

Schlussbericht

zu IGF-Vorhaben Nr. 23 LBG

Thema

Biogaseigenkonditionierung mittels OCM als Alternative zu fossilem LPG bei der Einspeisung von Biogas ins Erdgasnetz (BioEiKon)

Berichtszeitraum

01.05.2015 bis 31.01.2017

Forschungsvereinigung

DVGW - Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V. Technisch- wissenschaftlicher Verein

Forschungsstelle(n)

FSt. 1: DBI – Gastechnologisches Institut gGmbH Freiberg

FSt. 2: Leibniz-Institut für Katalyse e.V. an der Universität Rostock

FSt. 3: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V.

Freiberg, 19.04.2017

Ort, Datum

Herr M. Friedel, Herr M. Röder, Herr S. Wohlrab

Name und Unterschrift aller Projektleiter der Forschungsstelle(n)

Inhalt

1	Einleitung.....	3
2	Durchgeführte Arbeiten und Ergebnisse im Berichtszeitraum	3
2.1	Arbeitspaket 1: Festlegung und Synthese von geeigneten Katalysatoren unter Beachtung der Ergebnisse von Voruntersuchungen und der Anforderungen der Biogaskonditionierung (FSt.1, FSt.2) 3	
2.2	Arbeitspaket 2: Aufbau der Screeningapparatur und Voraustestung der synthetisierten Katalysatoren (FSt.2).....	6
2.3	Arbeitspaket 3: Physikalisch/ chemische Charakterisierung der Katalysatoren vor und nach den reaktionstechnischen Untersuchungen (FSt.2)	9
2.4	Arbeitspaket 4: Reaktionstechnische Untersuchungen im Laborreaktor an ausgewählten Katalysatoren mit Biogas zur Erhöhung des Brennwertes via OCM (FSt.1).....	10
2.5	Arbeitspaket 5: Bestimmung der Reaktionskinetik für ausgewählte Katalysatoren (FSt.2) 13	
2.6	Arbeitspaket 6: Konzeptentwicklung eines Herstellungsverfahrens der in AP1 analysierten Katalysatorsystem (FSt. 1, FSt. 2)	15
2.7	Arbeitspaket 7: Thermodynamische und kinetische Modellierung des Reaktionssystems (FSt.1, FSt.3).....	21
2.8	Arbeitspaket 8: Konzeptentwicklung eines OCM- Reaktors für einen Referenzfall (Biogasanlage) einschließlich Wärmemanagement (FSt. 1, FSt. 3).....	23
2.9	Arbeitspaket 9: Mathematische Modellierung des OCM-Reaktors (FSt. 1, FSt. 3)	29
2.10	Arbeitspaket 10: Auslegung und Entwicklung eines Demonstrators zur Brennwertanhebung von Biogas via OCM auf Basis des Reaktormodells (FSt. 1, FSt. 3)	32
2.11	Zusammenfassung der Ergebnisse und Ausblick.....	33
3	Verwendung der Zuwendung	34
4	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit.....	35
5	Darstellung des wissenschaftlich-technischen und wirtschaftlichen Nutzens der erzielten Ergebnisse insbesondere für KMU sowie ihres innovativen Beitrags und ihrer industriellen Anwendungsmöglichkeiten	35
6	Plan zum Ergebnistransfer in die Wirtschaft.....	36
7	Einschätzung zur Realisierbarkeit des vorgeschlagenen und aktualisierten Transferkonzepts (im Plan zum Ergebnistransfer in die Wirtschaft).....	37

1 Einleitung

Die durchgeführten Untersuchungen im Berichtszeitraum haben gezeigt, dass ein Verfahren zur Biogaseigenkonditionierung durch die oxidative Methankopplung (OCM) zu höheren Kohlenwasserstoffen (C_{2+} -Kohlenwasserstoffen) hohes Potential für die Anwendung als Konditionierungsverfahren im Biogassektor hat. Im abgeschlossenen Projekt BioEiKon wurden die für das Verfahren benötigten, nicht kommerziell verfügbaren Katalysatoren identifiziert, im Labormaßstab hergestellt, charakterisiert und bezüglich ihrer Selektivität und Aktivität in der OCM-Reaktion getestet. Die erhaltenen Ergebnisse haben gezeigt, dass es möglich ist, durch die selektive Bildung der C_{2+} -Kohlenwasserstoffe den Brennwert von Biomethan auf das Niveau typischer hochkalorischer Erdgase anzuheben. Aufbauend auf den Erkenntnissen der Laborversuche und numerischen Simulationen soll in einem Anschlussvorhaben eine Demonstratoranlage gebaut und getestet werden.

Über die von KMU geprägten Bereiche Erzeugung/Einspeisung von Biomethan, Anlagenplanung und Anlagenwartung/-instandsetzung hinaus profitieren auch KMU der Branchen Anlagenbau und Katalysatorherstellung. Die Erschließung neuer Geschäftsfelder (Konzeption, Planung, Errichtung, Betrieb, Wartung und Service von OCM-Anlagen) stärkt die mittelständische Wirtschaft und den Wirtschaftsstandort Deutschland nachhaltig.

Im Erfolgsfall werden im Rahmen des geplanten Forschungsvorhabens Katalysatoren und Verfahren entwickelt, die ein zur Biogaseigenkonditionierung ausreichend hohes Niveau an Ausbeuten und Selektivitäten von C_{2+} -Kohlenwasserstoffen aufweisen. Das System kann darüber hinaus zur Erzeugung des chem. Grundstoffs Ethylen aus Erdgas weiter entwickelt werden. Vor dem Hintergrund neu erschlossener, preiswerter Erdgasquellen in den USA und dem mittleren Osten bestehen dafür ökonomische Potentiale.

2 Durchgeführte Arbeiten und Ergebnisse im Berichtszeitraum

2.1 Arbeitspaket 1: Festlegung und Synthese von geeigneten Katalysatoren unter Beachtung der Ergebnisse von Voruntersuchungen und der Anforderungen der Biogaskonditionierung (FSt.1, FSt.2)

- Durchgeführte Arbeiten

Arbeit (FSt.1)

Die Festlegung und Synthese von geeigneten Katalysatoren im AP 1 konnte planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

Zu Beginn des Vorhabens wurden dafür auf Basis einer Patent- und Literaturrecherche und den Forschungsergebnissen aus dem Projekt „Konversion von Methan zu höheren Kohlenwasserstoffen“ (KOMET), Förderkennzeichen VF120011, Laufzeit 01.08.2012 bis 31.01.2015, geeignete Katalysatoren, zu denen vor allem seltene Erden sowie Alkali- und Erdalkalimetalle gehören, spezifiziert und inklusive der Herstellungsprozeduren der FSt.2 zur Verfügung gestellt. Um die von der FSt.2 durchgeführten Screeningversuche möglichst effizient zu gestalten, wurden die Einflüsse der relevanten Prozessgrößen wie Temperatur, Katalysatorbelastung und Eduktgaszusammensetzung näher spezifiziert.

Darüber hinaus wurde die für die Biogaskonditionierung nötige Katalysatorperformance (Methanumsätze und Ethan/Ethen-Selektivitäten) unter Berücksichtigung der geltenden Grenzwerte gemäß der DVGW-Arbeitsblätter G260 und G262 definiert.

- Erzielte Ergebnisse

Anhand der Voruntersuchungen wurden geeignete Katalysatoren wie z.B. SrO/LaO/CaO oder LaO/BaO/MgO vorselektiert und für die experimentellen Untersuchungen hergestellt. Des Weiteren wurden die Ergebnisse aus den Voruntersuchungen zum Einfluss der Temperatur, CH₄/O₂-Verhältnis und GHSV (gas hourly space velocity) zur Versuchsvorbereitung verwendet.

Arbeit (FSt. 2)

Die Auswahl der Katalysatoren erfolgte nach den erzielbaren Ausbeuten an höheren Kohlenwasserstoffen (Y_{C2+} / %) unter Berücksichtigung der Ausbeuten an CO_x (Y_{COx} / %), die den resultierenden Brennwert (H_o / kWh/m³) des Produktgases bestimmen. Als Grundlage für die Einordnung der Katalysatoren bezüglich des Brennwertes des Produktstromes dienen die in Abbildung 1 dargestellten Brennwerte verschiedener Erdgase. Ziel war es, Katalysatoren zu identifizieren, die ein Produktgas erzeugen, welches einen Brennwert von mindestens 11,2 kWh/m³, bevorzugt höher, aufweist.

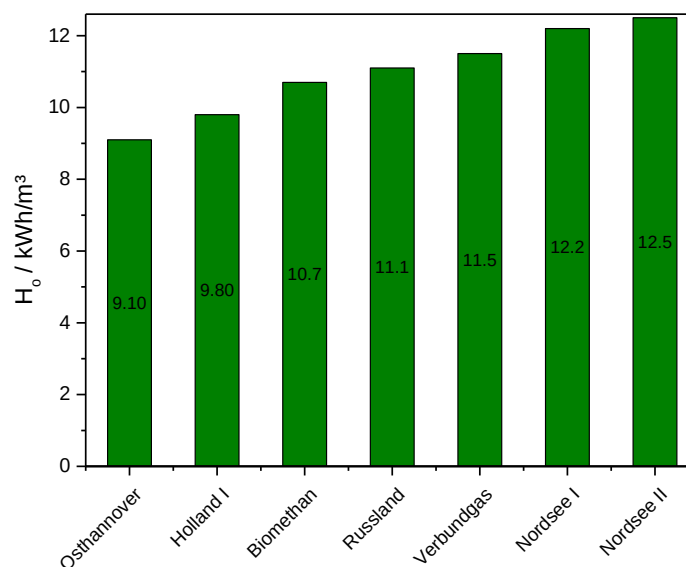


Abbildung 1: Brennwerte verschiedener Erdgase und von Biomethan¹.

Im Rahmen des Projekts wurde folgende Gleichung zur Brennwertermittlung der Produktgase genutzt:

$$H_{o, \text{Produktgas}} = \sum_i \chi_i \cdot H_{o,i} ; \chi - \text{Stoffmengenanteil}, i - \text{Komponente im Produktgas}$$

Für die Auswahl geeigneter Katalysatoren wurde zuerst eine ausführliche Literaturrecherche durchgeführt. Hierzu wurden die verfügbaren Literaturstellen (Journalartikel, Promotions- und Master/Diplomarbeiten, Patente) von 1980 bis 2015 ausgewertet. Die resultierende Datenbank umfasst 2.970 Einträge mit verschiedenen Katalysatoren, die bei unterschiedlichsten Bedingungen bezüglich ihrer katalytischen Eigenschaften für die oxidative Kupplung von Methan untersucht wurden. Die Katalysatorzusammensetzungen aus dieser Datenbank wurden hinsichtlich Y_{C2+} und Y_{COx} analysiert, um geeignete Systeme für die Präparation und anschließende katalytische Untersuchungen auszuwählen.

¹ DVGW Arbeitsblatt G 260; Ursprung des Biomethans: 3 % Restkohlendioxid z.B. Druckwechseladsorption, Druckwasserwäsche

▪ Erzielte Ergebnisse

Aus den in Abbildung 2 dargestellten dokumentierten Selektivitäten für Ethan und Ethen (S_{C_2}) in Abhängigkeit der Methanumsätze (X_{CH_4}) wird ersichtlich, dass ein breites Spektrum an Materialien existiert, die Methan zu Ethan und Ethen umsetzen. Jedoch ist die Anzahl an Katalysatoren, die geeignete Selektivitäten ($S_{C_2} > 80\%$) aufweisen und somit den Anforderungen der Biogaseigenkonditionierung genügen, stark begrenzt.

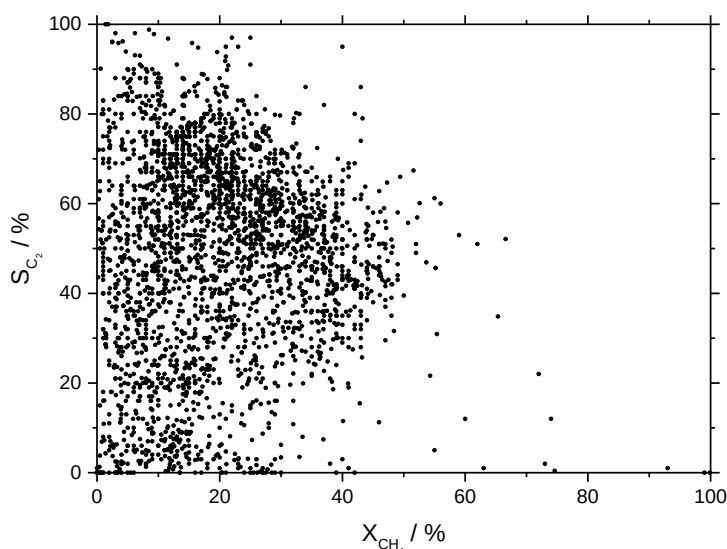


Abbildung 2: S_{C_2} in Abhängigkeit von X_{CH_4} aller in der Datenbank verzeichneten Katalysatoren.

Die gezielte Analyse der erstellten Datenbank (

Abbildung 2) ergab mittels Entscheidungsbäumen, dass die größten Einflussgrößen auf die Selektivität zu den C_{2+} -Kohlenwasserstoffen die Reaktionstemperatur und die vorzugsweise Verwendung von La_2O_3 - oder Na_2WO_4 -haltigen Katalysatoren sind. Auf dieser Basis wurden 80 Materialvariationen synthetisiert. Aus einem iterativen Ansatz sollten ebenfalls Mischoxide mit der Hauptkomponente Lanthan als Katalysatoren zum Einsatz kommen, die auch in einer ersten Generation von Katalysatoren synthetisiert wurden. Tabelle 1 zeigt einen Auszug über die Variationen der verschiedenen Materialien, die im Rahmen des Projektes hergestellt und getestet wurden.

Tabelle 1: Auszug hergestellter und getesteter Katalysatoren, Zahlenwerte in Ma. %

Kat. Nr.	Katalysatorzusammensetzung	Kat. Nr.	Katalysatorzusammensetzung
1	90,8La-9,1Mg-0,1Na	9	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/0,25La/92,75SiO ₂
2	90,8La-9,1Mg-0,1Mn	10	1,1Na/2,2Mn/(6,2)96,7W-SBA-15
3	83,3La-8,3Mg-8,3Sr	11	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/93SBA-15
4	90,8La-9,1Sr-0,1Na	12	5Na ₂ WO ₄ /(2,7)93Mn-SBA-15

5	90,8La-9,1Sr-0,1Mn	13	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/(6,2)93W-SBA-15
6	90,1La-9Na-0,9Mn	14	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/(2,2)93Ti-SBA-15
7	17,5Sr-31,6La-50,9Ca	15	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/(3,4)93Zr-SBA-15
8	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/93SiO ₂	16	5Na ₂ WO ₄ /2Mn/(2,5)93Fe-SBA-15

Zur Bestimmung der optimalen Bedingungen für die OCM-Reaktion wurden für die Screeningversuche der Temperaturbereich von 750 bis 825 °C, verschiedene Raumgeschwindigkeiten (GHSV: 12.000 bis 150.000 l_{Gesamtfluss}/ (kg_{KAT}·h)) und unterschiedliche Feed-Zusammensetzungen (CH₄:O₂ = 2:1, 4:1, 6:1 und 8:1) festgelegt. In diesen Tests zeigte sich, dass analog zur Literaturlauswertung die Na₂WO₄-haltigen Katalysatoren den La₂O₃-basierenden Katalysatoren vorzuziehen sind. Die Na₂WO₄-haltigen Katalysatoren entsprechen am ehesten den Anforderung einer Biogaseigenkonditionierung (Tabelle 1, Kat. Nr. 8, 9) und konnten in einer zweiten Katalysatorgeneration (Tabelle 1, Kat. Nr. 10 - 16) weiterentwickelt werden.

2.2 Arbeitspaket 2: Aufbau der Screeningapparatur und Voraustestung der synthetisierten Katalysatoren (FSt.2)

i) Konzeption und Realisierung einer Screeningapparatur

i. Durchgeführte Arbeiten

Eine Screeningapparatur wurde entsprechend des Projektantrages im AP 2 erfolgreich entwickelt und realisiert. Die Steuerung der verschiedenen Feedgase erfolgt mit Massenflussregler in den jeweilig erforderlichen Regelbereichen. Die Katalysatoren werden in einem Festbett-Durchfluss-Quarzglasreaktor mit Quarzwolle fixiert. Eine Schüttung an inertem SiC-Granulat oberhalb des Katalysatorbetts dient zur Vorwärmung des Reaktionsfeeds. Der Reaktor wird mit einem elektrisch beheizten Ofen auf die gewünschten Reaktionstemperaturen gebracht. Zur quantitativen Analyse der Feed- und Produktgase wird ein FTIR-Spektrometer (Nicolet iS10) der Firma Thermo-Fisher-Scientific und ein Gaschromatograph (GC6890) der Firma HP/Agilent genutzt. Die verwendete Apparatur ist in der Abbildung 3 schematisch dargestellt. Die Austestung der synthetisierten Materialien wurde nach den in Arbeitspaket 1 festgelegten Bedingungen durchgeführt.

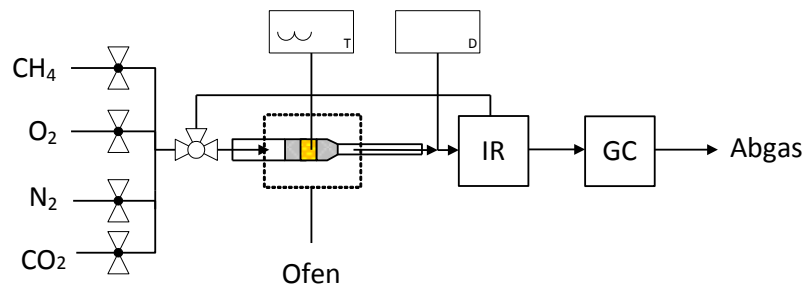
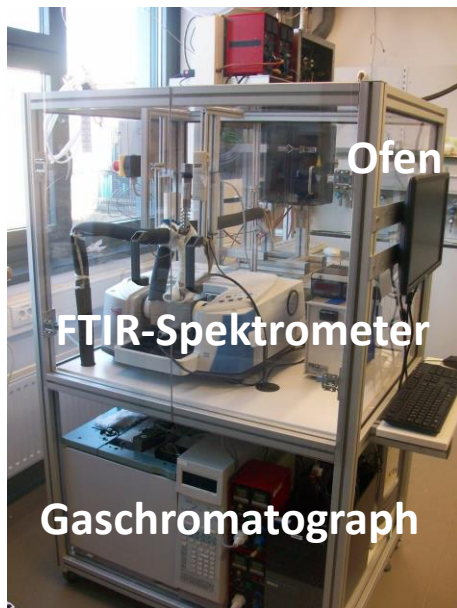
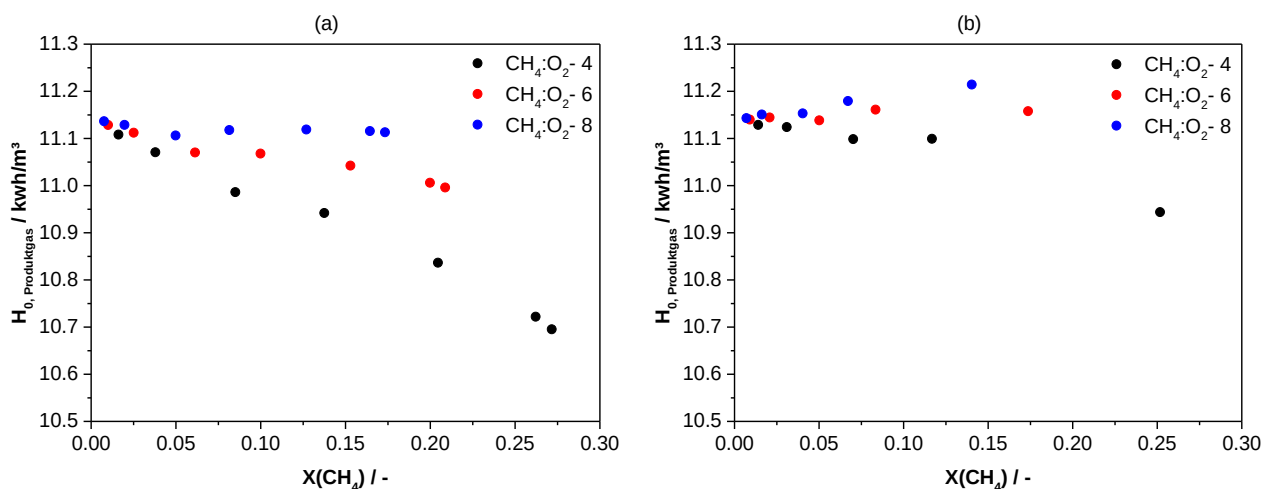


Abbildung 3: Screeningapparatur und Apparatschema.

ii) Testung der synthetisierten Katalysatoren

▪ Erzielte Ergebnisse

Aus dem Screening geht hervor, dass die Na_2WO_4 haltigen Katalysatoren unter den gewählten Prozessbedingungen die besten Ergebnisse hinsichtlich des erreichten Brennwertes, erzielen. In der folgenden Weiterentwicklung wurde daher der Fokus auf $\text{Na}_2\text{WO}_4/\text{Mn}/\text{SiO}_2$ Katalysatoren gelegt. Als Trägermaterial für die Katalysatoren (Tab. 1, Kat. Nr. 8,9) wurde zunächst ein kommerziell verfügbares SiO_2 (Davisil G 646) mit einer spezifischen Oberfläche von $320 \text{ m}^2/\text{g}$, der Firma Grace GmbH & Co. KG, verwendet. Zur Veranschaulichung der im Experiment erzielten Brennwerte bei verschiedenen Temperaturen und verschiedenen CH_4/O_2 -Verhältnissen geben Abbildung 4 und 5 einen geeigneten Überblick. Im Rahmen der Screeningversuche konnte ein Brennwert von $> 11,4 \text{ kWh/m}^3$ erreicht werden. Zu beachten ist, dass eine genügend hohe Temperatur von 800°C notwendig ist, um über einen breiten Umsatzbereich, bei den unterschiedlichen $\text{CH}_4:\text{O}_2$ -Verhältnissen von 4:1, 6:1 und 8:1, den Anforderungen der Biogaseigenkonditionierung zu genügen. Bei absinkender Temperatur von 775°C ist dies nur bei hohen $\text{CH}_4:\text{O}_2$ -Verhältnissen von 8:1 möglich.

Abbildung 4: Kat. 8 – Erzielbare Brennwerte H_0 gegen $X(\text{CH}_4)$ für 775°C (a) und 800°C (b) bei unterschiedlichen Feedzusammensetzungen.

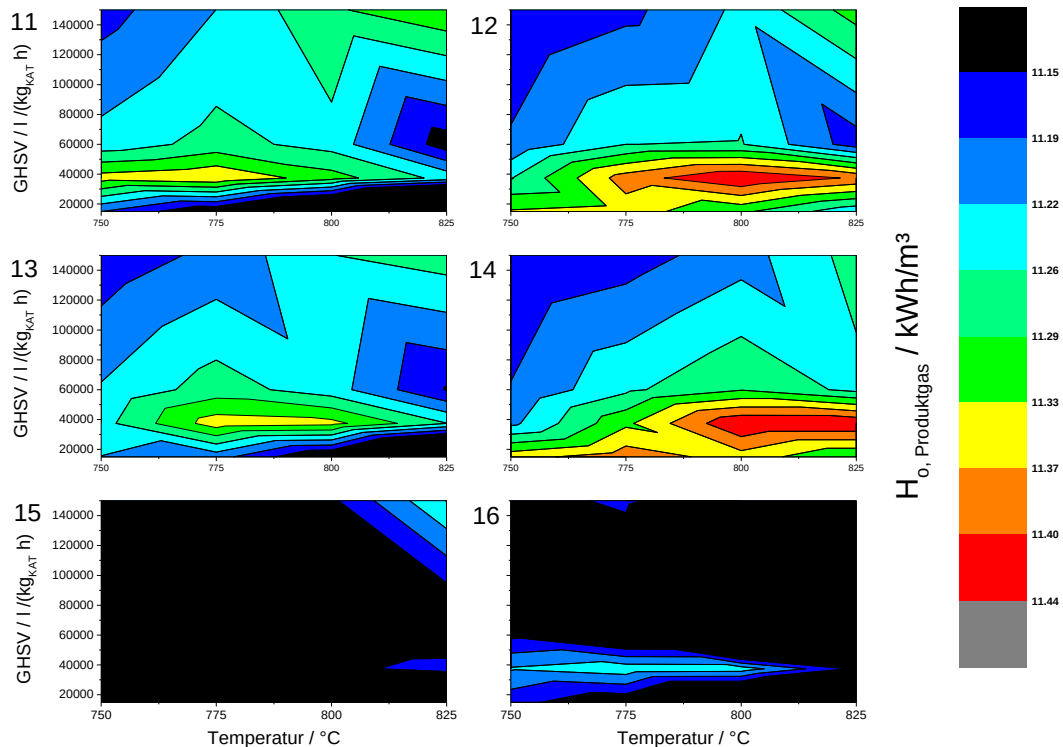


Abbildung 5: Biogaseigenkonditionierung an Na_2WO_4 -funktionalisierten Mn-, W-, Ti-, Zr- und Fe-dotierten SBA-15 Trägermaterialien (Kat. Nr. 11-16) - $H_{o, \text{Produktgas}}$ in Abhängigkeit von Reaktionstemperatur und GHSV, bei $\text{CH}_4:\text{O}_2$ 8:1.

Darüber hinaus konnte durch die Versuche eine hohe Katalysatorstabilität über längere Reaktionszeiten (bis 120 h TOS) nachgewiesen werden.

Um eine Erhöhung des Brennwertes zu erreichen, wurde als Trägermaterial ein selbst hergestelltes geordnetes mesoporöses Silika-Material (SBA-15 = Santa Barbara Amorphous, Nr. 15) mit einer spezifischen Oberfläche von $950 \text{ m}^2/\text{g}$ genutzt. Das Ziel war es, eine größere katalytische Oberfläche zu generieren. So konnte mit dem Kat. 11 der zweiten Katalysatorgeneration ein Brennwert von $11,3 \text{ kWh/m}^3$ erreicht werden (siehe Abbildung 5, Kat. Nr. 11).

Weiterhin wurden heteroatomdotierte SBA-15-Materialien synthetisiert und als Träger für die $\text{Na}_2\text{WO}_4/\text{Mn}$ Aktivkomponenten verwendet. In Abbildung 5 sind einige Screeningergebnisse der Na_2WO_4 -haltigen heteroatomdotierten SBA-15 Materialien wiedergegeben. Hierbei wird ersichtlich, dass i) die Heteroatom-Dotierung, ii) die Reaktionstemperatur und iii) die GHSV entscheidenden Einfluss auf den Brennwert des Produktgases haben. Die Dotierung mit Zr und Fe führt zu einer Erhöhung der Selektivität zu CO_x und somit zu keiner Verbesserung des Brennwertes im Vergleich zum nicht dotierten Katalysator Kat. 11. Als wesentliches Ergebnis kann festgehalten werden, dass durch den Einsatz von Mn- bzw. Mn/Ti-dotiertem SBA-15 zur Trägerung von Na_2WO_4 Produktgas-Brennwerte von $> 11,4 \text{ kWh/m}^3$ möglich sind.

2.3 Arbeitspaket 3: Physikalisch/ chemische Charakterisierung der Katalysatoren vor und nach den reaktionstechnischen Untersuchungen (FSt.2)

▪ Durchgeführte Arbeiten

Die physikalisch/chemischen Charakterisierungen der Katalysatoren im AP 3 konnten planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

Die synthetisierten Katalysatoren (Tabelle 1) wurden hinsichtlich ihrer physikalischen und chemischen Eigenschaften mit den Methoden der Röntgendiffraktometrie (XRD), Röntgenphotoelektronenspektroskopie (XPS), Röntgenkleinwinkelstreuung (SAXS), Physisorption mit N_2 nach der BET-Methode, Elektronenmikroskopie (REM, TEM) sowie auf Elementzusammensetzung (RFA) untersucht.

▪ Erzielte Ergebnisse

Die Methoden dienen der Kontrolle des Syntheseerfolgs, sowie zur Stabilitätsprüfung der erhaltenen Phasen. Ein sehr interessanter Befund ist, dass mit SBA-15 als Trägermaterial Manganwolframat ($MnWO_4$) abgeschieden werden kann. Abbildung 6 zeigt XRD-Diffraktogramme der Katalysatoren auf Davisil als Trägermaterial vor und nach der katalytischen Austestung. Es ist hier zu sehen, dass Natriumwolframat als beständige Hauptphase vorhanden ist. Im Gegensatz dazu fördert SBA-15 die Ausbildung des Manganwolframats, was sich durch verbesserte katalytische Aktivität auszeichnet.

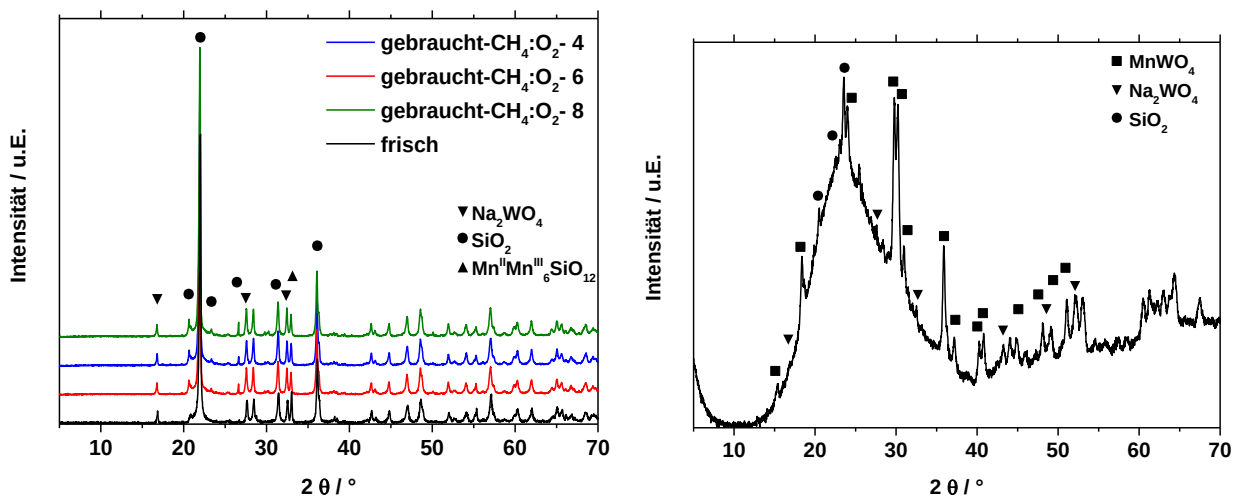


Abbildung 6: links: XRD-Diffraktogramme von Kat. 8 frisch und gebraucht bei verschiedenen Reaktionsbedingungen mit 25 h TOS, mit den drei Hauptphasen i) Tridymit+ Christobalith (●), ii) Natriumwolframat (▼) und iii) Braunit(▲); rechts: XRD-Diffraktogramme von Kat. 11 den drei Hauptphasen i) Tridymit (●), ii) Natriumwolframat (▼) und iii) Manganwolframat (■).

Zum Aufklären der Rolle von adsorbierten und Gitter-Sauerstoffspezies in der OCM-Reaktion an den La/MgO- und Na_2WO_4 -Katalysatoren wurden Transientenexperimente mit isotoptenmarkiertem ($^{18}O_2$) Sauerstoff in einem TAP-Reaktor (TAP - Temporal Analysis of Products) durchgeführt. Der Reaktor arbeitet im Hochvakuum mit einer Zeitauflösung im Mikrosekundenbereich. Die Transientenexperimente mit isotoptenmarkiertem ($^{18}O_2$) Sauerstoff haben gezeigt, dass La/MgO Gasphasensauerstoff reversibel adsorbiert, während an Na_2WO_4 die Adsorption irreversibel stattfindet. Für alle Katalysatoren ist der Gittersauerstoff die Hauptspezies, welche für die Bildung von CO und CO_2 verantwortlich ist.

2.4 Arbeitspaket 4: Reaktionstechnische Untersuchungen im Laborreaktor an ausgewählten Katalysatoren mit Biogas zur Erhöhung des Brennwertes via OCM (FSt.1)

▪ Durchgeführte Arbeiten/Erzielte Ergebnisse

Die experimentellen Untersuchungen im AP 4 konnten planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden. Dazu wurde ein Katalysatorteststand verwendet, der eigens für die Versuche zur Qualifizierung des OCM-Verfahrens zur Brennwertanhebung von Biogas entwickelt wurde. Das zentrale Element der Versuchsanlage ist der verbaute Rohrreaktor (Abbildung 7), welcher von oben nach unten durchströmt wird.

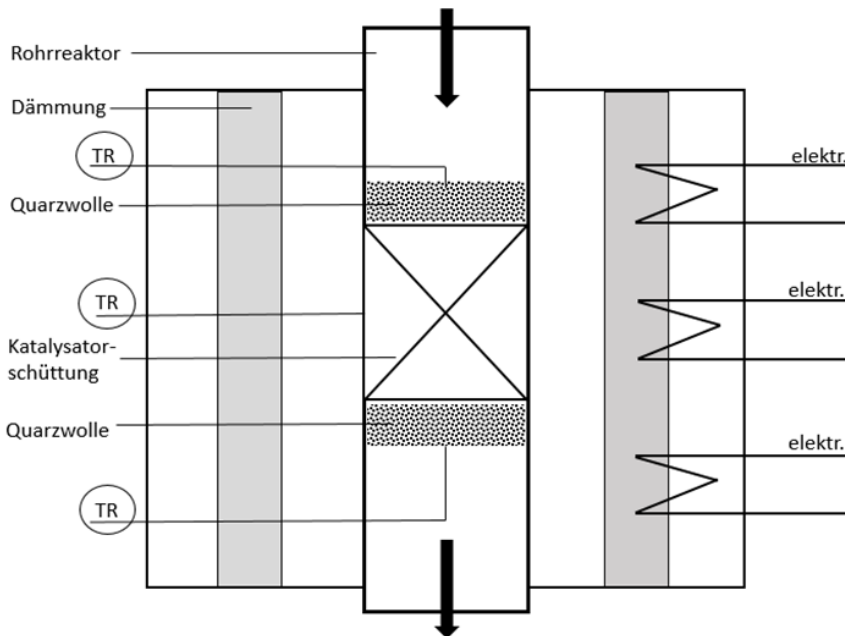


Abbildung 7: Schematische Darstellung der Reaktoreinheit mit Thermoelementen und Rohrofen

Für die Untersuchungen wurde ein Reaktor aus Quarzglas mit einem Innendurchmesser von 6 mm verwendet. Mit dieser Laboranlage konnten die Untersuchungen im typischen Betriebsbereich der oxidativen Methankopplung stattfinden, da hierbei Temperaturen bis zu 850 °C eingestellt werden konnten. Die messtechnische Erfassung der Produktgase erfolgte mit einem Gaschromatograph mit integriertem FID (Methan und höhere Kohlenwasserstoffe), einem NDIR-Analysator (Kohlenstoffoxide) und einem chemischen Sensor (Restsauerstoff).

Zu Beginn des Vorhabens wurden hauptsächlich die in AP 1 definierten Katalysatoren einer detaillierten Versuchsmatrix unterzogen. Insbesondere musste der Einfluss der Temperatur und für die Konzeptentwicklung in AP 8 der Einfluss von CO₂ und H₂ im Eduktstrom untersucht werden. Letzteres ist von Bedeutung, da im Rahmen des Gesamtvorhabens „inTeBi“ angenommen werden kann, dass aus der biologischen Methanisierung (Teilprojekt 1) Rest-CO₂ und/oder Wasserstoff im Eduktgas vorhanden sein wird. Demzufolge musste untersucht werden, ob und wie sich diese zusätzlichen Komponenten auf die OCM auswirken, um ggf. die Effekte im Gesamtkonzept und in der späteren kinetischen Modellierung berücksichtigen zu können.

Zunächst wurden die OCM-Katalysatoren anhand von abgeleiteten Größen, wie Methanumsatz und C₂-Ausbeute bewertet, um im Anschluss die besten Katalysatoren unter Variation der Eduktgaszusammensetzung näher zu untersuchen.

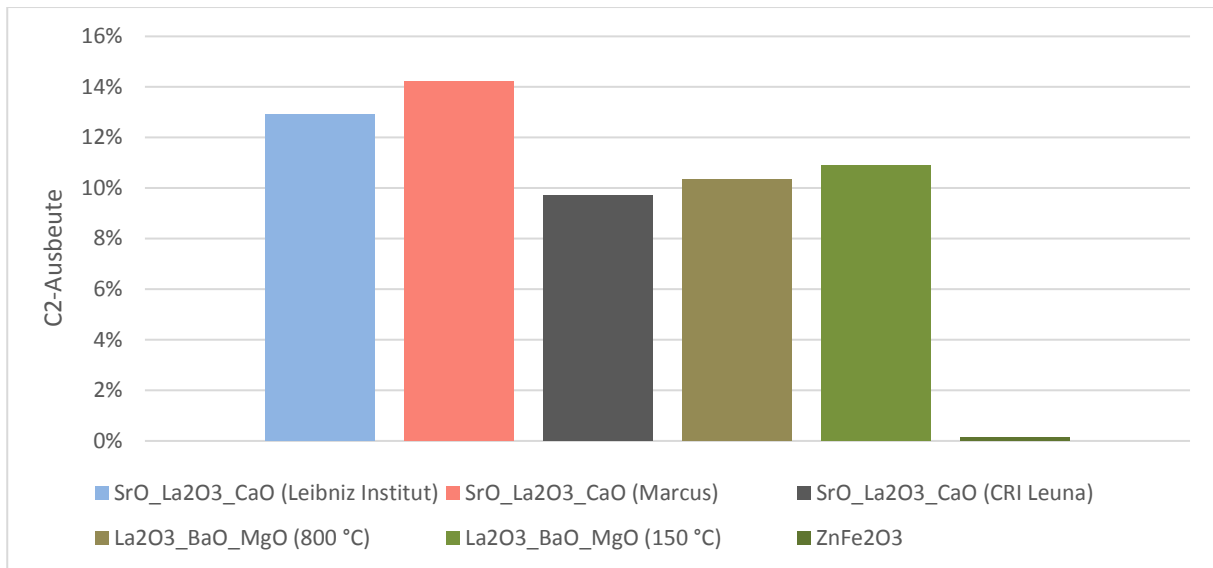


Abbildung 8: C₂-Ausbeuten für verschiedene OCM-Katalysatoren [T = 750 °C; GHSV = 530001/h; p=1,4 bar]

Aus Abbildung 8 geht hervor, dass die SrO-La₂O₃-CaO Katalysatoren die besten Ergebnisse liefern. Darauf basierend wurden diese und der mit BaO versetzte Katalysator weiterführend untersucht, um ihr Verhalten gegenüber verschiedenen Eduktzusammensetzung zu quantifizieren. Zunächst wurde die Produktverteilung bei verschiedenen Wasserstoffanteilen bis 15 Vol.-% ausgewertet.

Im weiteren Verlauf der Untersuchungen wurde ersichtlich, dass Wasserstoff einen signifikanten Einfluss auf die Produktverteilung der OCM hat. Demnach führt H₂ zur Zunahme des gebildeten Ethans und Kohlenmonoxids gegenüber Ethen und Kohlendioxid. Darüber hinaus wurden dem OCM-Feed 15 Vol.-%, 30 Vol.-% und 50 Vol.-% Kohlenstoffdioxid zugeführt. Im Gegensatz zu Wasserstoff wirkt sich CO₂ bei den untersuchten Katalysatoren nachteilig auf die Katalysatorperformance aus. Die erreichten Umsätze wurden schon bei einem CO₂-Gehalt von 30 Vol.-% um etwa die Hälfte bei gleichbleibender Verweilzeit reduziert. Die starke Hemmung der OCM durch CO₂ konnte auch mit der Zugabe von Wasserstoff für diese Katalysatoren nicht ausgeglichen werden. Daher sind die auf Lanthan basierenden Katalysatoren trotz der guten Katalysatoraktivität für eine praxisnahe Anwendung nur bedingt geeignet.

Die von FSt. 2 entwickelten Katalysatoren zeigten hingegen keine ausgeprägte Abhängigkeit vom CO₂-Gehalt im Feedgas und sind somit unter praxisnahen Bedingungen besser geeignet.

Des Weiteren erwies es sich aus organisatorischen Gründen als sinnvoll, die kinetischen Untersuchungen für die Ableitung eines kinetischen Ansatzes von FSt. 2 durchführen zu lassen. Stattdessen wurden von FSt.1 umfangreiche Untersuchungen zur Aufbereitung des OCM-Produktgases durchgeführt. Im speziellen erfolgten Untersuchungen zur Hydrierung/Methanisierung der entstehenden CO_x-Verbindungen im OCM-Produktgas. Die Herausforderung bei diesem Verfahren besteht darin, den Reaktionspfad der Hydrierung/Methanisierung des vorher im OCM-Reaktor erzeugten Ethans bei möglichst vollständigen CO_x-Umsatz zu unterdrücken. Aus brennwerttechnischer Sicht ist die Hydrierung des Ethens zu Ethan vorteilig, bedingt aber einen erhöhten Wasserstoffbedarf und sollte damit nicht angestrebt werden. Um die prinzipielle Eignung des Verfahrens zu bewerten, wurden folgende Prozessgrößen untersucht:

- Katalysatormaterial (basierend auf Nickel, Ruthenium und α-Eisen)
- Temperatur (250 bis 350 °C)

- variierte Eduktgaszusammensetzung
 - CO-Anteil (0 bis 4 Vol.-%)
 - CO₂-Anteil (0 bis 4 Vol.-%)
 - H₂-Anteil (0 bis 20 Vol.-%)
 - Ethan-Anteil (0 bis 3 Vol.-%)
 - Ethen-Anteil (0 bis 3 Vol.-%)
- GHSV 40.000 bis 100.000 1/h
- Rel. Druck 0 bis 20 bar
- Erzielte Ergebnisse

Die durchgeführten Untersuchungen zeigten, dass ein auf Nickel basierender Katalysator unter den gewählten Bedingungen die größte Aktivität aufwies. Aus Abbildung 9 geht hervor, dass Kohlenstoffmonoxid sehr gut zu Methan umgesetzt werden kann und weiterhin, dass die Hydrierung von Ethen zu Ethan sehr schnell abläuft.

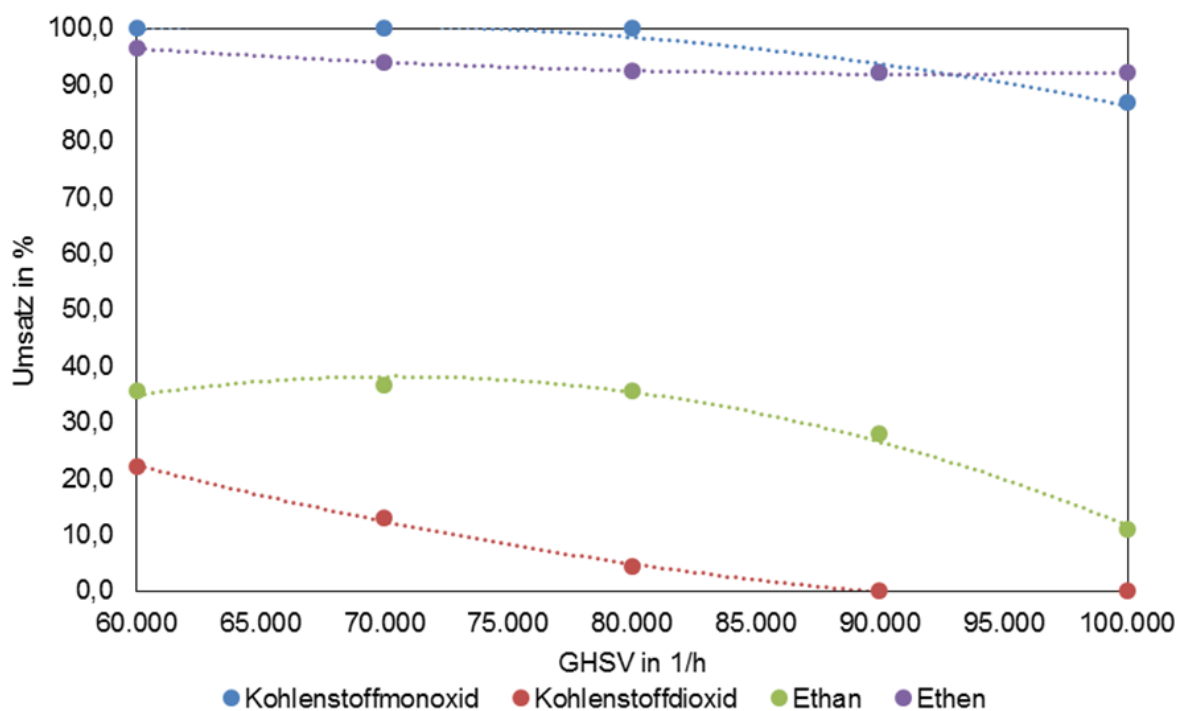


Abbildung 9: Umsatzverhalten Ni-Katalysator bei 300°C einer von Eduktgaszusammensetzung 2 % Ethan, 2 % Ethen 1 % CO, 1 % CO₂ (Rest: H₂ (stöchiometrisch) & Methan) und variierter GHSV

Durch die Untersuchungen konnte festgestellt werden, dass es prinzipiell möglich ist durch Variation der Prozessgrößen das Umsatzverhalten signifikant zu beeinflussen und so eine zielgerichtete Katalysatorperformance (geringe Ethanumsätze bei hohem CO_x-Umsatz) zu erreichen. Weiterhin wird deutlich, dass eine nachgeschaltete Hydrierung an einem Nickelkatalysator mit möglichst hohem Ethen/Ethan und CO₂/CO-Verhältnis angestrebt werden sollte. Eine zielführende CO_x-Entfernung mittels Methanisierung ist gemäß der Untersuchungsergebnisse aber prinzipiell möglich.

Im weiteren Verlauf des Vorhabens konnte ein OCM-Reaktorkonzept erarbeitet werden, welches eine nachgeschaltete Hydrierung zumindest für die in Deutschland primär verteilten Erdgase überflüssig machen könnte (siehe AP 8), sodass der Fokus der weiteren Arbeiten zunächst nicht auf die Optimierung der Methanisierung sondern auf das OCM-Reaktorkonzept gerichtet wurde. Durch die umfangreichen Untersuchungen zur nachgeschalteten Hydrierung kann auf die zahlreichen Erkenntnisse zurückgegriffen werden, sodass auf ein größeres Spektrum an Randbedingungen/Anforderungen mit technischen Lösungen zielgerichtet reagiert werden kann.

2.5 Arbeitspaket 5: Bestimmung der Reaktionskinetik für ausgewählte Katalysatoren (FSt.2)

▪ Durchgeführte Arbeiten

Die Bestimmung der Reaktionskinetik für ausgewählte Katalysatoren im AP 5 konnte planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

Die kinetischen Untersuchungen am $\text{Na}_2\text{WO}_4/\text{Mn}/\text{SiO}_2$ Katalysator (Kat. Nr. 8, Tabelle 1) aus AP 2 wurden in einer von FSt. 2 entwickelten prozessleitsystemgesteuerten Anlage durchgeführt, mit der es möglich ist, bis zu 5 Katalysatoren bei identischen Bedingungen in Durchflussreaktoren zu testen. Grundsätzlich sind Messungen bis 900 °C bei maximal 15 bar durchführbar. In dieser Arbeit beschränkte sich der Temperaturbereich auf 750 bis 800 °C und einem maximalen Druck von 1,25 bar. Das CH_4/O_2 -Verhältnis im Reaktionsgemisch wurde von 4 bis 10 variiert, um den Einfluss des O_2 -Partialdruckes auf die Produktselektivität zu untersuchen. Außerdem wurden die katalytischen Tests bei unterschiedlichen Kontaktzeiten durchgeführt, wodurch ein O_2 -Umsatz von wenigen Prozenten bis zu 100 % erreicht wurde. Da H_2 und CO_2 im Biogas enthalten sein können, wurde der Einfluss dieser Komponenten auf die OCM-Reaktion studiert. Die Konzentration dieser Bestandteile lag in den CH_4 - O_2 -Reaktionsmischungen zwischen 0 und 5 Vol.-%. Der CH_4 -Anteil in den kinetischen Untersuchungen lag bei 40 und 70 Vol.-%.

In der Auswertung der kinetischen Untersuchungen wird der Reaktor als stationäres, isothermes und eindimensionales Strömungsrohr beschrieben. Der Auswertungsprozess beinhaltete die nachfolgend dargestellten Schritte. Als erstes wurden auf Basis der experimentellen Daten sieben mechanistische Modelle der Produktbildung bei der OCM-Reaktion aufgestellt. Zu jedem Modell gehört ein Geschwindigkeitsansatz. Als zweites wurden diese Modelle für die Beschreibung der bei 775 °C (Referenztemperatur) gewonnenen Daten genutzt. Für die Bewertung der Modellqualität wurde eine Zielfunktion definiert, die ein Maß für die Abweichung zwischen Experiment und Modell darstellt. Das beste Modell wurde für die Modellierung der bei allen Temperaturen gewonnenen Daten benutzt, um die Temperaturabhängigkeit der einzelnen Reaktionsschritte beschreiben zu können.

▪ Erzielte Ergebnisse

In allen durchgeführten Experimenten wurden CO , CO_2 , C_2H_4 , C_2H_6 als Produkte der CH_4 -Oxidation identifiziert. C_3H_6 und C_3H_8 entstanden bei hohen CH_4 -Umsätzen (> 10 %) allerdings in geringen Mengen. Deswegen werden C_3 -Produkte in der nachfolgenden Diskussion nicht betrachtet. Abbildung 10 stellt exemplarisch die Selektivität zu den Hauptprodukten in Abhängigkeit des Methanumsatzes am $\text{Na}_2\text{WO}_4/\text{Mn}/\text{SiO}_2$ Katalysator dar. Es soll betont werden, dass ähnliche Abhängigkeiten bei anderen Eduktzusammensetzungen erhalten wurden. Bei allen Temperaturen nimmt die C_2H_4 -Selektivität mit steigendem CH_4 -Umsatz zu (Abbildung 10 (b)). Die C_2H_6 -Selektivität durchläuft ein Maximum bei einem CH_4 -Umsatz von ca. 4 % und sinkt bei höheren Umsätzen. Diese Abhängigkeit bedeutet, dass C_2H_6 direkt aus CH_4 entsteht und zu C_2H_4 weiter oxidiert wird. Es ist wichtig zu beto-

nen, dass die gesamte C_2 -Selektivität ($C_2H_4 + C_2H_6$) mit steigendem Umsatz zunimmt. Diese ungewöhnliche Abhängigkeit ist durch den positiven Effekt des gebildeten Wasser zu erklären, der nachfolgend diskutiert wird.

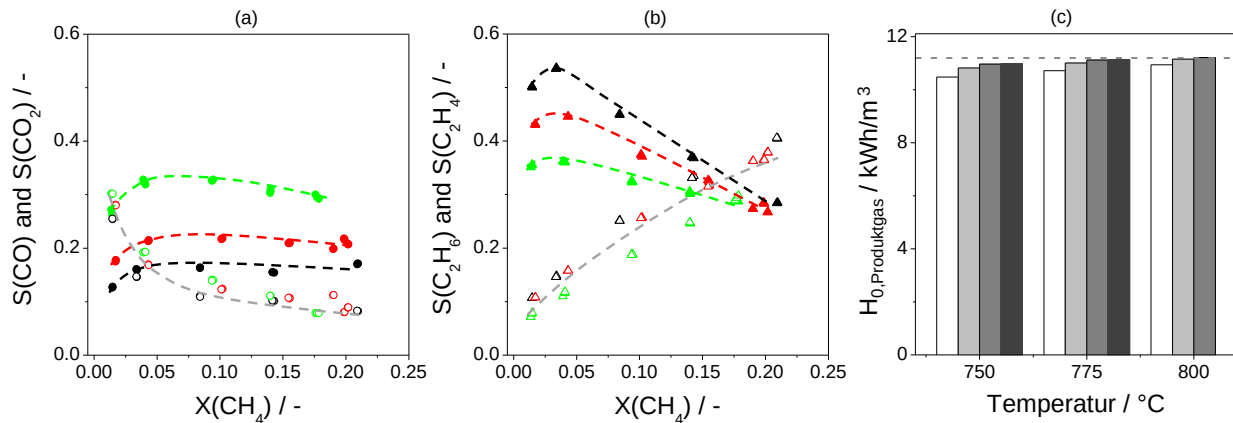


Abbildung 10: Die Selektivität (S) zu (a) CO ($\circ$, $\circ$, $\circ$) und CO_2 ($\bullet$, $\bullet$, $\bullet$) sowie zu (b) C_2H_4 ($\triangle$, $\triangle$, $\triangle$) und C_2H_6 ($\blacktriangle$, $\blacktriangle$, $\blacktriangle$) als Funktion des CH_4 -Umsatzes (X) am Katalysator 8. Reaktionsbedingungen: 750, 775 und 800 °C, 1,25 bar und eine Eduktzusammensetzung von $CH_4/O_2/N_2 = 70/11/19$. (c) Brennwerte der resultierenden Gasgemische nach der OCM-Reaktion bei unterschiedlichen Temperaturen und CH_4/O_2 -Verhältnissen von 4 (weiß), 6 (hellgrau), 8 (grau), und 10 (dunkelgrau).

Wie Abbildung 10 (a) zeigt, nimmt die CO -Selektivität mit steigendem CH_4 -Umsatz ab, während die CO_2 -Selektivität leicht zunimmt. Dabei ist die Abnahme der CO -Selektivität deutlich stärker als die Zunahme der CO_2 -Selektivität. Dies bedeutet, dass die CO -Oxidation zu CO_2 nicht als einzige Ursache für diese Abhängigkeiten angesehen werden kann. CO_2 entsteht hauptsächlich durch die Oxidation von C_2H_4 und C_2H_6 . Diese Reaktionen werden durch H_2O negativ beeinflusst. Zusätzliche Untersuchungen mit H_2O im Feed deuten darauf hin, dass die direkte CH_4 -Oxidation zu CO ebenfalls durch H_2O inhibiert wird.

Ein weiteres wichtiges Ergebnis, welches aus Abbildung 10 (a, b) hervorgeht, ist der positive Effekt der Reaktionstemperatur (entsprechend des CH_4 -Umsatzes) auf die C_2H_6 -Selektivität. Bei tieferen Temperaturen wird mehr CO_2 gebildet als bei höheren Temperaturen, die CO_2 -Selektivität nimmt mit steigender Temperatur entsprechend ab. Dies deutet darauf hin, dass die Aktivierungsenergie der C_2H_6 -Bildung höher (bevorzugt bei höheren Temperaturen) als die der C_2H_6 -Oxidation zu CO_2 (bevorzugt bei tieferen Temperaturen) ist. Ein möglicher Grund dafür ist der Unterschied in der Stärke der CH -Bindung im CH_4 (Precursor für C_2H_6) und im C_2H_6 (Precursor für CO_2).

Um den Effekt der Reaktionsbedingungen auf die Brennwerte der resultierenden Gasgemische zu illustrieren, wurden die Brennwerte (Gleichung 1) nach der OCM-Reaktion beim kompletten O_2 -Umsatz bei verschiedenen Temperaturen und CH_4/O_2 -Verhältnissen berechnet. Bei den Berechnungen wurde angenommen, dass H_2O aus dem Reaktionsgemisch entfernt wurde. Die erhaltenen Ergebnisse sind in Abbildung 10 (c) zusammengefasst. Unabhängig von dem CH_4/O_2 -Verhältnis steigt der Brennwert mit steigender Reaktionstemperatur als Folge der Erhöhung der C_2 -Selektivität an. Außerdem erhöht sich der Brennwert, wenn die OCM-Reaktion bei kleinen O_2 -Partiadrücken (hohe CH_4/O_2 -Verhältnisse) durchgeführt wird. Der höchste Wert von ca. 11,4 wurde bei 800 °C mit einer Eduktzusammensetzung von $CH_4/O_2=8$ erhalten und ist ausreichend für z.B. Erdgas aus Russland.

Auf der Basis der Modelldiskriminierung wurde das in Abbildung 11 dargestellte Reaktionsschema abgeleitet. Das Modell zeigt, dass CH_4 direkt zu CO (Reaktion 0) und C_2H_6 (Reaktion 1) oxidiert wird. In Anwesenheit von H_2O wird ein weiterer Reaktionspfad der C_2H_6 -Bildung eröffnet (Reaktion 2). Das primär gebildete C_2H_6 kann zu CO_2 (Reaktion 3) und C_2H_4 (Reaktion 6) reagieren. CO_2 entsteht auch aus C_2H_4 (Reaktion 5). Weiterhin konnte durch die kinetischen Untersuchungen mit feuchten Eduktgas festgestellt werden, dass diese beiden Reaktionswege sowie die direkte CH_4 -Oxidation zu CO durch H_2O inhibiert. Reaktion 4 spielt im untersuchten Prozessfenster keine Rolle, da diese die Zielfunktion nicht signifikant beeinflusst.

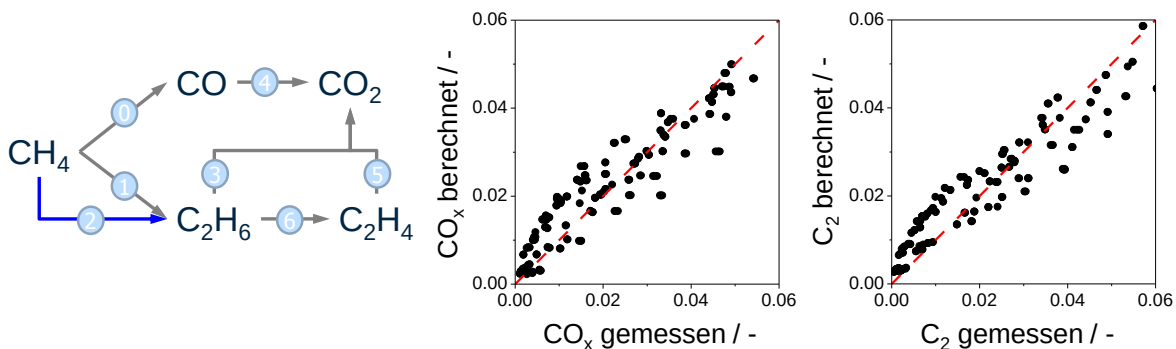


Abbildung 11: Das ermittelte Reaktionsschema sowie Paritätsdiagramme der berechneten und gemessenen Anteile der Molenbrüche der CO_x - (CO plus CO_2) und C_2 - (C_2H_4 plus C_2H_6) Produkte.

Für dieses Modell zeigt Abbildung 11 in Form eines Paritätsdiagramms einen Vergleich aller experimentellen Daten mit den berechneten Werten. Die weitgehende gleichmäßige Streuung aller Punkte um die Diagrammdiagonale deutet darauf hin, dass das Modell die experimentellen Daten richtig wiedergibt und die Abweichung hauptsächlich durch zufällige Messfehler erklärt werden kann.

2.6 Arbeitspaket 6: Konzeptentwicklung eines Herstellungsverfahrens der in AP1 analysierten Katalysatorsystem (FSt. 1, FSt. 2)

- Durchgeführte Arbeiten (FSt. 2)

Das Arbeitspaket 6 konnte in dem vorgesehenen Bearbeitungszeitraum erfolgreich abgeschlossen werden.

Basierend auf den Arbeitspaketen 1, 2, 4 und 5 wurden die im Labormaßstab hergestellten und für die Anwendung im Demonstrator ausgewählten Katalysatoren hinsichtlich der Möglichkeit des Herstellungsverfahrens für das Scale-up bewertet. Als Bewertungskriterien wurden die folgenden Punkte definiert: i) technische Realisierbarkeit, ii) Gewährleistung einer gleichbleibenden Qualität des Katalysators, iii) Wirtschaftlichkeit des Verfahrens bei der Herstellung größerer Mengen.

Der Katalysator Nr. 8 ($\text{Na}_2\text{WO}_4\text{-Mn-SiO}_2$) zeigte die beste Performance in den untersuchten Parameterbereichen. Für die Herstellung von Kat. Nr. 8 wurden zwei Verfahren zum Scale-up erarbeitet. Exemplarisch wurde für das besser bewertete Verfahren, die Trockenimprägnierung, eine stufenweise Vergrößerung der Ansätze untersucht. Die Katalysatormenge wurde ausgehend von einem 5 g Ansatz um das zwei-, zehn- und zwanzigfache aufskaliert.

Um mögliche Unterschiede zwischen den verschiedenen Ansatzgrößen zu identifizieren, wurden die jeweiligen Katalysatoren mittels N_2 -Physisorption, XRD, ICP-OES, AAS und REM-EDX charakterisiert. Die Untersuchung hinsichtlich der Performance in der OCM wurde unter gleichen Reaktionsbedingungen durchgeführt. Als Reaktionsbedingungen wurden die in AP 1, 4 und 5 ermittelten optimalen Parameter verwendet.

▪ Erzielte Ergebnisse (FSt. 2)

Als Ergebnis der Analyse des Katalysatorscreenings des AP 2 wurde der Katalysator Nr. 8 als Katalysator für die Aufskalierung und die Verwendung im Demonstrator ausgewählt. Die Gründe liegen unter anderem in der hohen Selektivität zu den gewünschten Produkten Ethan und Ethen, die durch eine geringere Katalysatoraktivität für die Bildung von CO und CO₂ verursacht wurde. Dadurch kann der Brennwert des Feed-Gases in den gewünschten Zielbereich erhöht werden. Weiterhin ist durch die Erzeugung von geringen Mengen von Kohlenstoffoxiden nur eine Entfernung von Wasser aus dem Produktgas vor der Einspeisung ins Erdgasnetz nötig, ohne eine aufwändige und kostenintensive CO- oder CO₂-Entfernung betreiben zu müssen.

Das Herstellungsverfahren mittels Trockenimprägnierung stellt die einfachste und kostengünstigste Methode dar, den Katalysator in großen Mengen herzustellen. Die anderen Methoden, wie zum Beispiel die Nassimprägnierung, stoßen ab 50 g Ansätzen an die Grenze der technischen Umsetzbarkeit mit den vorhandenen Geräten eines Forschungslabors. Zudem muss eine große Menge Wasser vom Träger entfernt werden, was mit einem hohen Energieverbrauch verbunden ist. Die Vergleichbarkeit der Katalysatorchargen untereinander konnte in verschiedenen Versuchen demonstriert werden.

Ausgehend vom Laboransatz (5 g) wurde die Ansatzmenge stufenweise vergrößert. Der 5 g Ansatz dient im Folgenden als Referenz, um zum einen die Beschaffenheit des Katalysators und zum anderen die katalytischen Aktivität in der OCM zu vergleichen. Der Katalysator wurde durch eine sequentielle Imprägnierung des Trägers mit Mn-Lösung und Na₂WO₄-Lösung hergestellt. Zur Herstellung der vergrößerten Ansätze wurden drei verschiedene Rührwerke getestet. Beim Referenzmaterial wurde der Träger bei der Benetzung mit der jeweiligen Metallsalzlösung mit einem Spatel gerührt. Die Dosierung der Metallsalzlösung erfolgte für alle Ansätze mit einer Spritzenpumpe, um eine konstante Tropfgeschwindigkeit zu erreichen. Bei 10 und 50 g wurde zur Durchmischung des Trägers ein Magnetrührwerk und beim 100 g Ansatz ein mechanisches Rührwerk verwendet. Die nachfolgenden Syntheseschritte (Trocknung und Kalzinierung) sind bei allen Ansätzen unter den gleichen Bedingungen durchgeführt worden.

Tabelle 2: Elementzusammensetzung des Katalysators Nr. 8 der jeweiligen vergrößerten Ansätzen (ICP-OES, AAS), sowie deren spezifische Oberfläche (N₂-Physisorption).

Ansatzgröße	Na / Gew. %	W / Gew. %	Mn / Gew. %	Si / Gew. %	SA_{BET} / m²/g
5 g	0,87	2,84	3,20	42,4	2,9
10 g	0,75	2,81	2,77	41,7	3,3
50 g	0,86	2,92	2,80	43,7	3,4
100 g	0,84	3,06	2,94	42,3	2,8

Die Elementanalyse (Tabelle 2) der verschiedenen Katalysator-Chargen ergab, dass eine gewisse Schwankung im Gehalt der Aktivkomponenten (Na, Mn und W) zu beobachten ist. Im Vergleich der 10 und 50 g Charge mit dem Referenzmaterial ist der Aktivkomponentengehalt leicht verringert.

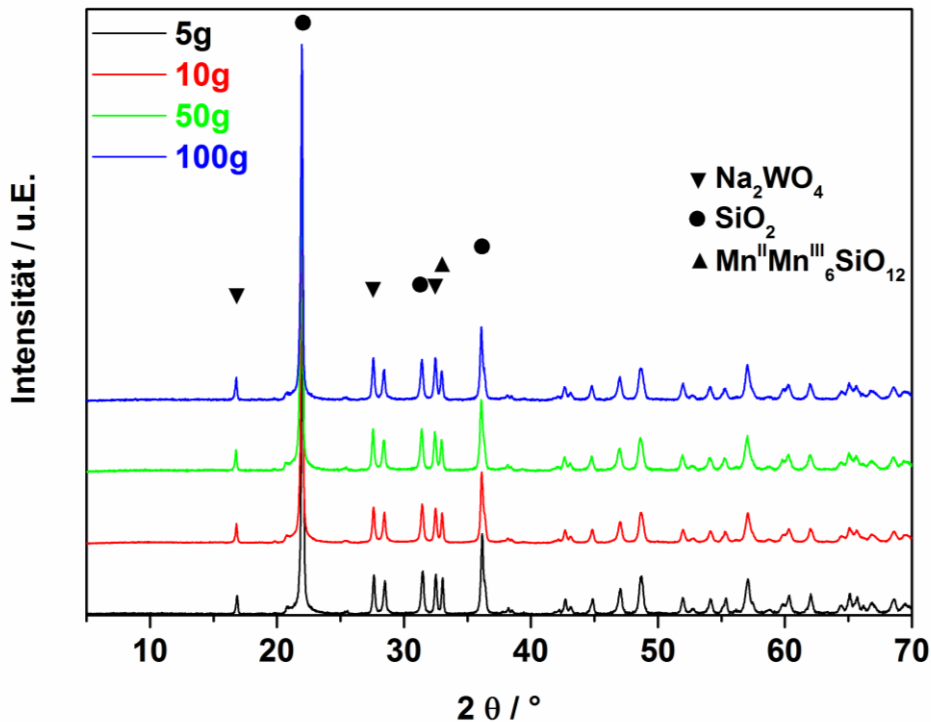


Abbildung 12: XRD-Diffraktogramme der verschiedenen Chargen des Kat. Nr. 8

Die 100 g Charge hingegen weist eine ähnliche Zusammensetzung wie das Referenzmaterial auf. Die spezifischen Oberflächen der verschiedenen Chargen liegen um die 3 m²/g.

Die Analyse der XRD-Diffraktogramme (Abbildung 12) ergab, dass in allen Katalysator-Chargen die gleichen Phasen, mit den gleichen Verhältnissen zu einander, ausgebildet werden. Es konnten die Christobalit-Phase des SiO₂-Trägers, die Natriumwolframat-Phase (Na₂WO₄) und eine für diese Katalysatoren typische Braunit-Phase (Mn^{II}Mn^{III}₆SiO₁₂) identifiziert werden.

Die rasterelektronenmikroskopische Untersuchung der verschiedenen Katalysator-Chargen wurde zum Vergleich der Partikelgrößen (Abbildung 13) und Oberflächenkomposition durchgeführt. Der Vergleich der Partikelgrößen der vier Katalysator-Chargen zeigt, dass die Katalysatoren, die mit den Magnetührer durchmischt wurden, vermehrt kleine Partikel sowie keine einheitliche Größenverteilung aufweisen (Abbildung 13 B und C). Wo hingegen die Katalysator-Chargen, die mit dem mechanischen Rührwerk vermischt wurden, Partikelgrößen aufweisen, die in etwa denen des Referenzmaterials entsprechen (Abbildung 13 A und D).

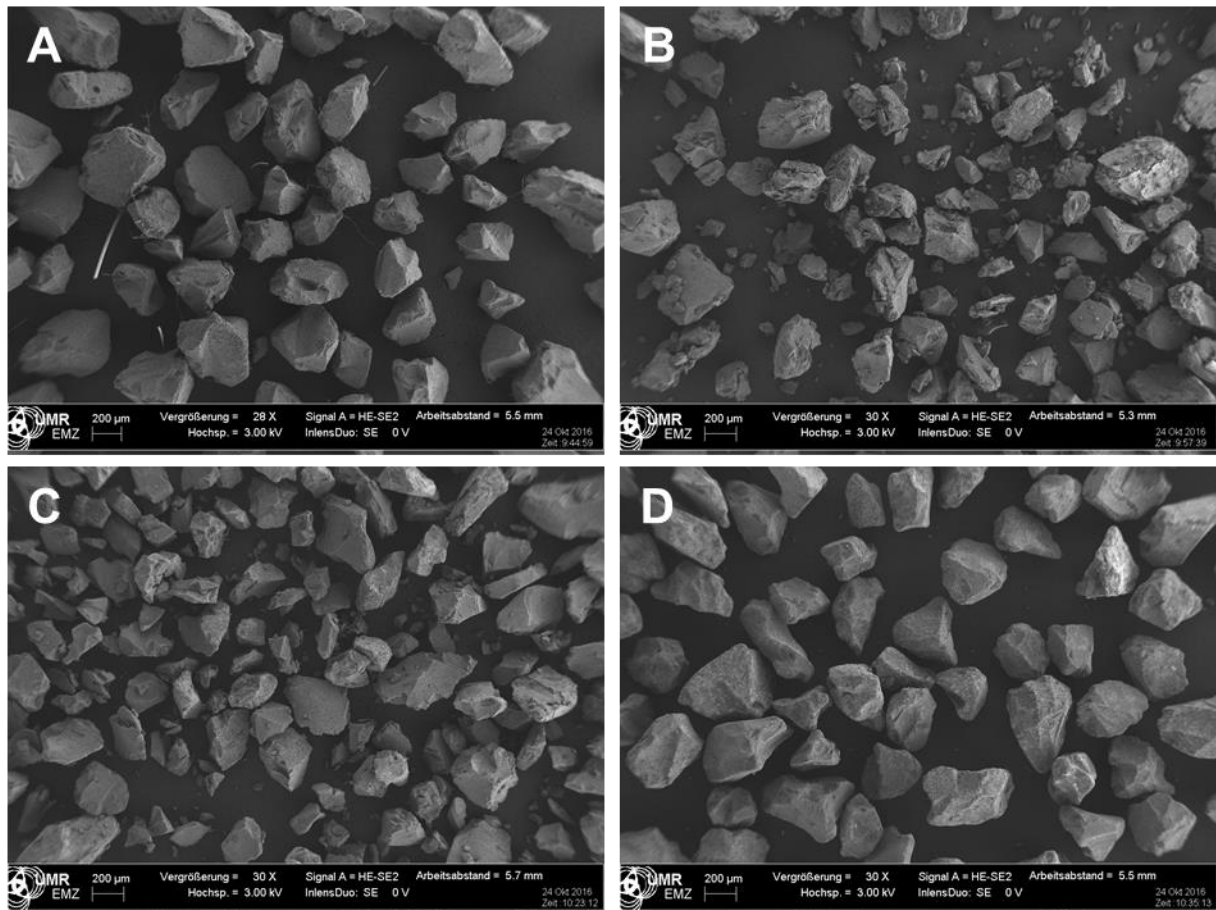


Abbildung 13: Rasterelektronenmikroskopie (REM) Abbildungen der vier Katalysator-Chargen als Übersichtsaufnahmen zum Vergleich der Partikelgrößen: A- 5 g, B- 10 g, C- 50 g und D- 100 g Charge.

Durch Untersuchungen mit der energiedispersiven Röntgenspektroskopie (EDX) der mikroskopierten Katalysator-Chargen, konnten auf den Partikeln bei allen Katalysatoren eine nahezu gleiche Elementzusammensetzung nachgewiesen werden.

Die Testung der vergrößerten Chargen des Katalysators Nr. 8 ergab, dass alle untersuchten Proben nahezu die gleiche Aktivität bei verschiedenen Temperaturen aufwiesen. Es konnte unter den besten Bedingungen ein durchschnittlicher Brennwert von $11,57 \text{ kWh/m}^3$ erzielt werden. Die Schwankung zwischen den verschiedenen Chargen von diesem Wert lag bei $\pm 0,2\%$. Interessanterweise lag die Summe der Kohlenstoffoxide unter den Bedingungen, bei denen die höchsten Brennwerten erzielt wurden, durchschnittlich bei nur $0,66 \text{ Vol.}\%$.

Die röntgendiffraktometrische Analyse der Katalysatoren nach Testung ergab, dass alle vier Katalysator-Chargen die gleichen Phasen wie die frischen Katalysatoren aufweisen. Die REM-Untersuchung der gebrauchten Katalysatoren zeigt, dass die Partikelgrößenverteilung verglichen mit der der frischen Katalysatoren ähnlich ist (Abbildung 15 A1, B1 und C1).

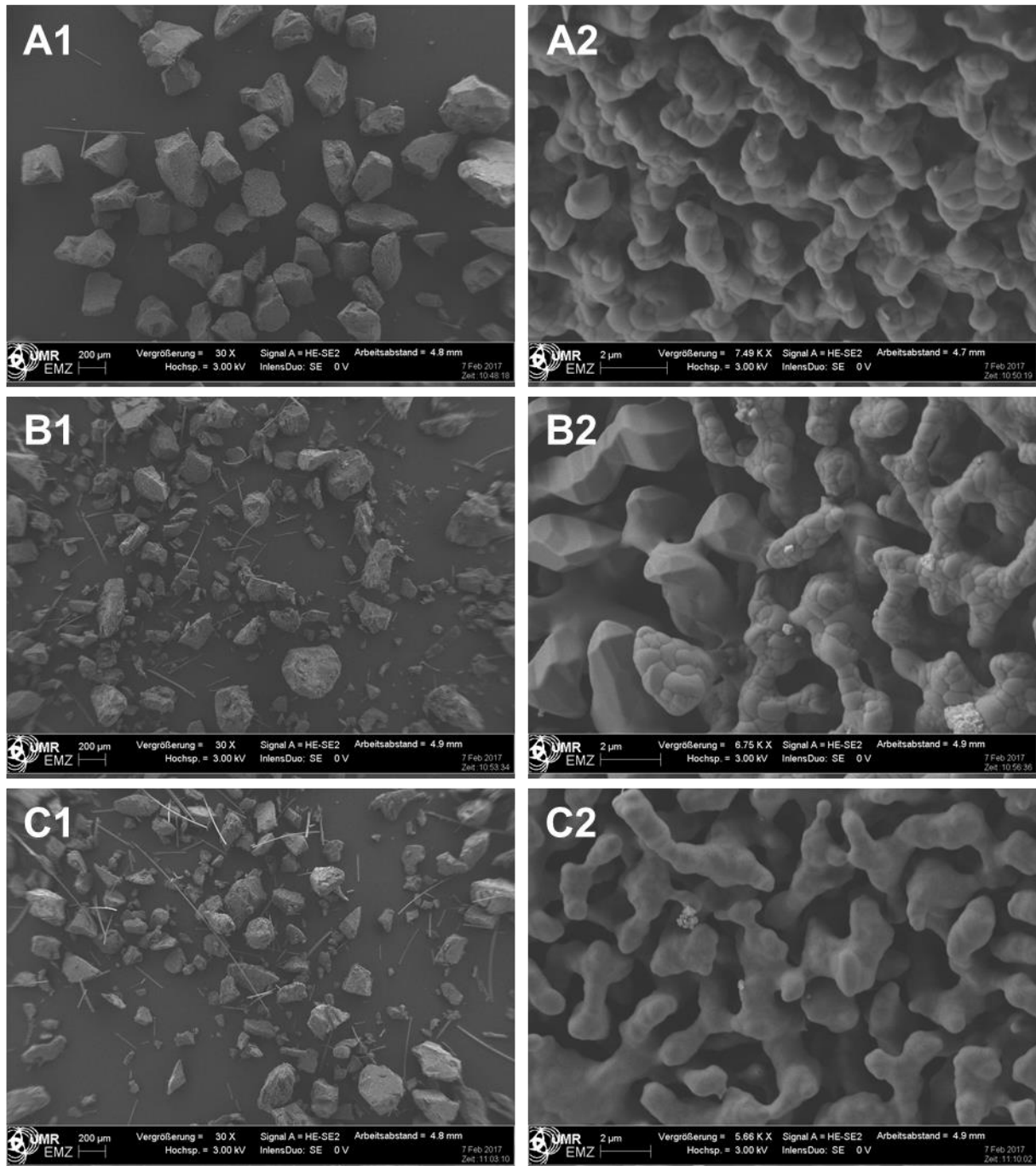


Abbildung 14: REM Untersuchungen der gebrauchten Katalysatoren: A- 5 g, B-10 g und C-50 g Charge.

In den vergrößerten Abbildungen der Katalysatoroberflächen (Abbildung 15 A2, B2 und C2) ist deutlich zu erkennen, dass sich eine großporige Struktur ausbildet. Für alle untersuchten Katalysator-Chargen konnten mithilfe der EDX-Analyse an den Katalysatoroberflächen die gleichen Verhältnisse der Elemente Na, W, Mn und Si nachgewiesen werden.

Aufgrund der ähnlichen Ergebnisse der katalytischen Untersuchungen, sowie der Charakterisierung der frischen und gebrauchten Katalysatoren kann festgestellt werden, dass ein Scale-up des Katalysators Nr. 8 erfolgreich durchgeführt wurde.

▪ Durchgeführte Arbeiten (FSt. 1)

Parallel zu den Arbeiten von FSt.2 wurden von FSt. 1 Katalysatoren auf Basis von beschichteten Metallschäumen getestet (Abbildung 15). Der Vorteil liegt darin, dass diese Materialien für die Skalierung gut geeignet sind, da der Katalysatorträger aus Metallschaum in beliebigen Größen schnell und kostengünstig zugeschnitten werden kann. Darüber hinaus wird durch die gleichmäßige und hohe Porosität des Materials eine optimale Durchströmbarkeit begünstigt.



Abbildung 15: Beispielhafte Metallschaumkatalysatoren

Für die OCM-Katalysatoren wurde ein nickelbasierender Schaum in Zylindern mit einem Durchmesser von 14 mm und einer Höhe von 30 mm zugeschnitten. Danach folgte eine Imprägnierung mit einer Schicht aus Al_2O_3 . Dieser beschichtete Metallschaumkörper wurde in eine Lösung der Nitrate der Elemente im korrekten Verhältnis getaucht und anschließend kalziniert, um die nötigen Oxide zu erzeugen. Entsprechend der vorherigen Arbeiten wurden zwei Varianten getestet. Zum einen der MnNa_2WO_4 und zum anderen der auf lanthanbasierende Katalysator. Zur Kontrolle wurde der nur mit Al_2O_3 beschichtete Metallschaum getestet.

▪ Erzielte Ergebnisse (FSt. 1)

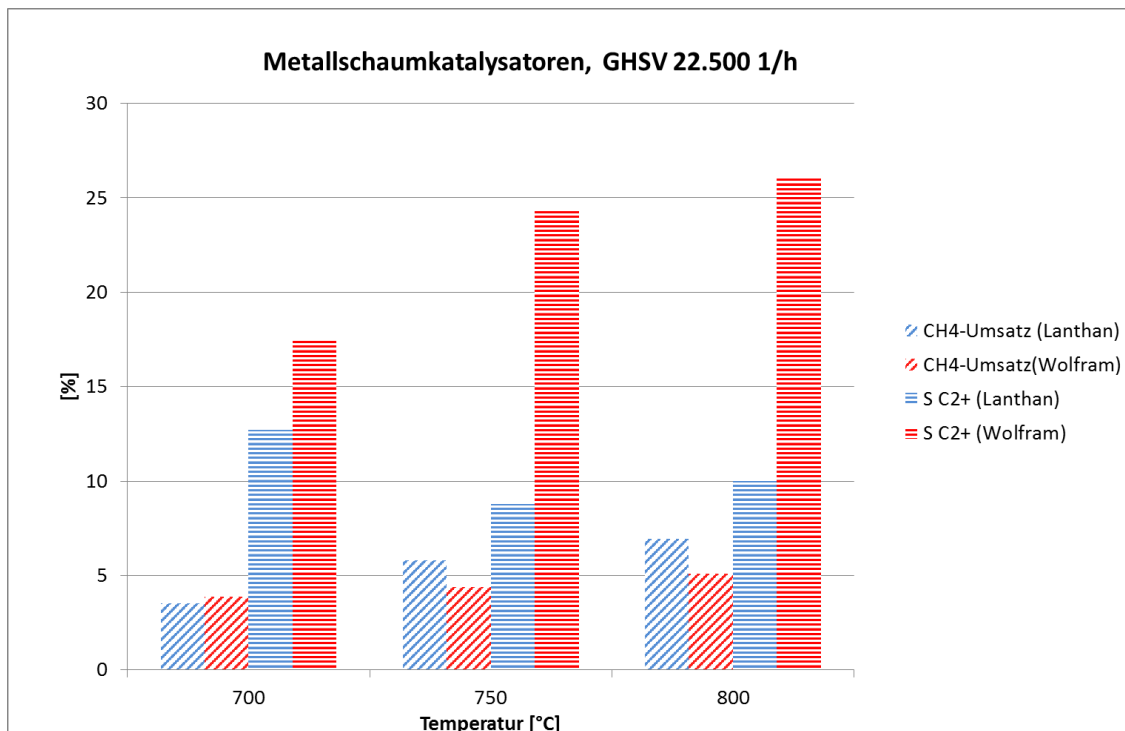


Abbildung 16: C_{2+} -Selektivität und CH_4 -Umsatz für die getesteten OCM-Katalysatoren mit Metallschaumträger

Es konnten Methanumsätze bis maximal ca. 7 % bei einer gleichzeitig geringen Selektivität zu den gewünschten höheren Kohlenwasserstoffen beobachtet werden (Abbildung 16). Die Hauptprodukte waren Kohlenstoffmonoxid und Kohlenstoffdioxid. In den Versuchen mit reinem Träger, d.h. mit Al_2O_3 beschichtetem Metallschaum, konnte ein ähnlich hoher CO_x -Anteil festgestellt werden, sodass davon ausgegangen werden kann, dass der Nickelschaum trotz der Beschichtung mit dem Prozessgas reagiert und so die aus thermodynamischer Sicht begünstigte CO_x -Bildung verursacht. Auch eine Variation der Katalysatorbelastung und Temperatur brachte keine Verbesserung. Darüber hinaus ist eine Langzeitstabilität nicht zu erwarten, da ein Abplatzen der einzelnen Schichten nach den Experimenten festgestellt werden konnte (Abbildung 17).

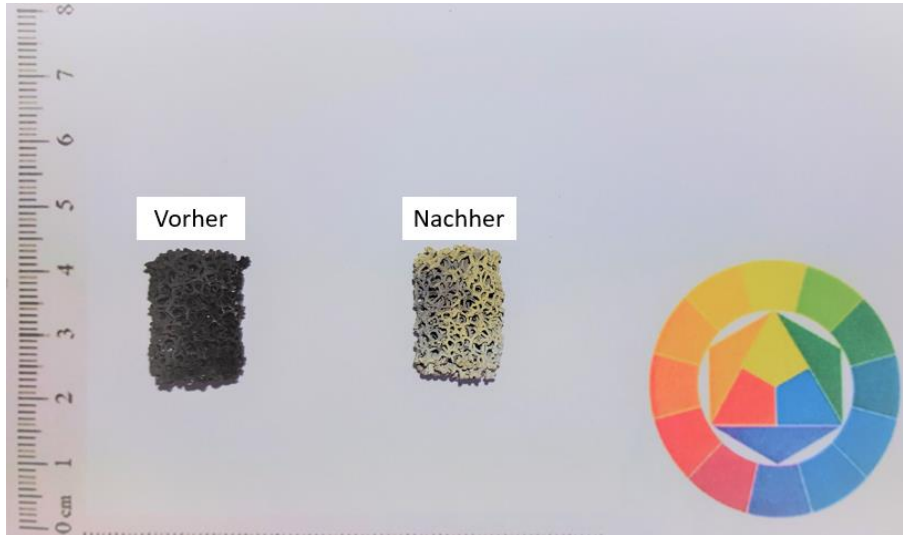


Abbildung 17: OCM-Metallschaumkatalysator vor und nach den Untersuchungen

Zusammenfassend lässt sich festhalten, dass zumindest die Imprägnierung auf Metallschäumen zu keinem zielführenden Ergebnis führt und somit die vielversprechende Herstellungsprozedur nach FSt. 2 angewendet werden sollte.

2.7 Arbeitspaket 7: Thermodynamische und kinetische Modellierung des Reaktionssystems (FSt.1, FSt.3)

Die thermodynamische und kinetische Modellierung des Reaktionssystems in AP 7 konnte planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

▪ Durchgeführte Arbeiten (FSt. 1)

Das bisher angenommene Grundkonzept der Anlage zur Biogas-Eigenkonditionierung beinhaltet einen Reaktor zur oxidativen Kopplung von Methan (OCM) mit anschließender Methanisierung. Abbildung 18 zeigt das grundlegende Anlagenkonzept.

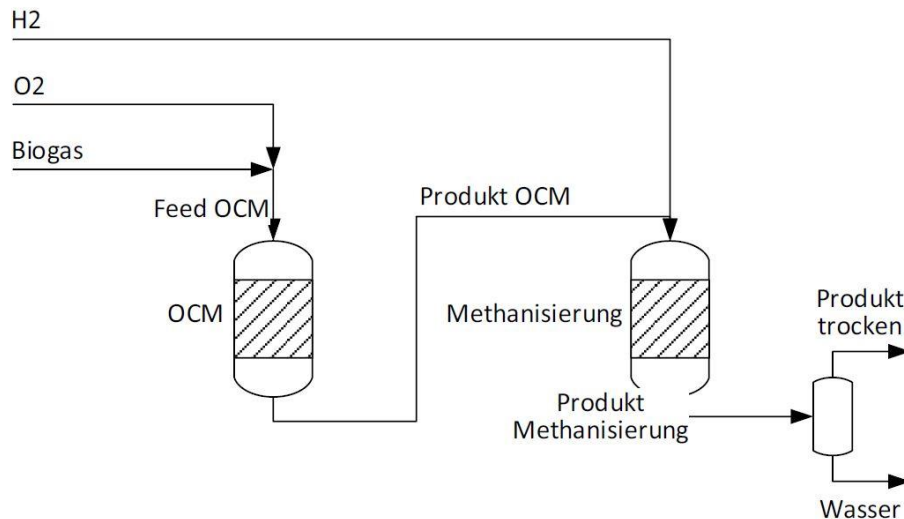


Abbildung 18: Grundlegendes Anlagenkonzept mit nachgeschalteter Methanisierung

Diese Anordnung bildete die Basis für die Entwicklung eines ersten geeigneten Gesamtkonzeptes und dem damit verbundenen Wärmemanagement. Auf diesem Grundkonzept beruhten die Annahmen zur Ermittlung von Produktverteilungen und auftretenden Reaktionswärmen, die im Falle der Methanisierung anhand von thermodynamischen Berechnungen ermittelt und durch entsprechende Versuche (siehe AP 4) validiert wurden. Um das entwickelte Anlagenkonzept zu optimieren, wurde ein 0-dimensionales Bilanzmodell erarbeitet und einer umfangreichen Sensitivitätsanalyse unterzogen. Im besonderen Maße lag dabei der Fokus auf der Berechnung der nachgeschalteten Methanisierung.

Da der Produktstrom des OCM-Reaktors nicht mittels thermodynamischer Berechnungen beschrieben werden kann, wurden die Umsätze bei typischen Prozessbedingungen aus der kinetischen Simulation eines Integralreaktors übernommen. Dazu konnte der von FSt.2 entwickelte kinetische Ansatz aus AP 5 zur Beschreibung der Produktverteilung in Abhängigkeit der Prozessvariablen wie z.B. Druck, Temperatur und Katalysatorbelastung erfolgreich in ein 1-dimensionales Reaktormodell überführt werden. Darüber hinaus konnte die Energiebilanzgleichung für das erarbeitete Reaktionsnetzwerk implementiert und zur Abschätzung der Wärmefreisetzung und Temperaturverläufe im OCM-Reaktor herangezogen werden.

▪ Erzielte Ergebnisse

Mit dem entwickelten Anlagenkonzept nach Abbildung 18 konnte bereits gezeigt werden, dass im Falle einer vorgeschalteten CO₂-Abtrennung oder einem Gas aus dem biologischen Repowering, schon bei einem üblichen Einspeisedruck von 10 bar und einer Methanisierungstemperatur von 300°C eine ausreichende Brennwertanhebung für typische Erdgase-H erreicht werden kann. Darüber hinaus konnten für weiterführende Betrachtungen anhand der prinzipiell geeigneten Anlagenkonfiguration Druck- und Temperaturniveaus, sowie Stoff- und Wärmeströme abgeschätzt werden.

Mit Hilfe der sich anschließenden kinetischen Modellierung eines OCM-Reaktors konnte der zielführende Prozessrahmen eruiert werden, wodurch die Grundlage für die angestrebte Konzeptentwicklung in AP 8 gelegt werden konnte. Durch die Simulation konnte gezeigt werden, dass eine Prozess-temperatur > 800 °C und eine GHSV (GHSV = Gas Hourly Space Velocity) < 35.000 1/h angestrebt werden sollte, um bei einer typischen Eduktgaszusammensetzung eine ausreichend hohe Produkt- ausbeute bei vollständigen Sauerstoffumsatz zu erreichen. Weiterhin konnte gezeigt werden, dass insbesondere am Eintritt der Katalysatorschüttung mit einer starken Wärmefreisetzung zu rechnen

ist und somit eine aktive Kühlung über die Rohrwand nur mit sehr hohem technischen Aufwand realisiert werden könnte. Das diskutierte Anlagenkonzept (Abbildung 18), bestehend aus dem OCM-Reaktor mit nachgeschalteter Methanisierung zur Umsetzung des entstandenen CO_x , konnte gemäß Simulation durch ein innovatives Reaktorkonzept und der damit einhergehend hohen C_2 -Selektivität (siehe Ausführungen AP 8) wesentlich vereinfacht werden, da eine nachgeschaltete Hydrierung in typischen Anwendungsfällen zunächst nicht zwingend erforderlich ist.

Aufgrund der thematisch engen Verknüpfung von AP 7 und AP 8 werden die Simulationsergebnisse und deren Interpretation am Beispiel eines konkreten Referenzfalls im Rahmen des Arbeitspakets 8 vorgestellt.

2.8 Arbeitspaket 8: Konzeptentwicklung eines OCM- Reaktors für einen Referenzfall (Biogasanlage) einschließlich Wärmemanagement (FSt. 1, FSt. 3)

▪ Durchgeführte Arbeiten (FSt.1)

Die Konzeptentwicklung eines OCM-Reaktors im AP 8 konnte planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

Nach dem der kinetische Ansatz von FSt.2 entwickelt worden war, konnte der Fokus weg vom globalen Anlagenschema auf den OCM-Reaktor gelegt werden. Im ersten Schritt musste dazu ein grundlegender Reaktortyp, unter Berücksichtigung folgender Kriterien, definiert werden:

- Kontinuierlicher und sicherer Betrieb
- Gleichbleibende Produktqualität auch bei fluktuierenden Biogasstrom
- Robustes und effizientes Wärmemanagement
- Minimierung von Blindreaktionen an der Reaktorwand
- Geringer Aufwand für Wartung / An- und Abfahrvorgänge
- Minimaler technischer Aufwand zur Senkung von Kosten

Anhand der aufgezählten Kriterien konnte eine Vielzahl von möglichen Reaktortypen wie z. B. Wirbelschichtreaktoren ausgeschlossen werden. Bei diesem Reaktortyp wäre eine sehr gute Temperaturverteilung (isothermer Betrieb) innerhalb des Reaktors möglich, jedoch wäre diese Bauform durch den engen Regelbereich, hohen technischen Aufwand, Katalysator- und Reaktorverschleiß und des intensiven Kontakts zwischen heißen Fluid und Reaktorwand (Zunahme von Blindreaktionen) für eine Anwendung als OCM-Reaktor im Biogassektor nicht zielführend. Weiterhin wurde u.a. auch ein aus bautechnischer Sicht einfacher Rohrbündelreaktor in die Überlegungen aufgenommen. Hierbei wird die benötigte Katalysatormenge auf mehrere dünne parallel angeordnete Rohre verteilt. Bei dieser Bauform erfolgt die Kühlung über die Rohrwand, da außerhalb der Einzelrohre ein vorbeiströmendes Wärmeträgermedium eingesetzt wird. Hieraus ergeben sich mehrere technische Problemstellungen, da zum einen sehr dünne Rohre notwendig wären (hohe Kosten), um die Hotspot-Bildung innerhalb eines einzelnen Rohrs zu minimieren und zum anderen bei diesem hohen Temperaturniveau ($T > 800\text{ °C}$) kein praktikables bzw. stabiles Wärmeübertragemedium existiert.

Um den genannten Kriterien zu entsprechen wurde daher das Konzept eines Hordenreaktors vorgeschlagen. Der Hordenreaktor auch als Abschnittsreaktor bezeichnet, ist eine Weiterentwicklung eines Festbettreaktors. Der Aufbau basiert darauf, dass die Katalysatorschüttung in mehrere Abschnitte unterteilt wird, wodurch der Raum zwischen den einzelnen Etagen zur Regulierung der Pro-

zessgrößen wie z.B. der Temperatur genutzt werden kann. Darauf aufbauend konnte mit dem kinetischen Ansatz ein 1-dimensionales Modell eines Hordenreaktors mit vier einzelnen Horden erarbeitet und für einen Referenzfall konzeptioniert werden.

- Erzielte Ergebnisse (FSt.1)

OCM-Reaktor mit Kaltgaseinspeisung

Der OCM-Reaktor ist als Horden-Reaktor mit 4 Etagen geplant und wird thermisch isoliert, sodass die Prozessführung innerhalb einer Horde als adiabat angenommen werden kann. Der Kerngedanke des favorisierten Reaktorkonzeptes ist es, durch die sukzessive Zugabe von O_2 hohe CH_4/O_2 -Verhältnisse in der Reaktionszone zu erreichen, wodurch ein hoch selektiver Umsatz der Edukte zu den gewünschten C_2 -Kohlenwasserstoffen in der Simulation erreicht werden konnte. Im konkreten Fall konnte eine hohe Selektivität zu C_2 -Kohlenwasserstoffen ($S_{C_2} > 90\%$) bei ausreichend hohem CH_4 -Gesamtumsatz ($U_{CH_4} > 10\%$) erreicht werden. Die gute Performance und das Etagenkonzept führen zur Minimierung (durch hohe S_{C_2}) und räumlichen Verteilung (Hordenkonzept) der freiwerdenden Wärme. Darüber hinaus kann der technische Aufwand für die Reaktorkühlung durch den Verzicht auf eine aktive Kühlung über die Rohrwand (adiabate Fahrweise) erheblich verkleinert werden.

Ein weiteres Kernelement des Reaktorkonzeptes beinhaltet die Zugabe von flüssigen Wasser zwischen den einzelnen Etagen. Hierdurch können mehrere positive Effekte genutzt werden:

- Steigerung der C_2 -Bildung durch kinetische Effekte
- Verdampfung des Wassers führt zur Kühlung des Gases
- gekoppelte Einspritzung von O_2 und flüssigen/verdampfenden H_2O über Zweistoffdüse ermöglicht verbesserte Vermischung

Ein weiterer Vorteil der Kaltgaseinspeisung gegenüber Wärmetauschern zwischen den Horden (indirekte Kühlung) ergibt sich durch die verhältnismäßig kleine Kontaktfläche zwischen Wand und Fluid in den Zwischenräumen, da hierdurch möglichen Wandreaktionen entgegengewirkt werden kann.

Eine vereinfachte Darstellung des OCM-Reaktors inklusive der Eduktzufuhr wird in Abbildung 19 gezeigt.

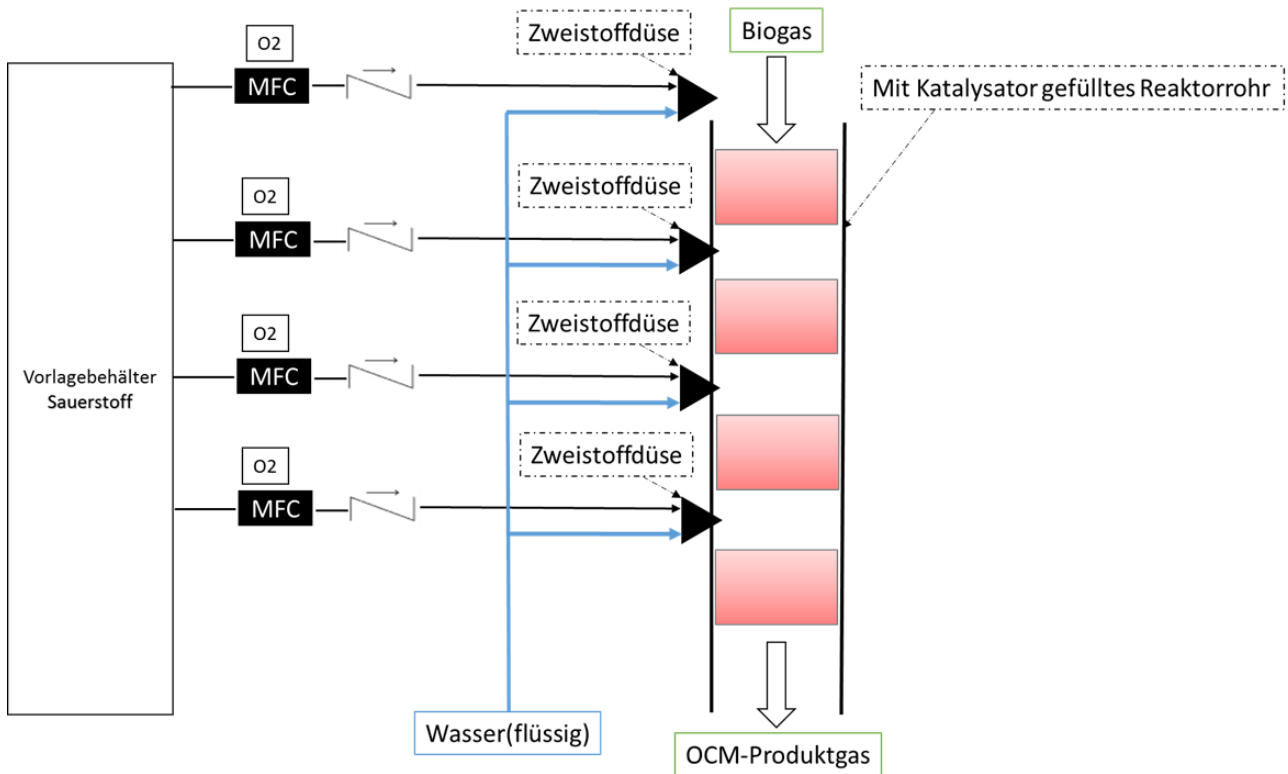


Abbildung 19: vereinfachte Darstellung eines OCM-Reaktors mit Kaltgaseinspritzung

Für einen Biomethanstrom von 500 m³/h konnte in der Simulation mit einem verhältnismäßig geringen technischen Aufwand ein Brennwert von 11,34 kWh/m³ bei vollständigem Sauerstoffumsatz erreicht werden. Hierfür war ein einzelner Reaktor mit vier Etagen, einem Durchmesser von 0,4 m und einer gesamten Schütthöhe von 1,45 m notwendig.

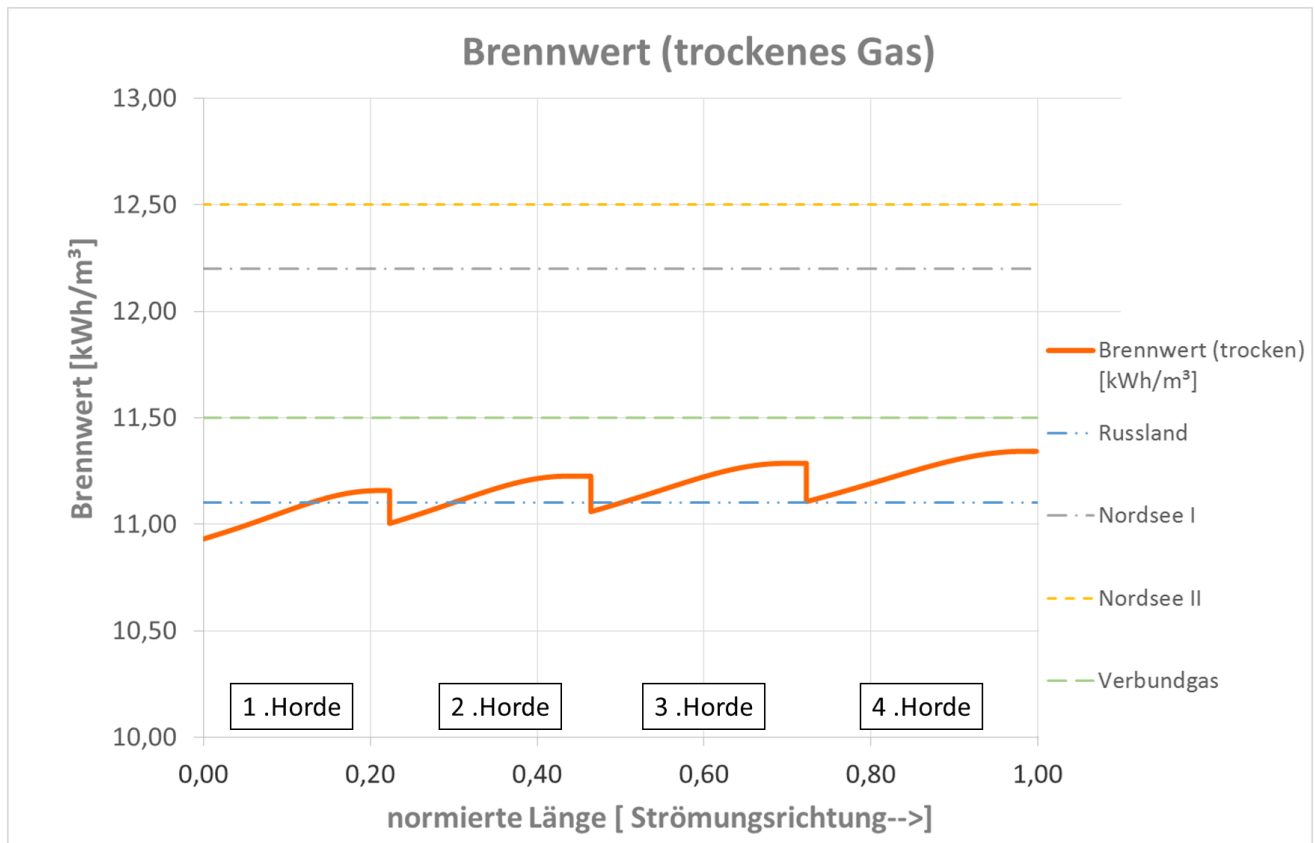


Abbildung 20: Brennwertverlauf aus der Simulation innerhalb des OCM-Reaktors im Vergleich mit typisch verteilten Erdgasen in Deutschland

Darüber hinaus zeigt Abbildung 20, dass eine weitere Steigerung durch zusätzliche Etagen möglich wäre und außer einer Trocknung keine weiteren Gasbehandlungsschritte erforderlich sind (siehe Tabelle 3)

Tabelle 3: Volumenanteile / Zusammensetzung des trockenen Produktstroms innerhalb und nach dem OCM-Reaktor

	CH₄	C₂H_x	CO	CO₂	O₂	H₂
Austritt Horde 1	98,42%	1,37 %	0,20 %	0,02 %	0,00 %	0,00 %
Austritt Horde 2	97,00 %	2,59 %	0,31 %	0,10 %	0,00 %	0,00 %
Austritt Horde 3	95,58 %	3,80 %	0,39 %	0,23 %	0,00 %	0,00 %
Austritt Horde 4 (Produktstrom)	94,10 %	5,03 %	0,47 %	0,40 %	0,00 %	0,00 %

- Durchgeführte Arbeiten und Ergebnisse (FSt. 3)

Das ursprüngliche Anlagenkonzept (vgl. Abbildung 18) hat sich aufgrund des neuartigen OCM-Reaktorkonzepts vereinfacht, da nun gemäß der Simulationsergebnisse auf eine nachgeschaltete Methanisierung verzichtet werden kann. Das grundlegende Anlagenschema zeigt Abbildung 21.

Kernbestandteil der Anlage ist der OCM-Reaktor mit geregelter Eduktgaszuführung und einem Wärmemanagement zur Eduktgasvorwärmung bzw. produktseitiger Kühlung. Die nachgeschaltete Wasserabscheidung stellt trockenes Produktgas für die Einspeisung in das Erdgasnetz bereit.

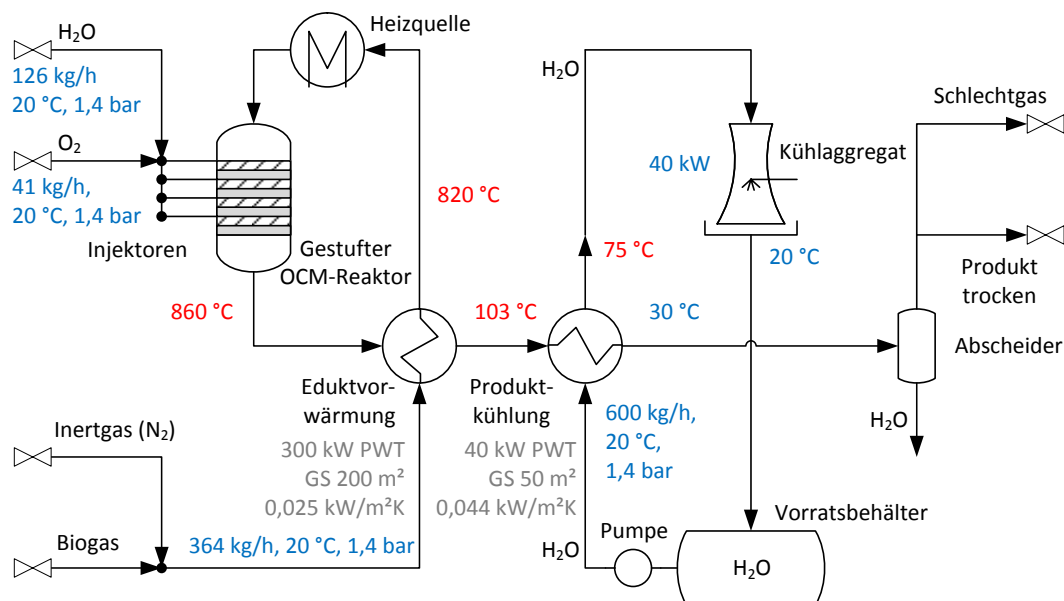


Abbildung 21: Grundlegendes Anlagenkonzept ohne nachgeschaltete Methanisierung für den industriellen Maßstab mit 500 m³/h Biogas-Durchsatz.

Im Folgenden werden die einzelnen Kernelemente der Anlage detaillierter vorgestellt.

Wärmemanagement / An- und Abfahren

In dem vorliegenden Anlagenkonzept erfolgt das Wärmemanagement über je einen Gas/Gas- und Gas/Wasser-Wärmetauscher. Das Biogas wird mittels der auf der Produktseite des OCM-Reaktors entnommenen Wärme in dem Gas/Gas-Wärmetauscher vorgeheizt. Dazu eignen sich z. B. Plattenwärmeübertrager, die sich durch eine kompakte Bauweise und geringen Wartungsaufwand auszeichnen. Für die Eduktvorwärmung in einem im Gegenstrom betriebenen Plattenwärmeübertrager auf eine Zieltemperatur von > 800 °C wird dazu voraussichtlich eine Übertragungsfläche von etwa 200 m² benötigt, bei einer zu übertragenden Wärmeleistung von ca. 300 kW. Der Eduktstrom kann in dem Konzept zusätzlich mit Hilfe einer externen Heizquelle erwärmt werden. Dadurch wird das Temperieren des Katalysators während des Anfahrens ermöglicht, bis die exotherme OCM-Reaktion einsetzt. Die externe Beheizung kann mittels eines Gasbrenners erfolgen, der direkt mit Biogas aus dem Eduktstrom betrieben werden kann. Dabei muss die Vorwärmung unmittelbar vor dem Reaktoreintritt erfolgen um Rußbildung und Blindreaktionen zu vermeiden. Dieses Konzept erlaubt den Verzicht auf einen externen Hochtemperaturwärmeträgerkreis, der eine aufwändige Anlagentechnik erfordert. Das Produktgas wird nach Durchlaufen der Eduktvorwärmung von ca. 100 - 200 °C in einem Gas/Wasserwärmetauscher weiter auf Einspeisetemperatur abgekühlt. Dies kann über einen Wasserkreislauf (Wasser/Glykol-Gemisch) mit Rückkühlwerk erfolgen. Das Anfahren des OCM-Reaktors erfolgt mit Biogas, das der Einspeisung solange vorenthalten wird (z.B. durch eine Rückführung), bis die für die OCM-Reaktionen erforderliche Reaktortemperatur und Zusammensetzung des Produktgases erreicht ist. Alternativ kann das Schlechtgas über eine Fackel verbrannt oder z.T. zur Beheizung eingesetzt werden. Dies erfordert allerdings den Einsatz eines geregelten Brennersystems für variable Brennstoffzusammensetzungen. Die Anfahrprozedur kann zusätzlich durch verbaute Heizschnüre innerhalb der Reaktordämmung unterstützen werden. Nach Erreichen der erforderlichen Mindestkatalysatortemperatur wird der für die Reaktion notwendige Sauerstoff dosiert. Die

Reaktortemperatur wird durch eine gezielte Verdampfung von Wasser innerhalb des Reaktors mit Hilfe von Verdampfungsinjektoren reguliert. Das Abfahren sowie eine Notabschaltung des Reaktors erfolgen durch die Unterbrechung der Eduktzufuhr und Spülung mit Inertgas. Die Inertgasspülung sorgt nach der prinzipbedingten Abschaltung der Wassereindüsung für die weitere innere Reaktorkühlung. Für die Notabschaltung werden schnell schaltende Ventile (Magnetventile) sowie eine Anlagenüberwachung mittels Temperatur- und Drucksensorik vorgesehen.

Werkstoffauswahl für den OCM-Reaktor

Aufgrund der im Reaktor auftretenden Gasatmosphären kann es zu Kohlenstoffablagerungen und unerwünschten Wandreaktionen kommen. In Verbindung mit Bestandteilen der Metalllegierung können Metallcarbide entstehen, die leicht abgetragen werden und über lange Zeiträume irreversible Schädigungen der metallischen Reaktorkomponenten hervorrufen können (sog. metal dusting). Insbesondere nickelhaltige Stähle können bei Temperaturen ab 800 °C zu einer unerwünschten Reaktion von Methan mit Wasser zu Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff am Nickelkontakt führen. In CO-reicher Umgebung stellt die Metallkorrosion generell ein besonderes Problem dar. Korrosion und Blindreaktionen können durch Bildung einer Al_2O_3 -Schicht an der Oberfläche metallischer Legierungen entgegengewirkt werden, jedoch ist diese instabil. Stabile Beschichtungen mit beispielsweise SiO_2 -Nanopartikeln können z. B. durch chemische Gasphasenabscheidung aufgebracht werden. Allen Beschichtungen gemein sind die beschränkte mechanische Beständigkeit und die Problematik der Korrosion an lokal auftretenden Fehlstellen.

Für die Innenauskleidung des Reaktors werden daher keramische Werkstoffe eingesetzt. Als Material für die Reaktorwände und die Sauerstoffeinspeisung empfehlen sich technische Keramiken auf Al_2O_3 -Basis. Ein wesentlicher Vorteil keramischer Werkstoffe ist die Formbeständigkeit bei hohen Temperaturen und darüber hinaus die sehr gute Beständigkeit gegenüber korrosiven Gasatmosphären. Eine typische Bauweise für chemische Reaktoren ist die Integration von keramischen Einsätzen in eine Stahlkonstruktion. Die Stahlkonstruktion sorgt dabei für mechanische Stabilität, u.a. für die erforderliche Druckstabilität, während mit Hilfe des keramischen Einsatzes die notwendige Temperatur- und chemische Beständigkeit erreicht wird. Keramische Einsätze können in Form von Kartuschen als Träger für das Katalysatorgranulat dienen.

Wasserzuführung in die Reaktionszone

Wasser muss innerhalb des Zwischenraums auf einer relativ kurzen Wegstrecke in den Gasstrom eingebracht werden und vor Eintritt in die nächste Horde vollständig verdampfen, um die Reaktortemperatur effektiv zu senken und einen homogen verteilten Eduktgasstrom zu erreichen. Gaszerstäuberdüsen bzw. gasunterstützte Zerstäuberdüsen sind die am weitesten verbreitete Düsenart zur Erzielung eines hohen Zerstäubungsgrads in einem großen Leistungsbereich. Die Zerstäubung wird durch eine Kombination von Gas- und Flüssigkeitsdruck erreicht. Die Gaszerstäubung erzielt durch interne oder externe Vermischung von Sprühmedium und Zerstäubungsgas die kleinsten Tropfengrößen. Bei der gasunterstützten Zerstäubung erfolgt eine interne Vermischung durch Aufprall der Flüssigkeit auf den unterstützenden Gasstrom. Flüssigkeit und Gas werden innerhalb der Düse vermischt und erzeugen dort einen vollständig zerstäubten Strahl. Dabei besteht eine gegenseitige Abhängigkeit zwischen Flüssigkeits- und Gasstrom, d.h. eine Veränderung der O_2 -Menge beeinflusst die Flüssigkeitsmenge. Bei der externen Vermischung wird Wasser und Sauerstoff außerhalb der Düse gemischt. Dies hat den Vorteil, dass O_2 - und Flüssigkeitsmengen unabhängig voneinander dosiert werden können und ist somit für das Reaktorkonzept ideal.

Passend zur Reaktorgeometrie ist die Auswahl einer geeigneten Spritzcharakteristik erforderlich. Diese sollte zu einer möglichst gleichmäßig feinen Zerstäubung über den gesamten Rohrdurchmesser führen. Für die Eindüsung orthogonal zur Strömungsrichtung kommen z.B. flache bzw. rechteckige Spritzbilder in Frage. Für eine möglichst gleichflächige Eindüsung über den Reaktordurchmesser können große Spitzwinkel mit bis zu 170° gewählt werden. Durch feine Tropfen im Bereich von $20 - 400 \mu\text{m}$ kann eine schnelle Verdampfung erfolgen und somit eine lokale Kühlung des Gasstroms. Die Benetzung von Katalysator- bzw. Reaktoroberflächen kann somit vermieden werden. Für den kontinuierlichen Betrieb, ist eine hohe Verschleißfestigkeit der Düsen ein wichtiges Kriterium. Dies muss durch eine geeignete Werkstoffwahl berücksichtigt werden. Für eine hohe Temperatur- und chemische Beständigkeit kommen beispielsweise Edelstahldüsen oder auch keramische Düsen in Frage, die eine besonders hohe Verschleißfestigkeit bieten.

2.9 Arbeitspaket 9: Mathematische Modellierung des OCM-Reaktors (FSt. 1, FSt. 3)

Die mathematische Modellierung des OCM-Reaktors in AP 9 konnte planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

Mit Hilfe der in Arbeitspaket 5 ermittelten Reaktionskinetik konnte bereits die Reaktionszone, also das Katalysatorbett des OCM-Reaktors ausgelegt und durch Variation der Betriebsbedingungen und Geometrie optimiert werden (Arbeitspaket 8). Essentiell für das Reaktorkonzept ist die Kühlung und gestufte Eduktgaszufuhr zwischen den einzelnen Katalysatorschüttungen. Für ein optimales Gesamtkonzept des Reaktors mussten daher die Zwischenräume mit Hilfe mathematischer Modelle näher betrachtet werden. Dazu wurde von FSt.1 die Durchmischung, Temperaturverteilung und Strömungseffekte ab Austritt der Lanze betrachtet und FSt.3 fokussierte sich primär auf Konstruktion, Wärme- und Stofftransport innerhalb des Verdampfungsinjektors.

- Durchgeführte Arbeiten und Ergebnisse (FSt. 3)

Der Einsatz von konventionellen Gasdruckzerstäuberdüsen ist, bei einem Einsatz der kleinsten Bohrungsgröße der Düse von $0,5 \text{ mm}$, durch den für eine vollständige Zerstäubung mindestens erforderlichen Treibgasdurchsatz von ca. $1 \text{ m}^3/\text{h}$ limitiert [Düsen-Schlick GmbH]. Aufgrund des geringen Treibgasdurchsatzes und des hohen Temperaturniveaus im Reaktor können keine konventionellen Düsen verwendet werden. Daher musste das Injektionssystem speziell für die neuartige Anwendung in der OCM entwickelt werden. Dabei wurde darauf geachtet, dass das entwickelte Konzept auch für größere Maßstäbe verwendet und besonders wartungsarm genutzt werden kann. Für eine gesicherte Umsetzung des Reaktorkonzepts in den technischen Maßstab kann ggf. auch auf die vorgestellten kommerziell erhältlichen Systeme zugegriffen werden.

Im Kern besteht das neuartige Injektorsystem aus einem Außen- und Innenrohr. Im Innenrohr strömt das zunächst flüssige Wasser in den vorderen Teil des Injektors. Am Außenrohr wird der Sauerstoffgasstrom unabhängig vom Wasserstrom geführt. Das flüssige Wasser wird durch den Temperaturanstieg stetig erwärmt und im Lanzenkopf schließlich verdampft. Der Wasserdampf vermischt sich mit dem Sauerstoff und tritt an den Öffnungen, welche sich am Kopf der Lanze befinden, aus. Alle erhitzten und gasberührenden Teile werden aus chemisch und thermisch stabilen keramischen Werkstoffen gefertigt. Entsprechende Absprachen wurden mit den Herstellern getroffen.

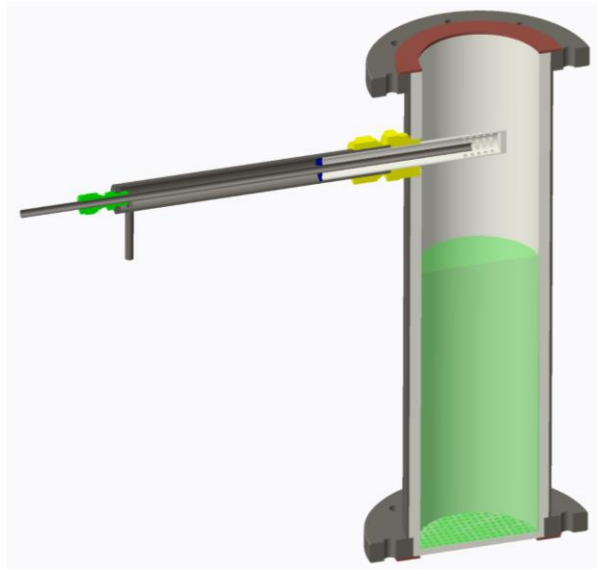


Abbildung 22: Konzeptioneller Aufbau eines Reaktorsegments mit Verdampferlanze - Schnittdarstellung. (blau = am Innenrohr fixierte Lochscheibe, grün = Klemmringverschraubung 6 mm, gelb = Klemmringverschraubung 22 mm).

- Durchgeführte Arbeiten und Ergebnisse (FSt. 1)

Um die prinzipielle Eignung der gewählten Technologie beurteilen zu können wurde aufbauend auf der Konstruktion der Kühllanze von FSt. 2 die thermische und stoffliche Durchmischung im Zwischenraum der Horden untersucht. Dabei muss eine möglichst vollständige Durchmischung erreicht werden, um den Katalysator im nachfolgenden Katalysatorbett homogen zu belasten. Für die Berechnungen wurde die Software COMSOL Multiphysics verwendet.

Auf Basis der Ergebnisse von FSt. 2 wurde eine hereinragende Lanzenlänge von 6,1 cm und ein Außendurchmesser von 2 cm gewählt (Abbildung 23). Im Konzept wird das austretende Gemisch über neun kreisrunde Öffnungen mit einem Durchmesser von 2 mm entgegen des Hauptgasstromes eingebracht.

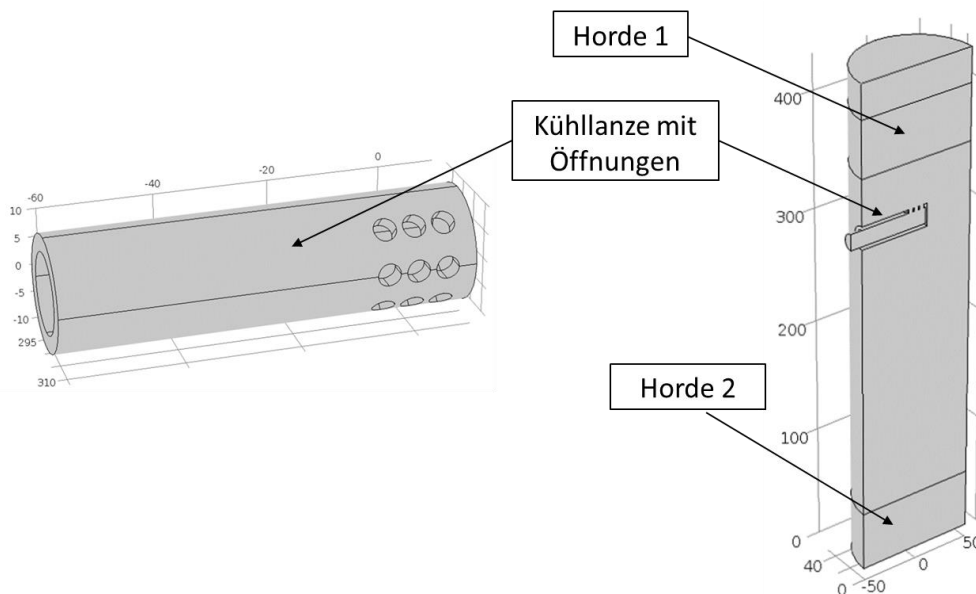


Abbildung 23: Lanze mit Öffnungen (l.) und Position im Reaktor (r.)

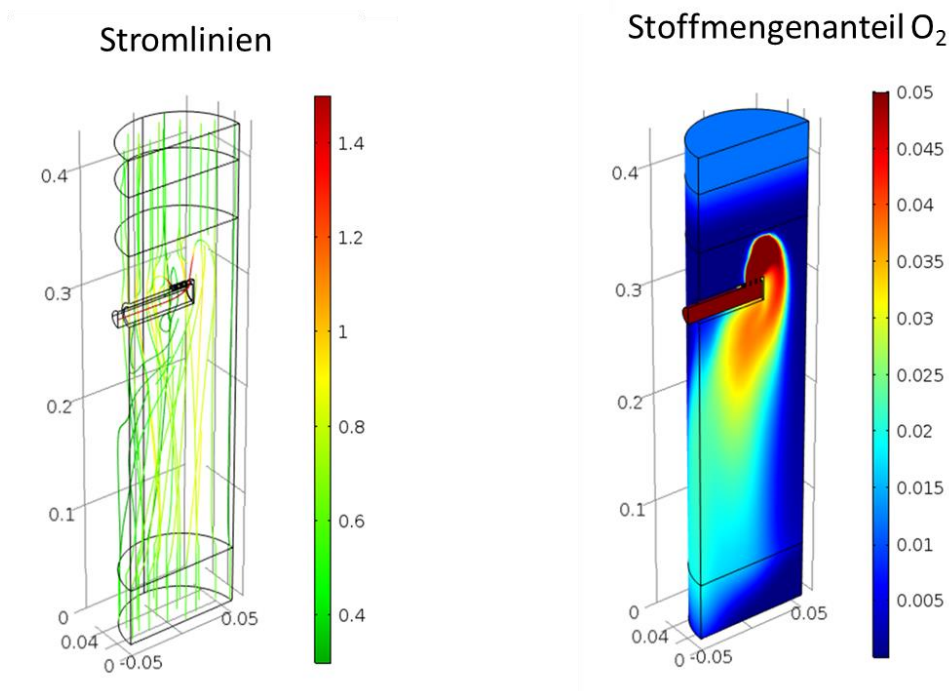


Abbildung 24: Stromlinien (l.) und Stoffmengenanteil von O_2 (r.) aus der Simulation des Demonstrators

Durch eine Austrittsgeschwindigkeit von ca. 1,6 m/s breitet sich der Gas/Dampf-Strom entgegen dem Hauptgasstrom aus und wird anschließend in Richtung der nächsten Katalysatorschüttung gedrückt. Aus Abbildung 24 geht hervor, dass die Querschnittsverengung im Reaktorrohr die Strömungsgeschwindigkeit erhöht. Dadurch ergibt sich ein Unterdruck, welcher zu einer Drallströmung bzw. Strahlenenausbildung führt.

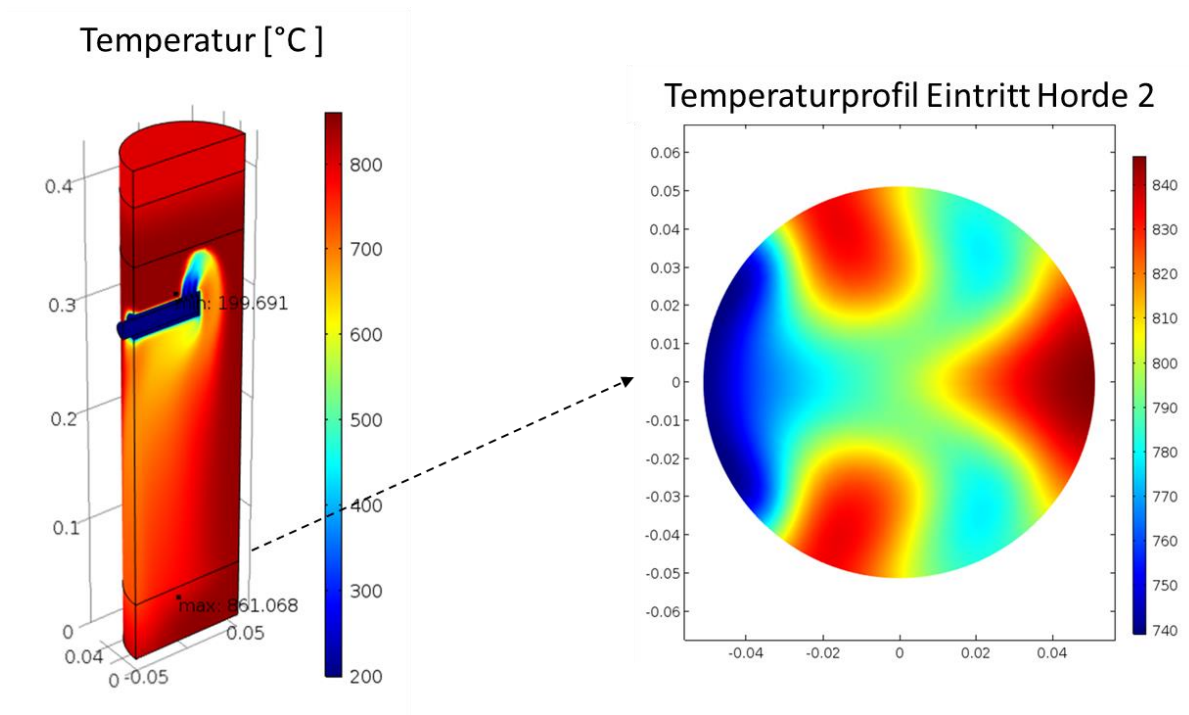


Abbildung 25: Temperaturverteilung (l.) und Temperaturprofil über die Querschnittsfläche am Eintritt (r.)

Basierend auf den Berechnungen von FSt. 2, konnte angenommen werden, dass das Gemisch bestehend aus überhitztem Dampf und Sauerstoff mit 200 °C aus der Lanze austritt. Beim Betrachten der sich ergebenden Temperaturverteilung fällt auf, dass die Mischtemperatur analog der Stoffverteilung verläuft. In Abbildung 25 rechts, können Temperaturgradienten entlang der Querschnittsfläche von ca. 100 K ausgemacht werden.

Anhand der Simulationsergebnisse konnte gezeigt werden, dass die stoffliche und energetische Vermischung funktioniert, in Summe aber nicht als vollkommen zufriedenstellend bewertet werden kann. Im Allgemeinen sind die real ablaufenden Prozess sehr komplex und daher nur begrenzt exakt vorhersagbar. Insbesondere können die schwer zu modellierenden Strahlungseffekte und Phasenwechsel einen erheblichen Einfluss haben. Jedoch kann durch die Simulation der Zwischenzone eine Notwendigkeit von weiteren Optimierungen abgeleitet werden. Dazu gehören Öffnungsquerschnitt < 2 mm am Lanzenauslass, um die Strömungsgeschwindigkeit bzw. Turbulenz zu erhöhen. Darüber hinaus wird im Demonstrator eine inerte Schüttung aus Keramik über den eigentlichen Katalysator verteilt, um eine homogene Verteilung sicherzustellen.

Bei der Konstruktion wurde darauf geachtet, dass die Lanze modular aufgebaut ist und zusätzlich einfach und schnell ausgetauscht werden kann. Dadurch ist es möglich, die in Phase 2 geplanten experimentellen Untersuchungen am Demonstrator für den Test verschiedener Varianten /Ausführungen zu nutzen.

2.10 Arbeitspaket 10: Auslegung und Entwicklung eines Demonstrators zur Brennwertanhebung von Biogas via OCM auf Basis des Reaktormodells (FSt. 1, FSt. 3)

Die Auslegung und Entwicklung eines Demonstrators in AP 10 konnte planmäßig und erfolgreich abgeschlossen werden.

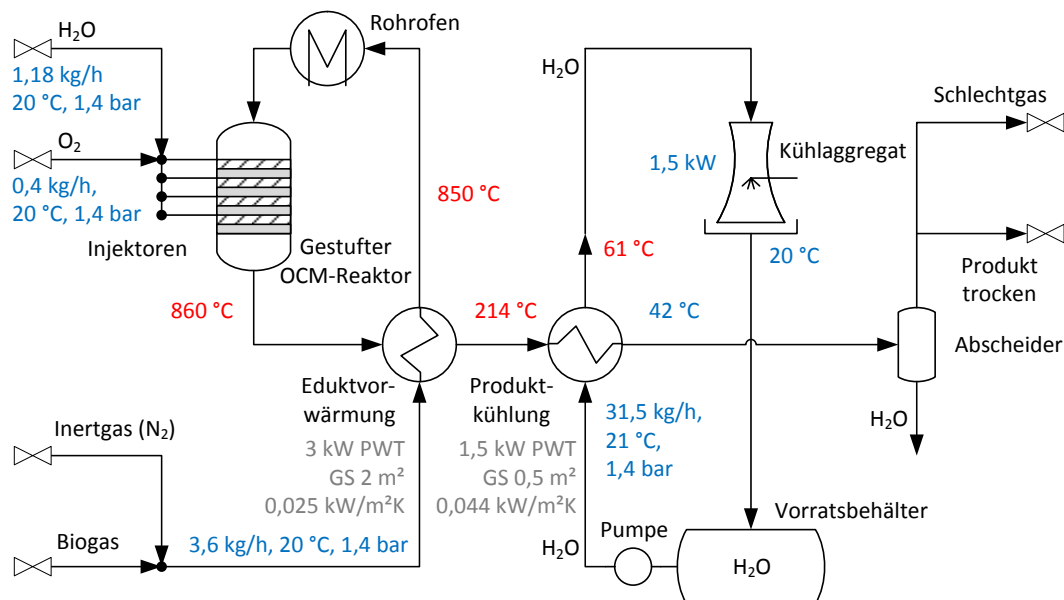


Abbildung 26: Fließbild und Gesamtbilanzierung für den Demonstrator für Phase 2.

Für die Auslegung des Wärmemanagements für den Demonstrator wurde das Anlagenkonzept des industriellen Maßstabs mit 500 m³/h Biomethandurchsatz auf den angestrebten Durchsatz von 5 m³/h reines biogasstämmiges Methan runterskaliert. Das Anlagen- und Wärmemanagementkonzept sowie die Gesamtbilanzierung des Demonstrators sind in Abbildung 26 dargestellt. Zur Bereitstellung der benötigten Aufheizenergie für die Reaktorinbetriebnahme wurde eine Rohröfenbeheizung

zung zur Konditionierung des Eduktgases vor dem Eintritt in den Reaktor vorgesehen. Die Vorwärmung des Methans erfolgt durch einen Gas-/Gas-Plattenwärmetauscher mit ca. 3 kW Übertragungsleistung und einer Übertragungsfläche von 2 m². Für die Berechnungen wurde eine Zieltemperatur für das Eduktgas von 850 °C angenommen. Das heiße Produktgas wird dabei im Gegenstrom von 860 °C auf eine Temperatur von ca. 200 °C abgekühlt. Das enthaltene Wasser liegt hier weiterhin dampfförmig vor. In einem Gas-/Wasser-Plattenwärmetauscher mit einer Übertragungsfläche von 0,5 m² wird das Produktgas auf eine Einspeisetemperatur von etwa 40 °C abgekühlt, als Kühlmittel wurde reines Wasser angenommen. Für die Kühlung werden ca. 32 kg/h Wasser bei einer Vorlauftemperatur von 21 °C und 1,4 bar Vordruck benötigt. In diesem Prozessschritt muss eine Abführung des anfallenden Kondensats berücksichtigt werden. Die benötigte Wasserkühlung wird an der geplanten Anlage über den Laborkreislauf mittels eines Glykol-/Wassergemisches realisiert, sodass kein anlageninternes zusätzliches Kühlaggregat erforderlich ist. Die benötigte Kühlleistung beträgt etwa 1,5 kW. Das Produktgas kann nach einem Abscheider trocken entnommen werden, für den Anfahrbetrieb ist eine Schlechtgasentnahme berücksichtigt. Ein entsprechendes R&I-Fließbild für die Anlage wurde erstellt.

2.11 Zusammenfassung der Ergebnisse und Ausblick

Trotz der immensen Anzahl an möglichen Materialien und Varianten für die OCM-Katalysatoren und des damit erforderlichen großen Untersuchungsaufwandes, konnte ein Katalysator herausgearbeitet werden, welcher eine sehr hohe Selektivität gegenüber Ethan und Ethen aufweist und damit für die Biogaskonditionierung geeignet ist. Für diesen Katalysator konnte ein kinetischer Ansatz mit 7 Reaktionen auf Grundlage umfangreicher kinetischer Untersuchungen erarbeitet und für die Erstellung eines Reaktormodells verwendet werden.

Über den Arbeitsplan hinaus wurden zusätzliche experimentelle Untersuchungen durchgeführt, um die erforderliche Aufbereitung des Produktgases aus dem OCM-Reaktor von Beginn an einbeziehen zu können. Dieser Schritt ist notwendig, um die Brennwertanhebung mittels OCM in konventionelle Aufbereitungssysteme aber auch in die Prozesskette des Gesamtvorhabens in TeBi optimal integrieren zu können. Dies drückt sich in der Auswertung der Screeningversuche, aber auch in den reaktionstechnischen Versuchen aus, da hierbei realitätsnahe Untersuchungen mit Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid im Feed durchgeführt wurden. Aus den gewonnenen Erkenntnissen konnte ein Konzept entwickelt werden, welches neben dem OCM-Reaktor eine nachgeschaltete Hydrierung zur Entfernung von CO_x beinhaltet. Mit Hilfe verschiedener Reaktormodelle konnte im weiteren Verlauf des Vorhabens die OCM-Anlage weiter verbessert werden, sodass für die meisten Anwendungsfälle auf eine anschließende Hydrierung und ein aktives/aufwändiges Kühlkonzept über die Reaktorwand verzichtet werden kann. Dadurch kann der technische Aufwand vermindert und damit einhergehend ein erheblicher Kostenvorteil erreicht werden, wodurch die Praxisrelevanz weiter gesteigert werden konnte.

Zusammenfassend lässt sich festhalten:

- Na₂WO₄/Mn/SiO₂–Katalysator zeigt hoch selektiven CH₄- Umsatz zu C₂-Kohlenwasserstoffen bei nachgewiesener Langezeitstabilität
- Scale-up des Katalysators wurde erfolgreich durchgeführt
- kinetischer Ansatz konnte erarbeitet und für die Reaktormodellierung verwendet werden
- neuartiges und effizientes Reaktor- und Anlagenkonzept konnte entwickelt werden

Die bisher vielversprechenden Ergebnisse basieren auf experimentellen Untersuchungen, welche unter Idealbedingungen d.h. unter definierten Laborbedingungen (z. B. Katalysator in Pulverform,

idealer Festbettreaktor) gewonnen wurden. Bei der Überführung der entwickelten Technologie in größere Maßstäbe müssen weitere Einflussgrößen und das daraus resultierende Realverhalten berücksichtigt werden. Dies betrifft besonders mikro- und makroskopische Transportphänomene, hervorgerufen durch eine anwendungsorientierte Reaktionsführung und Katalysatorpartikel im technischen Maßstab. Diese Einflüsse werden in der Simulation berücksichtigt, müssen jedoch für eine sichere Auslegung durch weiterführende experimentelle Untersuchungen unter technischen Bedingungen validiert werden. Daher muss das vielversprechende Verfahren vor der Überführung in die kommerzielle Anwendung gemäß der geplanten Arbeitsschritte in Phase 2 weiterführend untersucht und ggf. optimiert werden.

3 Verwendung der Zuwendung

FSt.1: DBI – Gastechnologisches Institut gGmbH Freiberg

- wissenschaftlich-technisches Personal (Einzelansatz A.1 des Finanzierungsplans)
A.1 Wiss.-techn. Personal HPA A: 24,48 Personenmonate
- Ausgaben für Gerätebeschaffungen (Einzelansatz B des Finanzierungsplans)
Die Ausgaben für Gerätebeschaffungen (1 Stück Workstation) wurden, wie im Finanzierungsplan ausgewiesen, getätigt.
- Ausgaben für Leistungen Dritter (Einzelansatz C des Finanzierungsplans)
Die Ausgaben für Leistungen Dritter (Lizenzgebühr für Simulationssoftware Comsol Multiphysics) wurden, wie im Finanzierungsplan ausgewiesen, getätigt.

FSt.2: Leibniz-Institut für Katalyse e.V. an der Universität Rostock

- wissenschaftlich-technisches Personal (Einzelansatz A.1 des Finanzierungsplans)
A.1 Wiss.-techn. Personal HPA A: 15,70 Personenmonate
- Ausgaben für Gerätebeschaffungen (Einzelansatz B des Finanzierungsplans)
Die Ausgaben für Gerätebeschaffungen (1 Stück FTIR Analysator) wurden, wie im Finanzierungsplan ausgewiesen, getätigt.
- Ausgaben für Leistungen Dritter (Einzelansatz C des Finanzierungsplans)
Ausgaben für Leistungen Dritter wurde nicht beantragt

FSt.3: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V.

- wissenschaftlich-technisches Personal (Einzelansatz A.1 des Finanzierungsplans)
A.1 Wiss.-techn. Personal HPA A 8,40 Personenmonate
A.1 Wiss.-techn. Personal HPA B 1,00 Personenmonate
- Ausgaben für Gerätebeschaffungen (Einzelansatz B des Finanzierungsplans)
Ausgaben für Gerätebeschaffungen wurde nicht beantragt.
- Ausgaben für Leistung Dritter (Einzelansatz C des Finanzierungsplans)
Ausgaben für Leistung Dritter wurde nicht beantragt.

4 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Im Berichtszeitraum wurden die Arbeiten in den unter Punkt 2 dargestellten Arbeitspaketen durchgeführt. Die Arbeiten erfolgten entsprechend dem Arbeitsplan und teilweise darüber hinaus. Die für diesen Abschnitt eingeplanten Ressourcen wurden ausgeschöpft. Mit den Mitteln wurde sorgfältig, sparsam und zweckgebunden umgegangen. Durch die im Berichtszeitraum erzielten Ergebnisse wurden Meilenstein 1 und 2 planmäßig und erfolgreich abgeschlossen.

In intensiven Diskussionen mit Vertretern des PBA wurde die Praxisrelevanz des Vorhabens und seiner potentiellen Ergebnisse bestätigt und punktuell geschärft. Der Arbeitsstand ist eine sehr gute Basis für den Start der Phase 2 des Vorhabens, welche inhaltlich nahtlos auf Phase 1 aufbaut und deren Schwerpunkt der Bau eines Demonstrators für das Verfahren ist.

5 Darstellung des wissenschaftlich-technischen und wirtschaftlichen Nutzens der erzielten Ergebnisse insbesondere für KMU sowie ihres innovativen Beitrags und ihrer industriellen Anwendungsmöglichkeiten

Die Leittechnologie adressiert mit dem Bedarfsfeld „Nachhaltiges Wirtschaften und Energie“ eines der sechs prioritären Zukunftsaufgaben der neuen Hightech-Strategie der Bundesregierung. Die Hightech-Strategie ist darauf fokussiert, Deutschland in einer führenden Position an der Lösung globaler Herausforderungen zu beteiligen. Eine dieser Herausforderungen lautet: „Der Weg zur Energie der Zukunft – sicher, bezahlbar und umweltfreundlich“ (Eckpunktepapier der Bundesregierung zur Energiewende). Mit der gesellschaftlichen Grundentscheidung Deutschlands, seine Energieversorgung in Zukunft aus erneuerbaren Quellen zu decken, ist dieser Weg klar aufgezeigt. Der inhaltliche Ansatz des Gesamtvorhabens sowie der Leittechnologie inTeBi ist ein Schritt auf diesem Weg. Im Ergebnis wird aus einer bestimmten Menge an Einsatzstoffen mehr Biogas zu geringeren Kosten, in besserer Qualität und nutzungspfadoptimiert bereitgestellt. Damit wird die Wettbewerbsfähigkeit aller Akteure der involvierten Wirtschaftszweige erhöht.

Im Teilprojekt 4 „BioEiKon“ wird ein neues Verfahren zur Biogaseigenkonditionierung sowie der dazugehörige Katalysator entwickelt. Der innovative Ansatz der Biogaseigenkonditionierung ermöglicht es, durch die Neuausrichtung der Prozessziele und durch entsprechende Prozessanpassungen, das über mehrere Jahrzehnte von verschiedenen Forschergruppen erarbeitete Grundlagenwissen zur oxidativen Methankopplung erstmals in eine technisch nutzbare Anwendung zu überführen. Der zielführende Arbeitsablauf wurde über die gesamte Projektlaufzeit durch fundierte Vorkenntnisse, moderne Analysentechnik und moderne Simulationssoftware unterstützt, sodass eine Optimierung von Katalysator und Verfahren ermöglicht wurde. Die technische Anwendbarkeit der Ergebnisse kann schließlich im geplanten Demonstrator in Phase II unter Beweis gestellt werden.

Besonders die innovationsbereiten kleinen und mittelständischen Unternehmen, welche das Rückgrat der deutschen Wirtschaft darstellen, ermöglichen den Transfer der erlangten Innovation in die technische Anwendung. Für KMUs, denen ein Großteil der Einspeiseanlagenbetreiber, Anlagenbauer und weiteren potentiellen Profiteure zugeordnet werden, bieten die erlangten Innovationen durch ihre technischen, ökonomischen und ökologischen Vorteile eine Möglichkeit zur Verbesserung der Wettbewerbsfähigkeit, wovon der gesamte Wirtschaftsstandort Deutschland profitiert. Darüber hinaus konnte durch das neuartige und effiziente Reaktorkonzept in Verbindung mit einem hochspezialisierten Katalysator die Ausbeute an höheren Kohlenwasserstoffen derart gesteigert werden, dass eine industrielle Anwendung der oxidativen Methankopplung (z.B. Herstellung von Ethen) denkbar wird.

Der o.g. branchen- und technologieübergreifende inhaltliche Ansatz impliziert, dass sehr viele Akteure von den erzielten und noch zu erwarteten Ergebnissen des Forschungsvorhabens profitieren

werden. Vor allem zielt das Projekt auf die Branchen Landwirtschaft, Energiewirtschaft, Anlagenbau und technischer Service. In all diesen Branchen sind KMU stark vertreten (Betreiber von Biogasanlagen, Hersteller dieser Anlagen, Zulieferer, Entwickler und Anbieter innovativer Energieanlagen, Consulting- und Ingenieurbüros, Chemieanlagenbau). Der Projektansatz ist bottom-up aus dem Bedarf dieser Zielgruppen entstanden und mit diesen gemeinsam präzisiert worden. Damit sollte auch (unterstützt durch kontinuierliche Erfolgskontrolle während der Bearbeitung) die Praxisrelevanz der entstehenden Ergebnisse gesichert sein. Mit den Ergebnissen werden den KMU Schlüsseltechnologien im Hightech-Bereich in die Hand gegeben, die ganz wesentlich für die Erhöhung ihrer (internationalen) Wettbewerbsfähigkeit sind. Als weitere Akteure werden die beteiligten industriellen Forschungseinrichtungen sowie Branchenorganisationen, Netzwerke, Behörden, Projektträger, Administration als Schlüsselakteure in das Projekt einbezogen, die den Prozess der Stärkung von KMU nachhaltig fördern und begleiten werden.

6 Plan zum Ergebnistransfer in die Wirtschaft

Tabelle 4: Bisher durchgeführte Transfermaßnahmen

Maßnahme	Ziel / Erläuterung	Zeitraum
Pressemitteilung (FSt. 1)	Bekanntmachung des Forschungsprojekts vor Beginn am 01.05.2015	17.04.2015
Pressemitteilung (DBI) in diversen Zeitschriften (ewp, gwf, etc.) und im Internet		Mai/Juni 2015
Projekt begl. Ausschuss (PBA)	1. Vorstellung des Projektes, Diskussion (Kick-Off-Meeting)	20.05.2015
Tätigkeitsbericht	Veröffentlicht jeweils in der 1. Ausgabe der gaswärme international	01/2016 (S. 79 – 98)
Projekthomepage (DBI)	Bereitstellung von Informationen, Veröffentlichungen und Berichten inkl. internen Bereich für die FSt. und den PBA	Mai 2015 (Start), fortlaufend
Projekt begl. Ausschuss (PBA)	Vorstellung der Zwischenergebnisse des Projektes, Diskussion des Projektfortschrittes	05.11.2015
Fachbericht, Chemie Ingenieur Technik, Heft 6 (2017)	Vorstellung der oxidativen Methankopplung an Lanthankatalysatoren und Reaktormodellierung	März 2017
49. Treffen Deutscher Katalytiker, Weimar	Vorstellung eines unter Druck arbeitenden OCM-Reaktors und erste experimentelle Ergebnisse / Poster und Vortrag	16. -18.03.2016

Maßnahme	Ziel / Erläuterung	Zeitraum
11. Natural Gas Conversion Symposium, Tromsø, Norwegen	Vorstellung der Ergebnisse zur OCM-Reaktion unter Druck sowie zur Kopplung der OCM-Reaktion mit einer nachfolgenden CO _x -Hydrierung zu höheren Kohlenwasserstoffen / Vortrag	05. - 09.06.2016
49. Treffen Deutscher Katalytiker, Weimar	Vorstellung der Zwischenergebnisse bzgl. Aufklärung des Reaktionsmechanismus / Poster	16.-18.03.2016

Tabelle 5: Geplante Transfermaßnahmen

Maßnahme	Ziel / Erläuterung	Zeitraum
Projekt begl. Ausschuss	Vorstellung der Zwischenergebnisse	½-jährlich
Veröffentlichung in	gaswärme international	2017
Veröffentlichung in	GWF, EWP	2017
Abschlussbericht	Homepage GWI	II. Quartal 2017
Fachbeirat (DBI)	Information eines breiten Fachpublikums	fortlaufend
Projekthomepage (DBI)	Bereitstellung von Informationen, Veröffentlichungen und Berichten inkl. internen Bereich für die FSt. und den PBA	fortlaufend

7 Einschätzung zur Realisierbarkeit des vorgeschlagenen und aktualisierten Transferkonzepts (im Plan zum Ergebnistransfer in die Wirtschaft)

Die Umsetzung des OCM-Verfahrens führt zu einem deutlich reduzierten Bedarf an fossilem Flüssiggas, womit mehrere wirtschaftliche Vorteile verbunden sind. Die Einsparung von LPG-Beschaffungskosten führt zur Verbesserung der Wirtschaftlichkeit von Biogaseinspeiseanlagen und bietet somit letztlich die Möglichkeit regeneratives Bioerdgas kostengünstiger am Markt anzubieten, wovon Wirtschaft und Bevölkerung profitieren. Die Kostenvorteile können auch dazu beitragen, die Investitionsbereitschaft in Einspeiseanlagen zu erhöhen und somit den Ausbau der Einspeisekapazitäten zu beschleunigen. Insgesamt können dadurch die Treibhausgasemissionen und die Abhängigkeit von Energieimporten gesenkt werden, womit Vorteile für den gesamten Wirtschaftsstandort Deutschland einhergehen.

Während und nach Abschluss des Forschungsprojektes sind verschiedene Maßnahmen für einen Transfer der Forschungsergebnisse in die Wirtschaft geplant.

Während der Laufzeit

Bereits während der Projektlaufzeit wurden durch alle Projektpartner Ansprechpartner in den verschiedenen Zielgruppen, die vom Anlagenbetreiber über Unternehmen des Anlagenbaus bis hin zu

Energieversorgern (Stadtwerke,...) reichen, identifiziert, wobei der Schwerpunkt auf kleinen und mittelständischen Unternehmen (KMU) liegt. Diese bilden wegen ihrer hohen Innovationsbereitschaft die Grundlage für die technische Umsetzung des Verfahrens. Die bereits vorhandenen zielgruppenübergreifenden Kontakte der Projektpartner unterstützen die Verbreitung der Erkenntnisse und bieten die Möglichkeit der Nutzbarmachung.

Durch die Einbindung von Stadtwerken, Biogasanlagenbetreibern, industriellen und gewerblichen Gasverbrauchern sowie Komponenten- und Anlagenbauern in den projektbegleitenden Ausschuss wurde ein direkter Ergebnistransfer in die relevanten Industriezweige sowie eine Umsetzung der Ergebnisse realisiert. Bereits während der Projektlaufzeit konnte so Wissen mit anwendungsorientierten Unternehmen ausgetauscht werden, sodass sowohl die beteiligten Unternehmen Kenntnisse erlangen, als auch Erfahrungen der Unternehmen an die Forschungspartner weitergegeben werden können. Zusätzlich sitzen Mitarbeiter des GWI in den Ausschüssen der DGG, des DVGW, der DVV, der HVG, des VDMA und des VDEh.

Darüber hinaus wurden die Projektergebnisse auch der breiten Öffentlichkeit zugänglich gemacht, wobei der Schwerpunkt hierbei auf den Websites der Projektpartner lag. Newsletter, Fachtagungen und Messen sowie Publikationen in Fachzeitschriften und Tätigkeitsberichte ermöglichten den Informationstransfer an Fachpublikum und Fachfirmen des Mittelstands.

Auch die Zusammenarbeit mit Universitäten bietet umfangreiche Möglichkeiten, die gewonnenen Erkenntnisse direkt in die akademische Ausbildung einfließen zu lassen. Als An-Institut der TU Bergakademie Freiberg arbeitet die DBI-GTI beispielsweise mit dem Institut für Wärmetechnik und Thermodynamik in Vorlesungen und Praktika zusammen. Auch das GWI ist durch langjährige Kooperation mit Universitäten und Hochschulen in Vorlesungen, Praktika und Seminare integriert.

Durch projektbegleitende Ausschüsse sowie der Erstellung von Zwischen- und Abschlussberichten ist eine ständige Kontrolle des Erfüllungsstandes des Planes zur Umsetzung der Ergebnistransfers gegeben.

Nach der Laufzeit

Die zuvor benannten und geplanten dargestellten Maßnahmen gewährleiten insgesamt einen schnellen, umfassenden und direkten Transfer der Ergebnisse in die Wirtschaft und insbesondere an KMU. Nach Beendigung des Projektes (Phase II) sind Ergänzungen und Erweiterungen aus aktuellem Anlass möglich (siehe Tabelle 5).