Gefördert durch:

Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz

BMWK-Forschungsvorhaben im Rahmen des Verbundvorhabens VERENA
„Vergasungsprozesse mit integrierter Überschussstromeinbindung zur flexiblen Stromerzeugung und Herstellung synthetischer Energieträger aus Reststoffen"

Förderkennzeichen: 03EE5044G

Teilvorhaben: Untersuchungen zu Brennstoffqualität, Gasreinigung, Methanolsynthese, integrierter Steuerung und Wirtschaftlichkeit

Schlussbericht

Gefördert vom Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz
aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages.

Das Verbundvorhaben bezieht sich auf die Bekanntmachung des BMWK zur angewandten nichtnuklearen Forschungsförderung im 7. Energieforschungsprogramm „Innovationen für die Energiewende".

Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt beim Autor.

Ausführende Stelle: Air Liquide Forschung und Entwicklung GmbH
Gwinnerstraße 27-33
60388 Frankfurt am Main

Autoren: Florian Pontzen
Lucie Chaubet
Karsten Covella
Giuseppe Cusati
Tamara Ecem Korkut
Ludovic Miraucourt
Henrik Schlösser

Projektlaufzeit: 01.10.2020 – 31.12.2024

Gefördert durch:

Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz

aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages

Frankfurt am Main, 30.06.2025

Inhalt

1. Aufgabenstellung 3
1.1. Ziel des Verbundvorhabens 3
1.2. Aufgabenstellung des Teilvorhabens und Einordnung in das Gesamtziel 3
2. Voraussetzungen 4
3. Planung und Ablauf des Vorhabens 5
4. Stand der Wissenschaft und Technik zu Beginn des Projekts 7
5. Verwendung der Zuwendung und erzielte Ergebnisse 11
5.1. Brennstoffanalyse (WP 1.5) 11
5.2. Gasreinigung (WP 1.11) 17
5.3. Versuche zur Methanolsynthese (WP 2.9) 21
5.4. Anlagensteuerung (WP 4.2) 25
5.5. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung (WP 5.1) 28
5.6. Lebenszyklus-Analyse (WP 5.2) 34
6. Wichtigste Positionen des zahlenmässigen Nachweises 37
7. Notwendigkeit, Angemessenheit und Nutzen der geleisteten Arbeit 38
8. Verwertbarkeit der Ergebnisse 39
8.1. Konferenzbeiträge 39
8.2. Publikationen 39
8.3. Dissertationen 40
9. Anderweitiger Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens 40
10. Gesamtfazit des Projekts 41
11. Koordination und Kommunikation 51
12. Literaturverzeichnis 53
13. Abkürzungsverzeichnis 56

1. Aufgabenstellung

1.1. Ziel des Verbundvorhabens

Übergeordnetes Ziel des Vorhabens ist die Entwicklung und Bewertung von Technologien zur flexiblen Herstellung mehrerer Produkte (Polygeneration), nämlich von Strom und synthetischen Energieträgern (z. B. Methanol) basierend auf der Vergasung von Reststoffen (Biomasse, Abfälle, etc.). Die gesamte Prozesskette ist in Abbildung 1 dargestellt. Kern des Prozesses ist die Vorbehandlung und Vergasung der Reststoffe zur Erzeugung eines Roh-Synthesegases sowie dessen Aufbereitung in der erforderlichen Qualität. Je nach Strombedarf im Netz kann das Synthesegas unterschiedlich genutzt werden. Daraus können die folgenden Betriebspunkte abgeleitet werden:

1. geringer Strombedarf im Netz: Die geeignete Stöchiometriezahl für die Synthese wird in der Gasaufbereitung durch CO-Konvertierung eingestellt und es wird ausschließlich der Energieträger erzeugt.
2. hoher Strombedarf im Netz: Das gereinigte Synthesegas wird in Strom umgewandelt (IGCC-Prozess / GuD Gas-und-Dampf-Prozess).
3. Stromüberschuss im Netz: Zur Einstellung der geeigneten Stöchiometriezahl für die Synthese wird zusätzlich Elektrolysewasserstoff verwendet, so dass die Erzeugung des Energieträgers in der Synthese maximiert wird.

Durch den flexiblen Betrieb einer solchen Polygeneration-Anlage können Spitzen und Senken im Stromnetz ausgeglichen werden. Im Rahmen des Verbundvorhabens soll die gesamte Prozesskette vom Rohstoff (verschiedene Reststoffe) bis zum Produkt (Strom bzw. synthetischer Energieträger) technisch weiterentwickelt und im Hinblick auf Wirtschaftlichkeit und CO_2-Emissionen bewertet und optimiert werden.

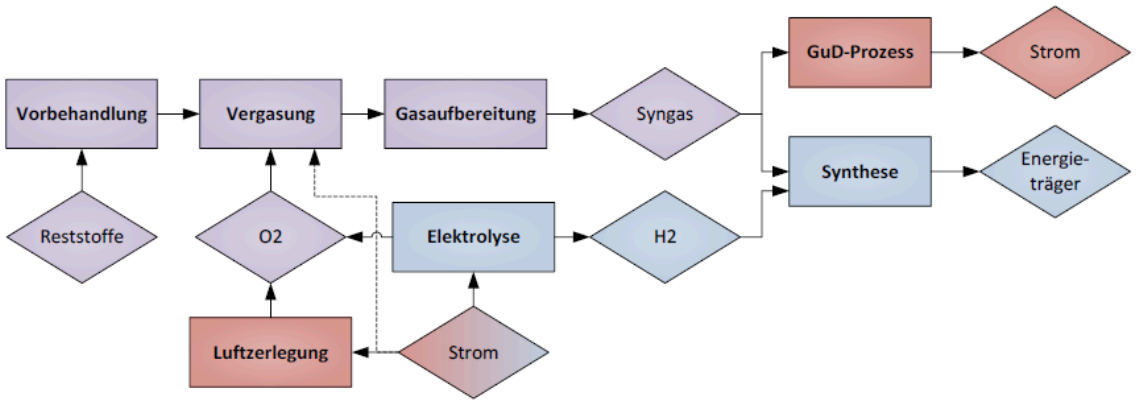

Abbildung 1: Prozesskette einer Polygeneration-Anlage. Violett: ständig in Betrieb; Rot: bei Strombedarf in Betrieb; Blau: bei Stromüberschuss in Betrieb

1.2. Aufgabenstellung des Teilvorhabens und Einordnung in das Gesamtziel

Die spezifischen Ziele und Arbeiten der Air Liquide Forschung und Entwicklung GmbH (ALFE) beschäftigen sich hauptsächlich mit der Aufarbeitung und Verwertung des produzierten Synthesegases sowie der Bewertung der gesamten Prozesskette und umfassen die folgenden Arbeitspakete:

- AP 1.5: Brennstoffliche Untersuchungen der ausgewählten Rest- und Abfallstoffe zur Bewertung der Eignung in der Festbettvergasung nach dem Lurgi FBDB (fixed-bed dry-bottom)-Verfahren
- AP 1.11: Ermittlung der für die Synthese benötigten Gasreinigungsstufen bzw. Verfahren sowie Durchführung einer Potentialstudie zur Nutzung von Sauerstoff zur Rohsynthesegasbehandlung.
- AP 2.9: Durchführung von Methanolsyntheseversuchen für unterschiedliche Prozessbedingungen und Reaktorkonfigurationen.
- AP 4.2: Entwicklung einer dynamischen Prozesssteuerung auf Basis des Model-Predictive-Control-Prinzips für die Pilotanlage an der TU Darmstadt.
- AP 5.1: Techno-ökonomische Analyse der Prozesskette zur Identifikation der wirtschaftlichsten Prozessoptionen
- AP 5.5: Lebenszyklusanalyse zur Ermittlung der Umweltauswirkungen für ausgewählte Betriebsfälle.

2. Voraussetzungen

Die meisten Komponenten der Prozesskette sind für ähnliche Anwendungen (z.B. Kohlevergasung und Synthese von Energieträgern) bereits kommerziell verfügbar. Beim Einsatz von Reststoffen als neue Einsatzstoffe konnte sich bisher aber weder eine spezielle Technologie noch ein bevorzugtes Syntheseprodukt weltweit durchsetzen. Neben der Wirtschaftlichkeit solcher Anlagen stellen die technischen Herausforderungen eine hohe Hürde dar. Zusätzlich zu diesen beiden Kriterien, nimmt im Rahmen des Klimawandels die Ökobilanz des Verfahrens und seiner Produkte eine entscheidende Rolle ein.

Durch die Zusammensetzung Konsortiums mit ihren jeweiligen Erfahrungen und Zugang zu bereits existierenden Versuchsanlagen kann die gesamte Prozesskette von der Einsatzstoffgewinnung über die Vergasung und Gaskonditionierung bis hin zu den Zielprodukten Strom und / oder speicherbaren Energieträgern technologieoffen betrachtet und optimiert werden. So existieren beispielsweise für die Vergasung zahlreiche Verfahren mit großen Unterschieden hinsichtlich des Nutzungsgrads, der Synthesegasqualität und den Anforderungen an die Vorbehandlung der Reststoffe. Die im Rahmen des Vorhabens von den jeweiligen Partnern durchgeführten Untersuchungen decken daher auch die wichtigsten etablierten Vergasungsverfahren (Flugstromvergasung, Wirbelschichtvergasung und Festbettvergasung) ab und die Testergebnisse konnten als Basis für die Arbeiten bei der ALFE verwendet werden.

Die Air Liquide verfügt über zahlreiche Eigentechnologien [1] auf dem Gebiet der Gaserzeugung, Gasreinigung und Gaskonditionierung sowie zur Synthese von Methanol. Die ALFE als ein Teil der konzerninternen Forschung und Entwicklung kann daher sowohl auf einen breiten Erfahrungsschatz im Bereich Auslegung und Betrieb von Anlagen für die bearbeiteten Arbeitspakete, die benötigte Infrastruktur zur Brennstoffcharakterisierung und Methanolsynthe-Versuche mit der zugehörigen Analytik, als auch auf zuverlässige Daten und Methoden zur Wirtschaftlichkeitsabschätzung zurückgreifen. Ein finaler Austausch und Abgleich der Ergebnisse mit weiteren Partnern konnten die Schlussfolgerungen zur Wirtschaftlichkeit abschließend bestätigen.

3. Planung und Ablauf des Vorhabens

Die Arbeitspakete der ALFE sind in die Gesamtplanung des Kooperationsprojektes integriert und fokussieren sich auf spezielle Aspekte, bei denen die ALFE ihr besonderes Vorwissen einbringen kann. Die Arbeiten innerhalb des Arbeitspaketes 5 ‘Bewertung der Prozesse’ kombinieren die Ergebnisse von anderen Arbeitspaketen und Partnern und erlauben eine erste Abschätzung des Marktpotentials bei Beachtung der Hauptkriterien Investitionskosten und Emissionen in die Umwelt (Kohlendioxidemissionen) für die Produkte. Folgende Arbeitspakete wurde von der ALFE bearbeitet:

AP 1.5: Brennstoffliche Untersuchungen der ausgewählten Rest- und Abfallstoffe zur Bewertung der Eignung in der Festbettvergasung nach dem Lurgi FBDB-Verfahren, beteiligte Partner: RWE, VER, TUDA
Die zu untersuchenden Brennstoffe wurden gemeinsam mit den Kooperationspartnern direkt zu Beginn des Projektes ausgewählt und von RWE, VER und TUDA zur Verfügung gestellt. Die zu analysierenden Parameter bzw. durchzuführenden Tests richten sich an den typischen Brennstoffanalysen für die Kohlevergasung aus. Die benötigten Laborapparaturen für die Untersuchungen hinsichtlich des Lurgi Festbett-Verfahrens (FBDB = Fixed Bed Dry Bottom) stehen im Brennstofflabor der ALFE zur Verfügung, mussten zunächst aber an die speziellen Einsatzstoffe angepasst werden. Für zusätzliche Analysen standen akkreditierte externe Firmen zur Verfügung.

AP 1.11: Ermittlung der für die Synthese benötigten Gasreinigungsstufen, bzw. Verfahren sowie Durchführung einer Potenzialstudie zur Nutzung von Sauerstoff zur Rohsynthesegas-behandlung, beteiligte Partner: TUDA
Spurenkomponenten und Verunreinigungen in den Rohgasen aus der Reststoffvergasung stellen in Abhängigkeit der Einsatzstoffe und des gewählten Vergasungsverfahren spezielle Anforderungen an die Gasreinigung. In diesem Arbeitspaket wurden aufbauend auf Erfahrungen außerhalb des Projektes sowie Literaturwerten geeignete Gasreinigungsschritte in Abhängigkeit der ausgewählten Einsatzstoffe und der Vergasungsverfahren ermittelt, sodass das gereinigte Gas für eine nachfolgende Synthesestufe verwendbar ist. Auf dieser Basis wurden unterschiedliche Vor- und Nachreinigungsverfahren mit dem konventionellen Rectisol-Gasreinigungsfahren hinsichtlich der Kosten (Betriebskosten / OPEX und Investkosten / CAPEX) verglichen.
Bei Festbett- und Wirbelschichtvergasung mit ihren vergleichsweise geringen Austritts-temperaturen aus dem Vergaser (< 850°C) enthält das Rohgas erhebliche Mengen an Methan, Ethylen, höheren Kohlenwasserstoffen sowie Teeren und Ölen. Diese Stoffe können einerseits mittels Kondensation und Gaswäsche abgetrennt und dann entsorgt oder thermisch genutzt werden. Alternativ können diese Stoffe in einer nachfolgenden Hochtemperatur-Konversionsstufe mit Sauerstoff zu weiterem Synthesegas umgesetzt werden (sog. partielle Oxidation / POx). Auf Basis von thermodynamischen Rechnungen wurde die Eignung dieses Konzeptes hinsichtlich Wirkungsgrad und Synthesegasausbeute ermittelt. Basis für diese Studie waren bereits veröffentlichte Konzentrationen aus der Literatur sowie Werte, die bei den Verbundpartnern bereits aus vorherigen Projekten ermittelt wurden.

AP 2.9: Durchführung von Methanolsyntheseversuchen für unterschiedliche Prozess-bedingungen und Reaktorkonfigurationen, beteiligter Partner: Clariant
Bisherige kommerzielle Methanolsynthesen sind so ausgelegt, dass ein spezielles stöchio-metrisches H_2:CO:CO_2 Verhältnis bereits im Gaskonditionierungsschritt eingestellt wird. Im

Zuge von Polygeneration-Anlagekonzepten sollte nun ebenfalls die Methanolsynthese flexibilisiert werden. In zwei bereits bestehenden Methanolsyntheseanlagen wurden Versuche über einen Gesamtzeitraum von 5000 h mit einem kommerziellen Katalysator vom Projektpartner Clariant durchgeführt. Die Versuchszeit gliederte sich in drei Perioden mit unterschiedlicher Aufgabenstellung über einen Gesamtzeitraum von zwei Jahren. Zunächst wurde ein Screening möglichst unterschiedlicher Betriebsbedingungen (H_2:CO:CO_2 Verhältnis, Durchsatz, Druck, Temperatur) hinsichtlich des Umsatzes, der Nebenprodukte sowie des Temperaturverlaufs in der Katalysatorschüttung in der Testanalage für klassische Methanolsynthesen durchgeführt. Danach erfolgte in derselben Anlage die Bestimmung der Deaktivierungsraten für zwei ausgewählte Versuchsbedingungen. Aufbauend auf diesen Ergebnissen erfolgten Versuche in der zweiten Versuchsanlage, die als Multi-Stage-Methanolsynthese konzipiert ist. Dabei wird das Synthesegas in drei seriellen Reaktoren mit Zwischenkondensation geleitet, d.h. ohne Recycle von nicht umgesetztem Synthesegas. Die Testdaten aller Versuche wurden zur Validierung des Reaktionsmodells herangezogen. Aufbauend auf diesem Modell konnte ein optimiertes Reaktorkonzept für flexible CoGen-Anlagen vorgeschlagen werden.

AP 4.2: Entwicklung einer dynamischen Prozesssteuerung auf Basis des Model-Predictive-Control-Prinzips für die Pilotanlage an der TU Darmstadt (TUDA), beteiligter Partner: TUDA
Hierbei wurde gemeinsam mit der TUDA ein MPC-basiertes (model predictive control) Regelkonzept für die 1MW_{th}-Pilotanlage entwickelt und getestet. Das Regelkonzept konzentriert sich auf die Anlagenteile Vergaser und Aminwäsche. Die Anwendung wurde mit PACE (Platform for Advanced Control and Estimation), einer Software von Yokogawa, entwickelt. Dafür sollten für die beiden Teile zunächst separat eine Regelungsstrategie mit Zielfunktion, Steuer- und Regelgrößen sowie Störgrößen erstellt und implementiert werden. Die Erfassung der Dynamik der Pilotanlage sowie die Erprobung erfolgte während der Versuchskampagnen der TU Darmstadt über sogenannte ‘Step-tests’. Dabei werden die Sollwerte sprungartig verändert und die Antwortfunktion aufgezeichnet und parametriert, so dass eine Regelungsmatrix (Dynamic Matrix Control) erstellt werden kann, die es erlauben soll, die Anlage mit einer erhöhten Flexibilität z.B. in Anhängigkeit des Stromnetzes zu steuern. Aufgrund des nicht-stationären Betriebs der Pilotanlage konnte das Regelkonzept nicht vollständig getestet und validiert werden.

AP 5.1: Techno-ökonomische Analyse der Prozesskette zur Identifikation der wirtschaftlichsten Prozessoptionen, beteiligte Partner: TU München (TUM), TUDA, VER, TU Freiberg, Schmidtsche Schack Arvos, RWE, GKN Sinter Metals Filters
Hierbei wurden zunächst für die zu untersuchenden Prozessoptionen auf Basis von Daten des Partners TU Darmstadt Energie- und Massenbilanzen aufgestellt. Auf Basis von Erfahrungswerten und gängigen Schätzmethoden für einzelne Anlagenteile sowie unter Einbeziehung von Skalierungsfaktoren wurden danach die Investitionskosten (CAPEX) der einzelnen Teilanlagen ermittelt. Kostenschätzungen von Projektpartnern zum Vergleich lagen hierzu nicht vor. Unter Berücksichtigung spezieller Randbedingungen (Abschreibungsverfahren, Zinsfuß etc.) sowie Preisen von Energie und Einsatzstoffen wurden dann die Produktionskosten (total cost of ownership / TCO), bzw. erforderliche Verkaufspreise für das gewünschte Produkt (z.B. Methanol) bzw. Produktmix (Methanol und Elektrizität) ermittelt. Um den Einfluss einzelner Kostenpositionen zu untersuchen, wurde eine Sensitivitätsanalyse zu verschiedenen Designs und Betriebsstrategien der Anlagen durchgeführt.

AP 5.5: Lebenszyklusanalyse zur Ermittlung der Umweltauswirkungen für ausgewählte Eckbetriebsfälle

In der Lebenszyklusanalyse flossen die Ergebnisse der vorangegangenen Arbeitspakete ein. Basis hierfür war eine erfolgversprechende Prozesskette, die im Arbeitspaket 5.1 identifiziert wurde und die entsprechende Massen- und Energiebilanz, auf deren Basis auch die Kostenschätzung erfolgte. Für diese Prozesskette wurden für zwei exemplarisch festgelegte Einsatzstoffe (Biomasse und ein Kunststoff enthaltener Reststoff) jeweils die Ökobilanz mittels der Methode IPCC 2021 GWP 100 V1.02 in SimaPro ermittelt. Vorketten-Emissionsfaktoren wurden aus der Literatur ausgewählt bzw. aus der Datenbank EcoInvent 3.8 entnommen. Für den synthetisierten Energieträger existieren bei Methanol zwei unterschiedliche Nutzungsformen, die separat betrachtet wurden. Diese beiden Nutzungsformen sind entweder die Nutzung als Kraftstoff, so dass der Betrachtungsrahmen 'Well to wheel' (d.h. inkl. der Verbrennung von Methanol) verwendet wird oder andererseits die Nutzung innerhalb der chemischen Industrie als Basisgrundstoff für z. B. Kunststoffe, Lacke usw., so dass der Betrachtungsrahmen mit der Erzeugung des Basisgrundstoffs (hier Methanol) als 'Cradle-to-Gate' Bilanz (d.h. ohne Berücksichtigung der Produkt-Nutzungsphase) verwendet wird.

Der zeitliche Ablauf der Arbeitsthemen ist in Abbildung 2 dargestellt.

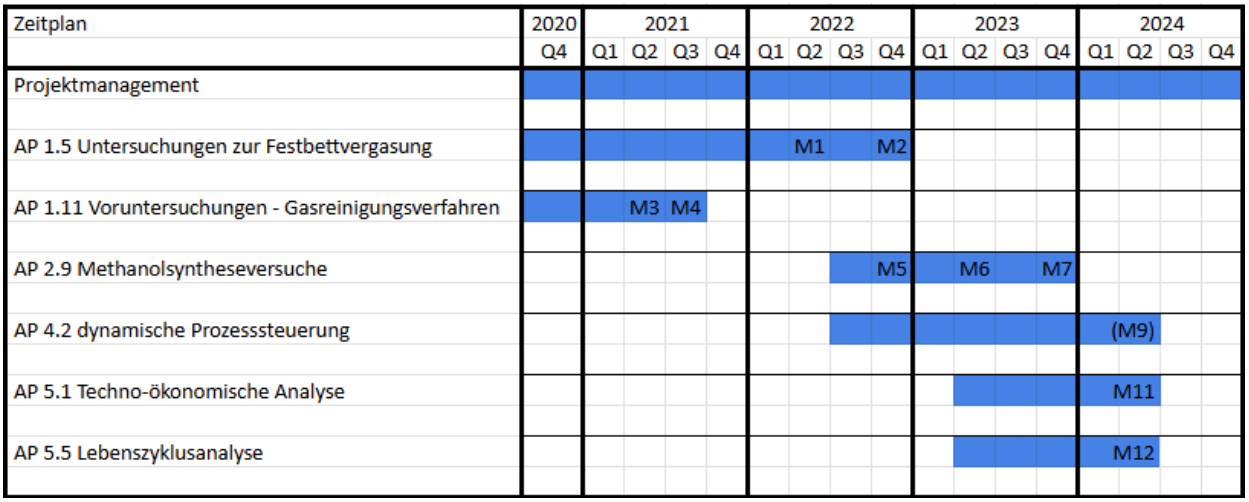

Abbildung 2: Zeitlicher Ablauf der Arbeitspakete und erreichte Meilensteine

4. Stand der Wissenschaft und Technik zu Beginn des Projekts

Eine Übersicht über die gängigen Prozesse bzw. Verfahren zur Erzeugung von Rohsynthesegas mit anschließender Reinigung ist in [2] dargestellt. Aktuelle Prozesse zur Vergasung von festen Rest- und Abfallstoffen sind beispielsweise in [3] aufgeführt und eine Übersicht der aktuellen europäischen Forschung auf diesem Gebiet sind z. B. in [4] dargestellt. Trotz der Vielzahl an unterschiedlichen Demonstrationsanlagen ist der Sprung zu kommerziellen Anlage sehr riskant aufgrund technischer und wirtschaftlicher Herausforderungen. So musste z.B. die waste-to-energy Anlage in England mit einem Verlust von ca. 1 Milliarde $ wegen nicht zu lösender Probleme, die allerdings nicht offengelegt wurden, aufgegeben werden [5]. Derzeit existiert noch keine Anlage, in der aus festen

Reststoffen sowohl Strom als auch Kraftstoff flexibel hergestellt werden kann. Kleinskalige Anlagen zur Verstromung von Abfallstoffen hingegen sind weit verbreitet, meist mit Brennstoffleistungen von < 1MW und mittels einer atmosphärischen Luft-basierten Vergasung. Solche Systeme sind aufgrund der geringen Gasqualität jedoch für Synthesen nicht geeignet.

Die Vergasung des Festbrennstoffs (im wesentlichen Kohle) kann prinzipiell im Festbett, in der Wirbelschicht oder im Flugstrom erfolgen. Industrielle Festbettvergaser werden großtechnisch z. B. von Air Liquide [6, 7], SEDIN (China) und Envirotherm/ZEMAG (Deutschland/China) [8] angeboten und an zahlreichen Standorten weltweit betrieben. Flugstromvergaser werden bei sehr hohen Temperaturen oberhalb des Ascheschmelzpunkts unter Ausbildung einer flüssigen Schlacke betrieben, was mit einem hohen Sauerstoffbedarf verbunden ist. Der Brennstoff muss vorher sehr fein gemahlen werden, um ausreichende Kohlenstoff-Umsätze zu gewährleisten. Weltweit sind zahlreiche Varianten des Flugstromvergasers auf dem Markt, z.B. von Thyssen-Krupp Industrial Solutions (PRENFLO), Air Products (ehemals GE Energy), CHOREN Industrial Solutions, MHI, ECUST und HT-L. Die Wirbelschichtvergasung ist für Braunkohle als hoch reaktiven Einsatzstoff in besonderem Maße geeignet. Der erste Wirbelschichtvergaser, der sog. Winkler-Prozess, zur Vergasung von Braunkohle ging bereits im Jahr 1927 in Betrieb. Der Hochtemperatur-Winkler-Prozess (HTW) stellt eine Weiterentwicklung mit erhöhtem Betriebsdruck dar. Ein mit Sauerstoff betriebener HTW-Vergaser mit einer thermischen Leistung von 140 MW_{th} wurde bereits über mehrere Jahre betrieben (RWE/Rheinbraun, Berrenrath, Deutschland [9]).

Zur Vergasung von Biomasse mit dem Ziel der Strom- und Wärmeerzeugung im kleineren und mittleren Leistungsbereich wird vor allem die Festbett- und Wirbelschichtvergasung mit Luft als Vergasungsmittel eingesetzt. Zur Erzeugung eines hochwertigen Synthesegases wurde die Zwei-Bett-Wirbelschichtvergasung entwickelt. Neben der Pilotanlage in Güssing (AT) wurden kommerzielle Anlagen in Oberwart (AT), Senden (DE) und Göteborg (SWE) mit hochwertiger Biomasse (Holzhackschnitzel) betrieben, letztere für die Herstellung von synthetischem Erdgas (SNG). Die Kombination von niedrigen Temperaturen in der DFB-Vergasung und hoher Reinheitsanforderung für eine Synthese stellten hierbei jedoch eine große Herausforderung dar, die bisher nicht bewältigt werden konnte, sodass die GoBiGas-Anlage in 2018 außer Betrieb genommen wurde [10].

Am weitesten verbreitet ist die Abfallvergasung in Japan (derzeit mehr als 120 laufende Anlagen), was zum einen an den sehr begrenzten Flächen für Deponien und zum anderen an den sehr engen Grenzwerten für Dioxine und Stickoxide liegt. Außerhalb von Japan existieren einige weitere Anlagen in Südkorea, Nordeuropa und Nordamerika. Die Bandbreite an verfügbaren Technologien und Anbietern für die drucklose Vergasung von Ersatzbrennstoffen (Hausmüll, Industrieabfälle, Sondermüll) im kleinen Maßstab ist groß. Nippon Steel und JFE bieten z.B. mit dem Direct Melting System zwei kommerziell verfügbare Festbett-Vergaser an, die für die Verwendung von festen Siedlungsabfällen, Klärschlämmen und Industrieabfällen ausgelegt sind und je nach Bedarf (Heizwert des Mülls und Fließfähigkeit der Schlacke) mit Zusätzen von Koks bzw. Kalkstein betrieben werden [11-13]. Bei der Hochtemperatur-Vergasung entsteht im Hochofen Synthesegas zur Stromproduktion sowie eine Schlacke, die in einer Nachbehandlung in Metallgranulat sowie Sand-Substitut für die Bauindustrie aufgespalten wird. Nippon Steel hat ca. 30 Anlagen mit dieser Technologie in Japan sowie eine in Korea errichtet.

Für die Abfallvergasung auf Basis eines Wirbelschichtprozesses existieren mehrere

unabhängige Konzepte [14]. Die meisten Technologiegeber (u. a. Ebara, Hitachi Zosen und Kobelco) setzen auf den Fluidized Bed Gasification and Ash-Melting Process, eine stationäre Wirbelschicht mit einer nachgeschalteten Ascheaufschmelzung. Als Ausgangsstoff werden feste Siedlungsabfälle verwendet. Das Synthesegas wird im angeschlossenen Prozess thermisch verwertet. Das "Pressurized Twin Internally Circulating Fluidized Bed Gasfication" System von Ebara basiert ebenfalls auf einer stationären Wirbelschicht. Im Gegensatz zum ersteren Prozess erfolgt hier jedoch die Vergasung unter Druck, und es ist der primären Vergasungszone ein zweiter Vergaser nachgeschaltet, der unter Zugabe von Dampf und Sauerstoff bei höheren Temperaturen arbeitet. Als Brennstoff kommt Plastikverpackungsmüll zum Einsatz. Das entstehende Produktgas ist sehr H_2-reich und wird stofflich für die Ammoniak-Synthese genutzt. Eine Beschaffung von ausreichenden Mengen an Einsatzstoff ist jedoch eine Herausforderung [15]. Der Hochtemperatur Winkler-Prozess (HTW) basierend auf einer stationären Wirbelschicht mit Nachvergasungszone wurde insbesondere für die Vergasung von Braunkohle entwickelt. Versuchsweise wurden bereits vorbehandelte Reststoffe, darunter Hausmüll, Klärschlämme, Autoreifen und Kunststoffrestmüll, in drei Kampagnen in einer mittlerweile stillgelegten Demonstrationsanlage in Berrenrath der Braunkohle zugemischt. In Nihama, Sikuku, Japan wurde 1999 darüber hinaus eine Abfallverwertungsanlage für feste Siedlungsabfälle auf Basis des HTW-Prozesses in Betrieb genommen. Diese ist mittlerweile ebenso stillgelegt [16].

Eine Produktionsanlage für Methanol basierend auf der Festbettvergasung von Abfall-Kohle-Mischungen (Klärschlamm oder Kunststoffkompakte) wurde 2000 – 2007 in der Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum Schwarze Pumpe GmbH (SVZ) betrieben. Ergebnisse der Forschungs- und Versuchsarbeiten sind in [17] dargestellt. Eine Produktionsanlage für Methanol, Ethanol und anderen Chemikalien basierend auf der Vergasung von Abfällen in einer stationären Wirbelschicht wurde von der Firma Enerkem in Alberta/Kanada von bis 2024 betrieben, aber auch diese ist mittlerweile aufgrund wirtschaftlicher und technischer Herausforderungen stillgelegt [18].

Analog zu den Vergasungsverfahren existiert eine Vielzahl kommerzieller Syntheseverfahren, die seit Jahren Stand der Technik und auf hohem technologischem Niveau verfügbar sind, wobei insbesondere in den letzten Jahren auch der verstärkte Einsatz von Verfahren zu beobachten ist, die seit den 1930er bis 1980er Jahren entwickelt wurden, um erdölbasierte Produkte zu substituieren. Dies betrifft insbesondere katalytische Verfahren zur Erzeugung von Methanol und synthetischen Treibstoffen. Für die Fischer-Tropsch-Synthese gibt es zahlreiche Verfahrensgeber. Das heute technisch eingesetzte Methanolsynthese-Verfahren ist die Niederdruck-Methanolsynthese (Air Liquide und ICI), welche bei Temperaturen von ca. 250 °C und Drücken von 40-80 bar an CuZnO Katalysatoren betrieben wird. Dieses Verfahren wird bereits in Kombination mit zahlreichen Synthesegas-Quellen und -Zusammensetzungen (Erdgas-, Kohle oder Rückstands-basiert) kommerziell betrieben, typischerweise mit Anlagengrößen jenseits der 1 Millionen Tonnen pro Jahr Methanolproduktion. Für eine Anwendung im Bereich der Reststoffnutzung und CoGeneration sind vor allem ein Scale Down sowie eine Anpassung auf den fluktuierenden Betrieb notwendig. Zahlreiche Projekte sind derzeit in Entwicklung, meist getrieben durch die zukünftigen Abnehmer oder Ingenieurfirmen, z.B. Repsol [18], Maersk [19] oder Proman [20].

Für Rohgase aus dem Vergaser ist im Allgemeinen eine mehrstufige Aufbereitungskette erforderlich, die mehrere Prozessstufen zur Abtrennung von Schad- und Störgasen enthält sowie Prozesse zur Einstellung der für die Synthesen geeigneten Zusammensetzung,

insbesondere des Verhältnisses von H_2 zu CO und CO_2. Gängige Verfahren sind die Druckwasserwäsche zur Entfernung von kleinsten Partikeln, Aerosolen, Halogeniden und Ammoniak, das Rectisol-Verfahren zur Abtrennung von Sauergasen, u. a. H_2S, COS und CO_2, die adsorptive Entfernung von Spuren von Sauerstoff und Schwefel mittels ZnO, sowie die Konvertierung von Kohlenmonoxid (CO) zur Einstellung der passenden Gaszusammensetzung durch Erhöhung des H_2- Gehaltes zu Lasten des CO-Gehaltes im Rohgas. Wird das Rohgas für die Stromerzeugung eingesetzt, kommen auch andere Wäscheverfahren wie z.B. Selexol- oder Purisol-Wäschen zum Einsatz. Die Aminwäsche ermöglicht ebenfall die Entfernung von CO_2 und anderen Sauergasen aus Gasströmen. Für den Einsatz des Synthesegases in der stofflichen Nutzung reichen die mit diesen Verfahren erreichbaren Reinheiten meist nicht aus, so dass diese Wäschen noch durch weitere Reinigungsschritte, z.B. Adsorption (Temperaturwechsel- oder Druckwechsel-; TSA/PSA), Stickstoffentfernung, ergänzt werden müssen. Typische Verfahrensgeber für Gasaufbereitungstechnologien sind z.B. Air Liquide, Linde, Thyssenkrupp Uhde, Haldor Topsøe und UOP. All diese Technologien sind für ein weites Spektrum von Gasqualitäten kommerziell erhältlich und erprobt, die Selektion hängt aber im Einzelfall von Spurstoffen und der Anlagengröße ab und viele Technologien sind nicht für kleine Anlagenkapazitäten ausgelegt.

Die Herstellung von Strom aus Brenngasen ist kommerziell etabliert, entweder mit kleinen Kapazitäten auf Basis von Gasmotoren oder bei größeren Leistungen auf Basis von Gasturbinen (Single Cycle oder Combined cycle mit zusätzlichen Dampfkreislauf und Dampfturbine). Gaskraftwerke auf Basis von Synthesegas (sog. IGCC Internal Gasification Combined Cycle) sind hierbei nicht voll etabliert. Die größten Anlagen basieren auf Kohle- oder Rückstandsvergasung mit Kapazitäten im Bereich von 250-300 MW elektrischer Leistung (z.B. Wabash River Coal Gasification Repowering Project/USA , Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project/USA, Willem Alexander IGCC Plant in Buggenum/ Niederlande, ELCOGAS IGCC Plant in Puertollano/Spanien) [21]. Entsprechende Combined-Cycle-Gasturbinen sind im Kapazitätsbereich von 20 - ca. 500 MW erhältlich und kommerziell bewährt [22]. Für niedrigere Kapazitäten von < 20 MW werden typischerweise Verbrennungsmotoren genutzt (typische Blockheizkraftwerke), welche jedoch einen geringeren Wirkungsgrad haben und normalerweise eine Valorisierung der Wärme, z.B. in Form von Fernwärme, erfordern, um sinnvolle Effizienzen zu erreichen [23]. Diese sind mit Erdgas und anderen Kohlenwasserstoffen erprobt, aber nur bedingt für H_2-reiche Gase geeignet. Hierfür laufen derzeit Entwicklungsarbeiten. Gasmotoren von Jenbacher mit 1-2 MW Leistung waren jedoch schon in den DFB-Vergasungsanlagen in Güssing und Oberwart im langjährigen Einsatz, entsprechend ist nicht von generellen Hindernissen auszugehen [24].

Für die Literaturrecherchen wurden die folgenden Informations- und Dokumentationsdienste verwendet:

- klassische Suche über Google, bzw. andere webbasierte Suchmaschinen
- Web of Science™
- CAS SciFinder^n
- Rightfind für Dokumentbestellungen
- Patbase express für Patentrecherchen

5. Verwendung der Zuwendung und erzielte Ergebnisse

5.1. Brennstoffanalyse (WP 1.5)

Zur Bewertung der Eignung der Stoffe für die Festbettvergasung wurden Untersuchungen in enger Anlehnung an Standardmethoden (z.B. DIN) oder speziell entwickelten in-house Methoden für die Festbettvergasung durchgeführt. Hauptkriterien waren dabei (1) die Durchströmbarkeit gemessen als thermische und mechanische Stabilität, (2) die Teerausbeute und Gasfreisetzung unter Druck, (3) das Ascheklinkerverhalten und (4) die Reaktivität zu bestimmen. Eine erste Bewertung erfolgte aufgrund des Pyrolyseverhaltens, welches auch für andere Vergasungsverfahren relevant ist, da es einen Einfluss auf mechanische Eigenschaften sowie der Zusammensetzung des Synthesegases hat.

Tabelle 1: Ergebnisse der Druck-Pyrolyse von verschiedenen Brennstoffen (26 barg bei einer Heizrate von 12 K/min)

Fraktion	Klärschlamm	Waldschadholz	Gärreste
Gas	20 (32% CO_2, 41% CH_4, 9% H_2, 5% CO, 12% C_2-C_4, 1% H_2S)	23 (50% CO_2, 23% CH_4, 8% H_2, 14% CO, 5% C_2-C_4, 2% H_2S)	23 (47% CO_2, 24% CH_4, 10% H_2, 7% CO, 12% C_2-C_4, 0% H_2S)
Kondensat *Wasserphase* *Teerphase*	22 *16* *4* (39% Aromaten, 20% Phenole, 9% Heteroatome, 4% Aliphaten, 28% unbekannt)	38 *33* *4* (10% Aromaten, 41% Phenole, 13% Heteroatome, 0% Aliphaten, 36% unbekannt)	28 *21* *5* (20% Aromaten, 27% Phenole, 13% Heteroatome, 3% Aliphaten, 37% unbekannt)
Koks und Asche davon Asche	53 72%	32 2%	40 53%
Summe	94	93	91

Der bei der Druckpyrolyse entstehende Koks zeigt bei den Einsatzstoffen Waldschadholz und Gärreste ein ausgeprägtes Backverhalten unter Druck. So sind beim Waldschadholz 84 % der gesamten Koksmasse verbacken (siehe Abbildung 3 a) und bei den Gärresten sogar 93 % (Abbildung 3 b). Eine Verbesserung des Backverhaltens lässt sich durch Einmischen eines Brennstoffs mit geringerem Backverhalten, wie z.B. Klärschlamm, erzielen (Abbildung 3 c). Der Grad der Verbesserung hängt dabei von der Homogenität der Mischung ab. So hat der Anteil an verbackenen Rückständen lokal deutlich abgenommen. Zu sehen ist insbesondere eine größere Agglomeration unten links, ggf. durch die stark unterschiedliche Partikelgrößenverteilung der einzelen Bestandteile der Makromischung begründet.

Darüber hinaus wurden auch andere Aspekte betrachtet, welche wichtig für eine Bewertung für die Eignung als Einsatzstoff in einer FBDB-Anlage sind. Hierbei wurden folgende Kriterien herangezogen und eine entsprechende Charakterisierung durchgeführt:

a) Waldschadholz b) Gärreste c) 50:50 Waldschadholz + Klärschlamm

Abbildung 3: Rückstand aus der Hochdruckpyrolyse von verschiedenen Brennstoffen

Kriterium 1: Korngrößenverteilung

Für einen stabilen Betrieb eines FBDB-Vergasers werden Partikelgrößen im Bereich von 5 - 50 mm benötigt. Zu kleine Partikel bewirken einen zu großen Druckverlust im Bett und können zu einem verstärkten Austrag von noch nicht- bzw. teilumgesetztem Einsatzstoff über den Gasweg führen. Eine weitere Betriebsschwierigkeit bei der Verwendung eines zu hohen Feinanteils kann die Kanalbildung sein, die im ungünstigen Fall zu einem Sauerstoffdurchbruch führt. Größere Partikel benötigen einen längeren Zeitraum für die Aufheizung und Umsetzung und können zu einer ungleichmäßigen Durchströmung des Bettes führen. Bei Bewertung wurde der Aspekt der Größenverteilung in der Gesamtbewertung der Einsatzstoffe (siehe Tabelle 2) nicht berücksichtigt, da davon ausgegangen wird, dass durch eine spezielle Anpassung der Brennstoffvorbehandlung (Aufmahlen, Sieben, Pelletieren etc.) die Korngrößenverteilung noch spezifisch für das Verfahren angepasst werden kann und dieser Parameter somit nicht kritisch ist.

Kriterium 2: CO_2 Reaktivität

Die CO_2-Reaktivität stellt die Masseabnahme des Pyrolyserückstands pro Zeit in einer CO_2 Atmosphäre bei 1000 °C dar und wird bei einer Massenabnahme von 50 % angegeben. Hochreaktive Kohlen ermöglichen einen hohen Kohlenstoffumsatzgrad und benötigen weniger Sauerstoff pro Nm³-Synthesegas. Alle drei biomassestämmigen Brennstoffe wiesen eine CO_2-Reaktivität von > 30 h^{-1} auf, die oberhalb des Erfahrungsbereichs aus kommerziellen Anlagen liegt. Hinsichtlich des Brennstoffs Klärschlamm ist anzumerken, dass aufgrund des sehr geringen C_{fix}-Anteils von < 3 wt% (ad) dieser Wert nur fehlerbehaftet bestimmt werden konnte. Vor dem Einsatz dieser hochreaktiven Einsatzstoffe müssen daher weitere Qualifizierungstest im Großmaßstab erfolgen. Erwartungsgemäß wiesen die kunststoffstämmigen Proben eine leicht geringere CO_2-Reaktivität im Vergleich zu den biomassestämmigen Brennstoffen auf. Die Reaktivitäten lagen im Bereich von 20 - 30 h^{-1}. Dieser Bereich ist ebenfalls typisch für nordamerikanische Braunkohlen, für die es einen großen Erfahrungsbereich gibt.

Kriterium 3: Proximatanalyse - Proximate Analysis

Die Proximatanalyse gibt einen wichtigen Hinweis auf die zu erwartende Synthesegasqualität. Fixed Carbon liefert üblicherweise eine hohe Ausbeute an den gewünschten Synthesegasbestandteilen CO und H_2. Insbesondere der Klärschlamm wies nur einen geringen

C_{fix}-Anteil von 5 wt% (daf) auf. Die beide Kunststoff-Proben (Ersatzbrennstoff/RDF und Schredder-Leichtfraktion/SLF) wiesen ebenfalls einen sehr geringen C_{fix}-Anteil von < 10 wt% (daf) auf. Erfahrungen mit geringen C_{fix}-Gehalten liegen bisher nur für die Torfvergasung vor, wobei der C_{fix} Gehalt für Torf bei ca. 25 % (daf) liegt. Die hier beobachteten Werte waren aber noch einmal deutlich kleiner.
Die Flüchtigen bilden bei der Vergasung bevorzugt Kohlenwasserstoffe (Methan und höhere Kohlenwasserstoffe) sowie Kohlendioxid. Für eine hohe Synthesegasausbeute ist dies nachteilig. Biomassen sind bekannt für hohe Flüchtigengehalte; dies wurde bei den ausgewählten Brennstoffen innerhalb des VERENA-Projektes ebenfalls beobachtet. Analog verhielten sich EBS und SLF, mit sehr hohen Flüchtigengehalten > 90 wt% (daf). Auch kann von hoch kalorischen Synthesegasen ausgegangen werden, die jedoch für Synthesen nicht geeignet sind und einer weiteren Gasbehandlung bedürfen.

Aufgrund der Temperaturführung des Vergasungsprozesses sind insbesondere hoch aschehaltige Brennstoffe für diesen Prozess geeignet. Aufgrund bisheriger Betriebserfahrungen wurde ein maximaler Aschegehalt von 40 wt% (mf) festgelegt, oberhalb dessen bisher kein kommerziell sinnvoller Betrieb erwartet wird. Der Klärschlamm lag mit 39,5 wt% geringfügig unterhalb des maximal sinnvollen Bereichs. Für aschereiche Stoffe besteht ein weiteres Kriterium im Verhältnis aus Asche/$C_{fix,}$ das den Wert eins nicht überschreiten sollte. Bei Klärschlamm betrug dieses >13. Ein sinnvoller Einsatz zur Erzeugung eines Synthesegases ist daher nicht zu erwarten. Alle anderen Einsatzstoffe waren hingegen unkritisch. Aufgrund der Vorbehandlung (Trocknung bei der Konditionierung) lagen alle Proben deutlich unterhalb des Feuchtegrenzwertes von 30 % (as received/ar = wie angeliefert).

Kriterium 4: Elementaranalyse - Ultimate Analysis
Der Kohlenstoffgehalt lag bei den drei Biomasseproben bei ca. 53 wt% (dry ash free/daf = trocken+aschefrei) und war daher im typischen Bereich für Biomassen, aber deutlich geringer als bei Kohlen, so dass mit einer geringen spezifischen Synthesegasausbeute (Nm^3/t daf (Einsatzstoff)) zu rechnen ist. Für SLF und EBS lag der Kohlenstoffgehalt deutlich höher, insbesondere der Kohlenstoffgehalt der SLF-Probe wies einen Bereich auf, der auch bei Kohlen vorliegt. Gleichzeitig wurde ein geringerer Sauerstoffgehalt beobachtet. Dies stellt für die erzielbare Synthesegasmenge einen positiven Effekt dar.

Der Schwefelgehalt war bei allen Proben mit Ausnahme des Klärschlamms gering. Bei der Vergasung stellt der Schwefelgehalt keine Limitierung dar, sondern bedingt insbesondere die Dimensionierung der Entschwefelungseinheit. Sowohl der Schwefelgehalt mit 3,2 wt% (daf) als auch der Stickstoffgehalt mit 7.4 wt% (daf) stellten beim Klärschlamm sehr hohe Werte dar. Ein Teil des Brennstoffstickstoffs wird bei der Vergasung zu Ammoniak umgewandelt, der in der Rohgaswäsche und Abkühlung weitgehend herausgewaschen wird. Hohe Brennstoffstickstoffwerte verhindern daher eine Absenkung des pH-Werts in den sauren Bereich in diesen Anlagenteilen und erfordern somit oftmals die Nutzung höherwertiger und teurerer Stähle. Auch die mit dem höheren pH-Wert einhergehende erhöhte Löslichkeit von H_2S muss für die Auslegung der Abwasserbehandlung berücksichtigt werden.

Kriterium 5: CO_2 aus Karbonaten
Die Freisetzung von zusätzlichem CO_2 aus der Zersetzung von Karbonaten lag mit Ausnahme des Klärschlamms auf einem üblichen Niveau und verlangt keine besondere Berücksichtigung bei der Auslegung.

Kriterium 6: Halogene

Halogene bewirken generell niedrige Ascheschmelztemperaturen. Durch die Reaktion von Dampf mit den Alkali- bzw. Erdalkalihalogeniden wird Halogenwasserstoff freigesetzt, der in der Rohgaskühlung zu starker Korrosion führen und auch später im Prozess zu einer Schädigung von Katalysatormaterialien führen kann. In sauerstoffhaltiger Atmosphäre können ebenfalls die stark korrosiv wirkenden elementaren Halogene freigesetzt werden. Ab einem Halogengehalt von 1500 ppmw (daf) im Einsatzstoff muss eine kritische Analyse der Materialwahl erfolgen.

Mit Ausnahme von Waldschadholz (~ 200 ppmw) hatten alle Brennstoffe hohe bis sehr hohe Halogengehalte (~1000 ppmw für Klärschlamm, 12000 ppmw für Gärreste, 15000 ppmw für SLF und >17000 ppmw für EBS). Demnach ist für den Einsatzstoff Klärschlamm eine kritische Analyse möglicher Materialien durchzuführen. Bisher gibt es Erfahrungen mit der Vergasung von Kohlen bis zu einem Halogenanteil von 6000 ppmw (daf). Der Halogenanteil von Gärresten, SLF und RDF lagen eindeutig außerhalb dieses Erfahrungsbereichs, so dass hier kein kommerzieller sinnvoller Betrieb mittels FBDB ohne passende Brennstoff-Vorbehandlung erwartet wird.

Kriterium 7: Schwermetalle

Der Gehalt an Schwermetallen, insbesondere an Elementen, die bei den Vergasungsbedingungen flüchtig sind bzw. flüchtige Verbindungen bilden (z. B. Cd, As, Hg), ist bei den untersuchten biogenen Einsatzstoffen und EBS als gering anzusehen und sollte bei Verwendung einer Rectisol-Gasreinigung bzw. für ein zusätzlich vorzusehenden Guardbetts keine Probleme darstellen. Für SLF war der Anteil jedoch hoch und muss bei der Auslegung der Gasreinigung auf jeden Fall gesondert berücksichtigt werden. Die Aschen von SRF und EBS waren reich an Schwermetallen wie Cr, Cu, Mn, Ni, Sn, Zn und erfordern eine entsprechende Entsorgung.

Kriterium 8: Fischer-Test

Beim FBDB-Vergasungsverfahren durchläuft der Einsatzstoff nachfolgend die Stufen Trocknung, Pyrolyse und Vergasung. Um den Pyrolyse-Teilschritt zu charakterisieren, kann der Fischer-Test bei atmosphärischen Bedingungen durchgeführt werden. Der Fischer-Test bestimmt die Produktanteile von Koksrückstand und kondensierbaren Anteilen, unterteilt in wässrigen Anteil und Teer. Der Fischer-Teergehalt (daf) war bei allen Proben mit >25 wt% sehr hoch und wird zu einem hohen Gehalt an organischen Kondensaten in der Rohgaskühlung führen. Der hohe Teergehalt ist in Übereinstimmung mit dem hohen Flüchtigengehalt in der Proximatanalyse. Aufgrund des hohen Teergehalts muss bei der Verwendung des FBDB-Verfahrens eine nachgeschaltete Teernutzung berücksichtigt werden. Diese könnte z. B. in einer parallel betriebenen Teervergasung, ausgeführt als Flugstromvergasung, analog zum Aufbau des Kraftwerks in Vresova (Tschechien) realisiert werden.

Kriterium 9: 'Caking' und 'Swelling'

Ein backendes Verhalten des Einsatzstoffes führt zu einer Agglomeration der Einzelpartikel während der Pyrolysephase. Dadurch verändert sich die Partikelgrößenverteilung, so dass es zu Instabilitäten im Prozess bis hin zum Sauerstoffdurchbruch kommen kann (analog zum Kriterium Partikelgrößenverteilung). Die Kinetik des Vergasungsprozesses kann sich dadurch ebenfalls ändern. Erfahrungen haben gezeigt, dass das Backverhalten insbesondere eine

Funktion des Vergasungsdrucks ist. Im eigens entwickelten Hockdruckpyrolysetest wird das Backverhalten bei Drücken von 26 barg unter Pyrolysebedingungen (also unter Sauerstoff-Ausschluss) untersucht. Ein Wert von 100 % besagt, dass alle ursprünglichen Einsatzstoffpartikel agglomerieren. Aufgrund der Erfahrungen können Einsatzstoffe < 20 % ohne weiteres eingesetzt werden. Ab einem Wert von 40 % ist erfahrungsgemäß mit Betriebsstörungen zu rechnen.
Die Gärreste und das Waldschadholz zeigten beide Werte von > 80 %, RDF und SLF lagen ebenfalls bei Werten von > 60%. Diese Einsatzstoffe können daher nicht in reiner Form dem Prozess zugeführt werden. Der Klärschlamm zeigte keine Neigung zur Agglomeration und ist somit in Mischungen dafür geeignet, die Backungsneigung anderer Einsatzstofe zu reduzieren.
Der standardisierte FSI-Test zur Bestimmung der Blähzahl bei Atmosphärendruck zeigt bei den Einsatzstoffen keine Auffälligkeiten und liefert nur sehr geringe Blähzahlen.

Kriterium 10: Mechanische und thermische Stabilität - Fragmentation

Die mechanische Stabilität ist insbesondere für den Transport und die Aufgabe des Materials in den Vergaser wichtig, um eine deutliche Veränderung der Korngrößenverteilung zu vermeiden. Die thermische Fragmentierung erfolgt beim Aufheizen und Ausgasen der Partikel durch das von unten aufsteigende heiße Synthesegas. Partikel mit einer geringen thermischen Stabilität zerfallen daher im Trocknungs- und Pyrolysebereich des Vergasers in kleinere Partikel, welche dann zu Betriebsstörungen bzw. zu einem übermäßigen Austrag des Feinanteils führt. Die mechanische und thermische Stabilität wird als prozentuales Verhältnis der Sauterdurchmesser vor und nach der Behandlung (mechan. oder thermisch) angegeben.
Die Werte der drei biogenen Brennstoffe lagen alle unterhalb des Schwellenwertes von 55 % für die mechanische und thermische Stabilität. Die mechanische Stabilität von EBS und SLF war ebenfalls sehr gut und lag mit 2,5 % für SLF und 1,8 % für EBS weit unter dem Schwellenwert. Die thermische Stabilität für SLF (40,5 %) lag noch unter dem maximalen Schwellenwert von 55 %, bei EBS dagegen betrug sie 63 %. Ein Einsatz von EBS im Festbett könnte hier also zu signifikanten Betriebsproblemen führen.

Kriterium 11: Ascheschmelzverhalten

Die Asche wird bei diesem Verfahren als Feststoff ausgeschleust. Ein geringes Maß an Sintern ist dabei vorteilhaft, um den Feinstaubanteil gering und die Permeabilität des Bettes hoch zu halten. Daher liegt der Temperaturbereich für den Vergaserbetrieb vorteilhafterweise zwischen der Erweichungstemperatur (IDT) und der Fließtemperatur (AFT), wobei zu beachten ist, dass durch die Ascheverflüchtigung partiell niedrig schmelzende Verbindungen gebildet werden können. So konnte z. B. bei den ostdeutschen Salzkohlen mit einem hohen Alkaligehalt kein stabiler Betrieb erreicht werden.
Die beiden Brennstoffe Klärschlamm und Gärreste mussten aufgrund des Ascheschmelzverhaltens bei Temperaturen unterhalb von 1270 bzw. 1110 °C umgesetzt werden. Um dies zu erreichen, wurde ein hohes Dampf/Sauerstoffverhältnis benötigt. Dieses bedingt im Prozess dann einen hohen Bedarf an überhitzten Dampf sowie eine hohe Kühlleistung im Rohgaskühler aufgrund der erhöhten Dampfkondensation. Die hohen Kondensatmengen verursachen damit hohe Abwasserströme. Weiterhin wird erwartet, dass aufgrund der hohen Dampfmengen zum Vergaser und der gewünschten relativ niedrigen Temperaturen die CO-Shift Reaktion auf Seite des CO_2 verschoben wird, so dass ein sehr CO_2-reiches, aber CO-armes Synthesegas erwartet wird.

Unter reduzierenden Bedingungen wies SLF ein sehr breites Temperaturfenster von > 250 K für den Betrieb auf, das eine hohe Flexibilität in den Betriebsbedingungen ermöglicht. Bei EBS und Waldschadholz war das Betriebsfenster dagegen sehr klein und betrug nur 20-30 K. Geringste Änderungen der Bedingungen können demnach zu einem Aufschmelzen führen, das ernsthafte Betriebsunterbrechungen hervorrufen kann. Wenn deutlich unter der IDT gearbeitet wird, wird die entstehende Asche feinkörnig sein und sich auf dem Drehrost anreichern. Dies führt dann zu Problemen mit dem Austrag.
Die Aschen von Gärresten und Waldschadholz waren reich an Alkaliverbindungen, die aufgrund ihrer Verflüchtigungseigenschaften zu einem unerwünschten, komplexen Betriebsverhalten führen. Neben dem hohen Phosphatgehalt war ebenso der hohe Eisengehalt beim Klärschlamm als problematisch anzusehen. Der Alkaligehalt von EBS und SLF war hingegen nicht kritisch.
Bisher existieren keine kommerziellen Erfahrungen mit solchen Aschezusammensetzungen. Das Arbeitspaket Mineralstoffverhalten innerhalb des Verbundprojektes VERENA lieferten für die weitere Bewertung weitere wichtige Anhaltspunkte.

Eine abschließende Zusammenfassung der elf Kriterien ist in Tabelle 2 gezeigt.

Tabelle 2: Zusammenfassung der Bewertung. Symbole: ✅ - für diese Messwerte liegen kommerzielle Erfahrungen vor; o - für diese Messwerte liegen noch keine kommerziellen Erfahrungen vor, eine Anpassung erscheint möglich, bzw ein weniger optimaler Betrieb ist möglich; ❌ für diese Messwerte liegen Erfahrungen vor, bei denen kein kommerzieller Betrieb möglich ist; NA - keine Analysewerte vorhanden

Kriterium	Gärreste	Klär-schlamm	Waldschad-holz	SLF	RDF
CO_2 Reaktivität	o	o	o	✅	✅
Proximat-Analyse: C_{fix} Aschegehalt	 o o	 ❌ ❌	 o o	 ❌ ✅	 ❌ ✅
Elementaranalyse	o	o	o	✅	o
Halogenanteil	❌	o	✅	❌	❌
Schwermetalle	✅	NA	✅	NA	o
Fischer-Analyse	o	o	o	NA	NA
Caking (HPP)	❌	o	❌	❌	❌
Mechan. und therm. Stabilität	✅/✅	✅/✅	✅/✅	✅/✅	✅/❌
Ascheschmelz-verhalten	o	o	❌	✅	❌
Alkaligehalt	❌	o	o	✅	✅

Die Analyse der einfachen Makromischungen zeigt deutlich, welche zukünftigen Aufgaben und Potenziale bei der Verwertung von Rest- und Abfallstoffen in der eigens abgestimmten Einsatzstoffkonditionierung liegen, um die untersuchten Rest- und Abfallströme für die Festbettvergasung zugänglich zu machen. So konnte beispielhaft gezeigt werden, dass durch eine Mischung die Einhaltung der Kriterien Proximat-Analyse und Caking erreichbar sein sollte. Hinsichtlich der ebenfalls in Tabelle 2 häufig beobachteten problematischen Kriterien von hohen Halogen- und Alkaligehalten könnten spezielle Vorbehandlungen erfolgversprechend sein. Hinsichtlich der Halogengehalte bei Gärresten, RDF und SLF könnten spezielle Vorbehandlungen den Chloranteil senken. Beispielhaft wären dies Verfahren wie z.B. das Eluieren von löslichen Verbindungen bei Gärresten, eine verstärkte Selektion der Grundkomponenten bei den beiden kunststoffhaltigen Einsatzstoffen (RDF und SLF) oder die Enthalogenierung der Fraktionen durch thermochemische Behandlung oder Zugabe von Halogenid-Fängern. Ähnliche Methoden existieren auch hinsichtlich der hohen Alkaligehalte bei den biomassestämmigen Proben. Ob dieser Aufwand und die damit verbundenen Kosten wirklich notwendig sind, wird auch der Vergleich mit den anderen Vergasungstechnologien innerhalb des Projektes zeigen. Es ist möglich, dass die anderen, innerhalb des Projektes untersuchten Vergasungstechnologien mit geringerem Aufwand konditionierte Einsatzstoffe bereits ökonomisch betrieben werden können.

5.2. Gasreinigung (WP 1.11)

In WP 1.11 erfolgte zunächst eine Analyse der Eignung der oxidativen Umsetzung von Kohlenwasserstoff- und Teer-Komponenten mittels Sauerstoffzugabe (POx = Partial Oxidation). Diese erlaubt einen gezielten Abbau hochkalorischer, aber nicht für die chemische Synthese geeigneter Komponenten unter gleichzeitiger Produktion von zusätzlichen H_2, CO und CO_2. Für eine erste Analyse wurden zwei unterschiedliche Rohgaszusammensetzungen mit jeweils identischen Teerzusammensetzungen verwendet. Die im Fall 1 verwendete Gaszusammensetzung entstammt einer zirkulierenden Wirbelschichtvergasung (CFB) mit Luft [25]. Im Fall 2 wurde die Gaszusammensetzung einer Zweibettwirbelschicht-Vergasung (DFB) bei 825 °C Reaktortemperatur aus einem Gemisch mit 40 % Polyethylen und 60 % Polystyrol verwendet [26]. Für jeden Fall wurden zwei unterschiedliche Reaktortemperaturen für die autotherme Partialoxidation ausgewählt: 800 °C, wie sie für eine katalytische Partialoxidation typisch ist und 1350 °C, wie sie für nicht-katalytische Partialoxidationen üblicherweise verwendet wird. Durch die Auswahl dieser Temperaturen wird ebenfalls der Betrieb im Bereich der typischen Ascheerweichungspunkte weitgehend vermieden. In Tabelle 3 sind die verwendeten Gaszusammensetzungen für die Variationsrechnung angegeben. Als leichtere Kohlenwasserstoffe wurden gemäß Harb et al. [25] nur die beiden Verbindungen Methan und Ethylen im Molverhältnis 2,54:1 verwendet, im Folgenden als C1 + C2 angegeben. Als Teere wurden alle Verbindungen ab Benzol gemäß ihrer relativen Konzentrationen verwendet und im folgenden als Teer bezeichnet. Bei den Berechnungen wurde von einer Erzielung eines Gleichgewichts ausgegangen, welches bei katalytischen Prozesse erzielbar ist und bei Vergasungstemperaturen von oberhalb 1350 °C eine akzeptable Näherung darstellt [27].

Generell ist in allen Fällen von einem Vollumsatz der Kohlenwasserstoffkomponenten (bis auf Methan) im Gleichgewicht auszugehen. Entsprechend des Gehalts an Kohlenwasserstoff- und Teerkomponenten wird eine mehr oder weniger große zusätzliche Menge an Synthesegas produziert. Eine entsprechende Darstellung ist in Abbildung 4 gezeigt. Hier ist zu kennen, dass

ab Anteilen von 2% C1+C2 oder 25 g/Nm³ Teer (inkl. Benzol) ein netto Zugewinn von Synthesegas erreicht wird. Für Gase aus einer Niedertemperatur-Vergasung, z.B. DFB (ca. 3% C1+C2, ca. 15 g/Nm³ Teer) führt eine Umsetzung also zu einer Vergrößerung der Synthesegasmenge von 30% bis 60%. Prinzipiell konnten die Simulationen also zeigen, dass ein positiver Effekt sowohl in Bezug auf Gasqualität und Gasmenge erwartet wird, sowohl bei hohen als auch niedrigen Temperaturen der partiellen Oxidation.

Tabelle 3: Verwendete Basisrohgaszusammensetzung für die Variationsrechnungen

Komponente	Fall 1 (CFB mit Luft)	Fall 2 (DFB)
H_2 [vol%]	3	44
CO [vol%]	14	20
CO_2 [vol%]	13	6
N_2 [vol%]	51	0
H_2O [vol%]	19	30

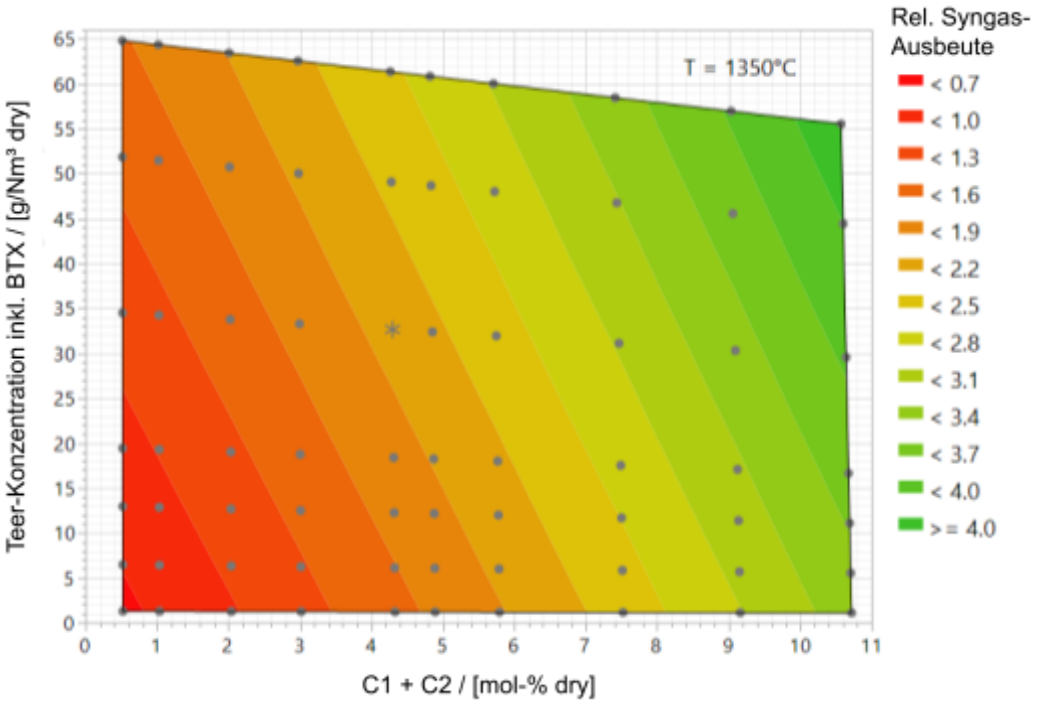

Abbildung 4: relative Synthesegasausbeute bei einer Reaktionstemperatur von 1350 °C in Variation der des Anteils an Methan und Ethylen und Teere für Fall 1 (CFB mit Luft).

In einem zweiten Schritt wurde eine Studie zur Auswahl der Prozessketten zur Aufreinigung von Synthesegas durchgeführt. Hierbei wurden verschiedene, kommerziell erhältliche und als geeignet befundene Prozessschritte miteinander kombiniert und eine Bewertung bzgl. Kosten durchgeführt. Hierzu wurden für eine Methanolsyntheseanlage mit 70.000 Nm³/h Synthesegas bei 60 bar eine OPEX und CAPEX Kostenschätzung für unterschiedliche Gasreinigungs-Schemata für einen Standort in Europa mit einer Abschreibedauer von 15 Jahren erstellt. Dabei wurden vier unterschiedliche Gasreinigungsprozessketten (A-D), jeweils zwei mit einer

Rectisolwäsche und zwei mit einer Aminwäsche (siehe Abbildung 5) untersucht. Da aufgrund des hohen Anteils an CO_2 zunächst seine Entfernung bei niedrigen Drücken sinnvoll sein könnte, um Kompressionsarbeit zu sparen, wurden jeweils unterschiedliche Druckniveaus bei den Wäschen untersucht. Die jeweiligen Druckstufen sind in Abbildung 5 für die Gasreinigungsketten angegeben. In allen Prozessketten ist vorgesehen, dass zunächst staubförmige Bestandteile sowie einige Schwermetalle, Ammoniak und Mineralsäuren wie z. B. HCl mittels eines Venturiwäschers mit anschließendem Separator abgeschieden werden. Die Abscheidung der Teere erfolgt ebenso in allen Fällen mittels einer Biodiesel-Wäsche mit Regenerierung des Waschmittels. Im Gegensatz zur Rectisolwäsche, in welcher die meisten Verunreinigungen in einem Schritt entfernt werden können, erfordert die Aminwäsche eine vorherige Umwandlung von COS und HCN zu H_2S und NH_3. Des Weiteren sind bei der Aminwäsche keine ausreichend geringen Schwefelgehalte erreichbar, weshalb eine zusätzliche Schwefel-Feinreinigung erforderlich ist.

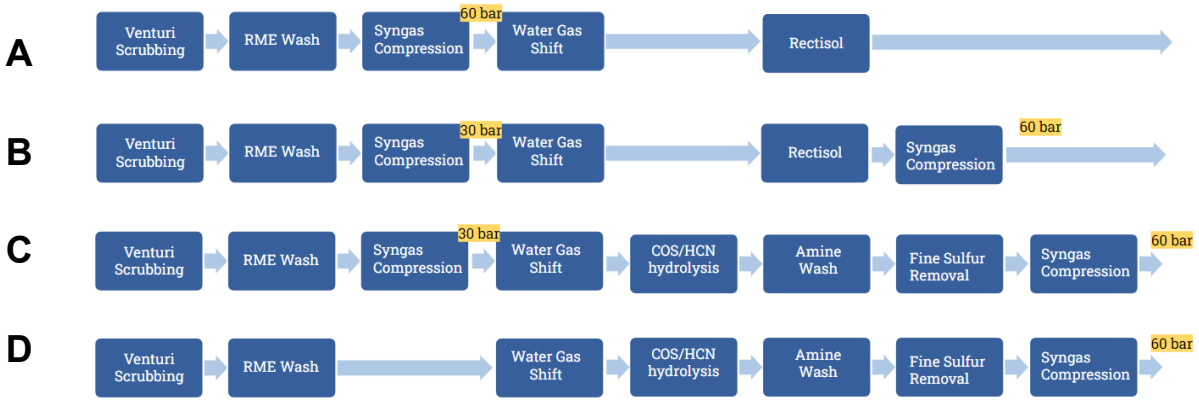

Abbildung 5: Untersuchte Prozessketten als Grundlage für die Abgabe einer Empfehlung zur Gasreinigung.

Die durchgeführte OPEX- und CAPEX-Kostenschätzung für diese vereinfachten Fälle basiert auf Kostendaten, die sowohl aus ALFE-internen Datenbanken früherer Projekte als auch Literaturwerten stammen. Die Kompressionsstufen und der Strombedarf für die Gasverdichtung wurden mittels AspenPlus berechnet. Für die wesentlichen Verbrauchsmittel wurden ein Strompreis von 60 €/MWh und ein LP-Dampfpreis von 12 €/t angesetzt. In Abbildung 6 sind die relativen Anlagen- und Betriebskosten für die vier untersuchten Prozessketten zusammengefasst.
Innerhalb der Genauigkeit dieser Untersuchungen gibt es kein Schema, das sich kostenmäßig von den anderen signifikant unterscheidet. Auch die Auswahl der unterschiedlichen Druckstufen bei der Sauergaswäsche zeigt keinen signifikanten Kosteneinfluss, lediglich die Verteilung zwischen Anlagen- und Betriebskosten ist unterschiedlich: Die beiden Rectisol-Fälle weisen im Gegensatz zu den Aminwäschefällen höhere Anlagenkosten, dafür aber niedrigere Betriebskosten auf. Diese beiden gegenläufigen Trends kompensieren sich weitgehend. So ist z. B. in Abbildung 5 ersichtlich, dass durch die beiden Druckstufen im Fall B gegenüber Fall A die Anlagenerrichtungskosten durch den zweiten Kompressor leicht steigen. Dies wird aber durch den niedrigeren Stromverbrauch kompensiert. Bei den heutigen höheren Strompreisen und geringeren Anlagengrößen ist von einem leichten Kostennachteil der Rectisol-Wäsche auszugehen, was jedoch durch die höhere Zuverlässigkeit und Reinheit des Produktgases weitgehend ausgeglichen wird.

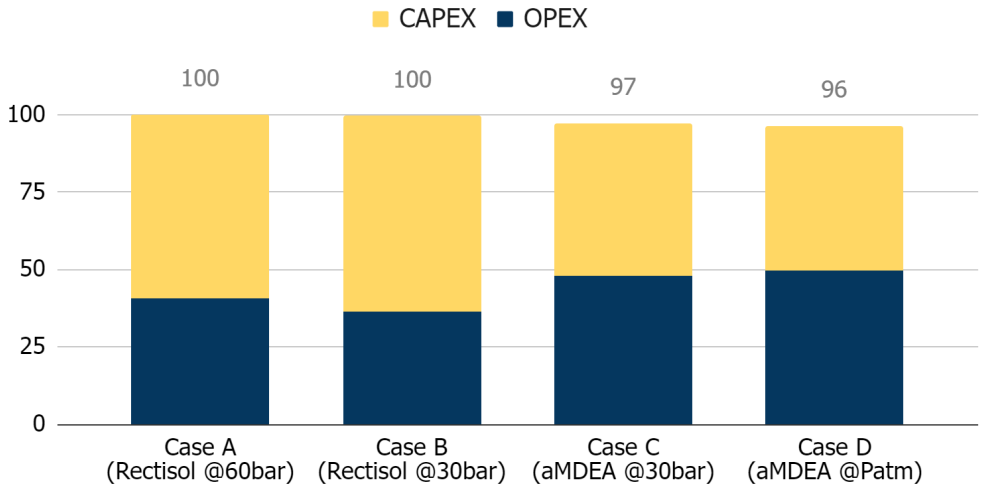

Abbildung 6: relative Gesamtbetriebskosten (OPEX- und CAPEX-Kosten) für die vier unterschiedlichen Gasreinigungsketten A-D.

Der Einfluss der Anlagengröße sowie der jeweiligen Betriebsmittelkosten Strom und Dampf wurde mittels einer Sensitivitätsanalyse genauer untersucht. In Abbildung 7 sind diese Ergebnisse dargestellt. Demnach sind Rectisolanlagen bei großen Kapazitäten, hohen Dampfpreisen und niedrigen Stromkosten bevorzugt. Die ermittelten geringen Gesamtkostenunterschiede für einen europäischen Fall erlauben keine pauschale Empfehlung für eine bestimmte Prozesskette auf Basis der Kosten. Vielmehr zeigt die Untersuchung, dass jeweils der Einzelfall mit der dort vorliegenden Kostenstruktur (z.B. Dampf- oder Stromverfügbarkeit) betrachtet werden muss. Weitere Kriterien für die Entscheidung sind in diesen Fällen dann auch die Kapitalverfügbarkeit und interne Zinssätze, Platzbedarf und evtl. auch brennstoffspezifische Spurstoffe, bei denen es mehr Erfahrung mit der Entfernung bei einem Verfahren gegenüber einem anderen geben könnte. Die Zuverlässigkeit der Prozesse ist ein weiterer, schwer quantifizierbarer Aspekt, der laut mehrerer Industriefirmen eher für einen Einsatz der Rectisol-Wäsche spricht.

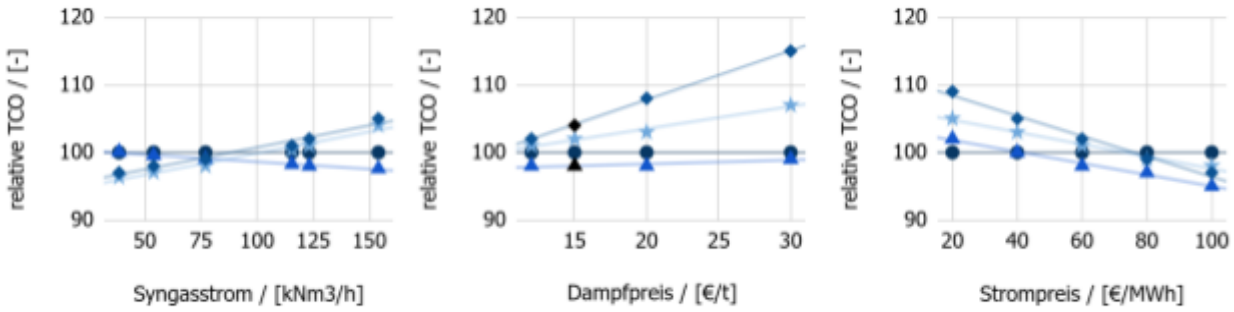

Abbildung 7: Sensitivitätsanalyse der relativen Gesamtkosten: Punkte: Rectisol 60 bar, Dreiecke: Rectisol 30 bar, Sterne: Aminwäsche bei 30 bar, Raute: atmosphärische Aminwäsche.

5.3. Versuche zur Methanolsynthese (WP 2.9)

WP 2.9 umfasste drei verschiedene Versuchskampagnen zur Methanolsynthese in zwei Pilotanlagen der ALFE am Standort Frankfurt: Parametervariation, Desaktivierungstest und Test mit alternativem Prozessschema. Zunächst wurde eine Parametervariation in einer Pilotanlage mit einem Reaktor und einem Gaskreislauf mit einem kommerziellen Katalysator des Partners Clariant durchgeführt. Hierbei sollte ein möglichst breiter Betriebsbereich abgedeckt werden, entsprechend der zu erwartenden Unterschiede in Druck und Zusammensetzung des Synthesegases aus verschiedenen Vergasungsverfahren. Interessant sind vor allem auch unterstöchiometrische Gase, welche im Prozess anfallen können, wenn der Prozess nicht schnell genug auf Schwankungen in der H_2-Zugabe reagieren kann. Fokus lag hierbei auf der Abhängigkeit von Umsätzen und Nebenproduktbildung für folgende Parameter:

Tabelle 4: Parameter-Bereiche für den Screeningversuch im klassischen Setup mit Kreislauf

Parameter	Wertebereich
Temperatur	215 … 250 °C
Druck	40… 90 bar
CO im Feed	0 … 34.6 vol.%
CO_2 im Feed	2.5 … 24.8 vol.%
H_2 im Feed	55 … 75 vol.%
Inerte im Feed (N_2)	0.1 … 10 vol.%
Synthesegas	0.25 … 7 kg/h
Kreislaufverhältnis	1.9 … 9.1

Abbildung 8: Methanol-Pilotanlage 311 für Screening- und Langzeittest

Aufgrund des breiten Spektrums an Betriebsparametern ergab sich im Screeningtest auch ein breites Spektrum an Umsätzen und Ausbeuten. In vielen der untersuchten Fälle konnte sowohl der gesamte Wasserstoff als auch das Kohlenmonoxid vollständig umgesetzt werden. Unter geeigneten Bedingungen (d.h. bei H_2-Überschuss und ausreichendem Kreislauf) konnte auch das gesamte Kohlendioxid umgesetzt werden. Im Falle eines unterstöchiometrischen Gases wurde vor allem CO, nicht aber CO_2 umgesetzt. Versuche mit reinem CO_2/H_2-Gemisch (also ohne CO) zeigten, dass > 99 % des Kohlendioxids sowie > 94 % des Wasserstoffs umgesetzt werden können, wenn ein ausreichend hohes Kreislaufverhältnis > 4 eingestellt wird. Eine Druckreduzierung von 89 barg auf 65 barg führte zu einer deutlichen Reduktion des Umsatzes. Wurde jedoch bei diesem niedrigen Druck das Kreislaufverhältnis auf 9.5 erhöht, so konnte auch bei 65 barg nahezu das gesamte CO_2 mit Wasserstoff umgesetzt werden. Eine Änderung des Kreisverhältnisses bei 89 barg hatte dagegen nur einen geringen Einfluss. Durch ein geringeres Kreislaufverhältnis konnte jedoch die erforderliche Leistung des Kreislaufverdichters reduziert werden. Die höchsten erreichten Raumzeitausbeuten lagen bei 1.6 -1.9 kg/(L*h).

Die Screeningtests beinhalteten auch eine Analyse im Hinblick auf die Nebenproduktbildung. Hierzu wurde der Gehalt an höheren Alkoholen, Ketonen, Ethern, Estern und höheren Kohlenwasserstoffen untersucht. Besonders hoch war der Nebenproduktgehalt bei einem Feedgas mit hohem Kohlenmonoxidanteil (34.6 vol.-%) und gleichzeitig geringem Wasserstoffanteil (61 vol.-%). Hier lagen vor allem höhere Alkohole sowie Esterverbindungen vor. Dies ist wahrscheinlich durch die vermehrte Bildung von Ameisensäure und Essigsäure durch CO-Insertion in die entsprechenden Alkohole zu erklären. Auch Kohlenwasserstoffe werden vermehrt aus CO, analog der Fischer-Tropsch-Synthese, gebildet. Der maximale Anteil an Nebenprodukten betrug hier ca. 3% (Gewichts-%), welche vor allem in Form von Estern (ca. 2%) und höheren Alkoholen (ca. 1%) vorlagen. Im Gegensatz dazu war die Nebenproduktbildung bei den Versuchen ohne Kohlenmonoxid gering, jedoch wurden deutlich höhere Wassergehalte erreicht, was zu einem höheren Energieaufwand in der Destillation führt. Da Ester- Komponenten meist leicht flüchtig und nicht thermisch stabil sind, sollte eine Aufreinigung bei höheren Nebenproduktgehalten aufwendiger, jedoch weiterhin möglich sein.

In einem zweiten Teil der Methanolsynthese-Versuche wurde direkt im Anschluss an die Parametervariation ein Langzeittest durchgeführt. Hierzu wurden für jeweils ca. 1000 h die Betriebsbedingungen konstant gehalten, zunächst mit stöchiometrischem Gas und dann mit einer unterstöchiometrischen Gasmischung. Zur Korrektur der Daten wurden dazwischen immer wieder Referenzbedingungen angefahren. Für die jeweils 100 Betriebsstunden mit den zwei Gasmischungen wurde dann das Desaktivierungsverhalten analysiert (siehe Abbildung 9).

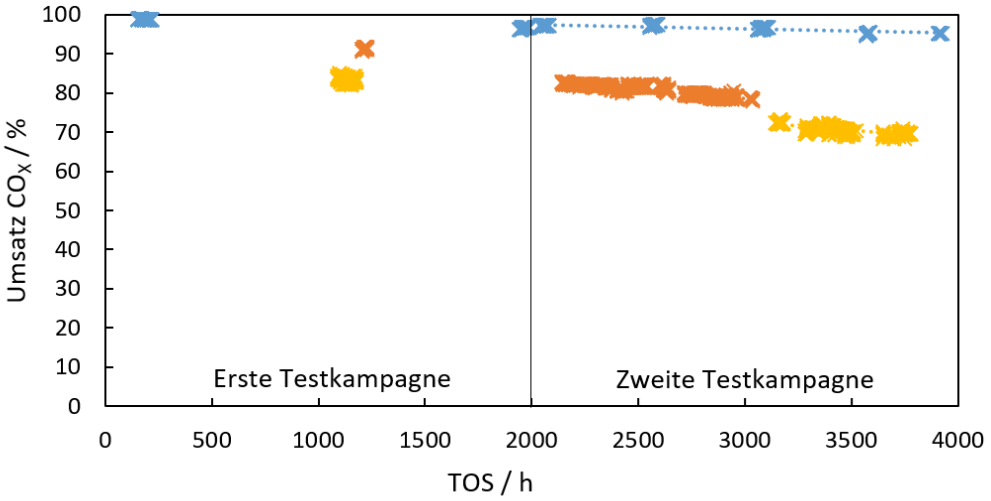

Abbildung 9: CO_X Umsätze über den Verlauf der Versuchskampagne. ✕ stellt die Referenz-Versuche dar, ✕ VP 1 und ✕ VP 2.

Im Allgemeinen ist der CO_X-Umsatz für den Versuchspunkt VP 1 höher als für den Versuchspunkt VP 2, was auf den geringeren CO_2-Gehalt des Feedgases zurückzuführen ist, wie auch auf die höhere Stöchiometriezahl des eingesetzten Feedgases. Für beide Versuchspunkte wurde eine lineare Regression des CO_X-Umsatzes in Abhängigkeit von der Zeit durchgeführt. Ein Vergleich der Deaktivierungsrate zeigt eine ähnliche Größenordnung, wobei die Deaktivierungsrate im Fall von VP 2 etwas geringer ist. Daher deuten die Ergebnisse darauf hin, dass für CO_2-reiche unterstöchiometrische Gase keine zusätzliche Deaktivierung zu erwarten ist. Somit führt auch ein Mangel an Wasserstoff nicht dazu, dass der Katalysator früher gewechselt werden müsste.

Zuletzt wurden Versuche mit einem alternativen Prozesskonzept durchgeführt. Als Basis diente hierbei ein von der Air Liquide entwickeltes Konzept, bei dem durch ein Mehrstufen-Reaktor-Konzept, sowie der Einführung von Zwischenkondensation der Umsatz erhöht und dadurch der Gaskreislauf verringert oder vermieden werden kann. Für die durchgeführte Testkampagne wurde kein Gaskreislauf verwendet. Eine Pilotanlage der ALFE erlaubt eine Testung solcher Prozessoptionen. Ein Schema der Anlage in Abbildung 10 gezeigt. In dieser Anlage wurde dazu eine Parametervariation (siehe Tabelle 5) durchgeführt, um eine erste Charakterisierung von Umsätzen und Nebenprodukten zu bekommen.

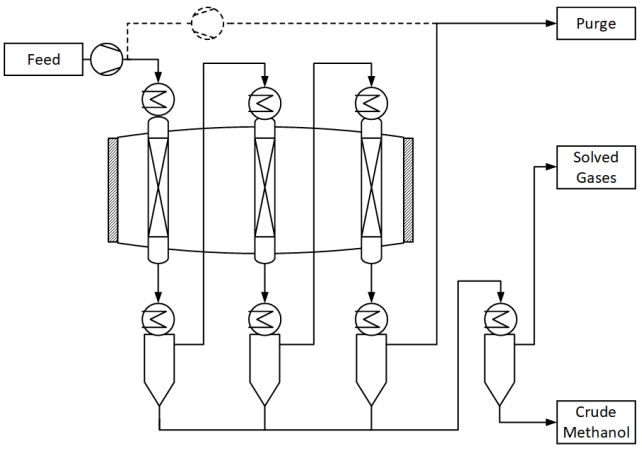

Abbildung 10: Schematische Darstellung der Methanol-Pilotanlage PDU 593

Tabelle 5: Parameter-Bereiche für den Screeningversuch mit Zwischenkondensation

Parameter	Wertebereich
Temperatur	210 … 250 °C
Druck	72… 80 bar
CO im Feed	0 … 27,4 vol.%
CO_2 im Feed	3,7 … 20,6 vol.%
H_2 im Feed	56 … 75,2 vol.%
Inerte im Feed (N_2)	0,4 … 8 vol.%
Feed	1,7 … 8,4 kg/h
GHSV	1700 … 13700 h^{-1}

Die durchgeführte Versuchskampagne zeigte, dass die Anlage in diesem Betrieb sehr flexibel ist. Änderungen in der Temperatur der Wassermäntel der Reaktoren waren mit einem Versatz von etwa 25 Minuten direkt in den Umsätzen in der Anlage sichtbar. In einer klassischen Anlage agiert der Rücklauf als Puffer und es dauert sehr viel länger, bis Betriebsänderungen zu dem gewünschten Resultat führen.
Bei unterstöchiometrischer Gaszusammensetzung mit Wasserstoffmangel zeigten sich in der Testkampagne eine sehr gute Umsetzungen des Wasserstoffs. So wurde beim Testpunkt mit SN = 0.89[1] ein Wasserstoff-Umsatz von 93.5 % erzielt. Im Allgemeinen wird CO während der Testkampagne sehr gut umgesetzt. Es kann bis zu 98% des CO auch ohne Rückführung umgesetzt werden. Darüber hinaus ist dieses Konzept in der Lage, auch mit größeren Mengen an Inertstoffen wie Stickstoff umzugehen. Eine Verdünnung des Feeds mit Stickstoff von 1 % auf 8 % zeigt keine erheblichen Einbußen bezüglich der Umsätze. Dies könnte vorteilhaft für Synthesegase mit hohem Inertenanteil sein, z.B. aus Niedertemperaturvergasung (DFB, Wirbelschicht) mit ~ 5% Methan oder aus Vergasung mit O_2-angereicherter Luft (anstelle von reinem Sauerstoff). Ein Vergleich mit Simulationsdaten aus Aspen Custom Modeller (ACM) konnte zeigen dass die Versuche sehr gut mit Simulations nachzustellen sind (Abweichungen von max. 5-7%). Weiterhin konnte gezeigt werden, dass mit dem Mehrstufenkonzept mit Zwischenkondensation und ohne Kreislauf dieselbe Menge an Methanol produziert werden kann wie in der klassischen Anlage mit einem Kreislaufverhältnis von 4. Dies zeigt, dass das in der Pilotanlage realisierte Konzept Prozessverbesserungen erreichen kann und eine Reduktion der Kosten erlaubt, indem der kostspielige Rücklauf-Kompressor eingespart, die Reaktoren und Wärmetauscher verkleinert und die Kohlenstoffumsätze verbessert werden können.
In einem Multi-Stufen-Prozess mit kleinem Rücklaufverhältnis (0.6) kann die Methanol Produktivität noch einmal um 13 % erhöht werden im Vergleich zu der bestehenden Pilotanlage. Auch die CO_X Umsätze steigen. Des Weiteren wird im Vergleich zu den anderen beiden Konzepten nun der Wasserstoff zu > 97 % umgesetzt. Diese Verbesserungen können mit einem deutlich geringeren Rücklaufverhältnis als im klassischen Setup erreicht werden. Eine weitere Verbesserung ist möglich, wenn der Rücklauf nicht komplett vermieden, sondern ein geringer Rückfluss erlaubt wird. Eine Variation des Kreislaufverhältnisses in der Simulation (siehe Tabelle 6) zeigt eine deutliche Verbesserung der CO_2 Umsätze bei gleichbleibend hohen CO-Umsätzen bei einer Vergrößerung des Kreislaufverhältnis von 0 auf 0.6. Gleichzeitig steigt

[1] SN = stoichiometric number / Stöchiometriezahl: SN = x (H_2 - CO_2) / x (CO + CO_2)

dadurch die Methanolproduktion signifikant um > 10%. Eine weitere Steigerung des Kreislaufverhältnisses führt lediglich einer geringen Steigerung der Methanol-Proktion (weitere 5% bei Erhöhung of RR = 1.6). Die Anwendung eines geringen (aber existenten) Kreislaufs kann also zu signifikanten Effizienzsteigerungen und potenziellen Kosteneinsparungen führen.

Tabelle 6: ACM-Simulation mit 3 Konversionsstufen, Feed-Zusammensetzung: H_2: 68 vol-% / N_2: 0.6% / CO: 18.4 vol-% / CO_2: 13 vol-% (SN: 1.72), Feed: 15 kg/hr, Druck: 80 bar, Temperatur: 230°C

Rücklauf-verhältnis	CO Umsatz	CO_2 Umsatz	CO_X Umsatz	H_2 Umsatz	Methanol Produktion
0	96.2 %	38.6 %	65.6 %	74.2 %	8.8 kg/h
0.6	94.8 %	60.4 %	76.7 %	86.0 %	9.8 kg/h
1	94.3 %	67.3 %	80.3 %	89.7 %	10.1 kg/h
1.6	93.8 %	72.4 %	82.5 %	92.2 %	10.3 kg/h

Tabelle 7 fasst die im Rahmen des Verena-Projekts gewonnenen Erkenntnisse bezüglich der Methanolsynthese zusammen und bewertet die möglichen Optionen für die Herstellung von Methanol aus unkonventionellem Synthesegas aus der Abfallvergasung und mit möglichem H_2-Mangel. Ein Multistufenprozess mit Zwischenkondensation und geringen Rücklauf punktet besonders durch sehr hohe Umsätze und eine erhöhte Methanolproduktion. Wenn die gegebenen Bedingungen einen sehr flexiblen Betrieb erfordern, kann es jedoch auch vorteilhaft sein, in einem "once-through" Betrieb zu schalten, damit sehr schnell auf die Schwankungen reagiert werden kann. Insgesamt ist ein solches Konzept sehr vielfältig einsetzbar und kompatibel mit vielen Einsatzstoffen für die Reststoffvergasung und optimierten Betriebsbedingungen. Das Kosten-ideale Anlagendesign (Druck, Temperatur, Rücklauf-verhältnis) konnte im Rahmen des Projektes nicht mehr bestimmt werden, da kein detailliertes Kostenmodell für kleinskalige Methanolanlagen vorlag.

Tabelle 7: Übersicht der Hauptergebnisse der Methanolsynthese-Versuche

	CO reiche Gase		CO_2 reiche Gase		Inertanteil (N_2, CH_4) > 1 %	Unter-stöchiome-trische Feedgase	Reaktion auf Schwankungen
	Umsätze	Katalysator Lebensdauer	Umsätze	Katalysator Lebensdauer			
Klassisch (Rohrreaktor und Recycling)	++	++	++	+	+	+	0
Mehrstufig (once-through)	++	++	+	++	++	++	++
Multi-stage (geringer Rücklauf)	++	++	++	++	++	++	+

5.4. Anlagensteuerung (WP 4.2)

Für die Pilotanlage der TU DA wurde im Rahmen des Projektes eine MPC-Regelung (Model Predictive Controller) für die beiden Anlagenteile Vergasung und Aminwäsche in PACE (Platform for Advanced Control and Estimation) entwickelt und konnte in der vorbereiteten Umgebung im Prozessleitsystem der TU DA eingebunden werden. Dazu war es weiterhin

notwendig ein ‘Überwachungsprogramm’ (watchdog) zu entwerfen und zu implementieren, das den Datenaustausch zwischen dem MPC Regler und dem Prozessleitsystem überwacht. Zunächst wurden “Step Tests” durchgeführt, also schnelle Änderung der Prozessbedingungen durch starke Änderung von Prozessvariablen (“Manipulierte Variablen”, z.B. Gasströme und Temperaturen, siehe Tabelle 8) herbeigeführt, um identifizieren zu können, welche Parameter sich daraufhin ändern (“kontrollierte Variablen”, CV, siehe Tabelle 9). So führt beispielsweise die Änderung des O_2-Stroms zu einer verzögerten Veränderung des CH_4-Anteils im Syngas (siehe Abbildung 11 links). Ein offensichtlicher Zusammenhang besteht z.B. zwischen Setpoint des Kühlers und der gemessenen Temperatur am Eingang des Absorbers der Aminwäsche (siehe Abbildung 11 rechts). Auf Basis dieser Ergebnisse konnte ein dynamisches Modell aufgebaut und implementiert werden, in dem manipulierte Variablen und kontrollierte Variablen miteinander verknüpft sind. Die daraus resultierende Kontrollmatrix ist in Abbildung 12 gezeigt. In PACE sind diese dynamischen Modelle als Transferfunktionen hinterlegt.

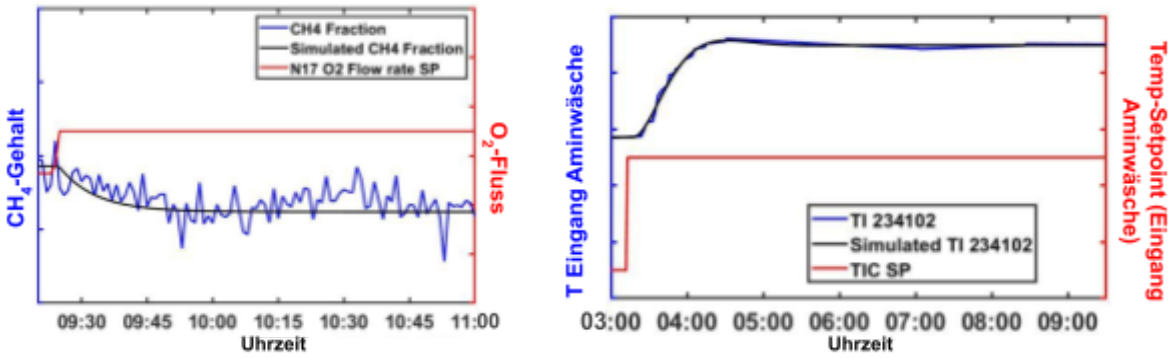

Abbildung 11: *Ergebnisse der Step Tests in der Pilotanlage der TU DA, Änderung von O_2-Fluss (links), Änderung von Eingangstemperatur des Absorbers der Aminewäsche (rechts)*

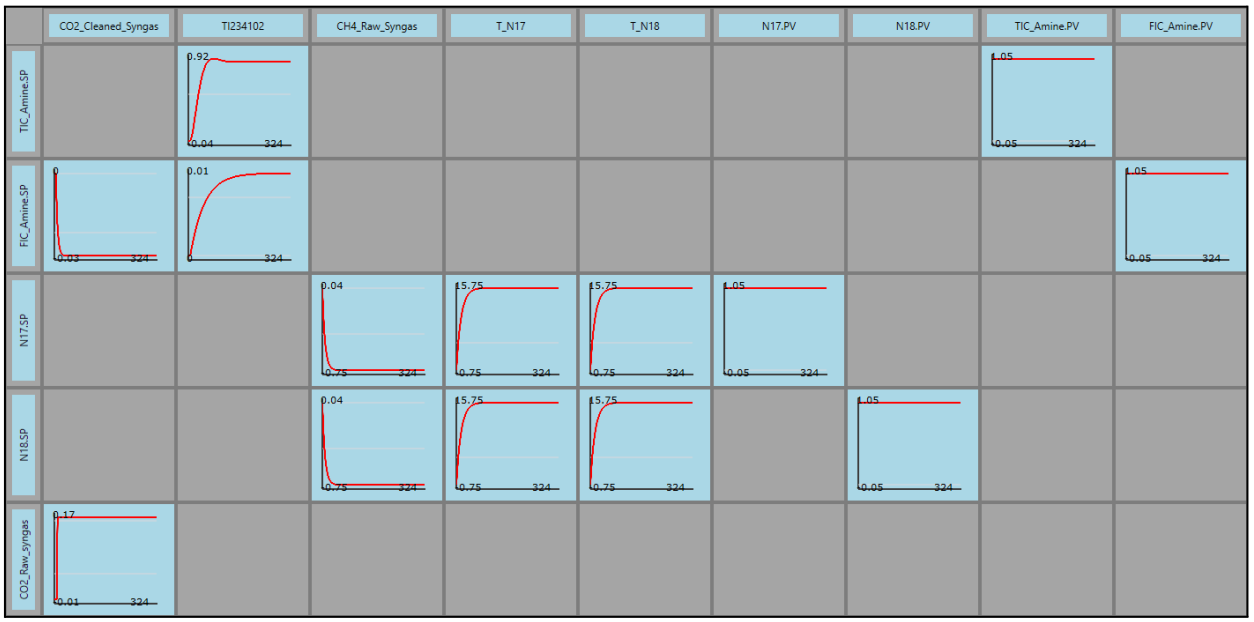

Abbildung 12: Kontrollmatrix in PACE

Tabelle 8: Manipulierte Variablen in der Prozesssteuerung (MPC)

Manipulierte Variablen	Zusammenhang mit Kontrollierten Variablen
N18 O_2 Flussregler Setpoint	- Temperaturen in der Vergasungszone - Methananteil im ungereinigten Syngas
N17 O_2 Flussregler Setpoint	- Temperaturen in der Nachvergasungszone - Methananteil im ungereinigten Syngas
Temperaturregler für regeneriertes Amin Setpoint	- Sumpftemperatur des Absorbers
Flussregler für regeneriertes Amin Setpoint	- CO_2-Anteil im gereinigten Syngas - Störvariable für Sumpftemperatur des Absorbers

Tabelle 9: Kontrollierte Variablen im MPC

Kontrollierte Variable	Ziele
Erste Temperatur in the Nachvergasungszone	- Passender Setpoint hängt vom Brennstoff ab - Temperatur innerhalb der Grenzen halten (Vermeidung von Aufschmelzen von Asche)
Zweite Temperatur in the Nachvergasungszone	- Passender Setpoint hängt vom Brennstoff ab - Temperatur innerhalb der Grenzen halten (Vermeidung von Aufschmelzen von Asche)
CH_4-Anteil im ungereinigten Syngas	- Methananteil innerhalb der Grenzen halten
Sumpftemperatur des Absorbers	- Temperature auf gewünschtem Niveau halten
CH_4-Anteil im gereinigten Syngas	- CO_2-Konzentration innerhalb der Grenzen halten

Die Versuche zeigten, dass die MPC-Regelung des Vergasungsprozesses mit seiner Vielzahl an Störgrößen schwierig und komplex ist, da zahlreiche Messgrößen stark fluktuieren. Beispiele für Reglertests sind in Abbildung 13 gezeigt. Hier wurde der Vergaser mit “Sekundärbrennstoff”, einer 50:50-Mischung aus Kunststoffabfällen und Biomasse, betrieben. Aufgrund der vorangegangenen Erfahrungen wurde der Regler nur mit einer zeitlich langsamen Änderungsfunktion der Steuergrößen programmiert, um ein kurzzeitiges Überschreiten von kritischen Prozesstemperatur im Nachvergasungsteil und der damit einhergehenden Verschlackung zu vermeiden, was oft zu einem Ausfall der Anlagen führt. Abbildung 13 (links) zeigt das Kontrollverhalten des MPC für den CH_4-Gehalt im Syngas durch Regelung des O_2-Flusses zu Düse N17. Die schwarzen gestrichelten Linien zeigen den unteren und oberen Zielwert der CH_4-Konzentration. Es ist zu erkennen, dass zwischen 5:00 und 6:00 Uhr die CH_4-Konzentration höher als der obere Zielwert ist und entsprechend der MPC den O_2 Fluss erhöht, um die CH_4-Konzentration wieder in den Zielbereich zu bringen. Ein direkt anschließender zweiter Test um kurz vor 6:00 ist ebenfalls abgebildet. Dabei wurde dem MPC-Controller aus stationärem Betrieb ein neues Zielwertband der Methankonzentration vorgegeben. Aufgrund der Vorversuche wurde erwartet, dass die Methankonzentration durch die Trägheit des Systems innerhalb von ca. 15-30 min langsam auf das neue Band eingeregelt wird. Trotz einer langsamen, signifikanten Anhebung der Steuergröße wurde jedoch nur eine anfängliche Absenkung des Restmethangehaltes von ca. 0,1 % (absolut) im erwarteten Zeitraum von 15-30 Minuten beobachtet. Die weitere Erhöhung der Sauerstoffmenge bewirkt

aber keine weitere Absenkung des Restmethangehalts, obwohl die geregelte Sauerstoffmenge über die Düse N17 einen signifikanten Anteil von ca. 30% an der insgesamt zugeführten Sauerstoffmenge aufweist (siehe Abbildung 12 rechts). Ein möglicher Grund für dieses Verhalten könnten instationäre Zustände im Vergaser sein, z.B. in Form einer Ausbildung eines zusätzlichen Kohlenstoffreservoirs in der Nachvergasungszone. Desweiteren stellt die geregelte O_2-Menge nur einen Teil der Gesamtmenge an O_2 im Vergaser dar (siehe Abbildung 13 rechts). Da diese ebenfalls verändert wurde (Anstieg nach 0.5 h), kann entsprechend nicht klar gesagt werden, ob die Regelung erfolgreich war oder nicht.

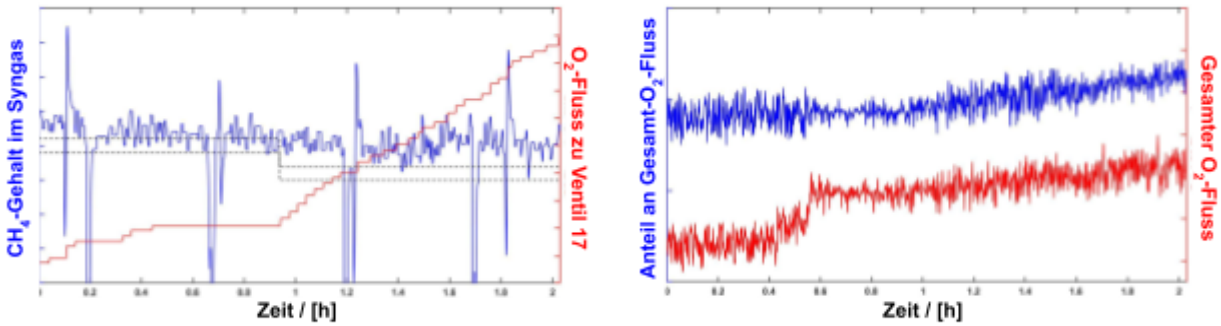

Abbildung 13: Ergebnisse der zweiten Regeltests in der Pilotanlage der TU DA: CH_4-Gehalt in Abhängigkeit des geregelten O_2-Stroms (links) und Vergleich von geregeltem O_2-Anteil an der gesamten O_2-Menge

Die prinzipielle Funktionstüchtigkeit des Reglers konnte damit gezeigt werden, allerdings ist erkenntlich, dass weitere Störgrößen für eine umfassende Regelung einbezogen werden müssen. Dazu sollte das beobachtete Verhalten zunächst eingehend analysiert werden, so dass entweder potenzielle Störgrößen direkt vermieden oder im MPC-Regler berücksichtigt werden.
Während der Versuchskampagne des Projektpartners TU Darmstadt im September 2023 sollten beide implementierten MPC zunächst separat erprobt und weiter optimiert werden, bevor diese dann im nächsten Schritt miteinander kombiniert werden sollten. Aufgrund eines sicherheitsrelevanten Problems konnte während dieser Kampagne aber kein Rohgas aus dem Vergasersteil in die nachgeschalteten Anlagenteile geleitet werden, so dass die Erprobung des Aminwäsche-MPC auf eine spätere Kampagne verschoben werden musste. Weitere Versuche, die Regelung der Aminwäsche zu testen und zu optimieren schlugen jedoch im Rahmen der Projektes aufgrund von Betriebsschwierigkeiten der Pilotanlage fehl. Entsprechend wurde der entsprechende Meilenstein M9 nur teilweise und M10 nicht erreicht.

5.5. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung (WP 5.1)

In WP 5.1 erfolgte eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung verschiedener Prozessoptionen basierend auf der CL-, bzw. DFB-Vergasungstechnologie (Chemical Looping / Dual Fluidized Bed) der TUDA. Um verschiedene Prozessvarianten im Hinblick auf Gasreinigung und Stöchiometrie-Anpassung bewerten zu können, wurden entsprechende Materialbilanzen, Kostenschätzungen und Wirtschaftlichkeitsrechnungen angefertigt. Die Ausgangsdaten dazu wurden vom Partner TUDA zur Verfügung gestellt. Wie im Folgenden gezeigt (siehe Abbildung 14), wurden hierbei verschiedene Aufreinigungs- und Konversionspfade betrachtet und verglichen. Neben einer Aufreinigung mittels Gaswäschen, wie in der Pilotanlage der TUDA

realisiert, wurden Konzepte betrachtet, bei denen eine partielle Oxidation (POX, analog zu AP 1.11) zu einer thermischen Umsetzung von Kohlenwasserstoffen und somit einer Erhöhung der Synthesegasmenge führt (Fall “MeOH”). Der benötigte Sauerstoff kommt dabei aus einer Vakuum-Wechsel-Adsorption (VSA). Ein Hauptunterschied zwischen den Prozessoptionen ist der Schritt der Stöchiometrie-Anpassung des Gases, welche über eine Wassergas-Shift (Umsetzen von CO mit Dampf zu CO_2 und H_2; Fall “MeOH”), oder eine externe H_2-Zugabe aus einer Wasser-Elektrolyse (Fall “MeOH+ELY”) erfolgen kann. Hierbei kann entweder H_2 so zugegeben werden, dass sämtliches CO umgesetzt werden kann. Alternativ kann zusätzlich H_2 zugegeben werden, um auch das CO_2 umzusetzen. In diesem Fall wird das restliche CO_2 nach anfänglicher Abtrennung wieder mit dem gereinigten Synthesegas gemischt. Dies ist notwendig, da die Aminwäsche auch zur Schwefelentfernung aus dem Gas dient und entsprechend nicht eingespart werden kann. Die letzte Prozessoption (Fall “Power”) basiert auf einer Umsetzung des aufgereinigten Synthesegases in einer Combined-Cycle-Gasturbine zu Strom. Eine Kombination der Fälle “MeOH”, “MeOH+ELY” und “Power” entspricht dann einer flexiblen Cogeneration-Anlage (Fall “CoGen”), bei der Methanolsynthese, Elektrolyse und Turbine flexibel betrieben werden können, wobei Vergasung und Gasreinigung konstant in Betrieb bleiben und das gesamte Synthesegas zu einer der Anlagen downstream gesendet wird. Darin liegt ein grundlegender Unterschied zu den Arbeiten bei der TUM, bei denen eine CoGeneration-Anlage betrachtet wurde, bei der ein Teilstrom zu einer Single-Cycle-Gasturbine mit geringer Kapazität geschickt werden kann.
Methanolsynthese und Stromproduktion sind dabei nicht als Alternativen zueinander anzusehen, sondern können in einer flexiblen Anlage koexistieren und je nach Strompreis und -Verfügbarkeit alternierend betrieben werden. Dies führt zwar zu einem erhöhten Investitionsaufwand, gleichzeitig aber auch zu einer flexiblen Anpassung von Stromproduktion und -Verbrauch an den Strommarkt.

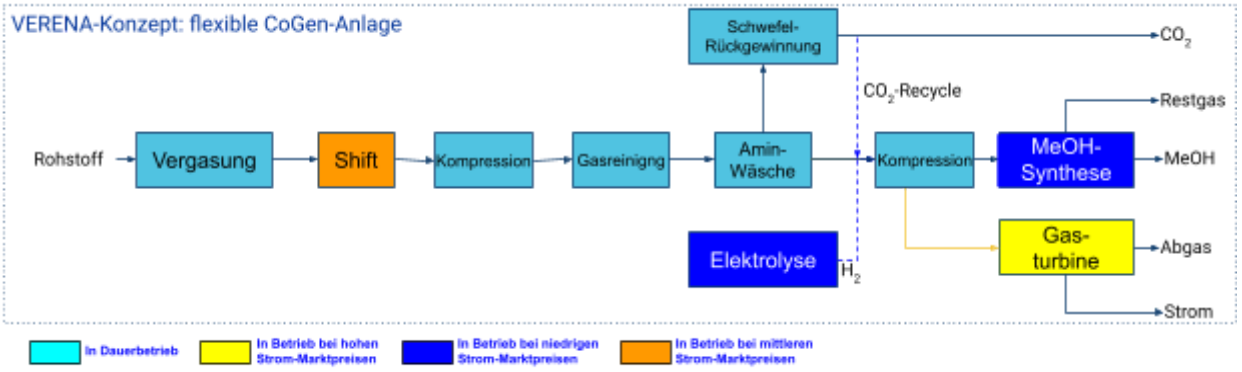

Abbildung 14: Prozessschema für eine flexible Cogeneration-Anlage

Wie in Tabelle 10 gezeigt, hängt die Menge von produziertem Produkt stark vom gewählten Prozess ab. Hierbei kann die produzierte Methanolmenge um bis zu 180% gesteigert werden, in dem die Gaswäsche zur Teerentfernung durch eine POX ersetzt (+40% Methanol) und zusätzlich H_2 zugegeben wird, um auch das CO_2 umzusetzen (+100 % Methanol). Dadurch steigt jedoch der Strombedarf der Anlage von 8-10 MW auf 127 MW. Insgesamt sind so Kohlenstoff-Ausbeuten von ca. 88% erreichbar. Der restliche Kohlenstoff verlässt mit den Restgasen, als Kohlenstoffstaub oder als CO_2 im Abgas des Luftreaktors [2] die Anlage. Hierbei

[2] Verbrennungsreaktor im DFB-Konzept; dieser liefert die Wärme für den Vergasungsreaktor

ist es aber fraglich, ob eine Methanolanlage mit einem so breiten Kapazitätsbereich betrieben werden kann.

Die Investitionskosten für entsprechende Anlagen sind relativ hoch. Je nach Komplexität der Prozesse liegt das Investment gemäß unserer Schätzungen zwischen 180 (125-235) M€ (günstigste Variante, Fall “MeOH”) und 440 (310-570) M€ (teuerste Variante einer flexiblen CoGen-Anlage, Fall “CoGen”) für 100 MW Brennstoffleistung. Kostentreiber sind hierbei vor allem Vergasung (20-50%), Turbine (20-35%), Elektrolyseur (15-30%), CO_2-Entfernung mittels Aminwäsche (10-20%) und Methanolsynthese (~10%).

Für die Berechnung der Gesamt-Produktionskosten (Total Costs of Ownership / TCO) inkl. einem Gewinn auf die Anlageninvestition müssen passende Annahmen getroffen werden. Vor allem der Strompreis hängt hierbei vom Betrieb der Anlage ab. Für den Teil der Anlage, der konstant betrieben wird (also VSA, Vergasung, Gaskompression vor der Aufreinigung und Aufreinigung) wurde ein durchschnittlicher Börsenpreis für Strom aus 2023 von ~ 110 €/MWh genutzt. Für die Elektrolyse kann davon ausgegangen werden, dass diese nur bei niedrigem Strompreis betrieben wird. Entsprechend wurde der Strompreis in Anhängigkeit der entsprechenden Betriebszeiten (siehe Abbildung 15) verwendet. Weitere Annahmen sind in Tabelle 11 gezeigt.

Tabelle 10: Material- und Energiebilanz für verschiedene Prozessoptionen

	Einheit	MeOH	MeOH+ELY	Power	CoGen[3]
MeOH	[tpd]	237	473	0	237
Stromproduktion	[MW]	0	0	43	4
Strombedarf	[MW]	10	127	8	22
O_2-Bedarf	[tpd]	121	121	121	121
therm. Effizienz	[%]	50	48	39	49
C-Ausbeute	[%]	44	88	0	44
Massenausbeute	[%]	58	116	0	58

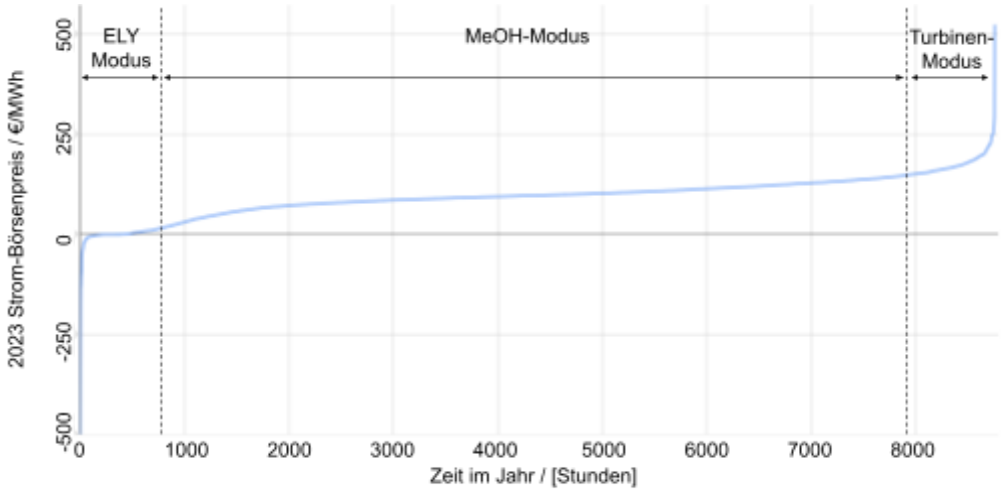

Abbildung 15: Verteilung der Börsenpreise für Strom in Deutschland, 2023 [28]

[3] gewichteter Jahresdurchschnitt mit 10% in “Power”-Betrieb, 10% in “MeOH+ELY” und 80% in “MeOH”-Betrieb

Tabelle 11: Annahmen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Parameter	Brennstoff [€/t]	Strompreis [€/MWh]	Dampf [€/t]	CO_2-Steuer [€/t]	ROI [%/Jahr]	Abschreibung [%/Jahr]
Wert	10	110 / -200 - +110	15	100	12	6.7
Kommentar	RDF als Brennstoff	konstant / fluktuierend			auf Anlagen-investment	15 Jahre Lebensdauer

Die Gesamtproduktionskosten (TCO, Total Costs of Ownership) liegen je nach angenommenem Strom- und Rohstoffpreis zwischen knapp 800 €/t und 1400 €/t (pro Tonne Methanol, siehe Abbildung 16). Zusätzlich hängen die Methanol-Produktionskosten im Falle der flexiblen Anlage zusätzlich von der produzierten Strommenge als zweitem Produkt der Anlage ab. Die niedrigsten Kosten erhält man für eine konstant betriebene Methanolanlage von Fall "MeOH", da hier das Investment relativ gering ist, aber durch die POX eine relativ große Menge Methanol produziert werden kann. Im Falle einer H_2-Einkopplung aus Elektrolyse (Fall "MeOH+ELY") sind die Produktionskosten bis zu 50% höher, bei einer gleichzeitigen Verringerung des CO_2-Ausstoßes. Die Methanolkosten aus der CoGen-Anlage (mit einem angenommenen Betrieb mit 80% im "MeOH"-Modus, 10% im "MeOH+ELY"-Modus und 10% im "Power"-Modus) liegen 78% über dem günstigsten Fall ohne H_2-Einkopplung. Die erhaltenen Methanol-Produktionskosten liegen damit zwischen den aktuellen Marktpreisen für fossiles Methanol und den erwarteten Preisen für Strom-basiertes Methanol (e-Methanol) und im selben Bereich wie Bio-Methanol aus Holz und ähnlichen biogenen Reststoffen.

Die Produktionskosten für Strom aus der Gasturbine mit konstantem Betrieb liegen im Bereich von ~220 €/MWh und damit über den typischen Börsenpreisen für Strom in Deutschland [4]. Eine wirtschaftlich attraktive Produktion ist damit nicht möglich. Im Falle einer flexiblen Cogeneration-Anlage sind die Produktionskosten noch höher (200 - 300 €/MWh, je nach Betriebszeit der Gasturbine), jedoch kann die Anlage flexibel auf den Strompreis reagieren und abgeschaltet werden, wenn der Börsenpreis zu niedrig ist. Wie in Abbildung 4 gezeigt, gibt es Zeiten, in denen der Börsenpreis bei 200 €/MWh und höher liegt. Limitiert man also den Betrieb der Gasturbine auf einen Zeitraum von ca. 600 h/Jahr (siehe Abbildung 17), so ist man während dieser Zeit konkurrenzfähig gegenüber dem Marktpreis, unter der Voraussetzung, dass die Anlage schnell genug angefahren und auf Methanol-Modus umgeschaltet werden kann. Dies ist eine optimistische Annahme und in der Realität wird der Turbinen-Betrieb nur während einer sehr limitierten Dauer attraktiv sein. Entsprechend ist das Potenzial dieses Konzeptes unter aktuellen Marktbedingungen eher gering und eine konstante Produktion von Methanol erscheint eher attraktiv. Änderungen im Strommarkt (Erhöhung des Anteils an Erneuerbaren im Mix, höhere Spitzenpreise über längere Zeiten etc.) können das aber zukünftig ändern.

[4] Zugänglich z.B. über Energy-Charts.info, zuletzt aufgerufen am 8.7.2024.

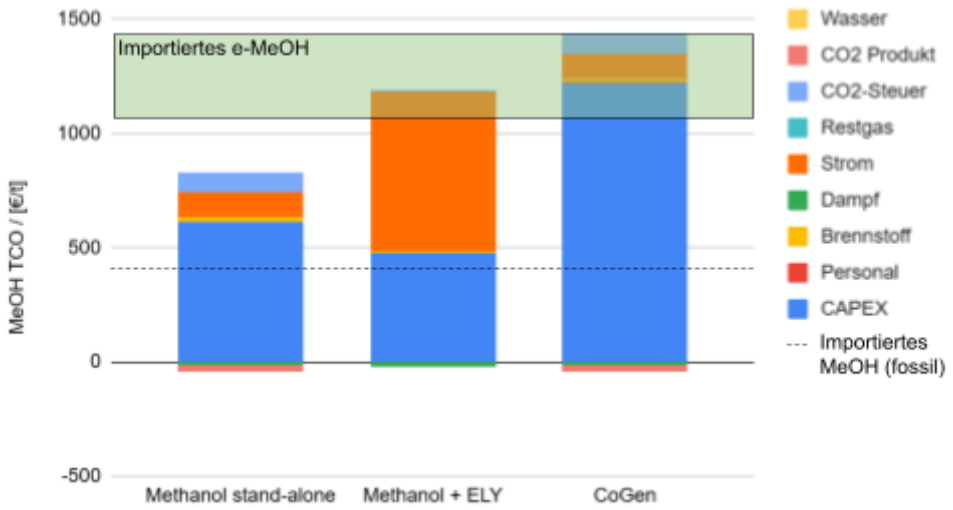

Abbildung 16: TCO der Methanolproduktion mit verschiedenen Prozessoptionen und Vergleich mit fossilem [11] und erneuerbarem MeOH [12]

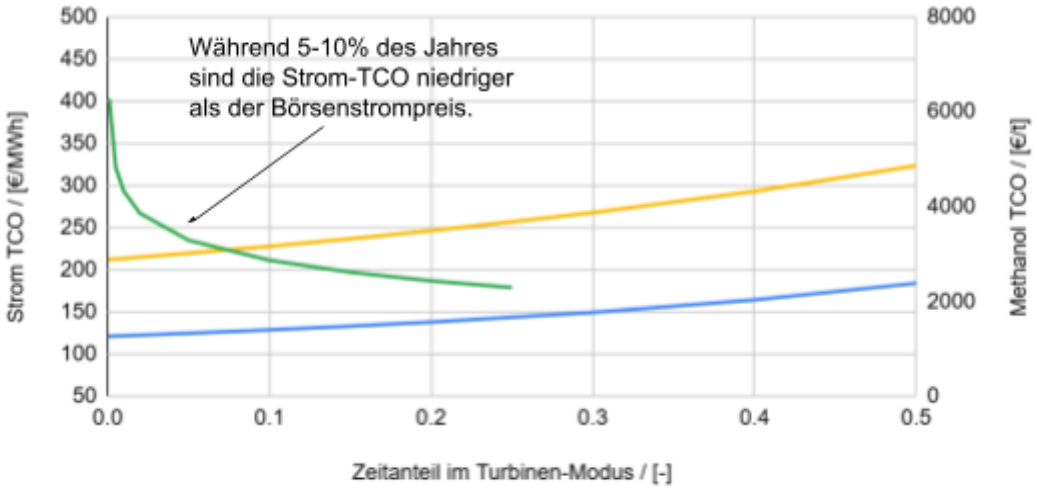

Abbildung 17: Sensitivität des CoGen-Betriebs, 100 MW Brennstoffleistung (grün: Strom-Börsenpreis, gelb: Strom-Produktionskosten der CoGen, blau: MeOH TCO aus CoGen)

Auf Basis der Ergebnisse wird für Wirtschaftsunternehmen eher empfohlen, Anlagen zu bauen, die konstant Methanol produzieren. Eine Optimierung ist jedoch im Hinblick auf den Betrieb des Elektrolyseurs möglich. Hierbei muss der Elektrolyseur ausreichend lange betrieben werden, weil die hohe Investition sonst zu hohen Kapitalkosten (CAPEX) führt. Auf der anderen Seite muss der Betrieb limitiert werden, da ansonsten in Zeiten von hohem Strompreis hohe Energiekosten anfallen. Ein Optimum wurde im Bereich von 40-80% der Betriebszeit gefunden. Hier werden die niedrigsten Gesamt-Produktionskosten von ca. 1000 €/t für eine Anlage im “MeOH+ELY”-Modus mit flexiblem Betrieb des Elektrolyseurs erreicht. Dies ist immer noch über den TCO für “MeOH”-Fall. Gleichzeitig werden jedoch die direkten CO_2-Emissionen durch Umsetzung von CO_2 verringert, was im Endeffekt die Mehrkosten rechtfertigen kann. Eine entsprechende Analyse wird im folgenden Kapitel gezeigt.
Die hier angeführten Argumente gelten dabei aus der Perspektive von Wirtschafts-Unternehmen, die durch ihre Investitionen einen Erlös erzielen müssen. Aus der Perspektive von Strominfrastruktur und Versorgungssicherheit mag dies anders sein. Hierfür ist die

Bewertung auf Basis von Produktionskosten jedoch nicht aussagekräftig. Derzeit werden Gaskraftwerke typischerweise mit ca. 3200 Volllaststunden gefahren (Daten von 2021[5]), da sie aufgrund der Nutzung von teurem Erdgas relativ hohe Grenzkosten verglichen mit anderen Kraftwerkstypen (Wind / Solar / Kohle) aufweisen. Typische Grenzkosten liegen bei 70-90 €/MWh_{el}, berechnet basierend auf einem Erdgaspreis von 20-30 €/MWh und einer CO_2-Steuer von 100 €/t. Literaturdaten bestätigen diese Größenordnung (40-55 €/MWh_{el}[6] + 35-40 €/MWh_{el} CO_2-Steuer bei 100 €/t). Wenn nun Erdgas durch Synthesegas aus einer der im Projekt entwickelten Vergasungstechnologien ersetzt wird, sind die Grenzkosten durch die Vergasung deutlich höher: 80 - 150 €/MWh_{th} für Synthesegas, was Grenzkosten von 130 - 240 €/MWh_{el} entspricht (200 - 50 MW_{th} Brennstoffleistung; 80-20 MW_{el} Stromproduktion). Aus der Sicht von Industrieunternehmen sind diese Mehrkosten nicht tragbar, da die eingesparten Emissionen nicht ausreichend hoch sind (siehe Lebenszykluzsanalyse) und durch die höheren Grenzkosten eine noch geringere Anlagenauslastung erwartet wird, was wiederum in noch höherem CAPEX resultiert.

Für einen Netzbetreiber mag eine solche Investition trotz der 2-2.7 Mal höheren Grenzkosten jedoch ausreichend attraktiv sein, wenn die Alternative eine unzureichende Stromversorgung oder eine Produktion von Strom aus Wasserstoff ist. Basierend auf einer optimistischen Analyse für eine Wasserstoffherstellung im Jahr 2030 [7] kann mit Wasserstoffkosten (ohne Zwischenspeicherung und Kompression) von ~ 5.5 - 6.1 €/kg H_2 (165 - 185 €/MWh) gerechnet werden. Dies entspricht Grenzkosten für ein H_2-Gaskraftwerk mit 60% Effizienz von 275 - 305 €/MWh_{el} und ist somit 30-100% teurer als eine Produktion aus abfallbasiertem Synthesegas. Die entsprechenden Emissionen hängen dabei vom CO_2-Fußabdruck des verwendeten Stroms und den möglichen Emissionskrediten für die vermiedene Abfallverbrennung ab. In diesem Fall kann eine Produktion von Strom aus Synthesegas also durchaus eine Rolle spielen, wenn Netzbetreiber oder Regierung die entsprechenden Mehrkosten für Synthesegas und das Gaskraftwerk trotz geringer Auslastungen übernehmen wollen. Die möglichen Einspeisemengen und der entsprechende Anteil im Strommix werden jedoch in allen Fällen eher gering sein.

Diese Analyse zeigt die große Schwierigkeit, auf Basis von Produktionskosten eine Handlungsempfehlung für einen Sektor auszusprechen, für den weitere Aspekte (Versorgungssicherheit, Netzstabilität, Unabhängigkeit von Energieimporten etc.) ggf. eine größere Rolle spielen. Entsprechend kann auf Basis des vorliegenden Forschungsprojektes keine abschließende Empfehlung ausgesprochen werden. Es bleibt aber festzuhalten, dass eine Abfall-basierte Produktion von Strom durchaus konkurrenzfähig gegenüber Wasserstoff-basiertem Strom zu sein scheint, weshalb diese Route längerfristig Potenzial haben könnte.

[5] Next Kraftwerke, https://www.next-kraftwerke.de/wissen/volllast-teillast-nulllast, last retrieved May 7th, 2025.
[6] Forschungsstelle für Energiewirtschaft (FfE), 2020, https://www.ffe.de/veroeffentlichungen/veraenderungen-der-merit-order-und-deren-auswirkungen-auf-den-strompreis/, zuletzt aufgerufen am 7.5.2025.
[7] McKinsey / Hydrogen Council "Hydrogen Insights 2023", https://hydrogencouncil.com/wp-content/uploads/2023/12/Hydrogen-Insights-Dec-2023-Update.pdf, last retrieved May 7th, 2025.

5.6. Lebenszyklus-Analyse (WP 5.2)

Neben der Wirtschaftlichkeit der Herstellung von Methanol und Strom aus RDF sollten auch die erwarteten CO_2-Äquivalent-Emissionen (CO_2 footprint, CF) quantifiziert werden. Dazu wurden zunächst Emissionsfaktoren aus Datenbanken und der Literatur zusammengetragen. Die Ergebnisse sind hierbei stark abhängig von den verwendeten Annahmen, wie etwa dem Ort der Anlage und der RDF-Lieferkette, Stromquelle (Netz- vs. erneuerbarer Strom) etc. Da keine Emissionen von der Anlagen-Infrastruktur, also für Stahl, Zement etc. berücksichtigt wurden, sind die Emissionen unabhängig davon, ob separate Anlagen oder eine integrierte CoGen-Anlage betrachtet wird. Die Ergebnisse sind alleine abhängig von den entsprechenden Verbrauchszahlen und der produzierten Menge an Methanol oder Strom.

Für die vorliegende Analyse wurden Zahlen für Deutschland genutzt und die Hauptfaktoren, wie z.B. der Emissionsfaktor von Strom und die Upstream-Emissionsfaktoren für RDF, als Parameter behandelt und entsprechend in einem sinnvollen Rahmen variiert. Dabei wurden auch Koppelprodukte, Abfallströme und diverse Verbrauchsmittel (Dampf, Wasser, Chemikalien etc.) berücksichtigt (siehe Abbildung 18).

Die entsprechenden Ergebnisse für die Betriebsmodi “MeOH”, “MeOH+ELY” und “Power” sind in Abbildung 17 gezeigt. Hier ist zu sehen, dass die höchsten Emissionen für “MeOH” erhalten werden. Die Emissionen für “MeOH+ELY” sind signifikant niedriger, da hier ein Großteil des CO_2 nicht emittiert, sondern zu Methanol umgesetzt wird. Da für die Elektrolyse ausschließlich erneuerbarer Strom verwendet wird [8], werden dadurch nur geringere Mehr-Emissionen verursacht. Insgesamt ist deutlich zu sehen, dass die direkten Emissionen den größten Einfluss haben, auch wenn aufgrund des angenommenen biogenen Anteils von 50% (bezogen auf Kohlenstoff) nur die Hälfte der direkten CO_2-Emissionen berücksichtigt werden. Die Nutzung von Strom aus dem Netz zum konstanten Betrieb der Vergasungs- und Aufreinigungsanlage führt zu weiteren signifikanten Emissionen [9]. Insgesamt werden Emissionen von ~ 570 - 1600 kg/t erhalten. Typische Werte für fossiles Methanol liegen bei ~ 500 - 800 kg/t (siehe Abbildung 18). Für die Produktion von Strom werden THG-Emissionen von ~ 500 kg/MWh erreicht, was in etwa dem Wert des deutschen Mixes entspricht.

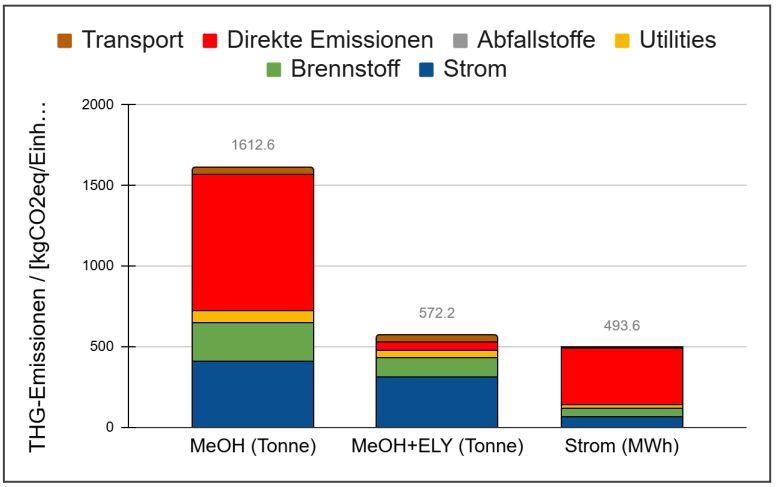

Abbildung 18: Treibhausgas- (THG) Emissionen für Methanol- und Stromproduktion (Well-to-Tank für MeOH, Cradle-to-Gate für Strom)

[8] erneuerbarer Strommix in Deutschland: 16.6 kg CO_2 / MWh_{el}
[9] Netz-Strommix in Deutschland: 469 kg CO_2 / MWh_{el}

Wird RDF durch Biomasse ersetzt, können alle direkten Emissionen als Null gezählt werden (biogenes CO_2), entsprechend verringern sich die Emissionen. Hier ist nun der Vorteil einer erhöhten CO_2-Umsetzung nicht mehr gegeben und die Optionen “MeOH” und “MeOH+ELY” liefern ähnliche Ergebnisse. Lediglich der Vorteil einer erhöhten Produktionsmenge bei gleichem Rohstoffeinsatz führt hier noch zu einer Reduktion der spezifischen CO_2-Emissionen. Hierbei muss darauf hingewiesen werden, dass bei dieser Analyse keine vermiedenen Emissionen aus der Müllverbrennung berücksichtigt wurden. Auf diesen Aspekt wird später weiter eingegangen.

Nachfolgend sind die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für die Methanol-Produktion (Well-to-Tank, Abbildung 19) und die Produktion und Nutzung als Kraftstoff (Well-to-Wheel, Abbildung 19) gezeigt. Hierbei ist zu erkennen, dass eine große Bandbreite an Emissionen erhalten wird, vor allem verursacht durch den großen Einfluss der Stromquelle auf die Gesamtemissionen. So werden hohe Werte erhalten, wenn Netzstrom genutzt wird, um die Anlage zu betreiben (z.B. Strombedarf von Gas-Kompression und VSA zur O_2-Herstellung). In diesem Falle sind teilweise keine Einsparungen gegenüber fossilem Methanol aus Erdgas möglich. Im schlimmsten Fall (Fall 2 + Netzstrom), werden sogar deutlich höhere Gesamtemissionen erhalten als aus typischen Erdgas-basierten Methanolanlagen.

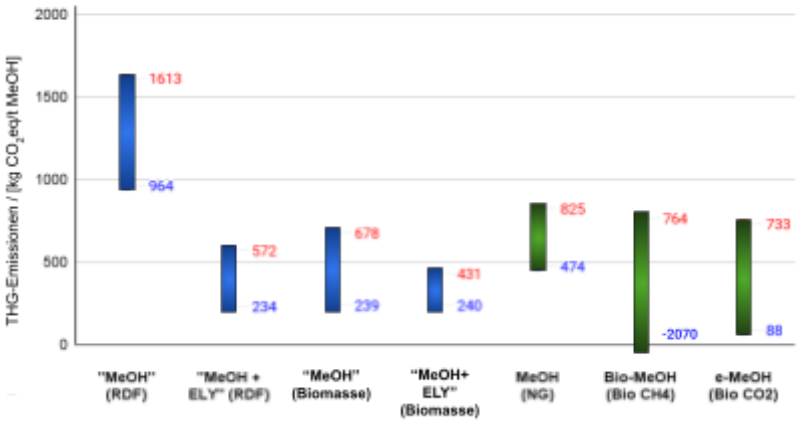

Abbildung 19: Well-to-Tank THG-Emissionen für Methanol (**blaue Balken:** VERENA-Ergebnisse, **grüne Balken:** Literaturwerte [29])

Betrachtet man die Well-to-Wheel-Emissionen, also inkl. der Verbrennung von Methanol, so wird der Vorteil einer Abfall-basierten Produktion ersichtlich, da hier zumindest ein Teil der direkten Emissionen nicht gezählt wird (Abbildung 20). In diesem Fall führt ein Betrieb ohne H_2-Zugabe (“MeOH”-Fall) zu einer Emissionsreduktion, jedoch ist dafür zwingend der Einsatz von erneuerbarem Strom notwendig (unterer Wert des Balkens). Für die anderen Fälle (“MeOH+ELY” und “MeOH” und “MeOH+ELY”-Fälle mit Biomasse als Einsatzstoff) sind deutliche Emissionsreduktionen von bis zu 83% möglich. Es ist aber in jedem Falle zu empfehlen, erneuerbaren Strom zu nutzen und, wenn möglich, H_2 einzukoppeln, um deutliche Emissionsreduktionen zu ermöglichen.

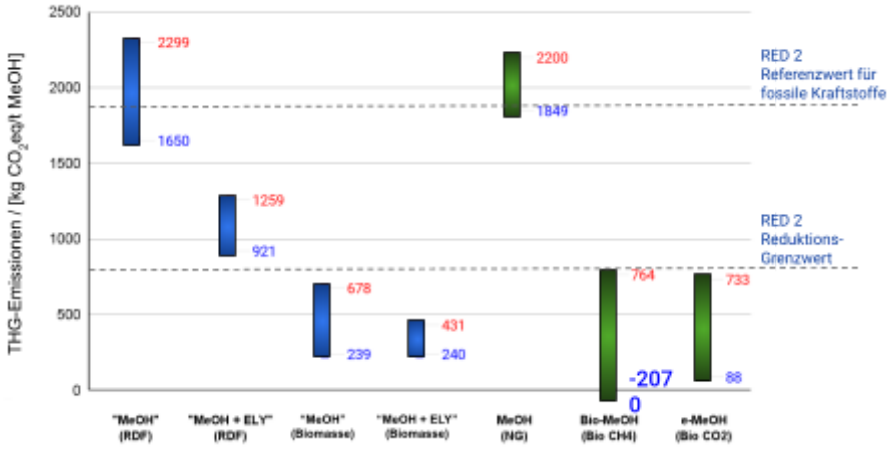

Abbildung 20: Well-to-Wheel THG-Emissionen für Methanol (**blaue Balken:** VERENA-Ergebnisse, **grüne Balken:** Literaturwerte [29]) und Vergleich mit RED II-Vergleichswerten [30]

Abschließend wurden die Treibhausgas-Einsparungen mit den Produktionskosten kombiniert, um die sogenannten "CO_2-Vermeidungskosten" (engl.: CO_2 Avoidance costs) zu berechnen. Hier vergleicht man die Differenz der Produktionskosten mit der Differenz der Emissionen (Abbildung 21). Hier ist zu erkennen, dass eine Abfall-basierte Produktion aufgrund der geringen Emissions-Einsparungen zu relativ hohen Vermeidungskosten von minimal 660 €/t führt. Das bedeutet, dass eine CO_2-Vermeidung über diese Pfade deutlich teurer ist, als über eine CO_2-Sequestrierung (typischerweise 150 - 200 €/t), die Nutzung von CO_2 als Rohstoff (e-Methanol, ~ minimal 310 €/t) oder die Nutzung biogener Einsatzstoffe (minimal ~ 120 €/t). Die Einbindung von H_2 ("MeOH+ELY") bringt hier einen Vorteil, da zwar die Kosten höher sind, aber gleichzeitig auch der CO_2-Fußabdruck deutlich reduziert wird. Insgesamt ist aber festzustellen, dass eine Abfall-basierte Produktion keine geeignete Methode ist, direkte Emissionen im Vergleich mit Erdgas-basiertem Methanol einzusparen. Hierfür ist eine Produktion auf Basis von CO_2 oder Biomasse besser geeignet.

Auf Basis von groben Vergleichswerten für die Müllverbrennung ist ersichtlich, dass zwar in der Müllverbrennung Strom und Wärme als Nebenprodukte (neben dem eigentlichen Produkt, nämlich der Entsorgung von Abfällen) erhalten werden (die Effizienzen sind aber meist eher niedrig), dass eine Valorisierung über die Synthesegas-Route zu Methanol aber zu globalen Einsparungen führt. Problematisch ist hierbei, dass es keine klaren Regeln gibt, welche Vergleichsprozesse zu einer Quantifizierung der Emissionseinsparungen herangezogen werden sollen. Entsprechend kann auf Basis heutiger Gesetzgebung nicht empfohlen werden, Strom und Methanol aus Abfall über Vergasungsprozesse herzustellen. Um also Vergasungs-basierte Prozesse attraktiv zu machen, werden klare Regeln benötigt, etwa Möglichkeiten zur Anrechnung von Emissionskrediten für nicht verbrannten Abfall sowie bindende Recycling-Quoten bei gleichzeitiger finanzieller Entlastung von Unternehmen. Wird eine energetische Nutzung von Methanol angestrebt (z.B. als Schiffskraftstoff), so wird eher empfohlen, eine Biomasse-basierte Produktion anzustreben, da hier deutliche Emissionseinsparungen erreicht werden können, ohne zu Mehrkosten gegenüber der Abfall-basierten Produktion zu führen.

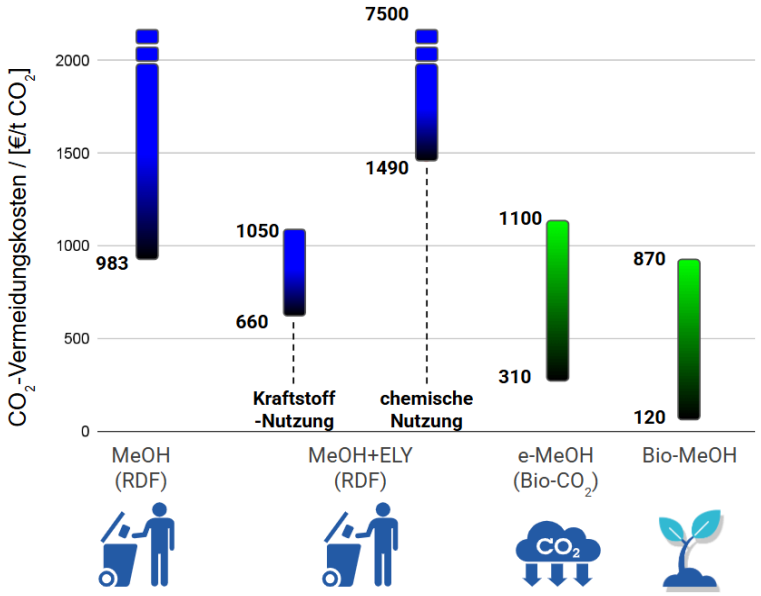

Abbildung 21: CO_2-Vermeidungskosten für verschiedene Prozessoptionen und Rohstoffe basierend auf den TCO sowie den CO_2 eq-Emissionen aus Abbildung 18 und 19 (Cradle-to-grave, Ausnahmen sind gekennzeichnet)

6. Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Die Beträge der Ausgaben für die Posten des Verwendungsnachweises sind in Tabelle 12. Die Personalausgaben stellen die unter der Nummer 0837 den betragsmäßig größten Ausgabenposten dar. Materialkosten (0813) umfassen vor allem Gase, Chemikalien und Energie für die Tests in den Methanol-Pilotanlagen.

Tabelle 12: Übersicht über die angefallenen Kosten

Pos. no.	Beschreibung	Anfallende Kosten (€)
		ALFE
0813	Materialkosten	146903
0823	FE-Fremdleistungen	0
0837	Personalkosten	773495
0838	Reisekosten	9972
0847	Vorhabenspezifische Abschreibungen	0
0848	AfA sonstige	0
0850	sonstige unmittelbarer Vorhabenkosten	38118
0856	Kosten innerbetriebl. Leistungen	0
0860	Verwaltungskosten	0
0881	**gesamte Selbstkosten des Vorhabens**	**968488**

7. Notwendigkeit, Angemessenheit und Nutzen der geleisteten Arbeit

Die durch die ALFE geleistete Arbeit war für das Gesamtprojekt sowie das Voranbringen des Cogeneration-Konzeptes wichtig, vor allem aufgrund dreier Aspekte:

1) Die ALFE hat existierende Infrastruktur in Form von Versuchs- und Pilotanlagen, die sich in den letzten 20 Jahren für die Testung, Charakterisierung und Validierung von neuen Prozesskonzepten bewährt haben. Die ALFE hat viel Erfahrung mit dem Scale Up von neuen Konzepten und der Validierung des Prozessdesigns für sehr große Anlagen auf Basis von Pilot- und Demonstrationsanlagen. So kann sichergestellt werden, dass zum einen die Ergebnisse für Brennstoffcharakterisierung und Methanolsynthese zuverlässige Informationen liefern, die vom Air Liquide Engineering direkt in verbesserte Prozesskonzepte übersetzt werden können. Zum anderen verfügt die ALFE über Anlagen, die eine erste Testung und Charakterisierung von solchen verbesserten Prozesskonzepten erlaubt. Damit kann die ALFE zu einer Verringerung von Entwicklungszeiten und einem De-Risking der Methanolsynthese auf Basis alternativer Synthesegasquellen beitragen.
2) Die ALFE ist eng mit der Air Liquide-Gruppe verbunden und hat deshalb Einsichten und Erfahrungen im Bereich des kommerziellen Betriebs von Chemieanlagen. Entsprechend ist die ALFE ein nützlicher Partner, der wertvollen Input bzgl. möglichen Treibern oder Hinderungsgründen einer Kommerzialisierung liefern kann. Die bei der ALFE etablierten Methoden zur Wirtschaftlichkeitsbetrachtung und Kostenschätzung sind dabei seit vielen Jahren etabliert und erprobt und können deshalb eine wichtige Industrieperspektive auf eine mögliche Kommerzialisierung der entwickelten Prozessketten liefern. Der Aufwand hierzu liegt aufgrund der reichen Erfahrung und Vorhandensein von Kostendaten deutlich unter dem Aufwand, der seitens Universitäten aufgebracht werden müsste. Hierbei ist hervorzuheben, dass es nicht im Interesse der Air Liquide ist, Technologiepfade als geeignet oder nicht geeignet zu bewerten, sondern vielmehr eine Potenzial- und Gap-Analyse durchzuführen, bei der herausgearbeitet wird, welche Technologiebausteine unter welchen Umständen kommerziell attraktiv sein können. Eine finale Beurteilung bedarf deshalb immer der Definition eindeutiger Rahmenbedingungen, z.B. auf Standort- und Projektbasis und war deshalb nicht Teil des Förderprojektes. Des Weiteren ist hervorzuheben, dass die Rahmenbedingungen sich derzeit rasch ändern können, in Anhängigkeit von Regularien auf EU und nationaler Ebene, etwa im Bereich erneuerbarer Kraftstoffe oder Müllverwertung. Die Schlussfolgerungen des Projektes müssen also im Kontext dieser Situation als “Moving Target” angesehen werden und können sich im Laufe der nächsten Jahre ändern.

3) Im Bereich Gasreinigung verfügt die Air Liquide E&C über viele Jahrzehnte Erfahrung im Engineering von Synthesegasanlagen. Die Empfehlungen bzgl. der Auswahl von Gasreinigungstechnologien können also als zuverlässig angesehen werden. Die enge Zusammenarbeit der Air Liquide E&C mit der ALFE erlaubt hierbei eine rasche Anpassung der Konzepte an die neuen Herausforderungen im Bereich der Abfallnutzung: kleine Anlagengrößen, hoher Gehalt an Heteroatomen und Spurenkomponenten, potenzielle Fluktuation der Feed-Eigenschaften und Design der Gasreinigung im Hinblick auf diese Schwankungen.

Die Förderung dieser Aktivitäten bei der ALFE durch das BMWK war hierbei essentiell wichtig, da der Bereich Abfallnutzung zwar ein populäres Thema ist, Unsicherheiten in Regularien und

Markt aber bisher nicht für einen kommerziellen Erfolg dieser Technologien gesorgt haben. Entsprechend bedarf eine weitere Erforschung und Weiterentwicklung der entsprechenden Technologien einer finanziellen Unterstützung durch Förderstellen, da derzeit keine kommerziellen Projekte das notwendige Budget dafür zur Verfügung stellen. Darüber hinaus ist die Air Liquide weder Technologiegeber für die Kernkomponente Vergasung noch ein potenzieller Betreiber oder Besitzer einer Anlage. Entsprechend ist die Weiterentwicklung von Abfall-basierten Technologiebausteinen nicht der primäre Fokus der Air Liquide -Gruppe und gewinnt durch eine externe Förderung an Attraktivität, sodass signifikante Beiträge und Budget der Forschung dafür gerechtfertigt werden können.

8. Verwertbarkeit der Ergebnisse

8.1. Konferenzbeiträge

Tabelle 13: Liste der mündlichen Präsentationen auf Konferenzen und Workshops

Konferenz	Präsentation Titel	Partner*	Datum
International Freiberg Conference 2022, Freiberg	Chemical Recycling of Wastes via Synthesis Gas to Liquid Energy Carriers	**ALFE**	21.September, 2022
International Freiberg Conference on Circular Carbon Technologies, Rotterdam	Innovative Methanol Synthesis for the Valorisation of Solid Waste	**ALFE**	24.-29. September, 2023
International Freiberg Conference on Circular Carbon Technologies, Rotterdam	Development of an Advanced Process Control Strategy in Waste Gasification Processes for Optimal Economic Operation	**ALFE, TUDA**	24.-29. September, 2023
DGMK-Conference K3/C3 - Kunststoff-Zirkularität durch chemisches Recycling	Techno-Economic and Lifecycle Assessment of CoGeneration plants for methanol and power production based on RDF feedstock (inkl. veröffentlichtem extended Abstract)	**ALFE, TUDA**	18.September, 2024

* Die Zugehörigkeit des Vortragenden steht an erster Stelle, gefolgt von den übrigen Zugehörigkeiten, die der Autorenliste entsprechen.

8.2. Publikationen

- Es wurden keine Fachartikel veröffentlicht.

8.3. Dissertationen

- In der Air Liquide erfolgten keine Dissertationen während des Berichtszeitraums.

9. Anderweitiger Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens

Generell ist anzumerken, dass in diesem Entwicklungsbereich nur wenig Fortschritt innerhalb der Projektdauer zu verzeichnen ist. Speziell im Bereich der CoGeneration-Konzepte, gab es unseres Wissens nach lediglich Veröffentlichungen basierend auf einer parallelen Produktion von Strom und Methanol auf Basis einer vollständigen Verbrennung der Abfallstoffe zu CO_2, gefolgt von einer Umsetzung von CO_2 mit H_2 aus einer Wasserelektrolyse [31, 32] oder einer Vergasung mit H_2-Addition, aber ohne Netto-Stromproduktion [33]. Ersteres Konzept erlaubt jedoch keine flexible Produktion von Strom und braucht eine externe H_2-Quelle (angenommen wurde H_2 aus Biomasse-Pyrolyse oder Elektrolyse mit erneuerbarem Strom), ist es nicht als Alternative anzusehen. Eine andere Publikation [33] erwähnt eine Vergasung (Plasma-basiert) und H_2-Zugabe aus Elektrolyse, erreicht aber nur eine geringe Strom-Co-Produktion durch Wärmerückgewinnung mittels überkritischen CO_2-Kreislauf und erlaubt deshalb keinen Netto-Stromexport. Alle drei Publikationen gehen hierbei von sehr geringen Strom- und H_2-Preisen aus (1.25 €/kg H_2; ~50 €/MWh), sodass die erhaltenen Methanol-Produktionskosten nicht mit den Ergebnissen des VERENA-Projektes verglichen werden können.

Außerhalb der Universitätsforschung gab es während der Projektdauer zahlreiche kommerzielle Projekte, die in Planung oder Ausführung waren. Alle Projekte hatten ausschließlich die Produktion von Methanol oder anderen flüssigen Energieträgern zum Ziel. CoGeneration-Projekte waren nicht dabei. Jedoch hatten auch die reinen Methanol- / Kraftstoffprojekte kommerzielle und technische Schwierigkeiten. Das Fulcrum Biofuels-Projekt in Nevada (TRI-Vergasung, Fischer-Tropsch-Synthese von Velocys, inkl. Brennstoffsortierung und -Aufarbeitung) ging 2022 in Betrieb, meldete aber im September 2024 Insolvenz an [34]. Die Gründe sind unklar, jedoch wurde wiederholt von technischen Schwierigkeiten in der Vergasung berichtet, die nicht gelöst werden konnten [35]. Entsprechend konnten nicht die vereinbarten Produktmengen geliefert werden und das Projekt gelangte dadurch in finanzielle Schieflage. Dies zeigt wiederum, dass es essentiell wichtig ist, mit technischen Problem im anfänglichen Betrieb zu rechnen und ausreichend Kapital vorzuhalten, um die Zeit zu haben, diese lösen zu können. Mittlerweile ist die Anlage an zwei Investoren verkauft und es ist unklar, ob sie weiter betrieben werden wird.

Das angekündigte RWE-Projekt “FUREC” hat eine Zusage für 108 M€ EU-Förderung (EU Innovation Fund) erhalten, jedoch wurde die Investmententscheidung bisher vertagt [36]. Ein Problem ist hierbei sicherlich der fehlende regulatorische Hintergrund, der es den Anlagenbetriebern erlauben würde, Emissionskredite für den Einsatzstoff auf das produzierte Produkt (Ammoniak) anzurechnen und damit Mehrkosten in der Produktion abdecken zu können.

Im Projekt BioTFuels (Thyssenkrupp, IFP EN, Axens, Total Energies, CEA, Avril) wurde erfolgreich eine ähnliche Prozesskette mit Torrefizierung von verschiedenen Biomassen sowie eine Vergasung der erhaltenen torrefizierten Biomassen in einem Flugstromvergaser mit folgender Gasreinigung und Fischer-Tropsch-Synthese demonstriert. Trotz abgeschlossener Demonstration mit 1000 und 1500 h Anlagentestung ist entgegen der ursprünglichen Planung

bisher keine Kommerzialisierung angekündigt worden [37]. Aufgrund der positiven Ergebnisse und der Selektion von bewährten Technologiebausteinen ist hierbei eher von wirtschaftlichen Herausforderungen möglicher Folgeprojekte auszugehen.

Andere Projekte haben ähnliche Probleme, z.B. Värmlands Metanol [38] oder Killingholme IGCC [39]. In den letzten Jahren wurde Methanol mehr und mehr in den Fokus als möglicher Schiffstreibstoff gerückt, allen voran durch die Aktivitäten und Ankündigungen von A.P. Møller Mærsk [19]. Von den zahlreichen angekündigten Partnerschaften und angekündigten Lieferverträgen sind bisher nur sehr wenige umgesetzt worden [40]. Eine Übersicht über laufende Bio-Methanol-Anlagen gibt z.B. das Methanol-Institut [41]. Mit wenigen Ausnahmen basieren alle bisher laufenden Anlagen (BASF/Ludwigshafen, Equinor/Norwegen, OCI/USA, Methanex/USA, Koch/USA) auf konventionellen Konzepten (meist in existierenden Anlagen) und mit teilweisem Ersatz von Erdgas durch Biomethan. Ausnahmen sind wenige Anlagen auf Basis von CO_2 und H_2 (NTPC/Indien, Jiangsu/China, Shunli/China, Lixi/China) oder Black Liquor (Sodra/Schweden). Bis 2026 sind weltweit 19 Anlagen geplant, teilweise auf Basis von Biomasse (wahrscheinlich via Vergasung und H_2-Zugabe), teilweise auf Basis von CO_2-Umsetzung. Bis 2030 werden ca. 30 Anlagen erwartet mit einer Gesamtkapazität von ca. 5-10 Millionen Tonnen Methanol pro Jahr. Es ist jedoch unklar, ob all diese Projekte im Zeitplan liegen. Es ist generell davon auszugehen, dass zahlreiche Projekte sich nicht materialisieren, Verzug haben oder aufgrund von technischen oder wirtschaftlichen Schwierigkeiten nicht erfolgreich sein werden. Dies bleibt jedoch abzuwarten. Vor allem die Entwicklungen von Regularien in der EU sowie bindende Recycling-, bzw. Beimischungsquoten sind hierbei essenziell. Darüber hinaus zeigen diese Entwicklungen, wie wichtig Förderprojekte und Partnerschaften in diesem Bereich nach wie vor sind.

10. Gesamtfazit des Projekts

(Wurde vom Koordinator gesammelt und allen Partnern zur Verfügung gestellt.)

Im VERENA-Verbundprojekt wurde das Konzept der Polygeneration von Chemikalien/ Kraftstoffen und Strom auf Basis der Vergasung von Reststoffen evaluiert. Hierfür wurden die vier verschiedenen Vergasungsverfahren Flugstromvergasung, Hochtemperatur-Winkler-Vergasung (HTW®), Chemical-Looping-Vergasung (CL) und COORVED-Vergasung für verschiedene Reststoffe (Waldschadholz, Gärreste, Klärschlamm, Ersatzbrennstoff) untersucht. Im Rahmen des FuE-Projekts hat sich der fachübergreifende Forschungsansatz, welcher Laboranalysen, experimentelle Methoden hinsichtlich Umsatzverhalten, Asche-Schlacke-Eigenschaften und Korrosionsverhalten, Versuchskampagnen im Labor- und Pilotmaßstab sowie CFD- und Aspen-gestützte Prozessskalierung kombiniert, bewährt. Basierend darauf konnten die industriellen Vergaserkonzepte zur Herstellung von Chemikalien und Strom sowie das Konzept der Polygeneration techno-ökonomisch bewertet und eine Lebenszyklusanalyse durchgeführt werden. Ergänzend wurde das Konzept der Polygeneration in Bezug auf die Integration in das deutsche Energiesystem technisch optimiert und wirtschaftlich bewertet.

Einsatzstoffcharakterisierung

Die Einsatzstoffe wurden hinsichtlich ihrer Proximat- und Ultimatzusammensetzung sowie ihrer physikalischen und chemisch-mineralogischen Eigenschaften charakterisiert. Die eingesetzten analytischen Methoden, welche ursprünglich häufig für die Analyse von fossilen Einsatzstoffen entwickelt wurden, wurden für die Anwendung an Reststoffen, insbesondere für Ersatzbrennstoff, gegenseitig validiert. Zur Ermittlung des Sinterbereiches sowie zur Aufklärung der Sintermechanismen wurden umfangreiche Temperreihen (inkl. XRD, HT-XRD, SEM) durchgeführt. Zur Bestimmung der Sintertemperatur auf Basis der Wirbelschicht wurde eine neue Methode entwickelt. Dadurch konnten detaillierte Kenntnisse des Versinterung- und Verschlackungsverhaltens gewonnen sowie Versinterungsmechanismen aufgeklärt werden. Basierend auf den Ergebnissen ist eine potenziell starke Versinterung und gegebenenfalls Verschlackung für die Gärreste erwartbar, sodass der Einsatz in der COORVED, HTW®-Vergasung und CL-Vergasung kritisch ist. Für Flugstromanwendungen zeigen alle Projekteinsatzstoffe geeignete Fließtemperaturen. Ein Vergleich der Analyseergebnisse zwischen den einzelnen Projektpartnern konnte grundsätzlich eine gute Übereinstimmung belegen und gewährt damit die Plausibilität und Reproduzierbarkeit. In einigen Fällen ließ der Vergleich aber auch Rückschlüsse auf methodische Unterschiede zwischen den Laboratorien zu, die zu Abweichungen bei den Ergebnissen führen könnten. Dadurch konnten Faktoren identifiziert werden, die für Durchführung von vergleichenden Analysen zu berücksichtigen sind (Bsp. Einhaltung genau gleicher Veraschungsbedingungen). Auch konnte gezeigt werden, dass bei Biomassen mit sehr geringem Ascheanteil mit einer größeren Schwankungsbreite insbesondere bei der Mineralphasenanalytik zu rechnen ist.

Thermochemische Datenbank

Basierend auf der Einsatzstoffcharakterisierung wurde die thermochemische Datenbank GTOx erweitert, um Aschen mit höheren Gehalten an Kalium und Chlor beschreiben zu können. Zusätzlich wurden die flüssigen Phasen der Datenbank (Schlacke, Metallschmelze, Sulfidschmelze, Salzschmelze) in eine einzige flüssige Phase überführt, was eine deutlich robustere Einschätzung des Ascheverhaltens bezüglich des Aufschmelzens sowie der Spurenstoff-Freisetzung und -Kondensation ermöglicht. Diese Arbeiten sind direkt übertragbar auf Reststoffe jenseits der im Projekt untersuchten Reststoffe.

Reaktivität und Umsatzkinetiken

Zur Bestimmung der Reaktivität der Einsatzstoffe und der Ableitung einer Umsatzkinetik, welche in Modellierungen eingeht, wurden die experimentellen Methoden erfolgreich weiterentwickelt und durch Methodenvergleich validiert. Dabei hat sich verdeutlicht, dass die Methodik aus den jeweiligen Vergasungsprozess beispielsweise in Hinblick auf die Probenvorbereitung und die Temperaturen ausgerichtet sein muss, um diesen möglichst gut abzubilden. Für die verschiedenen Einsatzstoffe wurden die Reaktivitäten für die Vergasung des Pyrolysekoks unter den Bedingungen der Flugstromvergasung und Wirbelschichtvergasung bis zu 40 bar ermittelt und ein Partikelmodell einbezogen. Die höchste Reaktivität der betrachteten Einsatzstoffe besitzen die Gärreste. Aus Sicht der ermittelten Kinetik bzw. Vergasungsreaktivität sind alle betrachteten Einsatzstoffe vergasungsfähig. Die Reaktivität nimmt ab über den Klärschlamm, die Referenzbraunkohle, das Waldschadholz und den Ersatzbrennstoff. Die intrinsische Reaktivität wird dabei maßgeblich vom Aschegehalt und

der -zusammensetzung bestimmt. Der Einfluss der Aschekomponenten auf die Reaktivität und der tatsächliche Grund für deren katalytische Aktivität ist noch nicht vollständig geklärt und sollte systematisch untersucht werden. Biogene Reststoffe zeigen deutlich geringere Oberflächen gegenüber der Referenzbraunkohle und lassen daher geringere Umsatzratzen in Großanlagen vermuten, allerdings gleichen hohe intrinsische Reaktivitäten die fehlende Oberfläche wieder aus bzw. zeigen sogar einen positiven Effekt.

Flüchtigenfreisetzung

Die untersuchten biogene Reststoffe und Ersatzbrennstoffe weisen einen hohen Flüchtigengehalt gegenüber konventionellen Einsatzstoffen auf, sodass Pyrolyseexperimente zur Flüchtigenfreisetzung von großer Relevanz sind und im Rahmen des Projekts durchgeführt wurden. Im Vergleich zu konventionellen Einsatzstoffen, zeigen die Reststoffe unter den hohen Temperaturen der Flugstromvergasung ähnliche Freisetzungskinetiken, aber erhöhte Umsätze, obwohl die Partikelgröße etwas größer ist. Die Flüchtigenfreisetzung stellt damit einen höheren Anteil am Gesamtumsatz dar und bedarf daher zukünftig einer detaillierteren Untersuchung wie etwa: Einfluss der Reaktionsbedingungen auf die Produktverteilung, Gaszusammensetzung und Koksstruktur. Für den Temperaturbereich der Wirbelschichtvergasung wurden Flüchtigenfreisetzungsversuche mit Waldrestholz unter inerter Atmosphäre in einem Laborwirbelschichtreaktor durchgeführt. Diese bestätigen die Freisetzung von relevanten Mengen an insbesondere Ethen, BTEX, Phenol und Naphthalin, welche bei der Vergasung nicht vollständig abgebaut werden und im Synthesegas verbleiben.

Verhalten flüchtiger anorganischer Spurenstoffe

Flüchtige anorganische Spurenstoffe können einerseits zu Problemen führen, z.B. Belagsbildung, Korrosion, Vergiftung von Katalysatoren, Umweltprobleme etc., oder wertvolle Nebenprodukte darstellen, die zurückgewonnen werden sollten. Die Freisetzung aus dem Einsatzstoff hängt dabei sowohl von den Prozessbedingungen als auch der Art und Menge des betrachten Spurenstoffes und anderer Aschekomponenten ab. Neben der von Regeleinsatzstoffen bekannten Freisetzung von Alkaliverbindungen und Sauergasen, muss bei Reststoffen, wie z.B. kontaminiertem Altholz auch die Freisetzung von Spurenmetallen berücksichtigt werden. Während Cr und Cu unter den im Projekt betrachteten Vergasungsbedingungen nicht flüchtig sind, zeigen Zn, Sb, Pb, Cd, und Sn hohe Flüchtigkeiten. Phosphor, der in Klärschlamm in relativ großen Mengen vorhanden ist und zurückgewonnen werden muss, zeigt unter keinen relevanten Vergasungsbedingungen ausreichende Flüchtigkeit, um ihn über die Gasphase zu separieren. Die höchste Freisetzung erreicht man unter Pyrolysebedingungen bei >>1000 °C.

Flugstromvergasung:

Für die Flugstromvergasung eignen sich aufgrund ihrer Förderbarkeit mittels industrienaher Dichtstromförderung die Einsatzstoffe Referenzbraunkohle, Gärreste, Klärschlamm und Waldschadholz. Ersatzbrennstoff und Schredderleichtfraktion konnten aufgrund der stark heterogenen und faserigen Eigenschaften sowie der unzureichenden Partikelgrößenverteilung nicht für die Flugstromvergasung zugänglich gemacht werden. Gärreste zeigen zudem im Gegensatz zu den anderen Einsatzstoffen unter Zugabe von SiO_2 ausreichendes Viskositätsverhalten. Kombiniert mit der höchsten Reaktivität und dem kompatiblen Schlackeverhalten wurden sie daher für die Pilotversuche im Flugstromvergaser ausgewählt.

Trotz des niedrigen Heizwerts und des hohen Ascheanteils wurde erstmals ein stabiler autothermer Betrieb von unvorbehandelten Gärresten im Pilotmaßstab erfolgreich unter industrienahen Bedingungen demonstriert. Die Synthesegasreinigung konnte erfolgreich mit dem Vergaser gekoppelt werden. Dabei wurden die Betriebsparameter durch Parameterstudien optimiert, wobei die Dampfzugabe vermutlich durch den niedrigeren Heizwert weniger bedeutend ist. Gegenüber kommerziell genutzten Einsatzstoffen konnte eine überdurchschnittliche Synthesegasqualität (H_2/CO-Verhältnis von 1.6) bei akzeptablem Kaltgaswirkungsgrad (60-65 %) erreicht werden. Aufgrund des stark schlackenden Betriebs sind aber Anpassungen wie Additive für großtechnische Versuche notwendig. Der hohe Aschegehalt und vergleichsweise niedrige Heizwert kann außerdem zukünftig durch eine Einsatzstoffmischung ausgeglichen werden. Einsatzstoffspezifische Spurengase wie etwa HCl, H2S und HCN konnten in einer gekoppelten Gasreinigung erfolgreich durch ad- und absorptive Trenntechniken ausreichend entfernt werden.
Die Modellansätze des CFD-Modells der konventionellen Einsatzstoffe auf biogene Reststoffe übertragen werden. Das Modell wurde mithilfe der Daten aus den Pilotversuchen erfolgreich validiert. Basierend darauf wurde ein ressourcen-optimiertes Reaktordesign für den Biomasse-Flugstromvergaser Industriemaßstab entwickelt. Im Vergleich zu konventionellen Einsatzstoffen kann bei gleicher Baugröße eine höhere Leistungsdichte und ein höherer Durchsatz erzielt werden. Das Modell erlaubt außerdem eine Optimierung der Prozessführung. Zur weiteren Verbesserung des Modells wäre eine Implementierung der detaillierten Betrachtung des Wand- und Schlackeverhaltens erforderlich. Außerdem ist die CFD als Auslegungs- bzw. Skalierungstool nur dann final belastbar, wenn die Validierung im relevanten Maßstab durchgeführt wird.

<u>COORVED-Vergasung:</u>

Die COORVED-Vergasung wurde erfolgreich für die Einsatzstoffe Klärschlamm und Referenzbraunkohle gezeigt. Gärreste zeigten starke Agglomerationen, weshalb sie für die COORVED-Vergasung aufgrund der Verschlackungsneigung nur bedingt geeignet sind. Durch zahlreiche Reaktoroptimierungen (z.B. Eintragsschnecke, Geometrieanpassung) konnte die Prozessstabilität deutlich verbessert werden. Zusätzliche Probenahmestellen ermöglichten eine detailreiche Bilanzierung. Die Einordnung der COORVED-Aschen in die Deponieverordnung (auf Basis entsprechender DIN-Analysen) erfordert entweder eine weitere Optimierung der Sekundärvergasungszone des COORVED-Vergasers zur Senkung Restkohlenstoffgehalts oder eine Nachbehandlung der Asche. Ausgehend von der für die COORVED-Aschen von Klärschlamm und Gärreste bestimmten Reaktivitäten und Schlackeviskositäten wäre eine unproblematische Nachbehandlung als Co-Feed in einer zentralen Flugstromvergasung möglich. Das CFD-Modell des COORVED-Vergasers wurde erfolgreich um Teilmodelle für die Partikelgrößenverteilung, die Partikelfragmentierung und die Partikelkonversion erweitert. Ein Vergleich des Modells mit einer 3D-Simulation zeigt, dass die Vereinfachung auf ein 2D-Gitter zulässig ist und die Rechenzeit um ein Vielfaches verringert werden kann. Die Modellergebnisse zur Hydrodynamik bestätigen das Trennkonzept des COORVED-Reaktors und zeigt das Auftreten von Segregation größerer Partikel in der Sekundärvergasungszone und der Partikelaustrag kleiner Partikel in der Primärvergasungszone. Die Nachberechnung der COORVED-Versuche für Klärschlamm bestätigen die Ausbildung einer Flammenzone im Bereich der Primärvergasungsdüse sowie die gemessenen Reaktoraustrittstemperaturen. Das COORVED-Verfahren konnte wesentlich optimiert werden und das grundlegende

Verfahrensprinzip (Agglomeratbildung in Primärzone als Voraussetzung zur Umsatzsteigerung durch Sekundärvergasungszone) wurde bestätigt.

Wirbelschichtvergasung:

Die Einsatzstoffe Waldschadholz, Ersatzbrennstoff, Gärreste, und Klärschlamm wurden erfolgreich in der Wirbelschichtvergasung im Pilotmaßstab untersucht und damit unter anderem die Flexibilität der Technologie in Bezug auf den verwendeten Einsatzstoff gezeigt. Der Einsatzstoff kann häufig direkt als getrocknetes Granulat, Hackschnitzel oder Fluff verwendet werden. Falls notwendig, kann durch Pelletierung die Fließfähigkeit verbessert und die Energiedichte erhöhte werden.

HTW®-Vergasung:

Für die HTW®-Technologie lagen bereits umfassende Betriebserfahrung an der Pilotanlage für den Einsatz von fossilen Einsatzstoffen sowie erste Versuche mit Holz vor. Dies erlaubte eine gezielte Prozesssteuerung und Optimierung der Prozessbedingungen und dadurch einen stabilen Betrieb für die Demonstration des Full-Chain-Betriebs inklusive der Synthese von Methanol mit Waldschadholz. Ebenso zeigten die Pilotversuche die Eignung des HTW®-Verfahrens für die Vergasung des Ersatzbrennstoffs, dessen Inhomogenität durch geeignete Prozessführung erfolgreich ausgeglichen werden konnte. Allerdings führte die Beschaffenheit und der hohe Flüchtigenanteil des Ersatzbrennstoffs zu einer deutlich höheren Beladung des Synthesegases mit Kohlenwasserstoffen und Teeren sowie einer Ablagerung dieser auf dem Flugstaub. Dies erfordert eine aufwendigere Gasaufbereitung und beansprucht, insbesondere im experimentellen Umfeld, den Rohgaskühler und das Messequipment stark. Grundsätzlich konnte auch die HTW®-Vergasung von Klärschlamm gezeigt werden, jedoch musste das Reaktorinventar aufgrund des hohen Aschegehalts kontinuierlich abgezogen werden. Dies führte zu einer geringen Verweilzeit des Kohlenstoffs und folglich geringerem Kohlenstoffausbrand, dem mit einer Rezirkulation des Bettinventars entgegengewirkt wurde. Insbesondere in Hinblick auf die Anforderungen zur Rückgewinnung von Phosphor, ist eine weitere Evaluation der Klärschlamm-HTW®-Vergasung sinnvoll.

Chemical-Looping-Vergasung:

Die Chemical-Looping-Vergasung im Pilotmaßstab wurde erstmals 2022 erfolgreich mit Waldrestholz demonstriert, sodass die Weiterentwicklung der Technologie und die Betriebserfahrung im Fokus standen. Die CL-Vergasung von Gärresten zeigte zwar stabile Betriebsbedingungen und eine gute Synthesegasqualität, jedoch führten kurzzeitige Temperaturspitzen zu Aufschmelzen des Reaktorinventars und zu einer Verblockung des Reaktors. Mit geeigneter Prozessführung und einer Beimischung von Additiven zur Erhöhung der Ascheschmelztemperatur könnte der Prozess für Gärreste möglicherweise dennoch Potenzial haben. Die CL-Vergasung von Ersatzbrennstoff benötigt aufgrund des hohen Flüchtigen- und geringen Fixkohlenstoffanteils deutlich länger, um einen stabilen Betriebspunkt > 850 °C zu erreichen. Probleme in der sicherheitsrelevanten Peripherie führten jedoch dazu, dass der Betrieb häufig unterbrochen werden musste und nur durch Zufeuerung im Air Reactor hohe Temperaturen erreicht werden konnten. Daher konnten keine aussagekräftigen Ergebnisse generiert werden.

CFD-Modelle für die HTW®- und CL-Vergasung wurden erfolgreich entwickelt. Durch den Einsatz des Grafikprozessors (GPU) für die Partikelberechnung konnte eine wesentliche Steigerung der Effizienz der Simulation erreicht werden, wodurch CL-Anlagen im industriell

relevanten Maßstab mit vertretbarem Aufwand simuliert werden können. Für die HTW®-Vergasung sind die Simulationen deutlich rechenintensiver aufgrund der benötigten hohen Auflösung um die Zweistoffdüsen.

Korrosionsmessungen und Fouling in der Wirbelschicht:

Im Rahmen der Wirbelschicht-Pilotversuche wurde die korrosive Wirkung des Rohgases je nach Einsatzstoff auf Werkstoffcoupons im Rohgaskühler untersucht. Hierzu wurden Probenhalter in der Gas-Ein- und Austrittskammer des vorhandenen Rohgaskühlers eingebaut. Weiterhin wurde zusätzliche Messtechnik installiert, um die Betriebsbedingungen bestmöglich erfassen zu können und gemeinsam mit den Ergebnissen der Gasanalysen die vorgefundenen Korrosionsangriffe auszuwerten. Die gefahrenen Kampagnen ermöglichen wegen zeitlicher Einschränkungen mehr qualitative Aussagen zum Korrosionsverhalten. Zusätzlich wurden deshalb Auslagerungsversuche für ausgesuchte Werkstoffe in synthetischer Synthesegasatmosphäre erfolgreich durchgeführt. Ebenso bestätigten Online-Korrosionsmessungen nach dem Zyklon einen hohen Korrosionsangriff bei der Verwendung von Ersatzbrennstoff und Waldschadholz, sowohl bei der CL- als auch der HTW®-Vergasung.
Das wärmetechnische Verhalten des Rohgaskühlers konnte mit Hilfe der Messdaten aus den Pilotversuchen verifiziert werden. Es wurden Foulingfaktoren für den Apparat ermittelt, welche zukünftig für die Auslegung für den vorliegenden Prozess verwendet werden können. Die entstandenen Algorithmen können ebenfalls zur Onlineüberwachung verwendet werden.
Ebenfalls wurde das erosive Verhalten verschiedener Aschen aus den Vergasungsprozessen detailliert untersucht. Für die Ausführung der Erosionsversuche wurden dieselben Werkstoffcoupons wie in den Pilotversuchen verwendet und ihr jeweiliger Massenverlust bei Variation der Einflussparameter ermittelt. Abschließend wurden Vorhersagen des erosiven Verhaltens durch aus der Literatur bekannte Erosionsmodelle mit den Versuchsergebnissen verglichen. Für einige der Asche-Werkstoff- Kombinationen konnte eine Übereinstimmung von angepasstem Rechenmodell und Versuchsergebnis festgestellt werden, andere hingegen ließen sich nicht abbilden.

Staubfiltration:

Filterkerzen aus verpresstem und anschließend wärmebehandeltem Metallpulver wurden anstelle der zuvor verwendeten Keramikfilz-Filterelemente in der Gasaufbereitung unter den Versuchsbedingungen der HTW®-Vergasung in einer neu designten Filtertriade bestehend aus jeweils 3 Filterelemente in eine kleine Filterplatte mit 190 mm Durchmesser getestet. Der Temperaturbereich des Filters liegt bei beiden Kampagnen bei ca. 200 °C. Hierfür wurde in Vorversuchen mit Staub aus der Pilotanlage eine Filterfeinheit von 12 µm mittlerer Porengröße und Rückhaltegrad (X95) von 0,83 µm (Neuzustand) bzw. 0,5 µm nach Alterungsversuchen ausgewählt. Anschließend wird durch eine Voroxidation oberhalb 1000 °C eine geschlossenen Cr-Al Mischoxidschicht gebildet, die einem korrosiven Angriff von Chloriden und Schwefelverbindungen bei hohen Temperaturen standhalten soll.
Während bei der ersten Kampagne mit Holz ein robustes Filter und Rückpulsverhalten zu beobachten war, konnte bei dem Vergasungsversuch mit Ersatzbrennstoff kein stabiler Filtrationszyklus eingestellt werden. Die Dauer bis zum Rückpulsen musste stetig verkürzt werden und der Anfangsdruckverlust stieg um 15-20 mbar an. Dies spricht für ein Verblocken der Filterporen, die durch das Rückpulsen nicht gereinigt werden können und so der Durchfluss sinkt bzw. der Druckverlust der Filteranlage ansteigt. Die metallographische Untersuchung an

einem künstlich erzeugten Bruchbild weist eindeutig auf eine Verblockung durch Rußbildung hin. Hauptsächlich wird Kohlenstoff detektiert, der sowohl im Innen- als auch Außenbereich des Filterelements zu finden ist. Die Rußschicht liegt zum Teil auf den Metallpulverpartikeln und auch in den Poren zwischen den Pulverpartikeln. Zum Teil finden sich auch Schlacke bildende Elemente wie Ca, Zn, Na und Schwefel. Bei der niedrigen Temperatur ist ein korrosiver Angriff durch Schwefel-Verbindungen auszuschließen. Eine Versinterung der Schlacke ist bei 200 °C ebenfalls nicht zu erwarten. Es ist daher davon auszugehen, dass Ruß und Teer die Verblockung der Filterelemente ausgelöst haben.

Gasreinigung:

Die an die Wirbelschicht-Pilotanlage gekoppelte Gasaufbereitungsanlage ermöglicht die Untersuchung von realem Synthesegas und kombiniert kommerzielle Technologien mit innovativen Neuentwicklungen. Komponenten wie der Heißgasfilter, der Rohgaswäscher, die Hydrolyse und das Aminsystem sind technisch ausgereift und bewährt. Ergänzt wird das System durch eine physikalische Teerabscheidung mittels einer neu entwickelten Biodieselwäsche. Diese Technologie befindet sich noch in der Entwicklungsphase und ist derzeit nicht kommerziell verfügbar. Die Gasaufbereitung wurde mit Hilfe des Simulationstools ChemCad nachsimuliert und eine Materialbilanz erstellt. Die Validierung mit den in den Pilotversuchen generierten Daten, zeigt, dass die rechnerische Abbildung der Versuchsanlage erfolgreich war.

Im Betrieb zeigte sich ein insgesamt stabiler Verlauf der Gasaufbereitungsanlage bei der Nutzung von Waldschadholz als Einsatzstoff. Dabei konnten unabhängig vom Roh-Synthesegas die gewünschte Reinheit des Synthesegases erreicht werden. Darüber hinaus konnte die neu entwickelte Biodieselwäsche erfolgreich für Waldschadholz als Einsatzstoff getestet werden. Bei der Regeneration des Biodiesels wurde ein Gemisch aus Benzol, Toluol und Xylol gewonnen, welches als Wertprodukt weiterverwendet werden kann. Dies unterstreicht die grundsätzliche Eignung der Anlage für biogene Reststoffe.

Die Verwendung alternativer Einsatzstoffe wie Ersatzbrennstoff stellt hingegen eine deutliche Herausforderung dar. Der hohe und stark schwankende Gehalt an Kohlenwasserstoffen führt zu einer zusätzlichen Belastung der Gasaufbereitung, da es durch die starke Abkühlung des Synthesegases vermehrt zur Auskondensation von Kohlenwasserstoffen kommt, welche den Wärmetauscher vor dem Rohgaskompressor verblocken, was die Verfügbarkeit der Anlage verkürzt. Trotzdem konnte gezeigt werden, dass die anderen Aggregate das Roh-Synthesegas zuverlässig reinigen. Durch Optimierung des Wärmetauschers konnte die Anlage für alternative Einsatzstoffe umgerüstet werden. Großtechnisch würde der Reaktor im Überdruck betrieben werden. Abhängig vom Druck des Vergasers kann auf die Zwischenkompression vor der Biodieselwäsche und dem Aminsystem verzichtet werden, sodass erst vor der Synthese der Druck erhöht werden muss und somit keine kondensierbaren Kohlenwasserstoffe mehr im Synthesegas vorhanden sind.

An dem Pilot-Flugstromvergaser konnte erfolgreich eine neuaufgebaute ad- und absorptive Gasreinigungsanlage gekoppelt werden. Zudem konnten geeignete Adsorber für die einsatzstoffspezifische Abreinigung von Spurenelementen wie H_2S, HCl oder HCN über einen Teststand identifiziert und charakterisiert werden.

Synthese

Zur Demonstration der vollständigen Prozesskette von der Vergasung bis zur Synthese wurde an der Wirbelschichtpilotanlage eine Methanolanlage mit Produktkondensation und Reaktanten-Recycling aufgebaut und zunächst mit dem Einsatz von Flaschengas validiert. Im Betrieb mit aufgereinigtem Synthesegas aus der Vergasung von Waldschadholz zeigte sich eine Akkumulation von Inerten im Kreislaufstrom, wobei dennoch ein näherungsweiser vollständiger Umsatz von CO_x beobachtet werden konnte. Die schwankende Zusammensetzung des Synthesegases zeigte keinen signifikanten Einfluss auf die Methanolproduktion unter den gewählten Reaktionsbedingungen. Neben höheren Alkoholen, die als Nebenprodukte in der Methanolsynthese anfallen, konnten des Weiteren Cyclopentan und verschiedene Aromaten (Benzol, Toluol, Xylol) als Nebenprodukte der Vergasung und der Gasaufbereitung im flüssigen Methanol nachgewiesen werden.

Die Ergebnisse der Langzeittest zur Methanolsynthese bei Air Liquide zeigten gute Aktivitäten und Stabilitäten der eingesetzten Katalysatoren, auch für CO_2-reiche unterstöchiometrische Synthesegase. Die Desaktivierungsraten waren vergleichbar mit denen für konventionelle, stöchiometrische Mischungen. Da die Anlagenkosten ein starker Kostentreiber bei solch geringen Anlagenkapazitäten sind, wird empfohlen, alternative Konzepte mit Zwischenkondensation und geringem oder ohne Recycle weiterzuverfolgen, um die Kosten für Kompressoren, Wärmetauscher und Reaktoren zu reduzieren.

Auslegung eines industriellen Vergasers:

Auf Basis der Pilotversuche und der Modellierungen wurden für die verschiedenen Vergaser-Technologien Großanlagen mit einer Kapazität von 100 MW_{th} ausgelegt. Dabei müssen verschiedene Annahmen getroffen werden wie beispielsweise zur Skalierung der Wärmeverluste. Für die COORVED-Vergasung wurde ein bei 11 bar betriebener Reaktor für Klärschlamm ausgelegt. Die Flugstromvergasung wurde für den Einsatz von Gärresten bei 25 bar betrachtet. Für die HTW®-Vergasung wurde ein Reaktor für verschiedene Einsatzstoffe bei einem Betriebsdruck von 12 bar ausgelegt.
Für den Rohgaskühler eines industriellen Wirbelschichtvergasers wurde die Anströmung mit Hilfe von CFD detailliert betrachtet, um die durch die Verbindungsleitung zum Reaktor hervorgerufene ungleiche Verteilung von Gas- und Partikelstrom zu minimieren. Die erzielten Verbesserungen müssen im Einzelfall mit dem erhöhten Konstruktions- und Fertigungsaufwand abgewogen werden. Auf Basis der zusätzlich installierten Messinstrumente und der Betriebsdaten des Pilotvergasers konnte außerdem das wärmetechnische Verhalten des Rohgaskühlers verifiziert werden. Es wurden Foulingfaktoren für den Apparat ermittelt, welche zukünftig für die Auslegung für den vorliegenden Prozess verwendet werden können. Die entstandenen Algorithmen können ebenfalls zur Onlineüberwachung verwendet werden.
Für den CLG-Prozess wurde eine zweiteilige Abhitzestrecke erarbeitet: Für die Rohgaskühlung des Gases aus dem Fuel Reactor wurde gemäß den Prozessanforderungen ein Doppelrohr-Synthesegaskühler als Dampferzeuger inklusive Dampftrommel ausgelegt und designt. Diese Bauform ist erprobt und ist in der Lage, alle gestellten Anforderungen zu erfüllen. Zur Nutzung der Abwärme aus dem Air Reactor wurde eine Apparatekette bestehend aus 2 Verbrennungsluftvorwärmern und 2 Dampfüberhitzern, jeweils bestehend aus einem Nieder- und einem Hochtemperaturvorwärmer. Die Aufteilung erfolgte dabei basierend auf dem geforderten Temperaturprofil zur Kostenminimierung der Apparate. Die Apparate erfüllen alle

Anforderungen und erhöhen durch die zurückgewonnene Wärme die thermische Effizienz des Prozesses.

Auslegung einer industriellen Synthese:

Basierend auf den Materialbilanzen der Gasreinigungsanlagen der Flugstrom- und der Wirbelschicht-Pilotanlagen wurden zwei Syntheseverfahren ausgelegt. Für das sehr saubere Synthesegas der Flugstromvergasung (keine Kohlenwasserstoffe enthaltene Synthesegas) zeigte sich Methanol (thermodynamisch, Produkteffizienz, CO_2-Emissionen, …) als vielversprechendste Produkt der flugstrombasierten Polygeneration und wurde daher in industriellem Maßstab ausgelegt. Das einen hohen Kohlenwasserstoffanteil enthaltene Rohgas der Chemical-Looping-Vergasung, eignet sich für ein Syntheseverfahren, für das sinnvollerweise ein Reformerschritt notwendig ist. Daher wurde für das Rohgas eine FT-Synthese incl. Reformer ausgewählt und ausgelegt. Für das Rohgas ex Flugstromvergasung wäre eine FT-Synthese mit oder ohne Reformer ebenfalls geeignet gewesen, wohingegen die Methanolsynthese mit einem Rohgas ex CLG nur sinnvoll gewesen wäre, wenn in das Prozessschema Upstream der Synthese ein POX oder Reformierschritt aufgenommen worden wäre.

Wirtschaftlichkeit der Gesamtanlage:

Alle Kostenschätzungen der verschiedenen Partner, welche innerhalb des Projektes angefertigt wurden, wurden miteinander verglichen und zeigten eine gute bis sehr gute Übereinstimmung. Entsprechend kann davon ausgegangen werden, dass die nachfolgenden Schlussfolgerungen zur Wirtschaftlichkeit zuverlässig sind. Die Investitionskosten für einen 100 MW_{th}-Vergaser wurden zwischen 75 Mio. bis 170 Mio. Euro je nach inkludierter Peripherie (Luftzerlegung, Einsatzstoffaufbereitung) geschätzt. Eine Methanolanlage kostet nach Einschätzung der Projektpartner zwischen 200 Mio. und 250 Mio. Euro und eine Polygenerationsanlage ungefähr 500 Mio. Euro.
Da die Anlagenkapazitäten aufgrund der geringen Verfügbarkeit der Reststoffströme gering sind (typischerweise 100-200 MW_{th} Einsatzstoffleistung), stellen die Anlagen-Investitionskosten einen klaren Kostentreiber dar. Aus wirtschaftlicher Sicht sollten daher die Anlagen so groß wie möglich gebaut werden. Anlagenkapazitäten < 100 MW_{th} (Einsatzstoffleistung) führen zu einer deutlichen Erhöhung der Produktionskosten. Die Bewertung zur Methanol- und Stromproduktion sowie zur Polygeneration haben folgende Schlussfolgerungen ergeben:

1. Eine Abfall-basierte Produktion von Methanol ist kommerziell attraktiv und erlaubt geringere Produktionskosten (~ 750-900 €/t) als eine Produktion auf Basis von CO_2 und Wasserstoff (e-Methanol, ~ 1100-1400 €/t), führt aber dabei zu höheren Emissionen. Möglichst hohe Anteile an biogenem Einsatzstoff würden hierbei helfen, die Emissionen zu reduzieren.

   - Die Produktion von Methanol aus Abfall macht aus Sicht von Privatunternehmen Sinn, da gleichzeitig Emissionen eingespart werden und die Anlagen bestmöglich ausgenutzt werden können (Dauerbetrieb, niedrige Rohstoffkosten, geringe Marktschwankungen). Wichtig hierfür ist jedoch eine geeignete CAPEX-Förderung oder entsprechende finanzielle Anreize für die Vermeidung einer Müllverbrennung. So würden Mechanismen zur sektorübergreifenden Anrechnung von

Emissionseinsparungen aus der vermiedenen Müllverbrennung helfen, um die höheren Produktionskosten rechtfertigen zu können.

2. Eine Produktion von Strom im Grundlast-Betrieb führt zu deutlich höheren Produktionskosten (~ 90-40 ct/kWh Strom, 5-20 % Split) als auf Basis von fossilen Einsatzstoffen. Das Potenzial liegt entsprechend eher bei einer flexiblen Betriebsweise zur Abdeckung von Spitzenlasten.

   - Die Produktion von Strom erfordert eine gezielte Unterstützung von Unternehmen, die Spitzenlastkraftwerke zur Sicherung der Netzversorgung bauen und betreiben wollen. Aus der Perspektive von Privatunternehmen, die durch ihre Investitionen einen Erlös erzielen müssen, ist dies aufgrund geringer Anlagenauslastungen bei gleichzeitig hohem Investment eher schwierig. Aus der Perspektive von Netzbetreibern mit Fokus auf Strominfrastruktur und Versorgungssicherheit kann dies anders sein. Hierfür ist die Bewertung auf Basis von reinen Produktionskosten nicht aussagekräftig. Derzeit werden Gaskraftwerke typischerweise mit ca. 3200 Volllaststunden gefahren (Daten von 2021[10]), da sie aufgrund der Nutzung von teurem Erdgas relativ hohe Grenzkosten[11] verglichen mit anderen Kraftwerkstypen (Wind / Solar / Kohle) aufweisen (siehe Tabelle 14). Wenn nun Erdgas durch Synthesegas aus einer der im Projekt entwickelten Vergasungstechnologien ersetzt wird (z.B. im Rahmen eines Abnahmevertrags zwischen Betreiber der Vergasungsanlage und dem Kraftwerksbetreiber), sind die Grenzkosten durch die Vergasung noch deutlich höher. Für einen Netzbetreiber kann eine solche Investition trotz der 2 – 2.7 Mal höheren Grenzkosten trotzdem ausreichend attraktiv sein, wenn die Alternative eine unzureichende Stromversorgung oder eine Produktion von Strom aus Wasserstoff ist. In diesem Fall kann eine Produktion von Strom aus Synthesegas also eine Rolle spielen, wenn Netzbetreiber oder Regierung die entsprechenden Mehrkosten für Synthesegas und das Gaskraftwerk trotz geringer Auslastungen übernehmen wollen.

Tabelle 14: Grenzkosten für Gaskraftwerke mit verschiedenen Energieträgern

Prozess	**Erdgas-Kraftwerk**	**Abfall-basierte CoGen-Anlage**	**H_2-basiertes Gaskraftwerk**
Grenzkosten	70 - 90 €/MWh_{el}	130 -240 €/MWh_{el}	275 - 305 €/MWh_{el}
Ergänzung	- 20 - 30 €/MWh Erdgas - 100 €/t CO_2-Steuer	- 200 - 50 MW_{th} Einsatzstoff - 80-20 MW_{el} Stromproduktion - Grenzkosten beinhalten die Investkosten für Vergasung und Gasreinigung	- 5.5 - 6.1 €/kg H_2 - 60% Effizienz

[10] Next Kraftwerke, https://www.next-kraftwerke.de/wissen/volllast-teillast-nulllast, last retrieved May 7th, 2025
[11] Grenzkosten: minimaler Verkaufspreis, bei dem kein Verlust erzielt wird (Investitionskosten sind hierbei ausgeschlossen); entspricht also den reinen Betriebskosten.

3. Flexible Coeneration-Anlagen für Methanol und Strom sind technisch umsetzbar und unabhängig von der Verfügbarkeit von erneuerbaren Energien, führen aber wegen der geringen Anlagengrößen und der entsprechend hohen Investkosten zu hohen Produktionskosten (TCO > 200-300 €/MWh). Wenn passende Finanzierungsmodelle für Reservekraftwerke und entsprechende Förderungen von Neuanlagen vorliegen, könnten flexible Cogeneration-Anlagen einen Beitrag zur Sicherung der Stromversorgung liefern. Für Privatunternehmen ist dieses Geschäftsmodell aufgrund hoher Investitionskosten und geringer Anlagenauslastung weniger attraktiv.

Diese Analyse zeigt die große Schwierigkeit, auf Basis von Produktionskosten eine Handlungsempfehlung für einen Sektor auszusprechen, für den weitere Aspekte (Versorgungssicherheit, Netzstabilität, Unabhängigkeit von Energieimporten etc.) ggf. eine größere Rolle spielen. Entsprechend kann auf Basis des vorliegenden Forschungsprojektes keine abschließende Empfehlung ausgesprochen werden. Eine Analyse des langfristigen Potenzials aus Sicht eines Netzbetreibers, inkl. Vergleich mit anderen technischen Optionen (Batteriespeicherung, H_2-Kraftwerke, CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen etc.) und in Abhängigkeit vom zukünftigen Strommix, ist hierzu notwendig und sollte in Folgeprojekten durchgeführt werden. Der Einfluss der Einsatzstoffstrategie auf die Wirtschaftlichkeit scheint gegenüber der Skalierung der Anlage einen weniger relevanten Einfluss zu haben.

Lebenszyklusanalyse:

Abfall-basierte Routen zur Produktion von Methanol und/oder Strom zeigen ein Potenzial zur Emissionseinsparung, wenn vermiedene Emissionen aus Müllverbrennungsanlagen berücksichtigt werden. Wenn das Hauptziel eine Reduktion von direkten und indirekten Emissionen ist, sollte eine Nutzung von Biomasse oder Biomasse-reichen Abfallfraktionen als Einsatzstoff erwogen werden. Wenn eine Herstellung von zirkulären / recycelten Chemieprodukten angestrebt wird, werden zusätzliche Emissionskredite aus der vermiedenen Müllverbrennung oder bindende Recyclingziele benötigt, um die höheren Produktionskosten zu decken und einen Anreiz für Investoren zu schaffen.

11. Koordination und Kommunikation

Die Technische Universität Darmstadt war für die Koordination und Kommunikation (AP6) des VERENA-Gesamtprojekts verantwortlich. Der Lead für die grundlegenden Untersuchungen (AP1) lag bei der TU München, für die Arbeitspakete AP2 Untersuchungen im Pilotmaßstab und AP3 Modellentwicklung bei der TU Darmstadt, für AP4 Auslegung der Großanlagen zunächst bei MHPSE und anschließend bei der TU München und für AP5 Bewertung des Prozesses bei der TU München. Zur Kommunikation zwischen den Projektpartnern fanden halbjährliche, 2-tägige Projekttreffen statt, während der die aktuell bearbeiteten Arbeitspakete präsentiert und diskutiert wurden. Für jedes Projekttreffen wurde ein Protokoll angefertigt sowie die Folien auf einer geteilten Plattform („Hessenbox“ der TU Darmstadt) allen Projektbeteiligten bereitgestellt.

- 02.06.2021 – online
- 02./03.12.2021 – online

- 02./03.06.2022 – TU Darmstadt, Darmstadt
- 24./25.11.2022 – TU München, München
- 22./23.05.2023 – TU Bergakademie Freiberg, Freiberg
- 14./15.11.2023 – Air Liquide, Frankfurt
- 19./20.06.2024 – Schmidtsche Schack Arvos, Kassel
- 04./05.12.2024 – TU Darmstadt, Darmstadt

12. Literaturverzeichnis

[1] Air Liquide Technology Handbook, Air Liquide Engineering & Construction, October 2023, version 2.0.

[2] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. A12 '*Gas Production*', VCH Verlagsgesellschaft mbH, Weinheim, 1989.

[3] *Advanced Gasification Technologies - Review and Benchmarking, Task 2 report*, BEIS Research Paper Number 2021/038, Oct. 2021, Department for Business, Energy & Industrial Strategy, United Kingdom, 2021.

[4] Hrbeck, J., *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, Research special report, IEA Bioenergy: Task 33, February 2022.

[5] Tullo, A. H., *Air Products retreats from waste-to-energy*, Chemical & Engineering News, Vol 94, Iss. 15, 2016.

[6] Schmidt K-H, Romey I, Mensch F. *Kohle, Erdöl, Erdgas: Chemie und Technik*, Vogel Verlag; 1981.

[7] Gräbner M. *Industrial Coal Gasification Technologies Covering Baseline and High-ash Coal*, Wiley 2014.

[8] Venter Evd. *Sasol Coal-to-Liquids Developments*, Gasification Technologies Council Conference, 2005.

[9] Adlhoch W. *Hochtemperatur-Winkler-Verfahren (HTW)*, In: Schmalfeld J, Hrsg. Die Veredelung und Umwandlung von Kohle, DGMK 2008, p. 409-46.

[10] A. Larsson, I. Gunnarsson, F. Tengberg (Göteborg Energi), *The GoBiGas project - Demonstration of the production of Biomethane from Biomass via gasification* [online], 2020.

[11] Shibaike H, Takamiya K, Hoshizawa Y, Kato Y, Tanaka H, Kotani K, et al., *Development of high-performance direct melting process for municipal solid waste*, Nippon Steel Technical Report [online] 2005.

[12] Arena U., *Process and Technological Aspects of Municipal Solid Waste Gasification: A Review*, Waste Management 2012; 32(4):625-39.

[13] Katafuchi M, Shinagawa T, Abuku M, Nagayama S., *High-Temperature Gasifying and Direct Melting System for Energy and Material Recovery from any Type of Wastes*, Waste Management 2015;5:453-65.

[14] Hla S. S., *The Development of Waste-to-Energy Technologies around the World*, Waste to Energy Workshop - QCAT 2014.

[15] Portfolio Plus [online], https://portfolio-pplus.com/Technologies/Details/232 (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[16] Adlhoch W, Sato H, Wolff J, Radtke K. *High-temperature Winkler gasification of municipal solid waste*, Gasification Technology Conference. 8. 2000.

[18] Turna, O., Vierrath, H., Meyer, B., Guhl, S., Reimert, R., *British Gas/Lurgi-Schlackebadvergaser (BGL)*, in: Schmalfeld J, Hrsg, Die Veredelung und Umwandlung von Kohle. DGMK 2008, S. 388-391.

[17] Enerkem Newsroom, *Enerkem to Retire its Edmonton Biofuels Facility*, https://enerkem.com/newsroom (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[18] Repsol Homepage, repsol.com, *Ecoplanta: A project for non-recyclable municipal waste recovery*, [online] (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[19] Maersk homepage, *A.P. Moller - Maersk engages in strategic partnerships across the globe to scale green methanol production by 2025*, 10. März 2022, [online], (zuletzt aufgerufen am 23.1.2025).

[20] Proman Newsroom, *Proman closes its investment in Québec's first carbon-recycling and biofuels plant and will lead bio-methanol marketing*, https://www.proman.org/news, [online], 2021 (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[21] NETL homepage, *IGCC project examples*, https://netl.doe.gov (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[22] Combined Cycle Journal, *HRSGs for small combined-cycle and cogen plants*, [online] https://www.ccj-online.com (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[23] MAN Energy Solutions homepage, *A cleaner future with gas engines*, [Online] (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[24] M. Schneider (Jenbacher), *Stand der Technik von Holzvergasung aus Sicht eines Gasmotorenherstellers*, Green Gas Congress 2024, [online] (zuletzt aufgerufen am 15.1.2025).

[25] R. Harb, R. Rivera-Tinoco, M. Nemer, B. Zeghondy, C. Bouallou, *Process Simulation of Tar Removal from Gasification Producer Gas*, Chemical Engineering Transactions, Vol. 81, 2020.

[26] V. Wilk, H. Hofbauer, *Conversion of mixed plastic wastes in a dual fluidized bed steam gasifier*, Fuel, Volume 107, 2013, 787-799.

[27] P. Brüggemann, P. Seifert, B. Meyer and M. Müller-Hagedorn, *Influence of Temperature and Pressure on the Non-Catalytic Partial Oxidation of Natural Gas,* Chemical Product and Process Modeling: 2010, Vol. 5 : Iss. 1, Article 1.

[28] Daten aus Energy-Charts.info (zuletzt aufgerufen am 8.7.2024).

[29] Methanol.org, Carbon Footprint of Methanol, 2022 [online] (zuletzt aufgerufen am 17.1.2025)

[30] RED 2: Zweite EU-Renewable Energy Directive (Erneuerbare Energien-Gesetz) [online] (zuletzt aufgerufen am 17.1.2025).

[31] Q. Qian, J. Ren, C. He, *Plastic Waste Upcycling for Generation of Power and Methanol: Process Simulation and Energy−Exergy−Economic (3E) Analysis*, Ind. Eng. Chem. Res. 2023, 62, 17857−17870.

[32] X. Ma et al., *Design and thermodynamic analysis of a novel methanol cogeneration system based on waste energy recovery and water electrolysis, and multi-objective optimization*, Int. J. Hydrogen En. 2024, 66, 548-561.

[33] Y. Wang et al. *A novel methanol-electricity cogeneration system based on the integration of water electrolysis and plasma waste gasification*, Energy 2023, 267, 126490-126505.

[34] Wastedive.com [Online], *Fulcrum BioEnergy files for Chapter 11 bankruptcy protection*, 24. September 2024 (zuletzt aufgerufen am 22.1.2025)

[35] Wastedive.com [Online], *WM buys Fulcrum BioEnergy site in Nevada via bankruptcy process*, 12. Dezember 2024 (zuletzt aufgerufen am 22.1.2025)

[36] Hydrogeninsight.com, *EU-backed waste-to-hydrogen plant could be delayed amid permitting hurdles*, [online] 11.Juni 2024 (zuletzt aufgerufen am 22.1.2025).

[37] Axens Homepage [online], *BioTfueL® project: Success of the test program and entry into the industrialization and commercialization phase of this technology to produce advanced biojet*, 3. August 2021, (zuletzt aufgerufen am 23.1.2025).

[38] Homepage Värmlands Metanol [online], (zuletzt aufgerufen am 23.1.2025).

[39] MIT, Killingholme Project Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project

[online], (zuletzt aufgerufen am 23.1.2025).
[40] Lloyd's List homepage, *Maersk hedges on LNG amid methanol's bumpy road*, 9. Juli 2024, [online], (zuletzt aufgerufen am 23.1.2025).
[41] Methanol Institute Homepage, Renewable Methanol, [online], (zuletzt aufgerufen am 23.1.2025).

13. Abkürzungsverzeichnis

ACM	-	Aspen Custom Modeler
AFT	-	Ascheerweichungstemperatur
ar	-	as received (deutsch: “wie erhalten”), d.h. inh. Wasser und Asche
ALFE	-	Air Liquide Forschung und Entwicklung GmbH
CAPEX	-	Capital Expenditures (Kapitalkosten)
CF	-	Carbon Footprint (CO_2-Fußabdruck)
CFB	-	Circulating Fluidized Bed (zirkulierende Wirbelschicht)
CFD	-	Computational Fluid Dynamics (Strömungssimulation)
COS	-	Carbonylsulfid
CV	-	Controlled Variable (Kontrollierte Variable)
daf	-	Dry Ash Free (trocken & Aschefrei)
DFB	-	Dual Fluidized Bed (Zweibett-Wirbelschicht)
EBS	-	Ersatzbrennstoff (engl.: Refuse Derived Fuel / RDF)
ELY	-	Elektrolyse
E&C	-	Engineering & Construction
FBDB	-	Fixed Bed Dry Bottom
FSI	-	Free Swelling Index (Bestimmung der Blähzahl einer Kohleprobe)
GHSV	-	Gas Hourly Space Velocity (Raumgeschwindigkeit)
GPU	-	Graphic Processing Unit (Grafikprozessor)
GuD	-	Gas und Dampf (Turbine / Combined Cycle Turbine)
HCN	-	Cyan-Wasserstoff / Blausäure
HPP	-	High Pressure Pyrolysis (Hochdruckpyrolyse)
HTW	-	High Temperature Winkler
IDT	-	Asche-Erweichungstemperatur
IGCC	-	Integrate Gasification Combined Cycle
IPCC	-	International Panel on Climate Change
LP	-	Low Pressure (Steam / Niederdruckdampf)
MeOH	-	Methanol
MHI	-	Mitsubishi Heavy Industries
MPC	-	Model Predictive Control
NG	-	Natural Gas (Erdgas)
OPEX	-	Operational Expenditures (Betriebskosten)
PACE	-	Platform for Advanced Control and Estimation
PDU	-	Process Demonstration Unit (Pilotanlage)
POx	-	Partielle Oxidation
PSA	-	Pressure Swing Adsorption (Druckwechseladsorption)
RED	-	Renewable Energy Directive (EU Erneuerbare Energien Gesetze)
RDF	-	Refuse Derived Fuel (Ersatzbrennstoff)
RME	-	Rapeseed oil Methyl Ester (Rapsöl Methylester / Biodiesel)
SEM	-	Scanning Electron Microscope (Rasterelektronenmikroskop)
SLF	-	Schredderleichtfraktion
SN	-	Stoichiometric Number (Stöchiometriezahl)
SNG	-	Synthetic Natural Gas (synthetisches Erdgas)
SVZ	-	Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum Schwarze Pumpe GmbH
TCO	-	Total Costs of Ownership
THG	-	Treibhausgas
TIC	-	Total Installed Costs (Gesamte Anlageninvestition)
TRI	-	Thermochem Recovery International , Inc.
TSA	-	Temperature Swing Adsorption (Temperaturwechseladsorption)
VSA	-	Vacuum Swing Adsorption (Vakuumwechseladsorption)
XRD	-	X-Ray Powder Diffraction (Röntgen-Diffraktometrie)

Kurzfassung:

Das BMWK-Forschungsvorhaben VERENA untersuchte die flexible Erzeugung von Strom und Energieträgern (z.B. Methanol) aus Reststoffen mittels Vergasung. Das Teilprojekt der Air Liquide Forschung und Entwicklung GmbH (ALFE) beschäftigte sich hauptsächlich mit der Aufarbeitung und Verwertung von Synthesegas sowie der Bewertung der gesamten Prozesskette hinsichtlich Wirtschaftlichkeit und CO_2-Emissionen.

Eine Brennstoffcharakterisierung zeigte die generelle Eignung verschiedener Rohstoffe für die Festbettvergasung, aber auch kritische Aspekte, wie z.B. den hohen Anteil von Spurstoffen und das unvorteilhafte Backverhalten unter Pyrolysebedingungen. Die Studien zeigten, dass kommerziell erhältliche Gasreinigungs-Technologien (partielle Oxidation, Rectisol- und Aminwäsche mit Entfernung von Spurkomponenten) geeignet sind. Versuche in den Pilotanlagen der ALFE konnten zeigen, dass eine Synthese von Methanol aus Abfall-basiertem Synthesegas möglich ist. Auch unter H_2-Defizit und mit CO_2-Überschuss konnte Methanol in guter Qualität produziert und gute Umsätze und Katalysatorstabilitäten erreicht werden. Vor allem neuartige Prozesskonzepte mit reduziertem oder ohne Recycle sind hierbei vielversprechend, um kostengünstig und flexibel produzieren zu können.

Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen konnten zeigen, dass Anlagenkapazitäten < 100 MWth die Produktionskosten deutlich erhöhen. Eine Abfall-basierte Methanolproduktion ist attraktiver als Strombasiertes e-Methanol, führt aber auch zu höheren Emissionen. Eine Stromproduktion im Grundlastbetrieb ist teurer als mit fossilen Brennstoffen, das Potenzial liegt also eher in flexibler Betriebsweise zur Spitzenlastabdeckung. Flexible Cogeneration-Anlagen haben hohe Produktionskosten (>200-300 €/MWh), können aber zur Netzstabilisierung beitragen, wenn entsprechende Förderungen vorliegen.

Die Lebenszyklusanalyse zeigte ein ausreichend hohes Emissionsminderungspotenzial, sofern Emissionskredite aus einer vermiedenen Müllverbrennung berücksichtigt werden können. Biomasse-reiche Abfallfraktionen sind diesbezüglich vorteilhaft. Förderinstrumente und bindende Recycling-Ziele sind zudem notwendig, um auch eine Produktion von chemischen Zwischenprodukten zu ermöglichen.

Gefördert durch:

Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz

Berichtsblatt

1. ISBN oder ISSN	2. Berichtsart (Schlussbericht oder Veröffentlichung) Schlussbericht
3. Titel BMWK-Forschungsvorhaben im Rahmen des Verbundvorhabens VERENA „Vergasungsprozesse mit integrierter Überschussstromeinbindung zur flexiblen Stromerzeugung und Herstellung synthetischer Energieträger aus Reststoffen" – Teilvorhaben Untersuchungen zu Brennstoffqualität, Gasreinigung, Methanolsynthese, integrierter Steuerung und Wirtschaftlichkeit	
4. Autor(en) [Name(n), Vorname(n)] Florian Pontzen, Henrik Schlösser, Karsten Covella, Tamara Ecem Korkut, Ludovic Miraucourt, Giuseppe Cusati	5. Abschlussdatum des Vorhabens 31.12.2024 6. Veröffentlichungsdatum 30.06.2025 7. Form der Publikation Bericht
8. Durchführende Institution(en) (Name, Adresse) Air Liquide Forschung und Entwicklung GmbH Gwinnerstraße 27-33 60388 Frankfurt am Main	9. Ber. Nr. Durchführende Institution 10. Förderkennzeichen 03EE5044G 11. Seitenzahl 56
12. Fördernde Institution (Name, Adresse) Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz Villemombler Str. 76 53123 Bonn	13. Literaturangaben 41 14. Tabellen 14 15. Abbildungen 21
16. Zusätzliche Angaben 17. Vorgelegt bei (Titel, Ort, Datum) 18. Kurzfassung (siehe folgende Seiten)	
19. Schlagwörter chemische und energetische Nutzung von Reststoffen, Co-Generation, Gasifizierung von Abfallstoffen, Methanol-Synthese, Gasreinigung, Techno-ökonomische Bewertung, CO_2-Fußabdruck	
20. Verlag TIB Hannover	21. Preis