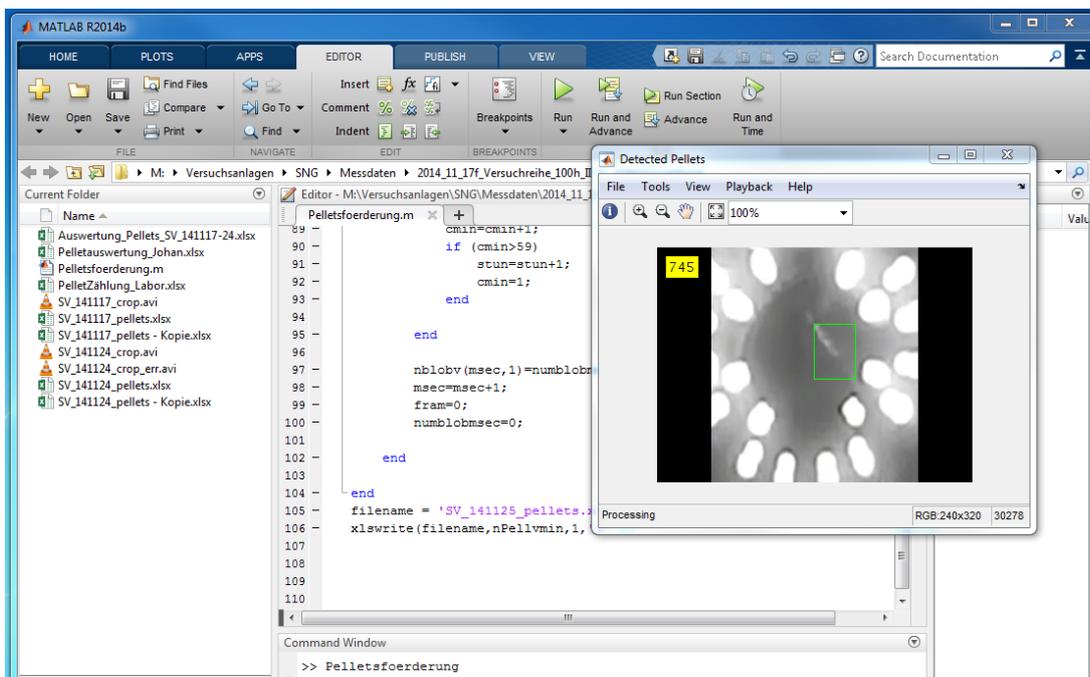


Abbildung 21: Matlab Programm zur Auswertung der Pellet Förderung

Zusätzlich kann mit der Auswertung die Massenbilanz zu jedem Zeitpunkt überprüft werden und bei der Auswertung Ungleichmäßigkeiten in der Förderung erkannt werden. Mit der Gewichtsverteilung der Pellets kann so aus der Anzahl der Massenstrom errechnet werden.

Versuche zum Lastwechselverhalten der Methanisierung (synthetische Gasmischungen)

Abbildung 22 zeigt einen exemplarischen Verlauf der Methanisierung unter Lastwechselbedingungen (CO₂-Methanisierung). Hintergrund und Ziel der Untersuchung ist die Erforschung des Verhaltens der stark wärmefreisetzenden (exothermen) Methanisierungsreaktion in einem Festbettreaktor bei dynamischer Belastung/Fahrweise.

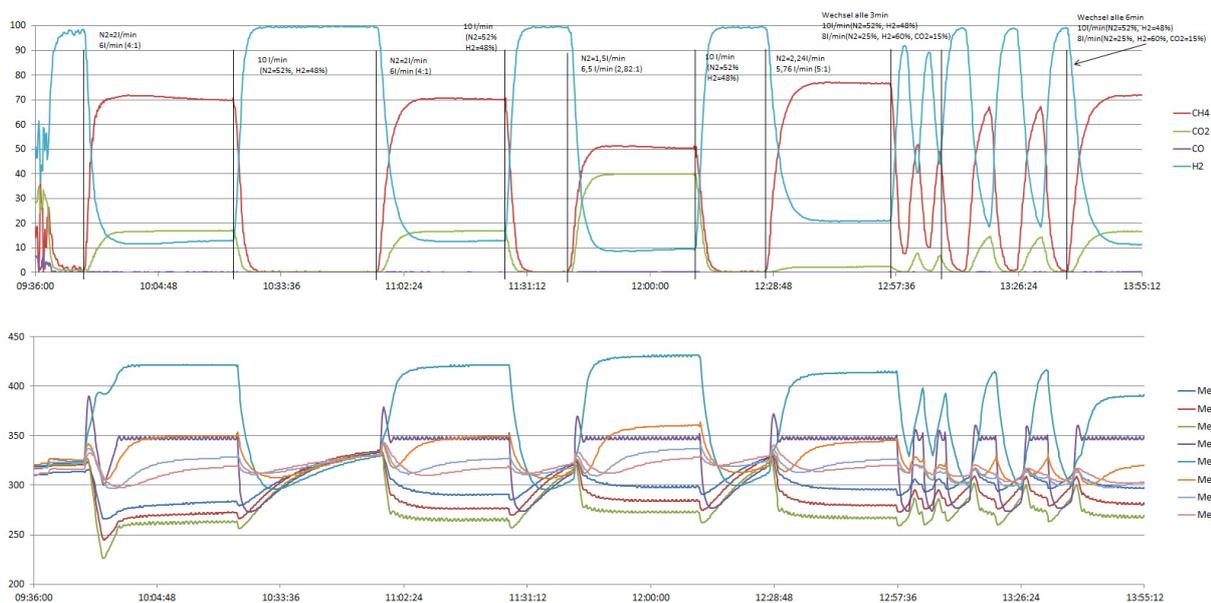


Abbildung 22: Methanisierung unter Lastwechsel (oben: Gaszusammensetzung des Produktgases, unten: Temperaturprofil des Methanisierungsreaktors über die Schütthöhe)

Man sieht deutlich, dass die Methanisierung bei Lastwechsel bzw. alternierender Gasbeaufschlagung bereits nach ca. 10 min. konstante Werte für die Gaszusammensetzung liefert, obwohl sich die Temperaturprofile erst nach ca. 30 min. stabilisieren und auf einen konstanten Wert einregeln lassen. Zudem wurde die Temperaturregelung anhand verschiedener Temperaturen im Reaktor getestet. Je nach Versuch und gewünschtem Regelziel (Langzeitstabilität, schnelle Reaktion der Regelung, hohe Dynamik,...) ist hier die Wahl der Temperaturmessstelle für die Regelung sowie die Regelparameter selbst entsprechend zu wählen. Die besten Ergebnisse werden jedoch erzielt, wenn die Regelung über eine Messstelle nahe dem Eingang der Methanisierung erfolgt, wobei die Gaszusammensetzung vor allem der Endtemperatur am Reaktorausgang folgt. Die Verteilung der exothermen Reaktion über die Reaktorlänge ist allerdings wieder vom Volumenstrom bzw. der Raumzeit, also der Belastung der Katalysatoren abhängig. Eine Spülung des Reaktors scheint generell sowohl mit CO₂, wie auch mit H₂ möglich, jedoch müssten Langzeituntersuchungen die Stabilität der Katalysatoren bestätigen.

Untersuchungen zur Methanisierung an der Laborversuchsanlage

Laborversuchsanlage:

Bei der Laborversuchsanlage handelt es sich um einen kompakten Versuchsaufbau montiert in eine Rahmenkonstruktion unter einem Chemikalienabzug. Der Aufbau besteht aus einer MFC-Box mit 5 Mass Flow Controllern zur Dosierung von synthetischen Gasen und Gasmischen aus Gasflaschen, einer optionalen Befeuchtungseinheit, einer elektrischen Vorheizstrecke, dem beheizbaren Reaktor und einer Abkühl- und Kondensationseinheit. Zur Analyse der Hauptgaskomponenten wird eine Gas Chromatograph mit WLD und FID Sensor eingesetzt. Das Kernstück, der Reaktor wurde in verschiedenen Varianten konzipiert und kann sowohl als Glasvariante (Borsilikatglas) oder aber als Stahlvariante verwendet werden. Abbildung 23 zeigt den Versuchsstand und die beiden Reaktorvarianten.

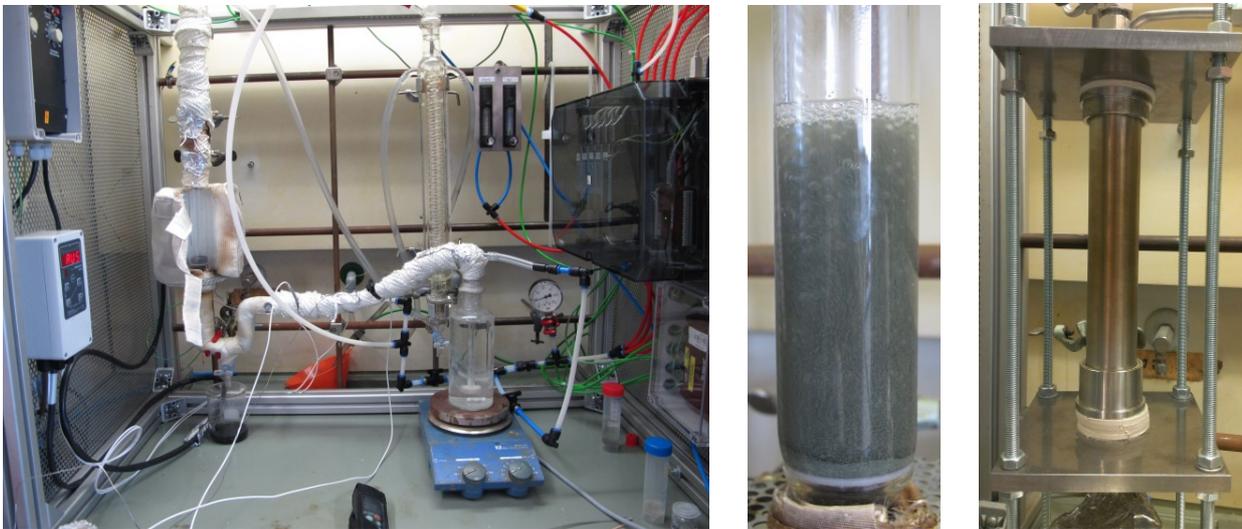


Abbildung 23: Laborversuchsaufbau zur Untersuchung der Methanisierung (links) und Blasensäulenreaktor im Detail (beide rechts)

Glas als Reaktormaterial hat den Vorteil, dass die Abläufe im inneren des Reaktors vor allem bei Flüssigphasen- Reaktionen beobachtet werden können und so sehr schnell eine visuelle Bestimmung z.B. des Regimes oder der Durchmischung des Katalysators im Reaktor bestimmt werden kann.

Da die Methanisierung den entscheidenden Schritt in der Prozesskette zur Herstellung von SNG darstellt, wurden hier parallel zu den Langzeitversuchen mit realem Synthesegas alternative Konzepte mit synthetischen Gasmischen untersucht. Schwerpunkt der Forschung ist hier die Untersuchung der Slurry-Methanisierung – also der katalytischen Umsetzung im 3-Phasen-Reaktor als Alternative zur Festbett-Methanisierung. Auch ein Wirbelschichtreaktor wurde betrachtet. Ein alternatives Reaktorkonzept ist vor allem aus Sicht der Kompaktheit des späteren Gesamtprozesses interessant, da dadurch z.B. die Anzahl von üblicherweise mindestens 3 adiabaten Methanisierungs-reaktoren auf einen Reaktor verringert werden könnte.

Gleichgewichtsbetrachtungen:

In diesem Versuchsaufbau werden z.B. Versuche zum chemischen Gleichgewicht der Methanisierungsreaktion im Festbett durchgeführt. Dabei muss jedoch die Exothermie der Reaktion durch entsprechende Verdünnung der Edukt Gase mit Inertgas (Stickstoff) eingestellt und geregelt

werden. Die beiden Graphen in Abbildung 24 zeigen jeweils den thermodynamischen Gleichgewichtsverlauf der CO₂-Methanisierung (aus den Factsage Berechnungen, siehe Kapitel II.1.2) und die entsprechenden experimentellen Ergebnisse bei Umgebungsdruck (links) und erhöhtem Druck von 4 atm (rechts).

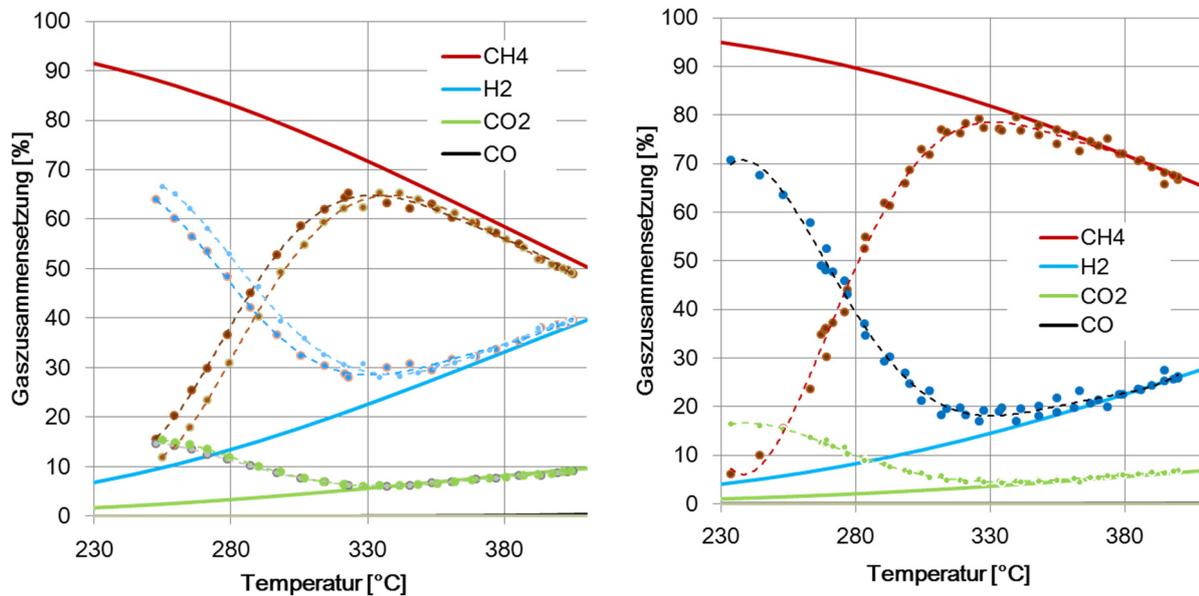


Abbildung 24: Vergleich der CO₂-Methanisierung von experimentellen Werten (Punkte mit Trendlinien) mit dem thermodynamischen Gleichgewicht berechnet mit Factsage (durchgehende Linien) bei 1 atm (links) und 4 atm (rechts) [8]

Es zeigt sich, dass für die Methanisierung im Festbett ab einer bestimmten Temperatur (ca. 330°C) in guter Näherung vom Gleichgewichtsumsatz ausgegangen werden kann. Davor ist die Kinetik für die Umsätze limitierend.

Untersuchung von alternativen Reaktorkonzepten für die Methanisierung:

Das Konzept einer Flüssigphasen-Methanisierung ermöglicht eine bessere und gleichmäßigere Wärmeabfuhr und -regulierung durch die Verwendung von Wärmeträgerflüssigkeit im Reaktor. Nachteil ist der zusätzliche Stoffübergangswiderstand durch die zusätzliche Phasengrenze. Abbildung 25 zeigt exemplarisch den Vergleich zwischen Festbettreaktor und Slurry-Reaktor (Umsätze bei verschiedenen Temperaturen) bei Versuchen an der Laboranlage.

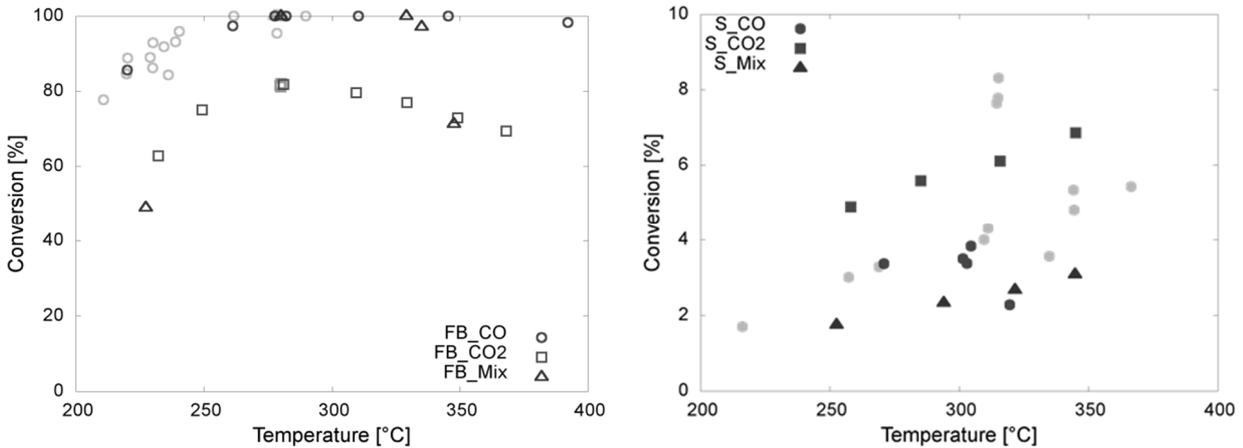


Abbildung 25: Vergleich der Umsätze im Festbettreaktor (links) und im Slurry-Reaktor (rechts)

Es ist zu erkennen, dass die Umsätze im Slurryreaktor noch viel zu gering sind (Größenordnung: 10%) um für eine reale Anlage in Betracht zu kommen (Vgl.: bis zu 100% Umsatz im Festbett)

Weitere Untersuchungen müssen zeigen, ob durch geeignete Maßnahmen (Druck, verschiedene Flüssigkeiten, konstruktive Veränderungen, etc.) eine Verbesserung in dem Maße möglich ist, dass vergleichbare Umsätze erreicht werden können.

Abbildung 26 zeigt den direkten Vergleich aller drei Reaktor-Konzepte, wobei man auf die unterschiedlichen Katalysatorbelastungen achten muss. Zudem ist anzumerken, dass es sich dabei um erste Abschätzungen im Laborversuch handelt und die Systeme in keiner Weise für den jeweiligen Reaktortyp optimiert wurden. In der Literatur werden z.B. auf für die Flüssigphasen-Methanisierung Umsätze über 50 % beschrieben (allerdings bei erhöhtem Druck). [9]

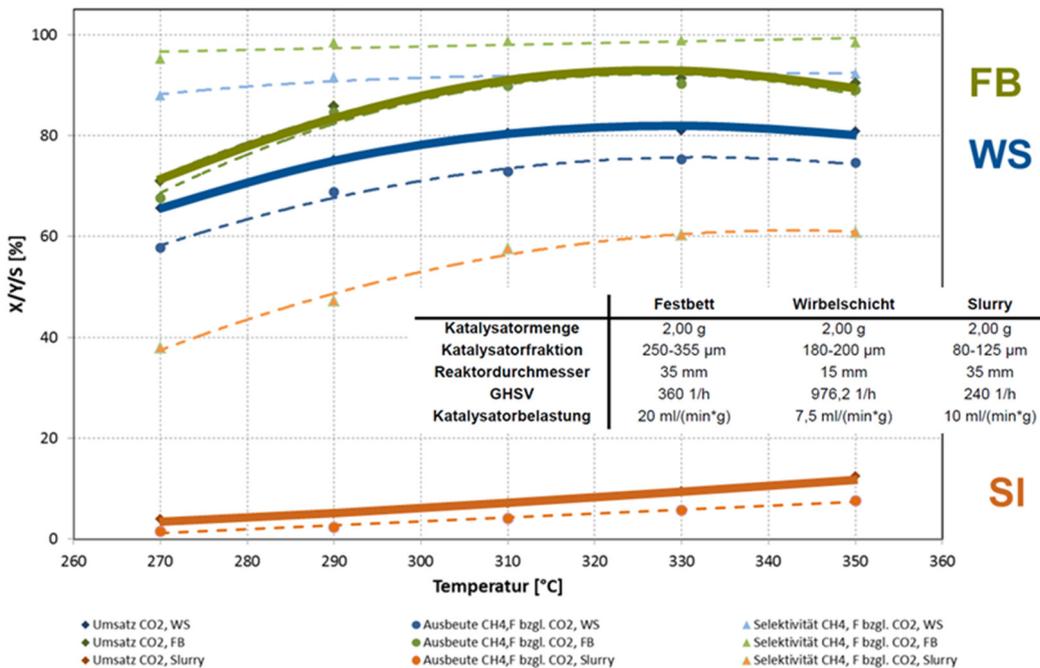


Abbildung 26: Vergleich der Umsätze und Ausbeuten der verschiedenen Reaktortypen (Umsätze mit dicken Linien hervorgehoben, FB = Festbett, WS = Wirbelschicht, SI = Slurry/Drei-Phasen-Reaktor)

Eine weitere Optimierung der Reaktorsysteme ist erforderlich um eine endgültige Aussage machen zu können. Kurzfristig ist ein festbett-Reaktorsystem nicht zuletzt aufgrund der Robustheit und des einfachen Handlings zu bevorzugen. Wirbelschicht-Systeme besitzen ein hohes Potential aufgrund der guten Wärmeverteilung, sind jedoch problematisch was die Katalysatorstabilität betrifft und erfordern zudem eine nachgeschaltete Abscheidung von Feinstaub (vom Katalysator), da z.B. Nickelstaub als kanzerogen eingestuft wird. Weitere Untersuchungen müssen hier folgen.

Übersicht der verwendeten Messtechniken und Apparate:

Im Folgenden werden die verwendeten Messtechniken und Analysemethoden zusammengefasst und vorgestellt.

- Hauptgaskomponenten (online/gasförmig):

Probennahme:

- Gas-Abzug aus heißen Gasleitungen, Abkühlen im Kondensat-Auffangbehälter und Quench mit Wasser (in Waschflaschen)
- Analysefilter (Feinfilter)
- Einleitung in Messschrank
- Installierte Reinigungsschritte im Messschrank: Kühlfalle und zusätzlicher Feinfilter, Gas Pumpe und Dosiereinrichtung

Gasmessung:

- NDIR und WLD Sensor für Hauptgaskomponenten H₂, CO₂, CO und CH₄
- Paramagnetischer Sensor für O₂ Analyse (Leckage Prüfung)

- Messung des Dampfgehalts (online/gasförmig):

Im teerbeladenen Gas:

- Heißer Gas Abzug aus der Hauptgasleitung (Heizschlauch)
- Direkte Feuchte-Messung mittels Prozesshygrometer HYGROPHIL H4230 von Bartec
- Messwertaufzeichnung direkt in der SPS

Im teerfreien Gas:

- Direkte Messung der Feuchte in der Hauptgasleitung (nach der Methanisierung)
- Kapazitive Messung mit EE31-D Feuchtesensor von E+E Elektronik
- Messwertaufzeichnung direkt in der SPS

- H₂S Messung (quasi-online/gasförmig)

Probennahme:

- Gas-Abzug und Reinigung analog Hauptgaskomponenten (Gas wird im Messschrank auf gesplittet)

Gasmessung:

- Messgerät: Monocolor N1 (Sick Maihak)
- Messprinzip: Quasi-kontinuierliche, kolorimetrische Messung (Farbumschlag)
- 2 Konzentrationsbereiche

- NO_x und SO_x Messung (online/gasförmig)

Probennahme:

- Gas-Abzug und Reinigung analog Hauptgaskomponenten (Gas wird im Messschrank auf gesplittet)

Gasmessung:

- NDIR/NDUV (Sick Maihak)

- NH₃ und HCN Messung (offline/flüssig)

Probennahme:

- Flüssig-Probennahme in Waschflaschen gefüllt mit H₂SO₄ bzw. AgNO₃
- Messzeit zw. 15 und 30 min.
- Gasmenge wird durch Pumpe bzw. Gasmessuhr bestimmt/eingestellt

Flüssiganalyse:

- Aufarbeitung und Analyse der flüssigen Proben in einem Photometer

- C₂ - C₅ Messung (quasi-online/gasförmig)

Probennahme:

- Gas-Abzug und Reinigung analog Hauptgaskomponenten (Gas wird im Messschrank auf gesplittet)

Gasmessung:

- GC/FID Messung (Gas Chromatograph mit Flammen-Ionisations Detektor)
- Kalibrierte Komponenten: Ethan, Ethen, Propan, Propen, Butan, Buten, Pentan, Penten
- Messzeit: ca. 20 min.

- SPA-Probennahme für Teere (offline/gasförmig-flüssig-fest):

Probennahme:

- SPA-Säule: 100 mg und 500 mg NH₂-Festphase (Bakerbond und Supelclean)
- Kanüle: 0,80 x 120 mm, 100-ml-Spritze (1 Minute)
- Nach Probennahme: SPA-Säule inkl. Kanüle verschlossen und auf Trockeneis gelagert.

Probenvorbereitung:

- Lösungsmittel Dichlormethan (DCM) für Eluierung
- Vorgehen: beladene SPA-Säulen werden inkl. Kanüle auf eine kleine Spritze gesteckt. In diese werden 2 ml DCM gefüllt und ein Gasschlauch luftdicht aufgesteckt. Über einen MFC kann ein konstanter Stickstofffluss eingestellt werden (1 Minute lang)
- Eluat direkt in 1,5-ml-Probenfläschchen aufgefangen (→ sofort in Kühlung)
- Gravimetrische Bestimmung des Flüssigkeitsvolumen

Probenanalyse:

- Die Analyse erfolgt per GC/FID mit externem Standard
- GC: Agilent 7890A
- Untersuchte Teere: Toluol, o-Xylol, Styrol, Phenol, Inden, o-Kresol, m-Kresol, Naphthalin, Biphenyl, Fluoren, Anthracen, Fluoren, Pyren, Perylen
- Analysendauer: 33 Minuten

- Adsorptive Schwefelkomponenten-Messung für H₂S und Merkaptane (offline, gasförmig-fest)

Probenahme:

- Analog zur SPA-Probenahme mit Spritze und angeschlossenem Adsorptionsröhrchen
- 100 ml Gasentnahme (bis zu 500 ml bei kleinen Konzentrationen)

Messung/Auswertung:

- Visuelle Auswertung der Dräger-Röhrchen anhand der aufgezeichneten Skala und der Verfärbung der Adsorbentien in den Glasröhrchen (siehe Abbildungen 27 und 28)



Abbildung 27: Dräger Röhrchen für H₂S-Messung mit unterschiedlichen Beladungen

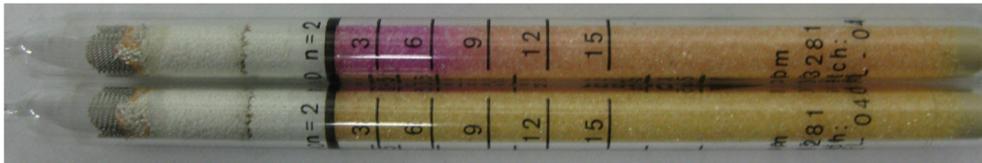


Abbildung 28: Dräger Röhrchen für Merkaptan-Messung beladen (oben) und unbeladen (unten)

- Fest- und Brennstoffanalyse (Pellets, Filterstaub, Bettmaterial, Restkoks, Adsorbentien)

Probenahme:

- Vor und nach den Versuchskampagnen (Teilweise Abbau von Anlagenkomponenten nötig)
- Feststoff-Probenahme

Analytik (internes Labor des LES):

- Elementaranalyse CHNS DIN 51732
- Brennwertanalyse DIN 51900
- Feuchtegehalt DIN 51718
- Flüchtigen Analyse DIN 51720
- Ascheanalyse DIN 51819

II.1.4 AP4: Demonstration

Ansatz und Ziele laut Arbeitsplan:

„Ziel des Arbeitspakets ist die Demonstration der Methanisierung am kommerziell betriebenen Vergaser HPR®500 an der Anlage in Neufahrn/Freising.“

Erzielte Resultate und Gegenüberstellung mit Zielen:

Beschreibung der Demonstrationsversuche:

Wie bereits beschrieben wurde die Demonstration nicht am kommerziellen Vergaser der Firma hse durchgeführt sondern am LES. Bei den Versuchskampagnen, deren Ergebnisse im Folgenden

vorgestellt werden, handelt es sich um einen Langzeitversuch von 100h und diversen kürzeren Demoversuchen (bis 50 h) aus dem Jahr 2014. Eine Analyse zeigt, dass die Vergaser-Daten durchaus mit Werten aus der realen Anlage (bei hse bzw. Agnion) vergleichbar sind und damit durchaus Aussagen gemacht werden können bzgl. Langzeitstabilität und Vergiftungsvorgängen an Katalysatoren und Adsorbentien.

Abbildung 29 zeigt den Verlauf der Gaszusammensetzung (Hauptgaskomponenten, trocken) über die Versuchsdauer von 100 h. Nach ca. 51 Stunden kam es aufgrund einer Verstopfung der Hauptgasleitung zu einem Ausfall des Vergasers (zuvor ist schon eine leichte Veränderung durch die steigenden Druckverluste erkennbar). Die restlichen Anlagenteile wurden während der Problembeseitigung mit N₂ gespült und auf Temperatur gehalten. Das erneute Anfahren der Anlage nach Fertigstellung zeigt eine sofortige Wiederaufnahme der Betriebsbedingung und Gaszusammensetzungen wie sie vor dem Ausfall zu beobachten waren (keine Gasanalyse während der Reparatur, dadurch Ausfallzeit im Diagramm entfernt). Es wird davon ausgegangen, dass die Langzeitergebnisse dadurch nicht entscheidend beeinflusst wurden.

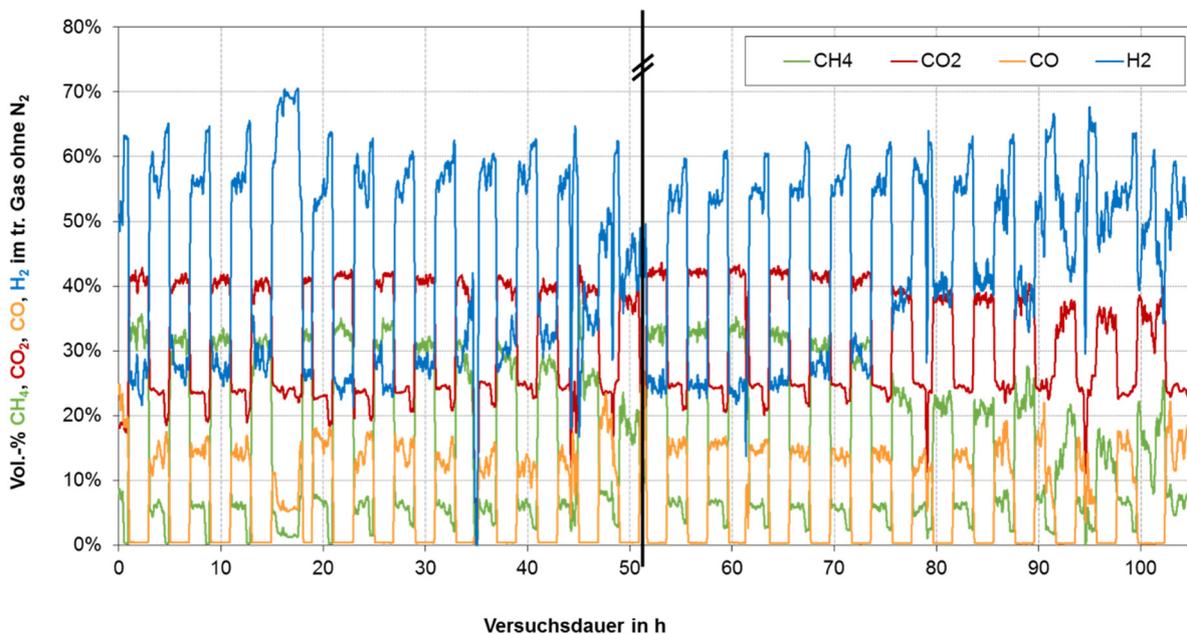


Abbildung 29: Verlauf der Gaszusammensetzung während des 100h Versuchs im 4 Stunden-Rhythmus (abwechselnd gemessen: nach Vergaser, nach Teerkatalyse und nach Methanisierung)

Vergleich mit den Prozesssimulationen (siehe Kapitel II.1.2):

Mit den Messdaten werden zuerst die Simulationen evaluiert. Als Randbedingungen für die Simulationen werden wie bereits beschrieben die bei den Versuchen verwendeten Temperaturen, Drücke und Massenströme vorgegeben. Das Modell umfasst alle Komponenten, die auch in der realen Anlage vorhanden sind. Allerdings sind für eine möglichst realistische Darstellung des Vergasers drei modellierte Reaktoren notwendig. Kinetisch limitierte Nebenreaktionen zur Bildung von Teeren, höheren Kohlenwasserstoffen, sowie Schwefel- und Chlorverbindungen können nur durch einen stöchiometrischen Reaktor unter Vorgabe der Reaktionsgleichungen abgebildet werden, während die Gleichgewichtsreaktionen der Hauptgaskomponenten in einem Gibbs-Reaktor simuliert werden. Der in der Anlage verwendete Sintermetallkerzenfilter wird durch eine Kombination von Zyklon und Filter simuliert. Die anschließende Heißgasreinigung umfasst die in der Anlage realisierten drei Reaktoren

zur katalytischen Teerumsetzung, sowie zur Adsorption von Schwefel- und Chlorkomponenten. Die einstufige Methanisierung erfolgt in der Simulation erneut über einen Gleichgewichtsreaktor mit Wärmeabfuhr.

Abbildung 30 zeigt nun einen Ausschnitt (ca. nach 57 h Betrieb) aus den Gasverläufen aus Abbildung 29 im Detail und vergleicht die Verläufe mit den simulierten Werten. Es ist deutlich zu erkennen, dass die gemessene Gaszusammensetzung nur leicht von den Simulationswerten (gestrichelt) abweicht. Die mittlere absolute Abweichung beträgt im ausgewählten Bereich 2,8%.

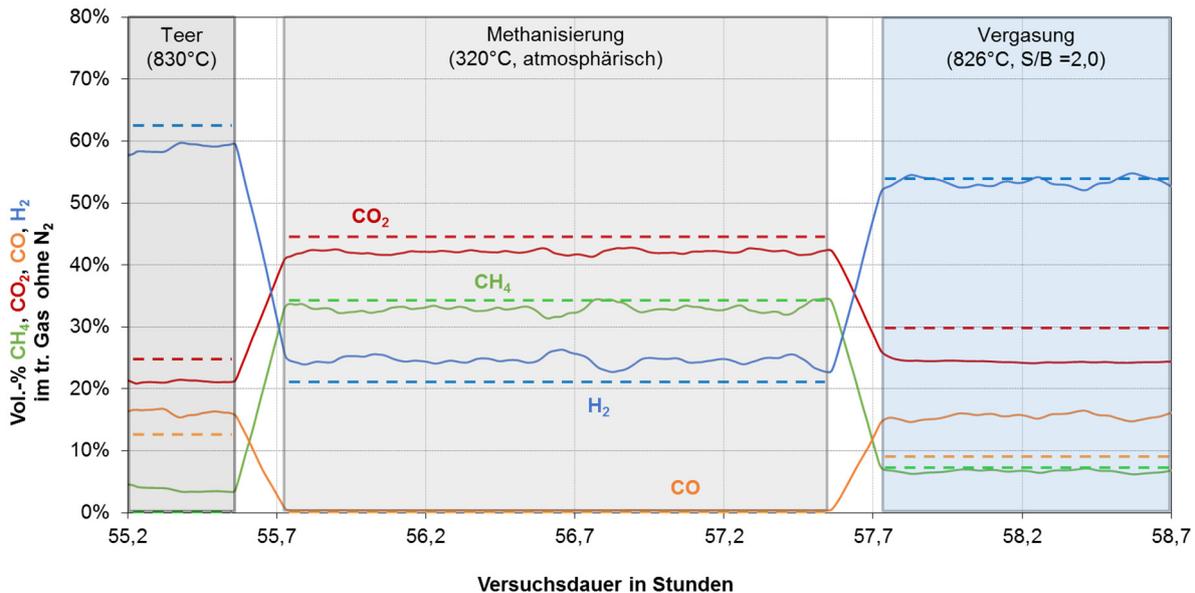


Abbildung 30: Vergleich der experimentellen Messdaten (Hauptgaskomponenten) mit den Simulationswerten (Daten aus 100h Test)

Langzeiteffekte:

Die Vergasung wurde über den gesamten Zeitraum mit nahezu identischen Parametern betrieben und auch das dort produzierte Gas weist eine nahezu gleichbleibende Zusammensetzung auf. Bei der Methanisierung lässt sich an einem sinkenden CH₄- bei steigendem H₂-Gehalt nach ca. 70 Betriebsstunden erkennen, dass das Gleichgewicht zum Ende hin nicht mehr vollständig erreicht wird. Die Heißgasreinigung zeigt keine messbaren Desaktivierungserscheinungen. So konnte eine konstant hohe Teer- und Schwefelabscheidung während der Versuchsdauer ermittelt werden.

Die höheren Kohlenwasserstoffe (C₂ bis C₅) zeigen ebenfalls einen sehr konstanten Verlauf und werden nahezu vollständig im Teerreaktor umgesetzt. Dies ist für die spätere Methanisierung entscheidend, da vor allem Ethen (und generell ungesättigte Kohlenwasserstoffe) eine Kohlenstoffablagerung in der Methanisierung begünstigt. Allerdings wird auch Methan nahezu vollständig mit umgesetzt, was für eine spätere Methanerzeugung natürlich nicht sinnvoll ist. Der Katalysator sollte also idealerweise alle Teere und ungesättigte Kohlenwasserstoffe umsetzen, eine hohe Schwefelresistenz besitzen und selektiv Methan nicht zerstören. Dies stellt eine sehr anspruchsvolle Herausforderung für die Katalysatorhersteller dar.

Abbildung 31 zeigt die Umsetzung der einzelnen Teerkomponenten nach verschiedenen Zeitpunkten. Die Teerbelastungen nach dem Vergaser liegen zwischen 7 - 11 g/m³ im normalen Bereich, welcher

auch in der Literatur für Wirbelschichten genannt wird. Nach der Teerreformierung sind nahezu alle Teere vollständig umgesetzt. Einzige o-Kresol und Fluoren werden nicht vollständig umgesetzt.

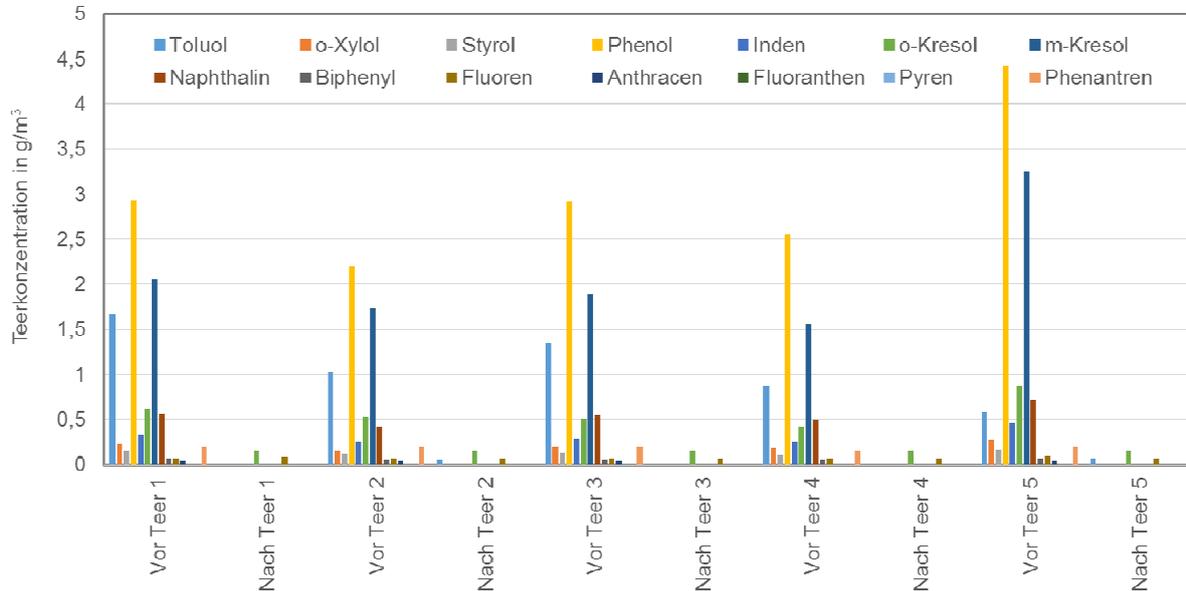


Abbildung 31: Teerkonzentrationen vor und nach der Teerreformierung

Die Katalysatoren sind ein weiterer Indikator für die Bewertung der Langzeitstabilität. Neben den Veränderungen in der Gaszusammensetzung und damit den Umsätzen können durch die Katalysatoren und Adsorbentien Rückschlüsse auf die Eignung der verwendeten Kats und deren Performance geschlossen werden. Abbildungen 32 bis 34 zeigen die Katalysatoren und Adsorbentien im neuen Zustand und nach über 100 h mit realem Synthesegas beaufschlagt. Vor allem beim Teerkatalysator ist eine deutliche Ablagerung von schwarzem Material (hauptsächlich Kohlenstoff) sichtbar, was allerdings unterschiedliche Gründe haben kann. Zum einen kann es sich um Partikel handeln, die im Filter nicht ausreichend abgetrennt wurden, zum anderen kann auch eine Entstehung z.B. von Kohlenstoffablagerungen nicht ausgeschlossen werden. Eine Analyse ist aufgrund von Geheimhaltungsvereinbarungen aber nicht möglich. Bei den Adsorbentien sind keine eindeutigen Trends zu erkennen, wobei eine leichte Gelbfärbung beim Schwefeladsorber auf eine Beladung mit Schwefelkomponenten (vor allem H₂S) hindeutet.

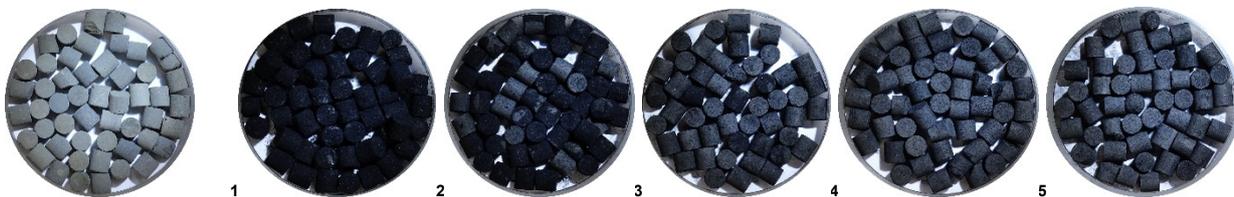


Abbildung 32: Teerkatalysator neu (links) und nach 100h Versuch (1-5 in Durchströmungsrichtung, d.h. 1 = Reaktoreingang, 5 = Reaktorausgang)



Abbildung 33: Chloradsorber neu (links) und nach 100h Versuch (1-5 in Durchströmungs-richtung, d.h. 1 = Reaktoreingang, 5 = Reaktorausgang)

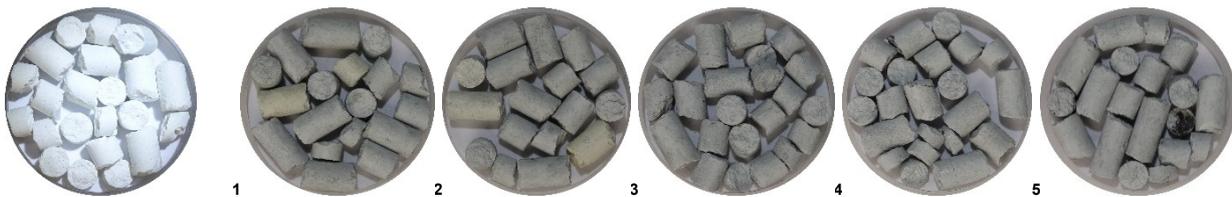


Abbildung 34: Schwefeladsorber neu (links) und nach 100h Versuch (1-5 in Durchströmungs-richtung, d.h. 1 = Reaktoreingang, 5 = Reaktorausgang)

Auch nach 100 h wurde jedoch kein Durchbrechen von H_2S in der Gasanalyse gemessen, womit die Wirksamkeit der Schwefelabtrennung im Adsorber nachgewiesen werden kann. Abbildung 35 zeigt den Verlauf der H_2S Konzentration im trockenen, N_2 -freien Synthesegas (skaliert) des Vergasers analog zu den Hauptgaskomponenten.

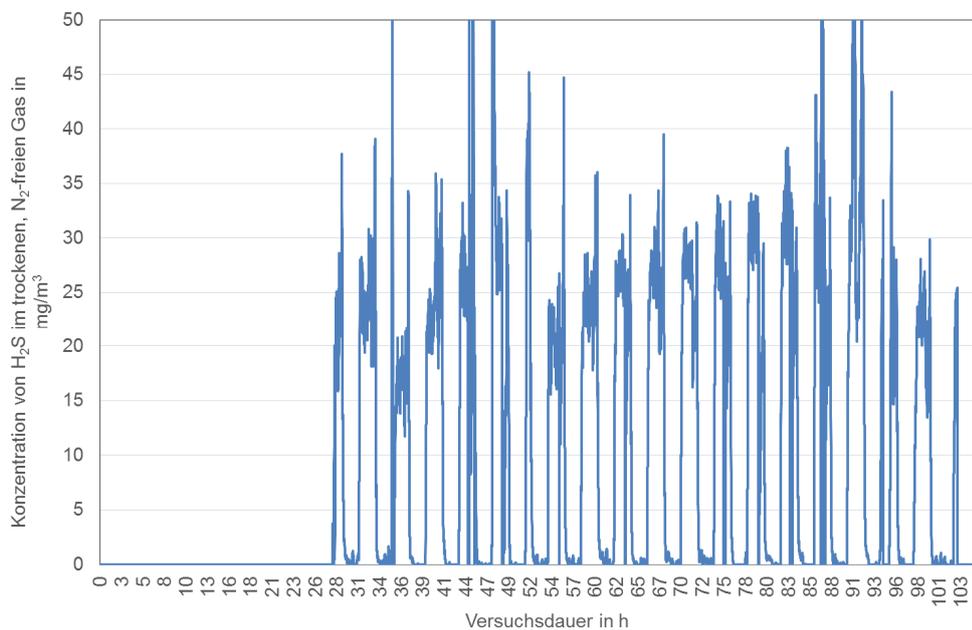


Abbildung 35: Verlauf der H_2S -Konzentration über die Versuchsdauer von 100 h (Gerät zu Versuchsbeginn defekt)

Mittlere Werte von 20 - 30 mg/m^3 H_2S werden im Normalbetrieb erreicht. Nach der Abreinigung sinkt der Wert durchgehend auf 0 mg/m^3 ab. Nach dem Teereaktor sind die Werte jeweils leicht erhöht, was auf eine Umsetzung von organischen Schwefelverbindungen zu H_2S im Teereaktor hinweist. Dieser

Effekt ist durchaus gewollt und zeigt, dass bei den herrschenden Temperaturen im Teereaktor der Schwefel zu keiner irreversiblen Bindung bzw. Adsorption führt, sondern teilweise umgesetzt und wieder desorbiert wird. Die gemessenen Werte stimmen zudem mit den adsorptiven Messungen überein womit sich zudem der Umsatz der Merkaptane deutlich erkennen lässt. Werte um 30 ppm lassen sich für Merkaptane vor der Teerreformierung messen, wobei danach keine Merkaptane mehr nachweisbar sind.

Probleme und Erkenntnisse:

Während der Demonstrationsphase kam es zu verschiedenen Störfällen die Unterbrechungen bzw. teilweise sogar einen Versuchsabbruch zur Folge hatten. Die Sicherheitskette funktionierte jedoch in jedem der Fälle ohne Probleme und ein sicherer Anlagenbetrieb konnte zu jeder Zeit garantiert werden. Abbildung 36 zeigt drei Beispiele für jeweils einen Störfall. So sind bei der ersten Versuchskampagne (40 h Vergasung, 33 Stunden Gasreinigung und Aufbereitung) durch einen unvorhergesehenen Druckstoß und eine zu späte Abreinigung des Filters (siehe dicker Filterkuchen nach dem Ausbau) so hohe Kräfte an der Filterfixierung aufgetreten, dass die Dichtung beschädigt wurde und Partikel in die nachgeschaltete Gasaufbereitungsstrecke gelangen konnten. Dies wurde erst zeitversetzt festgestellt, woraufhin der Versuch beendet werden musste.

Weiterhin hat sich gezeigt, dass die Gasleitung zur Analyse nicht ausreichend von Teeren und Partikeln befreit wurde, sodass bei Langzeitversuchen der Analysefilter nach den Waschflaschen in regelmäßigen Abständen ausgewechselt werden musste. Ein kontinuierliches Zusetzen des Filters kann man an den steigenden Sauerstoffgehalten im Hauptgasschrank erkennen (durch den Unterdruck der Pumpe wird an verschiedenen Stellen der Leitung Luft aus der Umgebung mit angesaugt), welches damit als Kriterium für die Auswechslung gewählt wurde.

Einen größeren Ausfall erzeugte zudem das Verstopfen der Hauptgasleitung im letzten 100h Test.



Abbildung 36: Links: Verspätete Abreinigung und fester Filterkuchen (Bild) lösen beim Abreinigen die Filterhalterung und zerstören die Dichtung (Versuchsabbruch); Mitte: Verstopfen der Analysefilter führt zu kurzen Unterbrechungen in der Gasanalyse; Rechts: Verstopfung der Hauptgasleitung durch „gesinterten“ Restkoks und Bettmaterial (Versuchsunterbrechung).

Zudem kamen Störfälle wie der Ausfall der Erdgasversorgung für die Produktgasfackel. In diesem Fall erkennt die Anlage einen unsicheren Zustand (Produktgas kann nicht mehr verbrannt werden) und leitet das Gas per automatischer Notaus-Abschaltung über ein Ventil auf das Dach in den Kamin.

Zeitgleich wird die Anlage in einen sicheren Betriebszustand gebracht. In jedem Fall wird der Anlagenbetreiber jederzeit über verschiedene Alarmsysteme (visuell und akustisch) gewarnt.

II.1.5 AP5: Projektmanagement

Ansatz und Ziele laut Arbeitsplan:

„Die Projektleitung wird von einem Mitarbeiter des Lehrstuhls für Energiesysteme der Technischen Universität München übernommen. In regelmäßigen Abständen werden Zwischenberichte erstellt und an den Projektträger übermittelt. Die Vernetzungsaktivitäten werden begleitet und umgesetzt.“

Erzielte Resultate und Gegenüberstellung mit Zielen:

Das Projektmanagement wurde entsprechend dem Arbeitsplan bearbeitet. Projektzwischenberichte wurden für die Jahre 2011, 2012 und 2013 angefertigt. Ergebnisse aus der Endphase des Projekts und die abschließende Zusammenfassung enthält der vorliegende Endbericht. Zudem wurden die Ergebnisse in Form von Veröffentlichungen, diversen Vorträgen auf nationalen und internationalen Konferenzen, Workshops und Seminaren einer breiten Öffentlichkeit zugänglich gemacht (siehe auch Veröffentlichungen).

II.2 Die wichtigsten Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Der größte Teil der Zuwendungen ging in die Personalausgaben, wobei hier wiederum die größte Position die Personalkosten für die unmittelbare Bearbeitung des Projekts durch den wissenschaftlichen Mitarbeiter darstellen.

Zu den wichtigsten Investitionskosten zählt die Versuchsanlage bestehend aus der SNG-Strecke zur Untersuchung der Gasreinigung und -aufbereitung und dem Technikums-Vergaser. Dabei stellte aufgrund der hohen Materialanforderungen Vergabe, Fertigung und Prüfung der Druckbehälter den größten Aufwand dar. Die Fertigung der Druckbehälter wurde im Wettbewerb an die Fa. Rohrleitungsbau Süd vergeben. Das Anlagengerüst konnte von der Vorgängeranlage wiederverwendet werden. Zur Förderung der Biomasse wurde eine Schwingungsförderung ausgewählt, welche von der Firma Vibtech bezogen wurde. Diese Art der Förderung wurde vor allem aus Sicherheitstechnischen Gründen gewählt, da bei dem System keine beweglichen Teile wie Wellen gegen Druck abgedichtet werden müssen und so auch im Druckbetrieb eine sichere, automatisierte Fahrweise möglich ist. Ein weiterer Posten ist die Kühlung für den Methanisierungsreaktor. Um eine geregelte Kühlung im Temperaturbereich um und über 300°C realisieren zu können musste auf Speziallösungen zurückgegriffen werden. Eine Hochtemperatur Ölkühlung (Thermostat) der Firma Julabo wurde hier ausgewählt. Dieses Gerät ist in der Lage bei den hohen Temperaturen bis 350°C die benötigte Kühlleistung bereitzustellen und zudem die Temperaturen sehr gleichmäßig auszuregeln. Im Bereich der Gasanalyse wurde ein GC-Gerät aufgerüstet welches zur Messung von höheren Kohlenwasserstoffen wie auch zur Hauptgaskomponenten-Untersuchung eingesetzt wurde. Die elektrischen Heizmanschetten und Öfen für die Reaktoren wurden von der Firma Horst bezogen.

II.3 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeiten

Im kleinen Leistungsbereich sind viele chemische Verfahren heute nicht Stand der Technik. Nur durch eine gezielte Förderung solcher Technologien können diese untersucht und im Anschluss zur Marktreife gebracht werden.

Wie bereits im Antrag beschrieben, kann man ausgehend vom Biomassepotential von einem Anlagenpotential in Deutschland von mehr als 4600 Anlagen ausgehen mit zusätzlichen Potenzialen in den angrenzenden Europäischen Ländern. Daraus ergibt sich in Deutschland ein THG-Minderungspotential von 3,2 - 4,3 Mio. $t_{CO_2 \text{ äqu}}/a$ (Berechnung siehe Antrag), was einem THG-Minderungspotential von 7,7 - 10 $t_{CO_2 \text{ äqu}}/€\text{Förderung}$ entspricht. Zudem ergibt sich durch den dezentralen Ansatz ein großes Potential für eine lokale Marktanregung, nur geringe Risiken was die Finanzierung und Realisierung dieser Anlagen betrifft und eine gute Einbindung in lokale Strukturen (Wärmebedarf, hohe Akzeptanz bei der Bevölkerung, rasche Projektabwicklung, etc.).

Die geleisteten Arbeiten verfolgen eben diesen Ansatz und sind deshalb als angemessen zu sehen. Die Rahmenbedingungen im Bereich Biomasse sind heute generell als sehr schwierig einzuschätzen und viele Biomasse-basierte Anlagen haben Probleme wirtschaftlich zu arbeiten. Dennoch bietet der dezentrale Ansatz Chancen, welche in Zukunft genutzt werden sollten.

II.4 Darstellung des voraussichtlichen Nutzens (insbesondere Verwertbarkeit)

Das Projekt zielt auf eine Technologie und deren Umsetzung zur effizienten Nutzung von Biomasse ab, welche es so derzeit nicht auf dem Markt verfügbar gibt.

Die Wirkungsgradpotentiale sowie mögliche CO_2 -Einsparungen können einen Beitrag zum Klimawandel und zur Energiewende leisten (siehe auch Kapitel II.3).

Durch die Insolvenz der hse ist der zuständige Projektpartner für die Verwertung aus dem Konsortium ausgeschieden. Es wurde daher frühzeitig versucht, die Verwertung einer breiteren Öffentlichkeit zu ermöglichen. Seitens des Biomassepotentials in Deutschland besteht durchaus eine Möglichkeit zur Verwertung. Potenzielle Kunden für das Verfahren sind z.B.:

- Kommunen zur Verwertung von Landschaftspflegematerial
- Land- und Forstwirte mit gutem Zugang zu Biomasse und einer geeigneten Wärmesenke (Gebäudeheizung, Gewächshäuser, Futtermitteltrocknung, Kräutertrocknung, Hackguttrocknung, Mais- und Getreidetrocknung)
- Betriebe der Lebensmittel- und Getränketechnologie zur Verwertung von Reststoffen (z.B. Biertreber) bei gleichzeitiger Erzeugung von Gas und Wärme, beispielsweise in Brauereien.
- Städteplaner zur zentralen Wärmeversorgung größerer Gebäude oder Nahwärmenetze (z.B. Neubaugebiete)
- Betreiber bereits bestehender Biomasseheizwerke mit Nah- und Fernwärmenetzen

Eine kommerzielle Umsetzung wird weiterhin angestrebt, wurde jedoch durch die Insolvenz der hse erschwert. Potentielle Partner in dem Bereich werden weiterhin gesucht. Grundsätzlich ist eine Weiterführung der Aktivitäten von hse nach der Insolvenz auch im Rahmen eines neuen Unternehmens möglich. Im Rahmen einer Weiterentwicklung des Heat-Pipe-Reformers als sogenannter Turbo-HPR wurde auf Basis der HPR-Technologie bereits eine noch effizientere und kostengünstigere Variante eines allothermen Vergasers entwickelt, die zukünftig für die SNG-Produktion verfügbar sein könnte. Auch die Firma Agnion baut weiterhin auf die Heatpipe-Technologie und bietet damit einen Vergaser mit ähnlichen Spezifikationen kommerziell an. Für das abgelaufene

Projekt besteht jedoch keine zeitnahe, direkte Möglichkeit der kommerziellen Verwendung dieser Technologie.

Auf wissenschaftlicher Seite wurden und werden die Ergebnisse aus allen Arbeitspaketen überwiegend im Rahmen von Studien- und Promotionsarbeiten verwendet. Die Veröffentlichungen erfolgen im Rahmen der Promotionsarbeiten, bei Präsentationen vor Fachgremien auf Tagungen und Konferenzen sowie über Artikel in wissenschaftlichen Fachzeitschriften.

Zudem laufen derzeit verschiedene Anträge und Gespräche über zukünftige Forschungsvorhaben. Mit dem vorliegenden Projekt wurde somit ein Grundstein gelegt für die weitere Forschung auf dem Gebiet der SNG Herstellung, der Heißgasreinigung und der Methanisierung. Als ein vielversprechendes Forschungsfeld wurde darüber hinaus das aktuell diskutierte Modell einer Überschussstrom-Einbindung in die thermochemische SNG Herstellung identifiziert. Die entwickelten Ansätze bieten hier ein breites Spektrum an möglichen Forschungsarbeiten im Bereich Power-to-Gas.

II.5 Fortschritte auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen

Wie bereits in Kapitel I.4 beschrieben, gibt es auf dem Gebiet des Vorhabens auch bei verschiedenen anderen Stellen Arbeiten und Fortschritte. Diese flossen natürlich auch während der Projektlaufzeit durch Konferenzbesuche etc. und durch die Vernetzung mit den jeweiligen Forschungseinrichtungen mit in die vorliegenden Arbeiten ein.

Die Relevanz anderer Arbeiten ist jedoch meist beschränkt aufgrund der sehr unterschiedlichen Ansätze (wie z.B. die betrachteten Anlagengrößen). Die Fortschritte von anderen Stellen wurden während der Projektlaufzeit im Projekt berücksichtigt.

Ein ähnlich dezentraler Ansatz zur SNG-Herstellung wird derzeit nur noch von der Firma Agnion betrachtet. Die durchgeführten Arbeiten - soweit verfügbar - sind bekannt. Überlegungen zur weiteren Vereinfachung des Reinigungs- und Methanisierungs-Konzepts bestehen ebenfalls bei einigen der laufenden Projekte. Auch diese Erkenntnisse werden in den laufenden Arbeiten berücksichtigt.

Anstrengungen seitens der Industrie im Bereich SNG-Herstellung existieren, jedoch konzentrieren sich diese Arbeiten meist auf größere Anlagen (z.B. GoBiGas, Schweden).

Die derzeitige wirtschaftliche und vor allem förderpolitische Lage im Bereich Biomasse (EEG) macht allen Bemühungen im Bereich der Biomassevergasung mit und ohne anschließender stofflicher Nutzung allerdings sehr zu schaffen und ein eigenständiger, wirtschaftlicher Betrieb solcher Anlagen in der angestrebten Größenordnung scheint derzeit nur sehr eingeschränkt möglich.

II.6 Veröffentlichung der Ergebnisse (geplant oder erfolgt)

II.6.1 Diplomarbeiten (Betreuer: Sebastian Fendt)

Koschany, F. (2011): Innovatives Reaktorkonzept für die Methanisierung von biogenem Synthesegas. Masterarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Musiol, M. (2012): Entwurf und Konstruktion einer Versuchsanlage für die Gasreinigung und Methanisierung von biogenem Synthesegas. Masterarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Maschke, M. (2012): Konzeptvergleich verschiedener SNG-Herstellungsketten mit Hilfe von Prozesssimulationen. Diplomarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Berger, T. (2012): Konstruktion eines allothermen Biomassewirbelschichtvergasers. Diplomarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Kollmer, D. (2013): Experimentelle Untersuchungen der Methanisierung von Synthesegas in 3-Phasen-Reaktoren (Slurry). Masterarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Schneider, S. (2013): Aufbau und Inbetriebnahme einer Versuchsanlage zur Gasreinigung und Methanisierung von Synthesegas. Diplomarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Geißler, A. (2013): Aufbau und Inbetriebnahme eines Wirbelschichtvergasers. Master's Thesis. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Feil, J. (2014): Inbetriebnahme und experimentelle Untersuchungen an einer Versuchsanlage zur Methanisierung von Synthesegas. Diplomarbeit. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Klinger, S. (2014): Inbetriebnahme eines Biomassevergasers mit stationärer Wirbelschicht. Master's Thesis. TU München, München, Germany. Institute for Energy Systems

Prötzel, T. (2014): Experimentelle Untersuchung der Methanisierung von Synthesegas in 3-Phasen-Reaktoren (Slurry). Diplomarbeit. TU München, München. Institute for Energy Systems

II.6.2 Dissertationen

Dissertation Dipl.-Ing. Sebastian Fendt (voraussichtlich Ende 2015)

II.6.3 Tagungsbeiträge

Fendt S. (2011): Storage of Bio-Energy - Substitute Natural Gas (SNG) as Contribution to Future Energy Systems, Conference Proceedings: Sustainable Energy Supply of the Future, 1st Colloquium of the Munich School of Engineering, Munich 2011, <http://mediatum.ub.tum.de/node?id=1081583>

Mayerhofer, M.; di Ninno, F.; Benito, P.; Piaccia, A.; Gaderer, M.; Basile, F.; Spliethoff, H.; (2011): Iron based catalysts for tar removal-downstream tests in real producer gas, 11th international Conference on Polygeneration Strategies, ICPS, Wien, 30th August- 1st Sept., in Proceedings ISBN 978-3-9502754-2-1

Fendt S., Gaderer M., Spliethoff H. (2011): Synthetic natural gas (SNG) – State-of-the-art technology and application review, Conference Proceedings: 19th European Biomass Conference and Exhibition, 6-10 June 2011, Berlin

Fendt S., Tremel A., Gaderer M., Spliethoff H. (2011): The potential of small scale SNG production from biomass gasification, Conference Proceedings: ICPS '11 International Conference on Polygeneration Strategies, 30.08- 01.09.2011, Vienna, Austria, ISBN 978-3-9502754-2-1

Fendt, S., Albrecht, F. G., Gaderer, M., & Spliethoff, H. (2012): Comparison of SNG (Synthetic Natural Gas) production pathways for the storage of renewable energy - a German case study, Conference Proceedings: 20th European Biomass Conference and Exhibition. Milan, Italy.

C. Erbel, M. Mayerhofer, P. Monkhouse, M. Gaderer, H. Spliethoff: (2012): Continuous in situ measurements of alkali species in the gasification of biomass, Volume 34, Proceedings of the Combustion Institute, Elsevier, Volume 34, <http://dx.doi.org/10.1016/j.proci.2012.06.037>, first publication 29.06.2012

Buttler, A., Fendt, S., Spliethoff, H. (2013): Simulation-based concept study of an innovative small-scale biomass-to-SNG plant with excess power integration. Proceedings of the ICPS 13

Fendt, S.; Maschke, M.; Gaderer, M.; Spliethoff, H. (2013): Concept Study of Small-Scale Biomass-to-SNG Systems with Excess Power Integration. 21st European Biomass Conference and Exhibition, 1335 - 1341

II.6.4 Publikationen in wissenschaftlichen Zeitschriften

Xiangmei Meng; Mitsakis, P.; Mayerhofer, M.; Wiebren de Jong, Gaderer, M.; Verkooijen, Adrian H.M.; Spliethoff, H. (2011): Tar formation in a steam-O₂ blown CFB gasifier and a PBFB gasifier (BabyHPR): Comparison of different on-line measurement techniques and SPA method, Fuel Processing Technology, Volume 100, August 2012, Pages 16-29, Elsevier, ISSN 0378-3820

Tremel, A.; Gaderer, M.; Spliethoff, H.: (2012): Small scale production of synthetic natural gas by allothermal biomass gasification, International Journal of Energy Research, Wiley, Journal Paper, DOI: 10.1002/er.2933, first publication 28.05.2012

Fendt, S., Tremel, A., Gaderer, M., & Spliethoff, H. (2012): The potential of small-scale SNG production from biomass gasification, *Biomass Conv. Bioref.* (2012) 2:275-283. DOI 10.1007/s13399-012-0037-3

P. Mitsakis; M. Mayerhofer; X. Meng; Hartmut Spliethoff; M. Gaderer (2012): Optical measurement of tars in a fluidized bed gasifier: Influence of fuel type and gasification parameters on their formation, *Biomass Conversion and Biorefinery*, Springer, ISSN: 2190-6815

Mayerhofer, M., Mitsakis, P., Xiangmei Meng, Wiebren de Jong, Spliethoff, H., Gaderer, M. (2012): Influence of pressure, temperature and steam on tar and gas in allothermal fluidized bed gasification, *Fuel*, Volume 99, September 2012, Pages 204-209, Elsevier

Tremel, A.; Becherer, D.; Fendt, S.; Gaderer, M.; Spliethoff, H. (2013): Performance of entrained flow and fluidised bed biomass gasifiers on different scales. *Energy Conversion and Management* 69, 2013, 95-106

Mayerhofer, M.; Fendt, S.; Spliethoff, H.; Gaderer, M. (2014): Fluidized bed gasification of biomass - In bed investigation of gas and tar formation. *FUEL* 117, 1248–1255

II.6.5 Vorträge, Sonstiges

TUM Zwischenberichte 2011, 2012, 2013

Projektvorstellungen im Rahmen des Förderprogramms „Energetische Biomassennutzung“:

- Hand-Out/Poster für Kongress „Kraftstoffe der Zukunft“ in Berlin
- Projektpräsentation im Rahmen der Statuskolloquien des BMU-Förderprogramms “Energetische Biomassennutzung”

Fendt, S. (2012): Biomethane directly out of the gasifier? *Focus on Biomethane*, 1(1/2012), 16–17.

S. Fendt, M. Mayerhofer, M. Gaderer, H. Spliethoff (2012), “Small-scale Biomass-to-SNG Process - Integrated demonstration of the process chain from biomass to raw-SNG in a lab-scale test rig”, 3rd International Symposium on Gasification and its Application, Vancouver, 17th October 2012

S. Fendt, H. Spliethoff (2012): Synthetisches Erdgas (SNG) - Forschung zur dezentralen Herstellung von biogenem SNG an der TU München, 1. Nürnberger Fach-Kolloquium “Methanisierung und Second Generation Fuels”, Nürnberg, 29.05.2012

Fendt, S.; Buttler, A.; Spliethoff, H. (2013): Biomass Gasification for Excess Power Integration. *International Seminar on Gasification 2013*, October 16-18, Gothenburg, Sweden

Sebastian Fendt (2013): „Dezentrale Herstellung von synthetischem Erdgas (SNG) aus dem Produktgas eines allotherm betriebenen Biomasse-Vergasers“, Zwischenfazit auf der 5. Statuskonferenz, Leipzig, 15.11.2013

S. Fendt, M. Gaderer, H. Spliethoff (2013): "From design to operation – Installation and testing of a small-scale biomass-to-SNG test rig for the investigation of long-term effects", Poster, Bioenergy Exhibition & Conference, Jyväskylä, Finland; 4.-6.09.2013

Fendt, S.; Maschke, M.; Gaderer, M.; Spliethoff, H. (2013): "Concept Study of Small-Scale Biomass-to-SNG Systems with Excess Power Integration", 21st European Biomass Conference and Exhibition

III Erfolgskontrollbericht (siehe Anhang/Nicht-öffentlich)

IV Literaturverzeichnis

- [1] Hofbauer, H. (2008) *Technology Co-ordinators Overview: Gasification Update*, Vienna.
- [2] Gunnarsson, I. (2011) *The GoBiGas Project: Efficient transfer of biomass to bio-SNG quality*, Malmö.
- [3] van der Drift, A. (2011-2011) *Towards Demonstration of SNG from Biomass*, Berlin, Germany.
- [4] Christoph Baumhagl (2014) Substitute Natural Gas Production with direct Conversion of Higher Hydrocarbons: Erzeugung von Substitute Natural Gas mit direkter Umsetzung von höheren Kohlenwasserstoffen. Friedrich-Alexander-Universität Erlangen-Nürnberg.
- [5] Schulzke, T. (2009) *Syngas Cleaning with Catalytic Tar Reforming*.
- [6] Brage, C., Yu, Q., Chen, G., Sjöström, K. (1997) Use of amino phase adsorbent for biomass tar sampling and separation. *Fuel*, **76** (2), 137–142.
- [7] Mayerhofer, M. (2014) *Teerentstehung und Teerminderung bei allothermer Wirbelschichtvergasung*, 1st edn, Verl. Dr. Hut, München.
- [8] Prötzl, T.M. (2014) Experimentelle Untersuchung der Methanisierung von Synthesegas in 3-Phasen-Reaktoren (Slurry). TU München. Diplomarbeit.
- [9] Bajohr, S. and Götz, M. (2013) *Development of a methanation process for PtG appliances*, Arnhem.

V Kurzfassung - Berichtsblatt

Siehe gesondertes Berichtsblatt im Anhang.

VI Anhang



TUM-Workshop

SNG als Schlüssel für künftige Energiesysteme Power-to-Gas und Biomass-to-Gas

Garching, 09. Mai 2014

08:30	Einlass, Registrierung	
09:00	Begrüßung und einleitende Worte	<i>Prof. H. Spliethoff, TUM / ZAE Bayern</i>
09:15	BtG und PtG: Rohstoffbasis beider Verfahren, von der Idee zum Konzept Power-to-Gas und Ausblick auf Stromkraftstoffe und CO ₂ -Wirtschaft	<i>Prof. M. Sterner, OTH Regensburg</i>
Block 1: Thermochemische SNG-Erzeugung		Vorsitz: Prof. H. Spliethoff
09:40	Forschung & Entwicklung zum Thema SNG/PtG am PSI	<i>Dr. S. Biollaz, PSI</i>
10:05	SNG - Märkte und aktuelle Entwicklungen	<i>Prof. J. Karl, FAU/EVT</i>
10:30	Kaffeepause	
10:50	Dezentrale SNG-Herstellung - Forschung am LES	<i>S. Fendt, TUM/LES</i>
11:15	Festbettmethanisierung - Simulation und Versuche zum lastflexiblen Verhalten	<i>Dr.-Ing. St. Rönsch, DBFZ</i>
11:40	Systembetrachtungen zur Kopplung der thermochemischen SNG-Erzeugung mit PtG	<i>Prof. H. Spliethoff, TUM / ZAE Bayern</i>
12:10	Mittagspause im Faculty Club (Obergeschoss) Poster Ausstellung	
Block 2: Power-to-Gas Konzept		Vorsitz: Prof. T. Hamacher
<i>Systembetrachtungen/Projekte</i>		
13:30	Wasserstoff als Energiespeicher und Kraftstoff - Potenziale und Herausforderungen	<i>Dr. Chr. Stiller, Linde AG</i>
13:55	PtG - Betriebserfahrungen aus der Methanisierung im Pilotprojekt	<i>F. Schünemeyer, Fraunhofer IWES</i>
14:20	Kaffeepause	
<i>Elektrolyse und Synthese (Technologie)</i>		
14:40	Forschung und Entwicklung zur Elektrolyse	<i>Prof. H. Gasteiger, TUM/TEC</i>
15:05	Alkalische Elektrolyse - Großindustrielle Anwendung und dynamischer Betrieb	<i>M. Barisic, ELB Elektrolyse</i>
15:30	Elektrolyse und chemische Synthese als Schlüsseltechnologien für Power-to-Gas	<i>Dr.-Ing. A. Tramel, Siemens AG</i>
15:55	CO ₂ -Methanisierung - Überblick, Katalyse, Kinetik und Forschungsbedarf	<i>Prof. K.-O. Hinrichsen, TUM/TC1</i>
16:20	Biologische Verfahren zur Methanbildung aus CO ₂	<i>Prof. V. Sieber, TUM/CBR, FHG/BioCat</i>
16:45	Resümee und Verabschiedung	<i>Prof. T. Hamacher, TUM/ENS</i>

Abbildung 37: Programm TUM Workshop 2014