

Erweiterte Potenzialstudie zur nachhaltigen Einspeisung von Biomethan unter Berücksichtigung von Power-to-Gas und Clusterung von Biogasanlagen (EE-Methanisierungspotential)

Abschlussbericht

Dipl.-Wi.-Ing. Ronny Erler

DBI-Gastechnologisches Institut gGmbH Freiberg

M.Sc. Enrico Schuhmann

DBI-Gastechnologisches Institut gGmbH Freiberg

Dipl.-Ing. Wolfgang Köppel

DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut

Dr. Christian Bidart

DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut

Herausgeber

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

Technisch-wissenschaftlicher Verein

Josef-Wirmer-Straße 1–3

53123 Bonn

T +49 228 91885

F +49 228 9188990

info@dvwg.de

www.dvgw.de

**Erweiterte Potenzialstudie zur nachhaltigen Einspeisung von Biomethan unter Berücksichtigung von Power-to-Gas und Clusterung von Biogasanlagen
(EE-Methanisierungspotential)**

Abschlussbericht

März 2019

DVGW-Förderkennzeichen G 201622
(G 1/02/16)

Zusammenfassung

Fermentativ erzeugte Biogase bestehen in etwa zu gleichen Teilen aus erneuerbarem Methan (biogenes Methan) und „grünem“ Kohlenstoffdioxid. Das Methan wird aktuell zumeist für die Erzeugung von grünem Strom („klassische“ Biogasanlage) oder zur Einspeisung ins Erdgasnetz (Biogaseinspeiseanlage) genutzt. In beiden Fällen bleibt das regenerative Kohlenstoffdioxid ungenutzt, was aus Sicht einer effizienten Nutzung unsinnig ist. Vor diesem Hintergrund wurden im vorliegenden Projekt „EE-Methanisierung“ die technischen/wirtschaftlichen Möglichkeiten und Potentiale einer stofflichen Nutzung des Kohlenstoffdioxids für die Methanherzeugung (Methanisierung) eruiert, um so die Mengen an regenerativem Methan zu erhöhen.

Bei der Methanisierung mittels regenerativem Wasserstoff wird das Kohlenstoffdioxid im Biogas in „grünes“ Methan umgewandelt und so für die Erdgaswirtschaft nutzbar gemacht werden. Durch die Methanisierung steigt zudem der Methangehalt des Gasgemisches und erreicht Austauschqualität, so dass eine Einspeisung ins Erdgasnetz ohne zusätzliche CO₂-Abtrennung möglich wird. Durch die Verwertung des bislang an Biogasanlagen ungenutzten Kohlenstoffdioxids kann somit die Biomethanherzeugungskapazität nahezu verdoppelt werden, ohne dass hierfür zusätzliche Einsatzsubstrate oder zusätzliche Biogaserzeugungsanlagen notwendig sind.

Die Methanisierung von Biogas kann einen entscheidenden Beitrag leisten, die Gesamtmenge erneuerbarer Gase im verteilten Erdgas zu erhöhen. Deutschlandweit eignen sich aufgrund der Anlagengröße und -charakteristik (Gasmenge, CO₂-Gehalt, etc.) über 70 % der Biogasanlagen für eine Methanisierung. Das entspricht einer Gesamtleistung von ca. 4 GW. Die Untersuchungen zeigen dabei, dass sich „klassische“ EEG-Biogasverstromungsanlagen ab einer elektrischen Nennleistung von 250 kW für diese Technologie eignen.

Hinsichtlich einer zeitnahen Umsetzung der Methanisierungskonzepte stehen insbesondere die bereits schon jetzt abgetrennten CO₂-Mengen der Biogasaufbereitungsanlagen zur Verfügung. Etwa 870 Mio. m³ i.N./a Biomethan könnten so vorrangig in Nordostdeutschland bereitgestellt werden. Gleichzeitig ist Norddeutschland aufgrund der hohen Dichte an leistungsstarken Windkraftanlagen die Region in Deutschland mit den größten, potentiell verfügbaren Strommengen zur Wasserstoffherzeugung via Elektrolyse.

Sammelleitungen können Rohbiogasmengen mehrerer Biogasanlagen bündeln und zentral aufbereiten sowie einspeisen. Über 2.000 Biogaserzeugungsanlagen wären aufgrund ihrer anlagenspezifischen Kennwerte und der räumlichen Verteilung für eine Verschaltung mittels Biogassammelleitungen sinnvoll nutzbar. Sie stellen eine Gesamtleistung von 1,3 GW bereit. Hierbei können auch kleinere Anlagen (< 250 kW installierte elektrische Nennleistung) eingebunden werden, die aufgrund ihrer Nähe zur potentiellen Sammelleitung ebenso über kurze Anschlussleitungen anbindbar wären. Potentiale für Rohbiogassammelleitungen liegen vorrangig in Nordwestdeutschland und im mittleren Süden Deutschlands. Insgesamt kann ein Potential von 2,6 Mrd. m³ i.N./a Biomethan für die Errichtung von Sammelleitungen (ohne Methanisierung) dargestellt werden.

Das Gesamtpotential aus Sammelleitung und Methanisierung bzw. das Potential zur Erdgasnetzeinspeisung beträgt ca. 16,7 Mrd. m³ i.N./a Biomethan. Darin enthalten sind die bereits heute erzeugten Methanmengen. Das Potential allein für die Methanisierung beträgt davon über 7 Mrd. m³ i.N./a Biomethan. Diese Menge kann somit zusätzlich noch bereitgestellt wer-

den, ohne dass weitere Substrate oder landwirtschaftliche Nutzfläche benötigt wird. Im Vergleich zu den ermittelten Biomethanpotenzialen des DVGW-Berichtes „Potenzialstudie zur nachhaltigen Erzeugung und Einspeisung gasförmiger, regenerativer Energieträger in Deutschland“ (Biogasatlas I, 2013), in welchem eine nachhaltige Einspeisemenge von 10,3 Mrd. m³ i.N./a Biomethan (ohne Methanisierung) errechnet wurde, ergibt sich somit eine Steigerung des Anteils regenerativ bereitstellbarer, methanhaltiger Gase um ca. 60 %. Schwerpunktregionen sind dabei weiterhin Norddeutschland sowie Süddeutschlands. Ein weiterer Vergleich mit dem deutschen Erdgasbedarf, welcher für das Jahr 2017 bei ca. 90,2 Mrd. m³ i.N./a lag (Statista 2019) lag, zeigt dabei, dass Biomethan ca. 20 % des Erdgases substituieren kann.

Für die Kombination von Sammelleitung und zentraler Methanisierung inkl. Einspeisung eignet sich zum gegenwärtigen Zeitpunkt aus technischen Gründen (Skalierbarkeit, hohe Volumenströme) die katalytische Methanisierung. Bei kleinen Anlagen kann eine biologische Methanisierung sinnvoll und kostengünstiger sein. Die biologische *in-situ* Methanisierung (Methanisierung direkt im Fermenter, in welchem zudem die „normale“ Biogaserzeugung stattfindet) ist ein Prozess, der sich derzeit noch in der Entwicklung befindet, so dass diese Option momentan nicht für die kommerzielle Anwendung zur Verfügung steht. Alternativ kann die biologische *ex-situ* Methanisierung (separate, biologische Methanisierung) eingesetzt werden. Diese steht am Markt zur Verfügung.

Die Kostenanalyse des Betriebs eines Elektrolyseurs zeigt, dass dieser aufgrund der Vermeidung von Strompreisspitzen nicht kontinuierlich in Betrieb sein sollte. Hierdurch können die Kosten um ca. 4 % gesenkt werden. Da Kohlenstoffdioxid in Biogasanlagen kontinuierlich mit dem Biogas erzeugt wird und ein Betrieb der Methanisierungsanlage zur vollständigen Nutzung der CO₂-Mengen möglichst kontinuierlich erfolgen sollte, ist ein entsprechender Wasserstoffspeicher sinnvoll/ notwendig.

Die Bündelung von Biogasanlagen über Sammelleitungen ermöglicht die Erzeugung von Methan in großen Mengen und führt zu Kostenreduktionen durch Skalierungseffekte. Die Gesteungskosten der Erzeugung von Biomethan aus Biogasverbundsystemen bewegen sich für optimal ausgelegte Anlagen mit Stand 2017 zwischen 8,9 und 9,6 ct€/kWh. Diese können in Zukunft durch eine Technologieverbesserungen auf ca. 7,3 bis zu 7,9 ct€/kWh sinken.

Biogasanlagen wurden bislang vorrangig aufgrund der EEG-Vergütung gebaut und betrieben. Mit Auslaufen dieser (nach i. d. R. 20 Jahren) entfällt somit das Geschäftsmodell, so dass die Stilllegung sowie damit einhergehend ein Verlust an EE-Gasanlagen droht. Das Konzept der Methanisierung stellt somit eine Alternative für die Verstromung von Biogas mit einer auslaufenden EEG-Förderung dar. Dies ist ein hochaktuelles Thema, da ab dem Jahr 2020 Biogasanlagen aus der EEG Vergütung ausscheiden. Etwa 2 Jahre vor Ablauf der EEG-Förderung ist jedoch der Abschluss der konzeptionellen Planungen zu empfehlen, um ausreichend Zeit für die nachfolgende Beauftragung und Genehmigung zu haben. Daraus schlussfolgert sich ein zeitnaher Handlungsbedarf für die Anlagenbetreiber sowie die Energiewirtschaft und Politik!

Für eine erfolgreiche Transformation von EEG geförderte Anlagen in innovative und ohne Förderung tragfähige (Methanisierungs-)Anlagenkonzepte müssen die regulatorischen Rahmenbedingungen für diese zukunftsweisenden Konzepte angepasst werden. Hierunter fallen u.a. eine einheitliche Definition von Begrifflichkeiten für die gesamten erneuerbaren Gase (Biogas,

EE-Gas, etc.) sowie eine Klarstellung im EnWG, dass Power-to-Gas-Anlagen keine Verbraucher sind und somit diese Energiespeicher von Umlagen/ Abgaben eines Letztverbrauchers zu entbinden sind. Diese Einschätzung wird durch das DVGW-Forschungsvorhaben SMARAGD [1], in dem die Einflüsse von regulatorischen Maßnahmen auf die Gestehungskosten von SNG dezidiert untersucht wurden, gestärkt. In SMARAGD wurde jedoch als stärkster Einfluss auf die Einführung von grünen Gasen eine Quote identifiziert.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
2	Grundlagen der Methanisierung und Zusammenstellung technologischer Ketten.....	3
2.1	Konzepte der Methanisierung.....	3
2.1.1	Einleitung - Methanisierung von Kohlenstoffdioxid	3
2.1.2	Katalytische Methanisierung.....	3
2.1.2.1	Design der Reaktoren zur Katalytischen Methanisierung	4
2.1.2.2	Technische Aspekte der Katalytischen Methanisierung.....	5
2.1.2.3	Demoanlagen zur katalytischen Methanisierung	6
2.1.3	Biologische Methanisierung.....	8
2.1.3.1	Design der Reaktoren zur Biologischen Methanisierung	9
2.1.3.2	Technische Aspekte der Biologische Methanisierung.....	9
2.1.3.3	Demoanlagen zur biologischen Methanisierung	11
2.1.3.4	Vergleich zwischen in-situ und ex-situ Methanisierung.....	12
2.1.3.5	Vergleich zwischen katalytischen und biologischen Methanisierung.....	13
2.1.3.6	Fazit und Perspektiven.....	13
2.1.4	Konzepte zur Kopplung von PtG und Biogasanlagen	14
2.1.4.1	Einleitung	14
2.1.4.2	Methanisierung von CO ₂ aus Biogasanlagen	16
2.1.4.3	Methanisierung von CO ₂ aus Biogasaufbereitungsanlagen	20
2.1.4.4	Vorteile und Nachteile der Methanisierungsverfahren	22
2.2	Randbedingungen für die Verflüssigung von biogenem Methan	23
2.2.1	Einleitung	23
2.2.2	Verflüssigungszyklus für die Verflüssigung von Methan	23
2.2.3	Thermodynamische Analyse des Reversed-Brayton Prozess zur Verflüssigung von Erdgas.....	26
2.2.4	Thermodynamische Analyse des Modified Reversed-Brayton Prozess zur Verflüssigung von EE-Methan	27
2.2.5	Betriebliche Aspekte zur Verflüssigung von Biogas.....	31
2.2.6	Fazit und Perspektiven.....	32
2.3	Relevante GIS-Potentialanalysen.....	32
3	Analyse bestehender Biogaserzeugungs- und Biogasaufbereitungsanlagen in Deutschland	34
3.1	Beschreibung der Datenbasis	34
3.2	Entwicklung von Bewertungskriterien für die Potentialermittlung	37
4	Abschätzung der Stromnetzdienlichkeit der Biogaserzeugung mit kombinierter Methanisierung.....	42
4.1	Stromnetzdienlichkeit unter Berücksichtigung des Speicherbedarfs für Wasserstoff und Biogas.....	42
4.1.1	Einleitung	42
4.1.2	Wasserstoffspeicherung.....	42
4.1.2.1	Metallhydridspeicher	47
4.1.2.2	Flüssigkeitsspeicherung.....	47
4.2	Untersuchung weiterer Nutzungsfade	47
4.3	Regionalisierung potentieller Wasserstoffmengen für die Methanisierung	50

5	Ermittlung des Biomethanisierungspotentials für bestehende Biogasanlagen	53
5.1	Methodisches Vorgehen zur Ermittlung des Biomethanisierungspotentials	53
5.2	Bewertung des ermittelten Biomethanisierungspotentials.....	55
5.2.1	Analyse des Biomethanisierungspotenzials anhand von Einzelstandorten	55
5.2.2	Ranking von Biogasanlagen und Regionen.....	59
6	Ermittlung des Potentials zur Errichtung von Biogassammelleitungen.....	64
6.1	Methodisches Vorgehen zur Ermittlung des Potentials zur Errichtung von Biogassammelleitungen.....	64
6.2	Bewertung des ermittelten Potentials zur Errichtung von Biogassammelleitungen .	66
7	Technologische Gesamtbewertung	68
7.1	Ermittlung des Gesamtpotenzials an einspeisbarem Biomethan	68
7.2	Kostenbetrachtung der Verfahrenspfade.....	70
7.2.1	Einleitung - Verteilung der Kapazitäten der PtG-Anlage gekoppelt an eine einzige Biogasanlage	70
7.2.2	Charakteristika einer PtG-Anlage	71
7.2.3	Art der Methanisierung – Teilweise und komplette Methanisierung von CO ₂ ...	72
7.2.4	Zusammenstellung der relevanten Daten	73
7.2.4.1	Strompreise.....	73
7.2.4.2	Wasserstoffspeicherung.....	75
7.2.4.3	Wirtschaftliche Parameter zur Kostenberechnung.....	75
7.2.5	Methode zur Berechnung der Gestehungskosten der Methanisierung	77
7.2.6	Ergebnisse	77
7.2.7	Einbindung mehrerer Biogasanlagen zur CO ₂ -Methanisierung.....	82
7.2.7.1	Einleitung	82
7.2.7.2	Räumliche Analyse der Biogasanlagen und ihrer Clusterung	82
7.2.7.3	Auswahl der Referenztechnologie zur Abschätzung der Erzeugung von EE-Methan durch Methanisierung.....	84
7.2.7.4	Methodologischer Ansatz zur Abschätzung der Gestehungskosten jedes Clusters	85
7.2.7.5	Wirtschaftliche und technische Daten.....	86
7.2.7.6	Aufbau der Grenzkostenkurve.....	88
7.2.7.7	Ergebnisse	88
7.3	Zusammenstellung des rechtlichen und regulatorischen Rahmens	92
8	Handlungsempfehlungen.....	94
8.1	Technische Handlungsempfehlungen für Anlagenbetreiber, Netzbetreiber und Projektentwickler.....	94
8.2	Zu prüfende nächste Schritte für den DVGW.....	95
9	Literatur.....	96
10	Formelverzeichnis.....	104
11	Abkürzungsverzeichnis	105
12	Abbildungsverzeichnis	106
13	Tabellenverzeichnis	109

1 Einleitung

Aktuell existieren deutschlandweit über 9.000 Biogasanlagen deren Geschäftsmodell zum überwiegenden Teil auf der Stromerzeugung beruht. Aufgrund der aktuellen ungünstigen wirtschaftlichen Rahmenbedingungen (gestiegene Substratkosten, höhere Auflagen etc.) und der degressiven bzw. auslaufenden EEG-Vergütung, ist für viele Biogasanlagen die wirtschaftliche Lage zunehmend kritisch zu bewerten. Zudem ändern sich in wenigen Jahren für die ersten Biogasanlagen die wirtschaftlichen Randbedingungen, da die 20-jährige garantierte EEG-Vergütung endet. Diese Anlagenbetreiber werden somit auf der Suche nach neuen Wertschöpfungsmöglichkeiten bzw. Geschäftsmodellen sein. Sollten sie diese nicht finden, droht die Stilllegung oder der Rückbau der Anlagen, obwohl ein Weiterbetrieb (insb. der Fermenter) technisch ohne weiteres möglich wäre.

Dem gegenüber schreitet der Ausbau von Wind- und Photovoltaik-Anlagen in Deutschland weiter voran. Die so ansteigenden Mengen volatiler Energie bedürfen einer Speicherung in großen Mengen. Power-to-Gas- sowie Methanisierungsverfahren können dies in Form von chemischen Speichern (Wasserstoff, Methan) unter Nutzung des bestehenden Erdgasnetzes leisten. Die Nutzung der vorhandenen Infrastruktur, wie Biogaserzeugungs-, Biogasaufbereitungsanlagen und Erdgasnetz, zur Integration von erneuerbaren Gasen ist sowohl volkswirtschaftlich als auch klimapolitisch sinnvoll. Eine Einspeisung von Wasserstoff ins Erdgasnetz ist jedoch nur begrenzt möglich (DVGW AB G 262: < 10 Vol.-% unter Beachtung der angeschlossenen Verbraucher). Mittels Kohlenstoffdioxid kann Wasserstoff zu Methan veredelt werden. Infolge der Methanisierung kann das methanhaltige Gas unter Einhaltung des entsprechenden Regelwerkes unbegrenzt ins Erdgasnetz eingespeist werden (unter Berücksichtigung der Aufnahmekapazität der jeweiligen Leitung). Diese Einspeisung von „grünen“ Gasen geht mit einer Verbesserung des Primärenergiefaktors für Erdgas einher und defossilisiert hierdurch alle angeschlossenen Sektoren, die Erdgas als Brenn- oder Kraftstoff oder stofflich nutzen. Weiterhin ist die Nutzung dieser regenerativen Gase als Bio-LNG und/ oder Bio-CNG im Verkehrssektor denkbar. Diese stellen somit eine regenerative Alternative für Benzin und Diesel dar und können neue Impulse im Bereich der Erdgasfahrzeuge setzen.

Hauptkostentreiber bei der Aufbereitung von Biogas auf Erdgasqualität ist die CO₂-Abtrennung. Eine Möglichkeit zur Vermeidung dieses Aufbereitungsschrittes bietet die Methanisierung von Biogas. Wasserstoff aus Power-to-Gas-Verfahren wird dabei mit dem im Biogas natürlicherweise enthaltenen Kohlenstoffdioxid zu Methan gewandelt. Eine stoffliche und energetisch sinnvolle Nutzung des zu ca. 40 – 60 Vol.-% enthaltenen „grünen“ Kohlenstoffdioxids ist somit möglich und sinnvoll, ohne dass dieser wie bisher aufwendig abgetrennt und ungenutzt an die Atmosphäre abgegeben wird. Eine Methanisierung führt zudem dazu, dass die Biomethanproduktionsmenge deutlich ansteigt ohne dass zusätzliche Biomasse/ Einsatzsubstrate benötigt werden. Aufgrund dessen, dass die spezifischen Biogaseinspeisekosten mit zunehmender Anlagengröße sinken (insb. im Leistungsbereich unterhalb von 750 m³ i.N./h Biomethan), kann die Methanisierung einen wesentlichen Beitrag dazu leisten, eine wirtschaftliche Erdgaseinspeisung zu ermöglichen. Hinzu kommen die positiven Effekte wie z. B. Netzdienlichkeit, Speicherfähigkeit, keine Netzumrüstung, keine Umrüstung bei den Nutzern und eine schnelle Minderung der fossilen CO₂-Emissionen.

Eine weitere Steigerung der Biomethaneinspeisemenge ist durch eine Bündelung mehrerer Biogasanlagen und einer anschließenden Aufbereitung und Einspeisung an zentraler und

günstiger Stelle zum Erdgasnetz möglich (Sammelleitung). Hierdurch lassen sich große Einspeisemengen bei niedrigen spezifischen Kosten (economic of scales) realisieren, was wiederum zu einem Impuls für den weiteren Ausbau der Biogaseinspeisung in Deutschland führen kann.

Im Rahmen dieser Studie wird untersucht, wie die Methanisierung des im Biogas enthaltenen, „grünen“ CO₂ den Anteil erneuerbarer Energie im Erdgassektor (Content Switch/ greening of gas) erhöhen kann. Hierzu wurde eine Potentialermittlung auf Basis des aktuellen Anlagenbestandes durchgeführt und sowohl regionale Unterschiede herausgearbeitet, Aussagen für konkrete Anlagen abgeleitet und Rückschlüsse zu den regionalen Strommengen für die Wasserstoffherzeugung gezogen. Zudem wird analysiert, unter welchen Bedingungen ein wirtschaftlicher Nutzen durch die Methanisierung für die Anlagenbetreiber entstehen kann.

Wesentliche Ziele des Vorhabens sind neben der Zusammenstellung von Technologie-, Effizienz- und Wertschöpfungsketten die Analyse unterschiedlicher Power-to-Gas-Konzepte hinsichtlich der Kopplungsmöglichkeiten mit Biogas. Auf Basis des Anlagenbestandes soll das mittels Methanisierung zusätzliche und gesamte, einspeisbare Biogaspotentials für Deutschland bestimmt werden. Hierbei ist neben der Methanisierung die Errichtung von Biogassammelleitungen zu berücksichtigen. Die Entwicklung von Handlungsempfehlungen dient Wirtschaftakteuren und politischen Entscheidungsträgern bei der Umsetzung und Unterstützung der analysierten Konzepte.

2 Grundlagen der Methanisierung und Zusammenstellung technologischer Ketten

2.1 Konzepte der Methanisierung

In diesem Abschnitt werden grundlegende Konzepte der biologischen und der katalytischen Methanisierung dargestellt. Aufgrund der in diesem Projekt fokussierter Betrachtung von Biogasanlagen als CO₂-Quelle wird der Betrachtungsschwerpunkt bei der biologischen Methanisierung liegen.

2.1.1 Einleitung - Methanisierung von Kohlenstoffdioxid

Die Umwandlung von Kohlenstoffdioxid in Methan kann durch zwei völlig unterschiedliche chemische Prozesse erfolgen. Erstens mittels einer biologischen Methanisierung und zweitens mittels einer chemischen Methanisierung. Trotz ihrer Unterschiede basieren beide Umwandlungsprozesse auf der Sabatier-Reaktion, die in ihrer einfachsten Form wie folgt ausgedrückt werden kann [1].



Aus stöchiometrischer Sicht reagiert bei dieser Reaktion ein Mol Kohlenstoffdioxid mit vier Molen molekularem Wasserstoff, um ein Mol Methan und zwei Mole Wasser zu produzieren. Formal handelt es sich bei dieser Reaktion um eine Redoxreaktion, in der Wasserstoff als Reduktionsmittel wirkt.

Methanisierungsverfahren wurden in der Vergangenheit mit Ammoniakanlagen gekoppelt, um hauptsächlich kleine Spuren von Kohlenstoffmonoxid (CO) in wasserstoffreichen Zufuhrströmen zu entfernen [2], und um Methan aus Kohle, Rohöl und Naphtha herzustellen [3]. Trotzdem ist erst vor kurzem das Interesse an der Nutzung der Technologie zur Herstellung von Bio-Erdgas gewachsen.

In den nächsten Abschnitten werden die katalytische und die biologische Methanisierung von Kohlenstoffdioxid vorgestellt. Des Weiteren werden unterschiedliche Reaktorkonzepte, Betriebsbedingungen und technische Merkmale sowie technologische Herausforderungen diskutiert. Die Vor- und Nachteile zwischen der biologischen und der katalytischen Methanisierung sind am Ende dieses Abschnittes zusammengefasst.

2.1.2 Katalytische Methanisierung

Die katalytische Umwandlung von Kohlendioxid erfolgt bei höheren Temperaturen (200-700 °C) und möglichst unter hohem Druck (2-200 bar) [4] mithilfe nickelbasierter oder aluminiumbasierter Katalysatoren [5, 6]. Die katalytische Methanisierung weist relativ hohe Ansprüche an die Reinheit der Gase auf. Sogenannte Katalysatorgifte mit z. B. Schwefel- oder Sauerstoffkomponenten führen schon teilweise in Konzentrationen von wenigen ppm zu Minderung bis hin zum Versagen der katalytischen Wirkung [7].

2.1.2.1 Design der Reaktoren zur Katalytischen Methanisierung

- **Festbettreaktor**

Ein Festbettreaktor ist häufig ein Rohrreaktor, welcher mit einem festen Katalysator in Form von Teilchen oder Pellets gefüllt ist. Der Katalysator kann in einem oder mehreren Festbettreaktoren angeordnet sein (d.h. Schichten über dem Reaktor) oder in einer Reihe von parallelen langen Rohren verteilt sein.

Ein Vorteil des Festbettreaktors besteht darin, dass sich für die meisten Reaktionen die höchste Umwandlung pro Katalysatorgewicht ergibt. Jedoch ist es schwierig, die Wärmeübertragung im Katalysatorbett zu steuern. Andere Nachteile sind, dass die Katalysatoren sehr anfällig für Deaktivierung sind und dass ein Teil der Katalysatoroberfläche als Ergebnis des Reaktionssystems ungenutzt bleibt [8].

- **Wirbelschichtreaktor**

Im Gegensatz zu den Festbettreaktoren liegt der Katalysator in Wirbelschichtreaktoren lose im Reaktionsraum vor und wird durch die von unten eingebrachten Reaktionsgase aufgewirbelt. [9].

Die Vorteile der Wirbelschicht sind das schnelle Mischen der Reaktanten sowie hohe Wärmeübertragungsraten bei gleichmäßiger Wärmebelastung des Reaktors und Katalysatorpartikel. Die Nachteile können bei falscher Fahrweise eine ungleichmäßige Verteilung der Katalysatorpartikel sein. Ferner ist die Kontaktzeit Gas zu Katalysatorpartikel und somit die Verweilzeit des Gases im Reaktionsraum kürzer als bei Festbettreaktoren. [8].

Konventionelle Festbett- und Wirbelschichtreaktoren wurden hauptsächlich zur Vergasung von Kohle und Öl mit anschließender Methanisierung ohne zusätzlicher Zugabe von Wasserstoff entwickelt [10]. Die Integration dieser Reaktoren zur Herstellung von Methan in PtG-Anlagen weist die Notwendigkeit auf, die dynamische Stromerzeugung mit der trägeren Methanisierung zu koppeln. Ferner wurde gerade bei den dynamischen und somit nicht stationären Zuständen die Bedeutung der Wärmeübertragung und somit auch der Wärmeabfuhr identifiziert, so dass neue Reaktorkonzepte mit schnellen dynamischen Betriebszuständen und besseren Wärmeübertragungseigenschaften für eine Optimierung benötigt und entwickelt werden [11].

- **Dreiphasen-Reaktor**

Dreiphasen-Reaktoren weisen eine flüssige Phase, eine feste und eine gasförmige Phase auf. Die flüssige Phase ist meist ein Thermoöl oder alternativ eine ionische Flüssigkeit und dient als „Träger“ des Katalysators (feste Phase). Der Katalysator ist in der flüssigen Phase suspendiert. Die Reaktionsgase (gasförmige Phase) werden in die flüssige Phase eingebracht und müssen sich für die Reaktion am Katalysator in der flüssigen Phase lösen. [12].

Dreiphasen-Reaktoren weisen eine sehr gute Wärmeübertragung auf. Die Stoffübertragung ist jedoch meist der limitierende Faktor [13]. Ferner sind die Betriebs- und Wartungskosten moderat. Einer der Hauptnachteile ist jedoch die Rückmischung der flüssigen Phase, die zu einer Abnahme der CO₂-Umwandlung führt [14]. Durch diese Konfiguration eignet sich der Dreiphasen-Reaktor sehr gut für dynamische Betriebsführungen, da die Wärmeübertragung von außen

sehr leicht beeinflusst und die Umwälzleistung der flüssigen Phase den Notwendigkeiten angepasst werden kann.

Der Dreiphasenreaktor ist eine bewährte Technologie für kontinuierlichen Betrieb, die nun für die Methanisierung bei der fluktuierenden Stromerzeugung via Wind und Sonne auf dynamischen Betrieb adaptiert wird. Diese Adaption wird nun im Demomaßstab getestet.

- **Wabenreaktoren**

Ein weiteres Reaktorkonzept, das zu Zwecken der Methanisierung untersucht wird, ist der Wabenreaktor. Die Waben des Reaktors bestehen aus Keramik- oder Metallstrukturen (Trägerstrukturen) auf die das katalytische Material aufgebracht wird. Üblicherweise werden Katalysatoren auf Nickelbasis verwendet [15]. Die Wandtemperatur wird durch die Verwendung von einem Wärmeträgeröl konstant gehalten. Dieser Reaktionstyp wurde erfolgreich im Demomaßstab getestet.

- **Mikrokanalreaktoren**

Mikrokanalreaktoren bestehen aus Metallblöcken mit kleinen Kanälen, in den die Reaktion abläuft. Ziel ist es ähnlich wie bei den Wabenreaktoren die Wärmeübertragung zu optimieren und Hotspots zu vermeiden [16]. Die Bauweise kann so gestaltet werden, dass Zwischenkühlungen vermieden werden können. [17].

2.1.2.2 Technische Aspekte der Katalytischen Methanisierung

- **Temperatur des Reaktors**

Die Methanisierung ist eine exotherme Reaktion, die typischerweise je nach Katalysator und Versuchsbedingungen zwischen 200 °C und 500 °C stattfindet. [18]. Aufgrund der exothermen Reaktion ist grundsätzlich eine niedrige Temperatur anzustreben.

- **Druck des Reaktors**

Thermodynamisch gesehen wird die Methanisierung durch einen hohen Druck begünstigt, da sich die Gleichgewichtszusammensetzung in Richtung der Produkte verschiebt [19].

Die Bedingungen bei Hochdruck machen den Prozess jedoch teuer [20]. Dem gegenüber stehen jedoch geringere Kosten für die Einspeisung ins Gasnetz, da hier eine weitere Kompression vermieden wird.

- **Katalyse**

Nickelbasierte Katalysatoren (nickelbasiert- $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$) sind die gängigsten Katalysatoren für die Methanisierung von CO_2 [18, 21]. Sie haben eine hohe Aktivität und Selektivität sowie einen niedrigen Preis. Der Hauptnachteil liegt in der Neigung zur Oxidase. Darüber hinaus besteht die Möglichkeit zur Bildung von Nickelcarbonyl, was die Reaktivität des Katalysators vermindert. Es haben sich andere Metalle wie Fe, Co, Pd oder Ru ebenfalls bewährt [4, 22], weisen jedoch einen deutlich höheren Preis auf, so dass die kommerzielle Nutzung sich als schwierig darstellt.

2.1.2.3 Demoanlagen zur katalytischen Methanisierung

[23, 24] und [25] listen Projekte der Pilotanlagen zur katalytischen Methanisierung auf, die in Betrieb sind oder sich im Bau befinden. Tabelle 1 fasst die repräsentativen Projekte zusammen, wobei die Kopplung von Power-to-Gas mit Kohlenstoffdioxid aus Biogasanlagen durchgeführt wird. Nur Testanlagen mit Leistungen größer als 15 kW bezogen auf die Elektrolyseurleistung werden berücksichtigt.

Tabelle 1: Testanlagen zur biologischen Methanisierung

Verantwortlich	Projekt	Verfahrenskonzept	Ort
ETOGAS GmbH	Audi e-gas (www.hz-inova.com/cms)	Katalytische Festbett- reaktor 6 MW alkalischer Elektrolyseur	Werlte (Deutschland)
EBI-DVGW am KIT	1Store&Go (https://www.storeandgo.info)	Katalytische Waben- reaktor 2 MW alkalischer Elektrolyseur	Falkenhagen (Deutschland)
KIT	Helmeth (www.helmeth.eu)	Katalytische Festbett- reaktor 15 kW SOEC Elektrolyseur	Karlsruhe (Deutschland)
Haldor Topsøe A/S	EI-Opgraderet Biogas (energiforskning.dk/en/node/7155)	Katalytische Methani- sierung 40 kW SOEC Elektrolyseur	Foulum (Dänemark)
Energie Institut	EE-Methan aus CO ₂ (www.energieinstitut-linz.at/v2/portfo-lio-item/ee-methan-aus-co2)	Katalytische Methani- sierung 100 kW PEM Elektrolyseur	Lemvig (Dänemark)
Enagas	RENOVAGAS	Katalytische Methani- sierung 15 kW alkalischer Elektrolyseur	Jerez de la Frontera (Spanien)

- **Audie-gas**

Die Audi E-Gas-Anlage ist mit einer installierten Leistung von 6 MW (bezogen auf Elektrolyseurleistung) die weltweit größte industrielle Power-to-Gas-Anlage. Diese basiert auf der katalytischen Methanisierung von Kohlendioxid in einem einzigen isothermen Festbettreaktor [26]. Der Wasserstoff stammt von alkalischen Elektrolyseuren, die von einem Offshore-Windpark in der Nordsee angetrieben werden, welcher vier Turbinen mit 3,6 MW beinhaltet [27]. Das benötigte CO₂ wird aus dem Rohbiogas einer benachbarten Biomethananlage mittels Aminwäsche abgetrennt.

Die Audi PtG-Anlage hat einen Wirkungsgrad von 54%, ohne die Nutzung der nebenbei produzierten Wärme zu berücksichtigen. Die maximale Ausbeute der Anlage beträgt 325 m³/h Methan. Es wird jedoch mit einer jährlichen Produktion von rund 1.000 t an Methan zur Erzeugung von Wasserstoff gerechnet aufgrund der begrenzten Verfügbarkeit des erneuerbaren Stroms von nur 4.000 Stunden pro Jahr [28].

- **Store&Go**

Das Store & Go-Projekt besteht aus 27 industriellen und akademischen Partnern mit dem Ziel, ein breites Spektrum an Prozesskonzepten im Bereich der PtG-Systeme und Sektorenkopplung zu demonstrieren [29]. Im Hinblick auf die katalytische Methanisierung von CO₂ wird im

Rahmen dieses Projekts ein Wabenmethanisierungsreaktor getestet, der bisher nur im Labormaßstab betrieben worden ist. Es wird eine Anlage mit einer Leistung von 2 MW gebaut, die aus einem Alkylelektrolyseur besteht, der Windenergie in Strom umwandelt. CO₂ wird aus Biogasanlagen gewonnen, die bereits im Betrieb sind [30]. Es wird erwartet, dass die PtG-Anlage die Dynamik der Energieversorgung erfolgreich nachkommen kann und die bei der Methanisierung erzeugte Wärme in industriellen Anlagen in der Nähe der Anlage genutzt werden kann. Darüber hinaus muss das Methan Qualitätsstandards erreichen, um es in ein lokales Erdgasnetz einspeisen zu können.

- **Helmeth**

Das Ziel von Helmeth ist die Demonstration mit PtG-Systemen mögliche Wirkungsgrade von über 85% durch Hochtemperaturelektrolyse zu erreichen. Die Elektrolyseforschung wird in einem 15 kW SOEC-Elektrolyseur durchgeführt, der bei 800 ° C und 15 bar arbeitet, während der Methanisierungsprozess zwei Reaktoren in Reihe bei 300 ° C und 30 bar mit dazwischenliegender Wasserentfernung umfasst, die bis zu 5,4 m³/h Methan produzieren [31]. Die Anlage wird voraussichtlich mit Teillasten von bis zu 20% betrieben.

- **EI-Opgraderet Biogas**

Das Projekt EI-Opgraderet Biogas zielt darauf ab, in Foulum (Dänemark) eine Pilotanlage zur Methanisierung von CO₂ aus Biogas zu entwerfen, zu bauen und zu betreiben. Der Wasserstoff wird aus einem SOEC-Elektrolyseur mit einer installierten Leistung von 40 kW gewonnen. Laut den veröffentlichten Informationen forscht das Projekt intensiv in der SOEC-Elektrolyse für PtG-Anlagen, hauptsächlich jedoch aus einer theoretischen Perspektive. Obwohl das Projekt im Jahr 2017 offiziell abgeschlossen wurde, sind nur begrenzte Informationen zu dem Ergebnis und zu den endgültigen Schlussfolgerungen vorhanden.

- **EE-Methan aus CO₂**

Das Energy Institute der Johannes Kepler Universität Linz beteiligt sich an vier miteinander verbundenen Projekten zur Entwicklung eines gesamten PtG-Systems in Österreich. Das „Wind2Hydrogen“-Projekt baute eine 100 kW Pilotanlage mit 12 PEM-Elektrolyseuren, das „EE-Methan aus CO₂“-Projekt entwickelt eine katalytische Methanisierung, das „OptFuel“-Projekt konzentriert sich auf die biologische Methanisierung und schließlich untersucht das „Underground Sun Storage“-Projekt die Speicherung des erzeugten Gases.

Das Hauptziel des EE-Methans aus CO₂-Projektes ist die Entwicklung einer keramischen Wabe, die an industrielle CO₂-Quellen angepasst ist, um die Lebensdauer von kommerziellen Katalysatoren zu erhöhen. Der Methanisierungs-Pilotplan enthält drei Reaktoren mit Zwischenkühlung. Die Betriebsbedingungen erlauben Drücke bis zu 20 bar [23].

- **RENOVAGAS**

Das RENOVAGAS-Projekt zielt auf die Entwicklung einer PtG-Anlage zur Methanisierung von CO₂ aus einer Biogasanlage. Darüber hinaus sollte das produzierte Methan die Qualitätsnormen für die Einspeisung in das Gasnetz erfüllen. Das Pilotprojekt wird einen 15-kW alkalischen Elektrolyseur und einen modularen Mikrokanalreaktor mit Ölkühlung umfassen. Der Reaktor arbeitet bei 25 bar und 275 – 330 °C mit einer Gasraumgeschwindigkeit zwischen 2.000 und 20.000 h⁻¹. Der Katalysator basiert auf Ru, welches sich auf Al₂O₃ stützt. Enagas S.A., der

technische Leiter des spanischen Gassystems, leitet dieses Projekt. Basierend auf den Ergebnissen dieses Projekts ist es geplant, die Anlage durch den Bau einer 250 kW Pilotanlage in einer zweiten Projektphase zu vergrößern.

2.1.3 Biologische Methanisierung

Eine alternative Variante zur Durchführung der Methanisierung ist ein biochemisch katalysierter Prozess durch Mikroorganismen, die Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff verstoffwechseln und Methan als Stoffwechselprodukt ausscheiden [32]. Einer der Hauptvorteile dieser Alternative besteht darin, dass die Reaktion selbst unempfindlich gegen Verunreinigungen ist und somit weitestgehend ohne Gasreinigung im Vorfeld des Reaktionsraumes auskommt [33]. Nachteilig ist, dass eine Abwärmenutzung aufgrund der niedrigen Betriebstemperaturen von 30° bis 80 °C nur sehr eingeschränkt möglich ist und sich dadurch die Systemwirkungsgrade erhöhen lassen.

Bei einer konventionellen Biomassevergärung kann die biologische Umsetzung des während der aeroben Vergärung entstehenden Kohlenstoffdioxids konzeptionell auf zwei Arten erfolgen. Die erste entspricht einer *in-situ*-Reaktion, bei der Wasserstoff direkt in den Fermenter eingemischt wird. Die zweite entspricht einer *ex-situ*-Reaktion, bei der Kohlenstoffdioxid mit Wasserstoff in einem separaten Reaktor zu Methan reagiert, nachdem die Erzeugung von Biogas abgeschlossen ist [34].

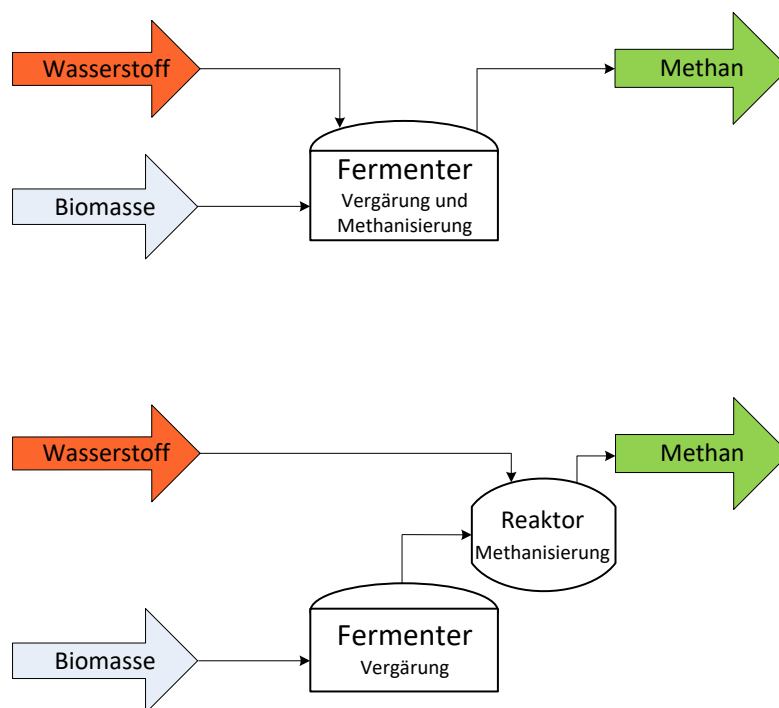


Abbildung 1: Schematische Darstellung der in-situ (oben) und ex-situ (unten) biologische Methanisierung

Der Reaktionsumsatz von CO₂ kann größer 98 % erreichen [35]. Ein weiteres Merkmal des biologischen Prozesses ist, dass er niedrige GHSV-Werte (Englisch für Gas Hourly Space Velocity) von etwa 25 - 110 h⁻¹ im Vergleich zur katalytischen Methanisierung aufweist [36]. Bei der katalytischen Methanisierung wird eine GHSV von bis zu 5.000 h⁻¹ erreicht [37].

2.1.3.1 Design der Reaktoren zur Biologischen Methanisierung

Grundsätzlich können Reaktoren für die biologische Methanisierung in die drei Hauptgruppen „Rührkesselreaktor“, „Blasensäulenreaktor“ und „Rieselbettreaktor“ eingeteilt werden [38] [39].

- Rührkesselreaktor (CSTR: complet stirred-tank reactor)

Die meisten Studien zur biologischen Methanisierung (s. Tabelle 2) wurden in Rührkesselreaktoren (CSTR) durchgeführt. Dabei handelt es sich um Testreaktoren von äußerst geringem Volumen (typischerweise von 1 bis 2 L). Aufgrund seiner Konstruktionsweise ermöglicht der Reaktor eine homogene Verteilung der Reaktanten, eine einheitliche Temperatur im gesamten Medium und eine homogene Strömung der aufsteigenden Gase. Eine Überführung in industrielle Maßstäbe bedeutet meist ein relativ hoher Aufwand.

- **Blasensäulenreaktor**

Ein Blasensäulenreaktor ist ein mehrphasiger Reaktor, wo die Gasphase in eine flüssige Phase in Form von zerstreuten Blasen dispergiert. In diesem Reaktor wird das Bett kontinuierlich fluidisiert, d.h. die Mikroorganismen sind permanent in Kontakt mit einem flüssigen Medium [40]. Die einfachste Blasensäulenkonfiguration besteht aus einem vertikalen Zylinder, in dem das Gas durch einen Gasverteiler am Boden eintritt und die flüssige Phase im Batchbetrieb bereitgestellt wird oder entweder im Gleichstrom oder Gegenstrom zum aufsteigenden Gasstrom zugeführt wird. Trotz des einfachen Designs der Blasensäule existieren komplexe fluiddynamische Wechselwirkungen und Kopplungen zwischen den Phasen [41].

Blasensäulenreaktoren weisen einige Vorteile während des Betriebs und der Wartung auf, wie z. B. hohe Wärmeübertragungsraten, Kompaktheit und niedrige Betriebs- und Wartungskosten. Sie finden einen breiten Anwendungsbereich in der Verfahrenstechnik, insbesondere in biochemischen Anwendungen [42].

- **Rieselbettreaktor (TBR: Trickle-bed reactor)**

Rieselbettreaktoren können als eine Variation anaerober Filter betrachtet werden [43]. Ihr Hauptmerkmal ist es, dass ihr Reaktionsvolumen nicht mit Flüssigkeit gefüllt ist, sondern dass die Nährstoffe von oben eingespeist werden, wodurch die Oberfläche der Füllkörper befeuchtet wird, in der sich die immobilisierten Mikroorganismen befinden.

2.1.3.2 Technische Aspekte der Biologische Methanisierung

- **Gas-Flüssigkeit Stofftransport**

Die Grundannahme zahlreicher Studien ist, dass der Gas-Flüssigkeit-Stofftransport, d. h. die Geschwindigkeit des Phasenübergangs von gasförmig nach flüssig von Wasserstoff, der am stärksten limitierende Faktor für die Methanisierung ist [44–47]. Da nur in flüssigem Medium aufgelöster Wasserstoff durch Archaeen metabolisiert werden kann, würde ein verbesserter Stoffübergang den Aufwand, die Reaktorgröße und schlussendlich die Kosten senken [35].

- **Temperatur des Reaktors**

Experimente zeigen konsistent, dass die Reaktionstemperatur einen starken Einfluss auf die Methanisierungsreaktion hat. Luo und Angelidaki (2012) [48] zeigen in ihren Versuchen, dass

sich die Reaktionsrate verdoppelt, wenn sich die Betriebsbedingungen des Methanisierungsreaktors von mesophilen (33-45 °C) zu thermophilen Bedingungen (64-70°C) ändern. Ähnliche Ergebnisse liefern die Arbeiten von Guiot et al. (2011) [49], die zeigen, wie die Reaktionsrate bei der Methanisierung von Synthesegasen aus Biomassevergasung vervierfacht werden kann, wenn die Betriebstemperatur des Reaktors von mesophil in thermophil geändert wird.

Unter Berücksichtigung des negativen Einflusses eines Temperaturanstiegs auf die Löslichkeit von Wasserstoff – und damit auf die Methanisierung – und des positiven Einflusses auf die Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit legen die Ergebnisse nahe, dass eine geringere Wasserstoffkonzentration im flüssigen Medium durch eine höhere biologische Aktivität aufgrund des Temperaturanstiegs kompensiert wird. Dies würde den Stofftransport durch die Gas-Flüssig-Phasengrenze erhöhen. Diese mögliche Erklärung, die von Lecker et al. (2017) [38] vorgeschlagen wurde, wurde jedoch nicht vollständig überprüft, und es liegen derzeit keine Informationen aus Versuchsreihen vor, die es ermöglichen, den Einfluss jeder dieser Variablen unabhängig voneinander zu messen.

- **Betriebsdruck des Reaktors**

Eine Erhöhung des Betriebsdrucks trägt zu einer höheren Konzentration der Reaktionsgase in der flüssigen Phase bei und damit zu ihrer Umwandlung. Seifert et al. (2014) [50] zeigen, dass ein höherer Betriebsdruck bei der Methanisierung den Partialdruck der Reaktionspartner in der gasförmigen Phase deutlich erhöht und damit die Gleichgewichtskonzentration in der flüssigen Phase, wodurch sich der Methananteil erhöht. Ullrich et al. (2018) [51] zeigen in einem Versuch, wie der Methananteil von 64 % auf 87 % steigt, wenn in einem Rieselbettreaktor der Betriebsdruck von 1,5 bar auf 9 bar erhöht wird.

Ein hoher Betriebsdruck des Reaktors begünstigt nicht nur den Methananteil (Methangehalt im Produktgas), sondern vereinfacht auch die Einspeisung von Methan in das Erdgasnetz. Nach Ullrich et al. (2018) [51] sind die Nettovorteile der Erhöhung des Drucks und seine technisch-ökonomischen Auswirkungen noch nicht umfassend untersucht.

- **Methanbildungsrate – MFR (methane formation rate)**

Ein häufig verwendeter Parameter zur Quantifizierung der Leistung eines Reaktors oder zum Vergleich verschiedener Reaktortypen ist die Bildungsrate, die bei Methanreaktoren als MFR bezeichnet wird (von Englisch methan formation rate).

Lecker et al. (2017) [38] kommen nach Untersuchung zahlreicher Studien zu dem Schluss, dass die MFR von *in-situ* Reaktoren im Allgemeinen niedriger ist als die von *ex-situ* Systemen. Typische MFR-Werte von *in-situ* Reaktoren liegen, wie aus den Arbeiten von Luo and Angelidaki (2012) [48] sowie Burkhardt and Busch (2013) [52] hervorgeht, zwischen jeweils 0,018 und 1,49 m³/(m³ d). Die MFR-Werte von *ex-situ* Systemen sind tendenziell höher und bewegen sich, den Studien von Guneratnam et al. (2017) [53] und Savvas et al. (2017) [35] zufolge, zwischen 0,45 bis 150 m³/(m³ d), was es schwierig macht, „typische Werte“ zu ermitteln. Tabelle 2 fasst kurz die MFR-Werte sowie weitere wichtige Parameter kürzlich veröffentlichter Studien zusammen.

Tabelle 2: Reaktortypen zur biologischen Methanisierung von CO₂

Reaktor	Temperatur in °C	Konfiguration	Methananteil v/v in %	MFR in m ³ /(m ³ d)	Referenz
CSRT	55	<i>In-situ</i>	65,0	0,018	[48]
CSRT	52	<i>In-situ</i>	89,0	0,24	[54]
CSRT	38	<i>In-situ</i>	89,0	0,39	[55]
CSRT	37	<i>In-situ</i>	90,0	0,43	[56]
UASB	55	<i>In-situ</i>	81,0	1,14	[44]
CSRT	65	<i>Ex-situ</i>	88,0	0,45	[53]
Up-flow	55	<i>Ex-situ</i>	96,0	0,90	[47]
UASB	37	<i>Ex-situ</i>	98,0	1,49	[57]
TBR	37	<i>Ex-situ</i>	96,0	2,52	[58]
CSRT	35	<i>Ex-Situ</i>	98,0	4,50	[59]
TBR	40	<i>Ex-situ</i>	87,0	4,90	[51]
CSTR	65	<i>Ex-situ</i>	85,0	5,11	[50]
AF	53	<i>Ex-situ</i>	90,0	6,35	[60]
TBR	55	<i>Ex-situ</i>	88,3	8,83	[61]
TBR	55	<i>Ex-situ</i>	98,0	15,40	[62]
Biofilm	37	<i>Ex-situ</i>	90,0	150,00	[35]

CSRT: Rührkesselreaktor, UASB: Upflow Anaerobic Sludge Blanket, TBR: Trickle-bed reactor, AF: anaerobe Filter

Die in Tabelle 2 aufgeführten Werte ermöglichen es nicht, einen Zusammenhang zwischen dem Methananteil und der MFR herzustellen. Unter den günstigsten Bedingungen beträgt der Methananteil bei mesophilen Temperaturen 98 % [59, 63].

Fast alle der in Tabelle 2 zusammengefassten Arbeiten basieren auf Versuchen, die in Reaktoren von äußerst geringem Volumen (zwischen 1 und 13 L) durchgeführt wurden. Diese Reaktoren sind sehr viel kleiner als die von industriellen Anlagen.

Alle in Tabelle 2 vorgestellten Forschungsarbeiten heben das Potenzial der biologischen Methanisierung für die Erzeugung von erneuerbarem Methan aus Biogasanlagen hervor. Jedoch wurden die Versuche, mit Ausnahme der Arbeiten von Luo and Angelidaki (2012) [48] und Yun et al. (2017) [59], mit stöchiometrischen Mischungen von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid (4:1) durchgeführt, also ohne das Vorhandensein von Methan in der Mischung von Eduktgasen zu simulieren, das zum Zweck der Reaktion als Inertgas dient. Sein Vorhandensein impliziert eine Erhöhung des Massenstroms des einzuspeisenden Wasserstoffs sowie eine Verringerung des Partialdrucks des Wasserstoffs als auch des Kohlenstoffdioxids, was sich nachteilig / ungünstig auf den Stoffaustausch zwischen beiden Phasen (Gas und flüssig) auswirkt. Aus diesen Gründen ist anzunehmen, dass die Schlussfolgerungen der oben dargestellten Studien nicht vollständig auf die Betriebsbedingungen von Pilotanlagen oder industriellen Anlagen übertragen werden können.

2.1.3.3 Demoanlagen zur biologischen Methanisierung

Neben der Erörterung der technischen Aspekte der biologischen Methanisierung listen Bär et al. (2018) [64], Aryal et al. (2018) [39] und Bailera et al. (2017) [23] die Pilotanlagen zur biologischen Methanisierung auf, die in Betrieb sind oder sich im Bau befinden. Tabelle 3 fasst diese Ergebnisse zusammen.

Tabelle 3: Testanlagen zur biologischen Methanisierung

Verantwortlich	Projekt	Verfahrenskonzept	Land
Electrochaea GmbH	BioCat (www.biocat-project.com)	ex-situ – Blasensäulenreaktor 1 MW alkalischer Elektrolyseur	Dänemark (Avedøre)
Viessman GmbH	BioPower2Gas (www.viessmann.de)	ex-situ – Rührkessel zwei 150 kW PEM Elektrolyseur	Deutschland (Allendorf)
MicroPyros GmbH	n.a.	ex-situ - n.a.	Deutschland
PFI in Pirmasens	Biologische Methanisierung (www.pfi-germany.de)	ex-situ – Rieselbettreaktor n.a.	Deutschland
Cambrian Innovation	EcoVolt (www.cambrianinnovation.com)	n.a.	USA

Wie zu erkennen ist, haben fast alle Pilotanlagen die *ex-situ* Methanisierung als Verfahrenskonzept implementiert. Die Anlage von Electrochaea (Avedøre in Däbemark) verwendet einen Blasensäulenreaktor [64]. Diese Pilotanlage ist an einen 1 MW AEL-Elektrolyseur gekoppelt. Das CO₂ wird aus einer Biogasaufbereitungsanlage gewonnen, die in einer Kläranlage installiert ist [65, 66].

Der von Viessman GmbH betriebene Reaktor hat ein Volumen von 5 m³ (Flüssigkeitsvolumen 3 m³) und entspricht einem Rührkesselreaktor. Die Methanisierungsanlage ist an einen PEM-Elektrolyseur von 300 kW gekoppelt. Durch den kontinuierlichen Betrieb der Anlage (6.500 h/a) weist der Prozess stabile Betriebsbedingungen auf und erreicht einen Methananteil (Methangehalt im Produktgas) von ca. 96 % [67].

FPI Germany GmbH informiert auf ihrer Webseite über ihre Forschung im Bereich eines biologischen Methanisierungsverfahrens; es stehen allerdings erst wenige technische Daten zur Verfügung. Im Prinzip sollte eine Demoanlage ca. 100 m³/h Biomethan erzeugen, das zum Schluss ins Erdgasnetz eingespeist werden kann. Analog informiert die Firma Cambrian Innovation in den USA, dass sie gerade ein neues Verfahren entwickelt, um Biomethan zu produzieren. Es geht darum, dass eine biologische Methanisierung während der Abwasserklärung stattfindet.

2.1.3.4 Vergleich zwischen in-situ und ex-situ Methanisierung

Das technische Hauptproblem bei der biologischen *in-situ* Methanisierung ist zum einen die ständige Anpassung zwischen der Menge an Wasserstoff, die in den Fermenter eingespeist wird, und der CO₂-Erzeugungsrate bei Vergärung. Hierbei muss darauf geachtet werden, dass entweder der Prozess in einem CSTR stattfindet oder der Reaktor muss in Sektoren eingeteilt werden, was bei Reaktordurchmessern mit Feststoffpartikel (Substrat) von bis zu 20 m als sehr schwierig erscheint. Dies erfordert zudem eine permanente Messung der Gaslösung im Reaktor. Das Problem der Inhibition wegen des hohen Partialdruckes von Wasserstoff während der Vergärung ist ebenfalls eine der Hauptschwierigkeiten, die es zu lösen gilt [39]. Der Hauptvorteil einer *in-situ*-Methanisierung könnte darin bestehen, dass sie im Vergleich zur *ex-situ*-Methanisierung niedrigere CAPEXs mit sich bringt, da die vorhandene Infrastruktur für Retrofitting bestehender Fermenter genutzt werden kann.

Hingegen bedeutet die *ex-situ* biologische Methanisierung eine zusätzliche Investition durch den Bau und die Installation eines separaten Reaktors, der für die Kopplung mit einer bestimmten Biogasanlage ausgelegt sein muss. Allerdings vermeidet in diesem Fall das spezifische Design die oben geschilderten Betriebsprobleme.

2.1.3.5 Vergleich zwischen katalytischen und biologischen Methanisierung

Tabelle 4 fasst kurz die wichtigsten Merkmale und Unterschiede zwischen der biologischen und der chemischen Methanisierung vergleichend zusammen:

Tabelle 4: Stand der Technik 2017 der chemischen und biologischen Methanisierung in Anlehnung an [4, 37, 38, 68]

	Biologische Methanisierung	Katalytische Methanisierung
Betriebstemperatur in °C	30-80	300-550
Katalysator	Enzyme der Mikroorganismen	Meist nickelbasiert
pH-Wert	6,8-7,2	-
Katalysatorgift	Nein	Ja
Betriebsdruck in bar	Atmosphärisch und Druckbehaftet bis 20 bar	bis 70
GHSV (*) in h⁻¹	25 – 110	500 – 5.000
Varianten	<i>in-situ</i> und <i>ex-situ</i>	Nein
Wärmeintegration	Ja	Ja

(*) GHSV (: es bezieht sich auf die hypothetische Strömungsgeschwindigkeit unter der Annahme, dass das jeweilige Fluid das einzige ist, das entlang der Querschnittsfläche fließt.

Die Betriebstemperatur der katalytischen Methanisierung stellt eine Möglichkeit dar, eine gewisse Menge an Wärme zu verwenden, um die Gesamtprozesseffizienz zu erhöhen. Die biologische Methanisierung hingegen findet in einem erheblich niedrigeren Temperaturbereich (30 bis 80°C) statt, bei dem viel weniger Abwärme genutzt werden kann. Aufgrund des erheblichen Unterschieds in ihrer GHSV, ca. 100 h⁻¹ für die biologische Methanisierung und von 500 bis 5.000 h⁻¹ für die katalytische Methanisierung [69] wären biologische Methanisierungen deutlich größer als die Reaktoren der katalytischen Methanisierung. In Bezug auf die Flexibilität ist die katalytische Methanisierung jedoch aufgrund der langsamen Anlaufzeiten des Reaktors und wegen der vorgeschalteten Gasreinigung weniger flexibel als die biologische Methanisierung.

2.1.3.6 Fazit und Perspektiven

Die oben dargelegten Informationen zeigen, dass es derzeit nur Pilotanlagen zur biologischen Methanisierung gibt, in denen ausschließlich Konzepte der *ex-situ* Methanisierung getestet werden. Die Studie von Bär et al. (2018) [64] und Aryal et al. (2018) [39] bestätigt, dass Anlagen zur biologischen Methanisierung noch nicht kommerziell verfügbar sind und dass es noch eine Reihe technischer Aspekte gibt, die gelöst werden müssen.

Die Katalytische Methanisierung ist eine Technologie, bei der bereits wesentliche Erfahrungen gemacht werden konnten. Im Moment ist die größte Herausforderung der katalytischen Methanisierung, das Management der während der Reaktion freigesetzten Wärme zu verbessern, um PtG-Prozesse effizienter zu machen. Ferner wird in Demonstrationsanlagen die Flexibilität

der Reaktorkonzepte mit schnellen dynamischen Reaktionen und mit besseren Wärmeübertragungseigenschaften zur flexiblen Fahrweise untersucht.

2.1.4 Konzepte zur Kopplung von PtG und Biogasanlagen

Dieser Abschnitt analysiert die Möglichkeiten und die Grenzen der Kopplung von Power-to-Gas mit Kohlenstoffdioxid aus Biogasanlagen, um die Grundlagen für die Kosten- und die Potentialanalysen zu generieren. Hierbei wird ein Augenmerk auf die Umsetzbarkeit gelegt und daher nur Konzepte vorgeschlagen, die technisch umsetzbar sind. Etwaige Pufferung von anfallenden Gasen zur Entkopplung der hochdynamischen Stromerzeugung von der Methanisierung wird berücksichtigt.

2.1.4.1 Einleitung

Im Unterschied zu anderen Technologien zur Energiespeicherung haben PtG-Systeme zahlreiche Freiheitsgrade, was zu einer Vielzahl an (unterschiedlichen) Wertschöpfungsketten führt [70, 71].

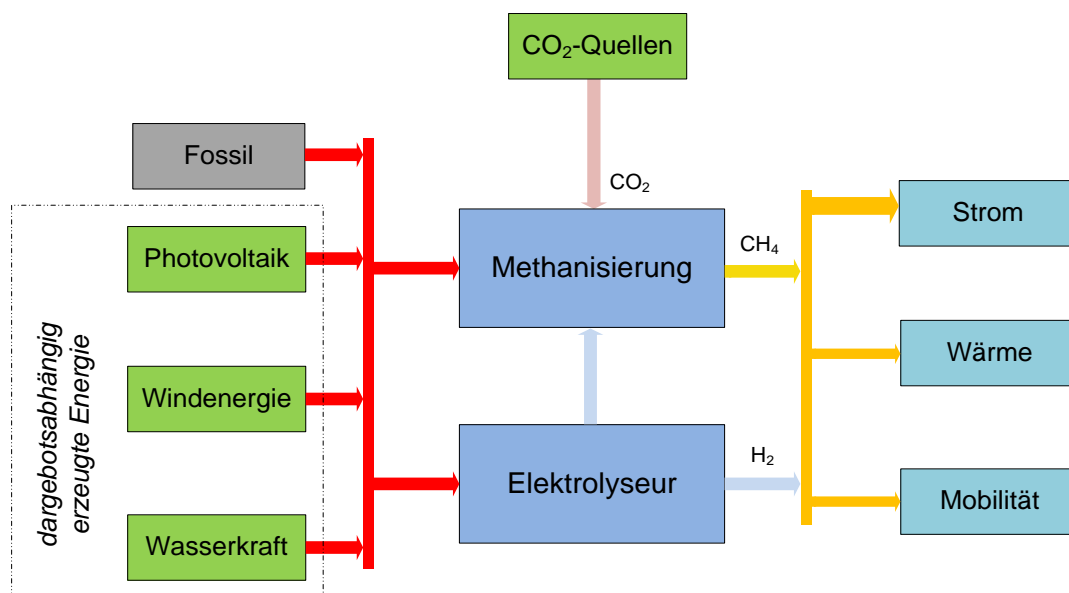


Abbildung 2: Mögliche Freiheitsgrade in PtG-Wertschöpfungsketten

Wie Abbildung 2 schematisch darstellt, kann der erneuerbare Strom via PtG-Produkte Methan und Wasserstoff, in alle Sektoren überführt und dort eingesetzt werden [72]. Schiebahn et al. (2015) [73] analysieren beispielsweise zwei Wertschöpfungsketten für die Wasserstoff- und Methanproduktion mittels PtG-Systemen in Deutschland. Eine erste Anwendung von PtG-Gasen liegt im Verkehrssektor, da die Kraftstoffpreise im Verkehrssektor hoch sind (fast 8 ct€/kWh vor Steuern), während der Preis für Methan, das ins Netz eingespeist wird, nicht höher als 4 ct€/kWh ist. Bei allen Abschätzungen wird von einer Befreiung der EEG-Umlage ausgegangen.

Der Einsatz einer PtG-Anlage zur Erhöhung des nutzbaren erneuerbarem Stroms und somit zu Minderung von Abschaltung führt zu einem geringeren ökologischen Fußabdrucks in diesem Netzabschnitt. [74].

Bei der Konzeption und Auslegung einer PtG-Anlage besteht die Möglichkeit, die Methanisierung von der Elektrolyse durch den Bau eines etwas größeren Elektrolyseurs mit Zwischenspeicherung von Wasserstoff unabhängiger zu machen. Dies könnte dem Elektrolyseur Flexibilität geben, sodass dieser in größerer Autonomie mit dem Stromnetz agieren kann und ein weitestgehend kontinuierlicher Betrieb der Methanisierung möglich ist. Doch auch ein diskontinuierlicher Methanisierungsbetrieb mit Umwandlung von Kohlenstoffdioxid ist möglich, wenn Wasserstoff aus der Elektrolyse verfügbar ist. Beide Alternativen basieren auf Ergebnissen von Pilotanlagen, die zeigen, dass PtG-Anlagen relativ schnell in Betrieb genommen werden können (An- und Abfahrzeiten nicht länger als 5 min bei Warmhaltebetrieb) [37]. Allerdings können sowohl die Motivation dieser beiden Betriebsarten als auch ihre jeweiligen ökonomischen Aspekte sehr unterschiedlich sein.

Wie bereits erwähnt, lässt die Art der Stromquelle einen großen Spielraum für den Betrieb einer PtG-Anlage sowie für die Art der Dienstleistung zu, die diese anbieten kann. Auf diese Weise kommt es zu einem Zielkonflikt zwischen der Minderung der Kohlenstoffdioxidemissionen, den Volllaststunden und den ökonomischen Aspekten des Gesamtprozesses. All dies ist besonders wichtig, wenn der Durchdringungsgrad von erneuerbaren Energien (*level of penetration of renewables*) in ein bestimmtes Stromnetz berücksichtigt wird, in dem das PtG-System betrieben werden soll. Bei einem Netz zum Beispiel, in das viel oder ausschließlich EE eingespeist wird, wobei die Residuallast nicht verbraucht werden kann, ist davon auszugehen, dass der Preis für diesen Strom null (oder niedriger als der jährliche Mittelwertpreis) ist und der überschüssige Strom durch ein elektrochemisches Verfahren wie PtG gespeichert werden kann bzw. muss, um einen saisonalen Ausgleich zu schaffen oder Strom in andere Sektoren überführen zu können. Allerdings wären die Volllaststunden unter diesen Bedingungen zu niedrig, um eine kapitalintensive Investition zu rechtfertigen. Einerseits zeigen [75], dass in einer PtG-Anlage etwa 5.000 VLS benötigt werden, damit die Gesteungskosten von Methan zumindest vergleichbar mit denen von Erdgas sind, andererseits schätzt [76], dass für Deutschland bei einem Szenario mit 40 % dargebotsabhängig erzeugter Energie (d. h. Wind und PV) nur 2.000 VLS erreicht werden. Um die Rolle eines PtG-Systems in einem System mit moderater Penetration von dargebotsabhängig erzeugter Energie zu bewerten, entwickeln Ahern et al. (2015) [34] ein Modell für eine Energieinsel, wobei Wind 35 % der installierten Leistung liefert, was zu einer Spitzenlastkappung (*curtailment*) von 11,75 % für ca. 3.600 h/a führt. Die Einbindung einer PtG-Anlage in dieses System hat einen geringen Einfluss auf die Spitzenlastkappung (11,43 %), das mit einem durchschnittlichen Strompreis von 5,8 ct€/kWh und 4.100 h/a arbeitet. Eine weitere Variable, die diese Alternative noch komplexer werden lässt, ist die Dynamik der Residuallast, deren Spitzen sehr unregelmäßig stattfinden können und folglich ein ständiges An- und Abschalten des Elektrolyseurs notwendig machen. Eine weitere technische Schwierigkeit besteht eventuell darin, dass die Übertragung von der Stromquelle zur PtG-Anlage aufgrund einer Netzüberlastung in diesem Moment nicht möglich ist. Diese, für die Wirtschaftlichkeit des Prozesses ungünstigen Bedingungen, könnten sich in Zukunft in Energiesystemen mit einer starken Eindringung von erneuerbaren Energien (ca. fast 80 %) verbessern [74].

Parra und Patel (2016) [70] schätzen die Gesteungskosten von Wasserstoff und Methan für PtG-Anlage in der Schweiz mit einem methodischen Ansatz, der dem im vorherigen Abschnitt beschriebenen völlig entgegengesetzt ist. Der Strom zur Elektrolyse wird aus dem Stromnetz bezogen; eine PtG-Anlage ist daher nicht an eine bestimmte erneuerbare Energiequelle angeschlossen. Der Kaufpreis entspricht dem Spotpreis im Strommarkt. Nach diesem Konzept

müssen die Elektrolyseure schätzungsweise 7.000 h/a in Betrieb sein, um minimale Gesteungskosten zu erreichen.

Schließlich bringt die Art der Technologie (Komponenten der PtG-Anlage) zahlreiche Möglichkeiten des Betriebs, der Energieintegration, der Umwandlungswirkungsgrade und der Kosten mit sich. Außerdem führt der Einsatz verschiedener Technologien bei gleichem Konversionspfad zu unterschiedlichen Gesamtwirkungsgraden. Tabelle 5 fasst die Umwandlungswirkungsgrade für die einzelnen Komponenten eines PtG-Systems zusammen.

Tabelle 5: Wirkungsgrade der einzelnen Komponenten von PtG-Systemen in Anlegung an [37, 77–79]

Schritt	Technologie	Wirkungsgrad in %
Elektrolyse	Alkalischer Elektrolyseur (AEL)	62-82
	Protonen-Austausch-Membran (PEM)	67-82
	Hochtemperatur-Elektrolyseur (SOEC)	89
Methanisierung	Biologisch	95
	Katalytisch	70-85
Verdichtung	Kolbenkompressor	70-80

In den folgenden Abschnitten werden Wertschöpfungsketten vorgestellt, die durch die Nutzung von Kohlenstoffdioxid aus bestehenden Biogasanlagen, und auch Biogasaufbereitungsanlagen, implementiert werden können. Um die Interpretation der Diagramme zu erleichtern, ist in Rot die Infrastruktur markiert, die in einer bereits in Betrieb befindlichen Biogasanlage installiert werden muss, um das Kohlenstoffdioxid in einem PtG-System nutzen zu können.

2.1.4.2 Methanisierung von CO₂ aus Biogasanlagen

- **Ex-situ Biologische Methanisierung von Biogas**

Die Umwandlung von Kohlenstoffdioxid in Methan kann direkt durch *ex-situ* biologische Methanisierung erfolgen. Dabei wird das in einem konventionellen Fermenter (R-1) erzeugte Biogas (ein Gemisch aus Kohlenstoffdioxid und Methan) in einen Reaktor (R-2) eingespeist, wo die Methanisierungsreaktion stattfindet. Der für die Umwandlung von Kohlenstoffdioxid notwendige Wasserstoff wird in einem Elektrolyseur (E) durch die elektrochemische Umwandlung von Wasser erzeugt und in stöchiometrischem Verhältnis (4:1) in den Reaktor (R-2) eingespeist.

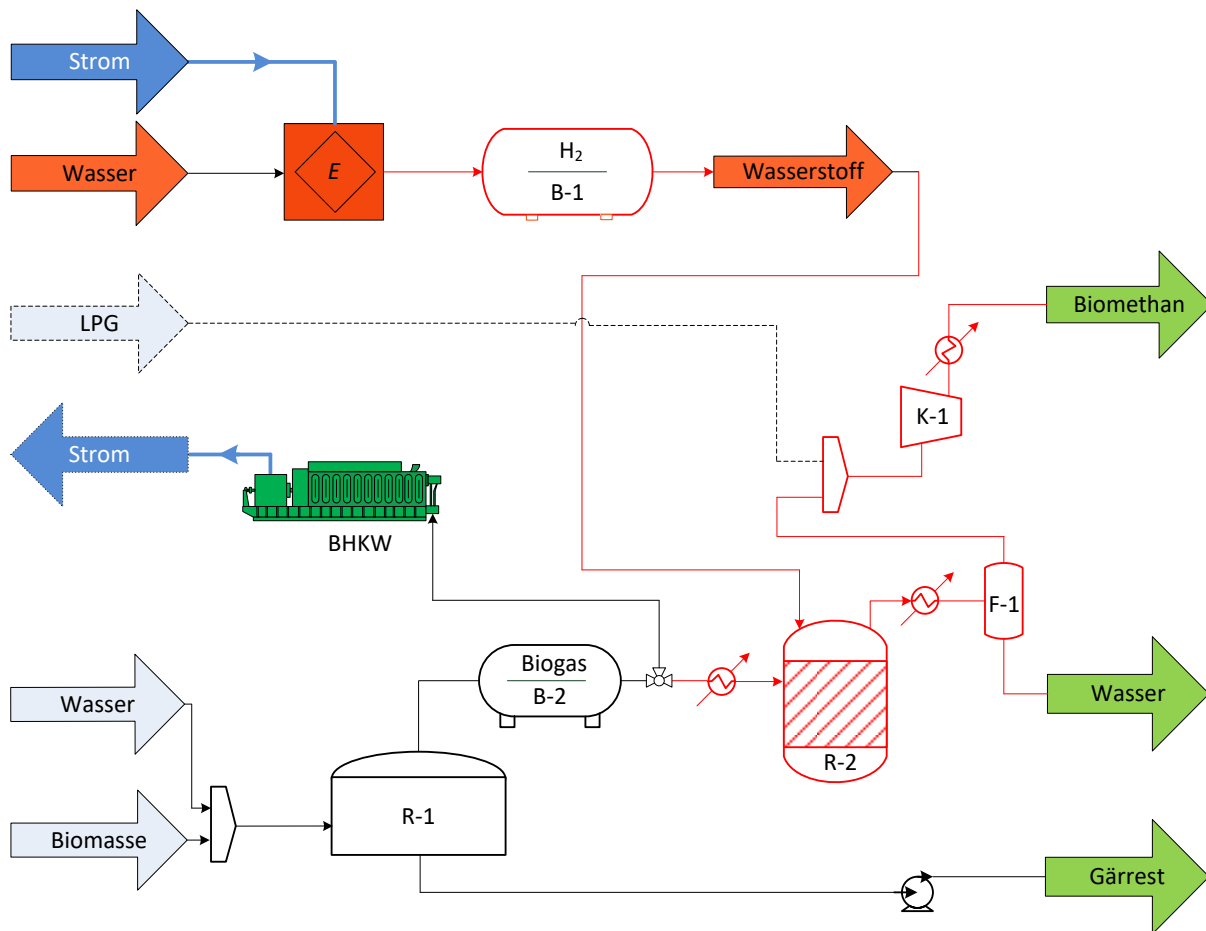


Abbildung 3: Ex-situ biologische Methanisierung entweder mit Einspeisung von Methan ins Erdgasnetz oder Strom ins Stromnetz. E: Elektrolyseur, BHKW: Blockheizkraftwerk, R-1: Fermenter, R-2: Methanisierungsreaktor; B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, K-1: Verdichter

Ein effizienter Methanisierungsprozess ermöglicht es, einen hohen Methangehalt im Produktgas zu erreichen (ca. 98 % - s. Abbildung 3 K-1), sodass das erzeugte Methan nach Trocknung und Anpassung an die brenntechnischen Eigenschaften direkt in das Gasnetz eingespeist werden kann. Für den Fall, dass kein Wasserstoff zur Verfügung steht, kann die BHKW-Anlage in Betrieb gehen und somit wie gewohnt Strom in das Netz einspeisen. Diese Konfiguration ermöglicht eine duale Energieerzeugung, d.h. entweder von EE-Methan oder Strom, je nach Verfügbarkeit von Wasserstoff oder in Abhängigkeit anderer Randbedingungen.

Wie im vorherigen Abschnitt dargelegt, würde die Installation eines Wasserstoffspeichers einen flexibleren Betrieb zwischen der Elektrolyse und der Methanisierung ermöglichen, was einen kontinuierlichen Methanisierungsbetrieb gewährleistet und somit eine vollständige Umwandlung des verfügbaren Kohlenstoffdioxids aus der Biogasaufbereitungsanlage.

Herkömmliche Biogasanlagen verfügen in der Regel über Biogasspeicher mit stündlichen Speicherkapazitäten. Neben ihrer unterstützenden Funktion wirken sie außerdem als Stabilisatoren des gesamten Systems und verbessern somit die Betriebsbedingungen.

Diese Konfiguration ähnelt stark der der Pilotanlage des Projektes Biocat [80]. Bei diesem Demo-Projekt wird Biogas aus einer Kläranlage (Vergärung von Klärschlamm) als Eduktgas

eingesetzt. Ein 1 MW alkalischer Elektrolyseur (AEL) wird mit einem *ex-situ*-Methanisierungsreaktor für den Betrieb bei Drucken von bis zu 10 bar gekoppelt. Die im Prozess erzeugte Abwärme wird in dem Prozess der Kläranlage eingesetzt.

- **In-situ Biologische Methanisierung von Biogas**

Wie in der Einleitung definiert, erfolgt die *in-situ* Methanisierung durch direkte Einspeisung von Wasserstoff in den Fermenter (R-1).

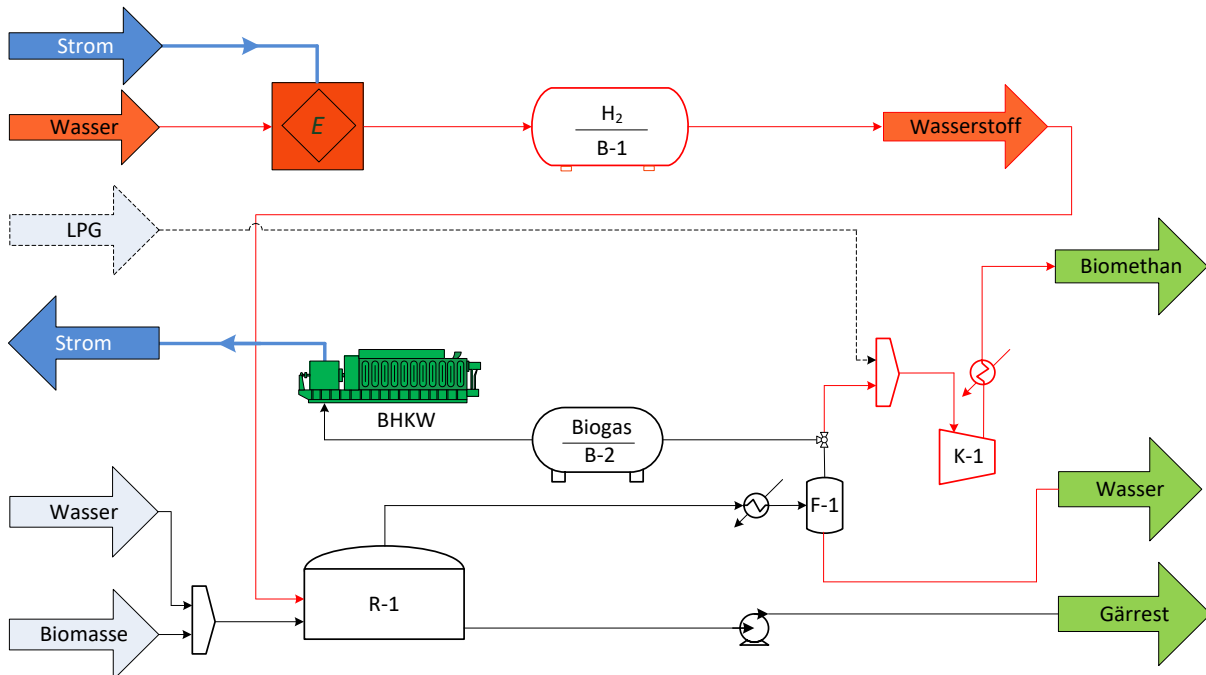


Abbildung 4: In-situ biologische Methanisierung mit Einspeisung ins Erdgasnetz (E: Elektrolyseur, BHKW: Kraft-Wärme-Kopplungsanlage, R-1: Fermenter, B-1:Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, K-1: Verdichter)

Diese Konfiguration erfordert im Prinzip keine größeren baulichen Veränderungen am Fermenter, wohl aber die Installation von Mess- und Automatisierungsgeräten zur Steuerung der Reaktionsbedingungen [55]. Wie im vorherigen Fall ist es auch hier möglich, einen Wasserstoffspeicher für einen kontinuierlichen Methanisierungsprozess zu installieren, sollte die Versorgung mit Wasserstoff unterbrochen sein.

In Anbetracht ihrer praktischen Schwierigkeiten und der noch geringen Erfahrung bei der Skalierung solcher Prozesse (s. K1) hat diese Konfiguration derzeit sehr geringe Umsetzungschancen und ist nur als theoretische Möglichkeit zu verstehen. Sie wird daher in dieser Studie nicht weiter betrachtet.

- **Katalytische Methanisierung von Biogas**

In dieser Konfiguration dient als Eduktgas ein Gasmisch aus Methan und Kohlenstoffdioxid. Im Unterschied zur biologischen Methanisierung erfolgt die katalytische Umwandlung unter hohem Druck, sodass es notwendig ist, das Gemisch aus reaktiven Gasen (Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff) mit einem Kompressor (K-1) auf 15-25 bar zu verdichten.

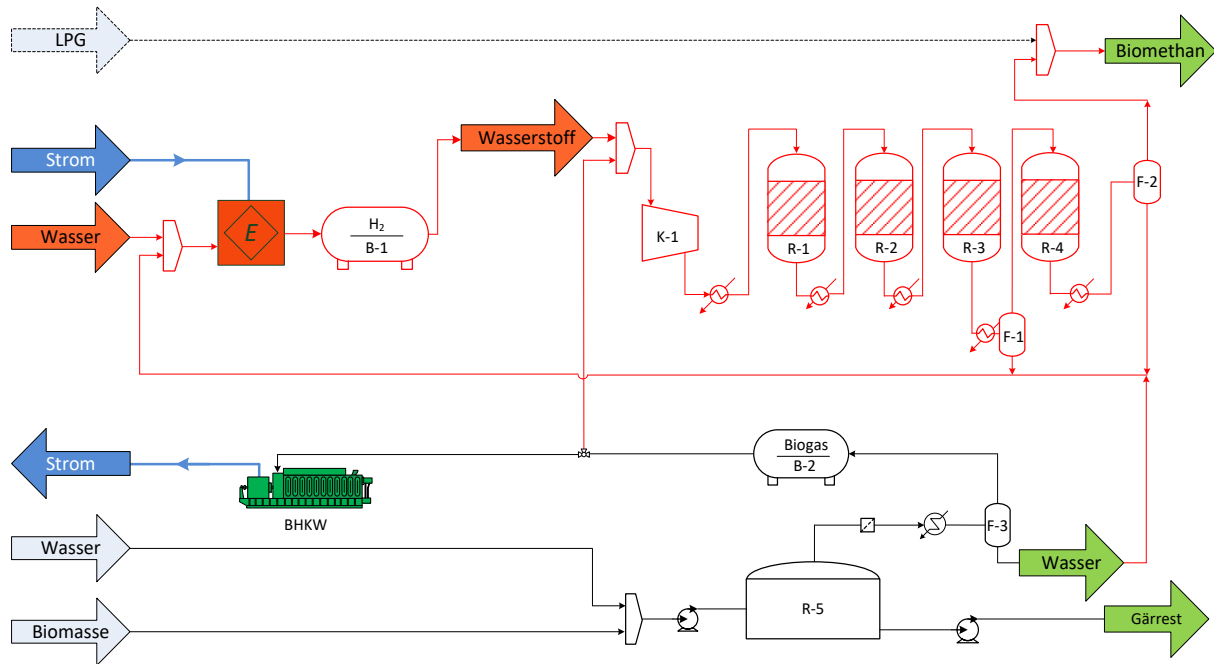


Abbildung 5: Katalytische Methanisierung von Rohbiogas (E: Elektrolyseur, BHKW: Kraft-Wärme-Kopplungsanlage, R-5: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, F-2: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, R-1 bis R-4: katalytische Reaktoren)

Da die Methanisierungsreaktion durch das thermodynamische Gleichgewicht begrenzt ist, wird meist ein mehrstufiges Reaktorsystem (R1, R2, R3 und R4) mit Zwischenkühlung eingesetzt, wie in Abbildung 5 dargestellt. Der aus dem Reaktor austretende Strom wird auf unter 300 °C abgekühlt werden, bevor er dem nächsten Reaktor zugeführt wird. Simulationen mit Gibbs-Reaktoren zeigen, dass ein Methangehalt von ca. 98 % im Produktgas erreicht werden kann (Output-Strom aus R-4), wenn vier mehrstufige Reaktoren mit betriebsmäßigen Bedingungen eingesetzt werden (Betriebsdruck bei 15 bar und Zwischenkühlungstemperatur nicht höher als 300 °C).

Neben Methan setzt die Methanisierungsreaktion Wasser frei. Dies erfordert eine Entfernung (Zwischenentnahme) mithilfe eines isothermischen Flashes (F-2). Dieses Wasser kann wiederverwendet (recycelt) werden und nach Wasseraufbereitung später für die Erzeugung von Wasserstoff verwendet werden.

Die beim Abkühlen der Reaktoren abgeführte Wärme kann innerhalb der PtG-Anlage oder in Prozessen außerhalb der Anlagengrenzen genutzt werden. Eine Alternative ist ihre Nutzung im Elektrolyseprozess. Dies ist vorteilhaft, wenn ein Hochtemperatur-Elektrolyseur (SOEC) Wasserstoff erzeugt, da eine Hochtemperaturwärmequelle der Hochtemperatur-Elektrolyse hohe Wirkungsgrade bietet [78]. Die Möglichkeiten der Energieintegration sind jedoch durch die Randbedingungen und der Anlagenkapazität stark begrenzt. In der Praxis wird die Abwärme zu Energierückgewinnungsanlagen geschickt, die wiederum die Wärme als Nutzwärme in Form von Sattdampf, Nieder- Mittel- oder Hochdruckdampf mit den zur Nutzung notwendigen Eigenschaften (Druck und Temperatur) an eine Anlage abgibt. Darüber hinaus sind Hochtemperatur-Elektrolyseure (SOEC) kontinuierlich in Betrieb, sodass sie für PtG-Anlagen mit diskontinuierlichem Betrieb nicht geeignet sind.

2.1.4.3 Methanisierung von CO₂ aus Biogasaufbereitungsanlagen

- **Biologische Methanisierung von CO₂ aus Biogasaufbereitungsanlagen**

Die Biogasaufbereitungsprozesse liefern EE-Methan mit einer Konzentration von über 97 % [81], deshalb kann es direkt ins Netz eingespeist werden [82]. Dies ermöglicht seinen Transport durch die existierende Infrastruktur und eine effiziente Nutzung im Mobilität-, Wärme- oder Stromsektor. Außerdem kann das Gas im Netz gespeichert und bei Bedarf eingesetzt werden. Die chemischen Verfahren zur Biogasaufbereitung sind Adsorption, chemische Absorption (Aminwäsche), Membran-Abtrennung und Kühlung. Es sind kommerzielle Technologien [83, 84].

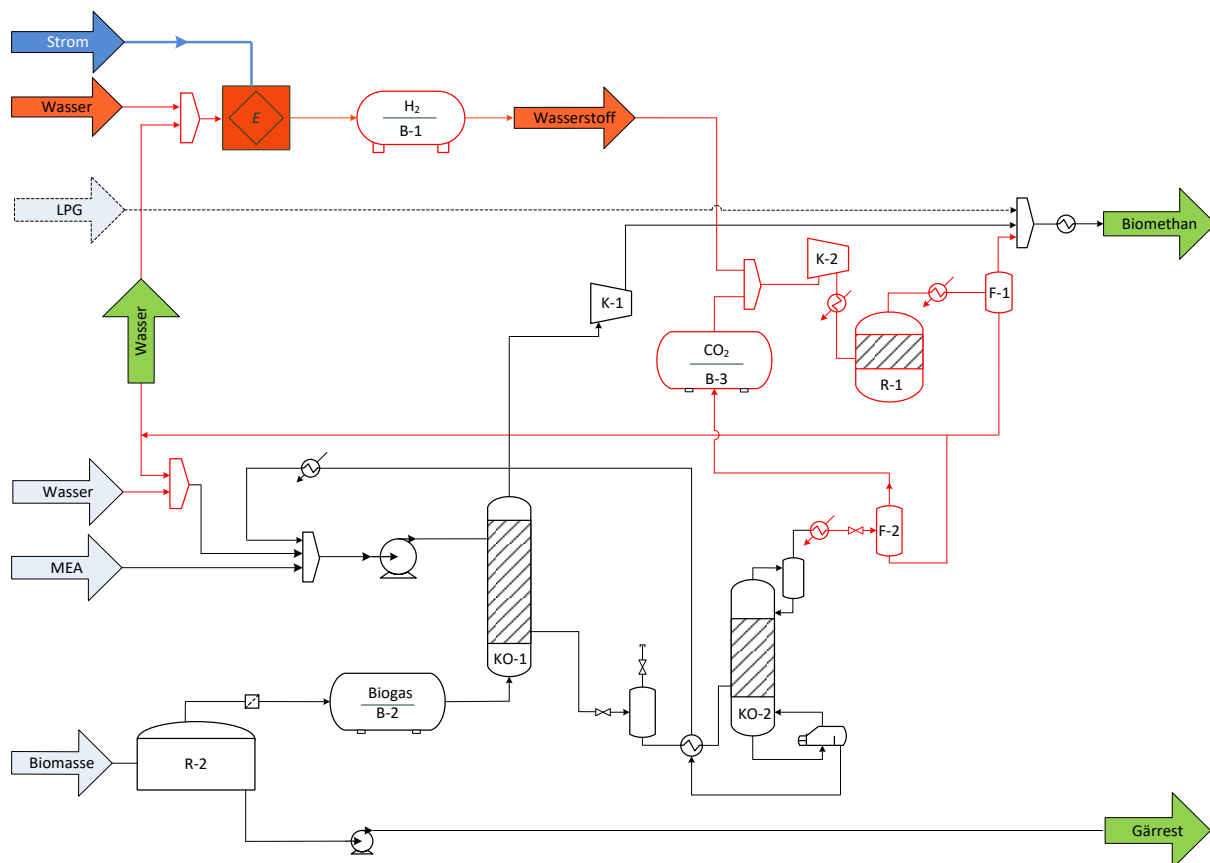


Abbildung 6: Biologische Methanisierung von Kohlenstoffdioxid aus einer Biogasaufbereitungsanlage mit Aminwäsche (E: Elektrolyseur, R-1: biologische Methanisierungsreaktor, R-2: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, B-3: Kohlenstoffdioxidbehälter, F-1, F-2: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, K-O1: Absorptionskolonne, KO-2: Desorptionskolonne)

Das Kohlenstoffdioxid aus Biogasaufbereitungsanlagen kann ebenfalls als Quelle für die Methanisierung benutzt werden. Kohlenstoffdioxid wird während der Biogasaufbereitung als Nebenprodukt erzeugt, es ist ein sauberes Gas und eignet sich deshalb für eine direkte Methanisierung [85].

Abbildung 6 zeigt einen Prozess der Aminwäsche zur Aufbereitung von Biogas. Wie zu sehen ist, kann aufbereitetes Methan aus der Absorptionskolonne (KO-1) nach Verdichtung und Konditionierung in das Gasnetz eingespeist werden. Das aus dem Kondensator aus der Desorptionskolonne (KO-2) austretende Kohlenstoffdioxid enthält eine große Menge an Wasser; es

kann mithilfe eines Flashes entfernt und danach beim Prozess der Elektrolyse verwendet werden.

Da die Aminwäsche in der Regel unter einem Druck von 1-5 bar betrieben wird [86, 87], muss das Kohlenstoffdioxid komprimiert werden, bevor es in den Methanisierungsreaktor (K-2) eingespeist werden kann. Wie eingangs erwähnt, erhöht ein hoher Druck die Konzentration von Methan, wodurch es prinzipiell mit dem Methan aus der Absorptionskolonne (KO-1) nach der Verdichtung (K-1) gemischt werden kann.

In einem Szenario, in dem eine PtG-Anlage nur überschüssigen Strom umwandelt, könnte das Kohlenstoffdioxid aus der Biogasaufbereitungsanlage gespeichert werden (B-3), wenn bei der Elektrolyse kein Wasserstoff entsteht [26]. Die Speicherung von Wasserstoff (B-1) könnte im Prinzip eine ähnliche Flexibilität bieten wie der Betrieb einer PtG-Anlage. Die technische wie wirtschaftliche Begründung für die Zwischengasspeicherung wird jedoch durch das Profil der Stromquelle (Preise, Häufigkeit und Menge) und der Umweltaspekte bestimmt, die der Prozess lösen oder mildern soll (z. B. Minderung der CO₂-Emissionen).

- **Katalytische Methanisierung von CO₂ aus Biogasaufbereitungsanlagen**

Abbildung 7 zeigt schematisch die Methanisierung von Kohlenstoffdioxid aus einer Biogasaufbereitungsanlage mit Aminwäsche mittels eines katalytischen Verfahrens.

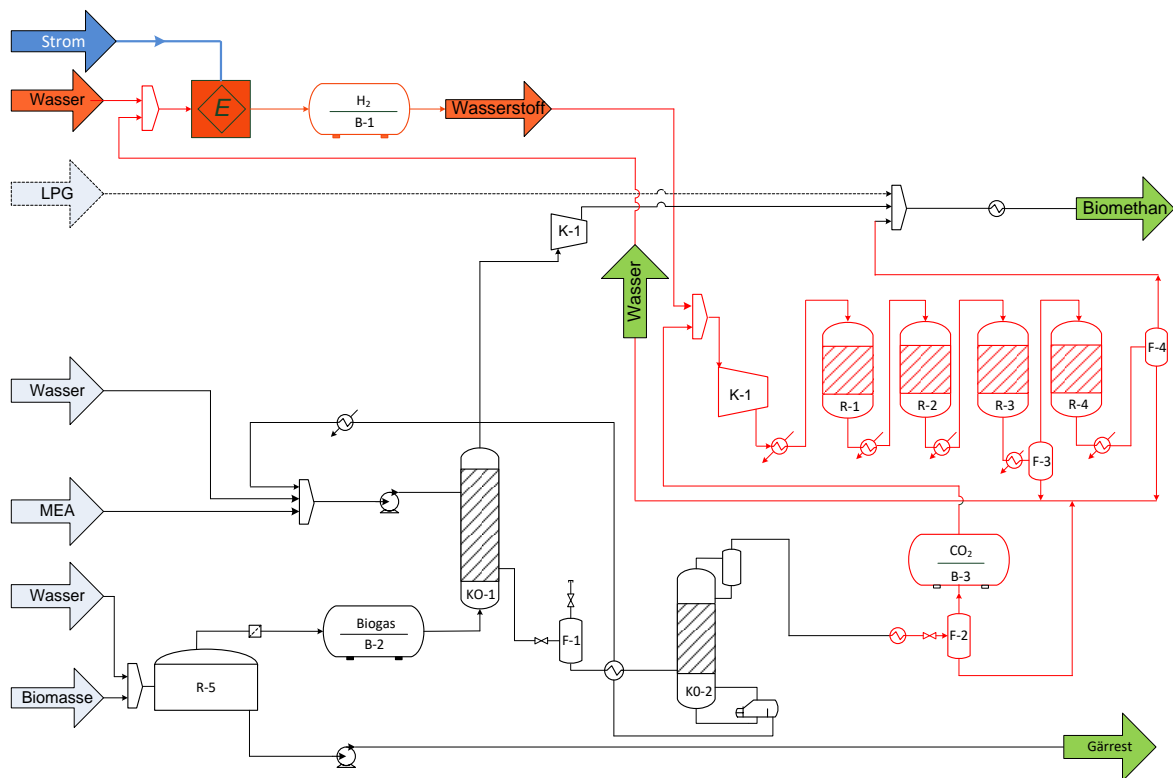


Abbildung 7: Katalytische Methanisierung von Kohlenstoffdioxid aus einer Biogasaufbereitungsanlage mit Aminwäsche (E: Elektrolyseur, R-1, R-2, R-3, R-4: katalytische Methanisierungsreaktoren, R-5: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, B-3: Kohlenstoffdioxidbehälter, F-1, F-2, F-3, F-4: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, K-O1: Absorptionskolonne, KO-2: Desorptionskolonne)

Die Simulationen zeigen, dass vier Reaktoren in Serie benötigt werden, um eine Methankonzentration von 98 % zu erreichen und damit ins Erdgasnetz einspeisbares Methan zu erzeugen. Wie alle katalytischen Verfahren benötigt die Methanisierung ein Wärmemanagement.

In der Regel wird die Wärme mithilfe von Kühlwasser entfernt, das in eine Energierückgewinnungsanlage geleitet wird. Doch das Wärmemanagement hängt von der Konfiguration der Anlage und den Randbedingungen ab. So wird zum Beispiel in der Pilotanlage von Audi in Niedersachsen die Methanisierung mittels einer katalytischen Reaktion bei einem Druck von 5-10 bar und bei Temperaturen von 200-350 °C durchgeführt. Das Wärmemanagement des Reaktors läuft über eine Wandkühlung mit Salzschnmelzen als latente Wärmespeicher und zur Nutzung der Abwärme für den Betrieb der Biogasanlage und der Abtrennung des Kohlenstoffdioxids vom Rohbiogas mittels Aminwäsche [26].

In einer Hochtemperatur-Elektrolyse (SOEC) kann die Nutzung der Abwärme aus der Methanisierung sehr nützlich sein, da die Elektrolyseure einen niedrigen spezifischen Energiebedarf haben (3 kWh/m³ für SOEC gegen 4-5 kWh/m³ für AEL- oder PEM-Elektrolyseure) [79]. Trotzdem müssen SOEC kontinuierlich in Betrieb sein. Für eine PtG-Anlage mit häufigem Abschalten (Z.B., das nur mit überschüssigem Strom funktioniert) wäre eine PEM-Technologie (eventuell) besser geeignet.

2.1.4.4 Vorteile und Nachteile der Methanisierungsverfahren

Tabelle 6 fasst die Hauptcharakteristiken der zuvor beschriebenen Verfahren zur Methanisierung zusammen. Sowohl die Betriebsmodi als auch die Möglichkeiten zur dualen Energieerzeugung (entweder Strom oder EE-Methan) werden aufgezeigt.

Tabelle 6: Art der Methanisierung, Erzeugungsmodi und Wahrscheinlichkeit zur Implementierung

CO ₂ -Quelle	Art der Methanisierung		Erzeugungsmodi	Wahrscheinlichkeit zur Implementierung
CO ₂ im Rohbiogas	Biologische	<i>In-situ</i>	Biomethan oder Strom	Niedrig
		<i>Ex-situ</i>	Biomethan oder Strom	Hoch
	Katalytische		Biomethan oder Strom	Hoch
CO ₂ aus Biogasaufbereitungsanlagen	Biologische	<i>In-situ</i>	Nur Biomethan	Niedrig
		<i>Ex-situ</i>	Nur Biomethan	Hoch
	Katalytische		Nur Biomethan	Hoch

Fast 9.350 Biogasanlagen in Deutschland sind derzeit in Betrieb, um mittels eines BHKW Strom zu erzeugen. Die Kopplung an einen Methanisierungsreaktor und des entsprechenden Elektrolyseurs würde eine duale Energieerzeugung ermöglichen, denn wenn kein Wasserstoff für die Methanisierung zur Verfügung steht, kann die Anlage Strom erzeugen, und wenn Wasserstoff zur Verfügung steht, kann das erzeugte Methan in das Netz eingespeist werden.

Der einleitende Abschnitt legt nahe, dass eine *ex-situ* Methanisierung weitaus wahrscheinlicher ist, kommerzialisiert zu werden als eine biologische *in-situ* Methanisierung.

Die katalytische Methanisierung ist ein kapitalintensiver Prozess, weshalb sie sich besser für Anlagen mit großen Kapazitäten eignet, in denen Größenvorteile genutzt werden können. Darüber hinaus machen die Notwendigkeit eines Wärmemanagementsystems zur Nutzung der Abwärme aus der Methanisierung, die Verwertung des bei der Methanisierung freigesetzten Wassers und die Kühlwasserzufuhr diese Option besser geeignet für mittlere und große Anlagen (versuchsweise größer als 5 MW) in der Nähe von großen Industriekomplexen mit bereits vorhandener Infrastruktur (Wärme, Kühlwasser, Prozesswasser, etc.).

2.2 Randbedingungen für die Verflüssigung von biogenem Methan

Die Verflüssigung von Biomethan ermöglicht grundsätzlich eine effizientere Ausnutzung des Energieträgers. Die höhere Energiedichte und die mögliche Nutzung als flüssiger Kraftstoff im Verkehr machen diese Option vom technischen Standpunkt her attraktiv.

Dieser Abschnitt zeigt die unterschiedlichen technischen Möglichkeiten zur Verflüssigung von EE-Methan sowie ihre charakteristischen Betriebsbedingungen auf. Diese werden aus thermodynamischer Sicht beschrieben und es wird hervorgehoben, welche davon für die charakteristischen Produktionsbedingungen in der Biogasindustrie empfehlenswert sind. Anschließend erfolgt eine detaillierte Analyse des Reversed-Brayton Prozesses mit Angabe seiner Komponenten, Betriebsbedingungen und grundlegenden Anlegungskriterien. Zum Schluss werden die Perspektiven einer kommerziellen Nutzung zur Verflüssigung von EE-Methan erläutert.

2.2.1 Einleitung

Die Verflüssigung von Biomethan erweist sich aus techno-ökonomischer Sicht vor allem aus zwei Gründen attraktiv. Erstens, verflüssigtes Methan hat sowohl eine wesentlich höhere Energiedichte (14,2 kWh/L gegenüber 0,0014 kWh/L) als auch eine höhere spezifische Dichte (gasförmig 1,1014 kg/m³ gegenüber 0,708 kg/m³) gegenüber dem ursprünglichen gasförmigen Zustand, was seinen Transport wesentlich effizienter machen würde [88]. Zweitens, eine dezentralisierte Erzeugung von verflüssigtem Methan weist Vorteile auf wie die Vermeidung des Baus von Verflüssigungsanlagen vor Ort. Stattdessen können modulare Anlagen in Serie an einem Produktionsstandort gebaut und anschließend installiert werden [89].

Die Wahl des Verflüssigungszyklus ist von großer Bedeutung, da ein einfaches und kompaktes Design mit geringeren Investitionen verbunden ist. Darüber hinaus reduzieren effiziente Zyklen die Betriebskosten [89]. Unter Berücksichtigung der für die Erdgasverflüssigungsprozesse üblichen Klassifikation werden diese in Kaskadenprozesse, Turboexpander-Prozesse und Gemischkältemittel-Prozesse unterteilt [90]. Die meisten der derzeit in Betrieb befindlichen Erdgasverflüssigungsanlagen entsprechen einer Reihe von Variationen zwischen Turboexpander-Prozessen und Gemischkältemittel-Prozessen.

2.2.2 Verflüssigungszyklus für die Verflüssigung von Methan

Das grundlegende Funktionsprinzip eines Verflüssigungsprozesses besteht darin, das Gas unter einem bestimmten Druck auf eine Temperatur unterhalb des Siedepunktes zu senken, die im Falle von Methan bei Luftdruck -163 °C beträgt [91]. Hierzu sind jedoch Kälteanlagen erforderlich, die derart niedrige Temperaturen erzeugen können.

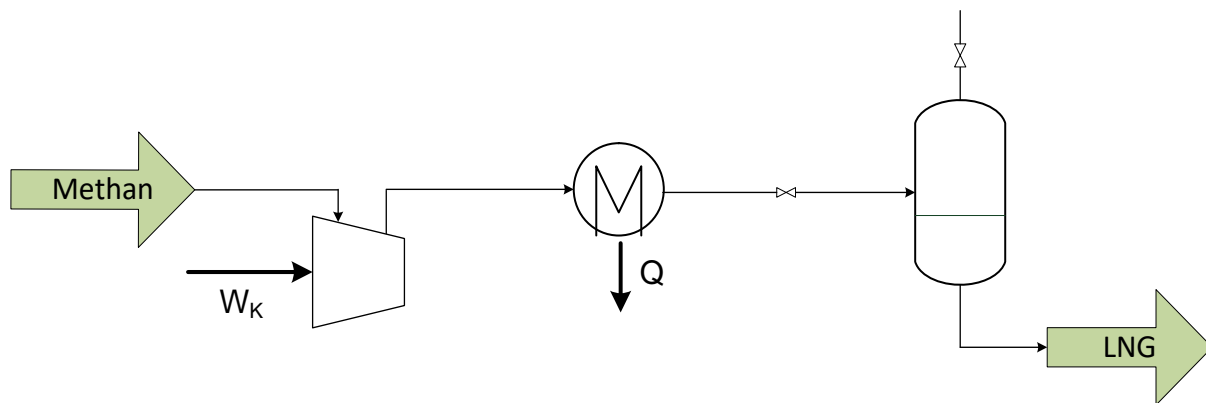


Abbildung 8: Schematische Abbildung eines Prozesses zur Gasverflüssigung, bearbeitet von [92]

Die Direktverflüssigung, wie in Abbildung 8 schematisch dargestellt und weiter oben beschrieben, findet in der Praxis allerdings nicht statt; die daraus abgeleiteten Energiebilanzen sind deshalb nur als theoretische Berechnungen zu verstehen.

Aus energetischer Sicht wäre es sinnvoller und geeigneter, den Verflüssigungsprozess bei einer niedrigen Temperatur und einem niedrigen Druck des Gases (Methan) zu starten. Dann wird das Gas unter hohem Druck komprimiert und unter konstantem Druck abgekühlt. Anschließend wird es durch Nutzen des Joule-Thomson-Effektes expandieren, wodurch ein Gemisch aus Flüssigkeit und Dampf entsteht [77]. Bei diesem Prozess erfolgt die Kühlung bei hoher Temperatur und bei hohem Druck, wodurch eine Direktkühlung nicht nötig ist. Anstatt das Gas direkt zurückzuführen (oder in die Atmosphäre abzugeben), wird der Strom bei Niederdruck und Niedertemperatur zur Kühlung des zu expandierenden Stroms verwendet, bevor er wieder dem Verdichter zugeführt wird. Dieser Prozess ist als das Linde-Verfahren bekannt [92]. Auf diesem Prinzip beruhen auch die Kaskadenprozesse. Abbildung 9 stellt dies schematisch dar.

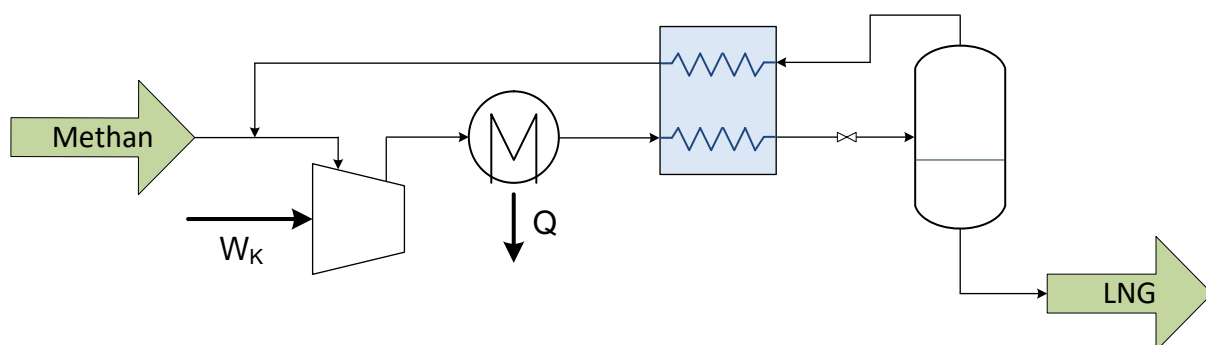


Abbildung 9: Vereinfachte Darstellung eines Linde-Prozesses, bearbeitet von [92, 93]

Neben den oben genannten Prozessen gibt es die so genannten Turboexpander-Prozesse. Diese Verfahren finden Anwendung bei der Verflüssigung von Methan in geringen Mengen [94]. Als Kältemittel werden in der Regel Stickstoff oder Helium verwendet. Die Verwendung von Stickstoff- Methan-Mischungen kann die Effizienz der Prozesse steigern und so zu zahlreichen Varianten von Kaskaden- und Turboexpander-Prozessen führen, die allgemein als Gemischkältemittel-Prozesse bezeichnet werden [90].

Abbildung 10 zeigt einen Turboexpander-Prozess zur Verflüssigung von Methan in seiner einfachsten Form, auch bekannt als Reversed-Brayton Prozess [95].

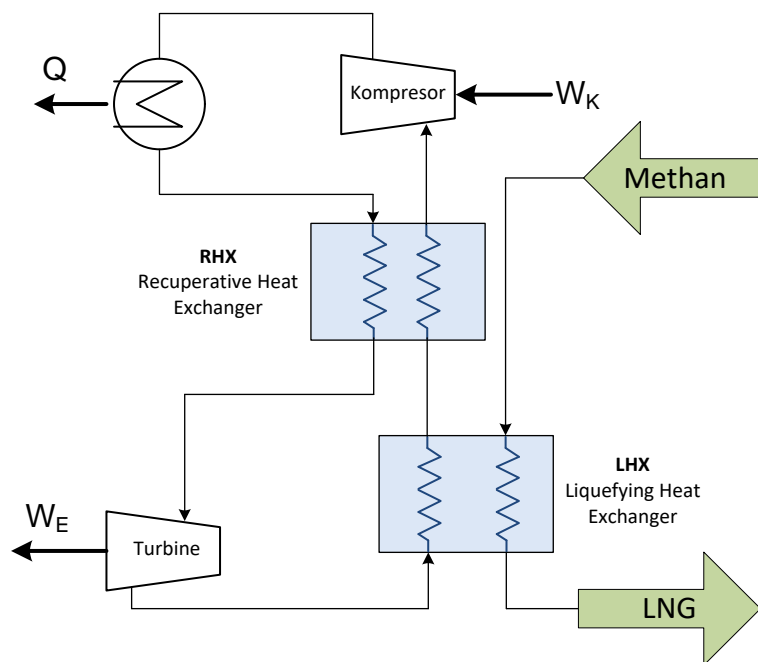


Abbildung 10: Reversed Brayton Prozess zur Verflüssigung von Erdgas, bearbeitet von [90]

Der Reversed-Brayton Prozess eignet sich für Kühlzyklen mit Leistungen zwischen 160 und 2.350 kg/h flüssiges Methan [89] und deshalb auch zur Verflüssigung von Biomethan aus Biogasanlagen (150-1.000 m³/h Rohbiogas). Ein wesentlicher Vorteil des Reversed-Brayton Prozesses zur Verflüssigung von Methan ist, dass seine Effizienz weniger durch Stromschwankungen gestört wird und er flexibler in der Einbindung verschiedener Reinigungsmodule ist [96]. Turboexpander-Prozesse sind im Allgemeinen jedoch weniger effizient als Kaskadenprozesse, haben allerdings den Vorteil, dass sie relativ schnell in Betrieb genommen werden können.

Die Leistung eines Verflüssigungsprozesses wird in der Regel anhand der Effizienz der Verflüssigung bewertet, die sich aus der Menge des verflüssigten Gases und der dafür benötigten Energiemenge ergibt. Tabelle 7 zeigt in zusammengefasster Form die Effizienz zur Verflüssigung der oben dargestellten Prozesse. Sie entsprechen theoretischen Berechnungen auf Grundlage von idealisierten thermodynamischen Zyklen. Die Berechnungen wurden mithilfe der in der Literatur veröffentlichten thermodynamischen Eigenschaften durchgeführt [91, 97]. Als Kühlmittel wird Stickstoff angenommen.

Tabelle 7: Effizienz unterschiedlicher Prozesse zur Verflüssigung von Methan

	Simple liquefaction process	Linde Process	Reversed-Brayton Process
Wirkungsgrad in kWh/kg _{CH₄}	1,8	1,4	1,1

Tabelle 7 zeigt, ist die Effizienz zur Verflüssigung mittels Linde-Prozesses höher als die einer Direktverflüssigung. Das Linde-Verfahren verbraucht etwa 20 % weniger Energie als ein Direktverflüssigungsverfahren, ist jedoch komplexer und erfordert einen Gegenstromkühler. Während beim Linde-Verfahren der Strom aus dem Flansch wieder zurückgeführt wird, ohne

dass Methanemissionen entstehen, wird bei der Direktverflüssigung zwangsläufig ein Teil des Methans freigesetzt. Im Gegensatz zu den bereits beschriebenen Prozessen verläuft die Expansion beim Reversed-Brayton Prozess nicht isenthalp (durch ein Ventil), sondern isentrop (durch eine Turbine). Die aus der Expansion gewonnene Arbeit kann zur Kompression des Kältemittels eingesetzt werden. Wie zu erkennen ist, hat die thermodynamische Ausgestaltung des Prozesses einen großen Einfluss auf dessen Energieeffizienz.

Die obige Analyse berücksichtigt nur grundlegende thermodynamische Aspekte. Weitere Aspekte wie Materialfestigkeit, Größenordnungen von Verdichtungs- und Expansionskomponenten (Verdichter oder Turbinen) im Industriemaßstab sowie das dynamische Verhalten beim Betrieb, sind Elemente, die bei der Wahl und Ausgestaltung der Methanverflüssigungsanlagen ebenfalls berücksichtigt werden müssen.

Aufgrund seiner technologischen Bedeutung zur Verflüssigung von Biomethan wird der Reversed-Brayton Prozess und seine entsprechende Modifikation im folgenden Abschnitt näher beschrieben.

2.2.3 Thermodynamische Analyse des Reversed-Brayton Prozess zur Verflüssigung von Erdgas

Ein standardmäßiger Reversed-Brayton Prozess für die Verflüssigung von Methan ist in Abbildung 11 (links) schematisch dargestellt. Das kalte Gas (Zustand 5), das von einer kryogenen Expansion abgegeben wird, absorbiert die Wärme aus dem zugeführten Gas (Zustand a), um verflüssigtes Gas (Zustand d) in einem Gegenstromwärmeübertrager, genannt LHX (liquefying heat exchanger – verflüssigender Wärmeübertrager), zu produzieren. Eine Modifizierung ist in der Abbildung 11 (rechts) vorgeschlagen, wo das zugeführte Gas vor dem Eintritt in den LHX durch den RHX (recuperative heat exchanger – rekuperativen Wärmeübertrager) vorgekühlt wird. In dieser Konfiguration absorbiert der Niederdruckstrom (7-1) gleichzeitig Wärme von dem Hochdruckstrom (3-4) und dem zugeführten Gas (a-b).

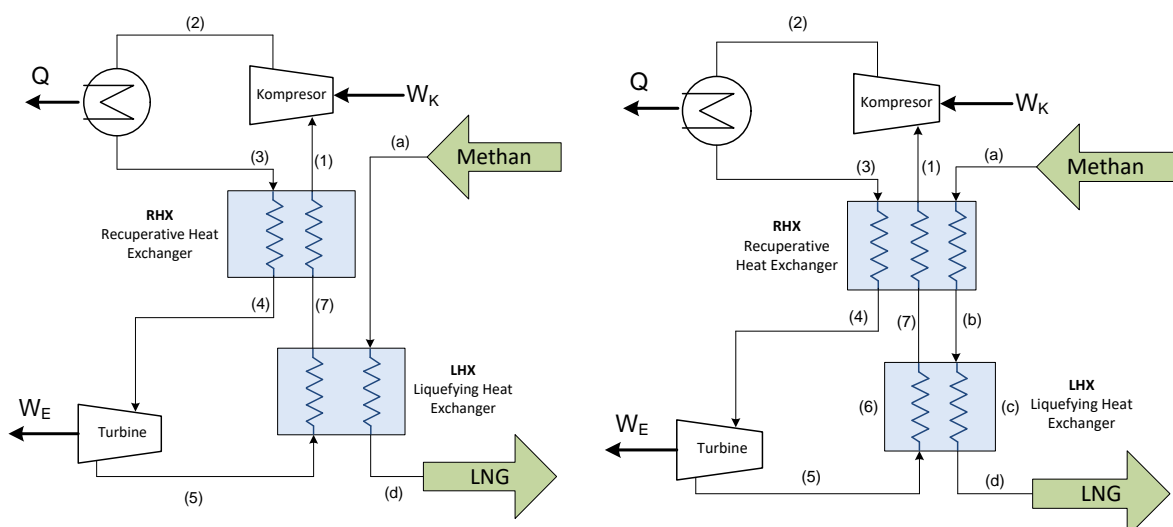


Abbildung 11: Standard (links) und modifiziertes (rechts) Reversed-Brayton Verfahren zur Verflüssigung von Biomethan, bearbeitet [98, 99]

In diesem Prozess wird das Kältemittel auf einen hohen Druck komprimiert, üblicherweise bis zu 100 bar. Stickstoff, Helium und Mischungen bestehend aus Stickstoff und Methan wurden erfolgreich als Kältemittel eingesetzt [90].

Air Liquide Advanced Technologies hat in Lidköping eine Anlage zur Verflüssigung von Biomethan in Betrieb genommen, basierend auf einer Variante vom Modified Reversed-Brayton Prozess, welcher Stickstoff als Kältemittel verwendet [100]. Der Prozess ist schematisch in Abbildung 12 dargestellt.

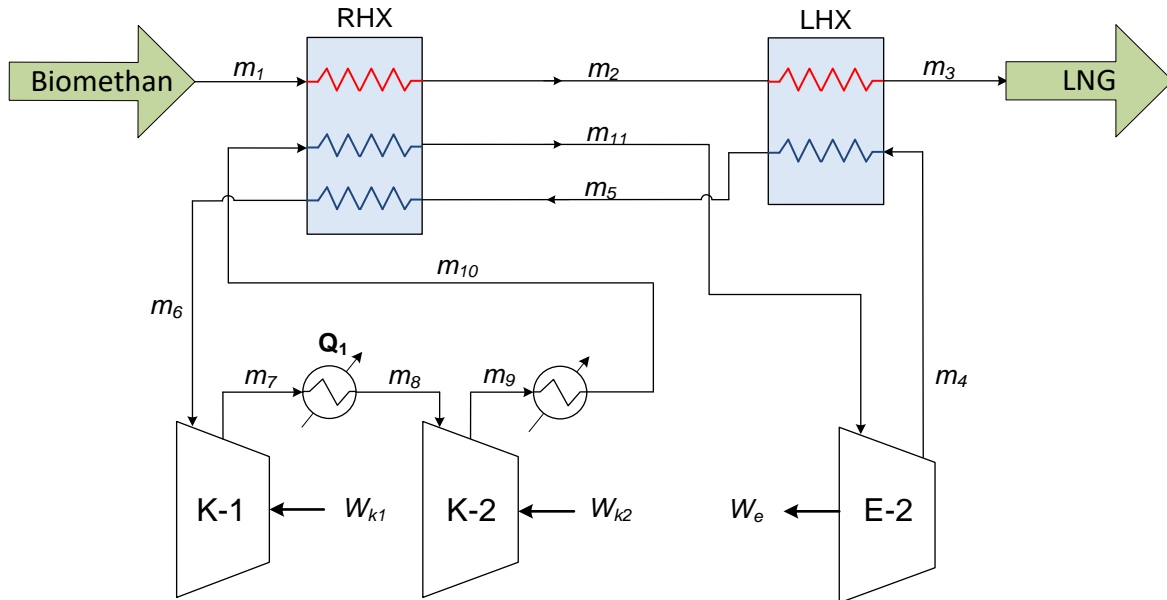


Abbildung 12: Vereinfachtes Fließschema zum verwendeten Verflüssigungsprozess von Air Liquide in Lidköping, adaptiert von [96]

Wie zu sehen ist (Abbildung 12), wird zuerst der Stickstoff mithilfe eines Zentrifugalkompressors (K-1) und dann auf Überdruck (K-2) komprimiert, bevor er in den RHX eintritt, um abzukühlen. Anschließend expandiert der Stickstoff (E-2), wodurch die Kälteleistung für das System bei -163 °C erzeugt wird. Dann fließt der Niederdruckstrom vom Stickstoff, welcher den LHX verlässt, zurück in den RHX, um das gasförmige Methan und den Hochdruckstrom vom Stickstoff abzukühlen. Schließlich wird Methan in einem Plattenwärmeübertrager (LHX) bei -163 °C verflüssigt. Der zugehörige Druck kann je nach Bedarf eingestellt werden.

Für seine Bedeutung als Prototyp eines Projekts zur Verflüssigung von Biomethan wird im folgenden Abschnitt eine detaillierte thermodynamische Analyse vorgestellt.

2.2.4 Thermodynamische Analyse des Modified Reversed-Brayton Prozess zur Verflüssigung von EE-Methan

Die Massenbilanz des Systems, welche bereits beschrieben wurde und jetzt in Abbildung 13 mit nummerierten Strömen aufgezeigt wird, führt zu folgenden Gleichungen:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \dot{m}_3 = \dot{m}_B \quad \text{Gleichung 2}$$

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_5 = \dot{m}_6 = \dot{m}_7 = \dot{m}_8 = \dot{m}_9 = \dot{m}_{10} = \dot{m}_{11} = \dot{m} \quad \text{Gleichung 3}$$

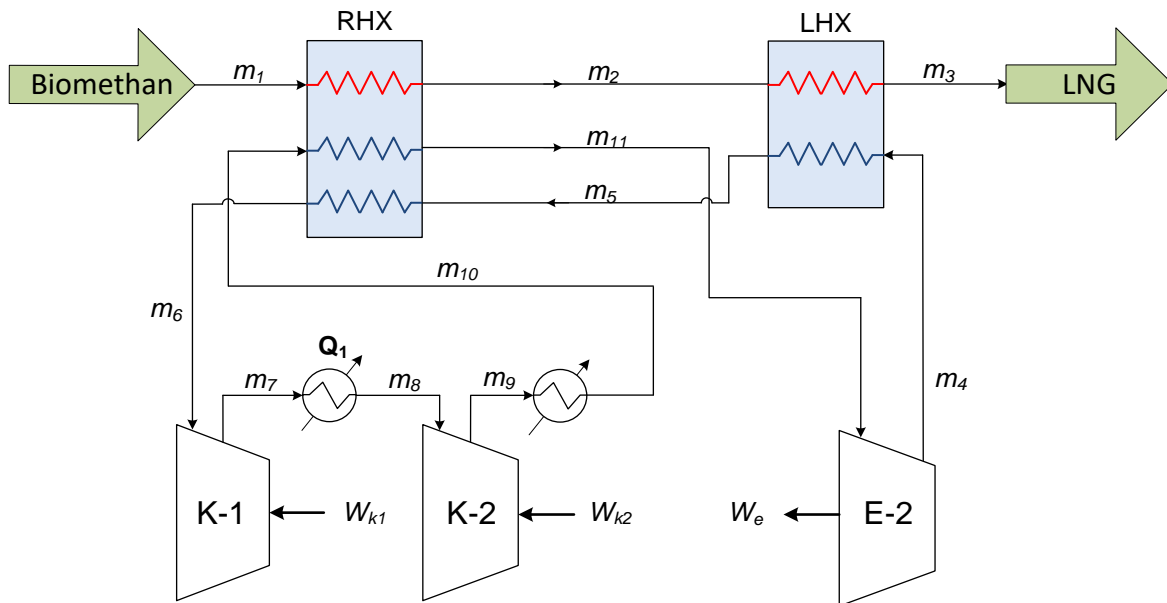


Abbildung 13: Vereinfachtes Fließschema zum verwendeten Verflüssigungsprozess von Air Liquide in Lidköping, bearbeitet von [96]

Es wird deshalb angenommen, dass es keine Verluste von Methan in die Umwelt gibt. Da der Verflüssigungsvorgang in zwei Schritten erfolgt, nämlich Abkühlung (oder Temperaturabnahme) in der Dampfphase und dann noch Kondensation bei konstanter Temperatur (T_3), gibt es immer einen Temperaturpunkt, der mit T^* gekennzeichnet ist, wo die Temperaturdifferenz zwischen zwei Strömen im LHX einen Mindestwert haben sollte. Wie in Abbildung 14 (rechts) skizziert, tritt das minimale ΔT in dem LHX immer an dem Punkt auf, wo der Dampf von Methan gesättigt (T^*) ist.

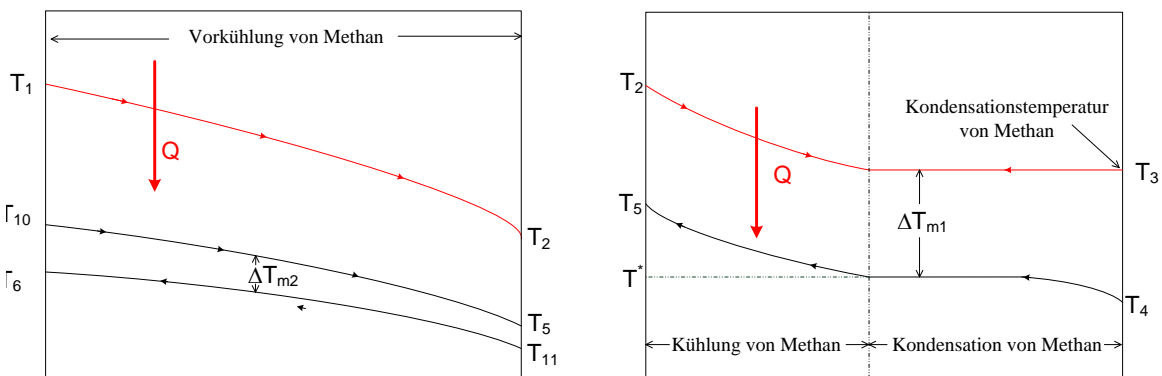


Abbildung 14: Schematische Darstellung der Temperaturprofile im rekuperativen Wärmeübertrager (RHX, links) und im verflüssigenden Wärmeübertrager (LHX, rechts) für einen modifizierten Reversed-Brayton Prozess in Abbildung 11 (rechts)

Für die Energiebilanz ist es geeignet, den LHX als zwei separate Teile zu betrachten (Abbildung 14 links), was zu folgenden Gleichungen führt:

$$\dot{m}_B c_{pB} (T_2 - T_3) = \dot{m} c_p (T_5 - T^*) \quad \text{Gleichung 4}$$

$$\dot{m}_B c_{pB} \Delta \tilde{H}_B = \dot{m} c_p (T_5 - T^*) \quad \text{Gleichung 5}$$

$$T^* = T_3 - \Delta T_{m1} \quad \text{Gleichung 6}$$

In welchen C_p und C_{pB} jeweils die spezifische Wärme bei konstantem Druck vom gasförmigen Kältemittel und vom dampfförmigen Methan ist und $\Delta\tilde{H}_B$ die latente Verdampfungswärme vom flüssigen Methan ist.

Ähnlich führt die Energiebilanz im RHX (Abbildung 14, links) zu der folgenden Gruppe von Gleichungen:

$$\dot{m}_B C_{pB} (T_1 - T_2) + m C_p (T_{10} - T_{11}) = \dot{m} C_p (T_6 - T_5) \quad \text{Gleichung 7}$$

$$T_5 = T_{11} + \Delta T_{m2} \quad \text{Gleichung 8}$$

Wenn angenommen wird, dass die Turbine (E-2) isentrop arbeitet, hängen die Temperaturen T_4 und T_{11} wie folgt zusammen:

$$\frac{T_4}{T_{11}} = \left(\frac{P_L}{P_H} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad \text{Gleichung 9}$$

wobei γ der Isentropenexponent vom gasförmigen Kältemittel, P_H der Druck des Kältemittels nach der Kompression und P_L der Druck des Kältemittels nach der Expansion sind. Durch Kombinieren von den Gleichungen 4 bis 8 kann der erforderliche Massendurchsatz des Kältemittels (\dot{m}) als Funktion zwischen dem Druck des Kältemittels nach der Kompression (Hochdruckstrom \dot{m}_9 – bei Druck P_H), dem Druck des Kältemittels nach der Expansion (Niederdruckstrom \dot{m}_1 – bei Druck P_L) und schließlich der Masse vom Methan, welches verflüssigt wird, abgeleitet werden.

$$\dot{m} = \dot{m}_B \frac{C_{pB} (T_1 - T_3) - \Delta\tilde{H}_B K}{C_p (K - 1) (T_3 - \Delta T_{m1}) - C_p \Delta T_{m2}} \quad \text{Gleichung 10}$$

Für den Grenzfall des Wärmeübertrages wird mit einem Wirkungsgrad von 100 % der Unterschied von den Temperaturen ΔT_{m1} und ΔT_{m2} zu Null.

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &\approx 0 \\ \Delta T_2 &\approx 0 \\ T_3 &= T_B \\ T_1 &= T_0 \end{aligned} \quad \text{Gleichung 11}$$

Deshalb kann die Gleichung 10 unter diesen wie folgt umgeschrieben werden:

$$\frac{\dot{m}}{\dot{m}_B} = \frac{C_p (T_0 - T_B) + \Delta\tilde{H}_B \left(\frac{P_H}{P_L} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{C_p T_B \left[\left(\frac{P_H}{P_L} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]} \quad \text{Gleichung 12}$$

Gleichung 12 gibt das Verhältnis zwischen dem erforderlichen Massenstrom des Kältemittels (\dot{m}) und der zu verflüssigenden Biomethanmasse (\dot{m}_B) für ein gegebenes Verhältnis zwischen dem jeweiligen Drücken (P_H and P_L) des Kältemittelkreislaufs an. Abbildung 15 zeigt das Verhältnis für einen Prozess, welcher entweder mit Stickstoff oder Helium als kühlendes Gas abläuft, auf.

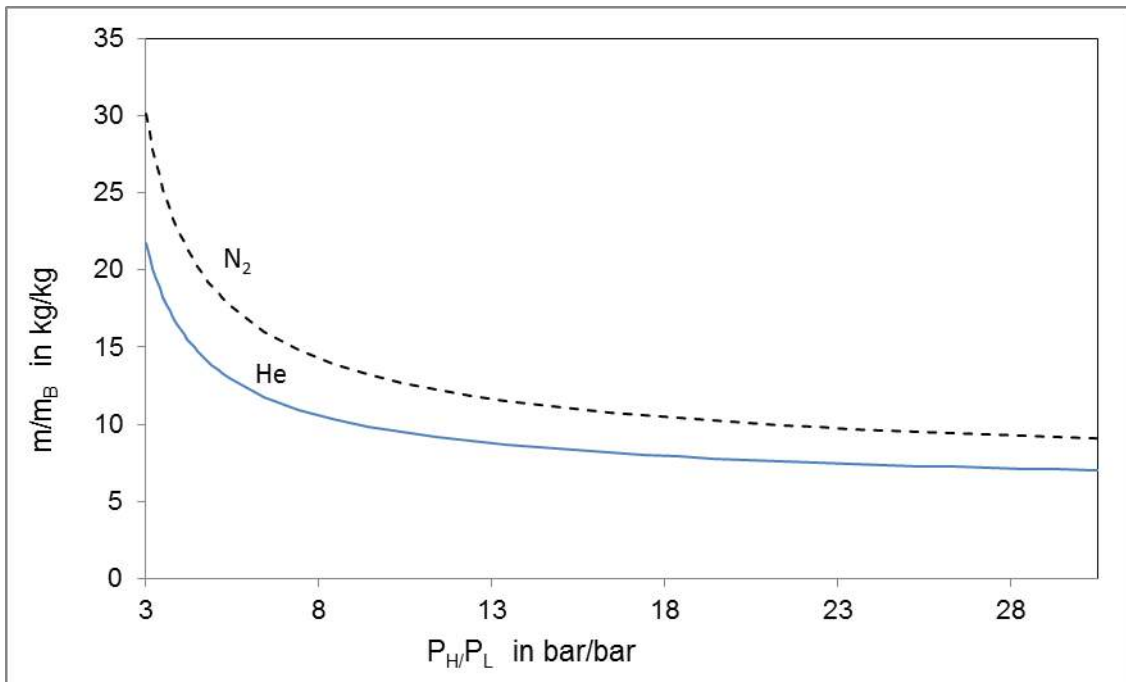


Abbildung 15: Verhältnis von Biomethanstrom (m_B) zu Kältemittelstrom (m) als Funktion des Verhältnisses zwischen Hochdruck und Niederdruck im Kältemittelkreislauf beim modifizierten Reversed-Brayton Prozess

Wie zu sehen ist, beansprucht einerseits ein niedriges Massenverhältnis einen hohen Druck des Kältemittels. Auf der anderen Seite schließt ein niedriges Druckverhältnis eine große Menge an Kältemittelgas innerhalb des Kältemittelkreislaufs mit ein. Abgesehen davon ist es ersichtlich, dass ab einem Druckverhältnis von ungefähr 10-14 bar/bar (abhängig vom Kältemittelgas) das Massenverhältnis zwischen dem Biomethan und dem Kältemittelgas nahezu konstant wird, etwa 8-12 kg/kg, was bedeutet, dass eine Erhöhung des Kompressionsverhältnisses nicht zur Reduzierung des Gasstroms für die Verflüssigung führt. Dieser Grenzwert kann als Auslegungskriterium für die vorläufige Berechnung oder für die grundlegende, konstruktive Entwicklung verwendet werden.

Da die Kompression für diesen Prozess in zwei Schritten erfolgt und die Expansionsarbeit zur Kompression des Kältemittelgases genutzt werden kann, berechnet sich die endgültige Kompressionsarbeit wie folgt:

$$W_k = W_{k1} + W_{k2} - W_e \quad \text{Gleichung 13}$$

Ein weiterer, möglicher Vorteil dieses Verfahrens besteht darin, dass Wärme bei hoher Temperatur zurückgewonnen werden kann, während der Stickstoffstrom nach der ersten Kompression (K1) abkühlt. Wenn angenommen wird, dass die Temperatur T_8 ungefähr gleich der Temperatur T_6 ist, kann die wiedergewonnene Wärme folgendermaßen berechnet werden:

$$Q_1 = mC_p(T_8 - T_7) = mC_p(T_6 - T_7) = mC_pT_6 \left(1 - \left(\frac{P_H}{P_L}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}\right) \quad \text{Gleichung 14}$$

Gleichung 14 zeigt, dass je höher das Kompressionsverhältnis in diesem Prozess ist, desto mehr Wärme kann zurückgewonnen werden. Des Weiteren würde solch ein Kreisprozess eine geringere Menge an Kältemittelgas erfordern (siehe Gleichung 12). Dennoch benötigen bessere Betriebsbedingungen mehr widerstandsfähiges Material und somit höhere Kapitalkosten.

Die optimalen Betriebsbedingungen hängen deshalb sowohl von den wirtschaftlichen als auch von den technischen Problemen ab.

Beispielhaft fasst Tabelle 8 die wesentlichen Konstruktions- und Betriebsparameter der Prototypanlage für den Verflüssigungsprozess in Lidköping zusammen [96]. Dies kann als Verflüssigungsanlage für typische Biogasanlagenkapazitäten betrachtet werden. Darüber hinaus enthält die Tabelle die betrieblichen Anlagenparameter, die mithilfe der zuvor vorgestellten Modellierung berechnet worden sind.

Tabelle 8: Zusammenfassung der Betriebsparameter für die bestehende Prototypanlage in Lidköping (Schweden) und ein Vergleich zwischen den Konstruktionsdaten und den berechneten Werten unter Verwendung der oben präsentierten thermodynamischen Modellierung

Parameter	Bedingungen Anlagenkonzeption [96]	
	Reale Daten ^(*)	Modellierung
Anlageleistung (kg/h)	550	
Leistung (MW)	8,4	
Verflüssigungstemperatur in °C	-163°C	
Verflüssigungsdruck	1,5 bar	
Verflüssigendes Gas	Stickstoff	
	Reale Daten ^(*)	Modellierung
m_{N_2}/m_{CH_4} (kg/kg)	n.a.	14
m_{N_2} (kg/h)	n.a.	7.700
Strom/Brennwert Methan (kWh/kWh)	0,08	0,08
Wärme (bei 140°C)/ Brennwert Methan (kWh/kWh)	0,12	0,09

Die angezeigten Parameter stimmen mit den Werten überein, die sich aus der thermodynamischen Modellierung unter der Annahme, dass ein ideales Gas als Kältemittelgas (zweiatomiger Stickstoff) benutzt wird, ergeben. Diese Werte können dann für vorausgehende Berechnungen und weitere wirtschaftliche Analysen benutzt werden.

2.2.5 Betriebliche Aspekte zur Verflüssigung von Biogas

Weitere praktische Probleme für den Betrieb von Verflüssigungsanlagen sind der niedrige Siedepunkt von Methan. Geläufige Verbindungen wie Wasser, Kohlenstoffdioxid oder Schwefelwasserstoff gehen bei der Verflüssigung aufgrund ihrer sehr begrenzten Löslichkeit im flüssigen Methan in den festen Zustand über. Um Verstopfungs- und Gefrierprobleme zu vermeiden, sind einige strikte Reinheitsanforderungen für das in die Verflüssigung eintretende Gas festgelegt [96].

Normalerweise liegt die limitierende Reinheitsanforderung für CO₂ bei 50 ppm [101], da sie im Verflüssigungsteil bei höheren Konzentrationen ausfällt. Diese Reinheit ist in den meisten aufbereitenden Technologien schwer zu erreichen. Momentan können nur Wäschen mit Aminen diese Anforderungen erfüllen [102]. Andere Aufbereitungsanlagen wie Wasserwäschen, PSA-Anlagen und Membrantrennanlagen müssen mit einem Polierschritt (polishing step) zur Reduzierung der CO₂-Konzentration im aufbereiteten Gas abgeschlossen werden [103]. Inzwischen ist der Molekularsieb (molecular sieve) das Standardverfahren, das in diesem Po-

lierschritt verwendet wird, welches nach dem Prinzip der Schwingungsadsorption arbeitet, indem Temperatur und Druck verändert werden. Das gereinigte Gas vom Polierschritt enthält üblicherweise zwischen 60 und 70 % Methan (etwa 5-10 % des gesamten eintretenden Methans) und kann zu dem Rohgaseinlass der Aufbereitungsanlage zurückgeführt werden. Der Polierschritt verwendet im Wesentlichen die gleiche Technologie wie die PSA-Aufbereitungsanlagen. Dennoch benötigt seine Zykluszeit aufgrund der geringen Mengen von CO₂ in dem behandelten Gasstrom viel länger [96].

2.2.6 Fazit und Perspektiven

Der Reversed-Brayton und der Modified Reversed-Brayton-Prozess eignen sich als Grundlage für die dezentralisierte Verflüssigung von Biomethan. Die technischen Merkmale des Prozesses (Kompaktheit und hoher Wirkungsgrad) können in Zukunft wettbewerbsfähige Bedingungen bieten, sowohl in wirtschaftlicher als auch in betrieblicher Hinsicht.

Mit den heute verfügbaren Geräten (Turbine, Kompressor, RHX, etc.), kann der Modified Reversed-Brayton Prozess einen hohen Wirkungsgrad erzielen. Dies erfordert jedoch ein hohes Maß an Know-how, stabile Regelungssysteme zu Wärmeübertragungsprozessen mit Phasenwechsel sowie geeignete Bedingungen bei der Stromzufuhr (Einhaltung der maximalen Konzentration von Unreinheiten im zu verflüssigenden Methanstrom). Der fehlerhafte Betrieb einer Anlage mit einem Modified Reversed-Brayton Prozesses erzielt keine höheren Wirkungsgrade als ein konventioneller (Standard Reversed-Brayton Prozess).

2.3 Relevante GIS-Potentialanalysen

Für die Potentialanalyse der Methanisierung des im Biogas enthaltenen CO₂ in Deutschland werden entsprechende Erkenntnisse aus Vorgängerprojekten genutzt. Insbesondere die Datenbasis des DVGW-Forschungsvorhabens „Potenzialstudie zur nachhaltigen Erzeugung und Einspeisung gasförmiger, regenerativer Energieträger in Deutschland (Biogasatlas)“ [104], [104], welche am DBI vorliegt, ermöglicht die Nutzung detaillierter, standortgenauer Daten. Diese Aktualisierung führt zudem zu einer weiteren Datendetaillierung. So kann der Datenbestand und dessen Informationsgehalt/ -qualität hinsichtlich biogasbetriebener BHKWs sowie Biogasaufbereitungs- und -einspeiseanlagen in Deutschland verbessert werden. Der Datenstand mit Standortgenauen Informationen umfasst ca. 7.500 Biogasanlagen und ca. 120 Biogaseinspeiseanlagen. Schwerpunkt des Biogasatlas bildet neben der Recherche der Biogaserzeugungsanlagen die Potentialermittlung der Biogaserzeugung auf Basis des Anfalls vergärbare Substrate sowie die Auswirkungen auf die Boden- und Gewässerqualität.

Untersuchungen zur technischen Machbarkeit sowie den Potentialen der Biogaseinspeisung liegen ebenso in mehreren Studien vor. Die Studie „Möglichkeiten einer europäischen Biogaseinspeisungsstrategie“ des Instituts für Energetik und Umwelt gGmbH [105] beschreibt die technischen Möglichkeiten der Bereitstellung und Einspeisung von Biomethan ins Erdgasnetz. Dabei werden Zugangspunkte zum Erdgasnetz hinsichtlich ihrer Entfernung zu den Orten der Biogaserzeugung untersucht. Unter Berücksichtigung bestimmter Entfernungen können über 95 % der europäischen Landfläche erfasst werden. Diese Art der räumlichen Analyse zur Bewertung der Standorte und Entfernungen wird auch in der vorliegenden Studie verwendet.

Erkenntnisse weiterer GIS-gestützten Analysen fließen ebenso in diese Studie ein. In „Biogaseinspeisung. Band 6 Entwicklung und Anwendung einer GIS-Applikation zur Standortfindung

und Potenzialanalyse der Biomethanerzeugung“ des BMBF [106] werden Standort- und Flächenanalysen mit Hilfe von Geodaten beschrieben. Neben softwarespezifischen Systemanwendungen/ Schnittstellen und methodischen Ansätzen wird eine Maximalentfernung der Biogaserzeugungsanlage zum Erdgasnetz von maximal 10 km aus der Studie adaptiert. Als Hemmnis nennt die Studie die Datenverfügbarkeit sowohl in qualitativer als auch quantitativer Hinsicht. Dem wird mit der am DBI verfügbaren Datenbasis (s. oben) begegnet. Die Arbeit von A. Plata „Optimale Standorte von Biogasanlagen – eine Multikriterienanalyse mit GIS“ beinhaltet methodische Werkzeuge eines GIS zur Identifizierung optimaler Standorte. Der Umgang mit standortgenauen Daten und deren Verarbeitung im GIS wird beschrieben und findet Eingang in diese Studie [107].

3 Analyse bestehender Biogaserzeugungs- und Biogasaufbereitungsanlagen in Deutschland

3.1 Beschreibung der Datenbasis

Die Entwicklung des Biogasanlagenbestandes in Deutschland erfolgte sehr dynamisch innerhalb weniger Jahre. Von 2005 bis 2011 verdreifachte sich nahezu der Anlagenbestand. Abbildung 4 stellt die Entwicklung für den Zeitraum 1992 bis 2017 dar. Gleichzeitig nahm über die Jahre die durchschnittliche Anlagengröße zu. Die installierte elektrische Nennleistung wuchs von 190 kW (2004) auf ca. 475 kW in 2017 an [108]. Die Entwicklung der Biogasanlagen ist stark von den regulatorischen Rahmenbedingungen bestimmt. Haupteinfluss hat das Erneuerbare-Energien-Gesetz (kurz: EEG), welches erstmals 2000 in Kraft trat, einschließlich seiner Novellierungen 2004, 2009, 2012, 2014 und 2017.

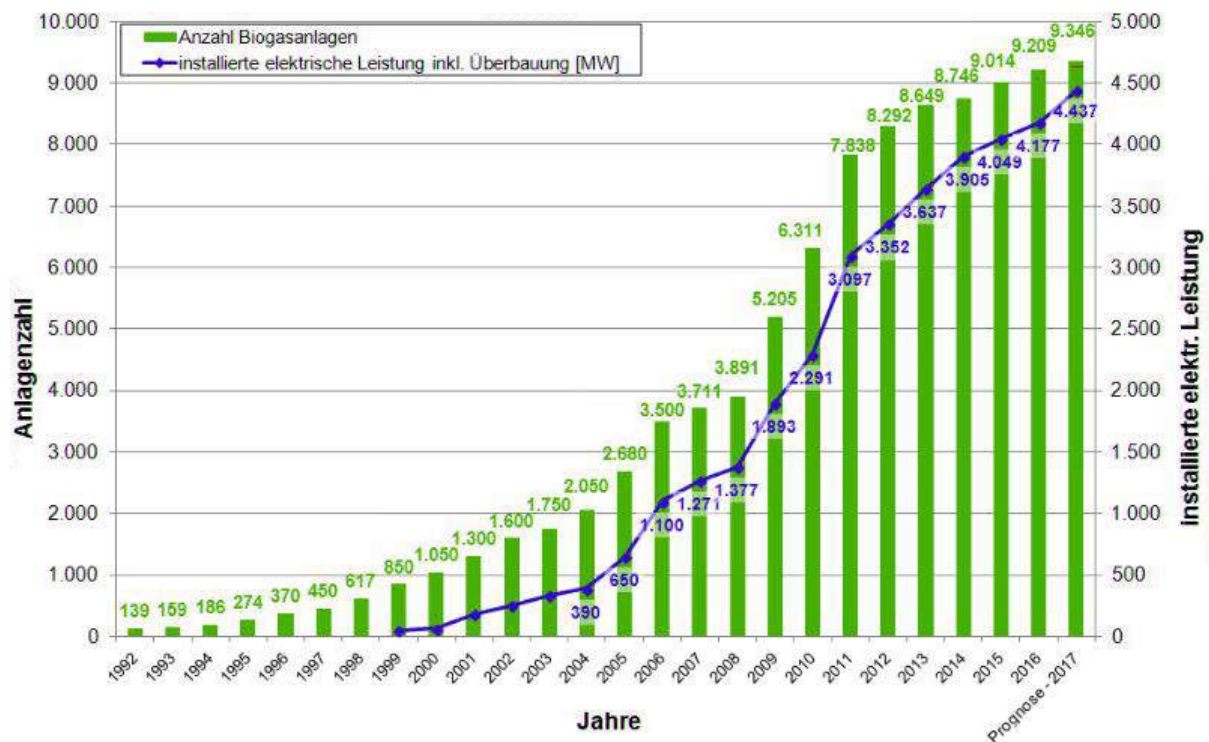


Abbildung 16: Anzahl der Biogasanlagen und installierte Leistung in Deutschland von 1992 bis 2017 [108]

Um diesen Anlagenbestand standortgenau in ein GIS zu implementieren, bedarf es neben den genauen Adressinformationen/ Koordinaten weiterer Merkmale wie Anlagenleistung, Inbetriebnahme, Substrateinsatz etc. Die Daten der Biogaserzeugungsanlagen basieren auf dem EEG-Anlagenregister aus den Jahren 2012 und einer Aktualisierung 2017 sowie einer Abfrage auf Bundeslandebene aus dem Jahr 2011. Das EEG-Anlagenregister wird von der Bundesnetzagentur geführt und erfasst auch Änderungen im EEG-Anlagenbestand [109]. Es ist zu beachten, dass insbesondere die Daten des EEG-Anlagenregisters auf Basis der EEG-Vergütung zusammengestellt sind. Das bedeutet, dass nicht die Biogasanlage an sich, sondern das biogasbetriebene BHKW, welches Strom bzw. Wärme erzeugt, erfasst ist.

Neben den Biogaserzeugungs- und Vorortverstromungsanlagen existieren in Deutschland Biogasaufbereitungsanlagen. Diese bereiten das Biogas auf Erdgasqualität auf, sodass es in

das öffentliche Erdgasnetz eingespeist werden kann. Deutschland ist Vorreiter bei der Aufbereitung von Biogas, denn kein anderes europäisches Land hat so viele Biogasaufbereitungsanlagen [110]. Mit ungefähr 200 Anlagen in Betrieb und fünf im Bau (Stand: August 2017) steht eine Aufbereitungskapazität von ca. 130.000 m³/h Biomethan zur Verfügung¹. Der Zubau erreichte sein Maximum mit dem EEG 2009 und EEG 2012, die die Aufbereitung von Biogas zusätzlich vergüteten. Dies änderte sich mit dem EEG 2014 und mit den neuen Rahmenbedingungen wurde der Zubau von BGAA gebremst.

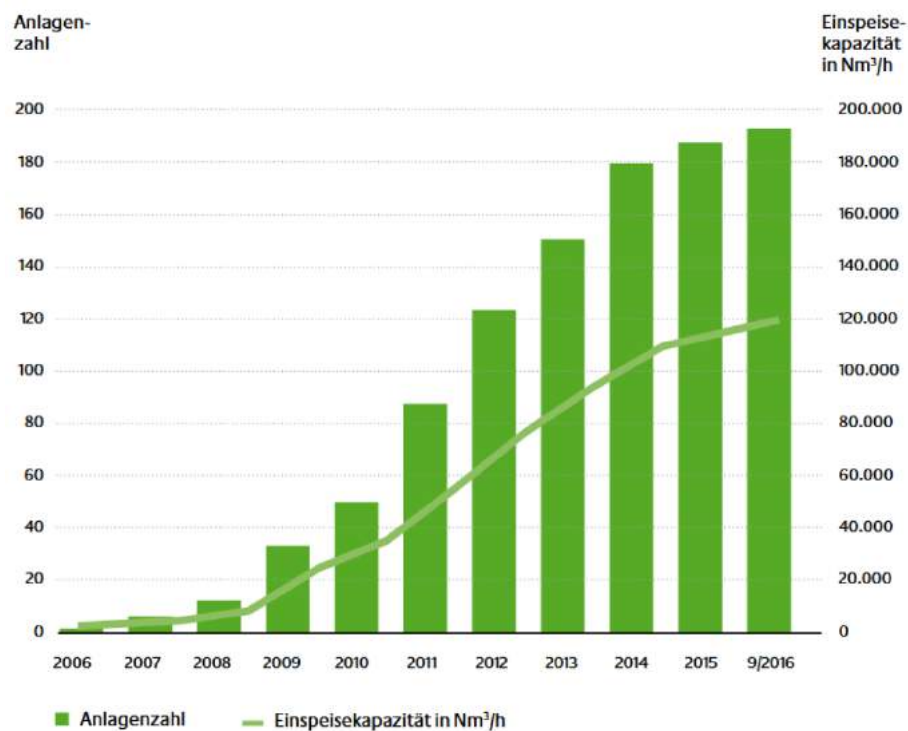


Abbildung 17: Entwicklung der Anlagenzahl der Biogasaufbereitungsanlagen und der Einspeisekapazität in Deutschland [111]

Die Daten der Biogasaufbereitungsanlagen basieren auf der von der Deutschen Energie-Agentur GmbH (dena) 2013 veröffentlichte Einspeiseliste [112]. Die Datenbank beinhaltet Informationen hinsichtlich geographischer, organisatorischer und technischer Merkmale. Eine Detailrecherche vertiefte dabei die Datensätze [113]. Eine Aktualisierung dieses Datenbestandes erfolgt mit Hilfe des aktuellen Einspeiseatlas der dena (Biogaspartner) [114] sowie Informationen aus Übersichten zum Zubau von Biogaseinspeiseanlagen im Zeitraum 2012 bis 2017 des Fachmagazins Biogas Journal [115]. Letzterem können Informationen über die Anlage wie Betreiber, eingesetzte Substrate, Rohgas-Aufbereitungskapazität, Art der Gasaufbereitung, Druckstufe an der Einspeisestelle und Netzbetreiber entnommen werden. Die Daten des dena Einspeiseatlas enthalten zwar weniger Detailinformationen, geben jedoch eine vollständige Übersicht über den Anlagenbestand (ortsgenau) und des aktuellen Status (in Betrieb, Planung, Bau).

Die Aufbereitung der genannten Datenquellen ist zwingend notwendig, um Dopplungen zu vermeiden und die Vorteile bzw. Detailtiefe der unterschiedlichen Quellen zu vereinen. Hierbei wird prinzipiell eine Priorisierung der Datenquellen anhand ihrer Qualität vorgenommen: Die

¹ Angaben basieren auf standortgenauen GIS-Datenbank der DBI-Gastechnologisches Institut gGmbH Freiberg

Informationen des Fachmagazins Biogas Journal werden der aktuellen dena Einspeiseliste sowie dem Datenbestand 2013 vorgezogen.

Im Ergebnis liegen aktualisierte, standortgenaue Daten sowohl für die Biogaserzeugung als auch die Biogasaufbereitung vor. Eine Zusammenfassung sowie Vergleich mit veröffentlichten Daten ist in Tabelle 9 zu finden. Sowohl die recherchierte Anlagenanzahl als auch die aufsummierten installierten Leistungen sowie Energiemengen zeigen einen hohen Abdeckungsgrad der Recherche mit den Realdaten.

Tabelle 9: Aktueller Stand Biogaserzeugungs- und -aufbereitungsanlagen

	Biogaserzeugung		Biogasaufbereitung & -einspeisung	
	Erfasst	real (2017)	erfasst	real (2016)
Anlagen	11.063*	12.061* [116]	218**	210 [117]
Leistung	4.500 MW _{el}	4.875 MW _{el} [116]	133.000 m ³ i.N./h	126.934 m ³ i.N./h [118]
Energie-menge	24,1 TWh _{el} /a	32,5 TWh _{el} /a [119]	0,88 Mrd. m ³ i.N./a	0,93 Mrd. m ³ i.N./a [117]

* Anzahl biogasbetriebener BHKW
 ** Anlagen in Betrieb / Planung und Bau

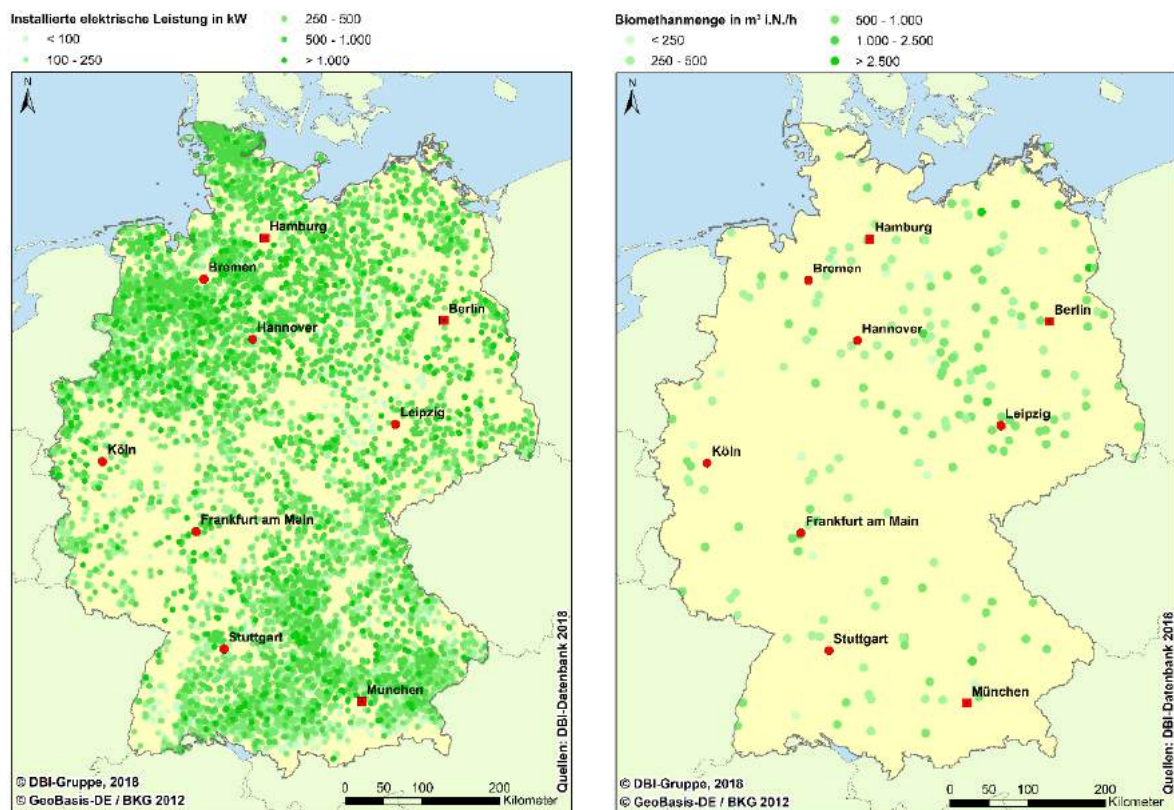


Abbildung 18: Räumliche Verteilung der Biogaserzeugungsanlagen (links) und der Biogasaufbereitungsanlagen (rechts) nach Leistungsklassen in Deutschland

Für die weiteren Analysen werden die genauen Standorte der Anlagen benötigt. Hierzu erfolgt auch die Implementierung in ein GIS. Eine erste Analyse zeigt die räumliche Verteilung der recherchierten Anlagen (s. Abbildung 18, links). Eine hohe Anlagendichte der Biogaserzeugung weisen Nordwest- und Süddeutschland auf. In Mittel- und in Nordostdeutschland ist die

Dichte an Biogasanlagen vergleichsweise gering. Dennoch kann von einer flächenhaften Verteilung der der Biogaserzeugung über Deutschland gesprochen werden. Die Bundesländer mit den meisten Biogasanlagen sind Bayern, Niedersachsen und Baden-Württemberg. Bezogen auf die Bundeslandgröße (Fläche) zeigen Niedersachsen und Schleswig-Holstein die höchste spezifische Anlagendichte. Im Gegensatz zu den Biogaserzeugungsanlagen weisen die Biogasaufbereitungsanlagen im Nordosten eine hohe Dichte auf (s. Abbildung 18, rechts). In Niedersachsen befinden sich 35 Anlagen, die insgesamt bis zu 14.785 m³ i.N./h Biomethan produzieren können. Sachsen-Anhalt kann mit 34 Anlagen 25.420 m³ i.N./h Biomethan bereitstellen. An dritter Stelle der Bundesländer ist Brandenburg mit 27 Anlagen und eine Aufbereitungskapazität von 22.340 m³ i.N./h. Bei den angewandten Aufbereitungsverfahren dominieren die Waschverfahren (DWW) und chemische Wäschen/ Aminwäsche.

3.2 Entwicklung von Bewertungskriterien für die Potentialermittlung

Für die Ermittlung des Potentials zur Methanisierung sind sowohl die technischen Parameter der Biogasanlage als auch Eigenschaften des erzeugten Biogases von Bedeutung. Da der gesamte Anlagenbestand in Deutschland betrachtet wird, ist hierzu eine Auswertung verschiedener Faktoren notwendig. Ziel ist es, Parameter zu definieren, die aus technisch-wirtschaftlicher Sicht eine Methanisierung des Biogases begünstigen.

Neben kleineren Volumenanteilen sind die Hauptkomponenten im Biogas Methan und Kohlenstoffdioxid (CO₂). Für die Methanisierung soll das im Biogas enthaltene CO₂ genutzt werden. Der Anteil von CO₂ ist stark von den Einsatzsubstraten abhängig. Abbildung 19 zeigt, dass der Methangehalt bis zu 60 % (Substrate: Schweinegülle, Speisereste, Bioabfall) beträgt. Daraus schließt sich ein ungefährender CO₂-gehalt von ≥ 40 Vol.-%.

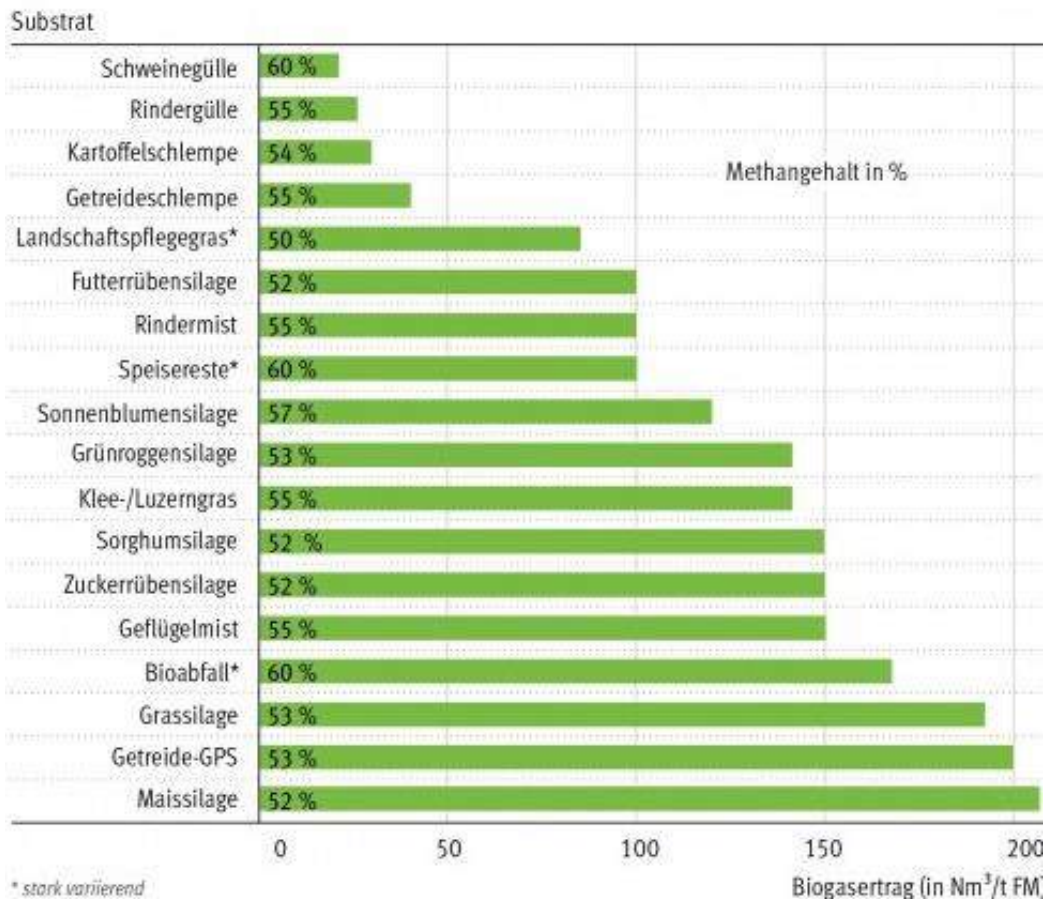


Abbildung 19: Biogasertag und Methangehalt von herkömmlichen Substraten [120]

Die Klassifizierung der zur Verfügung stehenden Daten zum Anlagenbestand nach dem Substratanteil nachwachsender Rohstoffe (NawaRo-Anteil) zeigt, dass ca. 95 % der Anlagen einen NawaRo-Anteil von über 25 % aufweisen (Abbildung 20). Die meisten Anlagen (über 60 %) vergären 50-75 % nachwachsende Rohstoffe.

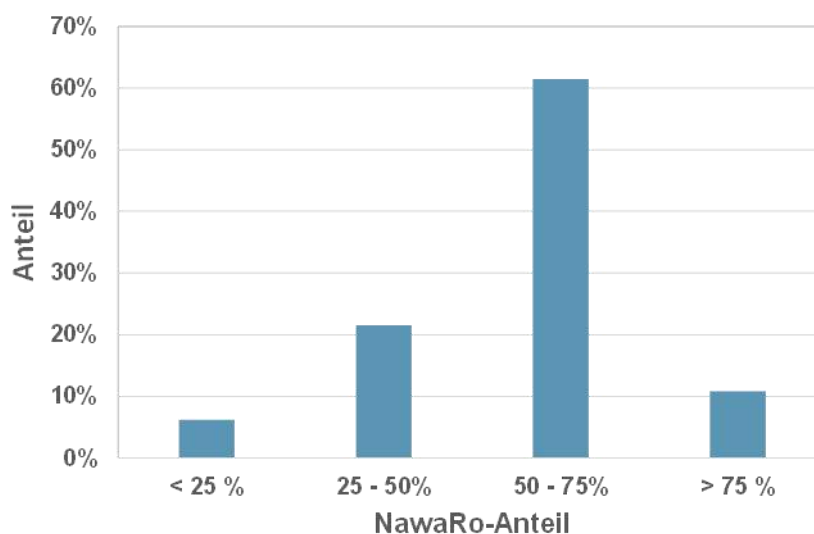


Abbildung 20: Klassifizierung von Biogasertzeugungsanlagen nach dem Substratanteil nachwachsender Rohstoffe

Für das Konzept der Methanisierung hat die jeweilige Biogasanlage eine Mindestgröße vorzuweisen. Diese wird im Rahmen dieser Studie über die Elektrolyseleistung, d.h. die Bereitstellung des notwendigen Wasserstoffs bestimmt. Prinzipiell weisen leistungsstarke Elektrolyseure einen höheren Wirkungsgrad und geringere spezifische Investitionskosten auf. Andererseits soll das Konzept der Methanisierung nicht auf Großanlagen beschränkt, sondern einen Großteil des Anlagenbestandes abdecken. Daher wird von einer Elektrolyseleistung von 1 MW ausgegangen. Über die produzierten Wasserstoffmengen kann die dazugehörige Anlagengröße der Biogasanlage abgeschätzt werden. Die so ermittelte installierte elektrische Leistung beträgt etwa 250 kW.

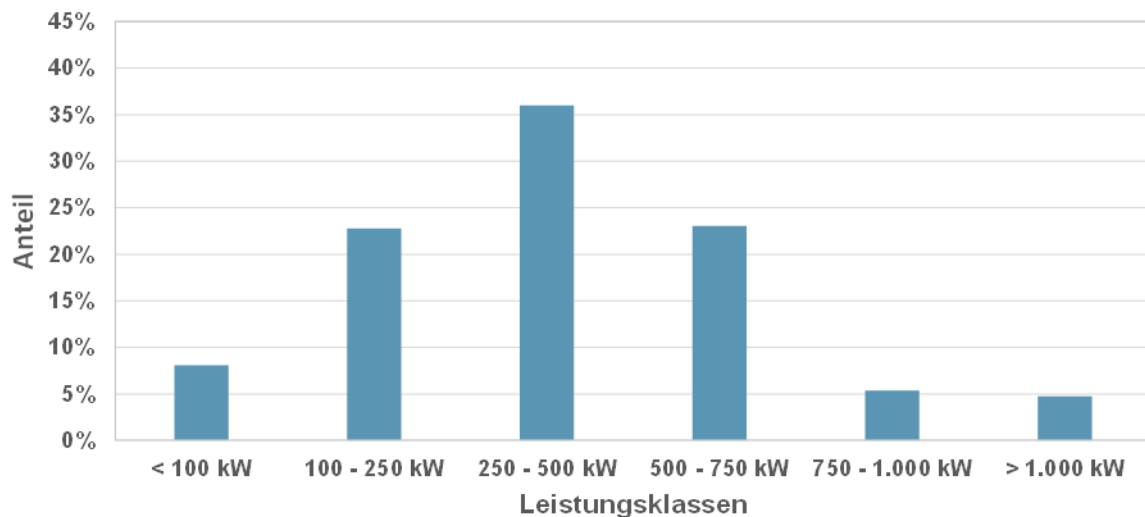


Abbildung 21: Klassifizierung von Biogaserzeugungsanlagen nach installierter elektrischer Leistung

Die Klassifizierung der zur Verfügung stehenden Daten zum Anlagenbestand nach Leistungsklassen zeigt, dass ca. 70 % der Anlagen eine elektrische Nennleistung von über 250 kW aufweisen (Abbildung 21). Die meisten Anlagen (über 35 %) haben eine Leistung im Bereich von 250-500 kW. Biogaserzeugungsanlagen mit installierter elektrischer Nennleistungen größer 250 kW stellen eine potentielle Anlagengröße für Methanisierungskonzepte dar.

Hinsichtlich der zeitlichen Entwicklung zur Etablierung der Methanisierung sind insbesondere die Geschäftsmodelle zur Verwertung des Biogases von Bedeutung. Der Großteil des Biogases fokussiert die Verstromung und Einspeisung ins öffentliche Stromnetz. Dafür erhält der Stromeinspeiser eine Vergütung nach EEG. Solange dies gewährleistet ist, ist eine Umorientierung des Betreibers hin zu alternativen Verwertungskonzepten und den damit verbundenen Investitionsentscheidungen unwahrscheinlich. Daher wird als möglicher Zeitpunkt zur Installation einer Methanisierungsanlage die Änderung wirtschaftlicher/ monetärer Randbedingungen gesehen. Dies ist bei den Biogaserzeugungs-/ Verstromungsanlagen das Auslaufen der garantierten EEG-Vergütung nach 20 Jahren und bei Biogasaufbereitungs-/ einspeiseanlagen das Ende der Vergütung vermiedener Netzkosten nach GasNEV nach 10 Jahren. Neben der Suche nach alternativen Nutzungskonzepten besteht die Gefahr, dass nach Ablauf der Vergütungen eine Stilllegung der Anlage erfolgt. Der Rückbau des Anlagenbestandes ist vor dem Hintergrund des „greening of gas“ und der Erreichung der Klimaschutzziele unbedingt zu vermeiden.

Da die Planungs-/ Umsetzungsphasen entsprechend Zeit benötigen, wird im Rahmen dieser Studie die zeitliche Entwicklung der potentiellen Anlagen so ermittelt, dass alle Anlagen berücksichtigt werden, welche innerhalb der nächsten 5 Jahre bspw. aus dem EEG herausfallen. Abbildung 22 zeigt die Anzahl der betroffenen Anlagen in den nächsten Jahren. Bis 2022 haben bereits 25 % der Biogaserzeugungsanlagen im Bestand eine Restförderdauer von nur 5 Jahre erreicht und bei 57 % der Biogasaufbereitungsanlagen im Bestand endet die Vergütung vermiedener Netzkosten. 2017 stellen die Anlagen eine installierte elektrische Nennleistung von ca. 140 MW und etwa 6.000 m³ i.N./h Biomethan dar. Innerhalb weniger Jahre steigen diese Werte um das 10-fache. (2022: ca. 1.570 MW el. Nennleistung, ca. 78.000 m³ i.N./h Biomethan). Daraus lässt sich ableiten, dass für einige Anlagen eine Planungsphase bereits ab 2018/19 zu empfehlen ist.

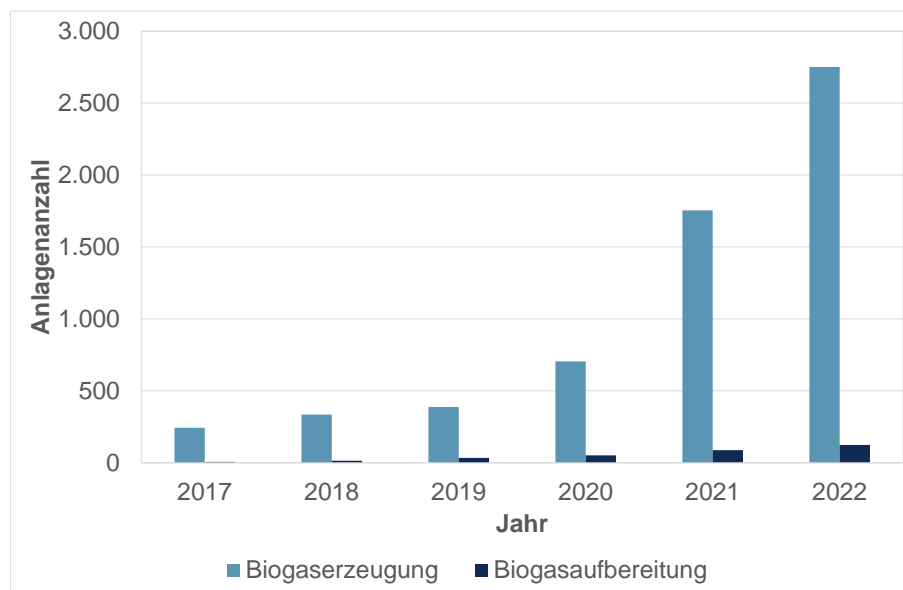


Abbildung 22: Entwicklung der Anlagenzahl mit sich ändernden monetären Randbedingungen

Die weitere Entwicklung bis 2030 zeigt Abbildung 23. Ab 2027 sind nahezu alle Biogaserzeugungsanlagen von der auslaufenden EEG-Förderung innerhalb der nächsten 5 Jahre betroffen. Berücksichtigt sind nur Anlagen mit einer installierten elektrischen Nennleistung größer 250 kW.

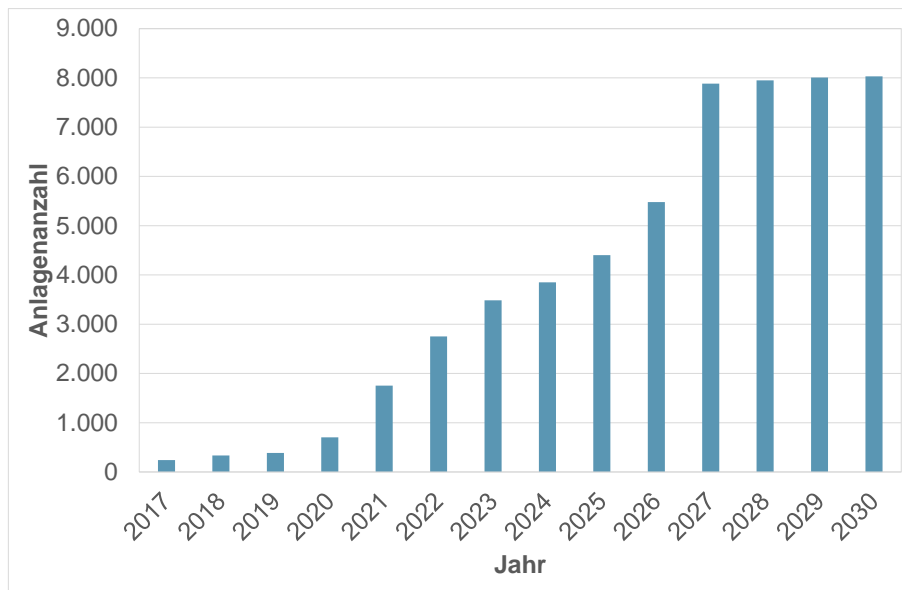


Abbildung 23: Biogaserzeugungsanlagen mit einer maximalen EEG-Restförderdauer von 5 Jahren (kumuliert, installierte elektrische Leistung ≥ 250 kW)

4 Abschätzung der Stromnetzdienlichkeit der Biogaserzeugung mit kombinierter Methanisierung

4.1 Stromnetzdienlichkeit unter Berücksichtigung des Speicherbedarfs für Wasserstoff und Biogas

Die Stabilisierung und Flexibilisierung eines Betriebs vom Stromnetz sind eine weitere Dienstleistung, die eine PtG-Anlage erbringen kann. Die temporäre Speicherung von Gasen wird so zu einer Möglichkeit, auf Schwankungen der Energieversorgung im Netz zu reagieren, um die Stromnachfrage jederzeit decken zu können.

In diesem Kapitel wird die Stromnetzdienlichkeit aus verfahrenstechnischer Perspektive analysiert. Es werden die verschiedenen Möglichkeiten zur Speicherung von Gasen präsentiert und diskutiert. Da die Wasserstoffspeicherung für die PtG-Prozesse eine besondere Bedeutung hat, liegt der Schwerpunkt auf dieser Alternative. Besonders die Hochdruckspeicherung wird fokussiert, da dies eine kommerzielle Lösung darstellt sowie grundlegende Informationen zur Verfügung stellt, um den Betriebsmodi vorzuschlagen und eine vorläufige Kostenabschätzungen durchführen zu können.

4.1.1 Einleitung

Obwohl ein hoher Anteil der erneuerbaren Energien ohne Speichersysteme in das Energienetz integriert werden kann, hängt ihre Durchdringung im Markt (level of penetration) davon ab, wie gut die zahlreichen Flexibilitätsoptionen genutzt werden können [74]. Da die Energiespeicherung eine der teuersten Möglichkeiten zum Ausgleich von Schwankungen ist, wird sie nicht ausschließlich, sondern in Kombination mit dem Lastmanagement eingesetzt [26].

PtG-Systeme können helfen, die Schwankungen der Stromerzeugung zur Nachfrage anzupassen, indem sie Strom durch Elektrolyse in Wasserstoff umwandeln und anschließend als Gas speichern [121]. Ein Stromspeicher agiert dann systemdienlich, wenn der Prozess die Flexibilität fördert [122]. Der dynamische Betrieb eines an ein Stromnetz angeschlossenen Elektrolyseurs erfüllt also diese Funktion. Diese Flexibilisierung kann jedoch nur dann erfolgen, wenn es eine Infrastruktur gibt, welche die Schwankungen des Wasserstoffstroms kompensieren kann, die entstehen, wenn der Elektrolyseur einer Dynamik folgen muss, die durch externe Betriebsbedingungen bestimmt wird.

Die folgenden Abschnitte zeigen verschiedene Möglichkeiten der Wasserstoffspeicherung auf, die im Kontext der Stromnetzdienlichkeit genutzt werden können, um die Stabilisierung und Flexibilisierung des Stromnetzes zu fördern.

4.1.2 Wasserstoffspeicherung

Es gibt zahlreiche Möglichkeiten zur Wasserstoffspeicherung, abhängig von der Art der Anwendung, dem Speicherumfang und der unabhängigen Speicherzeit [123].

Aus verfahrenstechnischer Sicht, ohne Berücksichtigung von Anwendungen wie der Speicherung von Wasserstoff in Kraftstofftanks von Autos oder in unterirdischen Wasserstoffspeichern [124], lassen sich die Verfahren zur Wasserstoffspeicherung in drei große Gruppen einteilen: Druckgasspeicher, Metallhydridspeicher und Flüssigkeitsspeicherung [125].



Abbildung 24: Technische Möglichkeiten zur Speicherung von Wasserstoff

In den folgenden Abschnitten werden die wichtigsten technischen Aspekte dieser Speichermöglichkeiten vorgestellt. Wie bereits in den vorangegangenen Abschnitten erwähnt, liegt der Schwerpunkt auf der Speicherung von Wasserstoff unter hohem Druck (Druckgasspeicherung).

4.1.2.1 Druckgasspeicherung

Die Druckgasspeicherung von Wasserstoff ist die einfachste und am häufigsten verwendete Methode zur Speicherung von Wasserstoff [126]. Die grundlegende Infrastruktur besteht aus einem Verdichter und einem Druckgasbehälter. Der Hauptnachteil von Druckgasspeichern liegt in ihrer geringen Energiespeicherdichte, die von dem Druck abhängt, bei dem das Gas gespeichert wird. Ein hoher Speicherdruck bedeutet höhere Investitionen und höhere Betriebskosten, während ein niedriger Betriebsdruck zwar geringe Betriebskosten bedeutet, aber auch eine geringe Amortisierung des Kapitals [127].

Zylindrische Tanks können normalerweise bis zu 1.300 kg Wasserstoff bei einem Druck von 110 bis 200 bar speichern [128, 129]. Obwohl es sich um eine praktische Lösung für die meisten industriellen Anforderungen handelt, weist Boudellal (2018) [130] darauf hin, dass diese Anlagen aufgrund ihrer relativ geringen Speicherkapazitäten nicht geeignet sind, die Wassermengen zu speichern, die in PtG-Systemen erzeugt werden, um den überschüssigen Strom umzuwandeln.

Für ein Wasserstoffspeichersystem, das systemdienlich agieren soll, ist ein System der Zuführung und Entlastung erforderlich, das in der Lage ist, der Dynamik des Elektrolyseurs zu folgen und folglich der Dynamik des Stromnetzes [131].

Regelungssysteme sowie die Eigenschaften des Verdichters und der zusätzlichen Geräte, die für seinen einwandfreien Betrieb nötig sind (Betrieb unter höchst dynamischen Bedingungen) lassen die Kosten bekanntlich steigen, insbesondere in kleinen Anlagen, wo die negativen Auswirkungen der Skaleneffekte verstärkt werden.

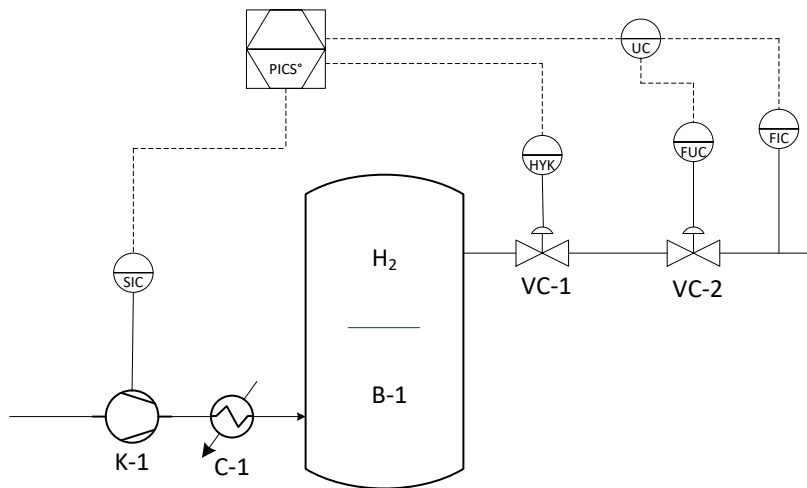


Abbildung 25: Mehrstufige Verdichtung mit Steuerung des Drucks eines Gasbehälters.
B-1: Wasserstoffbehälter, K-1: Verdichter mit Frequenzumrichter, PICS: Druck-
Regelung, VC-1, VC-2: Regelventil

Das Wasserstoffspeichersystem verfügt daher über einen Wasserstoffspeicher im eigentlichen Sinne (B-1), einen Verdichter (K-1), einen Wärmeaustauscher zur Abkühlung des Wasserstoffes nach Verdichtung (C-1) und über das entsprechende Regelungssystem [132]. Für die Abkühlung des Wasserstoffs wird in der Regel Kühlwasser eingesetzt. Soll ein Druck von circa 200 bar erzielt werden, müssen mehrere Verdichtungsstufen hintereinander mit Zwischenkühlung geschaltet werden. Grobe Abschätzungen zeigen, dass ein vierstufiger Verdichter benötigt wird [133].

Amos (1998) [128] stellt Informationen über die Investition in Wasserstoffspeicher als eine Funktion der maximalen Speicherkapazität zusammen. Zusammen mit den oben genannten Informationen listet er auch Informationen über die Investition in Nieder- und Mitteldruckverdichter auf. Da die Daten auf unterschiedlichen Zeiträumen basieren und in US-Dollar veröffentlicht sind, werden alle Informationen für das Jahr 2017 in € umgerechnet. Um die Zeitbasis der Berechnungen für die Investitionen anzupassen, wird der Faktor Upstream Capital Costs Index (UCCI) [134] verwendet, während für die Umrechnung in Euro der durchschnittliche Wechselkurs des Jahres 2017 verwendet wird.

Amos (1998) [128] schlägt neben der Speicherkapazität eine weitere Variable zur Korrelation der Investition vor. Es postuliert, dass die spezifische Investition sowohl von der Kapazität als auch vom maximalen Speicherdruck abhängt. Deshalb kann die spezifische Investition eines Wasserstoff Hochdruck-Gasbehälters folgendermaßen korreliert werden:

$$\frac{I}{Q}(Q) = \left(\frac{I_o}{Q_o}\right) \left(\frac{Q}{Q_o}\right)^{n-1} \left(\frac{p}{p_o}\right)^{m-1} \quad \text{Gleichung 15}$$

Wobei n und m dimensionslose Parameter sind, die aus Werten aus der Literatur korreliert werden können. Q ist die Kapazität, I die Investition und p der Druck. Je größer die Werte von n oder m sind, desto niedriger ist der Effekt der Kapazität oder des Drucks auf die spezifische Investition des Gasbehälters. Durch Korrelation der von Amos (1998) [128] und Zhang et al. (2012) [135] veröffentlichten Daten für ein solches Geräte und umgerechnet in €₂₀₁₇ erhält man folgende Gleichung:

$$\frac{I}{Q}(Q, p) = 1.038 \left(\frac{Q}{1.240} \right)^{0,75-1} \left(\frac{p}{200} \right)^{0,44-1},$$

Gleichung 16

$$\forall 10 < Q < 1.240; 0 < p < 200$$

Wobei Q ist die Kapazität in kg, I die Investition in € und p der Druck in bar.

Verfährt man auf analoge Weise mit den von Amos (1998) [128] veröffentlichten Daten zur Investition von Wasserstoffverdichtern, lässt sich die spezifische Investition von Verdichtern folgendermaßen korrelieren:

$$\ln \left(\frac{I}{Q} \right) = 3.589 \cdot \left(\frac{Q}{75} \right)^{0,7186-1}, r^2 = 0,7885$$

Gleichung 17

$$\forall Q \quad 10 < Q < 28.300$$

Wobei Q die Leistung des Verdichters in kW ist und I die Investition in €₂₀₁₇. Wie im vorherigen Fall werden die Werte unter Verwendung der Faktoren (UCCI) und des durchschnittlichen Umrechnungskurses des € zum US-Dollar für das Jahr 2017 in €₂₀₁₇ umgerechnet.

Die mithilfe der Gleichung 17 korrelierte Investition von Verdichtern mit geringer Leistung (weniger als 50 kW) weist entsprechend den von Amos (1998) [128] veröffentlichten Information einen starken Skaleneffekt auf, mit Werten von ca. 6.500 €/kW für einen Verdichter mit einer Leistung von 10 kW und 1.200 €/kW für einen Verdichter von 3,7 MW.

Wird davon ausgegangen, dass die Abkühlung mittels Kühlwassers erfolgt, das ca. 3 ct€/m³ kostet, und dass die Verdichtung durch Strom erfolgt, der 3 ct/kWh kostet – repräsentative Werte bei Chemieanlagen [136] – so ist es möglich, anhand der bereits durch die Gleichung 16 und Gleichung 17 korrelierten Investitionen ungefähr die Kosten der Wasserstoffspeicherung für eine an eine Biogasanlage gekoppelte PtG-Anlage mit repräsentativen Betriebsbedingungen zu berechnen. Abbildung 26 zeigt die Gestehungskosten zur Speicherung von Wasserstoff mit einer maximalen Speicherkapazität von 1.000 kg und einer Verfügbarkeit von 96 %. Es wird von jährlichen Wartungskosten in Höhe von 2,5 % der Investition ausgegangen, einem Abschreibungszeitraum von 20 Jahren und einem jährlichen Zinssatz von 5 %. Die angenommene Speicherzeit beträgt ein Tag.

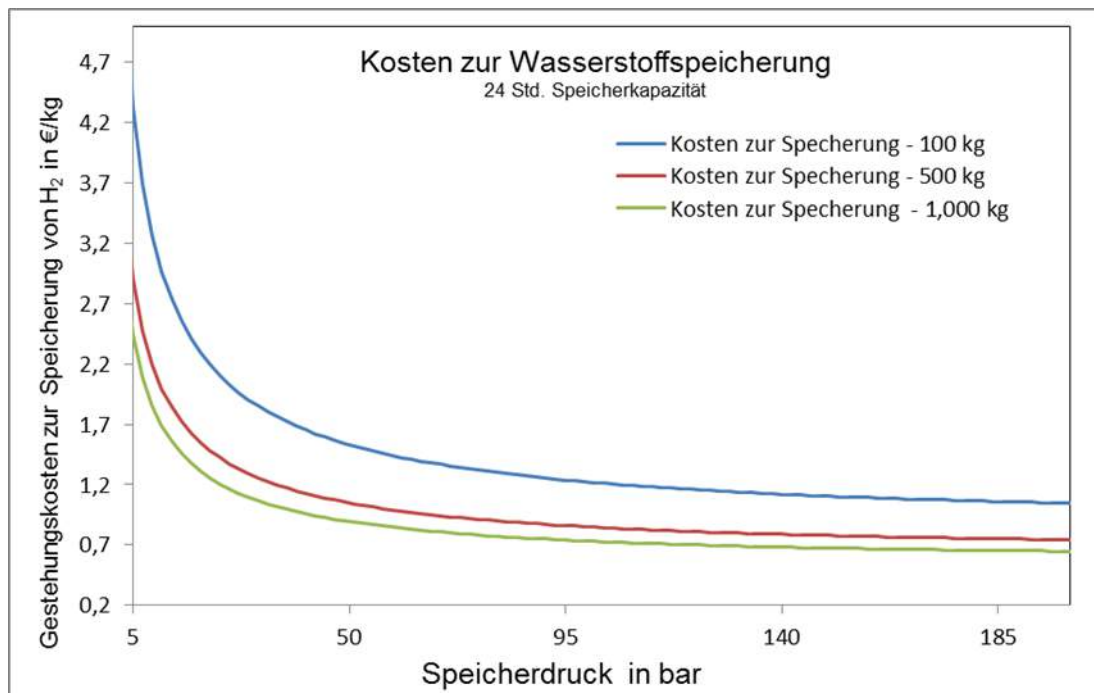


Abbildung 26: Gestehungskosten zur Speicherung von Wasserstoff. Druckgaskessel mit maximaler Speicherkapazität von 100, 500 und 1.000 kg und maximalem Druck von 200 bar

Abbildung 26 zeigt, dass die Kosten der Speicherung einen Minimalwert aufweisen. Bei niedrigem Speicherdruck (weniger als 10 bar) ist die Gasdichte sehr gering (ca. 0,44 kg/m³ bei 5 bar), und somit wird der Speicherbehälter nicht effizient genutzt (die Investition wird nicht amortisiert); durch Erhöhung des Speicherdrucks auf fast 100 bar steigt die Dichte von Wasserstoff (auf 8,48 kg/m³), sodass die installierte Kapazität des Speichers effizienter genutzt wird. Übersteigt der Druck jedoch 160 bar, dominieren die Betriebskosten (Strom zur Verdichtung und Kühlwasser zur Abkühlung des Gases), und es wird ein Verdichter mit größerer Kapazität benötigt.

Die Ergebnisse zeigen, dass es einen optimalen Betriebsdruck gibt. Obwohl die Antwort nicht eindeutig ist, da sie von spezifischen Randbedingungen abhängt, deuten die Ergebnisse darauf hin, dass für einen konventionellen Wasserstoffspeicher dieser optimale Betriebsdruck bei etwa 100-160 bar liegt. Zu berücksichtigen ist, dass die minimalen Speicherkosten ab 40 bar bis hin zu Werten, die fast dem maximalen Speicherdruck (ca. 200 bar) entsprechen, praktisch konstant bleiben.

Wasserstoff verhält sich auch unter Hochdruck wie ein ideales Gas, im Gegensatz zu Kohlendioxid oder Sauerstoff, die unter Hochdruck flüssig werden können. Das bedeutet, dass bei einer Verdoppelung des Wasserstoffdrucks (z. B. von 50 bar auf 100 bar) die Menge des gespeicherten Wasserstoffs in gleicher Weise zunimmt. Diese Besonderheit von Wasserstoff ermöglicht den Betrieb des Druckspeichers als Puffer, bei dem die Speicherkapazität im gleichen Verhältnis wie der Druck steigt; wird der Speicherdruck von 50 auf 100 bar erhöht, verdoppelt sich die Masse im Druckspeicher, genauso verdoppelt sich der Zeitraum, in dem Wasserstoff zur Verfügung steht.

Diese Eigenschaft verleiht dem Betrieb des Stromnetzes Flexibilität, an das der Elektrolyseur angeschlossen ist, sodass Strom in einem weiteren Betriebsfenster und in einer weiten Zeitspanne (von Stunden bis zu ein oder zwei Tagen) umgewandelt werden kann.

Die Kosten für die Wasserstoffspeicherung, die sich normalerweise auf die gespeicherte Menge beziehen (€/kg), hängen von der maximalen Speicherkapazität des Behälters ab. Betrachtet man beispielsweise die gleichen Auswertungsbedingungen wie im vorherigen Beispiel (s. Abbildung 26), aber für einen Speicher mit einer maximalen Kapazität von 500 kg statt 1.000 kg, erhöhen sich die minimalen Speicherkosten von 0,65 €/kg auf 0,74 €/kg; ca. 14 % höher im Vergleich zu den Speicherkosten eines Speichers mit doppelter Kapazität.

4.1.2.1 Metallhydridspeicher

Einige Legierungen können sich mit Wasserstoff zu Metallhydriden wie MgH_2 , Mg_2NiH_4 , $LaNi_5H_4$, $NaAlH_4$ [137–139] umwandeln. Die Adsorption von Wasserstoff findet an der Oberfläche des Metalls statt (physikalische oder chemische Adsorption) und diffundiert anschließend in die Struktur des Kristallgitters. Diese Hydride können dadurch Wasserstoff in ihrer Struktur speichern und bei Erwärmung wieder freisetzen [140].

Die Speicherung von Wasserstoff in Hydriden erfordert keine hohen Drücke und liefert den gespeicherten Wasserstoff bei konstant einstellbarem Druck. Der Nachteil ist das Gewicht des Systems, da der gespeicherte Wasserstoff einige Prozente der Masse ausmacht in Abhängigkeit vom verwendeten Hydrid. Die Temperaturen bei Desorption der Verbindungen mit brauchbaren Lagerungsverhältnissen sind ebenfalls relativ hoch.

4.1.2.2 Flüssigkeitsspeicherung

Bei diesem Verfahren verflüssigt sich Wasserstoff bei seiner Verflüssigungstemperatur von 20 K, so dass das Speichersystem hochentwickelte Tanks benötigt, um die Wärmeübertragung von der Atmosphäre in den Tank zu isolieren [141]. Die Energie, die zur Verflüssigung von Wasserstoff benötigt wird, ist im Vergleich zu seinem Energieinhalt extrem hoch, woraus eine niedrige Gesamteffizienz resultiert. Des Weiteren erfordern der Transport und die Lagerung speziell konstruierte und teure Tanks. Anwendungen von flüssigem Wasserstoff sind ebenfalls begrenzt, beispielsweise in Weltraumabschussrampen, bei einigen Tankstellen für Brennstoffzellenfahrzeuge und in der Forschung.

4.2 Untersuchung weiterer Nutzungsfade

Die in Abschnitten beschriebenen Verfahren (s. Abschnitt 2.1) berücksichtigen nicht die Verwendung von Sauerstoff aus der Elektrolyse. Die Nutzung erfordert minimale Produktions- und Speicherkapazitäten. Die typischen Kapazitäten von Elektrolyseuren mit Größen, die an die Verfügbarkeit von Kohlenstoffdioxid aus Biogasanlagen (5-50 m³/h Wasserstoff) angepasst sind, ermöglichen es kaum, den produzierten Sauerstoff als ein zu kommerzialisierendes Nebenprodukt zu betrachten.

Der größte Nachteil des dualen Betriebs einer Biogasanlage (die sowohl Strom als auch EE-Methan erzeugen kann) ist, dass Kohlenstoffdioxid nur dann vollständig in Methan umgewandelt werden kann, wenn ausreichend, d.h. theoretisch mindestens stöchiometrisch, Wasserstoff vorhanden ist. Dieses Problem kann jedoch durch eine Zwischenspeicherung von Wasserstoff gelöst werden.

Obwohl das bei der Verbrennung von Biogas in einer BHKW-Anlage entstehende Kohlenstoffdioxid grundsätzlich als treibhausgasneutral angesehen werden kann, lässt es sich nicht als Kohlenstoffquelle zur Methanisierung nutzen. Da Luft bei der Verbrennung verwendet wird,

sind die Abgase hauptsächlich eine Mischung aus Kohlenstoffdioxid, Stickstoff und Wasserdampf. Bei der Verbrennung reagiert Sauerstoff mit Stickstoff erst bei sehr hohen Temperaturen, um Stickstoffmonoxid (NO) zu produzieren. Dieses Stickstoffmonoxid kann mit überschüssigem Sauerstoff zu Stickstoffdioxid weiterreagieren. Das in einer BHKW-Anlage entstehende Kohlenstoffdioxid ist somit ein Rohgas, das sofern es nicht Reinigungsverfahren unterzogen wird, die im Allgemeinen teuer sind, nicht direkt in der Methanisierung eingesetzt werden kann.

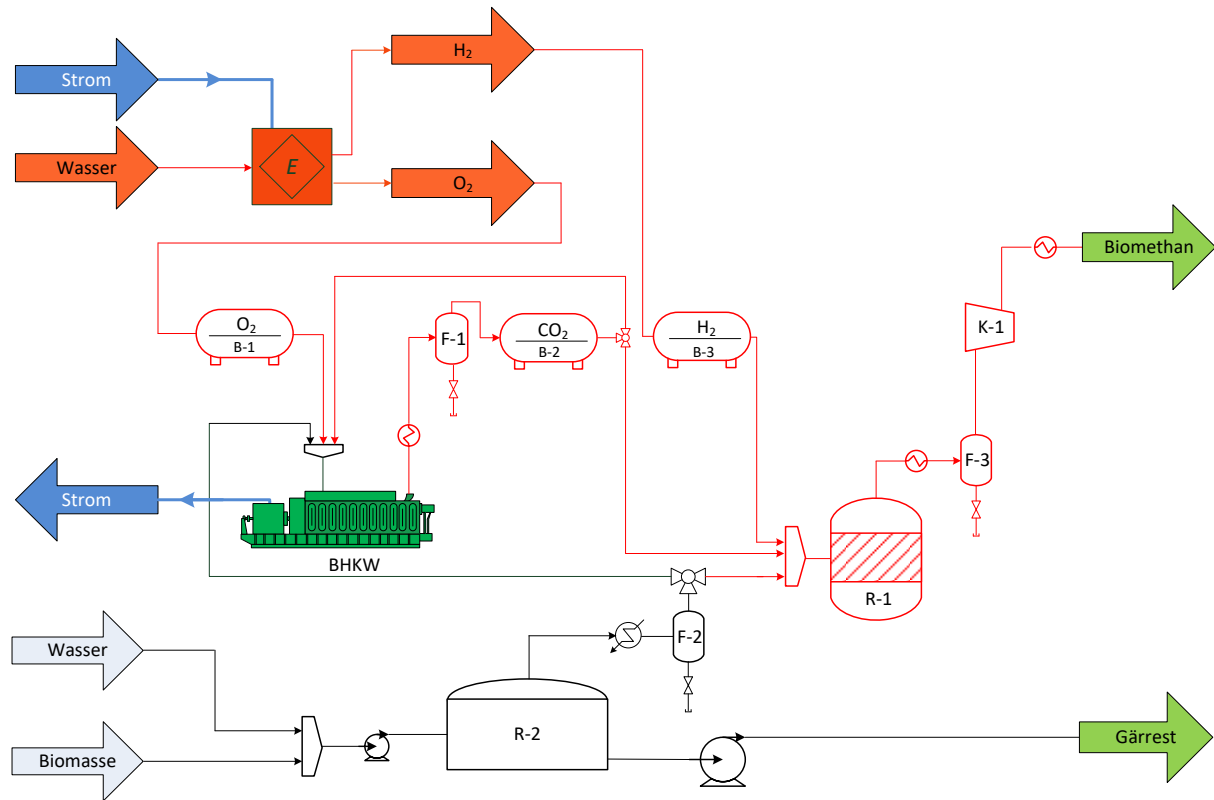


Abbildung 27: PtG-Anlage mit vollständiger Nutzung der Gase. Es erfordert ein System zur vollständigen Speicherung der Gase; E: Elektrolyseur, BHKW: Blockheizkraftwerkanlage, R-2: Fermenter, B-1: Sauerstoffbehälter, B-2: Kohlenstoffdioxidbehälter, B-3: Wasserstoffbehälter, F-1: isothermischer Flash, F-2: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, R-1 bis R-4: katalytische Reaktoren, R-2: Fermenter

Eine Möglichkeit zur Lösung der oben genannten Probleme ist in Abbildung 27 schematisch dargestellt. Der vorgeschlagene Prozess ist eine Variation einer PtG-Anlage mit Speicherung von Sauerstoff (B-1), Wasserstoff (B-2) und Kohlenstoffdioxid (B-3). Die Methanisierung des Biogases (als Gemisch – ohne Trennung von Methan und Kohlenstoffdioxid) erfolgt durch einen *ex-situ*-Prozess, wie in den vorangegangenen Abschnitten beschrieben.

Der Betrieb der Anlage mit Gasspeichern funktioniert wie folgt:

- Solange der Elektrolyseur in Betrieb ist, wird Wasserstoff produziert und in den *ex-situ* biologischen Methanisierungsreaktor (R-1) eingespeist. Biogas wird ebenfalls in den Reaktor (R-1) eingespeist, und es wird EE-Methan erzeugt, das nach Verdichtung und Konditionierung (K-1) direkt in das Erdgasnetz eingespeist werden kann.
- Der gleichzeitig produzierte Sauerstoff wird in einem Sauerstoffbehälter gespeichert (B-1).

- Wird die Wasserstoffherzeugung unterbrochen und kann keine Methanisierung stattfinden, wird Biogas zur BHKW-Anlage geschickt, um Strom zu erzeugen, der ins Stromnetz eingespeist wird.

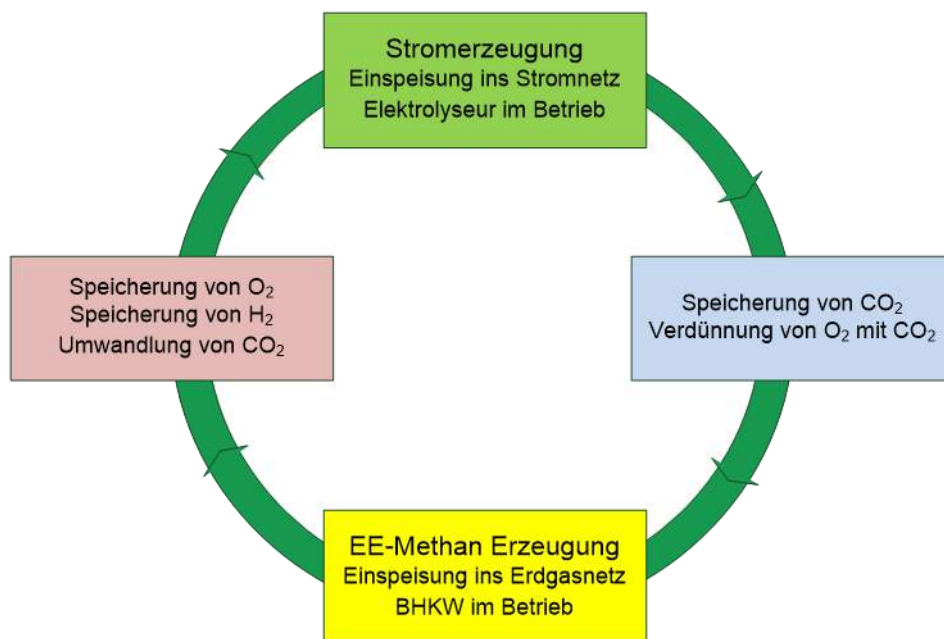


Abbildung 28: Schematische Darstellung des Betriebskreises eines Prozesses mit kompletter Nutzung von Kohlenstoffdioxid bei einer dualen Erzeugung von Strom oder EE-Methan

- In der BHKW-Anlage wird bei der Verbrennung von Methan im Rohbiogas (ca. 52 Vol.-% Methan und 48 Vol.-% Kohlenstoffdioxid je nach Substrattyp bei nachwachsenden Rohstoffen und größer 60 Vol.-% Methan bei Abfall als Substrat) anstelle der atmosphärischen Luft (vereinfacht ca. 21 Vol.-% Sauerstoff und 79 Vol.-% Stickstoff) Sauerstoff aus der Elektrolyse als oxidierendes Medium verwendet. Da die Verbrennung mit reinem Sauerstoff bei Temperaturen stattfindet, die über den maximalen Auslegungstemperaturen der BHKW-Anlage liegen, wird der Sauerstoff mit zuvor gespeichertem Kohlenstoffdioxid (B-2) auf eine Konzentration verdünnt, die seiner Konzentration in der Luft entspricht, d.h. eine Gasmischung mit einem Verhältnis von 21 Vol.-% Sauerstoff und 79 Vol.-% Kohlenstoffdioxid.
- Die Abgase aus der BHKW-Anlage bestehen nur aus Kohlenstoffdioxid und Wasser bei einer Temperatur von fast 850 °C. Bei dem Austritt aus der BHKW-Anlage werden Kohlenstoffdioxid und Wasser mittels eines isothermischen Flashes getrennt. Das Kohlenstoffdioxid wird in einem Gasbehälter gespeichert (B-2).
- Wenn der Elektrolyseur wieder in Betrieb geht werden Sauerstoff und Wasserstoff produziert. Der Sauerstoff wird im Gasbehälter (B-1) gespeichert, während das zuvor gespeicherte Kohlenstoffdioxid (B-2) und das Biogas aus dem Fermenter (R-2) in den Methanisierungsreaktor (R-1) eingespeist werden. Die Umwandlung des Kohlenstoffdioxids kann durch eine leichte Modifikation der Betriebsbedingungen des Methanisierungsreaktors erfolgen, in dem in Bezug auf die Nennleistung eine größere Menge Methan erzeugt wird.

- Wenn kein Wasserstoff zur Verfügung steht, wiederholt sich der Kreislauf aus Stromerzeugung und Speicherung von Sauerstoff, Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff.

Vorläufige Berechnungen zeigen, dass es in der oben beschriebenen Konfiguration keine drastischen Veränderungen der Temperaturbedingungen oder der Volumenströme von Gasen beim Eintritt und Austritt aus der BHKW-Anlage gibt. Dies legt die Annahme nahe, dass dieses Konzept (technisch gesehen) auf eine bereits in Betrieb befindliche Biogasanlage anwendbar ist.

Das oben vorgeschlagene Betriebskonzept weist einen hohen Grad an Flexibilität auf, da die PtG-Anlage in der Lage ist, Strom nach Bedarf zu erzeugen oder zu speichern; bei Strommangel kann Strom in das Netz eingespeist werden, bei überschüssigem Strom kann Strom in Gas umgewandelt und zwischengespeichert werden.

Aspekte wie die Prozessdynamik, d. h. wie die einzelnen Komponenten und das Gesamtsystem bei einem bestimmten Betriebsprofil (Stromversorgungsprofil) reagieren, sollte in nachfolgenden Studien untersucht werden.

4.3 Regionalisierung potentieller Wasserstoffmengen für die Methanisierung

Für die Methanisierung des „grünen“ CO₂ aus Biogas sollen ebenfalls „grüne“ Wasserstoffmengen genutzt werden. Der Wasserstoff wird demnach per Elektrolyse erneuerbaren Stroms bspw. aus Wind- und PV-Anlagen bereitgestellt. Für die Ermittlung verfügbarer Strommengen wird eine Kurzstudie für den Bundesverband Erneuerbare Energien e.V. von Dr. Joachim Nitsch herangezogen [142]. Die 2016 veröffentlichte Studie „Die Energiewende nach COP 21- Aktuelle Szenarien der deutschen Energieversorgung“ berücksichtigt die Planungen und Programme der Bundesregierung nach der UN-Klimakonferenz in Paris 2015. Hierbei werden drei Szenarien analysiert: „Trend“, „Klima 2050“ und „Klima 2040“. Für die Modellierung wird die Entwicklung des Zubaus erneuerbaren Energien nach dem EEG 2014 einbezogen. Trotz des Rückgangs bei Photovoltaik- und Biomassezubau wird in der Studie angenommen, dass der Ausbaukorridor für EE-Strom 2025 einen Anteil von 40-45 % und für 2035 etwa 55-60 % erreicht [142].

Das Szenario Trend beschreibt ausgehend vom Jahresende 2015, wie sich die Stromerzeugung, der Stromverbrauch und die Treibhausgas-Emissionen entwickeln, bei gleichbleibender Entwicklung. Die Klimaziele werden so nicht erreicht werden. Im Szenario „Klima 2050“ wird das obere Reduktionsziel des Energiekonzepts 2011 [143] für die Treibhausgasemissionen von -95 % bis 2050 erreicht. Dies setzt praktisch eine Energieversorgung aus 100% erneuerbaren Energien voraus. Das Szenario „Klima 2040“ beschreibt eine Entwicklung, mit der das Ziel der COP 21 erreicht wird. Hier wird die Erderwärmung unter 2°C bleiben. Das Ziel ist nur erreichbar wenn die Dekarbonisierung des Energiesystems spätestens 2040 abgeschlossen ist [142].

Im Rahmen dieser Studie wird das Szenario „Klima 2050“ zugrunde gelegt. In Abbildung 29 ist die Stromverwendung im Szenario „Klima 2050“ in Stützjahren bis 2050 dargestellt. Der Einsatz von Strom zur Erzeugung von Wasserstoff „Strom für Wasserstoff“ beginnt 2020 mit 5,75 TWh/a. 2025 steigt dieser Wert auf 40,9 TWh/a. 2030 stehen 109,9 TWh/a für die Wasserstoffherzeugung zur Verfügung. 2040 beläuft sich die Strommenge auf ca. 300,3 TWh/a. 2050 erreicht die Strommenge zur Wasserstoffproduktion mit 450,5 TWh/a den größten Anteil

an der gesamten Stromverwendung. Die Werte werden aus der Grafik mithilfe eines Bildbearbeitungsprogramms bestimmt. Der mögliche Ables- bzw. Darstellungsfehler beträgt +/- 1,28 TWh/a. Für die Bestimmung des Methanisierungspotentials werden konkurrierende Wasserstoffnutzungspfade (H₂-Mobilität, Industrie, Direkteinspeisung ins Erdgasnetz, ...) nicht betrachtet. So steht theoretisch die gesamte Menge Wasserstoff zur Methanisierung zur Verfügung.

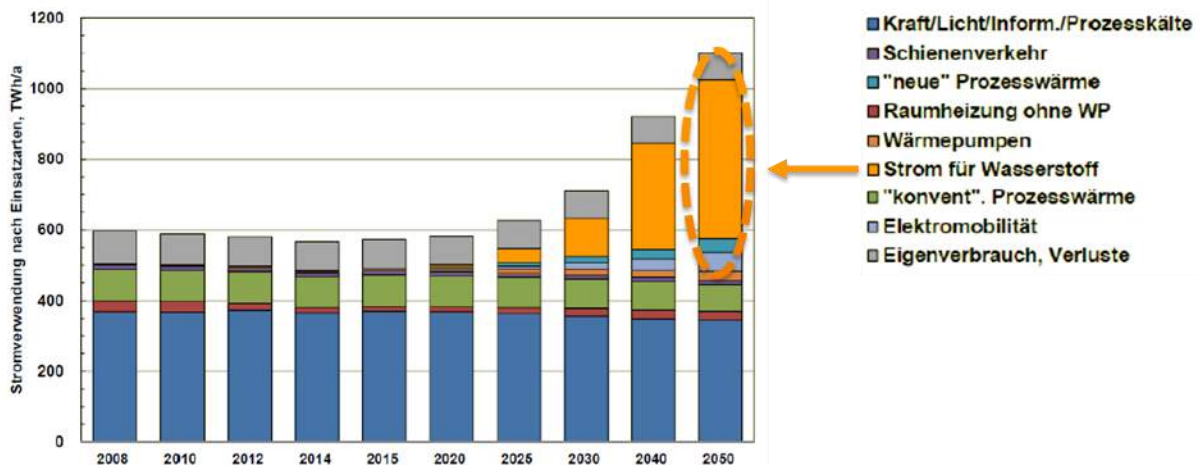


Abbildung 29: Stromverwendung nach Einsatzarten im Szenario „Klima2050“ [142]

Der Strom für Wasserstoff wird im nächsten Schritt regionalisiert, sodass alle Landkreise eine Strommenge zugeordnet bekommen. Hintergrund ist die Nutzung der Strommengen am Ort ihrer Entstehung, ohne das Stromnetz durch den Transport über weite Strecken zu belasten. Hierfür erfolgt die Aufteilung der gesamtdeutschen Strommengen für die Wasserstoffproduktion anhand der aktuell installierten Wind- und PV-Anlagen in Deutschland. Diese liegen standortgenau auf Basis des EEG-Registers vor. Hierbei liegt die vereinfachte Annahme zugrunde, dass ertragsreiche Gebiete für die Erzeugung von erneuerbarem Strom zukünftig im selben Verhältnis wachsen wie weniger günstige Regionen. Die Zunahme an EE-Strom kann u.a. durch Repowering der Bestandsanlagen untersetzt werden. Letztlich steht die Aussage, dass Regionen mit einem hohen Anteil volatiler Energieerzeugung (PV, Wind) auch tendenziell Standorte für die Produktion von Wasserstoff mittels Elektrolyse darstellen. Das Ergebnis der Regionalisierung wird in Abbildung 30 veranschaulicht. Die Entwicklung zeigt einen deutlichen Anstieg von 2030 bis 2050. Hierbei dominieren insbesondere die norddeutschen Gebiete in Schleswig-Holstein, Niedersachsen, Mecklenburg-Vorpommern und Brandenburg. Es ist festzuhalten, dass deutschlandweit Potential für die Bereitstellung von „grünen“ Wasserstoff mittels Elektrolyse unter den genannten Annahmen besteht.

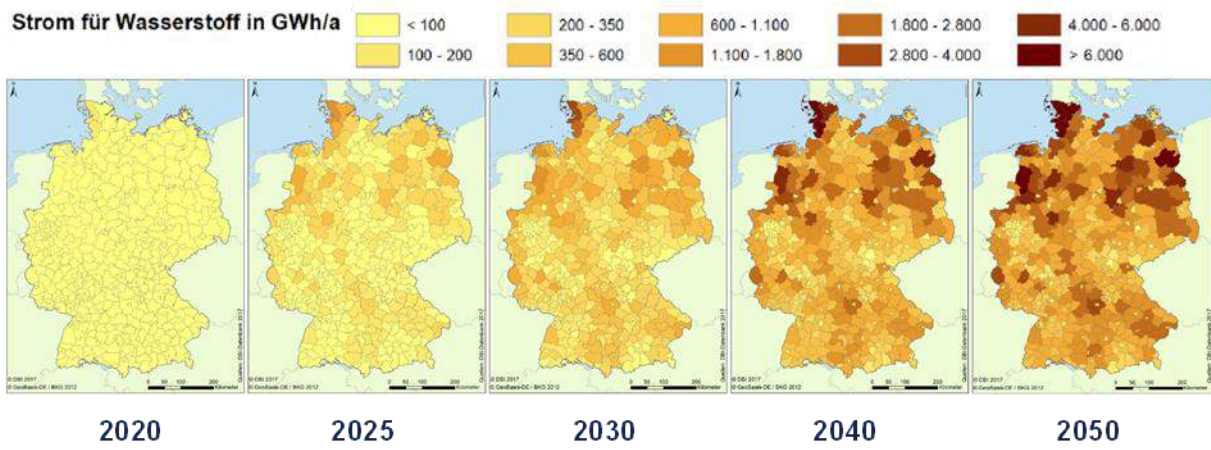


Abbildung 30: Regionale Entwicklung der Bereitstellung von Wasserstoff aus EE-Strom

5 Ermittlung des Biomethanisierungspotentials für bestehende Biogasanlagen

5.1 Methodisches Vorgehen zur Ermittlung des Biomethanisierungspotentials

Für die Bestimmung des Biomethanisierungspotentials sind mehrere Begriffe im Rahmen dieser Studie zu definieren. Zuerst ist zu klären, was unter Biomethanisierungspotential zu verstehen ist: Biomethanisierungspotential fasst die Methanmengen zusammen, welche durch die Reaktion von im Biogas enthaltenen CO_2 und Wasserstoff entstehen. Die Vorsilbe „Bio“ verdeutlicht, dass sowohl des umgesetzte CO_2 biogenen Ursprungs als auch der Wasserstoff (E-H_2) aufgrund der Elektrolyse von erneuerbarem Strom (E-Strom) regenerativ ist.

Zusätzlich zum Biomethanisierungspotential liegt bereits im Rohbiogas Methan vor, welches aufgrund der Fermentation enthalten ist. Dieses wird im Rahmen dieser Studie biogenes Methan genannt. Wird Biogas auf Erdgasqualität aufbereitet, spricht man von Biomethan. Abbildung 31 visualisiert die gemachten Begriffsdefinitionen.

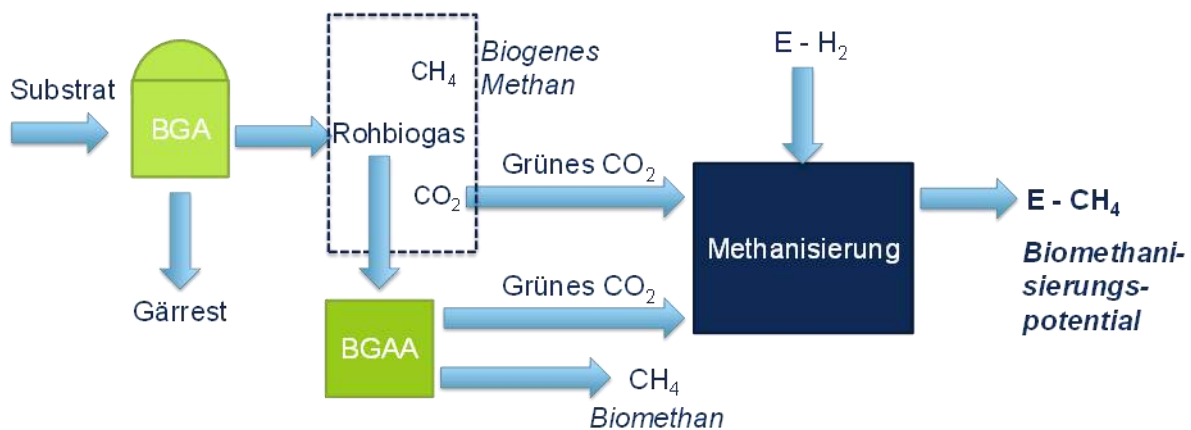


Abbildung 31: Klärung der Begrifflichkeiten anhand des Fließschemata Biomethanisierung (BGA = Biogaserzeugungsanlage / BGAA = Biogasaufbereitungsanlage)

Neben diesen wichtigen Begriffen werden im Rahmen dieser Studie weitere Definitionen erarbeitet, um einen gemeinsamen Terminus zu finden. Tabelle 10 listet die Begriffsdefinitionen auf.

Tabelle 10: Begriffsdefinitionen erneuerbare Gase

Begriff	Erläuterung
Biogas	Im Wesentlichen eine Mischung aus Methan und Kohlenstoffdioxid aus einem Fermentationsprozess
Biomethan	Methan nach der Aufbereitung von Biogas, einspeisbar ins Erdgasnetz
Biogenes Methan	Methan aus biologischen Quellen

Begriff	Erläuterung
Biomethanisierung	Reaktion von im Biogas enthaltenen CO ₂ und Wasserstoff aus der (EE-Strom-)Elektrolyse
Biomethanisierungspotential	Methanmenge, welche mittels Biomethanisierung erzeugt wird
Potential zur Errichtung von Sammelleitungen	Methanmenge, welche durch die Bündelung kleinerer Rohbiogasmengen an einen Punkt zentralisiert wird und für eine Biogasaufbereitung & -einspeisung zur Verfügung steht
Grünes Methan	Erzeugtes Methan aus biologischem Stoff
Graues Methan	Erzeugtes Methan durch Methanisierung, in der auch fossiles Kohlendioxid oder nicht erneuerbarer Strom für die Erzeugung von Wasserstoff eingesetzt wurde
Elektrogase	Gase aus Elektrolyse, z. B. Wasserstoff oder Sauerstoff
Regeneratives Methan	Es bezeichnet erneuerbares oder regeneratives Methan, das sich von selbst und innerhalb menschlicher Zeitmaßstäbe erneuert
Aufbereitetes Biogas	Biomethan nach der Aufbereitung von Rohbiogas, einspeisbar ins Erdgasnetz
EE-Methan	Künstliches Methan aus erneuerbaren Energien wie Strom und Wind (Elektrolyse mit anschließender Methanisierung)

Das Methanisierungspotential wird anlagenspezifisch ermittelt. Hierfür werden die Geo-Daten der aktuellen Biogaserzeugungs- und aufbereitungsanlagen inkl. ihrer Merkmale genutzt. Insbesondere hat die Analyse der bestehenden Anlagen (s. Kapitel 3.2) folgende Auswahlkriterien ergeben:

- Mindestanlagengröße: ≥ 250 kW installierte elektrische Nennleistung
- Mindest-CO₂-Anteil im Rohbiogas: ≥ 40 Vol.-%
- maximale Restdauer der EEG-Förderung: 5 Jahre

Anhand dieser Kriterien erfolgt die Selektion der potentiellen Biogaserzeugungsanlagen. Biogasaufbereitungsanlagen werden generell durch die CO₂-Abtrennung als potentiell geeignet für die Methanisierung angesehen. Eine Sensitivitätsanalyse hinsichtlich der Entfernung des Standortes der Biogaserzeugungsanlage zum Erdgasnetz berücksichtigt die Möglichkeit das Produktgas nach der Methanisierung in das öffentliche Erdgasnetz einzuspeisen. Das so ermittelte Ergebnis spiegelt das Szenario „Größtmögliche Nutzung des grünen CO₂“ wider (Szenario 1), bei dem eine größtmögliche Nutzung des im Biogas enthaltenen „grünen“ CO₂ angestrebt wird. Die Annahme hierbei ist, dass unabhängig vom Standort ausreichende Mengen erneuerbaren Stroms für die Elektrolyse vorliegen. Demzufolge bleibt eine stromseitige Betrachtung vorerst aus. Im Szenario 1 erfolgt die Abschätzung des Biomethanpotentials auf Basis der Biogas- und Erdgasinfrastruktur.

Das Szenario 2 „Berücksichtigung vorhandener Wasserstoffmengen aus EE-Strom“ führt dieses Ergebnis weiter, indem die Bereitstellung von Wasserstoff mittels Elektrolyse von erneuerbarem Strom, Berücksichtigung findet. Die Analyse erfolgt hierbei mit regionalisierten Strommengen zur Bereitstellung von Wasserstoff. Die Betrachtung erfolgt auf Landkreisebene. Abbildung 32 veranschaulicht die zugrunde liegende Methodik und zeigt die Zusammenhänge zwischen den beschriebenen Szenarien.

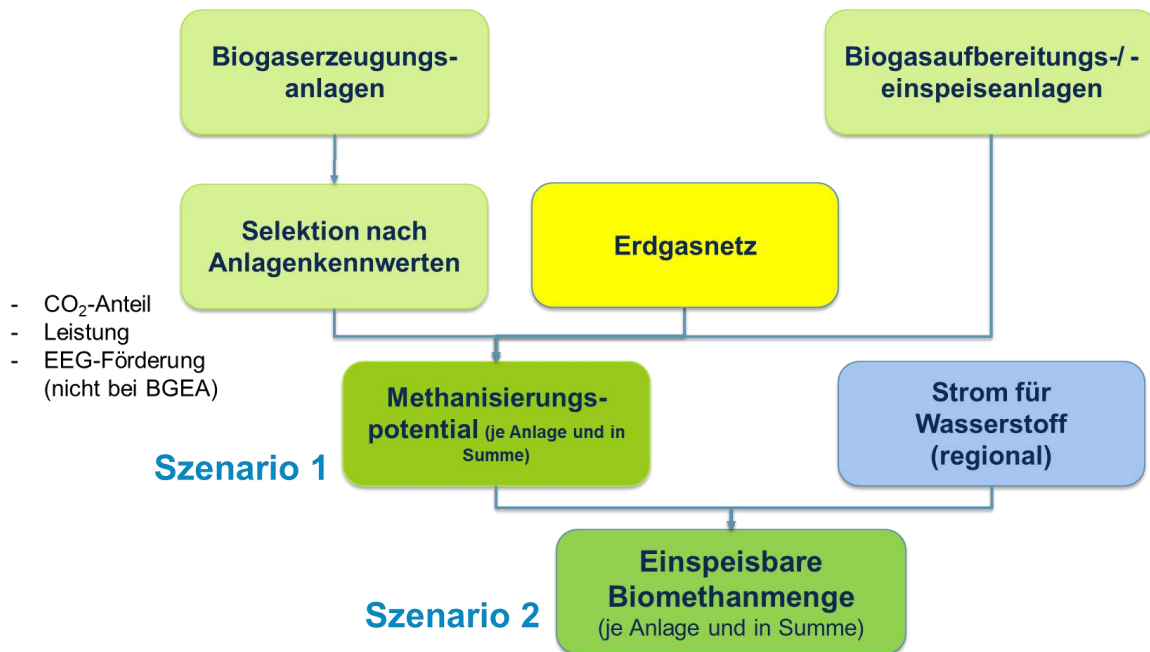


Abbildung 32: Methodik zur Ermittlung des Biomethanisierungspotentials in Deutschland

5.2 Bewertung des ermittelten Biomethanisierungspotentials

5.2.1 Analyse des Biomethanisierungspotenzials anhand von Einzelstandorten

Die Umsetzung der beschriebenen Methodik erfolgt anlagenspezifisch. Das bedeutet, dass das Biomethanisierungspotential für jeden Einzelstandort bestimmt wird und zur gesamtdeutschen bzw. regionalen Potentialermittlung aufsummiert wird. Hierfür ist im ersten Schritt die Selektion der Biogaserzeugungsanlagen anhand der definierten Kriterien notwendig. Das Ergebnis ist in Tabelle 11 dargestellt. Je Bundesland ist die Anzahl der ausgewählten Anlagen bzw. BHKW mit zeitlicher Entwicklung der EEG-Restlaufzeit zum Bezugsjahr 2017 zusammengestellt. Summiert über Deutschland beinhaltet die Tabelle auch die dazugehörige installierte elektrische Leistung und die ermittelte CO₂-Menge. Bayern und Niedersachsen weisen die meisten selektierten Anlagen gefolgt von Baden-Württemberg auf.

Tabelle 11: Anzahl an Biogasanlagen mit EEG-Restförderdauer größer 5 Jahren (installierte elektrische Leistung von mind. 250 kW (Bezugsjahr: 2017))

EEG-Restförderdauer in Jahren	≤5	≤6	≤7	≤8	≤9	≤10
Bundesland	Anzahl der Biogas-BHKW					
Baden-Württemberg	28	38	45	95	464	562
Bayern	74	90	96	226	519	775
Brandenburg	6	9	14	17	38	77
Bremen	0	0	0	1	2	2
Hessen	11	15	16	20	36	58
Mecklenburg-Vorpommern	7	13	17	24	52	107
Niedersachsen	61	81	91	141	287	510
Nordrhein-Westfalen	19	28	34	67	138	233
Rheinland-Pfalz	11	18	18	28	65	96
Saarland	0	0	0	0	0	6
Sachsen	7	10	15	16	21	36
Sachsen-Anhalt	6	8	12	18	39	71
Schleswig-Holstein	7	10	11	26	56	112
Thüringen	6	15	19	26	37	106
Hamburg	0	0	0	0	0	0
Berlin	0	0	0	0	0	0
Deutschland	243	335	388	705	1.754	2.751
inst. elektrische Leistung in MW	144	194	223	413	990	1.571
CO₂-Menge in Mio. m³ i.N./a	226	304	348	644	1.543	2.450

Die Selektion der Biogasaufbereitungsanlagen erfolgt lediglich nach dem Status in Betrieb bzw. im Bau. 218 Datensätzen, davon 11 Erweiterungen von bestehenden Anlagen und 5 sich im Bau befindliche Anlagen, gehen in die weitere Analyse ein. Die ausgewählten Biogasaufbereitungsanlagen trennen insgesamt 873 Mio. m³/a CO₂ ab.

Ein Vergleich zwischen Biogaserzeugungs- (BGA, Kreise in Abbildung 33) und Biogasaufbereitungsanlagen (BGAA, Quadrate in Abbildung 33) zeigt, dass insbesondere das kurzfristige Potential stark von Biogasaufbereitungsanlagen dominiert wird. Der Anteil von Biogasanlagen am Gesamtpotential ist 2020 gering. Im Laufe der weiteren Entwicklung ändert sich das, so dass 2040 der Anteil der BGA am CO₂-Potential das der BGAA überlagert. Die ausgewählten Anlagen für 2020 und 2025 sind in Abbildung 33 zu sehen.

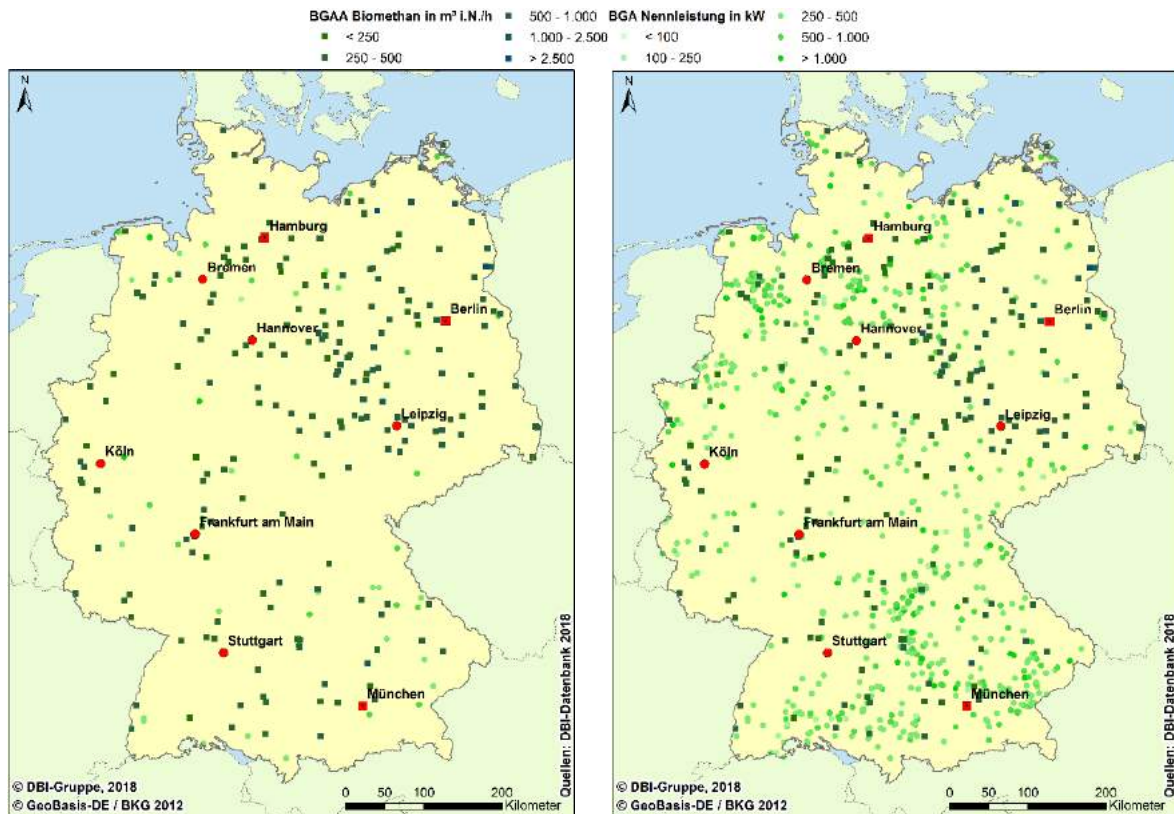


Abbildung 33: Selektierte Biogas- und Biogasaufbereitungsanlagen (links: 2020, rechts: 2025)

Die Analyse der Entfernung der Biogasanlagen zum Erdgasnetz sowie ihre geographische Lage sind für die Bewertung einer möglichen Biogaseinspeisung relevant. An dieser Stelle soll der kürzeste Abstand von den Biogasanlagen zum nächstgelegenen Erdgasnetz untersucht werden. Die Information über das Erdgasnetz liegt in Form folgender Daten vor:

- VGE Karte [144]
- Erdgasversorgungsgebiete von Lutum+Tappert [145]
- Biogasaufbereitungsanlagen (s. Kapitel 3.1)

Die VGE Karte umfasst das gesamte Hochdrucknetz und einen großen Teil des Mitteldrucknetzes der Übertragungsnetzbetreiber in Form von Linien im GIS-Format. Die zur Verfügung stehen Daten stellen ein Leitungsnetz von ca. 750.000 km dar [144].

Im Gegensatz zu den VGE-Daten handelt sich bei den Gasversorgungsgebieten des Geomarketing-Dienstleisters Lutum+Tappert (L+T) um Gebiete, in denen ein Gas-Grundversorger aktiv ist. Innerhalb dieser Gebiete ist demnach ein Erdgasnetz vorhanden. Die Gesamtfläche beträgt ca. 243.000 km² und deckt ca. 68 % Deutschlands ab [145].

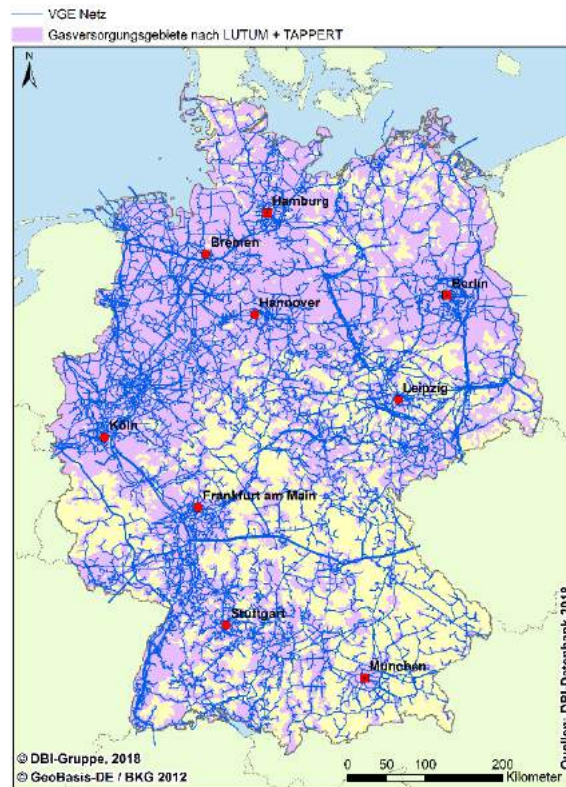


Abbildung 34: Datenbasis der Erdgasinfrastruktur in Deutschland

Abbildung 34 zeigt das deutsche Erdgasnetz und die Versorgungsgebiete basierend auf den genannten Quellen. Beide Quellen sind in sich konsistent: Am Ende einer Stichleitung ist stets ein erdgasversorgtes Gebiet ausgewiesen. Die nicht erdgasversorgten Gebiete finden sich in der Mitte und im Süden Deutschlands. Hierbei handelt es sich um ländliche Regionen mit geringen Bevölkerungsdichten. Kleine, einzelne Siedlungs- und Ortsstrukturen sind aufgrund der Kosten zur Erschließung der Gebiete teilweise nicht ans Erdgasnetz angeschlossen.

Des Weiteren können zur Lagebeschreibung des Erdgasnetzes die Biogasaufbereitungs-/ einspeiseanlagen genutzt werden. Ihr Standort ist unmittelbar in der Nähe verlaufenden Erdgasleitung verbunden.

Die Analyse der Entfernung der Biogasanlagen zum Erdgasnetz erfolgt mit Hilfe aller genannten Quellen. Für die Bestimmung des Potentials werden Anlagen ausgewählt, die sich in einem Versorgungsgebiet befinden und ihr Abstand zum Erdgasnetz und zur nächstgelegenen Biogasaufbereitungsanlage nicht größer als der zu definierende, maximale Abstand ist.

Das Vorgehen wird in Abbildung 35 illustriert. Die meisten Biogasanlagen befinden sich in einem Gasversorgungsgebiet, ist dies nicht der Fall, dann entscheidet der zu definierende, maximale Abstand, ob die Anlage bei der Potentialermittlung Berücksichtigung findet. Um den Einfluss des maximalen Abstands abzuschätzen wird eine Sensibilitätsanalyse durchgeführt.

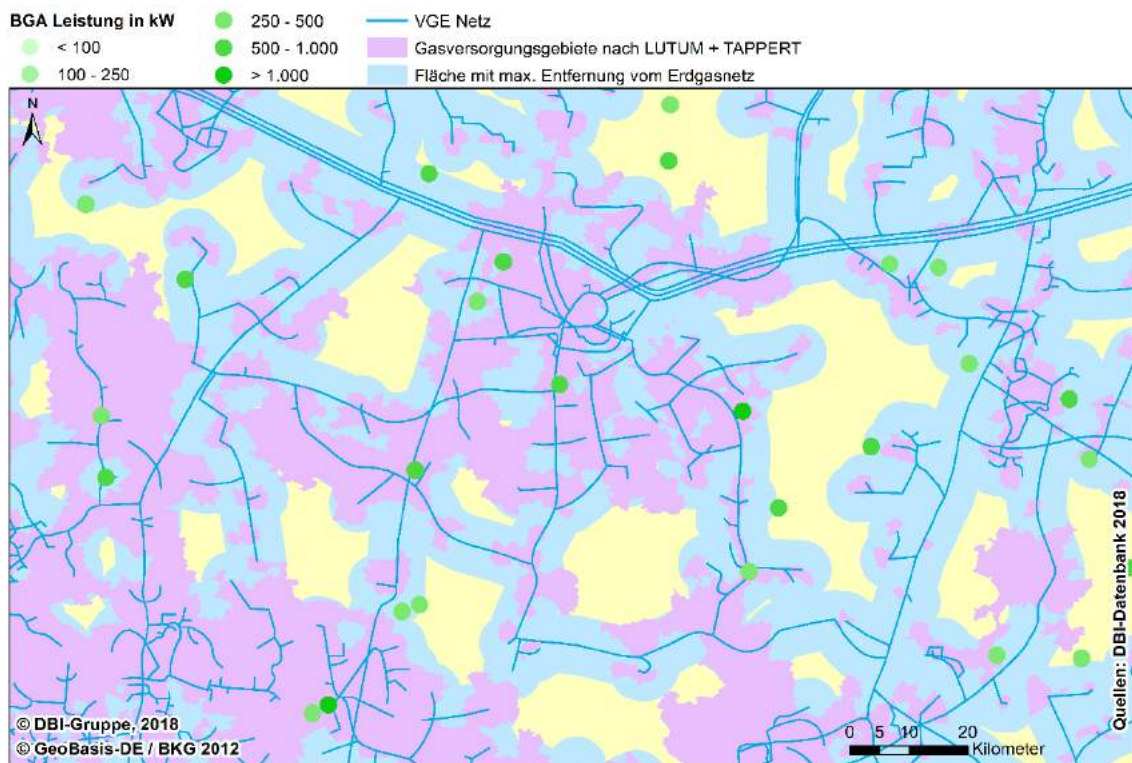


Abbildung 35: Ausschnitt der Entfernungsanalyse Biogaserzeugungsanlage - Erdgasnetz

Die Ergebnisse sind in Tabelle 12 für einen Abstand von 10 km, 5 km und 1 km sowie für die ausgewählten Anlagen zwischen 2020 und 2040 zu finden. Auf die Ergebnisse für das Jahr 2050 wird in der Tabelle verzichtet, da diese identisch zu denen von 2040 sind. Der maximale Abstand ist als Luftlinie definiert. Die Anzahl potentieller Anlagen sinkt um 15 – 20 %, wenn der maximale Abstand von 10 km auf 1 km reduziert wird. Prinzipiell zeigt die Sensitivitätsanalyse, dass nur wenige Anlagen aufgrund ihrer Lage bzw. der Entfernung zum Erdgasnetz aus der Potentialermittlung herausfallen. Für die Bestimmung des Potentials werden alle Anlagen mit einer maximalen Entfernung von 10 km zum Erdgasnetz berücksichtigt.

Tabelle 12: Anzahl der selektierten Biogasanlagen (> 250 kW; EEG-Restlaufzeit) mit einem maximalen Abstand von 1 km, 5 km und 10 km von der Erdgasinfrastruktur für die Jahre 2020 bis 2040

Jahr	2020	2025	2030	2040
maximale Abstand in km				
1 km	49	547	3.436	6.478
5 km	55	651	4.092	7.502
10 km	58	699	4.363	7.961

5.2.2 Ranking von Biogasanlagen und Regionen

Das theoretische Methanisierungspotential kann nur mithilfe der Wasserstoffmenge berechnet, die für die biologische Methanisierung zur Verfügung steht. Die Wasserstoffmenge wird aus der Strommenge berechnet, die für die Elektrolyse verwendet wird.

Im Szenario 1 "Größtmögliche Nutzung des grünen CO₂ im Biogas" wird ein maximales Methanisierungspotential berechnet, das unabhängig vom Wasserstoff bzw. Strom ist. Es wird

angenommen, dass ausreichend EE-Strom für die Methanisierung der CO₂-Mengen verfügbar ist. In Anlehnung an die Sabatier-Gleichung wird vereinfachend angenommen, dass die erzeugte Methanmenge genauso groß ist wie die Menge Kohlenstoffdioxid bei einer vollständigen Umsetzung des Wasserstoffs.

Abbildung 36 zeigt das maximale Methanisierungspotential für die Jahre 2020, 2025 und 2050. Hier wird deutlich, dass 2020 und 2025 das Biomethanisierungspotential durch die Biogasaufbereitungsanlagen dominiert wird. So ist ein kurzfristiges Potential zur Methanisierung vorrangig im Nordosten Deutschlands darstellbar. Bis 2040 ist die EEG-Restförderdauer aller Bestandsanlagen abgelaufen, so dass das Potential seinen Schwerpunkt hin zu den Biogaserzeugungsanlagen verschiebt. Das Biomethanisierungspotential 2050 beträgt 7,2 Mrd. m³ i.N./a Biomethan. Darin enthalten sind die methanisierten CO₂-Mengen aus Biogaserzeugungs- und -aufbereitungsanlagen. Berücksichtigt man das biogene Methan, welches bereits im Biogas enthalten ist, erhöht sich das Gesamtpotential auf ca. 16,5 Mrd. m³ i.N./a Biomethan.

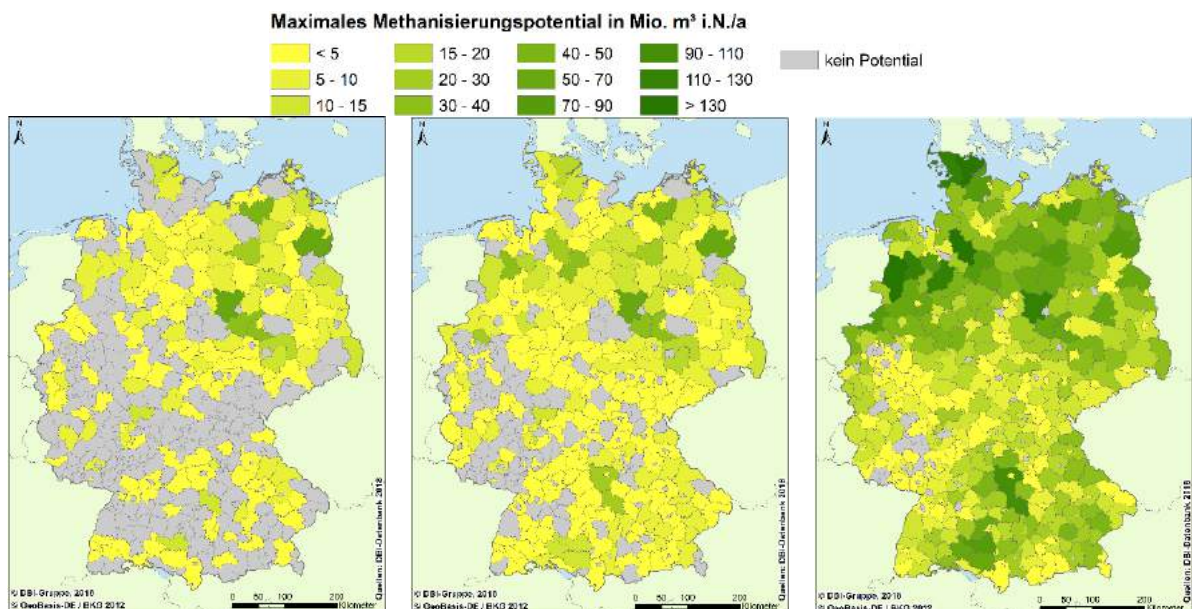


Abbildung 36: regionalisiertes Methanisierungspotential des Szenario 1 „Größtmögliche Nutzung des grünen CO₂ im Biogas“ für die Jahre 2020 (links) 2025 (Mitte) und 2050 (rechts)

2020 und 2025 ist das Methanisierungspotential im Szenario 1 in folgenden Landkreisen am größten:

- Börde (Sachsen-Anhalt)
- Uckermark (Brandenburg)
- Güstrow (Mecklenburg-Vorpommern)

In Börde beträgt das Potential 2020 aufgrund der leistungsstarken Aufbereitungsanlagen ca. 56 Mio. m³ i.N./a, in Uckermark 53 Mio. m³ i.N./a und in Güstrow 44 Mio. m³ i.N./a. Das Gesamtbild ändert sich 2025 nicht. Gleichzeitig steigt das Potential für diese drei Landkreise um 2 bis 5 Mio. m³ i.N./a. Ab 2030 gewinnen Schleswig-Holstein und Niedersachsen an Bedeutung. Das größte Potential ist in Cloppenburg (Niedersachsen) und Schleswig-Flensburg (Schleswig-Holstein) mit jeweils ca. 100 Mio. m³ i.N./a zu finden. Die Verteilung des Methanisierungspotentials 2040 und 2050 ist im Szenario 1 identisch. Es zeigt hohe Potentiale in Nord-

und Süddeutschland. Hierbei sind Regionen in Niedersachsen und Schleswig-Holstein auf der Spitze.

Die Ergebnisse des Szenario 1 werden genutzt, um den Einfluss bzw. die Entwicklung der verfügbaren Mengen von EE-Wasserstoff und deren Auswirkung auf das Biomethanisierungspotential zu untersuchen. Auf Landkreisebene werden die verfügbaren Wasserstoffmengen den grünen CO₂-Mengen gegenübergestellt und die Möglichkeiten einer Methanisierung bilanziell verglichen. Für eine vollständige Umsetzung der verfügbaren grünen CO₂-Mengen ist die 4fache Menge Wasserstoff notwendig. Abbildung 37 veranschaulicht die Regionalisierung. Beträgt das Wasserstoff-Kohlenstoffdioxid-Verhältnis größer 4, steht in einem Landkreis mehr Wasserstoff zur Verfügung als für die Methanisierung benötigt wird (blau, Abbildung 37). Ist das Verhältnis kleiner 4 herrscht „Wasserstoffmangel“ und es kann nicht das komplette CO₂ des Biogases methanisiert werden (grau, Abbildung 37). Landkreise in denen kein CO₂ aus Biogas zur Verfügung steht sind in Abbildung 37 weiß dargestellt.

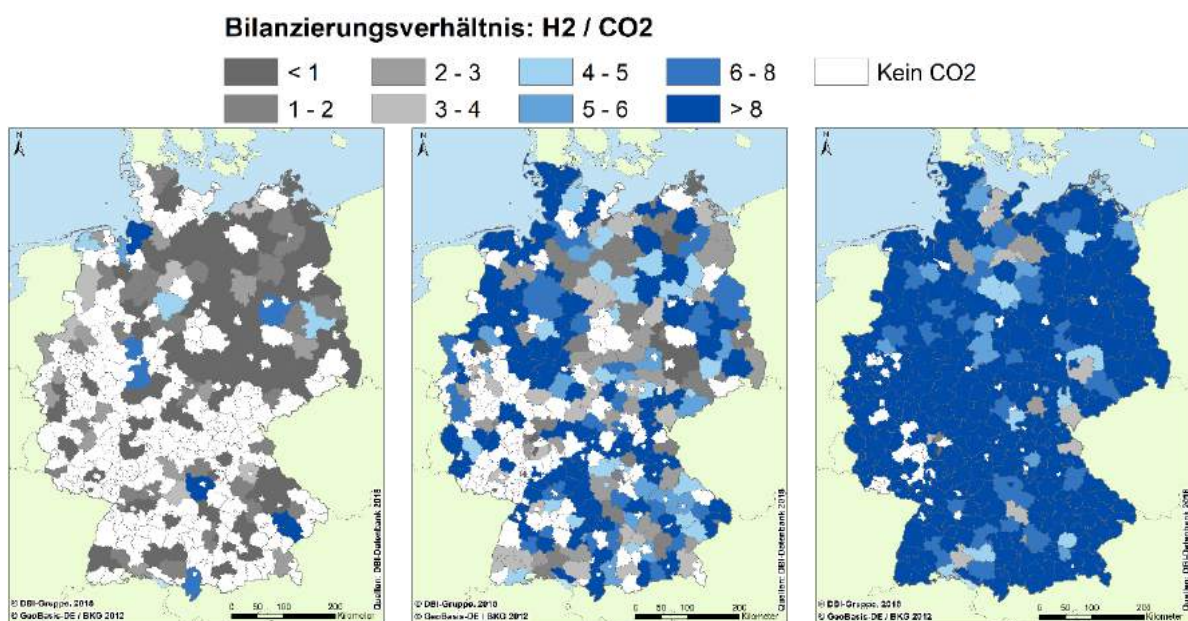


Abbildung 37: H₂/CO₂-Verhältnis für die Jahre 2020 (links), 2025 (Mitte) und 2050 (rechts) Szenario 2

Das Ergebnis der Modellierung ist das Methanisierungspotential auf Landkreisebene für die Jahre 2020, 2025, 2030, 2040 und 2050 basierend auf dem Strom für Wasserstoff. Das Methanisierungspotential 2030 – 2050 des Szenario 2 ähnelt dem Szenario 1 "Größtmögliche Nutzung des grünen CO₂ im Bogas" sehr. Allerdings reicht der EE-Strom für Wasserstoff auch in 2050 nicht in allen Landkreisen aus, um die regionale CO₂-Produktion aus Biogas komplett in Methan umzuwandeln. Davon sind 17 Landkreise betroffen, die in Abbildung 37 (rechts) grau gefärbt sind. 2020 und 2025 sind die Unterschiede zwischen den Szenarien am größten. 2020 beträgt das Methanisierungspotential aus Szenario 2 nur 170 Mio. m³ i.N./a von möglichen 930 Mio. m³ i.N./a (bei kompletter Umsetzung des verfügbaren CO₂). 2025 beträgt das gesamte Methanisierungspotential 1.029 Mio. m³ i.N./a von maximal 1.512 Mio. m³ i.N./a. 2030 steigt das Methanisierungspotential auf 3.577 Mio. m³ i.N./a und entspricht somit mehr als drei Viertel des maximal möglichen Potentials (4.687 Mio. m³ i.N./a). Im Jahr 2040 beläuft sich das Methanisierungspotential auf ca. 6.800 Mio. m³ i.N./a und stellt somit eine Nutzung von 94% des verfügbaren CO₂ dar. Damit stellt der verfügbare Wasserstoff ab 2040 einen kaum noch limitierenden Faktor für die Methanisierung dar. Da 2050 keine weitere CO₂-Quelle hinzukommt steigt das Potential nur leicht auf 7.120 Mio. m³ i.N./a bei einer Nutzung von 98%

des im diesem Jahr verfügbaren CO₂. Das Methanisierungspotential ist größer im Nord- und Süddeutschland als im Mitteldeutschland und der Unterschied wird mit der Zeit immer ausgeprägter. Dies fällt besonders auf, wenn das Potential auf die Fläche bezogen wird.

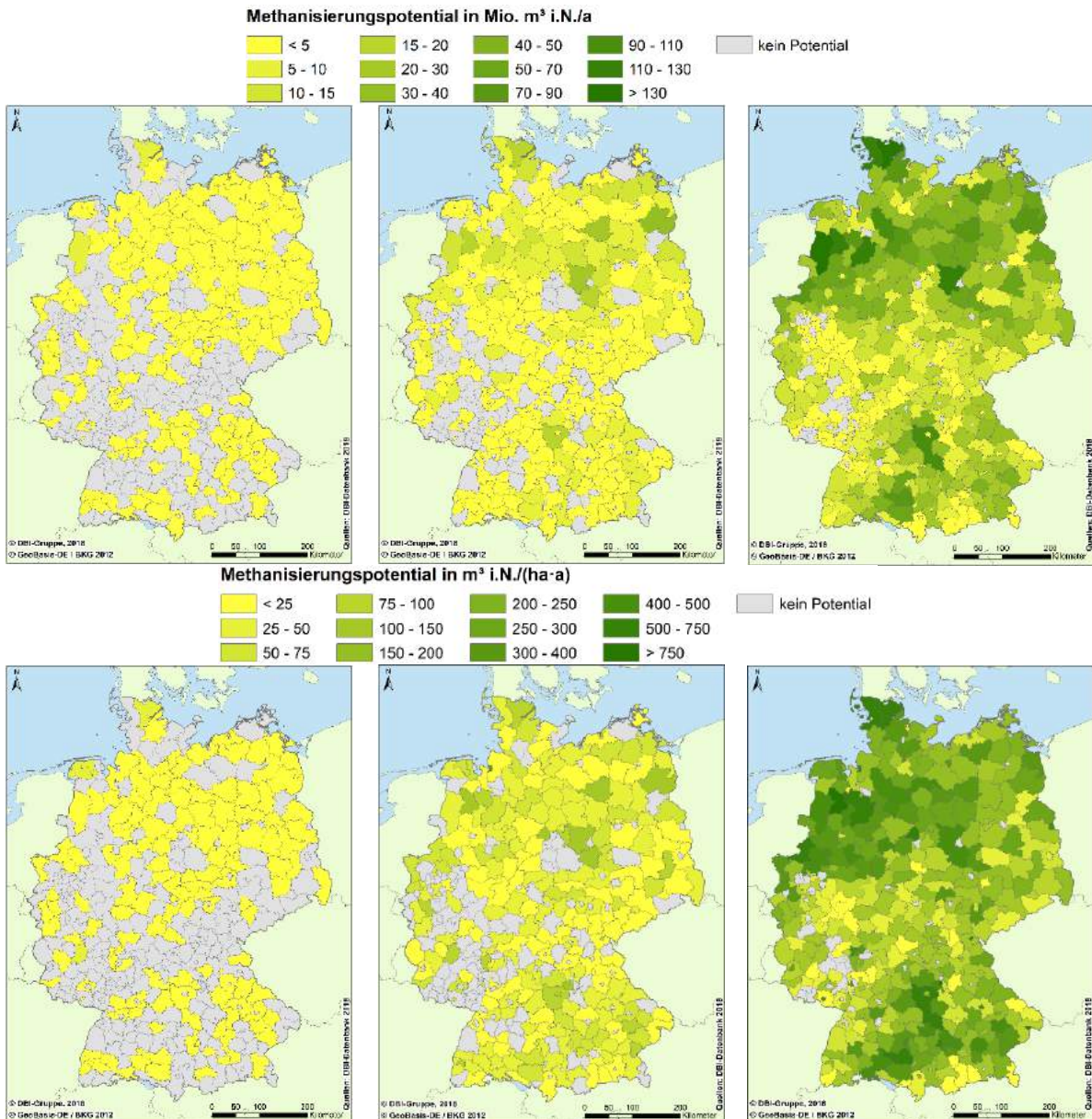


Abbildung 38: regionalisiertes Methanisierungspotential absolut (oben) und spezifisch je Hektar und Jahr (unten) des Szenario 2 „Berücksichtigung vorhandener Wasserstoffmengen aus EE-Strom“ für die Jahre 2020 (links), 2025 (mitte) und 2050 (rechts)

Im Ergebnis beträgt das Biomethanisierungspotential für beide Szenarien bis zum Jahr 2050 über 16 Mrd. m³ i.N./a. Voraussetzung für die Hebung dieses Potentials ist eine ausreichende Menge an Wasserstoff aus der Elektrolyse erneuerbaren Stroms. Tabelle 13 fasst die Ergebnisse für beide Szenarien zusammen. Hierbei werden sowohl das Methanisierungspotential als auch die Mengen biogenen Methans, die aktuell verfügbar sind, angegeben. Gleichzeitig erfolgt eine Trennung zwischen Biogaserzeugungsanlagen (BGA) und Biogasaufbereitungsanlagen (BGAA). Die zeitliche Entwicklung ergibt sich im Szenario 1 ausschließlich aus der Analyse der EEG-Restlaufzeit. Treten Biogaserzeugungsanlagen vorzeitig aus der EEG-Vergütung aus, so ist das für 2050 ausgewiesene Potential auch früher darstellbar. Im Szenario 2 fließt zusätzlich die Entwicklung verfügbarer Wasserstoffmengen ein.

Die Methanisierung kann fast eine Verdoppelung der Mengen an biogenen Methan bewirken, ohne dass zusätzliche Substrate notwendig sind. Kurzfristig, d.h. 2020, beträgt das Methanisierungspotential für Szenario 1 sogar das 1,2 fache der aktuellen Mengen biogenen Methans und Biomethans. Ursächlich ist das bereits heute verfügbare CO₂ der Biogasaufbereitungsanlagen. Ein deutlicher Anstieg des Potentials ist ab 2030 zu verzeichnen, da ab diesem Zeitraum zahlreiche Anlagen aus der EEG-Förderung herausfallen.

Tabelle 13: Entwicklung des Biomethanisierungspotentials in Mrd. m³ i.N./a für zwei Szenarien

Szenario		Anlage	2020	2025	2030	2040	2050
Szenario 1: Größtmögliche Nutzung des „grünen“ CO₂ im Biogas	Methanisierung/ E – CH ₄	BGA	0,06	0,64	3,81	6,37	6,37
		BGAA	0,87				
	Biogenes Methan	BGA	0,07	0,81	4,85	8,17	8,17
	Biomethan	BGAA	1,07				
	Summe		2,07	3,38	10,60	16,49	16,49
Szenario 2: Berücksichtigung vorhandener Wasserstoffmengen aus EE-Strom	Methanisierung/ E – CH ₄	BGA	0,02	0,40	2,76	5,94	6,25
		BGAA	0,15	0,63	0,81	0,87	0,87
	Biogenes Methan	BGA	0,07	0,81	4,85	8,17	8,17
	Biomethan	BGAA	1,07				
	Summe		1,31	2,90	9,49	16,05	16,36
BGA – Biogaserzeugungsanlage BGAA – Biogasaufbereitungsanlage							

6 Ermittlung des Potentials zur Errichtung von Biogassammelleitungen

6.1 Methodisches Vorgehen zur Ermittlung des Potentials zur Errichtung von Biogassammelleitungen

Zur Ermittlung des Potentials hinsichtlich der Errichtung von Biogassammelleitungen werden die Ausgangsdaten aus Kapitel 3.1 verwendet. Die Ergebnisse der Bestimmung des Biomethanisierungspotentials bleiben vorerst unberücksichtigt. Es erfolgt eine davon unabhängige Analyse der Standorte hinsichtlich einer leitungsgebundenen Verschaltung. Eine Kombination der Potentiale erfolgt in Kapitel 7.1.

Mit dem Potential zur Errichtung von Sammelleitungen ist eine Bündelung von Rohbiogas für eine zentrale Aufbereitung und Einspeisung ins Erdgasnetz (ohne Methanisierung) gemeint. Abbildung 39 illustriert die genannte Definition schematisch und skizziert das methodische Vorgehen. Die Sammelleitung transportiert Biogas von mehreren Biogasanlagen zu einem zentralen Punkt, um die so generierten höheren Volumenströme aufzubereiten und ins Erdgasnetz einzuspeisen. Auf diese Weise werden die spezifischen Kosten für die Aufbereitung und Einspeisung gesenkt.

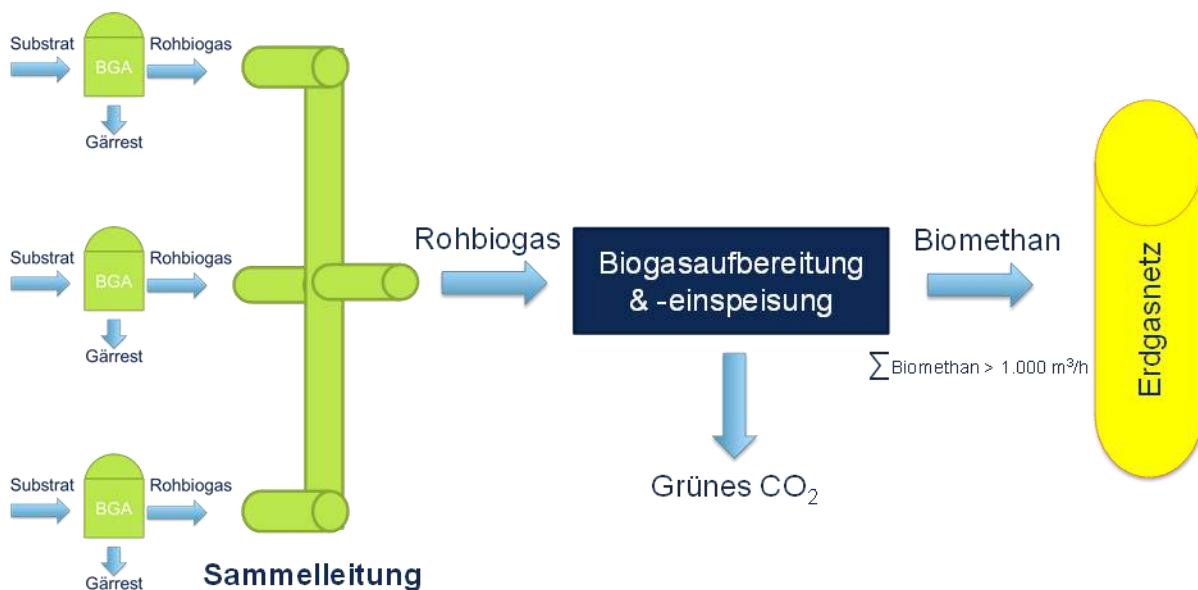


Abbildung 39: Schema Biogassammelleitung

Die räumliche Analyse der Bestandsanlagen zur Biogaserzeugung dient der Ermittlung des Potentials zur Errichtung von Sammelleitungen. Als erstes werden alle BHKW Standorte innerhalb eines maximalen Umkreises zusammengefasst. Dadurch werden Biogasanlagen mit mehreren BHKW als ein Datensatz abgebildet. Im Ergebnis einer Auswertung mehrerer Satellitenbilder wurde dieser maximale Umkreis auf 150 m festgelegt. Die Anzahl der Datensätze reduziert sich von 11.063 (vgl. Tabelle 9) auf 9.423. Produktionsmengen der zusammengefassten Datensätze werden addiert und der Standort gemittelt.

Für die Bestimmung naheliegender Biogasanlagen erfolgt ein Zusammenschluss (Clustering) dieser Anlagen in einem maximalen Umkreis von 5 km [146]. Die maximale Entfernung leitet

aus dem DVGW-Projekt „Sammelleitungen von Rohbiogas für eine zentrale Aufbereitung zur Einspeisung in Erdgasnetze“ ab. Hierbei soll größeren Anlagen ein größeres Einzugsgebiet in Form eines Puffers um den Standort als kleineren Anlagen zugesprochen werden. Die Modellierung erfolgt anhand der erzeugten Energiemenge je Anlage und einer Energiebelegung. Letztere gibt an, welche Energiemengen pro Meter wirtschaftlich transportiert werden kann. Die Bestimmung einer typischen Energiebelegung erfolgt auf Basis bestehender Biogasleitungen [147, 148]. Es zeigt sich eine Bandbreite von 1.844 bis 2.376 kWh/a*m. Für die weitere Modellierung wird die Energiebelegung (E_{Bel}) mit 2.000 kWh/a*m angenommen. Die Energiebelegung ist als Quotient der transportierten Energiemenge und der Entfernung definiert. Da die definierte Energiebelegung auf Realdaten und somit auf realen Leitungsverläufen beruht, ist die Entfernung per Luftlinie abzuschätzen. Ein realer Weg beträgt etwa das 1,5 fache der Luftlinie [104]. Gleichzeitig stellt bei der Pufferung um die Biogasanlagen zur Abbildung eines Einzugsgebietes die Berührung zweier Puffer einen Extremfall dar. Die Entfernung zwischen den Anlagen ist der doppelte Pufferradius. Unter Berücksichtigung aller genannten Faktoren ergibt sich folgende Formel für die Abschätzung des Pufferradius r_{Puffer} aus der Energiemenge des Biogases E_{BG} :

$$r_{Puffer} = \frac{E_{BG}}{E_{Bel} \cdot 1,5 \cdot 2} \quad \text{Gleichung 17}$$

Die so gebildeten Puffer überlagern sich teilweise und bilden Cluster. Ein Cluster repräsentiert eine Biogassammelleitung mit mehreren Biogasanlagen. Anlagen außerhalb der Cluster entfallen aus der weiteren Analyse. Innerhalb der gebildeten Cluster werden die Biogaserzeugungsmengen aufsummiert und bewertet. Beträgt der Anteil biogenen Methans mindestens 1.000 m³ i.N./h, das entspricht einer Biogasproduktion von > 550 m³ i.N./h, fließen die zugrunde liegenden Anlagen in das Potential ein. Geclusterte Anlagen mit weniger als 1.000 m³ i.N./h entfallen aufgrund der steigenden spezifischen Kosten der Biogasaufbereitung und -einpeisung bei geringen Volumenströmen. Infolge der stufenweisen Selektion verringert sich die Anzahl potentieller Anlagen. Das beschriebene Vorgehen ist in Abbildung 40 dargestellt.

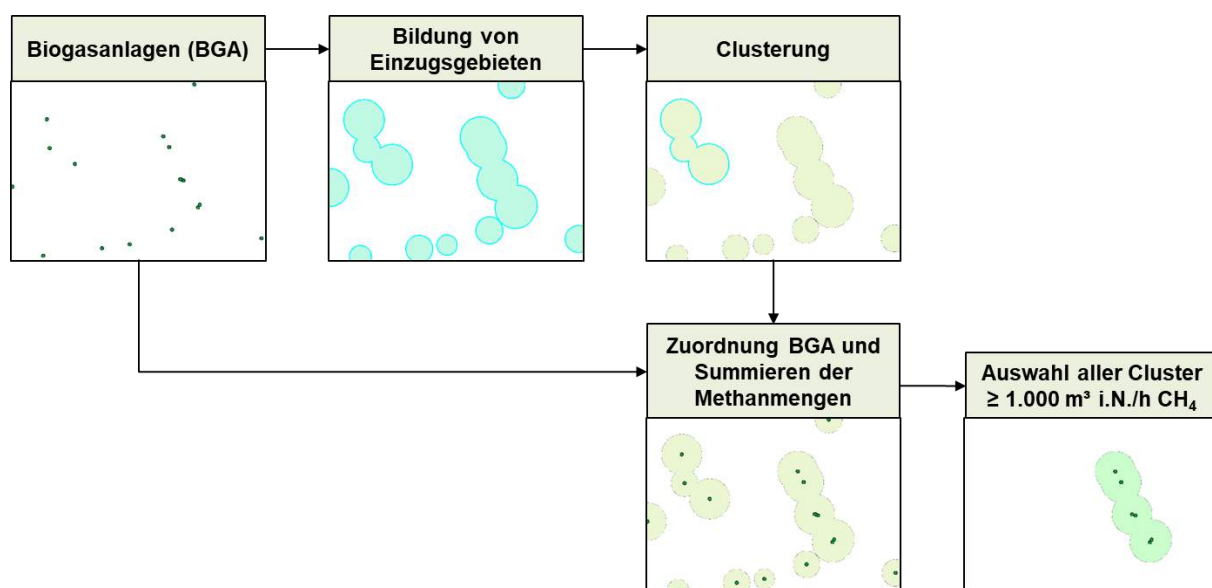


Abbildung 40: Schema der GIS-gestützten Clusterbildung der Biogaserzeugungsanlagen

Letztlich erfolgt eine Analyse der Entfernung der identifizierten Cluster zum Erdgasnetz analog zum Biomethanisierungspotential (vgl. Kapitel 5.2.1). Cluster, die über 10 km [146] vom Erdgasnetz entfernt sind, finden keine Berücksichtigung bei der Potentialermittlung. Die standortgenaue Analyse ermöglicht eine regional differenzierte Bewertung des Potentials zur Errichtung von Sammelleitungen. Des Weiteren ist eine Modellierung des Leitungsverlaufes zwischen den Biogaserzeugungsanlagen hin zum Einspeisepunkt möglich.

6.2 Bewertung des ermittelten Potentials zur Errichtung von Biogassammelleitungen

Die in Kapitel 6.1 beschriebene Methode wird mit der vorhandenen Datenbasis umgesetzt. Unter Berücksichtigung aller Kriterien können 156 Cluster in Deutschland identifiziert werden. Ein Cluster repräsentiert eine Biogassammelleitung mit mehreren Biogasanlagen. Innerhalb der Cluster befinden sich 2.062 Biogasanlagen, die jährlich 2,56 Mrd. m³ i.N. biogenes Methan erzeugen.

Eine Sensitivitätsanalyse der Entfernung der Cluster zum Erdgasnetz erfolgt für drei verschiedene Maximalentfernungen: 1 km, 5 km und 10 km. Eine Verringerung der maximalen Entfernung hat eine Reduzierung potentieller Anlagen zur Folge. Der Rückgang beträgt weniger als 10 %, sodass der Einfluss der Lage zum Erdgasnetz auf das Potential zur Errichtung von Biogassammelleitungen mit dem Ziel der Biogasaufbereitung und -einspeisung als gering eingeschätzt werden kann. Tabelle 14 fasst die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse zusammen.

Tabelle 14: Einfluss der maximalen Entfernung zum Erdgasnetz auf das Einspeisepotential basierend auf Biogassammelleitungen

maximale Entfernung zum Erdgasnetz in km	Anzahl modellierter Cluster	Anzahl Biogaserzeugungsanlagen	Einspeisepotential in Mio. m ³ i.N./a
10	156	2.062	2.563
5	154	2.041	2.533
1	138	1.900	2.355

Die Auswertung des Potentials zur Errichtung von Sammelleitungen nach Regionen zeigt deutliche Unterschiede. Abbildung 41 zeigt das Potential zur Errichtung von Sammelleitungen auf Landkreisebene. Große Teile Deutschlands weisen kein Potential auf. Große Potentiale finden sich in Schleswig-Holstein, Niedersachsen und Bayern. Ursächlich ist die hohe Anlagendichte in diesen Regionen. Weitere Potentiale finden sich in den übrigen süddeutschen und norddeutschen Gebieten. Vereinzelt weisen Landkreise in der Mitte Deutschlands Potentiale auf.

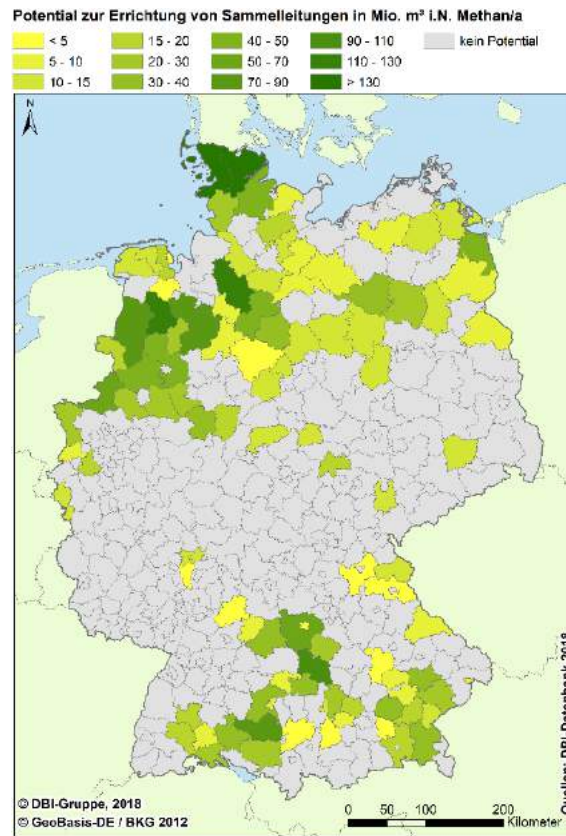


Abbildung 41: regionalisiertes Einspeisepotential zur Errichtung von Sammelleitungen

7 Technologische Gesamtbewertung

7.1 Ermittlung des Gesamtpotenzials an einspeisbarem Biomethan

In den Kapiteln 5 und 6 wird getrennt voneinander das Biomethanisierungspotential und das Potential zur Errichtung von Sammelleitungen in Deutschland bestimmt. Beide Potentiale bzw. Wertschöpfungsketten haben Einfluss aufeinander. So kann das methanisierte Biogas auch mittels Sammelleitungen zum Einspeisepunkt transportiert werden.

Die Zusammenführung beider Potentiale kann dabei nicht als Summation beider Gesamtpotentiale erfolgen, sondern muss einzeln anlagenspezifisch durchgeführt werden. Die Ermittlung des Gesamtpotenzials fasst folgende Potentiale zusammen:

- A) Potential zur Errichtung von Biogassammelleitungen
- B) Biomethanisierungspotential

Zusätzlich zur Bündelung der aktuellen Biogasmengen wird eine Methanisierung des grünen CO₂ berücksichtigt. Dem Potential zur Errichtung von Biogassammelleitungen liegt eine Analyse der identifizierten Gebiete (Cluster) sowie die darin verorteten Biogasanlagen zugrunde. Auch das Biomethanisierungspotential berücksichtigt Bestandsanlagen. Für die Ermittlung des Gesamtpotenzials wird das weniger restriktive Szenario 1 „Größtmögliche Nutzung des grünen CO₂ im Biogas“ mit den Mengen des Jahres 2050 genutzt.

Die anlagenspezifische Analyse trennt das Biomethanisierungspotential sowohl in biogenes Methan als auch Methanisierung auf. Gleichzeitig werden Biogaserzeugungsanlagen und Biogasaufbereitungsanlagen getrennt voneinander betrachtet. Die Kombination mit dem Potential zur Errichtung von Sammelleitungen erfolgt ausschließlich mit den Biogaserzeugungsanlagen. Es eröffnen sich drei Möglichkeiten:

- Methanisierung und Sammelleitung
- Methanisierung ohne Sammelleitung
- Sammelleitung ohne Methanisierung

Anlagen, die sowohl Potential für eine Methanisierung als auch zur Errichtung einer Biogassammelleitung aufweisen, führen dazu, dass sich die einzelnen Potentiale nicht einfach addieren. Neben den genannten Möglichkeiten fließt das Biomethanisierungspotential, welches von den Biogasaufbereitungsanlagen dargestellt wird, in das Gesamtpotential ein. Abbildung 42 fasst das Vorgehen und die einzelnen Potentialwerte zusammen.

Im Ergebnis erhöht sich das Gesamtpotential 2050 auf 16,7 Mrd. m³ i.N./a Biomethan. Die regionale Verteilung wird vorrangig vom Biomethanisierungspotential geprägt. Abbildung 43 zeigt das Gesamtpotential 2050 auf Landkreisebene. Es finden sich Schwerpunkte in Norddeutschland und Teilen Süddeutschlands (Reg.-bezirk Tübingen, Nord-Schwaben, Teile Nieder-/ Oberbayerns).

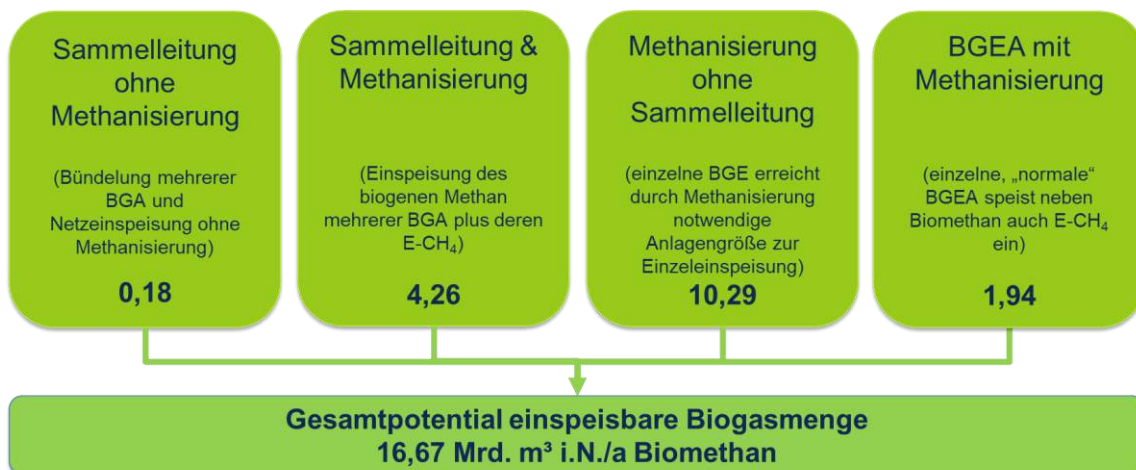


Abbildung 42: Schema zur Bestimmung des Gesamtpotentials in Mrd. m³ i.N./a Biomethan



Abbildung 43: regionalisiertes Gesamtpotential 2050

7.2 Kostenbetrachtung der Verfahrenspfade

Eine Kostenanalyse der Wertschöpfungskette zur Erzeugung von EE-Methan, welche die biologische Methanisierung beinhaltet, ist das Hauptziel dieses Abschnitts. Basierend auf der in den vorherigen Abschnitten durchgeführten Analyse zur Verteilung der Größe von Biogasanlagen in Betrieb werden charakteristische Kapazitäten ausgewählt, um eine Kostenabschätzung durchzuführen, die den aktuellen Stand der PtG-Technologie widerspiegelt. Alternativen wie eine vollständige Methanisierung des verfügbaren CO₂ aus Biogasanlagen durch Wasserstoffspeicherung und deren wirtschaftliche Folgen werden ebenfalls berücksichtigt.

Die Clusterung von Biogasanlagen, d. h. die Gruppierung von Anlagen, aus denen Biogas zentralisiert gesammelt und anschließend methanisiert werden kann, ist einer der innovativsten Aspekte dieser Studie. Die Analyse der Gestehungskosten dieser Alternative erfolgt im Kontext des aktuellen Marktes von regenerativem Methan und der mittelfristigen Entwicklung der Technologie.

7.2.1 Einleitung - Verteilung der Kapazitäten der PtG-Anlage gekoppelt an eine einzige Biogasanlage

Abbildung 21 zeigt die Verteilung der Leistungen von Biogasanlagen in Deutschland. Die Ergebnisse zeigen, dass fast 25 % der sich in Betrieb befindlichen Anlagen über Kapazitäten von 100-250 kW, 35 % über Kapazitäten von 250-500 kW und ca. 23 % über Kapazitäten von 500-700 kW (bezogen auf BHKW-elektrische Leistung) verfügen. Biogasanlagen mit einer Leistung von mehr als 1 MW machen etwa 5 % der gesamten Anlagen aus. Tabelle 15 zeigt die entsprechenden Werte in Bezug auf die thermische Leistung der Biogasanlage, den Volumenstrom von Biogas, und die Nennleistung des Elektrolyseurs der PtG-Anlage gekoppelt mit einer entsprechenden Biogasanlage.

Tabelle 15: Klassifizierung Biogaserzeugungsanlagen nach Leistungsklassen

Biogasanlagekapazität in Bezug auf BHKW-elektrische Leistung in kW	Biogasanlagekapazität in Bezug auf thermische Leistung in kW^(*)	Biogasanlagekapazität in Bezug auf Rohbiogas in m³/h^(*)	PtG-Anlagekapazität in Bezug auf Elektrolyseur-Leistung in kW^(*)
100 - 250	270 - 640	50 - 120	400 - 900
250 - 500	640 - 1.250	120 - 230	900 – 1.800
500 - 750	1.250 - 1.800	230 - 340	1.800 - 2.600
750 - 1.000	1.800 - 2.400	450 - 880	2.600 – 3.400
>1.000	2.400	880	3.400

^(*) CO₂-Gehalte im Rohbiogas = 46 % (v/v), Energieaufwand Elektrolyseur = 4,2 kWh/m³ Wasserstoff, CH₄-Heizwert = 9,94 kWh/m³. Wirkungsgrad der BHKW wird mithilfe der Korrelation von [149] abgeschätzt; alles gerundete Werte.

Bei 85 % der Anlagen schwankt die Größe zwischen ca. 100 kW und 1 MW bezogen auf die BHKW-elektrische Leistung, was bedeutet, dass die entsprechenden PtG-Anlagen, welche an diese Biogasanlagen gekoppelt sind, Kapazitäten zwischen rund 400 kW und rund 3,4 MW aufweisen müssten, bezogen auf die Elektrolyseur-Anschlussleistung.

Obwohl es derzeit nur Pilotanlagen zur *ex-situ* biologischen Methanisierung mit einer maximalen Kapazität von 1 MW gibt, wird erwartet, dass die Technologie auf Kapazitäten von mindestens 10 MW (bezogen auf die elektrische Leistung) skalierbar ist, d. h. geeignet für die Größe der derzeit in Betrieb befindlichen Biogasanlagen [150]. Ausgehend von der erwarteten Entwicklung der Technologie in den kommenden Jahrzehnten wird die Arbeitshypothese angenommen, dass die *ex-situ*-Methanisierung für jede der bestehenden Biogasanlagen eine geeignete Technologie darstellt.

7.2.2 Charakteristika einer PtG-Anlage

Die Analyse zur Verteilung der Größen in den Biogasanlagen zeigt, dass die meisten Biogasanlagen eine geringe Kapazität haben; d. h. es sind kleine Anlagen in Bezug auf die CO₂-Menge, die sie für die Methanisierung bereitstellen können. In Ausnahmefällen gibt es Anlagen mit einer Leistung von mehr als 1 MW (bezogen auf BHKW elektrische Leistung). Diese grundlegenden Bedingungen ermöglichen es, eine charakteristische Wertschöpfungskette mit folgenden Hauptmerkmalen vorzuschlagen:

- Die *ex-situ* biologische Methanisierung von Biogas als Eduktgas ist technisch gesehen sowohl in kleinen als auch großen Biogasanlagen möglich.
- Das Methan aus dem Methanisierungsreaktor hat einen CO₂-Gehalt von mehr als 95 %. Auf diese Weise kann es nach Konditionierung und Anpassung seiner Eigenschaften direkt in das bestehende Erdgasnetz eingespeist werden.
- Die komplette Methanisierung ist durch die Installation und den Betrieb eines Hochdruckgasbehälters technisch gesehen möglich. Die Anforderungen zur Speicherung in Bezug auf Kapazität und Dauer können mit herkömmlichen kommerziellen Systemen (die derzeit auf dem Markt verfügbar sind) gedeckt werden.
- Die Methanisierungsanlage wird an das Stromnetz in der Umgebung der Biogasanlage angeschlossen und bezieht somit Strom zum Marktpreis. Dieser Strompreis enthält weder eine EEG-Umlage noch ein Netzentgelt oder eine Stromsteuer.
- Der Elektrolyseur ist in der Lage, schnell zu reagieren (beim Ein- und Ausschalten) und auf Preisschwankungen im Stromnetz dynamisch zu reagieren. Es ist anzunehmen, dass wirtschaftliche Kriterien das Ein- und Ausschalten des Elektrolyseurs bestimmen.
- Zur Vereinfachung der Analyse wird davon ausgegangen, dass keine energetische Integration innerhalb der Anlage stattfindet. Die zur Verfügung stehende Abwärme aus dem Elektrolyseur (entweder ALE oder PEM – mit relativ niedrigen Betriebstemperaturen) rechtfertigt keine Änderung des Prozesses oder zusätzliche Investitionen.
- Abbildung 44 zeigt schematisch die zu analysierende Wertschöpfungskette. Es handelt sich also um einen *ex-situ* biologischen Methanisierungsprozess (Methanisierung in einem separaten Reaktor).

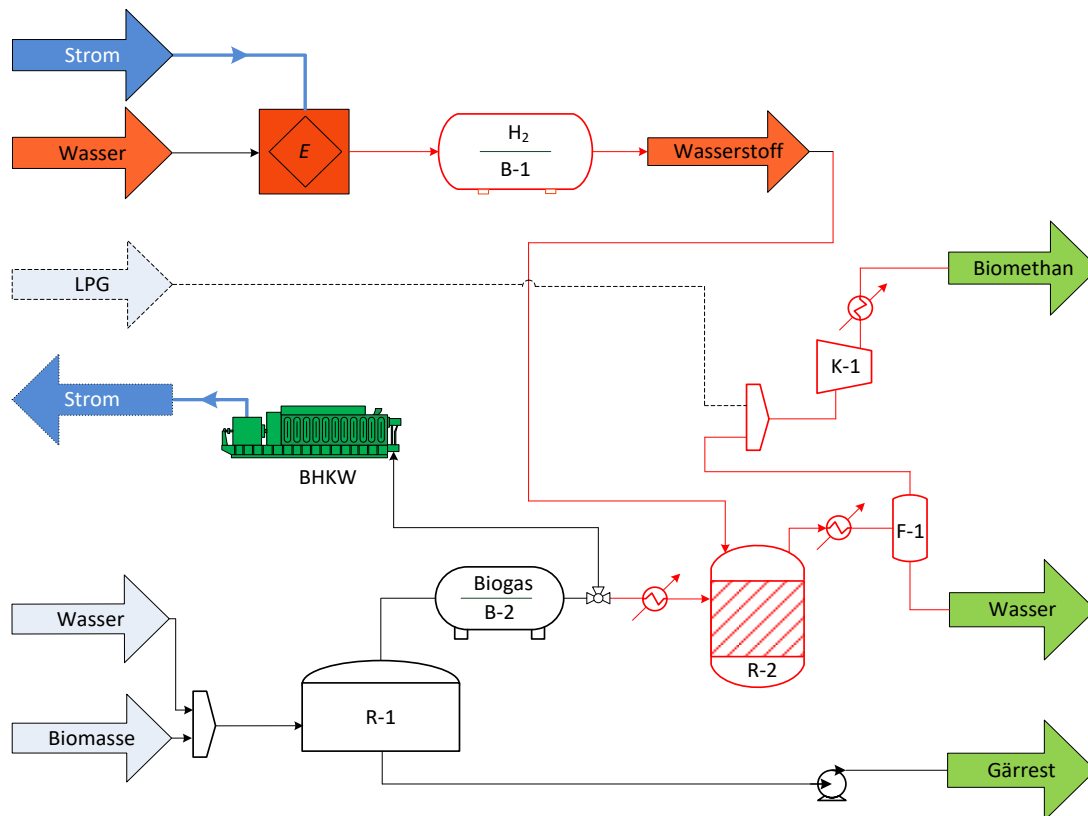


Abbildung 44: Schematische Darstellung einer Wertschöpfungskette zur Erzeugung von EE-Methan durch ex-situ biologische Methanisierung. E: Elektrolyseur, BHKW: Blockheizkraftwerk, R-1: Fermenter, R-2: Methanisierungsreaktor; B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, K-1: Verdichter

Wie schon in Abschnitt S. 2.1.4 dargestellt, sind die Grundoperationen des Prozesses der Fermenter (R-1), die BHKW-Anlage, der Elektrolyseur (E) und der Methanisierungsreaktor (R-2). Die Anlage kann mit oder ohne Wasserstoffspeicherung betrieben werden, was eine komplette oder nur teilweise Methanisierung der CO_2 -Menge aus dem Fermenter (R-1) zur Folge hat.

Für die Berechnung der Gestehungskosten werden zwei charakteristische Biogasanlagen betrachtet. Die erste mit einer installierten Leistung (Kapazität) von 130 kW bezogen auf BHKW-Leistung, was rund 500 kW eines Elektrolyseurs entspricht, und die zweite mit 2 MW bezogen auf BHKW-Leistung, was rund 7 MW eines Elektrolyseurs entspricht. Die erste Biogasanlage wird als kleine Anlage bezeichnet und die zweite als große Anlage. Die Kapazitäten dieser beiden Anlagen markieren die Ober- und Untergrenze, zwischen denen sich etwa 95 % der derzeit in Betrieb befindlichen Biogasanlagen bewegen.

7.2.3 Art der Methanisierung – Teilweise und komplette Methanisierung von CO_2

Aus betrieblicher Sicht bietet eine Biogasanlage eine Verfügbarkeit von 95 % [82]. Deshalb steht das Kohlenstoffdioxid aus der Vergärung auch 95 % für die Zeit der Methanisierung zur Verfügung. Im Gegensatz dazu hat ein Elektrolyseur eine wesentlich geringere Verfügbarkeit, die in Abhängigkeit der spezifischen Betriebsbedingungen zwischen 4.000 und 7.000 h/a liegt. Deshalb kann die gesamte Menge an Kohlenstoffdioxid nicht umgewandelt werden, wenn eine PtG-Anlage nur unter Berücksichtigung der stöchiometrischen Bilanz konzipiert wird.

Eine Zwischenspeicherung von Wasserstoff kann eine Methanisierung der gesamten CO₂-Menge ermöglichen. Jedoch werden eventuell die Gestehungskosten steigen, da die zusätzliche Investition nicht durch eine höhere Erzeugung ausgeglichen wird. Die Möglichkeiten der Wasserstoffspeicherung wurden in Abschnitt 4.1.2 diskutiert. Wie bereits erwähnt, liegen die Kosten für die Wasserstoffspeicherung in Hochdruckspeichern bei etwa 1-2 ct€/kWh, auch wenn sie stark von der Speicherkapazität abhängen.

Unter diesen Gesichtspunkten ist es möglich, zwei Betriebsarten einer an eine Biogasanlage gekoppelten PtG-Anlage zu bestimmen. Die erste Betriebsart entspricht einer **teilweisen Methanisierung**. Dabei wird die CO₂-Menge aus einer Biogasanlage umgewandelt, solange Wasserstoff aus dem Elektrolyseur unter minimalem Kostenaufwand zur Verfügung steht. Ein Teil der CO₂-Menge kann deshalb nicht methanisiert werden und wird somit in die Atmosphäre freigesetzt. Die zweite Betriebsart entspricht einer **kompletten Methanisierung**. Mittels der Speicherung von Wasserstoff kann dabei die komplette CO₂-Menge aus einer Biogasanlage umgewandelt werden.

7.2.4 Zusammenstellung der relevanten Daten

Zur Abschätzung der Gestehungskosten werden die techno-ökonomischen Parameter des Prozesses selbst sowie die Parameter seiner Rahmenbedingungen benötigt. In den folgenden Abschnitten werden die notwendigen Informationen für die spätere Berechnung von CAPEX und OPEX dargestellt. Die Informationen wurden systematisiert, damit sie so direkt wie möglich verwendet werden können. Da die Originalquellen für unterschiedliche Jahre und in vielen Fällen unter Auslassung für die Interpretation notwendigen Informationen zu Daten in verschiedenen Einheiten liefern, wurden die in den Berechnungen getroffenen Annahmen so transparent wie möglich angegeben.

7.2.4.1 Strompreise

Zur Berechnung der Betriebskosten in Bezug auf den Stromverbrauch wird ein Jahresprofil des Day-ahead Strompreises herangezogen. Dieser variiert je nach den Bedingungen des Marktes (Angebot und Nachfrage) und weist daher am selben Tag große Unterschiede auf.

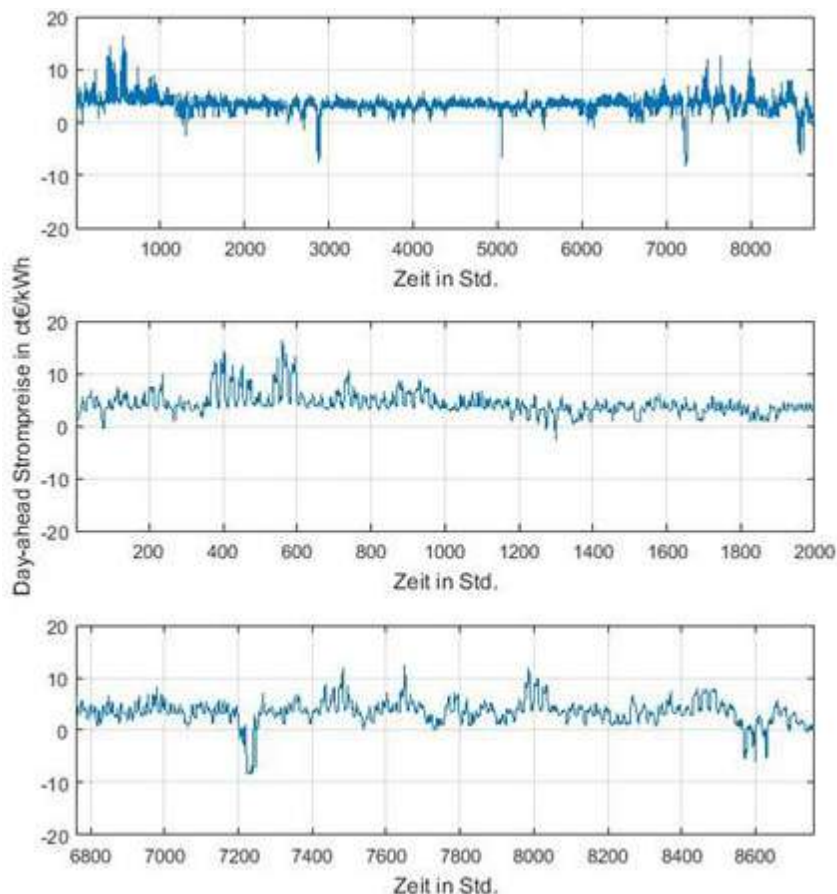


Abbildung 45: Day-Ahead-Strompreisprofile für das Jahr 2017 für das ganze Jahr (8.760 h/a, oben), Anfang des Jahres (von 0 bis zu 2.000 h, Mitte) und am Ende des Jahres (von 6.800 h bis 8.760 h, unten) [151]

Abbildung 45 veranschaulicht das Profil des Day-ahead-Strompreises für das Jahr 2017 in Deutschland. Der Preis wird mit einer stündlichen Auflösung über das gesamte Jahr angegeben. Der Day-ahead-Strompreis weist starke Schwankungen auf, mit Höchstwerten von 16,35 ct€/kWh und Minimalwerten von -8,3 ct€/kWh. Der Mittelwert für diesen Zeitraum beträgt 3,41 ct€/kWh mit einer Standardabweichung von 1,77 ct€/kWh. Die nachfolgende Tabelle fasst die wichtigsten statistischen Parameter zusammen.

Tabelle 16: Statistische Parameter des Day-ahead-Strompreises in Deutschland 2017, nach [151]

Zeitraum	01.01.2017 um 00:00 bis zum 31.12.2017 um 23:00
Art der Strompreise	Day-ahead-Strompreis
Minimaler Strompreis in ct€/kWh	-8,30
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	16,35
Mittelwert in ct€/kWh	3,41
Modalwert in ct€/kWh	4,00
Standardabweichung in ct€/kWh	1,77

Neben den oben beschriebenen starken Schwankungen wird deutlich, dass die Preise zu Beginn des Jahres (Januar und Februar - die ersten 1.000 h des Jahres) besonders hoch sind, mit Maximalwerten von 16,35 ct€/kWh. Im weiteren Verlauf sinken sie tendenziell und pendeln sich bei 3-4 ct€/kWh ein, wobei es sporadisch zu negativen Preisen kommt. Im Gegensatz zu

den ersten beiden Monaten des Jahres sind die Preise in den Monaten November und Dezember tendenziell niedrig. Zwar gibt es Spitzen, aber diese sind nicht besonders ausgeprägt. Die starken Unterschiede bei den Strompreisen innerhalb eines Jahres können durch die Veränderung des Anteils der unterschiedlichen Primärenergiequellen erklärt werden. Beispielsweise waren im Januar 2017 Braunkohle und Steinkohle die größten Primärenergiequellen zur Stromerzeugung mit je 12,05 TWh, während Windenergie nur 8,1 TWh lieferte. Im Gegensatz dazu lieferte Windenergie im Dezember 2017 12,89 TWh und war damit die größte Quelle nach Braunkohle (10,39 TWh) und Steinkohle (6,0 TWh) [152].

7.2.4.2 Wasserstoffspeicherung

Für die Kostenanalyse der Wasserstoffspeicherung wird die Implementierung eines Speichersystems wie in Abschnitt 4.1 beschrieben. Abbildung 46 entspricht einer schematischen Darstellung des Speichersystems mit seinen wesentlichen Komponenten.

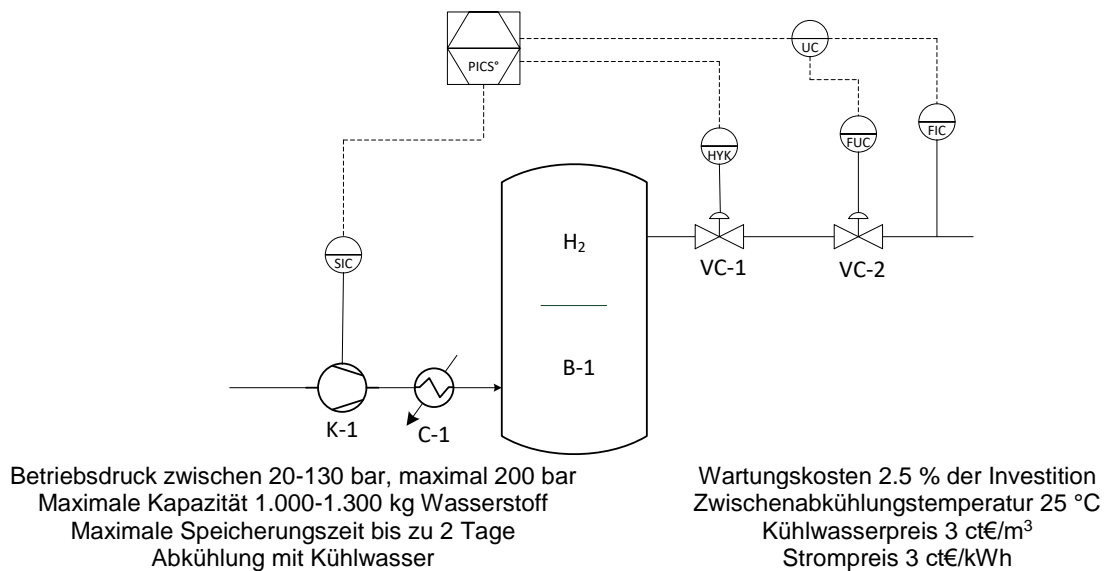


Abbildung 46: Schematische Darstellung des Wasserstoffspeichers und seiner betrieblichen und wirtschaftlichen Bedingungen

Ausgehend von den in der Literatur beschriebenen technischen Angaben werden charakteristische Betriebsbedingungen angenommen, die unten in Abbildung 46 zusammengefasst sind.

Zur Abschätzung der Investition von Gasbehälter, Verdichter und Regelungssystem werden die im Kapitel 4.1 vorgestellten Korrelationen verwendet. Da die Investition des Wasserstoffbehälters als Funktion der maximalen Kapazität und des Betriebsdrucks des Behälters generiert wird, kann sie zur Berechnung der Kosten direkt als Formel (als Funktion) in Codes programmiert werden.

7.2.4.3 Wirtschaftliche Parameter zur Kostenberechnung

Zur Abschätzung der Investition des Methanisierungsreaktors und des Elektrolyseurs werden Werte aus der Literatur verwendet. Diese Werte wurden im Rahmen des Smaragd-Projektes gesammelt und validiert [153].

Als Referenztechnologie zur Erzeugung von Wasserstoff wird ein PEM-Elektrolyseur herangezogen. Da es sich um eine in Entwicklung befindliche Technologie handelt, ist zu erwarten, dass ihre spezifische Investition in Zukunft sinken wird [122]. Außerdem eignet sich der

PEM-Elektrolyseur für die Analyse eines Prozesses, bei dem Änderungen im Betriebsverhalten bei der Wasserstoffherzeugung zu erwarten sind, da er innerhalb weniger Sekunden aus dem Standby in den Vollastbetrieb wechseln kann [154, 155]. Die Methanisierung erfolgt in einem *ex-situ* Reaktor, ohne Unterscheidung des jeweiligen Reaktortyps. Es wird davon ausgegangen, dass er die notwendigen Voraussetzungen für eine Kohlenstoffdioxidumwandlung von mehr als 98 % erfüllt und dass sowohl Wasserstoff als auch Kohlenstoffdioxid in einem stöchiometrischen Verhältnis in den Reaktor eingespeist werden.

Tabelle 17 fasst die technisch-ökonomischen Parameter zusammen, die bei der Berechnung der Gestehungskosten verwendet werden. Die CAPEXs entsprechen einer PtG-Anlage mit einer Nennleistung von 5 MW bezogen auf die Elektrolyseurleistung

Tabelle 17: Techno-ökonomische Parameter für die Berechnung der Gestehungskosten der Elektrolyseur- und Methanisierungsanlagen, in Anlehnung an [68, 122, 136, 156]

Grundoperation	Parameter	Ausblick 2020
PEM-Elektrolyseur	CAPEX in €/kW 5 MW bezogen auf Elektrolyseurleistung	1.200
	Skaleneffekt Parameter (-), n 5 MW bezogen auf Elektrolyseurleistung	0,94
	Energieaufwand in kWh/m ³ H ₂	4,2
	Wartungskosten in % CAPEX	1,5-3
<i>ex-situ</i> biologischer Methanisierungsreaktor	CAPEX in €/kW 5 MW bezogen auf Elektrolyseurleistung	215
	Skaleneffekt Parameter (-), n 5 MW bezogen auf Elektrolyseurleistung	0,75
	Wartungskosten in % CAPEX	1,5-3
	CO ₂ -Umwandlung in %	98

Da die Gestehungskosten für verschiedene Anlagenkapazitäten berechnet werden müssen, werden die entsprechenden Werte nach dem Prinzip des Skaleneffekts angepasst [157]. Die Investition für unterschiedliche Anlagenkapazitäten kann mittels folgender Gleichung angepasst werden:

$$\frac{I_2}{I_1} = \left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^n \quad \text{Gleichung 18}$$

wobei I die Investition, Q die Anlagekapazität und n der Skaleneffekt-Parameter ist.

Jährliche Personalkosten für alle Anlagen werden pauschal mit 18.900 €/a angesetzt. Das entspricht rund 25 % einer Stelle eines Mitarbeiters (Mitarbeiter für Anlagenbetrieb und -überwachung) mit einem referentiellen Gehalt von 35 €/h. Alle Berechnungen berücksichtigen einen Abschreibungszeitraum von 20 Jahren und einen jährlichen Zinssatz von 5 %. Tabelle 18 fasst die wirtschaftlichen Parameter zusammen.

Tabelle 18: Wirtschaftliche Parameter zur Berechnung der Gestehungskosten

Abschreibungszeitraum in a	20
Jährlicher Zinssatz in %	5
Personalkosten in €/h	35

7.2.5 Methode zur Berechnung der Gestehungskosten der Methanisierung

Die Gestehungskosten setzen sich aus CAPEX und OPEX des Prozesses zusammen und können im Allgemeinen wie folgt formuliert werden:

$$k_G = CAPEX(Q) + OPEX(t, P, Q) \quad \text{Gleichung 19}$$

wobei k_G die Gestehungskosten bezeichnet, CAPEX die annualisierte Investition, OPEX die gesamten Betriebsausgaben des Prozesses (Strom-, Personal-, und Wartungskosten), t die Betriebszeit, P die Strompreise und Q die Anlagenkapazität.

Je mehr Stunden eine Anlage in Betrieb ist, desto schneller amortisiert sich die Investition und desto geringer sind die Gestehungskosten. Der OPEX wird jedoch aufgrund der höheren Anzahl der Betriebsstunden steigen. Hingegen bedeuten weniger Betriebsstunden geringere Betriebskosten, aber eine langsamere Amortisation. Dieses Zusammenwirken von CAPEX und OPEX führt zu einem Problem der Kostenoptimierung und zu dem Postulat der Existenz von minimalen Betriebskosten als einer Funktion der Betriebsstunden [158]. Mathematisch lässt sich dieses Problem wie folgt formulieren [159]:

$$\min k_G(t) = CAPEX + OPEX \quad \text{Gleichung 20}$$

$$\text{sodass} \quad 1 \leq t \leq 8.760 \\ P_{min} \leq P(t) \leq P_{max}$$

Wobei t die Volllaststunden der Anlage und P der Day-ahead-Strompreis sind. Das zu lösende Problem besteht also darin, einen Minimalwert für den Analysezeitraum zu ermitteln (Jahr 2017 – Bedingungen der Strompreise). Um den Minimalwert zu finden, wurde ein numerisches Verfahren mittels Matlab entwickelt

7.2.6 Ergebnisse

Abbildung 47 zeigt die Gestehungskosten von EE-Methan und Wasserstoff für die zwei Anlagen mit charakteristischer Größe, d. h. eine kleine Anlage mit 500 kW und eine große Anlage mit 7 MW bezogen auf die Elektrolyseurleistung. Die Gestehungskosten variieren als eine Funktion von Volllaststunden der Anlage.

Wie im vorherigen Abschnitt postuliert, weisen die Gestehungskosten von EE-Methan und Wasserstoff einen globalen Minimalwert auf. Bei wenigen VLS (zwischen 1.000 und 2.000 VLS) sind die Gestehungskosten äußerst hoch und erreichen Werte von 20-25 ct€/kWh. Im anderen Extremfall, für eine Anlage mit VLS von nahezu 8.760 h/a, steigen die Gestehungskosten nur tendenziell. Zwischen diesen beiden Extremen liegen die minimalen Gestehungskosten für eine bestimmte Anzahl von Betriebsstunden.

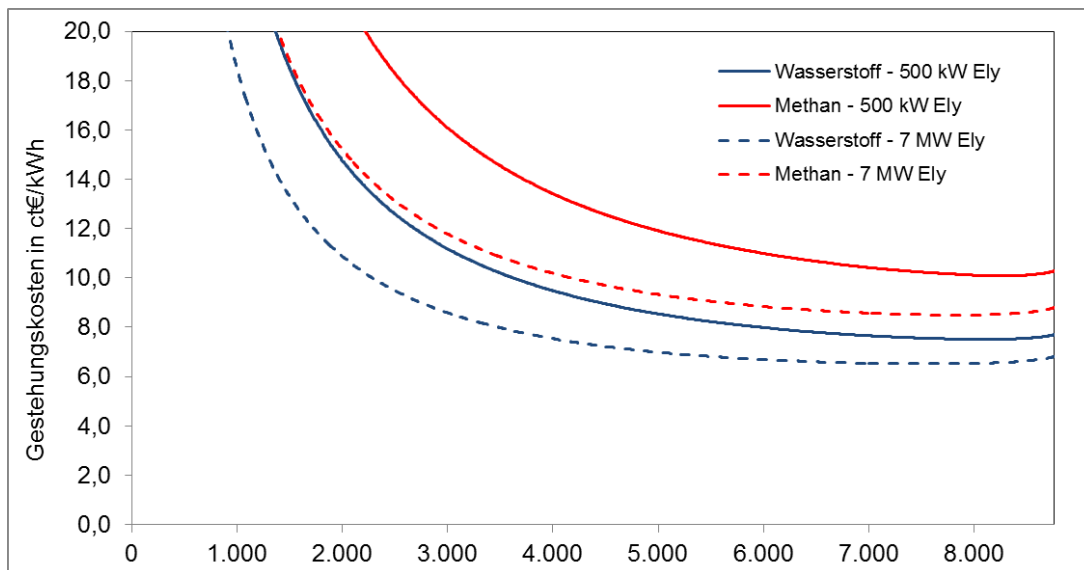


Abbildung 47: Gestehungskosten der Erzeugung von Wasserstoff und EE-Methan mittels *ex-situ* Methanisierung in einer kleinen und einer großen PtG-Anlage

Für eine PtG-Anlage mit 500 kW liegen die minimalen Gestehungskosten von Methan bei ca. 8.200 VLS und für eine PtG-Anlage mit 7 MW bei ca. 8.000 VLS. Tabelle 19 fasst die wichtigsten Ergebnisse zur Optimierung der Gestehungskosten sowie die CAPEXs, angepasst an die Kapazitäten beider Anlagen, zusammen.

Tabelle 19: Gestehungskosten von EE-Methan und Wasserstoff für eine kleine und eine große PtG-Anlage gekoppelt an eine Biogasanlage

	Kleine BGA 500 kW Ely	Große BGA 7 MW Ely
Gestehungskosten H₂-Erzeugung		
Minimale Gestehungskosten in ct€/kWh	7,50	6,52
Minimums bei in h/a	8.196	7.885
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	5,59	5,00
Gestehungskosten EE-Methan-Erzeugung		
Minimale Gestehungskosten in ct€/kWh	10,1	8,5
Minimum bei in h/a	8.382	8.085
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	6,33	5,38
Anpassung der CAPEXs		
Elektrolyseur CAPEX in €/kW	1.378	1.178
Methanisierung CAPEX in €/kW	383	199
PtG-Anlage in €/kW	1.760	1.377

Es ist wichtig zu betonen, dass die minimalen Gestehungskosten von EE-Methan nicht mit derselben Anzahl von VLS erreicht werden wie die von Wasserstoff. Obwohl beide Werte sich ähneln, da die Gestehungskosten zwischen 6.000 und 8.000 VLS praktisch konstant sind, haben beide Verfahren unterschiedliche spezifische Investitionen. Die Optimierung muss also berücksichtigen, ob die minimalen Gestehungskosten von EE-Methan, die minimalen Gestehungskosten von Wasserstoff oder die minimalen Gestehungskosten beider Gase berechnet werden sollen, wenn sie gleichzeitig minimiert werden müssen.

Die minimalen Gestehungskosten werden durch die Vermeidung hoher Strompreise erreicht. Daher ist es ratsam, dass der Elektrolyseur nicht kontinuierlich in Betrieb ist, sondern sich abschaltet, wenn die Strompreise einen bestimmten Maximalwert überschreiten. Der Elektrolyseur einer PtG-Anlage von 500 kW muss gestoppt werden, wenn der Strompreis (Day-ahead-Strompreis) 6,3 ct€/kWh übersteigt; im Fall einer PtG-Anlage von 7 MW beträgt dieser Wert 5,4 ct€/kW.

Abbildung 48 zeigt das Strompreisprofil und den Betriebsmodus des Elektrolyseurs (kleine Anlage – 500 kW) am Anfang des Jahres 2017. Wie ersichtlich ist, zwingen die Stromspitzen, die Werte von bis zu 16 ct€/kWh erreichen, den Elektrolyseur runterzufahren und damit die Erzeugung von Wasserstoff bei rund 120 m³/h anzuhalten. In diesem Zeitraum des Jahres befinden sich die längsten Intervalle, in denen der Elektrolyseur runtergefahren werden muss. Abbildung 48 zeigt einen Zeitraum von ca. 45 Stunden ohne Wasserstoffherzeugung. Deshalb kann in diesem Zeitraum das aus der Biogasanlage verfügbare Kohlenstoffdioxid nicht methanisiert werden.

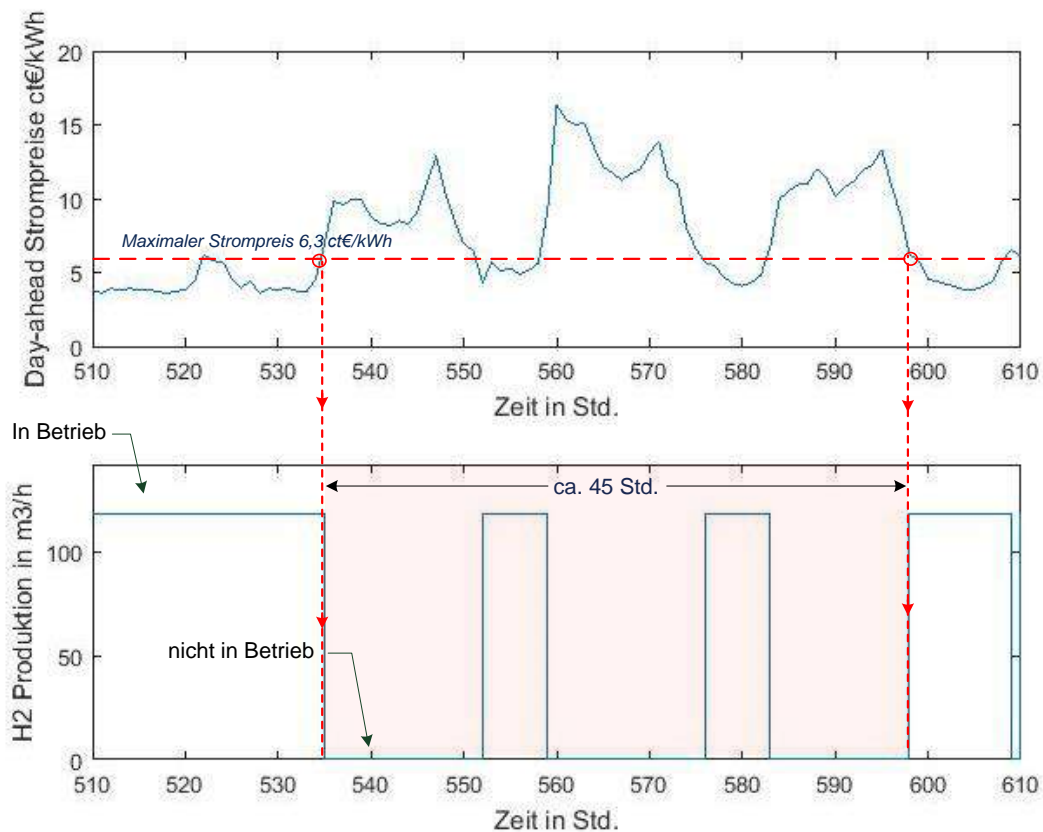


Abbildung 48: Betrieb des Elektrolyseurs in einer kleinen PtG-Anlage (500 kW bezogen auf Elektrolyseurleistung) am Anfang des Jahres (zwischen 510 und 610 Std.)

Abbildung 48 zeigt den Betriebsmodus des Elektrolyseurs am Ende des Jahres, wenn die Strompreise tendenziell niedrig sind. Anders als in der oben beschriebenen Situation (zu Beginn des Jahres) finden nur selten Stromspitzen statt. In diesem Zeitraum kann praktisch all das verfügbare Kohlenstoffdioxid in EE-Methan umgewandelt werden.

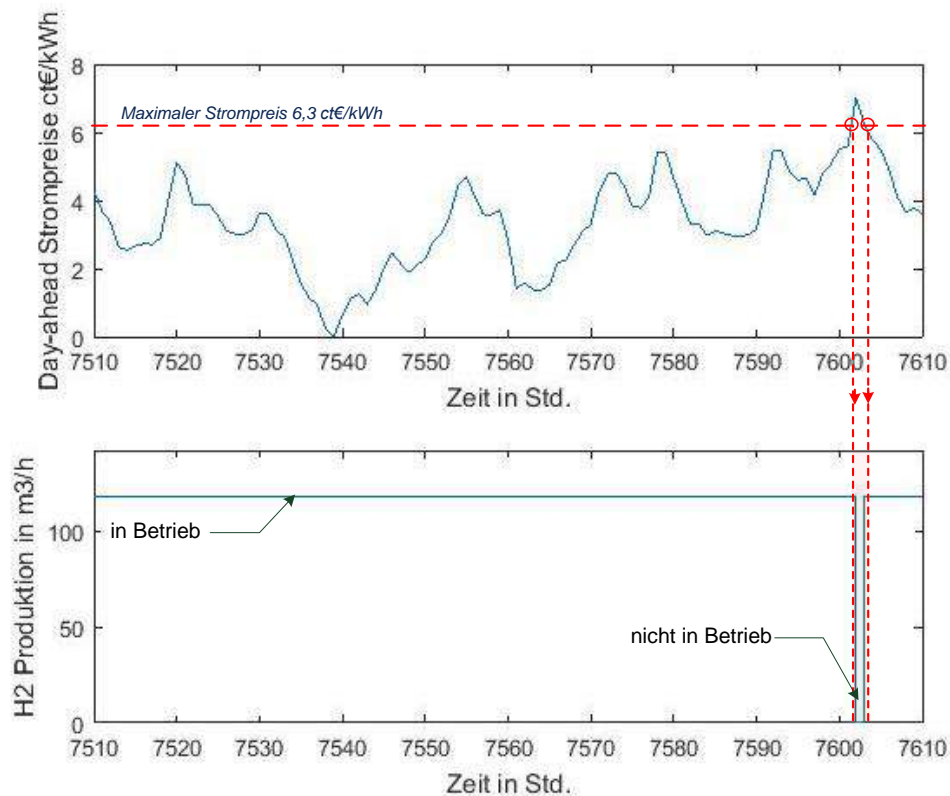


Abbildung 49: Betrieb des Elektrolyseurs in einer kleinen PtG-Anlage (500 kW bezogen auf Elektrolyseurleistung) am Ende des Jahres, zwischen 7.510 und 7.610 Std.

Wie in den vorangegangenen Abschnitten erläutert, kann das Problem der unterschiedlichen Betriebsmodi zwischen dem Elektrolyseur und der Biogasanlage durch die Installation eines Wasserstoffspeichers gelöst werden. Diese Ausstattung bedeutet eine zusätzliche Investition und höhere Gestehungskosten von Methan, ermöglicht aber eine vollständige Methanisierung des verfügbaren Kohlenstoffdioxids und verleiht dem Betrieb des Elektrolyseurs eine größere Autonomie.

Unter Berücksichtigung der „kritischen“ Betriebszeiten des Elektrolyseurs, d.h. wenn keine Wasserstoffproduktion stattfindet (s. Abbildung 49), führt die Analyse der Daten zu dem Schluss, dass die maximale Zeitspanne ohne Wasserstoffproduktion für eine kleine Anlage (500 kW bezogen auf Elektrolyseurleistung) 45 Stunden beträgt, während sie für eine große Anlage (7MW bezogen auf Elektrolyseurleistung) 48 Stunden beträgt. Die Installation eines Wasserstoffspeichers mit dieser Autonomie kann daher einen konstanten Massenstrom von Wasserstoff zum Reaktor bereitstellen, so dass die Umwandlung von Kohlenstoffdioxid ohne Unterbrechung erfolgen kann. Bei der Wiederinbetriebnahme des Elektrolyseurs muss dieser eine Menge an Wasserstoff erzeugen, die leicht über seiner Nennleistung liegt, damit der Gasspeicher mit Wasserstoff gefüllt werden kann und somit bei einer weiteren Unterbrechung der Wasserstoffproduktion wieder zur Verfügung steht.

Wenn als Auslegungskriterium die maximale Unterbrechungszeit der Wasserstofferzeugung in zwei Tagen (48 h) gewählt wird, wobei die Wasserstoffversorgung aus dem Gasbehälter dem Volumenstrom (Nenndurchfluss) des Elektrolyseurs entspricht, so führt dies zu folgenden Ergebnissen, wie in Tabelle 20 dargestellt. Die CAPEXs werden anhand der in Abschnitt 4.1

dargelegten Korrelationen berechnet. Die technischen Betriebsparameter (maximaler Betriebsdruck, maximale Speicherkapazität usw.) entsprechen den im gleichen Abschnitt beschriebenen charakteristischen Bedingungen.

Tabelle 20: Techno-ökonomische Parameter des Wasserstoffbehälters für die Zwischenspeicherung von Wasserstoff in einer kleinen und einer großen PtG-Anlage

Parameter	Kleine BGA 500 kW Ely	Große BGA 7 MW Ely
CAPEX H ₂ -Speicher in €/kg	1.298	1.038
CAPEX Verdichter in €/kW	3.900	1.870
Maximale Leistung des Verdichters in bar	56	716
Minimale Speicherkosten in ct€/kWh (*)	3,5	2,6

(*)Mit 95% Verfügbarkeit. Das sind die Gestehungskosten eines noch nicht in einer PtG-Anlage installierten Wasserstoffbehälters

Wie in Abschnitt 4.1 erläutert, weisen sowohl der Wasserstoffspeicher als auch der Verdichter starke Skaleneffekte auf, die sich in den minimalen Speicherkosten widerspiegeln. Allein aufgrund des Skaleneffektes variieren die Speicherkosten einer kleinen bzw. großen PtG-Anlage zwischen 2,6 und 3,5 ct€/kWh. Tabelle 21 fasst die wichtigsten Ergebnisse der ökonomischen Abschätzung unter Berücksichtigung einer vollständigen Methanisierung von Kohlenstoffdioxid durch die Installation eines Wasserstoffspeichers zusammen.

Tabelle 21: Kernergebnisse der techno-ökonomischen Abschätzung beider PtG-Anlagen mit Zwischenspeicherung von Wasserstoff

	Kleine BGA 500 kW Ely	Große BGA 7 kW Ely
Gestehungskosten H₂-Erzeugung		
Minimale Gestehungskosten in ct€/kWh	9,1	7,4
Minimums bei in h/a	8.426	8.074
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	6,57	5,35
Gestehungskosten EE-Methan-Erzeugung		
Minimale Gestehungskosten in ct€/kWh	13,2	9,6
Minimum bei in h/a	8.482	8.200
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	6,7	5,6
Anpassung der CAPEXs		
Elektrolyseur CAPEX in €/kW	1.378	1.178
Methanisierung CAPEX in €/kW	383	199
H ₂ -Speicherungssystem CAPEX in €/kW	1.760	1.469
PtG-Anlage CAPEX in €/kW	3.520	2.846

Die Ergebnisse zeigen, dass die Gestehungskosten von Methan durch die Speicherung von Wasserstoff steigen. Der CAPEX des Wasserstoffspeichersystems ist hoch im Vergleich zum CAPEX des Methanisierungsreaktors. Die Ergebnisse stimmen mit der Tatsache überein, dass die Speichersysteme kapitalintensiv sind (Peters et al. 2004) [136].

7.2.7 Einbindung mehrerer Biogasanlagen zur CO₂-Methanisierung

7.2.7.1 Einleitung

Die meisten Studien, die Möglichkeiten zur Senkung der Gestehungskosten von Biogasanlagen analysieren, konzentrieren sich vor allem auf die Optimierung der Logistik der Biomasse (Pöschl et al. 2010; Hengeveld et al. 2014; Egieya et al. 2018) [160–162]. Eine weitere Möglichkeit zur Verringerung der Gestehungskosten ist die Erzeugungskapazität der Anlagen durch die Nutzung von z. B. NawaRo zu erhöhen.

In diesem Sinne bekräftigen Skovsgaard und Jacobsen (2017) [163] nach Auswertung der Literatur, dass die höheren Kosten zur Bereitstellung der Biomasse durch Skaleneffekte in Biogasanlagen kompensiert werden, wodurch schließlich Biogas mit niedrigen Gestehungskosten produziert werden kann. Eine weitere Alternative ist die Sammlung von Rohbiogas aus Anlagen, die sich in einem bestimmten Gebiet befinden. Hengeveld et al. (2016) analysieren diese Alternative unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten für eine bestimmte Zone in Norwegen [162]. Durch den Transport über Rohrleitungen und einer anschließenden Sammlung wird das Rohbiogas zentral aufbereitet und danach ins Erdgasnetz eingespeist. Dank der Skaleneffekte sind die Gestehungskosten von einspeisbarem Biomethan in einer großen Aufbereitungsanlage niedriger als in den entsprechenden kleinen Anlagen. Graf et al. (2009) diskutieren die Vorteile einer zentralisierten Sammlung von Rohbiogas zur anschließenden Aufbereitung; die Analyse berücksichtigt jedoch nicht die ökonomischen Faktoren der Sammlung (Investition in Rohrleitungen, Verdichter, etc.) [164].

Wie die Ergebnisse des vorherigen Abschnitts und Tichler et al. (2014) zeigen, weisen die Gestehungskosten von EE-Methan einen starken Skaleneffekt auf; dies wird besonders im Vergleich zu PtG-Anlagen mit geringen Kapazitäten (200-500 kW Ely) und wenigen Betriebsstunden (weniger als 2.000 VLS) deutlich [156]. Dieser Nachteil kann jedoch durch die zentralisierte Sammlung kompensiert werden, wodurch die spezifischen Investitionen des Elektrolyseurs und der Methanisierung deutlich sinken. Unter der gleichen Prämisse kann davon ausgegangen werden, dass die Sammlung von Rohbiogas und dessen anschließende Nutzung als Eduktgas zur Methanisierung trotz zusätzlicher Infrastrukturinvestitionen (d.h. Rohrleitung und Sammlungsanlage) zur Senkung der Gestehungskosten von EE-Methan beitragen kann. Die folgenden Abschnitte befassen sich mit der wirtschaftlichen Analyse zur Sammlung von Biomethan mit der anschließenden Umwandlung von Kohlenstoffdioxid in einer zentralisierten PtG-Anlage.

7.2.7.2 Räumliche Analyse der Biogasanlagen und ihrer Clusterung

Unter einem Cluster wird im Kontext dieser Studie eine Gruppe von Biogasanlagen verstanden, die relativ nah beieinander liegen und deren Biogaserzeugung durch die Installation von Rohrleitungen ohne größeren technischen Aufwand gesammelt werden kann. Diese Gruppe von Anlagen erfüllt somit die Voraussetzungen, die für eine Anpassung der Infrastruktur zum Transport von Rohbiogas nötig sind.

Zu Analysezielen wird als Kriterium der Clusterung angenommen, dass sich jede dieser Biogasanlagen in einer maximalen Entfernung von 10 km zu einem Erdgasnetz befindet. Darüber hinaus befindet sich jede Anlage in einem Umkreis von 5 km. Diesen Analyse Kriterien

zufolge lässt sich behaupten, dass es derzeit 156 Cluster von Biogasanlagen gibt, die in Betrieb sind.

Abbildung 50 zeigt die Verteilung der Cluster bezogen auf die Menge an Kohlenstoffdioxid, die über die Rohrleitungen an einem Zwischenpunkt gesammelt werden kann. Die Größenverteilung der Cluster zeigt, dass der Cluster mit der größten Kapazität 88,6 Mio. m³ i.N./a CO₂, während der Cluster mit der geringsten Kapazität 6,5 Mio. m³ i.N./a CO₂-Menge sammeln kann. Der Durchschnittswert liegt bei 12,9 Mio. m³ i.N./a. Die Anzahl der BGA, die einen Cluster bilden, variiert stark und kann 2 bis 129 Anlagen umfassen.

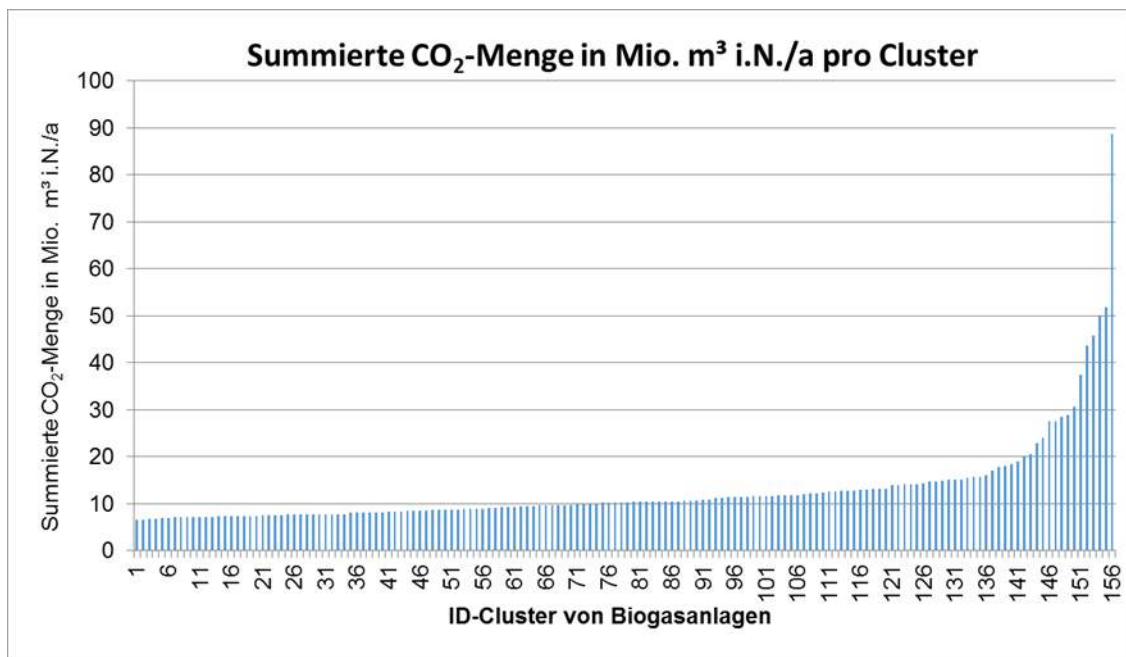


Abbildung 50: Clusterung mehrerer Biogasanlagen. Durchschnittswert der CO₂-Menge erreicht 12,8 mio.m³ i.N./a

Abbildung 51 zeigt schematisch einen Cluster. Jeder Cluster hat einen Identifikator (ID). In diesem Fall umfasst der Cluster ID-62 6 Biogasanlagen (BGA). Das Diagramm zeigt außerdem die installierte Kapazität der jeweiligen Biogasanlagen (bezogen auf BHKW-Leistung) und ihre Entfernung voneinander.

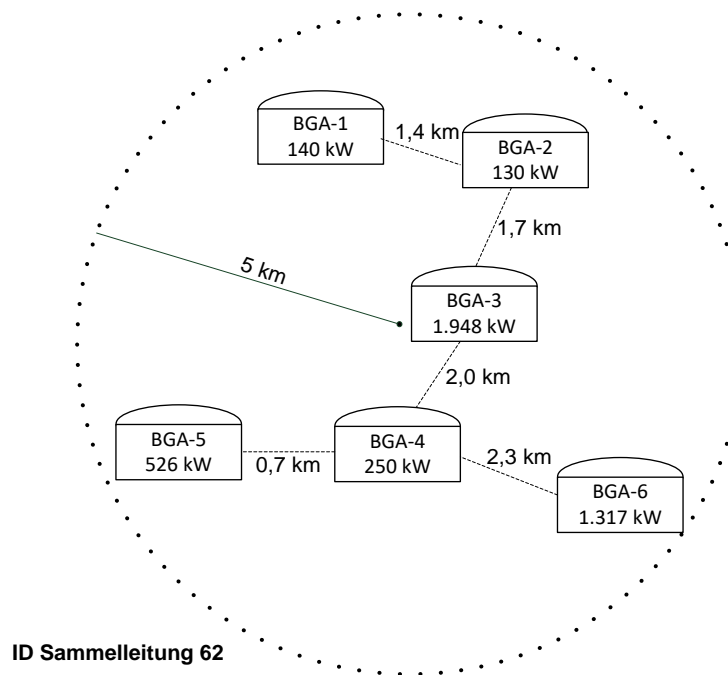


Abbildung 51: Beispielhafte Clusterung von Biogasanlagen (BGA). Cluster mit Sammelleitung ID 62

Wie ersichtlich ist, variiert im Cluster ID-62 die installierte Kapazität der Biogasanlagen zwischen 130 kW (BGA-2) und rund 2.000 kW (BGA-3) bezogen auf BHKW-Leistung. Die Entfernung zwischen BGA-1 und BGA-2 beträgt 1,4 km (Luftlinie), während sie zwischen BGA-4 und BGA-6 2,3 km beträgt. Die Gesamtmenge an Kohlenstoffdioxid, die aus diesen sechs BGAs gesammelt werden kann, beträgt etwa 6,5 Mio. m³ i.N./a

7.2.7.3 Auswahl der Referenztechnologie zur Abschätzung der Erzeugung von EE-Methan durch Methanisierung

Die Menge an Rohbiogas zur Umwandlung in EE-Methan pro Cluster variiert zwischen 6,5 Mio. m³ i.N./a und 88,6 Mio. m³ i.N./a, wie im vorherigen Abschnitt beschrieben. Die zur Umwandlung erforderliche Nennleistung des Elektrolyseurs würde demnach zwischen 13 MW und 182 MW liegen, wenn ein spezifischer Energieaufwand von 4,5 kWh/m³ Wasserstoff angenommen wird. Diese Werte sind deutlich höher als die Kapazitäten von PtG-Anlagen, die mit nur einer BGA betrieben werden würden.

Obwohl es keine empirischen Belege für die empfohlene maximale Kapazität einer PtG-Anlage gibt, die Kohlenstoffdioxid durch biologische Methanisierung in EE-Methan umwandelt, wird im Hinblick auf die bisherigen Erfahrungen und die Skalierung des Prozesses in Abschnitt 2.2 postuliert, dass diese nur für Anlagenkapazitäten von rund 5 MW (bezogen auf die Elektrolyseurleistung) geeignet zu sein scheint. In Anlagen mit größerer Kapazität erscheint der Einsatz einer PtG-Anlage mit katalytischer Umwandlung von Kohlenstoffdioxid sinnvoller. Neben dem Vorteil von Skaleneffekten hat diese grundsätzlich keine Obergrenze hinsichtlich der Kapazität.

Zur Abschätzung der Kosten und Potenziale wird daher eine katalytische CO₂-Umwandlung als Referenztechnologie gewählt. Abbildung 52 zeigt schematisch den Prozess, dessen Grundoperationen die Elektrolyse, die Verdichtung von reaktiven Gasen (K-1) und das katalytische mehrstufige Reaktorsystem (R-1 bis R-4) sind. Ebenfalls berücksichtigt werden die

Spaltung des Wassers mittels eines Flashes (F-1 und F-2) und die Etappen der Zwischenkühlung, um eine effiziente Umwandlung von Kohlenstoffdioxid zu ermöglichen und gleichzeitig den Katalysator zu schonen.

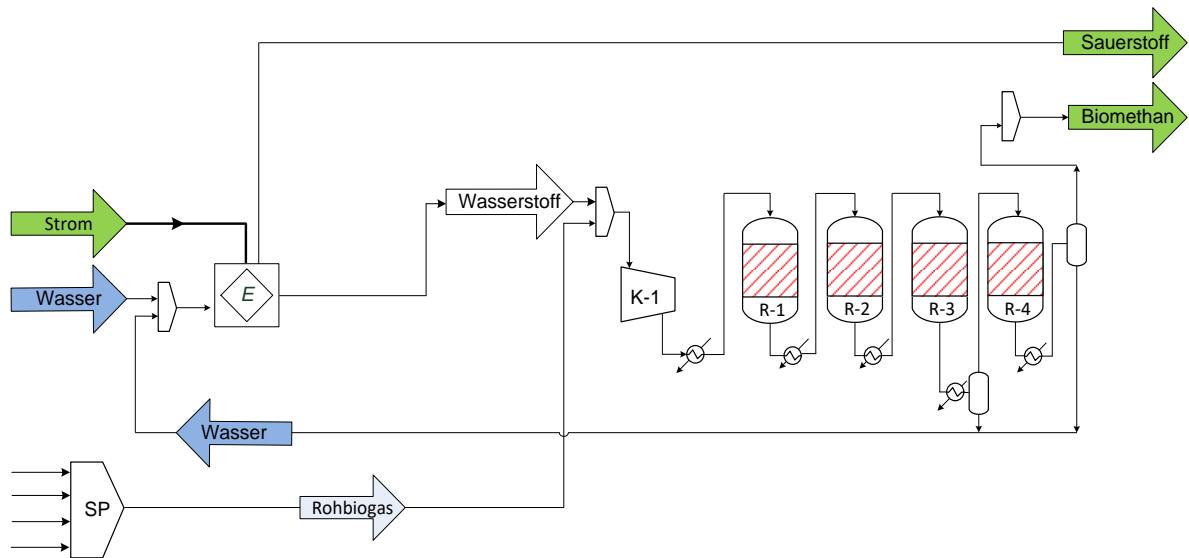


Abbildung 52: Schematische Darstellung des Referenzprozesses zur Methanisierung der CO₂ Menge durch die Einbindung mehrerer Biogasanlagen. Elektrolyseur (E), Verdichter (V-1), Sammelpunkt (SP), Mehrstufige Reaktoren (R-1 bis R-4)

Bei der Konfiguration des Referenzprozesses wird davon ausgegangen, dass sich der Sammelpunkt (SP) innerhalb der Anlagengrenzen befindet. Weiter wird davon ausgegangen, dass die Anlage über die erforderlichen Betriebsmittel verfügt (d.h. Druckluft, Kühlwasser, Wasserdampf, etc.).

Da der dargestellte Prozess in Abbildung 52 eine Referenztechnologie ist, die zur Berechnung der Gestehungskosten von EE-Methan mittels Umwandlung des verfügbaren Kohlenstoffdioxids nützlich ist, wird davon ausgegangen, dass keine Energieintegration innerhalb der Anlage oder mit Anlagen in der näheren Umgebung stattfindet. Zu diesem Zweck wird daher angenommen, dass die PtG-Anlage über einen PEM-Elektrolyseur verfügt, der unter den für diesen Prozess erforderlichen Bedingungen betrieben werden kann.

7.2.7.4 Methodologischer Ansatz zur Abschätzung der Gestehungskosten jedes Clusters

Der vorherige Abschnitt zeigt, dass die Berechnung der Gestehungskosten von EE-Methan letztendlich ein Problem der Kostenoptimierung ist. Anders ausgedrückt besteht es darin, die minimalen Gestehungskosten für ein bestimmtes Stromprofil zu ermitteln.

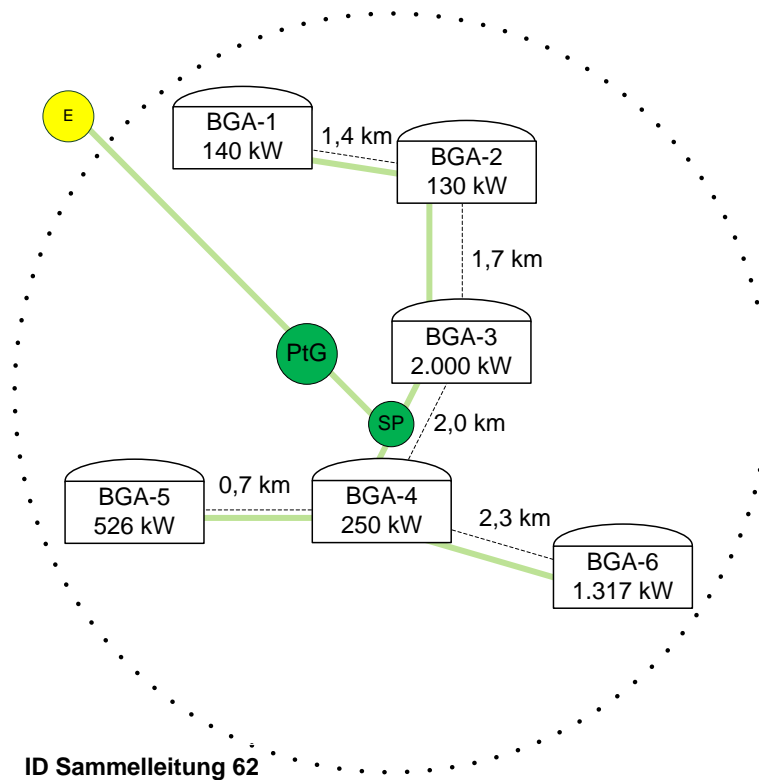


Abbildung 53: Clusterung mehrerer Biogasanlagen. Cluster mit Sammelleitung ID 62. E: Ein-speisepunkt, BGA: Biogasanlage, PtG: Power-to-Gas Anlage, SP: Sammelpunkt, RL: Rohrleitung

Da für jeden Cluster eine bestimmte Menge an umzuwandelndem Kohlenstoffdioxid zur Verfügung steht, kann der im vorherigen Abschnitt beschriebene Optimierungsprozess auf jeden Cluster (C_i) für ein bestimmtes Strompreisprofil übertragen werden. Auf diese Weise kann das Problem der Kostenkalkulation mathematisch analog formuliert werden.

$$\min k_G(t) = CAPEX(Q, RL) + OPEX(t, P, Q), \quad \forall C_i \quad \text{Gleichung 21}$$

sodass $1 \leq t \leq 8.760$
 $P_{min} \leq p(t) \leq P_{max}$

wobei K_G die Gestehungskosten zur Erzeugung von EE-Methan sind, t die Volllaststunden, CAPEX, OPEX der PtG-Anlage, Q die PtG-Anlagekapazität, i die i -n Cluster und RL die Länge der Rohrleitung zur Sammlung von Rohbiogas.

Jedes Cluster zeigt dann bestimmte, optimierte Gestehungskosten, die wesentlich von der Rohrleitungslänge, der CO_2 -Menge und den Strompreisen abhängen.

7.2.7.5 Wirtschaftliche und technische Daten

Zur Lösung des zuvor formulierten Problems werden Parameter verwendet, die den Stand der Technik und ihre Entwicklung in den kommenden Jahren widerspiegeln (2020-2030). Diese Werte entsprechen den Werten, die zur Kostenabschätzung im Rahmen des Smaragd-Projektes verwendet wurden (Ahnis et al. 2018) [153]. Tabelle 22 fasst sie für zwei Anlagen mit unterschiedlichen Kapazitäten zusammen.

Tabelle 22: Technische und wirtschaftliche Parameter der PtG-Anlagen mit Ausblick 2020-2030

Anlage	Parameter	Kapazität 5 MW bezogen auf Elektrolyseurleistung		Kapazität 100 MW bezogen auf Elektrolyseurleistung	
		2020	2030	2020	2030
PEM-Elektrolyseur	CAPEX in €/kW	1.200	700	1.000	600
	Skaleneffekt Parameter n (-)	0,94	0,95	0,94	0,95
	Energieaufwand in kWh/m ₃ H ₂	4,5	4,3	4,5	4,3
	Wartungskosten in % CAPEX	1,5	1,5	1,5	1,5
Methanisierungsanlage Katalytisches Verfahren	CAPEX in €/kW	500	380	300	200
	Skaleneffekt Parameter n (-)	0,83	0,78	0,83	0,78
Rohrleitung Biogas^(*)	Installierte Koste in €/m	125		125	

Obwohl dieser methodische Ansatz nicht die hydraulische Auslegung eines Netzes berücksichtigt, das den Transport des Biogases und seine Sammlung an einem zentralen Punkt gewährleistet, wird davon ausgegangen, dass ein Verdichter innerhalb des Netzes das Rohbiogas fördern kann. Es wird außerdem davon ausgegangen, dass der Verdichter in der Lage ist, den Druck auf bis zu 8 bar zu erhöhen, was ausreichend ist, um das Rohbiogas zu fördern. Die Investition wird mittels der von Hengeveld et al. (2014) vorgeschlagenen Korrelation berechnet, die sich wie folgt darstellt [162]:

$$I(C) = 111.3 + 0,1469 C$$

Gleichung 22

wobei I die Investition in € ist und C der ermittelte Volumenstrom von Rohbiogas in m³/h.

Hengeveld et al. (2014) betonen, dass die Kosten zur Installation der Rohrleitung sowohl vom Innendurchmesser der Rohrleitung als auch von den Bodenverhältnissen abhängen, was den Bau der Leitungen „einfach“, „mittelschwer“ oder „schwierig“ machen kann [162]. Diese Parameter haben zur Folge, dass die Installationskosten zwischen 40 und 300 €/m variieren. Für eine vorläufige Kostenabschätzung wird eine Strömungsgeschwindigkeit von 30 m/s angenommen, die als Auslegungsparameter für den Transport von Gasen in Rohrleitungen unter niedrigem Druck empfohlen wird. (Geschwindigkeiten von 20-60 m/s und Druckverlust von 0,1 bar/100 m bis zu 2 bar - Turton 2009) [157]. Außerdem wird von einer „mittelschweren“ bis „schwierigen“ Installation ausgegangen. Basierend auf diesen Daten werden die Installationskosten der Rohrleitung auf 125 €/km geschätzt. Es wird von einem Wartungsaufwand in Höhe von 2,5% pro Jahr ausgegangen.

7.2.7.6 Aufbau der Grenzkostenkurve

Da die Gesteungskosten von EE-Methan jedes Clusters eine Verteilung zeigen, werden sie mithilfe einer Grenzkostenkurve zugeordnet (nach aufsteigenden Gesteungskosten) und präsentiert. Abbildung 54 zeigt die Methode zur Erstellung der Grenzkostenkurve.

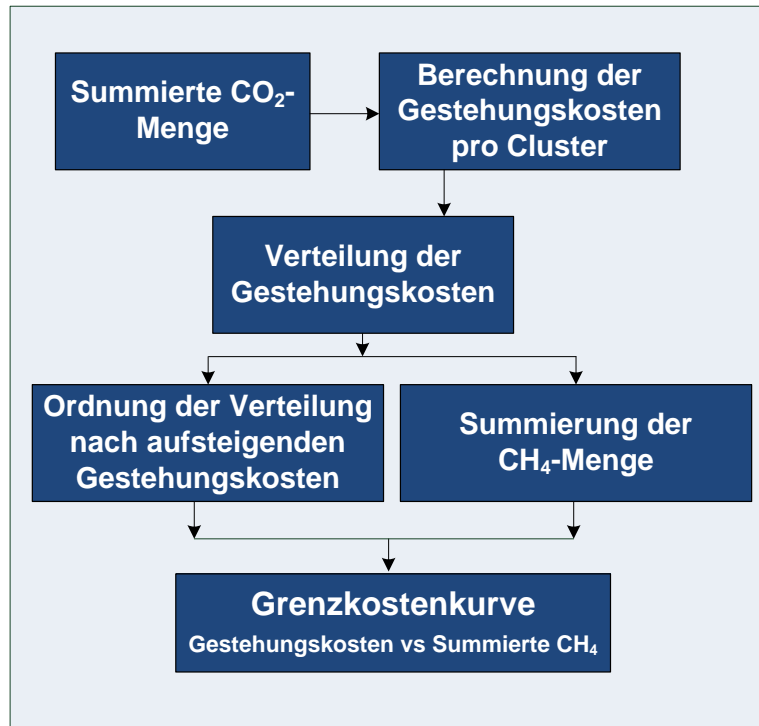


Abbildung 54: Methode zum Aufbau der Grenzkostenkurve für 156 Cluster von Biogasanlagen in DE

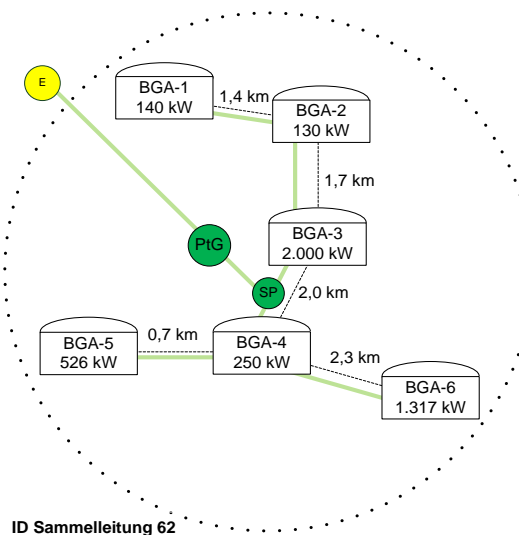
Diese Methode wird in der Regel zur prägnanten Darstellung einer Potentialanalyse verwendet, die auch eine Analyse der Gesteungskosten umfasst. Autoren wie Wit and Faaij (2010) [165] und Bidart et al. (2014) [166] verwenden einen ähnlichen methodischen Ansatz, um die Verteilung der Energiekosten aus Biomasse auf kontinentaler oder nationaler Ebene darzustellen. Der verwendete Begriff lautet supply-cost curves und ist konzeptuell gesehen identisch mit der Grenzkostenkurve.

7.2.7.7 Ergebnisse

Abbildung 55 zeigt beispielhaft die Konfiguration eines Clusters von Biogasanlagen. Er besteht, wie zu erkennen ist, aus 6 Biogasanlagen mit Kapazitäten zwischen 130 und rund 2.000 kW (BHKW), die durch Rohrleitungen mit einer maximalen Länge von 18,2 km (8,2 km zwischen den Biogasanlagen und 10 km bis zum Einspeisepunkt ins Netz) verbunden sind.

Tabelle 23: Ergebnisse der Kostenabschätzung zur Gesteungskosten von Biomethan mittels Clusterung von Biogasanlagen

Kernergebnisse	Werte
Elektrolyseur	
Kapazität in MW	13,3
Rohrleitung	
Länge in km	18,2
Investition in Mio. € (Rohrleitung und Verdichter)	2,6
Gesteungskosten CH₄ Erzeugung-Cluster 62	



Minimale GK in ct€/kWh	9,9
Minimum bei VLS/a	8.200
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	5,59
Gestehungskosten CH₄ -130 kW BHKW (*)	
Minimale GK in ct€/kWh	10,1
Minimum bei VLS/a	8.382
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	6,33
Gestehungskosten CH₄ - 2 MW BHKW (*)	
Minimale GK in ct€/kWh	8,5
Minimum bei VLS/a	8.085
Maximaler Strompreis in ct€/kWh	5,38

Abbildung 55: ID: Identifikator, BGA: Biogasanlage, PtG: Power-to-Gas Anlage, SP: Sammelpunkt, RL: Rohrleitung, E: Einspeisepunkt ins Netz. (*) Gestehungskosten mittels ex-situ biologische Methanisierung ohne Einspeisung ins Erdgasnetz

Wie Tabelle 23 zeigt, beträgt die CO₂-Menge, die methanisiert wird, ca. 6,5 m³ i.N./a, sodass ein Elektrolyseur mit einer installierten Leistung von 13,3 MW (PtG) benötigt wird. Das System zur Sammlung des Rohbiogases, d. h. Rohrleitung und Verdichter, ist mit einer Investition in Höhe von 2,6 Mio. € verbunden. Die minimalen Gestehungskosten von EE-Methan an der Einspeisestelle (E) betragen 9,9 ct€/kWh und spiegeln die gesamte Wertschöpfungskette wider, von der Sammlung des CO₂ über die Erzeugung von Wasserstoff und die Methanisierung selbst bis hin zum Erhalt von ins Erdgasnetz einspeisbarem Methan.

Die Gestehungskosten von EE-Methan durch biologische *ex-situ* Methanisierung betragen, wie der vorherige Abschnitt zeigt, 10,1 bzw. 8,5 ct€/kWh für Anlagen mit Kapazitäten von 130 kW bzw. 2 MW (BHKW), was der maximalen und minimalen Kapazität der BGAs entspricht, die diesen Cluster bilden. In den oben genannten Kosten sind die zusätzlichen Kosten der Einspeisung ins Netz nicht enthalten, trotzdem ist ersichtlich, dass diese Werte vergleichbar sind (ca. 8-10 ct€/kWh).

Abbildung 56 zeigt die Verteilung der Gestehungskosten aller analysierten Cluster. Wie zu sehen ist, reichen diese Werte von ca. 9,0 bis 10,0 ct€/kWh. Es ist wichtig anzumerken, dass die spezifischen Gestehungskosten nicht unbedingt in direktem Zusammenhang mit der CO₂-Menge stehen, die in Methan umgewandelt wird. Zwei Cluster können z.B. eine unterschiedliche Anzahl von Biogasanlagen miteinander verbinden, obwohl sie die gleiche Menge an CO₂ sammeln können, was eine unterschiedliche Länge der Rohrleitungen zum Transport des Kohlenstoffdioxids zur PtG-Anlage erforderlich macht und daher mit einer anderen zusätzlichen Investition verbunden ist.

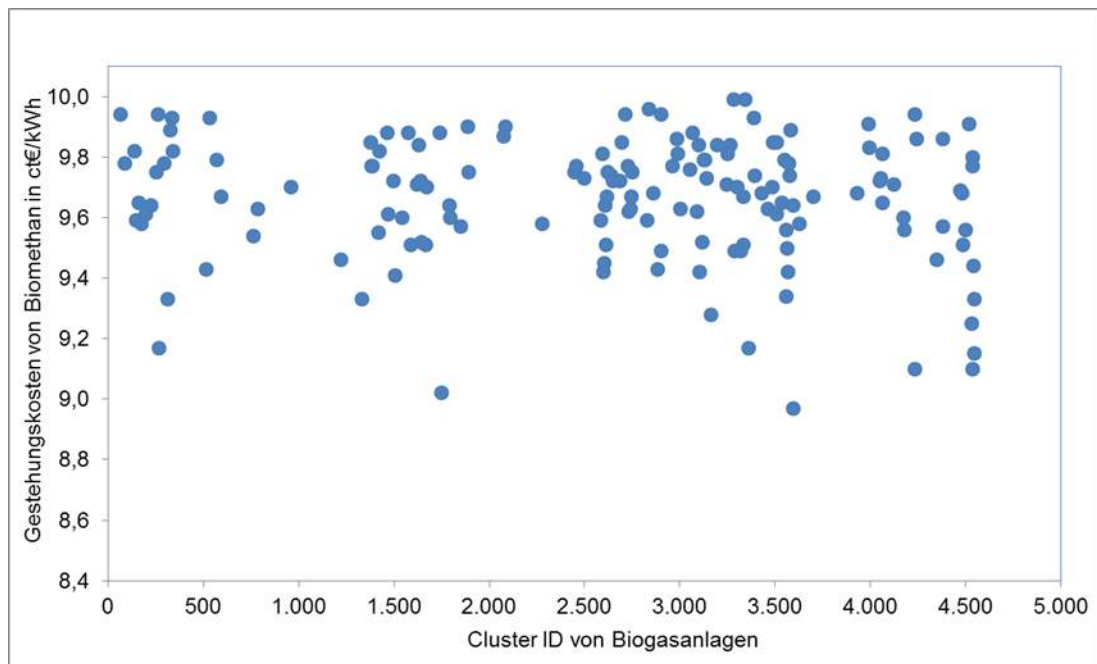


Abbildung 56: Verteilung der Gestehungskosten der Clusterung von Biogasanlagen zur Erzeugung von EE-Methan mittels katalytischer Methanisierung

Die Ordnung der Verteilung der Gestehungskosten nach aufsteigenden Gestehungskosten und die Summierung der EE-Methan-Menge ergeben die Grenzkostenkurve der Cluster von Biogasanlagen zur Erzeugung von EE-Methan. Abbildung 57 stimmt damit überein und zeigt die Gesamtzahl aller Cluster von Biogasanlagen.

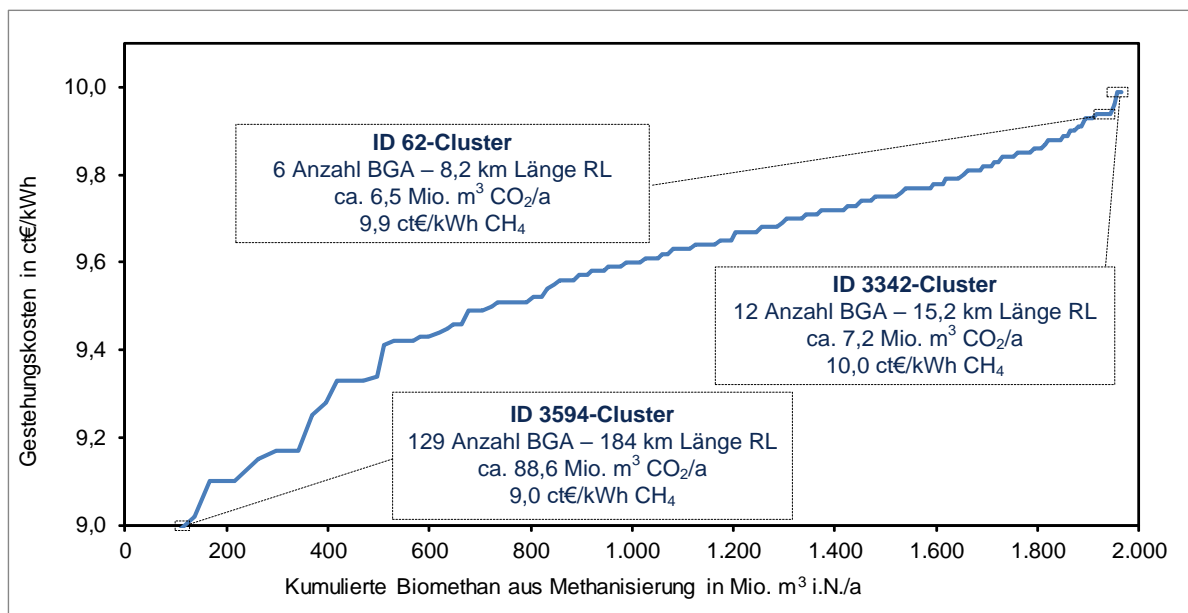


Abbildung 57: Grenzkostenkurve der Clusterung von Biogasanlagen zur Erzeugung von EE-Methan mittels katalytische Methanisierung

Die kumulierte Menge an EE-Methan entspricht somit der Menge, die jeder Cluster zu seinen optimalen Gestehungskosten liefert. Als Beispiel sind in Abbildung 57 drei Cluster angegeben. Der erste entspricht dem Cluster (mit der) ID-3594 und umfasst 129 Anlagen. Er benötigt 184 km an Rohrleitungen zur Sammlung des Methans und steuert 89 Mio. m³ CO₂/a für die Methanisierung bei. Dieser Cluster weist mit 9,0 ct/kWh die niedrigsten Gestehungskosten von EE-

Methan auf. Im Gegensatz dazu sammelt der Cluster ID-3342 7,2 Mio. CO₂ m³/a, umfasst 12 Biogasanlagen und benötigt 15 km an Rohrleitungen für die Sammlung von Rohbiogas. Er weist mit 10,0 ct€/kWh von allen 139 Clustern die höchsten Gestehungskosten von EE-Methan auf.

Die oben dargestellten Werte entsprechen einem Szenario, das den aktuellen Stand der PtG-Technologie widerspiegelt (Ausblick 2020 – Abschnitt 7.2.7.5 Tabelle 22). Es wird erwartet, dass in naher Zukunft sowohl die CAPEX der Elektrolyseure als auch der Methanisierungsanlagen aufgrund von Serienproduktion und technologischen Verbesserungen stark sinken werden.

Entsprechend dieser Annahmen wird die Grenzkostenkurve der Clusterung berechnet, auch mit Ausblick auf das Jahr 2030 (Parameter in der Tabelle 22 – Abschnitt 7.2.7.5). Abbildung 58 enthält die Grenzkostenkurve für den heutigen Stand der Technik, für die erwartete Entwicklung der Technologie mit Ausblick auf 2030 und die Biogasaufbereitungskosten für heute.

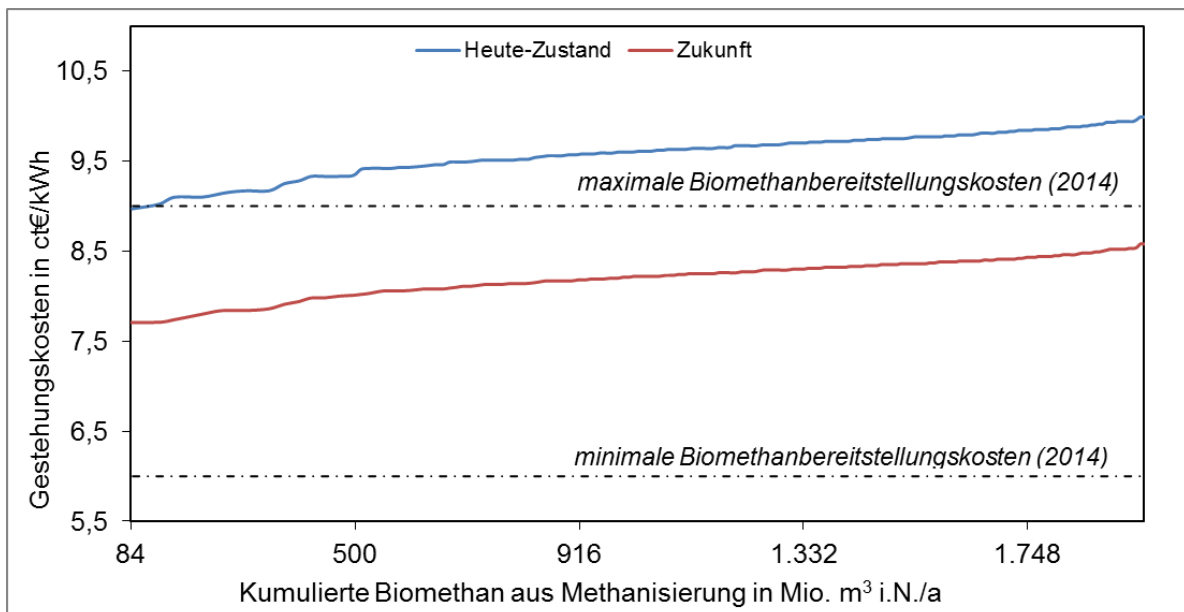


Abbildung 58: Kumuliertes EE-Methan aus Methanisierung bei Clusterung von Biogasanlagen in Mio. m³ i.N./a. Ausblick mit heutigem und zukünftigem Stand der Technik

Abbildung 58 zeigt, dass die Gestehungskosten durch die Entwicklung der Technologie deutlich sinken werden. Wird der Durchschnittswert als Indikator herangezogen, sinken die durchschnittlichen Gestehungskosten von 9,7 ct€/kWh auf 8,3 ct€/kWh. Der Vergleich mit den Gestehungskosten der Biogasaufbereitung führt zu dem Schluss, dass die Erzeugung von EE-Methan mittels Einbindung von mehreren Biogasanlagen wirtschaftlich werden kann.

7.2.3 Fazit und Schlussforderungen

- Die Analysen zeigen, dass der Elektrolyseur einer PtG-Anlage nicht kontinuierlich betrieben werden sollte. Bei der Analyse für das Stromprofil des Jahres 2017 zeigte es sich, dass eine Elektrolyse nicht mehr als ca. 7.800 VLS in Betrieb sein sollte. Eine ähnliche Tendenz zeigt der Betrieb der Methanisierungsanlage auf, deren Optimum bei ca. 8.000 VLS liegt.

- Eine komplette Methanisierung der CO₂-Menge aus Biogasanlagen mithilfe von Wasserstoffspeicherung ist möglich. Die zusätzlichen Investitionen in Infrastruktur (Speicher, Verdichter und Peripherien) bewegen sich zwischen 1.700 €/kW und 1.500 €/kW bezogen auf die Elektrolyseleistung für kleine und mittlere Elektrolyseure (500 kW - 7 MW)
- Die Bündelung mehrerer Biogasanlagen ermöglicht die Umwandlung von einer großen CO₂-Menge in Biomethan, von 6 bis zu 90 Mio. m³ i.N./a pro Cluster. Aus technischen Gründen eignet sich dafür nur die katalytische Methanisierung
- Die Verteilung der Gesteungskosten zur Erzeugung von Biomethan mittels Clustering von Biogasanlagen bewegt sich nach dem heutigen Stand der Technik zwischen 9,0 und 10,0 ct€/kWh (optimierte Werte). Diese können in Zukunft durch eine massive Einführung der Technologie wesentlich sinken, die Gesteungskosten von ca. 7,7 bis zu 8,3 ct€/kWh mit sich führen

7.3 Zusammenstellung des rechtlichen und regulatorischen Rahmens

Für die Betrachtung des rechtlichen und regulatorischen Rahmens für die Methanisierung werden die Erkenntnisse des parallelen DVGW-Forschungsprojektes „Technisch-ökonomische Modellierung eines sektorengerkoppelten Gesamtenergiesystems aus Gas und Strom unter Fortschreibung des regulatorischen Rahmens (SMARAGD)“ genutzt. Insbesondere die Aspekte, die Einfluss auf die Biogasverwertung und im speziellen die Methanisierung haben werden im Folgenden zusammengestellt. Weiterhin fließen Expertisen aus der Projektbegleitgruppe ein.

Bereits die Analysen in der vorliegenden Studien haben gezeigt, dass eine klare Definition von Begriffen notwendig ist. Im Rahmen dieser Studie erfolgte eine Vielzahl eigener Definitionen, um eine gemeinsame Sprache zu finden (s. Kapitel 5.1). Für den rechtlichen und regulatorischen Rahmen bedeutet dies, dass auch in Gesetzen, Verordnung und weiteren Dokumenten ein einheitlicher Terminus gefunden werden muss. Relevante sind u.a. EEG, EnWG, EEWärmeG. Idealerweise werden die Begrifflichkeiten sowohl von den Fachleuten als auch insbesondere von der Bevölkerung und der Politik richtig verstanden und interpretiert. Konkret geht es beispielsweise um Definitionen hinsichtlich, erneuerbarer Gase, Wasserstoff aus der Elektrolyse, synthetisch erzeugtem Methan (Methanisierung) etc.

Die Methanisierung des im Biogas enthaltenen CO₂ ist eng mit der Elektrolyse bzw. der Bereitstellung von Wasserstoff verbunden. Die Elektrolyse im Sinne von Power-to-Gas stellt in diesem Zusammenhang keinen Verbraucher dar. Vielmehr handelt es sich um einer Energieumwandlung zum Zweck der Energiespeicherung. Diese dient zugleich der Stromnetzdienlichkeit. Aus diesem Grund ist eine Befreiung von der EEG-Umlage, Netzentgelten, Energie- und Stromsteuern für die Elektrolyse anzustreben. So kann die aktuell herrschende doppelte Besteuerung vermieden werden.

Im Sinne der Gleichbehandlung sind erneuerbare Gase und EE-Strom ebenbürtig zu stellen. Im Fall der Methanisierung sind die CO₂- und Wasserstoffquellen zu berücksichtigen. Wasserstoff wird durch die Elektrolyse von EE-Strom bereitgestellt. Im Rahmen dieser Studie stammt das CO₂ aus Biogaserzeugungs- und Biogasaufbereitungsanlagen und sind damit stets regenerativ. Dennoch ist eine Nutzung von „grünen“ und nicht vermeidbaren CO₂-Quellen denkbar. Hierbei ist die ursprüngliche Quelle zu berücksichtigen. Sofern CO₂ ein prozessbedingtes Ab-

fallprodukt ist, sollte dieses uneingeschränkt nutzbar sein. Aber es darf kein Entscheidungspunkt für den Weiterbetrieb von fossilen Verbrennungen darstellen. Eine Anpassung im EnWG ist hierfür notwendig.

Um „grüne“ Gase in das Erdgasnetz einzuspeisen und so den Gasmix, d.h. die Komponenten im Erdgasnetz, zu defossilisieren ist einer Privilegierung von erneuerbaren Gasen ein mögliches Instrument. Eine Maßnahme zur Umsetzung kann eine CO₂-Begrenzung bzw. eine CO₂-Steuer oder eine Mindestquote für erneuerbares Gas sein. Eine Quote kann ähnlich wie in der 38. BImSchV für die Mobilität eingeführt werden. Die vorliegende Studie zeigt die hierfür möglichen Potentialmengen auf Basis der Methanisierung und der Errichtung von Sammelleitungen.

Die Nutzung der mittels Methanisierung erzeugten Gase kann durch die Distribution des Erdgasnetzes vielfältig erfolgen. Eine Anerkennung aller erneuerbaren Gase im Wärmemarkt bspw. hinsichtlich der Ermittlung des PEF ist zu begrüßen. In der EnEV bzw. im GEG sind die Vorteile der EE-Gase bzgl. des Klimaschutzes abzubilden.

Der regulatorische Rahmen für die Methanisierung kann weiterhin fördernd wirken, indem EE-Gase nach EnWG von netzentgelten befreit werden. Die Netzentgeltbefreiung ist im Kontext des Gasmixes zu sehen. Evtl. Fördermechanismen für die Bereitstellung und Nutzung von EE-gasen sind insbesondere mit dem EU-Recht abzustimmen. Mögliche Modelle sind u.a.: Zuschüsse zur Einspeisung ins Erdgasnetz, Mindestpreise, Investitionszuschüsse beim Anlagenbau, etc. Sofern standardisierte Methanisierungsanlagen vorhanden bzw. definiert sind, fördern vereinfachte Genehmigungsverfahren beim Bau von Anlage mittels einer vereinfachten Bürokratie.

8 Handlungsempfehlungen

Die im Rahmen dieser Studie gewonnen Erkenntnisse wurden praxisnahen Experten im Rahmen der Projektbegleitgruppensitzungen vorgestellt, diskutiert, angepasst und erweitert. Gleichzeitig konnten Empfehlungen für verschiedene Akteure der Branche gewonnen werden.

8.1 Technische Handlungsempfehlungen für Anlagenbetreiber, Netzbetreiber und Projektentwickler

Die technische Umsetzung, bestehend aus Elektrolyse und Methanisierung, ist möglich. Die *ex-situ* Methanisierung ist demonstriert und wird daher für eine Umsetzung empfohlen. Vorteile der *ex-situ* Methanisierung sind einerseits eine gute Skalierbarkeit und andererseits die Anpassungsfähigkeit an optimale Reaktionsparameter. Elektrolyseleistungen von 500 kW bis 10 MW sind darstellbar. Die *in-situ* Methanisierung ist Gegenstand zahlreicher Forschungsaktivitäten und aktuell im Labormaßstab verfügbar. Zukünftig kann auch dieses Verfahren an Bedeutung in der Praxis gewinnen.

Um den Gesamtwirkungsgrad zu erhöhen, ist eine interne Abwärmenutzung der Methanisierung vorzusehen. Die Wärmeenergie kann vielfältig genutzt werden. Eine Einbindung in eine Hochtemperaturelektrolyse (SOEC-Elektrolyse) ist ebenso denkbar wie die Beheizung der Fermenter oder die Hygienisierung von Substraten wie Rest- und Abfallstoffe.

Infolge der Kombination von Elektrolyse und Fermentationsprozess ergeben sich weitere Synergien. So ist die Nutzung des bei der Elektrolyse entstehenden Sauerstoffs zur Grobentschwefelung des Rohbiogases zu empfehlen. Eine Flexibilisierung der Anlage ist ebenso durch den Einsatz eines Biogas-BHKW zur Stromerzeugung denkbar. Wird der durch die Elektrolyse verfügbare Sauerstoff bei der motorischen Verbrennung genutzt, kann das entstehende CO₂ leichter nutzbar für einer nachgelagerte Methanisierung gemacht werden.

Der Zeitpunkt zur Umrüstung einer Bestandsanlage zu einer Methanisierungsanlage ist maßgeblich vom bestehenden Geschäftsmodell abhängig. Es wird den Anlagenbetreibern empfohlen, etwa 2 Jahre vor Ablauf der EEG-Förderung Planungen für alternative Konzepte abzuschließen. So bleibt ausreichend Zeit für die Beauftragung, die Genehmigung und die Umsetzung. Ziel sollte es sein, eine möglichst lückenlose Wertschöpfung zu erreichen. Die Analysen haben gezeigt, dass sich Bestandsanlagen mit einer installierten elektrischen Nennleistung von mindestens 250 kW eignen. Die Analyse des Lastgangs der Elektrolyse bzw. der Wasserstoffbereitstellung hinsichtlich der Kosten abhängig vom Strompreisprofil zeigt ein Optimum (minimale Kosten) bei Volllaststunden unter 8.760 h/a. Demnach ist ein ganzjähriger, durchgängiger Betrieb der Elektrolyse nicht zu empfehlen. Vielmehr sind die Betriebsstunden an das Strompreisprofil anzupassen. Um die Methanisierung dennoch kontinuierlich zu betreiben, ist eine Wasserstoffspeicherung sinnvoll. Gleichzeitig kann so die Netzdienlichkeit gewährleistet werden, indem bei überschüssigen Strommengen die Elektrolyse eine zusätzliche Last im Stromnetz generiert und der produzierte Wasserstoff zwischengespeichert wird.

Überschüssige Strommengen sind infolge einer hohen Dichte an leistungsstarken Windkraftanlagen vorrangig im norddeutschen Raum vorzufinden. Gleichzeitig weist diese Region eine hohe Biogasanlagendichte auf. Die räumliche Übereinstimmung untersetzt die in diesem Projekt avisierte Methanisierungskonzepte. Insbesondere die Biogasaufbereitungsanlagen, kon-

zentriert in Nordostdeutschland zu finden, weisen ein kurzfristig erschließbares Biomethanisierungspotential auf, welches bspw. in der Mobilität als erneuerbarer Kraftstoff genutzt werden kann.

Die Möglichkeiten zur Bündelung von Biogas mittels Biogassammelleitungen sind insbesondere für Regionen in Norddeutschland und im mittleren Süden Deutschlands zu prüfen. Die Potentialanalyse weist für > 2.000 Biogasanlagen in Deutschland ein potential hierfür auf. Entgegen des Methanisierungspotentials bietet die Bündelung von Biogas eine Alternative für Anlagen > 250 kW installierter elektrischer Leistung. Große Mengen Biogas und damit CO₂ können gebündelt werden und einer zentralen Aufbereitung zugeführt werden. Hierfür erscheint eine katalytische Methanisierung geeigneter als eine biologische. Monetäre Betrachtungen sollten unter dem Aspekt größerer Stückzahlen betrachtet werden (Kostendegression) und zusätzlicher Erlösmöglichkeiten aufgrund Netzdienlichkeit, CO₂-Zertifikate, etc. berücksichtigen. Bei einer höheren Anzahl an benötigten PtG-Anlagen verringern sich die Gesteungskosten vermutlich nahezu auf das heutige Preisniveau der Biogaseinspeisung.

8.2 Zu prüfende nächste Schritte für den DVGW

Im Folgenden werden Schritte skizziert, welche dem DVGW helfen könnten, Rahmenbedingungen zum Aufbau von Methanisierungsanlagen zu schaffen. Sie haben den Charakter von Vorschlägen und bedürfen einer weiteren Diskussion in den einschlägigen Gremien.

Hinsichtlich des Aufbaus und des Betriebs zukünftiger Methanisierungsanlagen bedarf es geschulten Personals. Somit wäre ein Schulungsprogramm für Akteure der Biogasbranche hinsichtlich Bau, Betrieb, Wartung etc. von Methanisierungs- bzw. Power-to-Gas-Anlagen zu etablieren. Für die Anlagenerrichtung ist ein Genehmigungsleitfaden hilfreich. Vorbild kann hier der Genehmigungsleitfaden „LNG-Tankstellen“ sein.

Aktuell fehlt es an detaillierten technischen Anleitungen zur Errichtung von Methanisierungsanlagen. Vor diesem Hintergrund wäre zu empfehlen, das DVGW-Regelwerk um ein Merkblatt „Methanisierungsanlagen“ zu erweitern. Dieses wäre entsprechend zu erarbeiten und könnte Festlegungen bzw. Kriterien zur Abnahme einer Methanisierungsanlage/ Power-to-Gas-Anlage enthalten. Hierfür müsste zertifizierte Prüfer definiert werden.

Insbesondere bei der Errichtung erster Anlagen wäre eine technisch-wissenschaftliche Begleitung der Planung und Bauphase erstrebenswert. Hierfür müsste objektive Beratungsstrukturen geschaffen werden. Gleichzeitig bedürfen die Anlagenbetreiber auch hinsichtlich einer Hebung von weiteren Erlösmöglichkeiten wie z. B. Netzdienlichkeit, Pooling von KWK und Lasten, Verkauf von CO₂-Zertifikaten Beratungsmöglichkeiten. In diesem Zusammenhang wird die Möglichkeiten der Durchführung einer Grüngas-zertifizierung zu prüfen empfohlen.

In Abstimmung mit weiteren Institutionen wie den Landes-Eichämter und der PTB Braunschweig sollten Vereinfachungen hinsichtlich der Abrechnung bei leicht schwankenden Brennwerten aufgrund von Methan-Kohlenstoffdioxid-Gemischen und Erdgasmischungen erörtert werden. Ziel sollte es sein den Einsatz von LPG zur Konditionierung zu vermeiden.

9 Literatur

- [1] E. Ahnis, A. Wehling, W. Köppel, M. Sterner, N. Lucke, *Technisch-ökonomische Modellierung eines sektorengkoppelten Gesamtenergiesystems aus Gas und Strom unter Fortschreibung des regulatorischen Rahmens* **2018**.
- [2] G. Leonzio, *Chemical Engineering Journal* **2016**, 290, 490 – 498.
DOI: 10.1016/j.cej.2016.01.068.
- [3] D. A. Bell, B. F. Towler, *Coal gasification and its applications*, William Andrew; Elsevier Science distributor, Norwich, N.Y, Oxford **2010**.
- [4] C. Higman, M. van der Burgt, *Gasification*, 2nd ed., Elsevier/GPP Gulf Professional Publ, Amsterdam u.a. **2008**.
- [5] K. Ghaib, K. Nitz, F.-Z. Ben-Fares, *ChemBioEng Reviews* **2016**, 3 (6), 266 – 275.
DOI: 10.1002/cben.201600022.
- [6] A. J. Medford, A. Vojvodic, J. S. Hummelshøj, J. Voss, F. Abild-Pedersen, F. Studt, T. Bligaard, A. Nilsson, J. K. Nørskov, *Journal of Catalysis* **2015**, 328, 36 – 42.
DOI: 10.1016/j.jcat.2014.12.033.
- [7] K. Stangeland, D. Y. Kalai, H. Li, Z. Yu, *Applied Energy* **2018**, 227, 206 – 212.
DOI: 10.1016/j.apenergy.2017.08.080.
- [8] P. Frontera, A. Macario, M. Ferraro, P. Antonucci, *Catalysts* **2017**, 7 (12), 59.
DOI: 10.3390/catal7020059.
- [9] A. K. Coker, *Modeling of chemical kinetics and reactor design*, Gulf Professional Pub, Boston, MA **2001**.
- [10] *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*, 6th ed. (Eds: M. Bohnet, F. Ullmann), Wiley-VCH, Weinheim **2003**.
- [11] J. Kopyscinski, T. J. Schildhauer, S. M.A. Biollaz, *Fuel* **2010**, 89 (8), 1763 – 1783.
DOI: 10.1016/j.fuel.2010.01.027.
- [12] M. F. López Garcia, Modelling and experimental testing of an innovative sabatier reactor for a power-to-gas plant, *Dissertation*, Fraunhofer-Institut für Energiewirtschaft und Energiesystemtechnik **2018**.
- [13] J. Lefebvre, N. Trudel, S. Bajohr, T. Kolb, *Fuel* **2018**, 217, 151 – 159.
DOI: 10.1016/j.fuel.2017.12.082.
- [14] J. Lefebvre, M. Götz, S. Bajohr, R. Reimert, T. Kolb, *Fuel Processing Technology* **2015**, 132, 83 – 90. DOI: 10.1016/j.fuproc.2014.10.040.
- [15] R. Krishna, J. W. A. de Swart, J. Ellenberger, G. B. Martina, C. Maretto, *AIChE J.* **1997**, 43 (2), 311 – 316. DOI: 10.1002/aic.690430204.
- [16] D. Schollenberger, *Nutzung von Wabenreaktoren zur Methanisierung bei PtG-Prozessen* **2013**.
- [17] N. Engelbrecht, S. Chiuta, R. C. Everson, H. W.J.P. Neomagus, D. G. Bessarabov, *Chemical Engineering Journal* **2017**, 313, 847 – 857. DOI: 10.1016/j.cej.2016.10.131.
- [18] K. P. Brooks, J. Hu, H. Zhu, R. J. Kee, *Chemical Engineering Science* **2007**, 62 (4), 1161 – 1170. DOI: 10.1016/j.ces.2006.11.020.
- [19] K. Stangeland, D. Kalai, H. Li, Z. Yu, *Energy Procedia* **2017**, 105, 2022 – 2027.
DOI: 10.1016/j.egypro.2017.03.577.
- [20] K. Ghaib, K. Nitz, F.-Z. Ben-Fares, *Chemie Ingenieur Technik* **2016**, 88 (10), 1435 – 1443. DOI: 10.1002/cite.201600066.
- [21] B. Eliasson, U. Kogelschatz, B. Xue, L.-M. Zhou, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1998**, 37 (8), 3350 – 3357. DOI: 10.1021/ie9709401.

- [22] M. A. A. Aziz, A. A. Jalil, S. Triwahyono, A. Ahmad, *Green Chem.* **2015**, *17* (5), 2647 – 2663. DOI: 10.1039/C5GC00119F.
- [23] N. M. Martin, P. Velin, M. Skoglundh, M. Bauer, P.-A. Carlsson, *Catal. Sci. Technol.* **2017**, *7* (5), 1086 – 1094. DOI: 10.1039/C6CY02536F.
- [24] S. Rönsch, J. Schneider, S. Matthischke, M. Schlüter, M. Götz, J. Lefebvre, P. Prabhakaran, S. Bajohr, *Fuel* **2016**, *166*, 276 – 296. DOI: 10.1016/j.fuel.2015.10.111.
- [25] M. Bailera, P. Lisbona, L. M. Romeo, S. Espatolero, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2017**, *69*, 292 – 312. DOI: 10.1016/j.rser.2016.11.130.
- [26] P. Viebahn, O. Zelt, M. Fishedick, M. Wietschel, S. Hirzel, J. Horst, *Research Report. Technologien für die Energiewende: Technologiebericht - Band 2. Teilbericht 2 zum Teilprojekt A im Rahmen des strategischen BMWi-Leitprojekts "Trends und Perspektiven der Energieforschung"*, Wuppertal, **2018**.
- [27] M. Sterner, I. Stadler, *Energiespeicher - Bedarf, Technologien, Integration*, Springer Berlin Heidelberg, Berlin, Heidelberg **2014**.
- [28] J. Köbler, *Encounter - The Audi Technology Magazine* **2011**.
- [29] R. Otten, *The first industrial PtG plant – Audi e-gas as driver for the energy turnaround*, CEDEC Gas Day, Verona **2014**.
- [30] F. Graf, *impact* **2018**, *2018* (1), 81 – 83. DOI: 10.21820/23987073.2018.81.
- [31] D. Schollenberger, S. Bajohr, M. Gruber, R. Reimert, T. Kolb, *Chemie Ingenieur Technik* **2018**, *90* (5), 696 – 702. DOI: 10.1002/cite.201700139.
- [32] M. Gruber, P. Weinbrecht, L. Biffar, S. Harth, D. Trimis, J. Brabandt, O. Posdziech, R. Blumentritt, *Fuel Processing Technology* **2018**, *181*, 61 – 74. DOI: 10.1016/j.fu-proc.2018.09.003.
- [33] G. Leonzio, *Journal of Cleaner Production* **2017**, *162*, 609 – 623. DOI: 10.1016/j.jclepro.2017.05.168.
- [34] M. Götz, J. Lefebvre, F. Mörs, A. McDaniel Koch, F. Graf, S. Bajohr, R. Reimert, T. Kolb, *Renewable Energy* **2016**, *85*, 1371 – 1390. DOI: 10.1016/j.renene.2015.07.066.
- [35] E. P. Ahern, P. Deane, T. Persson, B. Ó Gallachóir, J. D. Murphy, *Renewable Energy* **2015**, *78*, 648 – 656. DOI: 10.1016/j.renene.2015.01.048.
- [36] S. Savvas, J. Donnelly, T. Patterson, Z. S. Chong, S. R. Esteves, *Applied Energy* **2017**, *202*, 238 – 247. DOI: 10.1016/j.apenergy.2017.05.134.
- [37] L. Rachbauer, R. Beyer, G. Bochmann, W. Fuchs, *The Science of the total environment* **2017**, *595*, 912 – 919. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2017.03.074.
- [38] M. Zapf, *Stromspeicher und Power-to-Gas im deutschen Energiesystem: Rahmenbedingungen, Bedarf und Einsatzmöglichkeiten*, Springer Vieweg, Wiesbaden **2017**.
- [39] B. Lecker, L. Illi, A. Lemmer, H. Oechsner, *Bioresource technology* **2017**, *245* (Pt A), 1220 – 1228. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.08.176.
- [40] N. Aryal, T. Kvist, F. Ammam, D. Pant, L. D. M. Ottosen, *Bioresource technology* **2018**, *264*, 359 – 369. DOI: 10.1016/j.biortech.2018.06.013.
- [41] S. Rittmann, A. Seifert, C. Herwig, *Critical reviews in biotechnology* **2015**, *35* (2), 141 – 151. DOI: 10.3109/07388551.2013.820685.
- [42] G. Besagni, L. Gallazzini, F. Inzoli, *Petroleum* **2017**. DOI: 10.1016/j.petlm.2017.12.005.
- [43] N. Kantarci, F. Borak, K. O. Ulgen, *Process Biochemistry* **2005**, *40* (7), 2263 – 2283. DOI: 10.1016/j.procbio.2004.10.004.
- [44] A. Steinhauser, *Biogas from Waste and Renewable Resources: An Introduction*, Wiley-VCH **2011**.
- [45] E. Inkeri, T. Tynjälä, A. Laari, T. Hyppänen, *Applied Energy* **2018**, *209*, 95 – 107. DOI: 10.1016/j.apenergy.2017.10.073.

- [46] I. Bassani, P. G. Kougiyas, L. Treu, H. Porté, S. Campanaro, I. Angelidaki, *Bioresource technology* **2017**, *234*, 310 – 319. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.03.055.
- [47] I. Bassani, P. G. Kougiyas, I. Angelidaki, *Bioresource technology* **2016**, *221*, 485 – 491. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.09.083.
- [48] A. Bensmann, R. Hanke-Rauschenbach, R. Heyer, F. Kohrs, D. Benndorf, U. Reichl, K. Sundmacher, *Applied Energy* **2014**, *134*, 413 – 425. DOI: 10.1016/j.apenergy.2014.08.047.
- [49] G. Luo, I. Angelidaki, *Biotechnology and bioengineering* **2012**, *109* (11), 2729 – 2736. DOI: 10.1002/bit.24557.
- [50] S. R. Guiot, R. Cimpoaia, G. Carayon, *Environmental science & technology* **2011**, *45* (5), 2006 – 2012. DOI: 10.1021/es102728m.
- [51] A. H. Seifert, S. Rittmann, C. Herwig, *Applied Energy* **2014**, *132*, 155 – 162. DOI: 10.1016/j.apenergy.2014.07.002.
- [52] T. Ullrich, J. Lindner, K. Bär, F. Mörs, F. Graf, A. Lemmer, *Bioresource technology* **2018**, *247*, 7 – 13. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.09.069.
- [53] M. Burkhardt, G. Busch, *Applied Energy* **2013**, *111*, 74 – 79. DOI: 10.1016/j.apenergy.2013.04.080.
- [54] A. J. Guneratnam, E. Ahern, J. A. FitzGerald, S. A. Jackson, A. Xia, A. D. W. Dobson, J. D. Murphy, *Bioresource technology* **2017**, *225*, 308 – 315. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.11.066.
- [55] D. G. Mulat, F. Mosbæk, A. J. Ward, D. Polag, M. Greule, F. Keppler, J. L. Nielsen, A. Feilberg, *Waste management (New York, N.Y.)* **2017**, *68*, 146 – 156. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.05.054.
- [56] L. M. Agneessens, L. D. M. Ottosen, N. V. Voigt, J. L. Nielsen, N. de Jonge, C. H. Fischer, M. V. W. Kofoed, *Bioresource technology* **2017**, *233*, 256 – 263. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.02.016.
- [57] W. Wang, L. Xie, G. Luo, Q. Zhou, I. Angelidaki, *Bioresource technology* **2013**, *146*, 234 – 239. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.07.049.
- [58] M. Burkhardt, T. Koschack, G. Busch, *Bioresource technology* **2015**, *178*, 330 – 333. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.08.023.
- [59] L. Rachbauer, G. Voitl, G. Bochmann, W. Fuchs, *Applied Energy* **2016**, *180*, 483 – 490. DOI: 10.1016/j.apenergy.2016.07.109.
- [60] Y.-M. Yun, S. Sung, S. Kang, M.-S. Kim, D.-H. Kim, *Energy* **2017**, *135*, 294 – 302. DOI: 10.1016/j.energy.2017.06.133.
- [61] A. Alitalo, M. Niskanen, E. Aura, *Bioresource technology* **2015**, *196*, 600 – 605. DOI: 10.1016/j.biortech.2015.08.021.
- [62] A. Lemmer, T. Ullrich, *Energies* **2018**, *11* (6), 1344. DOI: 10.3390/en11061344.
- [63] D. Strübing, B. Huber, M. Lebuhn, J. E. Drewes, K. Koch, *Bioresource technology* **2017**, *245* (Pt A), 1176 – 1183. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.08.088.
- [64] P. G. Kougiyas, L. Treu, D. P. Benavente, K. Boe, S. Campanaro, I. Angelidaki, *Bioresource technology* **2017**, *225*, 429 – 437. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.11.124.
- [65] K. Bär, F. Mörs, F. Graf, *Einsatz der biologischen Methanisierung für PtGKonzepte – Teilprojekt 4: Prozess und Systemanalyse* **2018**.
- [66] D. Hafenbradl, *Biological methanation processes* **2016**.
- [67] Zeton, *Electrochaea creates pipeline-grade renewable gas suing P2G.*, Ontario, Canada **2017**.
- [68] T. Heller, *BioPower2Gas - Power-to-Gas with biological methanation*, Brugg, Switzerland **2016**.

- [69] F. Graf, A. Krajete, U. Schmack, *Techno-ökonomische Studie zur biologischen Methanisierung bei Power-to-Gas-Konzepten*, Bonn **2014**.
- [70] F. Graf, M. Götz, M. Henel, T. Schaaf, R. Tichler, *Technoökonomische Studie von Power-to-Gas_Konzepten: Abschlussbericht* **2014**.
- [71] M. Lehner, R. Tichler, H. Steinmüller, M. Koppe, *Power-to-Gas: Technology and Business Models*, Springer International Publishing, Cham **2014**.
- [72] D. Parra, M. K. Patel, *International Journal of Hydrogen Energy* **2016**, 41 (6), 3748 – 3761. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2015.12.160.
- [73] C. Schenuit, R. Heuke, J. Paschke, *Potenzialatlas Power to Gas: Potenzialatlas Power to Gas Klimaschutz umsetzen, erneuerbare Energien integrieren, regionale Wertschöpfung ermöglichen*, Berlin **2016**.
- [74] S. Schiebahn, T. Grube, M. Robinius, V. Tietze, B. Kumar, D. Stolten, *International Journal of Hydrogen Energy* **2015**, 40 (12), 4285 – 4294. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2015.01.123.
- [75] H. Blanco, A. Faaij, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2018**, 81, 1049 – 1086. DOI: 10.1016/j.rser.2017.07.062.
- [76] J. Vandewalle, K. Bruninx, W. D'haeseleer, *Energy Conversion and Management* **2015**, 94, 28 – 39. DOI: 10.1016/j.enconman.2015.01.038.
- [77] W.-P. Schill, *Energy Policy* **2014**, 73, 65 – 79. DOI: 10.1016/j.enpol.2014.05.032.
- [78] M. A. Ancona, G. Antonioni, L. Branchini, A. de Pascale, F. Melino, V. Orlandini, V. Antonucci, M. Ferraro, *Energy Procedia* **2016**, 101, 854 – 861. DOI: 10.1016/j.egypro.2016.11.108.
- [79] A. Ursua, L. M. Gandia, P. Sanchis, *Proc. IEEE* **2012**, 100 (2), 410 – 426. DOI: 10.1109/JPROC.2011.2156750.
- [80] J. M. Smith, H. C. van Ness, M. M. Abbott, M. T. Swihart, *Introduction to chemical engineering thermodynamics*, McGraw-Hill Education, New York, NY **2018**.
- [81] D. Hafenbradl, *Biological methanation processes: European PowerToGas Platform*, Electrochaea **2016**.
- [82] I. Ullah Khan, M. Hafiz Dzarfan Othman, H. Hashim, T. Matsuura, A. F. Ismail, M. Rezaei-DashtArzhandi, I. Wan Azelee, *Energy Conversion and Management* **2017**, 150, 277 – 294. DOI: 10.1016/j.enconman.2017.08.035.
- [83] *Biogas: Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung*, 2nd ed., Edition gwf, Gas Erdgas (Eds: F. Graf, S. Bajohr), DIV Dt. Industrieverl., München **2013**.
- [84] S. Sahota, G. Shah, P. Ghosh, R. Kapoor, S. Sengupta, P. Singh, V. Vijay, A. Sahay, V. K. Vijay, I. S. Thakur, *Bioresource Technology Reports* **2018**, 1, 79 – 88. DOI: 10.1016/j.biteb.2018.01.002.
- [85] M. Miltner, A. Makaruk, M. Harasek, *Journal of Cleaner Production* **2017**, 161, 1329 – 1337. DOI: 10.1016/j.jclepro.2017.06.045.
- [86] T. T.Q. Vo, D. M. Wall, D. Ring, K. Rajendran, J. D. Murphy, *Applied Energy* **2018**, 212, 1191 – 1202. DOI: 10.1016/j.apenergy.2017.12.099.
- [87] F. R.H. Abdeen, M. Mel, M. S. Jami, S. I. Ihsan, A. F. Ismail, *Chinese Journal of Chemical Engineering* **2016**, 24 (6), 693 – 702. DOI: 10.1016/j.cjche.2016.05.006.
- [88] G. Leonzio, *Journal of Cleaner Production* **2016**, 131, 364 – 375. DOI: 10.1016/j.jclepro.2016.05.020.
- [89] Le Cao, J. Liu, X. Xu, *Applied Thermal Engineering* **2016**, 93, 1155 – 1163. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2015.10.072.
- [90] M. Barclay, D. Gongaware, K. Dalton, M. Skrzypkowski, in *AIP Conference Proceedings*, AIP **2004**.

- [91] V. Gadhiraju, K. D. Timmerhaus, C. Rizzuto, *Cryogenic Mixed Refrigerant Processes*, Springer New York, New York, NY **2008**.
- [92] S. G. Penoncello, *Thermodynamic properties of cryogenic fluids*, International cryogenics monograph series **2017**.
- [93] S. I. Sandler, *Chemical, biochemical, and engineering thermodynamics*, 4th ed. **2006**.
- [94] W. Lim, K. Choi, I. Moon, *Ind. Eng. Chem. Res.* **2013**, 52 (9), 3065 – 3088.
DOI: 10.1021/ie302877g.
- [95] M. A. Ancona, M. Bianchi, L. Branchini, A. de Pascale, F. Melino, *Energy Procedia* **2017**, 105, 4859 – 4865. DOI: 10.1016/j.egypro.2017.03.963.
- [96] H.-M. Chang, *Cryogenics* **2015**, 72, 127 – 147. DOI: 10.1016/j.cryogenics.2015.10.003.
- [97] C. Hulteberg, F. Bauer, T. Persson, D. Tamm, *Biogas upgrading – Review of commercial technologies* **2013**.
- [98] W. C. Reynolds, *Thermodynamic properties in SI*, Stanford, Calif. **1979**.
- [99] D. L. Andress, in *AIP Conference Proceedings*, AIP **2004**.
- [100] H.-M. Chang, M. J. Chung, M. J. Kim, S. B. Park, *Cryogenics* **2009**, 49 (6), 226 – 234.
DOI: 10.1016/j.cryogenics.2008.08.006.
- [101] T. Persson, M. Svensson, *Non-grid biomethane transportation in Sweden and the development of the liquefied biogas market: IEA Bioenergy Task 37* **2014**.
- [102] Tractebel, *Mini and micro LNG for commercialization of small volumes of associated gas* **2015**.
- [103] A. M. Yousef, Y. A. Eldrainy, W. M. El-Maghlany, A. Attia, *Journal of Natural Gas Science and Engineering* **2017**, 45, 812 – 824. DOI: 10.1016/j.jngse.2017.07.001.
- [104] L. A. Pellegrini, G. de Guido, S. Langé, *Renewable Energy* **2018**, 124, 75 – 83.
DOI: 10.1016/j.renene.2017.08.007.
- [105] R. Erler, J. Kiefer, J. Hüttenrauch, T. Ball, E. Schuhmann, T. Fischer, F. Graf, V. Knapertsbusch, W. Köppel, B. Dresen, *Potenzialstudie zur nachhaltigen Erzeugung und Einspeisung gasförmiger, regenerativer Energieträger in Deutschland (Biogasatlas)*, Bonn **2013**.
- [106] D. Thrän, M. Seiffert, F. Müller-Langer, A. Plättner, A. Vogel, *Möglichkeiten einer europäischen Biogaseinspeisestrategie*, Leipzig **2007**.
- [107] W. Urban, B. Zeidler-Fandrich, O. Schuck, O. Seidel, F. Scholwin, M. Weithäuser, B. Dresen, M. Jandewerth, U. Nestmann, I. Tröstler, M. Voigt, K. Winterfeld, K. Arnold, S. Borbonus, J. Venjakob, *Biogaseinspeisung. Beseitigung technischer, rechtlicher und ökonomischer Hemmnisse bei der Einspeisung biogener Gase in das Erdgasnetz zur Reduzierung klimarelevanter Emissionen durch Aufbau und Anwendung einer georeferenzierten Datenbank: Band 6. Entwicklung und Anwendung einer GIS-Applikation zur Standortfindung und Potenzialanalyse der Biomethanherzeugung. Räumliche, ökonomisch-ökologische Bilanzierung als Bewertungsgrundlage für Energiesystemszenarien*, Oberhausen, Leipzig, Wuppertal, Bochum, Essen, Magdeburg, Trier **2009**.
- [108] A. Plata, *Optimale Standorte von Biogasanlagen - eine Multikriterienanalyse mit GIS: Diplomarbeit*, Gießen **2008**.
- [109] Fachverband Biogas e.V., *Branchenzahlen 2016 und Prognose der Branchenentwicklung 2017* **2017**.
- [110] Bundesnetzagentur, *Anlagenregister*, https://www.bundesnetzagentur.de/DE/Sachgebiete/ElektrizitaetundGas/Unternehmen_Institutionen/ErneuerbareEnergien/Anlagenregister/Anlagenregister_node.html.
- [111] European Biogas Association, *Biomethane & Biogas Report 2015*.
- [112] Deutsche Energie-Agentur GmbH, *biogaspartner - gemeinsam einspeisen* **2016**.

- [113] Deutsche Energie-Agentur GmbH, *Biogaseinspeisung in Deutschland - Übersicht: Biogaspartner: Projektliste Deutschland*, www.biogaspartner.de **2013**.
- [114] C. Stehr, S. Schrögel, *Analyse der Biomethaneinspeisemöglichkeiten in Abhängigkeit vom deutschen Erdgasnetz* **2014**.
- [115] Deutsche Energie-Agentur GmbH, *Biogaspartner - Projekte in Deutschland*, <http://www.biogaspartner.de/einspeiseatlas/projektliste-deutschland.html> **2017**.
- [116] M. Bensmann, *Biogas Journal* **2012-2017**.
- [117] Agentur für Erneuerbare Energie, *Föederal Erneuerbar – Bundesländer mit Energie*.
- [118] Bundesnetzagentur für Elektrizität, Gas, Telekommunikation, Post und Eisenbahnen, Bundeskartellamt, *Monitoringbericht 2017: Monitoringbericht gemäß § 63 Abs. 3 i. V. m. § 35 EnWG und § 48 Abs. 3 i. V. m. § 53 Abs. 3 GWB*, Bonn **2017**.
- [119] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, *Biogas*.
- [120] Umweltbundesamt, *Erneuerbare Energien in Zahlen*.
- [121] Fachverband Biogas e.V., *Branchenzahlen 2016 und Prognose der Branchenentwicklung 2017* **2017**.
- [122] T. Estermann, M. Newborough, M. Sterner, *International Journal of Hydrogen Energy* **2016**, 41 (32), 13950 – 13959. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2016.05.278.
- [123] M. Zapf, *Stromspeicher und Power-to-Gas im deutschen Energiesystem: Rahmenbedingungen, Bedarf und Einsatzmöglichkeiten*, Springer Vieweg, Wiesbaden **2017**.
- [124] A. M. Abdalla, S. Hossain, O. B. Nisfindy, A. T. Azad, M. Dawood, A. K. Azad, *Energy Conversion and Management* **2018**, 165, 602 – 627. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.03.088.
- [125] C. Budny, R. Madlener, C. Hilgers, *Energy Conversion and Management* **2015**, 102, 258 – 266. DOI: 10.1016/j.enconman.2015.04.070.
- [126] *Handbook of hydrogen storage: New materials for future energy storage* (Eds: M. Hirscher), Wiley-VCH, Weinheim **2010**.
- [127] J. Zheng, X. Liu, P. Xu, P. Liu, Y. Zhao, J. Yang, *International Journal of Hydrogen Energy* **2012**, 37 (1), 1048 – 1057. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2011.02.125.
- [128] H. Barthelemy, M. Weber, F. Barbier, *International Journal of Hydrogen Energy* **2017**, 42 (11), 7254 – 7262. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2016.03.178.
- [129] A. Züttel, *Materials Today* **2003**, 6 (9), 24 – 33. DOI: 10.1016/S1369-7021(03)00922-2.
- [130] W. Amos, *Costs of Storing and Transporting Hydrogen: NREL/TP-570-25106*, USA **1998**.
- [131] M. Boudellal, *Power-to-Gas: Renewable hydrogen economy for the energy transition*, De Gruyter, Berlin, Boston **2018**.
- [132] J.-P. Maton, L. Zhao, J. Brouwer, *International Journal of Hydrogen Energy* **2013**, 38 (19), 7867 – 7880. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2013.04.030.
- [133] J. Xiao, P. Bénard, R. Chahine, *International Journal of Hydrogen Energy* **2016**, 41 (12), 5531 – 5539. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2015.12.136.
- [134] E. Ignatowitz, *Chemietechnik*, 12th ed., Europa-Fachbuchreihe für Chemieberufe, Verlag Europa-Lehrmittel, Haan-Gruiten **2015**.
- [135] UCCI, *UCCI* **2018**.
- [136] W. Zhang, F. Ren, Z. Feng, J.-A. Wang, *Manufacturing Cost Analysis of Novel Steel/Concrete Composite Vessel for Stationary Storage of High-Pressure Hydrogen*, Tennessee, USA **2012**.
- [137] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, R. E. West, *Plant design and economics for chemical engineers*, 5th ed., McGraw-Hill chemical engineering series, McGraw-Hill, Boston **2004**.

- [138] E. Ianni, M. V. Sofianos, M. R. Rowles, D. A. Sheppard, T. D. Humphries, C. E. Buckley, *International Journal of Hydrogen Energy* **2018**, 43 (36), 17309 – 17317.
DOI: 10.1016/j.ijhydene.2018.07.072.
- [139] Y. Chen, J. Dai, Y. Song, *International Journal of Hydrogen Energy* **2018**, 43 (34), 16598 – 16608. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2018.07.031.
- [140] H. H. van Mal, K.H.J. Buschow, A. R. Miedema, *Journal of the Less Common Metals* **1974**, 35 (1), 65 – 76. DOI: 10.1016/0022-5088(74)90146-5.
- [141] M. Afzal, R. Mane, P. Sharma, *International Journal of Hydrogen Energy* **2017**, 42 (52), 30661 – 30682. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2017.10.166.
- [142] S. S. Bhogilla, *Journal of Energy Storage* **2017**, 14, 203 – 210.
DOI: 10.1016/j.est.2017.10.012.
- [143] J. Nitsch, *Die Energiewende nach COP 21 – Aktuelle Szenarien der deutschen Energieversorgung*, Stuttgart **2016**.
- [144] Bundesministerium für Wirtschaft und Energie, *Energiekonzept: für eine umwelt schonende, zuverlässige und bezahlbare Energieversorgung* **2010**.
- [145] WGI GmbH, *VGE-Gasnetz Karte* **2010**.
- [146] Lutum + Tappert, *Verteilnetzbetreiber + Grundversorger* **2015**.
- [147] K. Diesel, *Sammelleitungen von Rohbiogas für eine zentrale Aufbereitung zur Einspeisung in Erdgasnetze: Teilstudie 3: Entwicklung von Konzepten zum Transport und zur Zwischenspeicherung von Biogas* **2008**.
- [148] Ministerium für Umwelt, Klima und Energiewirtschaft Baden-Württemberg, *Mikro-Biogasleitungen zum Betrieb von dezentralen Blockheizkraftwerken*.
- [149] J. Postel, E. Fischer, T. Barchmann, N. Rensberg, M. Stur, *Potenziale zur Steigerung der Leistungsfähigkeit von Biogasanlagen: Energetische Effizienz von Repoweringmaßnahmen*.
- [150] C. Bidart, M. Fröhling, F. Schultmann, *Applied Energy* **2014**, 113, 404 – 413.
DOI: 10.1016/j.apenergy.2013.07.028.
- [151] D. Hafenbradl, M. Hein, H. Knudsen, *Aqua & Gas* **2017** (7/8).
- [152] Neon Neue Energieökonomik GmbH, *Open Power System Data: Day-ahead spot price for Germany in EUR*, https://data.open-power-system-data.org/time_series/ **2017**.
- [153] Fraunhofer ISE, *Monatliche Stromerzeugung in Deutschland im Januar 2017* **2018**, https://www.energy-charts.de/energy_de.htm?source=all-sources&period=monthly&year=2017&month=1.
- [154] G. Tjarks, A. Gibelhaus, F. Lanzerath, M. Müller, A. Bardow, D. Stolten, *Applied Energy* **2018**, 218, 192 – 198. DOI: 10.1016/j.apenergy.2018.02.155.
- [155] T. Smolinka, M. Günther, J. Garcke, *Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien*, in *Kurzfassung des Abschlussberichtes NOW-Studie*, Freiburg im Breisgau **2011**.
- [156] R. Tichler, H. Steinmüller, G. Reiter, *Technoökonomische Studie von Power-to-Gas Konzepten. Teilprojekt D "Wirtschaftlichkeit und Systemanalyse von Power-to-Gas-Konzepten"*, Bonn **2014**.
- [157] R. Turton, *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*, 3rd ed., Prentice Hall PTR international series in the physical and chemical engineering sciences, Prentice Hall, Upper Saddle River, N.J **2009**.
- [158] O. Stein, *Grundzüge der Nichtlinearen Optimierung*, Lehrbuch, Springer Spektrum, Berlin, Heidelberg **2018**.
- [159] T. F. Edgar, D. M. Himmelblau, *Optimization of chemical processes*, McGraw-Hill chemical engineering series, McGraw-Hill, New York **op. 1989**.

- [160] M. Pöschl, S. Ward, P. Owende, *Applied Energy* **2010**, 87 (11), 3305 – 3321.
DOI: 10.1016/j.apenergy.2010.05.011.
- [161] E. J. Hengeveld, W.J.T. van Gemert, J. Bekkering, A. A. Broekhuis, *Biomass and Bioenergy* **2014**, 67, 363 – 371. DOI: 10.1016/j.biombioe.2014.05.017.
- [162] J. M. Egieya, L. Čuček, K. Zirngast, A. J. Isafiade, B. Pahor, Z. Kravanja, *Computers & Chemical Engineering* **2018**. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2018.06.022.
- [163] L. Skovsgaard, H. K. Jacobsen, *Energy Policy* **2017**, 101, 77 – 89. DOI: 10.1016/j.enpol.2016.11.021.
- [164] F. Graf, W. Köppel, R. Erler, S. petzold, *Stand des DVGW-Forschungsprogramms "Biogas"*, <https://docplayer.org/33714243-Stand-des-dvgw-forschungsprogramms-biogas.html> **2009**.
- [165] M. de Wit, A. Faaij, *Biomass and Bioenergy* **2010**, 34 (2), 188 – 202.
DOI: 10.1016/j.biombioe.2009.07.011.
- [166] C. Bidart, M. Fröhling, F. Schultmann, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2014**, 38, 537 – 550. DOI: 10.1016/j.rser.2014.06.005.

10 Formelverzeichnis

C	Volumenstrom Rohbiogas
c_p	Spezifische Wärmekapazität
E_{Bel}	Energiebelegung einer Biogasleitung
E_{BG}	Energiegehalt des Biogases
I	Investition
\dot{m}	Massenstrom
P	Leistung
r_{Puffer}	Pufferradius um einen Punkt zur Modellierung einer Fläche / eines Einzugsgebietes
T	Temperatur in °C
Q	Wärme

11 Abkürzungsverzeichnis

AEL	Alkalischer Elektrolyseur
BGA	Biogaserzeugungsanlage
BGAA	Biogasaufbereitungsanlage
BGEA	Biogaseinspeiseanlagen
BHKW	Blockheizkraftwerk
CAPEX	capital expenditure – Investitionsausgaben
CSTR	complet stirred-tank reactor – Rührkesselreaktor
DWW	Druckwasserwäsche
EE	Erneuerbare Energie
EEG	Erneuerbare-Energien-Gesetz
LHX	liquefying heat exchanger – verflüssigender Wärmeübertrager
LNG	liquefied natural gas – verflüssigtes Erdgas
MFR	methane formation rate – Methanbildungsrate
OPEX	operational expenditure – Betriebsausgaben
PEF	Primärenergiefaktor
PEM	Protonen-Austausch-Membran
PSA	pressure swing adsorption - Druckwechseladsorption
PtG	Power-to-Gas
RHX	recuperative heat exchanger – rekuperativer Wärmeübertrager
SOEC	Hochtemperatur-Elektrolyseur
TBR	trickel-bed reactor – Rieselbettreaktor
VLS	Volllaststunden

12 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Schematische Darstellung der in-situ (oben) und ex-situ (unten) biologische Methanisierung	8
Abbildung 2: Mögliche Freiheitsgrade in PtG-Wertschöpfungsketten	14
Abbildung 3: <i>Ex-situ</i> biologische Methanisierung entweder mit Einspeisung von Methan ins Erdgasnetz oder Strom ins Stromnetz. E: Elektrolyseur, BHWK: Blockheizkraftwerk, R-1: Fermenter, R-2: Methanisierungsreaktor; B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, K-1: Verdichter	17
Abbildung 4: In-situ biologische Methanisierung mit Einspeisung ins Erdgasnetz (E: Elektrolyseur, BHWK: Kraft-Wärme-Kopplungsanlage, R-1: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, K-1: Verdichter).....	18
Abbildung 5: Katalytische Methanisierung von Rohbiogas (E: Elektrolyseur, BHWK: Kraft-Wärme-Kopplungsanlage, R-5: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, F-2: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, R-1 bis R-4: katalytische Reaktoren)	19
Abbildung 6: Biologische Methanisierung von Kohlenstoffdioxid aus einer Biogasaufbereitungsanlage mit Aminwäsche (E: Elektrolyseur, R-1: biologische Methanisierungsreaktor, R-2: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, B-3: Kohlenstoffdioxidbehälter, F-1, F-2: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, K-O1: Absorptionskolonne, KO-2: Desorptionskolonne).....	20
Abbildung 7: Katalytische Methanisierung von Kohlenstoffdioxid aus einer Biogasaufbereitungsanlage mit Aminwäsche (E: Elektrolyseur, R-1, R-2, R-3, R-4: katalytische Methanisierungsreaktoren, R-5: Fermenter, B-1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, B-3: Kohlenstoffdioxidbehälter, F-1, F-2, F-3, F-4: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, K-O1: Absorptionskolonne, KO-2: Desorptionskolonne).....	21
Abbildung 8: Schematische Abbildung eines Prozesses zur Gasverflüssigung, bearbeitet von [68].....	24
Abbildung 9: Vereinfachte Darstellung eines Linde-Prozesses, bearbeitet von [68, 70].....	24
Abbildung 10: Reversed Brayton Prozess zur Verflüssigung von Erdgas, bearbeitet von [66].	25
Abbildung 11: Standard (links) und modifiziertes (rechts) Reversed-Brayton Verfahren zur Verflüssigung von Biomethan, bearbeitet [98, 99].....	26
Abbildung 12: Vereinfachtes Fließschema zum verwendeten Verflüssigungsprozess von Air Liquide in Lidköping, adaptiert von [73].....	27
Abbildung 13: Vereinfachtes Fließschema zum verwendeten Verflüssigungsprozess von Air Liquide in Lidköping, bearbeitet von [73].....	28
Abbildung 14: Schematische Darstellung der Temperaturprofile im rekuperativen Wärmeübertrager (RHX, links) und im verflüssigenden Wärmeübertrager (LHX, rechts) für einen modifizierten Reversed-Brayton Prozess in Abbildung 11 (rechts)	28
Abbildung 15: Verhältnis von Biomethanstrom (m_B) zu Kältemittelstrom (m) als Funktion des Verhältnisses zwischen Hochdruck und Niederdruck im Kältemittelkreislauf beim modifizierten Reversed-Brayton Prozess.	30

Abbildung 16: Anzahl der Biogasanlagen und installierte Leistung in Deutschland von 1992 bis 2017 [85].....	34
Abbildung 17: Entwicklung der Anlagenzahl der Biogasaufbereitungsanlagen und der Einspeisekapazität in Deutschland [88]	35
Abbildung 18: Räumliche Verteilung der Biogaserzeugungsanlagen (links) und der Biogasaufbereitungsanlagen (rechts) nach Leistungsklassen in Deutschland	36
Abbildung 19: Biogasertrag und Methangehalt von herkömmlichen Substraten [97].....	38
Abbildung 20: Klassifizierung von Biogaserzeugungsanlagen nach dem Substratanteil nachwachsender Rohstoffe	38
Abbildung 21: Klassifizierung von Biogaserzeugungsanlagen nach installierter elektrischer Leistung.....	39
Abbildung 22: Entwicklung der Anlagenzahl mit sich ändernden monetären Randbedingungen	40
Abbildung 23: Biogaserzeugungsanlagen mit einer maximalen EEG-Restförderdauer von 5 Jahren (kumuliert, installierte elektrische Leistung ≥ 250 kW).....	41
Abbildung 24: Technische Möglichkeiten zur Speicherung von Wasserstoff.....	43
Abbildung 25: Mehrstufige Verdichtung mit Steuerung des Drucks eines Gasbehälters. B-1: Wasserstoffbehälter, K-1: Verdichter mit Frequenzumrichter, PICS: Druck-Regelung, VC-1, VC-2: Regelventil	44
Abbildung 26: Gestehungskosten zur Speicherung von Wasserstoff. Druckgaskessel mit maximaler Speicherkapazität von 100, 500 und 1.000 kg und maximalem Druck von 200 bar	46
Abbildung 27: PtG-Anlage mit vollständiger Nutzung der Gase. Es erfordert ein System zur vollständigen Speicherung der Gase; E: Elektrolyseur, BHWK: Blockheizkraftwerkanlage, R-2: Fermenter, B-1:Sauerstoffbehälter, B-2: Kohlenstoffdioxidbehälter, B-3: Wasserstoffbehälter, F-1: isothermischer Flash, F-2: isothermischer Flash, K-1: Verdichter, R-1 bis R-4: katalytische Reaktoren, R-2: Fermenter	48
Abbildung 28: Schematische Darstellung des Betriebskreises eines Prozesses mit kompletter Nutzung von Kohlenstoffdioxid bei einer dualen Erzeugung von Strom oder EE-Methan	49
Abbildung 29: Stromverwendung nach Einsatzarten im Szenario „Klima2050“ [119].....	51
Abbildung 30: Regionale Entwicklung der Bereitstellung von Wasserstoff aus EE-Strom.....	52
Abbildung 31: Klärung der Begrifflichkeiten anhand des Fließschemata Biomethanisierung (BGA = Biogaserzeugungsanlage / BGAA = Biogasaufbereitungsanlage)	53
Abbildung 32: Methodik zur Ermittlung des Biomethanisierungspotentials in Deutschland ...	55
Abbildung 33: Selektierte Biogas- und Biogasaufbereitungsanlagen (links: 2020, rechts: 2025)	57
Abbildung 34: Datenbasis der Erdgasinfrastruktur in Deutschland	58
Abbildung 35: Ausschnitt der Entfernungsanalyse Biogaserzeugungsanlage - Erdgasnetz..	59
Abbildung 36: regionalisiertes Methanisierungspotential des Szenario 1 „Größtmögliche Nutzung des grünen CO ₂ im Biogas“ für die Jahre 2020 (links) 2025 (Mitte) und 2050 (rechts)	60
Abbildung 37: H ₂ /CO ₂ -Verhältnis für die Jahre 2020 (links), 2025 (Mitte) und 2050 (rechts) Szenario 2	61
Abbildung 38: regionalisiertes Methanisierungspotential absolut (oben) und spezifisch je Hektar und Jahr (unten) des Szenario 2 „Berücksichtigung vorhandener Wasserstoffmengen aus EE-Strom“ für die Jahre 2020 (links), 2025 (mitte) und 2050 (rechts)	62

Abbildung 39: Schema Biogassammelleitung.....	64
Abbildung 40: Schema der GIS-gestützten Clusterbildung der Biogaserzeugungsanlagen ..	65
Abbildung 41: regionalisiertes Einspeisepotential zur Errichtung von Sammelleitungen	67
Abbildung 42: Schema zur Bestimmung des Gesamtpotentials in Mrd. m ³ i.N./a Biomethan	69
Abbildung 43: regionalisiertes Gesamtpotential 2050	69
Abbildung 44: Schematische Darstellung einer Wertschöpfungskette zur Erzeugung von EE-Methan durch ex-situ biologische Methanisierung. E: Elektrolyseur, BHWK: Blockheizkraftwerk, R-1: Fermenter, R-2: Methanisierungsreaktor; B- 1: Wasserstoffbehälter, B-2: Biogasbehälter, F-1: isothermischer Flash, K-1: Verdichter	72
Abbildung 45: Day-Ahead-Strompreisprofile für das Jahr 2017 für das ganze Jahr (8.760 h/a, oben), Anfang des Jahres (von 0 bis zu 2.000 h, Mitte) und am Ende des Jahres (von 6.800 h bis 8.760 h, unten) [128]	74
Abbildung 46: Schematische Darstellung des Wasserstoffspeichers und seiner betrieblichen und wirtschaftlichen Bedingungen	75
Abbildung 47: Gesteungskosten der Erzeugung von Wasserstoff und EE-Methan mittels <i>ex- situ</i> Methanisierung in einer kleinen und einer großen PtG-Anlage.....	78
Abbildung 48: Betrieb des Elektrolyseurs in einer kleinen PtG-Anlage (500 kW bezogen auf Elektrolyseurleistung) am Anfang des Jahres (zwischen 510 und 610 Std.) ..	79
Abbildung 49: Betrieb des Elektrolyseurs in einer kleinen PtG-Anlage (500 kW bezogen auf Elektrolyseurleistung) am Ende des Jahres, zwischen 7.510 und 7.610 Std. .	80
Abbildung 50: Clusterung mehrerer Biogasanlagen. Durchschnittswert der CO ₂ -Menge erreicht 12,8 mio.m ³ i.N./a	83
Abbildung 51: Beispielhafte Clusterung von Biogasanlagen (BGA). Cluster mit Sammelleitung ID 62.	84
Abbildung 52: Schematische Darstellung des Referenzprozesses zur Methanisierung der CO ₂ Menge durch die Einbindung mehrerer Biogasanlagen. Elektrolyseur (E), Verdichter (V-1), Sammelpunkt (SP), Mehrstufige Reaktoren (R-1 bis R-4)...	85
Abbildung 53: Clusterung mehrerer Biogasanlagen. Cluster mit Sammelleitung ID 62. E: Einspeisepunkt, BGA: Biogasanlage, PtG: Power-to-Gas Anlage, SP: Sammelpunkt, RL: Rohrleitung	86
Abbildung 54: Methode zum Aufbau der Grenzkostenkurve für 156 Cluster von Biogasanlagen in DE	88
Abbildung 55: ID: Identifikator, BGA: Biogasanlage, PtG: Power-to-Gas Anlage, SP: Sammelpunkt, RL: Rohrleitung, E: Einspeisepunkt ins Netz. (*) Gesteungskosten mittels <i>ex-situ</i> biologische Methanisierung ohne Einspeisung ins Erdgasnetz.....	89
Abbildung 56: Verteilung der Gesteungskosten der Clusterung von Biogasanlagen zur Erzeugung von EE-Methan mittels katalytischer Methanisierung.....	90
Abbildung 57: Grenzkostenkurve der Clusterung von Biogasanlagen zur Erzeugung von EE- Methan mittels katalytische Methanisierung.....	90
Abbildung 58: Kumuliertes EE-Methan aus Methanisierung bei Clusterung von Biogasanlagen in Mio. m ³ / i.N./a. Ausblick mit heutigem und zukünftigem Stand der Technik.	91

13 Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Testanlagen zur biologischen Methanisierung	6
Tabelle 2:	Reaktortypen zur biologischen Methanisierung von CO ₂ .	11
Tabelle 3:	Testanlagen zur biologischen Methanisierung	12
Tabelle 4:	Stand der Technik 2017 der chemischen und biologischen Methanisierung in Anlehnung an [4, 37, 38, 68]	13
Tabelle 5:	Wirkungsgrade der einzelnen Komponenten von PtG-Systemen in Anlegung an [37, 77–79]	16
Tabelle 6:	Art der Methanisierung, Erzeugungsmodi und Wahrscheinlichkeit zur Implementierung	22
Tabelle 7:	Effizienz unterschiedlicher Prozesse zur Verflüssigung von Methan	25
Tabelle 8:	Zusammenfassung der Betriebsparameter für die bestehende Prototypanlage in Lidköping (Schweden) und ein Vergleich zwischen den Konstruktionsdaten und den berechneten Werten unter Verwendung der oben präsentierten thermodynamischen Modellierung	31
Tabelle 9:	Aktueller Stand Biogaserzeugungs- und -aufbereitungsanlagen	36
Tabelle 10:	Begriffsdefinitionen erneuerbare Gase	53
Tabelle 11:	Anzahl an Biogasanlagen mit EEG-Restförderdauer größer 5 Jahren (installierte elektrische Leistung von mind. 250 kW (Bezugsjahr: 2017)	56
Tabelle 12:	Anzahl der selektierten Biogasanlagen (> 250 kW; EEG-Restlaufzeit) mit einem maximalen Abstand von 1 km, 5 km und 10 km von der Erdgasinfrastruktur für die Jahre 2020 bis 2040	59
Tabelle 13:	Entwicklung des Biomethanisierungspotentials in Mrd. m ³ i.N./a für zwei Szenarien	63
Tabelle 14:	Einfluss der maximalen Entfernung zum Erdgasnetz auf das Einspeisepotential basierend auf Biogassammelleitungen	66
Tabelle 15:	Klassifizierung Biogaserzeugungsanlagen nach Leistungsklassen	70
Tabelle 16:	Statistische Parameter des Day-ahead-Strompreises in Deutschland 2017, nach [128]	74
Tabelle 17:	Techno-ökonomische Parameter für die Berechnung der Gesteigungskosten der Elektrolyseur- und Methanisierungsanlagen, in Anlehnung an [44, 99, 113, 132]	76
Tabelle 18:	Wirtschaftliche Parameter zur Berechnung der Gesteigungskosten	76
Tabelle 19:	Gesteigungskosten von EE-Methan und Wasserstoff für eine kleine und eine große PtG-Anlage gekoppelt an eine Biogasanlage	78
Tabelle 20:	Techno-ökonomische Parameter des Wasserstoffbehälters für die Zwischenspeicherung von Wasserstoff in einer kleinen und einer großen PtG-Anlage.	81
Tabelle 21:	Kernergebnisse der techno-ökonomischen Abschätzung beider PtG-Anlagen mit Zwischenspeicherung von Wasserstoff.	81
Tabelle 22:	Technische und wirtschaftliche Parameter der PtG-Anlagen mit Ausblick 2020-2030.	87
Tabelle 23:	Ergebnisse der Kostenabschätzung zur Gesteigungskosten von Biomethan mittels Clusterung von Biogasanlagen.	88