



856

Forschungsbericht

Kurzstudie - Bereitstellung von Wasserstoff mit geringem
THG-Fußabdruck
(Möglichkeiten - Entwicklungsstand- Kosten)



DGMK und Autor(en) haben alle Sorgfalt walten lassen, um vollständige und akkurate Informationen in diesem Buch zu publizieren. Der Verlag übernimmt weder Garantie noch die juristische Verantwortung oder irgendeine Haftung für die Nutzung dieser Informationen, für deren Wirtschaftlichkeit oder fehlerfreie Funktion für einen bestimmten Zweck. Die DGMK übernimmt keine Gewähr dafür, dass die beschriebenen Verfahren, Programme usw. frei von Schutzrechten Dritter sind.

Alle Rechte vorbehalten

Als Manuskript gedruckt

© DGMK e.V., Hamburg, 2020

Für Copyright in Bezug auf das verwendete Bildmaterial siehe Quellenangaben in den Abbildungsunterschriften. Abbildungen ohne Quellenangabe sind von den Autoren.

Das Werk einschließlich aller seiner Teile ist urheberrechtlich geschützt. Jede Verwertung außerhalb der engen Grenzen des Urheberrechtsgesetzes ist ohne Zustimmung der DGMK unzulässig und strafbar.

The work including all its parts is protected by copyright. Any use outside the narrow limits of the German Copyright Law without the consent of the DGMK is prohibited and punishable by law.

Umschlaggestaltung: DIE NEUDENKER®, Darmstadt | DGMK e.V., Hamburg

Titelfotografie: fuyu lui/shutterstock

ISSN 0937-9762

ISBN 978-3-947716-38-8

<https://www.dgmk.de>



DGMK-Forschungsbericht 856

Kurzstudie – Bereitstellung von Wasserstoff mit geringem THG-Fußabdruck (Möglichkeiten – Entwicklungsstand- Kosten)

Kurzfassung

Wasserstoff ist bereits heute eine Schlüsselkomponente in den Bereichen Energie und Chemie. Seine Bedeutung wird im Zuge der gebotenen Reduzierung der Treibhausgas-Emissionen in den nächsten Jahren weiter anwachsen (→ H₂-Strategie). Der wirtschaftlichste und derzeit am häufigsten genutzte Weg zur Erzeugung von H₂ ist die Reformierung von Erdgas (grauer H₂).

In der aktuellen wirtschaftspolitischen Diskussion wird insbesondere die Wasserelektrolyse unter Verwendung von Strom aus erneuerbaren Quellen als nachhaltige Möglichkeit zur H₂-Gewinnung favorisiert (grüner H₂). Aber auch aus fossilem Erdgas kann H₂ mit stark vermindertem Treibhausgas-Fußabdruck hergestellt werden. Dazu muss der im Rohstoff chemisch gebundene Kohlenstoff abgeschieden und dauerhaft deponiert werden (blauer H₂).

Im Rahmen des Projektes wurden für die verschiedenen Herstellungswege maßgebliche Kenngrößen, z. B. Ausbeute, Energiebedarf und Effizienz, Treibhausgas-Minderungspotenzial oder Kosten ermittelt. Dazu wurden modular aufgebaute Berechnungsmodelle mit mittlerem Detaillierungsgrad entwickelt. Ziel war es dabei, eine für alle Prozessketten vergleichbare Vorgehens- und Betrachtungsweise zu ermöglichen.

Die Untersuchungen zeigten, dass auch mit blauem H₂ die Treibhausgas-Emissionen um mehr als 80 % gesenkt werden können. Blauer H₂ ist in der Herstellung zwar teurer als grauer aber kostengünstiger als grüner H₂, dessen Kosten maßgeblich durch den Strompreis bestimmt werden. Vor dem Hintergrund einer noch begrenzten Verfügbarkeit von erneuerbarem Strom und des im Zuge der Sektorkopplung weiter wachsenden Strombedarfs, ist die Erzeugung von blauem H₂ eine sinnvolle und möglicherweise notwendige Alternative damit die Klimaziele erreicht werden können.

Berichtsumfang: 52 Seiten, 34 Abbildungen, 3 Tabellen
Laufzeit: 01.04.2021 - 31.10.2021
Projektbearbeiter: Dipl.-Ing. Andrej Awgustow, Dr.-Ing. Thomas Kuchling,
Dr.-Ing. Hendrik Wollmerstädt, Prof. Dr. rer.nat. habil. Sven Kureti,
TU Bergakademie Freiberg
Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen
Professur Reaktionstechnik

Projektbegleitung: A. Davies, Wintershall Dea GmbH, Kassel -
C. Hunsche, ExxonMobil Production Group Deutschland GmbH,
Hannover

Projektkoordination: Dr. Susanne Kuchling, DGMK e.V., Hamburg
DGMK-Fachausschuss: Fördertechnik
Veröffentlichung: Hamburg, Januar 2022



DGМК-Research Report 856

Research Study - Supply of Hydrogen with a low Greenhouse Gas Footprint (Possibilities - State of the Art - Costs)

Abstract

Today, hydrogen is already a key component in the energy and chemical sectors. Its importance will continue to rise within the coming years as part of the necessary reduction of greenhouse gas emissions (→ H₂ strategy). The most economical and currently most widely used way to produce H₂ is the natural gas reforming (grey H₂).

In the current economic policy discourse, water electrolysis using electricity from renewable sources is particularly favored as a sustainable way to produce H₂ (green H₂). However, H₂ with a clearly reduced greenhouse gas footprint can be also produced from fossil natural gas. For this reason, the carbon chemically bound in the raw material must be captured and permanently deposited (blue H₂).

As part of the project, key parameters were determined for the various hydrogen production routes, e.g. yield, energy requirements and efficiency, greenhouse gas reduction potential or costs. Modular designed calculation models with a medium detail level were developed for this purpose. The aim was a comparable procedure and approach for all the process chains considered.

The investigations showed that blue H₂ can also reduce greenhouse gas emissions by more than 80 %. Blue H₂ is more expensive to produce than grey but less expensive than green H₂. The production cost of the latter is largely determined by the price of electricity. Against the background of the still limited availability of renewable electricity and the further growing demand for electricity in the course of sector coupling, the production of blue H₂ is a reasonable and possibly necessary alternative in order to achieve the climate objectives.

Length of the report: 52 pages, 34 figures, 3 tables
Duration: 01.04.2021 - 31.10.2021
Research Scientists: Dipl.-Ing. Andrej Awgustow, Dr.-Ing. Thomas Kuchling,
Dr.-Ing. Hendrik Wollmerstädt, Prof. Dr. rer.nat. habil. Sven Kureti,
TU Bergakademie Freiberg
Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen
Professur Reaktionstechnik

Project Advisors: A. Davies, Wintershall Dea GmbH, Kassel -
C. Hunsche, ExxonMobil Production Group Deutschland GmbH, Hannover

Project Coordination: Dr. Susanne Kuchling, DGMK e.V., Hamburg
DGMK-Technical
Committee: Production Engineering
Published: Hamburg, January 2022

Inhalt

Zusammenfassung	1
Summary	3
1. Einleitung	5
1.1. Pfade zur Wasserstofferzeugung.....	5
2. Wasserstoffnutzung und -bedarf	8
2.1. Verkehrssektor	8
2.2. Industriesektor	8
2.3. Stromsektor	9
2.4. Wärmesektor	9
2.5. Synthetische Kraft- und Brennstoffe	9
2.6. Zusammenfassung	10
3. Rohstoffe	13
3.1. Erdgas.....	13
3.2. Erneuerbare Elektrizität	14
3.3. Biomasse/Biogas.....	15
4. Prozesse der Wasserstofferzeugung	17
4.1. Wasserelektrolyse – grüner Wasserstoff	17
4.2. Reformierung von Erdgas – Grauer Wasserstoff	18
4.2.1. Dampfreformierung von Erdgas (Steam Methane Reforming – SMR)	19
4.2.2. Autotherme Reformierung von Erdgas (Autothermal Reforming)	20
4.2.3. Weitere Verfahren	21
4.2.4. Folgeprozesse	22
4.3. Reformierung von Erdgas mit CCS – blauer Wasserstoff	23
4.4. Methanpyrolyse – türkisfarbener Wasserstoff	24
4.5. Wasserstoff aus Biomasse – Bio-Wasserstoff	26
4.5.1. Vergasung von Biomasse	27
4.5.2. Reformierung von Biogas.....	27
5. Kohlendioxid-Abscheidung und Speicherung (CCS)	30
5.1. Durchführung und Möglichkeiten der CCS.....	30
5.2. Potential von CCS	31
6. Modellierung	32
6.1. Modellierung der Prozesse	32

6.2.	Kostenberechnung	33
6.2.1.	Grundannahmen und Methodik	33
6.2.2.	Kapitalkosten	33
6.2.3.	Betriebskosten	34
6.3.	Übersicht zu den modellierten Prozessketten	35
6.4.	Transport	36
6.4.1.	Transport von Wasserstoff	36
6.4.2.	Transport von Kohlendioxid	37
6.5.	THG-Fußabdruck	37
7.	Ergebnisse der Prozessmodellierung	40
7.1.	Energieaufwand	40
7.2.	Kostenabschätzung	41
7.2.1.	Grauer Wasserstoff	41
7.2.2.	Blauer Wasserstoff	42
7.2.3.	Grüner Wasserstoff	43
7.2.4.	Bio-Wasserstoff	44
7.3.	THG-Emissionen, Sensitivitätsanalyse – Grauer und blauer Wasserstoff	48
8.	Zusammenfassung und Fazit	51
	Literaturverzeichnis	53
	Anlagen	61

Zusammenfassung

Wasserstoff ist eine Schlüsselkomponente in den Bereichen Energie und Chemie und findet in verschiedensten Formen Anwendung:

- als Brennstoff (Direktverbrennung, Einspeisung in das Erdgasnetz),
- als Kraftstoff (Energiequelle für Brennstoffzellen, H₂-Motoren),
- als Rohstoff für die Herstellung synthetischer Kraftstoffe („BtL“, „PtL“),
- als „Hilfsstoff“ für Hydrierprozesse in Erdö Raffinerien bzw. der chemischen Industrie.

Seine Bedeutung wird vor dem Hintergrund der gebotenen Reduzierung der Emissionen von Treibhausgasen (THG) in Zukunft stark anwachsen.

Gegenwärtig ist die Umwandlung von Erdgas durch das sogenannte Steamreforming die kostengünstigste Möglichkeit zur Gewinnung von Wasserstoff und ist somit der bevorzugte Weg zur Deckung des Bedarfs („grauer“ Wasserstoff).

Wasserstoff kann ebenfalls per Elektrolyse von Wasser erzeugt werden. Kommt dabei aus erneuerbaren Quellen gewonnener Strom zum Einsatz, können THG-Emissionen weitgehend vermieden werden („grüner“ Wasserstoff). Aber auch aus fossilem Erdgas kann Wasserstoff mit stark vermindertem THG-Fußabdruck hergestellt werden. Dazu muss der im Erdgas chemisch gebundene Kohlenstoff abgeschieden und dauerhaft deponiert werden. Im Falle der Dampfreformierung (Steam Reforming) sowie der verwandten Autothermen Reformierung fällt der Kohlenstoff in Form von Kohlendioxid an. Dieses kann abgetrennt und in geeigneten geologischen Formationen oder in der Tiefsee gespeichert werden (Carbon Capture and Storage, CCS). Werden Wasserstoffanlagen mit CCS gekoppelt, wird in der aktuellen Diskussion von „blauem“ Wasserstoff gesprochen. Bei dem Prozess der Erdgaspyrolyse werden die enthaltenen Kohlenwasserstoffe (überwiegend Methan) hingegen in die Elemente Wasserstoff und Kohlenstoff zerlegt. Letzterer könnte als Feststoff abgeschieden und deponiert werden („türkiser“ Wasserstoff). Grundsätzlich könnte Wasserstoff auch biobasiert aus Biogas oder fester Biomasse hergestellt werden.

Auf der Basis von modular aufgebauten Prozessmodellen wurden für die skizzierten Verfahrensvarianten die Stoff- und Enthalpiebilanzen erarbeitet und die THG-Emissionen bzw. die energetische Effizienz der Routen ermittelt. Gleichzeitig dienen die Modelle unter Einbeziehung von Literaturdaten auch der Ermittlung der H₂-Bereitstellungskosten (CAPEX, OPEX). Das Projekt 856 liefert somit Grundlagen für eine fundierte Bewertung der verschiedenen Möglichkeiten der Wasserstoffbereitstellung.

Für die Prozessmodellierung in Aspen Plus wird ein mittlerer Detaillierungsgrad gewählt. Die Vorgehensweise entspricht somit den Arbeiten im Rahmen des DGMK-Projektes 815 „Herstellung treibhausgasreduzierter bzw. treibhausgasneutraler gasförmiger oder flüssiger Kohlenwasserstoffe bzw. Energieträger“. Daher sind die in beiden Studien erarbeiteten Teilmodelle auch miteinander kombinierbar und die Module für die Wasserstoffherzeugung in das Gesamtmodell integrierbar. Neben den Kosten für die Wasserstoffgewinnung sind so auch die entsprechenden Kosten für die Herstellung verschiedener synthetischer Kraft- und Brennstoffe ermittelbar.

Als Basistechnologie wird der industriell eingeführte Dampfreformierungs-Prozess herangezogen. Obwohl hierfür H₂-Marktpreise und andere technologische Kennziffern verfügbar

sind, wurde diese Prozessstufe zum Zwecke einer guten Vergleichbarkeit ebenfalls modelliert.

Die Berechnungen haben gezeigt, dass durch CCS der CO₂-Fußabdruck gegenüber dem Referenzprozess um 72 % (Dampfreformierung) bzw. 80 % (Autotherme Reformierung) erheblich abgesenkt werden kann. Mit ca. 20 g CO₂-Äq./MJ liegen diese Werte nur geringfügig höher als für grünen Wasserstoff (11 bis 20 g CO₂-Äq./MJ). Wird die CCS-Technologie mit einer Wasserstoffgewinnung aus Biomasse gekoppelt, können sogar negative Emissionswerte erreicht werden (-100 g CO₂-Äq./MJ).

Erwartungsgemäß ergaben die Berechnungen für grauen Wasserstoff die niedrigsten Bereitstellungskosten. Mit 1,72 €/kg H₂ ist der Weg der Dampfreformierung etwas günstiger als die Autotherme Reformierung (2,03 €/kg H₂). Durch CO₂-Abscheidung und Verpressung erhöhen sich die Kosten auf 2,75 €/kg H₂, wobei die Unterschiede zwischen den beiden Reformierungsvarianten ausgeglichen werden. Die Preise für grünen Wasserstoff werden wesentlich durch die Stromkosten bestimmt. Bei einem Strompreis von 10,5 ct/kWh liegen die Produktkosten bei fast 6 €/kg H₂. In Ländern, in denen Strom aus erneuerbaren Quellen preisgünstiger zur Verfügung steht (z. B. Norwegen, MENA-Region), ist Wasserstoff für etwa 2 €/kg herstellbar. Für eine Nutzung in Deutschland müssen dann allerdings erhebliche Transportkosten mitberücksichtigt werden.

Den wirtschaftlichen Nachteilen der alternativen Wege könnte z. B. durch eine stärkere CO₂-Bepreisung begegnet werden. Bei einem CO₂-Preis von ca. 200 €/t CO₂ ist die Herstellung von blauem Wasserstoff kostengünstiger darstellbar als von grauem Wasserstoff.

Die technologische Reife für CCS-Technologien ist grundsätzlich gegeben. Es existieren bereits Anlagen im Demonstrations- und Industriemaßstab. Abschätzungen zum Potenzial an CCS-tauglichen Lagerstätten weisen eine sehr große Unsicherheit auf. In Deutschland befinden sich geeignete Formationen für allem in Norddeutschland (Niedersachsen, Nordsee). Bei jährlichen CO₂-Emissionen von 0,65 Gt reicht das Aufnahmepotenzial – je nach Schätzung – für 5 bis 70 Jahre.

Die Methanpyrolyse zur Gewinnung von türkisfarbenem Wasserstoff befindet sich dagegen noch im FuE-Stadium und ist von einer im großen Maße technischen Einsetzbarkeit noch weit entfernt.

Für die Etablierung einer Wasserstoffwirtschaft wird in der gegenwärtigen umweltspezifischen Diskussion die Erzeugung von grünem, via Wasserelektrolyse hergestelltem Wasserstoff favorisiert. Der für seine Erzeugung erforderliche Strom aus erneuerbaren Quellen steht mittelfristig allerdings nur in begrenzter Menge zur Verfügung. Zudem wird der Strombedarf im Zuge der angestrebten Sektorkopplung zukünftig noch anwachsen. Unter diesem Gesichtspunkt ist – zumindest für einen Übergangszeitraum – die Erzeugung von blauem und/oder türkisfarbenem Wasserstoff eine mögliche und unter Umständen eine notwendige Alternative um die Klimaziele zu erreichen.

Summary

Hydrogen as a key component in the energy and chemical sectors is used in a wide field of applications:

- as a heating fuel (direct combustion, injection into the natural gas grid),
- as a motor fuel (energy source for fuel cells, H₂ engines),
- as a raw material for the production of synthetic fuels (“BtL”, “PtL”),
- as an “auxiliary material” for hydrogenation processes in petroleum refineries or the chemical industry.

Its importance will grow strongly in the future against the background of the required reduction of greenhouse gas (GHG) emissions.

Currently, the conversion of natural gas by so-called steam reforming is the most cost-effective way to produce hydrogen and therefore the preferred process to meet the demand (“grey” hydrogen).

Hydrogen can also be produced by electrolysis of water. If electricity generated from renewable sources is used, GHG emissions can be largely avoided (“green” hydrogen). However, hydrogen can also be produced from fossil natural gas with a sharply reduced GHG footprint. For this purpose, the carbon chemically bound in the natural gas must be captured and permanently stored. In the case of steam reforming, as well as the related autothermal reforming, the carbon is released in the form of carbon dioxide. This can be captured and stored in suitable geological formations or in the deep sea (carbon capture and storage, CCS). If hydrogen plants are coupled with CCS, the current discussion refers to “blue” hydrogen. In contrast, within the process of natural gas pyrolysis the hydrocarbons (predominantly methane) are broken down into the elements hydrogen and carbon. The latter could be separated in a solid form and deposited (“turquoise” hydrogen). In principle, hydrogen could also be produced bio-based from biogas or solid biomass.

Based on modular process models, the material and enthalpy balances were developed for the outlined process variants and the GHG emissions and energy efficiency of the routes were determined. Additionally, involving literature data the models are also used to determine the H₂ production costs (CAPEX, OPEX). Thus, DGMK project 856 provides the basis for a profound evaluation of the various options for hydrogen supply.

A medium level of detail is selected for the process simulation in Aspen Plus. The procedure corresponds to the work carried out within the DGMK project 815 “Production of Greenhouse Gas-Reduced or Greenhouse Gas-Neutral Gaseous and Liquid Fuels”. Therefore, the submodels developed in both studies can also be combined with each other and the modules for hydrogen production can be integrated into an overall model. Thus, in addition to the costs for hydrogen production, the corresponding costs for the production of various synthetic fuels can also be determined.

The steam reforming process that is well-established in technology is used as the reference process. Although H₂ market prices and other technological indicators are available, this process stage was also modeled for the purpose of good comparability.

The calculations have shown that CCS can significantly reduce the CO₂ footprint by 72% (steam reforming) and 80% (autothermal reforming) compared to the reference process. At

about 20 g CO₂ eq./MJ, these values are only slightly higher than for green hydrogen (11 to 20 g CO₂ eq./MJ). If CCS technology is coupled with hydrogen production from biomass, even negative GHG emissions can be achieved (-100 g CO₂ eq./MJ).

As expected, the calculations for grey hydrogen resulted in the lowest production costs. At 1.72 €/kg H₂, the steam reforming route is slightly cheaper than autothermal reforming (2.03 €/kg H₂). CO₂ capture and storage increase the cost to 2.75 €/kg H₂, balancing the differences between the two reforming pathways. Green hydrogen prices are essentially determined by the cost of electricity. At an electricity price of 10.5 ct/kWh, the product cost is almost 6 €/kg H₂. In countries where electricity from renewable sources is available at a lower price (e.g. Norway, MENA region), hydrogen can be produced for about 2 €/kg. However, for use in Germany considerable transport costs must be taken into account.

The economic disadvantages of the alternative routes could be countered, for example, by a higher CO₂ pricing. With a CO₂ price of approx. 200 €/t CO₂, the production of blue hydrogen is more cost-effective than that of grey hydrogen.

Basically, the technological maturity for CCS technologies is given. Plants already exist on a demonstration and industrial scale. Estimates of the potential of CCS-suitable storage sites are very uncertain. In Germany, suitable formations are mainly located in northern Germany (Lower Saxony, North Sea). Considering Germany's annual CO₂ emissions of 0.65 Gt, the storage potential is sufficient for 5 to 70 years, depending on the estimate.

Methane pyrolysis for the production of turquoise hydrogen, on the other hand, is still at the R&D stage and far from being technically applicable on a large scale.

For the establishment of a hydrogen economy, the production of green hydrogen via water electrolysis is favored in the current environmental policy discussion. However, the electricity required for its production from renewable sources will only be available in limited quantities in the medium term. In addition, the demand for electricity will increase in the future as a result of the desired sector coupling. From this point of view, the production of blue and/or turquoise hydrogen is – at least for a transitional period – a possible and potentially a necessary alternative to achieve the climate targets.

1. Einleitung

Aufgrund des anthropogenen Klimawandels wurde mit dem Übereinkommen von Paris beschlossen, diesen auf unter 2 °C über dem vorindustriellen Niveau zu begrenzen [1]. Dazu müssen die Treibhausgas(THG)-Emissionen in den nächsten Jahrzehnten stark reduziert werden. Dafür ist eine Umstellung von Rohstoffen oder Technologien, die mit THG-Emissionen verbunden sind, auf THG-reduzierte bzw. THG-freie notwendig. Der größte Anteil an THG-Emissionen sind CO₂-Emissionen, die der Nutzung fossiler Quellen entstammen.

Ein diskutierter Weg, diese Emissionen zu reduzieren, ist die sogenannte „Defossilisierung“, bei der nichtfossile Energieträger, wie erneuerbarer Strom oder Biomasse, eine Schlüsselrolle einnehmen. Im Falle der kohlenstoffhaltigen Biomasse entsteht bei der Verbrennung durchaus CO₂, welches jedoch zeitnah durch Photosynthese der Luft entnommen wurde. Eine weitere Möglichkeit besteht in einer sogenannten „Decarbonisierung“, unter der im engeren Sinne die Verwendung kohlenstofffreier Energieträger, wie elektrischen Strom oder Wasserstoff, verstanden wird, bei der prinzipbedingt während der Nutzung kein CO₂ emittiert wird. Damit ist jedoch nur dann eine Nachhaltigkeit im Sinne des Klimaschutzes verbunden, wenn diese Energieträger keinen bzw. nur einen geringen CO₂-Fußabdruck besitzen, also nahezu CO₂-frei gewonnen werden.

Um die Nutzung von Wasserstoff in den Fokus zu rücken, wurde 2020 die nationale Wasserstoffstrategie beschlossen, mit der in den nächsten Jahren eine Wasserstoffinfrastruktur etabliert werden soll. Dazu wurde auch ein Förderprogramm aufgelegt.

Für eine „Decarbonisierung“ müssen alle Technologien, die derzeit auf kohlenstoffhaltige Energieträger angewiesen sind – zum Beispiel die auf Verbrennungsmotoren gestützte Mobilität oder die Stahlgewinnung – auf kohlenstofffreie Alternativen oder Kohlenstoffkreisläufe umgestellt werden. Hier sind beispielhaft batterieelektrische Fahrzeuge, mit Biokraftstoff oder e-Fuels betriebene Verbrenner-Fahrzeuge, H₂-Brennstoffzellenfahrzeuge oder die Stahlgewinnung über die sogenannte Direktreduktion mittels Wasserstoff zu nennen. Damit würde der Bedarf an Wasserstoff in Zukunft stark ansteigen.

1.1. Pfade zur Wasserstofferzeugung

Die Abbildung 1 gibt eine Übersicht zu den prinzipiellen technischen Möglichkeiten zur Gewinnung von Wasserstoff. Derzeit wird Wasserstoff zum größten Teil aus Erdgas über Dampfreformierung bzw. Autothermes Reforming gewonnen. Pro Tonne Wasserstoff werden auf diesem Weg ungefähr 10 t CO₂, welches aus dem im Erdgas gebundenen Kohlenstoff stammt, freigesetzt. Dieser Wasserstoff wird als **grauer** Wasserstoff bezeichnet und ist aufgrund der THG-Emissionen nicht für eine „Decarbonisierung“ der Wirtschaft geeignet.

Wird das bei der Umwandlung von Erdgas zu Wasserstoff entstehende CO₂ abgetrennt und mittels CCS (*carbon capture and storage*) in geologischen Formationen gespeichert wird der Wasserstoff als **blau** bezeichnet. Dieser ist durch einen sehr geringen THG-Fußabdruck gekennzeichnet und könnte in einer „decarbonisierten“ Wasserstoffwirtschaft eine wichtige Rolle spielen.

Für **türkisfarbenen** Wasserstoff wird ebenfalls Erdgas über verschiedene mögliche Verfahren, z. B. der Methanpyrolyse, zu Wasserstoff und festen Kohlenstoff (statt CO₂)

umgewandelt. Dieser Kohlenstoff könnte beispielsweise deponiert werden, weshalb auch diese Technologie zu den stark THG-reduzierten Technologien zählt. Die technologische Reife von türkisfarbenem Wasserstoff ist jedoch derzeit noch relativ gering.

Alternativ kann Wasserstoff auch per Wasserelektrolyse durch Einsatz von Elektrizität gewonnen werden. Bei dem Prozess an sich wird kein CO₂ freigesetzt. Besitzt jedoch der eingesetzte Strom einen CO₂-Fußabdruck, ist auch der daraus erzeugte Wasserstoff nicht CO₂-neutral. Wird bei der Elektrolyse hingegen regenerativ erzeugter Strom verwendet, spricht man von **grünem** Wasserstoff. Derzeit sind schon einige Pilotprojekte zur Erzeugung von Wasserstoff über den Weg der Elektrolyse in Betrieb bzw. in Planung.

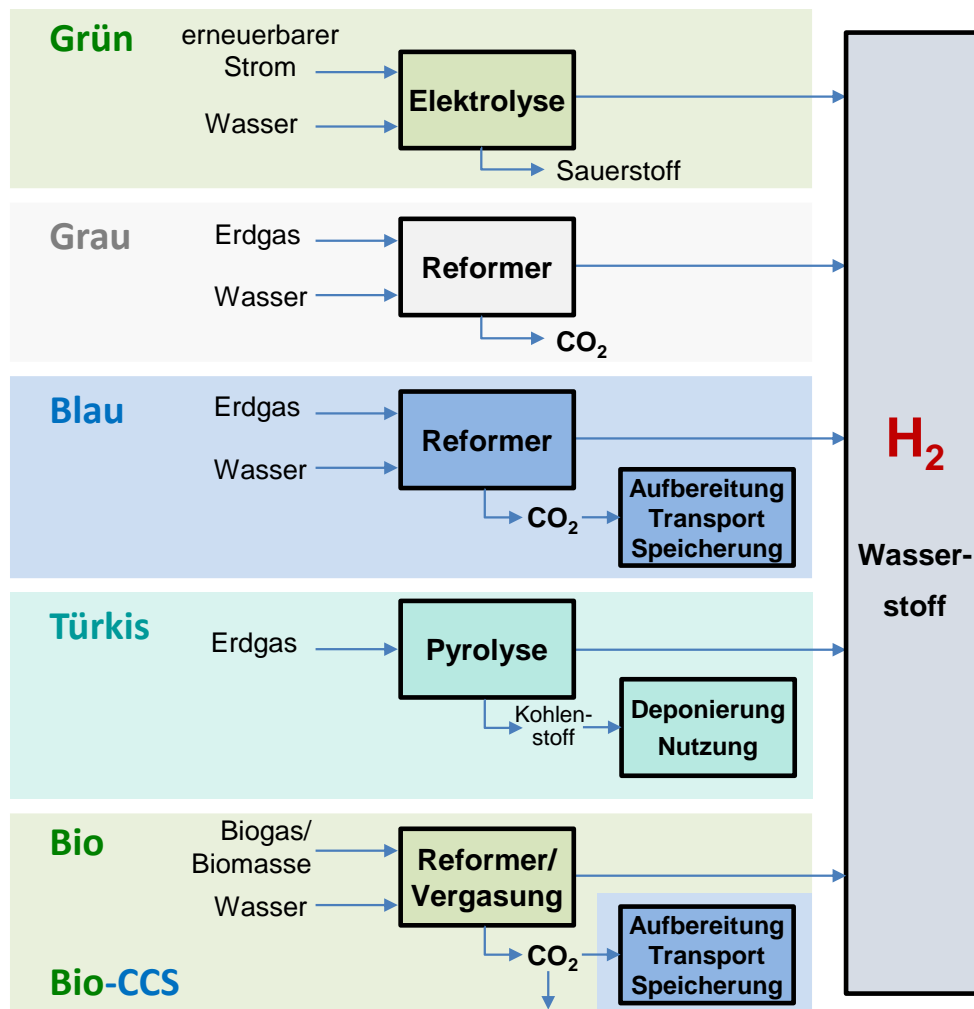


Abbildung 1: Übersicht – Pfade der Wasserstoffherzeugung (vereinfachte Darstellung)

Wasserstoff kann auch aus nachhaltig angebaute Biomasse erzeugt werden. Obwohl dieser auch als „grün“ bezeichnet werden kann, wird, in Abgrenzung zu grünem Wasserstoff aus der Elektrolyse, in dieser Studie die Bezeichnung **Bio-Wasserstoff** gewählt. Dieser kann beispielsweise über eine Vergasung von fester Biomasse oder über die Reformierung von Biogas hergestellt werden. Werden diese Prozesse mit einer Abscheidung und Verpressung von CO₂ kombiniert (**Bio-CCS**) besitzt die Wasserstoffherzeugung negative CO₂-Emissionen.

Neben grauem Wasserstoff spielt derzeit für die Wasserstoffversorgung in Deutschland die Produktion von Wasserstoff als Nebenprodukt großchemischer Verfahren, gelegentlich wird dabei von **weißem** Wasserstoff gesprochen, noch eine vergleichsweise wichtige Rolle. Hier sind die Chloralkalielektrolyse zur Chlorgewinnung, die Ethen- und die Styrolherstellung, hervorzuheben. Der Wasserstoff aus der Chloralkalielektrolyse ist hochrein und wird derzeit hauptsächlich energetisch genutzt [2]. In Raffinerien werden in einigen Prozessen, z. B. beim Katalytischen Reforming von Naphtha zur Oktanzahlverbesserung, ebenfalls größere Wasserstoffmengen frei. Diese werden jedoch für weitere Raffinerieprozesse benötigt, so dass sie nicht für andere Zwecke zur Verfügung stehen. Grundsätzlich stammt derzeit die Energie für diese Form von Wasserstoff zum größten Teil aus fossilen Quellen.

2. Wasserstoffnutzung und -bedarf

In Deutschland wird derzeit Wasserstoff nahezu ausschließlich in Industrieprozessen verwendet [3, 4]. Der größte Teil wird für die Herstellung von Ammoniak und Methanol sowie bei der Raffination von Erdöl in Erdölraffinerien verwendet [4, 5]. Dabei werden jährlich ca. 57 TWh Wasserstoff benötigt [3, 6], dies entspricht ca. 1700 kt/a. Erzeugt wird der benötigte Wasserstoff gegenwärtig zu großen Teilen durch Dampfreformierung (Steam Reforming) von Erdgas oder Partialoxidation von Kohlenwasserstoffen. Ein kleinerer Teil wird durch Chlor-Alkali-Elektrolyse gewonnen bzw. fällt in Raffinerieprozessen (z. B. katalytisches Reforming) als wertvolles Nebenprodukt an [3, 4].

Zukünftig soll im Rahmen der Sektorkopplung das Konzept einer Wasserstoffwirtschaft schrittweise realisiert werden [3, 7, 8]. Im Zuge dessen würde Wasserstoff auch außerhalb des Industriesektors eine größere Rolle spielen.

2.1. Verkehrssektor

Wasserstoff kann im Straßenverkehr in Brennstoffzellefahrzeugen oder auch in H_2 -Verbrennerfahrzeugen als Energieträger dienen. Aus jetziger Sicht scheint es unwahrscheinlich, dass vor 2030 eine große Anzahl an Wasserstofffahrzeugen in Betrieb ist [8]. Wasserstoff könnte sich jedoch bei geeigneten Rahmenbedingungen mittelfristig im Langstreckensektor als Energieträger etablieren. Einige Studien sehen die Nutzung von H_2 im Straßenverkehr nahezu ausschließlich im Lkw-Bereich [8, 9].

Beim Schienenverkehr besteht ebenfalls die Möglichkeit zur Nutzung von Wasserstoff, insbesondere als Alternative zu dieselbetriebenen Lokomotiven auf nicht-elektrifizierten Strecken. Es laufen bereits erste Pilotprojekte, die die grundsätzliche Eignung des Wasserstoffantriebs auf der Schiene belegen [10].

Im Flugverkehr könnten, zumindest auf kürzeren Strecken, ebenfalls spezielle H_2 -Flugzeuge zum Einsatz kommen. Diese sind jedoch noch relativ weit von einer Serienreife entfernt [11]. Aufgrund der geringen Energiedichte von Wasserstoff wird aber der größere Teil des Energiebedarfs im Luftverkehrssektor wahrscheinlich auch in Zukunft mit flüssigen Energieträgern abgedeckt werden muss [7, 11].

Für Schiffe ist ebenfalls die niedrige Energiedichte problematisch. Nach [7] wird davon ausgegangen, dass nur ein kleiner Teil mit Wasserstoff betrieben werden könnte. Als alternative Lösung könnte sich die Nutzung von Ammoniak anbieten, der aus grünem oder blauem Wasserstoff erzeugt wird [12]. Ammoniak lässt sich vergleichsweise leicht verflüssigen und in Drucktanks, ähnlich wie Flüssiggas, langfristig aufbewahren. Die volumenbezogene Energiedichte ist dabei etwa 1,5-fach höher, als diejenige von Wasserstoff.

2.2. Industriesektor

Die derzeitigen wichtigen Wasserstoff-Hauptverbraucher, die Ammoniak- und die Methanolsynthese, bleiben bestehen. Die bei der Raffination von Erdöl benötigte Wasserstoffmenge wird im Zuge der „Defossilisierung“ absinken, da perspektivisch weniger Erdöl verarbeitet werden muss [6]. Andere Prozesse hingegen werden wahrscheinlich auf Wasserstoff als Einsatzstoff umgestellt. Zu nennen sind hier bspw. die Direktreduktion von Eisenerz in Hochöfen mit Wasserstoff [4, 7] oder die Erzeugung von Olefinen aus

Wasserstoff über das Zwischenprodukt Methanol. Zu beachten ist, dass beim Einsatz in der chemischen Industrie meist auch Kohlenstoffträger benötigt werden (z. B. für die Methanol- oder Harnstoff-Erzeugung).

In Zukunft könnte Wasserstoff auch für Hochtemperaturprozesse in der Industrie als Brennstoff eine Rolle spielen [13].

2.3. Stromsektor

Wasserstoff kann über Brennstoffzellen oder mittels Gasturbinen [14] verstromt werden. Er kann somit als chemischer Speicher für den zu großen Teilen volatil anfallenden erneuerbaren Strom dienen und so zu einer stabilen Strombereitstellung beitragen. Wasserstoff als chemischer Energiespeicher besitzt dabei den Vorteil, dass seine Produktion aus Überschussstrom mit den geringsten Energieverlusten – im Vergleich zu anderen chemischen Speicherstoffen, wie z. B. Methan oder Methanol – einhergeht. Auch der Import von Wasserstoff für diese Zwecke kann möglich sein, dafür wäre jedoch die Etablierung einer Infrastruktur für den Transport dieses Energieträgers über längere Strecken notwendig.

2.4. Wärmesektor

Wasserstoff kann im Wärmesektor zur „Decarbonisierung“ eingesetzt werden. Für die bestehende Infrastruktur der dezentralen Gas-Heizkessel könnte perspektivisch Wasserstoff zu 3 Vol.-% [8], 10 Vol.-% [7] oder sogar bis zu 20 Vol.-% [5] in das Erdgasnetz beigemischt werden, wobei in einzelnen Anwendungsgebieten (z. B. Gasturbinen oder Untertageporenspeicher) nur sehr wenig Wasserstoff tolerierbar ist [5]. Der Einsatz wäre also abhängig von den jeweiligen Verbrauchern im konkreten Netz. Für die Nutzung von reinem Wasserstoff im Wärmebereich müssten zudem die Verbrauchieranlagen z. B. zu Wasserstoff-Heizkesseln umgerüstet werden. Als wahrscheinlicher wird daher der Einsatz von Wasserstoff in der Fernwärmeversorgung gesehen [4].

Nach Angaben in [5] sind im Wärmesektor, im Vergleich zu den anderen Sektoren, die größten energetischen Verluste bei Einsatz von Wasserstoff gegenüber der jeweils günstigsten elektrischen Alternative – hier: elektrisch betriebene Wärmepumpen – zu erwarten, so dass nur eine geringe Priorität bei der Wasserstoffnutzung in diesem Sektor gesehen wird.

Die Prognosen zum Wasserstoffbedarf im Wärmesektor weisen eine sehr große Bandbreite auf. So gehen einige Studien davon aus, dass Raumwärme zukünftig zum größten Teil mittels Wärmepumpen bereitgestellt wird [15, 16]. Andere Untersuchungen sehen eine gewisse Menge an Wasserstoff im Wärmesektor als essenziell an, da aufgrund begrenzter Umrüstungskapazitäten bis 2050 nicht alle Gebäudeheizungen auf Wärmepumpen umgestellt werden können [17, 18].

2.5. Synthetische Kraft- und Brennstoffe

Aus sogenanntem Synthesegas, ein Gemisch aus H_2 und CO bzw. CO_2 , kann eine Vielzahl von Produkten für eine stoffliche oder energetische Nutzung hergestellt werden (siehe Abbildung 2). Wenn elementarer Wasserstoff für die Bereitstellung des Synthesegases eingesetzt wird, kommt dafür vor allem durch Wasserelektrolyse gewonnener, grüner Wasserstoff in Frage. Diese Prozesse werden daher als Power-to-X-Prozesse und die

Produkte als E-Fuels bezeichnet. Als Kohlenstoffquelle kommt hierbei CO₂ aus Punktquellen bzw. aus der Luft zum Einsatz.

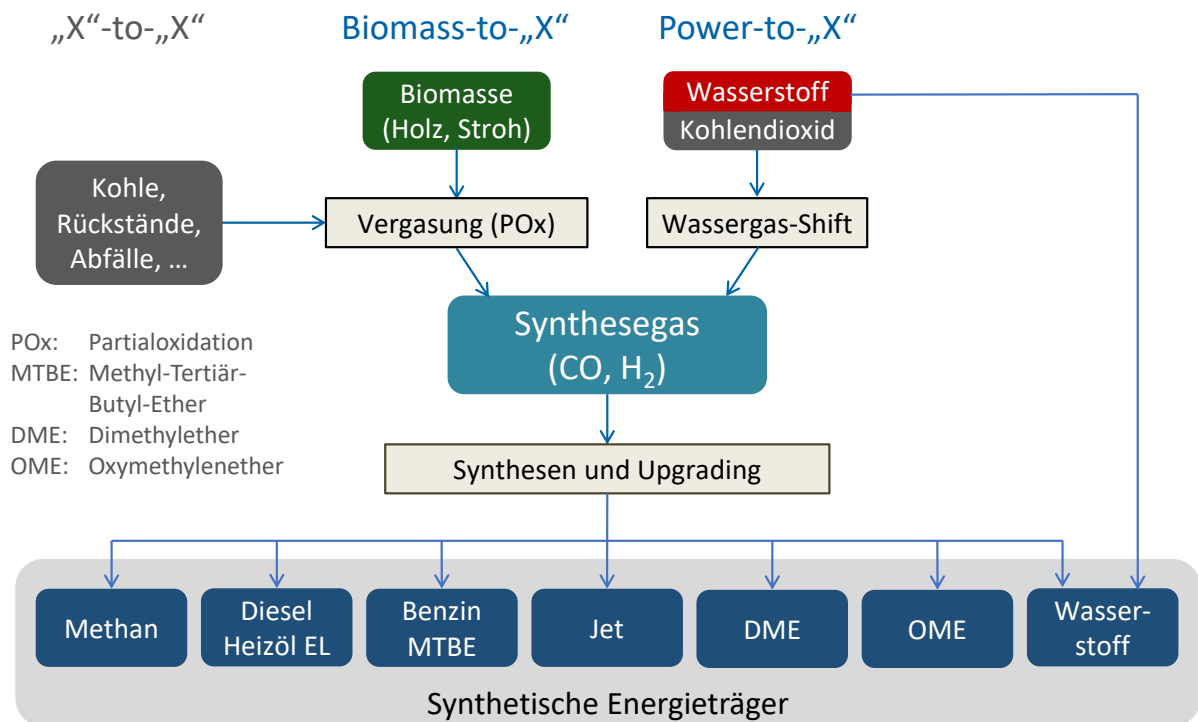


Abbildung 2 Synthetische Kraft- und Brennstoffe (aus [19])

Bei Einsatz von blauem Wasserstoff wird der Großteil des CO₂, das zur Reduzierung des THG-Fußabdrucks verpresst werden könnte, für die Reaktion benötigt. Damit liegen die THG-Emissionen solcher Produkte vergleichsweise hoch. Grundsätzlich könnte das bei der Dampfreformierung anfallende CO₂ auch verpresst und das CO₂ einer anderen Punktquelle bzw. aus der Atmosphäre für die Synthese genutzt werden. Dieses könnte jedoch auch ohne Umweg direkt verpresst werden. Die Nutzung von blauem Wasserstoff für die Herstellung synthetischer Produkte ist somit keine sinnvolle Alternative. [14]

Als nachhaltige Wasserstoff- und Kohlenstoffquelle kommt grundsätzlich auch Biomasse in Frage. Das Synthesegas wird hier durch Vergasung gewonnen. Da der Kohlenstoff durch die Photosynthese zeitnah der Atmosphäre entzogen wurde, ist hier – ähnlich zu PtX-Prozessen – eine erhebliche Reduzierung des THG-Fußabdrucks möglich.

2.6. Zusammenfassung

Im Zuge der angestrebten Decarbonisierung in allen gesellschaftlichen und wirtschaftlichen Bereichen wird der Bedarf an Wasserstoff von derzeit ca. 57 TWh auf einen deutlich höheren Wert ansteigen. Der zu erwartende Rückgang des Erdölverbrauches und damit verbunden ein geringerer H₂-Verbrauch in den Raffinerien wird durch den wachsenden Einsatz in anderen Bereichen (z. B. der Metallurgie) überkompensiert [6, 7, 8]. Die meisten Studien sehen zunächst bis zum Jahr 2030 nur relativ geringe Zuwächse, anschließend aber einen starken Anstieg des Wasserstoffverbrauchs bis zum Jahr 2050 (s. Abbildung 3).

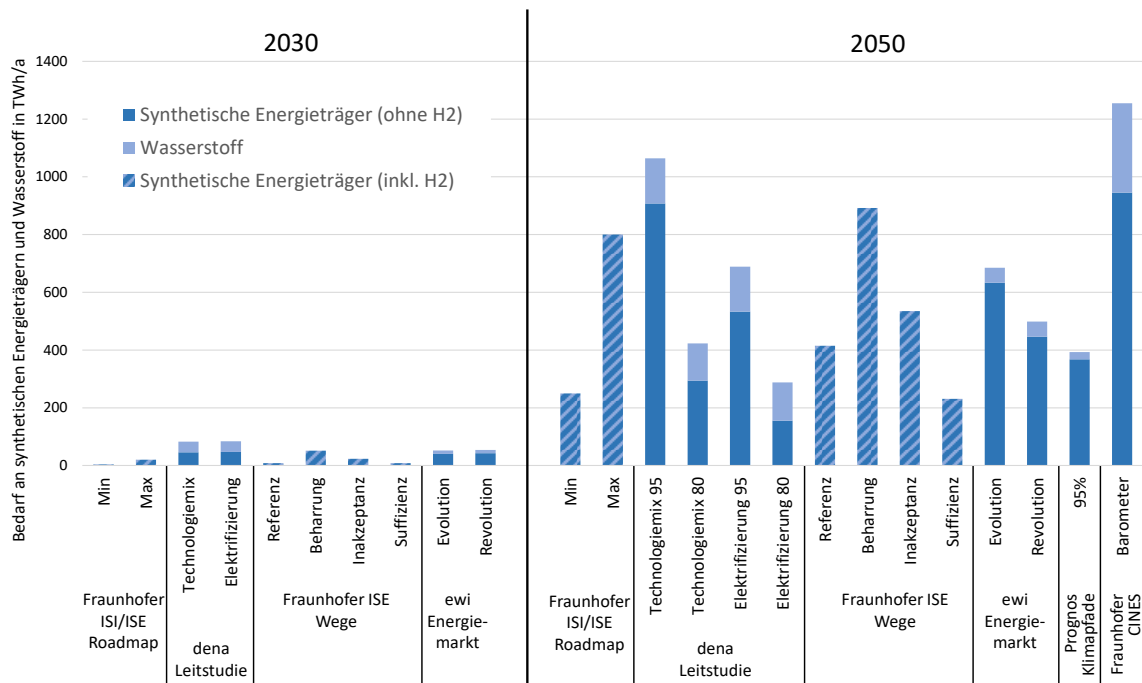


Abbildung 3 Prognose des jährlichen Bedarfs in Deutschland an aus Strom erzeugten synthetischen Energieträgern für die Jahre 2030 und 2050 anhand verschiedener Studien [4, 7, 8, 9, 13, 16]. Sofern möglich, ist genutzter Wasserstoff gesondert ausgewiesen.

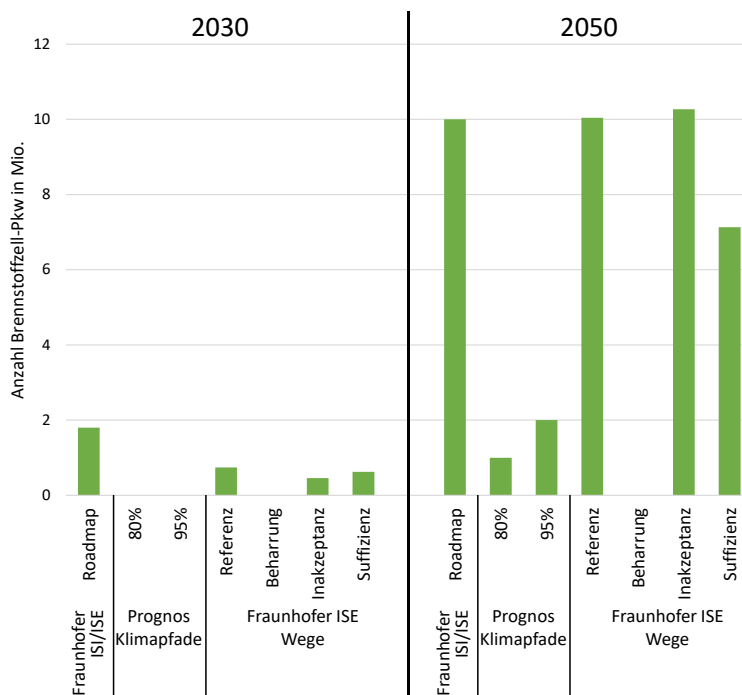


Abbildung 4 Prognose des Bestands an Brennstoffzellfahrzeugen in Deutschland für die Jahre 2030 und 2050 anhand mehrerer Studien [4, 7, 13]

Da derzeit nur schwer einschätzbar ist, in welchem Umfang in den verschiedenen Sektoren Wasserstoff als Energieträger genutzt wird, ergibt sich in den verschiedenen Studien eine relativ breite Streuung in den Prognosen zum erwarteten Wasserstoffbedarf (siehe Abbildung 3). Deutliche Unterschiede gibt es zum Beispiel in der Zahl der prognostizierten

Wasserstoff-Fahrzeuge (siehe Abbildung 4). Die Bandbreite reicht von 0 bis 10 Mio. Brennstoffzellen-Fahrzeugen für das Jahr 2050 [4, 8, 13], wobei der früheste Beginn einer Verbreitung dieser Fahrzeuge im Jahr 2030 gesehen wird.

Beim Vergleich in Abbildung 3 ist zu beachten, dass die Betrachtungsweisen der Studien nicht einheitlich sind. Häufig wird nur grüner Wasserstoff, oder nur energetisch genutzter Wasserstoff ausgewiesen. In Studie [8] wird bspw. auch zwischen (grünem) Wasserstoff und CCS unterschieden, wobei letzteres auch blauen Wasserstoff beinhalten würde, der aber in der Studie nicht explizit genannt und quantifiziert ist.

3. Rohstoffe

3.1. Erdgas

Als Erdgas werden brennbare Gase bezeichnet, welche in geologischen Zeiträumen durch Zersetzung von organischer Masse entstehen und sich in porösen Speichergesteinen anreichern. Erdgas besteht zum größten Teil aus Methan. Weitere enthaltene Gase können u. a. andere Kohlenwasserstoffe, Schwefelwasserstoff, Stickstoff, Kohlendioxid oder auch Helium sein. Das Erdgas wird vor der Verwendung gereinigt.

Erdgas besitzt ein deutlich höheres Wasserstoff-zu-Kohlenstoff-Verhältnis als Erdöl oder Kohle. Es ist im Verhältnis zur chemisch gebundenen Energie vergleichsweise wenig Kohlenstoff enthalten. Daraus folgt, dass es von allen fossilen Quellen prinzipiell die geringste THG-Intensität besitzt. So beträgt der Standardwert¹ für CNG 69,3 g CO₂-Äq/MJ gegenüber einem Basiswert² für Erdölprodukte von 94,1 g CO₂-Äq/MJ. Deswegen wird Erdgas zukünftig eine zunehmend wichtige Rolle als fossile Übergangslösung, aber auch als Backuplösung für volatile regenerative Energien bei der Energieversorgung einnehmen. Hierbei ist zu beachten, dass das einmal geförderte Erdgas möglichst vollständig verbraucht wird und kein nennenswerter Methan-Schlupf auftritt, da Methan eine 25-fach³ höhere THG-Wirkung als CO₂ besitzt.

Das bei der Nutzung von Erdgas entstehende CO₂ kann in zentralen Anlagen (z. B. in Gaskraftwerken, oder in Steam-Reforming-Anlagen zur Erzeugung von grauem Wasserstoff), abgeschieden und verpresst werden (CCS). Damit können die THG-Emissionen auf das Niveau erneuerbarer Energieträger gesenkt werden.

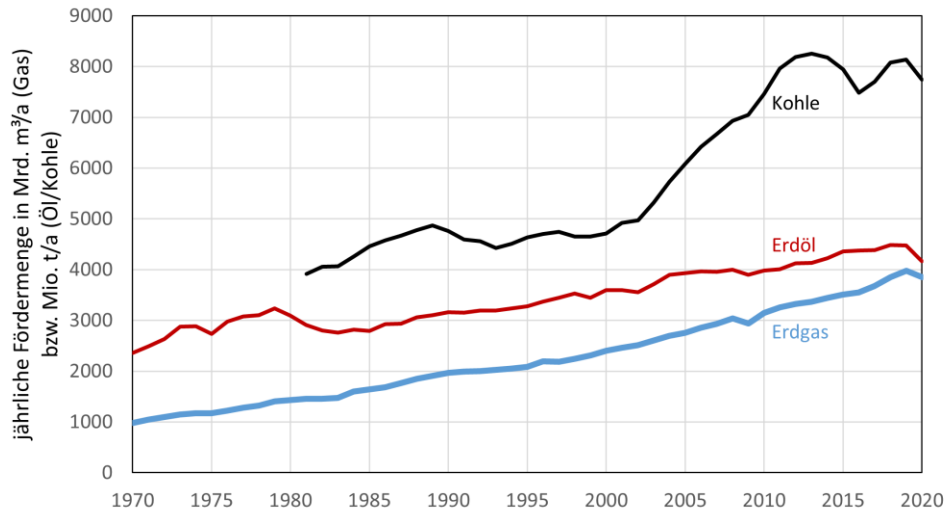


Abbildung 5: Weltweite jährliche Fördermenge von Erdgas, Erdöl und Kohle in Mrd. m³/a (Erdgas) bzw. Mio. t/a (Erdöl/Kohle) im Zeitraum 1970 bis 2020 [20]

Die jährliche Erdgasfördermenge beträgt derzeit 3,85 Billionen m³ (Stand: 2020), davon werden in Deutschland 86,5 Mrd. m³ verbraucht [20]. Die geschätzten weltweiten Erdgasreserven betragen 188,1 Billionen m³ [20] und würden demnach bei der jetzigen Fördermenge

¹ Anlage 2, 38. BImSchV

² § 3 38. BImSchV

³ Treibhauspotenzial über 100 Jahre (GWP100), nach IPCC AR4

für ca. 50 Jahre ausreichen. Von den wichtigen fossilen Energieträgern Erdöl, Erdgas und Kohle zeigte Erdgas die größte Steigerung der Fördermenge in den letzten Jahrzehnten (siehe Abbildung 5). Es ist davon auszugehen, dass der Erdgasbedarf mittelfristig auch weiterhin ansteigen wird.

Für die Erzeugung des derzeitigen Wasserstoffbedarfs in Deutschland von 57 TWh allein aus Erdgas (grauer Wasserstoff) wären ungefähr 7 bis 8 Mrd. m³ Erdgas notwendig. Aus der derzeit genutzten Menge Erdgas in Deutschland (86,5 Mrd m³) könnten sogar ca. 675 TWh Wasserstoff erzeugt werden, dies liegt im Bereich des zukünftig prognostizierten H₂-Verbrauchs (vgl. Kapitel 2).

3.2. Erneuerbare Elektrizität

Für die Herstellung von Wasserstoff mittels Wasserelektrolyse wird elektrischer Strom als Energiequelle benötigt. Auch für bestimmte Formen des türkisfarbenen Wasserstoffs werden gewisse Mengen an elektrischem Strom benötigt. Damit der Wasserstoff THG-reduziert ist, muss der Strom aus erneuerbaren Quellen, wie Windkraft, Photovoltaik, Wasserkraft usw. stammen, nur dann kann von grünem Wasserstoff gesprochen werden. Im Jahr 2020 wurden in Deutschland 251 TWh erneuerbarer Strom erzeugt – die gesamte Stromerzeugung belief sich auf 572 TWh [21].

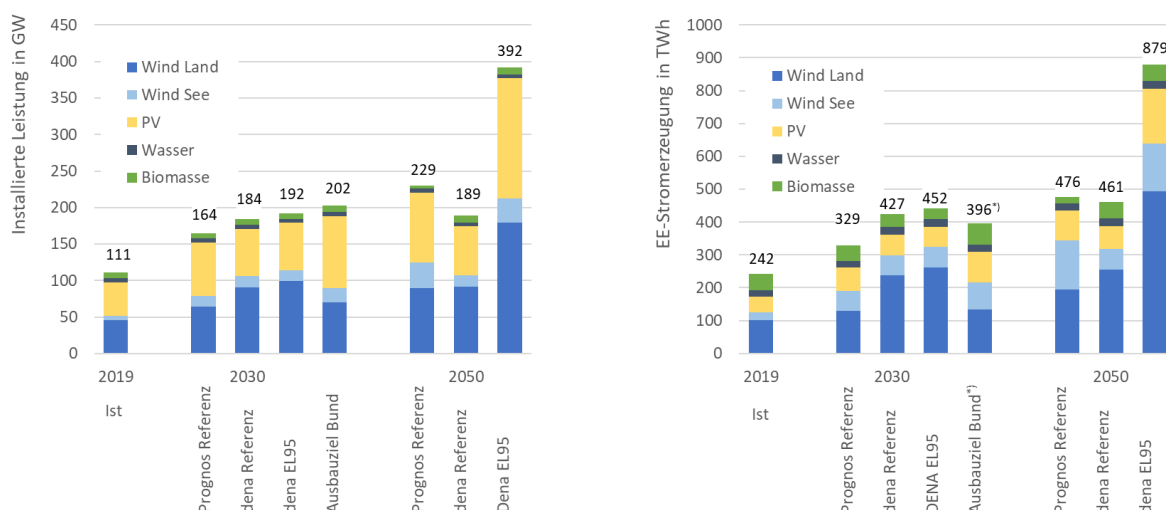


Abbildung 6 Prognose der Installierten Kraftwerksleistung (links) und Stromerzeugung (rechts) aus erneuerbaren Quellen [7, 10, 22]

In Abbildung 6 sind verschiedene Prognosen für die Produktionsmengen an erneuerbarem Strom dargestellt. Bei einem Wirkungsgrad der Elektrolyse von 63 % wird für 1 TWh Wasserstoff jeweils 1,6 TWh Strom benötigt. Für eine zukünftige grüne Wasserstoffproduktion von 500 TWh würden allein dafür ca. 800 TWh erneuerbarer Strom benötigt. Dies liegt im oberen Bereich der für Deutschland prognostizierten Mengen an erneuerbarem Strom (siehe Abbildung 6).

Da zusätzlich weiterhin auch Strom für viele andere Zwecke verwendet wird – durch die Elektrifizierung vieler Sektoren wird in Zukunft sogar eher eine größere Menge Strom (mehr als 1000 TWh) notwendig [13, 19, 23] – reicht die erneuerbar produzierbare Menge an

Strom nicht aus, um den zukünftigen Bedarf an grünem Wasserstoff innerhalb Deutschlands zu erzeugen. Er müsste aus anderen Ländern, in denen ausreichend große Mengen erneuerbarer Elektrizität zur Verfügung stehen, importiert werden.

3.3. Biomasse/Biogas

Pflanzen können mittels Photosynthese aus der Strahlungsenergie der Sonne, Kohlendioxid und Wasser energiereiche Stoffe bilden. Diese chemisch in den Pflanzen, der sogenannten Biomasse, gebundene Energie kann genutzt werden. Ein Beispiel ist die schon in prähistorischer Zeit genutzte Verbrennungsenergie von Holz. Das bei der Nutzung freiwerdende Kohlendioxid wurde zeitnah vorher durch die Pflanze gebunden, so dass die Nutzung netto als THG-neutral zu bewerten ist.

Eine spezielle Form der Nutzung ist Bio-Wasserstoff. Dieser könnte aus Biomasse, entweder über die Vergasung von Biomasse mit anschließender Wassergas-Shift-Reaktion, oder über die Fermentation zu Biogas mit anschließender Dampfreformierung, erzeugt werden [24]. Eine weitere Alternative könnte die Nutzung von wasserstoffproduzierenden Algen darstellen, welche Wasserstoff als mögliches Stoffwechselprodukt erzeugen können [25].

Dabei ist das Potential der nachhaltigen Biomassenutzung jedoch begrenzt, in Deutschland existiert nach Schätzungen der FNR ein Biomassepotential von ca. 260 TWh (siehe Abbildung 7). Dieses umfasst neben Energiepflanzen auch landwirtschaftliche Rückstände (z. B. Stroh, Gülle), Holz und Grünschnitt, sowie organische Abfälle.

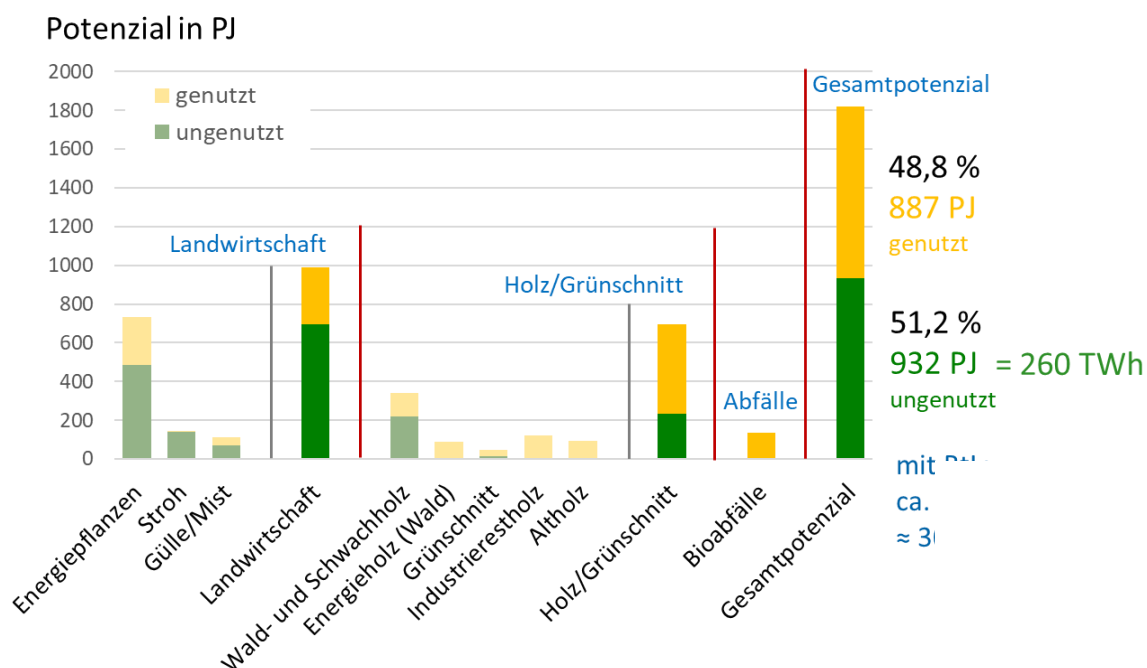


Abbildung 7 Biomassepotential in Deutschland 2050 (nach [26])

Diese Menge an einheimischer Biomasse könnte also auch einen substantziellen Anteil zur Wasserstoffwirtschaft beitragen. Jedoch muss hier, wie auch bei den anderen potentiellen Ausgangsenergieträgern die konkurrierende Nutzung als Biobrennstoffe (z. B. Holzpellets, Biogas), Biokraftstoffe (Biodiesel, Bioethanol, HVO) oder Energieträger zur Erzeugung von erneuerbarem und grundlastfähigem Strom berücksichtigt werden. Das Potential für

heimischen Bio-Wasserstoff ist demnach zwar wahrscheinlich nicht ausreichend um den zukünftigen Wasserstoffbedarf vollständig zu decken, kann aber einen wichtigen Beitrag leisten. Zudem besteht die Möglichkeit Bio-Wasserstoff selbst oder Biomasse zu dessen Herstellung zu importieren.

In Kombination mit CCS würde die Wasserstofferzeugung aus Biomasse zu negativen THG-Emissionen führen. Solcherart erzeugter Wasserstoff würde negative THG-Emissionen mit einer flexiblen stofflichen Nutzung kombinieren können.

4. Prozesse der Wasserstofferzeugung

Im Nachfolgenden sollen die verschiedenen Wege zu grünem, blauem, türkisfarbenem und biostämmigem Wasserstoff steckbriefartig vorgestellt werden.

4.1. Wasserelektrolyse – grüner Wasserstoff

Aus Wasser und elektrischem Strom kann mittels Elektrolyse in sogenannten Elektrolyseuren Wasserstoff gewonnen werden. Der Elektrolyseur ist mit einem Elektrolyt gefüllt, durch den über Elektroden (Anode und Kathode) ein Gleichstrom eingeleitet wird. Der Ladungstransport erfolgt in der Lösung durch Ionenleitung. Durch Reduktion (Kathode) bzw. Oxidation (Anode) der in der Lösung vorhandenen Ionen entstehen schließlich Wasserstoff und Sauerstoff. In Summe entsprechen die ablaufenden Reaktionen der Zerlegung von Wasser in die Elemente (siehe Abbildung 8). Die Vermischung der beiden Produktgase wird durch geeignete Barrieren wie poröse Trennwände (Diaphragma) oder ionendurchlässige Membranen verhindert.

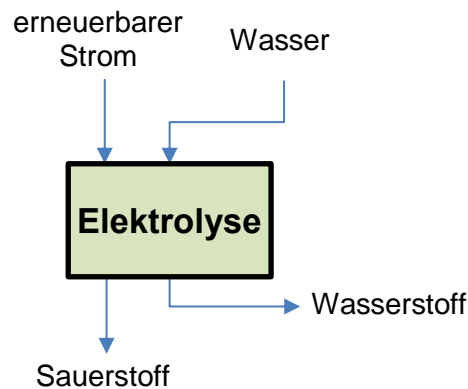


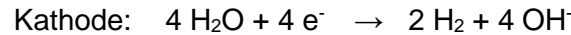
Abbildung 8 Gewinnung von grünem Wasserstoff – Elektrolyse

Zur Wasserstofferzeugung existieren drei wichtige Elektrolyseverfahren, deren bedeutendsten Eigenschaften in Tabelle 1 übersichtsartig dargestellt sind.

Tabelle 1 Übersicht zu Kenngrößen verschiedener Elektrolyseverfahren [27, 28, 29, 30]

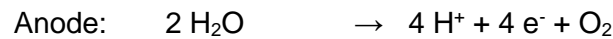
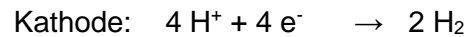
	Alkalische Elektrolyse		PEM-Elektrolyse		Festoxid-Elektrolyse	
	heute	2050	heute	2050	heute	2050
Betriebstemperatur (°C)	bis 100		bis 100		150 bis 1.000	
Druck (bar)	1 – 30		1 – 85		5 – 50	
Stackleistung (kW)	bis 6.000		bis 225		bis 150	
Betriebslast	20 – 100 %		10 – 166 %		30 – 100 %	
Lebensdauer (Jahre)	8 – 15	25	6 – 10	25	3 – 10	(25)
Investkosten (€/kW)	800	350	2000	250	2000	250
Energiebedarf (kWh/m ³ i.N.)	5 – 7	4	4 – 7	4	3 – 3,7	3
elektr. Wirkungsgrad (H _s)	65 %	80 %	65 %	80 %	95 %	119 %

- *Alkalische Elektrolyse*: Niedertemperaturverfahren (50 – 80 °C). Als Elektrolyt fungiert eine Kaliumhydroxidlösung. Es kommen Metallelektroden zum Einsatz, teure Edelmetalle oder andere kritische Rohstoffe werden bei diesem Verfahren nicht benötigt. Die permeable Membran lässt den Austausch von OH⁻-Ionen zu. Die Reaktionen an Kathode und Anode lauten:



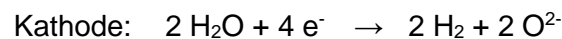
Die Alkalielektrolyse wird derzeit schon in großen Maßstäben eingesetzt.

- *Protonen-Austausch-Membran-(PEM)-Elektrolyse*: Niedertemperaturverfahren wie die Alkalielektrolyse. Als Elektrolyt wird meist anodenseitig reines Wasser zugegeben, welches partiell zu H⁺-Ionen und Sauerstoff gespalten wird. Aufgrund der Anwesenheit von H⁺-Ionen wird das Medium sauer. Die Polymermembran lässt H⁺-Ionen (Protonen) hindurch. Die Reaktionen an Kathode und Anode lauten:



Gegenüber der Alkalielektrolyse sind die Stack-Lebensdauer etwas geringer sowie die Kapitalkosten etwas höher. Zudem werden für die Herstellung Edelmetalle benötigt. Das Verfahren ist gut für den dynamischen Betrieb mit schnellen Lastwechseln geeignet.

- *Festoxid-Elektrolyse*: Hochtemperaturverfahren (ca. 850 °C). Sie besitzt gegenüber den Niedertemperaturverfahren einen höheren Wirkungsgrad, da die Elektrolyse thermodynamisch bei höheren Temperaturen begünstigt wird. Ein gewisser Teil der im Wasserstoff chemisch gebundenen Energie stammt aus der Wärmeenergie, so dass elektrische Wirkungsgrade >100 % möglich sind. Die Festoxide besitzen eine Leitfähigkeit für Oxid-Ionen, die an der Anode oxidiert werden. Die Reaktionen an Kathode und Anode lauten:



Sie ist weniger für rasche Lastwechsel geeignet als die Niedertemperaturverfahren. Derzeit liegen die Kapitalkosten für diese Elektrolyseure über denen der Niedertemperaturverfahren [27].

Damit aus diesen Verfahren grüner Wasserstoff hergestellt werden kann, ist es wichtig, dass der dazu verwendete Strom aus regenerativen weitgehend THG-freien Quellen, wie Photovoltaik, Windkraft oder Wasserkraft stammt.

4.2. Reformierung von Erdgas – Grauer Wasserstoff

Erdgas ist derzeit einer der am häufigsten genutzten Stoffe für die Erzeugung von sogenanntem grauen Wasserstoff. Die technisch bedeutsamsten Verfahren sind die Dampfreformierung bzw. Steam Reforming (Kapitel 4.2.1) und die Autotherme Reformierung (Kapitel 4.2.2). Weitere Verfahrensmöglichkeiten sind die in Kapitel 4.2.3 beschriebene Trockenreformierung mit CO₂ und die Partialoxidation [31].

Bei allen Reformierprozessen entsteht ein Gemisch aus den beiden Produkten Wasserstoff und Kohlenmonoxid. Die Wasserstoffausbeute wird durch nachfolgende Konvertierung des

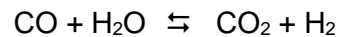
Kohlenmonoxids (Wassergas-Shift-Reaktion) weiter erhöht. Anschließend wird der Wasserstoffstrom aus dem Produktgas abgetrennt und aufgereinigt, beispielsweise per Druckwechseladsorption. Diese Folgeprozesse sind in Kapitel 4.2.4 beschrieben.

4.2.1. Dampfreformierung von Erdgas (Steam Methane Reforming – SMR)

Die Dampfreformierung von Erdgas ist die verbreitetste Technologie zur Erzeugung von Wasserstoff [32, 33]. Ein vereinfachtes Prozessschema ist in Abbildung 9 dargestellt. Die wesentliche ablaufende Reaktion, die sogenannte Reformierung, ist die zwischen Methan und Wasser:



Während der Reformierung läuft außerdem die Wassergas-Shift-Reaktion



ab, weswegen sich im Produktgas auch Kohlendioxid befindet.

Insgesamt sind die stattfindenden Reaktionen stark endotherm, weswegen ein Teil des Erdgases verbrannt wird, um die notwendige Wärmeenergie für das durch mit Katalysator gefüllten Röhren geleitete Gasmisch bereitzustellen. Die Reaktion findet bei Temperaturen oberhalb von 700 °C, üblicherweise im Bereich von 800 bis 1000 °C, statt [34]. Die Drücke liegen bei etwa 20 bis 30 bar [31].

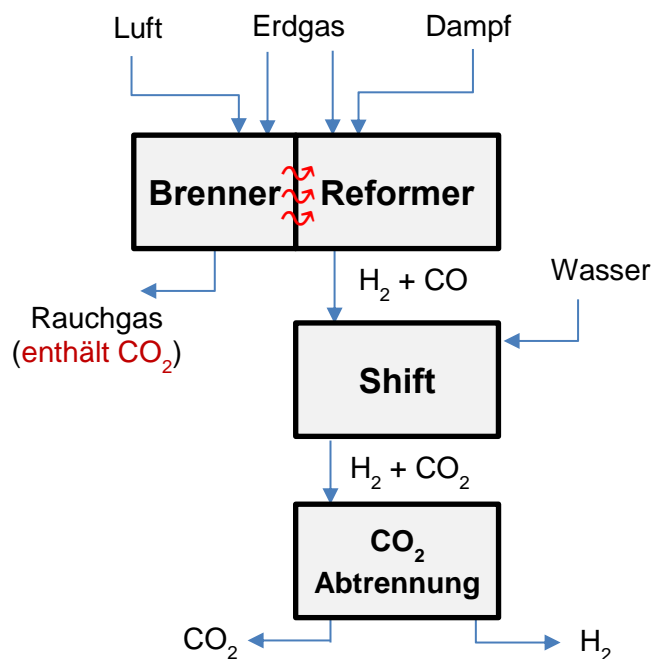


Abbildung 9 Gewinnung von grauem Wasserstoff – Dampfreformierung von Erdgas

Zur Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit werden häufig Nickel- aber auch Platin- und Rhodium-basierte Katalysatoren verwendet [31, 32]. Die Katalysatoraktivität spielt jedoch aufgrund von Stoff- und Wärmetransportlimitierungen nur eine eher untergeordnete Rolle, so dass hauptsächlich die günstigeren Nickel-Katalysatoren eingesetzt werden [32]. Grundsätzlich reagieren diese Katalysatoren außerordentlich empfindlich auf Schwefel und Schwefelverbindungen, so dass diese im Vorfeld aus dem Einsatzstoff entfernt werden müssen [35, 36].

Ein weiteres Problem bei der Reformierung können Kohlenstoffablagerungen am Katalysator sein, die zu dessen Deaktivierung beitragen [37]. Diese entstehen bei nicht optimaler Einstellung des Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnisses [34]. Insbesondere höhere Kohlenwasserstoffe neigen bei den im Reformier üblichen hohen Temperaturen stark zur Bildung solcher Ablagerungen. Aus diesem Grund wird ein Vorreformer verwendet, der bei vergleichsweise niedrigen Temperaturen von 350 bis 550 °C die höheren Kohlenwasserstoffe zu Methan und Kohlendioxid umsetzt [37, 38]. Die Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnisse bei der Dampfreformierung liegen im Bereich von 2 bis 4 [32].

Im Reformier entsteht ein Gasgemisch mit einem molaren H₂-zu-CO-Verhältnis von ca. 3 [31]. Um die Ausbeute an Wasserstoff zu erhöhen schließt sich ein Wassergas-Shift-Reaktor an (siehe Kapitel 4.2.4).

4.2.2. Autotherme Reformierung von Erdgas (Autothermal Reforming)

Eine weitere wichtige Verfahrensvariante zur Wasserstofferzeugung ist die Autotherme Reformierung (ATR) von Erdgas. Wie schon der Name andeutet, wird bei diesem Prozess die erforderliche Wärme im Reformier selbst erzeugt. Dazu wird dem Reaktor neben Erdgas und Wasserdampf noch Sauerstoff zugeführt (siehe Abbildung 10). Die für eine vollständige Verbrennung des Erdgases nicht ausreichende Menge an Sauerstoff ermöglicht jedoch die exotherme Partialoxidation



welche die notwendige Wärme für die gleichzeitig stattfindende endotherme Reformierung



liefert. Zusätzlich findet die Wassergas-Shift-Reaktion statt:



Da die Autotherme Reformierung keine externe Wärmezufuhr benötigt, werden die Reaktoren als kompakte Festbettreaktoren ausgeführt. Das Festbett setzt sich dabei aus dem notwendigen Katalysator zusammen, welcher ebenfalls ein Nickel-Katalysator ist und weitgehend dem der Dampfreformierung entspricht [39]. Aufgrund der kompakten Bauweise skaliert die Autotherme Reformierung mit zunehmender Anlagengröße besser. Nach Blumberg et al. stellt sich deswegen ab einer Anlagengröße von 1,8 Mio. t Methanol pro Jahr (entsprechend einer Anlagenkapazität von 350.000 t Wasserstoff pro Jahr⁴) die Autotherme Reformierung günstiger dar [31]. In einem Zwischenbereich von 0,9 bis 1,8 Mio. t Methanol pro Jahr sind Kombinationen aus Dampfreformierung und Autothermer Reformierung vorteilhaft [31].

Die Temperatur liegt in diesen Reaktoren mit 900 bis 1150 °C etwas höher als bei der Dampfreformierung; der Druck kann bis zu 80 bar betragen [40]. Das notwendige Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnis liegt bei 0,5 bis 1,5 [31], wobei im Falle des Einsatzes höherer Kohlenwasserstoffe auch hier ein Vorreformer benötigt wird [41].

⁴ Unter der Annahme, dass pro Mol Methanol stattdessen jeweils 3 Mol Wasserstoff erzeugt werden könnten.

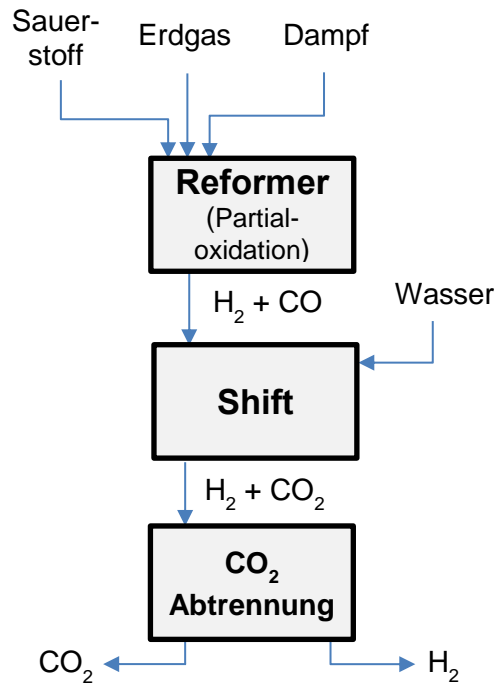


Abbildung 10 Gewinnung von grauem Wasserstoff – Autotherme Reformierung von Erdgas

Das Produktgas besitzt typischerweise ein Wasserstoff-zu-Kohlenmonoxid-Verhältnis von 2 [40], kann aber je nach Fahrweise zwischen 1,5 und 3 betragen [31]. Wenn die Autotherme Reformierung zur Wasserstoffproduktion genutzt werden soll, wird ein Wassergas-Shift-Reaktor nachgeschaltet um die Ausbeute an Wasserstoff zu erhöhen (siehe Kapitel 4.2.4).

In Kombination mit CCS kann die Autotherme Reformierung besonders interessant sein, da hier der Einsatzstoff durch Reaktion mit reinem Sauerstoff auf Reaktionstemperatur gebracht wird und kein zusätzlicher Erdgasstrom mit Luft verbrannt werden muss. Bei der Dampfreformierung entsteht wegen dieser Verbrennung eine große Menge vergleichsweise niedrig konzentriertes CO₂, welches schwerer abzuscheiden ist [42]. Bei der Autothermen Reformierung hingegen befindet sich das gesamte CO₂ vergleichsweise hoch konzentriert im Prozessgas, der Aufwand für eine CO₂-Abscheidung ist hier geringer.

4.2.3. Weitere Verfahren

Zwei weitere Verfahren, mit denen ebenfalls Wasserstoff aus Erdgas erzeugt werden kann sind die Partialoxidation und die Trockenreformierung.

Partialoxidation

Die Partialoxidation wird ohne Katalysator bei sehr hohen Temperaturen von 1150 bis 1500 °C durchgeführt, der Druck liegt zwischen 25 und 80 bar [40]. Dabei wird, wie auch bei der Autothermen Reformierung, der Feed partiell oxidiert.



Die ebenfalls ablaufende Wassergas-Shift-Reaktion erzeugt eine gewisse Menge an Wasserstoff im Produktgas.



Der große Vorteil dieser Verfahrensweise ist, dass bedingt durch die hohen Temperaturen und den weitgehenden Verzicht auf Reformierungsreaktionen – teilweise werden dem Feed geringe Wassermengen hinzugefügt [40] – kein Katalysator benötigt wird. Aus diesem Grund kann der Feed auch schwefelhaltige Verbindungen beinhalten [33]. Auch höhere Kohlenwasserstoffe bereiten keine Probleme, teilweise dienen sogar schwere Rückstände als Ausgangsstoff für die Partialoxidation [40]. Nachteilig ist die durch die höheren Prozesstemperaturen bedingte geringere Effizienz gegenüber der Reformierung [40, 43]. Bei der Partialoxidation von Erdgas besitzt das Produktgas ein Wasserstoff-zu-Kohlenmonoxid-Verhältnis kleiner als 1 [31].

Trockenreformierung

Hierbei wird die Reformierung nicht mit Wasserdampf, sondern mit Kohlendioxid durchgeführt. Dies kann beispielsweise für die Reformierung von Biogas, welches einen hohen Kohlendioxidanteil besitzt, interessant sein. Die Reaktionsgleichung lautet dabei:



Es resultiert ein Wasserstoff-zu-Kohlenmonoxid-Verhältnis von 1. Die Reaktion läuft oberhalb einer Temperatur von 680 °C ab [24]. Günstig sind Temperaturen von mehr als 900 °C und Drücke zwischen 5 und 10 bar [31].

Als Katalysatoren eignen sich Nickel- oder Edelmetallkatalysatoren, wobei letztere eine geringere Verkokungsneigung aufweisen [44, 45]. Generell ist aufgrund des fehlenden Wassers die Verkokungsneigung erheblich erhöht [24, 33]. Deswegen ist die Standzeit des Katalysators gegenüber der Dampfreformierung stark herabgesetzt, was eine kontinuierliche Regeneration des Katalysators erfordert [24].

Aufgrund der Verkokungsproblematik und des vergleichsweise hohen Energiebedarfs wird die Trockenreformierung derzeit industriell nicht eingesetzt [45]. Diese Nachteile fallen bei einer Kombination mit der Dampfreformierung teilweise weg [33].

4.2.4. Folgeprozesse

Die zwei wichtigsten Folgeprozesse sind die Wassergas-Shift-Reaktion und die Abtrennung des Wasserstoffs von den restlichen Gasen, wie in den Abbildungen 9 und 10 dargestellt.

Wassergas-Shift-Reaktion

In sogenannten Shift-Reaktoren wird über die Wassergas-Shift-Reaktion



die erhaltene Menge an Wasserstoff durch Reaktion des Kohlenmonoxids mit Wasser erhöht. Es handelt sich um eine Gleichgewichtsreaktion: Die Lage des Gleichgewichts kann durch Veränderung der Reaktionstemperatur beeinflusst werden. Für einen hohen Wasserstoffanteil im Gas ist eine niedrige Temperatur erforderlich, wobei jedoch aufgrund der Reaktionskinetik eine untere Grenze existiert. Da die Reaktion exotherm ist, wird zur Erzielung hoher Wasserstoffausbeuten ein zweistufiges Reaktordesign mit Zwischenkühlung verwendet.

Im ersten, dem Hochtemperatur-Shift-Reaktor, werden eisen- und chromoxidbasierte Katalysatoren verwendet, die Eintrittstemperatur beträgt ca. 350°C [46]. Der sich daran anschließende Tieftemperatur-Shift-Reaktor wird bei Temperaturen von 200 bis 215 °C betrieben und verwendet Katalysatoren auf Kupferbasis [41, 46].

Reinigung des Wasserstoffs

Der Wasserstoff aus der Dampfreformierung wird über Druckwechseladsorption mit hoher Reinheit aus dem Gasstrom abgeschieden [47]. Dabei wird die, im Vergleich zu den restlichen Gasen, deutlich schlechtere Adsorption von Wasserstoff an einem Adsorbens, wie z. B. Aktivkohle oder Zeolith [47], ausgenutzt.

Durchströmt das Gemisch das Adsorbens, werden bis zum Durchbruch alle Gase außer Wasserstoff vom Adsorbens zurückgehalten. Durch eine geschickte Verschaltung und Druckabsenkung wird das adsorbierte Restgas, welches auch eine gewisse Menge an Wasserstoff enthält, wieder desorbiert und einer weiteren Nutzung zugeführt.

4.3. Reformierung von Erdgas mit CCS – blauer Wasserstoff

Ein großer Nachteil bei der Erzeugung von grauem Wasserstoff aus Erdgas sind die dabei auftretenden CO₂-Emissionen. Die Grundidee hinter blauem Wasserstoff ist, das CO₂ abzutrennen und dauerhaft zu speichern (CCS), siehe Abbildung 11.

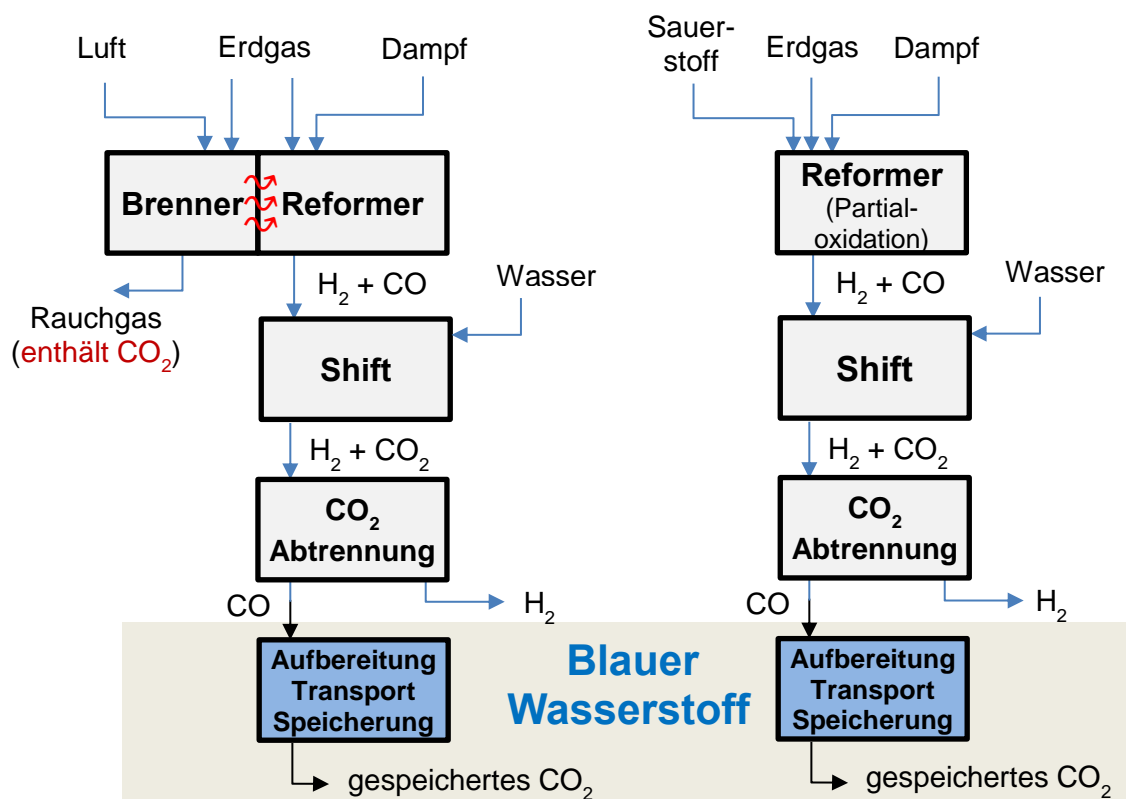


Abbildung 11 Gewinnung von blauem Wasserstoff – Dampfreformierung (links) und Autotherme Reformierung (rechts) von Erdgas

Damit bestünde eine CO₂-emissionsarme Möglichkeit der Wasserstoffbereitstellung, ausgehend von Erdgas. Im Gegensatz zu einer mehr oder minder dezentralen Nutzung von

Erdgas böte sich durch die zentrale Umwandlung des Energieträgers in blauen Wasserstoff die Gelegenheit, einen Großteil der nutzungsbedingten CO₂-Emissionen zu vermeiden.

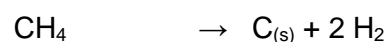
Zur Abscheidung des CO₂ aus den Abgasströmen der Erdgasreformierung kommen verschiedene Technologien in Frage [48]:

- *Absorptive Verfahren:*
 - physikalisch: Das CO₂ wird in einer Wäsche selektiv in einem Waschmittel gelöst. Als Waschmittel kann beispielsweise Methanol bei -60 °C bis -30 °C eingesetzt werden (Rectisol-Verfahren [49]).
 - chemisch: Das CO₂ geht mit dem Lösungsmittel (zusätzlich) eine chemische Verbindung ein (Chemisorption). Aminwäschen, z. B. mit Monoethanolamin (MEA) als Waschmittel, arbeiten nach diesem Verfahrensprinzip [50].
- *Adsorptive Verfahren:* Grundsätzlich kann die Abscheidung mit einer Druckwechseladsorption (analog zur Aufreinigung von Wasserstoff, siehe Kapitel 4.2.4) erfolgen [51], allerdings unterscheiden sich die Adsorptionskräfte von CO, CH₄ und CO₂ nur wenig, was den Aufwand für eine adsorptive Trennung stark erhöht [50].
- *Kryogene Verfahren:* Bei diesen Verfahren wird ausgenutzt, dass CO₂ einen hohen Desublimations- bzw. Kondensationspunkt besitzt und (neben Wasser) als erster Bestandteil des Produktgases in den festen bzw. flüssigen Aggregatzustand übergeht. Diese Verfahren sind jedoch sehr energieintensiv [50].
- *Membranverfahren:* Nur für bestimmte Stoffe durchlässige (semipermeable) Membranen können ebenfalls zur Trennung komplexer Gasmischungen herangezogen werden. Für die CO₂-Abtrennung existieren derzeit jedoch keine kommerziell verfügbaren Lösungen [50].

Hinsichtlich der Abscheidung von CO₂ ist die Autotherme Reformierung gegenüber der Dampfreformierung u. U. vorteilhafter, weil bei diesem Verfahren das CO₂ nahezu vollständig und in hoher Konzentration im Abgasstrom des Reformers vorliegt [42]. Bei der Dampfreformierung wird hingegen ein Teil des Erdgases zur Wärmebereitstellung mit Luft verbrannt. Dies führt zu einem zusätzlichen Abgas mit geringen CO₂-Konzentrationen und folglich zu einem höheren Energieaufwand bei dessen Abtrennung.

4.4. Methanpyrolyse – türkisfarbener Wasserstoff

Die Pyrolyse von Methan ist eine weitere Möglichkeit, Wasserstoff aus Methan zu erzeugen, dieser wird dann als türkisfarbener Wasserstoff bezeichnet. Dabei wird Methan bei hohen Temperaturen in die Elemente Kohlenstoff und Wasserstoff aufgespalten. Der als Koppelprodukt anfallende feste Kohlenstoff kann einer Nutzung bzw. einer einfachen, dauerhaften Deponierung zugeführt werden (Abbildung 12). [52].



Die Pyrolyse benötigt keinen weiteren Reaktionspartner. Um hohe Umsätze zu erzielen sind Temperaturen von 1000 bis 1500 °C notwendig [53]. Bei unvollständigem Umsatz kann das nicht umgesetzte Methan vom Wasserstoff durch eine Druckwechseladsorption abgetrennt und in die Pyrolyse zurückgeführt werden [54].

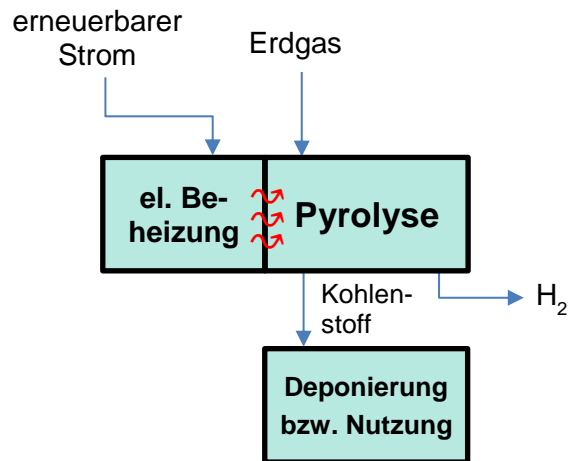


Abbildung 12 Türkisfarbener Wasserstoff – Methanpyrolyse mit elektrothermischer Wärmebereitstellung

Die Technologiereife für die Gewinnung von Wasserstoff auf diesem Weg ist noch vergleichsweise gering [4]. Es existieren mehrere Verfahrenskonzepte:

- *Plasmareaktoren*: Hier reagiert das Methan in einem heißen Plasma, meist ohne Katalysatoren [55]. Das Plasma wird mittels elektrischer Energie erzeugt. Ein Beispiel ist das Kværner-Verfahren [56]. Ein Vorteil von Plasmaverfahren ist deren hohe Lastflexibilität [55] mit der sie sich beispielsweise zur Aufnahme von nicht dauerhaft anfallendem Strom (z. B. erneuerbare Stromquellen) eignen würden.
- *Schmelzmetallreaktoren*: Das Methan wird durch einen Reaktor, der mit heißem geschmolzenem Metall gefüllt ist, geleitet. Die Metallschmelze wirkt dabei katalytisch [55]. Genutzt werden kann zum Beispiel eine Nickel-Bismut-Legierung, welche ab 1050 °C hohe Methanumsätze erreicht [57]. Der Kohlenstoff löst sich dabei nicht in der Metallschmelze. Er steigt aufgrund seiner vergleichsweise geringen Dichte nach oben und kann so mit geringem Aufwand aus dem Prozess ausgeschleust werden [52].
- Weitere Verfahrenskonzepte basieren unter anderem auf folgenden Reaktortypen:
 - *Gasphasenreaktoren* [58]
 - *Wanderbettreaktoren* [58]
 - *Wirbelschichtreaktoren* [58]
 - *Kohlenstoffaerosolreaktoren* [52]
 - *Salzschmelzreaktoren* [59]

Alternativ zur elektrischen Beheizung des Prozesses kann die Prozessenergie auch, wie beispielhaft in Abbildung 13 dargestellt, durch Verbrennung von Methan erzeugt werden [60], wobei insbesondere Temperaturen oberhalb von ca. 1225 °C nur noch über Verbrennung mit reinem Sauerstoff erreichbar sind [56]. Nachteilig ist dabei weiterhin, dass dabei im Gegensatz zur elektrischen Beheizung CO₂-Emissionen auftreten. Dieses CO₂ könnte zwar ebenfalls abgeschieden werden (s. Kapitel 4.3 – Blauer Wasserstoff) um mittels CCS den Fußabdruck zu verringern. Dabei wird der Prozessaufwand jedoch deutlich erhöht und der Vorteil der Methanpyrolyse, gerade ohne CO₂-Emissionen auszukommen, würde verschwinden.

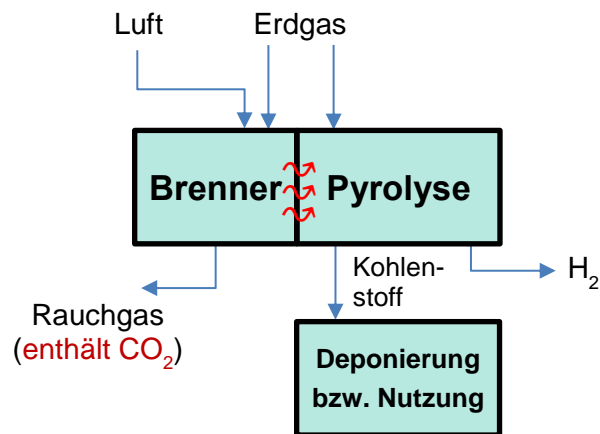


Abbildung 13 Gewinnung von türkisfarbenem Wasserstoff – Methanpyrolyse mit Wärmebereitstellung durch Verbrennung von Erdgas

Die erdgasbezogene Ausbeute an türkisfarbenem Wasserstoff ist zwar geringer als bei grauem Wasserstoff, weil im anfallenden Kohlenstoff ein Teil der Ausgangsenergie chemisch gebunden ist [55, 60], sie liegt jedoch auf einem ähnlichen Niveau wie bei blauem Wasserstoff [60]. Zudem entfällt bei Einsatz von grünem Strom als Energiequelle die aufwändige CO₂-Abscheidung.

4.5. Wasserstoff aus Biomasse – Bio-Wasserstoff

Eine Alternative zur Nutzung von Erdgas oder erneuerbarem Strom wäre die Nutzung von biogenen Stoffen zur Wasserstofferzeugung. Diese ist nahezu THG-neutral, obwohl bei der Wasserstofferzeugung der in der Biomasse enthaltene Kohlenstoff in Form von CO₂ freigesetzt wird. Dieser wurde jedoch in einem vergleichsweise kurzen Zeitraum während des Biomassewachstums durch Photosynthese aus der Atmosphäre entnommen. Werden Energieaufwendungen für Anbau, Ernte und Verarbeitung der Biomasse vernachlässigt, so ergibt sich über lange Zeiträume betrachtet keine Erhöhung der atmosphärischen CO₂-Konzentration.

Wird das CO₂, welches bei der Konversion der Biomasse zu Wasserstoff entsteht, abgetrennt und verpresst kann der Atmosphäre langfristig sogar CO₂ entzogen werden. Dieser Prozess besäße demnach negative CO₂-Emissionen. Durch die Bundesregierung werden nach 2050 solche negativen CO₂-Emissionen angestrebt⁵. Sie werden wahrscheinlich aber bereits früher für die für das Jahr 2045 beabsichtigte Treibhausgasneutralität⁶ benötigt [61].

Nachfolgend sollen einige Möglichkeiten zur Erzeugung von Bio-Wasserstoff vorgestellt werden. Ein wichtiger Aspekt dabei ist, dass die meisten biogenen Energieträger aufgrund des hohen Flächenbedarfs in vergleichsweise kleinen Mengen anfallen. Dadurch würden die Bio-Wasserstofferzeugungsanlagen tendenziell kleiner als Anlagen zur Erzeugung von grauem Wasserstoff ausfallen.

⁵ § 3 Absatz 2 Satz 2 KSG

⁶ § 3 Absatz 2 Satz 1 KSG

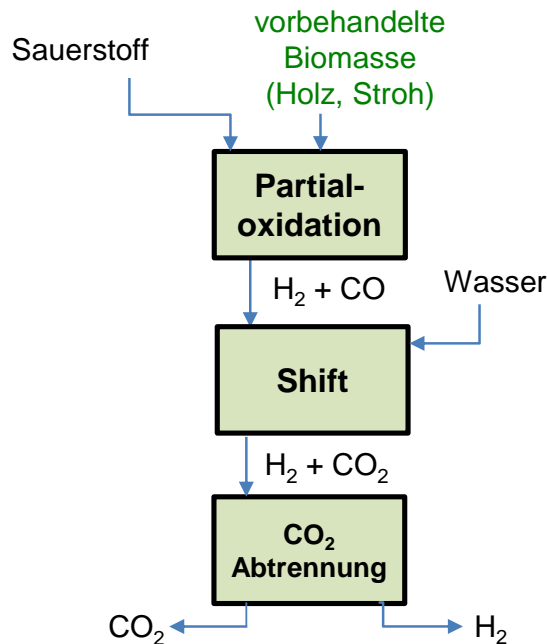


Abbildung 14 Gewinnung von Bio-Wasserstoff – Partialoxidation von Biomasse

4.5.1. Vergasung von Biomasse

Die Vergasung ist ein thermochemisches Verfahren zur Umwandlung von energiereichen festen und flüssigen Einsatzstoffen in ein Brenn- oder Synthesegas. Dabei werden zusätzlich Vergasungs- und/oder Oxidationsmittel (Wasser, CO_2 , Luft, reiner Sauerstoff) eingesetzt, die zur unvollständigen Oxidation des Einsatzstoffs beitragen. Als Hauptprodukte fallen Wasserstoff und Kohlenmonoxid an.

Es steht eine große Anzahl an Verfahrensvarianten (z. B. Wirbelschichtvergasung, Flugstromvergasung) zur Verfügung [62]. Vor der eigentlichen Vergasung ist eine Vorbehandlung der Biomasse, bspw. durch Torrefizierung [63] oder Pyrolyse [64] erforderlich. Dadurch werden eine Homogenisierung sowie eine Erhöhung der Energiedichte der Biomasse erreicht.

Das entstehende Synthesegas besitzt ein molares Wasserstoff-zu-Kohlenmonoxid-Verhältnis von ca. 1. Das Kohlenmonoxid kann anschließend per Wassergas-Shift-Reaktion (siehe Kapitel 4.2.4 – Wassergas-Shift) nahezu vollständig zu Wasserstoff umgewandelt werden.

4.5.2. Reformierung von Biogas

Biogas ist ein brennbares Gas, welches durch Fermentation aus einer großen Bandbreite an Biomassen gewonnen werden kann. Es besteht hauptsächlich aus Methan und CO_2 . Ferner sind auch Stickstoff, Sauerstoff, Schwefelwasserstoff, Ammoniak und Wasserstoff sowie Spuren weiterer Begleitkomponenten enthalten.

Dampfreformierung

Grundsätzlich kann Biogas durch Abtrennung aller Begleitkomponenten zu reinem Methan (sog. Biomethan) aufgewertet und ohne Einschränkungen anstelle von Erdgas bei der Dampfreformierung eingesetzt werden (s. Abbildung 15, vgl. auch Kapitel 4.2.1). Alternativ

kann das Biogas nach einer Entschwefelung direkt in diesem Prozess eingesetzt werden [65]. Aufgrund des in diesem Falle hohen CO_2 -Gehaltes finden dann sowohl Prozesse der Dampfreformierung, als auch der Trockenreformierung statt [35]:

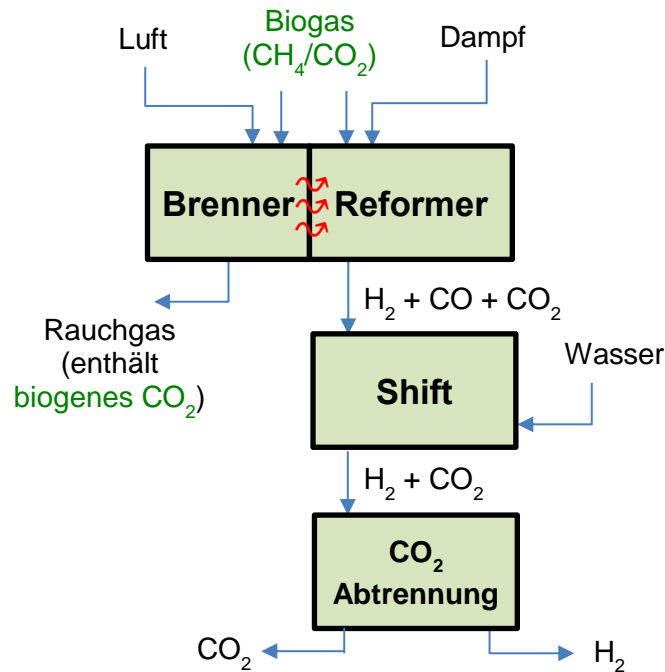
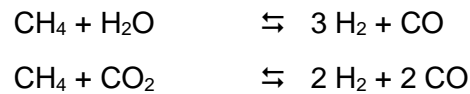


Abbildung 15 Gewinnung von Bio-Wasserstoff – Dampfreformierung von Biogas

Der Prozess läuft grundsätzlich analog zur Dampfreformierung von Erdgas ab. Der Einsatz eines Vorreformers ist allerdings nicht notwendig, da in Biogas keine höheren Kohlenwasserstoffe enthalten sind [66].

Das Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnis liegt bei der Dampfreformierung bei 3 bis 4 [54, 65]. Zu beachten ist hierbei, dass sich diese Kennzahl bei der Reformierung von Biogas lediglich auf den organischen Kohlenstoff (im Wesentlichen Methan), nicht aber auf das eingesetzte Kohlendioxid bezieht [35, 54].

Autotherme Reformierung

Die Autotherme Reformierung funktioniert analog zur Dampfreformierung ebenfalls mit einem CO_2 -haltigen Ausgangsgas, wobei die Dampfreformierung für Biogas als vorteilhafter gesehen wird [24, 54].

Trockenreformierung

Die Trockenreformierung von Biogas besitzt den Charme, dass das dafür notwendige CO_2 bereits im Biogas enthalten ist, siehe Abbildung 16. Allerdings ist die notwendige Technologiereife für dieses Verfahren aufgrund zu geringer Katalysatorstandzeiten derzeit (noch) nicht gegeben (siehe Kapitel 4.2.3).

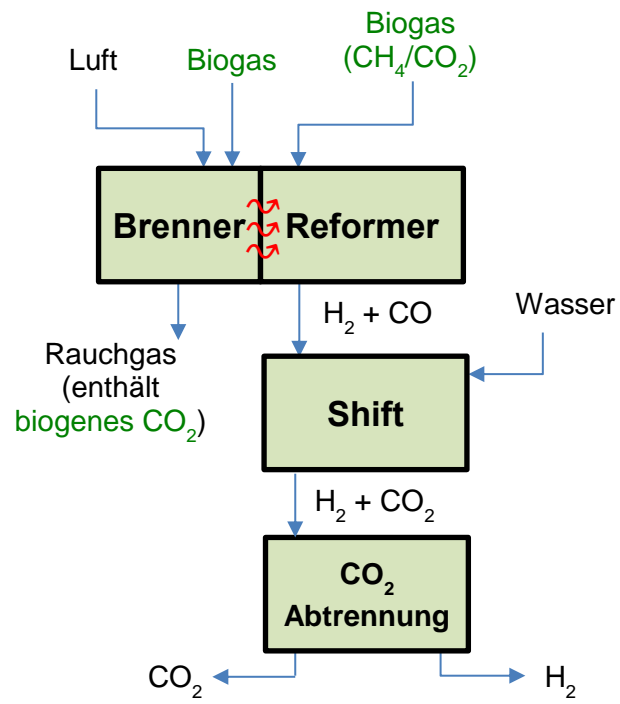


Abbildung 16 Gewinnung von Bio-Wasserstoff – Trockene Reformierung von Biogas

5. Kohlendioxid-Abscheidung und Speicherung (CCS)

Aufgrund der spätestens seit der Rio-Konferenz 1992 zunehmend ins Bewusstsein gerückten Notwendigkeit der Verringerung der THG-Emissionen, kam die Abscheidung und Speicherung von Kohlendioxid (CCS – *carbon dioxide capture and storage*) als Möglichkeit zur Reduktion von Treibhausgasemissionen auf. Die Speicherung von Treibhausgasen wurde später bereits im Kyoto-Protokoll⁷ als mögliche THG-Reduktionsoption aufgeführt.

Als erstes kommerzielles Projekt, in dem die Einleitung und (teilweise) Speicherung von CO₂ in Gesteinsschichten im großen Maßstab technisch realisiert wurde, gilt das Val Verde-Projekt: Seit 1972 wird CO₂ aus dem Roh-Erdgas der gleichnamigen Region in Texas abgetrennt und mehrere hundert Kilometer entfernt in eine Erdöllagerstätte verpresst, um die Ölausbeute zu erhöhen (tertiäre Ölgewinnung). Das erste explizit auf CO₂-Reduktion ausgelegte CCS-Projekt ist das 1996 in Betrieb gegangene Sleipner-Projekt in der norwegischen Nordsee bei dem pro Jahr ca. 0,85 Mio. t CO₂ von einem Roh-Erdgas abgetrennt und anschließend in ein Aquifer verpresst werden [67, 68].

5.1. Durchführung und Möglichkeiten der CCS

Die CCS besteht aus drei wesentlichen Teilschritten:

- *Abtrennung* des CO₂ aus einem Gas, häufig Erdgas oder Kraftwerkabgasen. Denkbar ist die Abscheidung an allen Punktquellen, an denen Ströme mit hohen CO₂-Konzentrationen anfallen (bspw. Zementwerke, Stahlwerke). Nach der Abtrennung ist meistens noch eine Aufreinigung und eine Verflüssigung des CO₂ notwendig.
- *Transport* des CO₂ zur Lagerstätte über eine Pipeline.
- *Verpressung* des CO₂ an einen Ort, von dem es über lange Zeiträume nicht zurück in die Atmosphäre gelangen kann.

Geeignete Orte für die Verpressung sind zum Beispiel:

- Erschöpfte Gas- oder Öllagerstätten oder noch genutzte Erdöllagerstätten. In letzterem Falle (tertiäre Förderung) dient das CO₂ der Erhöhung des Lagerstätten-drucks, zudem sinkt die Viskosität des Öls, da sich CO₂ darin löst [67].
- Aquifere können ebenfalls größere CO₂-Mengen aufnehmen [48].
- Eine Alternative zu geologischen Speichern bietet die ozeanische Speicherung, einer Verpressung in tiefe Meeresschichten (> 1000 m Wassertiefe) [48]. Allerdings steigt bei dieser Methode der CO₂-Gehalt in den Ozeanen. Da das CO₂-Lösungs-gleichgewicht zwischen Atmosphäre und Ozeanen derzeit sehr stark in Richtung Atmosphäre gestört ist – die Ozeane könnten bis zur Einstellung des Gleichgewichts noch mehrere tausend Gt CO₂ aufnehmen [48] – würde eine ozeanische Speicherung nicht dazu führen, dass die Aufnahmefähigkeit der Ozeane für atmosphärisches CO₂ signifikant absinken würde. Zu beachten ist jedoch, dass bereits heute der ansteigende atmosphärische CO₂-Gehalt zur Versauerung der Ozeane beiträgt. Dieser Prozess würde durch ozeanische Speicherung beschleunigt werden.

⁷ Kyoto-Protokoll, Artikel 2 Absatz (1) a) ii)

5.2. Potential von CCS

Das Potential an CCS-tauglichen Lagerstätten beträgt nach Abschätzungen von Kearns et al. weltweit 7.910 bis 55.581 Gt CO₂ [69]. Bei jährlichen CO₂-Emissionen von 36,44 Gt würden die Speicher für 200 bis 1500 Jahre reichen. Andere Abschätzungen kommen jedoch auf deutlich geringere Werte: z. B. schätzt das IPCC, dass nur zwischen 1.678 und 11.100 Gt CO₂ geologisch gespeichert werden können. Hier würden die Lagerstätten nur für 50 bis 300 Jahre reichen. Am unteren Ende der Abschätzung könnte das Potential für einen sehr weitreichenden Einsatz von CCS-Technologien knapp werden. Falls in Zukunft ersichtlich werden sollte, dass das Potential tatsächlich derart niedrig ist, sollte der Fokus beim CCS auf Lagerung unvermeidbarer (z. B. aus der Zementindustrie) und negativer CO₂-Emissionen liegen.

Zu beachten ist ebenfalls, dass sich die Lagerstätten aufgrund der erforderlichen geologischen Voraussetzungen auf bestimmte Gebiete konzentrieren, so dass nicht überall ein lokaler Zugang zu CO₂-Speichern möglich ist. Deshalb würden eventuell größere Mengen an CO₂-Transportmöglichkeiten benötigt.

Für Deutschland befinden sich potentielle CCS-Lagerstätten vor allem in Norddeutschland mit einem Schwerpunkt in Niedersachsen und in der Nordsee. Das Aufnahmepotential wird je nach Literaturquelle zwischen ca. 3 und 45 Gt CO₂ angegeben (siehe Abbildung 17).

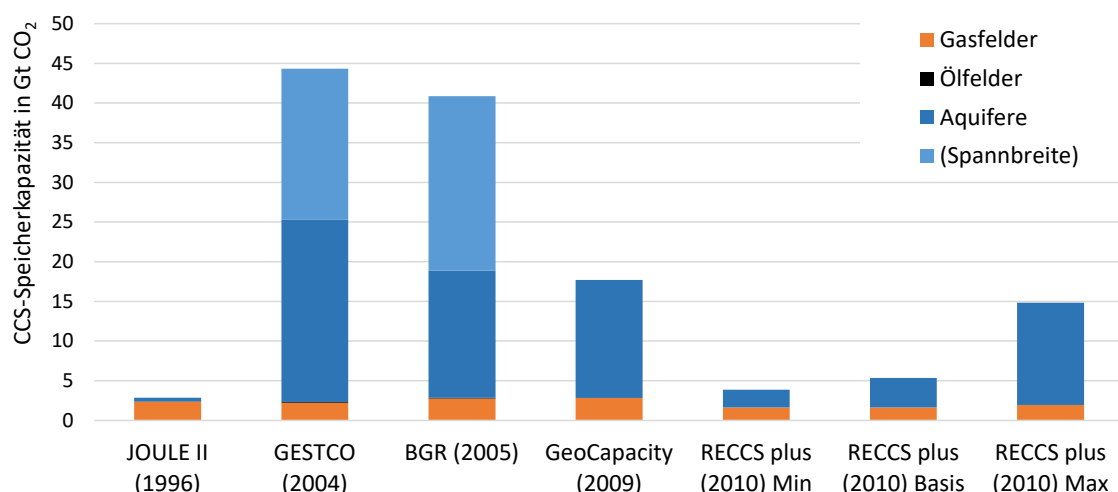


Abbildung 17 Kapazitäten für CCS in Deutschland nach verschiedenen Studien (nach [71])

Die Unsicherheit über das tatsächlich vorhandene Potential ist sehr hoch. Dem Potential stehen in Deutschland jährliche Emissionen von ca. 0,65 Gt CO₂ [70] gegenüber. Im unteren Potentialbereich könnten die Lagerstätten demnach nur die Emissionsmengen weniger Jahre aufnehmen. Das Gros der potentiellen Lagerstättenkapazitäten verteilt sich in Deutschland auf Aquifere bzw. Gaslagerstätten; Öllagerstätten bieten nur marginale Speicherkapazitäten.

6. Modellierung

6.1. Modellierung der Prozesse

Das Ziel der im Rahmen des Projektes durchgeführten Prozessmodellierung besteht in einer Kostenschätzung für die Herstellung von THG-reduziertem Wasserstoff nach den verschiedenen, in Kapitel 4 zusammengefassten Verfahren. Dabei wurde die gleiche Methodik angewendet, die DGMK-Projekt 815 entwickelt und erfolgreich für die Betrachtung von Prozessketten zur Herstellung von treibhausgasreduzierten Energieträgern und Kraftstoffen angewendet wurde [19]. Die hier vorgestellten Ergebnisse sind daher auch mit den Ergebnissen des Projektes 815 vergleichbar bzw. kombinierbar.

Dazu wurden, wie auch in Abbildung 18 dargestellt, die einzelnen Prozessschritte auf einem mittleren Komplexitätsniveau (so einfach wie möglich und so detailliert wie nötig) in Aspen Plus abgebildet. Das Hauptaugenmerk bestand darin, untereinander gut vergleichbare Ergebnisse mit einer einheitlichen Methodik zu generieren.

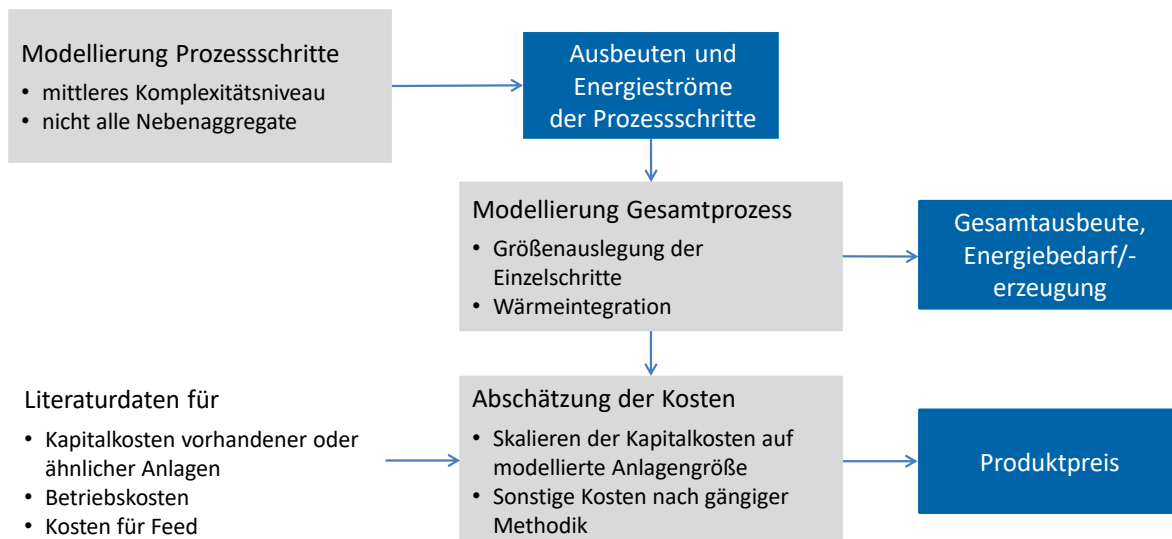


Abbildung 18 Methodik der Modellierung

Die in den Prozessmodulen ermittelten Energie- und Stoffströme wurden für den Gesamtprozess miteinander verknüpft. Die Wärmeintegration erfolgt durch eine Kopplung der Wärmeströme (Entstehung und Bedarf) auf den jeweils passenden Temperaturniveaus. Im Ergebnis erhält man die Gesamtausbeute des Prozesses, inklusive der Nebenprodukte, für die jeweils eingesetzten Roh- und Hilfsstoffe. Außerdem ergibt sich der Bedarf bzw. der Überschuss an Energie. Das schließt ggf. den Kühlbedarf ein. Aus diesen Größen können bereits die Betriebskosten mit guter Genauigkeit abgeleitet werden.

Für die Bestimmung der Kapitalkosten für die einzelnen Prozessschritte wurde auf eine Literaturrecherche zurückgegriffen, die jeweils eine Bandbreite aus bekannten bzw. abgeschätzten Kapitalkosten lieferte. In der Regel wurden die für das Modell verwendeten Werte ungefähr in der Mitte dieser Bandbreite angesetzt.

Aus den Kapital- und Betriebskosten konnte im Anschluss ein Produktpreis nach gängiger Methodik (Endwertmethode) ermittelt werden.

6.2. Kostenberechnung

6.2.1. Grundannahmen und Methodik

Die Produktpreise, die notwendig sind, um die notwendigen Kapital- und Betriebskosten zu decken, werden mit der Endwertmethode ermittelt. Rahmenbedingungen für die Schätzung sind:

- Eigenkapitalquote: 40 %
- Kalkulatorischer Zinssatz: 10 %
- Tilgung: nach 10 Jahren
- Rendite: 10 %
- Teuerungsrate: 2 % (bei Lohnkosten: 3 %)
- Versicherung: 1 % der Investkosten
- Steuern: 3 % der Investkosten
- Lebensdauer: 20 a
- Anlagengröße: 100.000 t/a (Benzinäquivalent)
entspricht 34.841 t/a Wasserstoff mit einem
Energieinhalt von 1,16 TWh (Basis Heizwert)
- Bezugsjahr: 2018

Für die Endwertmethode werden für die Lebensdauer der Anlage die in den jeweiligen Jahresscheiben anfallenden Einnahmen und Ausgaben (auch das Eigenkapital) unter Berücksichtigung der Rendite auf ihren jeweiligen Wert am Ende der Lebensdauer umgerechnet, den sogenannten Endwert:

$$EW = d \cdot (i + 1)^{n-t}$$

d..... Wert der Einnahme/Ausgabe, die im Jahr *t* stattfindet

n..... Lebensdauer der Anlage in Jahren

t Jahr für Einnahme/Ausgabe, Jahr 1 Inbetriebnahme,
Jahr *n* Lebensdauer, Eigenkapital im Jahr 0

i..... kalkulatorischer Zinssatz

EW ... Endwert

Der Produktpreis, für den die summierten Endwerte der Ausgaben und Einnahmen übereinstimmen, stellt den Mindestverkaufspreis des Wasserstoffs dar, der notwendig ist um die angenommene Rendite zu erreichen.

Die Energieangaben in dieser Studie beziehen sich im Allgemeinen auf den Heizwert. Ausnahme ist Erd- und Biogas: Für diese Einsatzstoffe wird der Brennwert verwendet.

6.2.2. Kapitalkosten

Für die betrachteten Teilprozesse werden aus der Literatur Daten zu den Kapitalkosten vorhandener oder ähnlicher Anlagen entnommen. Da diese Daten in der Regel nicht für die notwendige Größe der im Prozess betrachteten Schritte verfügbar sind, muss eine Umrechnung nach der folgenden Gleichung vorgenommen werden:

$$C_n = C \left(\frac{R_n}{R} \right)^x f_{CEPCI}$$

Dabei werden die Kapitalkosten C_n der neuen Anlage aus den Kapitalkosten C der bekannten Anlage und dem Verhältnis der Kapazitäten R_n und R der neuen bzw. bekannten Anlage bestimmt. In dieses Verhältnis geht noch ein Degressionskoeffizient χ ein, der dem Umstand Rechnung trägt, dass der Bau einer größeren Anlage spezifisch (bezogen auf die Produktionskapazität) kostengünstiger ist. Mit Hilfe des aus dem CEPCI-Preisindex [72] ermittelten Faktors f_{CEPCI} können die recherchierten Kosten vom jeweiligen Bezugsjahr auf die Kosten zum ungefähr jetzigen Zeitpunkt (Jahr 2018) umgerechnet werden. Zu beachten ist, dass in der Literatur angegebene Kapitalkosten sich auf verschiedene Projektstadien beziehen können:

- *Kosten der Anlagen* (Total Purchased Equipment Cost – TPEC)
- *Kosten der installierten Anlagen* (Total Installed Cost – TIC), beinhalten zusätzlich die Kosten zur Installation der Anlagen, samt Messinstrumente, Regelung, Verrohrung, sowie die Kosten für die genutzte Fläche und genutzte Gebäude
- *gesamte Projektkosten* (Total Project Investment – TPI), beinhalten die gesamten Kapitalkosten eines Projektes. Über das TIC hinaus sind die Kosten für Engineering, Konstruktion, Rechtsabteilung und Subunternehmer berücksichtigt, außerdem wird noch ein Sicherheitszuschlag einkalkuliert.

Die Umrechnungsfaktoren zwischen diesen Kostenarten decken jeweils eine gewisse Bandbreite ab. Nach [73] beträgt das TPI typischerweise das 1,39-fache der TIC und das 3,43-fache der TPEC. Nach [74] gibt es eine größere Bandbreite; mittlere Werte für die Umrechnungsfaktoren von TIC zu TPI sind 1,6 und für TPEC zu TPI 4,8. Letztere Werte wurden bei der Modellierung als Umrechnungsfaktoren für Literaturangaben von Kapitalkosten angesetzt. Bei der Bestimmung von Kapitalkosten für Prozesse, die derzeit technologisch (noch) nicht großindustriell eingesetzt werden, wurde die zukünftig zu erwartende Kostendegression mit Hilfe einer Lernkurve abgeschätzt. Die auf diese Weise ermittelten Kapitalkosten sollen die Kosten nach einer weitgehenden Etablierung der Technologie abbilden.

6.2.3. Betriebskosten

Die laufenden Kosten setzen sich zusammen aus Kosten für:

- Ausgangsstoffe (z. B. Biomasse),
- Elektrizität, Wärme,
- andere Betriebsstoffe (z. B. Katalysatoren),
- Wartung und Verbrauchsmaterial,
- Lohnkosten.

Jährliche Kosten für Wartung bzw. Verbrauchsmaterial sind pauschal als 7,0 % bzw. 1,05 % der Kapitalkosten der Anlage angesetzt [75]. Die anfallenden Lohnkosten können anhand von Erfahrungswerten zu den für bestimmte Produktionskapazitäten pro Einheit notwendigen Arbeitsstunden [75] und mittleren Lohnkosten [76] bestimmt werden. Hinzu kommen 20 % administrative Tätigkeiten.

Im Basisfall wurden folgende Werte angenommen:

- Erdgas⁸: 22,4 €/MWh [77]
- Biogas: 55,5 €/MWh [78]
- Biomethan: 72,5 €/MWh [78]
- Elektrizität: 50 €/MWh (Deutschland) oder 20 €/MWh (MENA – PtL)
- Wärme: aus Wärmeintegration, ggf. aus Elektrizität
- Biomasse (Holz): 18 €/MWh (= 88 €/t_{TM}) [79]
- Abwasserentsorgung: 2,5 €/t [80]
- Reinwasser: 2 €/t [80] für Elektrolyse
0,2 €/t [81] für Reformierung
- Kühlwasser: 0,09 €/t [82]
- Verkauf Elektrizität: 50 €/MWh
- Verkauf Wärme: 20 €/MWh
- CO₂-Emissionskosten: 0 €/t CO₂
- Arbeitskosten: 40,2 €/h [76]

Es wurden 8000 Jahresbetriebsstunden angesetzt. Da aufgrund des fluktuierenden Anfalls erneuerbaren Stroms der Dauerbetrieb von Elektrolyseuren für die Wasserstoffbereitstellung kaum ökonomisch darstellbar ist, wurden für einzelne Szenarien 3000 Jahresbetriebsstunden für diesen Anlagenteil angenommen.

6.3. Übersicht zu den modellierten Prozessketten

Mit dem Ziel der Bewertung der Herstellungskosten von Wasserstoff und des THG-Fußabdrucks der unterschiedlichen zugrunde liegenden Verfahrenswege, wurden die zentralen Prozesse modelliert (siehe Tabelle 2). Weitere Informationen zu Aufbau der Module, festgelegten Parametern und getroffenen Annahmen sind in den Anhängen 1 und 3 verfügbar.

Für das Modell zur Erzeugung von grünem Wasserstoff aus erneuerbarem Strom wurde die Alkalische Elektrolyse zugrunde gelegt (Kapitel 4.1), da dieses Verfahren bereits heute im größeren Maßstab in der Technik etabliert ist. Das Modell wurde bereits im DGMK-Projekt 815 entwickelt [19].

Die Betrachtungen zur Gewinnung von grauem, blauen und Bio-Wasserstoff aus Biogas basieren auf der Annahme, dass in diesem Bereich zukünftig bereits großtechnisch etablierte Reformierprozesse (Dampf- und Autotherme Reformierung, siehe Kapitel 4.2.1, 4.2.2 bzw. 4.5.2) zur Anwendung kommen werden. Daher wurden diese beiden Prozesse in Aspen Plus modelliert. Die Methanpyrolyse wurde hier aufgrund der noch nicht gegebenen technischen Reife nicht betrachtet (Kapitel 4.4). Die zur Verringerung der THG-Emissionen notwendige Abscheidung von CO₂ aus dem Gas und die anschließende Reinigung und Verdichtung des CO₂ wurde in einem separaten Modul hinterlegt. Als Stofftrennprozess wurde die Monoethanolamin(MEA)-Wäsche gewählt (Kapitel 4.3). Diese ist industriell etabliert und wird bereits in CCS-Anwendungen verwendet. Sowohl Transport des CO₂ als auch die eigentliche Verspressung in einer CCS-Lagerstätte wurden hingegen nicht betrachtet.

⁸ Industriepreis 2020

Zur Betrachtung der Herstellung von Bio-Wasserstoff aus Biomasse (Kapitel 4.5.1) wurde das im DGMK-Projekt 815 erstellte Modell für die Biomassevergasung (Partialoxidation – POx) verwendet.

Tabelle 2 Überblick über modellierte Prozessmodule

Modul	Eingang	Ausgang	Typ	Quellen
Elektrolyse	Reinwasser, e-Strom	Wasserstoff, Sauerstoff	Stoff-/Energieströme basierend auf Literaturdaten	[7] [27] [80] [83] [84] [85] [86] [87] [88]
Dampfreformierung	Erdgas/Biogas, Wasser	Wasserstoff, CO ₂ -haltiges Restgas	Modell in Aspen Plus	[37] [41] [42] [43] [55] [81] [89] [90] [91] [92] [93] [94] [95]
Autotherme Reformierung	Erdgas/Biogas, Wasser	Wasserstoff, CO ₂ -haltiges Restgas	Modell in Aspen Plus	[31] [37] [39] [41] [42] [89]
CO ₂ -Abscheidung, Reinigung und Verdichtung	CO ₂ -haltiger Gasstrom	CO ₂ , Restgas	Modell in Aspen Plus	[41] [50] [96] [97] [98] [99] [100] [101] [102] [103]
Wirbelschichtvergasung	Biomasse	Synthesegas (Wasserstoff, Kohlenmonoxid)	Modell in Aspen Plus	[32] [73] [74] [80] [104] [105] [106] [107] [108]

6.4. Transport

6.4.1. Transport von Wasserstoff

Vor dem Hintergrund des relativ großen Aufwands eines Wasserstofftransports [109, 110] und Plänen grünen Wasserstoff aus der MENA-Region zu importieren [86], wurden die Transportkosten für Wasserstoff modelliert. Die Vorgehensweise und Randbedingungen entsprachen den in den Kapiteln 6.2.1 bis 6.2.3 beschriebenen. Die dafür notwendigen Kapitalkosten und Betriebsparameter wurden der Literatur entnommen [86, 109] und sind in Anlage 2 aufgeführt. Die im Rahmen des Modells berücksichtigten Transportmöglichkeiten sind:

- Lkw – flüssiger Wasserstoff
- Schiff (inkl. Import- und Exportterminal) – flüssiger Wasserstoff
- Pipeline – gasförmiger Wasserstoff
- Verteilnetz – gasförmiger Wasserstoff

In Abbildung 19 sind die beiden Modelle für den Transport von Wasserstoff schematisch dargestellt. Der erste Weg (Abbildung 19 oben) ist der Transport per Lkw und, falls die Strecke nicht zu kurz ist und es die geografischen Gegebenheiten zulassen, per Schiff. Dafür wird der Wasserstoff zunächst verflüssigt, im Anschluss zu einem Terminal, welches den Wasserstoff von 10 Produktionsanlagen für die Beladung auf Schiffe vorhält,

transportiert. Im Importhafen steht ebenfalls ein Terminal, von dem der flüssige Wasserstoff per Lkw zu den einzelnen Verbrauchern (z. B. Wasserstofftankstellen) geliefert wird.

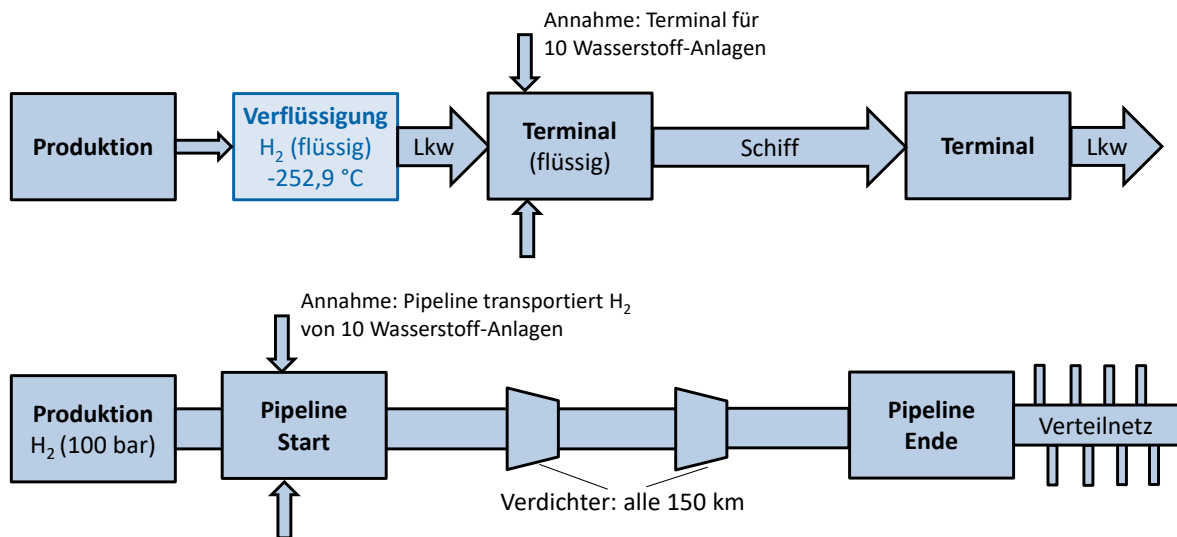


Abbildung 19 Schema für die Modellierung des Transports (Pipeline/Schiff und Verteilung)

Alternativ wurde der Transport von Wasserstoff per Pipeline betrachtet. Der ebenfalls von 10 Anlagen produzierte Wasserstoff wird in diesem Falle gasförmig transportiert. Um den Druck in der Pipeline aufrechtzuerhalten sind im Abstand von 150 km Verdichterstationen vorgesehen, die den Druckverlust ausgleichen. Am Ende der Pipeline wird der Wasserstoff über ein Verteilnetz an die Verbraucher weitergeleitet.

6.4.2. Transport von Kohlendioxid

Im Modell wurde der Transport von CO₂ nicht berücksichtigt. Dieser würde bei der CCS-Technologie jedoch notwendig werden, wenn sich die Produktionsanlage zur Gewinnung von blauem Wasserstoff nicht in direkter Nähe zur CCS-Lagerstätte befindet.

Die Kosten für den CO₂-Transport sind sehr wahrscheinlich niedriger als die für den H₂-Transport. Pipelines für CO₂ sind nach Schoots et al. günstiger als Pipelines für H₂ zu errichten, weil bei Letzteren durch die große Flüchtigkeit von Wasserstoff ein höherer Aufwand bei der Verbindung der einzelnen Pipelinesegmente notwendig ist [111]. Für den Transport von jährlich 1 Mio. t CO₂ über eine Strecke von 200 km sind Kosten von ca. 7 \$/t CO₂ abgeschätzt worden [112].

6.5. THG-Fußabdruck

Da bei der Verbrennung von Wasserstoff lediglich Wasser gebildet wird, das selbst kein permanentes Treibhausgas ist, sind alle THG-Emissionen bei der Verwendung von Wasserstoff in der Vorkette sowie im Transport zu finden. Sie setzen sich zusammen aus:

- Emissionen während der *Gewinnung* des Energieträgers, also Erdgas, Biogas, Biomasse oder erneuerbarer Strom. Bei Erdgas, aber auch bei Biogas, können insbesondere durch Methan-Leckagen große THG-Emissionen verursacht werden, da Methan ein starkes Treibhausgas ist; es wirkt 25-mal so stark wie Kohlendioxid

(IPCC AR4 [113]). Zusätzlich spielen weitere Upstream-Emissionen und der Transport des Erdgases zum Nutzungsort eine Rolle.

Bei Biogas spielen Emissionen in der Landwirtschaft eine große Rolle. Durch Vermeidung von Methanemissionen, die bei der Güllelagerung entstehen würden, werden für Biogas aus Gülle negative CO₂-Emissionen angesetzt [114]. In Tabelle 3 sind genutzte Standardwerte für die Gewinnung der verschiedenen Energieträger aufgeführt.

- Emissionen, die bei der *Herstellung* von Wasserstoff freierwerden. Bei grauem Wasserstoff wird bei der Reformierung der Kohlenstoff im Methanmolekül in Form von CO₂ abgespalten und emittiert. Dieser Kohlenstoff ist fossilen Ursprungs und wird demzufolge als THG-Emission gewertet:

Bei blauem Wasserstoff wird ein großer Teil des CO₂ abgetrennt und verpresst, so dass dieser Teil nicht in die Atmosphäre gelangt, also auch keine THG-Emission darstellt.

Im Falle des biogenen Wasserstoffs wird bei der Herstellung von Wasserstoff der gebundene Kohlenstoff als CO₂ frei, welches jedoch vor relativ kurzer Zeit durch Photosynthese aus der Atmosphäre entnommen wurde, so dass der CO₂-Kreislauf durch Freisetzung und Bindung geschlossen ist. Weitere Emissionen können jedoch durch Nutzung von fossilen Energieträgern zur Energiebereitstellung oder emissionsbehafteten Hilfsstoffen bei der Herstellung entstehen.

Grüner Wasserstoff aus Elektrolyse verursacht während der Herstellung keine nennenswerten CO₂-Emissionen, da bei der Elektrolyse lediglich Wasserstoff und Sauerstoff entstehen.

- Im Falle des Imports, insbesondere von grünem Wasserstoff, müssen zusätzlich auch die CO₂-Emissionen, die beim *Transport* verursacht werden, Berücksichtigung finden.

Für die verschiedenen genutzten Energieträger sind die für die Modellierung verwendeten THG-Emissionen in CO₂-Äquivalent bezogen auf den Energieinhalt in Tabelle 3 angegeben. Für Erdgas und Biogas werden auftretende Methan-Leckagen gesondert berücksichtigt. Die bei Erdgas zusätzlich betrachtete Methan-Leckage wurde mit 0,7 % vom eingesetzten Erdgas angenommen [114]. Für Biogas existieren Angaben von 0,45 % bis 1 % diffusen Emissionen [115], der Vergleichbarkeit halber wurde ebenfalls ein Wert von 0,7 % angenommen.

Tabelle 3 Spezifische THG-Emissionen – Berechnungsgrundlage

Eingangsstrom	spezifische THG-Emissionen in CO ₂ -Äq./MJ	Quellen
Windkraft (Deutschland)	6,7	[116]
PV (MENA)	6,7	[116]
Wasserkraft (Norwegen)	11,1	[116]
Strommix (Deutschland)	111,4	[117]
Restholz	0,7	[118]
Erdgas (nur Upstream-Emissionen)	5,2	[114]
Biogas (Bioabfälle)	7,2	[114]
Biogas (Gülle)	-86,5 ⁹	[114]
Biogas (Klärschlamm)	20,2	[114]
Biogas (Mais)	24,3	[114]
Diesel (Lkw-Transport)	89,4	¹⁰
Schweröl (Schiffstransport)	94,5	[119]
Monoethanolamin (MEA) ¹¹	799	[120]

⁹ Negativer Wert aufgrund vermiedener Methan-Emissionen bei alternativer Nutzung in der Landwirtschaft

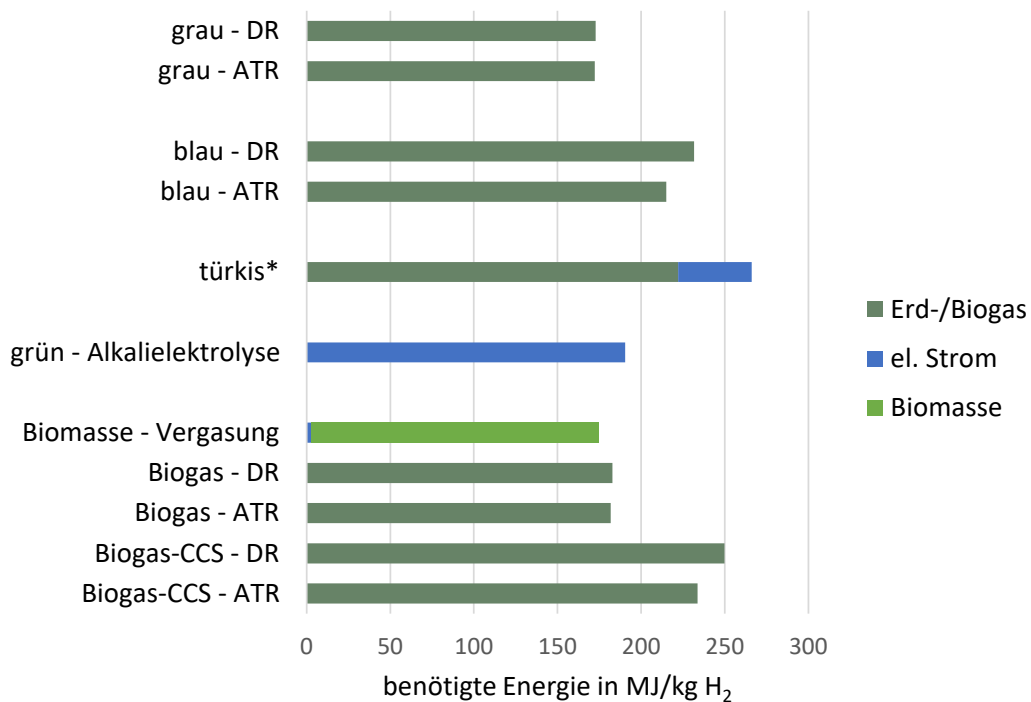
¹⁰ Die angegebenen spezifischen THG-Emissionen von Dieselmotoren entsprechen dem Standardwert nach 38. BImSchV (94,1 g CO₂-Äq./MJ), der, gemäß der geforderten THG-Einsparquote für 2020, um 6 % verringert wurde.

¹¹ Aus für die Herstellung stöchiometrisch benötigter Ammoniakmenge abgeschätzt

7. Ergebnisse der Prozessmodellierung

7.1. Energieaufwand

Auf der Basis der Enthalpie- und Stoffbilanzen konnte der spezifische Energiebedarf zur Herstellung von Wasserstoff für die verschiedenen Pfade berechnet und verglichen werden (Abbildung 20). Für türkisarbenen Wasserstoff wurden Werte aus der Literatur herangezogen [121].



* nach Literaturangaben [121]

Abbildung 20 Modellierter notwendige Energiemenge für die Produktion von 1 kg Wasserstoff (DR – Dampfreformierung; ATR – Autotherme Reformierung)

Es kristallisieren sind zwei Gruppen heraus: Zum einen sind das die Herstellungspfade ohne Abscheidung von CO₂, die einen Energieaufwand von ca. 170 bis 190 MJ pro kg Wasserstoff erfordern (grauer sowie biogener Wasserstoff). Für die Pfade, bei denen CO₂ oder Kohlenstoff abgeschieden werden, beträgt der Bedarf dagegen 215 bis 260 MJ pro kg Wasserstoff. Die Abscheidung von CO₂ ist also mit einem substantiellen energetischen Mehraufwand verbunden. Der zusätzliche Bedarf ist bei der Autothermen Reformierung (ATR) kleiner als bei der Dampfreformierung. Zur Einordnung: Wasserstoff selbst besitzt einen Energiegehalt von 141,8 MJ/kg (Brennwert), bzw. 119,2 MJ/kg (Heizwert).

Die Erzeugung von türkisarbenem Wasserstoff ist besonders energieintensiv. Der als Koppelprodukt entstehende elementare Kohlenstoff enthält allerdings substantielle Mengen an chemisch gebundener Energie. Kann diese einer sinnvollen Nutzung zugeführt werden, besitzt dieser Prozess im Vergleich den höchsten energetischen Wirkungsgrad.

Biogas enthält neben Methan erhebliche Mengen an CO₂, das bei der Reformierung zu einem Energie-Mehraufwand führt.

7.2. Kostenabschätzung

Die Kostenmodellierung erfolgte anhand der Annahmen in Kapitel 6.2 mit den im technischen Anhang 1 beschriebenen Modellen. Wichtige Eckdaten der Modellierung (siehe Kapitel 6.2.1) sind eine Anlagengröße von 100.000 t/a Benzinäquivalent, welche einer Wasserstoffmenge von ca. 35.000 t/a entsprechen, ein Erdgaspreis von 2,24 ct/kWh, ein Biogaspreis von 5,55 ct/kWh, und einem Zinssatz von 10 %. Der Strompreis wurde je nach Szenario zwischen 20 und 105 €/MWh variiert.

7.2.1. Grauer Wasserstoff

Die Modellierung für die Erzeugung von grauem Wasserstoff durch Dampfreformierung ergab Kosten von 1,72 €/kg H₂, über den Weg der Autothermen Reformierung von 2,03 €/kg H₂. Der Grund für die höheren Preise ist, dass Anlagen für die Autotherme Reformierung in dieser Größenordnung höhere Investitionskosten erfordern als Anlagen für die Dampfreformierung. Abbildung 21 verdeutlicht, dass ein Großteil der Kosten von grauem Wasserstoff durch den Erdgaspreis verursacht wird.

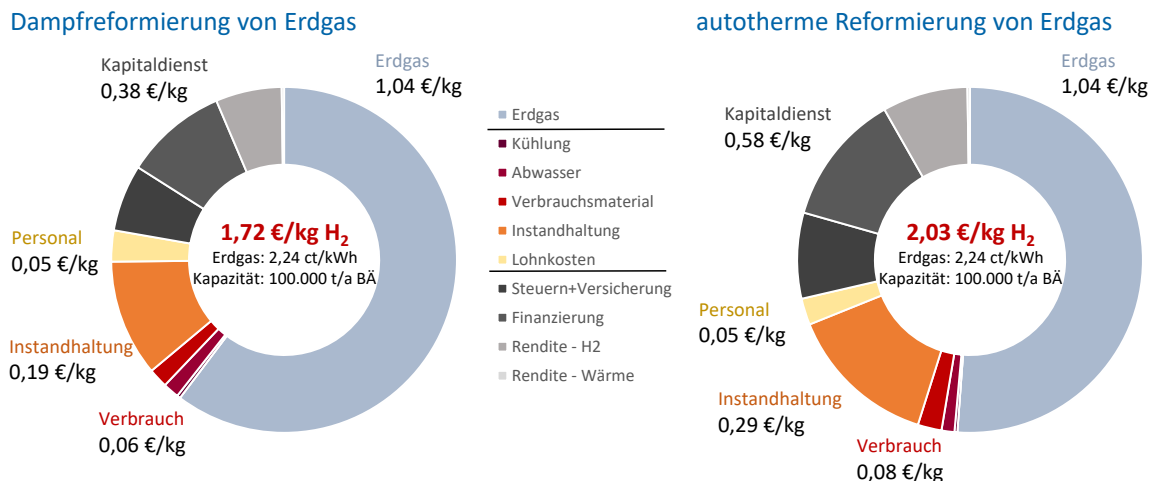


Abbildung 21 Preise – Grauer Wasserstoff (Anlagenkapazität 100.000 t/a Benzinäquivalent, entsprechend ca. 35.000 t/a Wasserstoff)

Die Sensitivitätsanalysen (

Abbildung 22 und Abbildung 23) bestätigen den großen Einfluss des Erdgaspreises. Zudem spielen auch die Kapitalkosten eine große Rolle sowohl indirekt über die Anlagengröße, als auch direkt über einen variierten Faktor, der die Unsicherheit der abgeschätzten Kapitalkosten darstellen soll.

Der Einfluss der Anlagengröße und der Kapitalkosten auf den Preis ist bei der Autothermen Reformierung stärker ausgeprägt (vgl. Abbildungen 22 und 23). Ein weiterer wichtiger Einfluss bei grauem Wasserstoff sind eventuell anfallende CO₂-Emissionskosten, die den grauen Wasserstoff relativ stark verteuern würden.

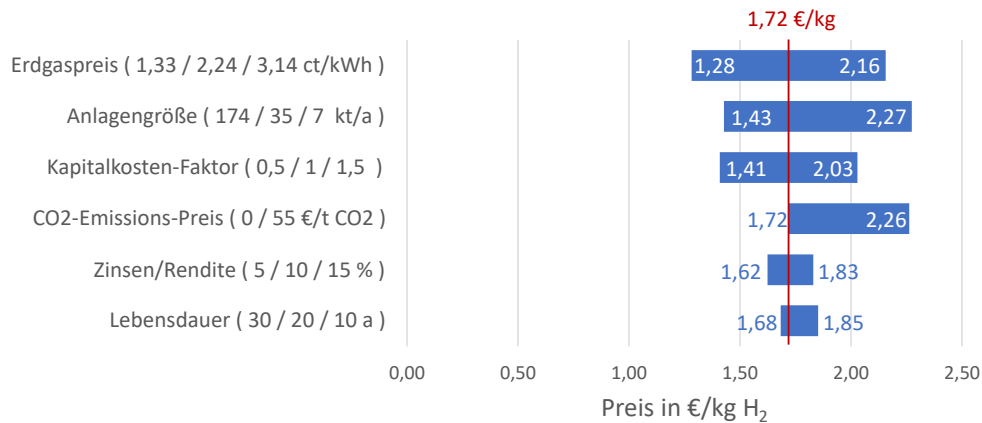


Abbildung 22 Sensitivitätsanalyse – Grauer Wasserstoff aus Dampfreformierung

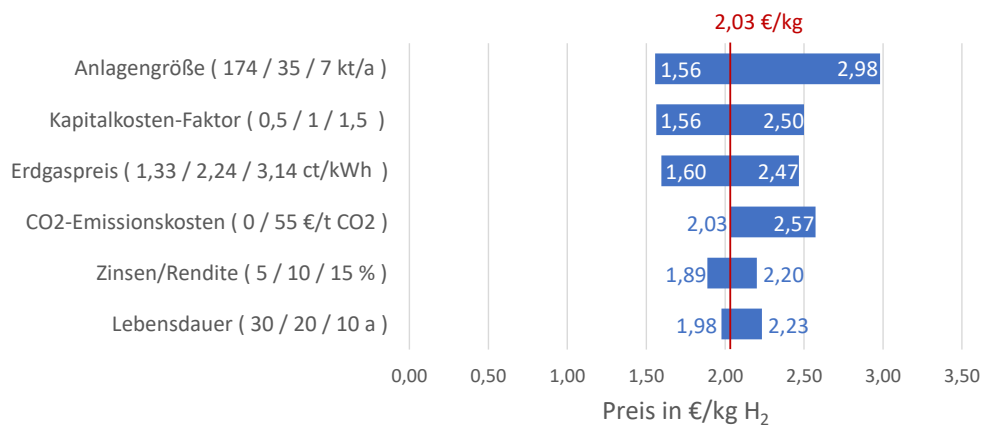


Abbildung 23 Sensitivitätsanalyse – Grauer Wasserstoff aus Autothermer Reformierung

7.2.2. Blauer Wasserstoff

Aufgrund des Aufwandes zur CO₂-Abscheidung ist blauer Wasserstoff teurer als die graue Variante. Dies wird in einer Gegenüberstellung der Kosten beider Verfahren in Abbildung 24 deutlich. Die Kosten für blauen Wasserstoff liegen mit mehr als 2,70 €/kg deutlich über denen für grauen Wasserstoff.

Die CO₂-Abscheidung gestaltet sich bei der Autothermen Reformierung deutlich einfacher, da das Gas dort in höherer Konzentration vorliegt (siehe Technischer Anhang 1), aus diesem Grund ist der Preis für blauen Wasserstoff aus der Autothermen Reformierung günstiger als aus der Dampfreformierung. Dies wird auch deutlich, wenn der in Abbildung 25 dargestellte Preis für die CO₂-Entfernung¹² herangezogen wird. Dieser beträgt im Basisfall 146 €/t CO₂ bei der Dampfreformierung und 89 €/t CO₂ bei der Autothermen Reformierung. Die Anlagengröße und der Erdgaspreis haben substantziellen Einfluss auf die Kosten für die CO₂-Entfernung.

¹² Entspricht dem jeweiligen CO₂-Emissionspreis für den Preisparität zwischen grauen und blauem Wasserstoff herrscht.

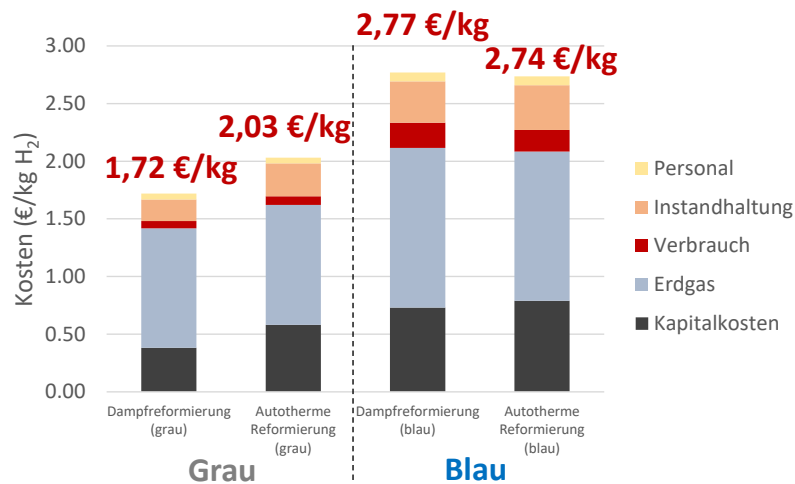


Abbildung 24 Preise – Grauer Wasserstoff im Vergleich zu blauem Wasserstoff (Anlagenkapazität 100.000 t/a Benzinäquivalent, entsprechend ca. 35.000 t/a Wasserstoff)

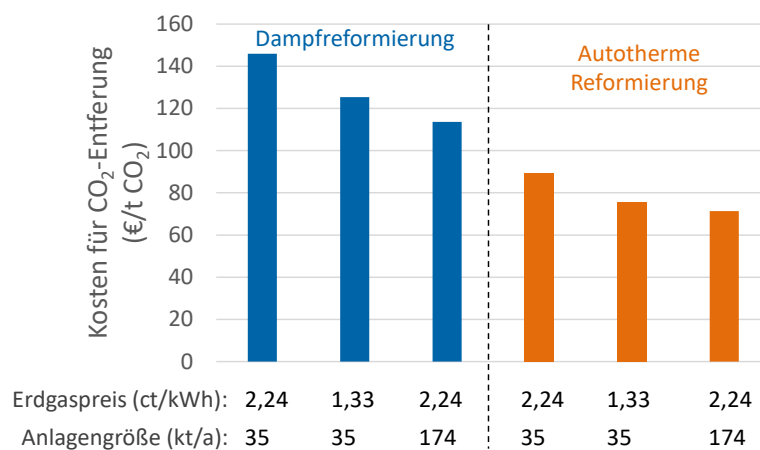


Abbildung 25 Vergleich der jeweiligen Kosten für die CO₂-Entfernung für blauen Wasserstoff mit der jeweils korrespondierenden Technologie für grauen Wasserstoff für verschiedene Erdgaspreise und Anlagengrößen

7.2.3. Grüner Wasserstoff

Der Preis von grünem Wasserstoff (Abbildung 26) liegt mit knapp 6 €/kg H₂ deutlich über den modellierten Preisen für blauen oder grauen Wasserstoff. Dabei ist für die Kapitalkosten schon ein gewisser Entwicklungsstand gegenüber dem aktuellen Stand angenommen worden. Es ist klar ersichtlich, dass die Stromkosten von 105 €/MWh den Preis bestimmen.

In anderen Regionen (siehe Abbildung 27) könnte grüner Wasserstoff günstiger erzeugt werden. In den Modellrechnungen werden Preise von 2,67 €/kg H₂ für das Szenario „Norwegen“ mit Strompreisen von 30 €/MWh und ca. 5 €/kg H₂ für das Szenario „Marokko“ mit Strompreisen von 20 €/MWh erreicht. In diesen Preisen sind die Kosten für den sehr aufwendigen Transport des Wasserstoffs bereits enthalten.

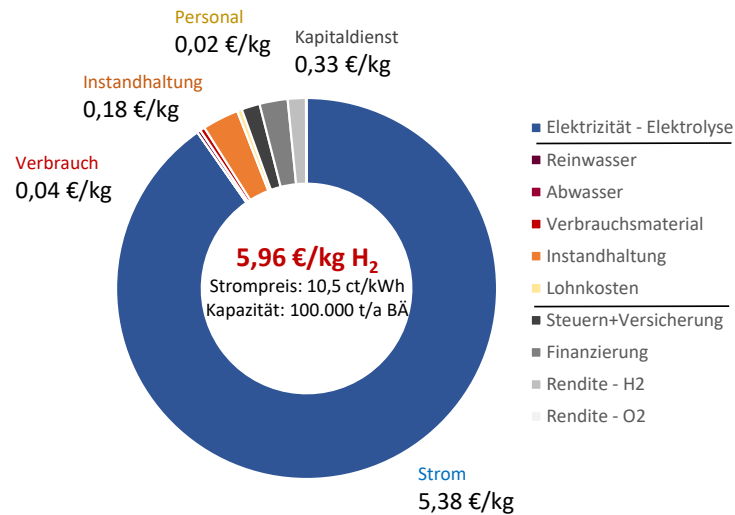


Abbildung 26 Preis – Grüner Wasserstoff (Anlagenkapazität 100.000 t/a Benzin-äquivalent, entsprechend ca. 35.000 t/a Wasserstoff, Strompreis 105 €/MWh)

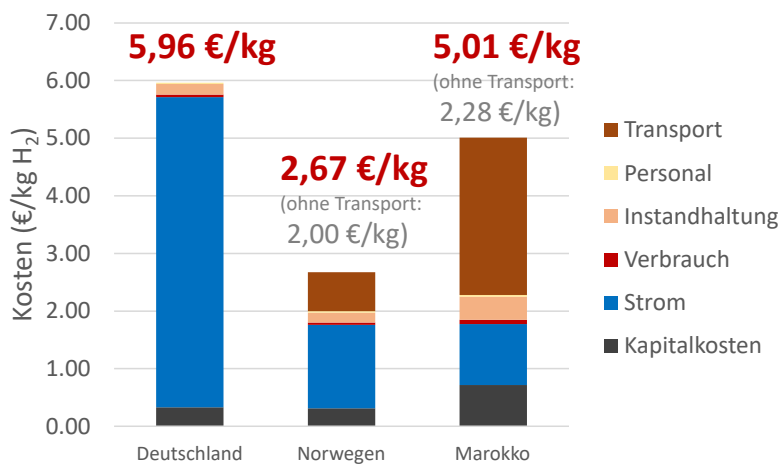


Abbildung 27 Preise – Grüner Wasserstoff für verschiedene Szenarien (Anlagenkapazität 100.000 t/a Benzinäquivalent, entsprechend ca. 35.000 t/a Wasserstoff, Strompreise: Deutschland – 105 €/MWh, Norwegen – 30 €/MWh, Marokko – 20 €/MWh)

7.2.4. Bio-Wasserstoff

Bio-Wasserstoff kann auf viele Arten gewonnen werden, in dieser Studie wurde die Herstellung über die Vergasung von Biomasse, die Dampfreformierung und die Autotherme Reformierung von Biogas – auch mit Abscheidung von CO₂ für CCS – modelliert. Die Preise für Wasserstoff aus der Biomassevergasung sind in Abbildung 28 und für die der Biogas-Reformierungsprozesse in Abbildung 29 dargestellt.

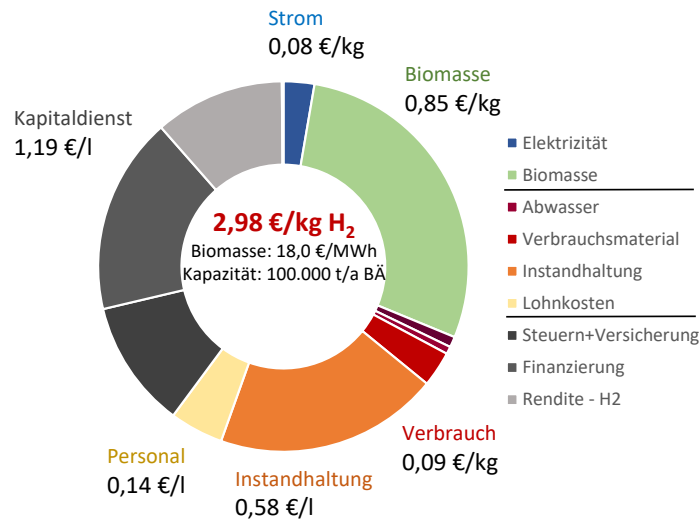


Abbildung 28 Preis – Bio-Wasserstoff (Anlagenkapazität 100.000 t/a Benzinäquivalent, entsprechend ca. 35.000 t/a Wasserstoff, Biomassepreis 18 €/MWh)

Der modellierte Preis für Bio-Wasserstoff (Abbildung 28) aus der Vergasung von Biomasse liegt bei ca. 3 €/kg H₂. Ein großer Anteil der Kosten liegt in den Kapitalkosten für Biomassevergasung. Die Kosten für die Biomasse wurden mit 18 €/MWh (entspricht ca. 88 €/t Trockenmasse) relativ niedrig angesetzt.

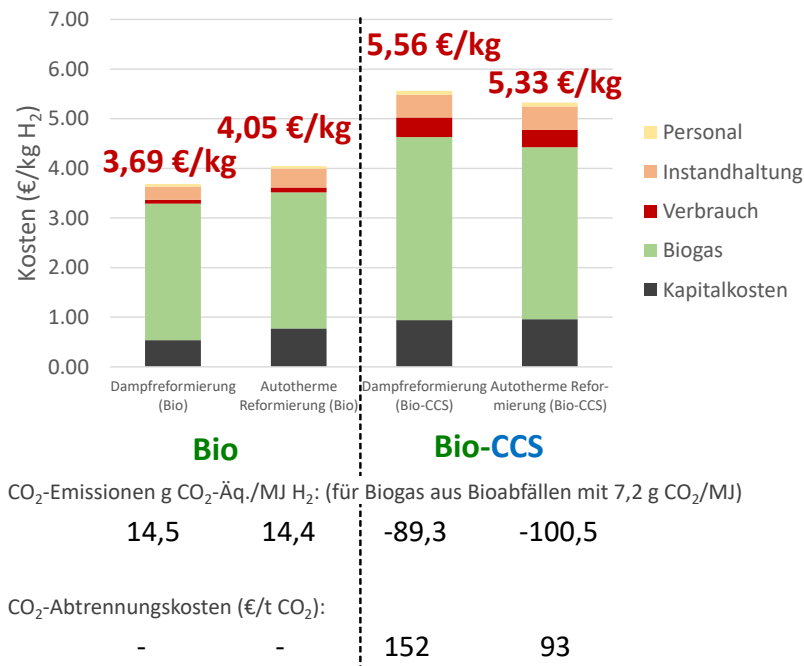


Abbildung 29 Preise, CO₂-Emissionen und CO₂-Abtrennungskosten – Bio-Wasserstoff aus Reformierung von Biogas, mit und ohne Abscheidung von CO₂ (Anlagenkapazität 100.000 t/a Benzinäquivalent, entsprechend ca. 35.000 t/a Wasserstoff, Biogaspreis 5,55 ct/kWh).

In Abbildung 29 sind die Kosten für Bio-Wasserstoff aus der Biogas-Reformierung für beide betrachteten Technologien jeweils für den Fall mit Abtrennung und Verspressung des CO₂ sowie ohne Abtrennung dargestellt. Die Preise liegen mit 3,69 €/kg H₂ über denen der

modellierten Biomassevergasung. Würde das Biogas zu Biomethan – mit einem Preis von 7,25 ct/kWh – aufgewertet und im Anschluss reformiert werden, würde sich ein etwas höherer Preis von 4,13 €/kg H₂ ergeben.

Die Haupteinflussgröße, wie auch die Sensitivitätsanalyse für die Dampfreformierung (s. Abbildung 30) zeigt, ist der Preis für das eingesetzte Biogas. Mit günstigerem Biogas könnten auch Preise von ca. 3 €/kg H₂ erreicht werden.

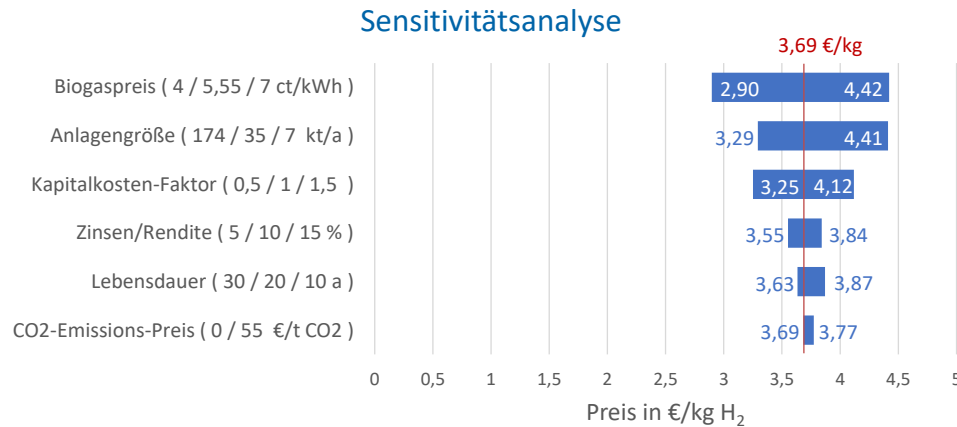


Abbildung 30 Sensitivitätsanalyse – Bio-Wasserstoff aus Dampfreformierung von Biogas

Auch die Anlagengröße ist bedeutsam, insbesondere vor dem Hintergrund, dass das Biogas einer typischen Biogasanlage (2 MW elektrische Leistung) nur für die Produktion von ca. 350 t/a Wasserstoff ausreicht. Eine derart kleine Anlage hätte im Modell einen Preis von 6,89 €/kg H₂ zur Folge. Für eine wirtschaftliche Erzeugung von Bio-Wasserstoff bietet es sich daher an, das Biogas mehrerer Anlagen zentral zu verarbeiten. In diesem Fall müssen zusätzlich anfallende Kosten für den Transport von Wasserstoff oder Biomasse mitbetrachtet werden.

Mit Hilfe von Bio-CCS können negative Emissionen (siehe Abbildung 29 und Kapitel 4.5) erreicht werden, allerdings steigen die Preise für die Wasserstoffherzeugung in diesem Fall auf 5,33 bis 5,56 €/kg H₂ an. Wie auch bei der Gewinnung von Wasserstoff aus Erdgas ist bei der Nutzung von CCS die Autotherme Reformierung etwas günstiger.

Im Folgenden sollen die auf Basis der verschiedenen Modelle ermittelten Wasserstoff-Bereitstellungskosten miteinander verglichen werden (siehe Abbildung 31): Im Vergleich zum günstigen grauen Wasserstoff (knapp 2 €/kg H₂) sind die THG-reduzierten Alternativen mit Preisen von 2,70 €/kg H₂ bis knapp 6 €/kg H₂ erheblich teurer. Das schließt – in Abhängigkeit vom zu Grunde gelegten Strompreis – insbesondere auch den grünen Wasserstoff ein. Um diesen Herstellungsmöglichkeiten eine wirtschaftliche Perspektive zu geben, sind geeignete wirtschaftspolitische Rahmenbedingungen erforderlich. Diese könnten in Zukunft beispielsweise durch eine stärkere CO₂-Bepreisung bzw. die Einführung einer Quote für treibhausgasreduzierten Wasserstoff geschaffen werden.

Im Modell ist blauer Wasserstoff etwas günstiger als die anderen Alternativen, dies ist jedoch stark vom angenommenen Strom-, Erdgas- und Biomassepreis abhängig. Der Aufpreis von grauem gegenüber blauem Wasserstoff liegt bei ca. 100 €/t CO₂. Bei einer CO₂-Bepreisung oberhalb dieses Wertes kann die Produktion von blauem Wasserstoff rentabel werden. Die Autotherme Reformierung bietet bei der Gewinnung von blauem Wasserstoff gewisse Vorteile gegenüber der Dampfreformierung (Kapitel 4.2).

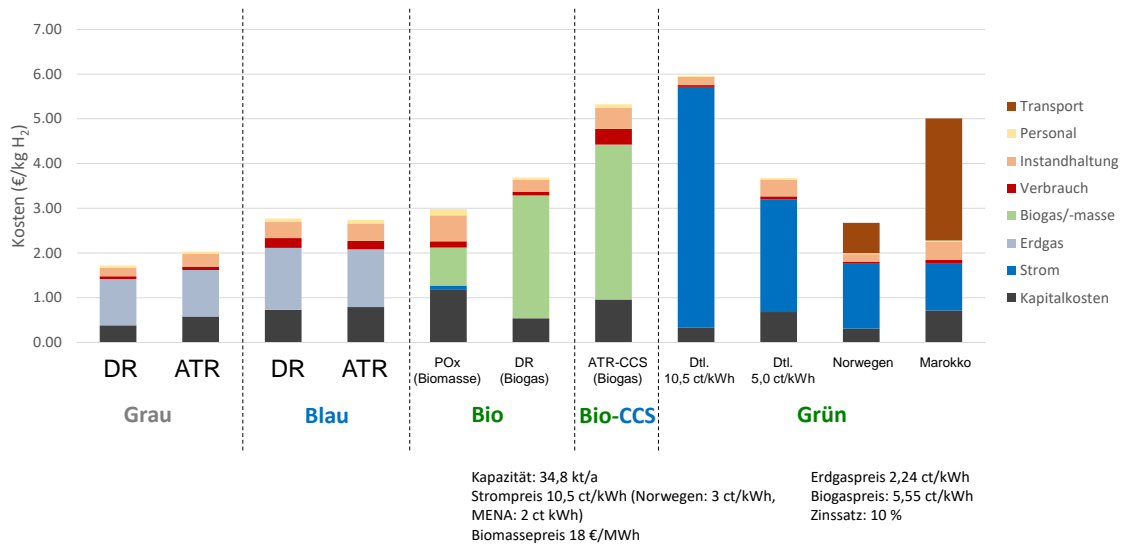


Abbildung 31 Wasserstoff-Bereitstellungskosten für verschiedene Produktionspfade

Die Bereitstellungskosten von grünem Wasserstoff werden überwiegend durch den Preis des für die Wasser-Elektrolyse verwendeten erneuerbaren Stroms beeinflusst. Bei dem in Deutschland zu erwartendem Preisniveau von mindestens 5 ct/kWh für erneuerbaren Strom wird grüner Wasserstoff wahrscheinlich mit mindestens 4 €/kg H₂ sehr teuer bleiben. In Gunstregionen könnte grüner Wasserstoff zu deutlich niedrigeren Bereitstellungskosten von ca. 2 €/kg H₂ produziert werden. Jedoch verursacht der Transport von Wasserstoff über lange Strecken hohe zusätzliche Kosten.

Wird, wie in Abbildung 32, ein fiktiver zukünftiger CO₂-Emissionspreis von 200 €/t CO₂ berücksichtigt, verteuert sich dadurch grauer Wasserstoff als die THG-reduzierten Alternativen.

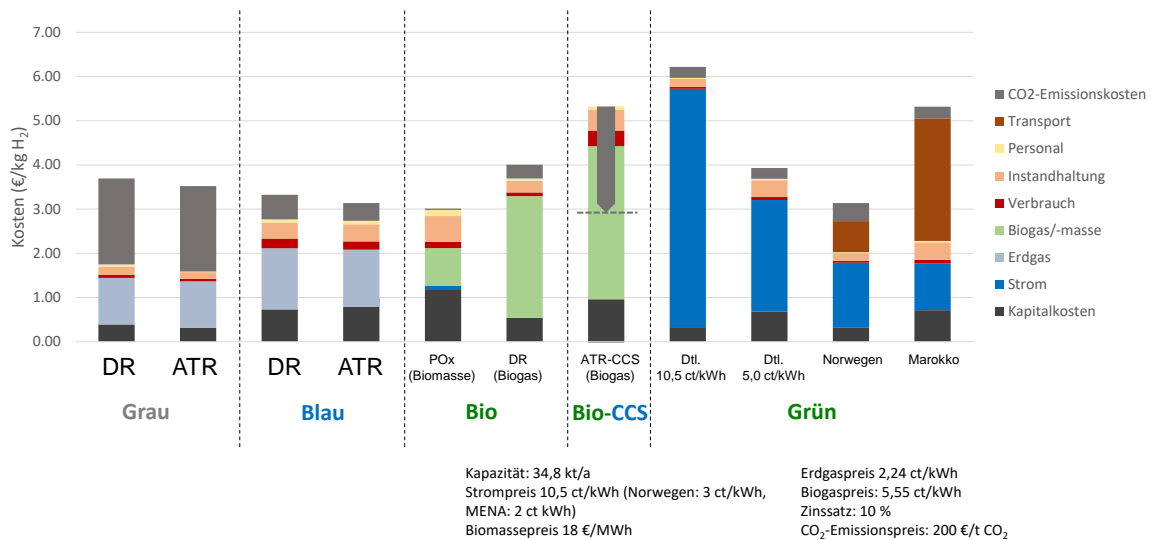


Abbildung 32 Wasserstoff-Bereitstellungskosten für verschiedene Produktionspfade inklusive einem CO₂-Emissionspreis von 200 €/t CO₂

Aufgrund der negativen Emissionen bei der Bio-CCS-Technologie kann sie in diesem Szenario, trotz ihres hohen Grundpreises, Wirtschaftlichkeit erlangen. Dies unterstreicht die starke Lenkungswirkung, die mit einer CO₂-Bepreisung auf vergleichsweise hohem Niveau erreichbar ist.

7.3. THG-Emissionen, Sensitivitätsanalyse – Grauer und blauer Wasserstoff

In Abbildung 33 sind die sich anhand der Modelle ergebenden CO₂-Emissionen für die verschiedenen Pfade der Wasserstoffgewinnung dargestellt. Als Referenz wurde der Standardwert von 104,3 g CO₂-Äq./MJ für Wasserstoff aus der Dampfreformierung von Erdgas nach Anlage 2 38. BImSchV den berechneten Werten gegenübergestellt.

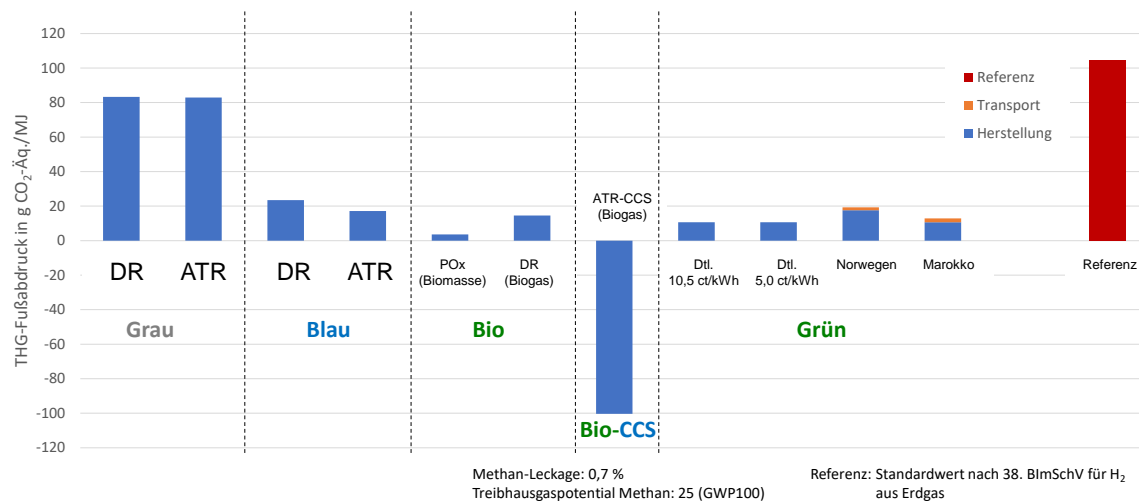


Abbildung 33 THG-Emissionen für verschiedenen Pfade der Wasserstoffherzeugung

Die berechneten Emissionen für grauen Wasserstoff liegen inklusive den im Modell angenommenen Leckageverlusten (0,7 % des eingesetzten Erdgases) bei 83 g CO₂-Äq./MJ und damit etwas niedriger als der Referenzwert, dem ungünstigere Annahmen zugrunde liegen. Abbildung 31 zeigt deutlich, dass alle betrachteten Alternativen eine signifikante THG-Reduktion ermöglichen, eine vollständige Vermeidung ist jedoch nicht möglich. Die verbleibenden Emissionen liegen bei ca. 5 bis 20 g CO₂-Äq./MJ. Ursache dafür sind die mit der Förderung von Erdgas, dem Anbau von Biomasse und der Erzeugung von erneuerbarem Strom verbundenen Emissionen. Außerdem wird bei blauem Wasserstoff nicht das gesamte CO₂ abgeschieden. Für Bio-CCS-Verfahren sind negative Emissionen von ca. -100 g CO₂-Äq./MJ erreichbar.

Grüner Wasserstoff weist nur dann geringe Treibhausgas-Emissionen im Bereich von ca. 10 g CO₂-Äq./MJ auf, wenn dieser aus erneuerbarem Strom gewonnen wird. Bei Erzeugung aus dem heutigen deutschen Strommix (2019) würden sich Emissionen von 176,8 g CO₂-Äq./MJ ergeben, die weit über dem Referenzwert liegen. Findet die Gewinnung von grünem Wasserstoff im Ausland statt (Szenarien „Norwegen“ und „Marokko“), dann ist mit einer Verminderung der THG-Reduktionspotentials zu rechnen, da zusätzliche Energieaufwendungen für den Transport des Wasserstoffs erforderlich sind. In diesen beiden Fällen werden THG-Emissionen von ca. 15 bis 20 g CO₂-Äq./MJ erreicht. Die spezifischen Emissionen sind im Szenario „Norwegen“ gegenüber den anderen Szenarien

höher, da in diesem Fall von der Nutzung regenerativ aus Wasserkraft erzeugten Stroms ausgegangen wird. Im Vergleich zu Strom aus Photovoltaik und Windkraft ist dieser mit 66 % höheren spezifischen THG-Emissionen verbunden (siehe Tabelle 3).

Die Emissionen von türkisfarbenem Wasserstoff liegen im Bereich von blauem Wasserstoff, da darin hauptsächlich die Upstream-Emissionen von Erdgas in Kombination mit den Emissionen durch relativ geringe Mengen erneuerbaren Stroms einfließen.

Zu den Emissionen von grauem und blauem Wasserstoff gibt es eine kontroverse Diskussion. Howarth et al. kommen anhand ihrer Modelle zu Emissionen von 135 bzw. 153 g CO₂-Äq./MJ für blauen bzw. grauen Wasserstoff [122], was signifikant über den Referenzwerten für fossile Erzeugnisse wie Erdölprodukten liegen würde.

In der Sensitivitätsanalyse in Abbildung 34 sind die Methan-Leckage und das THG-Potential von Methan innerhalb der in der Literatur zu findenden Grenzen variiert worden.

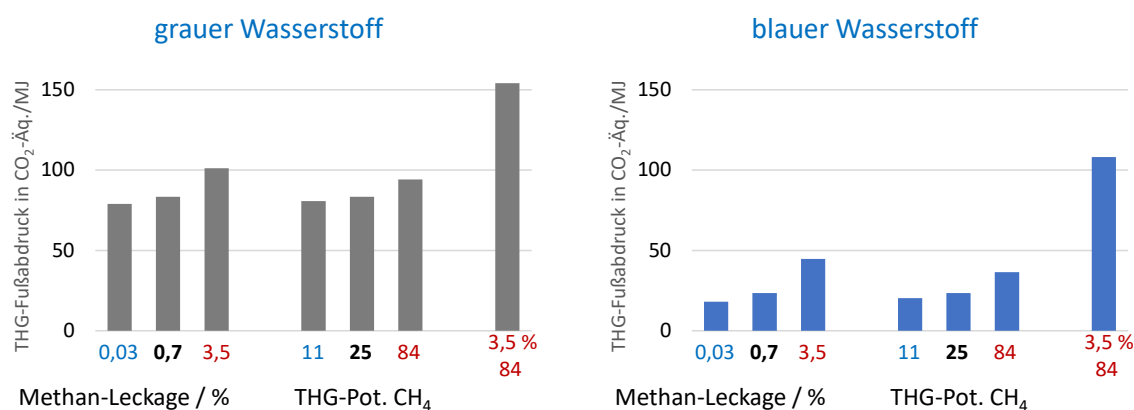


Abbildung 34 Sensitivitätsanalyse – THG-Emissionen – grauer und blauer Wasserstoff, variiert wurde die angenommene Methan-Leckage (jeweils links), das relative THG-Potential von Methan (jeweils Mitte). Zusätzlich sind die diesbezüglichen Annahmen nach [122] verwendet worden (jeweils rechts)

Für die Methan-Leckage wurden neben dem Standardwert von 0,7 % [114], noch ein unterer Wert von 0,03 % angenommen, welcher von Equinor ausgewiesen wird [123]. Als oberer Wert wurden 3,5 % nach Howarth et al. angenommen [122]. Diesem Wert liegen Modellrechnungen zugrunde, in denen der erdgasbedingte Methanzuwachs in der Atmosphäre mit der weltweiten Erdgasförderung korreliert wird [124]. Hier ist jedoch zu berücksichtigen, dass nicht alle Erdgasfelder die gleichen Emissionen aufweisen, so dass ein globaler Mittelwert dem Einzelfall möglicherweise nicht gerecht wird.

Eine weitere wichtige Größe ist das THG-Potential von Methan gegenüber Kohlendioxid, welches nach dem IPCC AR4 über einen 100-Jahres-Horizont ein globales Erwärmungspotential (GWP100 – *global warming potential*) den Wert 25 besitzt, welcher derzeit in der EU als Standardwert verwendet wird [125]. Da Methan relativ kurzlebig ist, gibt das globale Erwärmungspotential von Methan über einen 20-Jahres-Horizont (GWP20) den kurzfristigen Einfluss von Methanemissionen besser wieder [122]; dieser Wert ist deutlich größer und beträgt nach dem IPCC AR5 das 84-fache von Kohlendioxid. Dieser wurde von Howarth et al. als Basis verwendet [122]. Das jeweilige globale Erwärmungspotential (GWP), betrachtet die zusätzliche Wärmeaufnahme über den jeweiligen Zeithorizont,

jedoch nicht den eigentlichen Einfluss auf die Oberflächentemperatur. Aus dem Grund kann auch das globale Temperaturänderungspotential (GTP – *global temperature change potential*) ermittelt werden [126]. Dabei wird der relative Einfluss – in Bezug auf Kohlendioxid – auf die Temperaturänderung nach einem definierten Zeithorizont betrachtet. Über einen Zeitraum von 100 Jahren wird der GPT100 nach dem IPCC AR5 mit dem **11-fachen** Einfluss von Methan abgeschätzt.

In Abbildung 34 wird ersichtlich, dass diese Werte relativ großen Einfluss auf den THG-Fußabdruck von grauem bzw. blauem Wasserstoff besitzen. Mit dem in dieser Studie verwendeten Modell ergeben sich, analog zur Studie von Howarth et al. bei Nutzung der jeweils ungünstigen Annahme für blauen Wasserstoff hohe Werte von ca. 110 g CO₂-Äq./MJ gegenüber deutlich niedrigeren Werten für andere Annahmen zu Methan-Leckagen und zum THG-Potential von Methan.

Das THG-Reduktionspotential von blauem Wasserstoff hängt somit entscheidend von der Vermeidung der Methan-Emissionen bei Erdgasförderung, -transport und -verarbeitung ab. Für die Bewertung spielt auch der betrachtete Zeitraum eine große Rolle.

8. Zusammenfassung und Fazit

Treibhausgaseffekt und das Erwärmungspotenzial von Kohlendioxid rücken die Nutzung von Wasserstoff als Energieträger bzw. chemischer Rohstoff zunehmend in den Fokus. Die Etablierung einer zukünftigen Wasserstoffwirtschaft ist jedoch nur zielführend, wenn damit starke THG-Reduktionen einhergehen. Denn obwohl bei der Nutzung von Wasserstoff keine permanenten Treibhausgase entstehen, kann mit seiner Herstellung ein signifikanter „THG-Rucksack“ verknüpft sein.

Der wirtschaftlichste und daher derzeit am häufigsten genutzte Weg zur Erzeugung von Wasserstoff ist die Dampfreformierung bzw. die Autotherme Reformierung von Erdgas (grauer Wasserstoff). Die Nutzung eines fossilen Rohstoffs führt dabei allerdings zwangsläufig zu relativ hohen THG-Emissionen. Eine Alternative wird in der gegenwärtigen politischen Diskussion insbesondere im grünen Wasserstoff gesehen, der mittels Wasserelektrolyse hergestellt wird. Der für seine Erzeugung erforderliche Strom aus erneuerbaren Quellen steht mittelfristig jedoch nur in begrenzter Menge zur Verfügung; der Bedarf wird im Zuge der angestrebten Sektorkopplung zukünftig noch anwachsen. Zudem ist die Erzeugung in Deutschland aufgrund vergleichsweise hoher Strompreise vergleichsweise teuer. Grüner Wasserstoff könnte aber möglicherweise aus anderen Regionen, in denen regenerative Energieformen wie Wasserkraft, Wind- und Sonnenenergie oder Geothermie kostengünstiger zur Verfügung stehen, zu niedrigeren Kosten importiert werden.

Bio-Wasserstoff ist ein Energieträger, mit dessen Herstellung bei Kombination mit CCS sogar negative THG-Emissionen realisiert werden können. Das Biomasse-Potential ist prinzipiell allerdings begrenzt und es bestehen erhebliche Nutzungskonkurrenzen beim Einsatz der verschiedenen Biomassen.

Wird der Kohlenstoff in Form von Kohlendioxid bzw. elementarem Kohlenstoff abgeschieden und dauerhaft gespeichert, kann auch bei Einsatz von Erdgas eine weitgehende Absenkung der THG-Emissionen erreicht werden. In Hinblick auf das begrenzte Angebot an erneuerbarem Strom sowie Biomasse ist – zumindest für einen Übergangszeitraum – die Erzeugung von blauem und/oder türkisfarbenem Wasserstoff eine mögliche und unter Umständen notwendige Alternative um die gesetzten Klimaziele zu erreichen. Mittelfristig gehören Verfahren zur Erzeugung von blauem Wasserstoff wahrscheinlich zu den kostengünstigsten Optionen, das Potential ist jedoch, zumindest lokal, durch die Aufnahmekapazität geeigneter Lagerstätten für das abgeschiedene CO₂ begrenzt. Insgesamt sind CO₂-Speicherpotentiale schwer abzuschätzen was eine gewisse Unsicherheit bezüglich der langfristigen Einsetzbarkeit solcher Prozesse und damit wirtschaftliche Unwägbarkeiten bedingt. Zudem ist die CCS-Technologie mit Vorbehalten bzw. Restrisiken behaftet (fragliche Langzeitspeicherfähigkeit, schädliche Wirkung auf Grundwasser und Boden), wodurch die gesellschaftliche Akzeptanz negativ beeinflusst sein könnte.

Der bei der Herstellung von türkisfarbenem Wasserstoff anfallende Kohlenstoff kann hingegen einfacher deponiert werden. Die Verfahren zur Erdgaspyrolyse besitzen jedoch noch nicht die hohe Technologiereife wie die Technik für die CO₂-Abtrennung und Speicherung, so dass diese nach derzeitigem Kenntnisstand nicht als kurzfristig realisierbare Übergangslösungen in Betracht kommen.

Wichtig für die schnelle Etablierung nachhaltiger Verfahren zur Gewinnung von THG-reduziertem Wasserstoff werden sinnvoll gesetzte politische Rahmenbedingungen sein. So kann die Wirtschaftlichkeit von Prozessen mit besonders niedrigen THG-Emissionen durch Maßnahmen wie Anhebung von CO₂-Preisen über das heutige Maß hinaus verbessert werden.

Literaturverzeichnis

- [1] UN, „Paris Agreement“, 2015.
- [2] Fuel Cells and Hydrogen Observatory, „Chapter 2 - Hydrogen molecule market“, 2020.
- [3] Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und nukleare Sicherheit, „Nationale Wasserstoffstrategie“, 2020.
- [4] Fraunhofer ISI, Fraunhofer ISE, „Eine Wasserstoff-Roadmap für Deutschland“, 2019.
- [5] Fraunhofer IEE, „Wasserstoff im zukünftigen Energiesystem: Fokus Gebäudewärme“, 2020.
- [6] Öko-Institut, „Prüfung der klimapolitischen Konsistenz und der Kosten von Methanisierungsstrategien“, 2014.
- [7] dena, ewi Energy Research & Scenarios, „dena-Leitstudie - Integrierte Energiewende“, 2018.
- [8] BCG, Prognos, „Klimapfade für Deutschland“, 2018.
- [9] Fraunhofer, „Das "Barometer der Energiewende" - Mobilitätssektor“, 2020. [Online]. https://www.barometer-energiewende.de/de/barometer_2020/mobilitaetssektor.html.
- [10] Prognos, DBFZ, Fraunhofer Umsicht, „Status und Perspektiven flüssiger Energieträger in der Energiewende“, 2018.
- [11] Clean Sky, FCH, „Hydrogen-powered aviation - A fact-based study of hydrogen technology, economics, and climate impact by 2050“, 2020.
- [12] J. Hansson, E. Fridell und S. Brynolf, „On the potential of ammonia as fuel for shipping“, Lighthouse reports, 2020.
- [13] Fraunhofer ISE, „Wege zu einem klimaneutralen Energiesystem“, 2020.
- [14] Öko-Institut, „Wasserstoff sowie wasserstoffbasierte Energieträger und Rohstoff“, 2020.
- [15] Agora Verkehrswende, Agora Energiewende, „Die zukünftigen Kosten strombasierter synthetischer Brennstoffe“, 2018.
- [16] ewi, „Energemarkt 2030 und 2050 – Der Beitrag von Gas- und Wärmeinfrastruktur zu einer effizienten CO2-Minderung“, 2017.
- [17] frontier economics, „Die Rolle von Wasserstoff im Wärmemarkt“, 2021.
- [18] IFEU, „100 % Wärme aus erneuerbaren Energien?: Auf dem Weg zum Niedrigstenergiehaus im Gebäudebestand“, 2014.
- [19] A. Awgustow, T. Kuchling und S. Kureti, „DGMK-Forschungsbericht 815: Herstellung treibhausgas-reduzierter bzw. treibhausgasneutraler gasförmiger und flüssiger Energieträger und Brennstoffe“, DGMK, Hamburg, 2021.
- [20] BP, „Statistical Review of World Energy 2021“, 2021.
- [21] Bundesministerium für Wirtschaft und Energie, „Zahlen und Fakten Energiedaten“, 2021.
- [22] Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und nukleare Sicherheit, „Klimaschutz in Zahlen: Fakten, Trends und Impulse deutscher Klimapolitik“, 2020.
- [23] V. Quaschnig, „Sektorkopplung durch die Energiewende“, 2016.

- [24] E. F. J. Gregorie, J. J. Lamb, K. M. Lien, B. G. Pollet und O. S. Burheim, „Hydrogen and Biogas“, in *Micro-Optics and Energy*, Springer, 2020, S. 131-155.
- [25] D. B. Levin, L. Pitt und M. Love, „Biohydrogen production: Prospects and limitations to practical application“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. 29, Nr. 2, S. 173-185, 2004.
- [26] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V., „Potenziale einheimischer Bioenergie 2050 – Anhang“, 2016. [Online]. https://www.fnr.de/uploads/media/PM_2016-23_Potenziale_einheimischer_Bioenergie_2050-Anhang.pdf.
- [27] FVV - Ludwig-Bölkow-Systemtechnik GmbH, *FVV: Kraftstoffstudie II – Renewables in Transport 2050, Report 1086*, 2016.
- [28] B. Vad Mathiesen, I. Ridjan, D. Connolly, M. P. Nielsen, P. Hendriksen Vang, M. Bjerg Mogensen, S. Højgaard Jensen und S. Dalgaard Ebbesen, „Technology Data for High Temperature Solid Oxide Electrolyser Cells, Alkali and PEM Electrolysers“, Department of Development and Planning Aalborg University, 2013.
- [29] P. Kurzweil und O. K. Dietmeier, *Elektrochemische Speicher - Superkondensatoren, Batterien, Elektrolyse-Wasserstoff, Rechtliche Grundlagen*, Springer Vieweg, 2015.
- [30] M. Sterner und I. Stadler, *Energiespeicher – Bedarf, Technologien, Integration*, Springer Vieweg, 2014.
- [31] T. Blumberg, T. Morosuk und G. Tsatsaronis, „Methanol Production from Natural Gas - A Comparative Exergoeconomic Evaluation of Commercially Applied Synthesis Routes“, in *5th International Exergy, Life Cycle Assessment and Sustainability Workshop & Symposium (ELCAS3)*, Nisyros, 2017.
- [32] J. D. Holladay, J. Hu, D. L. King und Y. Wang, „An overview of hydrogen production technologies“, *Catalysis Today*, Bd. 139, Nr. 4, S. 244-260, 2009.
- [33] P. Gangadharan, K. C. Kanchi und H. H. Lou, „Evaluation of the economic and environmental impact of combining dry reforming with steam reforming of methane“, *Chemical Engineering Research and Design*, Bd. 90, S. 1956-1968, 2012.
- [34] E. Meloni, M. Martino und V. Palma, „A Short Review on Ni Based Catalysts and Related Engineering Issues for Methane Steam Reforming“, *Catalysts*, Bd. 10, S. 352, 2020.
- [35] M. Ashrafi, C. Pfeifer, T. Pröll und H. Hofbauer, „Experimental study of model biogas catalytic steam reforming: 2. Impact of sulfur on the deactivation and regeneration of Ni-based catalysts“, *Energy and Fuels*, Bd. 22, S. 4190-4195, 2008.
- [36] P. Nikolaidis und A. Poullikkas, „A comparative overview of hydrogen production processes“, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Bd. 67, S. 597-611, 2017.
- [37] T. S. Christensen, „Adiabatic prereforming of hydrocarbons - An important step in syngas production“, *Applied Catalysis A: General*, Bd. 138, S. 285-309, 1996.
- [38] J. R. Rostrup-Nielsen, „Production of synthesis gas“, *Catalysis Today*, Bd. 18, S. 305-324, 1993.
- [39] P. Dahl, T. Christensen, S. Winter-Madsen und S. King, „Proven autothermal reforming technology for modern large- scale methanol plants“, in *Nitrogen + Syngas*, Paris, 2014.
- [40] K. Liu, G. D. Deluga, A. Bitsch-Larsen, L. D. Schmidt und L. Zhang, „Catalytic Partial Oxidation and Autothermal Reforming“, in *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*, 2009, S. 127-155.
- [41] Y. Khojasteh Salkuyeh, B. A. Saville und H. L. MacLean, „Techno-economic analysis and life cycle assessment of hydrogen production from natural gas using current and emerging technologies“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. 42, Nr. 30, S. 18894-18909, 2017.
- [42] G. Brändle, M. Schönfisch und S. Schulte, „Estimating long-term global supply costs for low-carbon hydrogen. EWI Working Paper, No. 20/04“, 2020.

- [43] Y. M. Welaya, M. M. El Gohary und N. R. Ammar, „Steam and partial oxidation reforming options for hydrogen production from fossil fuels for PEM fuel cells“, *Alexandria Engineering Journal*, Bd. 51, Nr. 2, S. 69-75, 2012.
- [44] M. Usman, W. M. Wan Daud und H. F. Abbas, „Dry reforming of methane: Influence of process parameters - A review“, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Bd. 45, S. 710-744, 2015.
- [45] D. P. Minh, T. J. Siang, D. V. N. Vo, T. S. Phan, C. Ridart, A. Nzihou und D. Grouset, „Hydrogen production from biogas reforming: An overview of steam reforming, dry reforming, dual reforming, and tri-reforming of methane“, in *Hydrogen Supply Chain: Design, Deployment and Operation*, 2018, S. 111-166.
- [46] J. De Castro, R. Rivera-Tinoco und C. Bouallou, „Hydrogen production from natural gas: Auto-Thermal Reforming and CO₂ capture“, *Chemical Engineering Transactions*, Bd. 21, S. 163-168, 2010.
- [47] S. Sircar und T. C. Golden, „Purification of hydrogen by pressure swing adsorption“, *Separation Science and Technology*, Bd. 35, S. 667-687, 2000.
- [48] IPCC, „IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage“, 2005.
- [49] N. Ramzan, U. Shakeel, A. Gungor und M. Zaman, „Techno-Economic Analysis of Selexol and Sulfinol Processes for Pre-Combustion CO₂ Capture“, in *2018 International Conference on Power Generation Systems and Renewable Energy Technologies (PGSRET)*, Islamabad, 2018.
- [50] J. C. Meerman, E. S. Hamborg, T. van Keulen, A. Ramírez, W. C. Turkenburg und A. P. Faaij, „Techno-economic assessment of CO₂ capture at steam methane reforming facilities using commercially available technology“, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Bd. 9, S. 160-171, 2012.
- [51] S. M. Wilson, D. A. Kennedy und F. Tezel, „Adsorbent screening for CO₂/CO separation for applications in syngas production“, *Separation and Purification Technology*, Bd. 236, S. 116268, 2020.
- [52] N. Muradov, „Low to near-zero CO₂ production of hydrogen from fossil fuels: Status and perspectives“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. 42, S. 14058-14088, 2017.
- [53] A. Bhaskar, M. Assadi und H. N. Somehsaraei, „Can methane pyrolysis based hydrogen production lead to the decarbonisation of iron and steel industry?“, *Energy Conversion and Management: X*, Bd. 2021, S. 100079, 2021.
- [54] G. Di Marcoberardino, D. Vitali, F. Spinelli, M. Binotti und G. Manzolini, „Green hydrogen production from raw biogas: A techno-economic investigation of conventional processes using pressure swing adsorption unit“, *Processes*, Bd. 6, S. 19, 2018.
- [55] S. Timmerberg, M. Kaltschmitt und M. Finkbeiner, „Hydrogen and hydrogen-derived fuels through methane decomposition of natural gas – GHG emissions and costs“, *Energy Conversion and Management: X*, Bd. 7, S. 100043, 2020.
- [56] D. Lee, „Hydrogen production via the Kvaerner process and plasma reforming“, in *Compendium of Hydrogen Energy*, 2015, S. 349-391.
- [57] D. C. Upham, V. Agarwal, A. Khechfe, Z. R. Snodgrass, M. J. Gordon, H. Metiu und E. W. McFarland, „Catalytic molten metals for the direct conversion of methane to hydrogen and separable carbon“, *Science*, Bd. 358, S. 917-921, 2017.
- [58] T. Keipi, V. Hankalin, J. Nummelin und R. Raiko, „Techno-economic analysis of four concepts for thermal decomposition of methane: Reduction of CO₂ emissions in natural gas combustion“, *Energy Conversion and Management*, Bd. 110, S. 1-12, 2016.
- [59] G. A. Von Wald, M. S. Masnadi, D. C. Upham und A. R. Brandt, „Optimization-based technoeconomic analysis of molten-media methane pyrolysis for reducing industrial sector CO₂ emissions“, *Sustainable Energy and Fuels*, Bd. 4, S. 4598-4613, 2020.

- [60] H. F. Abbas und W. M. Wan Daud, „Hydrogen production by methane decomposition: A review“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. 35, S. 1160-1190, 2010.
- [61] W. Zappa, M. Junginger und M. van den Broek, „Is a 100% renewable European power system feasible by 2050?“, *Applied Energy*, Bde. 233-234, S. 1027-1050, 2019.
- [62] A. F. Kirkels und G. P. Verbong, „Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview“, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Bd. 15, S. 471-481, 2011.
- [63] N. Ullrich und M. Hequet, „The BioTfuel project – An advanced B-XTL technology“, in *9th International Freiberg Conference on IGCC & Xtl Technologies*, Berlin, 2018.
- [64] N. Dahmen, E. Dinjus, T. Kolb, U. Arnold, H. Leibold und R. Stahl, „State of the art of the bioliq® process for synthetic biofuels production“, *Environmental Progress & Sustainable Energy*, Bd. 31, Nr. 2, S. 176-181, 2012.
- [65] J. Yao, M. Kraussler, F. Benedikt und H. Hofbauer, „Techno-economic assessment of hydrogen production based on dual fluidized bed biomass steam gasification, biogas steam reforming, and alkaline water electrolysis processes“, *Energy Conversion and Management*, Bd. 145, S. 278-292, 2017.
- [66] O. W. Awe, Y. Zhao, A. Nzihou, D. P. Minh und N. Lyczko, „A Review of Biogas Utilisation, Purification and Upgrading Technologies“, *Waste and Biomass Valorization*, Bd. 8, S. 267-283, 2017.
- [67] Global CCS Institute, „Introduction to Industrial Carbon Capture and Storage“, 2016.
- [68] P. S. Ringrose, „The CCS hub in Norway: Some insights from 22 years of saline aquifer storage“, *Energy Procedia*, Bd. 146, S. 166-172, 2018.
- [69] J. Kearns, G. Teletzke, J. Palmer, H. Thomann, H. Khesghi, Y. H. H. Chen, S. Paltsev und H. Herzog, „Developing a Consistent Database for Regional Geologic CO₂ Storage Capacity Worldwide“, *Energy Procedia*, Bd. 114, S. 4697-4709, 2017.
- [70] Umweltbundesamt, „Treibhausgas-Emissionen in Deutschland,“ Juni 2021. [Online]. <https://www.umweltbundesamt.de/daten/klima/treibhausgas-emissionen-in-deutschland#emissionsentwicklung>.
- [71] S. Höller und P. Viebahn, „Kritische Abschätzung der CO₂-Lagerkapazitäten in Deutschland“, *Technikfolgenabschätzung - Theorie und Praxis*, Bd. 19, Nr. 2, S. 53-58, 2010.
- [72] Chemical Engineering, „Plant Cost Index Archives“, [Online]. www.chemengonline.com/site/plant-cost-index/.
- [73] S. D. Phillips, J. K. Tarud, M. J. Bidy und A. Dutta, „Gasoline from Wood via Integrated Gasification, Synthesis, and Methanol-to-Gasoline Technologies“, NREL, 2011.
- [74] G. Haarlemmer, G. Boissonnet, E. Peduzzi und P. A. Setier, „Investment and production costs of synthetic fuels - A literature survey“, *Energy*, Bd. 66, S. 667-676, 2014.
- [75] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus und R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Singapur: Mc Graw Hill, 2004.
- [76] Destatis - Statistisches Bundesamt, „EU-Vergleich der Arbeitskosten 2017“, [Online]. https://www.destatis.de/DE/Presse/Pressemitteilungen/2018/05/PD18_172_624.html. [Zugriff am 09.04.2021].
- [77] Statistik der Kohlenwirtschaft e. V., „Statistik der Kohlenwirtschaft“, [Online]. <https://kohlenstatistik.de/>.
- [78] IEA Bioenergy Task 37, Task 40, „Biomethane - Status and Factors Affecting Market Development and Trade“, 2014.
- [79] C. Kristöfel und E. Wopienka, „Rechnet sich die Bereitstellung von agrarischen Biobrennstoffen?“, in *Fachtagung Energie*, Graz, 2012.

- [80] F. G. Albrecht, D. H. König, N. Baucks und R.-U. Dietrich, „A standardized methodology for the techno-economic evaluation of alternative fuels – A case study“, *Fuel*, Bd. 194, S. 511-526, 2017.
- [81] G. Collodi, G. Azzaro, N. Ferrari und S. Santos, „Techno-economic Evaluation of Deploying CCS in SMR Based Merchant H2 Production with NG as Feedstock and Fuel“, *Energy Procedia*, Bd. 114, S. 2690-2712, 2017.
- [82] N. Schmitz, J. Burger, E. Ströfer und H. Hasse, „From methanol to the oxygenated diesel fuel poly(oxymethylene) dimethyl ether: An assessment of the production costs“, *Fuel*, Bd. 185, S. 67-72, 2016.
- [83] G. Saur, „Wind-To-Hydrogen Project: Electrolyzer Capital Cost Study“, NREL, 2008.
- [84] agora Energiewende, „EU-wide innovation support is key to the success of electrolysis manufacturing in Europe“, 2019.
- [85] A. Buttler und H. Spliethoff, „Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review“, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Bd. 82, S. 2440-2454, 2018.
- [86] International Energy Agency (IEA), „The Future of Hydrogen. Seizing today's opportunities“, 2019.
- [87] M. Kuschel, S. Schmidt und J. Engelmann, „Technology for Synthetic Gasoline“, in *9th International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies*, Berlin, 2018.
- [88] NOW GmbH, „Studie IndWEde - Industrialisierung der Wasserelektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff im Verkehr, Strom und Wärme“, 2018.
- [89] T. Sperle, D. Chen, R. Lødeng und A. Holmen, „Pre-reforming of natural gas on a Ni catalyst. Criteria for carbon free operation“, *Applied Catalysis A: General*, Bd. 282, S. 195-204, 2005.
- [90] J. C. Molburg und R. D. Doctor, „Hydrogen from Steam Methane Reforming with CO2 Capture“, in *20th Annual International Pittsburgh Coal Conference*, 2003.
- [91] N. Hajjaji, M. N. Pons, A. Houas und V. Renaudin, „Exergy analysis: An efficient tool for understanding and improving hydrogen production via the steam methane reforming process“, *Energy Policy*, Bd. 42, S. 392-399, 2012.
- [92] D. A. Latham, K. B. McAuley, B. A. Peppley und T. M. Raybold, „Mathematical modeling of an industrial steam-methane reformer for on-line deployment“, *Fuel Processing Technology*, Bd. 92, S. 1574-1586, 2011.
- [93] S. Parkash, „Hydrogen Production and Recovery“, in *Refining Processes Handbook*, 2003, S. 153-175.
- [94] C. N. Hamelinck und A. P. Faaij, Future prospects for production of methanol and hydrogen from biomass, Utrecht: Utrecht University, 2001.
- [95] NREL, „H2A: Hydrogen Analysis Production Models“, [Online]. <https://www.nrel.gov/hydrogen/h2a-production-models.html>.
- [96] Y. Khojasteh Salkuyeh und M. Mofarahi, „Comparison of MEA and DGA performance for CO2 capture under different operational conditions“, *International Journal of Energy Research*, Bd. 36, S. 259-268, 2012.
- [97] F. Vega, F. M. Baena-Moreno, L. M. Gallego Fernández, E. Portillo, B. Navarrete und Z. Zhang, „Current status of CO2 chemical absorption research applied to CCS: Towards full deployment at industrial scale“, *Applied Energy*, Bd. 260, S. 114313, 2020.
- [98] K. Jana und S. De, „Biomass integrated combined power plant with post combustion CO2 capture - Performance study by aspen plus“, *Energy Procedia*, Bd. 54, S. 166-176, 2014.

- [99] M. Garcia, H. K. Knuutila und S. Gu, „ASPEN PLUS simulation model for CO₂ removal with MEA: Validation of desorption model with experimental data“, *Journal of Environmental Chemical Engineering*, Bd. 5, S. 4693-4701, 2017.
- [100] J. Davis und G. Rochelle, „Thermal degradation of monoethanolamine at stripper conditions“, *Energy Procedia*, Bd. 1, S. 327-333, 2009.
- [101] E. Adu, Y. Zhang und D. Liu, „Current situation of carbon dioxide capture, storage, and enhanced oil recovery in the oil and gas industry“, *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Bd. 97, S. 1048-1076, 2019.
- [102] S. Michailos, O. Emenike, D. Ingham, K. J. Hughes und M. Pourkashanian, „Methane production via syngas fermentation within the bio-CCS concept: A techno-economic assessment“, *Biochemical Engineering Journal*, Bd. 150, S. 107290, 2019.
- [103] J. Kemper, L. Sutherland, J. Watt und S. Santos, „Evaluation and analysis of the performance of dehydration units for CO₂ capture“, *Energy Procedia*, Bd. 63, S. 7568-7584, 2014.
- [104] R. M. Swanson, A. Platon, J. A. Satrio und R. C. Brown, „Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification“, *Fuel*, Bd. 89, Nr. Suppl. 1, S. 11-19, 2010.
- [105] I. Dimitriou, H. Goldingay und A. V. Bridgwater, „Techno-economic and uncertainty analysis of Biomass to Liquid (BTL) systems for transport fuel production“, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Bd. 88, S. 160-175, 2018.
- [106] H. Boerrigter, „Economy of Biomass-to-Liquids (BTL) plants An engineering assessment“, ECN - Biomass, Coal & Environmental Research, 2006.
- [107] G. Haarlemmer, G. Boissonnet, J. Imbach, P. A. Setier und E. Peduzzi, „Second generation BtL type biofuels - A production cost analysis“, *Energy and Environmental Science*, Bd. 5, S. 8445-8465, 2012.
- [108] O. Onel, A. M. Niziolek, J. A. Elia, R. C. Baliban und C. A. Floudas, „Biomass and natural gas to liquid transportation fuels and olefins (BGTL+C₂-C₄): Process synthesis and global optimization“, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Bd. 54, Nr. 1, S. 359-385, 2015.
- [109] U. Bossel, B. Eliasson und G. Taylor, „The Future of the Hydrogen Economy: Bright or Bleak?“, *Co-generation & Distributed Generation Journal*, Bd. 18, S. 29-70, 2003.
- [110] M. Robinus, J. Linßen, T. Grube, M. Reuß, P. Stenzel, K. Syranidis, P. Kuckertz und D. Stolten, „Comparative Analysis of Infrastructures: Hydrogen Fueling and Electric Charging of Vehicles“, *Schriften des Forschungszentrums Jülich; Reihe Energie & Umwelt*, Bd. 408, 2018.
- [111] K. Schoots, R. Rivera-Tinoco, G. Verbong und B. van der Zwaan, „Historical variation in the capital costs of natural gas, carbon dioxide and hydrogen pipelines and implications for future infrastructure“, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Bd. 5, S. 1614-1623, 2011.
- [112] S. T. McCoy und E. S. Rubin, „An engineering-economic model of pipeline transport of CO₂ with application to carbon capture and storage“, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Bd. 2, S. 219-229, 2008.
- [113] IPCC, „Climate Change 2007 - Fourth Assessment Report of the IPCC“, 2007.
- [114] JRC, „JEC Well-to-Tank report v5 - Appendix 1“, Amt für Veröffentlichungen der Europäischen Union, Luxemburg, 2020.
- [115] Wissenschaftliche Dienste des Deutschen Bundestages, „CO₂-Bilanzen verschiedener Energieträger im Vergleich, Zur Klimafreundlichkeit von fossilen Energien, Kernenergie und erneuerbaren Energien“, 2007.
- [116] Umweltbundesamt, „Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 - 2019“, 2020.

- [117] R. Edwards, J.-F. Larivé, D. Rickeard und W. Weindorf, „JEC WELL-TO-WHEELS ANALYSIS: WELL-TO-TANK Report Version 4.a“, 2014.
- [118] Umweltbundesamt 29/2012, „Carbon Footprint – Teilgutachten“, 2012.
- [119] T. Brown, „Ammonia production causes 1% of total global GHG emissions“, Ammonia Industry, [Online]. <https://ammoniaindustry.com/ammonia-production-causes-1-percent-of-total-global-ghg-emissions/>. [Zugriff am 21.04.2021].
- [120] IFEU, „Materialband : E - Ökobilanzen - Optimierungen für einen nachhaltigen Ausbau der Biogaserzeugung und -nutzung in Deutschland“, 2008.
- [121] B. Gaudernack und S. Lynum, „Hydrogen from natural gas without release of CO₂ to the atmosphere“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. 23, S. 1087-1093, 1998.
- [122] R. W. Howarth und M. Z. Jacobson, „How green is blue hydrogen?“, *Energy Science and Engineering*, S. 1-12, 2021.
- [123] Equinor ASA, „Equinor Sustainability Report 2020“, 2021.
- [124] S. Schwietzke, W. M. Griffin, H. S. Matthews und L. M. Bruhwiler, „Natural gas fugitive emissions rates constrained by global atmospheric methane and ethane“, *Environmental Science and Technology*, Bd. 48, S. 7714-7722, 2014.
- [125] EPRS European Parliamentary Research Service, „Towards climate neutrality - Reducing methane emissions - A new EU strategy to address global warming“, 2020.
- [126] K. P. Shine, T. K. Berntsen, J. S. Fuglestvedt, R. B. Skeie und N. Stuber, „Comparing the climate effect of emissions of short- and long-lived climate agents“, *Philosophical Transactions of the Royal Society A: Mathematical, Physical and Engineering Sciences*, Bd. 365, S. 1903-1914, 2007.
- [127] R. Hino, K. Haga, H. Aita und K. Sekita, „38. R&D on hydrogen production by high-temperature electrolysis of steam“, *Nuclear Engineering and Design*, Bd. 233, S. 363-375, 2004.
- [128] A. L. Villanueva Perales, C. Reyes Valle, P. Ollero und A. Gómez-Barea, „Technoeconomic assessment of ethanol production via thermochemical conversion of biomass by entrained flow gasification“, *Energy*, Bd. 36, S. 4097-4108, 2011.
- [129] D. Singh, E. Croiset, P. L. Douglas und M. A. Douglas, „Techno-economic study of CO₂ capture from an existing coal-fired power plant: MEA scrubbing vs. O₂/CO₂ recycle combustion“, *Energy Conversion and Management*, Bd. 44, S. 3073-3091, 2003.
- [130] T. Fout, A. Zoelle, D. Keairns, M. Turner, M. Woods, N. Kuehn, V. Shah, V. Chou und L. Pinkerton, „Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1a: Bituminous Coal (PC) and Natural Gas to Electricity Revision 2, DOE/NETL-2010/1397“, 2010.
- [131] I. Hannula und E. Kurkela, „Liquid transportation fuels via large-scale fluidised-bed gasification of lignocellulosic biomass“, *VTT Technology* 91, 2013.
- [132] A. Tremel, D. Becherer, S. Fendt, M. Gaderer und H. Spliethoff, „Performance of entrained flow and fluidised bed biomass gasifiers on different scales“, *Energy Conversion and Management*, Bd. 69, S. 95-106, 2013.
- [133] F. Trippe, M. Fröhling, F. Schultmann, R. Stahl und E. Henrich, „Techno-economic assessment of gasification as a process step within biomass-to-liquid (BtL) fuel and chemicals production“, *Fuel Processing Technology*, Bd. 92, S. 2169-2184, 2011.
- [134] Ship & Bunker, „Rotterdam Bunker Prices“, [Online]. <https://shipandbunker.com/prices/emea/nwe/nl-rtm-rotterdam>. [Zugriff im September 2020].
- [135] FVV, „Defossilisierung des Transportsektors“, 2018.

- [136] D. Krieg, „Konzept und Kosten eines Pipelinesystems zur Versorgung des deutschen Straßenverkehrs mit Wasserstoff“, Forschungszentrum Jülich, 2012.
- [137] D. Kong, J. Liu, L. Zhang, H. He und Z. Fang, „Thermodynamic and Experimental Analysis of an Ammonia-Water Absorption Chiller“, *Energy and Power Engineering*, Bd. 2, S. 298-305, 2010.
- [138] J. C. Bruno, V. Ortega-López und A. Coronas, „Integration of absorption cooling systems into micro gas turbine trigeneration systems using biogas: Case study of a sewage treatment plant“, *Applied Energy*, Bd. 86, S. 837-847, 2009.
- [139] A. C. Caputo, P. M. Pelagagge und P. Salini, „Heat exchanger design based on economic optimisation“, *Applied Thermal Engineering*, Bd. 28, S. 1151-1159, 2008.

Anlagen

- Anlage 1** Prozessmodule – technischer Anhang
- Anlage 2** Transport – technischer Anhang
- Anlage 3** Modellierung von Wärmeströmen und Kühlbedarf – technischer Anhang
- Anlage 4** Erd-/Biogasbedarf für Elektrizität und Wärme

Anlage 1

Prozessmodule – technischer Anhang

An dieser Stelle sollen die technischen Details der in Kapitel 6.3 überblickartig dargestellten Prozessmodule detaillierter beschrieben werden. Kernstücke der Modellierung sind Enthalpie- und Stoffbilanzen, die für die meisten Module mittels der Software Aspen Plus erstellt wurden. Es handelt sich dabei teilweise um vereinfachte Modelle. So sind einige Nebenaggregate nicht in den Modellen abgebildet, auch sind die Prozesse keiner intensiven Optimierung unterzogen worden. Es kann dennoch von einer guten und vergleichbaren Abschätzung der stofflichen Ausbeuten und Energieströme ausgegangen werden.

Die spezifischen Kapitalkosten für die Einzelmodule wurden auf der Basis von Literaturangaben bestimmt. Dabei fand eine Umrechnung der Anlagenkosten vom Zeitpunkt der Veröffentlichung auf das Bezugsjahr 2018 statt. Abweichende Anlagengrößen wurden über Skalierungsfaktoren berücksichtigt.

Die nachstehenden Prozesse und Teilprozesse wurden als Module definiert und in Aspen Plus modelliert:

- Dampfreformierung von Erdgas
- Autotherme Reformierung von Erdgas
- Dampfreformierung von Biogas
- Autotherme Reformierung von Biogas

Die Reformierungsmodule bestehen aus jeweils 3 Modulteilern:

- die eigentliche Reformierung samt Vorreformer
- zweistufige Wassergas-Shift-Reaktion
- zweistufige Druckwechseladsorption

Zusätzlich wurden modelliert:

- CO₂-Abscheidung für blauen Wasserstoff
- Kompression und Reinigung von CO₂ für CCS
- Methanpyrolyse mit elektrischer Beheizung (Literaturdaten)

Aus Projekt 815 übernommen wurden:

- Alkalielektrolyse
- Wirbelschichtvergasung
- Flugstromvergasung

Diese Module werden im Folgenden detailliert beschrieben. Für die Prozessmodellierung der gesamten Verfahrensketten werden die Module ggf. entsprechend gekoppelt.

Die Kapitalkosten sind in diesem Bericht alle mit TPI-Bezug (Total Projekt Investment) angegeben.

Alkalielektrolyse

Prozess

Die Grundlage aller Power-to-X-Ketten ist die elektrolytische Spaltung von Wasser zu Wasserstoff und Sauerstoff. Für diese Elektrolyse gibt es mehrere Verfahren, das derzeit am meisten etablierte Verfahren ist die Alkalielektrolyse. Bei dieser fungiert eine Kaliumhydroxidlösung als Elektrolyt.

Der Strombedarf einer modernen Alkalielektrolyseanlage für 1 kg Wasserstoff liegt nach [27] derzeit bei ca. 51,8 kWh/kg, dies entspricht einem heizwertbezogenen Wirkungsgrad von 64,3 %. Nach dieser und auch anderen Studien [27, 83] liegt der Bereich des auch für die Zukunft prognostizierten Energieaufwandes zwischen 45,7 und 62,9 kWh/kg Wasserstoff. Dabei wird im Mittel eine leichte Absenkung von derzeit ca. 52 kWh/kg auf zukünftig 47 bis 49 kWh/kg erwartet.

Betriebsstoffe

Zusätzlich zum Strombedarf wird Reinwasser benötigt. Die Zellen der Elektrolyse müssen alle 10 Jahre getauscht werden, wodurch jeweils ca. 25 % der Kapitalkosten anfallen [83]. Das anfallende Nebenprodukt Sauerstoff kann prinzipiell auch verkauft werden, wodurch zusätzliche Erlöse generiert werden [80].

Ströme

Die wichtigsten Stoff- und Energieströme sind in Tabelle 4 angegeben. Es wurde die Stöchiometrie der Wasserelektrolyse zugrunde gelegt.

Tabelle 4 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei Erzeugung von 1 kg H₂ mittels Wasserelektrolyse

	EIN		AUS	
Stoff	H ₂ O (rein):	8,94 kg	H ₂ : O ₂ :	1 kg 7,94 kg
Energie	Elektrizität:	190,4 MJ		

Nebenprodukte

Als Nebenprodukt der Elektrolyse fällt Sauerstoff an, der für viele Prozesse benötigt wird. Es bietet sich an, den Standort des Elektrolyseurs so zu wählen, dass der Sauerstoff in der direkten Umgebung der Anlage Verwendung finden kann.

Kapitalkosten

In Tabelle 5 ist eine Übersicht über Literaturdaten zu Kapitalkosten der Elektrolyse enthalten, alle Wert wurden auf TIC-Basis (s. S. 34 in Abschnitt 6.2.2) mit den genannten Faktoren umgerechnet. Als Währungsbasis wurde einheitlich auf Euro (2018) umgerechnet.

Der hervorgehobene Wert für 2030 aus [27] wird als Bezugspunkt für die Modellierung verwendet. Er ist der einzige Wert, der für sehr große Elektrolyse-Anlagen ausgewiesen ist und liegt in dem Bereich, den auch andere Quellen als mittel- bis langfristig plausibel ansehen.

Tabelle 5 Kapitalkosten – Literaturwerte für Alkalielektrolyse (TPI-Bezug)

Anlagengröße MW (el.)	Kosten M€ (2018)	Bezugsjahr	spez. CAPEX €/kW (el.)	Quelle
0,0266	0,5	2008	17808	[83]
0,266	1,9	2008	7349	[83]
2,66	8,0	2008	3032	[83]
1	2,4	2020	2378	[27]
5	5,4	2020	1091	[27]
1	1,3	2030	1323	[27]
5	3,0	2030	606	[27]
100	44,0	2030	440	[27]
1	0,8	2050	875	[27]
5	2,1	2050	402	[27]
100	26,9	2050	269	[27]
1	2,6	2017	2560	[85]
2+	2,9+	2020	1440	[85]
2+	2,2+	2030	1120	[85]
k.A.	k.A.	2019	704-2114	[86]
k.A.	k.A.	2030	563-1195	[86]
k.A.	k.A.	langfristig	280-984	[86]
k.A.	k.A.	2019 – China	280	[84]
k.A.	k.A.	2030 – China	162	[84]

Der Degressionskoeffizient χ ist anhand der Daten aus [27] mit 0,76 abgeschätzt worden.

Anmerkungen

Da die Elektrolyse von Wasser eine Kerntechnologie für die Nutzung erneuerbarer Energie ist, gibt es vielfältige Bestrebungen diesen Prozess zu optimieren. So wird für die Elektrolyse weniger elektrische Energie benötigt, wenn das Wasser dampfförmig vorliegt [127]. Um den Aufwand für eine separate nachfolgende reversen Wassergas-Shift-Reaktion zu vermeiden, können auch Wasser und Kohlendioxid gemeinsam in einer sogenannten Co-Elektrolyse eingesetzt und zu Synthesegas verarbeitet werden.

Dampfreformierung

Prozess

Die zentrale Reaktion für die Dampfreformierung ist die Reaktion von Methan mit Wasser, welche im Reformer stattfindet:



Diese ist stark endotherm, so dass der Reformer von außen über einen Brenner beheizt wird. Anschließend wird das nicht vollständig umgesetzte Gasmisch über zwei Wassergasshift-Reaktoren geleitet, um die H₂-Ausbeute zu erhöhen:



Das verwendete Modell der Dampfreformierung beinhaltet diese Wassergas-Shift-Reaktoren und eine Druckwechseladsorption zur Abscheidung von hochreinem Wasserstoff. Zudem enthält das Modell den Brenner der mit zusätzlichem Erdgas bzw. Biogas – sowie dem Restgas aus der Druckwechseladsorption – betrieben wird. Ein Vorreformer zum Umsatz höherer Kohlenwasserstoffe ist ebenfalls Bestandteil des Modells.

Die Zusammenschaltung der einzelnen Prozesssteile ist in Abbildung 35 dargestellt. Zu beachten ist, dass der dargestellte Wärmetauscher nur einen Bruchteil der im Modell verwendeten, wesentlich komplexeren Wärmeintegration symbolisiert.

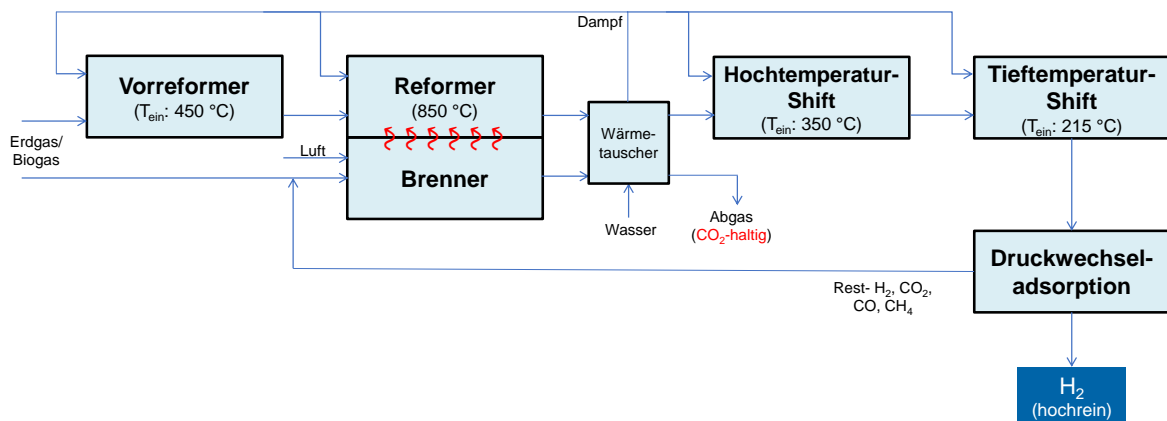


Abbildung 35 Prozessschema Dampfreformierung

Das eingesetzte Erdgas bzw. Biogas besitzt die jeweils in Tabelle 6 angegebenen Modellzusammensetzungen. Zu beachten ist, dass diese Gemische keinen Schwefel beinhalten (dürfen). Dieser würde den Ni-Katalysator im Reformer stark schädigen [35].

Die Modellierung der einzelnen Prozessbestandteile in Aspen Plus folgte in weiten Teilen den Angaben nach Khojasteh Salkuyeh et al. [41] und gestaltete sich im Einzelnen wie folgt:

- **Vorreformer**: Erdgas mit einer Temperatur von 550 °C wird mit Wasserdampf – Temperatur 370 °C – im Verhältnis von 2:1 (Dampf-zu-Kohlenstoff) gemischt [41, 90]. Die sich daraus ergebende Eintrittstemperatur beträgt knapp 450 °C. Der Vorreformer selbst arbeitet als adiabater Gleichgewichtsreaktor bei 28,6 bar. Berücksichtigt sind alle Reformerreaktionen der Kohlenwasserstoffe, sowie die Wassergas-Shift-Reaktion. Bei Einsatz von Biogas kann der Vorreformer entfallen, da Biogas so gut wie keine höheren Kohlenwasserstoffe enthält.

- *Reformer*: Dem Reformer wird mit das Produkt des Vorreformers und zusätzlich Wasserdampf zugeführt (Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnis: 3 [90]). Der Reaktor arbeitet als Gleichgewichtsreaktor (Gibbs-Reaktor – Minimierung der freien Enthalpie) und wird mit dem Wärmestrom des Brenners beheizt, so dass die Ausgangstemperatur 850 °C beträgt [41]. Der Druck beträgt 28,1 bar.

Tabelle 6 Zusammensetzung des im Modell verwendeten Erdgases bzw. Biogases

	Erdgas [41]	Biogas [35]
	Anteile in Vol.-%	
CH₄	95	60
C₂H₆	3,2	0
C₃H₈	0,2	0
<i>n</i>-C₄H₁₀	0,03	0
<i>i</i>-C₄H₁₀	0,03	0
<i>n</i>-C₅H₁₂	0,01	0
<i>i</i>-C₅H₁₂	0,01	0
N₂	1	0
O₂	0,02	0
CO₂	0,5	40

- *Brenner*: Der Brenner gibt einen Wärmestrom an den Reformer ab, die Abgastemperatur des Brenners wurde auf 975 °C eingestellt [93]. Der Luftüberschuss im Brenner betrug 10 % [91, 92]. Als Modell wurde ein Gibbs-Reaktor bei 1 bar verwendet.
- *Wassergas-Shift*: In den beiden Reaktoren wird mittels Wasserdampf und geeigneter Temperaturführung das thermodynamische Gleichgewicht im Produktgas hin zu Wasserstoff verschoben. Die Reaktoren wurden als adiabate Gleichgewichts-Reaktoren modelliert, die das Gleichgewicht der Wassergas-Shift-Reaktion einstellen. Die erste Stufe besitzt eine Eintrittstemperatur von 350 °C, die zweite von 215 °C. Hohe Temperaturen erhöhen die Reaktionsrate, während bei niedrigeren Temperaturen die Gleichgewichtslage günstiger ist. Die der Wassergas-Shift-Stufe zugeführte Dampfmenge wird so eingestellt, dass 99 % des CO umgesetzt werden [32].
- *Druckwechseladsorption*: Der Wasserstoff des auf 40 °C abgekühlten, und von auskondensiertem Wasser befreiten Produktgas wird in der Druckwechseladsorption abgetrennt. Sie ist zweistufig ausgeführt. In der ersten Stufe werden 86 % des Wasserstoffs hoch-rein abgeschieden, in der zweiten Stufe 80 % [41]. Der Druck fällt nach der Druckwechseladsorption auf 1 bar. Zwischen beiden Stufen befindet sich eine zweistufige Kompression auf 30 bar [41]. Der produzierte Wasserstoff besitzt den im Prozess eingestellten Druck von 30 bar [47].
- *Wärmeintegration*: Neben dem in Abbildung 35 dargestellten Wärmetauscher besitzt das Modell eine weitere umfangreiche Wärmeintegration. Zu erwähnen sind Wärmetauscher, welche das Erdgas [41] und auch die Gase für den Brenner

vorwärmen [91]. Zusätzlicher Wärme- und Elektrizitätsbedarf wird durch Erdgasverbrennung bzw. -verstromung gedeckt.

Betriebsstoffe

Im Modell wurde neben dem Erd-/Biogas noch gereinigtes Wasser mit einem Preis von 0,2 €/t als Betriebsstoff genutzt [81].

Ströme

Tabelle 7 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei Erzeugung von 1 kg Wasserstoff mittels Dampfreformierung

	EIN		AUS	
für Erdgas				
Stoff	Erdgas:	3,11 kg	H ₂ :	1,0 kg
	Reinwasser:	15,5 kg	CO ₂ :	8,35 kg
Energie	Elektrizität:	3,16 MJ	Wärme (232→35 °C):	1,82 MJ
			Wärme (201→70 °C):	1,25 MJ
			Wärme (150→119 °C):	6,63 MJ
			Wärme (141→100 °C):	7,95 MJ
			Wärme (119→40 °C):	1,14 MJ
für Biogas				
Stoff	Biogas:	9,05 kg	H ₂ :	1,0 kg
	Reinwasser:	17,5 kg	CO ₂ :	14,6 kg
Energie	Elektrizität:	4,38 MJ	Wärme (313→100 °C):	8,32 MJ
			Wärme (216→35 °C):	2,43 MJ
			Wärme (195→70 °C):	1,78 MJ
			Wärme (150→118 °C):	7,49 MJ
			Wärme (118→40 °C):	8,99 MJ

In Tabelle 7 sind die wichtigsten Stoff- und Wärmeströme angegeben, welche für die weitere Kostenmodellierung berücksichtigt werden. Die Werte sind abhängig von der Zusammensetzung des eingesetzten Gases.

Zu beachten ist, dass zusätzliche Erd-/Biogasmengen für den nach der Modellierung ggf. noch notwendigen Wärme- und Elektrizitätsbedarf in Tabelle 7 nicht aufgeführt sind. Diese sind in Anlage 4, Tabelle 23 aufgeführt. Damit sind auch zusätzliche CO₂-Emissionen verbunden.

Kapitalkosten

Die Kapitalkosten für die Dampfreformierung von Erdgas sind [41] entlehnt und in Tabelle 8 aufgeführt. Für die Biogaspfade wurde die produzierte Menge an Wasserstoff gemäß dem CO₂-Anteil verringert. Nach Angaben aus [94] ergibt sich ein Degressionskoeffizient χ von 0,67 für die gesamten Anlagen der Dampfreformierung inkl. Wassergas-Shift und Druckwechseladsorption.

Tabelle 8 Kapitalkosten für Dampfreformierung (inkl. Wassergas-Shift und H₂-Abtrennung, TPI-Bezug)

Pfad	Anlagengröße t/a H₂	Kosten M€ (2018)	Bezugsjahr	Quelle
Erdgas	151.200	241,7	2016	[41]
Biogas	90.720	241,7	2016	[41]

Autotherme Reformierung

Prozess

Der wesentliche Unterschied zwischen Autothermer und Dampfreformierung liegt in dem Energieeintrag im Reformer. Bei der Autothermen Reformierung wird die notwendige Energie autotherm, also selbst, aufgebracht. Realisiert wird das über eine Partialoxidation im Reformer, welche eine Sauerstoffzufuhr notwendig macht. Es läuft also sowohl die endotherme Reformierung



als auch die exotherme Partialoxidation



ab. Aufgrund des Bedarfs an reinem Sauerstoff wird eine Luftzerlegung benötigt. Wie im Vergleich der Abbildung 35 zur Abbildung 36 zu erkennen sind die anderen Prozesssteile identisch. Auch das eingesetzte Modellerdgas bzw. -biogas ist identisch. Im Nachfolgenden werden nur die wesentlichen Unterschiede beschrieben.

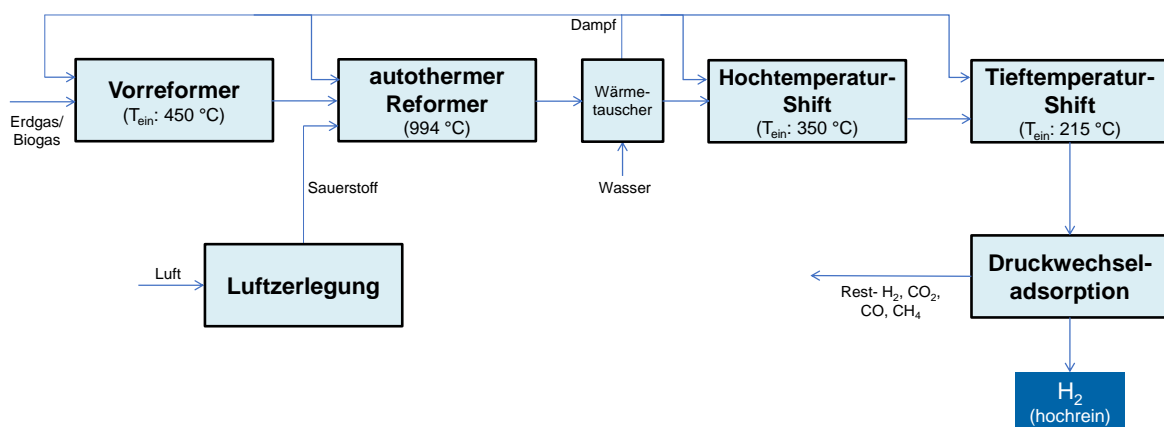


Abbildung 36 Prozessschema Autotherme Reformierung

- **Autothermer Reformer:** Der Reformer wird mit dem Produkt des Vorreformers und Dampf betrieben (Dampf-zu-Kohlenstoff-Verhältnis: 1,5 [31]). Der Reaktor ist ein Gibbs-Reaktor der die freie Enthalpie minimiert. Der Sauerstoffstrom wird so dimensioniert, dass im Reaktor 994 °C erreicht werden [41]. Der Druck beträgt 28,1 bar.
- **Luftzerlegung:** Für die Luftzerlegung wird ein elektrischer Bedarf von $0,3 \text{ kWh/kg O}_2$ angesetzt [128].
- **Wärmeintegration:** Auch hier wird der Wärme- und elektrischer Bedarf durch Erdgasverbrennung bzw. -verstromung gedeckt. Insbesondere durch die Luftzerlegung ist der elektrische Bedarf erhöht.

Betriebsstoffe

Im Modell wurde neben dem Erd-/Biogas noch gereinigtes Wasser mit einem Preis von $0,2 \text{ €/t}$ als Betriebsstoff genutzt [81].

Tabelle 9 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei Erzeugung von 1 kg Wasserstoff in der Autothermen Reformierung

	EIN		AUS	
für Erdgas (ohne CO ₂ -Abscheidung nach Wassergas-Shift)				
Stoff	Erdgas: Reinwasser: Sauerstoff:	2,98 kg 13,1 kg 3,00 kg	H ₂ : CO ₂ :	1,0 kg 8,01 kg
Energie	Elektrizität:	6,58 MJ	Wärme (232→35 °C): 1,94 MJ Wärme (199→70 °C): 1,34 MJ Wärme (172→100 °C): 0,769 MJ Wärme (150→119 °C): 6,57 MJ Wärme (119→40 °C): 7,89 MJ	
für Erdgas (mit CO ₂ -Abscheidung nach Wassergas-Shift)				
Stoff	Erdgas: Reinwasser: Sauerstoff:	2,99 kg 13,0 kg 3,00 kg	H ₂ : CO ₂ :	1,0 kg 0,265 kg
Energie	Elektrizität:	4,42 MJ	Wärme (355→100 °C): 0,857 MJ Wärme (290→49 °C): 0,589 MJ Wärme (270→83 °C): 0,473 MJ Wärme (150→119 °C): 6,57 MJ Wärme (119→40 °C): 7,88 MJ Wärme (83→70 °C): 0,060 MJ	
für Biogas (ohne CO ₂ -Abscheidung nach Wassergas-Shift)				
Stoff	Biogas: Reinwasser: Sauerstoff:	8,86 kg 15,4 kg 4,19 kg	H ₂ : CO ₂ :	1,0 kg 14,3 kg
Energie	Elektrizität:	9,62 MJ	Wärme (529→350 °C): 6,46 MJ Wärme (387→100 °C): 4,83 MJ Wärme (221→35 °C): 2,95 MJ Wärme (194→70 °C): 2,09 MJ Wärme (150→118 °C): 8,15 MJ Wärme (118→40 °C): 9,78 MJ	
für Biogas (mit CO ₂ -Abscheidung nach Wassergas-Shift)				
Stoff	Erdgas: Reinwasser: Sauerstoff:	8,88 kg 15,4 kg 4,20 kg	H ₂ : CO ₂ :	1,0 kg 0,167 kg
Energie	Elektrizität:	5,68 MJ	Wärme (1988→100 °C): 5,09 MJ Wärme (529→350 °C): 6,47 MJ Wärme (302→49 °C): 0,580 MJ Wärme (273→81 °C): 0,442 MJ Wärme (150→118 °C): 8,16 MJ Wärme (118→40 °C): 9,80 MJ Wärme (81→70 °C): 0,04 MJ	

In Tabelle 9 sind die wichtigsten Stoff- und Wärmeströme angegeben, welche für die weitere Kostenmodellierung berücksichtigt werden. Die Werte sind abhängig von der Zusammensetzung des eingesetzten Gases, außerdem spielt hier eine Rolle, ob das CO₂ nach der Wassergas-Shift-Stufe aus dem Gas entfernt wurde oder nicht (vgl. nächstes Kapitel „CO₂-Abscheidung, Reinigung und Verdichtung“).

Zu beachten ist, dass zusätzliche Erd-/Biogasmengen für den nach der Modellierung ggf. noch notwendigen Wärme- und Elektrizitätsbedarf in Tabelle 9 nicht aufgeführt sind. Diese sind in Anlage 4, Tabelle 23 aufgeführt. Damit sind auch zusätzliche CO₂-Emissionen verbunden.

Kapitalkosten

Die Kapitalkosten für die Autotherme Reformierung wurden der gleichen Quelle, wie die der Dampfreformierung entlehnt und sind in Tabelle 10 aufgeführt. Als Degressionsfaktor χ wurde 0,6 verwendet.

Tabelle 10 Kapitalkosten für Autotherme Reformierung (inkl. Wassergas-Shift und H₂-Abtrennung, TPI-Bezug)

Pfad	Anlagengröße t/a H₂	Kosten M€ (2018)	Bezugsjahr	Quelle
Erdgas	151.200	327,0	2016	[41]
Biogas	90.720	327,0	2016	[41]

CO₂-Abscheidung, -Reinigung und -Verdichtung

Prozess

Die CO₂-Abscheidung wird im Modell mittels einer Monoethanolamin(MEA)-Wäsche realisiert. Die Verschaltung der Prozessteile ist in Abbildung 37 dargestellt, der Amin-Kreislauf ist hervorgehoben. Die jeweiligen CO₂-reichen Abgase sind bei der Dampfreformierung nach dem Brenner, bei der Autothermen Reformierung nach den Wassergas-Shift-Reaktoren entnommen.

Eingesetzt wird eine wässrige 30%-ige MEA-Lösung [97], die mit 40 °C [96] in den Absorber gegeben wird und dort selektiv das CO₂ aus dem Gas aufnimmt. Der Absorber besitzt im Modell 10 Stufen auf denen sich jeweils das Gleichgewicht einstellt. Die Gleichgewichtsdaten für die Reaktionen von CO₂ mit einer wässrigen MEA-Lösung wurden einer Veröffentlichung von Jana et al. [98] entnommen. Der Druck entspricht dem jeweiligen Druck des CO₂-Abgasstroms. Für niedriger konzentrierte CO₂-Ströme aus der Dampfreformierung wurde die Aminmenge so eingestellt, dass 90 % des CO₂ aus dem Abgasstrom im Absorber in Lösung übergehen [97]; bei höher konzentrierten Strömen aus der Autothermen Reformierung wurden 99,9 % des CO₂ absorbiert. Das CO₂-arme Gas aus dem Absorber schleppt noch geringe Mengen an MEA mit, welches in einem Scrubber mit geringen Wassermengen wieder ausgewaschen und in den Amin-Kreislauf zurückgeführt wird.

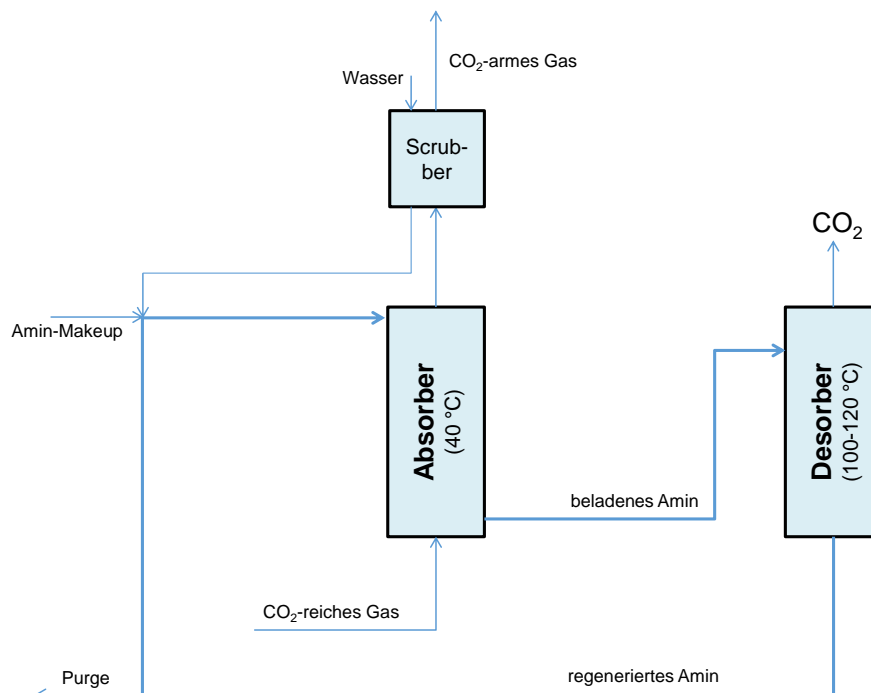


Abbildung 37 Prozessschema CO₂-Abscheidung

Das beladene Amin wird in einer zweiten Kolonne, dem Desorber, aufgeheizt, so dass 50 % des enthaltenen CO₂ [99] ausgetrieben werden. Der Druck im Desorber wird gegebenenfalls auf 2 bar herabgesetzt, falls der Eingangsdruck des CO₂-reichen Gasstroms nicht schon darunter lag.

Der Purgestrom ist so gewählt, dass 1,6 kg MEA je abgeschiedener Tonne CO₂ [129] ausgeschleust werden. Frisches MEA muss in einem Makeup-Strom wieder hinzugegeben werden.

Im Anschluss an die CO₂-Abscheidung erfolgt eine Kompression des CO₂ auf 110 bar (siehe Abbildung 38). Damit verbunden ist eine Reinigung des CO₂, bei der vor allem überschüssiges Wasser entfernt wird [102]. Die Kompression verläuft über mehrere Stufen, nach den ersten beiden Stufen wird jeweils das durch die Druckerhöhung auskondensierende Wasser abgeschieden. Nach der zweiten Kompressionsstufe schließt sich noch eine absorptive Reinigung über ein Molsieb an, bei der der Wassergehalt auf 1 ppm abgesenkt wird.

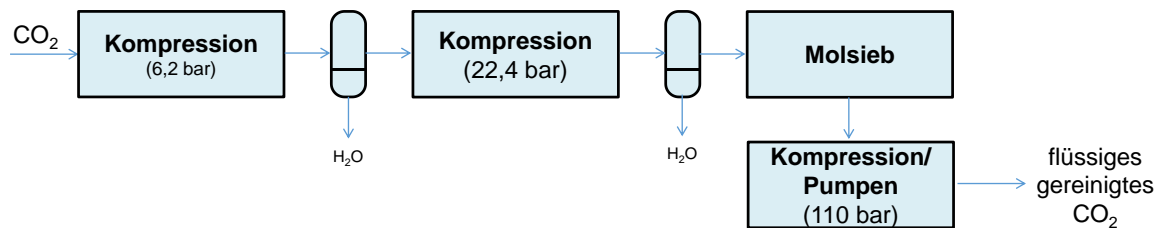


Abbildung 38 Prozessschema CO₂-Reinigung und -Kompression

Ein anschließender Transport sowie die Verspressung in einer CO₂-Lagerstätte war nicht Bestandteil der Modellierung.

Betriebsstoffe

MEA, welches kontinuierlich ausgetauscht werden muss, wurde im Modell mit einem Preis von 2072 €/t [130] berücksichtigt.

Ströme

In den Tabellen 11 und 12 sind die wichtigsten Stoff- und Wärmeströme angegeben, welche für die weitere Kostenmodellierung berücksichtigt werden.

Tabelle 11 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei der CO₂-Abscheidung, -Reinigung und -Verpressung zur Erzeugung von 1 kg Wasserstoff (Erdgas)

	EIN		AUS		
für Erdgas (Dampfreformierung)					
Stoff	MEA:	0,012 kg	CCS-CO ₂ :	7,41 kg	
Energie			Wärme (196→67 °C):	0,947 MJ	
			Wärme (146→53 °C):	0,956 MJ	
			Wärme (139→45 °C):	0,688 MJ	
			Wärme (100→55 °C):	1,26 MJ	
			Wärme (80→40 °C):	26,0 MJ	
			Wärme (77→57 °C):	2,75 MJ	
		Elektrizität:	3,14 MJ	Wärme (67→51 °C):	0,295 MJ
		Wärme (95 °C):	31,7 MJ	Wärme (57→30 °C):	1,57 MJ
				Wärme (55→40 °C):	3,69 MJ
				Wärme (53→37 °C):	0,382 MJ
				Wärme (51→28 °C):	0,276 MJ
				Wärme (45→28 °C):	0,153 MJ
				Wärme (37→32 °C):	0,574 MJ
			Wärme (32→28 °C):	0,191 MJ	
für Erdgas (Autotherme Reformierung)					
Stoff	MEA:	0,012 kg	CCS-CO ₂ :	7,73 kg	
Energie			Wärme (196→53 °C):	1,07 MJ	
			Wärme (146→54 °C):	0,99 MJ	
			Wärme (139→45 °C):	0,72 MJ	
			Wärme (83→40 °C):	19,0 MJ	
			Wärme (78→70 °C):	0,360 MJ	
		Elektrizität:	2,95 MJ	Wärme (70→59 °C):	0,721 MJ
		Wärme (98 °C):	21,0 MJ	Wärme (59→30 °C):	0,901 MJ
				Wärme (54→37 °C):	0,396 MJ
				Wärme (53→28 °C):	0,309 MJ
				Wärme (45→28 °C):	0,160 MJ
				Wärme (37→31 °C):	0,594 MJ
				Wärme (31→28 °C):	0,198 MJ

Tabelle 12 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei der CO₂-Abscheidung, -Reinigung und -Verpressung zur Erzeugung von 1 kg Wasserstoff (Biogas)

	EIN		AUS		
für Biogas (Dampfreformierung)					
Stoff	MEA:	0,021 kg	CCS-CO ₂ :	13,0 kg	
Energie			Wärme (196→67 °C):	1,66 MJ	
			Wärme (146→53 °C):	1,67 MJ	
			Wärme (139→45 °C):	1,21 MJ	
			Wärme (100→53 °C):	1,77 MJ	
			Wärme (81→40 °C):	43,9 MJ	
			Wärme (76→56 °C):	4,54 MJ	
		Elektrizität:	5,46 MJ	Wärme (67→51 °C):	0,518 MJ
		Wärme (93 °C):	52,7 MJ	Wärme (56→30 °C):	12,59 MJ
				Wärme (53→37 °C):	0,671 MJ
				Wärme (53→40 °C):	3,98 MJ
				Wärme (51→28 °C):	0,484 MJ
				Wärme (45→28 °C):	0,268 MJ
				Wärme (37→32 °C):	1,01 MJ
			Wärme (32→28 °C):	0,335 MJ	
Für Biogas (Autotherme Reformierung)					
Stoff	MEA:	0,023 kg	CCS-CO ₂ :	14,2 kg	
Energie			Wärme (196→53 °C):	1,96 MJ	
			Wärme (146→54 °C):	1,81 MJ	
			Wärme (139→45 °C):	1,32 MJ	
			Wärme (82→40 °C):	33,0 MJ	
			Wärme (77→70 °C):	0,633 MJ	
		Elektrizität:	5,38 MJ	Wärme (70→58 °C):	1,27 MJ
		Wärme (97 °C):	36,7 MJ	Wärme (58→30 °C):	1,58 MJ
				Wärme (54→37 °C):	0,725 MJ
				Wärme (53→28 °C):	0,565 MJ
				Wärme (45→28 °C):	0,293 MJ
				Wärme (37→32 °C):	1,09 MJ
				Wärme (32→28 °C):	0,363 MJ

Kapitalkosten

Die Kapitalkosten für die Abscheidung (s. Tabelle 13) sind prozentuale Mehrkosten für blauen Wasserstoff nach Collodi et al. [81] verwendet worden, und auf die Kapitalkosten nach [41] aufgeschlagen worden. Dabei wird zwischen den verschiedenen Punkten der Abscheidung unterschieden. Die Abscheidung des verdünnten CO₂ nach der Verbrennung (Dampfreformierung) ist aufwändiger als die von konzentriertem CO₂ nach der Wassergas-Shift-Stufe (Autotherme Reformierung). Bei der Autothermen Reformierung mit Erdgas sind jedoch die Kapitalkosten noch um den Mehraufwand erhöht worden, der durch die zusätzliche Abscheidung des Verbrennungs-CO₂ für die Energiegewinnung verursacht

wird. Generell sind in diesen Kosten auch gegebenenfalls Einsparungen für den jeweiligen Hauptprozess enthalten, so dass dessen Kosten nicht modifiziert werden.

Für Biogas wurde die jeweilige Änderung der modellierten CO₂-Abscheidevorrichtungen berücksichtigt. Dabei ist aufgrund des CO₂ im Biogas einerseits mehr CO₂ pro produzierten Wasserstoff enthalten, andererseits wird das CO₂ des zusätzlich energetisch benötigten Biogases nicht abgeschieden. Als Degressionsfaktor χ wurde der Wert 0,67 der Dampf-reformierungsprozesse gewählt.

Tabelle 13 Kapitalkosten für CO₂-Abscheidung, -Reinigung und -Verdichtung (TPI-Bezug)

Pfad	Anlagengröße t/a H₂	Kosten M€ (2018)	Bezugsjahr	Quelle
Erdgas-DR	151.200	190,0	2016	[41] [81]
Erdgas-ATR	151.200	103,5	2016	[41] [81]
Biogas-DR	151.200	207,8	2016	[41] [81]
Biogas-ATR	151.200	63,7	2016	[41] [81]

Biomassevergasung – Wirbelschicht

Prozess

Die Modellierung der Wirbelschichtvergasung wurde der Prozess in 4 Teilschritte unterteilt, die übersichtsartig in Abbildung 35 dargestellt sind.

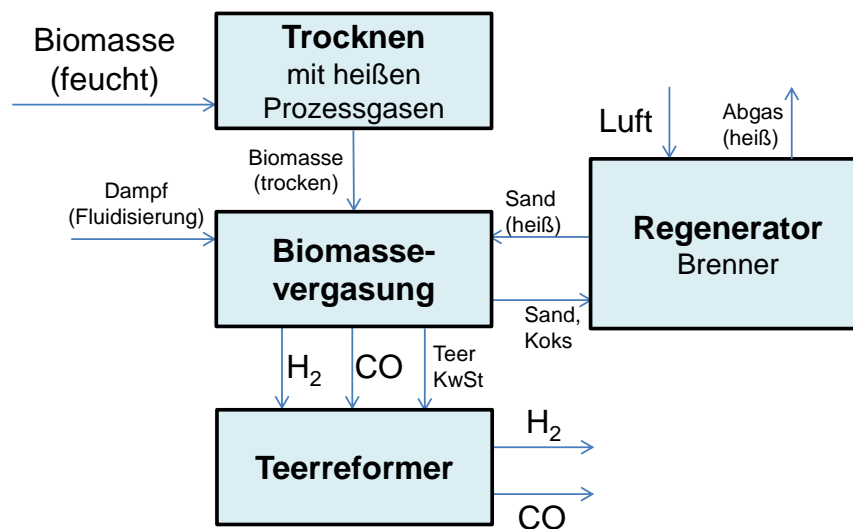


Abbildung 39 Prozessschema Biomassevergasung – Wirbelschicht

- Im ersten Modellschritt wird die zerkleinerte Biomasse bei 113 °C und Umgebungsdruck getrocknet. Die dafür notwendige Wärmemenge entstammt den Rauchgasen des Regenerators. Dafür wurde in Aspen Plus ein stöchiometrischer Reaktor modelliert, in dem feuchte Biomasse (50 % Feuchte) zu trockener Biomasse (5 % Feuchte) und Wasser umgesetzt wird. Als Biomasse wurde Pappel als gut geeignete schnellwachsende Anbaubiomasse [73] ausgewählt.
- Die Vergasung der trockenen Biomasse findet in einer Wirbelschicht statt. Diese besteht zum großen Teil aus Sand besteht (Sand/Biomasse-Verhältnis ca. 24:1). Der Sand agiert als Wärmeträger und liefert die notwendige Prozesswärme für das Aufheizen der Biomasse und die endothermen Vergasungsreaktionen. Als Fluidisierungsmedium der Wirbelschicht wird Wasserdampf eingesetzt. Die Menge beträgt dabei 40 % der eingesetzten Biomasse. Die Temperatur beträgt 890 °C. Im Modell wird der Wirbelschichtvergasung in Anlehnung an [73] bei 1,6 bar betrieben; für weitere Synthesen muss das Synthesegas im Anschluss komprimiert werden.

Die Vergasung der Biomasse wird in Anlehnung an die Literatur [73] über ein stöchiometrisches Reaktormodell, in dem die jeweiligen Umsätze vorgegeben sind, dargestellt. Es entstehen fester Kohlenstoff (Koks), Teer, Synthesegas, Kohlenwasserstoffe und Asche.

- Der Koks lagert sich auf der Sandoberfläche ab und wird im Regenerator verbrannt. Dabei erhitzt sich der Sand auf 1125 °C, bevor er wieder zurück in den Wirbelschichtreaktor geführt wird. Aus diesem Kreislauf werden 0,01 % als Purgestrom entfernt und mit frischem Sand erneuert. Das heiße Rauchgas wird ebenfalls als Wärmelieferant an verschiedenen Stellen des Prozesses genutzt.

Neben dem entstehenden Koks, muss auch ein gewisser Teil (ca. 10 %) des Synthesegases für die aufzubringenden Wärmemengen im Hochtemperaturbereich, vor allem für die Wärmebereitstellung des Teerreformers und teilweise auch für die Vergasung verbrannt werden. Die Verbrennungen sind in einem Gibbs-Reaktormodell mit einem λ -Wert von 1,2 hin zum thermodynamisch zu erwartenden Gleichgewicht modelliert.

- Das entstehende Synthesegas enthält neben CO und H₂ auch Methan und viele höhere Kohlenwasserstoffe bis hin zu Teer. Für Teer wurde die Modellkomponente Naphthalin C₁₀H₈ verwendet.

Um diese Komponenten größtenteils zu entfernen, wird ein Teerreforming durchgeführt, bei dem die Kohlenwasserstoffe katalytisch mit dem im Rohsynthesegas enthaltenen Wasserdampf zu CO und H₂ reagieren. Dieser Prozess ist endotherm, die Eintrittstemperatur in den Reaktor beträgt ca. 1300 °C, der Druck wie bei der Vergasung 1,6 bar. Die zyklische Regeneration des Katalysators wurde nicht berücksichtigt. Die Umsätze des Teerreformers wurden der Literatur entnommen [73] und als Randbedingung eines stöchiometrisch arbeitenden Reaktormodells gesetzt.

Im Anschluss an die Biomassevergasung schließt sich eine Wassergas-Shift-Stufe an, bei der 99 % des Kohlenmonoxids umgesetzt wird [32].

Betriebsstoffe

Neben der Biomasse wird für den Prozess Sand als Wärmeüberträger benötigt. Ein weiterer Betriebsstoff ist der Katalysator für das Teerreforming, welcher auch kontinuierlich erneuert werden muss (pro Jahr werden 3,6 % ersetzt). Nach [73] betragen die Kosten für Sand 174 €/t, wobei pro Tonne Produkt (im Fall der Fischer-Tropsch-Synthese) 15 kg Sand benötigt werden. Für die Erneuerung des Katalysators ergeben sich jährlich nur sehr geringfügige Kosten von 0,016 € je Tonne Produkt (bei Fischer-Tropsch-Synthese).

Ströme

Tabelle 14 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei Erzeugung von 32 MJ Syngas (Heizwertbezug, entspricht einem Liter Benzinäquivalent) bei Biomassevergasung (Wirbelschicht)

	EIN		AUS	
Stoff	Biomasse*:	4,99 kg	CO:	1,47 kg
	Sand:	6,74 g	H ₂ :	0,143 kg
Energie	Elektrizität:	2,78 MJ	Wärme (945→230 °C):	2,72 MJ
			Wärme (899→230 °C):	2,54 MJ
			Wärme (113→73 °C):	0,57 MJ
			Wärme (73→63 °C):	3,27 MJ
			Wärme (63→40 °C):	3,20 MJ

* Wassergehalt: 50 %

In Tabelle 14 sind die wichtigsten Stoff- und Wärmeströme angegeben, welche für die weitere Kostenmodellierung berücksichtigt werden. Darin ist eine Komprimierung auf 25 bar für anschließende Synthesen enthalten. Die Stoff- und Wärmeströme der anschließenden Wassergas-Shift-Reaktion sind in Tabelle 15 gesondert aufgeführt.

Tabelle 15 Übersicht über spezifische Edukt-, Produkt- sowie Energiemengen bei der Wassergas-Shift des Rohsynthesegases aus der Biomassevergasung (Wirbelschicht) für jeweils 32 MJ Produktgas (Heizwertbezug, entspricht 1 Liter Benzinäquivalent)

	EIN		AUS	
Stoff	CO:	1,57 kg	CO:	0,016 kg
	H ₂ :	0,153 kg	H ₂ :	0,265 kg
	Wasser:	2,21 kg	Wasser:	1,21 kg
			CO ₂ :	2,45 kg
Energie	Wärme (210 °C):	1,98 MJ	Wärme (210→164 °C):	0,406 MJ
	Wärme (30→210 °C):	1,94 MJ	Wärme (164→141 °C):	1,56 MJ
			Wärme (141→109 °C):	1,18 MJ
			Wärme (109→40 °C):	1,18 MJ

Kapitalkosten

Die Kapitalkosten für die Biomassevergasungseinheit (bestehend aus Vorbehandlung, Vergasung und Gasaufbereitung) wurden aus verschiedenen Quellen entnommen und in Tabelle 8 tabellarisch aufgeführt. Die Kapitalkosten wurden konservativ ausgewählt, um den Unsicherheiten bei der Umsetzung der Biomassevergasung Rechnung zu tragen. Zudem wurde eine Quelle verwendet, die sowohl für Wirbelschichtvergasung, als auch für Flugstromvergasung Daten für Kapitalkosten angibt. Nach [80] ergibt sich ein Degressionskoeffizient χ von 0,755 (als Mittelwert der angegebenen Degressionskoeffizienten relevanter Teile einer Biomassevergasungseinheit).

Tabelle 16 Kapitalkosten für Biomassevergasung in Wirbelschicht (TPI-Bezug)

Anlagengröße MW (Biomasse)	Kosten M€ (2018)	Bezugsjahr	spez. CAPEX €/kW (Biomasse)	Quelle
432	110,1	2007	254	[73]
389	129,3	2010	333	[104]
400	419,7	2011	1050	[107]
300	194,6	2013	648	[131]
10	11,7	2013	1170	[132]

Die Kapitalkosten der WGS sind in Tabelle 17 aufgeführt. Der Degressionskoeffizient χ ist mit 0,67 angenommen worden [108].

Tabelle 17 Verwendete Kapitalkosten für die Wassergas-Shift-Reaktion (TPI-Bezug)

Anlagengröße kg/s	Kosten M€ (2018)	Bezugsjahr	Quelle
150	15,4	2014	[108]

Verflüssigung von Wasserstoff

Die Kapitalkosten betragen für eine Anlage mit einer Kapazität von 260.000 t/a nach [86] umgerechnet 1250 M€ (Jahr 2019). Der Degressionskoeffizient wurde mit 0,69 – einem Wert für Luftzerlegungsanlagen [133] – abgeschätzt.

Die Verflüssigung von Wasserstoff ist relativ energieintensiv. Bossel et al. [109] geben in Abhängigkeit von der Anlagengröße einen mit zunehmender Anlagengröße sinkenden Energiebedarf an, der sich mit folgender Gleichung beschreiben lässt:

$$E = 18,60 + 96,04 \cdot \exp(-0,8249 \cdot \log_{10} \dot{m})$$

E ist die für die Verflüssigung notwendige Energie in % des Energiegehaltes (Brennwert) des verflüssigten Wasserstoffs (141,8 MJ/kg)

\dot{m} ist der durchgesetzte Massestrom des Wasserstoffs in kg/h (als Maß für die Anlagenkapazität)

Zusätzlich sind noch weitere OPEX-Kosten von jährlich 4 % des CAPEX anzusetzen [86]. Die Anlagenlebensdauer wurde mit 30 Jahren angenommen.

Als Alternative zur Verflüssigung könnte zukünftig für den Wasserstofftransport auch der Einsatz von LOHC (flüssigen organischen Wasserstoffträgern – *liquid organic hydrogen carrier*) in Betracht gezogen werden. Das sind flüssige Stoffe, die vor dem Transport Wasserstoff aufnehmen und am Zielort für die Nutzung wieder abgeben können. Dabei wird der Stoff selbst umgewandelt, d. h. hydriert und dehydriert. Vor allem Aromaten, wie z. B. Toluol eignen sich dafür, sie nehmen bei der Umwandlung in Naphthene (bei Toluol: Methylcyclohexan) mehrere Wasserstoffmoleküle auf und können sie bei der Rückumwandlung wieder abgeben.

Schiffstransport (inkl. Im- und Exportterminal) – Wasserstoff

Für den Schiffstransport wurden prinzipiell drei zusammenhängende Modelle berücksichtigt (Schiff, Importterminal, Exportterminal):

Schiff

Der Wasserstoff wird in flüssiger Form transportiert, er besitzt dabei eine Temperatur von -252 °C, dafür sind spezielle Schiffe mit isolierten Tanks notwendig. Die Rahmendaten für die Modellierung sind in Tabelle 18 aufgeführt.

Tabelle 18 Genutzte Modelldaten für Schiffstransport von H₂ [86]

Schiffstransport für Wasserstoff (flüssig)		Werte für Modellierung	
CAPEX		368	M€/Schiff (Jahr 2019)
Kapazität		11000	t H ₂ /Schiff
Kraftstoffbedarf	voll	1487	MJ/km
	leer	1381	MJ/km
mittl. Geschwindigkeit		30	km/h
Flashrate		1,3	%/Befüllung
Verdampfungsrate		0,2	%/Tag
sonst. OPEX		4	%/(CAPEX)/a
Betriebsdauer		30	Jahre

Die Flashrate bezeichnet die Menge an flüssigem Wasserstoff, die pro Befüllung verdampft. Die Verdampfungsrate gibt die Menge der Verdampfung an, welche notwendig ist, um durch Verdampfungskühlung die Temperatur in den Schiffstanks aufrechtzuerhalten. Der verdampfte Wasserstoff kann aufgefangen werden und reicht aus, um das Schiff anzutreiben. Für die Rückreise wurde angenommen, dass Schweröl eingesetzt wird, mit Kosten von 300 €/t [134]. Als Liegezeit wurden insgesamt 3 Tage pro Transport angenommen.

Terminals

Die Im- und Exportterminals wurden so dimensioniert, dass Wasserstoff von 10 Produktionsanlagen verschifft werden können. Die zugrunde gelegten Werte für die Modellierung sind in Tabelle 19 aufgeführt.

Die notwendige Anzahl der Tanks ergibt sich aus der notwendigen Kapazität zur Beladung eines Schiffs mit zusätzlichen Kapazitäten, die sich aus der Vorhaltezeit ergeben.

Tabelle 19 Genutzte Modelldaten für Terminals (Schiffstransport) für H₂ (nach [86] bzw. eigenen Annahmen)

Terminals für Wasserstoff (flüssig)	Exportterminal Werte für Modellierung		Importterminal Werte für Modellierung	
CAPEX	259	M€/Tank (Jahr 2019)	286	M€/Tank (Jahr 2019)
Kapazität	3190	t H ₂ /Tank	3550	t H ₂ /Tank
Flashrate	0,1	%/Befüllung	0,1	%/Befüllung
Verdampfungsrate	0,1	%/Tag	0,1	%/Tag
Vorhaltezeit	7	Tage	20	Tage
Elektrizitätsbedarf	0,61	kWh/kg	0,2	kWh/kg
sonst. OPEX	4	%(CAPEX)/a	4	%(CAPEX)/a
Betriebsdauer	30	Jahre	30	Jahre

Lkw-Transport – Wasserstoff und flüssige Energieträger

Der Lkw-Transport wird anhand der in Tabelle 20 angegebenen Daten modelliert. Als Kraftstoff wurde Dieselkraftstoff angenommen (Kosten im Modell 1,05 €/l). Beim Transport von Wasserstoff wurde eine Flashrate von 1 % angenommen.

Tabelle 20 Genutzte Modelldaten für Lkw-Transport ([86, 135], eigene Annahmen)

Lkw-Transport Wasserstoff (flüssig) und Flüssigkeiten	Exportterminal Werte für Modellierung	
CAPEX	0,165	M€/Lkw (Jahr 2019)
Kapazität	35	m ³
Flashrate	1,0	%/Befüllung (nur Wasserstoff)
Kraftstoffverbrauch	1220,1	MJ/100 km
Fahrer	20,5	€/h
Fahrtzeit	45	h/Woche
mittlere Geschwindigkeit	50	km/h
sonst. OPEX	12	% (CAPEX)/a
Betriebsdauer	12	Jahre

Pipelinetransport – Wasserstoff

Wie bei den Im- und Exportterminals wird hier angenommen, dass eine Pipeline den Wasserstoff von 10 Anlagen transportiert.

Für den Transport von Wasserstoff über Pipelines wurde alle 150 km eine Verdichterstation vorgesehen [109], um den auftretenden Druckverlust über die vorherige Teilstrecke zu kompensieren. Die Verdichterstationen werden mit dem transportierten Medium – in diesem Fall also Wasserstoff – betrieben. Die grundsätzlichen Annahmen sind in Tabelle 21 aufgeführt.

Tabelle 21 genutzte Modelldaten zum Pipelinetransport von H₂

Pipelinetransport Wasserstoff (gasf.)	Werte für Modellierung		Quelle/Anmerkungen
CAPEX	$0,004 \cdot d^2 + 0,6 \cdot d + 329$	€/m	[136] d: Durchmesser in mm
Nutzungsgrad	75	%	[86]
Druck	100	bar	[86]
Geschwindigkeit in Pipeline	ca. 5–15	m/s	muss für Einzelfall optimiert werden
Rauigkeit der Pipeline (→ Druckverlust)	0,0015	mm	Annahme

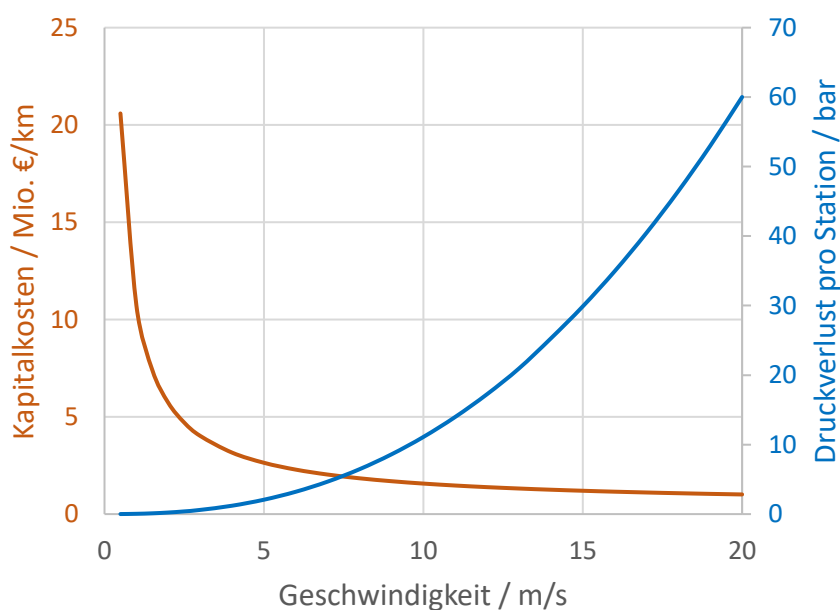


Abbildung 40 Kenndaten für eine Pipeline (Kapazität ca. 350.000 t/a H₂) in Abhängigkeit der Geschwindigkeit des Mediums (modelliert)

Die Geschwindigkeit mit der der Wasserstoff durch die Pipeline bewegt wird, wird durch den Durchmesser der Pipeline beeinflusst. Je größer der Durchmesser, umso geringer sind die für den Transport einer bestimmten Wasserstoffmenge erforderlichen Geschwindigkeiten. Allerdings wachsen mit dem Rohrdurchmesser auch die Kapitalkosten (s. Abbildung 40). Je höher die Geschwindigkeit, umso höher ist der Druckverlust zwischen den Verdichterstationen (s. Abbildung 40) und umso höher ist der Aufwand beim Verdichten.

Zwischen Kapitalkosten und Betriebskosten (für Energieaufwand der Verdichter) existiert ein Optimum, welches abhängig von den Rahmenbedingungen bestimmt wurde. Wichtige Einflussgrößen sind bei dieser Auslegung die Länge der Pipeline, der zu transportierende Volumenstrom und die Kosten des Wasserstoffs.

Verteilungsnetz – Wasserstoff

Für die Distribution wurde analog zum Ferntransport per Pipeline ein Verteilungsnetz modelliert. Aufgrund der geringeren Länge sind keine Verdichterstationen notwendig. Vom großen Verteilernetz zweigen kleinere Netze ab, die den Wasserstoff zu den Endverbrauchern bringen und die bei deutlich geringeren Drücken arbeiten. Die Kosten für diese Netze müssen ebenfalls berücksichtigt werden.

Tabelle 22 genutzte Modelldaten zur Modellierung eines H₂-Verteilnetzes [86]

Verteilernetz Wasserstoff (gasf.)	Werte für Modellierung	
CAPEX	$0,0034 \cdot d^2 + 0,6 \cdot d + 329$	€/m d: Durchmesser in mm
Nutzungsgrad	100	%
Druck	80	bar
Abzweigende Netze		
Länge	3	km
Durchfluss	365	t/a
CAPEX	300	€/m
Druck	10	bar

Die ermittelten Kosten beziehen sich auf einen Neubau der Netze. Hier ist anzumerken, dass teilweise schon Wasserstoffnetze bestehen. Zudem ist die Nutzung der Erdgasinfrastruktur mit H₂ als Beimischung im Erdgas möglich. Falls diese Möglichkeiten vorhanden sind, könnte die Verteilung von Wasserstoff kostengünstiger erfolgen.

Anlage 3

Modellierung von Wärmeströmen und Kühlbedarf – technischer Anhang

Die bei den Prozessen entstehenden Wärmeströme und der im Prozess benötigte Wärmebedarf wurden mittels einer PINCH-Analyse gegenübergestellt, so dass eine möglichst große Menge des Wärmebedarfs mit prozesseigener Energie gedeckt werden kann. Als minimale Temperaturdifferenz zwischen warmem und kaltem Strom wurden 5 K festgelegt.

Aus dieser Modellierung ergeben sich sowohl die zusätzlich im Prozess benötigten Wärmemengen als auch die anfallenden Wärmeströme, die - je nach Temperaturniveau - genutzt werden können oder passiv bzw. aktiv gekühlt [128] werden müssen:

- **bis 40 °C:** Aktive Kühlung über Ammoniakadsorptionskühlung [128]. Pro 1 MJ zugeführter Wärme werden 0,34 MJ Wärme des zu kühlenden Stromes abgeführt [137]. Pro kW Kühlleistung werden 500 € Kapitalkosten benötigt [138].
- **40 bis 60 °C:** Aktive Wasserkühlung [128], mit Kühlwasser welches mit einem Preis von 0,086 €/m³ einbezogen wurde [82]. Ein kW Kühlleistung besitzt Kapitalkosten von 20 € [139].
- **60 bis 100 °C:** Passive Luftkühlung. Hier werden Kapitalkosten von 20 €/kW [138] benötigt.
- **100 bis 250 °C:** Diese Wärmeströme können zur Wärmebereitstellung verwendet werden (auch zum Verkauf von Wärme). Ein Nutzungsgrad von 95 % wurde angenommen.
- **250 bis 500 °C:** Die Wärme kann genutzt werden um Dampfturbinen anzutreiben, welche Elektrizität erzeugen können. Der Wirkungsgrad für Wärme aus diesem Temperaturbereich wurde mit 60 % angenommen.
- **Ab 500 °C:** Die Wärme in diesem Bereich entsteht i. d. R. aus Verbrennungsprozessen und wird im Modell mit einer Gasturbine zu Elektrizität mit einem Wirkungsgrad von 65 % umgewandelt. Die angesetzten Kapitalkosten für Dampf- und Gasturbine wurden aus [104] entnommen.

Anlage 4

Erd-/Biogasbedarf für Elektrizität und Wärme

In den Pfaden, die von Erd- oder Biogas ausgehen, wird der über die Modellergebnisse herausgehende zusätzliche Strom- und Wärmebedarf ebenfalls aus diesen Einsatzstoffen gedeckt. Dabei werden folgende Wirkungsgrade angenommen:

- **Stromerzeugung:** 60 %
- **Wärmeerzeugung:** 100 %
- **Kombinierte Strom- u. Wärmeerzeugung (Kraft-Wärme-Kopplung):** 90 %
(40 % elektrisch, 50 % thermisch)

Die für die jeweiligen Pfade daraus ermittelten Erdgas- bzw. Biogasmengen pro Kilogramm Wasserstoff sind in Tabelle 23 aufgeführt. Dieser Bedarf ist zusätzlich zu in den Tabellen 7 und 9 aufgeführten Werten zu sehen.

Tabelle 23 Erd- und Biogasmengen für zusätzlichen Energiebedarf

Pfad	Erd-/Biogas kg/kg H ₂
<i>Erdgas</i>	
Dampfreformierung	0,109
Autotherme Reformierung	0,227
Dampfreformierung (mit CO ₂ -Abscheidung)	1,203
Autotherme Reformierung (mit CO ₂ -Abscheidung)	1,02
<i>Biogas</i>	
Dampfreformierung	0,274
Autotherme Reformierung	0,411
Dampfreformierung (mit CO ₂ -Abscheidung)	3,68
Autotherme Reformierung (mit CO ₂ -Abscheidung)	3,04