Unabhängige Unternehmensgruppe des DVGW

DBI Gruppe

www.dbi-gruppe.de

PtX+Wärme

Power-to-x und Wärmewende – Synergien und Herausforderungen

Abschlussbericht



Energie mit Zukunft. Umwelt und Verantwortung.

© Adobe Stock - Maksym Yemelyanov

Impressum

Abschlussbericht

PtX+Wärme

Power-to-x und Wärmewende – Synergien und Herausforderungen

Autoren

M.Sc. Michael Griesbach

Dipl.-Ing. Michael Kühn

Durchführung

Projektleitung

Dipl.-Ing. Michael Kühn
michael.kuehn@dbi-gruppe.de
T +49 3731 4195-326

Kontakt

DBI - Gastechnologisches Institut gGmbH Freiberg
Halsbrücker Straße 34
D-09599 Freiberg

www.dbi-gruppe.de

Inhalt

Abbildungsverzeichnis 5
Tabellenverzeichnis 6
Formelzeichen-, Index- und Abkürzungsverzeichnis 7
1 Einleitung 8
2 Grundlegende Betrachtung und Bewertung der einzelnen Prozessschritte 9
2.1 Biogas und Anlagenbestand 9
2.2 Aufbereitung von Biogas und CO_2-Abtrennung 9
2.3 Bereitstellung von grünem Wasserstoff 12
2.4 Power-to-X-Anwendungen 13
2.4.1 Methanisierung 13
2.4.2 Methanolsynthese 15
2.4.3 DME-Synthese 16
2.4.4 Fischer-Tropsch-Synthese 17
2.4.5 Vergleich der PtX-Anwendungen 18
2.5 Nutzung von Abwärme, Wärmeeinbindung 19
2.6 Ableitung eines Grundkonzeptes 20
3 Abwärmenutzung am Beispiel einer fiktiven Biogasanlage mit integriertem Power-to-X-Prozess 22
3.1 Festlegung der Prozessparameter 22
3.2 Prozessvarianten und Anlagenauslegung 25
3.2.1 Prozessvariante 1 25
3.2.2 Prozessvariante 2 30
3.3 Variantenvergleich 32
4 Wirtschaftlichkeitsberechnung 34
4.1 Technische Komponenten der Wärmeintegration 34
4.2 Ermittlung der Investitionskosten (CAPEX) 35
4.3 Ermittlung der Betriebskosten (OPEX) 37
4.4 Berechnung der Wärmegestehungskosten 38
4.5 Sensitivitätsanalyse 38
5 Technische und wirtschaftliche Bewertung 40
6 Zusammenfassung 42
Literatur **Fehler! Textmarke nicht definiert.**

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Ansätze zur Abtrennung von CO_2 aus Biogas nach [9] 10
Abbildung 2: Verfahrensschema der CO_2-Abtrennung mittels Aminwäsche [14] 11
Abbildung 3: Schematischer Aufbau eines PEM-Elektrolyseurs nach [19] 13
Abbildung 4: Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese nach der Anderson-Schulz-Flory Verteilung 18
Abbildung 5: Vereinfachte Darstellung des Grundkonzeptes 20
Abbildung 6: Prozessvariante 1 ohne interne Wärmenutzung 25
Abbildung 7: Darstellung der Wärmeströme der Prozessvariante 1 29
Abbildung 8: Prozessvariante 2 mit interner Wärmenutzung 30
Abbildung 9: Darstellung der Wärmeströme der Prozessvariante 2 31

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Übersicht der Verfahren zur Abtrennung von CO_2 aus Biogas 10
Tabelle 2: Typische Prozessparameter und Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese 18
Tabelle 3: Übersicht der PtX-Anwendungen 19
Tabelle 4: Spezifische Betriebsparameter der Aminwäsche nach [61] 22
Tabelle 5: Spezifische Betriebsparameter der Elektrolyse [62] 23
Tabelle 6: Spezifische Betriebsparameter der katalytischen Methanisierung nach [63] 23
Tabelle 7: Temperaturniveaus der verschiedenen Abwärmequellen und zugehörigen Wärmeträgermedien 24
Tabelle 8: Arbeitspunkte der Wärmepumpen 24
Tabelle 9: Iteration zur Bestimmung des Wärmebedarfes und des aufzubereitenden Biogasvolumenstromes 26
Tabelle 10: Ergebnisse der Wärmepumpenauslegung für die Elektrolyse und die Niedertemperaturabwärme 29
Tabelle 11: Ergebnisse der Auslegung für Prozessvariante 2 31
Tabelle 12: Dimensionierung der Wärmeübertrager 32
Tabelle 13: Vergleich der beiden Prozessvarianten 33
Tabelle 14: Anschaffungskosten der Wärmeübertrager (Preisbasis 2025) 36
Tabelle 15: Investitionskosten der Wärmeintegration (Preisbasis 2025) 37
Tabelle 16: Jährliche Betriebskosten der Wärmeintegration 37
Tabelle 17: Wärmegestehungskosten der Wärmeintegration 38
Tabelle 18: Sensitivitätsanalyse der Wärmegestehungskosten 39

Formelzeichen-, Index- und Abkürzungsverzeichnis

A:	Fläche
AEL:	alkalische Elektrolyse
BHKW:	Blockheizkraftwerk
C:	Kosten
CAPEX:	Investitionskosten
CEPCI:	Chemical Engineering Plant Cost Index
COP:	Leistungszahl der Wärmepumpe
DEA:	Diethanolamin
dena:	Deutsche Energieagentur
DME:	Dimethylether
DWW:	Druckwasserwäsche
FTS:	Fischer-Tropsch-Synthese
h:	Enthalpie
HT:	Hochtemperatur
H_u:	Heizwert
k:	Wärmedurchgangskoeffizient
KSG:	Bundes-Klimaschutzgesetz
$\dot{m}$:	Massenstrom
MDEA:	Methyldiethanolamin
MEA:	Monoethanolamin
MSR:	Mess-, Steuer-, Regelungstechnik
NT:	Niedertemperatur
OPEX:	Betriebskosten
P:	elektrische Leistung
PEM:	Proton Exchange Membrane
PSA:	Pressure Swing Adsorption
PtX:	Power-to-X
$\dot{Q}$:	Wärmestrom
RWGS:	Reverse Water-Gas Shift
SAF:	Sustainable Aviation Fuel
SNG:	Synthetic Natural Gas
T:	Temperatur in K
$\dot{V}$:	Volumenstrom
WGK:	Wärmegestehungskosten
WGS:	Water-Gas Shift
x:	Stoffmengenanteil
ΔH_R:	Reaktionsenthalpie
η:	Wirkungsgrad
θ:	logarithmische Temperaturdifferenz

1 Einleitung

Zur Erreichung der im Bundes-Klimaschutzgesetz (KSG) verankerten Netto-Treibhausgasneutralität bis zum Jahr 2045 sind im Zuge der Energiewende weitere umfassende Maßnahmen erforderlich [1]. Dabei werden unterschiedliche technologische Ansätze diskutiert, um die gesetzlich festgelegten Klimaschutzziele zu erreichen. Ein besonderer Schwerpunkt liegt auf der Dekarbonisierung der kommunalen Wärmeversorgung. Neben der dezentralen Wärmebereitstellung mittels Wärmepumpen und der Substitution von fossilem Erdgas durch klimaneutrale Gase stellt der Anschluss von Gebäuden an Wärmenetze eine weitere Option dar. Voraussetzung hierfür ist jedoch die Bereitstellung einer klimaneutralen Wärmeversorgung.

Ein vielversprechender Ansatz zur klimaneutralen Wärmebereitstellung ist die Nutzung von Abwärme aus sogenannten Power-to-X-Prozessen (PtX), die im Rahmen der vorliegenden Studie näher untersucht wird. PtX-Prozesse ermöglichen die Umwandlung elektrischer Energie, insbesondere aus erneuerbaren Quellen, in stoffliche Energieträger und chemische Produkte, die fossile Rohstoffe und Energieträger ersetzen können. Durch die Kombination verschiedener Technologien lässt sich eine integrierte Prozess- und Wertschöpfungskette realisieren, die von der Nutzung erneuerbaren Stroms und der stofflichen Verwertung von CO_2 über die Synthese klimaneutraler Produkte bis hin zur Auskopplung und Nutzung der anfallenden Prozessabwärme reicht.

Im Mittelpunkt der Untersuchung steht die Nutzung von CO_2 aus dezentralen Biogasanlagen als Ausgangsstoff für nachgeschaltete PtX-Prozesse. Die Konzeption einer entsprechenden Prozesskette umfasst mehrere technische Teilbereiche:

- Aufbereitung von Biogas und CO_2-Abtrennung
- Wasserstoffbereitstellung durch Elektrolyse
- H_2-/CO_2-basierte PtX-Prozesse
- Einbindung der Prozessabwärme in Wärmenetze

Die genannten Teilbereiche werden zunächst hinsichtlich ihrer technologischen Eigenschaften, Einsatzmöglichkeiten und relevanten Rahmenbedingungen betrachtet und vergleichend bewertet. Auf dieser Grundlage werden geeignete Vorzugsoptionen für die einzelnen Prozessschritte identifiziert. Anschließend wird anhand einer modellhaften Beispielanlage das Potenzial zur Nutzung der anfallenden Prozessabwärme untersucht. Abschließend erfolgt eine wirtschaftliche Bewertung des betrachteten Gesamtkonzepts unter Berücksichtigung der wesentlichen technischen und ökonomischen Einflussgrößen

2 Grundlegende Betrachtung und Bewertung der einzelnen Prozessschritte

2.1 Biogas und Anlagenbestand

Biogas entsteht durch die anaerobe Vergärung organischer Substrate und besteht im Wesentlichen aus Methan und Kohlenstoffdioxid. In Abhängigkeit von den eingesetzten Substraten und den Prozessbedingungen beträgt der Methananteil typischerweise 40 – 75 Vol.-%, während der CO_2-Anteil zwischen 15 und 60 Vol.-% liegt. Für vereinfachte Betrachtungen wird häufig eine Zusammensetzung von etwa 60 Vol.-% CH_4 und 40 Vol.-% CO_2 angenommen. Darüber hinaus enthält Rohbiogas weitere Bestandteile, darunter Wasserdampf, Schwefelwasserstoff, Stickstoff, Sauerstoff, Ammoniak und Siloxane [2], [3], [4].

Biomethan bezeichnet aufbereitetes Biogas, bei dem Kohlendioxid sowie weitere Begleitstoffe weitgehend entfernt wurden, sodass ein Gas mit Erdgas vergleichbarer Qualität entsteht. Der Methangehalt liegt typischerweise bei über 95 Vol.-%. Biomethan kann in das Erdgasnetz eingespeist, als Kraftstoff genutzt oder als Ausgangsstoff für weitere Power-to-X-Prozesse verwendet werden [2], [3], [4], [5].

In Deutschland existieren aktuell etwa 9600 Biogasanlagen [6], [7]. Für die Einspeisung von Biomethan werden etwa 280 Anlagen mit einem energetischen Potenzial von 12,8 TWh Biomethan genutzt. Für eine Umstellung auf die Produktion von Biomethan sind ca. 1.200 Anlagen mit einem Biogasvolumenstrom von über 250 m³/h geeignet. Ca. 2/3 dieser Anlagen finden sich im Bereich von 250 – 500 m³/h [8], [9].

2.2 Aufbereitung von Biogas und CO_2-Abtrennung

Der vergleichsweise hohe CO_2-Anteil verringert den volumetrischen Heizwert und den Wobbe-Index des Biogases und schränkt damit dessen direkte Nutzung als Erdgasersatz oder Kraftstoff ein. Zudem können Begleitstoffe wie Schwefelwasserstoff, Wasser und Siloxane Korrosion, Ablagerungen sowie Schäden an nachgeschalteten Anlagenkomponenten verursachen. Daher ist vor einer weitergehenden Nutzung in der Regel eine Gasreinigung erforderlich, bei der störende Begleitstoffe entsprechend den Anforderungen der nachfolgenden Prozessschritte entfernt werden. Daran schließt sich die eigentliche Biogasaufbereitung, auch als Biogas-Upgrading bezeichnet, an. Dabei wird CO_2 aus dem Rohbiogas abgetrennt, um den Methananteil zu erhöhen und die Gasqualität an die Anforderungen der vorgesehenen Nutzung anzupassen. Ziel des Biogas-Upgradings ist die Erzeugung eines methanreichen Gasstroms mit einem CH_4-Gehalt von typischerweise mindestens 95 Vol.-%. Für die Einspeisung in das Erdgasnetz müssen darüber hinaus die jeweils geltenden Anforderungen an die Gasbeschaffenheit eingehalten werden [5]. Das aufbereitete Biogas wird als Biomethan bezeichnet und kann u.a. in das Erdgasnetz eingespeist werden [2], [3], [4].

Für die Abtrennung des im Biogas enthaltenen CO_2 stehen verschiedene verfahrenstechnische Ansätze zur Verfügung, die in Abbildung 1 zusammenfassend dargestellt sind. Zu den etablierten Technologien zählen insbesondere absorptive Verfahren, die auch als Gaswäsche bezeichnet werden und sich in physikalische und chemische Absorptionsverfahren unterteilen lassen [10], [11].

Bei der physikalischen Gaswäsche wird CO_2 unter erhöhtem Druck in einem geeigneten Waschmittel, beispielsweise Wasser oder einem organischen Lösungsmittel, gelöst. Die Abtrennung erfolgt dabei aufgrund der unterschiedlichen Löslichkeiten der Gaskomponenten. Bei der chemischen Gaswäsche wird CO_2 hingegen durch eine chemische Reaktion mit dem Waschmittel gebunden. Hierfür kommen überwiegend aminbasierte Waschlösungen zum Einsatz.

Neben den absorptiven Verfahren haben sich auch adsorptive Trennverfahren, insbesondere die Druckwechseladsorption (Pressure Swing Adsorption, PSA), in der Biogasaufbereitung etabliert. Dabei werden die unterschiedlichen Adsorptionseigenschaften der Gaskomponenten an geeigneten Feststoffen zur CO_2-Abtrennung genutzt. Weitere technologische Ansätze umfassen die membranbasierte Gastrennung sowie kryogene Trennverfahren. Während Membranverfahren zunehmend Anwendung in der industriellen Biogasaufbereitung finden, sind kryogene Verfahren aufgrund ihres vergleichsweise hohen Energie- und Anlagenaufwands bislang weniger verbreitet [10], [11], [12].

.

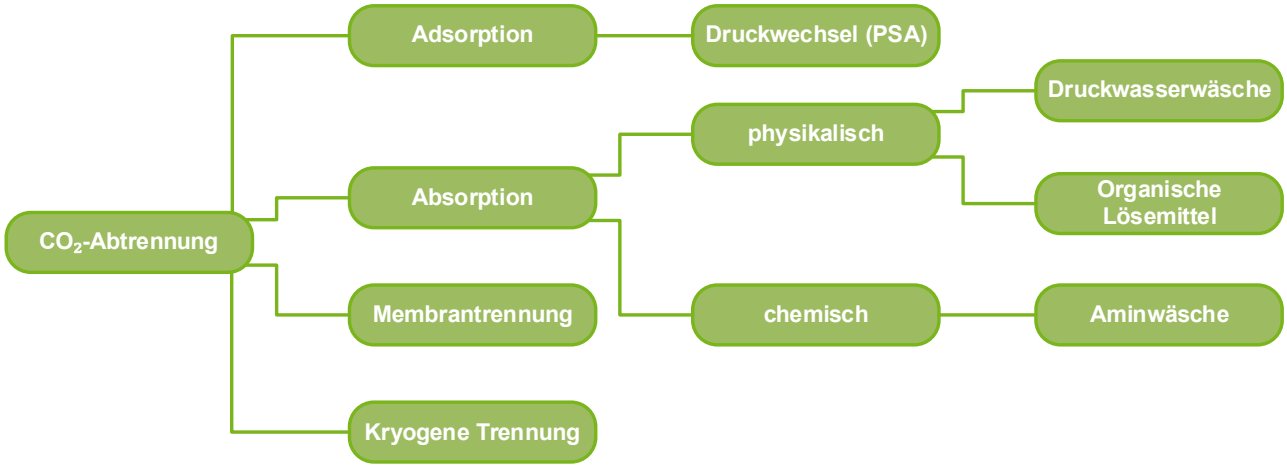


Abbildung 1: Ansätze zur Abtrennung von CO_2 aus Biogas nach [10]

Einen Vergleich der verschiedenen CO_2-Abtrennverfahren hinsichtlich ihres Energiebedarfs und der auftretenden Temperaturniveaus zeigt Tabelle 1. Die Druckwasserwäsche (DWW) dient dabei exemplarisch zur Darstellung der physikalischen Absorptionsverfahren. Aus dem Vergleich geht hervor, dass die Aminwäsche den geringsten elektrischen Energiebedarf aufweist. Dies ist insbesondere darauf zurückzuführen, dass die übrigen betrachteten Verfahren einen hohen Verdichtungsaufwand erfordern. Im Gegensatz dazu weist die Aminwäsche einen signifikanten thermischen Energiebedarf auf, da für die Regeneration des Waschmittels und die damit verbundene Desorption des gebundenen CO_2 Wärme zugeführt werden muss. Gleichzeitig erreicht die Aminwäsche unter den betrachteten Verfahren das höchste Temperaturniveau, wodurch sich grundsätzlich Potenziale für die Nutzung der anfallenden Prozessabwärme ergeben.

Aufgrund ihrer breiten industriellen Anwendung, des vergleichsweise geringen elektrischen Energiebedarfs und der potenziellen Möglichkeiten zur Abwärmenutzung wird die Aminwäsche als Vorzugsverfahren für das im weiteren Verlauf der Studie betrachtete Anlagenkonzept ausgewählt.

Tabelle 1: Übersicht der Verfahren zur Abtrennung von CO_2 aus Biogas

		DWW	Aminwäscher	PSA	Membran
Strombedarf	kWh/m³	0,25 – 0,46	0,12 – 0,27	0,26 – 0,46	0,25 – 0,45
Wärmebedarf	kWh/m³	nicht signifikant	0,4 – 0,8	nicht signifikant	nicht signifikant
Max. Temperaturniveau	°C	40 – 80	120 – 150	40 – 100	40 – 80
Methanschlupf	%	1 – 2	<0,1 – 0,5	1 – 3	1 – 5
CH_4-Reinheit	%	95 – 98	>95 – 99	96 – 99	90 – 99

Aminwäsche

Die Aminwäsche ist ein chemisches Absorptionsverfahren, bei dem CO_2 mithilfe wässriger Alkanolaminlösungen aus dem Biogas abgetrennt wird. Zu den häufig eingesetzten Waschmitteln zählen Monoethanolamin (MEA), Diethanolamin (DEA) und Methyldiethanolamin (MDEA) oder Mischungen dieser. Je nach Verfahren können zusätzlich Aktivatoren oder Stabilisatoren eingesetzt werden, um die Absorptionskinetik zu verbessern, unerwünschte Nebenreaktionen zu begrenzen und die Stabilität des Waschmittels zu erhöhen [13], [14]. Vor dem Eintritt in die Aminwäsche ist in der Regel eine weitgehende Entschwefelung des Rohbiogases erforderlich, da insbesondere Schwefelwasserstoff die Waschmittelleistung beeinträchtigen, den Regenerationsaufwand erhöhen und Korrosion begünstigen kann.

Der Prozess umfasst im Wesentlichen zwei verfahrenstechnische Hauptkomponenten: den Absorber und den Regenerator, der auch als Stripper bezeichnet wird (vgl. Abbildung 2) [3], [13], [14]. Im Absorber wird das vorbehandelte Biogas im Gegenstrom mit der regenerierten, gering beladenen Aminlösung in Kontakt gebracht. Dabei tritt das Biogas am unteren Ende der Kolonne ein, während die Aminlösung von oben zugeführt wird. Durch die chemische Reaktion mit den enthaltenen Aminen wird CO_2 selektiv aus dem Gasstrom aufgenommen. Da die Absorption exotherm verläuft, steigt die Temperatur der Waschlösung im Verlauf des Prozesses an. Typische Betriebstemperaturen liegen zwischen 20 und 65 °C, wobei die tatsächliche Temperaturverteilung von den Betriebsbedingungen und dem eingesetzten Waschmittel abhängt. Die Absorption erfolgt üblicherweise bei niedrigen Drücken von etwa 1 – 2 bar [3]. Das aufbereitete, methanreiche Gas verlässt den Absorber am Kolonnenkopf. Dabei können Methangehalte von über 98 – 99 Vol.-% bei einem geringen Methanschlupf von typischerweise unter 0,1 – 0,5 % erreicht werden [4].

Die mit CO_2 beladene Aminlösung wird am unteren Ende des Absorbers abgezogen und zunächst über einen Wärmeübertrager durch die heiße, regenerierte Waschlösung vorgewärmt. Anschließend gelangt sie in den Regenerator, in dem das chemisch gebundene CO_2 durch Wärmezufuhr wieder aus der Lösung freigesetzt wird. Die Regeneration erfolgt typischerweise bei Temperaturen von etwa 120 – 150 °C und Drücken zwischen 1,5 und 3 bar [3], [4]. Die erforderliche thermische Energie wird über einen Reboiler bereitgestellt. Der dabei entstehende Dampf unterstützt die Desorption des CO_2. Am Kopf des Regenerators wird ein CO_2-reicher Gasstrom abgeführt, aus dem durch anschließende Abkühlung und Kondensation ein Großteil des enthaltenen Wasserdampfs entfernt werden kann. Die regenerierte Aminlösung wird nach der internen Wärmerückgewinnung weiter abgekühlt und erneut dem Absorber zugeführt. Auf diese Weise entsteht ein kontinuierlicher Waschmittelkreislauf.

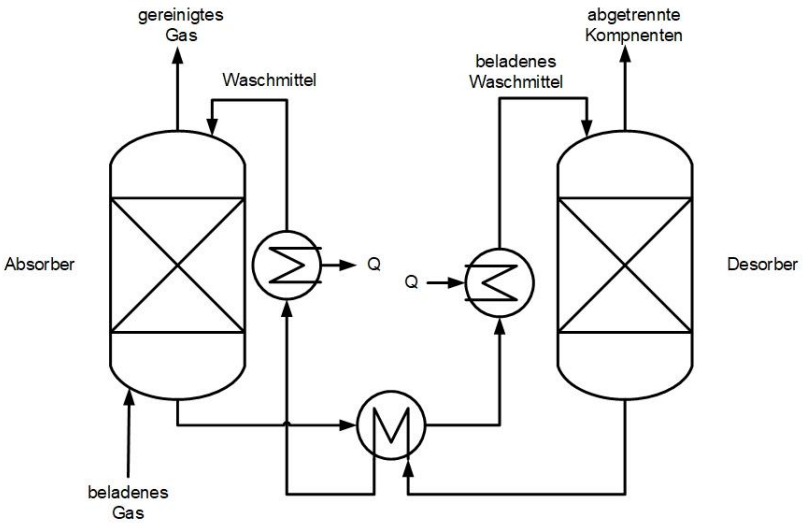


Abbildung 2: Verfahrensschema der CO_2-Abtrennung mittels Aminwäsche [15]

Der wesentliche energetische Aufwand der Aminwäsche entfällt auf die thermische Regeneration der beladenen Waschlösung. Der erforderliche Wärmebedarf hängt insbesondere von der Zusammensetzung des Biogases, dem eingesetzten Waschmittel, der angestrebten CO_2-Abtrennrate sowie der verfahrenstechnischen Auslegung ab. In der Literatur werden spezifische Wärmebedarfe von etwa

0,4 – 0,8 kWh/m³ Biogas angegeben. Andere Quellen nennen, abhängig von den betrachteten Systemgrenzen und Betriebsbedingungen, niedrigere Werte zwischen 0,05 und 0,25 kWh/m³ Biogas [4], [12].

Für die Integration in Power-to-X-Prozessketten ist die Aminwäsche insbesondere aufgrund der Möglichkeit zur Bereitstellung eines konzentrierten, biogenen CO_2-Stroms von Interesse. Dieser kann nach einer gegebenenfalls erforderlichen weiteren Aufbereitung als Kohlenstoffquelle für nachgeschaltete Syntheseprozesse, beispielsweise die Methanisierung, genutzt werden. Darüber hinaus ergeben sich innerhalb des Waschmittelkreislaufs verschiedene Potenziale zur Wärmerückgewinnung. Insbesondere bei der Abkühlung der regenerierten Aminlösung sowie bei der Kondensation des wasserdampfhaltigen CO_2-Stroms können Wärmemengen anfallen, die sich unter geeigneten Randbedingungen für eine weitere Nutzung eignen. Das tatsächlich verfügbare Temperaturniveau und die nutzbare Wärmemenge hängen dabei von der Prozessauslegung und der internen Wärmerückgewinnung ab.

2.3 Bereitstellung von grünem Wasserstoff

Als grüner Wasserstoff wird Wasserstoff bezeichnet, der mittels Wasserelektrolyse unter Einsatz von Strom aus erneuerbaren Energiequellen hergestellt wird [16]. Bei der Elektrolyse wird Wasser durch die Zufuhr elektrischer Energie in molekularen Wasserstoff und Sauerstoff zerlegt. Die zugrunde liegende Gesamtreaktion ist in Gleichung (1) dargestellt.

$$2H_2O \rightleftharpoons 2H_2 + O_2 \qquad \Delta H_R = 285{,}9\,\frac{kJ}{mol} \qquad (1)$$

Die Reaktion ist endotherm und weist unter Standardbedingungen eine Reaktionsenthalpie von 285,9 kJ/mol, bezogen auf ein Mol umgesetztes Wasser, auf. Die erforderliche Energie wird bei der Niedertemperaturelektrolyse überwiegend in Form elektrischer Energie bereitgestellt. Aufgrund elektrochemischer und ohmscher Verluste entsteht im praktischen Betrieb jedoch auch Wärme, die zur Aufrechterhaltung der erforderlichen Betriebstemperatur abgeführt werden muss.

Zu den technisch etablierten Verfahren der Niedertemperaturelektrolyse zählen insbesondere die alkalische Elektrolyse (AEL) und die Protonenaustauschmembran-Elektrolyse (Proton Exchange Membrane, PEM). Beide Verfahren unterscheiden sich im Wesentlichen hinsichtlich des verwendeten Elektrolyten, des Ionentransports und der Betriebsbedingungen [17], [18].

Sowohl bei der alkalischen als auch bei der PEM-Elektrolyse entsteht während des Betriebs Abwärme, die über Kühlsysteme abgeführt werden muss. Aufgrund der ähnlichen Betriebstemperaturen von etwa 50 – 80 °C weisen beide Verfahren vergleichbare Voraussetzungen für eine Abwärmenutzung auf. Eine Einbindung in Wärmenetze ist grundsätzlich möglich, wobei abhängig vom erforderlichen Temperaturniveau eine zusätzliche Wärmepumpe notwendig sein kann.

Für die weitere Betrachtung wird die PEM-Elektrolyse ausgewählt. Ausschlaggebend sind insbesondere ihr dynamisches Betriebsverhalten und ihre Eignung zur Nutzung fluktuierender erneuerbarer Energien. Zudem ist die PEM-Elektrolyse in Deutschland bereits weit verbreitet: Nach Angaben der Deutschen Energie-Agentur (dena) entfallen rund 85 % der bereits installierten Elektrolysekapazitäten auf diese Technologie. Auch bei fortgeschrittenen Projekten mit geplanter Inbetriebnahme bis 2032 dominiert die PEM-Elektrolyse mit einem Anteil von etwa 60 % der geplanten Kapazität [19].

PEM-Elektrolyse

Bei der PEM-Elektrolyse sind Anode und Kathode durch eine protonenleitende Polymer-Elektrolyt-Membran voneinander getrennt. Im Gegensatz zur alkalischen Elektrolyse wird kein flüssiger alkalischer Elektrolyt benötigt, da der Ionentransport durch die feste Polymermembran erfolgt. Der schematische Aufbau einer PEM-Elektrolysezelle ist in Abbildung 3 dargestellt [17], [18].

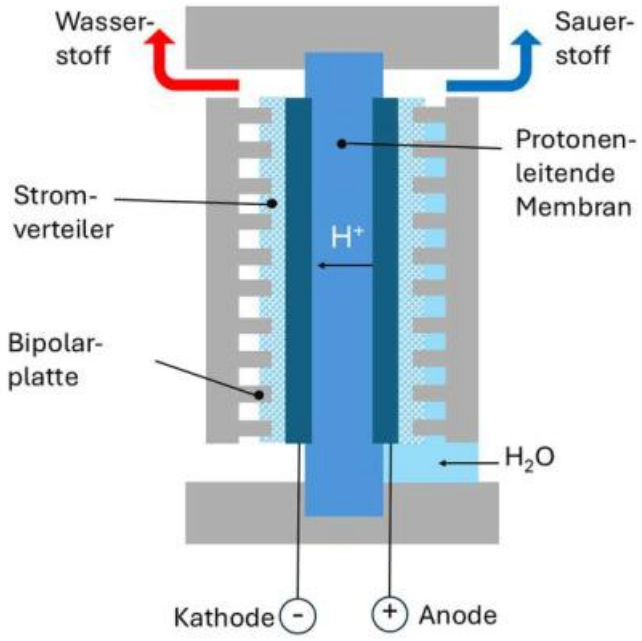


Abbildung 3: Schematischer Aufbau eines PEM-Elektrolyseurs nach [20]

Auf der Anodenseite wird Wasser zugeführt, das unter Abgabe von Elektronen zu Sauerstoff und Protonen (H^+) oxidiert wird.

$$H_2O \rightarrow \frac{1}{2}O_2 + 2H^+ + 2e^- \quad (2)$$

Der gebildete Sauerstoff wird auf der Anodenseite abgeführt, während die Protonen durch die Polymermembran zur Kathode transportiert werden. Dort reagieren sie unter Aufnahme von Elektronen zu molekularem Wasserstoff.

$$2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2 \quad (3)$$

Der erzeugte Wasserstoff wird auf der Kathodenseite abgeführt. Die Polymermembran übernimmt dabei sowohl die Funktion des Ionentransports als auch die weitgehende Trennung der beiden Produktgase.

Analog zur alkalischen Elektrolyse werden mehrere PEM-Elektrolysezellen zu Stacks zusammengefasst, um höhere Wasserstoffproduktionskapazitäten zu erreichen. Ein wesentlicher Vorteil der PEM-Elektrolyse liegt in ihrer hohen Stromdichte und ihrem dynamischen Betriebsverhalten. Dadurch eignet sie sich insbesondere für den Betrieb mit fluktuierender Strombereitstellung aus erneuerbaren Energiequellen.

PEM-Elektrolyseure werden typischerweise bei Temperaturen zwischen 50 und 80 °C und Stromdichten von etwa 0,6 – 2,0 A/cm² betrieben [17], [18].

2.4 Power-to-X-Anwendungen

2.4.1 Methanisierung

Die Methanisierung basiert auf der 1902 beschriebenen Sabatier-Reaktion, bei der Kohlenstoffdioxid mit Wasserstoff zu Methan und Wasser umgesetzt wird, vgl. Gleichung (4). Die Reaktion verläuft stark exotherm. Alternativ kann die Methansynthese auch ausgehend von Kohlenmonoxid nach Gleichung (5) erfolgen. Beide Reaktionswege sind über die Wassergas-Shift-Reaktion (Water-Gas Shift, WGS), Gleichung (6), miteinander verknüpft [21].

$$CO_2 + 4H_2 \rightleftharpoons CH_4 + 2H_2O \qquad \Delta H_R = -165\frac{kJ}{mol} \qquad (4)$$

$$CO + 3H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O \qquad \Delta H_R = -206\frac{kJ}{mol} \qquad (5)$$

$$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2 \qquad \Delta H_R = -41\frac{kJ}{mol} \qquad (6)$$

Für die technische Umsetzung der Methanisierung stehen grundsätzlich zwei Verfahrensansätze zur Verfügung: die biologische und die katalytische Methanisierung.

Biologische Methanisierung

Die biologische Methanisierung beruht auf der Umsetzung von CO_2 und H_2 zu Methan durch methanogene Archaeen. Der Prozess findet üblicherweise bei Temperaturen von 35 – 40 °C (mesophil) oder 45 – 70 °C (thermophil) statt. Vorteile des Verfahrens sind die vergleichsweise niedrigen Betriebstemperaturen sowie eine gewisse Toleranz gegenüber Begleitstoffen im zugeführten Gas. Allerdings ist die großtechnische Anwendung bislang nur begrenzt etabliert. Eine wesentliche Herausforderung stellt die vergleichsweise geringe volumetrische Methanbildungsrate dar, die insbesondere bei größeren Produktionskapazitäten hohe Reaktorvolumina erforderlich machen kann [22].

Katalytische Methanisierung

Bei der katalytischen Methanisierung werden Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff an einem geeigneten Katalysator, beispielsweise auf Nickel- oder Rutheniumbasis, zu Methan umgesetzt [23]. Aufgrund des stark exothermen Reaktionsverlaufs stellt die Temperaturregelung eine wesentliche Herausforderung der Prozessführung dar. Zu hohe Temperaturen verschieben das Reaktionsgleichgewicht in Richtung der Edukte und können unerwünschte Nebenreaktionen begünstigen. Hierzu zählt insbesondere die Bildung von festem Kohlenstoff, beispielsweise durch die Methanpyrolyse nach Gleichung (7).

$$CH_4 \rightleftharpoons 2H_2 + C \qquad \Delta H_R = 74{,}6\frac{kJ}{mol} \qquad (7)$$

Der entstehende Kohlenstoff kann sich auf der Katalysatoroberfläche ablagern und dadurch die katalytische Aktivität beeinträchtigen. Eine gezielte Temperaturführung und Wärmeabfuhr sind daher für einen stabilen und effizienten Anlagenbetrieb von entscheidender Bedeutung. Technisch kommen hierfür insbesondere Festbett- und Wirbelschichtreaktoren zum Einsatz.

Bei Festbettreaktoren befindet sich der Katalysator in Form einer feststehenden Schüttung innerhalb des Reaktors, die von den Eduktgasen durchströmt wird. Die Methanisierung erfolgt dabei an der Oberfläche der Katalysatorpartikel. Typische Betriebsbedingungen liegen bei Temperaturen von 300 – 450 °C und Drücken von bis zu 30 bar [23]. Zur Begrenzung der Reaktionstemperatur können mehrere Festbettreaktoren in Reihe geschaltet werden, wobei das Gas zwischen den einzelnen Reaktionsstufen abgekühlt wird. Alternativ kann die Reaktionswärme durch eine direkte Kühlung innerhalb des Reaktors abgeführt werden. Letztere ermöglicht eine gleichmäßigere Temperaturführung und kann dadurch höhere Umsätze begünstigen, ist jedoch mit einem erhöhten apparativen Aufwand verbunden [22].

Bei Wirbelschichtreaktoren werden die Katalysatorpartikel durch den Gasstrom in Bewegung versetzt und bilden eine Wirbelschicht. Durch die intensive Durchmischung ergeben sich ein verbesserter Wärmeübergang und eine vergleichsweise gleichmäßige Temperaturverteilung im Reaktor. Die entstehende Reaktionswärme kann über integrierte Wärmeübertrager abgeführt werden, sodass eine einstufige Reaktorführung möglich ist. Typische Betriebsbedingungen umfassen Temperaturen von bis zu 600 °C und Drücke zwischen 20 und 60 bar [23]. Nachteilig sind insbesondere die mechanische Beanspruchung der Katalysatorpartikel sowie der damit verbundene Abrieb, der zu Katalysatorverlusten und Erosion an den Anlagenkomponenten führen kann.

Für die im Rahmen dieser Studie betrachtete Abwärmenutzung sind beide Reaktorkonzepte grundsätzlich geeignet, da die exotherme Reaktion Wärme auf einem hohen Temperaturniveau bereitstellt. Während

Wirbelschichtreaktoren Vorteile hinsichtlich der Temperaturverteilung und kontinuierlichen Wärmeabfuhr bieten, ermöglichen mehrstufige Festbettreaktoren eine gezielte Wärmeauskopplung zwischen den einzelnen Reaktionsstufen. Damit bieten sie geeignete Voraussetzungen für die Integration in das betrachtete Wärmenutzungskonzept.

2.4.2 Methanolsynthese

Die Methanolsynthese ist ein industriell etabliertes Verfahren zur Herstellung von Methanol, einer der weltweit bedeutendsten Grundchemikalien. Die Synthese erfolgt durch katalytische Hydrierung von Kohlenstoffmonoxid beziehungsweise Kohlenstoffdioxid mit Wasserstoff. Industriell kommen hierfür überwiegend Katalysatoren auf Basis von Kupfer, Zinkoxid und Aluminiumoxid ($Cu/ZnO/Al_2O_3$) zum Einsatz. Die beiden Synthesewege nach Gleichung (8) und (9) sind über die Wassergas-Shift-Reaktion, vgl. Gleichung (6), miteinander verknüpft. Welcher Reaktionsweg bevorzugt abläuft, hängt insbesondere von der Gaszusammensetzung, dem eingesetzten Katalysator und den Reaktionsbedingungen ab. Da die verwendeten Katalysatoren ebenfalls die Wassergas-Shift-Reaktion beziehungsweise deren Rückreaktion begünstigen können, ist eine eindeutige Trennung der Reaktionswege nicht möglich [24], [25], [26], [27], [28], [29].

$$CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH \qquad \Delta H_R = -91 \frac{kJ}{mol} \tag{8}$$

$$CO_2 + 3H_2 \rightleftharpoons CH_3OH + H_2O \qquad \Delta H_R = -47 \frac{kJ}{mol} \tag{9}$$

Neben den genannten Hauptreaktionen können verschiedene unerwünschte Nebenreaktionen auftreten, welche die Methanolausbeute und die Produktselektivität beeinträchtigen. Hierzu zählen insbesondere die Bildung von Methan durch die Hydrierung von CO_2 beziehungsweise CO, vgl. Gleichungen (4) und (5), die Entstehung höherer Kohlenwasserstoffe über Fischer-Tropsch-Reaktionen, siehe 2.4.4 [30], [31], [32]. Zur Begrenzung dieser Nebenreaktionen werden Katalysatoren eingesetzt, die eine möglichst hohe Selektivität gegenüber Methanol aufweisen.

Die Methanolsynthese wird maßgeblich durch die thermodynamischen Gleichgewichtsbedingungen beeinflusst. Da sowohl die CO_2- als auch die CO-Hydrierung exotherm verlaufen und mit einer Abnahme der Stoffmenge gasförmiger Komponenten verbunden sind, begünstigen nach dem Prinzip von Le Chatelier niedrige Temperaturen und hohe Drücke die Methanolbildung [24], [25]. Gleichzeitig nimmt die Reaktionsgeschwindigkeit bei sinkenden Temperaturen ab, wodurch geringere Raum-Zeit-Ausbeuten beziehungsweise größere Reaktorvolumina erforderlich werden. Die Wahl der Betriebsbedingungen stellt daher einen Kompromiss zwischen einer thermodynamisch günstigen Gleichgewichtslage und einer ausreichenden Reaktionsgeschwindigkeit dar. Darüber hinaus beeinflussen die Zusammensetzung des Synthesegases, die Verweilzeit sowie die Anwesenheit von Wasser die Reaktionskinetik, die Produktselektivität und die Katalysatorstabilität [33], [34], [35].

Erst der Einsatz geeigneter Katalysatoren ermöglicht technisch und wirtschaftlich realisierbare Reaktionsbedingungen, indem die für die Umsetzung erforderliche Aktivierungsenergie herabgesetzt wird. Abhängig vom Verfahren kommen Hochdruckprozesse mit Drücken von etwa 300 – 390 bar sowie Niederdruckprozesse mit etwa 30 – 100 bar zum Einsatz. Die Betriebstemperaturen liegen je nach Verfahren zwischen 200 und 380 °C, wobei moderne Niederdruckverfahren auf Basis von $Cu/ZnO/Al_2O_3$-Katalysatoren überwiegend bei Temperaturen von etwa 200 – 250 °C und Drücken von 50 – 100 bar betrieben werden [28], [29], [36].

Trotz geeigneter Katalysatoren und optimierter Betriebsbedingungen ist die Methanolbildung bei einem einzelnen Reaktordurchlauf durch das chemische Gleichgewicht begrenzt. In der Literatur werden hierfür unterschiedliche Umsatzbereiche von etwa 3 – 5 % bis hin zu 15 – 50 % genannt, abhängig von den betrachteten Prozessbedingungen und Katalysatoren [24], [27]. Industrielle Methanolsynthesen werden daher üblicherweise als Kreislaufprozesse ausgeführt. Dabei wird das gebildete Methanol nach dem Reaktor durch

Abkühlung und Kondensation abgetrennt, während die nicht umgesetzten Eduktgase weitgehend in den Synthesekreislauf zurückgeführt werden.

Aufgrund des exothermen Reaktionsverlaufs entsteht bei der Methanolsynthese Wärme auf einem hohen Temperaturniveau. Eine gezielte Wärmeabfuhr ist erforderlich, um übermäßige Temperaturanstiege im Reaktor zu vermeiden und die Methanolbildung zu begünstigen. Die abgeführte Reaktionswärme kann über geeignete Wärmeübertrager zur Dampferzeugung oder zur Versorgung eines Wärmenetzes genutzt werden. Damit bietet die Methanolsynthese grundsätzlich Potenzial für eine Integration in das betrachtete Wärmeversorgungskonzept.

2.4.3 DME-Synthese

Dimethylether (DME) ist ein vielseitig einsetzbarer chemischer Rohstoff, der unter anderem als alternativer Kraftstoff verwendet werden kann. Es werden zwei Verfahrensvarianten unterschieden: die zweistufige (indirekte) und die einstufige (direkte) Synthese. Industriell etabliert ist derzeit die zweistufige Route, bei der zunächst Methanol synthetisiert und anschließend durch Dehydratisierung zu DME umgesetzt wird. Dabei entsteht Wasser als Nebenprodukt. Wegen der erforderlichen Methanolbereitstellung sind DME-Anlagen häufig mit Methanolsyntheseanlagen an Chemiestandorten gekoppelt. Die direkte Synthese ist Gegenstand aktueller Forschungs- und Entwicklungsarbeiten [3], [37], [38], [39], [40].

Zweistufige DME-Synthese

Im industriell etablierten Verfahren erfolgen die Methanolbildung, vgl. 2.4.2, und die anschließende Dehydratisierung nach Gleichung (10) in getrennten Reaktoren [3], [37]. Das erzeugte Methanol wird anschließend in einem separaten Reaktor an einem sauren Katalysator, beispielsweise ZSM-5, zu DME umgesetzt. Die Dehydratisierung erfolgt bei Temperaturen von bis zu 200 °C und vergleichsweise niedrigen Drücken. Dabei reagieren zwei Methanolmoleküle unter Abspaltung von Wasser zu einem Molekül DME [37].

$$2CH_3OH \rightleftharpoons CH_3OCH_3 + H_2O \qquad \Delta H_R = -24{,}5\frac{kJ}{mol} \qquad (10)$$

Durch die getrennte Durchführung der Reaktionsschritte können die jeweiligen Betriebsbedingungen unabhängig voneinander eingestellt werden. Allerdings ist die zweistufige Prozessführung mit einem zusätzlichen apparativen Aufwand für die Zwischenproduktaufbereitung und die anschließende Dehydratisierung verbunden.

Einstufige DME-Synthese

Bei der einstufigen beziehungsweise direkten DME-Synthese werden die Methanolbildung und die anschließende Dehydratisierung in einem gemeinsamen Reaktor durchgeführt. Hierfür kommen bifunktionelle Katalysatorsysteme zum Einsatz, die sowohl die Methanolsynthese als auch die Dehydratisierung katalysieren. Diese bestehen beispielsweise aus einer Kombination von Cu/ZnO/Al_2O_3-Katalysatoren und sauren Komponenten wie Zeolithen [37], [38], [41], [42].

Innerhalb des Reaktors laufen die CO- und CO_2-Hydrierung, die Wassergas-Shift-Reaktion beziehungsweise deren Rückreaktion sowie die Methanoldehydratisierung, Gleichungen (6), (8), (9) und (10) parallel ab. Das gebildete Methanol wird dabei unmittelbar zu DME weiter umgesetzt. Durch die kontinuierliche Umsetzung des Zwischenprodukts kann das Reaktionsgleichgewicht der Methanolbildung in Richtung der Produkte verschoben und dadurch ein höherer Gesamtumsatz erreicht werden. Gleichzeitig entfallen separate Reaktions- und Zwischenaufbereitungsschritte, wodurch sich der apparative Aufwand gegenüber der indirekten Synthese verringern kann.

Die direkte DME-Synthese wird maßgeblich durch die thermodynamischen Gleichgewichtsbedingungen und die Reaktionskinetik beeinflusst. Da die Methanolbildung und die anschließende Dehydratisierung exotherm verlaufen, begünstigen niedrige Temperaturen die Produktbildung, während für ausreichende Reaktionsgeschwindigkeiten höhere Temperaturen erforderlich sind. Hohe Drücke wirken sich insbesondere

auf die Methanolbildung positiv aus. Die Wahl der Betriebsbedingungen stellt daher einen Kompromiss zwischen thermodynamisch günstigen Bedingungen und einer ausreichenden Reaktionsgeschwindigkeit dar. Typische Betriebsbedingungen liegen bei Temperaturen von etwa 220 – 300 °C und Drücken zwischen 20 und 80 bar [39], [43].

Als Reaktoren kommen insbesondere Festbettreaktoren zum Einsatz, in denen die bifunktionellen Katalysatoren als stationäre Schüttung vorliegen. Darüber hinaus sind auch Wirbelschicht-, Slurry- und Membranreaktoren mögliche Verfahrensvarianten, die unterschiedliche Eigenschaften hinsichtlich der Temperaturführung und Stoffübertragung aufweisen [39], [43]. Eine wesentliche Herausforderung stellt die Kontrolle der bei der Reaktion freigesetzten Wärme dar, da übermäßige Temperaturanstiege die Gleichgewichtslage und die Produktselektivität beeinträchtigen können. Zudem kann das bei der Synthese gebildete Wasser die Katalysatoraktivität und -stabilität negativ beeinflussen.

Abwärmepotenzial der DME-Synthesewege

Sowohl die zweistufige als auch die einstufige DME-Synthese bieten aufgrund der exothermen Reaktionen grundsätzlich Potenziale zur Abwärmenutzung. Bei der zweistufigen Synthese fällt Wärme insbesondere während der Methanolbildung und der anschließenden Dehydratisierung an. Aufgrund der getrennten Prozessführung können die entstehenden Wärmeströme unabhängig voneinander ausgekoppelt werden.

Bei der einstufigen Synthese wird die Reaktionswärme hingegen innerhalb eines gemeinsamen Reaktors freigesetzt. Die Wärmeabfuhr ist hierbei insbesondere zur Begrenzung der Reaktionstemperatur und zur Aufrechterhaltung günstiger Gleichgewichtsbedingungen erforderlich. Aufgrund der typischen Betriebstemperaturen von etwa 220 – 300 °C steht die Reaktionswärme grundsätzlich auf einem für die Wärmenetzeinbindung geeigneten Temperaturniveau zur Verfügung. Die tatsächlich nutzbare Wärmemenge und das erreichbare Temperaturniveau hängen jedoch von der jeweiligen Reaktorausführung und dem eingesetzten Kühlsystem ab.

2.4.4 Fischer-Tropsch-Synthese

Die Fischer-Tropsch-Synthese (FTS) ist ein bereits in den 1920er-Jahren entwickeltes Verfahren zur katalytischen Herstellung von Kohlenwasserstoffen aus Synthesegas, das im Wesentlichen aus Kohlenmonoxid und Wasserstoff besteht [44]. Das benötigte Synthesegas kann beispielsweise durch die Vergasung von Kohle oder Biomasse sowie durch die Reformierung von Erdgas bereitgestellt werden [45], [46], [47]. Über die umgekehrte Wassergas-Shift-Reaktion (Reverse Water-Gas Shift, RWGS), Rückreaktion zu Gleichung (6), ist zudem die Einbindung von CO_2 als Ausgangsstoff möglich [48]. Industriell wird die Fischer-Tropsch-Synthese insbesondere zur Herstellung synthetischer Kraftstoffe eingesetzt, beispielsweise durch das Unternehmen Sasol in Südafrika. Darüber hinaus stellt sie einen etablierten Syntheseschritt zur Herstellung synthetischer Flugkraftstoffe (Sustainable Aviation Fuels, SAF) dar [49].

Die Fischer-Tropsch-Synthese umfasst eine Vielzahl heterogen katalysierter Reaktionen, bei denen unterschiedliche Kohlenwasserstoffe entstehen. Die Bildung gesättigter Kohlenwasserstoffe (Alkane) und ungesättigter Kohlenwasserstoffe (Olefine) lässt sich vereinfacht durch die Gleichungen (11) und (12) beschreiben. Daneben können sauerstoffhaltige Verbindungen sowie unerwünschte Nebenprodukte, beispielsweise fester Kohlenstoff, entstehen [50], [51].

$$nCO + (2n+1)H_2 \rightleftharpoons C_nH_{2n+2} + nH_2O \quad (11)$$

$$nCO + 2nH_2 \rightleftharpoons C_nH_{2n+1} + nH_2O \quad (12)$$

Grundsätzlich werden zwei Verfahrensvarianten unterschieden: die Hochtemperatur-Fischer-Tropsch-Synthese (HT-FTS) und die Niedertemperatur-Fischer-Tropsch-Synthese (NT-FTS). Die wesentlichen Unterschiede liegen in den Betriebstemperaturen und den eingesetzten Katalysatoren, wodurch das entstehende Produktspektrum maßgeblich beeinflusst wird. Während bei der HT-FTS überwiegend kurzkettige

Kohlenwasserstoffe und Olefine entstehen, begünstigt die NT-FTS die Bildung langkettiger Paraffine und Wachse [44], [52]. Die typischen Betriebsbedingungen und Produktfraktionen sind in Tabelle 2 zusammengefasst.

Tabelle 2: Typische Prozessparameter und Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese

Parameter		HT-FTS	NT-FTS
Temperaturbereich	°C	300 – 350	200 – 240
Druckbereich	bar	20 – 40	20 – 40
Katalysator		Eisenbasis	Kobaltbasis
Produktbereich		Vorwiegend kurzkettige Alkane und Olefine (C_1–C_{11})	Vorwiegend langkettige Paraffine und Wachse (C_{20}+)

Die Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese wird näherungsweise durch die Anderson-Schulz-Flory-Verteilung beschrieben (vgl. Abbildung 4). Sie wird maßgeblich durch die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α bestimmt, die von den Reaktionsbedingungen und dem eingesetzten Katalysator abhängt. Eine höhere Kettenwachstumswahrscheinlichkeit begünstigt die Bildung langkettiger Kohlenwasserstoffe, während bei niedrigeren Werten überwiegend kurzkettige Produkte entstehen [44], [50], [51].

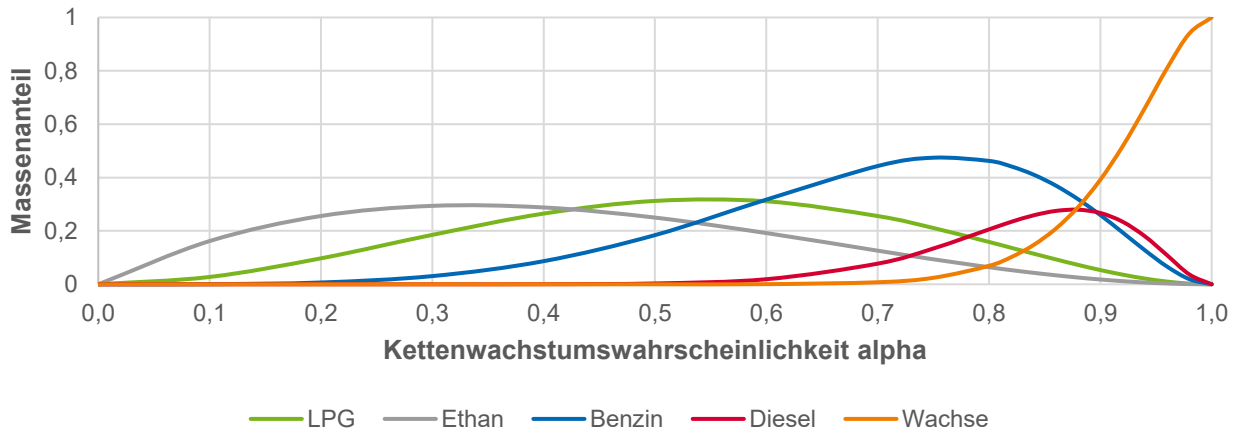


Abbildung 4: Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese nach der Anderson-Schulz-Flory Verteilung

Aufgrund des breiten Produktspektrums ist nach der Synthese eine Auftrennung und gegebenenfalls weitere Aufbereitung der erzeugten Kohlenwasserstoffe erforderlich. Hierfür kommen unter anderem Destillation, Hydrierung und Hydrocracking zum Einsatz, wodurch der Anteil gewünschter Produktfraktionen, beispielsweise Diesel oder Kerosin, erhöht werden kann [46], [53], [54].

Die Fischer-Tropsch-Synthese verläuft stark exotherm, sodass die Abführung der Reaktionswärme eine wesentliche Anforderung an die Reaktorauslegung darstellt. Gleichzeitig bietet die entstehende Wärme aufgrund der hohen Betriebstemperaturen ein grundsätzlich geeignetes Temperaturniveau für die externe Abwärmenutzung. Eine Einbindung in Wärmenetze ist daher prinzipiell möglich, wobei die tatsächlich verfügbare Wärmemenge und das nutzbare Temperaturniveau von der gewählten Verfahrensvariante und dem jeweiligen Kühlkonzept abhängen [55], [56].

2.4.5 Vergleich der PtX-Anwendungen

Die zuvor betrachteten PtX-Verfahren zeigen verschiedene Möglichkeiten zur stofflichen Nutzung von CO_2 und Wasserstoff zur Herstellung höherwertiger Produkte und Energieträger auf. Mit Ausnahme der einstufigen DME-Synthese handelt es sich überwiegend um industriell etablierte Verfahren. Da die betrachteten Synthesereaktionen insgesamt exotherm verlaufen, ist eine gezielte Abfuhr der Reaktionswärme erforderlich,

wodurch sich grundsätzlich Potenziale zur Abwärmenutzung ergeben. Die katalytische Methanisierung weist dabei im Vergleich zu den anderen Verfahren besonders hohe Reaktionstemperaturen auf und bietet somit günstige Voraussetzungen für eine Wärmeauskopplung auf hohem Temperaturniveau.

Die betrachteten Verfahren unterscheiden sich insbesondere hinsichtlich ihrer Prozesskomplexität und des erforderlichen Aufwands zur Produktaufbereitung. Aufgrund unvollständiger Eduktumsätze und der möglichen Bildung von Nebenprodukten sind entsprechende Aufbereitungsschritte notwendig. Während die Methanisierung aufgrund ihrer hohen Produktselektivität und des gasförmigen Hauptprodukts einen relativ geringen Aufbereitungsaufwand aufweist, erfordert insbesondere die Fischer-Tropsch-Synthese aufgrund ihres breiten Produktspektrums eine umfangreiche Produkttrennung und -aufbereitung. Die Methanol- und DME-Synthese nehmen diesbezüglich eine Zwischenstellung ein. Für die Integration in dezentrale Anlagenkonzepte, wie sie beispielsweise an Biogasanlagen vorgesehen werden können, ergeben sich daher Vorteile für die Methanisierung.

Ein weiterer Vorteil ist die Möglichkeit, dass bei der Methanisierung erzeugte synthetische Methan gemeinsam mit dem bei der Biogasaufbereitung gewonnenen Biomethan zu nutzen. Bei Einhaltung der geltenden Gasqualitätsanforderungen können beide Gasströme in die bestehende Erdgasinfrastruktur eingespeist werden. Aufgrund dieser Synergieeffekte, der vergleichsweise geringen Prozesskomplexität und des hohen Abwärmepotenzials wird die katalytische Methanisierung als PtX-Verfahren für das weiterführende Anlagenkonzept ausgewählt. Der Einsatz der anderen betrachteten PtX-Verfahren ist grundsätzlich ebenfalls möglich, wird im Rahmen dieser Studie jedoch nicht weiter untersucht.

Tabelle 3: Übersicht der PtX-Anwendungen

		Methanisierung (Festbett)	Methanol-synthese	DME-Synthese (1-stufig)	FTS
Typischer Temperaturbereich	°C	300 – 450	200 – 380	220 – 300	200 – 350
Typischer Druckbereich	bar	bis 30	50 – 100	20 – 80	20 – 40
Aufwand Produktaufreinigung	-				
Prozesskomplexität	-				

2.5 Nutzung von Abwärme, Wärmeeinbindung

Für die Nutzung der in Power-to-X-Prozessen anfallenden Abwärme stehen grundsätzlich zwei technische Ansätze zur Verfügung: die direkte Wärmeauskopplung mittels Wärmeübertrager sowie die Temperaturanhebung durch Wärmepumpen. Wärmeübertrager werden eingesetzt, wenn das Temperaturniveau der Wärmequelle oberhalb der erforderlichen Nutztemperatur liegt. In diesem Fall kann die Wärme ohne zusätzlichen Energieeinsatz auf einen Wärmeverbraucher oder ein Wärmenetz übertragen werden. Die direkte Wärmenutzung stellt dabei die energetisch günstigste Form der Wärmeintegration dar und wird daher bevorzugt umgesetzt. Untersuchungen zur Wärmeintegration von Power-to-Methane-Anlagen zeigen, dass eine gezielte Wärmerückgewinnung über Wärmeübertrager einen wesentlichen Beitrag zur Steigerung des Gesamtwirkungsgrades leisten kann [57], [58].

Liegt das Temperaturniveau der verfügbaren Abwärme unterhalb der benötigten Nutztemperatur, kann die Wärme mittels Wärmepumpen thermisch aufgewertet werden. Wärmepumpen entziehen einer Niedertemperaturquelle Wärme und heben diese unter Einsatz elektrischer Energie auf ein höheres Temperaturniveau an. Dadurch können auch Abwärmeströme mit Temperaturen von etwa 30 bis 90 °C für die Bereitstellung von Prozesswärme oder zur Einspeisung in Wärmenetze genutzt werden. Industrielle Wärmepumpen gelten daher als Schlüsseltechnologie für die Erschließung bisher ungenutzter Abwärmepotenziale [57], [58].

Hinsichtlich der Temperaturniveaus lassen sich die in PtX-Anlagen anfallenden Wärmeströme grundsätzlich in Hoch-, Mittel- und Niedertemperaturwärme einordnen. Hochtemperaturwärme oberhalb von etwa 150 °C, wie sie beispielsweise bei exothermen Syntheseprozessen auftritt, eignet sich in der Regel für eine direkte Nutzung über Wärmeübertrager. Wärmeströme im mittleren Temperaturbereich von etwa 80 bis 150 °C können häufig direkt in Fern- und Nahwärmesysteme integriert oder mit geringem technischem Aufwand weiter genutzt werden. Niedertemperaturwärme unterhalb von etwa 80 °C, wie sie typischerweise bei Elektrolyseprozessen anfällt, erfordert dagegen häufig den Einsatz von Wärmepumpen, um ein für die Wärmeversorgung nutzbares Temperaturniveau zu erreichen. Die Wahl der Integrationsstrategie hängt somit maßgeblich vom Temperaturniveau der verfügbaren Wärmequelle sowie den Anforderungen des jeweiligen Wärmeabnehmers ab [57], [58], [59].

2.6 Ableitung eines Grundkonzeptes

Auf Grundlage der vorangegangenen Betrachtungen werden die grundlegenden Technologien für die einzelnen Prozessschritte des Gesamtkonzepts ausgewählt. Die Auswahl erfolgt insbesondere unter Berücksichtigung der Eignung zur thermischen Integration und Abwärmenutzung, der technischen Umsetzbarkeit sowie der technologischen Verfügbarkeit und des Entwicklungsstands der jeweiligen Verfahren. Auf dieser Basis werden die Aminwäsche zur CO_2-Abtrennung, die PEM-Elektrolyse zur Wasserstoffbereitstellung und die katalytische Methanisierung als nachgeschalteter PtX-Prozess ausgewählt.

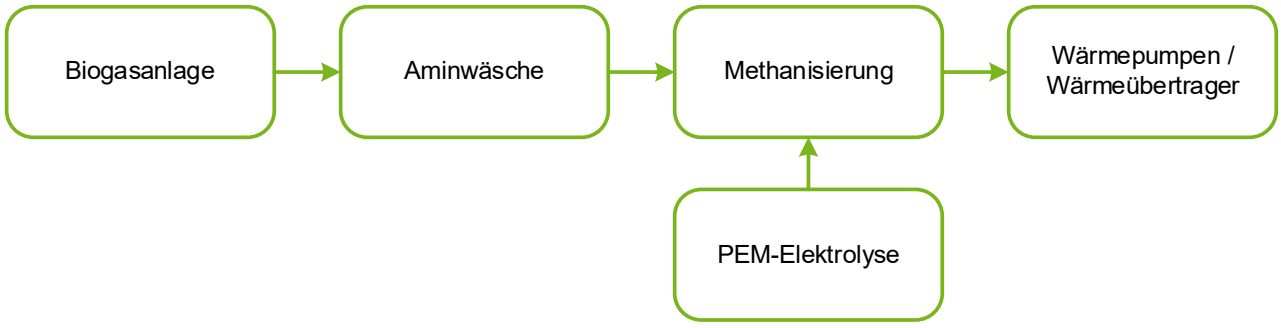


Abbildung 5: Vereinfachte Darstellung des Grundkonzeptes

Die Aminwäsche zeichnet sich insbesondere durch ihren vergleichsweise geringen elektrischen Energiebedarf sowie die Bereitstellung eines hochkonzentrierten CO_2-Stroms aus. Darüber hinaus handelt es sich um ein industriell etabliertes Verfahren, bei dem zusätzliche Potenziale zur Abwärmenutzung bestehen. Für die Wasserstoffbereitstellung wird die PEM-Elektrolyse gewählt, da sie aufgrund ihres dynamischen Betriebsverhaltens besonders für die Nutzung fluktuierender erneuerbarer Energien geeignet ist. Zudem ermöglicht ihre kompakte Bauweise eine flexible Integration in dezentrale Anlagenkonzepte.

Als PtX-Prozess wird die katalytische Methanisierung eingesetzt. Diese ermöglicht die direkte Umsetzung von CO_2 und H_2 zu synthetischem Methan und weist gegenüber den anderen betrachteten Syntheseverfahren eine vergleichsweise einfache Prozesskette auf. Das erzeugte Methan kann nach entsprechender Aufbereitung direkt in das bestehende Erdgasnetz eingespeist werden und ergänzt das aus der Biogasanlage zur Verfügung stehende Biomethan. Ein weiterer wesentlicher Vorteil ist die bei der exothermen Reaktion freiwerdende Wärme auf einem hohen Temperaturniveau, die sich für eine direkte Wärmenetzeinspeisung

eignet. Als Prozessvariante wird der Festbettreaktor gewählt, da dieser als flexibler bei dynamischer Betriebsweise angesehen wird.

Für die Einbindung der Abwärme in das Wärmenetz werden abhängig von den jeweiligen Temperaturniveaus Wärmeübertrager oder Wärmepumpen vorgesehen. Bei einer angenommenen Netzvorlauftemperatur von 90 °C kann ein Teil der Methanisierungsabwärme mit Temperaturen von bis zu 300 °C direkt über einen Wärmeübertrager genutzt werden. Die Abwärme der PEM-Elektrolyse und der Aminwäsche, nach interner Wärmerückgewinnung, liegt unterhalb des erforderlichen Temperaturniveaus und muss daher mithilfe von Wärmepumpen angehoben werden.

Das gewählte Grundkonzept verbindet somit die stoffliche Nutzung biogenen CO_2 mit der Erzeugung eines speicherbaren Energieträgers und der Nutzung anfallender Prozessabwärme. Durch die Kombination aus direkter Wärmeübertragung und Wärmepumpeneinsatz können die unterschiedlichen Abwärmepotenziale für die kommunale Wärmeversorgung erschlossen werden.

3 Abwärmenutzung am Beispiel einer fiktiven Biogasanlage mit integriertem Power-to-X-Prozess

Um das mögliche Potenzial der Abwärmenutzung aus dem abgeleiteten Gesamtkonzept zu bestimmen, erfolgt eine detailliertere Betrachtung anhand einer beispielhaften Anlage. Hierfür werden zunächst die für jeden Teilschritt nötigen Prozessparameter festgelegt. Da das Gesamtkonzept die Möglichkeit der internen Wärmenutzung eröffnet, werden zwei Varianten des möglichen Prozesses betrachtet, mit und ohne interne Wärmenutzung.

3.1 Festlegung der Prozessparameter

Biogasanlage

Für die Kapazität der Biogasanlage wird eine Biogasproduktion von 1000 m³/h angenommen. Hierbei handelt es sich bereits um eine mittlere bis größere Anlage, jedoch ist davon auszugehen, dass zunächst Anlagen in solcher Größe für eine Integration in Frage kommen bzw. durch Cluster mehrerer Anlagen ähnliche Dimensionen erreicht werden.

Der Wärmebedarf des Biogasfermenters wird mit 28 % der thermischen Leistung eines theoretisch nachgeschalteten Blockheizkraftwerkes (BHKW) angenommen [60]. Über die Annahme, dass das BHKW das Biogas vollständig verwertet, lässt sich so der Heizbedarf bestimmen. Der Wirkungsgrad des BHKWs wird mit 45 % angesetzt. Die Wärmebereitstellung erfolgt jedoch nicht über ein BHKW sondern einen Heizkessel mit einem Wirkungsgrad von 90 %, da der Fokus rein auf der Wärme- und nicht der Strombereitstellung liegt [61].

Aminwäsche

Als Grundlage für die Auslegung der Aminwäsche dient das Datenblatt einer Anlage der Hitachi Zosen Inova BioMethan GmbH [62]. Die darin angegebenen Betriebsparameter beziehen sich auf ein Biogas mit einem Methananteil von 51 Vol.-%. Für die nachfolgenden Berechnungen wird daher angenommen, dass die vorgeschaltete Biogasanlage ein Rohbiogas mit einer Zusammensetzung von 51 Vol.-% CH_4 und 49 Vol.-% CO_2 bereitstellt. Weitere Gasbestandteile werden im Rahmen der vereinfachten Betrachtung vernachlässigt.

Die spezifischen Energiebedarfe und die für die Abwärmenutzung relevanten Betriebsparameter der Aminwäsche sind in Tabelle 4 zusammengefasst. Die spezifischen Angaben beziehen sich jeweils auf einen Normkubikmeter zugeführten Biogases. Die Abwärme- bzw. Kühlwassereintrittstemperatur bezieht sich auf die im Datenblatt gegebene sekundäre Wärmeauskopplung.

Tabelle 4: Spezifische Betriebsparameter der Aminwäsche nach [62]

Spezifischer Strombedarf	kWh/m³	0,11
Spezifischer Wärmebedarf	kWh/m³	0,65
Abwärmetemperatur	°C	55
Kühlwassereintrittstemperatur	°C	45
spezifische Abwärmenge	kWh/m³	0,12

Zur Vereinfachung der Stoffbilanz wird weiterhin eine vollständige Trennung von Methan und CO_2 angenommen. Demnach verlassen die Aminwäsche zwei idealisierte Produktgasströme, die ausschließlich aus Methan beziehungsweise CO_2 bestehen. Methanverluste sowie Verunreinigungen der Produktgasströme werden bei der weiteren Auslegung nicht berücksichtigt.

Elektrolyse

Als Grundlage für die Auslegung der Elektrolyse dient die Arbeit von Jonsson und Miljanovic [63], in der sowohl ein PEM- als auch ein alkalischer Elektrolyseur hinsichtlich ihres Potenzials zur Wärmeversorgung eines Wärmenetzes modelliert wurden. Für den PEM-Elektrolyseur wurde eine elektrische Nennleistung von 100 MW zugrunde gelegt. Bei dieser Leistung ergibt sich eine Wasserstoffproduktion von 1.929 kg/h sowie eine Abwärmeleistung von 23,2 MW.

Der PEM-Elektrolyseur wurde mit einer Betriebstemperatur von 80 °C modelliert. Für die Abwärmeauskopplung wurden eine Kühlwassereintrittstemperatur von 75 °C und eine Austrittstemperatur von 80 °C angesetzt. Diese Temperaturniveaus werden für die nachfolgende Anlagenauslegung übernommen.

Aus den angegebenen Leistungs- und Produktionsdaten ergeben sich die in Tabelle 5 zusammengefassten spezifischen Energiebedarfe und Abwärmemengen, jeweils bezogen auf ein Kilogramm erzeugten Wasserstoffs.

Tabelle 5: Spezifische Betriebsparameter der Elektrolyse [63]

Spezifischer Strombedarf	kWh/kg	51,8
Spezifische Abwärmenge	kWh/kg	12,0
Abwärmetemperatur	°C	80
Kühlwassereintrittstemperatur	°C	75

Methanisierung

Als Grundlage für die Auslegung der katalytischen Methanisierung dient die von Candelaresi et al. untersuchte Anlage [64]. Die Methanisierung erfolgt in vier in Reihe geschalteten Festbettreaktoren, wobei das Produktgas zwischen den einzelnen Reaktoren durch Wärmeübertragung an einen Thermoölkreislauf gekühlt wird. Im Anschluss an die letzte Reaktionsstufe erfolgt eine weitere Abkühlung des Produktgases, bei der insbesondere das enthaltene Wasser auskondensiert. Die dabei freiwerdende Wärme wird ebenfalls an den Thermoölkreislauf übertragen.

Die betrachtete Anlage erzeugt einen Massenstrom von 38,52 kg/h synthetischem Erdgas (Synthetic Natural Gas, SNG). Dabei wird eine thermische Leistung von insgesamt 145,2 kW an den Thermoölkreislauf übertragen, wodurch das Thermoöl von 30 °C auf 300 °C erwärmt wird. Bezogen auf die produzierte SNG-Menge ergibt sich daraus eine spezifische Abwärmemenge von 3,77 kWh/kg SNG.

Für den Methanisierungsprozess werden CO_2 und H_2 mit Massenströmen von 96,8 kg/h beziehungsweise 17,74 kg/h zugeführt. Die elektrische Leistungsaufnahme der Anlage beträgt 4,47 kW. Daraus ergeben sich spezifische Stoffbedarfe von 2,51 kg CO_2 und 0,46 kg H_2 sowie ein spezifischer Strombedarf von 0,12 kWh je Kilogramm erzeugtem SNG. Die ermittelten spezifischen Stoff- und Energiebedarfe sowie die für die Abwärmenutzung relevanten Betriebsparameter sind in Tabelle 6 zusammengefasst.

Tabelle 6: Spezifische Betriebsparameter der katalytischen Methanisierung nach [64]

Spezifischer Strombedarf	kWh/kg SNG	0,12
Spezifische Abwärmemenge	kWh/kg SNG	3,77
Spezifischer H_2-Bedarf	kg/kg SNG	0,46
Spezifischer CO_2-Bedarf	kg/kg SNG	2,51
Abwärmetemperatur	°C	300
Thermoöleintrittstemperatur	°C	30

Wärmeeinbindung

Tabelle 7 fasst die Abwärmepotenziale der betrachteten Anlagenkomponenten sowie die zugehörigen Temperaturniveaus und Wärmeträgermedien zusammen.

Tabelle 7: Temperaturniveaus der verschiedenen Abwärmequellen und zugehörigen Wärmeträgermedien

	Temperaturniveau [°C]	Wärmeträgermedium	Temperaturniveau [°C]
Aminwäsche	55	Wasser	45
Methanisierung	300	Thermoöl, Therminol VP-1	30
PEM-Elektrolyse	80	Wasser	75

Für die Einspeisung der Abwärme in das betrachtete Wärmenetz mit einer Vorlauftemperatur von 90 °C ist ein entsprechend höheres Temperaturniveau der Wärmequelle erforderlich. Für die nachfolgenden Berechnungen wird bei sämtlichen Wärmeübertragungsprozessen eine minimale Temperaturdifferenz von 5 K angenommen.

Von den betrachteten Abwärmequellen ermöglicht lediglich die Methanisierung eine direkte Wärmeübertragung an das Wärmenetz, da das Thermoöl mit einer Temperatur von bis zu 300 °C zur Verfügung steht. Daher wird zunächst ein Teil der Methanisierungsabwärme über einen Wärmeübertrager direkt in das Wärmenetz eingespeist. Dabei wird das Thermoöl auf eine Temperatur von etwa 95 °C abgekühlt. Die Stoffwerte des Thermoöls wurden entsprechenden Tabellen entnommen [65].

Die Abwärme des Elektrolyseurs stellt einen wesentlichen Anteil des verfügbaren Wärmepotenzials dar. Da deren Temperaturniveau mit maximal 80 °C unterhalb der für die direkte Wärmenetzeinspeisung erforderlichen Temperatur liegt, ist eine zusätzliche Temperaturanhebung notwendig. Hierfür wird eine separate Wärmepumpe vorgesehen, die das Temperaturniveau der Elektrolyseurabwärme auf das für die Wärmenetzeinspeisung erforderliche Niveau anhebt. Die Niedertemperaturabwärme aus der Aminwäsche und Methanisierung wird mittels einer separaten Wärmepumpe genutzt. Die jeweils festgelegten Arbeitspunkte sind in Tabelle 8 aufgelistet.

Tabelle 8: Arbeitspunkte der Wärmepumpen

		Arbeitspunkt			
Elektrolyse		**1**	**2**	**3**	**4**
T	°C	73	98,7	92	70
h	kJ/kg	454,3	470,6	316,1	316,1
Niedertemperaturabwärme					
T	°C	28	103,5	92	25
h	kJ/kg	423,6	475,8	316,1	316,1

Als Kältemittel wird R1233zd(E) gewählt, das gemäß [66] für den betrachteten Temperaturbereich geeignet ist. Für die Modellierung der Wärmepumpe werden eine Dampfüberhitzung und eine Kondensatunterkühlung von jeweils 3 K angenommen. Der isentrope Wirkungsgrad des Verdichters wird mit 0,7 angesetzt. Die Expansion des Kältemittels über das Drosselventil wird als isenthalper Prozess modelliert.

3.2 Prozessvarianten und Anlagenauslegung

Aufbauend auf den in Abschnitt 2.6 festgelegten Komponenten des Grundkonzeptes werden zwei Varianten erstellt, welche den Prozess und dessen Verschaltung detaillierter abbilden. Während Prozessvariante 1 die Prozesskette ohne interne Wärmenutzung abbildet, bezieht Prozessvariante 2 die Abwärmenutzung zur Beheizung des Biogasfermenters mit ein.

3.2.1 Prozessvariante 1

Die Prozesskette der Prozessvariante 1 ist in Abbildung 6 schematisch dargestellt. Das aus der anaeroben Vergärung der eingesetzten Substrate gewonnene Biogas wird größtenteils der Aminwäsche zur Aufbereitung zugeführt. Ein kleinerer Teilstrom wird in einem Heizkessel zur Bereitstellung der erforderlichen Prozesswärme genutzt. Der Wärmebedarf ergibt sich dabei insbesondere aus der Beheizung des Fermenters der Biogasanlage sowie der thermischen Regeneration der Aminlösung.

Das bei der Biogasaufbereitung abgetrennte CO_2 wird anschließend der katalytischen Methanisierung zugeführt und dort mit elektrolytisch erzeugtem Wasserstoff zu SNG umgesetzt. Der für die Elektrolyse benötigte Strom wird aus erneuerbaren Energiequellen bereitgestellt, wobei die Stromerzeugung außerhalb der betrachteten Bilanzgrenzen liegt. Das bei der Aminwäsche gewonnene Biomethan und das erzeugte SNG können zusammengeführt und ggf. gemeinsam in das Erdgasnetz eingespeist werden.

Die in den einzelnen Prozessschritten anfallende Abwärme wird zur Versorgung eines Wärmenetzes genutzt. Aufgrund der unterschiedlichen Temperaturniveaus erfolgt die Wärmeintegration über verschiedene Technologien. Während die Abwärme der Aminwäsche und der Elektrolyse mithilfe von Wärmepumpen auf das erforderliche Temperaturniveau angehoben wird, kann die höher temperierte Abwärme der Methanisierung über Wärmeübertrager direkt in das Wärmenetz eingebunden werden. Dadurch wird neben der stofflichen Nutzung des biogenen CO_2 auch eine energetische Verwertung der anfallenden Prozessabwärme ermöglicht.

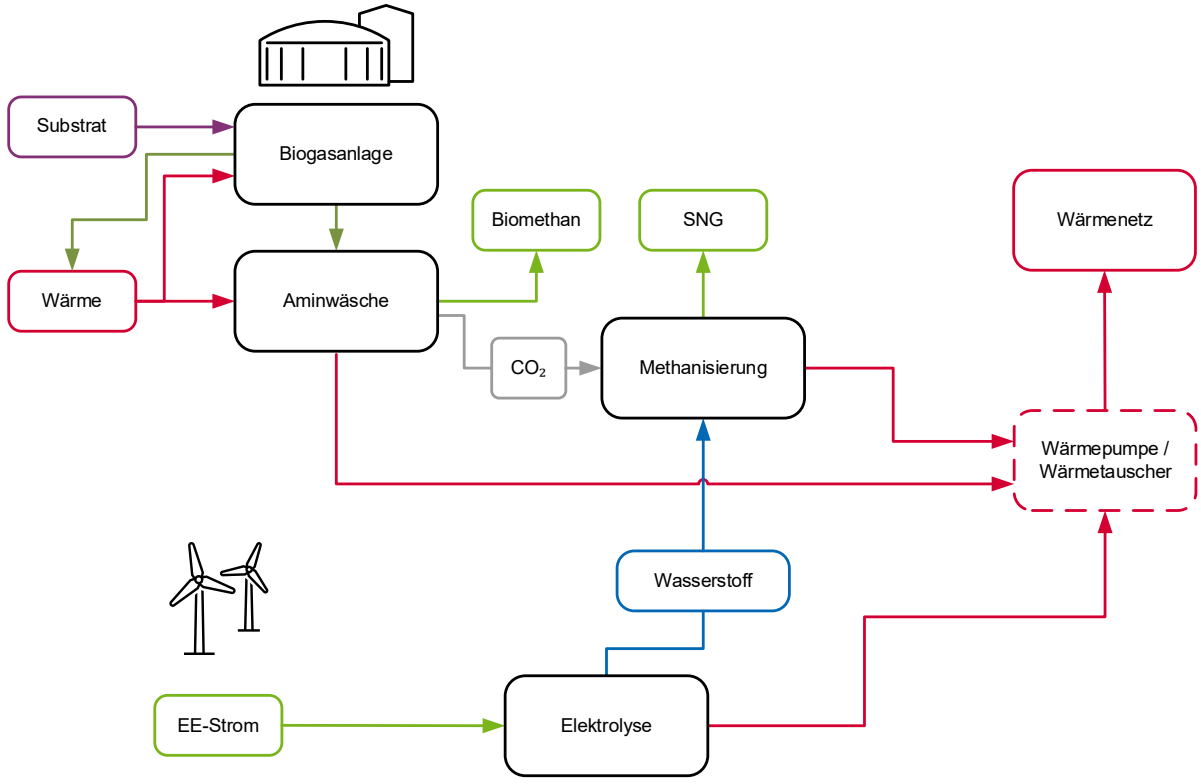


Abbildung 6: Prozessvariante 1 ohne interne Wärmenutzung

Wärmebedarf des Fermenters und hierzu notwendiger Biogasvolumenstrom

Ausgehend von einer Kapazität von 1.000 m³/h Biogas wird zunächst der Wärmebedarf des Biogasfermenters nach Gleichung (13) berechnet, wobei diese mit 28 % der theoretischen BHKW-Leistung angesetzt wird:

$$\dot{Q}_{Fermenter} = 0{,}28 * \dot{V}_{Biogas} * x_{Methan} * H_{u,Methan} * \eta_{th,BHKW} \quad (13)$$

$$\dot{Q}_{Fermenter} = 0{,}28 * 1.000 \frac{m^3}{h} * 0{,}51 * 9{,}97 \frac{kWh}{m^3} * 0{,}45 = \underline{640{,}7\ kW}$$

Somit muss dem Fermenter ein kontinuierlicher Wärmestrom von 640,7 kW zugeführt werden. Der hierzu benötigte Biogasvolumenstrom ergibt sich aus Gleichung (14) zu:

$$\dot{V}_{Biogas,Fermenter} = \frac{\dot{Q}_{Fermenter}}{x_{Methan} * H_{u,Methan} * \eta_{th,Heizkessel}} \quad (14)$$

$$\dot{V}_{Biogas,Fermenter} = \frac{640{,}7\ kW}{0{,}51 * 9{,}97 \frac{kWh}{m^3} * 0{,}9} = \underline{140{,}0 \frac{m^3}{h}}$$

Wärme- und Strombedarf und Abwärmeleistung der Aminwäsche sowie aufzubereitender Biogasvolumenstrom und Ausgangsvolumenströme

Der Wärmebedarf der Aminwäsche und die hierfür zusätzlich über den Heizkessel bereitzustellende Wärme sind vom eingesetzten Biogasvolumenstrom abhängig. Aufgrund dieses Zusammenhanges erfolgt die Bestimmung des erforderlichen Biogaseinsatzes zur Deckung des Wärmebedarfs mittels einer iterativen Berechnung (vgl. Tabelle 9). Dabei wird angenommen, dass das gesamte Biogas, das nicht zur Deckung des Wärmebedarfs des Fermenters und der Aminwäsche im Heizkessel eingesetzt wird, der Aminwäsche zur Aufbereitung zugeführt wird.

Der Ausgangswert des aufzubereitenden Biogasvolumenstromes ergibt sich als Differenz der Anlagenkapazität und des für die Beheizung des Fermenters notwendigen Biogases zu 860 m³/h. Der notwendige Wärmebedarf der Aminwäsche ergibt sich wiederum aus dem spezifischen Wärmebedarf und diesem Volumenstrom nach Gleichung (15):

$$\dot{Q}_{Aminwäsche} = 0{,}65 \frac{kWh}{m^3} * \dot{V}_{Biogas\ zur\ Aufbereitung} \quad (15)$$

Der zur Wärmezufuhr notwendige Biogasvolumenstrom ergibt sich wiederum analog der Berechnung zum Wärmebedarf des Fermenters nach Gleichung (16):

$$\dot{V}_{Biogas,Aminwäsche} = \frac{\dot{Q}_{Aminwäsche}}{x_{Methan} * H_{u,Methan} * \eta_{th,Heizkessel}} \quad (16)$$

In jedem Iterationsschritt wird der in der Aminwäsche aufzubereitende Biogasvolumenstrom aus der Differenz zwischen dem insgesamt verfügbaren aufzubereitenden Volumenstrom von 860 m³/h und dem im vorherigen Iterationsschritt ermittelten Biogasbedarf zur Wärmebereitstellung berechnet. Die Iteration wird fortgesetzt, bis sich die berechneten Werte auf zwei Nachkommastellen nicht mehr verändern und somit eine hinreichende Konvergenz erreicht ist.

Tabelle 9: Iteration zur Bestimmung des Wärmebedarfes und des aufzubereitenden Biogasvolumenstromes

	aufzubereitender Biogasvolumenstrom [m³/h]	Wärmebedarf Aminwäsche [kW]	Biogasvolumenstrom zur Beheizung Aminwäsche [m³/h]
Ausgangswert	860,00	559,00	122,15
…	…	…	…
Iteration 6	753,04	489,48	106,96
Iteration 7	753,04	489,48	106,96

Aus der iterativen Berechnung ergibt sich ein Biogasvolumenstrom von 753,04 m³/h, der der Aminwäsche zur Aufbereitung zugeführt wird. Der hierfür erforderliche thermische Leistungsbedarf beträgt 489,48 kW. Unter Berücksichtigung des Wärmebedarfs zur Fermenterbeheizung werden somit insgesamt 246,96 m³/h Biogas im Heizkessel zur Prozesswärmebereitstellung eingesetzt.

Auf Grundlage der in 3.1 festgelegten spezifischen Kennwerte lassen sich aus dem aufbereiteten Biogasvolumenstrom die resultierenden Methan- und CO_2-Volumenströme sowie die Abwärmeleistung und der elektrische Leistungsbedarf der Aminwäsche bestimmen. Bei einem angenommenen Methananteil von 51 Vol.-% und einer vollständigen Trennung der Gaskomponenten ergeben sich folgende Produktgasströme:

$$\dot{V}_{CH_4} = 0{,}51 * 753{,}04 \frac{m^3}{h} = \underline{384{,}05 \frac{m^3}{h}}$$

$$\dot{V}_{CO_2} = 0{,}49 * 753{,}04 \frac{m^3}{h} = \underline{368{,}99 \frac{m^3}{h}}$$

Die verfügbare Abwärmeleistung der Aminwäsche ergibt sich aus dem spezifischen Abwärmepotenzial von 0,12 kWh/m³ Biogas:

$$\dot{Q}_{Abw.,Aminwäsche} = 0{,}12 \frac{kWh}{m^3} * 753{,}04 \frac{m^3}{h} = \underline{90{,}36\ kW}$$

Der elektrische Leistungsbedarf wird analog anhand des spezifischen Strombedarfs von 0,11 kWh/m³ Biogas ermittelt:

$$P_{el.,Aminwäsche} = 0{,}11 \frac{kWh}{m^3} * 753{,}04 \frac{m^3}{h} = \underline{82{,}83\ kW}$$

Stoff- und Energiebilanz der Methanisierung

Aus dem zuvor ermittelten CO_2-Volumenstrom wird zunächst unter Verwendung der Dichte der entsprechende CO_2-Massenstrom nach Gleichung (17) berechnet. Anhand des spezifischen CO_2-Bedarfs der Methanisierung lässt sich anschließend der produzierte SNG-Strom mittels Gleichung (18) bestimmen.

$$\dot{m}_{\mathrm{CO_2}} = \rho_{\mathrm{CO_2}} \cdot \dot{V}_{\mathrm{CO_2}} \tag{17}$$

$$\dot{m}_{\mathrm{CO_2}} = 1{,}977\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m^3}} \cdot 368{,}99\ \frac{\mathrm{m^3}}{\mathrm{h}} = \underline{729{,}49\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{h}}}$$

$$\dot{m}_{SNG} = \frac{\dot{m}_{\mathrm{CO_2}}}{2{,}51\ \mathrm{kg_{CO_2}/kg_{SNG}}} \tag{18}$$

$$\dot{m}_{SNG} = \frac{729{,}49\ \mathrm{kg_{CO_2}/h}}{2{,}51\ \mathrm{kg_{CO_2}/kg_{SNG}}} = \underline{290{,}63\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{h}}}$$

Auf Grundlage des berechneten SNG-Massenstroms und der spezifischen Kennwerte werden anschließend die Abwärmeleistung, der elektrische Leistungsbedarf sowie der erforderliche Wasserstoffmassenstrom der Methanisierung ermittelt.

Die verfügbare Abwärmeleistung ergibt sich aus der spezifischen Abwärmemenge von 3,77 kWh/kg SNG:

$$\dot{Q}_{\mathrm{Abw,Methanisierung}} = 3{,}77\ \frac{\mathrm{kWh}}{\mathrm{kg}} \cdot 290{,}63\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{h}} = \underline{1.095{,}69\ \mathrm{kW}}$$

Der elektrische Leistungsbedarf wird anhand des spezifischen Strombedarfs von 0,12 kWh/kg SNG berechnet:

$$P_{\mathrm{el,Methanisierung}} = 0{,}12\ \frac{\mathrm{kWh}}{\mathrm{kg}} \cdot 290{,}63\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{h}} = \underline{34{,}88\ \mathrm{kW}}$$

Für die Bereitstellung des erforderlichen Wasserstoffs ergibt sich bei einem spezifischen Bedarf von 0,46 kg H_2 je Kilogramm erzeugtem SNG folgender Massenstrom:

$$\dot{m}_{\mathrm{H_2}} = 0{,}46\ \frac{\mathrm{kg_{H_2}}}{\mathrm{kg_{SNG}}} \cdot 290{,}63\ \frac{\mathrm{kg_{SNG}}}{\mathrm{h}} = \underline{133{,}69\ \frac{\mathrm{kg_{H_2}}}{\mathrm{h}}}$$

Damit ergibt sich für die betrachtete Methanisierung eine SNG-Produktion von 290,63 kg/h bei einer verfügbaren Abwärmeleistung von rund 1,10 MW. Der erforderliche Wasserstoffmassenstrom von 133,69 kg/h bildet die Auslegungsgrundlage für die nachgeschaltete Dimensionierung der PEM-Elektrolyse.

Strombedarf und Abwärmeleistung der PEM-Elektrolyse

Aus dem zuvor ermittelten Wasserstoffmassenstrom der Methanisierung lassen sich anhand der spezifischen Kennwerte der elektrische Leistungsbedarf sowie die verfügbare Abwärmeleistung der PEM-Elektrolyse berechnen.

$$P_{el,PEM} = 51{,}8\,\frac{kWh}{kg} * 133{,}69\,\frac{kg}{h} = \underline{6.925{,}14\ kW}$$

$$\dot{Q}_{\text{Abw.,PEM}} = 12{,}0\,\frac{kWh}{kg} * 133{,}69\,\frac{kg}{h} = \underline{1.604{,}28\ kW}$$

Einbindung der Hochtemperaturwärme der Methanisierung

Im ersten Schritt wird die bei der Methanisierung anfallende Hochtemperaturwärme für die Einspeisung in das Wärmenetz nutzbar gemacht. Hierzu wird zunächst der Massenstrom des verwendeten Wärmeträgermediums Therminol bestimmt, siehe Gleichung (19). Auf dieser Grundlage lässt sich anschließend die über einen Wärmeübertrager direkt an das Wärmenetz übertragbare Wärmeleistung nach Gleichung (20) berechnen.

$$\dot{m}_{\text{Therminol}} = \frac{\dot{Q}_{\text{Abw,Methanisierung}}}{h_{300\,°C} - h_{(30\,°C)}} \tag{19}$$

$$\dot{m}_{\text{Therminol}} = \frac{1.095{,}69\ kW}{554{,}6\frac{kJ}{kg} - 27{,}9\frac{kJ}{kg}} = \underline{2{,}08\ \frac{\text{kg}}{s}}$$

$$\dot{Q}_{\text{HT-WÜ}} = \dot{m}_{\text{Therminol}} * (h_{300\,°C} - h_{95\,°C}) \tag{20}$$

$$\dot{Q}_{\text{HT-WÜ}} = 2{,}08\,\frac{kg}{s} * (554{,}6\,\frac{kJ}{kg} - 136{,}4\,\frac{kJ}{kg}) = \underline{869{,}9\ \text{kW}}$$

Einbindung der Niedertemperaturabwärme aus Methanisierung und Aminwäsche mittels Wärmepumpe

Die einzelnen Wärmeströme der Prozessvariante 1 sind in Abbildung 7 dargestellt. Es ergeben sich 3 Niedertemperaturwärmeströme aus der Elektrolyse, der Aminwäsche und der verbleibenden Wärme nach dem Hochtemperaturwärmeübertrager der Methanisierung.

Da die verbleibende Niedertemperaturabwärme der Methanisierung sowie die Abwärme der Aminwäsche vergleichsweise geringe Leistungen aufweisen, werden beide Wärmequellen in einer gemeinsamen Wärmepumpe genutzt. Hierzu werden die Wärmequellen parallel an den Kältemittelkreislauf angebunden, sodass sie jeweils einen Teil des Kältemittels verdampfen.

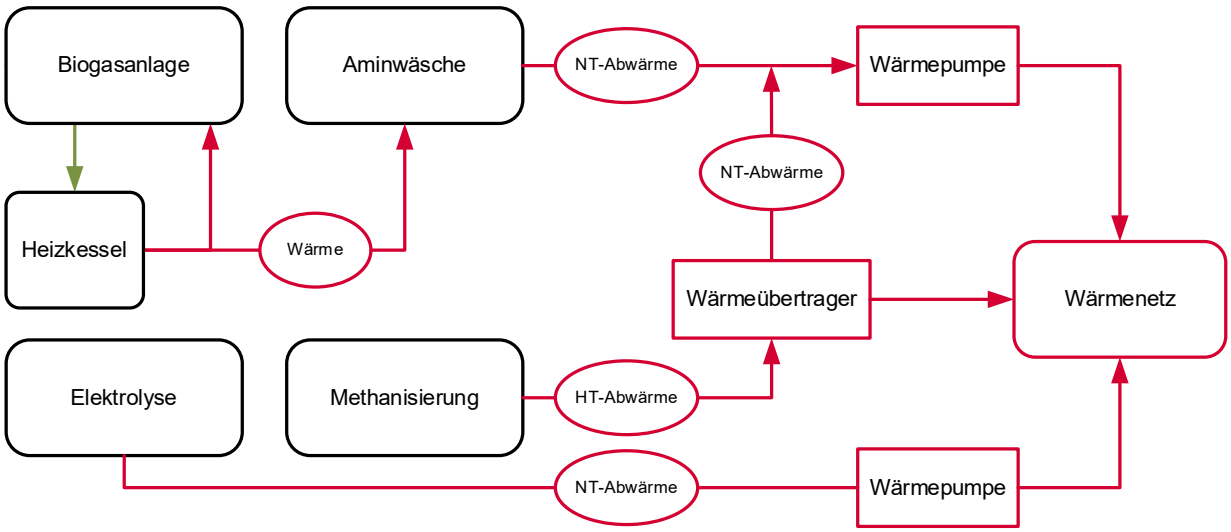


Abbildung 7: Darstellung der Wärmeströme der Prozessvariante 1

Die gesamte dem Verdampfer zugeführte Wärmeleistung ergibt sich aus der Summe der Abwärmeleistung der Aminwäsche und der nach der direkten Wärmeauskopplung verbleibenden Abwärme der Methanisierung nach Gleichung (21).

$$\dot{Q}_{Abw.,NT} = \dot{Q}_{Abw.,Aminwäsche} + (\dot{Q}_{\mathrm{Abw,Methanisierung}} - \dot{Q}_{\mathrm{HT-WÜ}}) \quad (21)$$

$$\dot{Q}_{Abw.,NT} = 90{,}36\ kW + (1.095{,}69 - 869{,}9\ kW) = \underline{316{,}15\ kW}$$

Für die Wärmepumpen wird jeweils der Kältemittelstrom, die Verdichterleistung sowie die ans Netz abgegebene Wärme nach den Gleichungen (22) bis (24) bestimmt. Ergebnisse für die einzelnen Wärmepumpen finden sich in Tabelle 10. In Summe werden 2.239,9 kW über die Wärmepumpen an das Wärmenetz abgegeben.

$$\dot{m}_{\mathrm{Kältemittel}} = \frac{\dot{Q}_{\mathrm{Abw.}}}{h_1 - h_4} \quad (22)$$

$$P_{\mathrm{Verdichter}} = \dot{m}_{\mathrm{Kältemittel}} * (h_2 - h_1) \quad (23)$$

$$\dot{Q}_{\mathrm{Netz}} = \dot{m}_{\mathrm{Kältemittel}} * (h_2 - h_3) \quad (24)$$

Die Leistungszahl (COP) der Wärmepumpe ergibt sich nach Gleichung (25) aus den entsprechenden Arbeitspunkten.

$$COP = \frac{h_2 - h_3}{h_2 - h_1} \quad (25)$$

Der COP-Wert für die Elektrolysewärmepumpe, liegt bei einem Wert von 9,5. Dieser Wert liegt oberhalb der in der Literatur für Hochtemperatur-Wärmepumpen berichteten Werte. Arpagaus et al. geben beispielsweise für Temperaturhübe um 30 K COP-Werte von etwa 5,7 bis 6,5 an [67]. Der Wert von 9,5 ist daher als vergleichsweise hoher, theoretischer COP einzuordnen.

Tabelle 10: Ergebnisse der Wärmepumpenauslegung für die Elektrolyse und die Niedertemperaturabwärme

		Elektrolyse	Niedertemperaturabwärme
COP	-	9,5	3,1
Kältemittelstrom	kg/s	11,5	2,9
Verdichterleistung	kW	188	152
Abgegebene Wärme	kW	1.777	463

3.2.2 Prozessvariante 2

In der zweiten Variante soll die Niedertemperaturabwärme der Aminwäsche und der Niedertemperaturteil der Methanisierung nicht in das Wärmenetz eingespeist, sondern zur Beheizung des Biogasfermenters genutzt werden. Damit ist es möglich, die für den Heizkessel benötigte Menge an Biogas zu reduzieren, was wiederum zu einem höheren Biogasvolumenstrom für die Aminwäsche führt und u.a. insgesamt die Abwärmemenge über die Prozesskette erhöht. Entsprechend ist eine Neuauslegung der einzelnen Prozessschritte analog dem Vorgehen für Variante 1 notwendig.

Vor einer iterativen Bestimmung des für die Beheizung der Aminwäsche notwendigen Biogasvolumenstromes muss zunächst der durch die Abwärmenutzung verringerte Heizbedarf des Biogasfermenters als Ausgangswert bestimmt werden. Da angenommen wird, dass der Fermenter bei 40 °C betrieben wird, wird das Temperaturniveau für die notwendigen Wärmetauscher auf 45 °C festgelegt. Die dem Biogasfermenter zugeführte Abwärmemenge berechnet sich nach Gleichung (26) zu 266,1 kW und wird als Startwert für die Iteration gesetzt. Da diese Wärmemenge nicht ausreicht, um die benötigte Wärme komplett zu ersetzen, verringert sich hierdurch lediglich die benötigte Biogasmenge.

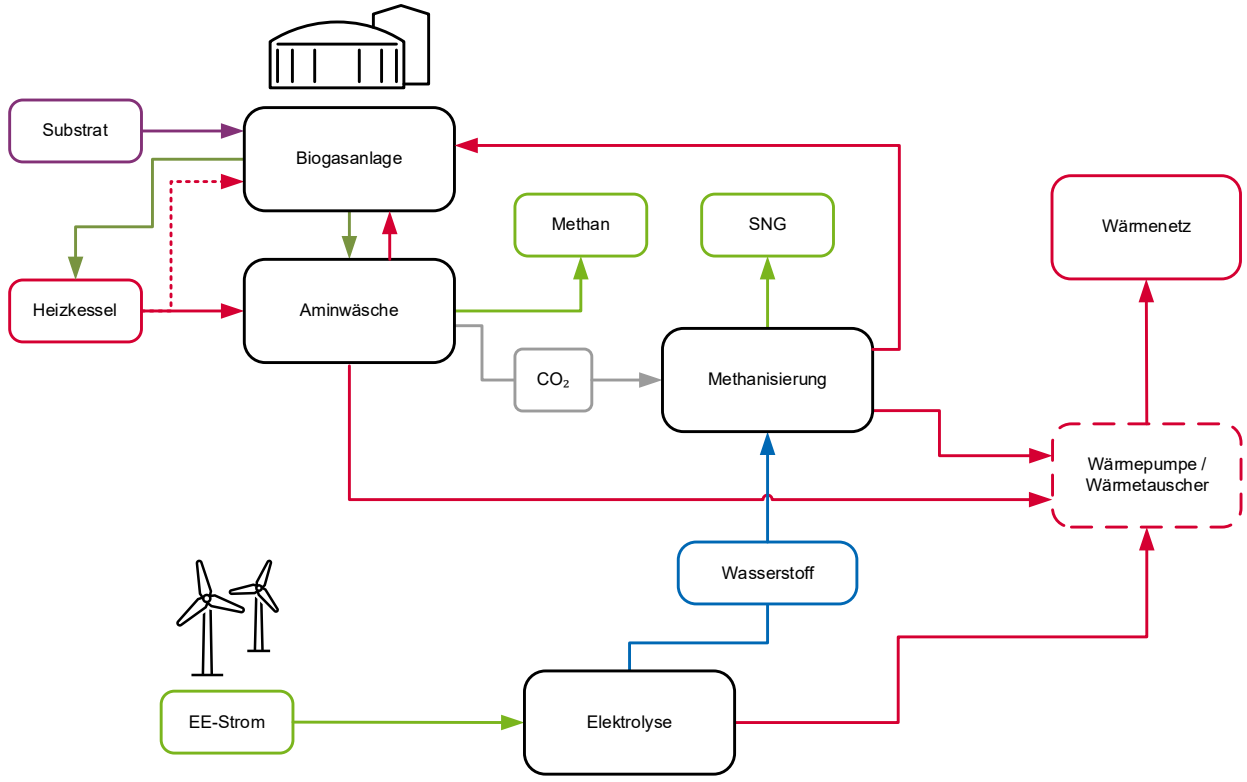


Abbildung 8: Prozessvariante 2 mit interner Wärmenutzung

$$\dot{Q}_{Abw.,Fermenter} = \dot{Q}_{Abw.,Aminwäsche} + \dot{m}_{\text{Terminol}} * (h_{95\,°C} - h_{45\,°C}) \quad (26)$$

$$\dot{Q}_{Abw.,Fermenter} = 90{,}36\ kW + 2{,}08\,\frac{kg}{s} * [136{,}4\,\frac{kJ}{kg} - 51{,}9\,\frac{kJ}{kg}] = \underline{266{,}1\ kW}$$

Die Iteration sowie die nachfolgende Auslegung und Bilanzierung der weiteren Prozessschritte erfolgt analog der Berechnung für Prozessvariante 1 in 3.2.1, die Ergebnisse finden sich zusammengefasst in Tabelle 11. Nach Durchführung der iterativen Neuauslegung ergibt sich eine für die Beheizung des Fermenters zur Verfügung stehende Niedertemperaturabwärme von 286 kW.

Tabelle 11: Ergebnisse der Auslegung für Prozessvariante 2

Wärmebedarf Fermenter über Heizkessel	kW	355
Biogasbedarf für Heizkessel	m³/h	192
Biogas zur Aufbereitung	m³/h	808
Abwärme Aminwäsche	kW	97
Volumenstrom Biomethan	m³/h	412
Volumenstrom CO_2	m³/h	396
Strombedarf Elektrolyse	kW	7.428
Wasserstofferzeugung	kg/h	143
HT-Abwärme Methanisierung	kW	1.175
SNG-Erzeugung	kg/h	312
NT-Abwärme für Fermenter	kW	286

Wärmeeinbindung der Hochtemperaturwärme und Elektrolyseabwärme

Durch die prozessinterne Abwärmenutzung ändert sich wie in Abbildung 9 dargestellt ebenfalls die Abwärmeeinbindung. Die Wärmepumpe für die Einbindung der Elektrolyse bleibt bestehen, jedoch entfällt die zweite Wärmepumpe zur Nutzung der Abwärme aus der Aminwäsche und der Niedertemperatur der Methanisierung, diese wird mit geeigneten Wärmeübertragern für die Beheizung des Biogasfermenters ersetzt. Entsprechend steht dieser Teil der Abwärme nicht mehr zur Einspeisung ins Netz zur Verfügung.

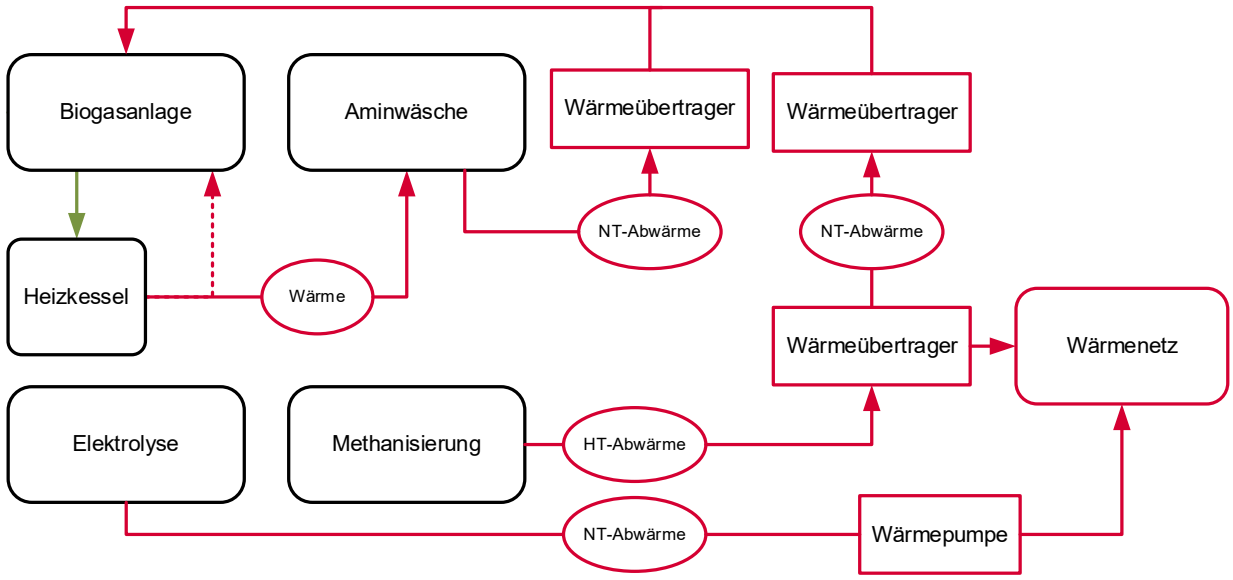


Abbildung 9: Darstellung der Wärmeströme der Prozessvariante 2

Die Berechnung des Wärmeübertragers für die Hochtemperaturabwärme sowie der Wärmepumpe für die Elektrolyse erfolgt ebenfalls analog der Prozessvariante 1.

$$\dot{m}_{\text{Therminol}} = \frac{1.175{,}35\ kW}{554{,}6\frac{kJ}{kg} - 27{,}9\frac{kJ}{kg}} = \underline{2{,}23\ \frac{\text{kg}}{s}}$$

$$\dot{Q}_{\text{HT-WÜ}} = 2{,}23\frac{kg}{s} * (554{,}6\frac{kJ}{kg} - 136{,}4\frac{kJ}{kg}) = \underline{932{,}9\ \text{kW}}$$

Somit stehen über den Hochtemperaturwärmeübertrager 932,9 kW zur Verfügung. Hinzu kommen 1.931,3 kW welche mittels der Wärmepumpe aus der Elektrolyse zur Verfügung gestellt werden können, bei einer Verdichterleistung von 203,8 kW.

Dimensionierung der Wärmeübertrager

Abschließend sollen die für die spätere Wirtschaftlichkeitsbetrachtung notwendige Wärmeübertragerflächen bestimmt werden. Diese ergeben sich aus Gleichung (28) mit der logarithmischen Temperaturdifferenz nach Gleichung (27). Zur Bestimmung der logarithmischen Temperaturdifferenz werden die zuvor festgelegten Ein- und Ausgangstemperaturen der einzelnen Wärmeübertrager genutzt. Während für die Hochtemperaturwärme ein Rohrbündelwärmeübertrager verwendet wird, werden für die Niedertemperaturwärme Plattenwärmeübertrager eingesetzt, entsprechende Wärmedurchgangskoeffizienten wurden nach Typ des Wärmeübertragers und Art der verwendeten Fluide der Literatur entnommen [68].

$$\theta_m = \frac{(T_{1,aus} - T_{2,ein}) - (T_{1,ein} - T_{2,aus})}{\ln\left(\frac{T_{1,aus} - T_{2,ein}}{T_{1,ein} - T_{2,aus}}\right)} \quad (27)$$

$$\mathrm{A_i} = \frac{Q_i}{k_i * \theta_m} \quad (28)$$

Tabelle 12: Dimensionierung der Wärmeübertrager

	Bauform Wärmeübertrager	Q [kW]	k [W/m² K]	θ_m [K]	A [m²]
HT-Wärme Methanisierung	Rohrbündel	933	500	97,7	19
NT-Wärme Methanisierung	Platte	189	1.000	26,4	7,1
Aminwäsche	Platte	97	1.000	12,3	7,9

3.3 Variantenvergleich

Die Ergebnisse für beide Prozessvarianten sind in Tabelle 13 nochmals zusammengefasst und gegenübergestellt. Allgemein lässt sich ableiten, dass die Methanisierung und das dadurch produzierte SNG die potenzielle Methaneinspeisung signifikant erhöhen kann. Darüber hinaus stellt die Prozesskette eine erhebliche Menge an Abwärme bereit, die in ein Wärmenetz eingespeist werden kann.

Die Nutzung der Abwärme aus der Aminwäsche und der Niedertemperaturabwärme der Methanisierung zur Fermenterbeheizung reduziert die potenziell in das Wärmenetz eingespeiste Wärmemenge auf rund 92 % des Wertes aus Prozessvariante 1. Gleichzeitig steigen die Biomethan- und die SNG-Produktion um jeweils etwa 7,3 %. Die bevorzugte Variante hängt damit von der betrieblichen Zielsetzung ab: maximale Wärmeauskopplung oder zusätzliche Methanproduktion. Zudem entfällt in Variante 2 eine Niedertemperatur-Wärmepumpe, die durch kostengünstigere und technisch weniger komplexe Wärmeübertrager ersetzt wird. Da die Prozessvariante 2 somit technische und wirtschaftliche Vorteile bietet, wird sie der weiteren Wirtschaftlichkeitsbetrachtung zugrunde gelegt.

Tabelle 13: Vergleich der beiden Prozessvarianten

	Einheit	Prozessvariante 1	Prozessvariante 2
Biogasfermenter und Heizkessel			
Biogasproduktion	m³/h	1.000	1.000
Wärmebedarf	kW	641	641
Abwärmeeinbindung	kW	-	286
Biogasvolumenstrom Heizkessel	m³/h	247	192
Aminwäsche			
Aufzubereitender Biogasstrom	m³/h	753	808
Wärmebedarf	kW	490	525
Strombedarf	kW	83	89
Abwärme	kW	90	97
Volumenstrom Biomethan	m³/h	384	412
Volumenstrom CO_2	m³/h	369	396
Methanisierung			
Wasserstoffbedarf	kg/h	134	143
Strombedarf	kW	35	37
SNG-Erzeugung	m³/h	378	406
Abwärme	kW	1.096	1.175
Elektrolyseur			
Strombedarf	kW	6.925	7.428
Abwärme	kW	1.604	1.725
Abwärmenutzung			
Einspeisung Elektrolyse	kW	1.777	1.931
Verdichterleistung Elektrolyse	kW	188	204
Einspeisung Methanisierung	kW	870	933
Einspeisung NT-Abwärme	kW	463	-
nicht nutzbare Abwärme	kW	-	53
Verdichterleistung NT-Abwärme	kW	151	-
Gesamt			
potentielle Abwärmeeinspeisung	kW	3.110	2.864
zusätzlicher Strombedarf ohne Elektrolyse	kW	457	330

4 Wirtschaftlichkeitsberechnung

Ziel der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung ist die Ermittlung der zusätzlichen Kosten, die durch die Nutzung der Prozessabwärme zur Wärmeversorgung entstehen. Betrachtet werden ausschließlich die hierfür erforderlichen Investitions- und Betriebskosten. Die Kosten der bestehenden Biogasanlage sowie der PtX-Prozesskette, einschließlich CO_2-Abtrennung, Elektrolyse und Methanisierung, bleiben unberücksichtigt.

Die wirtschaftliche Bewertung erfolgt anhand der spezifischen Wärmegestehungskosten (WGK), die sich aus den jährlichen Gesamtkosten der Wärmeintegration und der in das Wärmenetz eingespeisten Wärmemenge ergeben.

Die Wärmeintegration umfasst die direkte Einspeisung der Hochtemperaturabwärme aus der Methanisierung sowie die Nutzung der Elektrolyseabwärme mittels Wärmepumpe. Darüber hinaus wird die Niedertemperaturabwärme der Methanisierung und der Aminwäsche zur internen Wärmeversorgung des Biogasfermenters genutzt. Die hierfür erforderlichen Wärmeübertrager werden in der Investitionskostenrechnung berücksichtigt. Die intern genutzte Wärme geht jedoch nicht in die Berechnung der Wärmegestehungskosten ein. Mögliche Einsparungen durch die reduzierte Bereitstellung von Prozesswärme werden ebenfalls nicht monetär bewertet.

Die Untersuchung beschränkt sich auf die zuvor ausgewählte Prozessvariante mit PEM-Elektrolyse. Als Preisbasis wird das Jahr 2025 zugrunde gelegt. Aufgrund der vereinfachten Anlagenauslegung und der begrenzten Verfügbarkeit herstellerspezifischer Angebote handelt es sich um eine orientierende Kostenschätzung, die näherungsweise den Klassen IV–V nach AACE zuzuordnen ist.

4.1 Technische Komponenten der Wärmeintegration

Für die Nutzung der anfallenden Prozessabwärme sind zusätzliche Anlagenkomponenten erforderlich, die eine Auskopplung, Aufbereitung und bedarfsgerechte Bereitstellung der Wärme ermöglichen. Hierzu zählen insbesondere Wärmeübertrager, Wärmepumpen sowie die erforderliche hydraulische und regelungstechnische Infrastruktur. Die Auswahl der Komponenten erfolgt auf Grundlage der zuvor entwickelten Wärmeintegrationskonzepte.

Wärmeübertrager

Für die Auskopplung der Prozessabwärme werden abhängig von den jeweiligen Betriebsbedingungen unterschiedliche Wärmeübertrager eingesetzt. Zur Nutzung der Hochtemperaturabwärme der Methanisierung wird ein Rohrbündelwärmeübertrager vorgesehen. Diese Bauform zeichnet sich durch ihre robuste Konstruktion und ihre Eignung für hohe Temperaturen sowie anspruchsvolle Prozessbedingungen aus.

Für die Niedertemperaturabwärme der Methanisierung und der Aminwäsche werden hingegen Plattenwärmeübertrager eingesetzt. Diese bieten aufgrund ihrer kompakten Bauweise und ihres hohen Wärmeübertragungsvermögens Vorteile bei der Einbindung in bestehende Anlagen. Darüber hinaus stellen sie insbesondere für die Wärmeintegration in Aminprozessen eine wirtschaftlich relevante Alternative zu Rohrbündelwärmeübertragern dar [69], [70].

Wärmepumpe

Zur Nutzung der Abwärme aus der PEM-Elektrolyse wird eine Wärmepumpe eingesetzt. Diese ermöglicht die Anhebung des Temperaturniveaus der anfallenden Abwärme auf das für die Wärmenetzeinspeisung erforderliche Niveau. Die Wärmepumpe stellt damit eine wesentliche Komponente der Wärmeintegration dar und ermöglicht die Nutzung von Wärmeströmen, die andernfalls nicht direkt in das Wärmenetz eingespeist werden könnten.

Die Dimensionierung erfolgt anhand der zuvor ermittelten thermischen Heizleistung. Aufgrund der erforderlichen Verdichterarbeit beeinflusst die Effizienz der Wärmepumpe maßgeblich den zusätzlichen Strombedarf und damit die Wirtschaftlichkeit der Wärmeintegration.

Wärmespeicher

Der Einsatz eines Wärmespeichers bietet grundsätzlich die Möglichkeit, zeitliche Unterschiede zwischen der Abwärmebereitstellung und dem Wärmebedarf des Wärmenetzes auszugleichen. Dies ist insbesondere bei PtX-Anlagen relevant, deren Betriebsweise von der Verfügbarkeit erneuerbarer elektrischer Energie abhängt. Durch die Zwischenspeicherung kann die Wärmebereitstellung teilweise vom Anlagenbetrieb entkoppelt werden.

Im Rahmen der vorliegenden Untersuchung wird auf eine detaillierte Dimensionierung und wirtschaftliche Bewertung eines Wärmespeichers verzichtet. Die damit verbundenen zusätzlichen Investitionskosten bleiben entsprechend unberücksichtigt.

Rohrleitungen und hydraulische Einbindung

Für die Verbindung der einzelnen Wärmequellen, Wärmeübertrager und Wärmepumpen mit dem Wärmenetz ist eine entsprechende hydraulische Infrastruktur erforderlich. Diese umfasst insbesondere Rohrleitungen, Umwälzpumpen, Armaturen sowie Einrichtungen zur Druckhaltung und Entlüftung.

Da die konkrete Ausführung wesentlich von den räumlichen Gegebenheiten und der Anlagenanordnung abhängt, erfolgt im Rahmen dieser Studie keine detaillierte Rohrnetzplanung. Die erforderlichen Komponenten werden daher über pauschale Kostenfaktoren in der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung berücksichtigt.

Mess-, Steuer- und Regelungstechnik

Für einen sicheren und bedarfsgerechten Betrieb der Wärmeintegration ist eine zusätzliche Mess-, Steuer- und Regelungstechnik (MSR-Technik) erforderlich. Diese dient insbesondere der Überwachung und Regelung der Temperaturen, Drücke und Volumenströme sowie der Abstimmung zwischen verfügbarer Abwärme und Wärmebedarf des Netzes.

Hierfür werden unter anderem Temperatur- und Drucksensoren, Regelventile sowie die erforderliche Steuerungs- und Kommunikationstechnik vorgesehen. Eine detaillierte Auslegung erfolgt nicht. Die entsprechenden Kosten werden im Rahmen der Investitionskostenschätzung pauschal berücksichtigt.

4.2 Ermittlung der Investitionskosten (CAPEX)

Die Ermittlung der Investitionskosten erfolgt anhand einer faktorbasierten Kostenschätzung. Hierbei werden zunächst die Anschaffungskosten der wesentlichen Hauptkomponenten auf Grundlage spezifischer Kostenkennwerte und geeigneter Kostenkorrelationen bestimmt. Anschließend werden zusätzliche Aufwendungen für Installation, Nebenanlagen und Projektierung über entsprechende Faktoren berücksichtigt.

Da die verwendeten Literaturwerte teilweise aus unterschiedlichen Jahren stammen, ist eine Anpassung auf ein einheitliches Preisjahr erforderlich. Hierfür wird, soweit notwendig, der Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) verwendet. Als einheitliche Preisbasis wird das Jahr 2025 festgelegt.

Wärmepumpe

Für die Wärmepumpe zur Nutzung der Elektrolyseabwärme werden spezifische Anschaffungskosten von 225 €/kW_{th} angesetzt. Dieser Wert entspricht dem Mittelwert des in der Literatur angegebenen Kostenbereichs von 150 – 300 €/kW [71]. Bei einer thermischen Heizleistung von 1.931,3 kW ergeben sich folgende Anschaffungskosten:

$$C_{WP,PEM} = 225 \frac{€}{kW} * 1.931{,}3\ kW = 434.543\ €$$

Neben der eigentlichen Wärmepumpe entstehen zusätzliche Kosten für die hydraulische und elektrische Einbindung sowie weitere Anlagenkomponenten. Zur Berücksichtigung dieser Aufwendungen wird ein Systemfaktor von 2,0 angesetzt. Dieser orientiert sich an Untersuchungen zu Großwärmepumpen, bei denen ein erheblicher Anteil der Gesamtinvestition auf Komponenten außerhalb der eigentlichen Wärmepumpe entfällt [72]. Daraus ergeben sich spezifische installierte Kosten von 450 €/kW_{th} beziehungsweise Gesamtinvestitionen für das Wärmepumpensystem von rund 869.000 €.

Wärmeübertrager

Die Anschaffungskosten der Wärmeübertrager werden anhand flächenbezogener Kostenkorrelationen nach Shamoushaki et al. bestimmt [73]. Dabei wird zwischen Rohrbündel- und Plattenwärmeübertragern unterschieden. Die erforderliche Wärmeübertragungsfläche wurde im Abschnitt 3.2.2 bestimmt und ist Tabelle 12 zu entnehmen. Für die konkrete Berechnung werden die Gleichungen (29) und (30) verwendet, wobei Gleichung (30) sowohl für den NT-Wärmeübertrager der NT-Methanisierungswärme als auch der NT-Abwärme der Aminwäsche gilt.

$$C_{WT,HT} = \log(A_{HT}) - 0{,}06395 * A_{HT}^2 + 9.472 * A_{HT} + 227{,}9 \quad (29)$$

$$C_{WT,NT} = \log(A_{NT}) - 0{,}2581 * A_{NT}^2 + 891{,}7 * A_{HT} + 26.050 \quad (30)$$

Die verwendeten Kostenkorrelationen basieren auf Kostendaten aus dem Jahr 2020 und liefern die Anschaffungskosten zunächst in US-Dollar. Zur Anpassung auf das Preisjahr 2025 erfolgt eine Aktualisierung mittels CEPCI sowie die Umrechnung mittels des für das Jahr 2025 verfügbaren Jahreswechselkurses [74]. Für die Berechnung werden ein CEPCI von 596,2 für das Jahr 2020 und von 798,8 für das Jahr 2025 sowie ein Wechselkurs von 1,175 USD/EUR in Euro genutzt. Die daraus resultierenden Anschaffungskosten sind in Tabelle 14 zusammengefasst.

Tabelle 14: Anschaffungskosten der Wärmeübertrager (Preisbasis 2025)

		Anschaffungskosten
HT-Wärme Methanisierung	€	20.869
NT-Wärme Methanisierung	€	36.929
Aminwäsche	€	38.083
Gesamt	€	95.881

Zur Berücksichtigung zusätzlicher Kosten für Installation und Einbindung wird ein Faktor von 1,75 angesetzt. Dieser orientiert sich an Literaturwerten für vergleichbare Wärmeübertrager sowie vereinfachten Anlagenkostenschätzungen [75], [76]. Damit ergeben sich Kosten für die Anschaffung und Installation der Wärmeübertrager von rund 167.792 €.

Gesamte Investitionskosten

Die gesamten Investitionskosten setzen sich aus den installierten Kosten des Wärmepumpensystems und der Wärmeübertrager sowie zusätzlichen indirekten Kosten zusammen. Letztere umfassen insbesondere Planung, Projektierung, Dokumentation und Inbetriebnahme und werden pauschal mit 10 % der direkten Investitionskosten angesetzt. Die Gesamtinvestition ergibt sich somit zu:

$$CAPEX = C_{WP,PEM} + C_{WT,Gesamt} + 0{,}1 * (C_{WP,PEM} + C_{WT,Gesamt}) \quad (31)$$

Die resultierenden Investitionskosten sind in Tabelle 15 dargestellt. Bei einer gesamten in das Wärmenetz eingespeisten Wärmeleistung von 2.864,2 kW ergeben sich spezifische Investitionskosten von rund 398 €/kW_{th}.

Die ermittelten Investitionskosten basieren auf Literaturkennwerten und vereinfachten Installationsfaktoren. Insbesondere die tatsächlichen Aufwendungen für die hydraulische Einbindung, Rohrleitungen und bauliche Maßnahmen können standortabhängig abweichen.

Tabelle 15: Investitionskosten der Wärmeintegration (Preisbasis 2025)

		Investitionskosten
Wärmepumpensystem, installiert	€	869.085
Wärmeübertrager, installiert	€	167.792
Direkte Investitionskosten	€	1.036.877
Indirekte Kosten (10 %)	€	103.688
Gesamtinvestition	€	1.140.565

4.3 Ermittlung der Betriebskosten (OPEX)

Die Betriebskosten der Wärmeintegration setzen sich aus den Stromkosten der Wärmepumpe, den Wartungs- und Instandhaltungskosten sowie zusätzlichen Hilfsenergiebedarfen und sonstigen betrieblichen Aufwendungen zusammen. Für die Berechnung wird eine jährliche Betriebsdauer von 6.000 Stunden angenommen. Der Strompreis wird mit 210 €/MWh angesetzt. Der Strombedarf der eigentlichen PtX-Prozesse bleibt unberücksichtigt, da dieser unabhängig von der Wärmenutzung anfällt.

Stromkosten der Wärmepumpe

Aus der thermodynamischen Modellierung ergibt sich eine elektrische Leistungsaufnahme von rund 203,8 kW, vgl. 3.2.2. Bei 6.000 Betriebsstunden resultiert daraus ein jährlicher Strombedarf von etwa 1.223 MWh. Daraus ergeben sich jährliche Stromkosten von rund 257.000 €.

Wartung und zusätzliche Betriebskosten

Die Wartungs- und Instandhaltungskosten werden als jährlicher Anteil der installierten Investitionskosten angesetzt. Für das Wärmepumpensystem wird ein Satz von 3 % und für die Wärmeübertrager von 1,5 % verwendet [77], [78].

Zusätzlich wird für Umwälzpumpen und weitere Hilfseinrichtungen ein elektrischer Leistungsbedarf von 2 % der elektrischen Wärmepumpenleistung berücksichtigt. Sonstige betriebliche Aufwendungen werden zudem pauschal mit 5.000 €/a angesetzt [78].

Die resultierenden jährlichen Betriebskosten sind in Tabelle 16 zusammengefasst. Der überwiegende Anteil der Betriebskosten entfällt auf den Strombedarf der Wärmepumpe. Die Wirtschaftlichkeit wird daher insbesondere durch deren Effizienz, die angesetzten Strombezugskosten und die jährliche Betriebsdauer beeinflusst.

Tabelle 16: Jährliche Betriebskosten der Wärmeintegration

		jährliche Betriebskosten
Stromkosten Wärmepumpe	€/a	256.788
Wartung Wärmepumpe	€/a	26.073
Wartung Wärmeübertrager	€/a	2.517
Hilfsenergie	€/a	5.135
sonstige Kosten	€/a	5.000
Gesamtbetriebskosten	€/a	295.500

4.4 Berechnung der Wärmegestehungskosten

Zur Bewertung der Wirtschaftlichkeit werden die spezifischen Wärmegestehungskosten in Anlehnung an VDI 2067 [78] ermittelt. Hierfür werden die jährlichen kapitalgebundenen Kosten mit den bedarfsgebundenen, betriebsgebundenen und sonstigen Kosten zusammengefasst und auf die jährlich in das Wärmenetz eingespeiste Wärmemenge bezogen.

Für die Berechnung wird eine wirtschaftliche Nutzungsdauer von 20 Jahren bei einem Kalkulationszinssatz von 7 % angenommen. Daraus ergibt sich ein Annuitätsfaktor von rund 0,0944, mit dem die Investitionskosten in jährliche kapitalgebundene Kosten umgerechnet werden.

Für die Energiekosten wird zusätzlich eine jährliche Strompreissteigerung von 2 % berücksichtigt. Die steigenden Stromkosten werden mithilfe eines preisdynamischen Annuitätsfaktors nach VDI 2067 in äquivalente jährliche Kosten umgerechnet [78].

Die jährlich nutzbare Wärmemenge ergibt sich aus der Heizleistung der Wärmepumpe und der direkt eingespeisten Hochtemperaturwärme der Methanisierung. Bei einer gesamten Wärmeleistung von 2.864,2 kW und 6.000 Betriebsstunden resultiert eine jährliche Wärmemenge von rund 17.186 MWh_{th}.

Tabelle 17: Wärmegestehungskosten der Wärmeintegration

Gesamtinvestition	€	1.140.565 €
Kapitalgebundene Kosten	€/a	ca. 107.700 €/a
Dynamisierte Energiekosten	€/a	303.830 €/a
Wartung und sonstige Kosten	€/a	33.590 €/a
Jährliche Gesamtkosten	€/a	ca. 445.100 €/a
Nutzbare Wärmemenge	MWh	17.186 MWh_{th}/a
Wärmegestehungskosten	€/MWh	ca. 25,9 €/MWh_{th}

Wie Tabelle 17 zu entnehmen ist, betragen die berechneten Wärmegestehungskosten somit rund 25,9 €/MWh. Zu berücksichtigen ist jedoch, dass die ermittelten Kosten ausschließlich den zusätzlichen Aufwand zur Abwärmenutzung abbilden. Sie stellen keine vollständigen Wärmegestehungskosten der PtX-Prozesskette dar und erlauben daher keine unmittelbare Aussage über die Wirtschaftlichkeit des Gesamtkonzepts.

4.5 Sensitivitätsanalyse

Da die Wirtschaftlichkeit der Wärmeintegration maßgeblich von den zugrunde gelegten technischen und wirtschaftlichen Annahmen abhängt, wird ergänzend eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt. Untersucht werden die Auswirkungen des Strompreises, der Wärmepumpeneffizienz sowie der jährlichen Betriebsstunden auf die Wärmegestehungskosten.

Hierfür wird jeweils ein Parameter variiert, während die übrigen Randbedingungen konstant bleiben. Als Basis dienen ein Strompreis von 210 €/MWh, eine jährliche Betriebsdauer von 6.000 Stunden sowie der aus der thermodynamischen Auslegung ermittelte COP von rund 9,5. Da die gewählten Werte für den COP und die Betriebsstunden vergleichsweise günstige Betriebsbedingungen darstellen, werden diese ausschließlich nach unten variiert.

Die elektrische Leistungsaufnahme der Wärmepumpe beträgt im Ausgangsmodell 203,8 kW und berücksichtigt bereits die thermodynamisch ermittelte Wärmepumpeneffizienz. Für die Sensitivitätsanalyse wird die elektrische Leistungsaufnahme bei abweichenden COP-Werten unter Annahme einer konstanten Heizleistung von 1.931,3 kW für die Wärmepumpe rechnerisch angepasst:

$$P_{WP} = \frac{\dot{Q}_{Nutz,WP}}{COP} \quad (32)$$

Eine erneute thermodynamische Auslegung der Wärmepumpe erfolgt nicht. Die erforderliche Wärmequellenleistung wird bei der COP-Variation als entsprechend anpassbar angenommen. Die veränderte elektrische Leistungsaufnahme fließt einschließlich des proportional angesetzten Hilfsenergiebedarfs in die Stromkosten und damit in die Wärmegestehungskosten ein.

Tabelle 18: Sensitivitätsanalyse der Wärmegestehungskosten

Parameter	Annahme	WGK [€/MWh]
Strompreis	150 €/MWh	20,8
	210 €/MWh (Basis)	25,9
	270 €/MWh	31,0
COP	6,0	36,1
	7,5	30,6
	9,5 (Basis)	25,9
Betriebsstunden	3.000 h/a	34,1
	4.500 h/a	28,6
	6.000 h/a (Basis)	25,9

Die Ergebnisse verdeutlichen insbesondere den Einfluss der Wärmepumpeneffizienz und des Strompreises auf die Wirtschaftlichkeit. Bei einer Verringerung des COP von rund 9,5 auf 6,0 steigt die elektrische Leistungsaufnahme der Wärmepumpe von etwa 203,8 auf 321,9 kW. Die damit verbundenen höheren Stromkosten führen zu einem Anstieg der Wärmegestehungskosten von rund 26 auf 36 €/MWh. Auch eine Erhöhung des Strompreises auf 270 €/MWh führt zu einer deutlichen Kostensteigerung.

Eine Verringerung der jährlichen Betriebsstunden wirkt sich ebenfalls negativ auf die Wirtschaftlichkeit aus, da die kapitalgebundenen und ein Teil der betriebsgebundenen Kosten auf eine geringere Wärmemenge verteilt werden. Bei einer Halbierung der Betriebsdauer auf 3.000 Stunden steigen die Wärmegestehungskosten auf rund 34 €/MWh.

Die Sensitivitätsanalyse zeigt somit, dass die Wirtschaftlichkeit der Wärmeintegration insbesondere von der Effizienz der Wärmepumpe, den Strombezugskosten und der tatsächlichen Anlagenauslastung abhängt. Da sowohl der angesetzte COP als auch die jährlichen Betriebsstunden vergleichsweise günstige Annahmen darstellen, können unter realen Betriebsbedingungen höhere Wärmegestehungskosten auftreten.

5 Technische und wirtschaftliche Bewertung

Die durchgeführten Untersuchungen zeigen, dass die Kombination aus Biogasaufbereitung mittels Aminwäsche, PEM-Elektrolyse, katalytischer Methanisierung und Abwärmenutzung ein vielversprechendes Konzept zur Verknüpfung des Gas- und Wärmesektors darstellt. Durch die Integration etablierter Einzeltechnologien kann biogenes CO_2 stofflich genutzt, zusätzliches SNG erzeugt und gleichzeitig Prozessabwärme für die Wärmeversorgung bereitgestellt werden. Die Ergebnisse verdeutlichen insbesondere die Synergiepotenziale, die sich aus einer integrierten Betrachtung der Stoff- und Energieströme ergeben.

Im Vergleich der beiden untersuchten Prozessvarianten erweist sich Prozessvariante 2 als vorteilhaft, sofern neben der Methanerzeugung auch die effiziente Nutzung der Prozesswärme im Vordergrund steht. Bei dieser Variante wird die Niedertemperaturabwärme aus der Aminwäsche und der Methanisierung zur internen Beheizung des Biogasfermenters eingesetzt. Dadurch sinkt der zusätzliche Wärmebereitstellungsbedarf des Fermenters, sodass weniger Biogas im Heizkessel eingesetzt werden muss und ein größerer Biogasvolumenstrom für die Aufbereitung zur Verfügung steht. In der Folge steigen die Biomethan- und die SNG-Erzeugung gegenüber Prozessvariante 1 um rund 7,3 %. Gleichzeitig entfällt die separate Wärmepumpe für die Nutzung dieser Niedertemperaturwärme, wodurch sich der technische Aufwand und der zusätzliche Strombedarf reduzieren. Die an das Wärmenetz abgebbare Wärmeleistung ist mit rund 2,86 MW allerdings geringer als bei Prozessvariante 1, da ein Teil der verfügbaren Wärme innerbetrieblich genutzt wird. Die Wahl der Prozessvariante hängt somit von der jeweiligen Zielsetzung ab: Während Prozessvariante 1 die Wärmeeinspeisung maximiert, begünstigt Prozessvariante 2 die interne Wärmenutzung und die Methanerzeugung.

Die betrachtete Prozesskette basiert weitgehend auf industriell verfügbaren Einzeltechnologien. Die wesentliche Herausforderung liegt daher weniger in der grundsätzlichen Verfügbarkeit der Komponenten als vielmehr in deren effizienter Integration und Betriebsführung. Insbesondere die Abstimmung von Stromversorgung, Wasserstoffproduktion, Methanisierung und Wärmebedarf bietet Ansatzpunkte zur Optimierung des Gesamtsystems. Für die praktische Umsetzung erscheinen vor allem größere Biogasanlagen, bestehende Biomethananlagen und Anlagenverbünde geeignet, sofern ausreichende Stoffströme, eine geeignete Stromversorgung und eine nutzbare Wärmesenke vorhanden sind.

Ein wesentlicher Vorteil des Konzepts ist die Möglichkeit, das aus der Biogasaufbereitung gewonnene Biomethan und das SNG über die bestehende Gasinfrastruktur zu nutzen. Voraussetzung hierfür ist, dass die geltenden Anforderungen an die Gasbeschaffenheit und die Einspeisung eingehalten werden. Die Methanisierung eröffnet damit einen zusätzlichen Nutzungspfad für das abgetrennte biogene CO_2. Gleichzeitig entsteht Prozessabwärme, die abhängig vom Temperaturniveau direkt über Wärmeübertrager oder nach einer Temperaturanhebung mittels Wärmepumpe in ein Wärmenetz eingespeist werden kann.

Für Prozessvariante 2 ergibt sich eine potenziell nutzbare Wärmeleistung von rund 2,86 MW. Unter Annahme von 3.000 bis 6.000 Betriebsstunden pro Jahr entspricht dies einer jährlichen Wärmemenge von rund 8.600 bis 17.200 MWh. Zur überschlägigen Einordnung lässt sich diese Wärmemenge einem angenommenen jährlichen Wärmebedarf von 15,6 MWh je Haushalt gegenüberstellen. Daraus ergibt sich rechnerisch ein Äquivalent von etwa 550 bis 1.100 Haushalten [79], [80]. Diese Größenordnung ist als theoretisches Versorgungspotenzial zu verstehen, nicht als Nachweis einer tatsächlichen Versorgung entsprechend vieler Haushalte. Die Berechnung berücksichtigt insbesondere weder Wärmeverluste im Netz noch die zeitliche Übereinstimmung von Wärmeangebot und -bedarf. Auch der zugrunde gelegte spezifische Haushaltswärmebedarf muss hinsichtlich Bezugsjahr und Abgrenzung der erfassten Wärmeverbräuche eindeutig belegt werden. Ungeachtet dieser Einschränkungen verdeutlichen die Ergebnisse, dass die Abwärmenutzung einen relevanten Beitrag zur Wärmeversorgung leisten kann.

Die wirtschaftliche Bewertung der Wärmeintegration ergibt bei einer Gesamtinvestition von rund 1,14 Mio. € Wärmegestehungskosten von etwa 25,9 €/MWh_{th}. Zur Einordnung können die veröffentlichten Fernwärmepreise in Deutschland herangezogen werden. Nach einer Auswertung des Verbraucherzentrale Bundesverbands vom April 2025 betrug der mittlere effektive Fernwärmepreis für ein typisches

Mehrfamilienhaus bei den 576 untersuchten Wärmenetzen rund 17 ct/kWh, entsprechend 170 €/MWh. In 27 % der untersuchten Wärmenetze lag der Preis bei mindestens 20 ct/kWh [81].

Ein unmittelbarer Vergleich dieser Werte ist jedoch nur eingeschränkt aussagekräftig. Die in dieser Untersuchung ermittelten Wärmegestehungskosten beziehen sich ausschließlich auf die zusätzlichen Kosten der Wärmeintegration. Sie umfassen weder die Kosten der gesamten PtX-Prozesskette noch sämtliche möglichen Aufwendungen für die Wärmenetzinfrastruktur und den Wärmevertrieb. Die Endkundenpreise der Fernwärme enthalten dagegen neben den Kosten der Wärmeerzeugung weitere Kostenbestandteile, beispielsweise für Netzinfrastruktur, Betrieb und Vertrieb. Die Wärmegestehungskosten von rund 26 €/MWh$_{th}$ stellen deshalb keinen mit dem Fernwärmepreis gleichwertigen Verkaufspreis dar. Sie weisen vielmehr darauf hin, dass die zusätzliche Nutzung der Prozessabwärme unter den getroffenen Annahmen wirtschaftlich interessant sein kann. Voraussetzung hierfür sind insbesondere eine ausreichende Wärmenachfrage, eine hohe Anlagenauslastung und begrenzte zusätzliche Kosten für Netzanschluss und Wärmeverteilung.

Für die Gesamtwirtschaftlichkeit des Anlagenkonzepts bleibt die Bereitstellung des Wasserstoffs von zentraler Bedeutung. Der elektrische Leistungsbedarf der PEM-Elektrolyse liegt für Prozessvariante 2 bei rund 7,4 MW. Damit sind die Verfügbarkeit erneuerbaren Stroms, dessen Bezugskosten und die erreichbare Auslastung wesentliche Einflussgrößen für den Betrieb der Prozesskette. Standorte mit günstigen Bedingungen für die Stromversorgung, geeigneten Netzanschlussmöglichkeiten und einem kontinuierlichen Wärmebedarf bieten daher besondere Voraussetzungen. Eine optimierte Betriebsführung kann dazu beitragen, die Stromverfügbarkeit, die Auslastung der Elektrolyse und die Wärmebereitstellung besser aufeinander abzustimmen.

Energiespeicher können die Betriebsführung zusätzlich flexibilisieren. Batteriespeicher ermöglichen insbesondere den kurzfristigen Ausgleich von Schwankungen der Stromversorgung. Wasserstoffspeicher können die Wasserstoffproduktion zeitlich von der Methanisierung entkoppeln und damit einen flexibleren Betrieb der Synthese unterstützen. Wärmespeicher können Wärmeangebot und Wärmebedarf zeitlich entkoppeln und dadurch die Nutzung ansonsten nicht unmittelbar benötigter Abwärme verbessern. Welche Speichertechnologien sinnvoll sind und in welchem Umfang sie eingesetzt werden sollten, hängt von den standortspezifischen Strom- und Wärmeprofilen sowie den zusätzlichen Investitions- und Betriebskosten ab. Da Speicher in der vorliegenden Untersuchung weder dimensioniert noch wirtschaftlich bewertet wurden, besteht hier weiterer Untersuchungsbedarf.

Die Ergebnisse basieren auf vereinfachten Modellannahmen. Dazu zählen insbesondere die angesetzten spezifischen Energiebedarfe, konstante thermische Leistungen und die Annahme einer jährlichen Betriebsdauer von bis zu 6.000 Stunden. Die tatsächliche Verfügbarkeit der Abwärme sowie ihre zeitliche Übereinstimmung mit dem Wärmebedarf können im realen Betrieb hiervon abweichen. Darüber hinaus beeinflussen die erreichbare Wärmepumpeneffizienz, die standortspezifischen Anschlusskosten und mögliche Aufwendungen für Wärmespeicher die Wirtschaftlichkeit. Insbesondere die in der Modellierung angesetzte Wärmepumpeneffizienz ist unter realen Betriebsbedingungen zu überprüfen. Die genannten Einschränkungen schmälern nicht das grundsätzliche Potenzial des Konzepts, verdeutlichen jedoch die Notwendigkeit einer standortspezifischen und zeitlich aufgelösten Bewertung.

Insgesamt zeigt die Untersuchung, dass die integrierte Nutzung von biogenem CO_2, erneuerbarem Strom und Prozessabwärme einen aussichtsreichen Ansatz zur Weiterentwicklung bestehender Biogasanlagen darstellt. Besonders bei größeren Anlagen mit geeigneter Stromversorgung und ausreichend kontinuierlichem Wärmebedarf können sich Synergien zwischen Biomethan- und SNG-Erzeugung sowie der Wärmeversorgung erschließen. Die Ergebnisse liefern eine technische Grundlage und eine erste wirtschaftliche Orientierung für die weitere Entwicklung des Konzepts. Für eine belastbare Bewertung der Umsetzungsperspektiven sind insbesondere eine detaillierte Anlagenplanung, eine zeitlich aufgelöste Betriebsmodellierung sowie die Untersuchung der Strombeschaffung, der Wärmeabnahme und möglicher Speicheroptionen erforderlich.

6 Zusammenfassung

Im Rahmen dieser Studie wurde untersucht, wie biogenes CO_2 aus der Biogasaufbereitung mittels Power-to-X-Prozessen stofflich genutzt und die dabei entstehende Abwärme für die kommunale Wärmeversorgung erschlossen werden kann. Hierzu wurden geeignete Technologien bewertet und ein Anlagenkonzept aus Aminwäsche, PEM-Elektrolyse, katalytischer Methanisierung und Wärmeintegration anhand einer fiktiven Beispielanlage technisch und wirtschaftlich untersucht.

Als Vorzugsverfahren wurden die Aminwäsche zur CO_2-Abtrennung, die PEM-Elektrolyse zur Wasserstoffbereitstellung und die katalytische Methanisierung zur Erzeugung von SNG ausgewählt. Im Vergleich zweier Prozessvarianten erweist sich Prozessvariante 2 als vorteilhaft, da die Niedertemperaturabwärme aus Aminwäsche und Methanisierung zur internen Beheizung des Biogasfermenters genutzt wird. Dadurch sinkt der Biogasbedarf des Heizkessels, während die Biomethan- und SNG-Erzeugung gegenüber Prozessvariante 1 um jeweils rund 7,3 % steigen. Gleichzeitig entfällt eine separate Wärmepumpe für diese Wärmequellen.

Für die betrachtete Beispielanlage mit einer Rohbiogasproduktion von 1.000 m³/h ergeben sich eine Biomethanproduktion von rund 412 m³/h und eine zusätzliche SNG-Erzeugung von etwa 406 m³/h. Die potenziell in das Wärmenetz einspeisbare Wärmeleistung beträgt rund 2,86 MW. Diese wird durch die direkte Nutzung der Hochtemperaturabwärme aus der Methanisierung und die Temperaturanhebung der Elektrolyseabwärme mittels Wärmepumpe bereitgestellt.

Die wirtschaftliche Bewertung der Wärmeintegration ergibt Gesamtinvestitionen von rund 1,14 Mio. € und Wärmegestehungskosten von etwa 25,9 €/MWh. Damit weisen die Ergebnisse auf ein grundsätzlich interessantes Potenzial der Abwärmenutzung hin. Die Sensitivitätsanalyse verdeutlicht zugleich, dass insbesondere Strompreis, Wärmepumpeneffizienz und jährliche Betriebsstunden die Wirtschaftlichkeit beeinflussen. Die berechneten Kosten beziehen sich ausschließlich auf die zusätzliche Wärmeintegration und erlauben keine unmittelbare Aussage über die Wirtschaftlichkeit der gesamten PtX-Prozesskette.

Die Untersuchung basiert auf vereinfachten Stoff- und Energiebilanzen sowie festgelegten Betriebsbedingungen. Zeitliche Schwankungen der Stromverfügbarkeit und des Wärmebedarfs werden nicht detailliert abgebildet. Ebenso wurden mögliche Strom-, Wasserstoff- und Wärmespeicher weder dimensioniert noch wirtschaftlich bewertet. Für eine konkrete Umsetzung sind deshalb eine standortspezifische Auslegung, eine zeitlich aufgelöste Betriebsmodellierung sowie die Prüfung geeigneter Wärmeabnehmer und möglicher Speicherlösungen erforderlich.

Insgesamt zeigt die Studie, dass die Kombination aus Biogasaufbereitung, Wasserstofferzeugung, Methanisierung und Abwärmenutzung ein aussichtsreiches Potenzial zur zusätzlichen Nutzung biogenen Kohlenstoffs und zur Bereitstellung von Wärme bietet. Besonders bei größeren Biogasanlagen oder Anlagenverbünden mit Zugang zu erneuerbarem Strom und ausreichend kontinuierlichem Wärmebedarf können sich Synergien zwischen Gas- und Wärmeversorgung erschließen.

6.1 Literatur

[1] Bundesministerium der Justiz und Verbraucherschutz. "Bundes-Klimaschutzgesetz (KSG): §3 Nationale Klimaschutzziele." Zugriff am: 18. September 2026. [Online.] Verfügbar: https://www.gesetze-im-internet.de/ksg/__3.html

[2] B. Lóránt und G. M. Tardy, "Current Status of Biological Biogas Upgrading Technologies," *Period. Polytech. Chem. Eng.*, Jg. 66, Nr. 3, S. 465–481, 2022, doi: 10.3311/PPch.19537.

[3] A. Upadhyay *et al.,* "Recent Development in Physical, Chemical, Biological and Hybrid Biogas Upgradation Techniques," *Sustainability*, Jg. 15, Nr. 1, S. 476, 2023, doi: 10.3390/su15010476.

[4] M. Farghali, A. I. Osman, K. Umetsu und D. W. Rooney, "Integration of biogas systems into a carbon zero and hydrogen economy: a review," *Environ Chem Lett*, Jg. 20, Nr. 5, S. 2853–2927, 2022, doi: 10.1007/s10311-022-01468-z.

[5] *Gasbeschaffenheit: 1. Beiblatt zum DVGW-Arbeitsblatt G 260: Relative Dichte*, DVGW G 260-B1 (A), DVGW - Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V, Bonn, Nov. 2024.

[6] Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches (DVGW), Hg., "Klimaneutral mit Biomethan: Welche Regionen in Deutschland umsteigen können," Bonn, Eine Kurzstudie, 2026. Zugriff am: 26. März 2026. [Online]. Verfügbar unter: https://www.dvgw.de/medien/dvgw/leistungen/publikationen/klimaneutral-biomethan-kurzstudie.pdf

[7] M. Maciejczyk, "Branchenzahlen 2025," Mrz. 2026. [Online]. Verfügbar unter: https://www.biogas.org/fileadmin/redaktion/dokumente/presse/branchenzahlen/26-03-06_Branchenzahlenreport_2025_final.pdf

[8] Bundesnetzagentur (BNetzA). "Marktstammdatenregister: Einheiten und Anlagen (Stand: 2024)." [Online.] Verfügbar: https://www.marktstammdatenregister.de/

[9] J. Daniel-Gromke *et al.,* "Optionen für Biogas-Bestandsanlagen bis 2030 aus ökonomischer und Optionen für Biogas-Bestandsanlagen bis 2030 aus ökonomischer und energiewirtschaftlicher Sicht: Abschlussbericht," 2020. Zugriff am: 1. April 2026. [Online]. Verfügbar unter: https://www.umweltbundesamt.de/publikationen/optionen-fuer-biogas-bestandsanlagen-bis-2030-aus

[10] F. Hofmann, A. Plättner, S. Lulies und F. Scholwin, Hg. *Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz: Studie ; diese Arbeit wurde im Rahmen des Projektes: "Evaluierung der Möglichkeiten zur Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz" (FKZ 22021103) erstellt* (nachwachsende-rohstoffe.de). Gülzow: Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe, 2006.

[11] M. Fischedick, K. Görner und M. Thomeczek, Hg. *CO2: Abtrennung, Speicherung, Nutzung*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2015.

[12] F. Bauer, C. Hulteberg, T. Persson und D. Tamm, "Biogas upgrading – Review of commercial technologies," 2013.

[13] T. Kopac und Y. Demirel, "Optimizing CO2 capture from biogas: a comparative study of amine-based solvents through Aspen Plus simulations," *Biomass Conv. Bioref.*, Jg. 15, Nr. 14, S. 21327–21347, 2025, doi: 10.1007/s13399-025-06668-5.

[14] D. Loachamin, J. Casierra, V. Calva, A. Palma-Cando, E. E. Ávila und M. Ricaurte, "Amine-Based Solvents and Additives to Improve the CO2 Capture Processes: A Review," *ChemEngineering*, Jg. 8, Nr. 6, S. 129, 2024, doi: 10.3390/chemengineering8060129.

[15] G. Oeljeklaus und S. Multhaupt, "Chemische Wäschen im Kraftwerksprozess," in *CO2: Abtrennung, Speicherung, Nutzung*, M. Fischedick, K. Görner und M. Thomeczek, Hg., Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2015, S. 350–359.

[16] A. Kusoglu, "Chalkboard 1 - The Many Colors of Hydrogen," *The Electrochemical Society Interface*, S. 44–48, 2021.

[17] T. Smolinka, M. Günther und J. Garche, "NOW-Studie „Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien“," 2011.

[18] J. Töpler und J. Lehmann, Hg. *Wasserstoff und Brennstoffzelle: Technologien und Marktperspektiven* (SpringerLink Bücher). Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2014.

[19] Deutsche Energie-Agentur GmbH (dena), *Elektrolyseprojekte in Deutschland: Vertiefte Einblicke*.

[20] "Abbildung PEM-Elektrolyseur." Zugriff am: 18. September 2026. [Online.] Verfügbar: https://www.ebz-group.com/assets/_processed_/5/8/csm_Funktionsweise_PEM_0e89e6acba.png

[21] W. Boll *et al.,* "Gas Production, 3. Gas Treating," in *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Weinheim, Germany: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2000.

[22] S. Nieß, S. Dietrich, M. Klemm, H. Etzold und K. Oehmichen, "Methanisierung: Breitstellung von erneuerbarem Methan aus Biogas und Wasserstoff," Leipzig, 2023, doi: 10.48480/RM3G-EJ31.

[23] K. Ghaib, K. Nitz und F.-Z. Ben-Fares, "Katalytische Methanisierung von Kohlenstoffdioxid," *Chemie Ingenieur Technik*, Jg. 88, Nr. 10, S. 1435–1443, 2016, doi: 10.1002/cite.201600066.

[24] P. Maksimov, A. Laari, V. Ruuskanen, T. Koiranen und J. Ahola, "Methanol synthesis through sorption enhanced carbon dioxide hydrogenation," *Chemical Engineering Journal*, Jg. 418, S. 129290, 2021, doi: 10.1016/j.cej.2021.129290.

[25] A. Beck, M. A. Newton, L. G. A. van de Water und J. A. van Bokhoven, "The Enigma of Methanol Synthesis by Cu/ZnO/Al2O3-Based Catalysts," *Chemical reviews*, Early Access. doi: 10.1021/acs.chemrev.3c00148.

[26] N. Mota, E. Millán Ordoñez, B. Pawelec, J. L. G. Fierro und R. M. Navarro, "Direct Synthesis of Dimethyl Ether from CO2: Recent Advances in Bifunctional/Hybrid Catalytic Systems," *Catalysts*, Jg. 11, Nr. 4, S. 411, 2021, doi: 10.3390/catal11040411.

[27] C. Peinado *et al.,* "Review and perspective: Next generation DME synthesis technologies for the energy transition," *Chemical Engineering Journal*, Jg. 479, S. 147494, 2024, doi: 10.1016/j.cej.2023.147494.

[28] K. P. C. Vollhardt, N. E. Schore, H. Butenschön und K.-M. Roy, Hg. *Organische Chemie,* 5. Aufl. Weinheim: WILEY-VCH, 2011.

[29] M. Bertau, H. Offermanns, L. Plass, F. Schmidt und H.-J. Wernicke, *Methanol: The basic chemical and energy feedstock of the future : Asinger's vision today; based on "Methanol - Chemie- und Energierohstoff: die Mobilisation der Kohle" by Friedrich Asinger published in 1986*. Berlin: Springer, 2014. [Online]. Verfügbar unter: http://dx.doi.org/10.1007/978-3-642-39709-7

[30] J. van Kampen, J. Boon, J. Vente und M. van Sint Annaland, "Sorption enhanced dimethyl ether synthesis for high efficiency carbon conversion: Modelling and cycle design," *Journal of CO2 Utilization*, Jg. 37, S. 295–308, 2020, doi: 10.1016/j.jcou.2019.12.021.

[31] S. Guffanti, C. G. Visconti, J. van Kampen, J. Boon und G. Groppi, "Reactor modelling and design for sorption enhanced dimethyl ether synthesis," *Chemical Engineering Journal*, Jg. 404, S. 126573, 2021, doi: 10.1016/j.cej.2020.126573.

[32] M. Fedeli, F. Negri, A. Bornazzini, L. Montastruc, F. Manenti und A. A. Kiss, "Process design and downstream optimization of the direct synthesis route for cleaner production of dimethyl ether from biogas," *Journal of Cleaner Production*, Jg. 443, S. 141060, 2024, doi: 10.1016/j.jclepro.2024.141060.

[33] M. D. Porosoff, B. Yan und J. G. Chen, "Catalytic reduction of CO2 by H2 for synthesis of CO, methanol and hydrocarbons: challenges and opportunities," *Energy Environ. Sci.*, Jg. 9, Nr. 1, S. 62–73, 2016, doi: 10.1039/C5EE02657A.

[34] I. Chorkendorff und J. W. Niemantsverdriet, *Concepts of modern catalysis and kinetics*. Weinheim: WILEY-VCH, 2017.

[35] D. A. Bell, B. F. Towler und M. Fan, "Methanol and Derivatives," in *Coal Gasification and Its Applications*, Elsevier, 2011, S. 353–371.

[36] E. Kraleva, U. Armbruster, M. L. Saladino, F. Giacalone, T. Mizugaki und I. S. Pieta, "From CO 2 to DME: catalytic advances, challenges, and alternatives to conventional gas-phase routes," *Catal. Sci. Technol.*, Jg. 15, Nr. 19, S. 5552–5573, 2025, doi: 10.1039/d5cy00462d.

[37] T. Luschtinetz, Hg. *Nutzung regenerativer Energiequellen und Wasserstofftechnik 2008: 15. Symposium Nutzung Regenerativer Energiequellen und Wasserstofftechnik, Stralsund, 6. - 8. November 2008*. Stralsund, 2008.

[38] *Principles and Practice of Heterogeneous Catalysis,* 2. Aufl. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH, 2014.

[39] J. Skrzypek, J. Sloczy´nski und S. Ledakowicz, *Methanol synthesis: Science and engineering*. Warszawa: Polish Scientific Publ, 1994.

[40] B. C. Sempuga und Y. Yao, "CO2 hydrogenation from a process synthesis perspective: Setting up process targets," *Journal of CO2 Utilization*, Jg. 20, S. 34–42, 2017, doi: 10.1016/j.jcou.2017.05.004.

[41] F. Fischer, "Zwölf Jahre Kohlenforschung," *Zeitschrift für angewandte Chemie*, Nr. 40, S. 161–165, 1927.

[42] F. Fischer, "Überblick über die Synthesen aus Kohlenoxid und Wasserstoff," *Öl und Kohle*, Nr. 39, S. 517–522, 1943.

[43] G. Natta, "Die Synthese des Methanols und höherer Alkohole aus Wassergas," *Österreichische Chemiker-Zeitung*, Nr. 40, S. 162–170, 1937.

[44] A. de Klerk, *Fischer-Tropsch Refining*. Wiley, 2011.

[45] A. S. Buthelezi, C. Tucker, H. J. Heeres, M. L. Shozi, H. H. van de Bovenkamp und P. Ntola, "Fischer-tropsch synthesis using promoted, unsupported, supported, bimetallic and spray-dried iron catalysts: A review," *Results in Chemistry*, Jg. 9, S. 101623, 2024, doi: 10.1016/j.rechem.2024.101623.

[46] F. T. Alsudani *et al.,* "Fisher–Tropsch Synthesis for Conversion of Methane into Liquid Hydrocarbons through Gas-to-Liquids (GTL) Process: A Review," *Methane*, Jg. 2, Nr. 1, S. 24–43, 2023, doi: 10.3390/methane2010002.

[47] R. G. d. Santos und A. C. Alencar, "Biomass-derived syngas production via gasification process and its catalytic conversion into fuels by Fischer Tropsch synthesis: A review," *International Journal of Hydrogen Energy*, Jg. 45, Nr. 36, S. 18114–18132, 2020, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.07.133.

[48] M. Wenzel, L. Rihko-Struckmann und K. Sundmacher, "Continuous production of CO from CO2 by RWGS chemical looping in fixed and fluidized bed reactors," *Chemical Engineering Journal*, Jg. 336, S. 278–296, 2018, doi: 10.1016/j.cej.2017.12.031.

[49] S. Bube, N. Bullerdiek, S. Voß und M. Kaltschmitt, "Kerosene production from power-based syngas – A technical comparison of the Fischer-Tropsch and methanol pathway," *Fuel*, Jg. 366, S. 131269, 2024, doi: 10.1016/j.fuel.2024.131269.

[50] G. P. van der LAAN und A. A. C. M. BEENACKERS, "Kinetics and Selectivity of the Fischer–Tropsch Synthesis: A Literature Review," *Catalysis Reviews*, Jg. 41, 3-4, S. 255–318, 1999, doi: 10.1081/CR-100101170.

[51] A. Keunecke, M. Dossow, V. Dieterich, H. Spliethoff und S. Fendt, "Insights into Fischer–Tropsch catalysis: current perspectives, mechanisms, and emerging trends in energy research," *Front. Energy Res.*, Jg. 12, 2024, Art. Nr. 1344179, doi: 10.3389/fenrg.2024.1344179.

[52] D. Leckel, "Diesel Production from Fischer−Tropsch: The Past, the Present, and New Concepts,"

Energy Fuels, Jg. 23, Nr. 5, S. 2342–2358, 2009, doi: 10.1021/ef900064c.

[53] A. de Klerk, "Fischer–Tropsch Process," in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, Wiley, 2001, S. 1–20.

[54] J. Hu, F. Yu und Y. Lu, "Application of Fischer–Tropsch Synthesis in Biomass to Liquid Conversion," *Catalysts*, Jg. 2, Nr. 2, S. 303–326, 2012, doi: 10.3390/catal2020303.

[55] R. Krishna, "A Scale-Up Strategy for a Commercial Scale Bubble Column Slurry Reactor for Fischer-Tropsch Synthesis," *Oil & Gas Science and Technology - Rev. IFP*, Jg. 55, Nr. 4, S. 359–393, 2000, doi: 10.2516/ogst:2000026.

[56] R. Guettel, U. Kunz und T. Turek, "Reactors for Fischer-Tropsch Synthesis," *Chem Eng & Technol*, Jg. 31, Nr. 5, S. 746–754, 2008, doi: 10.1002/ceat.200800023.

[57] D. Monzer, R. Rivera-Tinoco und C. Bouallou, "Investigation of the Techno-Economical Feasibility of the Power-to-Methane Process Based on Molten Carbonate Electrolyzer," *Front. Energy Res.*, Jg. 9, 2021, Art. Nr. 650303, doi: 10.3389/fenrg.2021.650303.

[58] A. Benmehel, E. H. Sebbar und T. Kousksou, "Power-to-Methane: Heat Integration and Techno-Economic Analysis," *Int Sustain Ener Conf Proc*, Jg. 2, 2026, doi: 10.52825/isec.v2i.3367.

[59] M. Siegwart, T. Judit, M. Curtis und J. Worlitschek, "The Role of Waste Heat Recovery in Enhancing Power-to-hydrogen and Power-to-methane Systems," in *Proceedings of SWC2025 - ISES Solar World Congress 2025*, Fortaleza, Brazil, M. Pinho Almeida und S. N. Gunasekara, Hg., 2026, S. 1–11, doi: 10.18086/swc.2025.05.14.

[60] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe. "Faustzahlen." Zugriff am: 18. September 2026. [Online.] Verfügbar: https://biogas.fnr.de/daten-und-fakten/faustzahlen

[61] F. Kirchmeyr und G. Anzengruber, "Leitfaden zur Wärmenutzung bei Biogasanlagen," Linz, 2008.

[62] Hitachi Zosen INOVA, Hg., "BioMethan Aminwäsche,"

[63] F. Jonsson und A. Miljanovic, "Utilization of waste heat from hydrogen production," School of Business, Society and Engineering, Mälardalen University, Eskilstuna, 2022. [Online]. Verfügbar unter: https://www.diva-portal.org/smash/record.jsf?pid=diva2%3A1670187&dswid=-3892

[64] D. Candelaresi, L. Moretti, A. Perna und G. Spazzafumo, "Heat Recovery from a PtSNG Plant Coupled with Wind Energy," *Energies*, Jg. 14, Nr. 22, S. 7660, 2021, doi: 10.3390/en14227660.

[65] Eastman Corporate Headquarters, Hg., "Therminol VP-1 heat transfer fluid," 2026.

[66] *Anwendung von Großwärmepumpen*, 4646, Verein deutscher Ingenieure, 2024.

[67] C. Arpagaus, F. Bless, M. Uhlmann, J. Schiffmann und S. S. Bertsch, "High temperature heat pumps: Market overview, state of the art, research status, refrigerants, and application potentials," *Energy*, Jg. 152, S. 985–1010, 2018, doi: 10.1016/j.energy.2018.03.166.

[68] Engineering Page, *TYPICAL OVERALL HEAT TRANSFER COEFFICIENTS (U - VALUES)*.

[69] S. A. Aromada, N. H. Eldrup, F. Normann und L. E. Øi, "Techno-Economic Assessment of Different Heat Exchangers for CO2 Capture," *Energies*, Jg. 13, Nr. 23, S. 6315, 2020, doi: 10.3390/en13236315.

[70] S. A. Aromada, N. H. Eldrup und L. E. Øi, "Cost and Emissions Reduction in CO2 Capture Plant Dependent on Heat Exchanger Type and Different Process Configurations: Optimum Temperature Approach Analysis," *Energies*, Jg. 15, Nr. 2, S. 425, 2022, doi: 10.3390/en15020425.

[71] G. Kosmadakis, C. Arpagaus, P. Neofytou und S. Bertsch, "Techno-economic analysis of high-temperature heat pumps with low-global warming potential refrigerants for upgrading waste heat up to 150 °C," *Energy Conversion and Management*, Jg. 226, S. 113488, 2020, doi: 10.1016/j.enconman.2020.113488.

[72] H. Pieper, T. Ommen, F. Buhler, B. L. Paaske, B. Elmegaard und W. B. Markussen, "Allocation of investment costs for large-scale heat pumps supplying district heating," *Energy Procedia*, Jg. 147, S. 358–367, 2018, doi: 10.1016/j.egypro.2018.07.104.

[73] M. Shamoushaki, P. H. Niknam, L. Talluri, G. Manfrida und D. Fiaschi, "Development of Cost Correlations for the Economic Assessment of Power Plant Equipment," *Energies*, Jg. 14, Nr. 9, S. 2665, 2021, doi: 10.3390/en14092665.

[74] Europäische Zentralbank. "Exchange Rates." Zugriff am: 30. Oktober 2026. [Online.] Verfügbar: https://sdw.ecb.europa.eu/browse.do?node=9691296

[75] A. E. Kerridge, "Evaluate project cost factors," *Hydrocarbon Process*, Jg. 61, Nr. 7, 1982.

[76] A. L. Rodriquez und F. J. Coronel, "Get a better bead on plant costs.," *Chemical Engineering Journal*, Jg. 99, Nr. 3, 1992.

[77] Verein deutscher Ingenieure e.V. und VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (VDI-GVC), *VDI-Wärmeatlas,* 11. Aufl. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2013. [Online]. Verfügbar unter: https://link.springer.com/referencework/10.1007/978-3-642-19981-3

[78] VDI, *Wirtschaftlichkeit gebäudetechnischer Anlagen-Grundlagen und Kostenberechnung; VDI-Richtlinie 2067 Blatt 1*. Beuth Berlin.

[79] Statistisches Bundesamt (Destatis), *Energieverbauch für Wohnen nach Anwendungsbereichen 2021*.

[80] Statistisches Bundesamt (Destatis), *Energieverbauch der privaten Haushalte für Wohnen*.

[81] S. Gesemann, "Energie - Verbraucherreport 2025," 2026.

Unabhängige Unternehmensgruppe des DVGW

DBI Gruppe

www.dbi-gruppe.de

QR-Code scannen, um mehr über uns zu erfahren.

›› www.dbi-gruppe.de