

Hy-NOW

Evaluierung der Verfahren und Technologien für die Bereitstellung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse

Endbericht

Konstantin Zech
Elias Grasemann
Katja Oehmichen
Isabel Kiendl
Ralf Schmersahl
Stefan Rönsch
Werner Weindorf (LBST)
Simon Funke (Fraunhofer ISI)
Julia Michaelis (Fraunhofer ISI)
Martin Wietschel (Fraunhofer ISI)
Michael Seiffert
Franziska Müller-Langer

Deutsches Biomasseforschungszentrum gGmbH (DBFZ)

Torgauer Straße 116
04347 Leipzig

Tel.: +49 341 2434 - 112

Fax: +49 341 2434 - 133

www.dbfz.de
info@dbfz.de

Gefördert durch

Nationales Innovationsprogramm Wasserstoff- und
Brennstoffzellentechnologie



Beauftragt durch

Bundesministerium für Verkehr, Bau und Stadtentwicklung
Invalidenstraße 44
10115 Berlin

In Abstimmung mit

Nationale Organisation Wasserstoff- und
Brennstoffzellentechnologie
Fasanenstraße 5
10623 Berlin

Dr. Oliver Ehret

Tel.: +49-30-311-6116-17

E-Mail: oliver.ehret@now-gmbh.de

Ansprechpartner

Deutsches Biomasseforschungszentrum
gemeinnützige GmbH
Torgauer Straße 116
04347 Leipzig

Tel.: +49-341-2434-112

Fax: +49-341-2434-133

E-Mail: info@dbfz.de

Internet: www.dbfz.de

Dipl.-Wi.-Ing. Konstantin Zech

Tel.: +49-341-2434-478

E-Mail: konstantin.zech@dbfz.de

Dr.-Ing. Michael Seiffert

Tel.: +49-341-2434-445

E-Mail: michael.seiffert@dbfz.de

In Zusammenarbeit mit



Ludwig-Bolkow-Systemtechnik GmbH

Daimlerstraße 15
85521 Ottobrunn

Dipl.-Ing.(FH) Werner Weindorf

Tel.: +49-89-608110-34
E-Mail: werner.weindorf@lbst.de

und



Fraunhofer Institut für System- und Innovationsforschung

Breslauer Straße 48
76139 Karlsruhe

Prof. Dr. rer. pol. Martin Wietschel

Tel.: +49 721 6809-254
E-Mail: martin.wietschel@isi.fraunhofer.de

Dipl.-Wi.-Ing. Simon Funke

Tel.: +49 721 6809-415
E-Mail: simon.funke@isi.fraunhofer.de

Dipl.-Kffr. Julia Michaelis

Tel.: +49 721 6809-463
E-Mail: julia.michaelis@isi.fraunhofer.de

Stand Datenerfassung

Erstelldatum

Freigabe Endversion

Projektnummer DBFZ

Kennzeichen PTJ

Dezember 2011

April 2012

Juni 2013

3410010

03BST07

Aufsichtsrat:

Bernt Farcke, BMELV, Vors.
Berthold Goeke, BMU
Anita Domschke, SMUL
Dirk Inger, BMVBS
Karl Wollin, BMBF

Geschäftsführung:

Prof. Dr.-mont. Michael Nelles (wiss.)
Daniel Mayer (admin.)

Sitz und Gerichtsstand: Leipzig
Amtsgericht Leipzig HRB 23991
Steuernummer: 232/124/01072
Ust.-IdNr. DE 259357620
Deutsche Kreditbank AG
Kto.-Nr.: 1001210689
BLZ: 120 300 00

Zusammenfassung

Für die künftige Versorgung des Mobilitätssektors mit nachhaltig erzeugtem Wasserstoff wird die Konversion von Biomasse als eine bedeutende Herstellungsoption angesehen. In dieser Studie werden verschiedene für die Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse geeignete Verfahren und Technologien evaluiert. Dies umfasst sowohl thermo-chemische Verfahren - wie z.B. die Vergasung von Biomasse in Festbett-, Wirbelschicht- und Flugstromvergasern oder die Dampfreformierung biogener Sekundärenergieträger (z. B. Biogas) - als auch biochemische Verfahren, wie die Vergärung von Biomasse zu Wasserstoff oder die Photolyse von Wasser. Nach einer grundlegenden Klassifizierung aller geeigneten Optionen werden drei Verfahren, die für eine kurz- bis mittelfristige Realisierung in einer Demonstrationsanlage am geeignetsten erscheinen, ausgewählt. Für diese werden anschließend Anlagen- und Bereitstellungskonzepte entworfen und einer Detailanalyse unterzogen. Zwei der detailliert untersuchten Anlagenkonzepte basieren auf der allothermen Wirbelschichtvergasung (Konzepte 1 und 2) und ein drittes auf der Dampfreformierung von Biogas (Konzept 3). Die jeweilige Erzeugungsleistung beträgt $9 \text{ MW}_{\text{H}_2}$ ($270 \text{ kg}_{\text{H}_2}/\text{h}$) für Konzept 1, $3 \text{ MW}_{\text{H}_2}$ ($90 \text{ kg}_{\text{H}_2}/\text{h}$) für Konzept 2 sowie $6 \text{ MW}_{\text{H}_2}$ ($180 \text{ kg}_{\text{H}_2}/\text{h}$) für Konzept 3. In der Detailanalyse werden die Anlagen- bzw. Bereitstellungskonzepte technisch, ökonomisch und ökologisch bewertet. Vorab wird die Rohstoffverfügbarkeit analysiert.

Es zeigt sich, dass ausreichend Rohstoffe (Biomasse) für die Durchführung von Demonstrationsvorhaben für jedes der drei untersuchten Konzepte vorhanden sind. Die in Deutschland vorhandenen Rohstoffpotenziale werden jedoch zu großen Teilen bereits durch andere Anwendungen ausgeschöpft, weswegen eine sorgfältige Standortplanung unter besonderer Berücksichtigung regionaler oder lokaler Rohstoffverfügbarkeiten unerlässlich ist. Insgesamt ergeben sich rohstoffseitig jedoch Vorteile für vergasungsbasierte Anlagenkonzepte.

Die technische Bewertung zeigt Nachteile für das vergärungsbasierte Anlagenkonzept im Bereich der Wirkungsgrade. Unter Berücksichtigung thermodynamischer Kriterien erscheinen vergasungsbasierte Verfahren vorteilhafter, da diese insgesamt durch geringere Verluste gekennzeichnet sind - besonders bei größerer Anlagenleistung.

Das vergasungsbasierte Anlagenkonzept 1 weist mit $59,0 \text{ EUR}/\text{GJ}_{\text{H}_2}$ ($7,1 \text{ EUR}/\text{kg}_{\text{H}_2}$) spezifische Kosten für die Wasserstoffbereitstellung auf, die auf einem Niveau ähnlich dem des vergärungsbasierten Anlagenkonzepts 3 liegen ($54,2 \text{ EUR}/\text{GJ}_{\text{H}_2}$ bzw. $6,5 \text{ EUR}/\text{kg}_{\text{H}_2}$). Das vergasungsbasierte Anlagenkonzept 2 liegt baugrößenbedingt ca. 30 % darüber ($76,1 \text{ EUR}/\text{GJ}_{\text{H}_2}$ bzw. $9,1 \text{ EUR}/\text{kg}_{\text{H}_2}$). Insgesamt werden 30 bis 40 % der Bereitstellungskosten von der Wasserstoffdistribution verursacht.

Bei der Ökobilanz zeigt sich der große Einfluss der Wasserstoffdistribution auf die Emissionen, Energieverbräuche und Treibhausgasreduzierungsspotenziale. Dies ist vor allem auf den Einsatz von elektrischem Strom zur Verdichtung des Wasserstoffs zurückzuführen, sofern der aktuelle deutsche Strommix unterstellt wird. Bei der Rohstoffkonversion zu Wasserstoff sind die Unterschiede in der ökobilanziellen Betrachtung gering. Unterschiede gibt es allerdings bei der Rohstoffbereitstellung. Hierbei wird für die vergasungsbasierten Konzepte Waldrestholz als Einsatzstoff angenommen, wohingegen beim Substrat des vergärungsbasierten Konzepts 60 % nachwachsende Rohstoffe unterstellt werden. Dies führt dazu, dass die vergasungsbasierten Konzepte das für Biokraftstoffe ab 2017 vorgeschriebene Ziel von 50 % Treibhausgasreduzierung - im Gegensatz zur vergärungsbasierten Wasserstoffherzeugung - erreichen. Die spezifischen THG-Emissionen betragen ca. $34 \text{ gCO}_2\text{-Äq.}/\text{MJ}$ (bzw. $4,08 \text{ kgCO}_2\text{-Äq.}/\text{kg}_{\text{H}_2}$) für die vergasungsbasierten Anlagenkonzepte 1 und

2 sowie ca. 44 gCO₂-Äq./MJ (bzw. 5,28 kgCO₂-Äq./kg_{H2}) für das vergärungsbasierte Konzept 3. Durch einen höheren Anteil regenerativer Energien im Strommix ließen sich die THG-Emissionen aller drei Konzepte erheblich verringern.

Executive Summary

The conversion of biomass is considered an important option for supplying the future mobility sector with sustainable hydrogen. In this study, various processes and technologies are evaluated that are suitable for a biomass-based production of hydrogen. This includes thermochemical processes such as the gasification of biomass in fixed bed, fluidized bed and entrained-flow gasification and the reforming of secondary bioenergy carriers (e. g. biogas), as well as biochemical processes such as the fermentation of biomass to hydrogen, and the photolysis of water. Following a fundamental pre-screening of the processes, three of them are identified as the most promising options for a short or medium-term realization within a demonstration plant. Plant and supply concepts for these processes are defined and analyzed in detail. Two of the concepts are based on allothermal fluidized bed gasification (concepts 1 and 2) and the third one on steam reforming of biogas (concept 3). The hydrogen production capacity amounts to 9 MW_{H₂} (270 kg_{H₂}/h) with concept 1, 3 MW_{H₂} (90 kg_{H₂}/h) with concept 2 and 6 MW_{H₂} (180 kg_{H₂}/h) with concept 3. The hydrogen production and supply concepts are analyzed based on their technical, economic and environmental performance as well as on the availability of the raw materials (biomass) required.

For each of the concepts assessed, the availability of feedstock is sufficient to allow for the realization of demonstration plants. Significant parts of the existing biomass potentials, however, are used for other applications already. Hence, thorough examination of potential demonstration sites is crucial, giving due consideration to regional or local raw material availabilities. Overall, there are advantages for gasification-based concepts as far as feedstocks are concerned.

The technical assessment shows disadvantages for the fermentation-based plant concept in the net efficiency of the hydrogen production, i. e. the conversion efficiency from biomass to hydrogen. Under consideration of thermodynamic criteria, gasification-based concepts appear advantageous, since they are characterized by smaller losses – especially regarding plants with higher outputs.

The gasification-based concept 1 shows specific hydrogen provision costs of 59.0 EUR/GJ_{H₂} (7.1 EUR/kg_{H₂}). These costs correspond to the fermentation-based concept 3 with provision costs of 54.2 EUR/GJ_{H₂} (6.5 EUR/kg_{H₂}). With 76.1 EUR/GJ_{H₂} (9.1 EUR/kg_{H₂}) the gasification-based concept 2 produces about 30 % higher provision costs mostly due to its smaller size. Generally speaking, 30 to 40 % of the provision costs are caused by the distribution of hydrogen.

The life cycle assessment shows the major influence of hydrogen distribution on emissions, energy consumption and greenhouse gas mitigation potentials. Here, the use of electric power for hydrogen compression is the central determinant, if reference is made to the German electricity mix. The differences in the life cycle assessments are small where the raw material conversion is concerned. There are, however, differences in the feedstock supply. Residual forest wood is assumed as feedstock for the gasification-based concepts assessed, whereas a substrate containing 60 % energy crops is assumed for the fermentation-based process. Only the gasification-based concepts may fulfill the biofuel emission requirements set for 2017, demanding a greenhouse gas mitigation of 50 %. The fermentation-based concept cannot reach this target under the assumptions made. The specific greenhouse gas emissions amount to approx. 34 gCO₂-Eq./MJ (4,08 kgCO₂-Eq./kg_{H₂} resp.) for the gasification-based concepts 1 and 2, and approx. 44 gCO₂-Eq./MJ (5,28 kgCO₂-Eq./kg_{H₂} resp.) for the fermentation-based concept 3. With a larger share of renewable energy in the future electricity mix, the greenhouse gas emissions of all three concepts could be lowered substantially.

Inhalt

Abkürzungsverzeichnis	X
1 Einleitung	1
1.1 Hintergrund und Zielstellung	1
1.2 Vorgehensweise	1
1.3 Struktur des Berichts	2
Teil 1: Pre-Screening der Bereitstellungsoptionen für Biowasserstoff	5
2 Charakterisierung und Bewertung von Konversionstechnologien	5
2.1 Mögliche Bereitstellungspfade	5
2.2 Thermo-chemische Bereitstellungspfade	7
2.2.1 Konversionsrouten basierend auf Vergasung	7
2.2.2 Konversionsrouten basierend auf der Reformierung biogener Sekundärenergieträger	13
2.3 Biochemische Bereitstellungspfade	14
2.3.1 Fermentation von Biomasse durch heterotrophe Bakterien	14
2.3.2 Photochemische Zersetzung von Biomasse durch photosynthetische Bakterien	15
2.3.3 Biophotolytische Spaltung von Wasser durch Grünalgen oder Cyanobakterien	16
2.4 Vorauswahl aussichtsreicher Bereitstellungspfade	17
2.4.1 Konkretisierung der Zielstellung und Kriterien zur Vorauswahl	17
2.4.2 Ergebnisse der Vorauswahl	19
2.5 Charakterisierung der aussichtsreichen Konversionsrouten	25
2.5.1 AER	25
2.5.2 BioLiq	29
2.5.3 Blauer Turm	31
2.5.4 Carbo-V	32
2.5.5 Chrisgas	34
2.5.6 FICFB	36
2.5.7 Heatpipe-Reformer	39
2.5.8 Milena	41
2.5.9 Renugas	44
2.5.10 Silvagas	46
2.5.11 Dampfreformierung Biogas	48
2.6 Bewertung aussichtsreicher Konversionsrouten	53
2.6.1 Bewertungskriterien	53
2.6.2 Kriteriengewichtung und Wertzuordnung	54
2.6.3 Ergebnisse	55
3 Integration in bestehende Bioenergieanlagen	60
3.1 AER	60
3.2 BioLiq	61
3.3 Carbo-V	62
3.4 Chrisgas	63
3.5 FICFB	65
3.6 Renugas	69
3.7 Dampfreformierung von Biogas	71

Teil 2:	Detailanalyse ausgewählter Bereitstellungsverfahren und -technologien	73
4	Rohstoffe zur Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse	73
4.1	Rohstoffe für thermo-chemische Konversionsverfahren	73
4.1.1	Brennstoffseitige Parameter	73
4.1.2	Verfügbarkeit von Holz zur energetischen Nutzung	74
4.1.3	Verfügbarkeit von Reststroh	82
4.1.4	Zusammenfassung der Potenziale biogener Festbrennstoffe	83
4.2	Rohstoffe für biochemische Konversionsverfahren	84
4.2.1	Substratseitige Parameter	84
4.2.2	Biogas aus biogenen Reststoffen	85
4.2.3	Anbau von Energiepflanzen	88
4.2.4	Zusammenfassung der Potenziale für Biogassubstrate	89
5	Konzepte zur Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse	91
5.1	Anlagenkonzept 1 auf Basis der allothermen Wirbelschichtvergasung – AWV 1 (9 MW _{H2})	92
5.2	Anlagenkonzept 2 auf Basis der allothermen Wirbelschichtvergasung – AWV 2 (3 MW _{H2})	93
5.3	Anlagenkonzept auf Basis der Dampfreformierung von Biogas – DRB (6 MW _{H2})	95
6	Wasserstoffdistribution	97
6.1	Verdichtung und Zwischenspeicherung	97
6.2	Transport	98
6.3	Verteilung	98
6.4	Exkurs: Transport per Pipeline	100
7	Technische Analyse und Bewertung	101
7.1	Methodik	101
7.2	Annahmen	102
7.3	Simulationsergebnisse	107
7.4	Weitere technische Einschätzung	111
8	Ökonomische Analyse und Bewertung	112
8.1	Methodik	112
8.1.1	Investitionsaufwendungen	112
8.1.2	Wasserstoffgestehungskosten	113
8.1.3	Lernkurven	114
8.2	Annahmen	115
8.3	Gestehungskosten	117
8.3.1	Investitionsaufwendungen	117
8.3.2	Spezifische Gestehungskosten	119
8.3.3	Sensitivitäten	121
8.3.4	Lernkurveneffekte	123
8.4	Distributionskosten	129
8.4.1	Verdichtung	129
8.4.2	Transport	129
8.4.3	Zwischenspeicherung	131
8.4.4	Exkurs: Transport per Pipeline	131
8.4.5	Verteilung	132
8.4.6	Gesamtkosten der Distribution	133

8.5	Bereitstellungskosten	134
9	Ökologische Bewertung.....	136
9.1	Methodik.....	136
9.2	Ziel und Untersuchungsrahmen.....	137
9.2.1	Funktionelle Einheit.....	137
9.2.2	Bilanzgrenzen	137
9.2.3	Berücksichtigung von Koppelprodukten.....	137
9.3	Sachbilanz	138
9.3.1	Rohstoffproduktion.....	138
9.3.2	Konversion/Verarbeitung:.....	139
9.3.3	Transport/Distribution.....	139
9.4	Wirkungsabschätzung.....	139
9.4.1	Spezifische Treibhausgasemissionen	140
9.4.2	Treibhausgasminderungspotenzial	141
9.4.3	Versauerung.....	144
9.4.4	Eutrophierung.....	145
9.4.5	Kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand	145
9.5	Auswertung.....	146
9.6	Treibhausgasminderungskosten.....	149
9.6.1	Methodik.....	149
9.6.2	Ergebnisse	149
10	Gesamtbewertung.....	151
11	Handlungsempfehlungen.....	155
	Literaturverzeichnis	156
	Anhang 1 – Expertenworkshop.....	168
	Anhang 2 – Charakteristika und Potenziale der Rohstoffe	169
	Anhang 3 – Fließschemata.....	176

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Erklärung
a	Jahr
Abb.	Abbildung
AER	Absorption Enhanced Reforming
ATB	Leibnitz-Institut für Agrartechnik Potsdam-Bornim
atro	Absolute Trockenmasse
AWV	Allotherme Wirbelschichtvergasung
Bio-SNG	Bio-Synthetic-Natural-Gas
BMELV	Bundesministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz
°C	Grad Celsius
CGH ₂	Compressed Gas Hydrogen
CH ₄	Methan
CNG	Compressed Natural Gas
CO	Kohlenstoffmonoxid
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
ct	Eurocent
d. h.	das heißt
DIN	Deutsches Institut für Normung
DRB	Dampfreformierung von Biogas
DWA	Druckwechseladsorption
DWW	Druckwasserwäsche
EUR	Euro
FAO	Food and Agricultural Organisation
FICFB	Fast Internally Circulating Fluidised Bed
FTS	Fischer-Tropsch-Synthese
FNR	Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe
GasNZV	Gasnetzzugangsverordnung
GJ	Gigajoule

Abkürzung	Erklärung
GVE	Großvieheinheit
h	Stunde(n)
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
H ₂ S	Schwefelwasserstoff
Ha	Hektar
Ho	Oberer Heizwert
HPR	Heatpipe-Reformer
Hu	Unterer Heizwert
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change
ISO	Internationale Organisation für Normung
K	Kelvin
kg	Kilogramm
km ²	Quadratkilometer
KUP	Kurzumtriebsplantagen
kW	Kilowatt
LCA	Life cycle analysis
LKW	Lastkraftwagen
LZA	Luftzerlegungsanlage
m ³ / Nm ³	Kubikmeter / Normkubikmeter
MA	Mitarbeiter
Mio.	Million
MJ	Megajoule
MPa	Megapascal
MW	Megawatt
N ₂	Stickstoff
NH ₃	Ammoniak
o. g.	oben genannt
O ₂	Sauerstoff

Abkürzung	Erklärung
ORC	Organic-Rankine-Cycle
p. a.	per annum (pro Jahr)
PEM	Polymer-Elektrolyte-Membrane
PJ	Petajoule
PO ₄	Phosphat
PR	Progress ratio
RED	Directive of Renewable Energies
RME	Rapsmethylester (Biodiesel)
SO ₂	Schwefeldioxid
t	Tonne (metrisch)
Tab.	Tabelle
THG	Treibhausgase
TS	Trockensubstanz
TÜV	Technischer Überwachungsverein
TWh	Terrawattstunde
VDI	Verein Deutscher Ingenieure e.V.
z. B.	zum Beispiel

1 Einleitung

1.1 Hintergrund und Zielstellung

Die Erreichung umweltpolitischer Zielsetzungen erfordert global und in Deutschland die breite Markteinführung nachhaltiger Antriebskonzepte und auf Basis erneuerbarer Energien erzeugter Kraftstoffe. Der Einsatz wasserstoffbetriebener Brennstoffzellenfahrzeuge ist eine besonders vielversprechende Option, gerade wenn der Kraftstoff auf Grundlage von Biomasse und anderer regenerativer Energien hergestellt wird. Allerdings unterscheiden sich die zahlreichen relevanten Verfahren und Technologien biomassebasierter Wasserstoffbereitstellung, z. B. in Bezug auf den Stand der Technik und Forschungs- und Entwicklungsbedarf, beträchtlich. Dies bringt erhebliche Unsicherheiten hinsichtlich der Bewertung der verschiedenen Optionen mit sich. Umfassende technologische, ökologische und ökonomische Faktoren berücksichtigende Gesamtbewertungen lagen bislang nicht vor.

Ziel der vorliegenden Studie war es daher, besonders vielversprechende Bereitstellungspfade für Wasserstoff auf Basis von Biomasse zu identifizieren und anhand aller oben genannten Faktoren zu analysieren und zu bewerten. Wesentlich war die Konzentration auf Optionen, welche kurz- bis mittelfristig in Demonstrationsanlagen in Deutschland realisiert werden und einen Beitrag zur nachhaltigen Kraftstoffbereitstellung für Brennstoffzellenfahrzeuge leisten können. Die Studienergebnisse dienen zum einen als eine Informationsquelle für die Beurteilung einschlägiger Forschungs- und Demonstrationsvorhaben. Zum anderen dienen sie der Information der Fachöffentlichkeit.

1.2 Vorgehensweise

Das Vorhaben umfasst zwei Hauptteile. Es wird zunächst im ersten Hauptteil ein Pre-Screening durchgeführt, bei dem mögliche Bereitstellungsrouten für Wasserstoff auf Basis von Biomasse analysiert und hinsichtlich ihrer Eignung im Sinne des o. g. Studienziels untersucht werden. Hierbei werden aussichtsreiche Verfahren anhand technischer Kriterien identifiziert und anschließend weiterführend untersucht. Darauf aufbauend werden die Verfahren einer vergleichenden Bewertung unterzogen, welche technische Reife, Komplexität und Adaptionsbedarf für eine Umrüstung zur Wasserstoffherzeugung beurteilt. Auch werden Möglichkeiten zur Integration von Wasserstoffproduktionseinheiten in bestehende Bioenergieanlagen analysiert und sich ergebende Chancen und Risiken sowie gegebenenfalls entstehender Forschungsbedarf identifiziert.

Das Vorgehen innerhalb des ersten Hauptteils wurde in einem Expertenworkshop mit Vertretern von Wissenschaft, Wirtschaft und Politik diskutiert. Die Ergebnisse des Expertenworkshops gingen anschließend in die Studie ein.

Im zweiten Hauptteil erfolgt, aufbauend auf den vorausgegangenen Erkenntnissen, die Definition der Anlagenkonzepte für die drei aussichtsreichsten Konversionsverfahren. Die Technologien werden dann mit Hilfe einer Flowsheet-Simulation detailliert untersucht und anhand technischer, ökonomischer und ökologischer Kriterien bewertet. Dies kann aufgrund des Umfangs der dafür erforderlichen Aktivitäten im Rahmen dieser Studie nicht für sämtliche geeignete Verfahren

erfolgen. Begleitend zur Untersuchung von Anlagenkonzepten zur Wasserstoffgewinnung werden sowohl die Verfügbarkeit der benötigten Rohstoffe wie auch die Distribution des gewonnenen Wasserstoffs diskutiert. Aus den Ergebnissen werden abschließend allgemein gehaltene Handlungsempfehlungen hinsichtlich der Fortentwicklung von Technologien biomasse-basierter Wasserstoffproduktion in Demonstrationsprojekten abgeleitet.

Das Vorgehen ist in Abb. 1 in Form eines Struktogramms dargestellt.

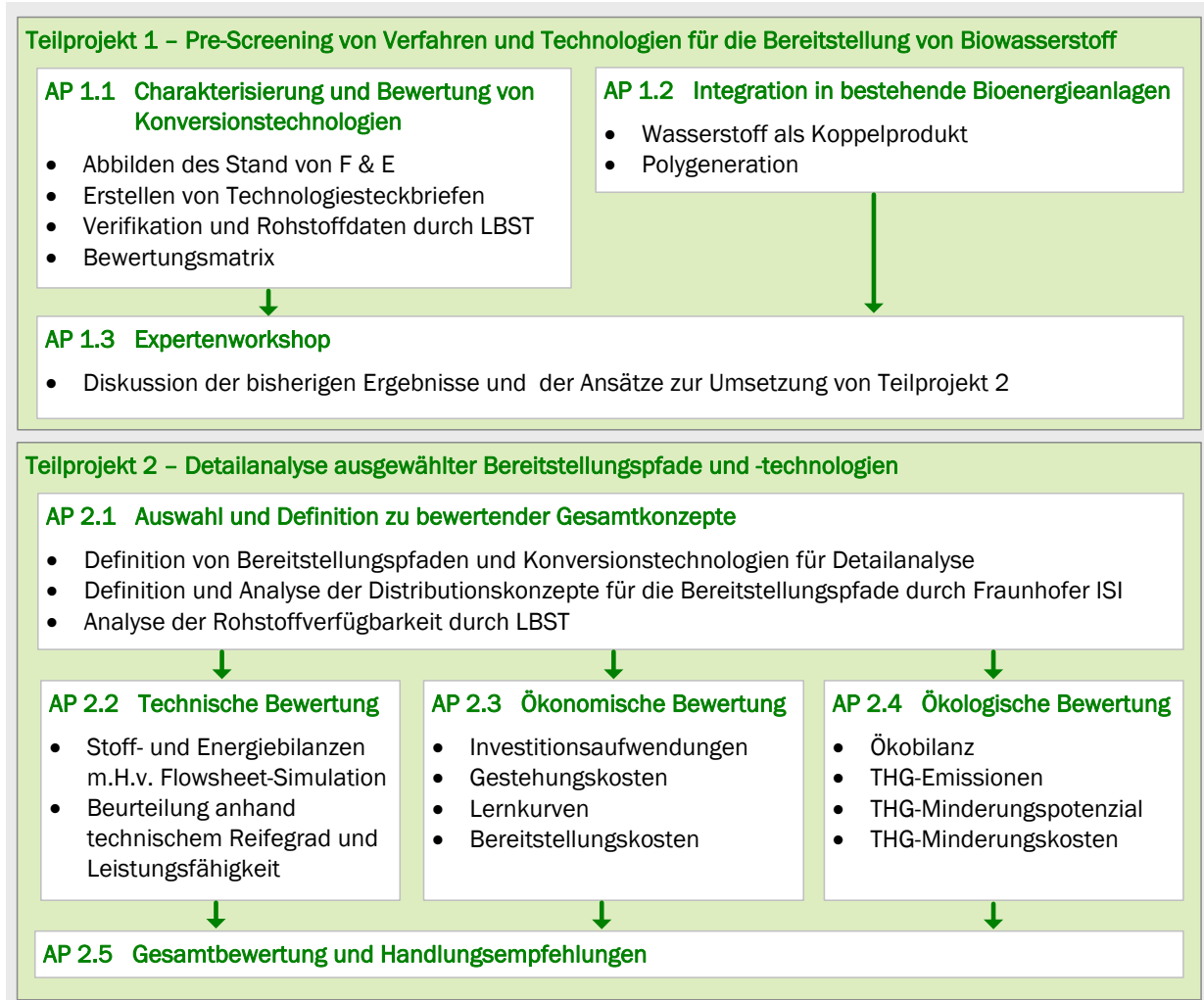


Abb. 1 Struktogramm der Vorgehensweise

1.3 Struktur des Berichts

Es werden zunächst die Ergebnisse des ersten Hauptteils dargelegt, beginnend mit der Charakterisierung und Bewertung von Bereitstellungsrouten und -pfaden. Hierfür werden zunächst die möglichen Bereitstellungsrouten diskutiert (d.h. thermo-chemische und biochemische Bereitstellungsrouten). Zudem wird die Route über die thermo-chemische Konversion von physikalisch-chemisch und biochemisch erzeugten Sekundärenergieträgern diskutiert. Die Bereitstellungsrouten werden anhand repräsentativer Beispielfahrer bzw. beispielhafter Bereitstellungspfade (d.h. anhand konkreter Optionen wie z. B. AER) im Sinne des Studienziels bewertet. Für aussichtsreiche Verfahren werden darauffolgend Bereitstellungsrouten für

Biowasserstoff definiert und hinsichtlich ihres Verfahrensprinzips, der einsetzbaren Rohstoffe, typischer Leistungsgrößen und der Konversionseffizienz sowie dem Stand der Technik charakterisiert. Dies wird in Zusammenarbeit mit der Ludwig-Bölkow-Systemtechnik GmbH (LBST) durchgeführt, die insbesondere die Daten zu den einsetzbaren Rohstoffen, den typischen Leistungsgrößen und der Konversionseffizienz beisteuert.

Die ausgewählten Bereitstellungsrouten werden daraufhin vergleichend gegenübergestellt und bewertet. Dies geschieht anhand technischer Kriterien wie dem Stand der Technik, dem Adaptionsbedarf im Vergleich zu bestehenden Verfahrensvarianten, sowie der Anlagenkomplexität. Die Bewertung erlaubt eine relative Einordnung der untersuchten Bereitstellungspfade hinsichtlich ihrer kurz- bis mittelfristigen Realisierbarkeit. Anschließend werden die Möglichkeiten der Integration einer Wasserstoffproduktion in bestehende Bioenergieanlagen evaluiert. Im Zuge dessen wird zudem auf Chancen und Risiken sowie auf Forschungsbedarf hingewiesen.

Im zweiten Teil des Berichts wird die Detailanalyse der ausgewählter Verfahren respektive Technologieansätze dargestellt, beginnend mit einer Bewertung der Verfügbarkeit der für die Biowasserstofferzeugung benötigten Rohstoffe. Dies geschieht unterteilt nach Rohstoffen für vergasungs- und vergärungsbasierte Konversionsverfahren. Die Analyse der Rohstoffverfügbarkeiten wurde von LBST durchgeführt.

Im Anschluss daran werden die Anlagenkonzepte für die Erzeugung von Biowasserstoff sowie entsprechende Distributionskonzepte definiert. Danach wird die technische Bewertung der Anlagenkonzepte erläutert. Dabei wird zunächst die Methodik der Flowsheet-Simulation erklärt; daran anschließend werden Ergebnisse in Form von Stoff- und Energieströmen sowie Wirkungsgraden dargestellt und diskutiert.

Dann erfolgt eine ökonomische Bewertung der Bereitstellungskonzepte für Biowasserstoff – d. h. eine Bewertung der Anlagenkonzepte unter Einbeziehung der Distribution des erzeugten Biowasserstoffs. Hierfür wird nach einer Erläuterung der Methodik auf die Investitionsaufwendungen und Gesteungskosten eingegangen. Zusätzlich wird eine Sensitivitätsbetrachtung durchgeführt und das Potenzial zur Verminderung von Investitionssummen und Gesteungskosten durch Lernkurveneffekte abgeschätzt.

Es folgt eine ökologische Bewertung, in der nach einer Methodikbeschreibung die Emissionen, Energieaufwendungen, Treibhausgasreduzierungsspotenziale und -minderungskosten der Bereitstellungskonzepte betrachtet werden.

Die Konzepte zur Distribution des Wasserstoffs sowie entsprechende Daten zu Kosten und Energieaufwendungen wurden durch das Fraunhofer Institut für System- und Innovationsforschung (Fraunhofer ISI) bereitgestellt.

Schließlich wird eine vergleichende Gesamtbewertung der drei detailliert untersuchten Anlagen- bzw. Bereitstellungskonzepte durchgeführt. Zuletzt werden Handlungsempfehlungen hinsichtlich der Realisierung von Demonstrationsvorhaben ausgesprochen.

Die Studienergebnisse wurden der Fachöffentlichkeit am 12. Februar 2013 in Berlin vorgestellt. Die Veranstaltung ermöglichte eine abschließende Diskussion und holte Kommentare hinsichtlich Studienaussagen und Handlungserfordernissen ein. Wesentliche Diskussionsergebnisse gingen in den vorliegenden Abschlussbericht ein.

Bereits im frühen Verlauf der Studiererstellung wurde ein Expertenworkshop durchgeführt, welcher im Anhang dokumentiert wird.

Die Datenerfassung wurde im Dezember 2011 abgeschlossen. Die Ursprungsversion des vorliegenden Berichts vom April 2012 wurde im Nachgang überarbeitet und punktuell aktualisiert, der Großteil der Diskussion entspricht jedoch dem ursprünglichen Stand. Bei der Vorstellung der Studienergebnisse wurden ergänzend zu den Aussagen des Berichts mögliche Anwendungen anhand der Konzeption einer biomasse-basierten Wasserstofftankstelle illustriert.

Teil 1: Pre-Screening der Bereitstellungsoptionen für Biowasserstoff

2 Charakterisierung und Bewertung von Konversionstechnologien

Nachstehend erfolgt ein zweistufiges Pre-Screening der Bereitstellungsoptionen für Biowasserstoff. In einem ersten Schritt werden hierin zunächst die möglichen Bereitstellungspfade analysiert. Anhand ausgewählter Konversionsverfahren und grundlegender Kriterien werden diese anschließend bewertet. Hierbei werden als aussichtsreich erachtete Verfahren in einem zweiten Schritt weiterführend betrachtet und entsprechende Konversionsrouten für die Biowasserstofferzeugung definiert. Diese Routen werden daraufhin anhand technischer Kriterien bewertet. Im Ergebnis dieses Kapitels steht eine vergleichende Bewertung geeigneter Konversionsverfahren. Diese dient als Grundlage für die Auswahl der im zweiten Hauptteil detailliert zu untersuchenden Verfahren.

2.1 Mögliche Bereitstellungspfade

Wasserstoff auf Basis von Biomasse kann über vielfältige Konversionsrouten verfügbar gemacht werden. Es kommen grundsätzlich die in Abb. 2 dargestellten Bereitstellungspfade in Frage, die sich entlang der gesamten Kette unterteilen lassen in (i) Verfügbarmachung und Bereitstellung des Rohmaterials, (ii) Konversion zu Biowasserstoff, (iii) Infrastruktur zur Verteilung des Biowasserstoffs sowie (iv) der energetischen Nutzung desselben. Ausgehend davon kann der Wasserstoff über thermo-chemische und biochemische Prozesse hergestellt werden. Zudem kann Wasserstoff auch per Elektrolyse mittels aus Biomasse gewonnenem Stroms hergestellt werden.

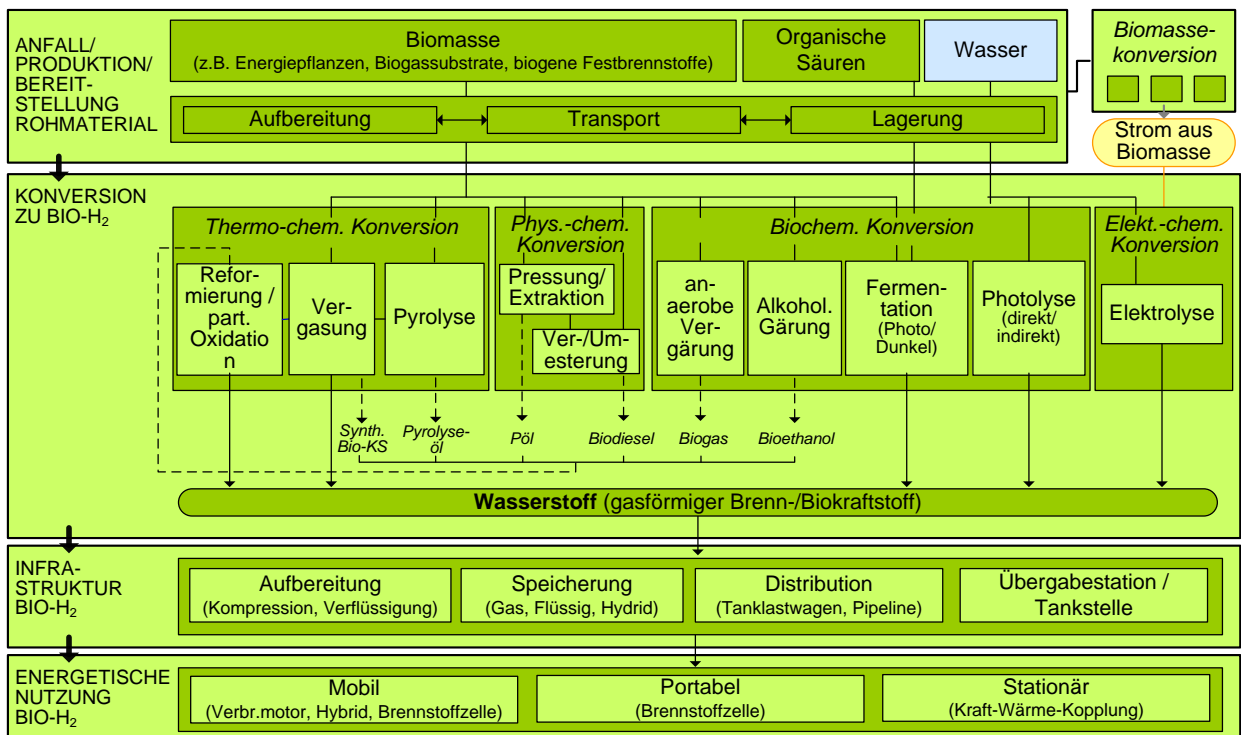


Abb. 2 Übersicht der möglichen Bereitstellungsoptionen für Biowasserstoff; Quelle: [1]

Bei thermo-chemischen Prozessen steht die Konversion eines Feststoffes, einer Flüssigkeit oder eines Gases in einer definierten Reaktionsumgebung aus Temperatur, Druck und gegebenenfalls weiteren Reaktanden im Mittelpunkt. Thermo-chemische Bereitstellungspfade für Biowasserstoff beruhen maßgeblich auf der Vergasung bzw. Pyrolyse von flüssigen oder festen biogenen Brennstoffen mit anschließender Produktgaskonditionierung. Eine weitere thermo-chemische Bereitstellungsoption ist die Reformierung, respektive partielle Oxidation, von physikalisch-chemisch oder biochemisch erzeugten biogenen Sekundärenergieträgern. Hierbei wird Biogas (über die anaerobe Vergärung) oder Bioethanol (über alkoholische Gärung) in Reformierungsverfahren zu Wasserstoff konvertiert. Gleiches gilt sinngemäß für die Konversion von Pflanzenölen, Biodiesel oder Bioglycerin, die über physikalisch-chemische Verfahren erzeugt werden.

Zudem ist die biochemische Erzeugung von Wasserstoff aus Biomasse mittels Mikroorganismen möglich. Hierbei kann entweder Biomasse fermentiert, oder Wasser biophotolytisch in Sauerstoff (O_2) und Wasserstoff (H_2) gespalten werden.

Der im Zuge der Herstellung gereinigte Wasserstoff muss mittels spezieller Infrastruktur zum Endverbraucher verbracht werden. Das erfordert zunächst die Kompression zu Druckwasserstoff (GH_2) oder die Verflüssigung zu Flüssigwasserstoff (LH_2). Die stationäre oder mobile Wasserstoffspeicherung kann z. B. in Druckgastanks, Kryotanks oder Hybridspeichern erfolgen. Für die Wasserstoffdistribution können Tanklastwagen oder – unter geeigneten Randbedingungen – Pipelines zum Einsatz kommen. Je nach Bedarf kann Wasserstoff sowohl flüssig als auch gasförmig (bei 350 oder 700 bar) über entsprechende Tankstutzsysteme vertankt werden.

Für die energetische Nutzung des Wasserstoffs gibt es vielfältige Optionen. Diese liegen (i) im Bereich der Mobilität als Kraftstoff für Fahrzeuge mit Brennstoffzellenantrieb oder - im Einzelfall - mit adaptiertem Verbrennungsmotor, (ii) im Bereich portabler Kleinanwendungen oder netzunabhängiger Systeme und (iii) im Bereich stationärer Anwendungen, insbesondere der Kraft-Wärme-Kopplung (KWK).

Im Folgenden werden mögliche Konversionsrouten basierend auf thermo-chemischen, biochemischen bzw. physikalisch-chemischen Verfahren erläutert und deren Eignung für die Biowasserstoffproduktion erörtert. Da ausschließlich Verfahren betrachtet werden sollen, die in Demonstrationsvorhaben zur direkten Konversion von Biomasse in Wasserstoff eingesetzt werden können, wird das indirekte Verfahren der elektrolytischen Wasserspaltung mittels Strom aus Biomasse nicht untersucht.

2.2 Thermo-chemische Bereitstellungspfade

2.2.1 Konversionsrouten basierend auf Vergasung

Es existiert ein Vielzahl an vergasungsbasierten Verfahren, die zur Erzeugung von Wasserstoff aus Biomasse eingesetzt werden können. Entsprechende Konversionsrouten bestehen im Allgemeinen aus den fünf Prozessschritten (i) Vorbehandlung der Biomasse, (ii) Vergasung, (iii) Gasreinigung, (iv) Gaskonditionierung, sowie (v) Wasserstoffreinigung (Abb. 3).

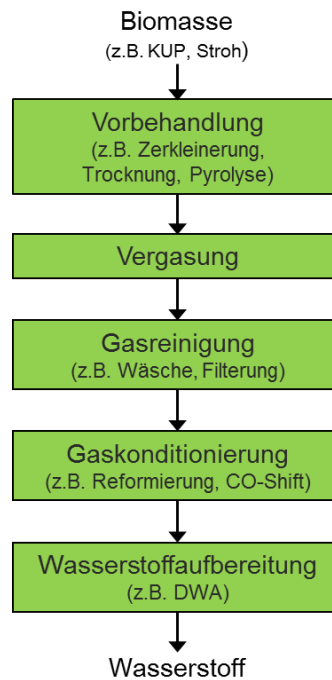


Abb. 3 Vergasungsbasierte Konversionsrouten

Vorbehandlung

Zur Vorbehandlung wird die zu vergasende Biomasse zerkleinert, gesiebt und getrocknet. Eine den Ansprüchen der Vergasung entsprechende Körnung (Einheitlichkeit und Größe) der Brennstoffstücke erleichtert deren Zufuhr in den Reaktor. Kleine Körnungen vergrößern die spezifische Oberfläche der Brennstoffstücke, wodurch Wärme- und Sauerstoffübergangsbedingungen positiv beeinflusst werden. Die Trocknung führt zu geringeren exergetischen Verlusten während der Vergasung [2].

Bei einigen Vergasertypen sind weitergehende Vorbehandlungen nötig, da in diesen nur Brennstoffe sehr kleiner Korngröße zum Einsatz kommen können. Hierfür eignet sich zum einen die Torrefizierung (Röstung) zusammen mit anschließendem Mahlen. Zum anderen ist es möglich, die Biomasse einer Pyrolyse zu unterziehen. Die Biomasse wird dabei unter Sauerstoffausschluss bei Temperaturen zwischen 450 und 600 °C aufgeschlossen und zersetzt, wobei Anteile an Pyrolyseöl, Pyrolysegas und Koks in Abhängigkeit von der eingesetzten Biomasse und den eingestellten Prozessparametern entstehen. Bei der sogenannten Flash-Pyrolyse wird bei 500 °C und kurzen Dampfverweilzeiten (<2 Sek.) die Pyrolyseölproduktion maximiert. Der anfallende Pyrolysekoks kann mit dem -öl zu einem sogenanntem Slurry vermischt werden, welcher eine hohe Energiedichte

aufweist und sich prinzipiell zur Vergasung eignet. Torrefizierung und Slurryproduktion befinden sich aber noch in einem frühen Entwicklungsstadium (Pilotphase) [3].

Vergasung

Als Vergasung bezeichnet man die thermo-chemische Konversion eines festen oder flüssigen Brennstoffs in ein brennbares Gasgemisch. Der Brennstoff wird in Gegenwart eines Vergasungsmittels (z. B. Wasserdampf, Sauerstoff, etc.) und bei unterstöchiometrischen Bedingungen (Luftüberschusszahl $0 < \lambda < 1$) teilverbrannt, wodurch die für die endotherme Vergasungsreaktion nötige Reaktionswärme bereitgestellt wird. Es entsteht ein Gas mit den Hauptkomponenten Kohlenstoffdioxid (CO_2), Kohlenstoffmonoxid (CO), Wasser (H_2O), Wasserstoff (H_2), Methan (CH_4) sowie, falls Luft als Vergasungsmittel eingesetzt wird, Stickstoff (N_2). Weiterhin befinden sich in Abhängigkeit der Prozessführung und eingesetzten Rohstoffe Partikel, Teere, Schwefelverbindungen, Stickstoffverbindungen, Halogenverbindungen und Alkalien im Gas [3], [4].

Die Verfahren zur Vergasung von Biomasse lassen sich grundsätzlich anhand von vier Kategorien unterscheiden. Diese sind der eingesetzte Reaktortyp (z. B. Festbett-, Wirbelschicht-, Flugstrom- oder hydrothormaler Vergasungsreaktor), das eingesetzte Vergasungsmittel (z. B. Luft, Sauerstoff oder Wasserdampf), der Betriebsdruck (atmosphärisch oder druckaufgeladen) sowie die Art der Wärmebereitstellung (allotherm oder autotherm) [4]. Die einzelnen Vergasungsverfahren werden nach Reaktortyp geordnet nachfolgend näher vorgestellt.

Festbettvergaser

Festbettvergaser sind vergleichsweise einfach aufgebaut. Die Biomasse wird von oben in den Reaktor eingebracht und liegt dort auf einem Rost auf. Sie wird in dem Maße zugeführt, wie die bereits im Reaktor befindliche Biomasse vergast, bzw. als Asche durch den Rost abgeführt wird. Es wird entsprechend der relativen Bewegung von Biomasse und Produktgas zwischen Gleichstrom- und Gegenstromvergaser unterschieden. Der Gegenstromvergaser sorgt für relativ niedrige Produktgastemperaturen und gute Wirkungsgrade. Nachteilig ist eine vergleichsweise hohe Teer- und Partikelfracht. Bei Gleichstromvergasern ist das Produktgas hingegen weitgehend teerfrei. Nachteilig sind allerdings die geringeren Wirkungsgrade [3], [4].

Wirbelschichtvergaser

Wirbelschichtvergaser nutzen das fluidähnliche Verhalten von Feststoffpartikeln, die von einem Fluid ausreichender Geschwindigkeit durchströmt werden. So wird in einem Wirbelschichtvergaser eine Mischung aus feinkörnigem Brennstoff und einem inerten Bettmaterial (z. B. Quarzsand) durch einen Düsenboden von unten mit einem Vergasungsmittel durchströmt. Es bildet sich eine homogene Wirbelschicht aus fester und gasförmiger Phase, in der eine sehr gute Vermischung der einzelnen Bestandteile erreicht wird. Da mit dem Produktgas Asche, degradiertes Bettmaterial und Koks aus dem Vergaser ausgetragen werden, enthält dieses einen vergleichsweise hohen Partikelanteil. Zudem ist der Teergehalt aufgrund der für ein vollständiges Cracken der Teerverbindungen nicht ausreichenden Reaktortemperaturen relativ hoch [3], [4].

Grundsätzlich existieren die drei folgenden Bauweisen für Wirbelschichtvergaser:

Stationäre Wirbelschichtvergaser. In stationären Wirbelschichtvergasern durchströmt das Vergasungsmittel das Bettmaterial nur so schnell, dass dieses in einem Schwebezustand gehalten

wird. Oberhalb dieser Wirbelschicht besteht also noch ein Raum, der von der Wirbelschicht nicht erreicht wird - das sogenannte Freeboard. Hier befinden sich, abgesehen von einzelnen, mitgerissenen Feststoffpartikeln nur noch Gase, die allerdings aufgrund der hohen vorherrschenden Temperaturen weiter miteinander reagieren. Das Produktgas wird am oberen Ende des Reaktors abgezogen, wobei keine Rückführung von Partikel in die Brennkammer vorgesehen ist [3],[4].

Zirkulierende Wirbelschichtvergaser. Im Gegensatz zu stationären Wirbelschichtvergasern wird das Bettmaterial bei zirkulierenden Wirbelschichtvergasern vom Vergasungsmittel mit einer höheren Geschwindigkeit durchströmt. Dadurch verteilt sich die Wirbelschicht im gesamten Reaktor, wodurch das Bettmaterial zusammen mit unvergastem Koks aus dem Reaktor ausgetragen wird. Es wird mit Hilfe eines Zyklons vom Produktgasstrom getrennt und erneut in den Reaktor eingebracht [3], [4].

Zweibett-Wirbelschichtvergaser. In Zweibett-Wirbelschichtvergasern zirkuliert das Bettmaterial ebenfalls. Im Gegensatz zu zirkulierenden Wirbelschichtvergasern wird es allerdings nach dem Abtrennen aus dem Produktgasstrom nicht direkt in den Vergasungsreaktor zurückgeführt. Es gelangt hingegen zunächst in eine Brennkammer, wo der ebenfalls aus dem Produktgas abgeschiedene, unvergaste Koks verbrannt wird. Erhitzt wird das Bettmaterial wieder in den Vergasungsreaktor geleitet und stellt so die für die Vergasung nötige Wärme bereit. Diese Anordnung erlaubt es, reinen Wasserdampf als Vergasungsmittel einzusetzen, da die Biomasse nicht im Vergasungsreaktor zur Wärmeerzeugung teilverbrannt werden muss. Dadurch wird ein Produktgas erzeugt, das geringere Mengen an Inertgasen (z. B. Stickstoff) enthält [3], [4].

Flugstromvergaser

Flugstromvergaser sind lange, röhrenförmige Reaktoren, in denen der Brennstoff hohen Temperaturen und Drücken ausgesetzt wird. Der Brennstoff durchströmt den Reaktor zusammen mit einem Vergasungsmittel innerhalb weniger Sekunden und vergast dabei nahezu vollständig. Der Brennstoff muss allerdings entweder als Staub eingeblasen, oder als Paste eingetragen werden, was im Falle biogener Brennstoffe intensive Vorbehandlungen erforderlich macht. So kann die Biomasse vor der Vergasung entweder torrefiziert und anschließend zu feinem Staub gemahlen werden. Oder sie wird pyrolysiert und das anfallende Koks und Öl zu einem Pyrolyse-Slurry vermischt. Staub und Slurry können dann in den Flugstromvergaser eingebracht werden. Als Vergasungsmittel können Mischungen aus Luft, Sauerstoff und Dampf eingesetzt werden. Das Produktgas beinhaltet nur geringe Mengen an Methan und ist aufgrund der hohen Vergasungstemperaturen weitgehend teerfrei [3], [4].

Hydrothermale Vergasung

Die hydrothermale Vergasung ist ein Sonderfall unter den Vergasungstechnologien, da es auf einem weitgehend unterschiedlichen Prinzip basiert und zudem für eine breitere Rohstoffpalette geeignet ist. Die Vergasung nutzt die Eigenschaften, die Wasser oberhalb des kritischen Punktes annimmt und findet daher unter hohen Temperaturen und Drücken statt. Wird das als Vergasungsmittel eingesetzte Wasser Temperaturen über 374 °C und Druck über 221 bar ausgesetzt, so steigt seine Fähigkeit organische Substanzen zu lösen und es wirkt stark oxidativ. Die Vergasung findet bei 600 bis 700 °C und 250 bis 350 bar in einem von außen beheiztem Druckbehälter statt. Um die Pumpbarkeit der Rohstoffe zu gewährleisten unterschreiten diese in der Regel einen Trockensubstanzgehalt von 20 %, was den Einsatz von landwirtschaftlichen Reststoffen oder

Schlämmen ermöglicht. Jedoch sind grundsätzlich alle Biomassen einsetzbar, wenngleich diese ggf. durch eine Vorbehandlung auf geeignete Wassergehalte und Partikelgrößen gebracht werden müssen.

Unter den superkritischen Bedingungen werden die Kohlenwasserstoffe der Biomasse mit Hilfe des enthaltenen Wassers im Wesentlichen zu CO_2 , H_2 und CH_4 konvertiert. Die Bildung von Ruß, Teer und Koks wird unterdrückt und der Anteil an CO im Produktgas ist vernachlässigbar gering, da dieses nach seiner Entstehung unmittelbar in einer Wassergas-Shift-Reaktion (CO-Shift) zu CO_2 und H_2 weiterreagiert [5],[6].

Gasreinigung

Entsprechend der eingesetzten Vergasungsverfahren und Rohstoffe enthält das Produktgas bestimmte Verunreinigungen wie Partikel, Teere, Schwefel-, Stickstoff- und Halogenverbindungen sowie Alkalien. Um eine Schädigung nachfolgender Anlagenkomponenten zu verhindern, müssen diese aus dem Gas entfernt werden. Sonst können Anlagenkomponenten beispielsweise durch Teere verkleben und Katalysatoren durch Schwefelverbindungen geschädigt werden, während Halogenverbindungen und Alkalien korrosiv wirken.

Partikel können aus dem Produktgas zuverlässig durch Zyklone oder Filter entfernt werden. Zyklone führen das Gas in eine rotierende Bewegung, wodurch Partikel ab etwa 5 μm Durchmesser aufgrund ihrer Fliehkräfte weitgehend abgeschieden werden. Kleinere Partikel können mit Hilfe von Filtern entfernt werden, die in der Regel entweder aus Gewebe, Metall oder Keramik bestehen. Filter aus Metall und Keramik können bei sehr hohen Temperaturen eingesetzt werden. Im Gegensatz zu Zyklonen führen Filter zu Druckverlusten und sind anfällig für ein Verkleben durch kondensierende Teere. Elektrostatische Separatoren bilden eine Alternative zu Zyklonen und Filtern und erzielen hohe Abscheideraten bei geringen Druckverlusten [3], [7].

Teere können mit Hilfe von Gaswäschen oder durch katalytisches oder thermisches Cracken aus dem Produktgasstrom entfernt werden. Beim thermischen Cracken sind hohe Temperaturen von ca. 1 200 °C und/oder lange Verweilzeiten nötig. Ein Nachteil thermischer Crackverfahren besteht in einer verminderten Prozesseffizienz, da die Einstellung der erforderlichen Cracktemperaturen energieaufwändig ist. Einen Ausweg bieten katalytische Crackverfahren, welche bei niedrigeren Temperaturen arbeiten, aber die Gefahr einer Katalysatorvergiftung beinhalten. Bei Gaswäschen wird das Produktgas mit Hilfe von Wasser abgekühlt, wodurch die Teere kondensieren und zusammen mit Partikeln ausgewaschen werden. Die Abscheideraten können durch den Einsatz von organischen Lösungsmitteln deutlich erhöht werden [3], [7].

Schwefelverbindungen werden entweder durch basische Wäschen entfernt, wobei Abwässer anfallen. Oder es werden Adsorptionsverfahren wie beispielsweise Zinkoxid- oder Aktivkohlebetten eingesetzt, die jedoch entweder entsorgt oder regeneriert werden müssen. Weiterhin können Tieftemperaturwäschen (z. B. Rectisol) eingesetzt werden, die zusätzlich zu Schwefelverbindungen weitere Störstoffe wie z. B. Ammoniak entfernen können [3].

Stickstoffverbindungen werden durch Wäschen, idealerweise mit saurem Lösungsmittel, entfernt. Alternativ werden katalytische Verfahren entwickelt, die bei hohen Temperaturen (850 °C) betrieben werden. Dies kann vorteilhaft sein, wenn vorhergehende und folgende Prozessschritte bei

ähnlich hohen Temperaturen ablaufen. Das Produktgas muss dann nicht, wie dies z. B. für Gaswäschen üblich ist, abgekühlt werden, um es anschließend wieder zu erhitzen [3].

Halogenverbindungen werden durch Gaswäschen, idealerweise mit basischen Lösungsmittel, oder durch adsorbierende Zinkoxid- bzw. Aktivkohlebetten aus dem Produktgas entfernt [3].

Alkalien kondensieren bei ca. 600 °C und können unterhalb dieser Temperatur mit Hilfe von Filtern aus dem Produktgas entfernt werden [3].

Gaskonditionierung

Nach der Reinigung kann das Produktgas zu Wasserstoff weiterverarbeitet werden. Dies geschieht in Stufen mittels Reformierung und CO-Konvertierung.

Die Reformierung ist ein etabliertes Verfahren zur Umwandlung von Kohlenwasserstoffen in Wasserstoff. Hierbei werden flüssige oder gasförmige Kohlenwasserstoffe mittels eines Oxidationsmittels und unter Zuhilfenahme eines Katalysators in H₂, CO und CO₂ umgewandelt. Die Reformierung kann auf drei Arten durchgeführt werden, die sich im Wesentlichen in der Wahl des Oxidationsmittels unterscheiden. Es können Dampf, Sauerstoff oder Mischungen aus Dampf und Sauerstoff bzw. Luft eingesetzt werden.

Wird nur Dampf eingesetzt, so handelt es sich um eine Dampfreformierung. Sie findet allotherm statt und benötigt eine externe Wärmequelle für die Bereitstellung der Reaktionswärme. Die Wasserstoffausbeute ist bei diesem Verfahren besonders hoch, da beide Reaktanden Wasserstoffatome enthalten und diese in der Reaktion abgeben.

Wird nur Sauerstoff als Oxidationsmittel in der Reformierung eingesetzt, so spricht man von einer partiellen Oxidation (POX). Bei diesem Prozess wird die Reaktion mit einem unterstöchiometrischen Sauerstoff/Brennstoff-Verhältnis durchgeführt. Würde die Sauerstoffzufuhr erhöht, käme es zu einer vollständigen Oxidation mit den Produkten CO₂ und H₂O. Da die POX eine exotherme Reaktion ist, wird zwar einerseits die Reaktionswärme intern bereitgestellt, andererseits hat das Produktgas aber einen geringeren Heizwert als die Edukte. Auch ist die Wasserstoffausbeute geringer, da das Oxidationsmittel selbst keine Wasserstoffatome bereitstellt.

Wird eine Mischung aus Dampf und Sauerstoff, bzw. eine Mischung aus Dampf und Luft als Oxidationsmittel eingesetzt, so spricht man von einer autothermen Reformierung. Hierbei werden die Vorteile von Dampfreformierung (hohe Wasserstoffausbeute) und POX (interne Wärmebereitstellung) kombiniert. 30 bis 40 % des Edukts werden partiell oxidiert, was die nötige Reaktionswärme für die Dampfreformierung des restlichen Edukts bereitstellt. Hohe Ansprüche werden an die Katalysatoren gestellt, da diese beide Reformierungsreaktionen unterstützen müssen. Um den Reformier stetig zu betreiben, muss er unter neutralen oder leicht exothermen Bedingungen betrieben werden. Vorteilhaft gegenüber Dampfreformierung und POX sind die geringere Verkokungsneigung und ein u. U. geringerer CO-Gehalt im Produktgas und damit eine Vereinfachung nachfolgender Verfahrensschritte.

Die Dampfreformierung erzielt die höchsten Wasserstoffausbeuten der drei Verfahren in Bezug auf die eingesetzte Biomasse. Zudem ist keine Bereitstellung von Sauerstoff, bzw. ein Eintrag von Luft

als Vergasungsmittel und den damit verbundenen Nachteilen (z. B. hoher Stickstoffanteil im Produktgas) erforderlich. POX und autotherme Reformierung scheinen daher weniger geeignet für die Bereitstellung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse.

Die Anteile an CO, die das Produktgas nach der Reformierung enthält, werden durch die ebenfalls katalytischen CO-Shift-Reaktion mit Hilfe von Dampf in H₂ und CO₂ umgewandelt. Die exotherme CO-Shift-Reaktion findet bei Temperaturen von 220 bis 420 °C statt und senkt den CO-Gehalt im Produktgas auf unter 1 % [6].

Wasserstoffaufbereitung

Für die Energieversorgung der in Brennstoffzellenfahrzeugen eingesetzten Polymer-Elektrolyte-Membrane-(PEM)-Brennstoffzellen wird hochreiner Wasserstoff benötigt. Dieser kann z. B. durch die Abscheidung des Wasserstoffs aus dem Produktgasstrom mittels Druckwechseladsorptionsanlagen (DWA) gewonnen werden. Dabei wird der Wasserstoff aus dem Produktgasstrom unter einem Druck von 1,5 bis 40 bar selektiv adsorbiert, beispielsweise von Zeolithen oder Kohlenstoffmolekularsieben. Beim Entspannen wird dann hochreiner Wasserstoff abgegeben. Das restliche Gas enthält im Wesentlichen CO₂, nicht abgeschiedenes H₂ sowie geringe Mengen CO und ggf. CH₄. Es hat zwar einen geringen Heizwert, kann jedoch zur Wärmeerzeugung verbrannt werden [6].

Bei einigen Vergasungsverfahren wird bereits ein Produktgas mit hohem Wasserstoffanteil erzeugt. In Abhängigkeit des Anwendungsbereiches des Wasserstoffs kann die Abtrennung aus dem Produktgas unter Verwendung von Membranverfahren vorteilhaft sein. Das restliche Gas besteht im Wesentlichen aus CH₄, CO, CO₂ sowie nicht abgetrenntem H₂ und ist in der Regel zur Verstromung in Gasmotoren geeignet. Ein solcher Polygenerationsansatz führt zwar im Allgemeinen zu geringeren Wasserstofferrträgen, hat aber den Vorteil zusätzlich Strom und Wärme zur Verfügung zu stellen.

2.2.2 Konversionsrouten basierend auf der Reformierung biogener Sekundärenergieträger

Neben Produktgasen thermo-chemischer Konversionsverfahren können auch durch biochemische oder physikalisch-chemische Verfahren gewonnene Sekundärenergieträger reformiert und mittels CO-Shift zu Wasserstoff weiterverarbeitet werden (Abb. 4). Bekannte biogene Sekundärenergieträger wie Biogas, zu Biomethan aufbereitetes Biogas, Bioalkohol, Bioöl, Biodiesel oder Bioglycerin sind hierfür grundsätzlich geeignet.

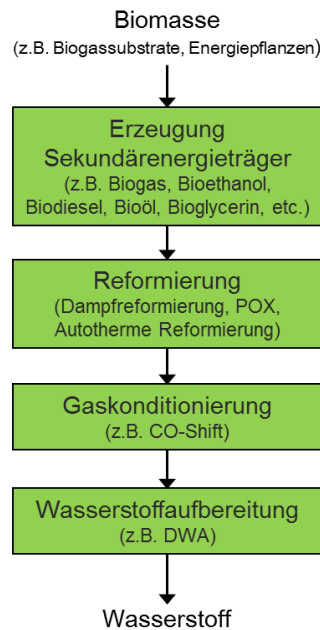


Abb. 4 Reformierung von Sekundärenergieträgern

Biogas und Biomethan fallen gasförmig an und können direkt im Reformier eingesetzt werden, wobei im Fall von Biogas zunächst eine Entschwefelung durchzuführen ist. Aufbereitetes Biogas kann in Abhängigkeit der eingesetzten Verfahren für den Entzug von Schwefelverbindungen und optional für den Entzug von Wasser sowie CO₂ (Biomethan) drucklos oder druckbeladen anfallen. Fällt es druckbeladen an, so kann dies – im Falle unter Druck betriebener Reformier – den Komprimierungsaufwand vor dem Reformier verringern. Ein druckloser Betrieb bringt jedoch höhere Methanumsätze, bzw. höhere Wasserstoffausbeuten, mit sich [6].

Die verwendungsfähigen Reformier entsprechen prinzipiell denen, welche für vergasungsbasierte Konversionsrouten geeignet sind. Sollen allerdings flüssige Sekundärenergieträger wie Bioalkohol, Biodiesel, Bioöl oder Bioglycerin reformiert werden, so sind u. U. Modifikationen bei der Beschickung des Reformiers nötig.

Wie in Kapitel 2.2.1 beschrieben, ist die Dampfreformierung aufgrund der höheren Wasserstoffausbeuten der POX und der autothermen Reformierung vorzuziehen. An den Reformier schließt sich ein CO-Shift an und die Wasserstoffaufbereitung wird beispielsweise mittels DWA durchgeführt.

2.3 Biochemische Bereitstellungspfade

Der Einsatz bestimmter Mikroorganismen macht es möglich, Wasserstoff auf biologischem Weg herzustellen. Grundsätzlich gibt es hierfür vier nachfolgend dargestellte Herangehensweisen [8]:

- Fermentation von Biomasse durch heterotrophe oder photoheterotrophe Bakterien.
- Direkte und indirekte biophotolytische Spaltung von Wasser durch Grünalgen beziehungsweise durch Cyanobakterien.

Die Wasserstoffherzeugung durch Fermentation und biophotolytische Wasserspaltung ist in Abb. 5 dargestellt:

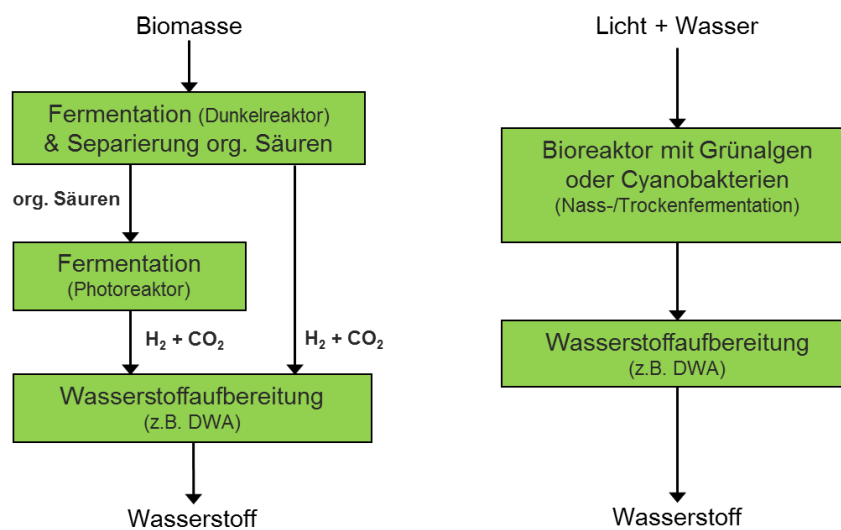


Abb. 5 Fermentative und biophotolytische Wasserstoffherzeugung

2.3.1 Fermentation von Biomasse durch heterotrophe Bakterien

Wasserstoff kann fermentativ, also durch anaerobe Vergärung, aus Biomasse gewonnen werden. Die hierbei eingesetzten Bakterien sind heterotroph, d. h. ihnen dient die abzubauenende Biomasse als Stoffwechselgrundlage. Sie benötigen für den Biomasseabbau kein zusätzliches Licht, weswegen dieser Prozess auch dunkle Fermentation genannt wird. Der Prozess ähnelt der Vergärung von Biomasse zu einem methanreichen Gas (Biogas) und läuft in den folgenden vier Teilschritten ab, die teilweise parallel verlaufen können [9]:

Während der **Hydrolyse** werden die komplexen organischen Verbindungen wie Stärke oder Cellulose durch Bakterien und Enzyme in kleinere Einheiten wie Saccharide, Glycerin, Fettsäuren, Peptide oder Aminosäuren umgewandelt. Cellulose und Hemicellulose lassen sich nur langsam, Lignin gar nicht abbauen. Die Hydrolyse ist der geschwindigkeitsbestimmende Schritt der gesamten Vergärung.

Während der **Acidogenese**, der Versäuerung, werden die Zwischenprodukte aus der Hydrolyse zu niedermolekularen Verbindungen umgewandelt. Es entstehen kurzkettige Fettsäuren, Alkohole, Aldehyde, Ammoniak, organische Säuren (Buttersäure, Essigsäure, Milchsäure, etc.), Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid.

Während der **Acetogenese**, der Acetatbildung, werden die Alkohole, Aldehyde und langkettige Carbonsäuren in kurzkettige Säuren, H_2 und CO_2 umgewandelt. Da Acidogenese und Acetogenese durch die Gegenwart von Wasserstoff gehemmt werden, sollten die Produktgase kontinuierlich abgezogen werden.

Während der **Methanogenese**, der Methanbildung, werden Acetate, CO_2 und H_2 zu CH_4 umgewandelt. Dieser Schritt der Verstoffwechslung der Biomasse durch die anaeroben Bakterien wird unterdrückt, da der Wasserstoff ansonsten wieder abgebaut würde.

In diesem Prozess können entweder mesophile oder thermophile Bakterien eingesetzt werden. Mesophile Bakterien arbeiten bei Temperaturen zwischen 30 und 40 °C, thermophile bei Temperaturen über 55 °C. Dem höheren Beheizungsaufwand für den Einsatz thermophiler Bakterien steht eine deutlich höhere Wasserstoffausbeute gegenüber. Wird beispielsweise Glucose als Gärsubstrat eingesetzt, so erzeugen mesophile Bakterien pro mol Glucose etwa 1 bis 2 mol Wasserstoff. Thermophile Bakterien erzeugen über 3 mol Wasserstoff pro mol Glucose [10].

Für die während der Acidogenese und Acetogenese anfallenden organischen Nebenprodukte (z. B. Essigsäure) gibt es verschiedene Nutzungsoptionen. Neben einer stofflichen Nutzung bietet sich die Weiterverarbeitung zu Wasserstoff an. Dies kann entweder geschehen, indem die Nebenprodukte in einem zweiten Reaktor über einen Biogasprozess zunächst zu Methan, und dann mit Hilfe von Reformierung sowie CO-Shift zu H_2 und CO_2 weiterverarbeitet werden. Oder die Wasserstoffherzeugung geschieht direkt über eine Photofermentation (Kapitel 2.3.2). Ein solcher Prozess aus kombinierter „dunkler“ und „heller“ Fermentation wurde in dem Europäischen Forschungsprojekt „Hyvolution“ untersucht [11].

Für die anaerobe Vergärung bieten sich insbesondere stärkehaltige Substrate, wie beispielsweise Mais, Kartoffeln oder Reststoffe aus der stärkeverarbeitenden Industrie an [12]. Nach einer Vorbehandlung eignen sich allerdings auch lignozellulosehaltige Substrate, wie z. B. Weizenstroh. Dieses muss zunächst in seine Bestandteile Zellulose, Hemizellulose und Lignin aufgetrennt und das Lignin dann entfernt werden. Zellulose und Hemizellulose werden anschließend enzymatisch in einzelne Zuckermoleküle gespalten, welche schließlich fermentiert werden [13].

Trotz intensiver Forschungsanstrengungen im Bereich der anaeroben Fermentation, existieren entsprechende Anlagen zur Wasserstoffherzeugung vornehmlich im Labormaßstab mit Kapazitäten unter 10 l [9]. Zudem ist der Wasserstofftrag pro Mengeneinheit eingesetzter Biomasse geringer als bei thermo-chemischen Prozessen [12]. Besonders die fehlende Marktreife sowie eine mangelhafte Eignung zur Verarbeitung lignozellulosehaltiger Biomassen sind als Nachteile der Fermentation durch heterotrophe Bakterien zu nennen.

2.3.2 Photochemische Zersetzung von Biomasse durch photosynthetische Bakterien

Die photochemische Zersetzung, oder Photofermentation, kann zur Produktion von Wasserstoff aus Biomasse eingesetzt werden. Hierbei nutzen photosynthetische Mikroorganismen Lichtenergie sowie katalytische Enzyme, um ein geeignetes Substrat zu H_2 und CO_2 umzuwandeln. Zum Einsatz kommen schwefelfreie Purpurbakterien und Enzyme vom Typ Nitrogenase [11].

Es können viele verschiedene Substrate eingesetzt werden, wie z. B. organische Säuren, einfache Zucker sowie Reststoffe und Abwässer aus Landwirtschaft und Lebensmittelindustrie. Zudem ist es möglich, CO und H₂O zu CO₂ und H₂ zu fermentieren. Weitere mögliche Substrate sind z. B. Methanol oder Aromaten [14].

Die besten Ergebnisse lassen organische Säuren wie Butter-, Apfel-, Essig- oder Milchsäure erwarten [14]. Deswegen ist die Photofermentation auch als zweite Stufe eines Prozesses denkbar, der die in einer dunklen Fermentation neben Wasserstoff erzeugten Säuren ebenfalls zu Wasserstoff weiterverarbeitet und so die Gesamteffizienz erhöht [10],[11]. Abwässer können den Nachteil haben, durch eine etwaige Verfärbung ein Durchdringen von Licht durch die Lösung zu hemmen [15]. Die grundsätzliche Eignung von Zuckern ermöglicht zwar den Einsatz zucker- und stärkehaltiger Rohstoffe, sowie - nach entsprechender Vorbehandlung - auch den lignozellulosehaltiger Materialien. Allerdings sind die Erträge gegenwärtig noch gering [16].

Das breite Spektrum an einsetzbaren Substraten, die theoretischen hohen Umsatzraten, der hohe Anteil an Wasserstoff im Produktgas sowie die Tatsache, dass die Wasserstoffproduktion nicht durch den Wasserstoff in der Gasphase gehemmt wird sind vorteilhaft [11]. Nachteile sind die nur mäßige Eignung von organischen Säuren abweichender Substrate, die geringeren Umsatzraten im Vergleich zu thermo-chemischen Verfahren, die geringe Lichtausbeute, die hohen Kosten sowie die fehlende Marktreife [8],[9],[12],[13],[17].

2.3.3 Biophotolytische Spaltung von Wasser durch Grünalgen oder Cyanobakterien

Die biophotolytische Wasserstoffherstellung durch Mikroorganismen beruht auf der Spaltung von Wasser mit Hilfe von Lichtenergie. Bei der direkten Biophotolyse durch Grünalgen läuft dieser Spaltprozess in zwei Hauptschritten, in sogenannten Photosystemen, ab. In Photosystemen werden chemische Reaktionen mit Hilfe von Licht in Gang gesetzt und so Lichtenergie in chemische Energie umgewandelt. Die beiden Photosysteme (PS), die zur Wasserstoffherstellung genutzt werden, werden PSI und PSII genannt. PSII ist für die eigentliche Spaltung des Wassers zuständig. Aus zwei Wassermolekülen entstehen ein Sauerstoffmolekül, sowie vier Wasserstoffkerne (H⁺) und vier Elektronen (e⁻). Letztere werden an das PSI weitergeleitet. Dort werden, wiederum mit Hilfe von Lichtenergie, die Elektronen im Rahmen der Zellatmung zur CO₂-Fixierung bzw. Kohlenstoffbindung und Sauerstofffreisetzung verwendet. Unter Einfluss eines Schwefelmangels ändert sich jedoch die Zellatmung. Die Elektronen werden nun an Enzyme vom Typ Hydrogenase weitergeleitet, die diese dann unter Zuhilfenahme der Wasserstoffkerne für die Wasserstoffproduktion einsetzen. Da die Aktivität im PSII durch den Schwefelmangel reduziert wird, entsteht weniger Sauerstoff, der aber weiterhin von den Mikroorganismen für ihre Zellatmung verwendet wird. Dadurch kommt es zu einem anaeroben Zustand [18].

Cyanobakterien führen hingegen eine indirekte Biophotolyse durch. Hierbei wird das Wasser in einem Photosystem zunächst gespalten und die freiwerdenden Elektronen dann zur Erzeugung von Kohlenhydraten und Sauerstoff verwendet. Diese Kohlenhydrate werden dann zusammen mit Wasser in einem weiteren Photosystem zu Wasserstoff und CO₂ umgewandelt [12].

Der Vorteil der biophotolytischen Wasserstoffherzeugung ist die Möglichkeit aus Wasser und Licht Wasserstoff herzustellen, also keine Biomasse als Haupteinsatzstoff einsetzen zu müssen wie etwa bei thermo-chemischen Prozessen. Nachteilig sind allerdings vor allem der geringe

Entwicklungsstand und die damit verbundenen extrem hohen Kosten. So müssten sich die Ausbeuten der direkten Biophotolyse ver Hundertfachen, um konkurrenzfähig zu elektrolytisch hergestelltem Wasserstoff auf Basis von Windstrom zu werden [18]. Zudem stellt der bei der direkten Biophotolyse zu ca. 30 % im Produktgasgemisch enthaltene Sauerstoff ein Explosionsrisiko dar [12].

2.4 Vorauswahl aussichtsreicher Bereitstellungspfade

Die oben dargestellten Bereitstellungspfade für Biowasserstoff werden im Folgenden auf ihre grundsätzliche Eignung für eine kurz- bis mittelfristige Realisierung in einer Demonstrationsanlage untersucht. Hierfür wird zunächst die Zielstellung der Studie konkretisiert; darauf basierend werden anschließend Bewertungskriterien für die Vorauswahl entwickelt. Anhand dieser Kriterien wird dann eine Bewertung der Bereitstellungspfade durchgeführt, wobei bei den thermo-chemischen Pfaden bereits auf repräsentative und für eine Biowasserstoffherzeugung geeignete Konversionsverfahren zurückgegriffen werden kann. Am Ende steht eine Auswahl an Verfahren, die in der Folge weiterführend untersucht werden.

2.4.1 Konkretisierung der Zielstellung und Kriterien zur Vorauswahl

Für eine weiterführende Betrachtung müssen die untersuchten Bereitstellungspfade als grundsätzlich geeignet im Sinne des Studienziels erachtet werden. Sie müssen daher grundlegende Kriterien erfüllen, die auf der Zielstellung dieser Studie (Kapitel 1) aufbauen. Diese lassen sich wie folgt ableiten:

Rohstoffe. Es sollen ausschließlich Bereitstellungspfade untersucht werden, die auf der Konversion von Biomasse beruhen. Die Art und Herkunft der einsetzbaren Biomassen spielen aufgrund von industriepolitischen Erwägungen allerdings zunächst eine untergeordnete Rolle. Das heißt, dass keine Verfahren unberücksichtigt bleiben sollen, die Anforderungen an Rohstoffquantitäten oder -qualitäten haben, die bei Rohstoffbezug nur aus Deutschland nicht darstellbar sind.

Technikstand. Es sollen ausschließlich Bereitstellungspfade untersucht werden, die kurz- bis mittelfristig – also innerhalb von etwa 5 Jahren - in einer Demonstrationsanlage realisierbar sind. Daher sollen nur Verfahren weiterführend untersucht werden, die gegenwärtig eine entsprechende technische Reife aufweisen, d. h. derzeit kommerziell verfügbar sind oder sich in der Demonstrations- oder fortgeschrittenen Pilotphase befinden. Verfahren mit unzureichender technischer Reife (welche z. B. das Stadium der Grundlagenforschung noch nicht überwunden haben) sollen demnach nicht berücksichtigt werden.

Verteilungsinfrastruktur. Zentrale Zielstellung ist es, Bereitstellungspfade für Biowasserstoff im Mobilitätsbereich, v. a. zur Kraftstoffversorgung von Brennstoffzellenfahrzeugen, zu untersuchen. Daher müssen Anlagen den typischen Leistungsanforderungen einer Wasserstofftankstelle entsprechen und zur eigenständigen Versorgung derselben in der Lage sein. Es wird daher eine entsprechende Mindestleistung gefordert. Um die Anlagenkomplexität zu begrenzen, sollte dies allerdings nicht ausschließlich durch eine redundante Verschaltung mehrerer kleiner Anlagen möglich sein.

Zur Veranschaulichung werden obige Kriterien den drei Hauptschritten der Biowasserstoffbereitstellung - also Biomassebereitstellung und -konversion sowie Wasserstoffdistribution - zugeordnet, wie in Abb. 6 dargestellt:

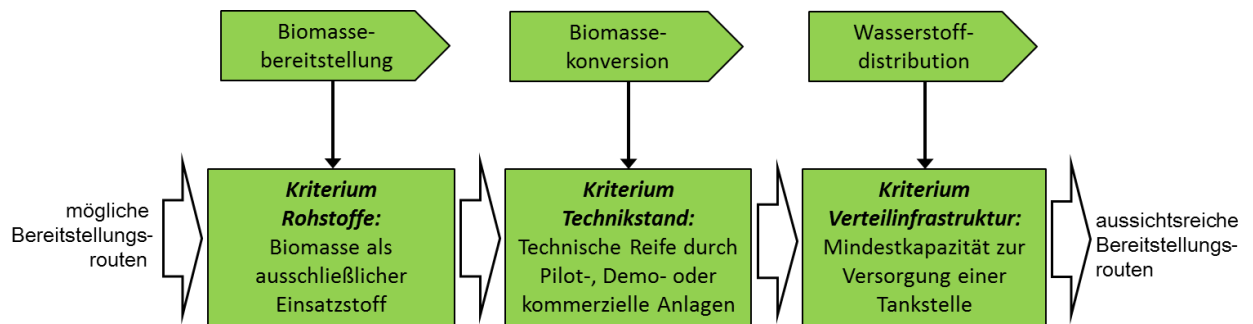


Abb. 6 Kriterien zur Vorauswahl aussichtsreicher Bereitstellungsrouten

Die o. g. Kriterien werden durch folgende Annahmen präzisiert:

Technische Reife

Die folgenden Grade der technischen Reife sind in Anlehnung an [19], [20] und [21] definiert und in Tab. 1 zusammengefasst.

Kommerzieller Maßstab. Die technischen Probleme des Verfahrens sind weitgehend gelöst, die konkrete Auslegung bekannt und Potenziale zur Kostenreduzierung identifiziert. Das Verfahren ist unter Marktbedingungen funktionsfähig und in einer entsprechenden Leistungsgröße realisiert bzw. realisierbar. Es ist kommerziell verfügbar, bzw. befindet sich kurz vor der Markteinführung (< 2 Jahre).

Demonstrationsmaßstab. Das Verfahren ist in einem integrierten Gesamtprozess realisiert. Es wird versucht im Dauerbetrieb zu produzieren und so die Kommerzialisierbarkeit des Verfahrens zu belegen. Demonstrationsanlagen sind in einer quasi-kommerziellen Leistungsklasse realisiert, d. h. um einen Faktor von bis zu 10 kleiner als eine kommerzielle Anlage. Für Verfahren im Demonstrationsmaßstab soll deren Funktionsfähigkeit unter repräsentativen Bedingungen nachgewiesen werden; sie befinden sich etwa 1 bis 4 Jahre vor der kommerziellen Verfügbarkeit.

Pilotmaßstab. Das Verfahren ist auf dem Weg in die Kommerzialisierung möglicherweise noch auf Technologiesprünge angewiesen und noch nicht unbedingt als integrierter Gesamtprozess realisiert. In Pilotanlagen werden verschiedene Technologien für Teilprozesse erprobt, um eine geeignete Auslegung für das Verfahren zu finden und entsprechende Unsicherheiten bzw. Fehlerquellen aufzudecken. Ziel ist nicht ein Produzieren im Dauerbetrieb, sondern das Sammeln von Prozess-Knowhow (z. B. über das dynamische Verhalten) um das Verfahren in einem größeren Maßstab (Demonstrations- oder kommerzieller Maßstab) realisieren zu können. Pilotanlagen sind in einer Leistungsklasse deutlich unterhalb von kommerziellen Anlagen realisiert, d. h. um einen Faktor von etwa 50 bis 500 kleiner. Verfahren im Pilotmaßstab befinden sich etwa 3 bis 8 Jahre vor der kommerziellen Verfügbarkeit.

Labor- und Versuchsmaßstab. Das Verfahren weist eine wesentlich geringere technische Reife als Pilot-, Demonstrations- oder kommerzielle Anlagen auf. Es dient der Entwicklung des Verfahrensprinzips und soll dessen grundsätzliche technische Durchführbarkeit nachweisen. In Labor- und Versuchsanlagen muss das Verfahren nicht integriert installiert sein, da Teilprozesse auch einzeln untersucht werden. Sie werden unter idealisierten Bedingungen betrieben und sind der Grundlagenforschung zuzurechnen. Sie sind in vergleichsweise sehr kleinen Leistungsklassen realisiert und befinden sich etwa 8 bis >15 Jahre vor der Kommerzialisierung.

Tab. 1 Grade technologischer Reife

	Labor- und Versuchsmaßstab	Pilotmaßstab	Demonstrationsmaßstab	Kommerzieller Maßstab
Technologieentwicklung	Versuche um Grundlagen zu ermitteln und Unsicherheiten zu identifizieren. Idealisierte Versuchsbedingungen.	Erprobung verschiedener Technologien für Teilprozesse. Unsicherheiten in Teiltechnologien aufdecken und Prozessverständnis gewinnen.	Integrierter Gesamtprozess realisiert. Produktion für Tests; auch im Dauerbetrieb.	Kommerzielle Anlagen in Betrieb. Optionen für Kostenreduzierung identifiziert.
Leistungs-klasse	Sehr kleine Leistungsklassen	Um einen Faktor von ca. 50 bis 500 kleiner als kommerzielle Anlagen	Bis zu Faktor 10 kleiner als kommerzielle Anlagen	Den Marktbedingungen entsprechend
Typische Realisierungszeiträume	8 bis >15 Jahre	3 bis 8 Jahre	1 bis 4 Jahre	0 bis 2 Jahre

Quelle: eigene Darstellung basierend auf [19], [20], [21]

Mindestleistung

Da es keine einheitliche Tankstellengröße gibt, wird als Maßstab für die geforderte Mindestleistung beispielhaft die im Bau befindliche Wasserstofftankstelle an der Hamburgischen Oberbaumbrücke herangezogen. Diese ist für den Vertrieb von bis zu 780 kg Wasserstoff am Tag ausgelegt, was einer Erzeugung von etwa 1,1 MW_{H2} entspricht und die Versorgung einer Flotte von 20 Bussen oder 200 Pkw gewährleistet [22], [23]. Da die Gasreinigung, -konditionierung und -trennung jeweils mit Wirkungsgradverlusten verbunden ist, sollte die Gaserzeugungseinheit auf eine Leistung von mindestens 2 MW_{th} ausgelegt sein.

2.4.2 Ergebnisse der Vorauswahl

Die möglichen Bereitstellungspfade werden nachfolgend anhand der o. g. Kriterien beurteilt. Für die auf der Biomassevergasung beruhenden thermo-chemischen Bereitstellungspfade werden hierfür ausgewählte und für die Erzeugung von Biowasserstoff geeignete Konversionsverfahren herangezogen. Diese sind Verfahren mit autothermer Wirbelschichtvergasung (Chrisgas, Renugas), allothermer Wirbelschichtvergasung (AER, FICFB, Heatpipe-Reformer, Milena, Silvagas),

autothermer Flugstromvergasung (BioLiq, Carbo-V), die hydrothermale Vergasung, sowie das allotherme Sonderverfahren „Blauer Turm“. Weiterhin wird die Reformierung von Sekundärenergieträgern untersucht. Die biochemischen Bereitstellungspfade über Mikroorganismen gehen mit den im Vorfeld beschriebenen Prinzipien der dunklen und der photoheterotrophen Fermentation, sowie der direkten und der indirekten Biophotolyse in die Bewertung ein.

Die Verfahren werden in der folgenden Matrix (Tab. 2) kurz charakterisiert und hinsichtlich der o. g. Kriterien untersucht. Des Weiteren wird die Qualität der Datenlage beurteilt. Anschließend folgt eine Zusammenfassung der Ergebnisse dieses Screenings.

Tab. 2 Mögliche Bereitstellungspfade

Bereitstellungs- pfade	Beispiel- verfahren	Charakteristika	Datenlage ¹ /Quellen	Kriterium Rohstoffe	Kriterium Technikstand	Kriterium 3: Verteil- infrastruktur	
Thermo-chemisch	Vergasungsbasiert (Autotherme Wirbelschichtvergaser)	Chrisgas (Foster Wheeler)	Rohstoffe: z. B. Holz WS-Vergaser in KWK-Anlage mit 18 MW _{FWL} demonstriert. Chrisgas-Projekt als Weiterentwicklung des Vergasers für H ₂ -Erzeugung. Nicht in Demoanlage implementiert.	mittel, [4],[24],[25] [26]	✓	✓	✓
		Renugas (GTI)	Rohstoffe: z. B. Holz, Abfälle aus der Zellstoffindustrie WS-Vergaser in KWK-Anlage mit 11,5 MW _{th} und 6 MW _{el} in Betrieb. Integration einer H ₂ - Erzeugung möglich, aber nicht implementiert.	mittel [27],[28],[29]	✓	✓	✓
	Vergasungsbasiert (Allotherme Zweibett- Wirbelschichtvergaser)	AER (ZSW)	Rohstoffe: Holz, Anteile Stroh Zweibett-WS-Vergasung mit 'chemical loop'. In 100 KW _{th} Pilotanlage betrieben. In 8 MW _{th} FICFB- Anlage getestet. Besonders geeignet für H ₂ - Erzeugung.	gut [4],[30],[31], [32],[33], [34],[35]	✓	✓	✓
		FICFB (Repotec)	Rohstoffe: Holz, Anteile Stroh Zweibett-WS-Vergaser in verschiedenen KWK- Anlagen in Betrieb (z. B. 4,5 MW _{th} , 2 MW _{el}). Weitere Anlagen höherer Leistung in Bau und Planung. Integration einer H ₂ -Erzeugung möglich aber bislang nicht implementiert.	gut [4],[36],[37], [38],[39]	✓	✓	✓

Charakterisierung und Bewertung von Konversionstechnologien

Bereitstellungs- pfade	Beispiel- verfahren	Charakteristika	Datenlage ¹ /Quellen	Kriterium Rohstoffe	Kriterium Technikstand	Kriterium 3: Verteil- infrastruktur	
Thermo-chemisch	Vergasungsbasiert (Alliotherme Zweibett-Wirbelschichtvergaser)	Heatpipe-Reformer (agnion)	Rohstoffe: Holz Zweibett-WS-Vergaser in Pilotanlage betrieben. 500 kW _{FWL} -Anlage in Bau. Besonders geeignet bis 5 MW _{FWL} . Bislang nur als KWK.	mittel [40],[41],[42], [43],[44],[45]	✓	✓	✓
		Milena (ECN)	Rohstoffe: Holz Zweibett-WS-Vergaser in 800 kW _{FWL} Pilotanlage in Betrieb. Demoanlage in Planung. Bisher nur KWK- Betrieb vorgesehen.	mittel [39],[46],[47], [48],[49],[50]	✓	✓	✓
		Silvagas (Rentech)	Rohstoffe: Holz Zweibett-WS-Vergaser in 85 MW _{FWL} -KWK-Anlage demonstriert. H ₂ -Route möglich aber bislang nicht implementiert.	schlecht [39],[51], [52],[53]	✓	✓	✓
	Vergasungsbasiert (Autotherme Flugstromvergaser)	Carbo-V (Choren)	Rohstoffe: Holz Choren-Verfahren in 1 MW _{th} -Pilotanlage betrieben. 45 MW _{th} -Demonstrationsanlage errichtet. Ziel ist Biomass-to-Liquid (BtL)-Produktion, H ₂ -Route möglich.	schlecht [54],[55],[56]	✓	✓	✓
		BioLiq (KIT)	Rohstoffe: Holz, Stroh Pilotanlage mit 5 MW _{th} -Flugstrom-vergasung in Bau. Ziel ist BtL-Produktion, H ₂ -Route möglich.	mittel [57],[58],[59]	✓	✓	✓

Charakterisierung und Bewertung von Konversionstechnologien

Bereitstellungs- pfade	Beispiel- verfahren	Charakteristika	Datenlage ¹ /Quellen	Kriterium Rohstoffe	Kriterium Technikstand	Kriterium 3: Verteil- infrastruktur
Thermo-chemisch	Vergasungsbasiert (Hydrothermal)	Verena (KIT) Rohstoffe: z. B. Maissilage Hydrothermale Vergasung in Versuchsanlage in Betrieb. Ziel ist simultane H ₂ und CH ₄ - Erzeugung. Reines H ₂ -Konzept möglich.	mittel [60],[61], [62],[63]	✓	✗ da Versuchsanlage	
	Vergasungsbasiert (Gestufte Reformierung)	Blauer Turm (Blue Tower) Rohstoffe: z. B. Grünschnitt Verfahren in 1 MW _{FWL} -Pilotanlage betrieben. Demonstrationsanlagen mit 13 MW _{FML} in Planung. Ziel ist die Polygeneration von H ₂ , Strom und Wärme.	schlecht [64],[65]	✓	✓	✓
	Reformierung von Sekundärenergieträgern (Physikalisch-chemisch oder biochemisch erzeugt)	Biogas-Dampf- reformierung Diverse Reformertypen (z. B. Kompakt- reformer von Haldor Topsøe) Rohstoffe: z. B. Biogas aus Maissilage, Ethanol aus Weizen Verschiedene Versuchsanlagen mit dem Ziel der H ₂ -Erzeugung. z. B. Biogasreformierung in Strem/AT; Pilotanlage zur Klärgasreformierung in Bottrop in Betrieb. Im Bereich der flüssigen Sekundärenergieträger: z. B. Glycerin-Reformierung Betrieb in Leuna.	gut [3],[66],[67]	✓	✓	✓

Bereitstellungspfade	Beispielverfahren	Charakteristika	Datenlage ¹ /Quellen	Kriterium Rohstoffe	Kriterium Technikstand	Kriterium 3: Verteil- infrastruktur
Biochemisch über Mikroorganismen	Fermentation	Dunkle Fermentation Rohstoffe: z. B. Mais, Kartoffeln Prozess ähnlich dem Biogasprozess. Versuchsreaktoren im Labormaßstab.	gut [9],[10],[11], [12],[13]	✓	✗ da Grundlagenforschung	
		Photoheterotrophe Fermentation Rohstoffe: Glucose, organische Säuren Photoreaktoren im Labormaßstab.	gut [8],[9],[10], [11],[12], [13],[14]	✓	✗ da Grundlagenforschung	
	Biophotolyse	Direkte Biophotolyse (z. B. Ruhr-universität Bochum) Rohstoffe: Wasser als Haupteinsatzstoff. Biomasse in Nährlösung Direkte Wasserspaltung durch Biophotolyse in Photoreaktoren im Labormaßstab.	gut [12],[18]	✓	✗ da Grundlagenforschung	
		Indirekte Biophotolyse (z. B. Ruhr-universität Bochum) Rohstoffe: Wasser als Haupteinsatzstoff. Biomasse in Nährlösung Indirekte Wasserspaltung durch Biophotolyse m. H. v. Cyanobakterien in Photoreaktoren im Labormaßstab.	gut [12],[18]	✓	✗ da Grundlagenforschung	

¹ Das Kriterium der Datenlage unterscheidet, ob gute Primärdaten vorhanden sind (gut), ob eine gute Literaturlage besteht, die überwiegend von Herstellern stammt (mittel), oder ob insgesamt nur wenige Daten veröffentlicht sind (schlecht).

Diejenigen Verfahren, die den Kriterien „Rohstoffe“, „Technikstand“ und „Verteilinfrastruktur“ entsprechen, werden als vielversprechend in Sinne des Studienziels erachtet und weiterführend betrachtet. Diese sind die autothermen Wirbelschichtvergaser (Chrisgas- und Renugas-Verfahren), die allothermen Wirbelschichtvergaser (AER-, FICFB-, Milena- und Silvasgas-Verfahren) und die autothermen Flugstromvergaser (BioLiq- und Carbo-V-Verfahren). Weiterhin werden der Blaue Turm, und - im Bereich der Reformierung von Sekundärenergieträgern - die Reformierung von Biogas weiterführend betrachtet. Für diese Verfahren werden in der Folge Konversionsketten für die Biowasserstofferzeugung definiert, analysiert und bewertet. Die hydrothermale Vergasung wird nicht weiterführend betrachtet, da sie sich noch in einem frühen Entwicklungsstadium befindet und bisher lediglich eine Technikumsanlage existiert. Auch die biochemischen Bereitstellungsrouten über Mikroorganismen werden nicht weiter untersucht, da diese Verfahren noch der Grundlagenforschung zuzuordnen sind und damit nicht dem geforderten Entwicklungsstand entsprechen.

2.5 Charakterisierung der aussichtsreichen Konversionsrouten

Für die weiterführende Betrachtung der als vielversprechend erachteten Verfahren (s. o.) werden jeweils Konversionsrouten zur Wasserstofferzeugung definiert und diese bezugnehmend auf Gaserzeugungseinheit, erforderliche Gasaufbereitung, einsetzbare Rohstoffe, typische Leistungsgrößen und Konversionsgrade sowie technische Reife charakterisiert. Im Anschluss erfolgt eine Bewertung der Verfahren mit Bezugsjahr 2011. Die betrachteten Verfahren sind sämtlich dem thermo-chemischen Bereitstellungspfad zuzuordnen, wobei nachfolgend zunächst die vergasungsbasierten Konversionsrouten in alphabetischer Reihenfolge und anschließend die Route über die Reformierung von Biogas aufgeführt sind.

2.5.1 AER

Vergasung und Gasaufbereitung

Das Zentrum für Sonnenenergie- und Wasserstoff-Forschung (ZSW) entwickelte in Zusammenarbeit mit anderen Instituten und Firmen das sogenannte „Absorption Enhanced Reforming“ (AER). Hierbei wird ein Zweibett-Wirbelschichtreaktor eingesetzt. Das bauliche Prinzip entspricht dem des FICFB-Verfahrens (Kapitel 2.5.6). Es wird jedoch anstelle eines inerten Materials eine reaktive Substanz als Bettmaterial zirkuliert. Dieses dient neben der Bereitstellung der Reaktionswärme auch der Reduzierung des Kohlendioxidgehalts im Produktgas. Zum Einsatz kommt in der Regel ein Calciumoxid, das mit CO_2 exotherm zu Calciumcarbonat reagiert und so in der Vergasungswirbelschicht die CO_2 -Fracht verringert. Nachdem es aus der Vergasungswirbelschicht ausgetragen wird, gelangt es über einen Zyklon in die Verbrennungswirbelschicht. Dort wird es erneut erhitzt und dabei wieder zu Calciumoxid reduziert. Es wird über das Rauchgas aus der Verbrennungswirbelschicht ausgetragen, in einem Zyklon abgetrennt und zurück in Vergasungswirbelschicht geleitet. Dieses Verfahren eines zirkulierenden Sorbens bezeichnet man auch als „Chemical Loop“. Der Vergasungsprozess erfolgt bei 1 bar. Das Produktgas enthält H_2 , CO , CH_4 und CO_2 [30].

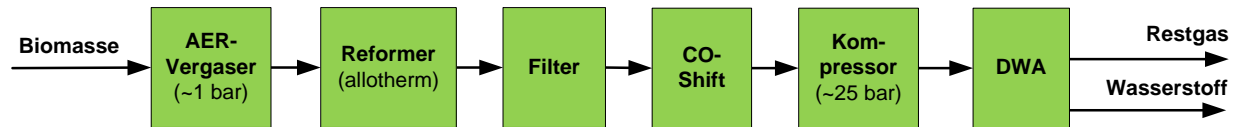


Abb. 7 AER-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept für eine maximale H₂-Erzeugung (Abb. 7), würden die Produktgase nach der Entstaubung zunächst einem Reformer zugeführt, um das im Produktgas enthaltene CH₄ über die Dampfreformierungsreaktion mit Wasserdampf zu H₂ und CO umzusetzen. Danach würden die Produktgase einem CO-Shift-Reaktor zugeführt, in dem das CO mit Wasserdampf zu H₂ und CO₂ umgesetzt würde. Nach Komprimierung auf 25 bar würden die Produktgase einer DWA zugeführt. Das Spülgas aus der DWA würde zur Produktion von Strom und Dampf eingesetzt, der zur Deckung des Eigenbedarfs der Anlage dient.

In der Realität würde bei kleineren Anlagen (<10 MW_{th} Biomasseinput) vermutlich auf den Reformer und die CO-Shift-Stufe verzichtet werden, um den Investitionsbedarf zu reduzieren. Dadurch stiege der Spülgasanteil und damit die mögliche Strom und Wärmeproduktion. Die H₂-Ausbeute hingegen würde sinken. Ein solches beispielhaftes Polygenerationskonzept ist in Abb. 8 dargestellt. Hierbei würden die Produktgase nach einer Entstaubung einer DWA zugeführt. Das Spülgas der DWA würde zur Produktion von Strom und Wärme eingesetzt.

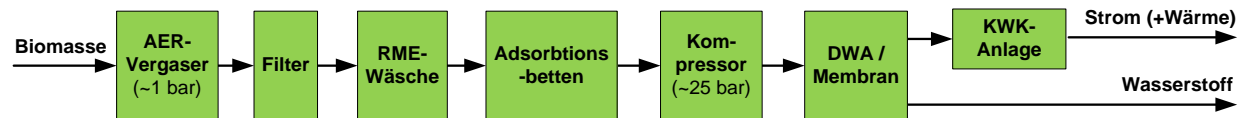


Abb. 8 AER-basiertes Polygenerationskonzept

Rohstoffbasis

Das Verfahren eignet sich für Holz und Stroh als Einsatzstoff. Es wird empfohlen, nicht mehr als 25 Ma. % Stroh zu verwenden [68]. Tab. 3 zeigt einige Eigenschaften ausgewählter Rohstoffe.

Tab. 3 Eigenschaften der im AER eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)
Roggenstroh	17,4	0,048	14
Weizenstroh	17,2	0,057	14
Triticalestroh	17,1	0,059	14
Gerstenstroh	17,5	0,048	14

TS: Trockensubstanz; Quellen: [3],[69]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Der AER-Prozess ist eine technologisch vielversprechende und effiziente Möglichkeit, Biomasse dezentral im Leistungsbereich von 5 bis 50 MW_{th} zu nutzen [70]. Um diesen Leistungsbereich zu erweitern, wird im Rahmen der Forschungsplattform auch die druckbetriebene AER-Vergasung, mit bis zu 5 bar_{abs} untersucht [71].

Bisher wurden keine Wirkungsgrade für Anlagen mit maximaler H₂-Ausbeute veröffentlicht. Daher wurde der H₂-Wirkungsgrad auf Basis der Produktgaszusammensetzung nach [72] am Ausgang der Vergasungsanlage, den in nachgeschalteten Prozessen (Reformer, CO-Shift-Reaktor) auftretenden chemischen Reaktionen und einer angenommenen H₂-Ausbeute in der DWA berechnet. Die H₂-Ausbeute von DWA hängt von der Gaszusammensetzung ab. Die H₂-Ausbeute aus der DWA wird auf Basis von Daten in [73] mit 78 % abgeschätzt.

Tab. 4 Gasstrom am Ausgang des jeweiligen Prozessschrittes (AER)

	Vergaser		Reformer		CO-Shift		DWA		Spülgas-DWA	
	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW
CO ₂	12,5	0	12,5	0	53,5	0	0	0	53,5	0
CO	16,5	1,30	41	3,23	0	0	0	0	0,0	0
CH ₄	12,9	2,87	0	0	0	0	0	0	0,0	0
C ₂ H ₄	5,8	2,13	0	0	0	0	0	0	0,0	0
H ₂	50,6	3,40	112,5	7,56	153,5	10,31	119,6	8,03	33,9	2,28
N ₂	1,7	0	1,7	0	1,7	0	0	0	1,7	0
Summe	100	9,71	167,7	10,79	208,7	10,31	119,6	8,03	89,1	2,28

Quelle: eigene Berechnung LBST

Die brennbaren Bestandteile des Spülgases aus der DWA werden zum Teil für die Dampferzeugung zur Deckung des Energiebedarfs der endothermen Dampfreformierung eingesetzt. Der Wirkungsgrad der Dampferzeugung wird mit 90 % angenommen. Das verbleibende Spülgas wird zur Stromerzeugung in einem Gasmotor mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 33 % verwendet.

Bei einem Kaltgaswirkungsgrad der Vergasungsanlage von 80 % würde der Biomasseinput 12,21 MW betragen. Der H₂-Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse würde dann 66 % betragen bezogen auf den unteren Heizwert (H_u). Für die Kompression des Produktgasstroms vor Eingang in die DWA ist Strom erforderlich. Der Nettostromverbrauch (Stromverbrauch von 0,87 MW abzüglich Stromerzeugung aus dem Spülgas aus der Druckwechseladsorption von 0,36 MW) beträgt etwa 0,51 MW. Wird der Nettostrombedarf aus Biomasse mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 30 % gedeckt, ergibt sich ein Wirkungsgrad von etwa 58 %.

Technologischer Reifegrad

Nach ersten Versuchen an einem 100 kW_{th} Vergaser an der TU Wien folgten Testläufe in der Vergasungsanlage in Güssing in Österreich. Die TBM (Technologieplattform Bioenergie und Methan GmbH & Co. KG) baut in Türkheim bei Geislingen an der Steige in Baden-Württemberg eine 10 MW_{th}-Vergasungsanlage nach dem AER-Verfahren, um aus Holz und holzartigen Reststoffen (Landschaftspflegematerial) aus dem Biosphärengebiet "Schwäbische Alb" Strom und Wärme zu produzieren [74], [75]. Darüber hinaus sollen verschiedene Verfahren der Feinreinigung des Produktgases (Entstaubung) untersucht werden, um den Einsatz desselben in einer DWA zur Bereitstellung von reinem Wasserstoff zu ermöglichen.

Geplant war ursprünglich, August 2010 mit dem Bau zu beginnen. Der Investitionsbedarf beträgt etwa 17,3 Mio. EUR. Jedoch gab es immer wieder Verzögerungen. Als Problem wird die aufgrund des gestiegenen Holzhackschnitzelpreises sinkende Wirtschaftlichkeit der Anlage angesehen [76].

2.5.2 BioLiq

Vergasung und Gasaufbereitung

Beim BioLiq-Verfahren handelt es sich um ein Zwei-Stufen-Konzept zur Vergasung von Biomasse, das am Karlsruher Institut für Technologie (KIT) entwickelt wurde. Die erste Stufe umfasst eine Vorbehandlung der Biomasse mittels Schnellpyrolyse. Hierbei wird die zunächst zerkleinerte Biomasse in einem Doppelschneckenreaktor mit heißem Sand als Wärmeüberträger vermischt und unter Luftabschluss bei etwa 500 °C und Umgebungsdruck (1 bar) in Pyrolysekoks, -öl und -gas umgewandelt. Das Gas wird in einer Brennkammer genutzt, um den umlaufenden Sand zu erhitzen. Das bei der Schnellpyrolyse entstehende Pyrolyseöl (40 bis 70 Vol. %) und der Pyrolysekoks (15 – 40 Vol. %) wird zu einem sogenannten „Slurry“ vermischt. Dieser enthält ca. 85 % der im Rohstoff enthaltenen Energie und weist eine relativ hohe Energiedichte auf. Diese Vorbehandlungsmethode soll es ermöglichen, den Slurry in vielen dezentralen Anlagen zu erzeugen, anschließend zu zentralen Großanlagen z. B. mit einem Tanklastzug, zu transportieren und dort weiterzuverarbeiten [57], [59].

In der zweiten Stufe wird der Slurry in einem autothermen Flugstromvergaser unter Zuhilfenahme von Sauerstoff als Vergasungsmittel vergast. Der Flugstromvergaser wird bei einer Temperatur von mehr als 1 200 °C betrieben und kann bei sehr hohen Drücken von über 60 bar betrieben werden (um z. B. Energieaufwand für eine ggf. notwendige weitere Verdichtung für eine nachgeschaltete Methanol- oder Fischer-Tropsch-Synthese einzusparen) [77]. Dabei entsteht ein teerfreies Gas, dessen Hauptbestandteile CO und H₂ sind. Die im Slurry enthaltene Asche schmilzt und wird am unteren Ende des Vergasers flüssig abgezogen. Eine Verwertung der Schlacke als Dünger ist schwierig, da im Gegensatz zur Asche bei konventionellen Verbrennungsanlagen oder auch anderen Vergasungsverfahren, die Pflanzennährstoffe (z. B. Phosphat) bei der Schlacke nicht pflanzenverfügbar sind. Um zum Beispiel das Phosphat zurückzugewinnen wäre eine weitere Verarbeitung der Schlacke erforderlich.

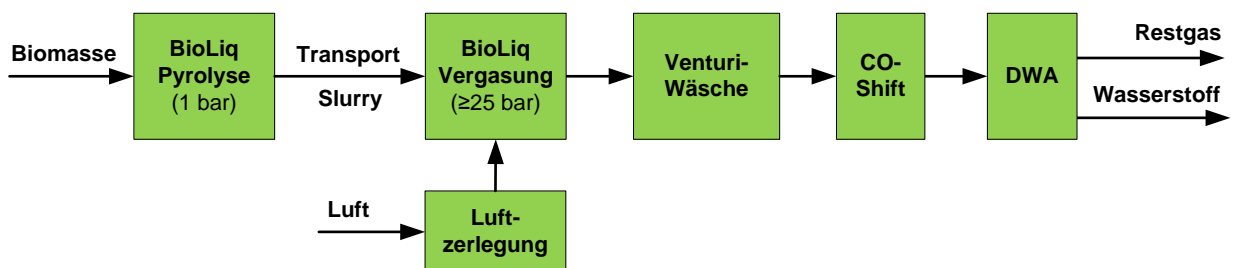


Abb. 9 BioLiq-basierte Konversionsroute

In Abb. 9 ist ein beispielhaftes H₂-Konzept auf Basis des BioLiq-Konzepts dargestellt. Das aus der Vergasung austretende Gasgemisch würde zunächst beispielsweise mit Hilfe eines Venturi-Wäschers gereinigt. Da das Rohgas aus der Flugstromvergasung nahezu kein Methan enthält, könnte auf eine Reformierung verzichtet und das CO direkt in einem CO-Shift-Reaktor zu H₂ und CO₂ konvertiert werden. Nachfolgend würde der Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt und das Spülgas zur Deckung des Energiebedarfs der Anlage eingesetzt. Da die Vergasungsanlage bei einem Druck von mehr als 25 bar betrieben würde, wäre eine separate Komprimierung der Produktgase vor der DWA nicht erforderlich.

Rohstoffbasis

Das Verfahren eignet sich für Holz und Stroh als Einsatzstoff. Das Konzept wurde vor allem für den Einsatz relativ „schwieriger“ Einsatzstoffe wie Stroh entwickelt. Tab. 5 zeigt ausgewählte Eigenschaften der eingesetzten Rohstoffe.

Tab. 5 Eigenschaften der im BioLiq-Verfahren eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{rs}	Aschegehalt kg/kg _{rs}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)
Roggenstroh	17,4	0,048	14
Weizenstroh	17,2	0,057	14
Triticalestroh	17,1	0,059	14
Gerstenstroh	17,5	0,048	14

TS: Trockensubstanz; Quellen: [3],[69]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Die Pyrolyse findet in relativ kleinen (<50 MW_{th} Biomasseinput) Anlagen statt. Der in der Schnellpyrolyse entstandene Pyrolyseöl/Koks-Slurry wird in großen (ca. 500 MW_{th}) Vergasungsanlagen zu Wasserstoff umgesetzt. Der Wirkungsgrad der Pyrolyseanlage beträgt etwa 81,8 % (80,8 kW Slurry pro 98,8 kW Biomasse) [78]. Für die Flugstromvergasung selbst wurde auf Daten eines Flugstromvergasers von Shell in [79] zurückgegriffen. Der Strombedarf der Luftzerlegungsanlage (LZA) ist in den Angaben für den Nettostromverbrauch enthalten. Der Nettostrombedarf wird durch ein mit Biomasse betriebenes Gas- und Dampfturbinenkraftwerk mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 42,5 % gedeckt. Bezogen auf die eingesetzte Biomasse und ohne Berücksichtigung des Nettostrombezugs würde die H₂-Ausbeute etwa 57 % betragen. Mit Berücksichtigung der Stromerzeugung beträgt der Wirkungsgrad 49 %.

Technologische Reife

2008 wurde eine Pilotanlage zur Schnellpyrolyse in Betrieb genommen. Die weiteren Anlagenteile befinden sich im Aufbau und sollen schrittweise bis 2012 mit einer Feuerungswärmeleistung von 5 MW_{th} in Betrieb genommen werden. Erfahrungen mit der Pyrolyse gibt es im Bereich der Abfallbehandlung [57].

Die Flugstromvergasung wurde zunächst für die Vergasung von Kohle entwickelt (z. B. Texaco, Shell). Das Verfahren kann als relativ ausgereift betrachtet werden. Entwicklungsbedarf gibt es noch bei der Biomassevorbehandlung.

2.5.3 Blauer Turm

Vergasung und Gasaufbereitung

Das Verfahren der „gestuften Reformierung“ des Anlageherstellers „Blue Tower GmbH“ beruht auf einer allothermen Vergasung von Biomasse mit Wasserdampf als Vergasungsmittel. Die Vergasungsanlage selbst besteht aus drei übereinander angeordneten Apparaten, einem Pyrolysereaktor, einem Reformier und einer Heizung für den Wärmeträger.

Die bei der Pyrolyse entstehenden Gase strömen in den Reformier, in dem sie unter Zugabe von Wasserdampf zu H_2 , CO , CH_4 und CO_2 umgesetzt werden. Der H_2 -Anteil beträgt etwa 50 %. Die Wärmezufuhr erfolgt über einen Wärmeträger (Kurundkugeln). Die Kurundkugeln werden dem obersten Anlagenteil zugeführt, dort erwärmt und dann den darunterliegenden Anlagenteilen zugeführt. Die Wärme wird durch Verbrennung des im Pyrolysereaktor produzierten Kokes erzeugt. Nach Entstaubung werden die Produktgase einer DWA zugeführt. Das Spülgas der DWA wird zur Produktion von Strom und Wärme eingesetzt. Das Verfahren (Abb. 10) ist für Anlagen im Bereich von 10 bis 15 MW_{th} ausgelegt.



Abb. 10 Blauer-Turm-Konzept zur Polygeneration

Rohstoffbasis

Als Rohstoffbasis dient feste, relativ trockene Biomasse wie Holzhackschnitzel, Stroh, Olivenkerne, Straßenbegleitgrün und Hühnermist. Der Vergasungsprozess soll sich für eine breite Palette an Einsatzstoffen eignen. In der Demonstrationsanlage wurde Straßenbegleitgrün eingesetzt.

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Beim Anlagenkonzept der „Blue Tower GmbH“ (früher D.M.2) beträgt bei einer thermischen Leistung von 10 MW (Biomasseinput) die Wasserstoffausbeute etwa 4 MW. Die ins Netz eingespeiste Strommenge (netto) würde bei etwa 1 MW liegen. Daneben würde noch etwa 1,6 MW nutzbare Wärme ausgekoppelt [80]. Der H_2 -Wirkungsgrad beträgt somit etwa 40 %, der Nutzungsgrad etwa 56 %.

Technologischer Reifegrad

Die Pilotanlage wurde von 2001 bis 2006 mit einer Leistung von einem Megawatt (Biomasseinput) in Herten betrieben. Dabei wurde ein Gasgemisch mit 40 bis 50 % Wasserstoffanteil produziert.

2009 wurde mit dem Bau einer Demonstrationsanlage mit einer thermischen Leistung von 13 MW Biomasseinput und einer elektrischen Leistung von 5,5 MW sowie 0,45 MW Wasserstoff im Wasserstoff-Kompetenz-Zentrum in Herten (Nordrhein-Westfalen) begonnen. Pro Jahr sollen 37.500 MWh Strom erzeugt werden (der Fokus liegt hier noch bei der Stromerzeugung). Das Investitionsvolumen beträgt 26 Mio. EUR [65],[81]. Beim Bau der Anlage kam es aber immer wieder zu Unterbrechungen der Bauarbeiten, so dass im Oktober 2011 die Anlage immer noch nicht fertiggestellt war [82].

2.5.4 Carbo-V

Vergasung und Gasaufbereitung

Wie das BioLiq-Verfahren handelt es sich beim Carbo-V-Verfahren um ein mehrstufiges Vergasungsverfahren bestehend aus Pyrolyse (bei Choren „Niedertemperatur-Vergasung“ genannt) und einer Flugstromvergasung. Der Unterschied zum BioLiq-Verfahren ist, dass kein Slurry produziert wird, sondern Schwelgas und Biokoks. Pyrolyse und Flugstromvergasung befinden sich auf dem gleichen Gelände.

Das Carbo-V-Verfahren besteht aus einer Vorbehandlungsstufe, der Niedertemperatur-Vergasung (NTV, 400 bis 500 °C), und einer Flugstromstufe, der Hochtemperatur-Vergasung (HTV, 1 300 bis 1 500 °C, 5 bar). Die Biomasse wird in der NTV verschwelt. Das erzeugte, teerhaltige Schwelgas wird in die HTV geleitet und dort zu nahezu teerfreiem Rohgas konvertiert. Das Rohgas wird anschließend mit in der NTV ebenfalls erzeugtem Koks gequenchet. Der Koks reagiert u. a. mit Kohlenstoffdioxid zu Kohlenstoffmonoxid. Infolge dieser endothermen Reaktion sinkt die Gastemperatur auf ca. 900 °C ab. Das resultierende teerfreie Gas besteht im Wesentlichen aus CO, H₂, CO₂ und H₂O [56].

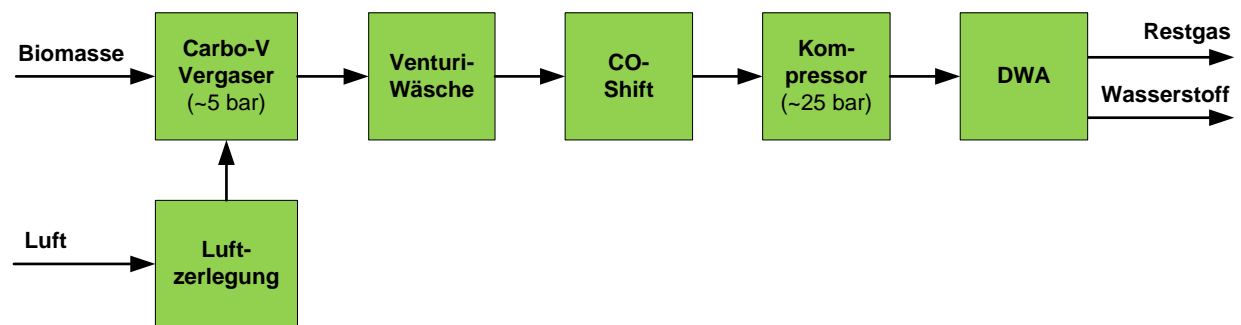


Abb. 11 Carbo-V-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept zur Erzeugung von reinem Wasserstoff (Abb. 11) würde das in der Vergasung erzeugte Gasgemisch zunächst beispielsweise mit Hilfe eines Venturi-Wäschers gereinigt. Da das Rohgas aus der Flugstromvergasung nahezu kein Methan enthält, könnte auf eine Reformierung verzichtet und das im Produktgas enthaltene CO direkt in einem CO-Shift-Reaktor mit Wasserdampf zu H₂ und CO₂ konvertiert werden. Nachfolgend würde das Gasgemisch auf etwa 25 bar komprimiert und der enthaltene Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt.

Rohstoffbasis

Bisher wird das Carbo-V-Verfahren für den Einsatz von holzartigen Biomassen entwickelt [56]. Tab. 6 zeigt ausgewählte Eigenschaften der eingesetzten Rohstoffe.

Tab. 6 Eigenschaften der im Carbo-V-Verfahren eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)

TS: Trockensubstanz; Quellen: [3],[69]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Das Carbo-V-Verfahren wurde von Choren in der BtL-Anlage in Freiberg mit einer Leistung von 45 MW_{th} (Biomasseinput) eingesetzt. Darüber hinaus wird vom Hersteller das Carbo-V-Verfahren für die Erzeugung von Strom und Wärme angeboten. Nach der Insolvenz der Firma Choren wurde das Verfahren von der Linde Engineering Dresden übernommen.

Bisher wurden keine Wirkungsgrade für Anlagen mit maximaler H₂-Ausbeute veröffentlicht. Daher wurde der H₂-Wirkungsgrad auf Basis der Produktgaszusammensetzung am Ausgang der Vergasungsanlage, den in nachgeschalteten Prozessen (Reformer, CO-Shift-Reaktor) auftretenden chemischen Reaktionen und einer angenommenen H₂-Ausbeute in der DWA berechnet. Die H₂-Ausbeute einer DWA hängt von der Gaszusammensetzung ab und wird auf Basis von Daten in [73] mit 75 % abgeschätzt.

Tab. 7 Gasstrom am Ausgang des jeweiligen Prozessschrittes (Carbo-V)

	Vergaser		CO-Shift		DWA		Spülgas-DWA	
	kmol	MW	Kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW
CO ₂	25,0	0	59,7	0	0	0	59,7	0
CO	34,7	2,73	0	0,00	0	0	0	0
CH ₄	0,1	0,02	0,1	0,02	0	0	0,1	0,02
H ₂	40,0	2,69	74,7	5,02	55,9	3,76	18,8	1,26
N ₂	0,2	0	0,2	0	0	0	0,2	0
Summe	100,0	5,44	134,7	5,04		3,76		1,29

Quelle: eigene Berechnung LBST

Die brennbaren Bestandteile des Spülgases aus der DWA werden zur Stromerzeugung in einem Gasmotor (oder einer einfachen Gasturbine im Fall größerer Anlagen) mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 33 % verwendet.

Bei einem Kaltgaswirkungsgrad der Vergasungsanlage von 80 % würde der Biomasseinput 6,80 MW betragen. Der H_2 -Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse würde dann 55 % betragen, bezogen auf den unteren Heizwert. Für die Kompression des Produktgasstroms vor Eingang in die DWA von 5 auf 25 bar ist Strom erforderlich. Der Nettostromverbrauch (Stromverbrauch abzüglich Stromerzeugung aus dem Spülgas aus der DWA) beträgt etwa 0,04 MW. Die typische Leistungsgröße dürfte jedoch eher im Bereich zwischen 50 und 500 MW_{th} Biomasseinput liegen. Wird der Nettostrombedarf einer 50 MW_{th} -Anlage mit Strom aus Biomasse mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 30 % gedeckt, ergibt sich ein Wirkungsgrad von etwa 54 %. Wird der Strom extern bezogen beträgt der Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse etwa 55 %.

Technologischer Reifegrad

Das Carbo-V-Verfahren wird mit nachgeschalteter Fischer-Tropsch-Synthese seit 2003 in der α -Anlage mit 1 MW_{th} Biomasseinput in Freiberg erprobt. Für die α -Anlage werden 22.500 Betriebsstunden ausgewiesen [83]. Für eine bereits errichtete β -Anlage mit 45 MW_{th} Biomasseinput steht die endgültige Inbetriebnahme aus. Planungen sehen die Errichtung einer kommerziellen 640 MW_{th} Anlage in Brandenburg vor. Allerdings hat die Choren Industries GmbH im Sommer 2011 einen Insolvenzantrag gestellt. Zukünftige Aktivitäten sind nicht absehbar.

2.5.5 Chrisgas

Vergasung und Gasaufbereitung

Der Chrisgas-Vergaser beinhaltet eine autotherme, zirkulierende Wirbelschicht. Der Vergaser wird bei Temperaturen von etwa 950 °C und Drücken von bis zu 30 bar betrieben. Als Vergasungsmittel wird eine Mischung aus Wasserdampf und Sauerstoff eingesetzt. Die Biomasse wird durch eine Druckschleuse eingebracht, mit Bettmaterial vermischt und vom Vergasungsmittel durchströmt. Durch eine partielle Oxidation des Brennstoffs werden Bettmaterial und Biomasse erhitzt, wobei Letztere in den gasförmigen Zustand überführt wird. Es entsteht ein nahezu stickstofffreies Rohgas mit den Hauptbestandteilen CO_2 , CO , CH_4 und H_2 [24].

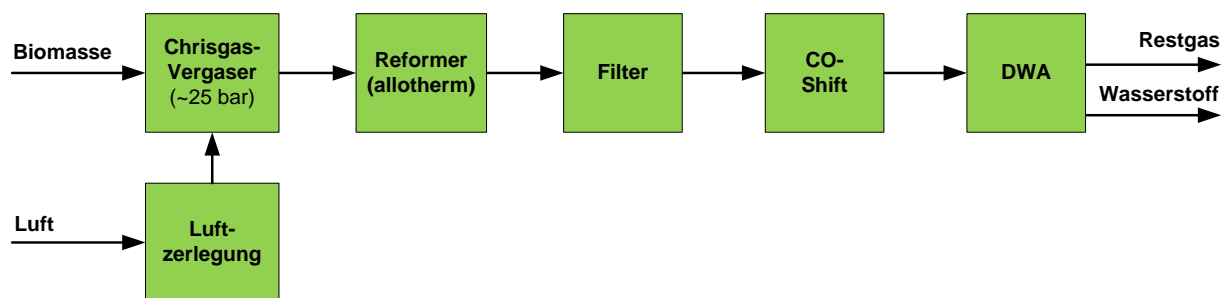


Abb. 12 Chrisgas-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept zur Wasserstoffgewinnung (Abb. 12) würde das in der Vergasung erzeugte Gasgemisch zunächst bei etwa 25 bar und 900 °C reformiert, um so die Methan- und Teerbestandteile zu konvertieren. Anschließend würden Partikel durch Filtration abgeschieden. In einem CO-Shift-Reaktor würde CO zusammen mit Wasserdampf zu H_2 und CO konvertiert.

Nachfolgend würde der im Gasgemisch enthaltene Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt.

Rohstoffbasis

Bisher wird das Chrisgas-Verfahren für den Einsatz von holzartigen Biomassen ausgelegt. Tab. 8 zeigt ausgewählte Eigenschaften der eingesetzten Rohstoffe.

Tab. 8 Eigenschaften der im Chrisgas-Verfahren eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)

TS: Trockensubstanz; Quellen: [3],[69]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Eine geplante Pilotanlage mit einer H₂-Produktionskapazität von 3500 Nm³ reinem Wasserstoff pro Stunde (10,5 MW_{H₂} bezogen auf Hu) soll eine thermische Leistung bezogen auf den Biomasseinput von 18 MW_{th} aufweisen [84]. Der Wirkungsgrad würde bei 58 % liegen. Darin ist jedoch mit hoher Wahrscheinlichkeit der Strombedarf der Anlage nicht enthalten. Der Chrisgas-Vergaser funktioniert ähnlich dem in [79] beschriebenen Vergaser des früheren „Institute of Gastechology“ (IGT), heute „Gastechology Institute“ (GTI). Für den Chrisgas-Vergaser wurde daher auf Daten eines autothermen Wirbelschichtvergasers (IGT) in [79] zurückgegriffen, der ebenfalls bei sehr hohem Druck 34,5 bar betrieben wird.

Bezogen auf die eingesetzte Biomasse und ohne Berücksichtigung des Nettostrombezugs würde die H₂-Ausbeute etwa 59 % betragen, was in etwa den Angaben in [84] entspricht. Mit Berücksichtigung der Stromerzeugung in einem größeren (25 MW_{el}), mit Biomasse betriebenen, Gas- und Dampfturbinenkraftwerk mit integrierter Vergasung beträgt der Wirkungsgrad 51 %.

Technologischer Reifegrad

Der Chrisgas-Vergaser ist eine Weiterentwicklung des im schwedischen Värnamo von 1993 bis 1999 betriebenen Vergasers, der von der Firma Foster Wheeler und Sydkraft entwickelt wurde. Die Vergasungsanlage wurde insgesamt 8500 h betrieben, die komplette Anlage inklusive Gasturbine etwa 3600 h [85]. Der Vergaser hat eine Feuerungswärmeleistung von 18 MW_{th} und wurde mit Luft als Vergasungsmittel betrieben. Dieses Rohgas wurde nach einer Reinigung einer Gasturbine zugeführt und diente so der Erzeugung von Strom und Wärme. Im Chrisgas-Projekt wurde von 2004 bis 2010 die Umstellung dieses Verfahrens auf eine Erzeugung von Wasserstoff untersucht, aber nicht implementiert.

Für die Produktion von reinem Wasserstoff müsste im Vergaser in Värnamo Sauerstoff statt Luft eingesetzt werden. Daher ist eine LZA erforderlich. Die weiteren für die Produktion von reinem Wasserstoff erforderlichen Komponenten wie Reformer, CO-Shift-Reaktoren und DWA sind wie die LZA ebenfalls technisch ausgereift. Die aufgrund des sehr hohen Drucks (25 bar) erforderliche Zufuhr von Biomasse über Luftschleusen könnte sich auf Dauer als technisch anspruchsvoll erweisen (z. B. wenn im eingesetzten Holz Nägel etc. enthalten sind). In Värnamo wurde die Anlage bei 10 bis 15 bar betrieben [84].

2.5.6 FICFB

Vergasung und Gasaufbereitung

Das FICFB-Verfahren („Fast Internally Circulating Fluidised Bed“) setzt einen Zweibett-Wirbelschichtreaktor ein. Die Vergasung erfolgt bei Umgebungsdruck (1 bar) mit Wasserdampf als Vergasungsmittel (allotherme Vergasung). Der Prozess wurde in Zusammenhang mit der Technischen Universität Wien entwickelt und im Biomasseheizkraftwerk in Güssing realisiert.

In einem Reaktor findet in einer stationären Wirbelschicht die eigentliche Vergasung statt und in dem anderen Reaktor findet in einer zirkulierenden Wirbelschicht die Verbrennung des bei der Vergasung gebildeten Kokes statt. Im Vergasungsreaktor wird die Biomasse zusammen mit Wasserdampf bei Temperaturen von etwa 850 °C in ein nahezu stickstofffreies Rohgas überführt. In der Brennkammer werden Rückstände wie Koks, Filterkuchen und rezirkuliertes Rohgas bei etwa 930 °C verbrannt. Zwischen den beiden Wirbelschichten zirkuliert Bettmaterial (in Güssing wird Olivinsand verwendet), welches einen Teil der Verbrennungswärme aus der Brennkammer in den Vergasungsreaktor überträgt. Neben den Hauptkomponenten CO₂, CO, H₂O, H₂ und CH₄ enthält das erzeugte Rohgas verschiedene Verunreinigungen wie Partikel, Teer und Schwefelverbindungen, welche vor einer Gasnutzung abgeschieden werden [31],[38].

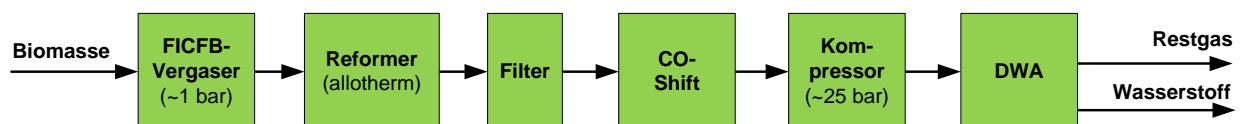


Abb. 13 FICFB-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept zur Wasserstoffherzeugung (Abb. 13) würde das Produktgas nach der Entfernung von Partikeln, Teer und Schwefelverbindungen einem Reformer und einem CO-Shift-Reaktor zugeführt. Anschließend würde es komprimiert und einer DWA zugeführt. Es fielen reiner Wasserstoff und Spülgas aus der Regenerierung der Adsorptionskolonnen an. Das Spülgas enthält CO, CO₂, CH₄ sowie den beim Spülvorgang eingesetzten Wasserstoff. Das Spülgas wird zur Dampf- und Stromerzeugung zur Deckung des Eigenbedarfs der Anlage eingesetzt.

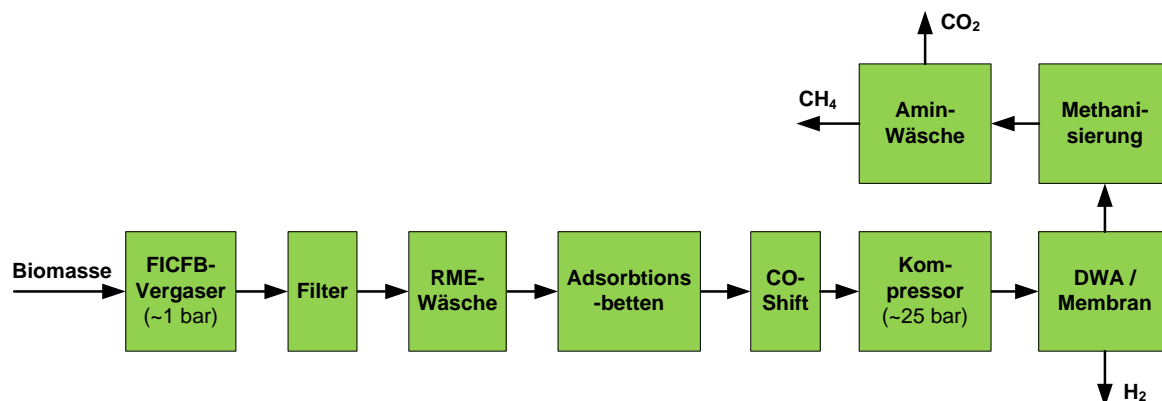


Abb. 14 FICFB-basiertes Polygenerationskonzept

Alternativ könnte auch ein Polygenerationsansatz gewählt werden (Abb. 14). Hierbei würde das Produktgas nach der Entfernung von Partikeln, Teer und Schwefelverbindungen einem CO-Shift-Reaktor zugeführt. Anschließend würde es komprimiert und einer DWA zugeführt. Es fielen reiner Wasserstoff und ein Spülgas aus CO, CO₂, CH₄ an. Dieses würde einer Methanisierung zugeführt, um den im Spülgas enthaltenden Wasserstoff mit CO₂ zu CH₄ umzusetzen. Anschließend würde das noch verbliebene CO₂ durch eine Aminwäsche abgeschieden, um nahezu reines Methan zu gewinnen, das in das Erdgasnetz eingespeist werden könnte.

Rohstoffbasis

Das Verfahren eignet sich für Holz und grundsätzlich auch für Stroh bis zu einem Anteil von 25 Ma. % [68]. Bei Experimenten in einer Pilotanlage an der Technischen Universität Wien wurden neben Holz beispielsweise auch Holzrinde und Schilf als Einsatzstoff verwendet und zwar in Form von Pellets und als Holzhackschnitzeln [86]. Tab. 9 zeigt ausgewählte Eigenschaften eingesetzter Rohstoffe.

Tab. 10 Eigenschaften der im FICFB eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kgTS	Aschegehalt kg/kgTS	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)
Rinde (Nadelholz)	19,2	0,038	12
Schilf	16,2	0,075	13

Quellen: [3],[69],[86]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Der Wirkungsgrad bzw. Gesamtnutzungsgrad wurde auf Basis von Angaben zur Gaszusammensetzung und Kaltgaswirkungsgrad in [39] berechnet. Der Strombedarf der Anlage (Komprimierung des Produktgases nach dem CO-Shift-Reaktor) wurde durch die Verbrennung des Spülgases der DWA in einem Gasmotor gedeckt.

Bisher wurden keine Wirkungsgrade für Anlagen mit maximaler H₂-Ausbeute veröffentlicht. Daher wurde der H₂-Wirkungsgrad auf Basis der Produktgaszusammensetzung nach [3], [69] am Ausgang der Vergasungsanlage, den in nachgeschalteten Prozessen (Reformer, CO-Shift-Reaktor) auftretenden chemischen Reaktionen und einer angenommenen H₂-Ausbeute in der DWA berechnet. Die H₂-Ausbeute der DWA hängt von der Gaszusammensetzung ab. Die H₂-Ausbeute aus der DWA wird auf Basis von Daten in [73] mit 76 % abgeschätzt.

Tab. 11 Gasstrom am Ausgang des jeweiligen Prozessschrittes (FICFB)

	Vergaser		Reformer		CO-Shift		DWA		Spülgas-DWA	
	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW
CO ₂	21,9	0	21,9	0	56,2	0	0	0	56,2	0
CO	22,9	1,80	34,3	2,70	0	0	0	0	0	0
CH ₄	11,4	2,54	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂	38,2	2,57	72,4	4,86	106,7	7,17	81,3	5,46	25,4	1,71
N ₂	5,6	0	5,6	0	5,6	0	0	0	5,6	0
Summe	100	6,91	134,2	7,56	168,5	7,17	81,3	5,46	87,2	1,71

Quelle: eigene Berechnung LBST

Die brennbaren Bestandteile des Spülgases aus der DWA werden zum Teil für die Dampferzeugung zur Deckung des Energiebedarfs der endothermen Dampfreformierung eingesetzt. Der Wirkungsgrad der Dampferzeugung wird mit 90 % angenommen. Das verbleibende Spülgas wird zur Stromerzeugung in einem Gasmotor mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 33 % verwendet.

Bei einem Kaltgaswirkungsgrad der Vergasungsanlage von 77 % nach [39] würde der Biomasseinput 8,95 MW betragen. Der H₂-Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse würde dann 61 % betragen, bezogen auf den unteren Heizwert. Für die Kompression des Produktgasstroms vor Eingang in die DWA ist Strom erforderlich. Der Nettostromverbrauch beträgt etwa 0,38 MW. Wird der Nettostrombedarf aus Biomasse mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 30 % gedeckt, ergibt sich ein Wirkungsgrad von etwa 53 %.

Technologischer Reifegrad

Das FICFB-Verfahren wird seit 2002 in einer Demonstrationsanlage (8 MW_{th}) in Güssing (AT), sowie weiteren kommerziellen Anlagen betrieben. Ein stabiler Betrieb der Anlage über einen langen Zeitraum ist nachgewiesen [37]. Da die Komponenten für die Produktion von Wasserstoff aus Synthesegas (Reformer, CO-Shift-Reaktoren, DWA) kommerziell verfügbar sind, dürfte die

Produktion von Wasserstoff mit dem FICFB-Verfahren relativ einfach zu realisieren sein. Das Verfahren kann als weitgehend ausgereift betrachtet werden.

2.5.7 Heatpipe-Reformer

Vergasung und Gasaufbereitung

Beim Heatpipe-Reformer-Verfahren handelt es sich um eine Sonderform der allothermen Zweibett-Wirbelschichtvergasung, bei der der Wärmeeintrag von der Verbrennungswirbelschicht in den Vergasungsreaktor durch sogenannte Heatpipes realisiert wird. Diese mit einem Wärmeüberträgermedium (z. B. Natrium) gefüllten Röhren werden in der Verbrennungswirbelschicht aufgeheizt, in der ein Teilstrom der Biomasse und nicht vergaster Koks mit Luft verbrannt wird. Das in den Heatpipes befindliche Wärmeüberträgermedium verdampft und steigt in die oberen Enden der Heatpipes, die sich in der Vergasungswirbelschicht befinden. Hier kondensiert es und gibt so Wärme für die allotherme Vergasung ab. In nun flüssigem Zustand fließt es zurück in die unteren Enden der Heatpipes um dort erneut verdampft zu werden [87].

Vergasung findet in mit Wasserdampf als Vergasungsmittel und bei einer Temperatur von etwa 800 °C, die Verbrennung bei etwa 900 °C und dies jeweils bei Umgebungsdruck statt. Die Vergasungswirbelschicht kann optional auch unter Druck betrieben werden, was üblicherweise bei 5 bar geschieht. Allerdings ist dann die Zufuhr von Biomasse über Druckschleusen technisch anspruchsvoll.

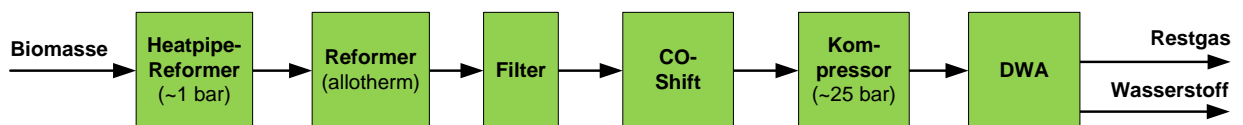


Abb. 15 Heatpipe-Reformer-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept zur Wasserstoffgewinnung (Abb. 15) würde das in der Vergasung erzeugte Gasgemisch zunächst bei etwa 1 bar und 800 °C reformiert, um die Methan- und Teerbestandteile zu konvertieren. Anschließend würden Partikel durch Filtration abgeschieden. In einem Sauergas-Shift-Reaktor würde CO zusammen mit Wasserdampf zu H₂ und CO₂ umgesetzt, das Gasgemisch nachfolgend auf etwa 25 bar komprimiert und der enthaltene Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt.

Rohstoffbasis

Bisher wurde die Anlage mit holzartigen Biomassen in Form von Holzhackschnitzeln und Pellets betrieben. Tab. 12 zeigt ausgewählte Eigenschaften eingesetzter Rohstoffe.

Tab. 12 Eigenschaften der im Heatpipe-Reformer eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)

Quellen: [3],[69]

Bei Holzpellets liegt der Wassergehalt bei weniger als 10 %. Es wurde auch getrockneter Klärschlamm eingesetzt [88].

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Die Anlagentechnik eignet sich vor allem für den kleineren Leistungsbereich bis etwa 5 MW_{th} Biomasseinput [40].

Bisher wurden keine Wirkungsgrade für Anlagen mit maximaler H₂-Ausbeute veröffentlicht. Der Wirkungsgrad bzw. Gesamtnutzungsgrad wurde auf Basis von Angaben zur Gaszusammensetzung und Kaltgaswirkungsgrad in [89] und [90] sowie der in nachgeschalteten Prozessen (Reformer, CO-Shift-Reaktor) auftretenden chemischen Reaktionen und einer angenommenen H₂-Ausbeute in der DWA berechnet. Der Strombedarf der Anlage (Komprimierung des Produktgases nach dem CO-Shift-Reaktor) wurde durch die Verbrennung des Spülgases der DWA in einem Gasmotor gedeckt. Die H₂-Ausbeute aus der DWA wird auf Basis von Daten in [73] mit 76 % abgeschätzt.

Tab. 13 Gasstrom am Ausgang des jeweiligen Prozessschrittes (Heatpipe-Reformer)

	Vergaser		Reformer		CO-Shift		DWA		Spülgas-DWA	
	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW
CO ₂	19	0	19	0	50	0	0	0	50,0	0
CO	20	1,57	31	2,44	0	0	0	0	0	0
CH ₄	7	1,56	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₄	2	0,74	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂	44	2,96	73	4,90	104	6,99	79,4	5,34	24,6	1,65
N ₂	7	0	7	0	7	0	0	0	7,0	0
Summe	100	6,83	130	7,34	161	6,99		5,34		1,65

Quelle: eigene Berechnung LBST

Die brennbaren Bestandteile des Spülgases aus der DWA werden zum Teil für die Dampferzeugung zur Deckung des Energiebedarfs der endothermen Dampfreformierung eingesetzt. Der Wirkungsgrad der Dampferzeugung wird mit 90 % angenommen. Das verbleibende Spülgas wird zur Stromerzeugung in einem Gasmotor mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 33 % verwendet.

Bei einem Kaltgaswirkungsgrad der Vergasungsanlage von 78 % nach [89] würde der Biomasseinput 8,77 MW betragen. Der H₂-Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse würde dann 61 % betragen (bezogen auf den unteren Heizwert). Für die Kompression des Produktgasstroms vor Eingang in die DWA ist Strom erforderlich. Der Nettostromverbrauch beträgt etwa 0,32 MW. Wird der Nettostrombedarf aus Biomasse mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 30 % gedeckt ergibt sich ein Wirkungsgrad von etwa 54 %.

Technologischer Reifegrad

Das Heatpipe-Reformer-Konzept wurde an der TU München entwickelt. Es wurden zwei Prototypen gebaut. Die Versuchsanlagen waren zwischen 2004 und 2006 etwa 400 Stunden in Vergasungsbetrieb [89]. Die Firmen agnion und hs Energieanlagen verfolgen parallel die Weiterentwicklung des HPR-Konzepts. Am 13. Mai 2011 hat die Firma agnion mit dem Bau einer Anlage in Grassau, Oberbayern begonnen, die 500 Haushalte mit Strom und Wärme aus dezentraler Quelle versorgen soll. Der Bau dieser Anlage wird vom Bundesumweltministerium aus das Umweltinnovationsprogramm gefördert [44]. Die Firma hs Energieanlagen betreibt eine Demonstrationsanlage mit 500 kW Brennstoffleistung, die im Vergasungsbetrieb bereits 1500 Betriebsstunden absolviert hat [91].

2.5.8 Milena

Vergasung und Gasaufbereitung

Beim Milena-Vergaser werden zwei Wirbelschichtreaktoren ineinander verschaltet. Im inneren Reaktor läuft die eigentliche Vergasung in einer stationären Wirbelschicht bei Temperaturen von etwa 850 °C, einem Druck von etwa 1 bar und unter Nutzung von Wasserdampf als Vergasungsmittel ab. Im äußeren Reaktor findet eine Verbrennung von Restkoks und Teeren aus der Vergasung bei etwa 950 °C statt. Die Verbrennungswärme wird mit Hilfe von zirkulierendem Bettmaterial in den Vergasungsteil transportiert. Dieser besteht im Wesentlichen aus einem Steigrohr an dessen unterem Ende die zu vergasende Biomasse, der Wasserdampf, sowie ein Bettmaterial eingeführt wird. Am oberen Ende wird das erzeugte Rohgas abgezogen. Das durch die endotherme Vergasungsreaktion abgekühlte Bettmaterial sowie der entstandene Koks werden abgetrennt und wieder in den äußeren Reaktor eingebracht [47].

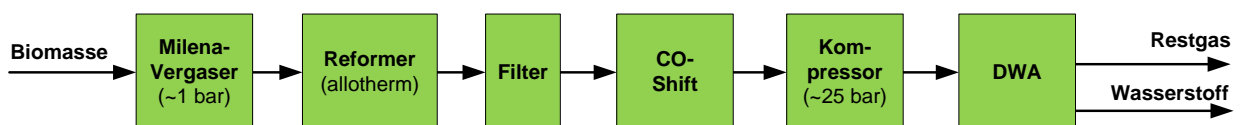


Abb. 16 Milena-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept zur Wasserstoffgewinnung (Abb. 16) würde das bei der Vergasung erzeugte Gasgemisch zunächst bei etwa 1 bar und 850 °C reformiert, um die Methan- und

Teerbestandteile zu konvertieren. Anschließend würden Partikel durch Filtration abgeschieden. In einem CO-Shift-Reaktor würde CO zusammen mit Wasserdampf zu H₂ und CO₂ umgesetzt. Nachfolgend würde das Gasgemisch auf 25 bar komprimiert und der enthaltene Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt.

Rohstoffbasis

Bisher wurde die Anlage mit holzartigen Biomassen in Form von Holzhackschnitzeln und Pellets betrieben. Tab. 14 zeigt ausgewählte Eigenschaften eingesetzter Rohstoffe.

Tab. 14 Eigenschaften der im MILENA-Reformer eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)

Quellen: [3],[69]

Das Holz wird der Anlage in Form von Pellets und als Holzhackschnitzel zugeführt. Auch mit Altholz aus dem Abriss von Gebäuden wurde die Pilotanlage betrieben [48].

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Die geplante Demonstrationsanlage in Kombination mit einem Gasmotor zur Strom- und Wärmeerzeugung weist eine Leistung von 10 MW_{th} (Biomasseinput) auf, was auf dem Niveau zukünftiger kommerzieller Anlagen liegt. Für Kraft-Wärme-Kopplungs-Anlagen (Anlagen zur Strom- und Wärmeerzeugung) wird eine Leistung von 10 bis 30 MW_{th} angestrebt. In Zusammenhang mit der Produktion von synthetischem Erdgas („Synthetic Natural Gas“ (SNG)) werden als typische Leistungsgröße 50 MW_{th} angegeben [48].

Bisher wurden keine Wirkungsgrade für Anlagen mit maximaler H₂-Ausbeute veröffentlicht. Der Wirkungsgrad bzw. Gesamtnutzungsgrad wurde auf Basis von Angaben zur Gaszusammensetzung und Kaltgaswirkungsgrad in [92] und [48] sowie der in nachgeschalteten Prozessen (Reformer, CO-Shift-Reaktor) auftretenden chemischen Reaktionen und einer angenommenen H₂-Ausbeute in der DWA berechnet. Der Strombedarf der Anlage (Komprimierung des Produktgases nach dem CO-Shift-Reaktor) wurde durch die Verbrennung des Spülgases der DWA in einem Gasmotor gedeckt. Die H₂-Ausbeute der DWA wird auf Basis von Daten in [73] mit 76 % abgeschätzt.

Tab. 15 Gasstrom am Ausgang des jeweiligen Prozessschrittes (Milena)

	Vergaser		Reformer		CO-Shift		DWA		Spülgas-DWA	
	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW	kmol	MW
CO ₂	11	0	11	0	84	0	0	0	84,0	0
CO	44	3,46	73	5,75	0	0	0	0	0	0
CH ₄	15	3,34	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₄	7	2,57	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂	18	1,21	91	6,11	164	11,02	125,4	8,43	38,6	2,59
N ₂	4	0	4	0	4	0	0	0	4,0	0
Summe	100	10,59	179	11,86	252	11,02		8,43		2,59

Quelle: eigene Berechnung LBST

Die brennbaren Bestandteile des Spülgases aus der DWA werden zum Teil für die Dampferzeugung zur Deckung des Energiebedarfs der endothermen Dampfreformierung eingesetzt. Der Wirkungsgrad der Dampferzeugung wird mit 90 % angenommen. Das verbleibende Spülgas wird zur Stromerzeugung in einem Gasmotor mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 33 % verwendet.

Bei einem Kaltgaswirkungsgrad der Vergasungsanlage von 78 % nach [48] würde der Biomasseinput 13,58 MW betragen. Der H₂-Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse würde dann 62 % betragen (bezogen auf den unteren Heizwert). Für die Kompression des Produktgasstroms vor Eingang in die DWA ist Strom erforderlich. Der Nettostromverbrauch beträgt etwa 0,66 MW. Wird der Nettostrombedarf aus Biomasse mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 30 % gedeckt, ergibt sich ein Wirkungsgrad von etwa 53 %.

Technologischer Reifegrad

Das Milena-Verfahren wird seit 2004 am Energy Research Centre of the Netherlands (ECN) im Labormaßstab mit einer Feuerungswärmeleistung von 25 kW am Standort Petten in knapp 1000 Betriebsstunden erprobt. 2008 wurde zudem eine Pilotanlage mit einer Feuerungswärmeleistung von 800 kW errichtet [93].

In Zusammenarbeit mit der niederländischen Firma HVC in Alkmaar ist der Bau einer Demonstrationsanlage mit Gasmotor zur Strom- und Wärmeerzeugung mit einer thermischen Leistung von 10 MW (Biomasseinput) geplant. Die Anlage soll 2012 in Betrieb gehen. HVC ist ein Unternehmen, das sich mit der Behandlung von Abfällen beschäftigt [48]. Ein langjähriger stabiler Betrieb des Vergasers muss noch nachgewiesen werden.

2.5.9 Renugas

Vergasung und Gasaufbereitung

Der Renugas-Vergaser ist ein einstufiger autothermer, stationärer Wirbelschichtvergaser, welcher für die Vergasung von diversen Rohstoffen eingesetzt werden kann. Der Rohstoff wird über ein Druckschleusensystem in den Reaktor eingebracht. Als Vergasungsmittel können Mischungen aus Dampf, Sauerstoff und Luft eingesetzt werden. Die Vergasungstemperatur beträgt etwa 840 bis 1100 °C und der Betriebsdruck bis zu 25 bar [29]. In [79] wurde von einem Druck von 34,5 bar ausgegangen. In der Wirbelschicht wird die Biomasse in Rohgas konvertiert und einem Zyklon zugeführt, der mitgerissene Feststoffpartikel wie Asche oder nicht konvertierte Biomasse abscheidet. Diese Partikel werden wieder in den Reaktor zurückgeführt.

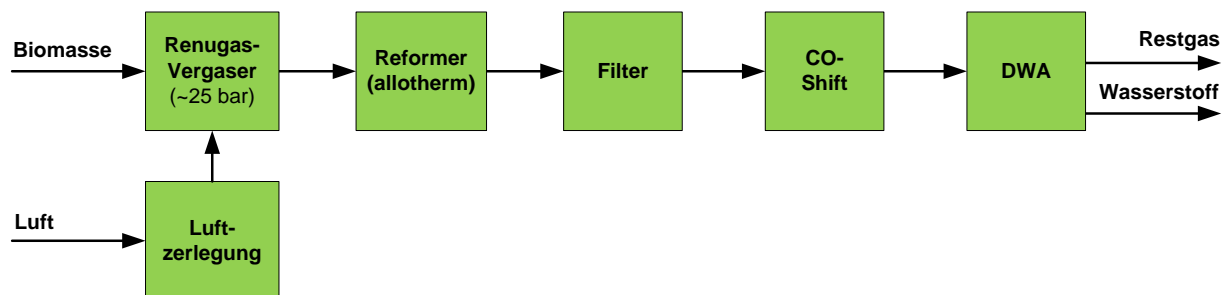


Abb. 17 Renugas-basierte Konversionsroute

In einem beispielhaften Konzept zur Wasserstoffgewinnung (Abb. 17) würde das in der Vergasung erzeugte Gasgemisch zunächst bei 900 °C reformiert, um die Methan- und Teerbestandteile zu konvertieren. Anschließend würden Partikel durch Filtration abgeschieden. In einem CO-Shift-Reaktor würde CO zusammen mit Wasserdampf zu H₂ und CO konvertiert. Nachfolgend würde der im Gasgemisch enthaltene Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt.

Rohstoffbasis

Der Renugas-Vergaser kann diverse Rohstoffe wie Holz, holzartige Abfallprodukte, Torf sowie Lignin (Nebenprodukt aus der Zellstofffabrik) verwerten. Tab. 16 zeigt ausgewählte Eigenschaften eingesetzter Rohstoffe.

Tab. 16 Eigenschaften der im Renugas-Vergaser eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)
Rinde (Nadelholz)	19,2	0,038	12
Lignin („Black Liquor“)	28,8		

Quellen: [3],[69]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Die Energieströme für die Bereitstellung von reinem Wasserstoff mit dem Renugas-Vergaser wurden in [79] ermittelt, worin das Verfahren als „GTI-Vergaser“ bezeichnet wurde, nach dem Entwickler Gas Technology Institute. Bezogen auf die eingesetzte Biomasse und ohne Berücksichtigung des Nettostrombezugs würde die H₂-Ausbeute etwa 59 % betragen. Mit Berücksichtigung der Stromerzeugung beträgt der Wirkungsgrad 51 %.

Technologischer Reifegrad

Die erste GTI-Vergaser-Anlage wurde in 1974 mit einer Kapazität von 24 t Holzkohle pro Tag gebaut. In 1989 hat Tampella Power nach GTI-Lizenz einen Mischrohstoff-Vergaser in Tampere, Finnland, als Demonstrationsanlage gebaut. Die Kapazität betrug 42 t Kohle und 60 t Biomasse pro Tag. Sie war 3800 Stunden im Betrieb [29].

In 2004 wurde der Demonstrations-Vergaser „Flex-Fuel Test Facility“ (FFTF) in Des Plaines, Illinois, USA, in Betrieb genommen. Diese Anlage kann mit Kohle, aber auch nur mit Biomasse betrieben werden. Der Betriebsdruck des Vergasers ist 28 bar. Er kann 20 t Biomasse pro Tag mit Luft oder 40 t Biomasse pro Tag mit reinem Sauerstoff vergasen [29].

Eine Demonstrationsanlage auf Basis der GTI-Vergasungstechnologie wurde in 2008 in Skive, Dänemark von Andritz-Carbona gebaut und derzeit kommerziell betrieben. Die Anlage vergast Holzpellets und hat 11,5 MW thermische und 6 MW elektrische Leistung bei einem Brennstoffinput von 19,5 MW Holzpellets [28].

2.5.10 Silvagas

Vergasung und Gasaufbereitung

Das Silvagas-Rentech-Verfahren basiert auf dem vom „Battelle-Columbus-Laboratory“ (BCL) in den USA entwickelten Biomassevergasungsverfahren. In der Literatur wird es häufig als BCL-Verfahren bezeichnet. Es handelt sich um einen Zweibett-Wirbelschichtvergaser bei dem die Biomasse in der Vergasungswirbelschicht mit Hilfe von Wasserdampf unter Umgebungsdruck bei etwa 800 °C vergast wird. In der Brennkammer wird das zusammen mit dem Bettmaterial aus dem Produktgas abgeschiedene Koks mit Hilfe von Luft bei ca. 850 °C verbrannt und dadurch das während der endothermen Vergasungsreaktion abgekühlte Bettmaterial erneut erhitzt. Das entstehende Rauchgas transportiert das Bettmaterial in einen weiteren Zyklon, wo es abgeschieden und erneut in den Vergasungsreaktor geführt wird [51].

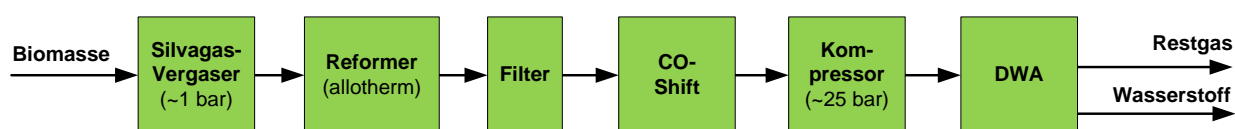


Abb. 18 Silvagas-basierte Konversionskette

In einem beispielhaften Konzept zur Wasserstoffgewinnung (Abb. 18) würde das in der Vergasung erzeugte Gasgemisch zunächst bei etwa 1 bar und 800 °C reformiert, um die Methan- und Teerbestandteile zu konvertieren. Anschließend würden Partikel durch Filtration abgeschieden. In einem CO-Shift-Reaktor würde CO zusammen mit Wasserdampf zu H₂ und CO₂ umgesetzt. Nachfolgend würde das Gasgemisch auf 25 bar komprimiert und der enthaltene Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt.

Rohstoffbasis

Bisher wurde die Anlage mit holzartigen Biomassen in Form von Holzhackschnitzeln betrieben. Tab. 17 zeigt ausgewählte Eigenschaften eingesetzter Rohstoffe.

Tab. 17 Eigenschaften der im Silvagas-Verfahren eingesetzten Rohstoffe

Rohstoff	Hu MJ/kg _{TS}	Aschegehalt kg/kg _{TS}	Wassergehalt %
Fichtenholz (mit Rinde)	18,8	0,006	20-30 (nach Lagerung)
Buchenholz (mit Rinde)	18,4	0,005	20-30 (nach Lagerung)
Pappelholz (Kurzumtrieb)	18,5	0,018	50 (erntefrisch)
Weidenholz (Kurzumtrieb)	18,4	0,020	50 (erntefrisch)

Quellen: [3],[69]

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Das BCL-Verfahren wurde in mehreren Studien für die Produktion von Wasserstoff sowie im Zusammenhang mit Gas- und Dampfturbinenkraftwerken mit integrierter Biomassevergasung untersucht. Die ermittelten Wirkungsgrade sind Tab. 18, Tab. 19 und Tab. 20 zu entnehmen.

Tab. 18 Konversionseffizienz des BCL- bzw. Silvagas-Verfahrens mit 69 MW_{th} Biomasseinput bzw. 32 MW_{H₂}

	I/O	Einheit	Menge
Biomasse	Input	kWh/kWh	2,164
H ₂	Output	kWh	1,000
Wirkungsgrad (interne Stromerzeugung)	-	%	46

Quellen: [94],[95]

Tab. 19 Konversionseffizienz des BCL- bzw. Silvagas-Verfahrens mit 373 MW_{th} Biomasseinput bzw. 255 MW_{H₂}

	I/O	Einheit	Menge
Biomasse	Input	kWh/kWh	1,462
Strom ^a	Input	kWh/kWh	0,082
H ₂	Output	kWh	1,000
Wirkungsgrad (interne Stromerzeugung)	-	%	60

^a El. Wirkungsgrad Strom über GuD mit integrierter Biomassevergasung: 42,5 %; Quellen: [79],[96]

Tab. 20 Konversionseffizienz BCL- bzw. Silvagas-Verfahrens mit 434 MW_{th} Biomasseinput bzw. 216 MW_{H₂}

	I/O	Einheit	Menge
Biomasse	Input	kWh/kWh	2,007
Strom ^a	Input	kWh/kWh	0,0473
Erdgas	Input	kWh/kWh	0,0469
H ₂	Output	kWh	1,000
Wirkungsgrad (interne Stromerzeugung)	-	%	46

^a El. Wirkungsgrad Strom über GuD mit integrierter Biomassevergasung: 42,5 %; Quelle: [95]

Ohne den Bezug von Strom und Erdgas würde der Wirkungsgrad bezogen auf die eingesetzte Biomasse etwa 46 bis 68 % betragen. In [97] wurde der Wirkungsgrad eines größeren, mit Holzhackschnitzeln betriebenen Gas- und Dampfturbinenkraftwerks mit integrierter Vergasung auf Basis eines BCL-Vergasers mit 42,5 % ermittelt. Die Angaben zur Konversionseffizienz sowohl in [79] als auch in [95] basieren auf Berechnungen mit Prozesssimulationsprogrammen wie ASPEN PLUS. In [79] wurde die Anlage auf maximale H₂-Ausbeute und maximalen Wirkungsgrad ausgelegt.

Technologischer Reifegrad

Eine Demonstrationsanlage mit einer thermischen Leistung von 25 MW war zwischen 1998 und 2001 in Burlington (Vermont, USA) etwa 1000 bis 2000 Stunden in Betrieb, wurde aber aufgrund gestiegener Holzpreise stillgelegt [53]. Im Juni 2009 wurde SilvaGas Corporation von Rentech gekauft [52].

2.5.11 Dampfreformierung Biogas

Biogaserzeugung und Reformierung

Biogas wird durch anaerobe Vergärung feuchter Biomasse (Wassergehalt > 50 %) mit niedrigem Ligningehalt erzeugt. Bakterien zersetzen die Biomasse unter Luftabschluss hauptsächlich zu CH_4 und CO_2 . Dies geschieht in Fermentern bei etwa 38 bis 42 °C (mesophile Betriebsweise) bzw. 45 bis 55 °C (thermophile Betriebsweise) und unter Umgebungsdruck. Das entstehende Biogas wird kontinuierlich aus dem Fermenter abgezogen.

Für die Bereitstellung von Wasserstoff aus Biogas eignen sich grundsätzlich zwei Konzepte (Abb. 19):

Wasserstoffherzeugung an der Biogasanlage und anschließender Transport zu einem Wasserstoffverbraucher, z. B. einer H_2 -Tankstelle: Hierbei würde das Biogas zunächst grob entschwefelt, dann komprimiert und bei etwa 16 bar und 800 °C reformiert. Das im Synthesegas enthaltene CO würde dann zusammen mit Wasserdampf in einem CO-Shift-Reaktor zu H_2 und CO_2 konvertiert. Anschließend würde der Wasserstoff in einer DWA vom Gasstrom abgetrennt und das Spülgas aus der Reformieranlage zur Deckung des Wärmebedarfs der endothermen Dampfreformierreaktion genutzt.

Wasserstoffherzeugung am Standort („onsite“) des Wasserstoffverbrauchers, z. B. einer H_2 -Tankstelle: Hierfür müsste das Biogas auf Erdgasqualität aufbereitet, auf einen Druck von 16 bar komprimiert und als Biomethan ins Erdgasnetz eingespeist werden. Am Zielort würde es dann mittels Reformer, CO-Shift und DWA zu reinem Wasserstoff weiterverarbeitet. Vorteilhaft wären die geringeren Transport- und Speicheraufwendungen aufgrund der höheren volumetrischen Energiedichte der Edukte und der Nutzung des bestehenden Erdgasnetzes.

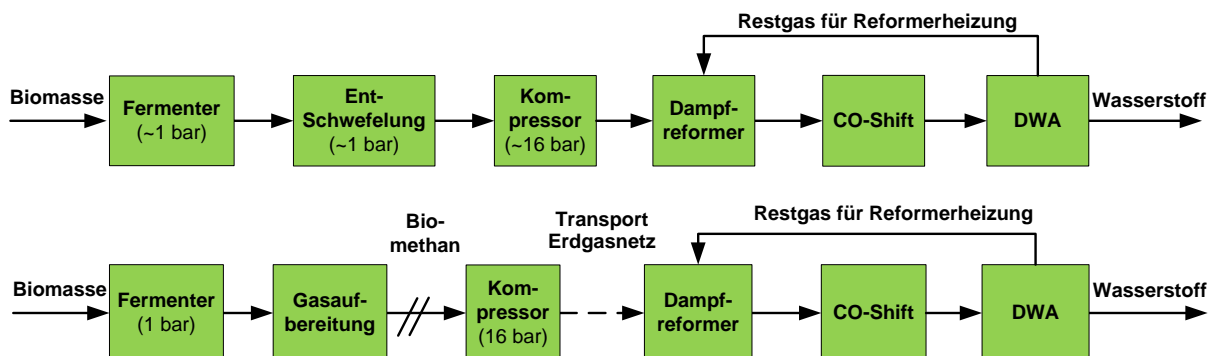


Abb. 19 Biogas- und Biomethan-basierte Konversionsrouten

Rohstoffbasis

Als Einsatzstoffe eignen sich unter anderen Gülle, Mist, Biomüll aus Haushalten und Kantinen, Rückstände aus der Lebensmittelindustrie, Grünschnitt, sowie geeignete Energiepflanzen (z. B. Maisganzpflanzen). Tab. 21 zeigt ausgewählte Eigenschaften der eingesetzten Rohstoffe.

Tab. 21 Eigenschaften typischer für die Erzeugung von Biogas über anaerobe Vergärung geeigneter Rohstoffe

Rohstoff	Biogasausbeute Nm ³ CH ₄ /t _{TS}	Hu MJ/kg _{TS}	Biogasausbeute Nm ³ CH ₄ /t _{TS}
Klärschlamm	197	10 - 12	96,5
Biomüll aus Haushalten und Kantinen	60 Nm ³ /t _{FM} (Kompogas)		
Schweinegülle	192		94
Rindergülle	123		92
Rindermist	198		75
Hühnerkot	244		55
Pferdekot	123		72
Weizenganzpflanzensilage	254	17,1	65
Triticaleganzpflanzensilage	254	17,0	65
Roggenganzpflanzensilage	254	17,7	65
Maisganzpflanzensilage	300	18,2	65
Grassilage	266	17,1	65

TS: Trockensubstanz, FM: Frischmasse; Quellen: [3],[69],[98],[99]

Grassilage kann auch aus der Landschaftspflege sowie aus krautartigen Straßenbegleitgrün erzeugt werden.

Leistungsgrößen und typische Konversionseffizienz

Bezogen auf den unteren Heizwert der Trockensubstanz werden zwischen 50 und 80 % der in der Biomasse enthaltenen Energie in Biogas umgewandelt. Für den Betrieb der Anlage wird ein Teil des Biogases benötigt (Wärme und Strom). Das ausgegorene Substrat wird wieder auf die landwirtschaftlichen Flächen zurückgeführt, um den Nährstoffkreislauf zu schließen und eine ausgeglichene Humusbilanz zu gewährleisten. In einigen Literaturquellen (z. B. [100]) wurde die Variante betrachtet, das ausgegorene Substrat zu trocknen und thermisch zu verwerten. In Hinblick auf die Humusbilanz ist dieser Ansatz jedoch kritisch zu hinterfragen.

Typische Leistungsgrößen für große Biogasanlagen mit Biogasaufbereitung (z. B. über Druckwasserwäsche oder DWA) zu reinem CH₄ liegen im Bereich zwischen 2,5 und 10 MW_{CH₄}.

Tab. 22 zeigt die Energieströme für die einzelnen Prozessschritte und die Konversionseffizienz des gesamten Prozesses.

Tab. 22 Konversionseffizienz bei der Produktion von Wasserstoff mittels Dampfreformierung von Biogas (Biomüll als Einsatzstoff)

	I/O	Einheit	An Biogasanlage	Am Verbraucher
An Biogasanlage				
Biomüll (17 MJ/kgTS)	Input	kWh/kWh	1,684	1,684
Wärme	Input	kWh/kWh	0,139	0,139
Strom	Input	kWh/kWh	0,077	0,077
Biogas (1 bar)	Output	kWh	1,000	1,000
Biogasaufbereitung				
Biogas	Input	kWh/kWh	-	1,010
Strom	Input	kWh/kWh	-	0,030
CH ₄ (9 bar)	Output	kWh	-	1,000
Kompression				
Biogas bzw. CH ₄	Input	kWh/kWh	1,000	1,000
Strom	Input	kWh/kWh	0,026	0,003
Biogas bzw. CH ₄ (16 bar)	Output	kWh	1,000	1,000
Reformierung				
Biogas bzw. CH ₄	Input	kWh/kWh	1,441	1,441
Strom	Input	kWh/kWh	0,016	0,016
H ₂	Output	kWh	1,000	1,000
Gesamtprozess				
Wirkungsgrad bezogen auf Hu der Biomasse ^a	-	%	29	28
Wirkungsgrad bezogen auf den Rohbiogasertrag ^a	-	%	49	48

TS: Trockensubstanz, ^a Strom und Wärme aus Biogas-BHKW mit einem elektrischen Wirkungsgrad von 35 %; Quelle: eigene Berechnung LBST

Vor Eintritt in den Reformier wird das Biogas bzw. Biomethan auf 16 bar komprimiert. Der anschließende CO-Shift-Reaktor und die DWA werden auf demselben Druckniveau betrieben. Das Spülgas deckt den Wärmebedarf der endothermen Dampfreformierreaktion.

Beim Vergleich der Konversionseffizienz mit den anderen Verfahren ist zu beachten, dass bei der Vergärung sehr feuchte Biomasse zum Einsatz kommt, die bei den thermo-chemischen Verfahren zu einem sehr hohen Energieaufwand für die Trocknung führen würde. Darüber hinaus weisen die in Biogasanlagen eingesetzten Reststoffe zum Teil sehr hohe nichtorganische Anteile auf.

Technologischer Reifegrad

Alle Komponenten für die Reformierung von Biomethan (Biogasanlagen, Biogasaufbereitungsanlagen, Kompressoren, Dampfreformieranlagen) sind auf dem Markt verfügbar. Große Dampfreformieranlagen sind ausgereifte und im industriellen Einsatz bewährte Technologien. Bei kleinen Dampfreformieranlagen für den Einsatz an Wasserstofftankstellen besteht allerdings Entwicklungsbedarf, z. B. hinsichtlich Zuverlässigkeit, Platzbedarf und Kostenreduktion. Kompakte Dampfreformieranlagen werden unter anderen von Haldor Topsøe, Dänemark [101], H2Gen Innovations, Inc, USA [102], HyGear, Niederlande [103], Caloric Anlagenbau GmbH [104] und Mahler AGS GmbH [105] angeboten.

Reformer, die den im Biogas enthaltenen Katalysatorgiften widerstehen und somit das Gas direkt verwerten können sind allerdings noch Gegenstand der Forschung. In Deutschland und Japan ist die Kopplung von Biogaserzeugung und Reformierung bis dato nur im Labor-/Technikumsmaßstab realisiert worden [106]. Dieser Prozess wird an mehreren Standorten untersucht. Dabei steht besonders die Anwendung des erzeugten Wasserstoffs in Brennstoffzellen im Mittelpunkt. Eine Auswahl relevanter laufender und abgeschlossener Forschungsprojekte wird nachfolgend vorgestellt:

- Biogasanlage Strem (AT, 2007): Pilotanlage mit ersten erfolgreichen Tests eines Biogas-Reformers
- Klärwerk Emschergenossenschaft Bottrop (2010): H₂ aus Klärgas zur Versorgung einer H₂-Tankstelle
- Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft Braunschweig (2004): PEM-Brennstoffzelle wird mit H₂ aus Biogas betreiben
- ATB Potsdam (2006): Reformer als Aufbereitung für Stromerzeugung durch Biogas in Brennstoffzelle
- Frieres (Langreo, Spain, 2007): H₂ aus Biogas für Brennstoffzellentechnik
- ZBT Duisburg (noch laufende Projekte): Brennstoffzellentechnik

In einem Projekt der TU Wien wurde 2007 eine mobile Containeranlage zur Biogasreformierung an einer mittelgroßen (275 Nm³/h) Anlage in Strem, Österreich erfolgreich getestet [107]. Diese Pilotanlage dient der Dampfreformierung von Teilen des CH₄ um den Wirkungsgrad des dort eingesetzten Gasmotors zu erhöhen [6], [108].

Für die Bereitstellung von Wasserstoff als Kraftstoff ist eine H₂-Tankstelle in Osaka (Japan, 2002) auf Basis der Dampfreformierung mit der Möglichkeit Biogas einzusetzen errichtet worden [109]. Derzeit wird die Anlage jedoch noch mit Erdgas betrieben [110]. Auf Basis von Klärschlamm wird im Rahmen eines Pilotprojekts der Kläranlage der Emschergenossenschaft in Bottrop ebenfalls die H₂-Kraftstoffbereitstellung durch Reformierung untersucht. Dort wird Faulgas aus Klärschlamm

gewonnen, das in zwei Stufen zu Biogas und Wasserstoff weiterverarbeitet wird. Auch der mobile Einsatz von Wasserstoff und die Betankung von Fahrzeugen werden in Bottrop bereits umgesetzt. Die Tankstelle wird derzeit zusätzlich noch mit Wasserstofftrailern aus dem Air-Liquide-Abfüllwerk in Marl beliefert. Das Ziel ist jedoch die Versorgung mit dem im Klärwerk entstandenen Wasserstoff [111]. Seit Mitte 2010 fahren drei Brennstoffzellenbusse mit dem H_2 aus dieser Anlage [112].

Das Leibniz-Institut für Agrartechnik Potsdam-Bornim e.V. (ATB) hat in Kooperation mit der Riesaer Brennstoffzellentechnik GmbH (RBZ) zur Entwicklung eines Biogas-Reformers im Rahmen des durch die Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (FNR)-geförderten Projekts „Effiziente Aufbereitung von Biogas zur Verstromung in PEM-Brennstoffzellen“ die Nutzung von Biogas in PEM-Brennstoffzellen untersucht [67]. Der am ATB vorhandene Versuchsstand zur Nutzung von Biogas in Brennstoffzellen wurde 2006 durch einen neuen Biogasreformer erweitert. Dieser wurde in Zusammenarbeit mit der TU Freiberg und dem RBZ entwickelt und von letzteren gefertigt [113],[114]. Das Ziel lag darin, weltweit erstmals ein System zur Verstromung von Biogas mit der vergleichsweise preiswerten PEM-Technologie verfügbar zu machen. Biogasproben aus Labor- und Praxisanlagen lieferten die Entwicklungsgrundlagen [114]. Die Profactor Produktionsforschungs GmbH (AT) bearbeitete zwischen 2005 und 2007 ebenfalls ein Forschungsprojekt zur Wasserstofferzeugung aus Biogas, dessen Ziel die Anwendung in einer PEM-Brennstoffzelle zur Stromerzeugung war. Im Rahmen dessen wurde ein Reformer mit Vorreformer und Shift-Reaktor an der Universität Duisburg-Essen entwickelt und mit realem Biogas in Frieres (Langreo, Spain) getestet [115]. Das Zentrum für Brennstoffzellen-Technik ZBT GmbH in Duisburg entwickelte zwischen 2007 und 2010 im Rahmen eines Forschungsprojektes ebenfalls ein stationäres Brennstoffzellensystem auf Basis der Hochtemperatur-PEM zur Verstromung von Biogas. Das Projekt beinhaltete auch die Entwicklung, Fertigung und Inbetriebnahme eines HT-PEM Reformers mit $5 \text{ kW}_{H_2,th}$ [116]. Ein weiteres, bis Ende 2011 laufendes Forschungsprojekt der CUTEC Institut GmbH in Clausthal und der ZBT zielt auf die Entwicklung eines Gesamtsystems bestehend aus Biogasreinigung, Reformer und einer SOFC-Brennstoffzelle zur Demonstration einer hocheffizienten Biogas-Verstromung [117].

2.6 Bewertung aussichtsreicher Konversionsrouten

Die in den vorangegangenen Kapiteln charakterisierten Konversionsrouten werden im Folgenden vergleichend gegenübergestellt. Dies dient der Unterstützung der Verfahrensauswahl zur Detailbewertung in Teilprojekt 2 und geschieht anhand technischer Kriterien, da die Möglichkeit der technischen Umsetzung als Hauptvoraussetzung für die geforderte kurz- bis mittelfristige Realisierbarkeit erachtet wird. Die angewendeten Kriterien beziehen sich auf den Stand der Technik, den Adaptionsbedarf sowie die Anlagenkomplexität der untersuchten Konversionsrouten. Der Vergleich anhand dieser technischen Parameter dient einer relativen Einordnung der Konversionsrouten hinsichtlich einer zeitnahen Realisierbarkeit und wird mit Hilfe eines Punktsystems durchgeführt. Hierfür werden zunächst die Kriterien der Untersuchung definiert und deren Gewichtung untereinander bestimmt. Darauf aufbauend wird die Wertzuordnung je Kriterium in Form von Punktzahlen in Abhängigkeit der Kriterienerfüllung festgelegt. Nachdem die Wertezuweisung für alle Kriterien und Konversionsrouten abgeschlossen ist, wird unter Berücksichtigung der Kriteriengewichtung je Route eine Punktsomme vergeben, woraus sich ein Ranking ergibt.

2.6.1 Bewertungskriterien

Stand der Technik. Das Kriterium „Stand der Technik“ beschreibt den derzeitigen technologischen Fortschritt des Hauptkonversionsschritts (i. d. R. Vergasung) der entsprechenden Konversionsroute. Das Kriterium orientiert sich an zwei Parametern. Dies ist zum einen der derzeit bestehende Anlagenmaßstab (Kapitel 2.4.1), welcher bezeichnet, ob ein Verfahren im Pilot-, Demonstrations-, oder kommerziellen Maßstab betrieben wird. Bei Verfahren die sich noch in der Entwicklung befinden, also solche im Pilot- und Demonstrationsstadium, wird zudem unterschieden, wie viel Betriebserfahrung bereits im derzeitigen Stadium gesammelt wurde. Hier wird betrachtet, ob die Pilot- oder Demonstrationsanlage noch relativ wenig Betriebsstunden vorweisen kann (< 1 000 h), oder bereits längerfristig betrieben wurde (> 1 000 h).

Adaptionsbedarf. Das Kriterium des „Adaptionsbedarfs“ beschreibt den Aufwand, welcher zur Umstellung des Verfahrens in seinem derzeitigem Auslegungszustand auf einen zur Wasserstoffproduktion geeigneten Auslegungszustand erforderlich ist. Dies geschieht in einer vergleichenden Betrachtung der verschiedenen Verfahren. Bei der Beurteilung werden Auslegungsgrößen wie das eingesetzte Vergasungsmittel, das Bettmaterial, das Brennstoff/Wasserdampf-Verhältnis der Vergasung oder die erzeugte Gasqualität berücksichtigt. Muss zum Beispiel entgegen der derzeitigen Auslegung anstatt mit Luft mit Sauerstoff vergast werden, so muss eine LZA integriert werden, was einen hohen Adaptionsbedarf beinhaltet.

Anlagenkomplexität. Das Kriterium „Anlagenkomplexität“ beschreibt die Komplexität der jeweiligen Konversionskette. Die Beurteilung der Anlagenkomplexität bildet indirekt die Fehleranfälligkeit und den Investitionsaufwand der Konversionsketten ab. Die Komplexität der Konversionsketten wird im Vergleich mit den anderen untersuchten Konversionsketten beurteilt. Hierbei wird die Verschaltung der gesamten Kette betrachtet, wobei ggf. auch einzelne Baugruppen berücksichtigt werden, die entweder besonders komplex sind, oder nur in bestimmten Konversionsketten benötigt werden. Eine abgeschlossene und vollständige Betrachtung der Komplexität technischer Systeme ist allerdings nicht in allen Fällen möglich [118]. Daher dient die Bewertung der Anlagenkomplexität

lediglich einem qualitativen Vergleich der einzelnen Konversionsketten untereinander und soll so entsprechende Unterschiede abzuschätzen helfen.

2.6.2 Kriteriengewichtung und Wertzuordnung

Ausgehend von der Kriteriendefinition erfolgt deren Gewichtung untereinander mittels Rangfolgenmethode. Mit Hilfe einer Rangfolgenmatrix werden die Gewichtungsfaktoren definiert [118]. Hierbei wird jedes Kriterium jedem Kriterium gegenübergestellt und ein Plus („+“) vergeben falls das eine Kriterium wichtiger ist als das andere, eine Null („o“) falls es gleich wichtig ist, und ein Minus („-“) falls es weniger wichtig ist. Für jedes Plus werden dem jeweiligen Kriterium drei Punkte zugeteilt, pro Null zwei und pro Minus ein Punkt. Durch Teilen der zugesprochenen Punkte durch die insgesamt vergebene Punktsomme erhält man die Gewichtung des Kriteriums.

Der Stand der Technik wird als das wichtigste Kriterium im Sinne der Zielstellung erachtet, da es ausschlaggebend für die Realisierbarkeit einer Konversionsroute ist. Die Kriterien Adaptionsbedarf und Anlagenkomplexität werden als zweitrangig und untereinander gleichwertig erachtet. Tab. 23 stellt die Herleitung der Gewichtungsfaktoren für die anschließende Bewertung dar.

Tab. 23 Herleitung der Gewichtungsfaktoren

Kriterien/Vorrang	Krit. 1	Krit. 2	Krit. 3	Punkte	Anteil an Punktsomme / Gewichtungsfaktor ^a
Krit. 1: Stand der Technik		+	+	6	6/12 = 0,50
Krit. 2: Adaptionsbedarf	-		o	3	3/12 = 0,25
Krit. 3: Anlagenkomplexität	-	o		3	3/12 = 0,25

^a Zur besseren Übersicht werden nicht die Faktoren 0,50 und 0,25 verwendet, sondern 2,0 und 1,0.

Die Zuordnung von Werten zu den einzelnen Kriterien pro Konversionsroute erfolgt nach einer Punkteskala von 1 bis 5 in Abhängigkeit der Erfüllung des jeweiligen Kriteriums. Eine Übersicht dazu enthält Tab. 24.

Tab. 24 Wertzuordnung

Kriterien	Wertzuordnung/Punkteskala				
	1	2	3	4	5
Stand der Technik	Pilotanlage, <1 000 Betriebsstunden	Pilotanlage, >1 000 Betriebsstunden	Demoanlage, <1 000 Betriebsstunden	Demoanlage, >1 000 Betriebsstunden	Kommerzielle Anlage
Adaptionsbedarf	hoch	-	mittel	-	niedrig
Anlagenkomplexität	sehr hoch	hoch	mittel	gering	sehr gering

Die im Folgenden pro Kriterium vergebene Punktzahl für eine Konversionsroute wird mit dem entsprechenden Gewichtungsfaktor multipliziert. Die so gewichteten Punktzahlen werden dann aufsummiert. Das führt zu Gesamtpunktzahlen, durch deren Vergleich sich ein Ranking ergibt.

2.6.3 Ergebnisse

Das **AER**-Verfahren wurde zunächst in einem 100 kW_{th}-Vergaser der TU Wien entwickelt. Später wurde es zwar in einer kurzen Testkampagne in der FICFB-Anlage in Güssing im Demonstrationsmaßstab erprobt, der Stand der Technik ist jedoch vergleichsweise wenig fortgeschritten. Es existiert keine dezidierte AER-Anlage und in veröffentlichten Informationen sind nur wenige Betriebsstunden genannt (1 Punkt). Der Adaptionsbedarf für ein reines H₂-Konzept wäre vergleichsweise gering (5 Punkte), da bereits ein wasserstoffreiches Gas produziert wird. Allerdings bedeutet dies nicht, dass auf Aggregate zur Gasreinigung- und -konditionierung verzichtet werden könnte. Die Anlagenkomplexität ist im Vergleich mittel (3 Punkte), da keine aufwändige Biomassevorbehandlung oder Reststoffentsorgung nötig und zudem der Aufwand für Gasaufbereitung und -konditionierung vergleichsweise gering ist. Dafür muss das sich verbrauchende Bettmaterial kontinuierlich bereitgestellt und nachdosiert werden. Insgesamt ist die Anlagenkomplexität auf einem mit den anderen allothermen Vergasungsverfahren vergleichbaren Niveau.

Eine Pilotanlage zum **BioLiq**-Verfahren befindet sich im Aufbau. Da diese aber bisher nur teilweise betrieben wurde, ist der Stand der Technik vergleichsweise niedrig (1 Punkt). Der Adaptionsbedarf für eine H₂-Erzeugung wäre vergleichsweise gering (5 Punkte), da das erzeugte Rohgas eine Weiterverarbeitung zu H₂ ohne aufwändige Gasreinigung und Reformier erlaubt. Die Anlagenkomplexität ist hingegen als sehr hoch einzuordnen (1 Punkt), da es sich beim BioLiq-Konzept um ein relativ aufwändiges Verfahren mit einer Vielzahl von Prozessschritten handelt. Hierbei sind beispielsweise die nötige Biomassevorbehandlung mittels Pyrolyse und die Sauerstoffbereitstellung mittels LZA zu nennen. Zudem ist die Hochtemperaturvergasung komplex. Zusammen mit Carbo-V gehört es zu den komplexesten Verfahren im Vergleich.

Beim **Blauen Turm** existiert eine Pilotanlage, die allerdings keine hohe Zahl an Betriebsstunden nachweisen kann (1 Punkt). Der Adaptionsbedarf für ein H₂-Konzept wäre vergleichsweise mittel. Es müssten Aggregate zur Gasaufbereitung und -konditionierung (inkl. Reformier) integriert werden (3 Punkte). Die Anlagenkomplexität ist im Vergleich mittel (3 Punkte). Es ist weder eine aufwändige Biomassevorbehandlung noch eine Sauerstoffbereitstellung nötig. Ebenfalls ist die Entsorgung der Reststoffe weniger kompliziert als bei den autothermen Wirbelschichtverfahren. Der technische Aufwand zum Transport der Wärmeüberträger ist allerdings recht hoch. Im Bereich der Gasaufbereitung und -konditionierung, aber auch insgesamt, ist die Komplexität des Blauen Turms auf einem vergleichbaren Niveau wie die der anderen allothermen Vergasungsverfahren.

Für das **Carbo-V**-Verfahren existiert eine Demonstrationsanlage, die allerdings noch nicht in Betrieb genommen wurde. Zudem ist die weitere Entwicklung des Verfahrens aufgrund der Insolvenz der Firma Choren unklar. Relevant für die Einschätzung des Technikstandes ist daher die Pilotanlage (α -Anlage) mit ihrer hohen Anzahl an absolvierten Betriebsstunden (2 Punkte). Der Adaptionsbedarf für eine H₂-Erzeugung wäre relativ gering (5 Punkte), da das erzeugte Produktgas eine Weiterverarbeitung zu H₂ ohne aufwändige Gasreinigung und Reformier erlaubt. Die

Anlagenkomplexität ist allerdings vergleichsweise sehr hoch (1 Punkt), da es sich insgesamt um ein aufwändiges Verfahren mit vielen Prozessschritten handelt. So sind beispielsweise eine aufwändige Biomassevorbehandlung mittels Pyrolyse und eine Sauerstoffbereitstellung mittels LZA erforderlich. Zudem ist die Hochtemperaturvergasung komplex. Zusammen mit BioLiq gehört Carbo-V zu den komplexesten Verfahren im Vergleich.

Das **Chrisgas**-Verfahren hat in einer Demonstrationsanlage eine hohe Zahl Betriebsstunden absolviert (4 Punkte). Der Adaptionsbedarf für eine H₂-Erzeugung wäre allerdings relativ hoch (1 Punkt), da eine LZA nachgerüstet werden müsste, um bei der autothermen Vergasung ausreichende Produktgasqualitäten zu erreichen. Dazu kämen die Aggregate zur Gasreinigung und -konditionierung (inkl. Reformer). Die Anlagenkomplexität ist vergleichsweise hoch (2 Punkte). Die Reinigung des stark teer- und partikelbeladenen Rohgases ist aufwändig. Gleiches gilt für die Entsorgung der kokshaltigen Stäube und der Reststoffe aus der Teerwäsche. Dazu käme bei einer H₂-Erzeugung eine aufwändige Sauerstoffbereitstellung mittels LZA. Das Chrisgas-Verfahren ist hinsichtlich seiner Komplexität zwischen den Verfahren mit autothermen Flugstromvergasern und denen mit allothermen Wirbelschichtvergasern einzuordnen.

Das **FICFB**-Verfahren wurde in einer hohen Anzahl von Betriebsstunden optimiert und gilt als das technisch ausgereifteste der hier betrachteten Verfahren, die speziell für die Biomassevergasung entwickelt wurden. Es entspricht dem Stand der Technik (5 Punkte). Der Adaptionsbedarf für ein H₂-Konzept wäre im Vergleich durchschnittlich (mittel), da zwar Aggregate zur Gasaufbereitung und -konditionierung (inkl. Reformer) integriert werden müssten, die Vergasung aber unverändert bleiben könnte (3 Punkte). Die Anlagenkomplexität ist insgesamt mittel (3 Punkte). Es ist weder eine aufwändige Biomassevorbehandlung noch eine Sauerstoffbereitstellung nötig. Ebenfalls ist die Entsorgung der Reststoffe weniger kompliziert als bei den autothermen Wirbelschichtverfahren. Der Aufwand für die Gasreinigung (Entfernung von Teeren und Partikeln) und -konditionierung (inkl. Reformer) ist jedoch relativ hoch. Insgesamt ist die Komplexität des FICFB-Verfahrens auf ähnlichem Niveau wie die der anderen allothermen Vergasungsverfahren.

Der **Heatpipe-Reformer** hat in einer Demonstrationsanlage über 1000 Betriebsstunden absolviert (4 Punkte). Der Adaptionsbedarf für ein H₂-Konzept wäre vergleichsweise durchschnittlich (mittel), da zwar Aggregate zur Gasaufbereitung und -konditionierung (inkl. Reformer) integriert werden müssten, die Vergasung aber unverändert bleiben könnte (3 Punkte). Die Anlagenkomplexität ist insgesamt mittel (3 Punkte). Es ist keine aufwändige Biomassevorbehandlung oder Reststoffentsorgung vorzusehen. Ebenso muss kein Sauerstoff bereitgestellt werden. Vergleichsweise aufwändig sind die eingesetzten Heatpipes, sowie die Gasreinigung (Entfernung von Teeren und Partikeln) und -konditionierung (inkl. Reformer). Insgesamt ist die Komplexität des Heatpipe-Reformers auf ähnlichem Niveau wie die der anderen allothermen Vergasungsverfahren.

Das **Milena**-Verfahren besteht als Pilotanlage, für die allerdings bislang keine Betriebsstunden veröffentlicht sind (1 Punkt). Der Adaptionsbedarf für ein H₂-Konzept wäre vergleichsweise durchschnittlich (mittel), da zwar Aggregate zur Gasaufbereitung und -konditionierung (inkl. Reformer) integriert werden müssten, die Vergasung aber unverändert bleiben könnte (3 Punkte). Die Anlagenkomplexität ist insgesamt mittel (3 Punkte), da weder eine aufwändige Biomassevorbehandlung oder Reststoffentsorgung, noch eine Bereitstellung von Sauerstoff nötig sind. Insgesamt und im Bereich der Gasreinigung (Entfernung von Teeren und Partikeln) und -

konditionierung (inkl. Reformier), ist die Komplexität vergleichbar mit der der anderen allothermen Vergasungsverfahren.

Das **Renugas**-Verfahren hat in einer Demonstrationsanlage eine hohe Zahl an Betriebsstunden absolviert (4 Punkte). Der Adaptionsbedarf für eine H₂-Erzeugung wäre allerdings relativ hoch (1 Punkt), da eine LZA nachgerüstet werden müsste, um bei der autothermen Vergasung ausreichende Produktgasqualitäten zu erreichen. Dazu kämen die Aggregate zur Gasreinigung und -konditionierung (inkl. Reformier). Die Anlagenkomplexität ist zudem vergleichsweise hoch (2 Punkte). Die Reinigung des stark teer- und partikelbeladenen Gases ist aufwändig. Gleiches gilt für die Entsorgung der kokshaltigen Stäube und der Reststoffe aus der Teerwäsche. Dazu käme bei einer H₂-Erzeugung eine aufwändige Sauerstoffbereitstellung mittels LZA. Das Renugas-Verfahren ist hinsichtlich seiner Komplexität zwischen den Verfahren mit autothermen Flugstromvergäsern und den allothermen Vergasungsverfahren einzuordnen.

Das **Silvagas**-Verfahren hat in einer Demonstrationsanlage 1 000 bis 2 000 Betriebsstunden absolviert (4 Punkte). Der Adaptionsbedarf für ein H₂-Konzept wäre vergleichsweise durchschnittlich (mittel), da zwar Aggregate zur Gasaufbereitung und -konditionierung (inkl. Reformier) integriert werden müssten, die Vergasung aber unverändert bleiben könnte (3 Punkte). Die Anlagenkomplexität ist insgesamt mittel (3 Punkte), da keine aufwändige Biomassevorbehandlung oder Reststoffentsorgung vorzusehen ist. Der Aufwand für die Gasreinigung (Entfernung von Teeren und Partikeln) und -konditionierung (inkl. Reformier) ist jedoch relativ hoch. Insgesamt ist die Komplexität des Silvagas-Verfahrens auf ähnlichem Niveau wie die der anderen allothermen Vergasungsverfahren.

Für eine **Dampfreformierung von Biogas** sind sämtliche Komponenten Stand der Technik (5 Punkte). Der Adaptionsbedarf bestehender Biomethananlagen wäre sehr gering (5 Punkte), da hier bereits eine sehr hohe Produktgasqualität erreicht wird und Aggregate zur H₂-Erzeugung vergleichsweise einfach integriert werden könnten (bei Biogasanlagen entstünde ein höherer Adaptionsbedarf, da eine Entschwefelung durchgeführt werden müsste und der höhere Inertgasanteil im Biogas größere Aggregate bzw. eine CO₂-Abtrennung erfordern würde). Die Anlagenkomplexität ist im Vergleich sehr gering (5 Punkte), da die Rohstoffe (mit Ausnahme von lignozellulosehaltiger Biomasse) keiner aufwändigen Vorbehandlung bedürfen. Die Biogaserzeugung selbst und die Reststoffentsorgung sind wenig aufwändig. Zudem ist keine aufwändige Hilfsstoffbereitstellung nötig. Es wären für eine H₂-Erzeugung zwar eine Gasreinigung (z. B. Entschwefelung) und -konditionierung nötig; diese sind allerdings vergleichsweise unkompliziert. Eine vorgeschaltete CO₂-Abtrennung ist optional. Insgesamt ist die Reformierung von Biogas deutlich weniger kompliziert als vergasungsbasierte Verfahren.

Tab. 25 stellt die Bewertung anhand der vergeben Punkte in einer Übersicht dar.

Tab. 25 Bewertung der Konversionsrouten (siehe Text für Details der einfachen Bewertung)

Verfahren	Stand der Technik	Adaptionsbedarf	Anlagenkomplexität	Punktsumme ^a
AER	1	5	3	10
BioLiq	1	5	1	8
Blauer Turm	1	3	3	8
Carbo-V	2	5	1	10
Chrisgas	4	1	2	12
Silvagas	4	3	3	14
FICFB	5	3	3	16
Heatpipe-Reformer	4	3	3	14
Milena	1	3	3	8
Renugas	4	1	2	11
Dampfreformierung Biogas	5	5	5	20

^a Bei der Punktsumme wurde die Wichtung der Kriterien bereits berücksichtigt.

Wie in Tab. 25 dargestellt, stellen sich hinsichtlich des Entwicklungsstandes insbesondere die Dampfreformierung von Biogas sowie das FICFB-Verfahren als überlegen dar. Die Grundverfahren sind im Gegensatz zu den anderen untersuchten Verfahren Stand der Technik und kommerziell verfügbar. Die Biogaserzeugung findet breite Anwendung in der Praxis und das FICFB-Verfahren ist ebenfalls technisch weitgehend ausgereift. Auch die Aggregate, die für eine Erweiterung um eine Wasserstofferzeugung nötig wären, entsprechen dem Stand der Technik. Hierbei wird davon ausgegangen, dass nur aufbereitetes Biogas reformiert würde. Die weiteren Verfahren befinden sich in unterschiedlichen Stadien der Entwicklung, wobei insbesondere das Renugas-Verfahren und der Heatpipe-Reformer als fortgeschritten erachtet werden. Der Chrisgas- und der Silvagas-Vergaser befinden sich zwar in einem ähnlichen Entwicklungsstadium, aber die derzeitigen Aktivitäten um diese Technologien sind unklar. Alle weiteren untersuchten Verfahren weisen im Vergleich teilweise noch erhebliche Defizite hinsichtlich ihres Entwicklungsstadiums auf.

Der für die Wasserstofferzeugung nötige Adaptionsbedarf an Anlagen, die aufbereitetes Biogas bereitstellen, stellt eine vergleichsweise geringe Hürde dar (vgl. Tab. 25). Das erzeugte Biomethan ließe sich ohne großen Gasreinigungsaufwand weiterverarbeiten. Ein ähnlich geringer Gasreinigungs- und -konditionierungsaufwand wäre bei auf Flugstromvergaser basierenden Verfahren (BioLiq, Carbo-V) erforderlich. Auch der Adaptionsbedarf beim AER-Verfahren wäre vergleichsweise gering. Zudem wäre dort jeweils kein Reformer nötig. Bei den allothermen Verfahren (FICFB, Heatpipe-Reformer, Milena, Silvagas, Blauer Turm) entstünde ein mittlerer Adaptionsbedarf, da zwar der Gasreinigungs- und -konditionierungsaufwand erheblich wäre, die Vergasung selbst aber unverändert bliebe. Bei den autothermen Vergasungsverfahren (Chrisgas, Renugas) müsste der größte Adaptionsaufwand betrieben werden, da hier zusätzlich zur Gasreinigung und -konditionierung auch die Vergasung selbst angepasst werden müsste.

Hinsichtlich der Anlagenkomplexität ist die Dampfreformierung von Biogas den vergasungsbasierten Verfahren überlegen (vgl. Tab. 25). Im weiteren Vergleich sind die allothermen Vergasungsverfahren vorteilhaft, da weder eine aufwändige Rohstoffvorbehandlung, noch eine aufwändige Reststoffentsorgung oder Sauerstoffbereitstellung nötig wäre. Im Gegensatz dazu haben die autothermen Vergasungsverfahren den Nachteil, dass eine LZA benötigt würde und ein vergleichsweise hoher Aufwand zur Reststoffentsorgung betrieben werden müsste. Bei den Flugstromvergasern müssten die Rohstoffe zudem intensiv vorbehandelt werden. Autotherme Wirbelschichtvergaser - und in noch größerem Maße Flugstromvergasungsverfahren - sind daher die komplexesten Verfahren im Vergleich.

Insgesamt werden die Dampfreformierung von Biogas und das FICFB-Verfahren als besonders vorteilhaft im Sinne des Studienziels erachtet. Dies wird auch durch die höchsten Punktskummen in Tab. 25 widergespiegelt. Sie sind die ausgereiftesten Verfahren im Vergleich und haben keine gravierenden Nachteile gegenüber den anderen Verfahren hinsichtlich ihres Adaptionbedarfs und der Komplexität eines entsprechenden Wasserstoffkonzepts.

Weiterhin erscheint der Heatpipe-Reformer als vielversprechend, da er sich in einem fortgeschrittenen Entwicklungsstadium befindet und hinsichtlich des Adaptionbedarfs und der Anlagenkomplexität keine ausschlaggebenden Nachteile aufweist. Das Silvagas-Verfahren weist zwar die gleiche Punktskumme in Tab. 25 auf, hat gleichwohl jedoch Defizite hinsichtlich gegenwärtiger Aktivitäten seitens der Verfahrensentwickler. Der Heatpipe-Reformer wird hingegen in Deutschland entwickelt, gebaut und betrieben, und bietet so günstigere Voraussetzungen für die Realisierung eines Demonstrationsvorhabens. Alle weiteren untersuchten Verfahren haben im Vergleich entweder deutliche Defizite in Bezug auf ihren Entwicklungsstand, oder den Nachteil eines höheren Adaptionbedarfs oder Komplexitätsgrades. Sie eignen sich ebenso wie das Silvagas-Verfahren nur bedingt für die mittelfristige Realisierung eines Demonstrationsvorhabens zur Wasserstoffherzeugung.

3 Integration in bestehende Bioenergieanlagen

Im Kontext bestehender Bioenergieanlagen gibt es zum Teil die Option zur Erzeugung von Wasserstoff. So kann beispielsweise ein Teilstrom des Produktgases von Biomassevergasungs- und Biogaserzeugungsanlagen ausgekoppelt und zu reinem Wasserstoff weiterverarbeitet werden.

In diesem Kapitel werden daher die Chancen und Risiken der Integration eines zusätzlichen Biowasserstoffoutputs in bestehende und geplante Bioenergieanlagen aufgezeigt. Darauf aufbauend werden kurz- bis mittelfristig realisierbare Demonstrationsprojekte, technologische Eigenschaften und Adaptionsbedarf, sowie relevante Akteure identifiziert. Die betrachteten Konversionskonzepte und deren Standorte werden hinsichtlich ihres Potenzials zur Biowasserstoffbereitstellung bewertet. Als Bewertungskriterien werden der notwendige Aufwand an Forschungs- und Entwicklungsarbeit, der Entwicklungsstand der jeweiligen Anlagen, sowie die Vor- und Nachteile der Realisierung einer Wasserstofferzeugung herangezogen. Hierbei wird auf eine Auswahl der im Vorfeld untersuchten Verfahren zurückgegriffen, bei der eine Integration in bestehende oder in Bau befindliche Anlagen sinnvoll erscheint. Diese sind das AER-, BioLiq-, Carbo-V-, Chrisgas-, FICFB- und das Renugas-Verfahren, sowie die Reformierung von Biogas. Auf eine vergleichende Bewertung der Integrierbarkeit einer Wasserstoffproduktion in bestehende Bioenergieanlagen wird verzichtet, da für die meisten Verfahren keine speziellen Konzepte zur Erweiterung hinsichtlich Wasserstoffproduktion entwickelt wurden. Bezugsjahr der nachfolgenden Betrachtungen ist 2011.

3.1 AER

Anhand der in Kapitel 2.5.1 dargestellten Anlagenkonzepte sind zur Wasserstoff-Polygeneration auf Basis der AER-Vergasung ein Filter, ein RME-Wäscher, Adsorptionsbetten, ein Kompressor sowie eine DWA zur Wasserstoffabtrennung notwendig. Die geplante Anlage am Standort Geislingen-Türkheim soll bereits über Reinigungsschritte mit Biodiesel und Kalksteinmehl verfügen. Für eine zusätzliche Wasserstoffgewinnung wären ein weiterer Kompressor sowie eine DWA erforderlich.

Der Wasserstoffgehalt im Vergaserproduktgas liegt mit bis zu 80 % im Vergleich zu anderen betrachteten Verfahren sehr hoch [35]. Mit der geplanten Anlage auch Wasserstoff zu erzeugen ist einer der Schwerpunkte der Forschungsplattform „Biomass to Gas“ (BtG), die Rahmen des Baus der Demonstrationsanlage in Geislingen eingerichtet wurde [70], [71]. Technologisch ist das AER Verfahren also für die Wasserstofferzeugung gut geeignet; wurde jedoch noch im nicht im Demonstrationsmaßstab untersucht und birgt somit Risiken. Die Bewertung anhand der o. g. Kriterien ist in Tab. 26 zusammengefasst.

Tab. 26 Bewertung der H₂-Erzeugung nach AER-Vergasung in Geislingen-Türkheim (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ein Kompressor und DWA sind Mindestanforderungen zur Wasserstofferzeugung (wenn über AER-Prozess ausreichend H₂ im Produktgas bzw. bereits ausreichende Reinigung) ▪ Wenn Rohgas entnommen wird, dann können, je nach Zusammensetzung, zusätzlich ein Reformier, Filter und SGS notwendig sein ▪ Demonstration des AER Prozess über Technikums-Maßstab hinaus noch nicht erfolgt ▪ Druckbetrieb untersuchen
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ unklar
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ▪ AER ist technisch besonders für die H₂/SNG Erzeugung geeignet ▪ Erste Demonstrationsanlage im Bau (mit wiederholtem Aufschub) ▪ System noch nicht bewährt ▪ Max. 50 MW_{th} Brennstoffeinsatz möglich ▪ Alternativ Untersuchung des Druckbetriebes ▪ Auf zusätzliche Produktgasaufbereitung (Reformier, SGS) kann möglicherweise verzichtet werden ▪ Technologisches Zukunftspotenzial ▪ Letzter Stand des Bauvorhabens: Ausschreibung und Genehmigungsplanung [119]
Beteiligte Einrichtungen	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Repotec Umwelttechnik GmbH ▪ TBM (Technologieplattform Bioenergie und Methan GmbH & Co. KG) ▪ TU Wien ▪ ZSW

3.2 BioLiq

Wie bereits in Kapitel 2.5.2 erläutert, ist das BioLiq-Verfahren ein Zwei-Stufen Konzept bestehend aus einer Pyrolyse- und einer darauf folgenden Flugstromvergaser-Einheit. Da Biokraftstoffe aus der Fischer-Tropsch-Synthese (FTS) bzw. aus der Methanol-Synthese Zielprodukte des BioLiq-Verfahrens sind, existieren potenziell Synergien zur Wasserstoffproduktion. Grund dafür ist das jeweils benötigte hohe H₂/CO-Verhältnis, dass durch zusätzliche H₂-erzeugende Komponenten sichergestellt werden muss [57], [120].

In der im Bau befindlichen Anlage in Karlsruhe ist also bereits eine CO-Shift-Einheit vorgesehen, um das H₂/CO-Verhältnis für die nachgeschaltete Fischer-Tropsch-Synthese (FTS) einzustellen. Dadurch ergibt sich die Option, mehr H₂ zu erzeugen, als für die FTS bzw. Methanol-Synthese nötig ist und dieses 'überschüssige' H₂ durch eine DWA abzutrennen. Der bereits geplante Produktgasbypass mit der CO-Shift-Einheit müsste somit für die Abtrennung von H₂ um eine Komponente (DWA) erweitert werden. Darüber hinaus kann je nach Gaszusammensetzung eine zusätzliche Reinigung des erzeugten Wasserstoffs anfallen, da auf die CO-Shift-Einheit des Produktgases an diesem Standort

weitere Reinigungsschritte folgen. Wird der Wasserstoff zuvor abgeschieden, kann er Verunreinigungen enthalten.

Bei der im Bau befindlichen Bioliq Pilotanlage ist die Leistungsgröße ein Nachteil. Im Vergleich zu den anderen betrachteten Verfahren liegt sie mit einer Feuerungswärmeleistung von 5 MW_{th} im unteren Leistungsbereich, was die Nutzung eines (möglicherweise sehr kleinen) Teilstroms des Produktgases weniger vorteilhaft erscheinen lässt. Darüber hinaus ist der Gesamtprozess aufgrund fehlender Stromerzeugung nicht ausreichend effizient, da das Offsetgas zur Wärmeerzeugung für die Pyrolyse benötigt wird [6]. Ursache dessen ist die Durchführung beider Konversionsschritte (Erzeugung und Verwertung des Slurry) an einem Ort. Durch die ursprünglich angedachte örtliche Trennung des Pyrolyse- und des Vergasungsschrittes könnte das Potenzial der Wasserstofferzeugung am Standort der Vergasereinheit gesteigert werden. Die Bewertung nach den zuvor festgelegten Kriterien ist abschließend in Tab. 27 zusammengefasst.

Tab. 27 Bewertung der H₂-Erzeugung mittels BioLiq-Verfahren (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ DWA auslegen ▪ Untersuchung ob weitere Reinigungsstufen nötig sind, sowie deren Auslegung und Integration
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Pilotanlage mit 5 MW_{th} in Bau ▪ Die Pilotanlage soll die Funktionsfähigkeit des Gesamtprozesses nachweisen. Die räumliche Trennung der beiden Hauptprozessschritte ist noch nicht erprobt
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Synergieeffekt bei der Polygeneration von Biokraftstoffen und der Erzeugung von H₂ ▪ Mäßiger Wirkungsgrad [6] ▪ Wirkungsgradsteigerung evtl. bei zukünftiger, örtlicher Trennung der beiden Hauptprozessschritte
Beteiligte Einrichtungen	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Karlsruher Institut für Technologie (KIT) ▪ Lurgi

3.3 Carbo-V

Bei dem Carbo-V Verfahren der Firma Choren handelt es sich, wie in Kapitel 2.5.4 erläutert, um ein zweistufiges, autothermes Flugstromvergasungsverfahren. Da mit dem Carbo-V-Verfahren BtL-Kraftstoff erzeugt werden soll, ist die Integration einer Wasserstofferzeugung analog zu Kapitel 3.2 grundsätzlich möglich. Es könnte nach der vorhandenen CO-Shift-Einheit, die zur Einstellung des H₂/CO-Verhältnisses für die FTS dient, ein Teilstrom Wasserstoff abgetrennt werden. Analog ergibt sich aber auch der Nachteil, dass bei der bestehenden Beta-Anlage ein Teil der Gasreinigung erst nach der Wasserstoffgewinnung stattfindet. Für die Verwendung des auf diesem Weg erzeugten Wasserstoffs kann daher je nach Produktgaszusammensetzung eine zusätzliche Reinigungsstufe notwendig werden. Die Umsetzung kann weiteren verfahrenstechnischen Aufwand erfordern, da die Reihenfolge der Prozessschritte geändert und evtl. neu aufeinander abgestimmt werden muss, oder eine zusätzliche nachgeschaltete Gasreinigung benötigt wird.

Für die großtechnische Wasserstofferzeugung wäre jedoch eine Weiterentwicklung hin zu höheren Arbeitsdruckniveaus notwendig [121]. Dadurch wird eine bessere Raum-Zeit-Ausbeute erreicht und eine kompaktere Reaktionstechnik ermöglicht. Bei diesem Vergasungsverfahren ist dies hinsichtlich der nachfolgenden Prozessschritte einfach möglich, da ein unter erhöhtem Druck schlechter arbeitender Reformier wegen des geringen Teergehaltes nicht zum Einsatz kommt [121].

Mangelnde Betriebserfahrungen sowie der Insolvenzantrag der Firma Choren im Juli 2011 stellen allerdings in Frage, inwieweit die geplanten Anlagen und Projekte fertiggestellt werden und die Integration einer Wasserstofferzeugung mittelfristig möglich ist. Die Bewertung nach den zuvor festgelegten Kriterien ist in Tab. 28 zusammengefasst.

Tab. 28 Bewertung der H₂-Produktion nach Carbo-V in Freiberg (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Vergleichsweise geringer technischer Aufwand für die H₂-Erzeugung, da CO-Shift bereits vorgesehen ▪ Kein Reformier notwendig, wegen hoher Vergasungstemperaturen ▪ DWA und Kompressor für DWA notwendig (Kompressor könnte bei größeren Anlage entfallen, da Betriebsdruck auf 20 bar angehoben werden soll)
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Beta-Anlage befindet sich in Inbetriebnahme ▪ Insolvenzantrag der Firma Choren. Daher weiteres Vorgehen rund um die Beta-Anlage unklar ▪ Sigma-Anlage: In Entwicklung befindliche kommerzielle Anlage; Realisierung fraglich
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Synergieeffekte bei der Polygeneration von Biokraftstoffen und der Erzeugung von H₂ ▪ Kompressor bzw. Arbeitsdrucksteigerung führt zu zusätzlichen Kosten ▪ Integration einer H₂-Erzeugung für große Anlagendimensionierungen (z. B. Beta- oder Sigma-Anlage) gut geeignet ▪ Drucksteigerung mit Vorteilen z. B. für die Distribution möglich, da kein Reformier vorhanden ist
Beteiligte Einrichtungen	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Choren Technologies GmbH i.I.

3.4 Chrisgas

Im Chrisgas-Vergaser wird eine autotherme, zirkulierende Wirbelschicht unter Druck betrieben (Kapitel 2.5.5). Die am Standort Värnamo befindliche KWK-Anlage mit 18 MW_{th} sollte im Rahmen des Chrisgas-Projekt dergestalt umgebaut werden, die Erzeugung wasserstoffreichen Synthesegases zu ermöglichen. Das Ziel lag in der Gewinnung eines wasserstoffreichen Synthesegases. Es sollte untersucht werden, inwieweit sich die Anlage zur Wasserstofferzeugung nutzen lässt; darauf aufbauend wurden entsprechende Umbauten konzipiert. Für die Wasserstoffgewinnung sollte eine DWA eingesetzt werden, durch welche 99,95 % reines H₂ aus Synthesegas unter 25 bar Druck gewonnen werden kann. Dies kann durch Umbaumaßnahmen erreicht werden, welche eine erhöhte Vergaseraustrittstemperatur von 900 °C erlauben, sowie durch den Einbau einer an die Zielprodukte angepassten Aufbereitung des heißen Prozessgases

[122]. Die Anlage sollte um zwei Gaskühler, einen Heißgasfilter, einen Reformer, eine CO-Shift- und eine Hydrolyse-Einheit, einen Brenner sowie einen Quench erweitert werden. Erste Testläufe der teilweise angepassten Anlage wurden 2007 durchgeführt [25]. Es konnten allerdings nur die folgenden Neuerungen verwirklicht werden: neues Steuerungssystem, flüssig N₂-Tank und die Beauftragung einer externen Firma für das Detailed Engineering. Für den avisierten Betrieb wichtige Umbaumaßnahmen wurden demnach nicht umgesetzt [123].

Seit 2007 wird das Projekt nicht mehr staatlich gefördert und es gibt bislang kein neues Finanzierungskonzept [124]. Darüber hinaus wurden die notwendigen Reinigungsschritte noch nicht alle ausreichend ausgelegt bzw. „engineered“. Zur geplanten Gaseinspeisung in das öffentliche Erdgasnetz sind des Weiteren zusätzliche Aufbereitungsschritte notwendig, die nicht im Rahmen des Chrisgas-Projektes untersucht wurden (H₂S, Chlor, CO₂) [125].

Nach dem in Kapitel 2.5.5 vorgeschlagenen Schema, ist für eine H₂-Erzeugung mit dieser Anlage eine Erweiterung um LZA, Reformer, Filter, CO-Shift und DWA erforderlich. Die Bewertung nach den zuvor festgelegten Kriterien hinsichtlich einer Nutzung des Chrisgas-Vergasers für die H₂-Erzeugung ist in Tab. 29 zusammengefasst.

Tab. 29 Bewertung der H₂-Erzeugung nach Chrisgas in Värnamo (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ LZA für O₂-Feuerung ▪ In Chrisgas-Projekt geplante Änderungen umsetzen und testen ▪ Reinigungsschritte für H₂-Erzeugung erweitern ▪ Auslegung, Aufbau und Optimierung der geplanten Prozessschritte mit O₂-Vergasung hinsichtlich H₂-Erzeugung (wenn, bisher nur rechnerisch erfolgt)
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Demonstrationsanlage mit 18 MW_{th}; nicht vollständig aufgebaut
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Hoffnung seitens der Anlagenbetreiber Industriepartner für neues Projekt zu finden um Synthesegasproduktion weiterzuentwickeln [25] ▪ Reformier notwendig; durch die Vergasung unter Druck werden in der Reformierung aber kaum noch Kohlenwasserstoffe umgesetzt; Gegenmaßnahme: Reformertemperatur erhöhen ▪ Folge: Energieverluste und verkürzte Katalysatorlebensdauer ▪ Zusätzliche Stromerzeugung z. B. durch Gasmotor erhöht zwar den Gesamtwirkungsgrad, die H₂-Ausbeute bleibt jedoch gering ▪ Keine Testläufe mit Sauerstoff/Dampf als Vergasungsmittel, d. h. bislang keine praktischen Erfahrungen mit notwendigen Betriebsparametern ▪ Verfahren läuft bereits unter Druck, d. h. für die DWA ist kein Kompressor notwendig ▪ Das Aufwand-Nutzen-Verhältnis ist gering
Beteiligte Einrichtungen	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Sydkraft AB ▪ Linnaeus University ▪ Forschungszentrum Jülich ▪ Linde - Linde Engineering Division ▪ Växjö Värnamo Biomass Gasification Centre ▪ u. a. [123]

3.5 FICFB

Dieses Vergasungsverfahren absolvierte bereits eine sehr hohe Anzahl an Betriebsstunden und gilt als besonders ausgereift [6]. Durch die Dampfvergasung ist keine LZA nötig und die vergleichsweise einfache Bauweise ermöglicht die charakteristisch günstigen Investitionskosten. Nachteilig sind die entstehenden Teere, niedere Kohlenwasserstoffe und Methan, die in einem reinen Wasserstofferzeugungskonzept eine Rohgasaufbereitung mittels Reformierungsstufe notwendig machen. Zudem sind, wie in Kapitel 2.5.6 bereits erläutert, ein CO-Shift-Reaktor, ein Kompressor sowie eine DWA für die Wasserstofferzeugung nötig. Das Produktgas eines FICFB-Vergasers verfügt mit über 30 bis 40 % bereits über einen hohen Wasserstoffgehalt. Im Allgemeinen werden für die Polygeneration nach Kapitel 2.5.6 Filter, RME-Wäscher, Adsorptionsbetten, CO-Shift, Kompressor, sowie DWA oder Membran für die letztendliche Wasserstoffabtrennung benötigt.

Insgesamt sind für das FICFB-Verfahren bisher Anlagen an sieben Standorten geplant, im Bau oder bereits in Betrieb. Eine Übersicht der Standorte, inkl. der Anlagengröße und Produktgasverwendung, findet sich in Tab. 30.

Tab. 30 Übersicht über kommerzielle FICFB-Vergaser (Stand 2011)

Standort	Gasverwendung/ Produkt	Brennstoff/ Produkt in MW	Inbetrieb- nahme	Status	Anbieter
Güssing, AT	Gasmotor	8,0 _{FWL} /2,0 _{el} /4,5 _{th}	2002	In Betrieb	AE&E/Repotec
Oberwart, AT	Gasmotor/ORC	8,5 _{FWL} /2,8 _{el} /4,1 _{th}	2008	In Betrieb	Ortner Anlagenbau
Villach, AT	Gasmotor	15 _{FWL} /3,7 _{el}	2010	In Betrieb	Ortner Anlagenbau
Ulm, DE	Gasmotor/ORC	14 _{FWL} /5 _{el} /6,4 _{th}	2011	Inbetrieb- nahme	Repotec
Göteborg, Schweden	BioSNG	32 _{FWL} /20 _{BioSNG}	2012	In Planung	Repotec
Wien, AT	Wasserstoff	50 _{FWL} /30 _{H₂}	2015	In Planung	Repotec

Quellen: [126],[127],[128],[129]

Am Standort Güssing ist seit 2003 der Prototyp des FICFB-Verfahrens kommerziell in Betrieb und hat die Eignung der Technologie für die Kraft-Wärme-Kopplung belegt. An diesem Standort werden auch andere Verfahren und zusätzliche Komponenten zu Forschungszwecken demonstriert. Beispielsweise wurde im Rahmen der Forschungsinitiative Bioenergy 2020 unter realen Bedingungen eine Methansynthese erfolgreich in Kooperation mit dem Paul Scherer Institut (PSI, CH) realisiert. Der Gesamtwirkungsgrad des FICFB-Vergasers in Güssing liegt im KWK-Betrieb bei 65 bis 76 %, elektrisch bei 20 bis 23 % und thermisch bei 45 bis 53 %. Im Jahr 2009 konnte der Vergaser bereits mehr als 45 000 Betriebsstunden aufweisen und läuft in einem kostendeckendem Betrieb [6], [126].

In Ulm/Senden befindet sich eine auf Basis der Erfahrungen von Güssing optimierte Holzgasanlage zur Energieerzeugung (Strom und Wärme) seit 2009 im Bau. Voraussichtliche Inbetriebnahme ist Ende 2011. Presseangaben zufolge soll ab 2012 eine Einspeisung ins Netz erfolgen [130]. Die Brennstoffwärmeleistung liegt mit 14 MW_{th} nahezu doppelt so hoch wie in Güssing. Ein Gesamtwirkungsgrad von 80 % wird erreicht. Diese optimierte KWK-Anlage wandelt in zwei Gasmotoren, einem Fernwärme-Spitzenkessel und einem Organic-Rankine-Cycle (ORC)-Prozess Energie um und ermöglicht die Strom- und Wärmeeinspeisung in das öffentliche Netz. Die Anlage verfügt bereits über einen Biodiesel-Wäscher und einen weiteren Filter. Für eine Wasserstoff-Polygeneration an diesem Standort sind somit noch Adsorptionsbetten, ein CO-Shift sowie ein Kompressor und eine DWA erforderlich.

Für eine Wasserstoffherzeugung besitzt auch der in Planung befindliche Vergaser in Göteborg Potenzial. Das Produkt ist Bio-SNG, für dessen Herstellung ein besonders reines und

wasserstoffreiches Synthesegas erforderlich ist. Aufgrund dessen ist an diesem Standort davon auszugehen, dass ein Reformier zur Einstellung des nötigen H_2/CO -Verhältnisses vorhanden sein wird. Dies erleichtert die Wasserstoffgewinnung dahingehend, dass Wasserstoff im Überschuss erzeugt werden und auf Basis einer nur geringfügigen Anlagenerweiterung (z. B. DWA) bereitgestellt werden kann. Bis 2016 soll in Göteborg bis zu 100 MW Bio-SNG erzeugt und in das Netz eingespeist werden [131].

Dass diese Form der Vergasung eine vielversprechende Option für die Wasserstoffherzeugung darstellt, zeigt das aktuelle, geförderte, Projektvorhaben BioH₂-4Refineries der Firma OMV in Zusammenarbeit u. a. mit der TU Wien. Dieses sieht eine 50 MW Bio-H₂-Produktion am Hafen von Wien für die Versorgung bestehende Raffinerien vor. Es kommen dafür neben Kühlern und Trocknern ein Filter, ein Reformier und ein CO-Shift zum Einsatz [126],[132].

Das FICFB-Verfahren stellt insgesamt eine vielversprechende Möglichkeit für die Wasserstoffherzeugung dar und erlaubt auch ein Anlagenkonzept zur Polygeneration. Neben Ulm/Senden kommen als zukünftig geeignete Standorte Villach, Klagenfurt und Göteborg aufgrund der vergleichsweise hohen Brennstoffwärmeleistungen (vgl. Tab. 30) für eine H₂-Coproduktion in Frage. Zur kurz- bis mittelfristigen Realisierung einer Wasserstoffherzeugung eignen sich besonders die Standorte Ulm/Senden und Villach. Die Bewertung einer zusätzlichen Wasserstoffherzeugung am Standort Ulm/Senden nach den eingangs festgelegten Kriterien ist in Tab. 31 zusammengefasst.

Tab. 31 Bewertung der H₂ Produktion nach FICFB-Vergasung in Ulm/Senden (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ F&E Aufwand gering, da FICFB als Stand der Technik gilt und F&E auf die Gasaufbereitung beschränkt werden kann ▪ Zu ergänzen: Zusätzliche Gasreinigung, CO-Shift, Kompressor, DWA ▪ Auswirkungen der zusätzlichen H₂-Erzeugung erörtern (Einfluss auf Produktausbeute)
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ In Inbetriebnahme
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Keine Demonstrationsanlage, sondern Weiterentwicklung und Scale-Up ▪ Anlage bereits in Bau und müsste zur Polygeneration um zusätzliche H₂-Prozesskomponenten erweitert werden ▪ Zeitnahe Umsetzung möglich ▪ Zukunftspotenzial, da mehrere Anlagen diesen Typs in Bau/Planung, besonders auch mit größeren Leistungen (Villach, Klagenfurt, Göteborg) ▪ Strom- und Wärmeproduktion sollte davon nicht beeinträchtigt werden, da Energielieferung an alle Einwohner Sendens ▪ Nur Göteborg zur Erzeugung gasförmiger Energieträger ausgelegt. Sonst Elektrizitäts- und Wärmegewinnung. Dies erfordert zusätzliche Gasreinigung und -aufbereitung ▪ Durch RME-Wäscher werden die Teere entfernt und können nicht durch einen Reformer zur H₂-Erzeugung genutzt werden ▪ H₂-Erzeugung mittels FICFB in Güssing für FTS bereits demonstriert
Beteiligte Institutionen	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Repotec ▪ Ortner Anlagenbau ▪ OMV ▪ TU Wien

3.6 Renugas

Der Renugas-Vergaser wird als autothermer, stationärer Wirbelschichtvergaser unter Druck betrieben (Kapitel 2.5.9). An verschiedenen Standorten wurde dieses Verfahren realisiert. Die für eine Wasserstofferzeugung grundsätzlich in Frage kommenden Standorte sind in Tab. 32 zusammengefasst.

Tab. 32 Vorhandene/in Planung befindliche Produktionsstätten mit Renugas Vergasungstechnologie (Stand 2011)

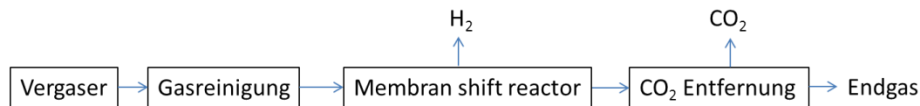
Standort	Dimension	Vergasungsmittel	Status
Maui (US) [133],[134]	Pilotanlage	Luft oder O ₂	Eingestellt wegen Finanzierungsschwierigkeiten
Skive (DK) [135]	Kommerzielle KWK Anlage	Luft und Wasserdampf	In Betrieb
Rauma (FI), Strasbourg (FR) [136]	Kommerzielle Bio-SNG- und Biodieselanlage (Pilotanlage Chicago)	Luft	In Planung

Für eine kurz- bis mittelfristige Wasserstofferzeugung kommt zunächst der Standort Skive in Betracht, da das Verfahren dort bereits betrieben wird. Seit 2008 werden in dieser KWK-Anlage Holzpellets mit Luft und Wasser vergast [137].

Des Weiteren ist in einem gemeinsamen Projekt mit UPM-Kymmene eine kommerzielle Anlage für eine Produktion von Biodiesel und SNG geplant. Da die Anlage hierfür ein möglichst hochwertiges Synthesegas benötigt, d. h. ein hohes Verhältnis von H₂ zu CO, ist die Vergasung mit Hilfe von Sauerstoff geplant. Dies erleichtert eine zusätzliche Wasserstoffproduktion, die im Rahmen der Anlagenplanung auch bereits vorgesehen ist. Als geeignete Standorte werden Rauma (Finnland) und Strasbourg (Frankreich) genannt. Eine Standortentscheidung wird erst 2012 erwartet und diese Anlage deshalb im Folgenden nicht näher betrachtet [136].

Dass die geplante kommerzielle Anlagenform eine H₂-Polygeneration ermöglicht, wird auch vom Entwickler GTI erläutert [27]. Zur Wasserstoffabtrennung sollen in erster Linie Membranen eingesetzt werden, wobei es zwei Möglichkeiten gibt, ein solches Membranverfahren in den Prozess zu integrieren: „Closely-coupled-membrane“ oder „in-situ“ Membranprozess. Im Letzteren wird die Prozesskette durch den Membraneinsatz direkt im Vergaser um einen Schritt verkürzt. Die Möglichkeiten der Membranintegration sind als Vergleich zur konventionellen Erzeugung mit der DWA in Abb. 20 skizziert.

H₂ Produktion durch „Closely-coupled-membrane“ Prozess



H₂ Produktion durch „in-situ“ Membran Prozess



Abb. 20 H₂-Produktionsprozesse nach GT

Da am Standort Skive eine Renugas-Anlage bereits kommerziell betrieben wird, besteht dort prinzipiell die Möglichkeit, eine Wasserstofferzeugung zu integrieren. Hierfür wäre eine Erweiterung der Anlage um Reformier, Filter, Sauerstoff-Shift und DWA nötig (Kapitel 2.5.9). Aufgrund der Gaszusammensetzung fiel die Ausbeute allerdings vermutlich gering aus, sollte die aktuelle Vergaserkonfiguration beibehalten werden. Grund hierfür ist der als Folge der Luftvergasung hohe Stickstoffanteil von rund 42 Vol. %. Für die Wasserstofferzeugung wäre die Vergasung mittels Sauerstoff zu bevorzugen, wofür zusätzlich eine LZA mit entsprechenden Investitions- und Betriebskosten benötigt würde.

Die Bewertung eines zusätzlichen Wasserstoffoutputs an diesem Standort nach den eingangs festgelegten Kriterien ist in Tab. 33 zusammengefasst.

Tab. 33 Bewertung der H₂-Erzeugung durch Vergasung mit Renugas-Technologie am Standort Skive (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ■ LZA für gesteigerte Ausbeute nötig ■ Um Shift-Einheit erweitern ■ DWA auslegen ■ Je nach Vergaserdruck ist ein zusätzlicher Kompressor nötig (in Skive wird bei 2 bar vergast, nicht ausreichend)
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ■ Kommerzielle KWK Anlage in Skive ■ Biodieselanlage geplant (in Rauma oder Strasbourg)
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ■ Da Luft als Vergasungsmedium verwendet wird, ist das Produktgas schlecht zur H₂-Erzeugung geeignet ■ Geplante Biodieselanlage eignet sich, aber Standort noch nicht geklärt, nicht in naher Zukunft realisierbar ■ Anlage in Skive hat geringen Betriebsdruck (2 bar) und wenig Durchsatz ■ Wenn erhöhter Druck, dann benötigt Reformier höhere Temperaturen, was Energieverluste und verkürzte Katalysatorlebensdauer zur Folge hat
Beteiligte Einrichtungen	<ul style="list-style-type: none"> ■ Gas Technology Institute ■ Andritz-Carbona

3.7 Dampfreformierung von Biogas

Biogas besteht in erster Linie aus CH_4 und CO_2 und enthält nur Spuren von H_2 . Eine Polygeneration von H_2 durch Abtrennung direkt aus dem Biogas ist daher nicht möglich. Es sind also in jedem Fall Konvertierungsschritte zur Wasserstoffherzeugung nötig. Darüber hinaus ist die Feinreinigung des Biogases unerlässlich, da besonders das Katalysatorgift H_2S im Biogas enthalten ist. Zur direkten Verarbeitung des Biogases fähige Reformer sind Gegenstand der Forschung.

Es können also entweder Biogasanlagen um eine Aufbereitungseinheit erweitert und das erzeugte Biomethan zu Wasserstoff weiterverarbeitet werden. Oder es wird eine Wasserstoffherzeugung in eine bestehende Biomethananlage integriert. Solche Biomethananlagen erzeugen ein Gas, das den Anforderungen für eine Einspeisung in das Erdgasnetz entspricht. Eine Gasreinigung ist zur Entfernung störender Komponenten wie H_2S oder CO_2 erforderlich. Die Reinigung geschieht mittels Adsorption, Wäsche oder Membrantechnik. In beiden zugrundeliegenden Fällen könnten kommerziell verfügbare Reformer eingesetzt werden, wobei der Adaptionsaufwand für eine Integration einer Wasserstoffherzeugung bei einer Biomethananlage insgesamt geringer wäre.

In Deutschland wurde erstmals 2006 im bayrischen Pliening Biomethan in das vorhandene Erdgasnetz eingespeist. Derzeit sind laut der Deutschen Energie Agentur (dena) 59 solcher Anlagen in Deutschland in Betrieb, weitere 35 sind im Bau und 38 in Planung (Stand 2011). Eine geografische Übersicht dieser Biogasanlagen wird in Abb. 70 im Anhang gegeben. Aktuell werden rund $40.000 \text{ m}^3/\text{h}$ des aus Biogas erzeugten Biomethans dem deutschen Erdgasnetz zugeführt [138]. Während die Biomethaneinspeisung in Deutschland ein noch relativ junger Markt ist, können Nachbarländer in Europa auf mehr Erfahrung in diesem Bereich zurückblicken. Bereits 1989 wurde in den Niederlanden erstmals aufbereitetes Bioerdgas in das Erdgasnetz eingespeist. Auch in Schweden und der Schweiz wird dies seit längerem getan.

Alternativ zur Einspeisung in das Erdgasnetz könnte aus einem Teilstrom des gereinigten Biogases dezentral Wasserstoff erzeugt werden. Dies wäre durch anlagentechnische Erweiterungen um die kommerziell verfügbaren Komponenten Reformer, CO-Shift und DWA realisierbar (Kapitel 2.2.2). Aufgrund der großen und weiter wachsenden Anzahl der Biomethananlagen in Deutschland besteht ein gutes Potenzial für die Realisierung eines Pilotprojektes. Durch die Kombination der Biogaserzeugung mit der nachgeschalteten Gasreinigung, inkl. Reformer und CO-Shift-Einheit, ist jedoch mit einem geringen Gesamtwirkungsgrad zu rechnen. Eine Bewertung nach den zuvor festgelegten Kriterien wird in Tab. 34 gegeben.

Tab. 34 Bewertung der H₂-Erzeugung aus Biogas/Biomethan (Stand 2011)

Aufwand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ F&E Aufwand gering, da alle Komponenten prinzipiell Stand der Technik sind ▪ Zu ergänzen bei Biomethananlagen: Reformer, CO-Shift, Kompressor, DWA ▪ Zu ergänzen bei Biogasanlagen: Gasreinigung, Reformer, CO-Shift, Kompressor, DWA
Gegenwärtiger Entwicklungsstand	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Für gereinigtes Biogas sind die Komponenten zur Weiterverarbeitung Stand der Technik. Für Rohbiogas sind geeignete Reformer in Entwicklung
Vor- und Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Große Anzahl an Biogas- und Biomethananlagen vorhanden ▪ Möglichkeit der Biomethaneinspeisung in das Erdgasnetz mit Weiterverarbeitung zu Wasserstoff direkt an der Tankstelle ▪ Relativ einfache Implementierbarkeit ▪ Relativ niedrige Gesamtwirkungsgrade
Beteiligte Einrichtungen	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Vielzahl an Anlagenbetreibern und Technologieanbietern

Bei den in Bau befindlichen Milena- und Heatpipe-Reformer-Anlagen scheint die Integration einer Wasserstoffproduktion aufgrund ihrer geringen Leistung wenig sinnvoll. Ebenso beim Blauen Turm, da es sich hierbei bereits um ein wasserstofferzeugendes Konzept handelt. Sie werden, wie auch das Silvagas-Verfahren, nicht hinsichtlich der Integration einer Wasserstofferzeugung in eine Bestandsanlage untersucht.

Teil 2: Detailanalyse ausgewählter Bereitstellungsverfahren und -technologien

Angesichts der Ergebnisse aus den Kapiteln 0 und 3 stellt sich die Wasserstofferzeugung mittels des FICFB-Verfahrens, des Heatpipe-Reformers und einer Dampfreformierung von Biogas am aussichtsreichsten für eine kurz- bis mittelfristige Realisierung in einer Demonstrationsanlage dar. Sie erzielen in der Bewertung in Kapitel 2.6 die höchsten Punktschichten. Dem Heatpipe-Reformer wurde gegenüber dem Silvagas-Verfahren trotz gleicher Punktschicht aufgrund der besseren Datenlage der Vorzug gegeben. Das FICFB-Verfahren und die Dampfreformierung von Biogas weisen außerdem vergleichsweise gute Möglichkeiten für eine Integration in bestehende Anlagen auf (vgl. Kapitel 3).

Für diese Verfahren wird nachfolgend zunächst die Rohstoffverfügbarkeit diskutiert. Dann werden Anlagenkonzepte definiert und anschließend einer technisch-ökonomisch-ökologischen Bewertung unterzogen.

4 Rohstoffe zur Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse

Nachfolgend wird die Verfügbarkeit geeigneter Rohstoffe für die Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse abgeschätzt. Dies geschieht zunächst für Rohstoffe, die für vergasungsbasierte Verfahren geeignet sind, und anschließend für solche, die bei der Biogaserzeugung eingesetzt werden.

4.1 Rohstoffe für thermo-chemische Konversionsverfahren

4.1.1 Brennstoffseitige Parameter

Relevante Eigenschaften von Brennstoffen sind der untere Heizwert (H_u), der obere Heizwert (H_o), der Wasser- und der Aschegehalt. Der untere Heizwert der feuchten Biomasse berücksichtigt die für die Verdampfung des Wassers erforderliche Energie und wird wie folgt berechnet:

$$H_u = H_u(wf) * (1 - w) - 2,441 * w \quad \text{Gl. 1}$$

mit	H_u	Unterer Heizwert
	$H_u(wf)$	Unterer Heizwert der Trockensubstanz
	w	Wassergehalt

Tab. 35 zeigt typische Eigenschaften von Brennstoffen für vergasungsbasierte Konversionsverfahren.

Tab. 35 Brennstoffseitige Parameter

Parameter	Einheit	Holz	Stroh (Roggen)	Stroh (Weizen)	Stroh (Triticale)	Stroh (Gerste)	Stroh (Raps)	Stroh (Mais)	Stroh (SB)
Wassergehalt	kg/kg	0,40	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14
H _u (wf)	MJ/kg	18,6	17,4	17,2	17,1	17,5	17,1	17,7	15,8
H _u	MJ/kg	10,2	14,6	14,5	14,4	14,7	14,4	14,9	13,2
H _o (wf)	MJ/kg	19,9	18,5	18,5	18,3	18,5	18,1	18,9	16,9
Aschegehalt	kg/kg	0,014	0,048	0,057	0,059	0,048	0,062	0,067	0,122

wf: wasserfrei; SB: Sonnenblumen; Quellen: eigene Daten, [3]

4.1.2 Verfügbarkeit von Holz zur energetischen Nutzung

Das energetisch genutzte Holz wird als Energieholz bezeichnet. Hierbei wird unterschieden in Waldenergieholz, Industrierestholz, Altholz und sonstige Holzreststoffe. Bei Waldenergieholz wird unterschieden zwischen Waldrestholz, Schwachholz und dem ungenutztem Holzzuwachs. Darüber hinaus kann Holz aus der Landschaftspflege sowie aus Kurzumtriebsplantagen (KUP) eingesetzt werden.

Waldenergieholz

Waldrestholz und Schwachholz fällt bei der Holzernte und bei der Durchforstung an. Darüber hinaus ist der ungenutzte Holzzuwachs prinzipiell für die energetische Nutzung verfügbar. Daraus ergibt sich das technische Rohholzpotenzial für die energetische Nutzung (Waldenergieholz). Nachfolgend wird das Potenzial für die energetische Nutzung von Holz inkl. des ungenutzten Holzzuwachses ohne das bereits heute stofflich genutzte Holz abgeschätzt.

Aus den Angaben in den Holzmarktberichten des Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (BMELV) [139] und [140] (Holzeinschlag) und den Angaben der Bundeswaldinventur (Holzzuwachs) ergibt sich bei Verwendung der in [141] beschriebenen Methodik (IE 2005: Endbericht S. 55-58 und Anhang zum Endbericht, S. 70-73) die in Tab. 36 angegebenen forstwirtschaftlichen Daten und in Tab. 37 angegebenen Waldenergieholzpotenziale.

Tab. 36 Forstwirtschaftliche Daten Deutschland, aufgeteilt auf die einzelnen Bundesländer (Mittelwerte von 2007 bis 2010)

	Wirtschafts- wald (km ²)	Einschlag energetisch genutzt (Mio. t TS/a)	Einschlag stofflich genutzt (Mio. t TS/a)	Einschlag inkl. Rinde und Ernteverluste ¹⁾ (Mio. t TS/a)	Davon Waldrestholz (Derbholz) ²⁾ (Mio. t TS/a)	Holzzuwachs (Mio. t TS/a)
Baden- Württemberg	12 900	0,6	3,0	4,4	0,6	7,1
Bayern	24 229	2,5	6,0	10,5	1,3	11,3
Berlin	152	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1
Brandenburg	9 998	0,1	1,5	2,1	0,3	3,8
Bremen	0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hamburg	32	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hessen	8 336	0,0	2,7	3,5	0,4	3,1
Mecklenburg- Vorpommern	5 066	0,1	0,8	1,1	0,1	2,5
Niedersachsen	10 977	0,3	2,0	2,8	0,4	4,3
Nordrhein- Westfalen	8 405	0,2	3,0	4,0	0,5	3,6
Rheinland- Pfalz	7 913	0,3	1,7	2,6	0,3	3,4
Saarland	932	0,0	0,1	0,2	0,0	0,4
Sachsen	4 845	0,0	0,5	0,7	0,1	1,2
Sachsen- Anhalt	4 660	0,0	0,5	0,7	0,1	1,5
Schleswig- Holstein	1 539	0,1	0,2	0,3	0,0	0,7
Thüringen	4 905	0,1	1,3	1,8	0,2	2,3
Deutschland	104 888	4,4	23,3	34,7	4,3	45,2

TS: Trockensubstanz (Umrechnung von m³ in t Trockensubstanz erfolgt mit dem Faktor 0,5) [141]; ¹⁾ Summe aus „Einschlag energetisch genutzt“ und „Einschlag stofflich genutzt“ + 25 % nach [141]; ²⁾ 12,5 % des Einschlags inkl. Rinde und Ernteverluste; Derbholz: Holz mit mehr als 7 cm Durchmesser nach [141]

In Tab. 36 bedeutet „Einschlag energetisch genutzt“ den Anteil des Holzeinschlags, der heute energetisch genutzt wird. Dies entspricht der Kategorie „Fuel Wood“ in den Statistiken der Food and Agricultural Organisation (FAO) [142]. In Tab. 37 ergibt sich das Potenzial „aus Einschlag“ aus der Summe des Holzeinschlags, der heute energetisch genutzt wird und dem noch nicht genutzten Restholz aus dem Holzeinschlag (Waldrestholz) jeweils in Tab. 36. Das Potenzial „aus Zuwachs“

ergibt sich aus der Differenz des „Holzzuwachses“ und der „Einschlags inkl. Rinde und Ernteverluste“ in Tab. 36.

Für die Berechnung der Energiepotenziale aus Waldenergieholz werden das in Tab. 37 angegebene Holzaufkommen in Mio. t Trockensubstanz auf Frischmasse umgerechnet und anschließend mit dem in Kapitel 4.1.1 angegebenen Wassergehalt von 40 % in Energiepotenziale umgerechnet.

Tab. 37 Technisches Rohholzpotenzial zur energetischen Nutzung von Waldenergieholz (unterer Heizwert) in Deutschland, aufgeteilt auf die einzelnen Bundesländer (Mittelwerte von 2007 bis 2010)

	Aus Einschlag	Aus Zuwachs	Gesamt	Aus Einschlag ¹⁾	Aus Zuwachs	Gesamt
	(Mio. t TS/a)	(Mio. t TS/a)	(Mio. t TS/a)	(PJ/a)	(PJ/a)	(PJ/a)
Baden-Württemberg	1,1	2,7	3,8	19	45	64
Bayern	3,8	0,7	4,5	64	12	76
Berlin	0,0	0,0	0,0	0	1	1
Brandenburg	0,4	1,7	2,1	7	29	36
Bremen	0,0	0,0	0,0	0	0	0
Hamburg	0,0	0,0	0,0	0	0	0
Hessen	0,5	-0,3	0,1	8	-6	2
Mecklenburg-Vorpommern	0,3	1,4	1,7	5	24	28
Niedersachsen	0,6	1,5	2,1	11	25	35
Nordrhein-Westfalen	0,7	-0,4	0,3	12	-7	5
Rheinland-Pfalz	0,7	0,8	1,5	11	14	25
Saarland	0,1	0,2	0,3	1	4	5
Sachsen	0,1	0,5	0,6	2	9	11
Sachsen-Anhalt	0,1	0,8	0,9	2	13	15
Schleswig-Holstein	0,1	0,4	0,5	2	6	8
Thüringen	0,3	0,5	0,8	5	9	14
Deutschland	8,8	10,5	19,2	148	177	326

TS: Trockensubstanz (Umrechnung von m³ in t Trockensubstanz erfolgt mit dem Faktor 0,5); ¹⁾ Summe aus „Waldrestholz (Derbholz)“ und „Einschlag energetisch genutzt“; Quelle: eigene Berechnung LBST

Das technische Potenzial für Waldenergieholz inkl. des bereits heute energetisch genutzten Potenzials liegt bei insgesamt etwa 330 PJ pro Jahr. In einigen Regionen (Hessen, Nordrhein-

Westfalen) wurde aber anscheinend im betrachteten Zeitraum mehr Holz eingeschlagen als nachwächst. In diesen Regionen ist das Potenzial für Waldenergieholz aus ungenutztem Holzzuwachs ausgeschöpft. Für Deutschland insgesamt ergibt sich ein noch erschließbares Potenzial von etwa 177 PJ pro Jahr. Wenn die stoffliche Nutzung von Holz allerdings ebenfalls ansteigt (z. B. für Gebäude), sinkt das noch erschließbare Potenzial zur energetischen Nutzung entsprechend ab.

Nach Angaben des Holzabsatzfonds sind vom Holzzuwachs nur etwa 78 Mio. m³ (39 Mio. t Trockensubstanz) wirklich nutzbar [143]. Das wären etwa 87 % des in Tab. 36 ermittelten Holzzuwachses von etwa 90 Mio. m³ (45 Mio. t Trockensubstanz). Der Holzeinschlag in Deutschland ist in den letzten Jahren stark angestiegen (vgl. Abb. 21, [3],[140],[144]) und nähert sich der Potenzialgrenze. Bei den sehr hohen Holzeinschlägen in den Jahren 1990, 2000 und 2007 handelt es sich allerdings um die Folgen von Windbruch.

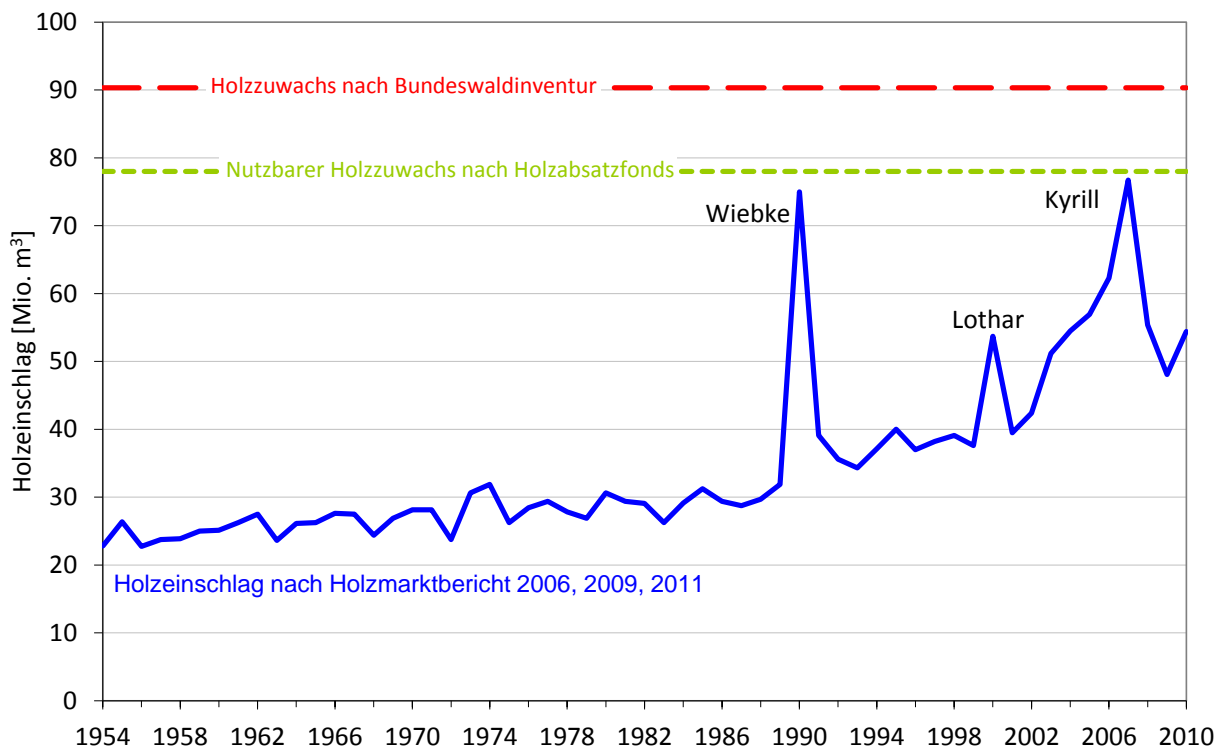


Abb. 21 Entwicklung des Holzeinschlags in Deutschland im Vergleich mit dem Holzzuwachs

Industrierestholz

Bei Industrierestholz handelt es sich um Abfälle aus den holzverarbeitenden Gewerbe- und Industriebetrieben (z. B. Sägewerke, Möbelfabriken, Schreinereien, etc.). Bei der Weiterverarbeitung des geernteten Rundholzes zu Schnittholz in Sägewerken fallen in Deutschland etwa 5 Mio. t Reststoffe mit einem Wassergehalt von 50 % an, von denen ca. 0,5 Mio. t energetisch genutzt werden, der Rest wird stofflich genutzt. Der Grund für den hohen Wassergehalt ist, dass in Sägewerken das Holz frisch anfällt und Anteile an Rinde enthält. In der Holzwerkstoffindustrie sowie in der Holz- und Möbelindustrie fallen etwa 3,5 Mio. t Reststoffe mit einem Trockensubstanzgehalt von 15 % an, von denen etwa 3,35 Mio. t für die energetische Nutzung zur Verfügung stehen [145]. Es ergibt sich für Deutschland ein Industrierestholzpotezial von 56 PJ pro Jahr. Dabei handelt es

sich um das Energiepotenzial aus Industrierestholz inkl. des bereits heute energetisch genutzten Potenzials. Industrierestholz wird allerdings bereits heute im großen Umfang energetisch genutzt und das Potenzial daher weitgehend ausgeschöpft.

Das oben genannte Industrierestholzpotenzial wurde aus dem Aufkommen an stofflich genutztem Holz abgeleitet. Dabei wurden die Angaben in [145] für Deutschland insgesamt auf die einzelnen Bundesländer umgerechnet. Das Aufkommen an stofflich genutztem Holz in den jeweiligen Ländern wurde dazu aus [139] und [140] entnommen.

Altholz

Das Potenzial für Altholz wurde aus dem Altholzaufkommen pro Einwohner und Jahr über die Bevölkerungszahl hochgerechnet. Das Altholzaufkommen beträgt etwa 94,1 kg pro Einwohner und Jahr [3]. Der Wassergehalt wurde mit 15 % angenommen. Daraus ergibt sich für Deutschland ein Altholzpotenzial von 42 bis 67 PJ pro Jahr.

In Tab. 38 wird das gesamte Energieholzpotenzial aufgeteilt in Waldenergieholz, Industrierestholz und Altholz dargestellt.

Tab. 38 Technisches Potenzial für Energieholz (unterer Heizwert) in Deutschland, aufgeteilt auf die einzelnen Bundesländer

	Waldenergieholz (PJ/a)	Industrierestholz (PJ/a)	Altholz (PJ/a)		Summe (PJ/a)	
			Min	Max	Min	Max
Baden-Württemberg	64	7	5	9	76	80
Bayern	76	14	6	10	97	101
Berlin	1	0	2	3	2	3
Brandenburg	36	4	1	2	41	42
Bremen	0	0	0	1	0	1
Hamburg	0	0	1	1	1	2
Hessen	2	7	3	5	12	14
Mecklenburg-Vorpommern	28	2	1	1	31	31
Niedersachsen	35	5	4	6	44	46
Nordrhein-Westfalen	5	7	9	15	21	27
Rheinland-Pfalz	25	4	2	3	31	33
Saarland	5	0	1	1	6	6
Sachsen	11	1	2	4	14	16
Sachsen-Anhalt	15	1	1	2	18	18
Schleswig-Holstein	8	0	1	2	10	11
Thüringen	14	3	1	2	18	19
Deutschland	326	56	42	67	423	448

Quelle: eigene Berechnung LBST

Insgesamt liegt das Potenzial für Energieholz inkl. des bereits heute genutzten Energieholzes in Deutschland im Bereich zwischen 423 und 448 PJ pro Jahr. Nach [146] wurden im Jahr 2010 in Deutschland insgesamt etwa 486 PJ biogene Festbrennstoffe eingesetzt (davon 138 PJ für Heizkraftwerke, 262 PJ für die Wärmebereitstellung in Haushalten und 86 PJ für die Wärmebereitstellung in der Industrie). Damit ist bereits heute der Verbrauch höher als das technische Potenzial, obwohl das erschließbare Waldenergieholzpotenzial etwa 177 PJ pro Jahr beträgt (siehe Tab. 37). Anscheinend gibt es daher in Deutschland einen erheblichen Nettoimport von Holz und Holzprodukten, wobei die Holzprodukte nach ihrer Nutzung in Form von Altholz energetisch genutzt werden.

Nach [147] gab es allerdings bereits vor einigen Jahren keinen ungenutzten Holzzuwachs in Deutschland mehr. Die Ermittlung des ungenutzten Holzzuwachses in vielen Studien basiert jedoch auf falschen Annahmen beim Holzeinschlag, da von 1987 bis 2007 systematisch ein statistischer Fehler bei der Berechnung der Einschläge gemacht wurde. Offizielle Statistiken geben für das Jahr 2005 einen Holzeinschlag von 57 Mio. m³ an. In Wirklichkeit waren es jedoch 74 Mio. m³, was nur geringfügig unter der vom Holzabsatzfonds angegebenen Potenzialgrenze von 78 Mio. m³ liegt. Inzwischen ist der Holzeinschlag zudem weiter angestiegen.

In [147] wird dafür plädiert, in Deutschland vorübergehend mehr Holz einzuschlagen als nachwächst. Die Folge wäre, dass sich die Umtriebszeiten verkürzen. Bei kürzeren Umtriebszeiten ist der jährliche Holzzuwachs größer als bei längeren Umtriebszeiten. Würde der Holzvorrat auf das Niveau von 1987 abgesenkt, würde das gegenüber dem Holzeinschlag im Jahr 2005 (57 Mio. m³ nach offizieller Statistik zuzüglich nicht erfasster Einschlag von 17 Mio. m³) noch erschließbare Holzpotenzial bei 22,4 Mio. m³ liegen (etwa 190 PJ/a bei einem Wassergehalt von 40 %). Da der Mittelwert aus den letzten vier Jahren mit 55 Mio. m³ in etwa auf dem Niveau des in [147] für 2005 angegebenen Wertes liegt, gilt dieses Potenzial im Wesentlichen weiter. Allerdings dürfte inzwischen mehr Holz eingeschlagen werden, was das zusätzliche Potenzial entsprechend schmälert.

Holz aus Landschaftspflege

Nach [148] beträgt das Potenzial an holzartigem Straßenbegleitgrün in Deutschland etwa 885.000 t Frischmasse. Bei einem Wassergehalt von ursprünglich 50 % und 40 % nach Lagerung würde sich daraus ein Energiepotenzial von etwa 7,5 PJ pro Jahr ergeben.

Holz aus dem Anbau von Kurzumtriebsplantagen

In verschiedenen Studien (z. B. [145],[149]) wird das Potenzial für Bioenergie aus dem Anbau von Energiepflanzen abgeschätzt. Dabei werden zum Teil erhebliche Ertragssteigerungen für den Anbau von Lebens- und Futtermitteln und damit verbundene Freisetzung von Ackerflächen für den Anbau von Energiepflanzen angenommen.

In [145] wird im Szenario „Umwelt“ eine für den Anbau von Energiepflanzen verfügbare Fläche von 1,74 Mio. ha für das Jahr 2010 ermittelt, die bis zum Jahr 2030 auf 4,07 Mio. ha ansteigt. In [149] wird für 2020 von einem Flächenpotenzial für Energiepflanzen von etwa 5,2 Mio. ha ausgegangen. In [150] wird angenommen, dass 1,50 Mio. ha im Jahr 2020 und 4,55 Mio. ha im Jahr 2050 für den Anbau von Energiepflanzen zur Verfügung stehen. In [151] wird basierend auf [152] davon ausgegangen, dass 2050 in Deutschland auf etwa 4,1 Mio. ha Energiepflanzen angebaut werden, davon etwa 0,9 Mio. ha auf Kurzumtriebsplantagen. Die in den einzelnen Studien ermittelten Flächenpotenziale für den Anbau von Energiepflanzen sind in Tab. 68 im Anhang dargestellt. Die in den Studien angenommenen Ertragssteigerungen für den Anbau von Lebensmitteln sind jedoch bei Betrachtung der Entwicklung seit 2010 unwahrscheinlich. Diese ist in Abb. 22 dargestellt. Damit dürften auch die zukünftig zu erwartenden Flächenpotenziale gegenüber heute allenfalls nur geringfügig ansteigen.

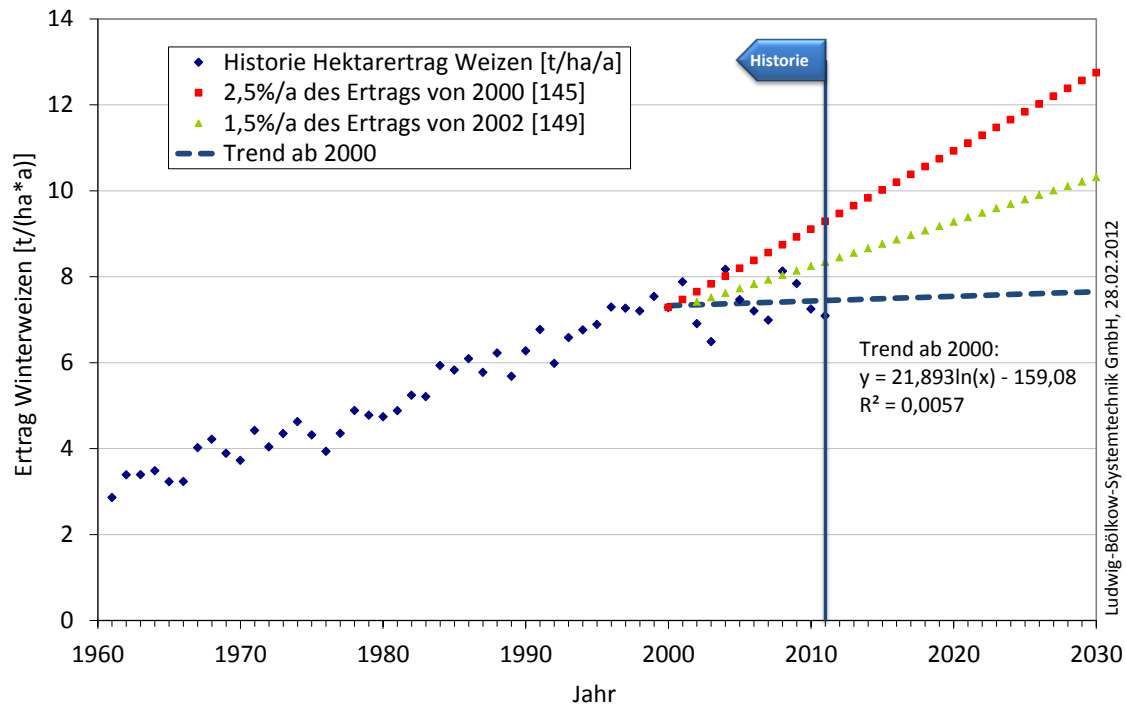


Abb. 22 Ertrag von Winterweizen in Deutschland

Gleichzeitig ist ein Großteil der für den Anbau von Energiepflanzen potenziell verfügbaren Fläche bereits durch die Bioenergie belegt. Nach Schätzung der Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (FNR) wurden im Jahr 2011 in Deutschland auf etwa 1,966 Mio. ha Energiepflanzen angebaut, davon 0,910 Mio. ha für die Erzeugung von Pflanzenöl zur Produktion von Kraftstoff, 0,25 Mio. ha für Ethanol, 0,800 Mio. ha für Biogas und 0,006 Mio. ha für biogene Festbrennstoffe [153]. Bei einem Ertrag von 8 bis 11 t Trockensubstanz pro ha und Jahr [154] und einer Anbaufläche von heute etwa 6.000 ha würde sich ein Holzenergiepotenzial von 0,8 bis 1,1 PJ pro Jahr ergeben. Wird jedoch angenommen, dass auf die Produktion von Pflanzenöl und Ethanol für die Herstellung von Kraftstoff verzichtet wird, könnte sich aus der daraus theoretisch zur Verfügung stehenden Fläche (1,16 Mio. ha) ein Holzenergiepotenzial von 157 bis 216 PJ pro Jahr ergeben. Jedoch fiel auch weniger Rapschrot aus der Produktion von Pflanzenöl an, das zum Großteil als Viehfutter eingesetzt wird. Das gleiche gilt für die Schlempe, die bei der Herstellung von Ethanol anfällt. Bei einer Reduzierung der Produktion von Pflanzenöl und Ethanol würde ein Teil der freiwerdenden Fläche für den Anbau von Futterpflanzen benötigt.

2010 betrug der mittlere Flächenertrag bei Winterraps etwa 3,9 t Rapskörner pro ha. In der Ölmühle entstehen daraus etwa 2,34 t Rapsextraktionsschrot und 1,56 t Rapsöl. Auf einer Fläche von 0,91 Mio. ha können somit etwa 2,13 Mio. t Rapsextraktionsschrot erzeugt werden. Wird angenommen, dass der Rapsextraktionsschrot durch eine gleiche Masse von Ackerbohnen mit einem Ertrag von 3,5 bis 5,5 t pro ha und Jahr (nach [155]) ersetzt wird, sind für den Anbau der Ackerbohnen zwischen 0,39 und 0,61 Mio. ha Ackerfläche erforderlich. Die durch den Verzicht auf die Produktion von Pflanzenöl-basierten Kraftstoffen netto freiwerdende Fläche liegt dann bei maximal 0,52 Mio. ha statt 0,91 Mio. ha.

Der mittlere Ertrag von Winterweizen lag 2010 bei etwa 7,4 t Weizenkörnern pro ha und Jahr. Bei der Produktion von Ethanol entstehen daraus etwa 2,1 t Ethanol und etwa 2,5 t Trockenschlempe.

Auf einer Fläche von 0,25 Mio. ha werden somit etwa 0,53 Mio. t Ethanol und 0,63 Mio. t Trockenschlempe erzeugt. Wird angenommen, dass die Trockenschlempe durch eine gleiche Masse an Ackerbohnen substituiert wird, sind für deren Anbau etwa 0,11 bis 0,18 Mio. ha Ackerfläche erforderlich. Die durch den Verzicht auf die Produktion von Ethanol-basierten Kraftstoffen netto freiwerdende Fläche läge dann bei maximal 0,14 Mio. ha statt 0,25 Mio. ha.

Insgesamt läge die netto freiwerdende Fläche bei 0,66 Mio. ha statt 1,16 Mio. ha. Bei einem Ertrag von 8,0 bis 11,0 t Trockensubstanz Holz pro ha und Jahr sowie einer netto zur Verfügung stehenden Fläche von 0,66 Mio. ha würde das Energiepotenzial für Holz aus Kurzumtriebsplantagen bei 89 bis 123 PJ pro Jahr liegen.

Eine erhebliche Ausweitung des Anbaus von schnellwachsenden Bäumen in Kurzumtriebsplantagen ist somit nur dann möglich, wenn der Anbau anderer Energiepflanzen vermindert wird.

4.1.3 Verfügbarkeit von Reststroh

Stroh fällt in der Landwirtschaft an. Ein erheblicher Teil davon wird in der Landwirtschaft wiederum selbst benötigt (z. B. als Einstreu für die Viehhaltung). Darüber hinaus muss je nach Fruchtfolge ein großer Anteil für eine ausgeglichene Humusbilanz auf dem Feld verbleiben (bzw. in Form von Mist aus der Viehhaltung auf der landwirtschaftlichen Anbaufläche wieder ausgebracht werden). Die Wirkung der Strohdüngung im Boden beruht einerseits auf der Rückführung der im Stroh enthaltenen Pflanzennährstoffe (vor allem Kalium) und andererseits auf der Zufuhr von organischer Substanz. In welchem Maße Stroh auf dem Acker verbleiben soll, hängt wesentlich vom Standort, der Fruchtfolge und der Gabe sonstiger Dünger ab. Schwere Böden sind bei der Umsetzung einiger Strohsorten träger als leichte. Bei Getreidestroh gibt es kaum Unterschiede [145]. Nach [156] können etwa 20 % des gesamten Reststrohaufkommens für die energetische Nutzung verwendet werden. In [96] wurde für Getreidestroh angenommen, dass zwischen 20 und 30 % für die energetische Nutzung zur Verfügung steht. Bei Mais und Ölrüchten (Raps, Sonnenblumen) können 15 bis 25 % des gesamten Strohaufkommens als verfügbar angesehen werden. Nach [154] ergibt sich aus der Humusbilanz eine verfügbare Strohmenge von 40 bis 50 % der gesamten Strohmenge für alle Pflanzenarten. Die in anderen Literaturquellen ([96],[145],[156]) oft deutlich niedriger angegebenen Mengen basieren u. a. auf einer Vernachlässigung von Mengen, die bereits bei der Ernte auf dem Feld zurückbleiben oder in Form von Mist wieder auf das Feld zurückgebracht werden. Nachfolgend wird analog zu [157] angenommen, dass bei allen Pflanzen eine Bandbreite von 30 bis 50 % des insgesamt anfallenden Strohs für die energetische Nutzung zur Verfügung steht. Das Strohaufkommen wird über das Korn/Stroh-Verhältnis ermittelt. In Tab. 69 und Tab. 70 im Anhang sind die Annahmen für das Verhältnis zwischen Korn und Stroh für unterschiedliche Getreidearten basierend auf verschiedenen Literaturquellen angegeben.

Aus den Annahmen für das Korn/Stroh-Verhältnis und für die Erntemengen in den jeweiligen Bundesländern ergibt sich ein Reststrohpotenzial das in Tab. 71 im Anhang dargestellt ist. Insgesamt steht demnach in Deutschland ein Reststrohpotenzial von etwa 210 bis 360 PJ pro Jahr zur energetischen Nutzung zur Verfügung. Stroh wird allerdings in Deutschland bisher nur in geringem Umfang energetisch genutzt. Hauptgrund dafür ist, dass Stroh bezüglich seiner Brennstoffeigenschaften ein sehr problematischer Brennstoff ist (Ascheerweichungsverhalten, Chlorgehalt, Aschegehalt) und dadurch z. B. die Abgasreinigung wesentlich aufwändiger ist.

4.1.4 Zusammenfassung der Potenziale biogener Festbrennstoffe

Ein Großteil des Potenzials für biogene Festbrennstoffe besteht aus Waldenergieholz und biogenen Reststoffen. Tab. 39 zeigt die technischen Energiepotenziale für biogene Festbrennstoffe inkl. des bereits heute genutzten Potenzials. Darin wird unterschieden nach dem Potenzial ohne und mit Ausweitung der Flächen für Kurzumtriebsplantagen auf Kosten anderer Energiepflanzen.

Tab. 39 Potenziale biogener Festbrennstoffe inkl. des bereits heute genutzten Potenzials

	Ohne Ausweitung KUP		Mit Ausweitung KUP durch Verringerung RME- und Ethanolproduktion	
	Min (PJ/a)	Max (PJ/a)	Min (PJ/a)	Max (PJ/a)
Waldenergieholz				
aus Einschlag	148	148	148	148
aus Zuwachs	177	177	177	177
Industrierestholz	56	56	56	56
Altholz	42	67	42	67
Holz aus Landschaftspflege	7	7	7	7
Reststroh	213	355	183	304
Kurzumtrieb (KUP)	1	1	89	123
Summe	644	811	702	882

Quelle: eigene Berechnung LBST

Das technische Potenzial von Waldenergieholz, Industrierestholz und Altholz sowie Holz aus der Landschaftspflege liegt in Deutschland bei 430 bis 455 PJ pro Jahr. Im Vergleich dazu wurden im Jahr 2010 in Deutschland insgesamt etwa 486 PJ biogene Festbrennstoffe, nahezu ausschließlich Holz, eingesetzt. Andererseits ist rechnerisch noch ein erschließbares Potenzial aus ungenutztem Holzzuwachs von etwa 177 PJ/a verfügbar. Daraus lässt sich schließen, dass bereits heute erhebliche Mengen an Holz importiert werden.

Das Flächenpotenzial für den Anbau von Energiepflanzen ist in Deutschland ausgeschöpft. Eine Ausweitung der Nutzung biogener Festbrennstoffe kann daher nur über die energetische Nutzung von Reststroh und durch die Verdrängung anderer Energiepflanzen oder durch eine Zunahme der Importe erfolgen. Aufgrund des begrenzten Potenzials, das zudem regional sehr unterschiedlich besteht, sollten für die Produktion von Wasserstoff aus biogenen Festbrennstoffen relativ kleine Anlagen zum Einsatz kommen. Eine Integration in bestehende Anlagen zur energetischen Nutzung biogener Festbrennstoffe könnte die Sicherstellung der Versorgung mit Biomasse erleichtern.

Für die in der Folge untersuchten Vergasungskonzepte wird daher ein Betrieb mit Waldrestholz unterstellt. Bei einem theoretisch verfügbaren Potenzial von 177 PJ Holzzuwachs pro Jahr, einer Brutto-Konversionseffizienz von 46 bis 51 % und einem Kraftstoffverbrauch von 0,96 kg Wasserstoff pro 100 km (1,15 MJ/km) könnten 5,0 bis 5,6 Mio. Brennstoffzellenfahrzeuge versorgt werden. Allerdings konkurrieren auch andere Arten der Nachfrage, wie z. B. die der Pelletindustrie, um die verbleibenden und weiträumig verteilt anfallenden Holzpotenziale. Praktisch dürfte das Potenzial für vergasungsbasierten Wasserstoff aus heimischen Holzquellen daher deutlich niedriger liegen.

4.2 Rohstoffe für biochemische Konversionsverfahren

4.2.1 Substratseitige Parameter

Biogas entsteht bei der anaeroben Vergärung (Fermentation) u. a. feuchter pflanzlicher Biomasse und tierischer Exkremente. Trockenenes Roh-Biogas besteht im Wesentlichen aus ca. 50 % CH₄ und bis zu 50 % CO₂ und einem geringen Anteil (bis zu 1 %) an H₂S. Darüber hinaus sind in Biogas Spuren von Ammoniak (NH₃), N₂, H₂ und O₂ enthalten. Biomasse mit hohem Ligningehalt, wie z. B. Holz, ist für die anaerobe Vergärung nicht geeignet, da Lignin durch anaerobe Bakterien nicht abgebaut wird.

Nach einer Befragung von 622 Betreibern von Biogasanlagen betrug im Jahr 2010 der Anteil von Tierexkrementen am eingesetzten Substrat energetisch etwa 11 %, von anderen landwirtschaftlichen und industriellen Reststoffen etwa 2 %, von Bioabfall etwa 7 % und von Anbaubiomasse etwa 80 % [158]. Substrate aus Anbaubiomasse bildeten im Jahr 2010 somit die Grundlage für den größten Teil der Biogasproduktion in Deutschland. Abb. 23 zeigt die Anteile sowohl massen- als auch energiebezogen.

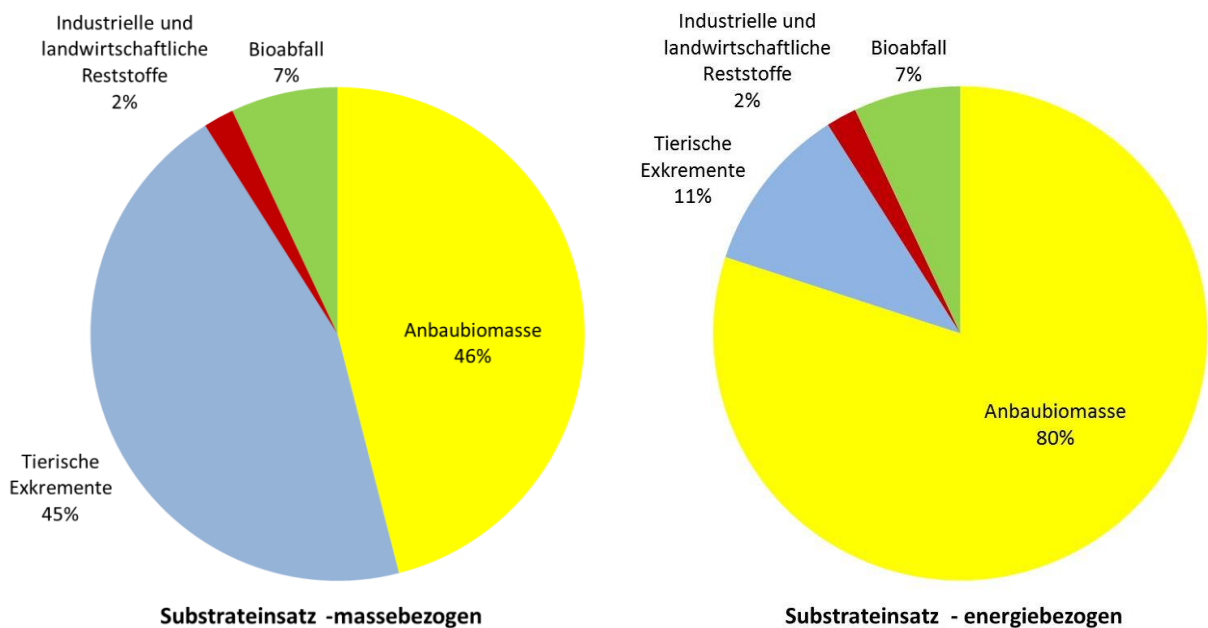


Abb. 23 Substratmix in Biogasanlagen im Jahr 2010

Bei den Energiepflanzen war der Anteil von Maisganzpflanzen am größten. Beim Substrat aus Energiepflanzen betrug der Anteil von Maissilage massenbezogen etwa 76 % [158]. Tab. 40 zeigt die substratseitigen Parameter für Substrate aus Energiepflanzen.

Tab. 40 Substratseitige Parameter für Substrate aus Energiepflanzen für den Einsatz in Biogasanlagen

		Mais-GPS	Zuckerhirse	Sudan-gras	Futter-rüben	Leguminosen-Grasgemenge-Silage	Gras-silage
TS-Gehalt	%	35	22	27	18	35	35
davon oTS-Gehalt	%	96	91	91	90,3	88	88
Biogasertrag	Nm ³ /kg _{oTS}	0,600	0,538	0,520	0,684	0,560	0,560
Methangehalt	%	52	54	55	51	54	54
Methanertrag	Nm ³ /kg _{oTS}	0,312	0,291	0,286	0,349	0,304	0,302
Lagerungsverluste Silage	%	12	12	12	0	12	12
Flächenertrag	GJ/(ha a)	133-199	92-159	82-165	164-245	76-127	59-101

TS: Trockensubstanz; oTS: organische Trockensubstanz; GPS: Ganzpflanzensilage; Quelle: [159]

4.2.2 Biogas aus biogenen Reststoffen

Bei der Abschätzung des Biogaspotenzials aus biogenen Reststoffen werden tierische Exkrememente (Gülle, Mist), Klärgas und Biomüll berücksichtigt. Deponiegas wird nicht berücksichtigt, da für die Zukunft davon ausgegangen werden kann, dass kein unbehandelter Müll mehr auf Deponien abgelagert wird.

Tierische Exkrememente

Für die Berechnung des Biogaspotenzials wird für Biogas aus tierischen Exkrementen der Methangehalt nach [160] mit 55 % angenommen, was zu einem unteren Heizwert von 19,8 MJ pro Nm³ Biogas führt. Für die Beheizung des Fermenters ist Wärme nötig. Der Eigenverbrauch der Biogasanlage (Strom und Wärme) wird jedoch erst bei der Abschätzung der Strom-, Wärme- und Kraftstoffherzeugungspotenziale berücksichtigt.

Das technische Potenzial für Biogas aus Tierexkrementen hängt von der Erfassbarkeit und dem Anfall einer gewissen Mindestmenge an Substrat ab. Eine weitere Einschränkung des Potenzials ergibt sich durch den diskontinuierlichen Anfall organischer Substanz, wie zum Beispiel durch den Weidegang der Tiere. Die Restriktionen des Potenzials werden durch einen so genannten Substratverfügbarkeitsfaktor berücksichtigt. Der Substratverfügbarkeitsfaktor stellt den Anteil der Tiere dar, die in Betrieben gehalten werden, deren Bestand größer ist als der für den Betrieb von Biogasanlagen erforderliche Mindestbestand. Bei Rindern werden für den unteren Wert des Biogaspotenzials Betriebe mit einem Mindestbestand von 100 Tieren (also nur Betriebe mit 100 Tieren und darüber) und für den oberen Wert des Biogaspotenzials Betriebe mit einem Mindestbestand von 50 Tieren (also Betriebe mit 50 Tieren und darüber) angenommen. Bei Schweinen wird für den unteren Wert der Mindestbestand mit 500 Tieren und für den oberen Wert ein Mindestbestand von 1 000 Tieren angenommen. Bei Geflügel wird für den unteren Wert der Mindestbestand mit 5 000 und für den oberen Wert mit 100 000 Tieren angenommen. Für Schafe und Ziegen wird der Substratverfügbarkeitsfaktor aus [96] entnommen. Die Substratverfügbarkeitsfaktoren sind aufgrund unterschiedlicher Betriebsgrößen in den verschiedenen Bundesländern unterschiedlich und in Tab. 72 im Anhang dargestellt. Die

Betriebsgrößen (Viehbestände pro Betrieb) werden aus Daten des Statistischen Bundesamtes entnommen [161].

Für Schafe und Ziegen wird ein einheitlicher Substratverfügbarkeitsfaktor für alle Bundesländer von 0 bis 0,2 angenommen. Für Rinder, Schweine und Geflügel wird für jedes Bundesland ein separater Substratverfügbarkeitsfaktor ermittelt. Für Rinder und Schweine sind Daten für das Jahr 2010 verfügbar. Beim Geflügel wird auf Daten von 2005 zurückgegriffen, da aktuellere Daten nicht verfügbar sind. Der Viehbestand insgesamt wurde ebenfalls aus Daten des Statistischen Bundesamtes (GENESIS-Online Datenbank) entnommen (Basisjahr: 2010) [162]. Tab. 41 zeigt das Aufkommen von Gülle und Mist für verschiedene Tierarten und den daraus resultierenden mittleren Biogasertrag. Einen zusätzlichen Faktor für die Substratausbeute stellt nach [96] der Anteil des Substrates dar, welcher tatsächlich zur Vergärung zur Verfügung steht (z. B. aufgrund von Weidegang).

Tab. 41 Annahmen für die Berechnung des Biogaspotenzials aus Tierexkrementen in Deutschland

	Rinder	Schweine	Schafe	Ziegen	Geflügel
Gülle/Mist [t/(GVE·a)]	18,0	11,9	11,0	12,5	17,6
Gehalt org. Trockensubstanz (oTS)	0,080	0,060	0,265	0,265	0,140
Mittlerer Biogasertrag([m ³ /t _{oTS}])	370	500	460	460	460
Hu (MJ/Nm ³)	19,8	19,8	19,8	19,8	19,8
Substratausbeute(kg/kg)					
- min	0,95	0,99	1,00	1,00	0,99
- max	0,825	0,97	1,00	1,00	0,95

Quelle: [96]

Die Anzahl der Großvieheinheiten (GVE) multipliziert mit dem Aufkommen an Tierexkrementen pro GVE, dem Substratverfügbarkeitsfaktor, dem Gehalt an organischer Trockensubstanz, dem mittleren Biogasertrag, dem unteren Heizwert des Biogases und der Substratausbeute ergibt das technische Potenzial für Biogas aus Tierexkrementen. Es ist im Anhang in Tab. 72 für die einzelnen Bundesländer dargestellt. Hierfür wurde die Anzahl der Tiere aus der Datenbank des statistischen Bundesamtes (GENESIS) für das Jahr 2011 entnommen. Die Umrechnungsfaktoren für die Umrechnung der Anzahl der Tiere in Großvieheinheiten wurden aus [160] und [163] entnommen. Sie sind in Tab. 73 im Anhang dargestellt.

Eine Großvieheinheit entspricht 500 kg Lebendgewicht. Bei Rindern mit einem Alter von 2 Jahren und darüber sowie bei Milchkühen wird ein Umrechnungsfaktor von 1,0 angenommen. Bei den anderen Rindern wird ein mittlerer Umrechnungsfaktor von 0,5 GVE/Tier und bei Schweinen ohne Ferkel ein mittlerer Umrechnungsfaktor von 0,16 GVE/Tier angenommen. Bei den Ferkeln wird ein Umrechnungsfaktor von 0,01 angenommen. Für Ziegen wird in und kein Umrechnungsfaktor angegeben. Daher wird für Ziegen ein Umrechnungsfaktor von 0,05 GVE/Tier angenommen (vgl. Tab. 73).

Klärgas

In [96] wird für Deutschland ein Klärgaspotenzial von 26,7 PJ pro Jahr ermittelt. Das Klärgaspotenzial für die einzelnen Bundesländer wird aus den Daten für Gesamtdeutschland über die Bevölkerungszahl berechnet.

Biomüll

Das Potenzial für Biogas durch die Vergärung von Biomüll aus Haushalten und Kantinen wird analog zum Klärgaspotenzial berechnet. Für Deutschland insgesamt wird das Biogaspotenzial aus der Vergärung von Biomüll mit 10,9 PJ/a angegeben [96]. Im Vergleich dazu haben öffentliche und private Entsorger im Jahr 2008 etwa 3,85 Mio. t Bioabfälle aus Haushalten eingesammelt. Etwa 90 % davon wurden kompostiert und 10 % in Biogasanlagen vergoren [164]. Pro t Bioabfälle können etwa 100 Nm³ Biogas mit einem Methangehalt von etwa 65 % erzeugt werden. Würden sämtliche Bioabfälle in Biogasanlagen behandelt, könnten somit etwa 9 PJ Biogas pro Jahr erzeugt werden.

Für Klärgas und Biogas aus Biomüll wird eine Schwankungsbreite von ± 20 % angenommen.

In Tab. 42 ist das technische Potenzial (brutto) für Biogas aus biogenen Reststoffen in Deutschland dargestellt.

Tab. 42 Technisches Potenzial für Biogas aus biogenen Reststoffen in Deutschland (brutto), aufgeteilt auf die einzelnen Bundesländer

	Gülle/Mist (PJ/a)		Klärgas (PJ/a)		Biomüll (PJ/a)		Summe (PJ/a)	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max
Baden-Württemberg	1,4	4,4	2,8	4,1	1,1	1,7	5,3	10,2
Bayern	10,8	20,3	3,2	4,8	1,3	2,0	5,3	27,1
Berlin	0,0	0,0	0,9	1,3	0,4	0,5	1,2	1,8
Brandenburg	5,7	6,3	0,7	1,0	0,3	0,4	6,6	7,8
Bremen	0,1	0,1	0,2	0,3	0,1	0,1	0,3	0,4
Hamburg	0,0	0,0	0,4	0,7	0,2	0,3	0,6	1,0
Hessen	1,9	2,9	1,6	2,4	0,6	1,0	4,1	6,2
Mecklenburg- Vorpommern	4,4	5,2	0,4	0,7	0,2	0,3	5,1	6,2
Niedersachsen	17,9	26,5	2,1	3,1	0,8	1,3	20,9	30,9
Nordrhein-Westfalen	7,6	12,6	4,7	7,0	1,9	2,9	14,2	22,5
Rheinland-Pfalz	1,6	2,4	1,0	1,6	0,4	0,6	3,0	4,6
Saarland	0,2	0,3	0,3	0,4	0,1	0,2	0,6	0,9
Sachsen	4,1	4,5	1,1	1,7	0,5	0,7	5,7	6,8
Sachsen-Anhalt	3,8	4,3	0,7	1,0	0,3	0,4	4,7	5,6
Schleswig-Holstein	7,2	8,5	0,7	1,1	0,3	0,4	8,2	10,0
Thüringen	4,6	5,0	0,6	0,9	0,2	0,4	5,5	6,3
Deutschland	71,3	103,4	21,3	31,9	8,7	13,0	101,3	148,3
Nach BMU 2004	≤105		≤10		≤29		≤162	

Quelle: eigene Berechnung LBST

Die Gesamtpotenziale decken sich in etwa mit den in [165] angegebenen Potenzialen.

4.2.3 Anbau von Energiepflanzen

Für die Ausweitung des Anbaus von Energiepflanzen für die Produktion von Biogas gilt das gleiche wie für Kurzumtriebsplantagen. Eine erhebliche Ausweitung des Anbaus von Energiepflanzen für den Einsatz in Biogasanlagen dürfte nur dann möglich sein, wenn der Anbau anderer Energiepflanzen vermindert wird.

Im Jahr 2010 wurden in Deutschland 13,3 TWh Strom aus Biogas erzeugt [166]. Bei einem elektrischen Nettowirkungsgrad von 35 % waren dafür etwa 137 PJ Biogas erforderlich. 80 % davon

wurden mit Anbaubiomasse als eingesetztem Substrat erzeugt [158], was 109 PJ entspricht. Da 2010 in Deutschland auf 650.000 ha Energiepflanzen für die Produktion von Biogas angebaut wurden, lag der mittlere Flächenertrag bei etwa 168 GJ pro ha und Jahr. Die Anbaufläche für Energiepflanzen für den Einsatz in Biogasanlagen wird in [153] für das Jahr 2011 mit 800 000 ha abgeschätzt. Wird angenommen, dass der Flächenertrag auf dem gleichen Niveau liegt wie 2010, würde die Erzeugung von Biogas aus Energiepflanzen im Jahr 2011 bei etwa 135 PJ liegen.

Wird angenommen, dass auf die Produktion von Pflanzenöl und Ethanol für die Herstellung von Kraftstoff verzichtet wird, könnte sich aus der daraus zusätzlich netto zur Verfügung stehenden Fläche (0,66 Mio. ha) ein Biogaspotenzial von 55 bis 135 PJ pro Jahr ergeben. Hierbei wird zugrunde gelegt, dass aus ökologischen Gründen nicht nur Mais als Energiepflanze eingesetzt werden sollte. Je nach eingesetzter Energiepflanze liegen die mittleren Flächenerträge zwischen 84 (Grünland) und 204 (Futterrüben) GJ pro ha und Jahr [159].

Zusammen mit der bestehenden Biogaserzeugung aus Energiepflanzen von 135 PJ pro ha und Jahr würde das Biogaspotenzial aus dem Anbau von Energiepflanzen bei 190 bis 270 PJ pro Jahr liegen, wenn auf die Produktion von Pflanzenöl und Ethanol für die Herstellung von Kraftstoff verzichtet wird.

4.2.4 Zusammenfassung der Potenziale für Biogassubstrate

Tab. 43 zeigt das technische Potenzial für Biogas inkl. der bereits heute produzierten Biogasmenge mit und ohne Ausweitung der Erzeugung von Energiepflanzen für die Biogasproduktion.

Tab. 43 Technisches Potenzial Biogas inkl. des bereits heute genutzten Potenzials

	Ohne Ausweitung Energiepflanzen für Biogas		Mit Ausweitung Energiepflanzen für Biogas durch Verringerung RME- und Ethanolproduktion	
	Min (PJ/a)	Max (PJ/a)	Min (PJ/a)	Max (PJ/a)
Tierextreme	71	103	71	103
Klärgas	21	32	21	32
Bioabfälle	9	13	9	13
Energiepflanzen	135	135	190	270
Summe	236	283	291	418

Quelle: eigene Berechnung LBST

Der Großteil des heute produzierten Biogases wird zur Produktion von Strom eingesetzt. Ende November 2011 waren in Deutschland Biogasanlagen mit einer elektrischen Leistung von etwa 2,9 GW installiert. Bei einer Jahresvollbenutzungsdauer von 7 650 h und einem elektrischen Nettowirkungsgrad von 35 % ergibt sich eine Biogasmenge von etwa 228 PJ, die für die Produktion von Strom eingesetzt wurde [167].

Ein kleinerer Teil wird zu Biomethan aufbereitet und über das Erdgasnetz zu den Stromerzeugungsanlagen oder anderen Anwendungen (z. B. CNG-Tankstellen) transportiert. Im Jahr 2010 speisten 44 Erzeugungsanlagen etwa 270 Nm³ zu Methan aufbereitetes Biogas (ca. 9,7 PJ) in das Erdgasnetz ein. Davon wurden etwa 0,032 PJ an Betreiber von CNG-Tankstellen verkauft. Für 2011 wird von den befragten Gasnetzbetreibern ein Einspeisevolumen von etwa 436 Nm³ Biomethan (15,7 PJ) erwartet [168]. Das technische Potenzial von Biogas ist somit zu 81 bis 97 % ausgeschöpft, wenn der Anbau anderer Energiepflanzen unverändert bleibt.

5 Konzepte zur Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse

Es werden drei Anlagenkonzepte zur Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse definiert, und nachfolgend einer technischen, ökonomischen und ökologischen Bewertung unterzogen. Zwei Konzepte basieren auf der allothermen Wirbelschichtvergasung und eines auf der Dampfreformierung von Biogas. Mit allen Konzepten ist die Erzeugung hochreinen Wasserstoffs gleicher Qualität möglich, wobei unterschiedliche Produktionsmengen vorliegen. Die Darstellung trägt einerseits den typischen Leistungsgrößen der einzelnen Verfahren und andererseits den Effekten unterschiedlicher Leistungsgrößen auf Effizienz, Wirtschaftlichkeit und Ökobilanz Rechnung. Die drei untersuchten Anlagenkonzepte sind:

- Konzept 1: 9 MW_{H₂} basierend auf allothermer Wirbelschichtvergasung
(exemplarische Leistungsgröße für FICFB-Vergasung)
- Konzept 2: 3 MW_{H₂} basierend auf allothermer Wirbelschichtvergasung
(exemplarische Leistungsgröße für Heatpipe-Reformer)
- Konzept 3: 6 MW_{H₂} basierend auf Dampfreformierung von Biogas

Nachfolgend werden die drei Anlagenkonzepte erläutert. Dabei ist anzumerken, dass die beiden zugrunde gelegten Vergasertypen FICFB und Heatpipe-Reformer auf vergleichbaren Reaktorprinzipien (allotherme Zweibett-Wirbelschicht) beruhen und somit unter gleichen Rahmenbedingungen (Brennstoff, Vergasungsmittel, Wärmeeintrag) sehr ähnliche Gasqualitäten und Konversionseffizienzen aufweisen. Grundsätzlich gilt, dass für beide Leistungsgrößen (9 bzw. 3 MW) beide Technologien eingesetzt werden können. Im Falle gleicher Skalierung wären ähnliche Ergebnisse zu erwarten; Unterschiede in der technischen, ökonomischen und ökologischen Leistungsfähigkeit sind im Wesentlichen auf unterschiedliche Skalierung zurückzuführen. Die drei Konzepte werden wie folgt benannt:

- Konzept 1: AWV 1 (9 MW_{H₂})
- Konzept 2: AWV 2 (3 MW_{H₂})
- Konzept 3: DRB (6 MW_{H₂})

Hierbei steht AWV für die „allotherme Wirbelschichtvergasung“ und DRB für die „Dampfreformierung von Biogas“.

5.1 Anlagenkonzept 1 auf Basis der allothermen Wirbelschichtvergasung – AWW 1 (9 MW_{H2})

In Abb. 24 ist das Blockschaltbild des ersten Anlagenkonzepts dargestellt. Es basiert auf dem am Standort Güssing installierten Vergasungsprozess, erweitert um eine Prozesskette zur Umwandlung des Produktes in Wasserstoff.

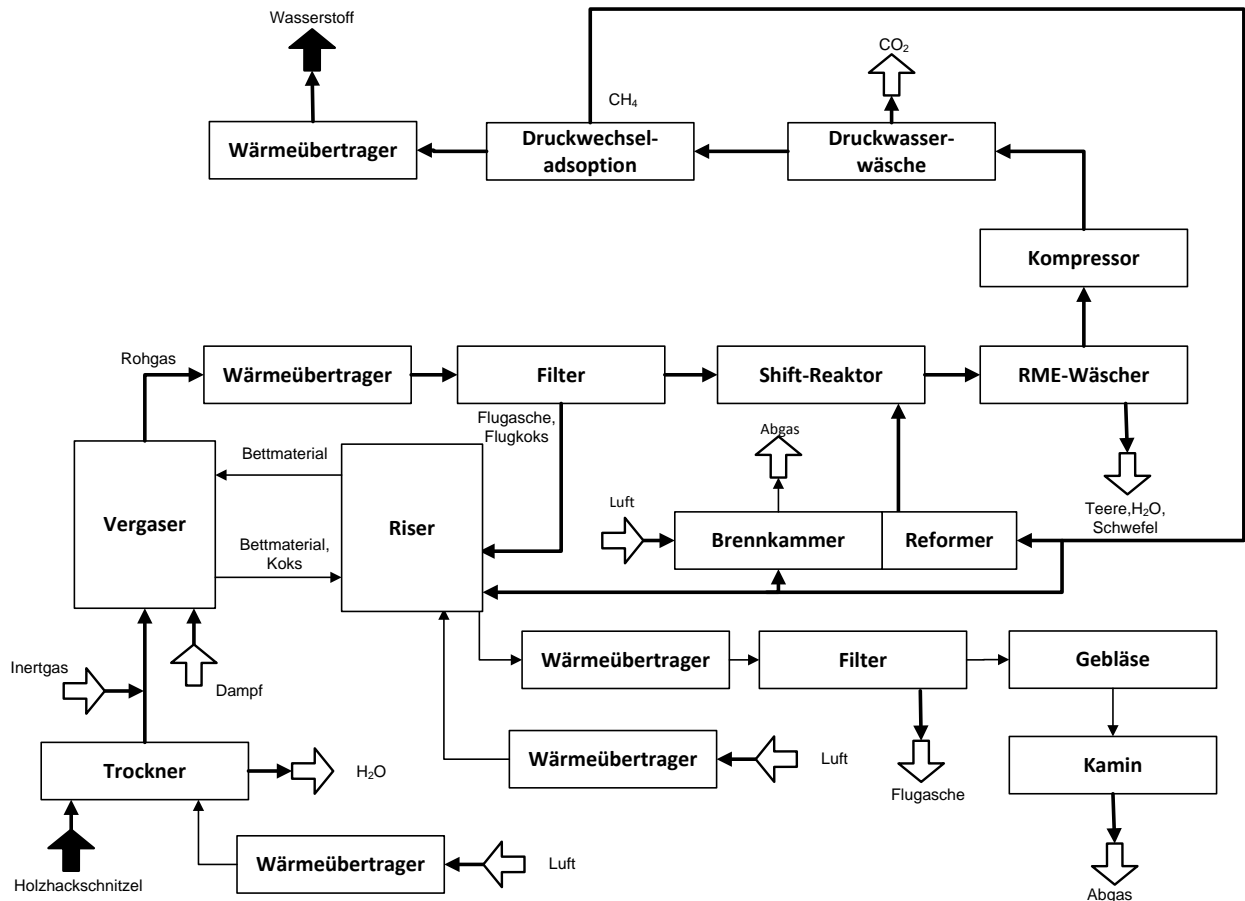


Abb. 24 Blockschaltbild von Anlagenkonzept 1 (AWV 1 – 9MW_{H2})

Holzackschnitzel werden mit vorgewärmter Luft getrocknet und in einer Zweibett-Wirbelschicht bei etwa 850 °C unter Zugabe von Wasserdampf als Vergasungsmittel bei Atmosphärendruck vergast. Die für die endothermen Vergasungsreaktionen notwendige Wärme wird mit Hilfe von zwischen dem Vergasungsreaktor und einer Wirbelschichtbrennkammer zirkulierendem Bettmaterial in den Vergasungsreaktor eingebracht. In der Brennkammer werden zur Erwärmung des Bettmaterials nicht umgesetzter Koks aus dem Vergasungsreaktor, rückgeführtes Rohgas, kokshaltiger Filterkuchen und das Teer-RME-Gemisch aus der Gasreinigung verbrannt. Das Abgas der Brennkammer wird abgekühlt und gefiltert. Das Rohgas wird ebenfalls abgekühlt, in einem precoatisierten Filter von Partikeln sowie Alkalien befreit und der weitergehenden Gasreinigung und -aufbereitung zugeführt. Durch die Wassergas-Shift-Reaktion wird der Anteil von Wasserstoff und CO₂ gegenüber anderen Gasbestandteilen deutlich erhöht. Im anschließenden Verfahrensschritt wird das Gas in dem mit RME als Solvent arbeitenden Wäschersystem schrittweise auf etwa 10 °C abgekühlt. Wasser, kondensierbare Kohlenwasserstoffe und organische Schwefelverbindungen werden so vom Gas abgeschieden. Zur Entfernung weiterer Begleitgase sowie CO₂ durchläuft der

Gasstrom zusätzlich eine Druckwasserwäsche und eine Druckwechseladsorption. Das dafür erforderliche Druckniveau von 8 bar garantiert ein zwischengekühlter Kompressor. Das methanangereicherte Abgas aus der Druckwechseladsorption wird reformiert und trägt zu einer optimierten Wasserstoffausbeute bei. Ein Teil dieses methanreichen Gases wird allerdings zur Aufheizung des Reformers in einer gesonderten Brennkammer genutzt; ein anderer dient der Regelung der Temperatur in der Vergaserbrennkammer [169],[170].

Neben der Produktion des Hauptenergieträgers wird ein Dampfkraftprozess betrieben und Strom erzeugt, welcher der Eigenversorgung der Anlage dient.

Die hohe Reinheit des Wasserstoffs von 99,99 % (Reinheitsklasse 4) wird durch die Reihenschaltung von Wäschern mit RME, einer Druckwasserwäsche sowie Druckwechseladsorption erzielt. Der Wasserstoff liegt letztendlich mit einem Druck von 8 bar an.

5.2 Anlagenkonzept 2 auf Basis der allothermen Wirbelschichtvergasung – AWW 2 (3 MW_{H2})

In Abb. 25 ist das Blockschaltbild des zweiten Anlagenkonzepts dargestellt. Es basiert auf den Anlagen in Freising und Neufahrn des Typs BioHPR 500 der Firma hs Energieanlagen GmbH. Der zugrundeliegende Anlagentyp wurde um Komponenten zur Umwandlung des Produktgases in Wasserstoff erweitert.

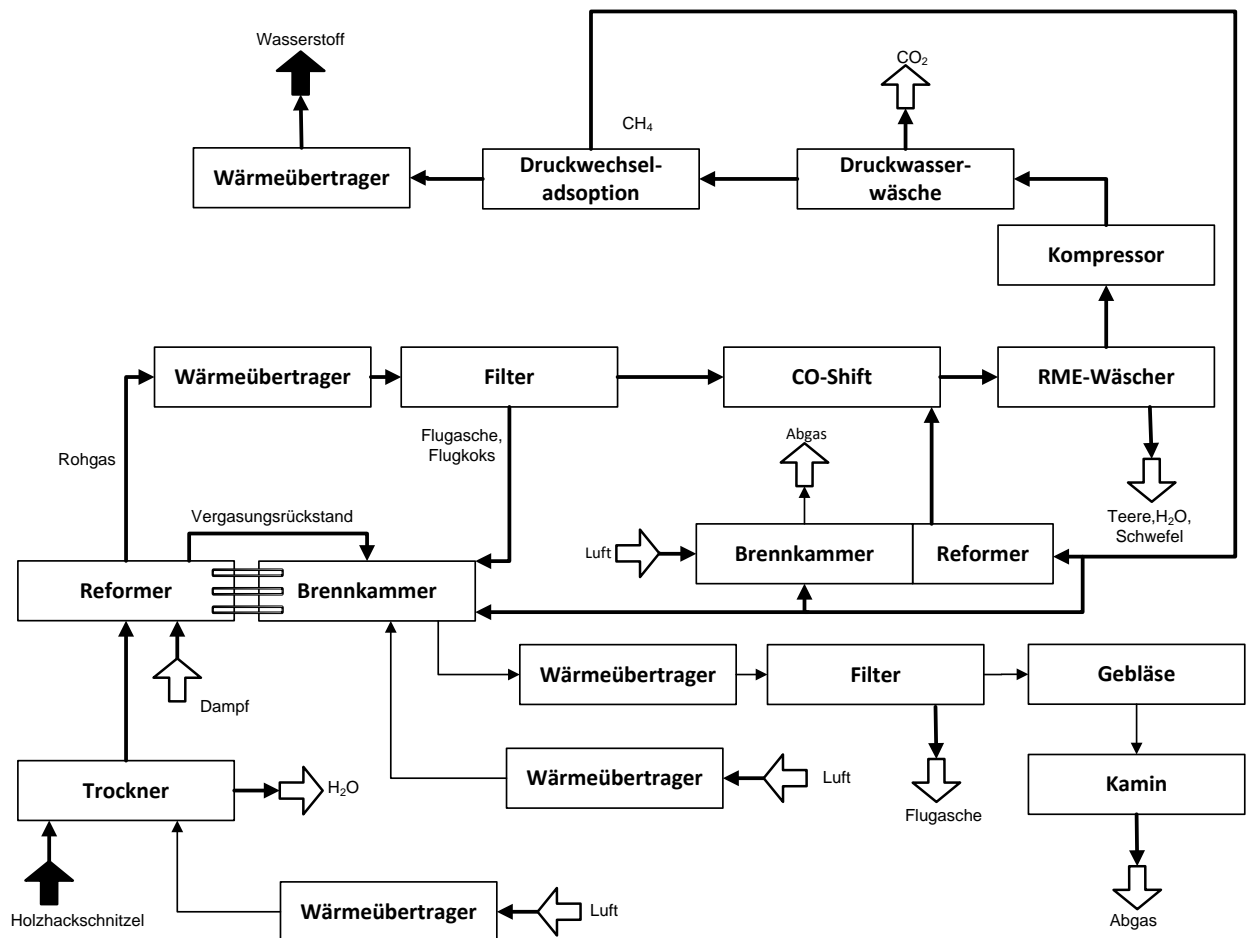


Abb. 25 Blockschaltbild von Anlagenkonzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2})

Holzackschnitzel werden mit vorgewärmter Luft getrocknet und in einer Zweibett-Wirbelschicht bei etwa 850 ° C unter Zugabe von Wasserdampf als Vergasungsmittel bei 5 bar vergast. Die für die endothermen Vergasungsreaktionen notwendige Wärme wird mit Hilfe von Heatpipes aus einer unterhalb liegenden Brennkammer in den Vergasungsraum übertragen. In der Brennkammer werden nicht umgesetzter Koks, rückgeführtes Vergasungsrohgas, kokshaltiger Filterkuchen und das Teer-RME-Gemisch aus der Gasreinigung verbrannt. Das Abgas der Brennkammer wird abgekühlt und gefiltert. Das Vergasungsrohgas wird ebenfalls abgekühlt, in einem Filter von Partikeln sowie Alkalien befreit und der weitergehenden Gasreinigung und -aufbereitung zugeführt. Durch die Wassergas-Shift-Reaktion wird der Anteil von Wasserstoff und CO₂ gegenüber anderen Gasbestandteilen deutlich erhöht. Im anschließenden Verfahrensschritt wird das Gas in dem mit RME als Solvent arbeitenden Wäschersystem schrittweise auf etwa 10 °C abgekühlt. Wasser, kondensierbare Kohlenwasserstoffe und organische Schwefelverbindungen werden so vom Gas abgeschieden. Zur Entfernung weiterer Begleitgase sowie CO₂ durchläuft der Gasstrom zusätzlich eine Druckwasserwäsche und eine Druckwechseladsorption. Das dafür erforderliche Druckniveau von 8 bar garantiert ein zwischengekühlter Kompressor. Das methanangereicherte Abgas aus der Druckwechseladsorption wird reformiert und trägt zu einer optimierten Wasserstoffausbeute bei. Ein Teil dieses methanreichen Gases wird allerdings zur Aufheizung des Reformers in einer gesonderten Brennkammer genutzt, ein anderer dient der Regelung der Temperatur in der Vergaserbrennkammer.

Neben der Produktion des Hauptenergieträgers wird ein Dampfkraftprozess betrieben und Strom erzeugt, welcher der Eigenversorgung der Anlage dient.

5.3 Anlagenkonzept auf Basis der Dampfreformierung von Biogas – DRB (6 MW_{H2})

In Abb. 26 ist das Blockschaltbild des dritten Anlagenkonzepts dargestellt. Es basiert auf der Dampfreformierung von aufbereitetem Biogas.

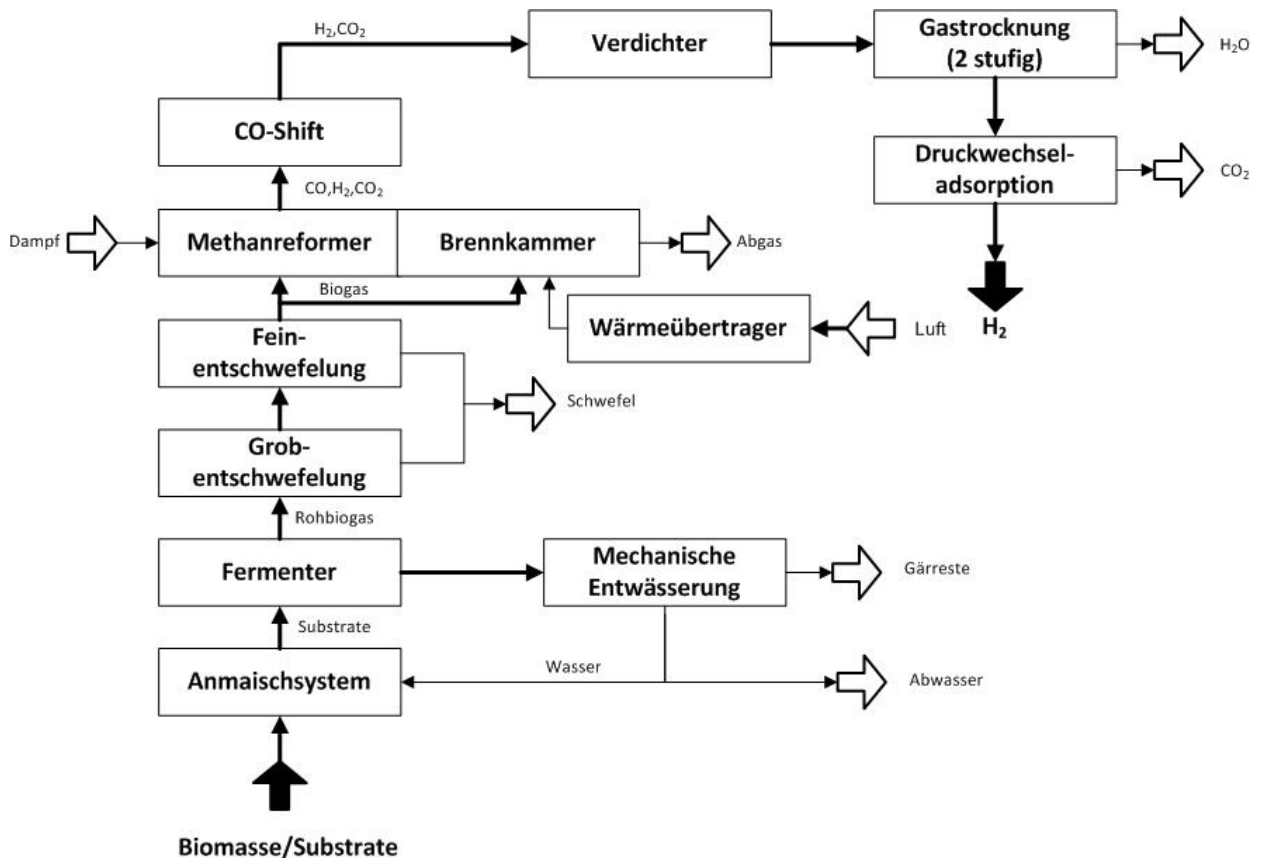


Abb. 26 Blockschaltbild von Anlagenkonzept 3 (DRB – 6 MW_{H2})

Das hier bilanzierte Konzept zur Wasserstoffherstellung aus Biogas beruht auf der Kombination einer Biogasanlage mit einem Methanreformer. Um eine realitätsnahe und zukunftsfähige Anlage abzubilden, werden Maissilage, Bioabfälle und Rindergülle als Biogassubstrate eingesetzt. Dies geschieht in Anlehnung an das mittelfristige Szenario für den Substratmix in biogasbasierten Biomethananlagen in [100].

Die Substrate werden in einem Anmischsystem zusammen mit zurück geführtem Rezirkulat angemaischt, temperiert und in den Fermenter eingebracht. Aufgrund des hohen Wasseranteils (90 %) des Flüssigsubstrates ist nach der Rezirkulatzugabe nur eine geringe Frischwasserzufuhr erforderlich. Im Fermenter setzen thermophile Bakterien den Großteil der Biomassebestandteile zu Biogas um. Es wird eine Gesamtkonversionsrate der organischen Trockensubstanz von 80 % angenommen. Während das Rohbiogas direkt abgezogen werden kann, wird der Gärrest mechanisch entwässert, wobei eine Restfeuchte von 40 % erreicht wird. Das verbessert die Nutzungsmöglichkeit des Gärrests als Düngezusatz.

Das den Fermenter verlassende Biogas ist mit Wasser gesättigt und wird zuerst biologisch auf < 100 ppm H₂S gereinigt und anschließend an Eisen-III-Oxid auf < 1 ppm von schwefelhaltigen

Verbindungen befreit. Diese hohe Reinheit ist für die nachfolgenden Prozessschritte sowie für die zu erbringende Wasserstoffreinheit erforderlich.

Der Reformier in der Gasaufbereitung wandelt einen Großteil des im Biogas enthaltenen CH_4 in CO und H_2 um. Um die endotherme Reaktion zu führen, wird ein erheblicher Anteil des Biogases in einer Brennkammer verbrannt. Das dabei entstehende Abgas wird als Hauptwärmequelle für alle weiteren Wärme benötigten Prozessschritte genutzt. Die Reaktion im Reformier läuft unter Dampfzugabe bei einem S/C Verhältnis von 3,2 ab. Dieser Überschuss an Wasser reicht aus, um die unmittelbar im Anschluss folgende CO-Shift-Reaktion zur Umwandlung von Kohlenmonoxid in Wasserstoff und Kohlendioxid durchzuführen. Das überschüssige Wasser wird in einer zweistufigen Gastrocknung zunächst durch Kondensation und anschließend mittels Triethylenglykol (TEG) entfernt. Andere Bestandteile des Gasgemisches, wie z. B. Kohlendioxid werden in der Druckwechseladsorption entfernt. Auf diese Weise kann Wasserstoff der Reinheitsklasse 4 (99,99 %) bereitgestellt werden. Der Wasserstoff liegt mit einem Druck von 8 bar an.

Um den seit 2011 in der Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) festgeschriebenen und ab Mai 2012 verschärften Anforderungen bezüglich des maximal zulässigen Methanschlupfes bei Neuanlagen Rechnung zu tragen, wird bei der Simulation ein Verlustanteil der insgesamt entstehenden Methanmenge von 0,2 % angenommen [171].

Neben der Produktion des Hauptenergieträgers wird ein ORC-Prozess betrieben und Strom erzeugt, welcher der Eigenversorgung der Anlage dient.

6 Wasserstoffdistribution

Um den Wasserstoff für die avisierte Nutzung als Kraftstoff verfügbar zu machen, muss ein entsprechendes Distributionskonzept bestehen. Für die nachfolgenden Bewertungen wird hierbei ein Konzept aus Verdichtung und Zwischenspeicherung am Ort der Wasserstofferzeugung, Transport sowie Verteilung an einer Wasserstofftankstelle angenommen. Abb. 27 stellt die einzelnen Schritte des Distributionskonzepts einschließlich der Systemgrenze dar. Es wird ein Transport per LKW angenommen, da die Transportmengen vergleichsweise gering sind. Zudem fallen die potenziellen Produktionsstandorte mit ausreichender Biomasseverfügbarkeit und die Standorte existierender Wasserstoffpipelines auseinander. Ein Pipelinetransport wird daher nur in Form eines Exkurses betrachtet.

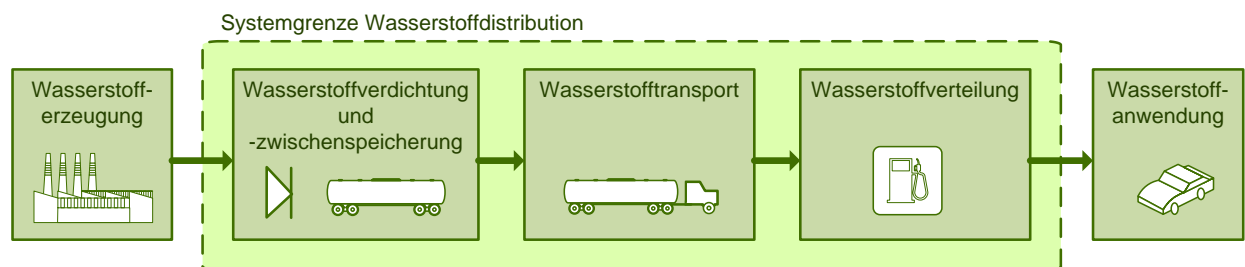


Abb. 27 Systemgrenze der Wasserstoffdistribution

6.1 Verdichtung und Zwischenspeicherung

Am Ort der Erzeugung des Wasserstoffs wird dieser verdichtet und zwischengespeichert. Letzteres geschieht direkt in Speichertanks, die als Druckflaschentrailer ausgelegt sind. Dadurch wird kein Umladen des Wasserstoffs von einem Zwischenspeicher in einen Tanklastzug benötigt. Die Verdichtung wird mit Kompressoren durchgeführt, deren technischen Rahmendaten in Tab. 44 dargestellt sind.

Tab. 44 Technische Rahmendaten Kompressor

Rahmendaten Kompressor		
Leistung	Nm ³	500
Leistung	kWh _{H₂}	1 500
Eingangsdruck	bar	8
Ausgangsdruck	bar	500
Vorkühlung	-	ja
Stromverbrauch	kWh _{el} /kWh _{H₂}	0,081

Quelle: [172]

Der Stromverbrauch für die Komprimierung des Wasserstoffs hängt vom Ein- und Ausgangsdruck des Wasserstoffs sowie der Notwendigkeit einer Vorkühlung ab. Der Eingangsdruck des Kompressors entspricht dem Ausgangsdruck der Produktionsanlagen; analog entspricht der Ausgangsdruck des Kompressors dem für den Transport erforderlichen Druckniveau von 500 bar. Der Stromverbrauch für eine 4-stufige Kompression beträgt 0,081 kWh_{el}/kWh_{H₂}. Für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H₂}) werden sechs dieser Kompressoren benötigt, für Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H₂}) und 3 (DRB - 6 MW_{H₂}) dementsprechend zwei bzw. vier.

6.2 Transport

Der Transport von Wasserstoff mit LKW wird in Druckflaschentrailern durchgeführt und wird, falls nicht anders beschrieben, auf Basis von [172] konzipiert. Für den Transport des gasförmigen Wasserstoffs (CGH_2) bei 500 bar werden Druckflaschen aus Faserverbundwerkstoffen mit Aluminium-Innentank („Aluminium-Liner“ – Typ 3) oder einem Innentank aus Polyethylen mit hoher Dichte („HDPE-Liner“ – Typ 4) verwendet. Die Transportkapazität eines Trailers mit Druckflaschen des Typs 4 wird zu 0,955 t CGH_2 berechnet, dies entspricht einer transportierten Energiemenge von 31 830 kWh_{H_2} (unterer Heizwert). Der 500 bar-Druckflaschentrailer ist zwar nicht Stand der Technik, wird aber voraussichtlich spätestens 2015 erhältlich sein.

Da weder ein spezifischer Produktionsstandort, noch konkrete Standorte für die Wasserstofftankstellen angenommen werden, wird von einer durchschnittlichen Transportdistanz von 150 km ausgegangen. Um die Effekte unterschiedlicher Transportdistanzen abzubilden, werden bei den nachfolgenden Bewertungen entsprechende Sensitivitätsbetrachtungen durchgeführt.

6.3 Verteilung

Die zur Verteilung des Wasserstoffs angenommenen Tankstellen werden nach dem „Booster-Konzept“ betrieben. Das für die Betankung der Fahrzeuge notwendige Druckniveau wird durch einen Booster-Kompressor erreicht. In einem stationären Wasserstoffspeicher mit einem Druckniveau von maximal 30 MPa kann der Wasserstoff zwischengespeichert werden. Bei Belieferung der Tankstelle per Pipeline wäre ein Primärkompressor erforderlich, der das Druckniveau des Wasserstoffs auf das des stationären Speichers anhebt (150 bis 300 bar). Der Primärkompressor kann aufgrund des höheren Wasserstoffdrucks bei Anlieferung per Trailer entfallen. Bei dieser Art der Anlieferung verbleibt zudem zusätzlich ein Trailer an der Tankstelle als Speicher und wird nach der Entleerung gegen einen neuen Trailer mit gefüllten Druckflaschen ausgetauscht. Bei der Speicherung des Wasserstoffs im Fahrzeug werden 700 bar-Drucktanks zugrunde gelegt. Abb. 28 f. stellt die CGH_2 -Tankstellen mit Pipeline- bzw. Traileranlieferung schematisch dar.

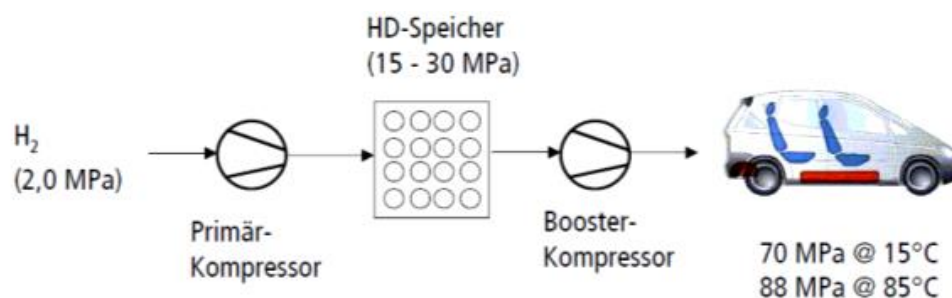


Abb. 28 CGH_2 -Tankstelle bei Anlieferung durch Pipeline [172]

H₂ Speicher durch CGH₂-Trailer
(2 - 50 MPa)

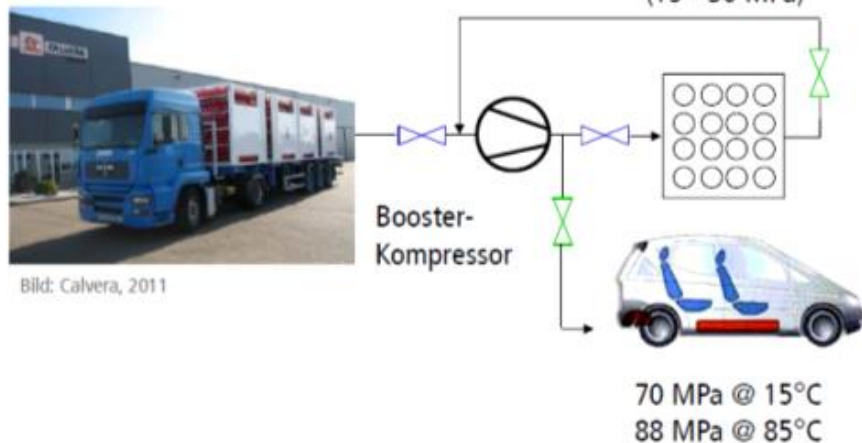


Abb. 29 CGH₂-Tankstelle bei Anlieferung mit Trailer [172]

Die Rahmendaten der Tankstelle sind in Tab. 46 zusammengefasst.

Als jährlicher Kraftstoffabsatz der Tankstelle wurden 120 t_{H₂} angenommen. Dieser Wert entspricht etwa 10% des Kraftstoffabsatzes heutiger Tankstellen für flüssige Kraftstoffe, wie Tab. 45 zeigt. Der Bestand an Brennstoffzellenfahrzeugen wird laut aktueller Veröffentlichungen der Initiative H₂-Mobility für das Jahr 2020 auf 150 000 geschätzt und eine Tankstellen-Anzahl von 400 erwartet. Somit kommen auf eine H₂-Tankstelle 375 Brennstoffzellen-Pkw. Verglichen mit dem Verhältnis von ca. 43 Mio. Pkw (nach Angaben des Kraftfahrtbundesamts [173]) bei 14 367 Tankstellen im Jahr 2011, d. h. 2 993 Pkw je Tankstelle, entspricht somit die angenommene Auslastung der H₂-Tankstelle nur ca. 12 % der heutigen Auslastung. Der Wasserstoffabsatz von 120 t pro Jahr entspricht einem mittleren Absatz je Tankstelle von 329 kg_{H₂} pro Tag. Bei einem Tankinhalt von ca. 4 kg_{H₂} je Brennstoffzellenfahrzeug könnten somit ca. 80 Pkw pro Tag an der Tankstelle tanken.

Tab. 45 Kraftstoffabsatz an der Tankstelle

Eigenschaften Tankstellen	Einheit	
Kraftstoffabsatz Ottokraftstoff 2011	PJ	842
Kraftstoffabsatz Dieselmotorkraftstoff 2011	PJ	1 415
Anzahl Tankstellen 2011		14 367
Energieabsatz je Tankstelle 2011	TJ	157
Energieabsatz je Tankstelle 2011 in H ₂ -Äquivalenten	t _{H₂}	1 309

Quelle: [174], [175]

Tab. 46 Rahmendaten der Wasserstofftankstelle

		Pipeline- Anlieferung	Trailer- Anlieferung
Referenzjahr		2020	
Anzahl Dispenser	#	1	
Kraftstoffabsatz	t/a	120	
Jahresvollnutzungsdauer	h	6 000	
Stromverbrauch H ₂ -Komprimierung	kWh _{el} /kWh _{H₂}	0,086	0,053
Benötigte H ₂ -Speicherkapazität	% des Tagesbedarfs	40	10
Benötigte H ₂ -Speicherkapazität	Nm ³ H ₂	1 461	365

Quelle: eigene Daten/Berechnung Fraunhofer ISI

Der geringere Stromverbrauch bei Trailer-Anlieferung ist auf den höheren Druck des angelieferten Wasserstoffs zurückzuführen. Für die Pipeline-Anlieferung wird der mittlere Ansaugdruck des Kompressors für die H₂-Speicherung mit 20 bar, bei Anlieferung per Trailer mit 100 bar angenommen. Der Enddruck der Kompressoren beträgt bei beiden Alternativen 880 bar.

6.4 Exkurs: Transport per Pipeline

Der Wasserstofftransport per Pipeline ist eine weitere prinzipiell mögliche Option. Zunächst wird der Wasserstoff in eine Transportpipeline eingespeist. Die Distribution des Wasserstoffs wird in zwei Abschnitten vollzogen. Zunächst erfolgt der Transport über weite Strecken in Transportpipelines; anschließend die zielgerichtete Verteilung des Wasserstoffs in kleiner dimensionierten Verteilerpipelines. Die durchschnittliche Länge der Verteilerpipelines wird mit 50 km angenommen. Ein Wasserstoffspeicher an der Produktionsstätte wird aufgrund des Speicherpotenzials der Pipeline nicht benötigt. Die Rahmendaten zum Pipelinetransport sind in Tab. 74 im Anhang dargestellt. Der Eingangsdruck der Pipeline beträgt 30 bar und wird durch Zwischenverdichtungen aufrechterhalten. Der Druck ist deutlich geringer als der Transportdruck der Druckflaschentrailer von 500 bar beim LKW-Transport, sodass der Kompressor an der Produktionsstätte kleiner ausgelegt werden kann als im Falle des LKW-Transports. Allerdings entsteht an der Wasserstofftankstelle selbst ein höherer Kompressionsaufwand.

Eine Alternative zur Zwischenkompression ist die Vergrößerung des Pipeline-Durchmessers, die eine Reduzierung des Druckverlustes in der Pipeline bewirkt. Hierdurch kann der Pipelinedurchmesser in Abhängigkeit des gewünschten Ausgangs- und Eingangsdrucks derart gewählt werden, dass Kompressoren für die Zwischenverdichtung entfallen können.

7 Technische Analyse und Bewertung

Die technische Bewertung dient der Einschätzung der Leistungsfähigkeit der untersuchten Anlagenkonzepte. Hierbei dient der Wirkungsgrad der Wasserstoffherzeugung in Bezug auf die eingesetzten Rohstoffe und Energien als zentrales Bewertungskriterium.

Zur Ermittlung der hierfür nötigen Stoff- und Energiebilanzen sowie -ströme, werden die Anlagenkonzepte mittels einer Flow-Sheet-Simulation abgebildet. Methodik, Annahmen und Ergebnisse werden nachfolgend dargestellt.

7.1 Methodik

Im Zuge der technischen Bewertung müssen unterschiedliche Konzepte zur Erzeugung von Wasserstoff in Bezug auf Stoff- und Energiebilanzen ausgewertet werden. Zu diesem Zweck wird ein am DBFZ entwickeltes [170] und auf der Software MATLAB Simulink basierendes Programm zur Berechnung von Stoff- und Energiebilanzen verwendet [176],[177]. Der Aufbau dieses Simulationsprogramms wird im Folgenden beschrieben.

Programmaufbau. Die Berechnungsvorschriften zur Bestimmung der Masse- und Energiebilanzen der betrachteten Konzepte werden in der Software MATLAB Simulink durch ein Netz, bestehend aus Funktionsblöcken und Verbindern, abgebildet. Zur Verbesserung der Übersicht werden Strukturen aus mehreren Funktionsblöcken und Verbindern zu Funktionseinheiten (z. B. Wärmeübertrager, Kompressor) entsprechend den realen Komponenten einer Anlage zusammengefasst (Abb. 30).

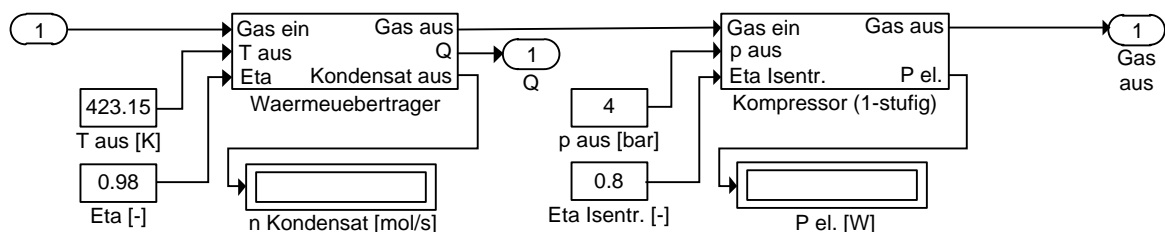


Abb. 30 Beispiel zweier Funktionseinheiten

Die Funktionseinheiten werden wiederum zu Prozesseinheiten (z. B. Vergasung, Gasreinigung) zusammengefasst (Abb. 31).

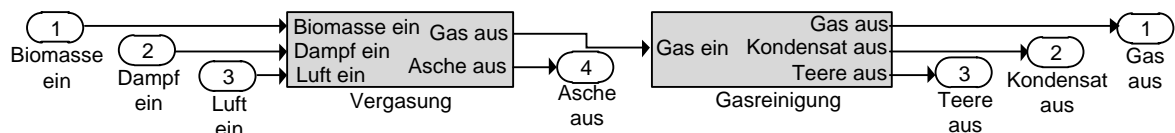


Abb. 31 Beispiel zweier Prozesseinheiten

Die Funktionsblöcke entstammen verschiedenen Bibliotheken/Toolboxen und führen in der Regel einfache Rechenoperationen aus (Addition, Iteration). Ein Funktionsblock von besonderer Bedeutung ist die sogenannte „Embedded MATLAB Function“, in die eine beliebige MATLAB Funktion geschrieben bzw. mit der bereits vorhandene Funktionen aus MATLAB aufgerufen werden

können. Die Funktionen können wie herkömmliche Funktionsblöcke Werte aus der MATLAB Simulink-Struktur verarbeiten und Ergebnisse in die MATLAB Simulink-Struktur ausgeben.

Funktionseinheiten. Die Berechnungsvorschriften der hier modellierten Funktionseinheiten (z. B. Wärmeübertrager, Kompressor) sind im überwiegenden Maß als Programmcode in „Embedded MATLAB Functions“ untergebracht. Eine detaillierte Beschreibung der Funktionseinheiten wird in [170] gegeben.

Verbinder. Die Verbinder können Daten vom Typ Skalar, Vektor oder Matrix zwischen verschiedenen Funktionsblöcken weitergeben. Sie dienen dem Austausch von Daten zwischen den Funktionsblöcken und sind entsprechend den realen Stoffströmen (z. B. Gasgemische) der Konversionsanlage definiert.

Stoffdatenmodelle. Um Stoff- und Energieströme bilanzieren zu können, sind Zustandsgleichungen erforderlich, die das Verhalten der Stoffe und die Abhängigkeiten ihrer Zustandsgrößen in dem für die Prozesssimulation relevanten Druck- und Temperaturbereich hinreichend genau abbilden [178]. Für die Prozessmodellierung werden Stoffe, deren Zustände und Eigenschaften mit den gleichen Zustandsgleichungen berechnet werden können, zu so genannten Stoffklassen zusammengefasst. Das alle Zustandsgleichungen einer Stoffklasse umfassende Berechnungsmodell wird Stoffdatenmodell genannt. Die Berechnungsgleichungen für die Stoffdatenmodelle sind detailliert in [170] aufgeführt.

In der Simulation wird eine Wasserstoffreinheit von 99,99 % angenommen. Eine Rechengenauigkeit der Simulation im Promillbereich ist aufgrund der zugrunde liegenden Rahmenannahmen nicht möglich. Die Reinheitsklasse 5 (99,999 %) kann daher im Rahmen der durchgeführten Simulation nicht abgebildet werden. In der Praxis kann diese aber durch entsprechende Einstellungen an der Anlagentechnik erreicht werden.

7.2 Annahmen

In die Simulation fließen verschiedene Annahmen ein. Die Annahmen zu dem bei den vergasungsbasierten Konzepten eingesetztem Rohstoff sind in Tab. 47 dargestellt. Entsprechende Eigenschaften für die bei der Vergärung angenommenen Rohstoffe sind in Tab. 48 dargestellt.

Tab. 47 Angenommene Rohstoffeigenschaften bei der Vergasung

Rohstoffeigenschaften Holzhackschnitzel	Einheit	Wert
Oberer Heizwert H_o (atro)	MJ/kg	19,91
Unterer Heizwert H_u (atro)	MJ/kg	18,56
Wassergehalt	%	40,00
x_c (atro)	%	50,63
x_H (atro)	%	6,02
x_o (atro)	%	41,52
x_s (atro)	%	0,03
x_N (atro)	%	0,35
x_{Cl} (atro)	%	0,02
x_{Asche} (atro):	%	1,43

Tab. 48 Angenommene Rohstoffeigenschaften bei der Vergärung

Rohstoffeigenschaften Maissilage	Einheit	Wert
Oberer Heizwert H_o (atro)	MJ/kg	19,90
Unterer Heizwert H_u (atro)	MJ/kg	16,00
Wassergehalt	%	65,49
x_C (atro)	%	44,21
x_H (atro)	%	6,33
x_O (atro)	%	44,59
x_S (atro)	%	0,01
x_N (atro)	%	1,12
x_{Cl} (atro)	%	0,00
x_{Asche} (atro)	%	3,73
Rohstoffeigenschaften Bioabfälle	Einheit	Wert
Oberer Heizwert H_o (atro)	MJ/kg	12,61
Unterer Heizwert H_u (atro)	MJ/kg	11,73
Wassergehalt	%	59,95
x_C (atro)	%	32,95
x_H (atro)	%	3,98
x_O (atro)	%	42,82
x_S (atro)	%	0,25
x_N (atro)	%	1,34
x_{Cl} (atro)	%	0,00
x_{Asche} (atro)	%	18,66
Rohstoffeigenschaften Rindergülle	Einheit	Wert
Oberer Heizwert H_o (atro)	MJ/kg	19,90
Unterer Heizwert H_u (atro)	MJ/kg	12,40
Wassergehalt	%	92,22
x_C (atro)	%	37,70
x_H (atro)	%	5,69
x_O (atro)	%	34,86
x_S (atro)	%	0,03
x_N (atro)	%	4,27
x_{Cl} (atro)	%	0,01
x_{Asche} (atro)	%	17,44

In Tab. 49, Tab. 50 und Tab. 51 sind ausgewählte Annahmen zur Prozesssimulation der drei Anlagenkonzepte und erzeugte Prozessparameter dargestellt.

Tab. 49 Annahmen zu Prozesssimulation und Prozessparametern für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2})

Prozessschritt	Einheit	Wert
Trockner		
Temperatur Trocknungsluft	K	368,15
Wassergehalt der Biomasse nach Trockner	%	20,00
Trocknerdurchsatz	kg/h	1 414,00
Vergasungsreaktor		
Temperatur Vergaser	K	1 123,15
Druck Vergaser	bar	1,00
Temperaturkorrektur Shift-Reaktion	K	-133,10
Temperaturkorrektur Boudouard-Reaktion	K	-231,20
Wärmeverluste Vergaser	kW	131,70
Austrittsverhältnis Rohgaskohlenstoff/Biomassekohlenstoff	mol/mol	0,83
Eintrittsverhältnis H ₂ O/Biomasse (atro)	kg/kg	0,49
Vergasungsbrennkammer		
Temperatur Brennkammer	K	1 203,15
Druck Brennkammer	bar	1,00
Wärmeverluste Brennkammer	kW	271,4
Austrittsverhältnis CO/CO ₂	mol/mol	0,07
Luftverhältnis Brennkammer		1,15
Reformer		
Temperatur Reformer	K	1 073,15
Temperatur Reformerbrennkammer	K	1 856,15
Druck Reformer	bar	1,00
Eintrittsverhältnis H ₂ O/CH ₄	mol/mol	2,10
CO-Shift-Reaktor		
Temperatur CO-Shift-Reaktor	K	623,15
Druck CO-Shift-Reaktor	bar	1,00
Eintrittsverhältnis H ₂ O/CO	mol/mol	2,00
Gasreinigung / Wasserstoffabtrennung		
Abscheidegrad Partikelfilter	%	100,00
Kompressordruck	bar	8,00
Temperatur Druckwasserwäsche	K	313,15
Temperatur Druckwechseladsorption	K	313,15
Kompressoren und Gebläse		
Isentroper Wirkungsgrad	%	85,00
Mechanischer Wirkungsgrad	%	100,00
Wärmeübertrager		
Strahlungsverluste	%	2,00

Tab. 50 Annahmen zu Prozesssimulation und Prozessparametern für Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2})

Prozessschritt	Einheit	Wert
Trockner		
Temperatur Trocknungsluft	K	368,15
Wassergehalt der Biomasse nach Trockner	%	20,00
Trocknerdurchsatz	kg/h	532,40
Vergasungsreaktor		
Temperatur Vergaser	K	1 093,15
Druck Vergaser	bar	5,00
Temperaturkorrektur Shift-Reaktion	K	-133,10
Temperaturkorrektur Bouduard-Reaktion	K	-231,20
Wärmeverluste Vergaser	kW	48,30
Austrittsverhältnis Rohgaskohlenstoff/Biomassekohlenstoff	mol/mol	0,83
Eintrittsverhältnis H ₂ O/Biomasse (atro)	kg/kg	1,00
Vergasungsbrennkammer		
Temperatur Brennkammer	K	1 186,15
Druck Brennkammer	bar	1,00
Wärmeverluste Brennkammer	kW	170,30
Austrittsverhältnis CO/CO ₂	mol/mol	0,07
Luftverhältnis Brennkammer		1,30
Reformer		
Temperatur Reformer	K	1 073,15
Temperatur Reformerbrennkammer	K	1 926,15
Druck Reformer	bar	9,00
Eintrittsverhältnis H ₂ O/CH ₄	mol/mol	2,10
CO-Shift-Reaktor		
Temperatur CO-Shift-Reaktor	K	623,15
Druck CO-Shift-Reaktor	bar	5,00
Eintrittsverhältnis H ₂ O/CO	mol/mol	2,00
Gasreinigung / Wasserstoffabtrennung		
Abscheidegrad Partikelfilter	%	100,00
Kompressor Druck	bar	8,00
Temperatur Druckwasserwäsche	K	313,15
Temperatur Druckwechseladsorption	K	313,15
Kompressoren und Gebläse		
Isentroper Wirkungsgrad	%	85,00
Mechanischer Wirkungsgrad	%	100,00
Wärmeübertrager		
Strahlungsverluste	%	2,00

Tab. 51 Annahmen zu Prozesssimulation und Prozessparametern für Konzept 3 (DRB – 6 MW_{H2})

Prozessschritt	Einheit	Wert
Fermenter		
Druck Fermenter	bar	1,00
Trockensubstanzgehalt Gärmasse	%	9,58
Entschwefelung		
H ₂ S-Gehalt Ausgang Grobentschwefelung	ppm	< 100 ppm
H ₂ S-Gehalt Ausgang Feinentschwefelung	ppm	< 1 ppm
Reformer		
Temperatur Reformer	K	1 073,15
Temperatur Reformerbrennkammer	K	1 652,00
Druck Reformer	bar	1,00
Eintrittsverhältnis H ₂ O/CH ₄	mol/mol	3,20
CO-Shift-Reaktor		
Temperatur CO-Shift-Reaktor	K	623,15
Druck CO-Shift-Reaktor	bar	1,00
Gastrocknung (2-stufig)		
Temperatur Kondensatabscheidung		313,15
Temperatur Triethylentrocknung	K	313,15
Abscheiderate H ₂ O/NH ₃	mol/mol	0,98/0,99
Wasserstoffabtrennung		
Kompressordruck	bar	8,00
Temperatur Druckwechseladsorption	K	313,15
Gärrestbehandlung		
Wassergehalt des abgepressten Gärrests	%	40,00
Anteil des zurückgeführten Wassers	%	80,00
Kompressoren und Gebläse		
Isentroper Wirkungsgrad	%	85,00
Mechanischer Wirkungsgrad	%	100,00
Wärmeübertrager		
Strahlungsverluste	%	2,00

7.3 Simulationsergebnisse

Basierend auf den o. g. Annahmen wurden relevante Stoff- und Energiebilanzen sowie -ströme berechnet. Diese sind für die drei Anlagenkonzepte nachfolgend in Form von Sankey-Diagrammen dargestellt. Abb. 32 ff. zeigen die Energieflussdiagramme für die drei Anlagenkonzepte:

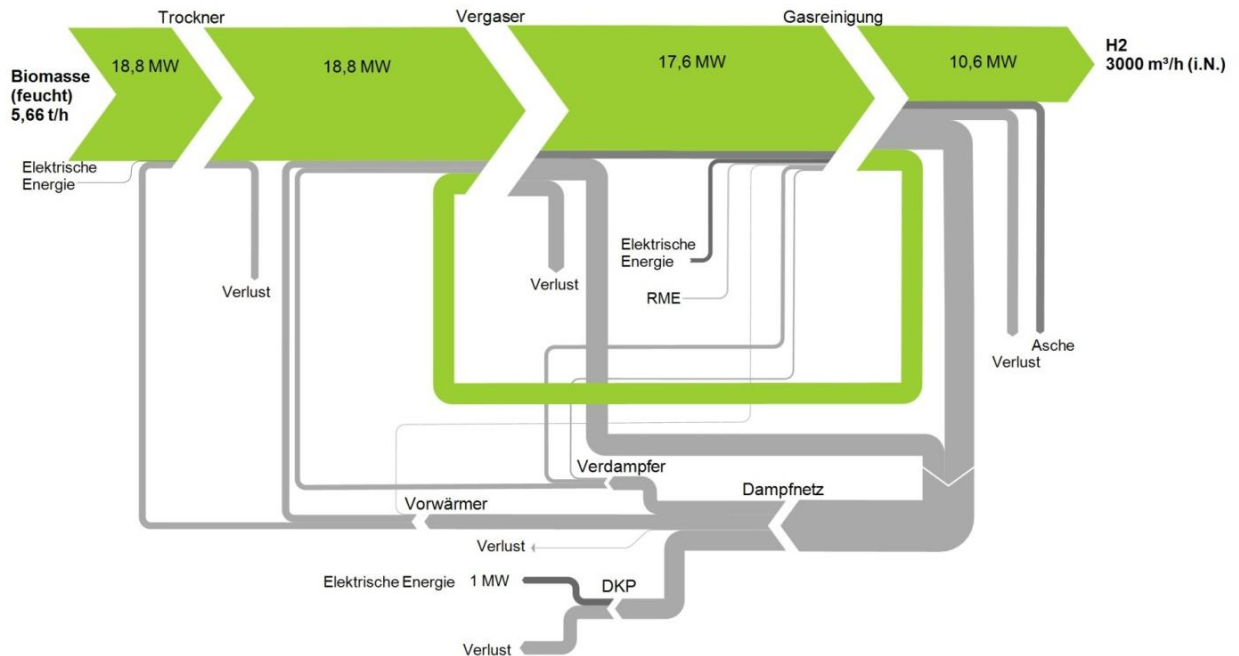


Abb. 32 Energieflussdiagramm (basierend auf dem oberen Heizwert) für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H₂})

Bei Anlagenkonzept 1 (AWV 1 – 9 MW_{H₂}) ist der rezirkulierte methanreiche Abgasstrom auffällig, der zur Befehung der Vergaserbrennkammer einen erheblichen Beitrag leistet. Der Abgasstrom ist deutlich an der grünen Linie, die aus der Gasreinigung zurück in den Vergaser führt, erkennbar. Die ausgewiesenen Verluste am Trockner und am Vergaser rühren in erster Linie von Strahlungsverlusten her, während im Bereich der Gasreinigung vor allem stoffgebundene Wärmeverluste anzuführen sind. Die große Menge an heißen Abgasen aus dem Vergasungs- und Reformierungsprozess ermöglicht, neben der internen Nutzung, die Erzeugung von ca. 1 MW elektrischer Leistung in einem Dampfkraftprozess.

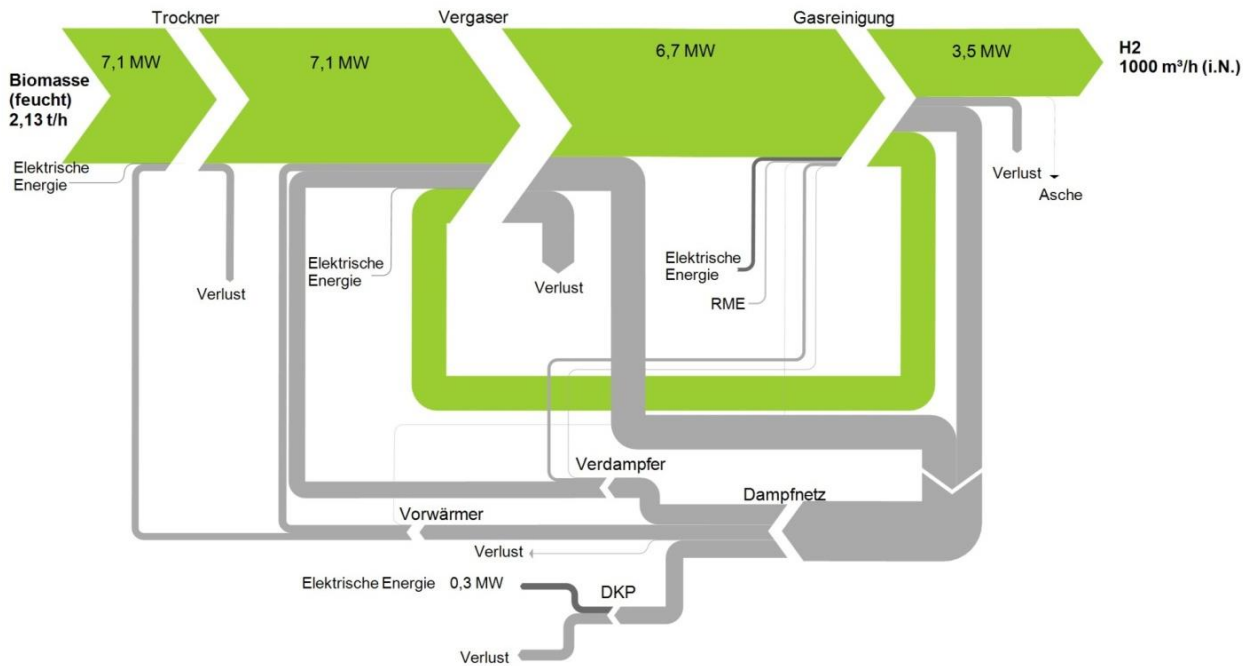


Abb. 33 Energieflussdiagramm (basierend auf dem oberen Heizwert) für Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2})

Bei Anlagenkonzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2}) sind signifikante Verluste im Bereich des Vergasungsreaktors auszuweisen, denen sich die Strahlungs- und stoffgebundenen Verluste deutlich unterordnen. Die thermische Umsetzung der Biomasse auf hohem Temperaturniveau ermöglicht den Einsatz eines Dampfkraftprozesses zur Eigenversorgung der Anlage mit elektrischer Energie. Ein signifikanter Anteil des methanangereicherten Gases muss für die Aufheizung des Vergasers wieder verbrannt werden und kann nicht zur Optimierung der Wasserstoffausbeute herangezogen werden.

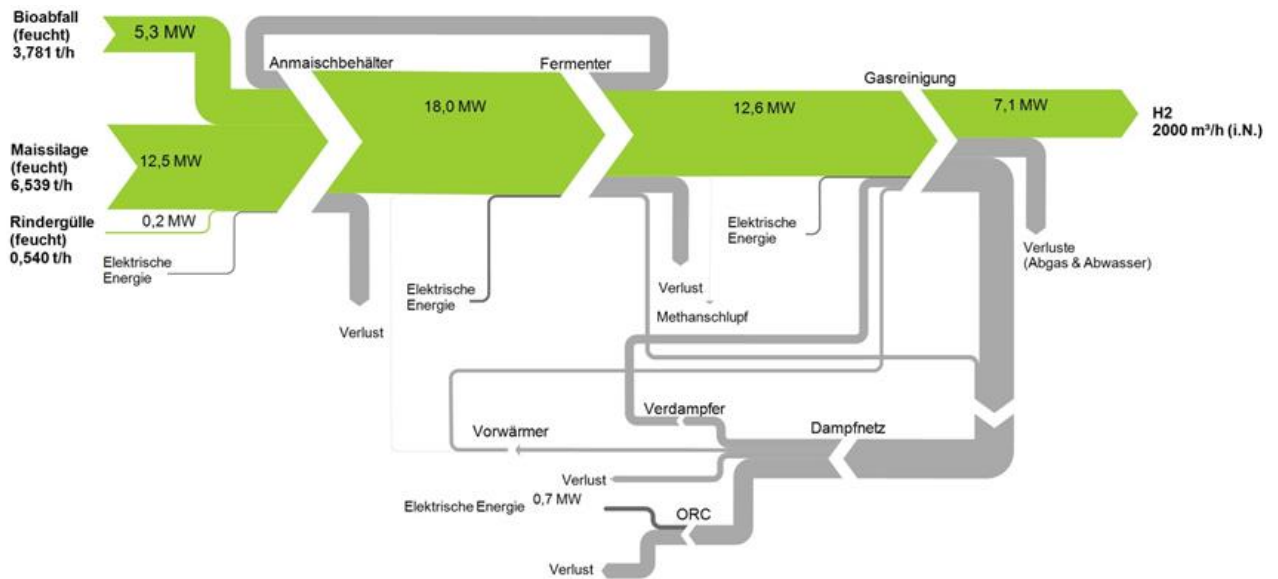


Abb. 34 Energieflussdiagramm (basierend auf dem oberen Heizwert) für Konzept 3 (DRB - 6 MW_{H2})

In der Darstellung der Simulationsergebnisse für Anlagenkonzept 3 (DRB – 6 MW_{H2}) ist deutlich zu erkennen, dass der Anteil der Rindergülle aufgrund des hohen Wasseranteils heizwertbezogen relativ gering ausfällt. Die dargestellten Verluste basieren maßgeblich auf der Entstehung großer Mengen Abwasser sowie Gärreste, die bei der relativ niedrigen Fermentertemperatur anfallen und energetisch nicht genutzt werden können. Des Weiteren kann die Wärme des in der Reformerbrennkammer erzeugten Abgases nicht vollständig genutzt werden.

Aus den Simulationsergebnissen lässt sich das Hauptkriterium der technischen Bewertung – die Prozesseffizienz – herleiten. Die Prozesseffizienz wird in Tab. 52 unterschieden in Brutto- und Netto-Konversionseffizienz dargestellt. Die Brutto-Effizienz der Wasserstofferzeugung ist anhand Gl. 2 definiert.

$$\eta_{H_2; \text{Brutto}} = \frac{|P_{H_2}| - |P_{RME}|}{|P_{\text{Biomasse}}|} \quad \text{Gl. 2}$$

mit

$\eta_{H_2; \text{Brutto}}$	Brutto-Konversionseffizienz der Wasserstofferzeugung
P_{H_2}	Ausgangsleistung Wasserstoff
P_{RME}	Eingangsleistung RME
P_{Biomasse}	Eingangsleistung Biomasse

Die Netto-Konversionseffizienz der Wasserstofferzeugung ist anhand Gl. 3 definiert.

$$\eta_{\text{H}_2;\text{Netto}} = \frac{|P_{\text{H}_2}| - |P_{\text{RME}}| - |P_{\text{el}}|}{|P_{\text{Biomasse}}|}$$

Gl. 3

mit	$\eta_{\text{H}_2;\text{Netto}}$	Netto-Konversionseffizienz der Wasserstofferzeugung
	P_{H_2}	Ausgangsleistung Wasserstoff
	P_{RME}	Eingangsleistung RME
	P_{el}	Eingangsleistung elektrischer Strom
	P_{Biomasse}	Eingangsleistung Biomasse

Tab. 52 Ergebnisse der Prozesssimulation

	Einheit	Konzept 1: (AWV 1 - 9 MW _{H2})	Konzept 2: (AWV 2 - 3 MW _{H2})	Konzept 3: (DRB - 6 MW _{H2})
Input				
Eingangsmassenstrom Rohstoffe (feucht)				
Holzhackschnitzel	t/h	5,66	2,13	-
Maissilage	t/h	-	-	6,54
Bioabfall	t/h	-	-	3,78
Rindergülle	t/h	-	-	0,54
Eingangsleistung Rohstoffe (Ho-basiert)	MW	18,77	7,07	18,02
Eingangsleistung Rohstoffe (Hu-basiert)	MW	17,50	6,59	15,10
Eingangsleistung RME (Hu-basiert)	MW	0,24	0,09	-
Eingangsleistung Strom	MW	0,31	0,12	0,43
Output				
Ausgangsleistung Wasserstoff (Hu-basiert)	MW	9,00	3,00	6,00
Konversionseffizienz (brutto)	%	50,1	44,2	39,7
Konversionseffizienz (netto)	%	48,3	42,4	36,9

Es wird deutlich, dass bei Konzept 1 (AWV 1 – 9 MW_{H2}) die höchste Konversionseffizienz erreicht wird. Denn etwa 50 % des im Rohstoff enthaltenen Heizwerts finden sich im Wasserstoff wieder. Bei den anderen beiden Konzepten sind dies lediglich etwa 44 bzw. 40 %. Der höhere Strombedarf von Konzept 3 (DRB – 6 MW_{H2}) schmälert den Netto-Wirkungsgrad dieses Konzepts zusätzlich im Vergleich zu den vergasungsbasierten Konzepten 1 und 2. Im vergärungsbasierten Anlagenkonzept 3 muss ein sehr hoher Anteil des Rohgases zur Beheizung des Dampfreformers eingesetzt werden, was dessen vergleichsweise schlechten Wirkungsgrad bedingt. Im Gegensatz dazu enthält bei den vergasungsbasierten Anlagenkonzepten 1 und 2 bereits das Rohgas einen Anteil Wasserstoff sowie CO, welches im Shift-Reaktor zu Wasserstoff umgesetzt wird. Der Reformer muss bei den vergasungsbasierten Konzepten nur wenig CH₄ umsetzen und das Gas strömt bereits mit hohen Temperaturen ein. Dies führt zu geringeren Wärmeverlusten sowie einem geringeren Heizbedarf des Reformers und damit zu den o. g. höheren Wirkungsgraden.

7.4 Weitere technische Einschätzung

- Die untersuchten Konversionstechnologien sind im Wesentlichen für den Einsatz zur Stromerzeugung ausgelegt und optimiert. Eine spezielle Weiterentwicklung der Technologien für Anlagen zur Erzeugung von Wasserstoff (z. B. Erhöhung des Wasserstoffanteils im Rohgas bei Vergasungsanlagen) könnte zu erhöhten Wirkungsgraden und Prozessvereinfachungen führen.
- Die hohen Teerfrachten der Rohgase aus Wirbelschichtvergasern erfordern eine komplexe Gasaufbereitung mittels Gaswäschen. Eine in-situ Teerreformierung oder der Einsatz nachgeschalteter Reformer würde erheblich zu einer Reduktion der Komplexität der Prozesskette beitragen. Sowohl die in-situ Teerreformierung als auch der Einsatz von Teerreformern sind allerdings noch Gegenstand von Forschung und Entwicklung.
- Die Anpassung der konkreten Wärmeerschaltung einer Konversionsanlage an ihren Standort kann zu positiven Effekten hinsichtlich der erzielbaren Wirkungsgrade führen – insbesondere wenn Synergieeffekte mit anderen Einrichtungen bestehen. So kann beispielweise überschüssiger Dampf an andere Industrieanlagen abgegeben werden. Die Nutzung am Standort verfügbarer Gasaufbereitungsanlagen (z. B. Reformer an Raffineriestandorten) ist ein weiteres Beispiel für standortspezifische Synergieeffekte.
- Bei hohen Strompreisen ließe sich die Wirtschaftlichkeit der vergasungsbasierten Anlagenkonzepte möglicherweise dadurch erhöhen, dass der Methanstrom in einem KWK-Prozess genutzt wird. Diese Strom- und Wärmeerzeugung stünde allerdings einer geringeren Wasserstoffausbeute gegenüber.
- Das Abtrennen von CO₂ aus dem Biogasstrom in Anlagenkonzept 3 könnte eine kompaktere Bauweise des Reformers ermöglichen. Zudem würden die Wärmeverluste verringert, da das abgetrennte CO₂ nicht mehr in Brenn- und Reaktionskammer des Reformers erhitzt werden müsste. Die positiven Effekte einer solchen Auslegung auf die Netto-Konversionseffizienz der Wasserstofferzeugung könnten allerdings durch den erhöhten Aufwand der CO₂-Abtrennung konterkariert werden.

8 Ökonomische Analyse und Bewertung

Die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der drei Bereitstellungskonzepte für Wasserstoff auf Basis von Biomasse wird in drei zentralen Schritten durchgeführt. Zunächst werden die jeweils für die Errichtung der Konversionsanlage nötigen Investitionssummen geschätzt. Darauf aufbauend werden unter Berücksichtigung von Stoff- und Energieströmen, sowie weiteren Kosten und Erlösen, die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten ermittelt. Um den Einfluss bestimmter Einflussfaktoren auf die Gestehungskosten zu verdeutlichen, wird anschließend eine Sensitivitätsbetrachtung durchgeführt. Darüber hinaus wird mit Hilfe eines Lernkurvenansatzes der Einfluss von Produktivitätssteigerungen auf Investitionssummen und infolgedessen auf die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten abgeschätzt. Zu den Wasserstoffgestehungskosten werden schließlich die Distributionskosten addiert und somit die Bereitstellungskosten ermittelt.

8.1 Methodik

8.1.1 Investitionsaufwendungen

Um die Höhe der für die Errichtung der Konversionsanlagen nötigen Investitionen abzuschätzen, werden die Kosten der einzelnen Baugruppen bestimmt und aufsummiert. Hierfür werden jeweils Daten herangezogen, die auf Expertenauskünften, konkreten Angeboten von Anlagenbauern sowie Literaturdaten beruhen [78],[179],[180],[181].

Zunächst wird anhand der Simulationsergebnisse die Dimensionierung der einzelnen Baugruppen, basierend auf bestimmten Kenngrößen (z. B. Gasdurchsatz), durchgeführt. Mit Hilfe geeigneter Werte für Basisdimensionierungen, Basisinvestitionshöhen und Skalierungsfaktoren werden die Kosten der einzelnen Baugruppen geschätzt. Dies geschieht anhand von Gl. 4 [180]:

$$I = I_0 * \left(\frac{C}{C_0} \right)^r \quad \text{Gl. 4}$$

mit	I	zu bestimmende Investitionshöhe des Bauteils, bzw. der Baugruppe
	I ₀	Basisinvestitionshöhe
	C	Dimension des Bauteils, bzw. der Baugruppe
	C ₀	Basisdimensionierung
	r	Skalierungsfaktor

Die Basisinvestitionshöhe und die Basisdimensionierung beschreiben hierbei ein bekanntes Bauteil bzw. Baugruppe. Der Skalierungsfaktor r beschreibt den Einfluss variiert Dimensionierung auf die Investitionshöhe und entstammt komponentenspezifischen Literaturdaten [179],[180].

Hierbei wird berücksichtigt, dass die nötige Dimensionierung eines Bauteils die maximale Dimensionierung u. U. übersteigt und somit mehrere Bauteile parallel installiert werden müssen. In solchen Fällen relativieren sich die positiven Effekte der Kostendegression größerer Bauteile. Die so abgeschätzten Investitionskosten werden dann ggf. in Euro konvertiert und mit Hilfe relevanter Preisindizes auf das Basisjahr 2011 diskontiert [182].

8.1.2 Wasserstoffgestehungskosten

Die Ermittlung der Wasserstoffgestehungskosten basiert auf der Richtlinie 6025 des Vereins Deutscher Ingenieure e.V. (VDI) „Betriebswirtschaftliche Berechnungen für Investitionsgüter und Anlagen“ [183]. Hierbei wird auf die in Kapitel 5 der Richtlinie beschriebene Annuitätenmethode zurückgegriffen.

Der methodische Ansatz für die Ermittlung der spezifischen Gestehungskosten des Wasserstoffs ist in Abb. 35 dargestellt.

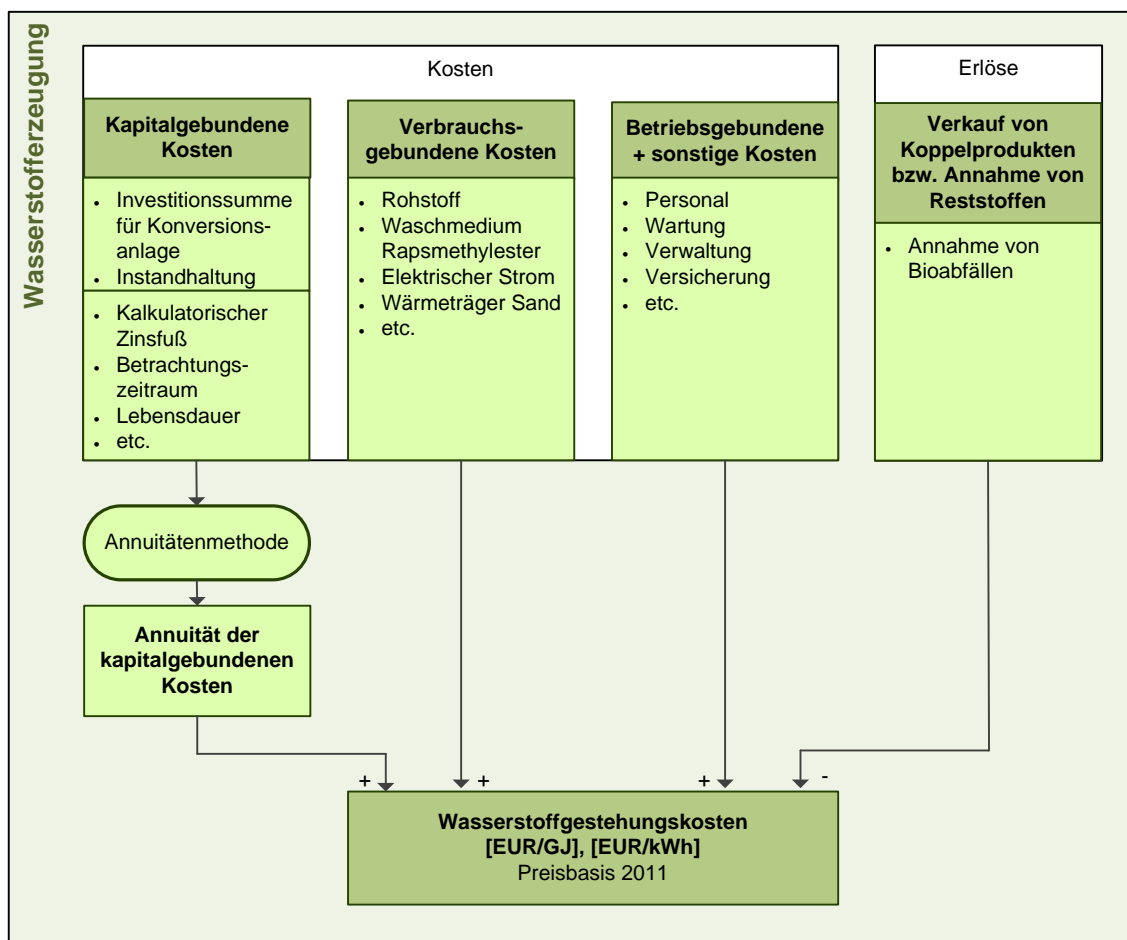


Abb. 35 Methodischer Ansatz zur Ermittlung der Wasserstoffgestehungskosten

Es werden sämtliche relevanten Kosten und Erlöse erfasst und der produzierten Wasserstoffmenge gegenübergestellt. Die Kosten umfassen die Annuität der kapitalgebundenen Zahlungen, sowie die betriebs- und verbrauchsgebundenen sowie sonstigen Zahlungen der ersten Periode. Erlöse durch den Verkauf von Koppelprodukten entstehen durch die Annahme von Bioabfällen beim vergärungsbasierten Anlagenkonzept 3. Die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten ergeben sich entsprechend Gl. 5:

$$GK_{\text{spez,H}_2} = \frac{AN_K + A_{V1} + A_{B1} + A_{S1} - E_{KP1}}{\text{Prod. H}_2} \quad \text{Gl. 5}$$

mit	$GK_{\text{spez, H}_2}$	Spezifische Wasserstoffgestehungskosten (EUR/Nm ³ oder EUR/GJ)
	AN_K	Annuität der kapitalgebundenen Kosten (EUR/a)
	A_{V1}	Verbrauchsgebundene Zahlungen der ersten Periode (EUR/a)
	A_{B1}	Betriebsgebundene Zahlungen der ersten Periode (EUR/a)
	A_{S1}	Sonstige Zahlungen der ersten Periode (EUR/a)
	E_{KP1}	Erlöse aus dem Verkauf von Koppelprodukten in der ersten Periode (EUR/a)
	Prod. H ₂	Menge an produziertem Wasserstoff (Nm ³ /a oder GJ/a)

Die Annuität der kapitalgebundenen Kosten setzt sich zusammen aus den direkten Kapitalkosten, die sich aus der Investition ergeben, sowie den nicht-periodischen Zahlungen für Instandsetzung und etwaige Ersatzinvestitionen. Es wird von einer Lebenszeit der gesamten Anlage von 15 Jahren mit einer linear-degressiven Abschreibung über denselben Zeitraum ausgegangen, um die direkten kapitalgebundenen Kosten abzubilden. Um die jährlichen Kosten für die Instandhaltung abzuschätzen, wird ein prozentualer Anteil an der Investitionssumme angenommen.

Die verbrauchsgebundenen Zahlungen der ersten Periode ergeben sich aus den Kosten für die eingesetzten Rohstoffe, sowie für weiterhin benötigte Hilfs- und Betriebsstoffe oder Prozessenergie und die Entsorgung anfallender Reststoffe. Die betriebsgebundenen Zahlungen der ersten Periode ergeben sich im Wesentlichen aus Personalkosten sowie den Wartungs- und Reinigungskosten, die prozentual zur Investitionssumme angenommen werden. Die sonstigen Zahlungen der ersten Periode werden ebenfalls prozentual zur Investitionssumme angenommen und ergeben sich aus den Kosten für Versicherungen, Verwaltung und Unvorhergesehenes.

8.1.3 Lernkurven

Lernkurven können die mögliche Entwicklung der Investitionshöhe eines Anlagentyps in Abhängigkeit der kumuliert installierten Kapazität darstellen. Es wird dabei angenommen, dass mit dem Bau vieler Anlagen des gleichen Typs ein Lernprozess einsetzt, der zu einer Kostendegression führt. Dies gilt insbesondere wenn die Anlagen nacheinander errichtet werden. Für den hier betrachteten Fall, dass es sich dabei um Anlagen gleicher Kapazität handelt, lässt sich die Lernkurve mathematisch wie in Gl. 6 dargestellt formulieren [184].

$$C_n = C_0 * n^{-b} \quad \text{Gl. 6}$$

mit	C_n	Investitionshöhe der n-ten Anlage
	C_0	Investitionshöhe der ersten Anlage
	n	Anzahl errichteter Anlagen
	b	Lernexponent

Der Lernexponent b beschreibt, wie stark die Kostendegression durch Lernen ist und lässt sich anhand Gl. 7 mathematisch formulieren [184].

$$b = -\frac{\log PR}{\log 2}$$

Gl. 7

mit b Lernexponent
 PR Fortschrittsfaktor („progress ratio“)

Hierbei sagt der Fortschrittsfaktor PR aus, um welchen Faktor sich die Investitionshöhe bei Verdopplung der Anlagenzahl verringert. Der Fortschrittsfaktor ist abhängig davon, wie groß das Lernpotenzial für eine Technologie ist. Ist die Technologie ausgereift, so ist $PR = 1$ und die Anlage $n+1$ ist nicht billiger als die Anlage n . Ist $PR = 0,9$, so verringert sich die Investitionshöhe nur noch um 10 % bei einer Verdopplung der Anzahl gebauter Anlagen; der Fortschritt ist inkrementell. Ist der Fortschritt revolutionär, so nimmt die Investitionshöhe mit einer steigenden Anzahl an gebauten Anlagen stark ab; hier kann man von einem PR von 0,7 ausgehen [184].

8.2 Annahmen

Für die Berechnung der spezifischen Gesteungskosten und der Distributionskosten werden, wenn nicht anders dargestellt, die folgenden Annahmen zugrunde gelegt (Tab. 53). Diese Annahmen sind größtenteils [185] entlehnt.

Tab. 53 Übersicht wichtiger Annahmen zur Ermittlung der spezifischen Gestehungskosten

Einflussgröße	Annahme
Kapitalgebundene Kosten	
Jahr der Betrachtung (Preisstand)	2011
Betrachtungszeitraum	15 Jahre
Instandsetzung	2,5 % der Investitionssumme p. a.
Kalkulatorischer Mischzins	8 % p. a.
Inflation	nicht betrachtet
Verbrauchsgebundene Kosten	
Betriebsstunden	7 500/h a
Rohstoffpreis (Waldhackschnitzel frei Anlage)	85 EUR/t _{atro}
Rohstoffpreis (Maissilage frei Anlage)	35 EUR/t _{Frischmasse} (lokal versch.: 25 – 40 EUR/t _{Frischmasse})
Abnahmepreis für Bioabfälle	35 EUR/t _{Frischmasse} (lokal versch.: bis 70 EUR/t _{Frischmasse})
Strompreis Wasserstofferzeugung/-distribution	0,139 / 0,089 EUR/kWh
Waschmedium RME	1 350 EUR/t
Betriebsgebundene Kosten	
Durchschnittlicher Personalaufwand	50 000 EUR/MA a
Anzahl Mitarbeiter	10 (AWV 1), 10 (AWV 2), 8 (DRB)
Wartung und Reinigung	2,5 % der Investitionssumme p. a.
Sonstige Kosten	
Versicherung	1 % der Investitionssumme p. a.
Verwaltung	0,25 % der Investitionssumme p. a.
Unvorhergesehenes	0,5 % der Investitionssumme p. a.

Beim Strompreis wird unterschieden zwischen der Wasserstofferzeugung und der Distribution. Für den Distributor gilt der Preis für industrielle Abnehmer mit einem entsprechenden Verbrauch (gemäß [172] und [186]). Dieser liegt aus steuerlichen Gründen niedriger, als der für die Wasserstofferzeugungsanlage angenommene Strompreis. Denn als Energieerzeuger profitiert die Konversionsanlage nicht von denselben steuerlichen Vergünstigungen wie der Distributor.

Für die Bestimmung der Lernkurveneffekte auf die Investitionssummen wird angenommen, dass 60 % der Anlagenkosten einer Kostendegression unterliegen. 40 % der Anlagenkosten werden demnach durch Teile verursacht, die keiner bzw. keiner nennenswerten Kostendegression unterliegen, wie z. B. Gebäude oder Standardbauteile [187]. Bei der Gärstrecke des vergasungsbasierten Anlagenkonzepts 3 werden ebenfalls keine Lernkurveneffekte auf die Investitionssummen angenommen, da diese Technologie als weitgehend ausgereift gilt. Es werden Fortschrittsfaktoren in Höhe von PR = 80, PR = 85 und PR = 90 angenommen, um eine moderate Bandbreite zwischen den o. g. Extremwerten PR = 0,7 und PR = 1,0 abzubilden.

8.3 Gestehungskosten

8.3.1 Investitionsaufwendungen

Die ermittelten Investitionssummen für die drei Anlagenkonzepte sind in Tab. 54, in die beiden wesentlichen Anlagenteile (Gaserzeugung und Gasaufbereitung) unterteilt, dargestellt.

Tab. 54 Investitionssummen der untersuchten Anlagenkonzepte

	Konzept 1 (AWV 1 – 9 MW _{H2}) Mio. EUR	Konzept 2 (AWV 2 – 3 MW _{H2}) Mio. EUR	Konzept 3 (DRB – 6 MW _{H2}) Mio. EUR
Gaserzeugung inkl. Gebäude, Rohstoffbevorratung, Vorbehandlung und Abgasbehandlung	18,3	7,9	10,3
Produktgasaufbereitung und Dampfkraftprozess	13,7	6,7	11,0
Gesamt	32,0	14,6	21,3

Quelle: Eigene Berechnung DBFZ

Es zeigt sich, dass für das Anlagenkonzept mit der größten Wasserstoffleistung die höchsten, und für jenes mit der geringsten Wasserstoffleistung die niedrigsten Investitionssummen anfallen. Neben der absoluten Höhe der nötigen Investition ist allerdings auch die spezifische Investitionssumme ein entscheidender Faktor für eine Investitionsentscheidung. Sie setzt die Investitionshöhe mit der Anlagenleistung – hier dem Wasserstoffausstoß – in Relation. Abb. 36 stellt die spezifischen Investitionssummen der drei Anlagenkonzepte dar.

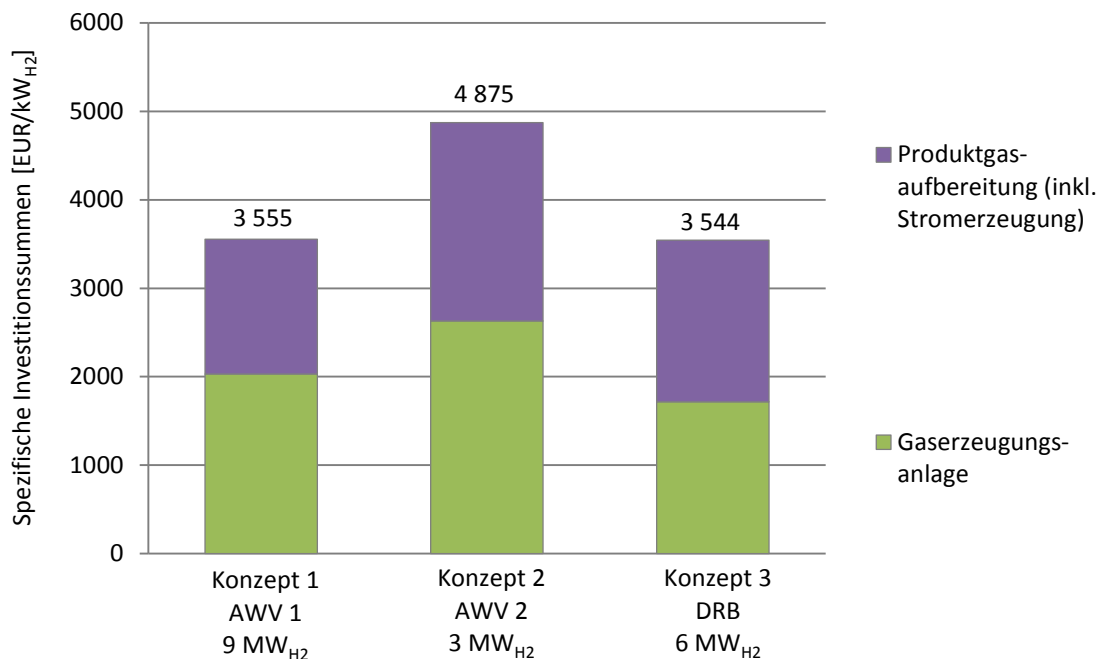


Abb. 36 Spezifische Investitionssummen der untersuchten Anlagenkonzepte

Hierbei werden zwei wesentliche Aspekte deutlich: Zum einen sind die spezifischen Investitionssummen von Anlagenkonzept 1 (AWV 1 – 9 MW_{H2}) und 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2}) zwar unterschiedlich, aber die Gaserzeugungsanlage und die Gasaufbereitungsanlage haben jeweils ähnliche Anteile an ihnen. Dies lässt sich im Wesentlichen auf die unterschiedliche Skalierung der insgesamt ähnlichen Anlagenkonzepte zurückführen. Das Anlagenkonzept 1 profitiert von Effekten der Größendegression und kommt so auf eine spezifische Investitionssumme von 3 555 EUR/kW_{H2} im Vergleich zu 4 875 EUR/kW_{H2} bei Anlagenkonzept 2.

Zum anderen zeigt sich, dass die spezifischen Investitionssummen für Anlagenkonzept 1 und 3 auf sehr ähnlichem Niveau und damit niedriger als bei Anlagenkonzept 2 liegen. Bei Anlagenkonzept 3 beträgt die Investitionssumme 3 544 EUR/kW. Zudem nimmt der Anteil der spezifischen Investitionssummen, der auf die Gasaufbereitungsanlage entfällt, einen größeren Teil ein. Dies liegt hauptsächlich an den niedrigeren spezifischen Investitionen für die Biogasproduktion. Zwar muss die Biogasanlage aufgrund des geringeren Wirkungsgrades im Vergleich zu Anlagenkonzept 1 relativ groß dimensioniert werden. Die Vorteile der einfacheren Technologie überwiegen aber und führen zu niedrigeren spezifischen Investitionssummen trotz geringerer Anlagenleistung. Im Bereich der Gasaufbereitung wird der Vorteil der fehlenden Druckwasserwäsche durch den deutlich größeren Methanreformer konterkariert. Durch diesen muss nicht wie in den beiden vergasungsbasierten Anlagenkonzepten 1 und 2 nur ein relativ kleiner Strom CH₄ strömen, sondern der gesamte Produktgasstrom inkl. des CO₂-Anteils des Rohbiogases. Dazu kommen die negativen Effekte der Größendegression auf die spezifischen Investitionssummen im Bereich der Gasaufbereitung in Anlagenkonzept 3 im Vergleich zu Konzept 1. Im Ergebnis stehen sehr ähnliche spezifische Investitionssummen für Anlagenkonzept 1 und 3 sowie ein signifikant höherer Wert für Anlagenkonzept 2.

8.3.2 Spezifische Gestehungskosten

Die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten sind in Abb. 37 dargestellt. Diese sind unterteilt in kapital-, verbrauchs- und betriebsgebundene sowie sonstige Kosten und die resultierenden Gesamtkosten. Bei Anlagenkonzept 3 sind zusätzlich Gutschriften dargestellt, die durch die Annahme des Bioabfalls entstehen.

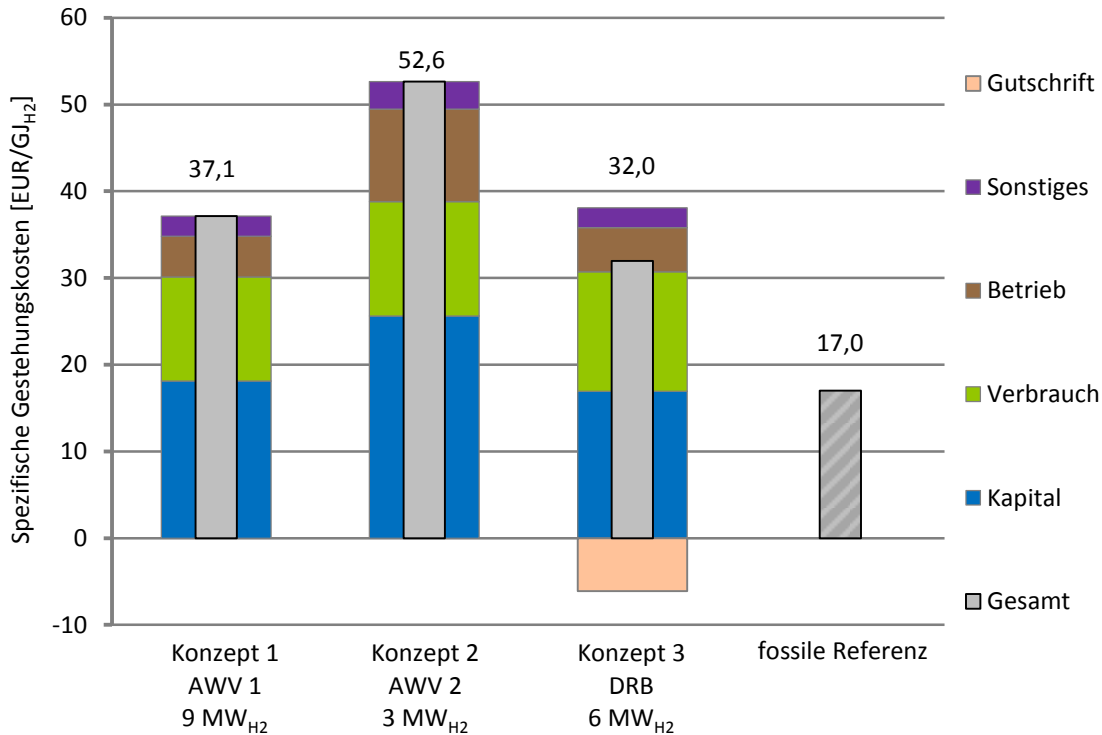


Abb. 37 Spezifische Wasserstoffgestehungskosten der untersuchten Anlagenkonzepte in EUR/GJ_{H2}

Bei Konzept 1 betragen die spezifischen Gestehungskosten 37,1 EUR/GJ_{H2}, wobei 8,9 EUR/GJ_{H2} auf die Bereitstellung der Rohstoffe entfallen. Bei Konzept 2 betragen die spezifischen Gestehungskosten 52,6 EUR/GJ_{H2}. 10,0 EUR/GJ_{H2} davon entstehen dabei durch die Bereitstellung der Rohstoffe. Die spezifischen Gestehungskosten bei Konzept 3 betragen 32,0 EUR/GJ_{H2}, wobei zwar 10,6 EUR/GJ_{H2} auf die Bereitstellung von Maissilage zurückzuführen sind, 6,1 EUR/GJ_{H2} aber für die Annahme von Bioabfällen gutgeschrieben werden können. Wird anstatt Bioabfällen Maissilage eingesetzt, so fallen dementsprechend deutlich höhere spezifische Gestehungskosten an. Unter der Annahme gleicher Anlagentechnik und dem Ersatz des Bioabfalls durch eine äquivalente Menge Maissilage (bezogen auf den unteren Heizwert der Trockenmasse) ergeben sich spezifische Gestehungskosten von 39,9 EUR/GJ_{H2}.

Die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten lassen sich übertragen in 4,45 EUR/kg_{H2} für Anlagenkonzept 1, sowie 6,31 EUR/kg_{H2} für Konzept 2 und 3,84 EUR/kg_{H2} für Konzept 3 (vgl. Abb. 38). Aus Erdgas reformierter Wasserstoff dient als fossile Referenz. Wird dieser in zentralen Großanlagen bei einem Erdgaspreis von 4 ct/kWh hergestellt, so ergeben sich Gestehungskosten von ca. 17,0 EUR/GJ_{H2} bzw. 2,04 EUR/kg_{H2}. Sollte der Wasserstoff in dezentralen Kleinanlagen an den Tankstellenstandorten (on-site) erzeugt werden, ergäben sich bei gleichem Erdgaspreis Wasserstoffgestehungskosten von ca. 27 EUR/GJ_{H2} bzw. 3,07 EUR/kg_{H2} [188],[189].

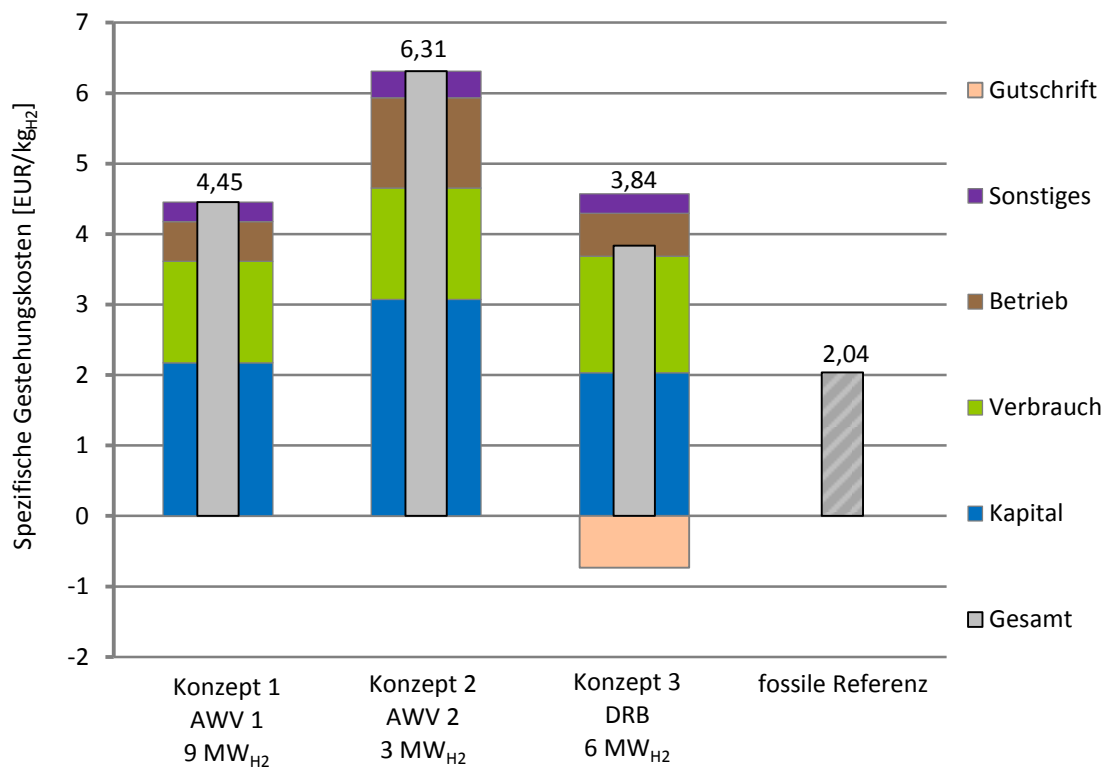


Abb. 38 Spezifische Wasserstoffgestehungskosten der untersuchten Anlagenkonzepte in EUR/kg_{H2}

8.3.3 Sensitivitäten

Die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten werden von verschiedenen Parametern unterschiedlich stark beeinflusst. Dies sind hauptsächlich die Kapital-, Rohstoff- und Betriebskosten. Ändern sich hierbei die jeweiligen Annahmen, so ändern sich die spezifischen Gestehungskosten entsprechend stark. Abb. 39 stellt die spezifischen Gestehungskosten in Abhängigkeit von Veränderungen bestimmter Parameter von $\pm 60\%$ für Anlagenkonzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) dar. Es zeigt sich der besonders große Einfluss der Investitionssummen und jährlichen Betriebsstunden sowie des Anlagenwirkungsgrades auf die spezifischen Gestehungskosten. Bereits bei einem geringen Rückgang der jährlich angenommenen 7 500 Betriebsstunden würden sich erhebliche Kostensteigerungen ergeben. Ebenso würde eine Steigerung der Investitionssumme um 30% eine Steigerung der spezifischen Gestehungskosten um 19% nach sich ziehen. Noch deutlicher ist der Einfluss des Anlagenwirkungsgrades, bzw. der Produktgasausbeute. Auch die Rohstoffkosten und kalkulatorischen Zinsen haben einen bedeutenden Einfluss auf die spezifischen Gestehungskosten.

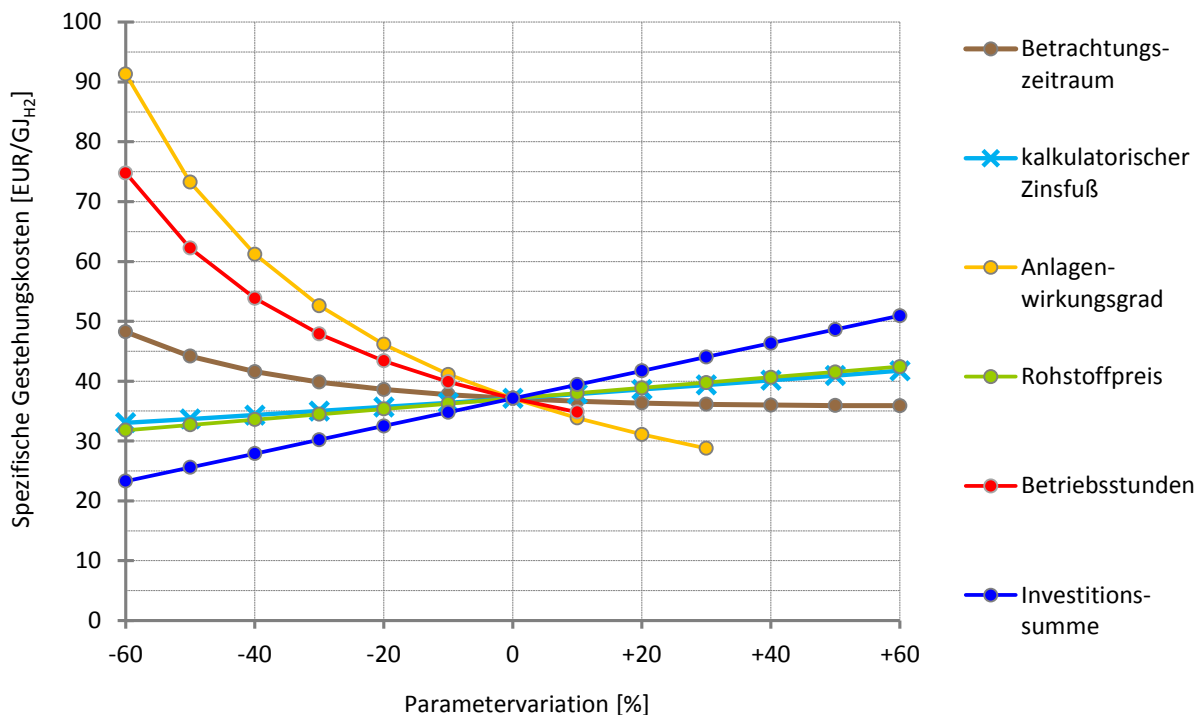


Abb. 39 Sensitivitäten der spezifischen Wasserstoffgestehungskosten bei Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) mit 0,12 GJ/kg_{H2}

Der Einfluss von Parametervariationen auf die spezifischen Gestehungskosten ist für Anlagenkonzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2}) in Abb. 40 dargestellt. Ähnlich wie bei Konzept 1 zeigt sich auch hier der besonders große Einfluss des Anlagenwirkungsgrades sowie der der Investitionssumme und der jährlichen Betriebsstunden.

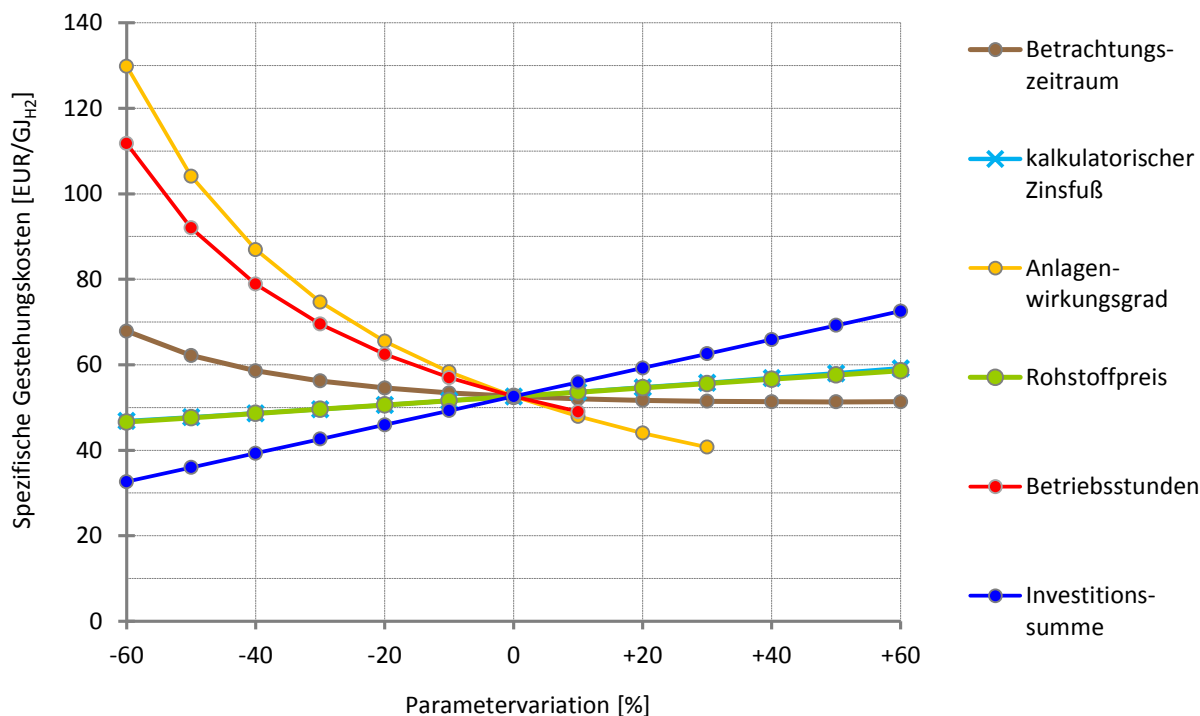


Abb. 40 Sensitivitäten der spezifischen Wasserstoffgestehungskosten bei Konzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2}) mit 0,12 GJ/kg_{H2}

Abb. 41 stellt die Sensitivitäten für Anlagenkonzept 3 (DRB - 6 MW_{H2}) dar. Es zeigen sich ähnliche Ergebnisse wie bei den anderen beiden Anlagenkonzepten. Bei allen wirken sich neben Änderungen von Anlagenwirkungsgraden und Betriebsstunden veränderte Investitionssummen signifikant auf die Gestehungskosten aus. Die Rohstoffkosten spielen ebenfalls eine wichtige, aber den Kapitalkosten untergeordnete Rolle.

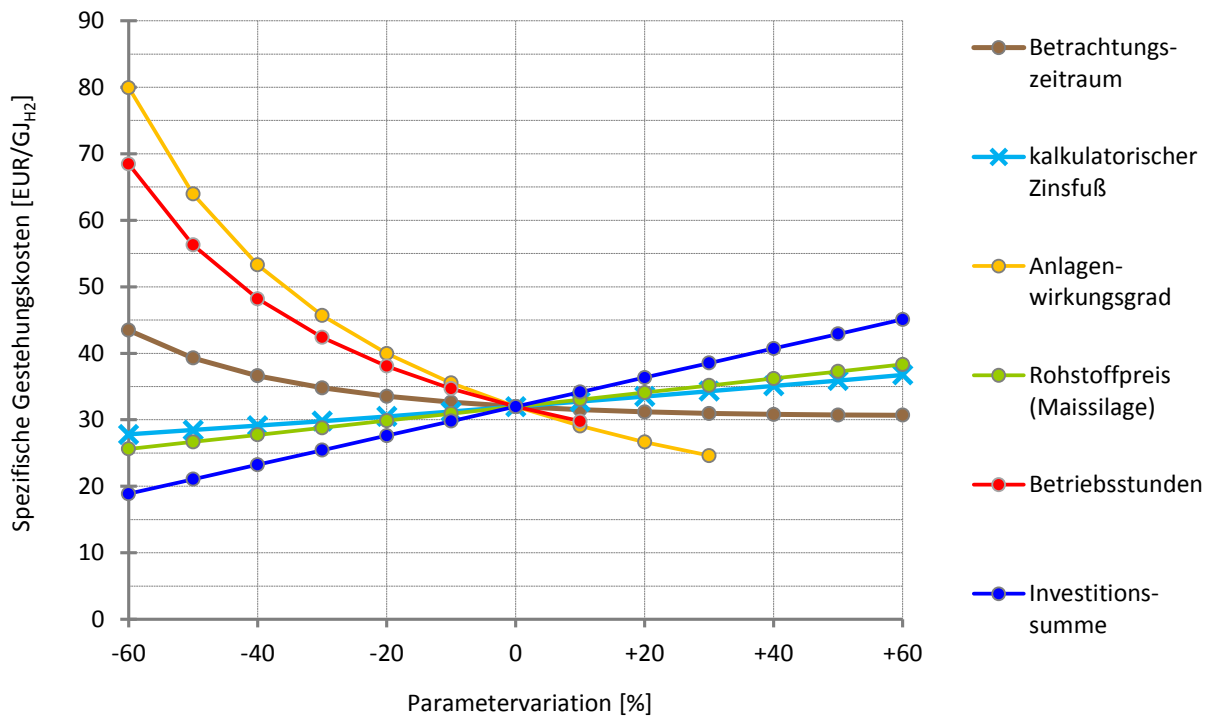


Abb. 41 Sensitivitäten der spezifischen Wasserstoffgestehungskosten bei Konzept 3 (DRB – 6 MW_{H2}) mit 0,12 GJ/kg_{H2}

8.3.4 Lernkurveneffekte

Die Beziehung der Investitionssummen zur kumuliert installierten Anlagenkapazität in Abhängigkeit der unterstellten Lernkurven ist für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) in Abb. 42 dargestellt. Es zeigt sich, dass die Investitionssummen deutlich sinken, wenn im Laufe der Zeit mehrere Anlagen gebaut werden. Bei der 20. Anlage würde dies eine Verringerung um ca. 30 % auf etwa 22,3 Mio EUR (2011) bedeuten, wenn ein Fortschrittsfaktor von PR = 0,85 für den Teil der Anlage, der einer Kostendegression unterliegt, angenommen wird. Bei einem höheren bzw. niedrigeren Fortschrittsfaktor würden die Lerneffekte entsprechend abweichen. Typischerweise flachen Lernkurven in ihrem Verlauf ab, da die Optimierungspotenziale mit zunehmender Anlagenzahl ausgeschöpft werden und sich das noch vorhandene Lernpotenzial entsprechend verringert. Die Investitionssummen nähern sich demnach einem Minimum asymptotisch an, welches für das Anlagenkonzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) langfristig zwischen 20 und 25 Mio. EUR (zu Preisen von 2011) liegen dürfte. Nominal kann der Lerneffekt allerdings durch die hier nicht betrachtete Inflation kompensiert werden.

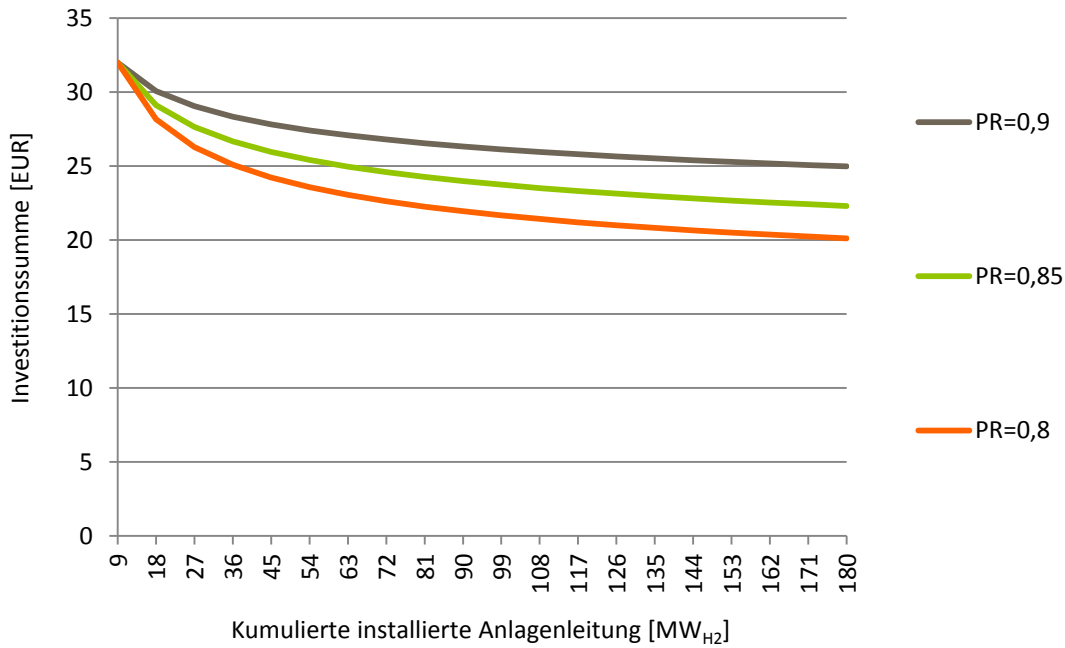


Abb. 42 Lernkurven für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2})

Das langfristige Potenzial zur Senkung der spezifischen Gestehungskosten durch Lernkurveneffekte auf Seiten der Investitionssumme, ist in Abb. 43 für Anlagenkonzept 1 abgebildet. Dabei sind die spezifischen Gestehungskosten in Abhängigkeit vom Rohstoffpreis jeweils für ein kurzfristiges und ein langfristiges Szenario dargestellt. In das kurzfristige Szenario fließen in die Berechnung der spezifischen Gestehungskosten Kapitalkosten ein, die auf einer Investitionssumme der ersten gebauten Anlage von 32 Mio. EUR beruhen. Es wird hierbei davon ausgegangen, dass noch keine Lerneffekte bestehen.

Zum Vergleich wird im langfristigen Szenario die Investitionssumme der 20. Anlage angenommen, wobei ein Fortschrittsfaktor von PR = 0,85 zugrunde gelegt wird. Die Kapitalkosten im langfristigen Szenario beruhen also auf einer Investitionssumme von 22,3 Mio. EUR und sind aufgrund erzielter Lerneffekte erheblich niedriger als im kurzfristigen Szenario. Entsprechend sind die spezifischen Gestehungskosten im langfristigen Szenario deutlich niedriger als im kurzfristigen Szenario.

Bei gleichbleibenden Rohstoffpreisen von 85 EUR/t_{atro} würden die spezifischen Gestehungskosten von 37,1 EUR/GJ_{H2} (4,45 EUR/kg_{H2}) auf ca. 32,0 EUR/GJ_{H2} (3,84 EUR/kg_{H2}) sinken. Es zeigt sich also ein deutliches Kostensenkungspotenzial durch Lernkurveneffekte von ca. 14 %, das allerdings durch steigende Rohstoffpreise konterkariert werden kann. Zudem ist hierin keine Inflation berücksichtigt, die sich im Laufe der Zeit ebenfalls preissteigernd auswirken dürfte.

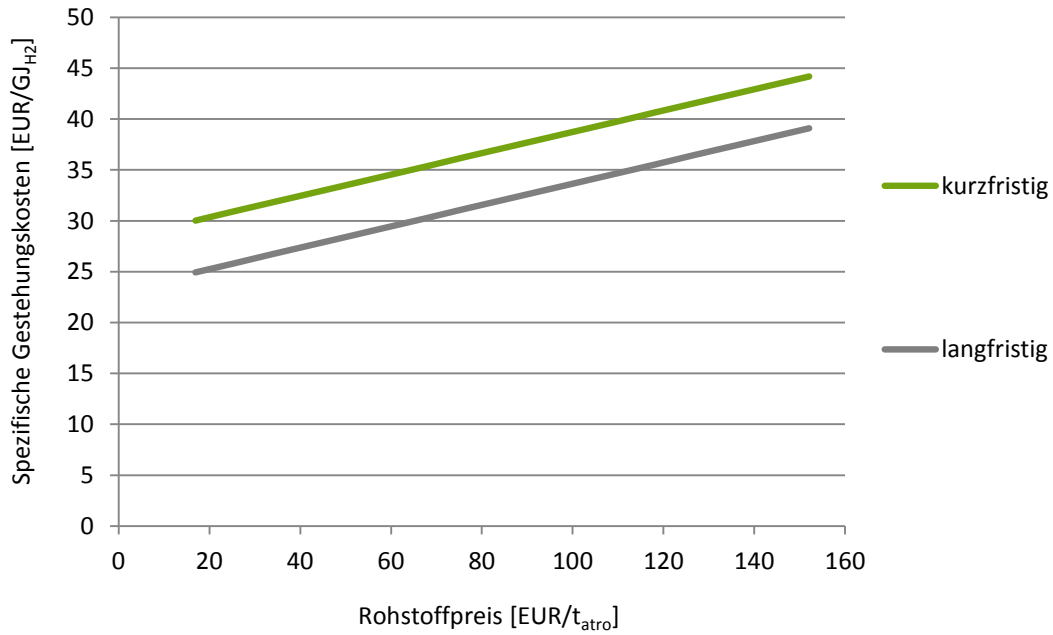


Abb. 43 Langfristiges Kostensenkungspotenzial für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) mit 0,12 GJ/kg_{H2}

Abb. 44 zeigt das Potenzial zur Reduktion der Investitionssummen aufgrund von Lerneffekten. Nimmt man einen Fortschrittsfaktor von PR = 0,85 für den Teil der Konversionsanlage an, der Lernkurveneffekten unterliegt, so würde die 20. Anlage ca. 10,2 Mio. EUR kosten, was einer Reduktion von 30 % entspräche. Langfristig dürfe die Investitionssumme für Anlagenkonzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2}) zwischen 9 und 11 Mio. EUR liegen.

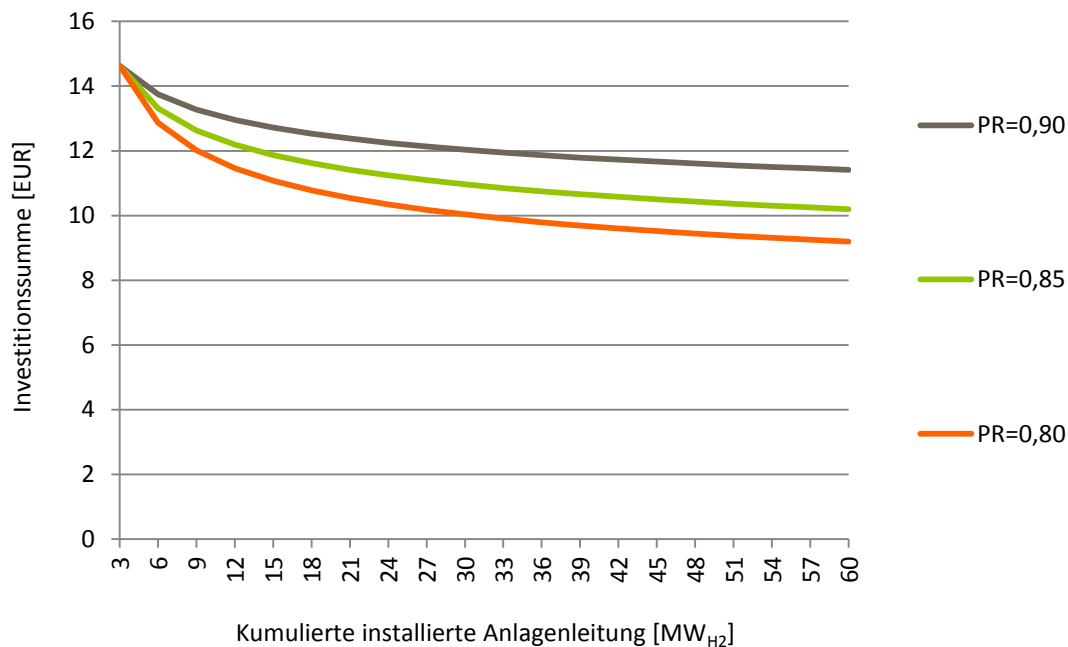


Abb. 44 Lernkurven für Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2})

Für Anlagenkonzept 2 zeigt Abb. 45 das langfristige Potenzial zur Senkung der spezifischen Gestehungskosten durch Lernkurveneffekte auf Seiten der Investitionssumme. Hierfür sind die spezifischen Gestehungskosten in Abhängigkeit des Rohstoffpreises für ein kurzfristiges und ein

langfristiges Szenario dargestellt. Bei dem langfristigen Szenario ist die Investitionssumme der 20. Anlage bei einem Fortschrittsfaktor von $PR = 0,85$ in Höhe von ca. 10,2 Mio. EUR zugrunde gelegt. Bei gleichbleibenden Rohstoffpreisen von 85 EUR/t_{atro} ergeben sich durch die geringeren Kapitalkosten spezifische Gestehungskosten von 44,9 EUR/GJ_{H2} (5,39 EUR/kg_{H2}). Im Vergleich ergeben sich für das kurzfristige Szenario (1. Anlage, noch kein Lerneffekt) bei demselben Rohstoffpreis spezifische Gestehungskosten von 52,6 EUR/GJ_{H2} (6,31 EUR/kg_{H2}). Dies entspricht einer Reduktion der spezifischen Gestehungskosten von etwa 15 %. Dieses Kostensenkungspotenzial kann allerdings durch steigende Rohstoffpreise oder die hier nicht betrachtete Inflation konterkariert werden.

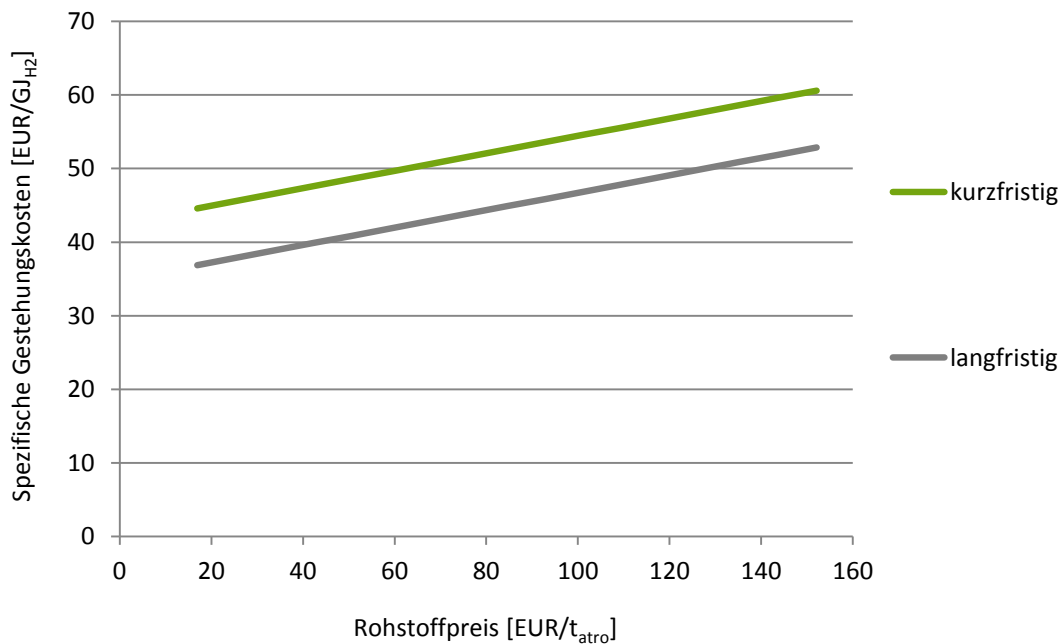


Abb. 45 Langfristiges Kostensenkungspotenzial für Konzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2}) mit 0,12 GJ/kg_{H2}

Abb. 46 zeigt das langfristige Kostensenkungspotenzial für Anlagenkonzept 3 (DRB - 6 MW_{H2}). Hierbei ist zu beachten, dass die Gärstrecke als weitgehend ausgereifte Technologie angesehen wird und daher kein wesentliches Kostensenkungspotenzial aufgrund von Lernkurveneffekten zu erwarten ist. Der Lernkurvenansatz wird daher analog zu den vergasungsbasierten Anlagenkonzepten 1 und 2 nur auf 60 % der Gasaufbereitungsanlage angewendet.

Es zeigt sich ein im Vergleich zu den vergasungsbasierten Anlagenkonzepten ähnliches Potenzial zur Reduktion der Investitionssummen durch Lerneffekte. Setzt man einen Fortschrittsfaktor von $PR = 0,85$ an, so würde die 20. Anlage ca. 17,9 Mio. EUR kosten, was einer Kostenreduktion von 16 % entspräche. Das Potenzial zur Senkung der Investitionssummen durch Lernkurveneffekte ist demnach nur etwa halb so groß wie bei den beiden vergasungsbasierten Konzepten. Langfristig dürfte sich die Höhe der Investition zwischen 17 und 19 Mio. EUR bewegen.

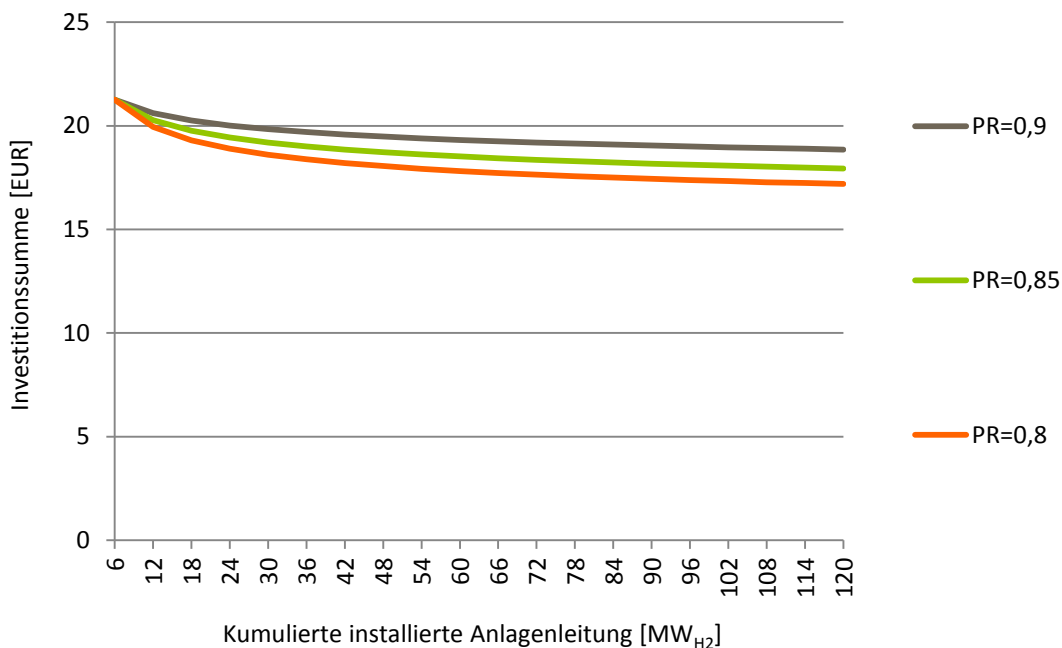


Abb. 46 Lernkurven für Konzept 3 (DRB - 6 MW_{H2})

Für Anlagenkonzept 3 zeigt Abb. 47 das langfristige Potenzial zur Senkung der spezifischen Gestehungskosten durch Lerneffekte auf Seiten der Investitionssumme. Hierbei wird bei einem langfristigen Szenario die Investitionssumme der 20. Anlage bei einem Fortschrittsfaktor von PR = 0,85 in Höhe von ca. 17,9 Mio. EUR zugrunde gelegt. Die dadurch entstehenden Kapitalkosten führen zu spezifischen Gestehungskosten von 32,0 EUR/GJ_{H2} (3,84 EUR/kg_{H2}) bei einem Rohstoffpreis von 35 EUR/t_{atro}. Zum Vergleich sind die spezifischen Gestehungskosten für ein kurzfristiges Szenario dargestellt, bei denen eine Investition in Höhe von 21,3 Mio. EUR angenommen wird. Bei gleichem Rohstoffpreis belaufen sich dies auf ca. 28,0 EUR/GJ_{H2} (3,36 EUR/kg_{H2}). Dies entspricht einem Kostensenkungspotenzial von ca. 12,5 %. Allerdings könnte dieses Potenzial durch Kostensteigerungen bei den Rohstoffen oder der hier nicht betrachteten Inflation konterkariert werden.

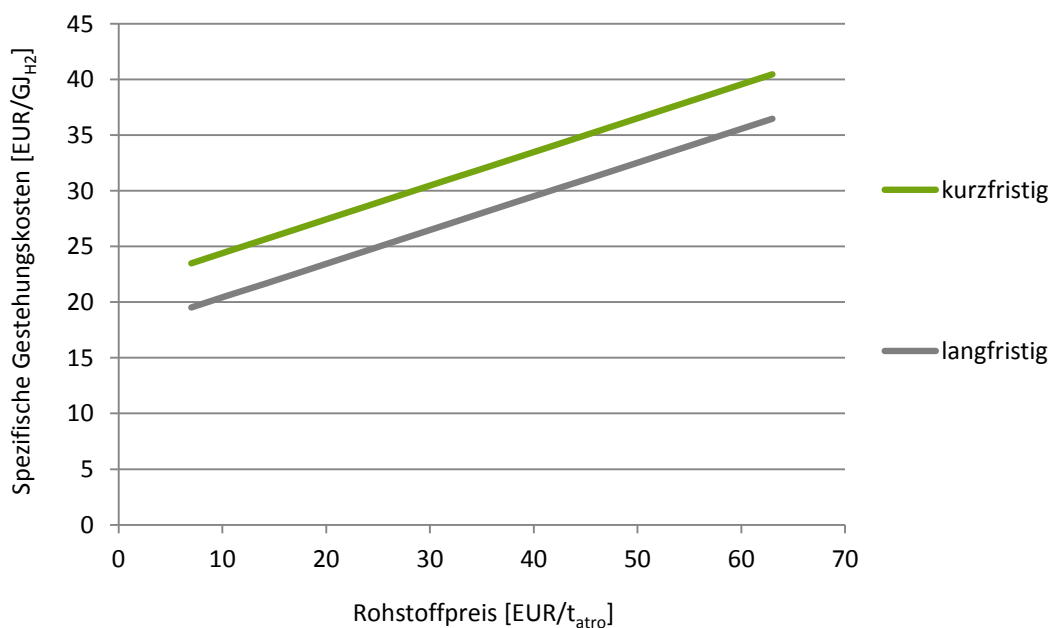


Abb. 47 Langfristiges Kostensenkungspotenzial für Konzept 3 (DRB – 6 MW_{H2}) mit 0,12 GJ/kg_{H2}

Insgesamt ist das Potenzial, die Gestehungskosten durch Lernkurveneffekte auf Seiten der Investitionssummen zu reduzieren, bei den vergasungsbasierten Anlagenkonzepten 1 und 2 etwas größer als beim vergärungsbasierten Konzept 3. Die relativen Abstände zwischen den verschiedenen Konzepten bleiben allerdings weitgehend gleich, sodass auch nach Ausnutzung von Lernpotenzialen Konzept 3 die niedrigsten und Konzept 2 die höchsten spezifischen Gestehungskosten aufweist. Dazu bleibt die relativ starke Abhängigkeit der spezifischen Gestehungskosten von den Rohstoffpreisen; was dazu führt, dass beispielsweise bei Konzept 1 ein Ansteigen der Rohstoffpreise um ca. 50 % die Fortschritte im Bereich der Investitionshöhe aufheben würde. Aufgrund des höheren Anteils der Kapitalkosten an den spezifischen Gestehungskosten bei Anlagenkonzept 2 sinken diese allerdings auch relativ stärker als bei Konzept 1. Bei Konzept 2 würden also die spezifischen Gestehungskosten bei steigenden Rohstoffkosten nicht gleich stark ansteigen wie bei Anlagenkonzept 1 und damit der Lernkurveneffekt erst bei einem stärkeren Anstieg der Rohstoffpreise aufgehoben.

8.4 Distributionskosten

Die folgenden Ausführungen beziehen sich auf die in Kapitel 6 vorgestellten Konzepte der Wasserstoffdistribution.

8.4.1 Verdichtung

Wie in Tab. 44 dargestellt, beträgt der Stromverbrauch für eine 4-stufige Kompression 0,081 kWh_{el}/kWh_{H2}. Es ergeben sich variable Kosten der Wasserstoffkomprimierung von 0,007 EUR/kWh_{H2} bzw. 0,23 EUR/kg_{H2}, unabhängig von der Kapazität der Produktionsanlage. Für Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) werden sechs Kompressoren benötigt, für Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2}) und 3 (DRB - 6 MW_{H2}) dementsprechend zwei bzw. vier. Die für die jährlichen Fixkosten der Kompressionsanlage relevanten Daten sind in Tab. 55 zusammengefasst.

Tab. 55 Rahmendaten Kompressor (an der Produktionsanlage)

Rahmendaten Kompressor		
Investition	EUR	400 000
Lebensdauer	a	15
Volllaststunden	h/a	7500
Kapitalkosten	EUR/a	46 732
Wartung Instandhaltung	EUR/a	40 000
Energiemenge H ₂	kWh _{H2} /a	11 250 000
Fixe Kosten	EUR/kWh _{H2}	0,008

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI, [190]

Für die Kosten der Instandhaltung wird 1 % der Investitionssumme pro Jahr angenommen. Da sämtliche Kompressoren, unabhängig von der je nach betrachtetem Konzept benötigten Anzahl, gleichermaßen ausgelastet sind, betragen die fixen Kompressionskosten 0,008 EUR/kWh_{H2} bzw. 0,267 EUR/kg_{H2} für alle betrachteten Konzepte. Insgesamt ergeben sich daher Kosten für die Verdichtung von Wasserstoff in Höhe von 0,015 EUR/kWh_{H2}, bzw. 0,50 EUR/kg_{H2}, unabhängig vom betrachteten Konzept.

8.4.2 Transport

Aufgrund der Serienfertigung der Druckflaschentrailer¹ wird eine Kostendegression von heute insgesamt 800 000 EUR pro Stück auf durchschnittlich ca. 450 000 EUR im Jahr 2020 (bei 1 000 Stück) angenommen. Die Lebensdauer des Trailers wird mit 15 Jahren angenommen; als Kosten für Wartung, Instandhaltung und TÜV ergeben sich nach [191] ca. 20 000 EUR. Die wichtigsten Daten zum Druckflaschentrailer sind in Tab. 56 zusammengefasst.

¹ 37 000 EUR für den Sattelaufleger ohne Druckflaschen nach [191] und 2 000 EUR je Druckflasche bei insgesamt 371 Druckflaschen pro Trailer nach [172],[192],[193].

Tab. 56 Rahmendaten Druckflaschentrailer

Druckflaschentrailer 500 bar		
Transportkapazität	kg	955
H ₂ -Verlust	%	0
Investition 2020	EUR	450 000
Abschreibungsdauer	a	15
Wartung, Instandhaltung und TÜV (Wartung inkl. Reifenwechsel etc.)	EUR/a	20 072

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

Der Investitionsbedarf für den benötigten Sattelschlepper beträgt zwischen 78 000 und 93 000 EUR [191]. Das zulässige Gesamtgewicht des Sattelzugs beträgt 40 t. Der Verbrauch eines entsprechenden Sattelschleppers beträgt zwischen 31,6 l Diesel pro 100 km (für den Mercedes-Benz Actros 1844, vgl. [194]) und 37,0 l Diesel pro 100 km (für den MAN TG 510 A, vgl. [195]). Daher werden als Verbrauch 35 l Diesel pro 100 km angenommen. Weiterhin wird von einer Jahresfahrleistung von 144 000 km ausgegangen (für Transportstrecken bis 300 km einfach); bei 240 Arbeitstagen entspricht das einer täglichen Gesamtstrecke von 600 km. Bei einer Gesamtlebensdauer von 1 Mio. km² kommt dies einer Lebensdauer von knapp 7 Jahren gleich. Die Abschreibungsdauer wird der Lebensdauer gleichgesetzt. Für Transportstrecken um 400 km (einfach) wird von einer Jahresfahrleistung von 192 000 km ausgegangen, die Abschreibungsdauer reduziert sich somit auf 5 Jahre. Die Rahmendaten für die LKW sind in Tab. 57 dargestellt.

Tab. 57 Rahmendaten LKW

Transportdistanz		bis 300km	400 km
Durchschnittliche Investition	EUR	85 500	
Kraftstoffverbrauch	l Diesel/100 km	35	
Wartung, Instandhaltung und TÜV	EUR/a	33 528	
Jahresfahrleistung	km/a	144 000	192 000
Lebensdauer	a	7	5

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

Unter Einbeziehung der Personalkosten des Fahrers in Höhe von 50 EUR/h, einem Dieselpreis in Höhe von 1,5 EUR/l und einer angenommenen Durchschnittsgeschwindigkeit von 50 km/h ergeben sich kilometerspezifische Kosten inkl. Personalkosten des Fahrers von 1,90 EUR/km für einen Sattelzug mit 144.000 km Jahresfahrleistung. Für einen Sattelzug mit 192.000 km Jahresfahrleistung sinken die spezifischen Kosten auf 1,86 EUR/km. Zu den Transportkosten kommen Personalkosten des Fahrers für Wartezeiten während des Austauschs der Trailer. Als Wartezeit wird jeweils eine Stunde angenommen, sowohl am Produktionsstandort wie auch am Zielort. Die sich ergebenden spezifischen Transportkosten sind in Tab. 58 für verschiedene Transportdistanzen dargestellt.

² Nach [172]

Tab. 58 Spezifische Wasserstofftransportkosten in Abhängigkeit der Transportdistanz

Transportdistanz	km	50	100	150	200	300	400
Transportkosten	EUR/kWh _{H2}	0,0107	0,0183	0,0259	0,0335	0,0487	0,0597
(LKW, 500 bar)	EUR/kg _{H2}	0,36	0,61	0,86	1,12	1,62	1,99

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

Die Transportdistanzen beziehen sich auf einfache Wege (Transport des Wasserstoffs von der Produktionsanlage zum Verbraucher). Die Transportkosten beinhalten jedoch die tatsächlich anfallenden Gesamtkosten: von der Beladung des LKW über den Transport auf der Straße bis hin zum Abladen des Wasserstoffs an seinem Bestimmungsort und der Rückfahrt des 'leeren' LKW. Das Be- und Entladen des LKW wird als Tausch eines vollen - mit Wasserstoff gefüllten - Trailers (Anhänger mit installierten Druckflaschen) gegen einen leeren verstanden. Am Produktionsstandort wird hierbei ein voller Wasserstofftrailer an den LKW angehängt und ein leerer Wasserstofftrailer abgehängt. Am Bestimmungsort geschieht dies dementsprechend umgekehrt. Demnach muss sowohl am Produktionsstandort als auch am Bestimmungsort ein Wasserstofftrailer zur Verfügung stehen. Der Trailer dient damit zugleich als Speicher (siehe nächster Abschnitt).

Die Kosten des Transports werden anhand eines voll ausgelasteten LKW berechnet, d. h. es wird davon ausgegangen, dass die jeweiligen Anlagen (Konzept 1 bis 3) die LKW zum Transport je nach Bedarf anfordern können. Da die LKW somit nicht ausschließlich den jeweiligen Anlagen zugeordnet werden (z. B. als „werkseigene LKW“), ergibt sich, dass die berechneten Transportkosten für alle drei Konzepte gelten.

8.4.3 Zwischenspeicherung

Der Wasserstoffspeicher an der Produktionsanlage ist als Druckflaschentrailer ausgeführt, wie er auch für den Transport auf LKW verwendet wird. Die Rahmendaten des Trailers sind Tab. 56 zu entnehmen, wobei für Wartungs- und Instandhaltungskosten 10 % der Investitionssumme angenommen werden. Es wird zudem davon ausgegangen, dass ein identischer Speicher zusätzlich als Pufferspeicher benötigt wird, z. B. für den Fall eines LKW-Ausfalls. Aufgrund der gleichen Speichergröße für alle drei Konzepte, aber unterschiedlicher produzierter Jahresmengen Wasserstoff je nach Größe der Anlage, ergeben sich für die drei Konzepte unterschiedliche Gesamtspeicherkosten (Speicher plus Pufferspeicher) je kWh_{H2}. Diese sind Tab. 59 zu entnehmen.

Tab. 59 Spezifische Wasserstoffspeicherkosten der drei Konzepte

		Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW _{H2})	Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW _{H2})	Konzept 3 (DRB - 6 MW _{H2})
Speicherkosten	EUR/kWh _{H2}	0,0028	0,0086	0,0042
	EUR/kg _{H2}	0,09	0,29	0,14

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

8.4.4 Exkurs: Transport per Pipeline

Bei einem Pipelinetransport entsteht an der Anlage zur Erzeugung des Wasserstoffs ein Investitionsbedarf von 150 000 EUR je Kompressor [172]. Daraus ergeben sich Kosten für die H₂-Verdichtung von 8 auf 30 bar von 0,5 ct/kWh_{H2}. Der Stromverbrauch liegt bei dreistufiger Verdichtung hierbei bei 0,023 kWh_{el}/kWh_{H2}. Unter Berücksichtigung einer Zwischenverdichtung

sowie des höheren Kompressionsaufwandes an der Wasserstofftankstelle im Vergleich zur Anlieferung per LKW entstehen die in Tab. 60 aufgezeigten Gesamtkosten des Pipelinetransports.

Tab. 60 Wasserstofftransportkosten in Abhängigkeit der Transportdistanz (Pipeline)

Transportdistanz	km	50	100	150	200	300	400
Kosten Verdichtung und	EUR/kWh _{H2}	0,0229	0,0238	0,0248	0,0257	0,0276	0,0295
Transport / Verteilung	EUR/kg _{H2}	0,76	0,79	0,83	0,86	0,92	0,98

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

8.4.5 Verteilung

Die Annahmen zu den Investitionen der CGH₂-Tankstelle sind an [172] angelehnt und basieren auf Herstellerangaben. Für die Tankstellenkomponenten wird eine Lernkurve mit einem Fortschrittsfaktor von PR = 0,93 angenommen³ und der mittlere Investitionsbedarf bestimmt. Für das Jahr 2020 ergeben sich, bei 400 Tankstellen deutschlandweit, die in Tab. 75 im Anhang dargestellten Investitionen je Tankstelle von 472 299 EUR bei Anlieferung per Pipeline und 815 742 EUR bei Anlieferung per LKW.

Die Speicherkosten der CGH₂-Tankstelle mit LKW-Anlieferung beinhalten die Kosten für einen Druckflaschentrailer, wie er auch für den Transport verwendet wird. Dieser dient an der Tankstelle als Speicher und wird bei Anlieferung des Wasserstoffs komplett gegen den angelieferten ausgetauscht. Aufgrund des hohen Druckniveaus bei LKW-Anlieferung entfällt der primäre H₂-Kompressor im Vergleich zu einer Tankstelle mit Pipeline-Anlieferung, die weiteren Tankstellenkomponenten sind identisch.

Die technische Abnahme der Drucktanks durch Prüfbehörden erfolgt gegenwärtig alle zehn Jahre und kostet 150 EUR je Tank. Wartung und Instandhaltungskosten betragen drei bzw. 10 % der Investitionssumme des Primär- bzw. des Booster-Kompressors pro Jahr. Die Kosten sind in Tab. 76 im Anhang dargestellt und betragen 17 249 EUR/a bei Pipeline-Anlieferung und 12 956 EUR/a bei LKW-Anlieferung.

Unter Annahme eines jährlichen Wasserstoffabsatzes in Höhe von 3 999 600 kWh_{H2} ergeben sich die in Tab. 61 dargestellten spezifischen Gesamtkosten der Verteilung an einer Tankstelle.

³ Für Verrohrung, Zertifizierung/Abnahme und Installation wurde keine Reduktion der Kosten angenommen.

Tab. 61 Kosten der CGH₂ Tankstelle, spezifische Verteilkosten

		Pipeline- Anlieferung	Trailer- Anlieferung
Kapitalkosten	EUR/a	55 178	95 303
Wartung, Instandhaltung, TÜV	EUR/a	17 249	12 956
Gebühren	EUR/a	0	0
Stromkosten	EUR/a	49 474	30 345
Summe	EUR/a	121 901	138 604
Spez. Verteilkosten (Tankstelle)	EUR/kWh _{H2}	0,030	0,035
	EUR/kg _{H2}	1,00	1,17

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

8.4.6 Gesamtkosten der Distribution

Die Gesamtkosten der Wasserstoffdistribution sind in Abhängigkeit des betrachteten Konzepts und der Transportdistanz in Tab. 62 dargestellt. Sie ergeben sich aus der Summe der Kosten für Verdichtung, Speicherung, Transport in Abhängigkeit der Distanz, sowie Verteilung jeweils bei LKW-Transport.

Tab. 62 Spezifische Gesamtkosten der Wasserstoffdistribution

Transportdistanz [km]		50	100	150	200	300	400
Konzept 1 (AWV 1 - 9 MW _{H2})	EUR/kWh _{H2}	0,06	0,07	0,08	0,09	0,10	0,11
	EUR/kg _{H2}	2,12	2,37	2,62	2,88	3,38	3,75
Konzept 2 (AWV 2 - 3 MW _{H2})	EUR/kWh _{H2}	0,07	0,08	0,08	0,09	0,11	0,12
	EUR/kg _{H2}	2,31	2,56	2,82	3,07	3,58	3,94
Konzept 3 (DRB - 6 MW _{H2})	EUR/kWh _{H2}	0,06	0,07	0,08	0,09	0,10	0,11
	EUR/kg _{H2}	2,16	2,42	2,67	2,92	3,43	3,80

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

Die Distributionskosten der fossilen Referenz betragen ca. 4,4 EUR/GJ_{H2} (1,7 EUR_{ct}/kWh_{H2} bzw. 0,56 EUR/kg_{H2}) bei einer Anlieferung per LKW [189]. Diese Kosten verstehen sich allerdings exklusive der Verteilung an der Tankstelle. Hierfür werden die oben ermittelten Kosten angenommen. Es ergeben sich somit für Wasserstoff aus Erdgas insgesamt Distributionskosten von 14,4 EUR/GJ_{H2} (5,2 ct/kWh_{H2} bzw. 1,73 EUR/kg_{H2}).

8.5 Bereitstellungskosten

Tab. 63 zeigt die spezifischen Bereitstellungskosten für Wasserstoff auf Basis der drei untersuchten Anlagenkonzepte. Sie setzen sich zusammen aus den spezifischen Gesteigungs- und Distributionskosten bei einer durchschnittlichen Transportdistanz von 150 km.

Tab. 63 Spezifische Bereitstellungskosten der Wasserstoffkonzepte bei 150 km durchschnittlicher Transportdistanz

	Konzept 1 (AWV 1 – 9 MW _{H2})		Konzept 2 (AWV 2 – 3 MW _{H2})		Konzept 3 (DRB – 6 MW _{H2})	
	EUR/GJ	EUR/kg _{H2}	EUR/GJ	EUR/kg _{H2}	EUR/GJ	EUR/kg _{H2}
	Spezifische Gesteigungskosten	37,1	4,45	52,6	6,31	32,0
Spezifische Distributionskosten	21,9	2,62	23,5	2,82	22,2	2,67
Spezifische Bereitstellungskosten	59,0	7,08	76,1	9,13	54,2	6,51

Quelle: eigene Berechnung DBFZ

Für die fossile Referenz fallen Bereitstellungskosten von 31,4 EUR/GJ_{H2} bzw. 3,77 EUR/kg_{H2} an. Abb. 48 und Abb. 49 stellen die Bereitstellungskosten für Wasserstoff gewonnen auf Basis der drei untersuchten Anlagenkonzepte im Vergleich mit der fossilen Referenz graphisch dar. Es zeigt sich, dass einerseits die Bereitstellungskosten für die Anlagenkonzepte 1 und 3 auf einem ähnlichen Niveau und die des dritten Konzepts rund ein Drittel darüber liegen. Andererseits ergibt sich, dass die Distributionskosten für alle Biowasserstoffkonzepte ähnlich sind und daher die relativen Unterschiede der Bereitstellungskosten der drei Konzepte dämpfen. Die Bereitstellungskosten für Wasserstoff auf Basis von Erdgas liegen deutlich darunter.

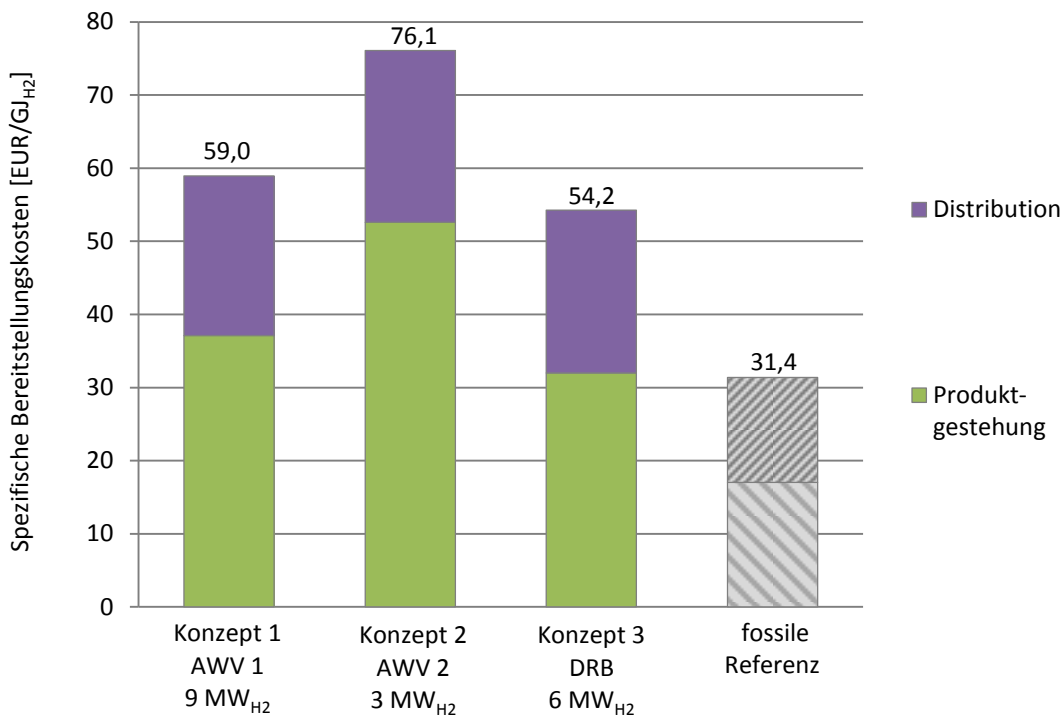


Abb. 48 Bereitstellungskosten für Wasserstoff in EUR/GJ_{H2}

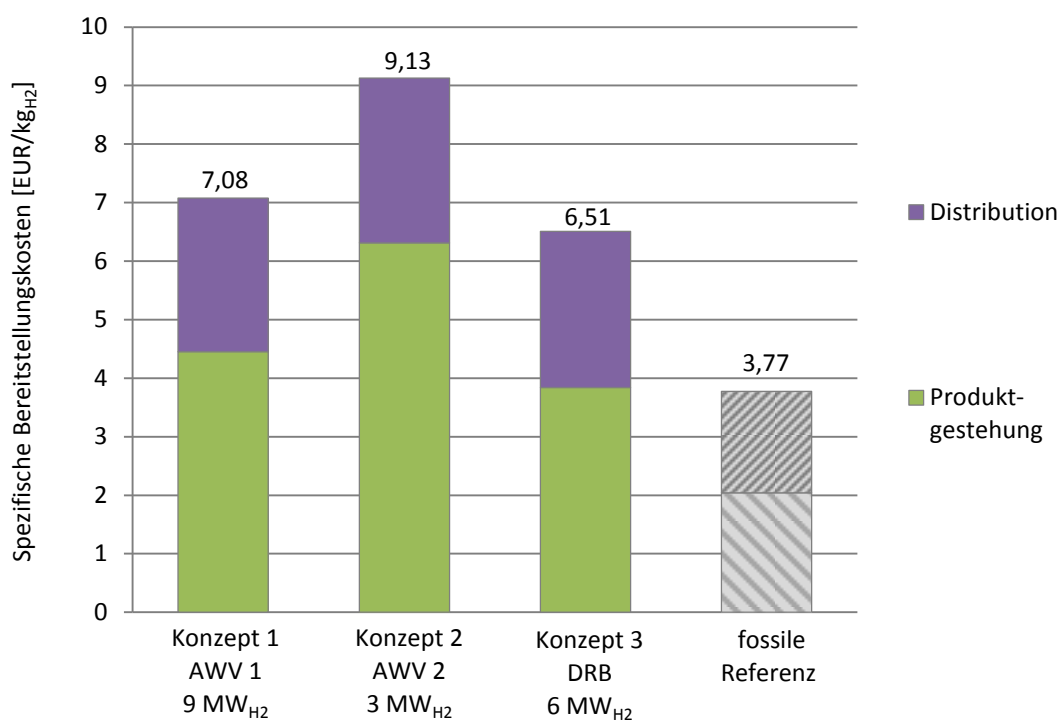


Abb. 49 Bereitstellungskosten für Wasserstoff in EUR/kg_{H2}

Im Jahr 2012 lag der Tankstellenpreise für Wasserstoff im Bereich der Clean Energy Partnership (CEP) bei einheitlich 9,50 EUR/kg_{H2}. Ausschließlich auf Basis überschüssiger Windenergie elektrolytisch hergestellter Wasserstoff wird einer Studie zufolge erst ab 2030 in größerem Umfang zur Verfügung stehen [196].

9 Ökologische Bewertung

Für die betrachteten Bereitstellungspfade von Biowasserstoff wurden Ökobilanzen zu relevanten Umwelteffekten erstellt. Diese umfassen Emissionen von Treibhausgasen (THG), versauernde und eutrophierende Emissionen sowie den kumulierten fossilen Energieaufwand

Auf Basis der Ergebnisse wird das THG-Minderungspotenzial gemäß der Erneuerbaren Energien Richtlinie 2009/28/EC (EU RED) [197] ermittelt. Zudem werden die THG-Minderungskosten kalkuliert.

9.1 Methodik

Für die ökologische Bewertung der hier betrachteten Wasserstoffbereitstellungskonzepte kommt das Instrument der Ökobilanzierung (auch Life Cycle Analysis, LCA) zum Einsatz. Für die Erstellung einer solchen Bilanz werden die international gültigen Normen ISO 14040 [198] und ISO 14044 [199] herangezogen. Zur Erstellung einer Ökobilanz wird der Lebenszyklus des untersuchten Produktes von der Rohstofferschließung und -gewinnung über die Produktion und Nutzung bis hin zur Entsorgung analysiert, um alle mit diesem Produkt verbundenen Effekte zu erfassen. Dabei werden auch alle entlang des Lebensweges verwendeten Hilfs- und Betriebsstoffe betrachtet. Die mit der Produktion und Nutzung dieser Hilfs- und Betriebsstoffe sowie der sonstigen Produkte und Dienstleistungen verbundenen Aufwendungen und Emissionen werden in der THG-Bilanz des Wasserstoffs berücksichtigt.

Die Methodik der Ökobilanz kann grob in vier Bestandteile (siehe Abb. 50) unterteilt werden. Diese werden im Folgenden am Beispiel der durchgeführten ökologischen Bewertung für verschiedene Wasserstoffbereitstellungspfade erläutert.

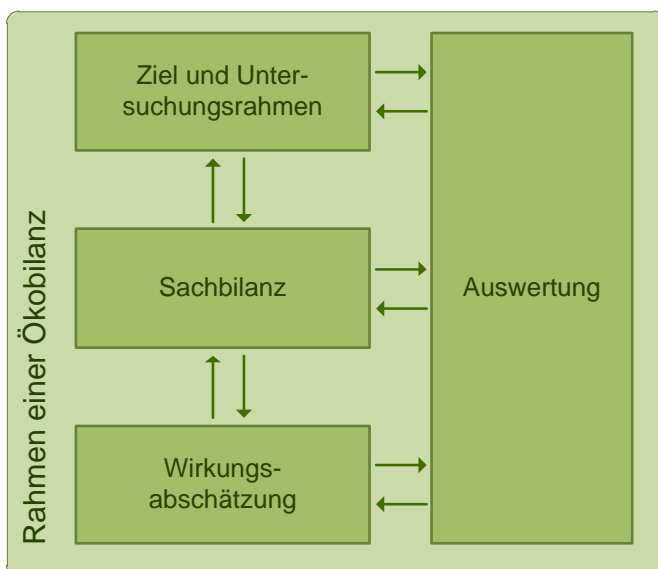


Abb. 50 Methodischer Ansatz nach DIN ISO 14040 ff

9.2 Ziel und Untersuchungsrahmen.

Ziel dieser Bewertung ist es, die drei betrachteten Konzepte zur Wasserstoffbereitstellung bezüglich der Umweltwirkung Treibhausgasemissionen, versauernde und eutrophierende Emissionen und kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand vergleichend gegenüberzustellen.

9.2.1 Funktionelle Einheit

Die funktionelle Einheit, auf die sich die gesamten Emissionen und Aufwendungen beziehen, wird in dieser Betrachtung als 1 MJ Wasserstoff frei Tankstelle definiert.

9.2.2 Bilanzgrenzen

Der Bilanzierungsrahmen für die Wasserstoffbereitstellung im Rahmen der betrachteten Konzepte umfasst die gesamte Prozesskette bis zur Bereitstellung von Wasserstoffnutzung frei Tankstelle wie in Abb. 51 dargestellt. Die Prozesskette beginnt beim Anbau der Biomasse bzw. bei der Rohstoffbereitstellung. Bei den vergasungsbasierten Prozessen handelt sich hierbei um die Weiterverarbeitung des Waldrestholzes zu Hackschnitzeln. Im Falle des vergärungsbasierten Konzeptes beginnt die Bilanzierung bei den landwirtschaftlichen Prozessen des Silomaisanbaus. Die Berücksichtigung der weiteren Biogassubstrate Rindergülle und Bioabfall beginnt mit den Prozessen Sammlung und Transport. Da es sich bei diesen beiden Substraten um Rest- und Abfallstoffe handelt, werden vorgelagerte Prozesse nicht berücksichtigt.

9.2.3 Berücksichtigung von Koppelprodukten

Ein zentraler Aspekt der Ökobilanzierung ist die Berücksichtigung von Koppelprodukten. Im Fall der Wasserstoffproduktion durch Biogasreformierung wird der auf der Stufe der biochemischen Prozesse entstehende Gärrest⁴ als Koppelprodukt durch eine energetische Allokation berücksichtigt. Das bedeutet, dass die bis zur Produktion von Wasserstoff anfallenden Emissionen und Aufwendungen zwischen dem Wasserstoff und dem Gärrest nach Maßgabe ihres Energiegehalts (unterer Heizwert) aufgeteilt werden. Dieses Vorgehen entspricht den Vorgaben der stark reglementierenden Methode zur Berechnung des THG-Minderungspotenzials der Erneuerbaren Energien Richtlinie EU RED (vgl. 9.4.2) und findet der Konsistenz wegen auch bei der Ermittlung der versauernden und eutrophierenden Emissionen und der Berechnung des kumulierten nicht erneuerbaren Energieaufwands Anwendung.

Infrastrukturelle Aufwendungen sind in den Betrachtungen nicht enthalten. D. h. dass Emissionen, die bei der Errichtung der technischen Anlagen etc. entstehen, nicht in die Berechnungen einfließen.

⁴ Gärrest der nach dem Verlassen des Fermenters auf eine Restfeuchte von 40 % mechanisch entwässert wird (vgl. 5.3).

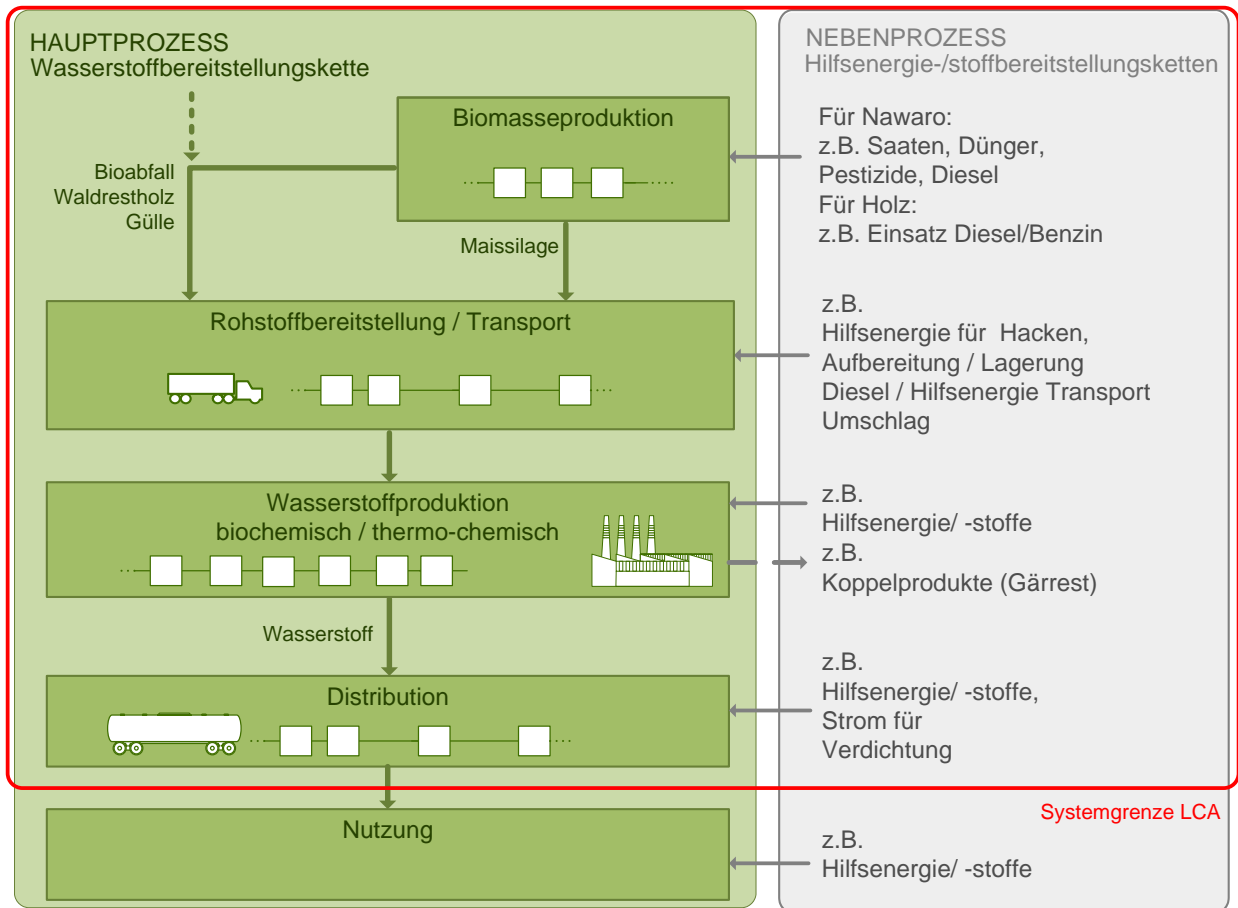


Abb. 51 Bilanzierungsrahmen

9.3 Sachbilanz

Die Sachbilanz dient dazu, alle relevanten Input- und Outputströme der mit der Bereitstellung von Wasserstoff verbundenen Prozesse zu erfassen. Diese enthalten Energie- und Rohstoffinputs, den Einsatz von Hilfs- und Betriebsstoffen, Produkte und Koppelprodukte, Abfall, Emissionen in die Luft, Wasser und in den Boden. Diese Studie basiert im Wesentlichen auf den Simulationsergebnissen aus 7.3, der DBFZ Datenbank und der international anerkannten Ecoinvent Datenbank für Ökoinventare Version 2.1 [200]. Im Folgenden werden die Sachbilanzdaten der einzelnen Prozessschritte bezüglich der Datenbasis detailliert beschrieben.

9.3.1 Rohstoffproduktion

Die Sachbilanzdaten zur Bereitstellung der Rohstoffe Waldrestholzhackschnitzel für die vergasungsbasierten Anlagenkonzepte 1 (AWV 1 - 9 MW_{H2}) und 2 (AWV 2 - 3 MW_{H2}) sowie der Maissilage, Bioabfall und Rindergülle für das vergärungsbasierte Anlagenkonzept 3 (DRB - 6 MW_{H2}) entstammen der DBFZ-Datenbank. Zur Quantifizierung der Emissionen und des kumulierten nicht erneuerbaren Energieaufwands aus dem Einsatz von Hilfsenergieträgern, Hilfs- und Betriebsstoffen (dazu zählen z. B. Düngemittel, Diesel, Pflanzenschutzmittel) wird auf Ecoinvent Version 2. zurückgegriffen.

9.3.2 Konversion/Verarbeitung:

Die Stoff- und Energieflüsse für die thermo- und biochemischen Prozesse basieren auf den in Kapitel 7.3 vorgestellten Simulationsergebnissen. Zur Quantifizierung der Emissionen und des kumulierten nicht erneuerbaren Energieaufwands aus dem Einsatz von Hilfsenergieträgern, Hilfs- und Betriebsstoffen (dazu zählen z. B. RME, Flüssigstickstoff) wird wiederum auf die Ecoinvent Datenbank zurückgegriffen. Für die Strombereitstellung wird der Erzeugungsmix des deutschen Kraftwerksparks angesetzt [185]. Die Zusammensetzung des Erzeugungsmix für das Jahr 2010 nach Energieträgern ist nachfolgend in Tab. 64 dargestellt. Eine vergleichende Betrachtung mit einem für 2020 angenommenen Erzeugungsmix folgt in Kapitel 9.5.

Tab. 64 Erzeugungsmix des öffentlichen Kraftwerksparks nach Energieträgern 2010

Energieträger	Anteil in %
Braun- und Steinkohle	42,4
Erdgas inkl. Sonstige Gase	16,2
Öl	1,3
AKW	22,7
Erneuerbare	15,7
Sonstige	1,7

Die Emissionsfaktoren für den Erzeugungsmix entstammen der Datenbank Gemis [201].

9.3.3 Transport/Distribution

Die ökologische Bewertung der Distributionsprozesse (in erster Linie sind damit Verdichtungsprozesse gemeint) basiert auf den in Kapitel 6 angegebenen Stoff- und Energieströmen. Für die Strombereitstellung werden wiederum die Kenndaten des Erzeugungsmix des deutschen Kraftwerksparks angenommen (vgl. 9.3.2). Die Inventardaten für die Transportprozesse basieren auf der Ecoinvent Datenbank 2.1.

9.4 Wirkungsabschätzung

In der Phase der Wirkungsabschätzung werden die Sachbilanzdaten hinsichtlich der potenziellen Umweltwirkungen ausgewertet. Dazu werden die Sachbilanzdaten spezifischen Wirkungskategorien zugeordnet, mit Hilfe von so genannten Charakterisierungsfaktoren aggregiert und bezüglich einer Referenzsubstanz beschrieben. Für die Bewertung der Wasserstoffbereitstellungspfade wurden die nachfolgend aufgeführten Wirkungsindikatoren betrachtet.

- Treibhausgasemissionen: Die THG-Emissionen für die Wasserstoffbereitstellung werden nach der IPCC-Methode (IPCC 2001⁵) [202] berechnet und mit Hilfe von Charakterisierungsfaktoren als Kohlenstoffdioxid-Äquivalent (CO₂-Äquivalent) dargestellt. Entsprechend der IPCC-Methode werden prozessbedingte biogene CO₂-Emissionen nicht in die Berechnung mit einbezogen, da man davon ausgeht, dass die Biomasse die gleiche Menge an CO₂ während des Wachstums aus der Luft aufgenommen hat.
- Versauerung: Zur Berechnung der versauernden Wirkung kommt CML2001-Methode [203] zum Einsatz. Die Darstellung erfolgt in Form von SO₂-Äquivalente.
- Eutrophierung: Die eutrophierend wirkenden Emissionen werden mit Hilfe der CML2001-Methode [203] berechnet und als PO₄-Äquivalente dargestellt.
- Kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand: Der nichterneuerbare Energieaufwand beinhaltet innerhalb dieser Studie den Aufwand fossiler und nuklearer Energieträger in MJ zur Produktion von 1 MJ Wasserstoff.

Nachfolgend werden die Ergebnisse der Wirkungsabschätzung dargestellt und diskutiert.

9.4.1 Spezifische Treibhausgasemissionen

Die nachfolgende Abb. 52 gibt einen Überblick über die THG-Emissionen der betrachteten Wasserstoffkonzepte. Die THG-Emissionen liegen in einer Bandbreite von 44 gCO₂-Äq./MJ (entspricht 5,28 kgCO₂-Äq./kg Wasserstoff) für das vergärungsbasierte Konzept 3 und 34 gCO₂-Äq./MJ (entspricht 4,08 kgCO₂-Äq./kg Wasserstoff) für die Konzepte 1 und 2. Die signifikanten Unterschiede zwischen den vergasungsbasierten Anlagenkonzepten 1 und 2 und dem vergärungsbasierten Konzept 3 ergeben sich in erster Linie aus den unterschiedlichen Rohstoffbasen. Durch den ausschließlichen Einsatz von Reststoffen stellen sich die vergasungsbasierten Konzepte 1 und 2 bezüglich der THG-Emissionen als vorteilhafter dar als das vergärungsbasierte Konzept 3, dessen Rohstoffbereitstellung aufgrund eines hohen Anteils von Energiepflanzen (60 % Maissilage) im Substratmix zu höheren Emissionen führt. Die THG-Emissionen aus dem Silomaisanbau werden im Wesentlichen vom Dieseleinsatz in landwirtschaftlichen Maschinen und dem Einsatz von Düngemitteln beeinflusst. Besonders groß ist der Anteil der klimarelevanten Emissionen, die aus der Stickstoffanwendung kommen. THG-Emissionen entstehen hier bei der Düngemittelproduktion und als bodenbürtige Feldemissionen infolge der Stickstoffapplikation. Die Emissionen aus der Hackschnitzelbereitstellung für die vergasungsbasierten Konzepte sind dagegen auf die Weiterverarbeitung des Waldrestholzes zu Hackschnitzeln beschränkt (vorgelagerte Prozesse werden per Reststoffdefinition nicht berücksichtigt) und fallen hauptsächlich bei der Verbrennung fossilen Diesels in forstwirtschaftlichen Maschinen an. Über alle drei Konzepte stellt sich der Prozess Transport/Distribution als am THG-intensivsten dar. Der Prozess Transport/Distribution umfasst neben sämtlichen Transportprozessen, auch die dem Wasserstofftransport vor- und nachgelagerten Verdichtungsprozesse. Die hohen THG-Emissionen der energieintensiven Verdichtungsprozesse sind

⁵ Da im Weiteren das jeweilige Treibhausgasminderungspotenzial nach RED 28/2008/EC ermittelt werden soll, finden die Charakterisierungsfaktoren IPCC 2001 gemäß den entsprechenden Vorgaben der EU RED Verwendung.

auf die Verwendung des deutschen Stromerzeugungsmix zurückzuführen. Ursächlich für die klimarelevanten Emissionen ist diesbezüglich die Verbrennung fossiler Energieträger, die einen relativ hohen Anteil am Erzeugungsmix des deutschen Kraftwerksparks ausmacht (siehe 9.3.2). Der Einsatz von Netzstrom ist wiederum auch für die THG-Emissionen der Konversionsprozesse der bestimmende Parameter.

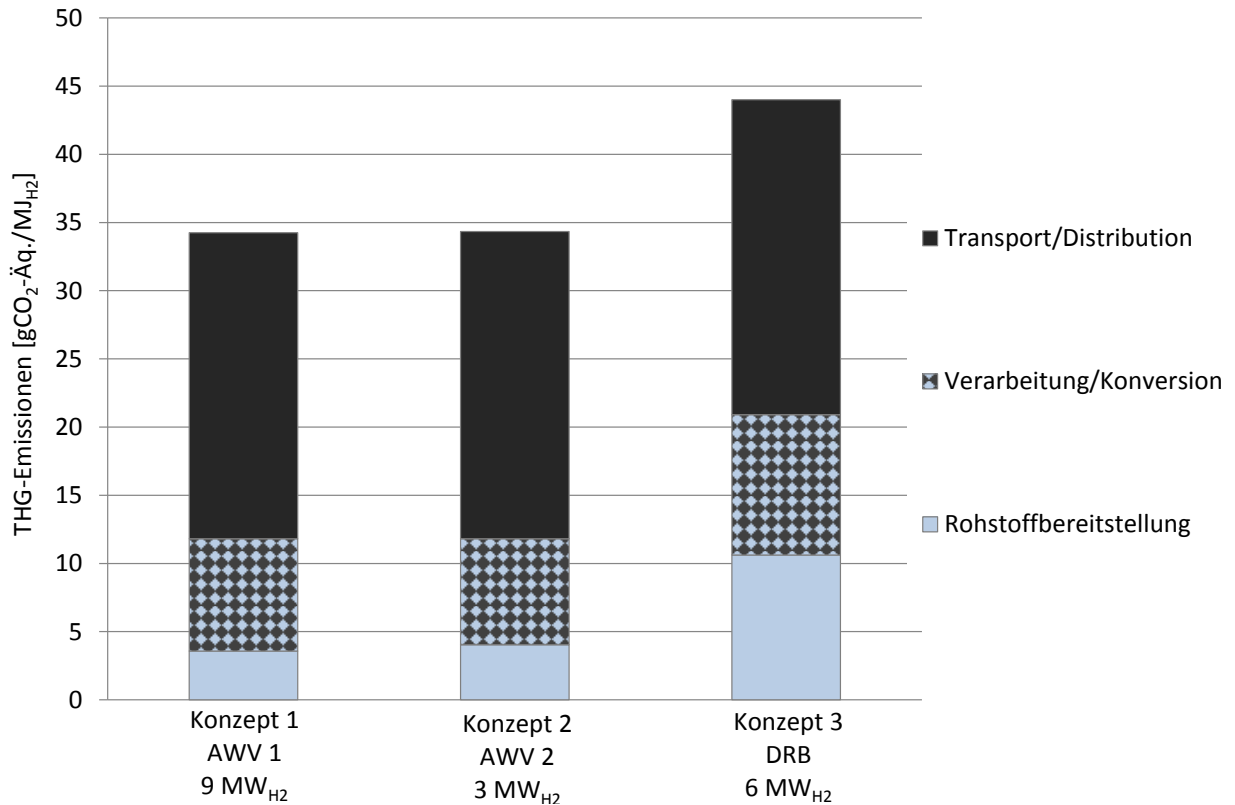


Abb. 52 Spezifische Treibhausgasemissionen in gCO₂-Äq. je MJ Wasserstoff mit 120 MJ/kg_{H2}

9.4.2 Treibhausgasminderungspotenzial

Als Folge der politisch und gesellschaftlich kontrovers geführten Diskussion um den vermehrten Einsatz von Bioenergie, insbesondere von Biokraftstoffen und der Gefahr daraus resultierender negativer Umwelteffekte, wurden auf europäischer Ebene in der Erneuerbare Energien Richtlinie 2009/28/EC Nachhaltigkeitsstandards für Biokraftstoffe und flüssige Biobrennstoffe definiert. Den Vorgaben der EU-Richtlinie folgend, untergliedern sich die Nachhaltigkeitsanforderungen grob in drei Teilbereiche. So darf Biomasse, die zur Herstellung von Biokraftstoffen verwendet wird, nicht von Flächen stammen die von besonderer Bedeutung für den Erhalt der biologischen Vielfalt sind bzw. über einen hohen Kohlenstoffbestand verfügen. Neben den Anforderungen an den Schutz natürlicher Flächen, ist die nachhaltige landwirtschaftliche Bewirtschaftung nach „Cross Compliance“ ein verbindliches Nachhaltigkeitskriterium. Drittes Kriterium und Kernpunkt der Nachhaltigkeitsanforderungen ist die Treibhausgasbilanz der Biokraftstoffe. Demnach müssen Biokraftstoffe, unterschiedlichen Zeithorizonten entsprechend ein festgelegtes Treibhausgasminderungspotenzial gegenüber einem fossilen Referenzwert aufweisen. Die Anforderungen an die THG-Minderung gelten ab Umsetzung der Richtlinie. Die Berechnung des Treibhausgasminderungspotenzials erfolgt anhand tatsächlicher Werte nach der in der Verordnung festgelegten Methodik.

Die Berechnungsmethodik orientiert sich am Aufbau der Bilanzierung nach ISO 14040. Die wesentlichen Aspekte zur Berechnung des THG-Minderungspotenzials sind in Tab. 65 zusammengefasst

Tab. 65 Methodische Annahmen zur Berechnung des THG-Minderungspotenzials gemäß EU RED

	EU RED
Systemgrenzen	Well-to-Wheel
THG-Minderungspotenzial	35 % ab Inkrafttreten 50 % ab 2017; 60 % ab 2018
Fossiles Referenzsystem	Benzin/Diesel 83,8 gCO ₂ -Äq./MJ
Umgang mit Koppelprodukten	Allokation nach unterem Heizwert
CO ₂ -Konversionsfaktoren	IPCC 2011 (z. %B. CH ₄ : 23; N ₂ O: 296)

Nachfolgende Abb. 53 zeigt die anhand der erstellten THG-Bilanzen (vgl. 9.4.1) ermittelten Minderungspotenziale der drei Wasserstoffbereitstellungskonzepte gegenüber des in der Richtlinie festgelegten fossilen Referenzwertes. Es zeigt sich zwar, dass alle drei Anlagenkonzepte das derzeit gültige Minderungsziel von 35 % erreichen. Die Zielvorgaben einer THG-Minderung um 50 % für das Jahr 2017 erreichen allerdings nur die vergasungsbasierten Konzepte 1 und 2. Das vergärungsbasierte Konzept 3 verfehlt diese Zielvorgaben und dürfte ab diesem Zeitpunkt nicht auf die Biokraftstoffquote angerechnet werden. Die Unterschiede ergeben sich primär aus der unterschiedlichen Rohstoffbasis der untersuchten Konzepte (vgl. 9.4.1).

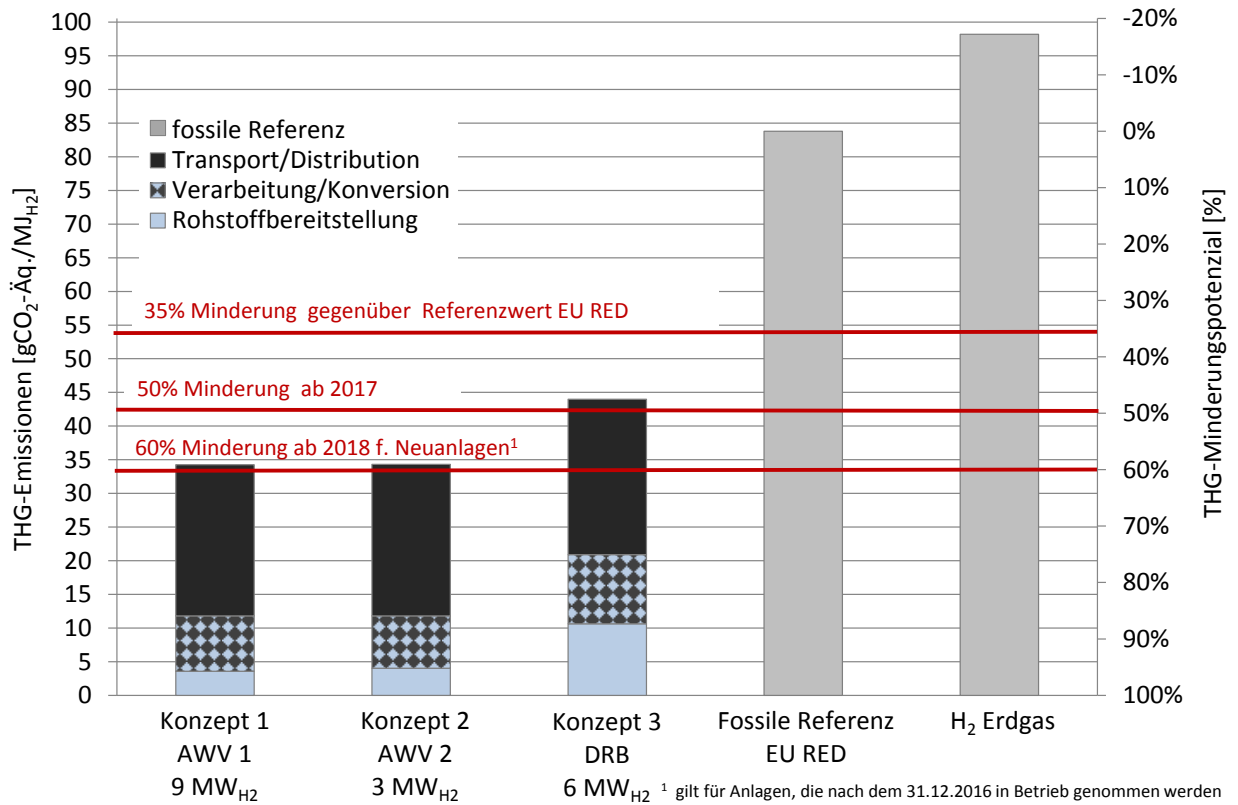


Abb. 53 THG-Minderungspotenziale (mit 120 MJ/kg_{H2})

Die in der RED definierte Methodik zur Berechnung des THG-Minderungspotenzials ist im Wesentlichen auf die Bewertung flüssiger Biokraftstoffe zugeschnitten. Dies zeigt sich unter anderem bei der Wahl des fossilen Referenzwertes, einem durchschnittlichen Wert aus fossilem Diesel und Benzin. Aufgrund dessen wurden die ermittelten THG-Emissionen der betrachteten Wasserstoffbereitstellungskonzepte in Abb. 53 einem Referenzwert für Wasserstoff auf fossiler Basis (Erdgas) [188] vergleichend gegenübergestellt. Diesem Vorgehen folgt auch die Berechnung der Treibhausgasermittlungskosten (siehe 9.6).

Die in Abb. 53 dargestellten Ergebnisse enthalten keine Emissionen aus direkten Landnutzungsänderungen. Wird zum Beispiel für den Anbau der Biomasse (z. B. Silomais) vorher nicht landwirtschaftlich genutztes Land in Ackerfläche umgewandelt, kann es infolge der Kohlenstoffbestandsänderungen zu klimarelevanten Emissionen kommen. Der Einfluss dieser direkten Landnutzungsänderungseffekte kann das mögliche THG-Minderungspotenzial eines Biokraftstoffes aufheben und sogar negieren. Dann würden durch die Biokraftstoffproduktion insgesamt mehr klimarelevante Gase emittiert als durch die Produktion und Nutzung fossiler Kraftstoffe. Liegen direkte Landnutzungsänderungen vor, sind gemäß EU RED die Emissionen aus direkten Landnutzungsänderungen bei der Berechnung der THG-Minderung zu berücksichtigen.

9.4.3 Versauerung

Wie aus Abb. 54 ersichtlich unterscheiden sich die Versauerungspotenziale der drei Konzepte in ihrer Höhe nur gering voneinander. Analog zu den THG-Emissionen stammt ein wesentlicher Teil der versauernd wirkenden Emissionen aus dem Prozess Transport/Distribution (in der Abbildung schwarz dargestellt). Wie bereits beschrieben, sind die Verdichtungsprozesse sehr energieintensiv. Der zur Verdichtung eingesetzte Stromerzeugungsmix wird zu einem großen Teil durch die Verbrennung fossiler Energieträger wie Stein- und Braunkohle bereitgestellt (siehe Tab. 64). Aus deren Verbrennung resultierende Stickstoffoxid- und Schwefeldioxidemissionen tragen maßgeblich zum Versauerungspotenzial bei. Gleiches gilt für die Konversionsprozesse aller Konzepte, wobei die versauernd wirkenden, konversionsbedingten Emissionen der vergasungsbasierten Konzepte 1 und 2 deutlich über denen des vergärungsbasierten Konzeptes 3 liegen. Ursächlich dafür sind Ammoniakemissionen aus der RME-Bereitstellung und versauernde Emissionen aus der Stickstoffbereitstellung, die wiederum auf den Einsatz des bereits beschriebenen Stromerzeugungsmix zurückzuführen sind. Im Gegensatz zu den konversionsbedingten Emissionen fallen die Emissionen aus dem Prozess der Rohstoffbereitstellung des vergärungsbasierten Konzeptes 3 deutlich höher aus als die der vergasungsbasierten Konzepte 1 und 2. Die höheren Emissionen entstammen primär landwirtschaftlichen Prozessen. Zum einen sind hier Ammoniakemissionen aus der Düngung und zum anderen mit der Düngemittelproduktion verbundene Stickoxidemissionen zu nennen. Die versauernden Emissionen aus der Hackschnitzelbereitstellung für die vergasungsbasierten Konzepte fallen dagegen maßgeblich bei der Verbrennung fossilen Diesels in forstwirtschaftlichen Maschinen an, größtenteils handelt es sich bei den Emissionen um versauernd wirkende Stickoxidemissionen.

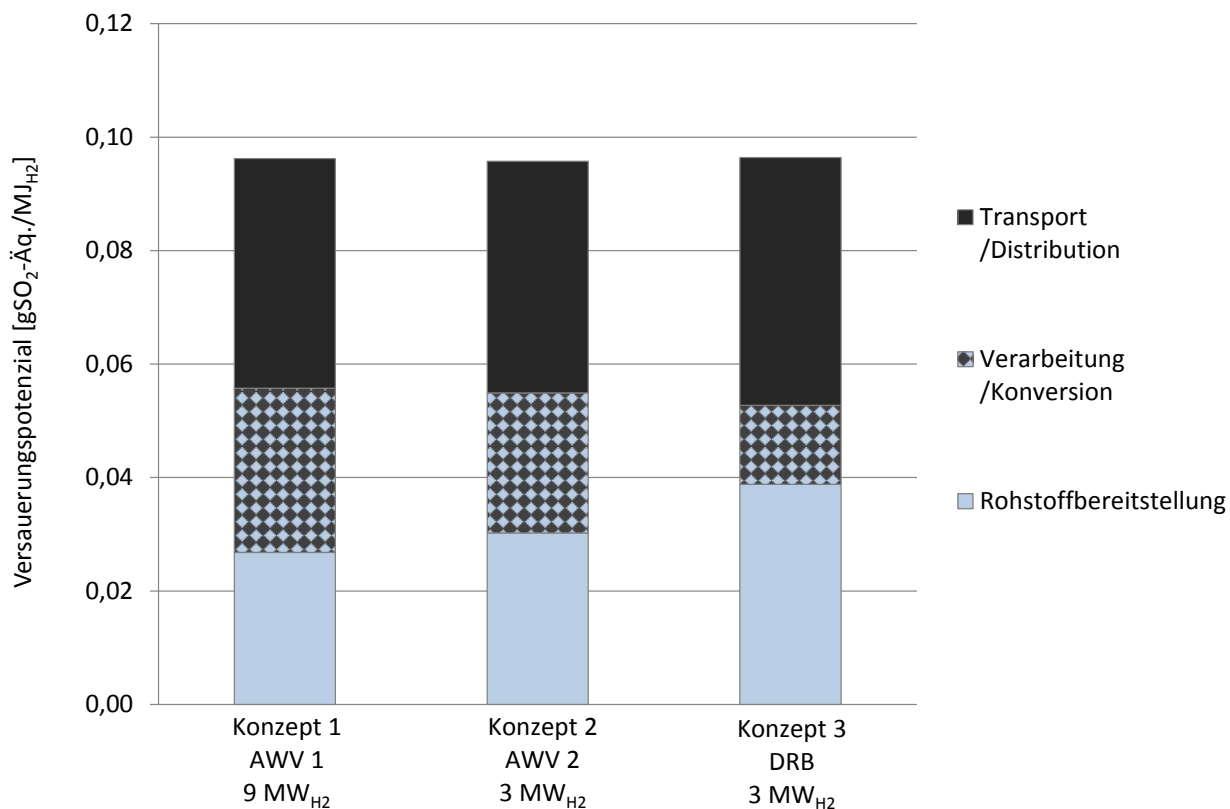


Abb. 54 Spezifische versauernd wirkende Emissionen in gSO₂-Äq. je MJ Wasserstoff mit 120 MJ/kg_{H2}

9.4.4 Eutrophierung

Die drei betrachteten Konzepte zur Wasserstoffbereitstellung weisen mit Werten von 0,009 gPO₄-Äq./MJ_{H₂} (Anlagenkonzept 1) bis 0,018 gPO₄-Äq./MJ_{H₂} (Anlagenkonzept 3) nur ein sehr geringes Eutrophierungspotenzial auf. Den größten Beitrag zur Eutrophierung, also der Anreicherung von Nährstoffen an einem bestimmten Standort, tragen wie aus Abb. 55 ersichtlich, die Emissionen aus der Rohstoffbereitstellung des biochemischen Konzeptes bei. Verursacht werden diese Emissionen in erster Linie durch die Düngung der landwirtschaftlichen Flächen für den Silomaisanbau. Insbesondere Nitrat-, Phosphat- und Ammoniakemissionen tragen hier erheblich zum Eutrophierungspotenzial bei.

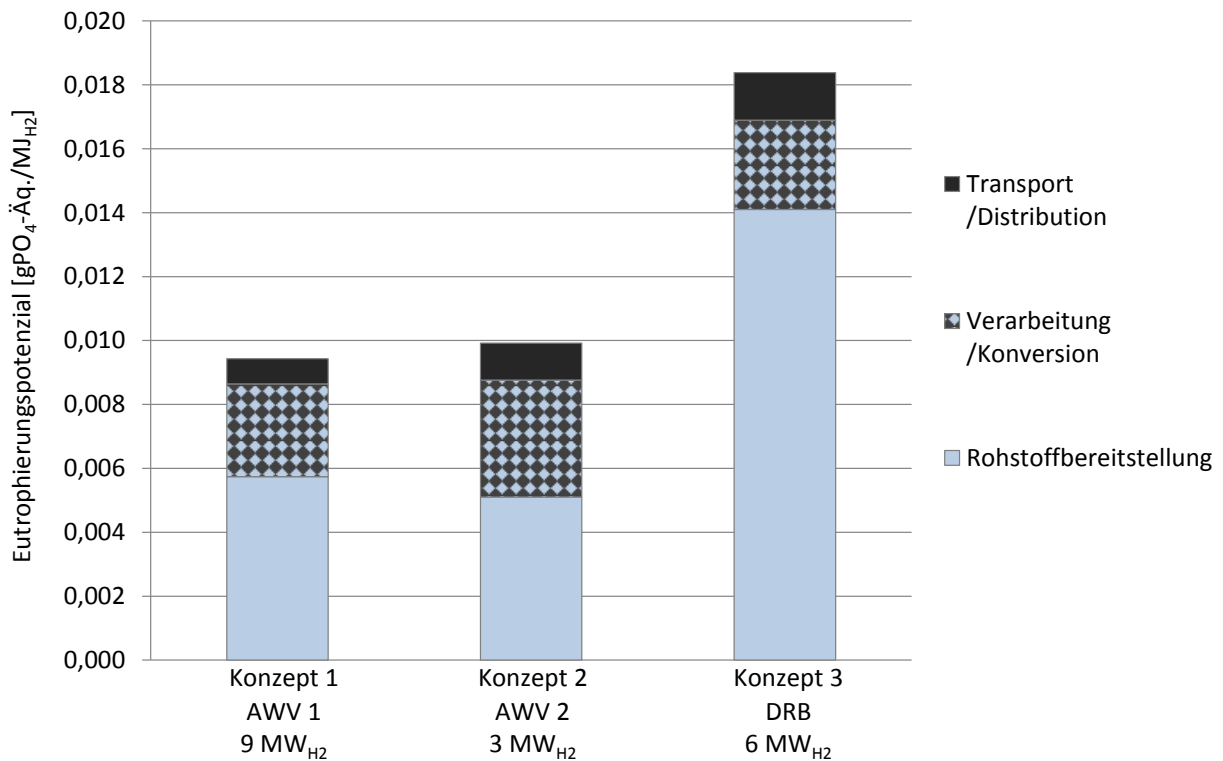


Abb. 55 Spezifische eutrophierend wirkende Emissionen in gPO₄-Äq. je MJ Wasserstoff mit 120 MJ/kg_{H₂}

9.4.5 Kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand

Der Bedarf an nicht erneuerbarer Energie wird maßgeblich vom Einsatz fossiler Energieträger zur Strombereitstellung beeinflusst. Die Werte für den kumulierten nicht erneuerbaren Energieaufwand liegen für alle drei Anlagenkonzepte in einem ähnlichen Größenbereich (Abb. 56), da sowohl der Strombedarf für die Prozesse Konversion/Verarbeitung und Transport/Distribution über alle Konzepte annähernd gleich ist, als auch die Aufwendungen für die Rohstoffbereitstellung in entsprechend gleichen Wertebereichen liegen. Der Energiebedarf der Hackschnitzelbereitstellung für die vergasungsbasierten Konzepte 1 und 2 ist primär auf den Dieselbedarf der forstwirtschaftlichen Maschinen zurück zu führen. Für die Rohstoffbereitstellung des vergärungsbasierten Konzeptes 3 sind die landwirtschaftlichen Produktionsprozesse maßgeblich. Der Energiebedarf ergibt sich hier zum einen aus dem Einsatz von Diesel in landwirtschaftlichen Maschinen und zum anderen aus der Produktion der Düngemittel.

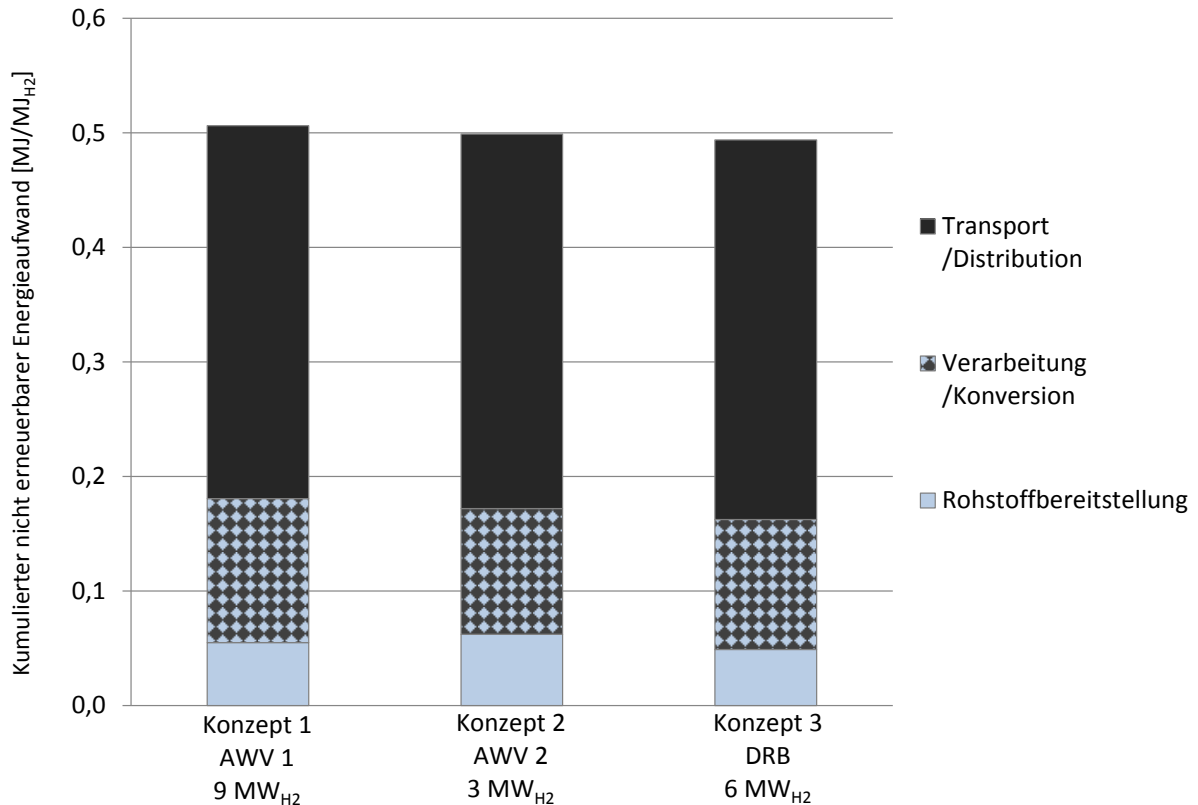


Abb. 56 Spezifischer kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand in MJ je MJ Wasserstoff mit 120 MJ/kg_{H2}

9.5 Auswertung

Es zeigt sich, dass sich über alle emissionsbedingten Wirkungskategorien (THG, versauernde und eutrophierende Emissionen) der Einsatz von Reststoffen positiv auf die Bilanzen auswirkt. Dementsprechend stellen sich die vergasungsbasierten Konzepte 1 und 2 durch ihren ausschließlichen Einsatz von Reststoffen bezüglich der beschriebenen Umweltwirkungen als vorteilhafter denn das vergärungsbasierte Konzept 3 dar. Dessen Rohstoffbereitstellung führt aufgrund eines hohen Anteils von Energiepflanzen (60 % Maissilage) im Substratmix zu höheren Emissionen. Diesbezüglich erschließt sich auf dieser Stufe der Prozesskette für das vergärungsbasierte Konzept 3 ein mögliches Optimierungspotenzial durch den vermehrten Einsatz von Rest- und Abfallstoffen (u. a. Rindergülle, Bioabfall).

Neben der Rohstoffbereitstellung werden die Emissionen (ausgenommen die eutrophierend wirkenden Emissionen) und der kumulierte nicht erneuerbare Energieaufwand primär durch den Einsatz des deutschen Stromerzeugungsmix in den Prozessen Konversion/Verarbeitung und Distribution verursacht. Verantwortlich dafür sind der hohe Anteil an fossilen Energieträgern zur Stromerzeugung im entsprechenden Mix und der damit verbundene Emissionsfaktor. Im Rahmen einer Sensitivitätsanalyse wurde der gegenwärtige Erzeugungsmix (vgl. Tab. 64) durch einen zukünftigen Erzeugungsmix für 2020 (Tab. 66) ersetzt. Dieser zeichnet sich durch einen deutlich höheren Anteil regenerativer und einen wesentlich geringeren Anteil emissionsintensiver fossiler Energieträger gegenüber dem gegenwärtigen Strommix aus. Die entsprechenden Kenndaten sind wiederum dem Methodenhandbuch zur stoffstromorientierten Bilanzierung der Klimagaseffekte [185] entnommen und basieren auf Daten der BMU-Leitstudie [204].

Tab. 66 Erzeugungsmix des öffentlichen Kraftwerksparks nach Energieträger 2020

Energieträger	Anteil in %
Braun- und Steinkohle	25,6
Erdgas inkl. sonstige Gase	18,5
Öl	1,0
AKW	9,0
Regenerative	45,1
Sonstige	0,8

Quelle: [185]

Erwartungsgemäß liegen die innerhalb der Sensitivitätsanalyse berechneten Werte der betrachteten Wirkungskategorien THG- und versauernde Emissionen und kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand für die einzelnen Konzepte deutlich unter den Ergebnissen der Basisbetrachtungen (Verwendung des gegenwärtigen Stromerzeugungsmix). Die Ergebnisse sind als Minderungspotenziale in Abb. 57 dargestellt. Bei der Interpretation der Abbildung ist zu beachten, dass für die Darstellung des THG-Minderungspotenzials der in der EU RED definierte fossile Referenzwert den Vergleichswert mit 100 % darstellt. Für die Kategorien Versauerung und kumulierter nicht erneuerbarer Energieaufwand wird der Vergleichswert mit 100 % jeweils durch den höchsten Wert abgebildet. Es wird einmal mehr verdeutlicht, welchen großen Einfluss der Strommix, beziehungsweise die mit seiner Erzeugung verbundenen Emissionen und Aufwendungen, auf das Gesamtergebnis haben. Der Einsatz von Strom mit einem höheren Anteil regenerativer Energien im Erzeugungsmix könnte zumindest bezüglich der Treibhausgasreduzierungsziele zum Erreichen zukünftiger gesetzlich vorgeschriebener Zielvorgaben führen.

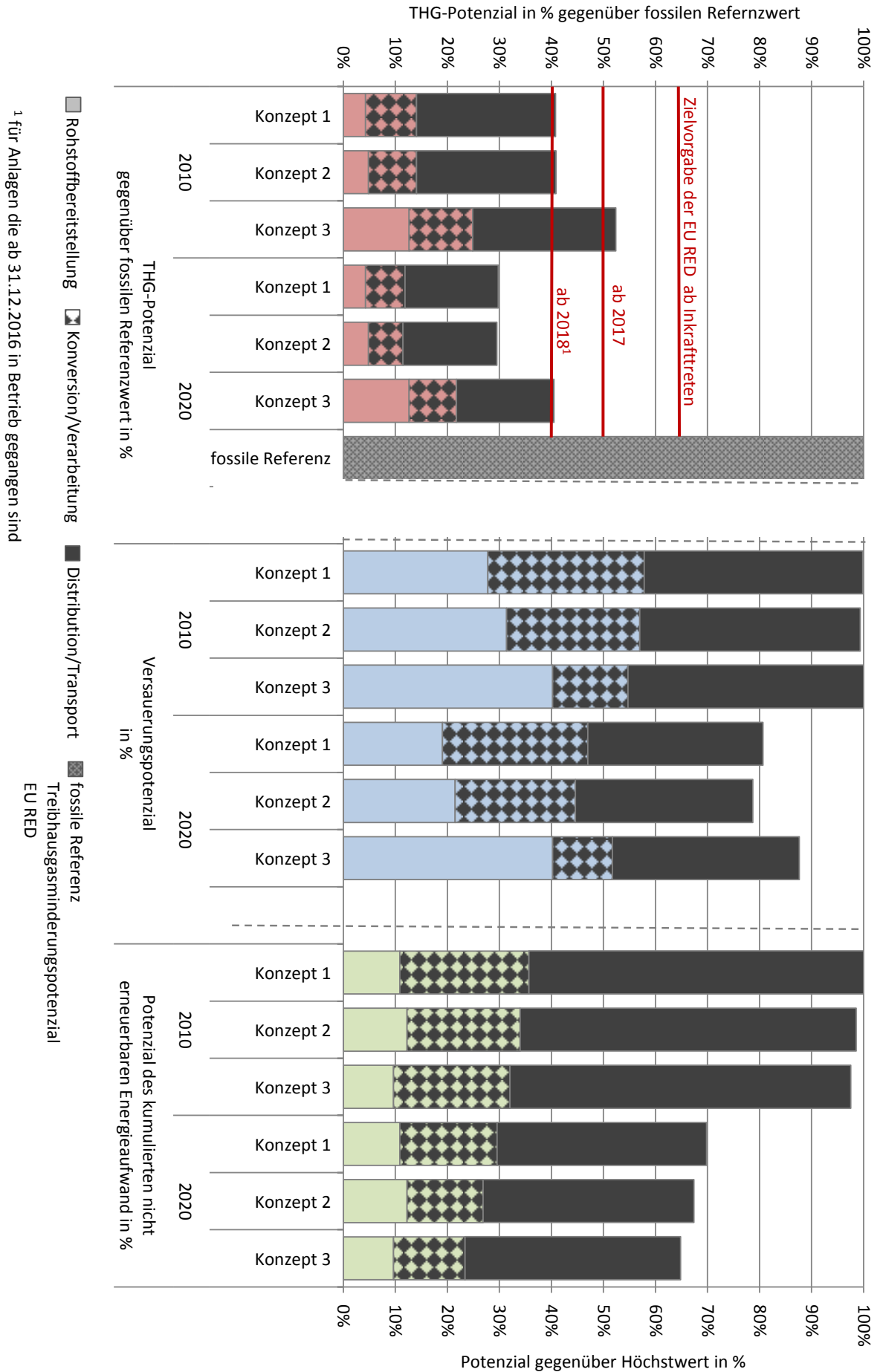


Abb. 57

Sensitivitätsanalyse

9.6 Treibhausgasminderungskosten

9.6.1 Methodik

Im nächsten Schritt erfolgt die Ermittlung der spezifischen THG-Minderungskosten. Dabei sind der Analyse der spezifischen THG-Minderungskosten (d. h. EUR/tCO₂-Äq.) auf der Basis der volkswirtschaftlichen Kostenkonzepte Grenzen gesetzt, deren Ursache in erster Linie in der Problematik der Datenbeschaffung (u. a. steuerrechtliche Aspekte, Subventionen, gesellschaftliche Ressourcen im Sinne von Programmkosten) und dem Vergleich unter einheitlichen Rahmenbedingungen liegt. Im Rahmen dieser Studie wird daher ein vereinfachter Ansatz zur Ermittlung der THG-Minderungskosten gewählt, wobei die untersuchten Biowasserstoffkonzepte jeweils dem typischen fossilen Referenzkraftstoff, Wasserstoff auf Basis von Erdgas, gegenübergestellt werden (Gl. 8).

$$K_{\text{THG,S}} = \frac{K_{\text{S}} - K_{\text{Ref}}}{e_{\text{Ref}} - e_{\text{S}}} = \frac{\Delta K}{\Delta e} \quad \text{falls } \Delta e > 0 \quad \text{Gl. 8}$$

mit	$K_{\text{THG,S}}$	spezifische THG-Minderungskosten der Biowasserstoffbereitstellung [EUR/kgCO ₂ -Äq.]
	K_{S}	spezifische Bereitstellungskosten des Biowasserstoffs [EUR/GJ]
	K_{Ref}	spezifische Bereitstellungskosten der fossilen Referenz [EUR/GJ]
	ΔK	Mehrkosten der Bereitstellung des Biowasserstoffs gegenüber der fossilen Referenz [EUR/GJ]
	e_{S}	spezifische THG-Emissionen der Biowasserstoffbereitstellung [kgCO ₂ -Äq./GJ]
	e_{Ref}	spezifische THG-Emissionen der fossilen Referenz [kgCO ₂ -Äq./GJ]
	Δe	spezifische THG-Minderung der Biowasserstoffbereitstellung gegenüber der fossilen Referenz [kgCO ₂ -Äq./GJ]

Liegen die THG-Emissionen der Biowasserstoffkonzepte höher als die der fossilen Referenz ($\Delta e \leq 0$), werden keine THG-Minderungskosten berechnet. Die spezifischen THG-Minderungskosten stellen einen wichtigen Kennwert für den Vergleich der Bioenergiekonversionskette dar. Sie geben an, wie viel die Vermeidung einer definierten Menge Treibhausgase gegenüber der entsprechenden fossilen Referenz kostet.

9.6.2 Ergebnisse

Eine Übersicht der ermittelten THG-Minderungskosten für die untersuchten Konzepte zur Bereitstellung von Biowasserstoff enthält Abb. 58. Hierbei wurden die THG-Minderungskosten im Vergleich mit der fossilen Referenz nach EU RED ermittelt. Es ergeben sich THG-Minderungskosten von 785 EUR/tCO₂-Äq. für die Bereitstellung von Biowasserstoff basierend auf Anlagenkonzept 1 (AWV 1 – 9 MW_{H2}). Für Anlagenkonzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2}) betragen die THG-Minderungskosten der Biowasserstoffbereitstellung 1 133 EUR/tCO₂-Äq. und für Anlagenkonzept 3 (DRB – 6MW_{H2}) 856 EUR/tCO₂-Äq.. Die wesentlich höheren THG-Minderungskosten von Anlagenkonzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H2}) erklären sich daraus, dass die Differenz der Bereitstellungskosten des Biowasserstoffs zu denen der fossilen Referenz nach EU RED (ΔK) hier deutlich höher ist als bei den anderen beiden Konzepten (vgl. 8.5). Für die fossile Referenz nach EU RED wurden Bereitstellungskosten von 20,1 EUR/GJ angenommen [205].

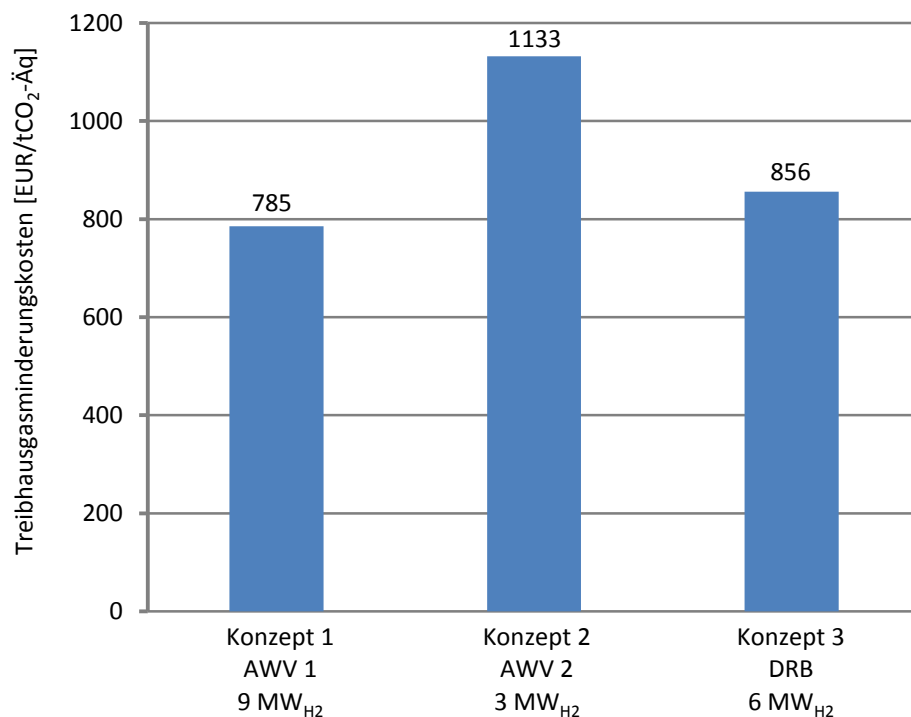


Abb. 58 THG-Minderungskosten im Vergleich mit der fossilen Referenz nach EU RED

Ermittelt man die THG-Minderungskosten im Vergleich zu erdgasbasiertem Wasserstoff als fossiler Referenz, so ergeben sich 432 EUR/tCO₂-Äq. für Anlagenkonzept 1 (AWV 1 – 9 MW_{H₂}), 700 EUR/tCO₂-Äq. für Anlagenkonzept 2 (AWV 2 – 3 MW_{H₂}) und 420 EUR/tCO₂-Äq. für Anlagenkonzept 3 (DRB – 6 MW_{H₂}).

10 Gesamtbewertung

Um zu einer vergleichenden Gesamtbewertung der Bereitstellungsoptionen für Wasserstoff auf Basis von Biomasse zu gelangen, wurde zunächst ein zweistufiges Pre-Screening durchgeführt. Darin wurde aus der Gesamtheit möglicher Verfahren eine Vorauswahl im Sinne des Studienziels getroffen. Drei Verfahren wurden ausgewählt, welche für eine kurz- bis mittelfristige Realisierung in einer Demonstrationsanlage besonders geeignet erschienen. Für diese wurden anschließend Anlagen- und Distributionskonzepte erstellt und detailliert untersucht.

Dieser Detailuntersuchung lagen die folgenden vier Bewertungskategorien zugrunde: Rohstoffverfügbarkeit, Technologie, Ökonomie und Ökologie. Die Bewertungskategorien werden nachfolgend jeweils für die detailliert untersuchten Konzepte zusammenfassend betrachtet. Von den drei Konzepten beruhen zwei auf der allothermen Wirbelschichtvergasung (AWV) und eines auf der Dampfreformierung von Biogas (DRB):

- Konzept 1: 9 MW_{H2} basierend auf allothermer Wirbelschichtvergasung
(exemplarische Leistungsgröße für FICFB-Vergasung)
- Konzept 2: 3 MW_{H2} basierend auf allothermer Wirbelschichtvergasung
(exemplarische Leistungsgröße für Heatpipe-Reformer)
- Konzept 3: 6 MW_{H2} basierend auf Dampfreformierung von Biogas

Die sowohl für die vergasungs- wie auch vergärungsbasierten Konversionsrouten geeigneten Rohstoffpotenziale werden bereits in beträchtlichem Umfang anderen Nutzungsformen (z. B. Strom-/Wärmeerzeugung) zugeführt und gelten als weitgehend ausgeschöpft. Lokal existieren allerdings Potenziale in ausreichendem Maße für alle betrachteten Konversionsrouten, wobei Anlagen kleinerer Leistungsgröße grundsätzlich Vorteile in Bereich der Rohstoffverfügbarkeit haben. Langfristig könnten durch die Umwandlung von Flächen, die derzeit zur RME- und Bioethanolerzeugung genutzt werden, neue Rohstoffpotenziale erschlossen werden. Kurzfristig dürften die größeren Rohstoffpotenziale im Bereich des ungenutzten Holzzuwachses liegen, was die vergasungsbasierten Konversionsrouten tendenziell bevorteilt.

Technologisch sind alle drei untersuchten Konversionsrouten kurz- bis mittelfristig realisierbar. Die Biogastechnologie ist bereits ausgereift, was das technologische Risiko im Bereich der Gaserzeugung am geringsten erscheinen lässt. Die Biomassevergasung auf Basis des FICFB-Prinzips (Fast Internally Circulating Fluidized Bed) ist kommerziell verfügbar und das technologische Risiko kann als beherrschbar gelten. Der Heatpipe-Reformer wird kommerziell im KWK-Betrieb eingesetzt und eine Nutzung der Technologie für die Wasserstofferzeugung ist möglich. Die Technologie hat aber noch keine dem FICFB-Vergaser vergleichbar hohe Anzahl an Betriebsstunden nachgewiesen. Das technologische Risiko erscheint allerdings ebenfalls weitgehend beherrschbar. Im Bereich der Gasaufbereitung sind alle drei Anlagenkonzepte ähnlich aufgebaut und beruhen auf erprobten Verfahren, wodurch das technologische Risiko minimiert wird. Im Bereich des Wasserstoffwirkungsgrads liegen die drei betrachteten Konversionsrouten auf unterschiedlichen Niveaus. Das FICFB-Verfahren weist Vorteile gegenüber dem Heatpipe-Reformer auf. Dies liegt im Wesentlichen an der unterschiedlichen Skalierung der in dieser Untersuchung betrachteten vergasungsbasierten Anlagenkonzepte. Das vergärungsbasierte Anlagenkonzept 3 weist deutliche

Nachteile sowohl beim Netto- als auch beim Bruttowirkungsgrad der Wasserstofferzeugung auf. Dies liegt darin begründet, dass bei den vergasungsbasierten Verfahren bereits Wasserstoff im Rohgas enthalten ist. Beim vergärungsbasierten Pfad besteht das Brenngas aus Methan und muss gänzlich reformiert werden.

Die Effekte der unterschiedlichen Skalierung spiegeln sich auch in der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wider. Zum einen liegen die spezifischen Gestehungskosten beim leistungsstärksten Anlagenkonzept, basierend auf dem FICFB-Prinzip, unter denen des kleiner skalierten vergasungsbasierten Konzepts, welches auf dem Heatpipe-Reformer beruht. Allerdings dämpfen die jeweils sehr ähnlichen Distributionskosten die relativen Unterschiede hinsichtlich der gesamten Bereitstellungskosten. Bei der absoluten Höhe der Investitionssumme weist das Anlagenkonzept 2, basierend auf dem Heatpipe-Reformer, Vorteile auf; wobei die spezifischen Investitionen im Vergleich deutlich höher ausfallen. Das Anlagenkonzept 3 auf Grundlage der Dampfreformierung von Biogas, liegt sowohl bei den spezifischen Investitionssummen, als auch bei den spezifischen Gestehungs- und Bereitstellungskosten, etwa auf dem Niveau von Anlagenkonzept 1, basierend auf der FICFB-Vergasung.

Im Bereich der THG-Emissionen und der THG-Minderungspotenziale zeigt sich, dass die beiden vergasungsbasierten Anlagenkonzepte 1 und 2 auf fast gleichem Niveau liegen und aufgrund des ausschließlichen Einsatzes von Reststoffen gegenüber dem vergärungsbasierten Konzept 3 im Vorteil sind. Sie erreichen zudem im Gegensatz zu Konzept 3 das 60 % THG-Minderungsziel, welches Biokraftstoffe ab 2017 erreichen müssen. Hierbei sorgt die Rohstoffbereitstellung, vornehmlich die Bereitstellung von Energiepflanzen, maßgeblich für die höheren THG-Emissionen des vergärungsbasierten Anlagenkonzepts 3. Sollte hingegen langfristig auch Anbaubiomasse in der Vergasung eingesetzt werden, würden sich die THG-Emissionen der vergasungsbasierten Anlagenkonzepte erhöhen. Demgemäß hätte aber auch ein größerer Anteil an Abfallstoffen im Biogassubstrat von Anlagenkonzept 3 u.U. geringere THG-Emissionen zur Folge. Weiter wird deutlich, dass bei allen drei Konzepten die Distribution den größten Teil der betrachteten Emissionen verursacht und diese bei allen Konzepten mengenmäßig nahezu gleich sind. Dies liegt vor allem am hohen Strombedarf der Wasserstoffkompression. Würde hierfür Strom aus erneuerbaren Quellen eingesetzt, würden sich die THG-Emissionen aller drei Konzepte erheblich verringern. Dies hätte aber vermutlich auch höhere Kosten zur Folge. Bei den Kosten der THG-Minderung liegen das vergärungsbasierte Konzept 3 und das vergasungsbasierte Konzept 1 auf demselben Niveau und sind damit Konzept 2 deutlich überlegen. Bei Konzept 3 ist dies aufgrund niedrigerer Gestehungskosten trotz höherer Emissionen möglich. Veränderte Rahmenbedingungen hinsichtlich Rohstoffbereitstellung oder Strommix können die THG-Minderungskosten jedoch maßgeblich beeinflussen.

Abb. 59 stellt der Netto-Konversionseffizienz (Kapitel 7.3) als wesentlichem technischen Kennwert die THG-Minderungskosten als ökonomisch-ökologischen Kennwert (Kapitel 9.6) gegenüber. Dabei kann das Konzept als besonders vorteilhaft gelten, welches eine hohe Konversionseffizienz mit niedrigen THG-Minderungskosten verbindet. Die Konversionseffizienz der Wasserstofferzeugung ist das entscheidende technische Kriterium, da die energetische Effizienz der Wasserstoffdistribution bei allen drei Konzepten mit jeweils ca. 66%, nahezu identisch ist.

Es zeigt sich die Überlegenheit von Konzept 1 bezüglich der THG-Minderungskosten gegenüber Konzept 2 und bezüglich der Netto-Konversionseffizienz gegenüber beiden anderen Konzepten. Weiter wird deutlich, dass sich die relativen Unterschiede im Bereich THG-Minderungskosten bei einer langfristigen Betrachtung zwischen den Konzepten leicht verringern. Die langfristige Betrachtung unterstellt eine Reduktion der Investitionsaufwendungen für die Konversionsanlagen aufgrund von Lernkurveneffekten, ebenso wie geringere THG-Emissionen beim künftigen Strommix (vgl. 8.3.4 und 9.5).

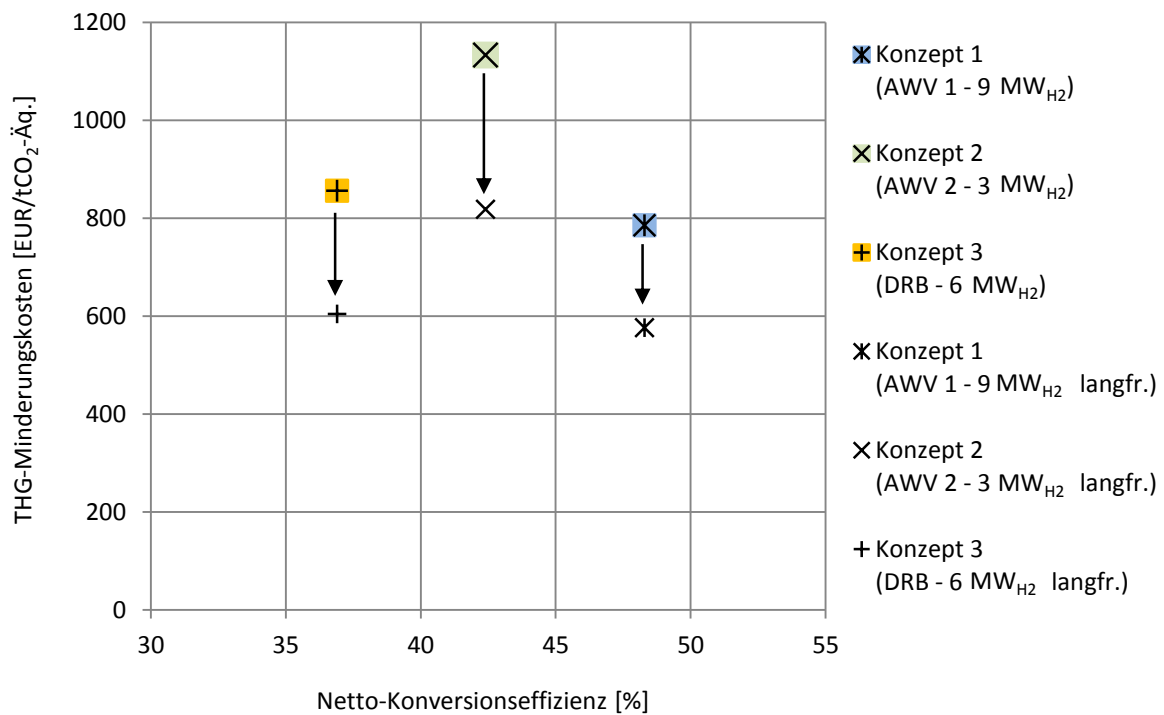


Abb. 59 Gegenüberstellung Netto-Konversionseffizienz und THG-Minderungskosten

Die in Abb. 59 dargestellte quantitative technisch-ökonomisch-ökologische Bewertung sollte aber im Kontext weiterer qualitativer Bewertungsgrundlagen gesehen werden. Daher werden in Tab. 67 die Resultate der einzelnen Bereitstellungskonzepte bezüglich aller untersuchten Bewertungskriterien zusammengefasst qualitativ beurteilt. Hierbei stehen „+“ bis „+++“ für relativ „weniger gute“ bis „sehr gute“ Ergebnisse der im Vergleich stehenden Anlagen- bzw. Bereitstellungskonzepte.

Tab. 67 Gesamtbewertung

Bewertungskategorie	Konzept 1 AWV 1 – 9 MW _{H2}	Konzept 2 AWV 2 – 3 MW _{H2}	Konzept 3 DRB – 6 MW _{H2}
Rohstoffverfügbarkeit	++	+++	+
Technisches Risiko	++	+	+++
Netto-Konversionseffizienz	+++	++	+
Absolute Investitionssumme	+	+++	++
Spezifische Investitionssumme	++	+	++
Spezifische Gestehungskosten	+++	+	+++
Spezifische Bereitstellungskosten	+++	++	+++
THG-Emissionen	+++	+++	++
THG-Minderungspotenzial	+++	+++	++
THG-Minderungskosten	++	+	++

Insgesamt stellen sich die beiden vergasungsbasierten Anlagenkonzepte 1 und 2 vorteilhaft dar, da hier bessere Wirkungsgrade bei der Umwandlung der Biomasse in Wasserstoff bestehen, die THG-Minderungsziele für Biokraftstoffe erreicht werden und die Rohstoffverfügbarkeit günstiger ist. Die Voraussetzungen im Bereich der Rohstoffverfügbarkeit könnten zudem durch eine Verbreiterung des in den Vergasungsanlagen einsetzbaren Rohstoffbandes weiter verbessert werden. Das vergärungsbasierte Konzept 3 schneidet zwar bei der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung ähnlich wie Konzept 1 ab, ist diesem aber unter Berücksichtigung aller Ergebnisse unterlegen. Allerdings ist Konzept 3 aus technischer Sicht am leichtesten realisierbar, da das technologische Risiko am geringsten ist. Zudem könnten die THG-Emissionen möglicherweise durch den verstärkten Einsatz von Rest- und Abfallstoffen als Substrat verringert werden. Das vergasungsbasierte Anlagenkonzept 2 verursacht zwar die höchsten Kosten hinsichtlich Wasserstofferzeugung und THG-Minderung, hat aber durch seine geringere Leistungsgröße einen Vorteil bei der Rohstoffverfügbarkeit und kann in Abhängigkeit lokaler Gegebenheiten möglicherweise leichter mit Brennstoffen versorgt werden. Zudem sind die vergleichsweise geringen absoluten Investitionsaufwendungen von Vorteil.

Neben der Wasserstofferzeugung ist auch die Wasserstoffdistribution von erheblicher Bedeutung. Sie spielt sowohl bei Wirtschaftlichkeit wie auch Ökobilanz aller betrachteten Verfahren eine sehr gewichtige Rolle. So werden 30 bis 40 % der Kosten und 50 bis 65 % der THG-Emissionen durch die Distribution des Wasserstoffs verursacht. Neben der Optimierung von Erzeugungskonzepten ist daher die Optimierung von Distributionskonzepten für Wasserstoff äußerst bedeutsam. Der Einsatz von Strom aus regenerativen Energien bei der Verdichtung des Wasserstoffs würde das THG-Minderungspotenzial aller Anlagenkonzepte deutlich erhöhen.

11 Handlungsempfehlungen

Auf Basis der vorliegenden Studie und der Diskussionen während der Ergebnisvorstellung gegenüber der Fachöffentlichkeit am 12. Februar 2013 werden nachfolgend Schlussfolgerungen gezogen und Handlungsempfehlungen ausgesprochen.

Die Erreichung umweltpolitischer Zielsetzungen erfordert die breite Markteinführung von Brennstoffzellenfahrzeugen und die Bereitstellung nachhaltig erzeugten Wasserstoffs. Die Herstellung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse ist eine technisch, ökologisch und ökonomisch prinzipiell machbare und sinnvolle Option. Gleichzeitig sind die Potenziale v. a. aufgrund der Knappheit verfügbarer Biomasse begrenzt.

Die vorliegende Studie stellt eine umfassende Wissensgrundlage für Fachöffentlichkeit sowie potenzielle Investoren und staatliche Förderer einschlägiger Technologieprojekte bereit. Dabei kann die Studie nur eine Entscheidungsgrundlage neben anderen Analysen und Parametern sein. Zur Fortentwicklung und Erprobung biomasse-basierter Wasserstoff-Produktionstechnologien sind weitere Demonstrationsprojekte erforderlich. Im Sinne einer marktvorbereitenden Technologieentwicklung ist das Engagement privater Investoren gefragt. Angesichts der Vielfalt bestehender Optionen sind NOW und andere staatliche Stellen gehalten, Anträge für Demonstrationsprojekte technologieoffen zu prüfen.

Demonstrationsvorhaben erfordern eine detaillierte Darlegung der technologischen, ökologischen und ökonomischen Entscheidungsfaktoren für die Festlegung auf bestimmte Anlagentechnologien und -standorte. Neben der Wahl innovativer und zukunftsfähiger Technologien ist eine detaillierte Standortplanung wesentlich, welche v. a. Aspekte lokaler Rohstoffverfügbarkeit und logistische Anforderungen auf der Distributionsseite untersucht. Idealerweise sollten Standorte gewählt werden, welche Synergieeffekte zu nahegelegenen Industriebetrieben erschließen. Technologie- und standortspezifische Machbarkeitsstudien sollten die Grundlage von Demonstrationsprojekten sein. Im Sinne der Erschließung inländischer bzw. regionaler Energie- und Wirtschaftspotenziale sollten Demonstrationsprojekte von namhaften Partnern aus Industrie und Forschung getragen und nachhaltige Initiativen öffentlichkeitswirksam vertreten werden.

Aufgrund der empfohlenen Technologieoffenheit und der Vielzahl technologischer Optionen wird kein Katalog abzuarbeitender spezifischer Entwicklungserfordernisse vorgeschlagen. Beispielhaft sei aber die Weiterentwicklung von Reformern zur Umsetzung von Biogas genannt. Entwicklungsziel wäre direkt im Rohgasstrom einsetzbare Reformer mit gegenüber Störstoffen erhöhter Resistenz, welche den Aufbau von Anlagen zur Wasserstofferzeugung erheblich vereinfachen könnten. Generell sollten spezifische Entwicklungserfordernisse den jeweiligen Technologie- und Projekterfordernissen entsprechend definiert und abgearbeitet werden.

Literaturverzeichnis

- [1] MÜLLER-LANGER, F.; KALTSCHMITT, M.: *Wasserstoffherzeugung aus Biomasse in der Gesamtschau - Bio-Chemische und thermochemische Verfahren im Vergleich*. In: Gülzower Fachgespräche, Band 25: Wasserstoff aus Biomasse. S. 194 – 216, Gülzow, 2006
- [2] BOLHÁR-NORDENKAMPF, M.; HOFBAUER, H.: *Biomass Gasification Combined Cycle Thermodynamic Optimisation Using Integrated Drying*. In: Proceedings of ASME Turbo Expo 2004: Power for Land, Sea, and Air, Wien, Österreich, 2004
- [3] KALTSCHMITT, M.; HARTMANN, H.: *Energie aus Biomasse*. 2. Aufl. Berlin, Heidelberg : Springer, 2009
- [4] VOGEL, A.: *Dezentrale Strom- und Wärmeerzeugung aus biogenen Festbrennstoffen*. Institut für Energetik und Umwelt gGmbH, Leipzig, Diss. TU Hamburg-Harburg, 2007
- [5] BOUKIS, N.; GALLA, U.; MÜLLER, H.; DINJUS, E.: *Die VERENA-Anlage – Erzeugung von Wasserstoff aus Biomasse*. In: Gülzower Fachgespräche, Band 25: Wasserstoff aus Biomasse, Gülzow, 2006
- [6] KATHER, A. ,GELLERT, S.: *Vergleich von Verfahren zur thermochemischen Erzeugung von Wasserstoff aus Biomasse unter einheitlichen, realitätsnahen Randbedingungen (Abschlussbericht)*. Institut für Energietechnik, Technische Universität Hamburg-Harburg, 2011
- [7] FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E.V. (HRSG.): *Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“, Band 29, Analyse und Evaluierung der thermo-chemischen Vergasung von Biomasse*. Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster, 2006
- [8] DAS, D.; NEJAT VEZIROGLU, T.: *Hydrogen production by biological processes: a survey of literature*. In: International Journal of Hydrogen Energy, Nr. 26, S. 13 – 28, 2001
- [9] RECHTENBACH, D.: *Fermentative Erzeugung von Biowasserstoff aus biogenen Roh- und Reststoffen*. Diss. TU Hamburg-Harburg, 2009
- [10] CLAASSEN, P.; DE VRIJE, T.; KOUKIOS, E.; VAN NIEL, E.; EROGLU, I.; MODRIGELL, M.; FRIEDL, A.; WUKOVITS, W.; AHRER, W.: *Non-thermal production of pure hydrogen from biomass: HYVOLUTION*. In: Journal of Cleaner Production, Bd. 18, 2010
- [11] MODRIGELL, M.; SCHUMACHER, M.; CLASSEN, P.: *Hyvolution – Entwicklung eines zweistufigen Bioprozesses zur Produktion von Wasserstoff aus Biomasse*. In: Chemie Ingenieur Technik, Bd. 79, Nr. 5, S. 637 – 641, 2007
- [12] DAS, D.; NEJAT VEZIROGLU, T.: *Advances in biological hydrogen production processes*. In: International journal of hydrogen energy, Bd. 33, S. 6046 – 6057, 2008
- [13] URBANIEC, K.: *Raw materials for fermentative hydrogen production*. In: Journal of Cleaner Production, Nr. 17, S. 959 – 962, 2009
- [14] KESKIN, T.; ABO-HASHESH, M.; HALLENBECK, P.: *Photofermentative hydrogen production from wastes*. In: Bioresource Technology, Nr. 102, S. 8557 – 8568, 2011
- [15] KAPDAN, I. K.: *Bio-hydrogen production from waste materials*. In: Enzyme and Microbial Technology, Nr. 38, S. 569 – 582, 2006
- [16] ABO-HASHESH, M.; GHOSH, D.; TOURIGNY, A.; TAOUS, A.; HALLENBECK, P.: *Single stage photofermentative hydrogen production from glucose: An attractive alternative to two stage photofermentation or co-culture approaches*. In: International journal of hydrogen energy, Bd. 36, Nr. 21, S. 13889 - 13895, 2011

- [17] LJUNGGREN, M.; WALLBERG, O.; ZACCHI, G.: *Techno-economic comparison of a biological hydrogen process and a 2nd generation ethanol process using barley straw as feedstock*. In: *Bioresource Technology*, Bd. 102, Nr. 20, S. 9524 - 9531, 2011
- [18] TRUDEWIND, C.: *Planung einer „großtechnischen“ Anlage zur photobiologischen Wasserstofferzeugung aus Mikroalgen*. In: *Der 4. Deutsche Wasserstoff Congress 2008 – Tagungsband*. Stolten, D. (Hrsg.), Schriften des Forschungszentrums Jülich Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment Bd. 12, 2008
- [19] UNITED STATES DEPARTMENT OF ENERGY, WASHINGTON D.C.: *Technology Readiness Assessment Guide*. 2009
- [20] *Entwicklung einer Mobilitäts- und Kraftstoffstrategie für Deutschland - Voruntersuchung*. Deutsche Energie-Agentur, Berlin, 2011
- [21] GOEDECKE, R.: *Fluid-Verfahrenstechnik - Grundlagen, Methodik, Technik, Praxis*. Bd. 1. Wiley-VCH Verlag, Weinheim, 2006
- [22] CLEANENERGYPARTNERSHIP (CEP): *CEP Technologie Welt*. URL <http://www.cleanenergypartnership.de/tech/site.php>. - abgerufen am 27.09.2011
- [23] *netinform - Hydrogen and Fuel Cells. – Hydrogen Stations Worldwide - Hamburg HafenCity* URL <http://www.netinform.net/H2/H2Stations/H2StationsDetail.aspx?ID=303> - abgerufen am 25.10.2011
- [24] BENGTSOON, S.: *The CHRISGAS-project*. In: *Biomass & Bioenergy*, Bd. 35, S. S2 – S7, 2011
- [25] BENGTSOON, S.: *VVBGC demonstration plant activities at Värnamo*. In: *Biomass and bioenergy*, Nr. 35, S. S16 – S20, 2011
- [26] VVBGC AB: *VVBGC - Bakgrund 1991 - 2009*. URL <http://www.vvbgc.com/index.php/om-vvbgc/bakgrund-1991-2009> - abgerufen am 03.11.2011
- [27] BUSCH, V.: *Biomass Gasification: Experience and current projects*. Malmö, Schweden, 2008
- [28] I/S SKIVE FJERNVARME: *First-of-its-kind at Skive*. In: *Spectrum*, Nr. 20, 2009
- [29] GAS TECHNOLOGY INSTITUTE (GTI): *The GTI Gasification process*. GTI, 2009
- [30] ZUBERBÜHLER, U.: *Neues thermochemisches Biomasse-Konversionsverfahren: Erzeugung eines konditionierten Gases zur Herstellung von Wasserstoff und synthetischen Kraftstoffen*. Zentrum für Sonnenenergie- und Wasserstoff-Forschung Baden-Württemberg (ZSW), Stuttgart, 2007
- [31] KOPPATZ, S. ; PFEIFER, C. ; RAUCH, R. ; HOFBAUER, H. ; MARQUARD-MOELLENSTEDT, T. ; SPECHT, M.: *H2 rich product gas by steam gasification of biomass with in situ CO2 absorption in a dual fluidized bed system of 8 MW fuel input*. In: *Fuel Processing Technology*, Bd. 90, Nr. 7 - 8, S. 914–921, 2009
- [32] ZENTRUM FÜR SONNENENERGIE- UND WASSERSTOFF-FORSCHUNG BADEN-WÜRTTEMBERG: *Thermochemische Biomassekonversion: Das AER-Verfahren*. ZSW, Stuttgart, 2009
- [33] ZUBERBÜHLER, U. ; SPECHT, M. ; MARQUARD-MÖLLENSTEIN, T. ; STÜRMER, B. ; SICHLER, P. ; DÜRRBECK, M. ; RAUCH, R. ; PFEIFER, C. ; HOFBAUER, H. ; U. A.: *AER-GAS II: Poly-Geeneration from solid biomass - Test of the AER-Process in the 8 MW gasification plant in Guessing*. In: 15th European Biomass Conference & Exhibition, Berlin, 2007
- [34] SOUKUP, G, U.A.: *In Situ CO2 Capture in a Dual Fluidized Bed Biomass Steam Gasifier – Bed Material and Fuel Variation*. In: *Chem. Eng. Technol.*, Bd. 32, Nr. 3, S. 348 – 354, 2009
- [35] ZENTRUM FÜR SONNENENERGIE- UND WASSERSTOFF-FORSCHUNG BADEN-WÜRTTEMBERG: *Thermochemische Biomassekonversion: Technische Daten zum AER-Prozess*. ZSW, Stuttgart, 2009

- [36] REPOTEC - RENEWABLE POWER TECHNOLOGIES UMWELTECHNIK GMBH: *Biomasse-Vergasung - Wasserdampf-Wirbelschicht*. URL <http://www.repotec.at/index.php/biomasse-vergasung-wasserdampf-wirbelschicht.html> - abgerufen am 03.11.2011
- [37] HOFFBAUER, H.: *Biomass steam gasification – Industrial experience and future prospects*. In: International Seminar on Gasification 2008 – Production Technologies and Applications, Malmö, Schweden, 2008
- [38] MÜLLER, S. ; STIDL, M. ; PRÖLL, T. ; RAUCH, R. ; HOFBAUER, H.: *Hydrogen from Biomass: Large scale hydrogen production based on a dual fluidized bed steam gasification system*. In: International Conference on polygeneration strategies, Leipzig, 2010
- [39] BENGTSOON, K.: *Twin-Bed Gasification Concepts for Bio-SNG Production*. Department of Chemical Engineering, Lund University, Schweden, 2007
- [40] KARL, J.: *10 years Biomass Heatpipe Reformer*. In: Second Semi-annual Task Meeting, IEA Bioenergy, Task 33: Thermal Gasification of Biomass, Breda, Niederlande, 2009
- [41] KIENBERGER, T.: *Methanisierung biogener Synthesegase mit Hinblick auf die direkte Umsetzung von höheren Kohlenwasserstoffen*. Technische Universität Graz, Österreich, 2010
- [42] KARELLAS, S. ; KARL, J. ; KAKARAS, E.: *An innovative biomass gasification process and its coupling with microturbine and fuel cells systems*. In: Energy, Bd. 33, Nr. 2, S. 284 – 291, 2008
- [43] KARELLAS, S. ; KARL, J.: *Analysis of the product gas from biomass gasification by means of laser spectroscopy*. In: Optics and Lasers in Engineering, Bd. 45, Nr. 9, S. 935 – 946, 2007
- [44] AGNION: *Pressemitteilung - agnion startet Bau einer Anlage zur Holzvergasung in Grassau, Oberbayern*. 13.05.2011
- [45] AGNION TECHNOLOGIES GMBH: *Der Heatpipe-Reformer von agnion*. URL <http://agnion.de/index.php?id=31> abgerufen am 03.11.2011
- [46] VAN DER MEIJDEN, C.M.: *Bioenergy II: Scale-Up of the Milena Biomass Gasification Process*. In: International Journal of Chemical Reactor Engineering, Bd. 7, Nr. 1, 2009
- [47] VAN DER MEIJDEN, C.M.: *Development of the MILENA gasification technology for the production of Bio-SNG*. TU Eindhoven, Niederlande, 2010
- [48] VAN DER MEIJDEN, C.M. ; BERGMAN, P. ; VAN DER DRIFT, A. ; VREUGDENHIL, B.: *Preparations for a 10 MWth Bio-CHP Demonstration based on the MILENA Gasification Technology*. In: 18th European Biomass Conference and Exhibition, Lyon, Frankreich, 2010
- [49] ENERGY RESEARCH CENTER OF THE NETHERLANDS (ECN): *MILENA gasification technology*. URL www.milenatechnology.com/milena-gasification-technology/ abgerufen am 03.11.2011
- [50] VAN DER MEIJDEN, C.M.: *MILENA gasification process*. URL http://www.ecn.nl/fileadmin/ecn/units/bio/Leaflets/b-08-021_MILENA.pdf abgerufen am 18.11.2011
- [51] PAISLEY, M.A. ; OVEREND, R.P.: *The SilvaGas(r) process from future energy resources – a commercialization success*. In: 12th European conference and technology exhibition on biomass for energy, industry and climate protection, Amsterdam, Niederlande, 2002
- [52] RENTECH INC.: *Rentech-SilvaGas Gasifier*. URL www.rentechinc.com/silvaGas.php abgerufen am 03.11.2011
- [53] NIESSEN, W. ; DRESSER, C.: *Waste to Energy (WTE) using Combustion and Conversion Technologies*. In: Illinois Recycling & Solid Waste Management Conference and Trade Show, 2007

- [54] WIESE, L.: *Energetische, exergetische und ökonomische Evaluation der thermochemischen Vergasung zur Stromproduktion aus Biomasse*. Diss. TU Hamburg-Harburg, 2007
- [55] RUDLOFF, M.: *The CHOREN BTL process status – progress – future prospects*. Renew project meeting, Brüssel, Belgien, 2008
- [56] CHOREN INDUSTRIES GMBH I. I.: *Das Carbo-V®-Verfahren*. URL <http://www.choren.com/carbo-v/> abgerufen am 03.11.2011
- [57] DAHMEN, N.; DINJUS, E.: *Synthetische Chemieprodukte und Kraftstoffe aus Biomasse*. In: Chemie Ingenieur Technik, Bd. 82, Nr. 8, S. 1147 – 1152, 2010
- [58] DAHMEN, N. ET. AL: *Synthesekraftstoffe aus Biomasse*. In: Erneuerbare Energie: Alternative Energiekonzepte für die Zukunft, Wiley VCH, Weinheim, 2009
- [59] KARLSRUHER INSTITUT FÜR TECHNOLOGIE (KIT), INSTITUT FÜR KATALYSEFORSCHUNG UND -TECHNOLOGIE: *Biomass to Liquid - der bioliq-Prozess*. URL <http://www.bioliq.de/55.php> abgerufen am 03.11.2011
- [60] KRUSE, A.: *Hydrothermal biomass gasification*. In: The Journal of Supercritical Fluid, Bd. 47, Nr. 3, S. 391 – 399, 2009
- [61] BOUKIS, N.: *Biomass gasification in supercritical water. Experimental progress achieved with the VERENA pilot plant*. In: 15th European biomass conference & exhibition, Berlin, 2007
- [62] D'JESÚS, P. M.: *Die Vergasung von realer Biomasse in überkritischem Wasser: Untersuchung des Einflusses von Prozessvariablen und Edukteigenschaften*. Universität Karlsruhe (TH), 2007
- [63] BOUKIS, N., KARLSRUHER INSTITUT FÜR TECHNOLOGIE (KIT), INSTITUT FÜR KATALYSEFORSCHUNG UND -TECHNOLOGIE: *Vergasung nasser Biomasse*. URL www.itc-cvp.kit.edu abgerufen am 03.11.2011
- [64] MÜHLEN, H. J.: *The Blue Tower Concept - a targeted development*. In: SGC International Seminar on Gasification, Malmö, Schweden, 2011
- [65] BLUE TOWER GMBH: *Blue Tower*. URL <http://www.blue-tower.de/>. - abgerufen am 09.11.2011
- [66] SCHOLZ, V.; SCHMERSAHL, R.: *Reformierung von Biogas*. In: Gülzower Fachgespräche, Band 25: Wasserstoff aus Biomasse, S. 148 – 162, Gülzow, 2006
- [67] SCHMERSAHL, R.; ELLNER, J.; SCHOLZ, V.: *Dampfreformierung von biogas für Brennstoffzellenanwendungen*. In: 6. Risaer Brennstoffzellenworkshop "Alternative und regenerative Brennstoffe- H2 für Brennstoffzellen", Glaubitz, 2008
- [68] SPECHT, M., ZENTRUM FÜR SONNENENERGIE- UND WASSERSTOFF-FORSCHUNG (ZSW): persönliche Kommunikation, 29.Januar 2008
- [69] KURATORIUM FÜR TECHNIK UND BAUWESEN IN DER LANDWIRTSCHAFT E.V., DARMSTADT (KTBL); LEIBNITZ-INSTITUT FÜR AGRARTECHNIK POTSDAM-BORNIM (ATB): *Energiepflanzen: KTBL-Datensammlung mit Internetangebot*. 2006
- [70] MARQUARD-MÖLLENSTEDT, T.; SPECHT, M.; BRELLOCHS, J.; ZUBERBÜHLER, U.; NAAB, P.; BERNHART M.; GRAF, F.: *Lighthouse Project: 10 MWth demonstration plant for biomass conversion to SNG and power via AER*. In: 17th European Biomass Conference and Exhibition, Hamburg, 2009
- [71] ZENTRUM FÜR SONNENENERGIE- UND WASSERSTOFF-FORSCHUNG BADEN-WÜRTTEMBERG (ZSW): *renewable fuels network*. URL <http://www.refuelnet.de/index.php?id=1&L=0>. - abgerufen am 14.09.2011
- [72] ZENTRUM FÜR SONNENENERGIE- UND WASSERSTOFF-FORSCHUNG BADEN WÜRTTEMBERG (ZSW): *AER Process - Literature*. URL <http://www.aer-gas.de/index.php?l=D&m=A> - abgerufen am 14.09.2011

- [73] MEZEI, S., QUESTAIRINC., BURNABY, KANADA: persönliche Kommunikation (2002)
- [74] NAAB, P.; BERNHART, M.: *Technologieplattform Bioenergie und Methan (TBM): Demonstrationsprojekt zur Biomassevergasung für KWK und Bio-SNG in einem 10 MWth-Vergaser nach AER-Verfahren*. In: 4. Internationale Anwenderkonferenz für Biomassevergasung, Stuttgart, 2010
- [75] SPECHT, M.; LÖFFLER, M.; ZUBERBÜHLER, U.; BRELLOCHS, J.; MÖLLENSTEDT, T.; STEIERT, S.: *Einführung in den AER-Prozess - Stoffströme und Nutzungsmöglichkeiten*. In: ZSW/DBFZ-Workshop: "Ascheverwertung bei der energetischen Biomassenutzung zur Schließung von Stoffkreisläufen", 2010
- [76] BOMM, M.: *Erlischt der „Leuchtturm“?* In: Südwest Presse am 27.04.2011
- [77] HENRICH, E.; DINJUS, E.: *Die Pyrolyseslurry-Vergasung des Forschungszentrums Karlsruhe*. In: Synthetische Biokraftstoffe - Techniken, Potenziale, Perspektiven; Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“, Band 25, Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster, 2005
- [78] LEIBLE, L.; KÄLBER, S.; KAPPLER, G.; LANGE, S.; NIEKE, E.; PROPLESCH, P.; WINTZER, D.; FÜRNIß, B.; FORSCHUNGSZENTRUM KARLSRUHE IN DER HELMHOLZGEMEINSCHAFT, INSTITUT FÜR TECHNOLOGIEFOLGENABSCHÄTZUNG UND SYSTEMANALYSE: *Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz; Wissenschaftliche Berichte FZKA 7170*. Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, 2007
- [79] KATOFSKY, R.E.: *The Production of Fluid Fuels from Biomass; PU/CEES Report No. 279*. The Center for Energy and Environmental Studies, Princeton University, USA, 1993
- [80] SCHMID, CHR., D.M.2: *Wirtschaftlichkeitsbetrachtung zur Erzeugung von Strom und Wasserstoff in Anlagen zur gestuften Reformierung mit 10MW thermischer Inputleistung*. (2001)
- [81] STADT HERTEN: *H2Herten*. URL <http://www.wasserstoffstadt-herten.de>. - abgerufen am 14.11.2011
- [82] ADAMEK, F.: *Serie reißt nicht ab*. In: Hertener Allgemeine am 23.08.2011
- [83] CHOREN INDUSTRIES GMBH .I.I.: *Alpha-Anlage | Referenzen | Carbo-V® | Choren*. URL <http://www.choren.com/carbo-v/referenzen/alpha-anlage/>. - abgerufen am 09.11.2011
- [84] BENGTTSSON, S.: *The CHRISGAS Project - Syngas from Biomass*. Synbios II meeting, Stockholm, Schweden, 2007
- [85] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA): *IEA Task 33: Report on Biomass Gasification Activities in Selected Countries*. Schweden, 2008
- [86] WILK, V. ; KITZLER, H. ; KOPPATZ, S. ; PFEIFFER, C. ; HOFBAUER, H.: *Gasification of residues and waste wood in a dual fluidized bed steam gasifier*. Bioenergy2020+, 2010
- [87] KARL, J.: *10 years Biomass Heatpipe Reformer*. In: Second Semi-annual Task Meeting, IEA Bioenergy, Task 33: Thermal Gasification of Biomass, Breda, Niederlande, 2009
- [88] HERDIN, G.: *Strom, Gas und Wärme aus fester Biomasse*. In: 2. Kongress 100% Erneuerbare Energien Regionen, 2010
- [89] KARL, J.: *Dezentrale Erzeugung von Synthesegas mit dem Biomass Heatpipe Reformer*. ZAE Symposium "Biomasse Polygeneration - die Zukunft?", Freising, 2006
- [90] MAYRHOFER, M., TECHNISCHE UNIVERSITÄT MÜNCHEN (TUM): *Biomassevergasung BabyHPR (Heatpipe Reformer)*. URL http://www.es.mw.tum.de/index.php?option=com_content&task=view&id=49&Itemid=108 - abgerufen am 03.11.2011

- [91] HS ENERGIEANLAGEN GMBH: *Vergasungsanlage BioHPR Neufahrn*. URL <http://www.hsenergie.eu/de/home/referenzanlagen/heatpipe-reformer/vergassungsanlage-biohpr-neufahrn/>. - abgerufen am 09.11.2011
- [92] VAN DER DRIFT, A; VAN DER MEIJDEN, C.M.; BOERRIGTER, H.: *MILENA gasification technology for high efficient SNG production from biomass*. In: 14th European Biomass Conference and Exhibition, Paris, Frankreich 2005
- [93] VAN DER MEIJDEN, C.M.: *MILENA gasification process*. URL http://www.ecn.nl/fileadmin/ecn/units/bio/Leaflets/b-08-021_MILENA.pdf abgerufen am 18.11.2011
- [94] SPATH, P.L.; MANN, M.K.; AMOS, W.A.: *Update of Hydrogen from Biomass - Determination of the Delivered Cost of Hydrogen; Milestone Report for the U.S. DoE's Hydrogen Program Process Analysis Task Milestone C*. National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, USA, 2003
- [95] SPATH, P.; ADEN, A.; EGGEMAN, T.; RINGER, M.; WALLACE, B.; JECHURA, J.: *Biomass to Hydrogen Production Detailed Design and Economics Utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier*. National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, USA, 2005
- [96] DREIER, T.; GEIGER, B.; SALLER, A.: *Ganzheitliche Prozeßkettenanalyse für die Erzeugung und Anwendung von biogenen Kraftstoffen; Studie im Auftrag der Daimler Benz AG und des Bayerischen Zentrums für Angewandte Energieforschung e.V. (ZAE)*, 1998
- [97] PAISLEY, M.A.; IRVING, J.M.; OVEREND, R.P.: *A promising power option - the FERCO SILVAGAS Biomass Gasification Process - Operating Experience at the Burlington Gasifier*. In: Proceedings of the ASME Turbo Expo Land, Sea & Air 2001, New Orleans, USA, 2001
- [98] EDER, B.; SCHULZ, H.: *Biogas Praxis. 3. vollständig überarbeitete und erweiterte Auflage*. Ökobuch Verlag, Staufien bei Freiberg, 2006
- [99] WIECHMANN, B., UMELTBUNDESAMT (UBA) ET AL: *Klärschlamm Entsorgung der Bundesrepublik Deutschland*. Umweltbundesamt (UBA), Dessau, 2012
- [100] MÜLLER-LANGER, F.; RÖNSCH, S.; WEITHÄUSER, M.; OEHMICHEN, K.; SEIFFERT, M.; MAJER, S.; SCHOLWIN, F.; THRÄN, D.: *Erdgassubstitute aus Biomasse für die mobile Anwendung im zukünftigen Energiesystem (Endbericht zum Forschungsvorhaben FZK 22031005, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V.)*. Deutsches BiomassForschungszentrum gGmbH, Leipzig, 2009
- [101] HALDOR TOPSÖE A/S, LYNGBY, DÄNEMARK: *Haldor Topsøe - Catalysing Business*. URL www.topsoe.com - abgerufen am 03.11.2011
- [102] URL www.h2gen.com. abgerufen am 03.11.2011
- [103] HYGEAR, ARNHEM, NIEDERLANDE: *Hygear*. URL www.hygear.nl abgerufen am 03.11.2011
- [104] CALORIC ANLAGENBAU GMBH, GRÄFELFING: *Caloric*. URL www.caloric.com - abgerufen am 03.11.2011
- [105] MAHLER AGS GMBH, STUTTGART: *Mahler - Advanced Gas Systems*. URL www.mahler-ags.com - abgerufen am 03.11.2011
- [106] *Gülzower Fachgespräche*, Band 25: Wasserstoff aus Biomasse, Gülzow, 2006
- [107] TU WIEN, INSTITUT FÜR VERFAHRENSTECHNIK, UMWELTTECHNIK UND TECHNISCHE BIOWISSENSCHAFTEN: *Biogas steam reforming in Strem*. URL http://www.vt.tuwien.ac.at/division/project.php?project_id=150. - abgerufen am 20.09.2011

- [108] KOLBITSCH, P.; PFEIFER, C.; HOFBAUER, H.: *Catalytic steam reforming of model biogas*. In: Fuel Bd. 87, Nr.: 6, S. 701–706, 2008
- [109] SCHINDLER, J.: *Wasserstoff aus Biomasse*. In: Symposium: Neue Biokraftstoffe, Berlin, 2008
- [110] *netinform - Wasserstoff und Brennstoffzellen*.
URL <http://www.netinform.net/H2/H2Stations/H2StationsDetail.aspx?ID=274>. - abgerufen am 20.09.2011
- [111] EMSCHERGENOSSENSCHAFT/LIPPEVERBAND (EGLV): *Weltwasserstoffkonferenz: Internationale Delegation besucht Kläranlage Bottrop*.
URL <http://www.eglv.de/wasserportal/meta/presse/presseinformationen/presseinformationen-detail/article/weltwasserstoffkonferenz-internationale-delegation-besucht-klaeranlage-bottrop.html>. - abgerufen am 20.09.2011
- [112] 3SAT: *Strom aus menschlichen Exkrementen - Thema der hitec-Sendung „Energiespender Mensch“*. URL <http://www.3sat.de/page/?source=/hitec/154046/index.html>. - abgerufen am 20.09.2011
- [113] LEIBNITZ-INSTITUT FÜR AGRARTECHNIK POTSDAM-BORNIM E.V. (ATB): *Jahresbericht des ATB*. Potsdam-Bornim, 2006
- [114] SCHOLZ, V.; SCHMERSAHL, R.; ELLNER, J.: *Effiziente Aufbereitung von Biogas zur Verstromung in PEM-Brennstoffzellen (Schlussbericht im Auftrag der Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V.)*. Leibnitz-Institut für Agrartechnik Potsdam-Bornim e.V., Potsdam-Bornim 2008
- [115] BERGMAIR, J.: *BIO-HYDROGEN, Development of a Biogas Reformer for Production of Hydrogen for PEM Fuel Cells (Schlussbericht zum Projekt Bio-Hydrogen)*. 2007
- [116] ZBT DUISBURG - - ZENTRUM FÜR BRENNSTOFFZELLENTechnik GmbH: URL <http://www.zbt-duisburg.de/de/Technik/FE/Wasserstoffherzeugung/Biogas/>. - abgerufen am 20.9.2011
- [117] DECHEMA | GESELLSCHAFT FÜR CHEMISCHE TECHNIK UND BIOTECHNOLOGIE E.V.:
URL <http://www.dechema.de/Forschung/AiF/Projekt+des+Monats/Juni+2011.html>. - abgerufen am 20.9.2011
- [118] BREIING, A.; KNOSALA, R.: *Bewerten technischer Systeme*. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg, 1997
- [119] REPOTEC: URL <http://www.repotec.at/index.php/98.html>. - abgerufen am 16.9.2011
- [120] TRIPPE, F.; FRÖHLING, M.; SCHULTMANN, F.; STAHL, R.; HENRICH, E.: *Techno-economic assessment of gasification as a process step within biomass-to-liquid (BtL) fuel and chemicals production*. In: Fuel Processing Technology, Bd.: 92, Nr.: 11, 2011
- [121] DIMMIG TH.; RADIG W.: *Erzeugung von Wasserstoff durch thermochemische Konversion von Biomassen*. Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, TU Bergakademie Freiberg, 2005
- [122] HUISMAN, G.; CORNELISSEN, R.: *Full Scale Plants – Energy Efficiency, Mass- & Energy Balances for the Synthesis of Methanol, DME and Hydrogen from Biomass*. In: Chrisgas final workshop, Kalmar, Schweden, 2010
- [123] BENGTSOON, S.: *Clean Hydrogen-rich Synthesis gas (Endbericht zum Projekt Chrisgas)*. Linnæus University, Kalmar, Schweden, 2010
- [124] RENSFELT. E.: *VVBGC Demonstration Plant Project*. In: Chrisgas final workshop, Kalmar, Schweden, 2010
- [125] BRANDIN, J.; LILIEDAHL, T.: *Unit operations for production of clean hydrogen-rich synthesis gas from gasified biomass*. In: Biomass and Bioenergy, Bd. 35, S. 1 – 15, 2011

- [126] RAUCH, R.: *Status of R&D of Synthetic Biofuels in Güssing*. In: 4. BtL-Kongress, Berlin, 2010
- [127] RAUCH, R.: *FICFB - Overview*. URL <http://www.ficfb.at/aims.htm>. - abgerufen am 12.09.2011
- [128] ORTNER GES.M.B.H: *Holzvergasungsanlage Oberwart*. URL http://www.ortneranlagen.at/public/pages/projekte_detail.php?id=329&node=17&ref_BRANCHE=4&f_archiv=1. - abgerufen am 13.9.2011
- [129] REINLEIN, C.: *Modern und effizient; Holzgas-Heizkraftwerk erzielt hohen Wirkungsgrad*. In: get - green energy technology, Februar 2011
- [130] LOERKE, M.: *Energie: Holz als Heizmaterial sorgt für Strom und Wärme*. In: Augsburger Allgemeine am 29.04.2011
- [131] AHRENFELDT, J.: *Biomass gasification cogeneration*. In: 2nd European Conference on Polygeneration: Technologies and perspectives, Tarragona, Spanien
- [132] REPOTEC: *Wasserstoff – EU-Forschungs-Projekt: AER Gas - REPOTEC*. URL <http://www.repotec.at/index.php/wasserstoff-eu-forschungs-projekt-aer-gas.html>. - abgerufen 2011-09-14
- [133] LAU, F.: *The hawaiian Project*. In: Biomass and Bioenergy, Bd. 15, Nr. 3, S. 233–238, 1998
- [134] ROLLINS, M., REARDON, L.; NICHOLS, D.; LEE, P.; MOORE, M.; CRIM, M.; LUTTRELL, R., HUGHES, E.: *Economic Evaluation of CO2 Sequestration Technologies Task 4, Biomass Gasification-Based Processing (Technischer Endbericht)*, 2002
- [135] GAS TECHNOLOGY INSTITUTE (GTI): *Gasification Technology Development*. URL http://www.gastechnology.org/webroot/app/xn/xd.aspx?it=enweb&xd=1researchcap\1_8gasificationandgasprocessing\1_8_1_rsrchareas\gasificationtechnologydevelopment.xml. - abgerufen am 04.11.2011
- [136] UPM: *UPM selects Rauma or Strasbourg as the possible location for a biorefinery*. URL <http://www.upm.com/EN/MEDIA/All-news/Pages/UPM-selects-Rauma-or-Strasbourg-as-the-possible-location-for-a-biorefinery-002-Thu-31-Mar-2011-15-44.aspx>. - abgerufen am 01.09.2011
- [137] GAS TECHNOLOGY INSTITUTE (GTI): *Combined Heat and Power from Biomass Gasification in Skive, Denmark*. URL http://www.gastechnology.org/webroot/app/xn/xd.aspx?it=enweb&xd=1ResearchCap/1_8GasificationandGasProcessing/SignifResults/CHP_Biomass_Gasification.xml. - abgerufen am 31.08.2011
- [138] DEUTSCHE ENERGIE-AGENTUR GMBH (DENA): *biogaspartner - gemeinsam einspeisen. Biogaseinspeisung in Deutschland und Europa – Markt, Technik und Akteure*. Berlin, 2010
- [139] BUNDESMINISTERIUM FÜR ERNÄHRUNG, LANDWIRTSCHAFT UND VERBRAUCHERSCHUTZ (BMELV): *Holzmarktbericht 2008*, Bonn, 2009
- [140] BUNDESMINISTERIUM FÜR ERNÄHRUNG, LANDWIRTSCHAFT UND VERBRAUCHERSCHUTZ (BMELV): *Holzmarktbericht 2010*, Bonn, 2011
- [141] THRÄN, D. ; SCHEUERMANN, A. ; FALKENBERG, D. ; WEBER, M. ; SCHNEIDER, S. ; WITT, J. ; BOHNENSCHÄFER, W.; INSTITUT FÜR ENERGETIK UND UMWELT, LEIPZIG ; ZEDDIES, J. ; HENZE, J.; UNIVERSITÄT HOHENHEIM ; U. A.: *Nachhaltige Biomassenutzung im europäischen Kontext; Anhang zum Endbericht*. 2005
- [142] FAOSTAT: URL <http://faostat.fao.org/site/626/default.aspx#ancor>. - abgerufen am 15.03.2012
- [143] ETSCHKEIT, G.: *Jetzt wird abgeholzt*. In: Die Zeit, Nr. 6, 2007
- [144] BUNDESMINISTERIUM FÜR ERNÄHRUNG, LANDWIRTSCHAFT UND VERBRAUCHERSCHUTZ (BMELV): *Holzmarktbericht 2/2006*, Bonn, 2007

- [145] FRITSCH, U. ; DEHOUST, G. ; JENSEIT, W. ; HÜNECKE, K. ; RAUSCH, L. ; SCHÜLER, D. ; WIEGMANN, K. ; THAMLING, N.; ÖKO-INSTITUT E.V., FREIBURG, DARMSTADT, BERLIN ; HEINZ, A. ; U. A.: *Stoffstromanalyse zur nachhaltigen energetischen Nutzung von Biomasse; Verbundprojekt gefördert durch das BMU im Rahmen des ZIP*. Projektträger Jülich, 2004
- [146] MUSIOL, F.; NIEDER, TH.: *Arbeitsgruppe Erneuerbare Energien - Statistik (AGEE-Stat): Entwicklung der erneuerbaren Energien in Deutschland in den Jahren 2010 und 2011*. Hamburg, 2011
- [147] MANTAU, U., UNIVERSITÄT HAMBURG, ZENTRUM FÜR HOLZWIRTSCHAFT: *Ökonomie der Holz- und Forstwirtschaft: Energetische und stoffliche Holzverbrauchentwicklung in Deutschland, Rohholzmanagement in Deutschland*. Hannover, 2007
- [148] KERN, M.; FUNDA, K.; HOFMANN, H.; SIEPENKOTHEN, H.-J.: *Biomassepotential von Bio- und Grünabfällen sowie Landschaftspflegematerialien*. In: 3. Biomasseforum, Witzenhausen, 2009
- [149] ZEDDIES, J.: *The Availability of Raw Materials for the Production of Biofuels in Germany and in the EU-25*. Universität Hohenheim, 2006
- [150] NITSCH, J.: *Leitstudie 2007: „Ausbau Erneuerbarer Energien“ - Aktualisierung und Neubewertung bis zu den Jahren 2030 und 2050; Untersuchung im Auftrag des Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU)*. 2007
- [151] NITSCH, J. ; PREGGER, TH. ; SCHOLZ, Y., DEUTSCHES ZENTRUM FÜR LUFT- UND RAUMFAHRT (DLR), STUTTGART ; STERNER, M. ; GERHARDT, N. ; VON OEHSEN, A., FRAUNHOFER INSTITUT FÜR WINDENERGIE UND ENERGIESYSTEMTECHNIK (IWES), KASSEL ; WENZEL, B., INGENIEURBÜRO FÜR NEUE ENERGIEEN, TELTOW: *Langfristszenarien und Strategien für den Ausbau der erneuerbaren Energien in Deutschland bei Berücksichtigung der Entwicklung in Europa und global - „Leitstudie 2010“; Untersuchung im Auftrag des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit*. 2010
- [152] NITSCH, J., STUTTGART, IN ZUSAMMENARBEIT MIT DER ABTEILUNG „SYSTEMANALYSE UND TECHNIKBEWERTUNG“ DES DLR-INSTITUTS FÜR TECHNISCHE THERMODYNAMIK: *Weiterentwicklung der „Ausbaustrategie Erneuerbare Energien“ vor dem Hintergrund der aktuellen Klimaschutzziele Deutschlands und Europas „Leitstudie 2010“; Untersuchung im Auftrag des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU)*. 2008
- [153] FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE (FNR): *Anbaufläche für nachwachsende Rohstoffe*; URL , <http://www.nachwachsenderohstoffe.de/presseservice/pressemitteilungen/aktuelle-mitteilungen/aktuelle-nachricht/archive/2011/august/article/anbauflaeche-fuer-nachwachsende-rohstoffe-2011-1/>) - abgerufen am 17.08.2011
- [154] VETTER, A., THÜRINGER LANDESANSTALT FÜR LANDWIRTSCHAFT, THÜRINGER ZENTRUM FÜR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE: persönliche Kommunikation, 2006
- [155] UNION ZUR FÖRDERUNG ÖL- UND PROTEINHALTIGER PFLANZEN E.V. (UFOP): *Eiweiß vom Acker*. Bonn, 2005
- [156] HARTMANN H.; STREHLER, A.: *Die Stellung der Biomasse im Vergleich zu anderen erneuerbaren Energieträgern aus ökologischer und technischer Sicht; Abschlußbericht für das Bundesministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten (BML)*. Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster, 1995
- [157] LUDWIG BÖLKOW SYSTEMTECHNIK GMBH, OTTOBRUNN; FICHTNER GMBH & CO. KG, STUTTGART; RÖDL & PARTNER GBR, NÜRNBERG; NORD/LB, HANNOVER: *Biomass to Liquid - BTL Realisierungsstudie; Zusammenfassung; Deutsche Energie-Agentur GmbH (dena), unter Beteiligung des*

- Verbandes der Automobilindustrie (VDA) sowie Adam Opel GmbH, Audi AG, BMW Group, DaimlerChrysler AG, Ford-Werke GmbH, MAN Nutzfahrzeuge, AG Volkswagen AG, BASF AG, Deutsche BP AG, TOTAL Deutschland GmbH, Lurgi AG, Choren Industries GmbH; Deutsch Energie-Agentur (DENA), 2006
- [158] DANIEL-GROMKE, J.; RENSBERG, N., DEUTSCHES BIOMASSEFORSCHUNGSZENTRUM (DBFZ), LEIPZIG: *Substratmix bei der Biogaserzeugung*. In: 2. Workshop der Veranstaltungsreihe „Biogasplattform“, Energiewirtschaft trifft Rohstoffwirtschaft, Biogasrat e.V. & ef.Ruhr GmbH, Berlin, 2011
- [159] KURATORIUM FÜR TECHNIK UND BAUWESEN IN DER LANDWIRTSCHAFT E.V (KTBL): *Energiepflanzen*. Darmstadt, 2006
- [160] EDER, E.; SCHULZ, H.: *Biogas-Praxis – Grundlagen, Planung, Anlagenbau, Beispiele; 3. vollständig überarbeitete und erweiterte Auflage*. Ökobuch Verlag, Staufen bei Freiburg, 2006
- [161] STATISTISCHES BUNDESAMT (DESTATIS): *Land- und Forstwirtschaft, Fischerei: Viehbestand*. Fachserie 3, Reihe 4.1, Wiesbaden, 2011
- [162] STATISTISCHES BUNDESAMT (DESTATIS): *GENESIS V.3400RC1 - 2012*. Wiesbaden, 2012
- [163] SCHULZ, H.: *Biogas-Praxis – Grundlagen, Planung, Anlagenbau, Beispiele; 1. Auflage*. Ökobuch Verlag, Staufen bei Freiburg, 1996
- [164] UMWELTBUNDESAMT (UBA): *Abfallwirtschaft: Entsorgungsverfahren*. Dessau, 2012
- [165] NITSCH, J.; KREWITT, W.; NAST, M.; VIEHBAHN, P.; DEUTSCHES ZENTRUM FÜR LUFT- UND RAUMFAHRT (DLR); GÄRTNER, S.; PEHNT, M.; REINHARDT, G.; SCHMIDT, R.; UIHLEIN, A.; INSTITUT FÜR ENERGIE- UND UMWELTFORSCHUNG (IFEU); ; SCHEURLEN, K.; IUS; BARTHEL, C.; FISCHEDICK, M.; MERTEN, F.; WUPPERTAL INSTITUT FÜR KLIMA, UMWELT UND ENERGIE: *Ökologisch optimierter Ausbau der Nutzung erneuerbarer Energien in Deutschland; Forschungsvorhaben im Auftrag des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU)*. 2004
- [166] BUNDESMINISTERIUM FÜR UMWELT, NATURSCHUTZ UND REAKTORSICHERHEIT (BMU): *Erneuerbare Energien in Zahlen: Nationale und internationale Entwicklung*. Berlin, 2011
- [167] HÖLKER, U.: *Gerüchteküche schließen*. In: Biogas Journal, 2008
- [168] BUNDESNETZAGENTUR: *Bericht der Bundesnetzagentur über die Auswirkungen der Sonderregelungen für die Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz gemäß §37 GasNZV an die Bundesregierung zum 31.05.2011*, 2011
- [169] MÜLLER, S.; KOTIK, J.; PRÖLL, T.; RAUCH, R.; HOFBAUER, H: *Hydrogen from Biomass for Industry - Biomass Gasification for Integration in Refineries*. In: Proceedings of the ICPS 11, 2011
- [170] RÖNSCH, S: *Optimierung und Bewertung von Anlagen zur Erzeugung von Methan, Strom und Wärme aus biogenen Festbrennstoffen*. Diss. TU Hamburg-Harburg, 2011
- [171] BAJOHR, S.: *Biogas: Erzeugung - Aufbereitung - Einspeisung*. Oldenbourg Industrieverlag, 2010
- [172] Ludwig-Bölkow-Systemtechnik GmbH (LBST): *Well-to-Wheel Analyse von Elektrofahrzeugen; Studie für das Büro für Technikfolgenabschätzung beim Bundestag*. Ottobrunn, 2011
- [173] KRAFTFAHRTBUNDESAMT: *Jahresbilanz des Fahrzeugbestandes am 1. Januar 2012*, 2012
- [174] AG ENERGIEBILANZEN E.V.: *Energieverbrauch in Deutschland. Daten für das 1.-4. Quartal 2011*, 2011
- [175] ALLGEMEINE DEUTSCHE AUTOMOBIL-CLUB E. V. (ADAC): *Entwicklung der Tankstellenanzahl seit 1965 in Deutschland*. 2013

- [176] HOFFMANN, J: *MATLAB und SIMULINK - Beispielorientierte Einführung in die Simulation dynamischer Systeme*, 1. Auflage. Addison Wesley Longmann Verlag GmbH, Bonn, 1998
- [177] BODE, H.: *MATLAB-SIMULINK - Analyse und Simulation dynamischer Systeme*, 2. Auflage. Teubner Verlag/GWV Fachverlage GmbH, Wiesbaden, 2006
- [178] SCHULER, H.: *Prozeßsimulation*, 1. Auflage. VCH Verlagsgesellschaft mbH, Weinheim, 1995
- [179] HAMELINCK, C.; FAAIJ, A.; DEN UIL, H.; BOERRIGTER, H.: *Production of FT transportation fuels from biomass; technical options, process analysis and optimisation, and development potential*. In: *Energy* Bd. 29, Nr.: 11, S. 1743 – 1771, 2004
- [180] KREUTZ, T.; LARSON, E.; LIU, G.; WILLIAMS, R.: *Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass*. In: 25th Annual International Pittsburgh Coal Conference, Pittsburgh, USA, 2008
- [181] URBAN, W.; ZEIDLER-FANDRICH, B. ET AL: *Abschlussbericht für das BMBF-Verbundprojekt „Biogaseinspeisung“*. 2009
- [182] CHEMIE TECHNIK: *Kölbel-Schulze-Index 2011*. Heidelberg, 2011
- [183] VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE E.V.: *Richtlinie VDI 6025 - Betriebswirtschaftliche Berechnungen für Investitionsgüter und Anlagen*. Düsseldorf, 1996
- [184] LANGE, STEPHAN: *Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse als Prozessschritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz*. KIT Scientific Publishing, Karlsruhe, 2007
- [185] THRÄN, D. ; U. A: *Methodenhandbuch Methoden zur Bestimmung von Technologiekenntnissen, Gestehungskosten und Klimagseffekten von Vorhaben im Rahmen des BMU-Förderprogramms Version 2.1*. Leipzig, 2011
- [186] LINDENBERGER, D.; LUTZ, C.; SCHLESINGER, M.: *Energieszenarien 2011; Projekt Nr. 12/10 des Bundesministeriums für Wirtschaft und Technologie*. Basel/Köln/Osnabrück, 2011
- [187] STEMANN, M.: persönliche Kommunikation (2012)
- [188] PERIMENIS, A.; MAJER, S.; ZECH, K.; HOLLAND, M.; MÜLLER-LANGER, F.: *Technology Opportunities and Strategies towards Climate friendly trAnsport (TOSCA), WP 4 report, Lifecycle Assessment of Transportation Fuels*. 2010
- [189] EUCAR, CONCAWE, JRC: *Well-to-Wheels analysis of future automotive fuels and powertrains in the European context, Version 2c, Appendix 2, cost calulations*. 2007
- [190] WEINDORF, W. (LBST): Persönliche Kommunikation (2012)
- [191] ETM EUROTRANSPORTMEDIA VERLAGS- UND VERANSTALTUNGS-GMBH: *Lastauto Omnibus Katalog*. 2010
- [192] DYNETEK INDUSTRIES LTD.: *500 bar Pressure Vessel for Hydroge - preliminary product description*. Calgary, Kanada, 2003
- [193] DYNETEK INDUSTRIES LTD.: *Welcome to the AGM of Dynetek Industries Calgary*. Calgary, Kanada, 2010
- [194] STÜNNIGS MEDIEN GMBH, KREFELD: *Test Mercedes-Benz Actros 1844*. In: *KfZ-Anzeiger*, 2001
- [195] STÜNNIGS MEDIEN GMBH, KREFELD: *Test MAN TG 510 A*. In: *KfZ-Anzeiger*, 2001
- [196] MICHAELIS, J ; GENOESE, F. ; WIETSCHEL, M.: *Systemanalyse zur Verwendung von Überschussstrom. Ergebnisvorstellung der Studie „Integration von Wind-Wasserstoff-Systemen in das Energiesystem“*. Berlin, 2013
- [197] EUROPEAN COMMISSION (EC): *Richtlinie 2009/28/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 23. April 2009 zur Förderung der Nutzung von Energie aus erneuerbaren Quellen und zur Änderung und anschließenden Aufhebung der Richtlinien 2001/77/EG und 2003/30/EG*. 2009

- [198] INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION (ISO): *ISO 14040: Umweltmanagement - Ökobilanz - Grundsätze und Rahmenbedingungen (ISO 14040:2006), Deutsche und Englische Fassung EN ISO 14040:2006*. 10/2006
- [199] INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION (ISO): *ISO 14044: Umweltmanagement - Ökobilanz - Anforderungen und Anleitungen (ISO 14044:2006), Deutsche und Englische Fassung EN ISO 14044:2006*. 10/2006
- [200] SWISS CENTRE FOR LIFE CYCLE INVENTORIES: *Ecoinvent v2.1 for umberto 5.5*. 2009
- [201] ÖKO-INSTITUT: *Globales Emissionsmodell Integrierter Systeme (GEMIS)*. 2011
- [202] INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE (IPCC): *Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories*. 2001
- [203] GUINEE, J B: *Life cycle assessment; an operational guide to the ISO standards – Part 3 – Scientific Background*. 2001
- [204] BUNDESMINISTERIUM FÜR UMWELT, NATURSCHUTZ UND REAKTORSICHERHEIT (BMU): *Leitstudie 2010 - Langfristszenarien und Strategien für den Ausbau der erneuerbaren Energien in Deutschland bei Berücksichtigung der Entwicklung in Europa und global*. 2011
- [205] MINERALÖLWIRTSCHAFTSVERBAND E.V.: *Statistiken - Preise. Zusammensetzung des Verbraucherpreises für Superbenzin und Dieselkraftstoff (2011)*.
URL <http://www.mwv.de/index.php/daten/statistikenpreise>. - abgerufen am 15.02.2013
- [206] VERKEHRSWIRTSCHAFTLICHE ENERGIESTRATEGIE (VES): *3. Statusbericht der Task Force an das Steering Committee*. 2007
- [207] BALL, M.; WEINDORF, W.; BÜNGER, U.: *Kap. 12 Hydrogen Distribution*. In: M. BALL & M. Wietschel: *The Hydrogen Economy - opportunities and challenges*, S. 322 – 347, Cambridge University Press, Cambridge, Vereinigtes Königreich, 2009
- [208] INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERING: *Description of the Biomass CHP Güssing*.
URL www.ficfb.at - abgerufen am 03.11.2011
- [209] NAAB, P.: *Demonstrationsprojekt zur Biomassevergasung für KWK und Bio-SNG in einem 10 MWth-Vergaser nach dem AER-Verfahren*. In: 4. Internationale Anwenderkonferenz für Biomassevergasung, Stuttgart, 2010
- [210] SCHULZE, OLAF: *Biomasse – der Energieträger zur energetischen und stofflichen Nutzung am Beispiel der Anlage in Freiberg*. In: 1. Aachener Anwenderforum für Bioenergienutzung in Stadt und Region, Aachen, 2003
- [211] COMPART, F.: *Carbo-V® Gasification Part II: Gas Cleaning for Biomass Gasification*. Freiberg, 2009
- [212] BENGTSOON, S.: *Clean Hydrogen-rich Synthesis gas - Publishable Final Activity Report*. 2010
- [213] SALO, K.: *Carbona Gasification Technologies - Biomass gasification plant in Skive*. Göteborg, Schweden, 2010
- [214] SALO, K.: *Biomass gasification applications*. In: Topsoe catalysis forum, 2008

Anhang 1 – Expertenworkshop

Im Rahmen der Erstellung dieser Studie wurde ein Expertenworkshop abgehalten, in dem das bisherige Vorgehen sowie die nächsten Schritte diskutiert wurden. Ziel war die Konsultation eines möglichst breiten Expertenspektrums hinsichtlich der Stimmigkeit des Studienkonzepts. Der Workshop fand am 21. September 2011 in Berlin statt. Teil nahmen insgesamt 16 Vertreter aus Forschung (ENEA, KIT, TU Bergakademie Freiberg, TU Hamburg-Harburg), Wirtschaft (Blue Tower, hs Energieanlagen, Linde Gas, Shell), sowie Projektkonsortium (DBFZ, LBST) und Auftraggebern bzw. förderseitig mit der Studie Betrauten (BMVBS, NOW, Forschungszentrum Jülich).

Die Hauptdiskussionspunkte des Expertenworkshops waren zunächst Methodik und Ergebnisse des Pre-Screenings. Weiter wurden das Vorgehen im anstehenden zweiten Teilprojekt der Studie sowie mögliche Auslegungen der zu simulierenden Biowasserstoffkonzepte erörtert.

Zum Vorgehen beim Pre-Screening herrschte Konsens, dass die Auswahl- und Bewertungskriterien der Studienzielsetzung entsprechen sowie transparent und nachvollziehbar sein müssen. Es wurde konstatiert, dass Schemata zur Auswahl und Bewertung immer ein gewisses Maß an Subjektivität und Abstraktion enthalten und kaum vollständig sein bzw. sämtliche relevante Parameter in neutraler Weise erfassen können. Es existiert kein allgemein anerkannter Bewertungsrahmen, der für einen Vergleich der untersuchten Verfahren herangezogen werden könnte. Die Vorgehensweise der Studie wurde auch daher als grundsätzlich geeignet und zielführend erachtet.

Weiterhin wurde beschlossen keine Pfade auszuschließen, die auf Rohstoffquantitäten und -qualitäten angewiesen sind, die in Deutschland nur durch Importe bereitgestellt werden können. Dies geschieht auch aus industriepolitischen Erwägungen heraus. Es könnte vorteilhaft sein, ein Verfahren in Deutschland zu demonstrieren und zur Marktreife zu führen, um es anschließend in Länder zu exportieren, in denen die benötigten Rohstoffe leichter verfügbar sind.

Es wurde zudem festgehalten, dass es nicht das Ziel dieser Studie sei, ein neues Verfahren für die Erzeugung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse zu entwickeln. Es sollen hingegen die Möglichkeiten untersucht werden, bestehende Verfahren mit dem Ziel der Wasserstoffherzeugung zu adaptieren. Hierbei ist es wichtig, die ausgewählten Anlagenkonzepte vergleichbar zu machen. Da es viele verschiedene Möglichkeiten für die Verschaltung von Anlagenkonzepten gibt, kann es auch nicht das Ziel sein, ein optimales Anlagenkonzept zu entwerfen. Die während des Workshops vorgestellten Anlagenkonzepte wurden von den Teilnehmern zudem als zielführend erachtet. Außerdem wurde festgestellt, dass keine Detailbetrachtungen einzelner Anlagenteile im Rahmen dieser Studie angefertigt werden können. Es werden nur Konzepte untersucht und auf Unsicherheiten bezüglich bestimmter Einzelkomponenten (z. B. Reformer) hingewiesen.

Anhang 2 – Charakteristika und Potenziale der Rohstoffe

Tab. 68 Für den Anbau von Energiepflanzen verfügbare Flächen in verschiedenen Studien

	2000 (ha)	2010 (ha)	2020 (ha)	2030 (ha)	2040 (ha)	2050 (ha)
Öko 2004 ^{1), 2)} [145]		1,74-2,96	2,95- 4,19	4,07- 5,38		
BMU 2004 ¹⁾ [165] ^[3]		1,82	3,27	4,22		
BMU 2007 [150]		1,22	1,50	2,40	3,50	4,55
BMU 2008 [152], BMU 2010 [151]		2,20	3,85	4,05	4,10	4,10 (0,9 Mio. ha KUP)
Zeddies 2006 [149]	0,98	2,65	5,23			

1) Inkl. Erosionsschutzflächen (Anbau von Kurzumtriebsplantagen möglich; 2) Flächensalden plus Stilllegungsflächen aus Jahr 2000 (1,13 Mio. ha); Darstellung: LBST

Tab. 69 Korn/Stroh-Verhältnis verschiedener Getreidearten

	Weizen	Gerste	Hafer	Roggen	Triticale	Mais
Kaltschmitt 2001 [3]	1 : 0,8 (Winter) 1 : 0,9 (Sommer)	1 : 0,9 (Winter) 1 : 1,0 (Sommer)	1 : 1,2	1 : 1,4	1 : 1,1	1 : 1,3
Öko 2004 (konvent. Landwirtschaft 2000) [145]	1 : 0,80	1 : 0,80	1 : 0,80	1 : 0,90	1 : 0,80	
Öko 2004 (ökolog. Landwirtschaft 2000) [145]	1 : 1,00	1 : 1,00	1 : 1,00	1 : 1,41	1 : 1,00	
Öko 2004 (konvent. Landwirtschaft 2030) [145]	1 : 0,65	1 : 0,65	1 : 0,65	1 : 0,75	1 : 0,65	
Öko 2004 (ökolog. Landwirtschaft 2030) [145]	1 : 0,85	1 : 0,85	1 : 0,85	1 : 1,27	1 : 0,85	
Vetter [154]	1 : 0,8	1 : 0,8 (Winter) 1 : 0,7 (Sommer)	1 : 1,2	1 : 1,1	1 : 1,1	1 : 1,1
Diese Studie	1 : 0,8	1 : 0,8	1 : 1,2	1 : 1,1	1 : 1,1	1 : 1,1

Darstellung: LBST

Die Korn/Strohverhältnisse in [154] wurden bereits in der BTL-Realisierungsstudie [157] und in einer Studie für die „Verkehrswirtschaftliche Energiestrategie“ (VES) [206] verwendet. Im Rahmen dieser Studie wurde beschlossen, sich weitestgehend auf die in [157] und [206] getroffenen Annahmen zu beziehen.

Tab. 70 Korn/Stroh-Verhältnis von Ölpflanzen (Raps, Sojabohnen und Sonnenblumen)

	Raps	Sojabohnen	Sonnenblumen
Kaltschmitt 2001	1 : 2,9	1 : 0,7	1 : 4,2
Vetter 2006	1 : 1,6 (Winter) 1 : 1,5 (Sommer)	1 : 1,0	1 : 1,8
Diese Studie	1 : 1,6	1 : 1,0	1 : 1,8

Darstellung: LBST

[145] geht von einem Anstieg des Korn / Stroh-Verhältnisses in der Zukunft aus. Allerdings wird in [145] nicht zwischen Gerste, Hafer und Triticale unterschieden. Für die anderen Feldfrüchte (Mais, Raps, Sojabohnen und Sonnenblumen) wurde ebenfalls auf die Werte in [154] zurückgegriffen (Tab. 70).

Tab. 71 Energetisch nutzbares Potenzial für Reststroh in Deutschland

	Ackerfläche (Mio. ha)	Reststroh (min) (PJ/a)	Reststroh (max) (PJ/a)
Baden-Württemberg	0,83	22	36
Bayern	2,08	30	51
Berlin	-	0	0
Brandenburg	1,03	17	28
Bremen	-	0	0
Hamburg	-	0	0
Hessen	0,48	9	15
Mecklenburg- Vorpommern	1,08	21	34
Niedersachsen	1,88	29	48
Nord-Rhein-Westfalen	1,07	20	33
Rheinland-Pfalz	0,40	7	11
Saarland	0,04	1	1
Sachsen	0,72	13	21
Sachsen-Anhalt	1,00	22	36
Schleswig-Holstein	0,67	12	20
Thüringen	0,61	12	20
Summe Deutschland	11,89	213	355

Darstellung: LBST

Tab. 72 Substratverfügbarkeitsfaktoren für Rinder, Schweine inkl. Ferkel und Geflügel

	Rinder		Schweine		Geflügel	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max
Baden-Württemberg	0,21	0,45	0,00	0,44	0,03	0,62
Bayern	0,46	0,79	0,13	0,51	0,25	0,80
Berlin	-	-	-	-	-	0,00
Brandenburg	0,90	0,95	0,72	0,86	0,68	0,86
Bremen	0,79	0,79	-	-	0,00	0,00
Hamburg	0,50	0,66	-	-	0,00	0,00
Hessen	0,53	0,74	0,18	0,50	0,29	0,62
Mecklenburg-Vorpommern	0,94	0,96	0,71	0,88	0,47	0,94
Niedersachsen	0,82	0,92	0,44	0,78	0,30	0,92
Nordrhein-Westfalen	0,70	0,87	0,23	0,67	0,12	0,76
Rheinland-Pfalz	0,62	0,83	0,00	0,51	0,00	0,65
Saarland	0,67	0,86	0,00	0,33	0,00	0,63
Sachsen	0,85	0,90	0,73	0,89	0,84	0,96
Sachsen-Anhalt	0,90	0,94	0,81	0,91	0,73	0,91
Schleswig-Holstein	0,88	0,95	0,47	0,81	0,31	0,88
Thüringen	0,89	0,93	0,68	0,83	0,72	0,93

Darstellung: LBST

Tab. 73 Umrechnungsfaktoren in Großvieheinheiten (GVE)

	GVE/Tier
Rinder	
Kälber und Jungvieh bis 1 Jahr	0,30
Jungvieh, 1 bis 2 Jahre alt	0,70
Färsen (alter als 2 Jahre), Mastrinder, Kühe	1,00
Zuchtbullen, Zugochsen	1,20
Schweine	
Ferkel bis 12 kg	0,01
Ferkel über 12 kg bis 20 kg	0,02
Ferkel und Läufer über 20 kg bis 45 kg	0,06
Läufer über 45 kg bis 60 kg, Mastschweine, Jungzuchtschweine bis 90 kg	0,16
Zuchtschweine über 90 kg	0,30
Schafe	
bis 1 Jahr	0,05
über 1 Jahr	0,10
Ziegen	0,05
Geflügel	
Legehennen (1 Umtriebseinheit, Maximalgewicht 1,6 kg)	0,00323
Legehennen (2 und mehr Umtriebseinheiten, Maximalgewicht 1,5 kg)	0,00303
Jungmasthühner u. Legehennen (1 Altersgruppe, Maximalgewicht 1,2 kg)	0,00238
Jungmasthühner u. Legehennen (2 und mehr Altersgruppen, Maximalgewicht 0,8 kg)	0,00160
Puten	0,0067
Enten	0,0033
Gänse	0,0067

Quellen: [160],[163]; Darstellung LBST

Tab. 74 Rahmendaten des Pipelinetransports

		Transportpipeline	Verteilpipeline
Kapazität	[MWh _{H2}]	600	2,4-30
Durchschnittliche Investition	[EUR/m]	694	179
Eingangsdruck	[bar]	30	30
Ausgangsdruck	[bar]	30	30
Lebensdauer	[a]	30	30
Wartung und Instandhaltung	[EUR/m*a]	4,18	4,18
Transportkosten	[ct/km*kWh _{H2}]	0,0019	0,0359

Quelle: [172],[207]; Darstellung Fraunhofer ISI

Tab. 75 Investitionen CGH2 Tankstelle im Jahr 2020

Anlagenteil	Einheit	Pipeline-Anlieferung	Trailer-Anlieferung
H ₂ -Speicher	[EUR]	45.527	458.801
H ₂ -Speicher (HD-Puffer)	[EUR]	9.306	9.306
H ₂ -Kompressor (primär)	[EUR]	69.832	0
H ₂ -Kompressor (Booster)	[EUR]	182.321	182.321
Vorkühlung	[EUR]	72.379	72.379
H ₂ -Dispenser	[EUR]	57.793	57.793
Software für Dispenser	[EUR]	12.377	12.377
Verrohrung	[EUR]	3.762	3.762
TÜV	[EUR]	12.650	12.650
Installation	[EUR]	6.353	6.353
Summe	[EUR]	472.299	815.742

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

Tab. 76 Wartung, Instandhaltung und TÜV CGH2 Tankstelle

		Pipeline-Anlieferung	Trailer-Anlieferung
TÜV für Drucktanks	[EUR/a]	4.080	6.770
Kalibrierung Dispenser	[EUR/a]	716	716
Wartung und Instandhaltung Kompressoren	[EUR/a]	12.453	5.470
Summe	[EUR/a]	17.249	12.956

Quelle: eigene Berechnung Fraunhofer ISI

Anhang 3 – Fließschemata

FICFB

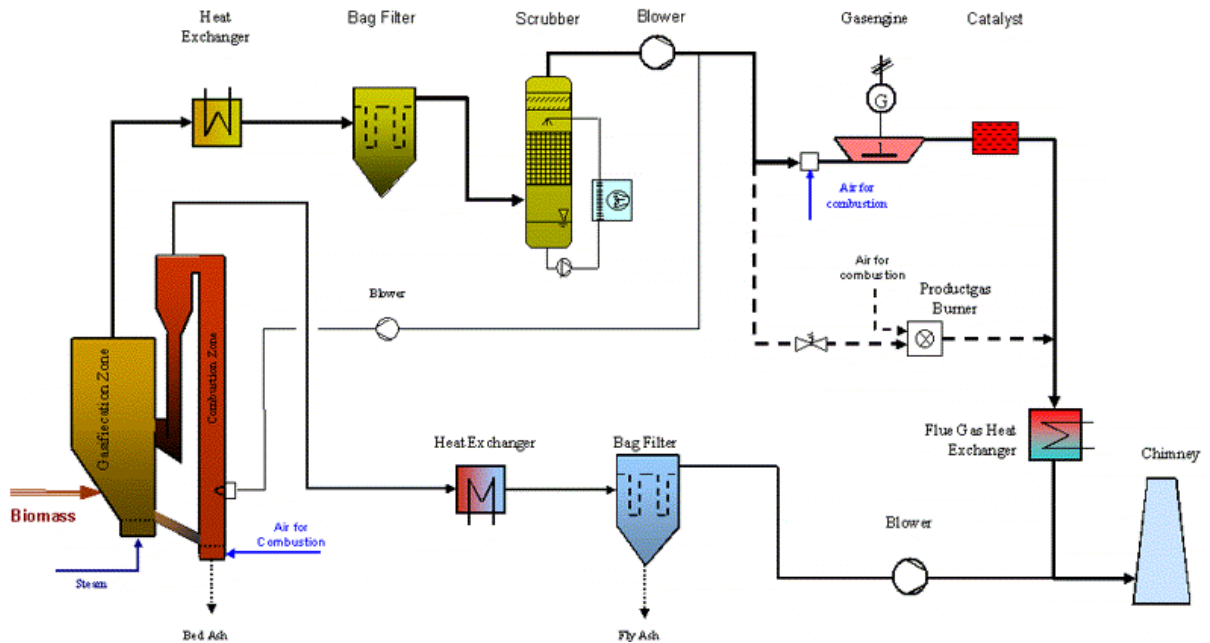


Abb. 60 Fließbild der Pilotanlage in Güssing; Quelle: [208]

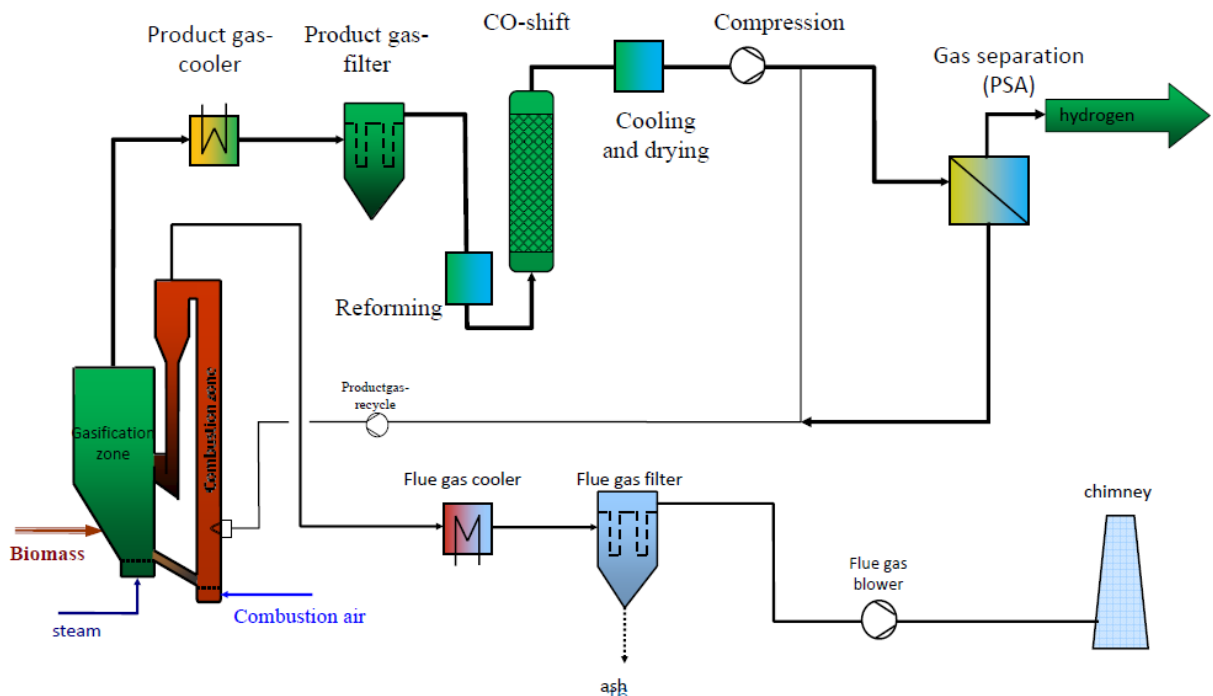


Abb. 61 Fließbild zur H₂-Erzeugung, Untersuchungen TU Wien & OMV für den Einsatz von Bio-H₂ in Raffinerien; Quelle: [126]

AER

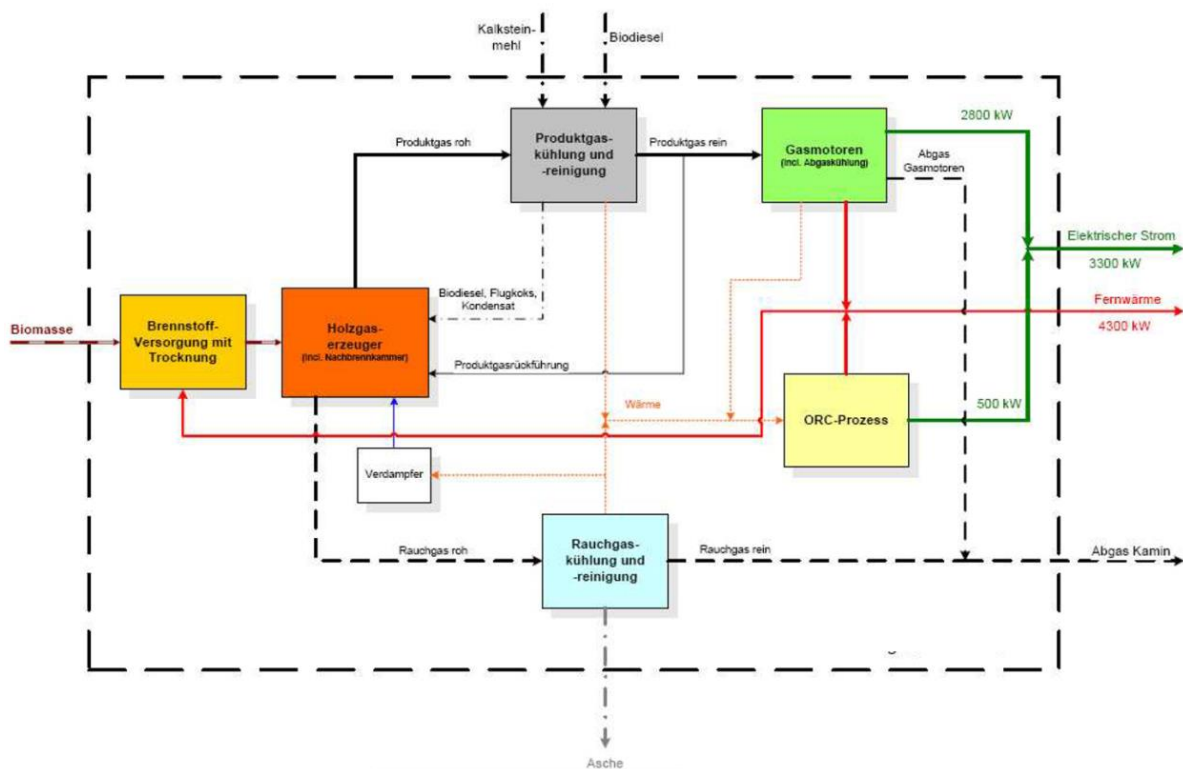


Abb. 62 Blockschema einer möglichen Variante der AER-Vergasungsanlage in Geislingen-Türkheim; Quelle: [209]

BioLiq

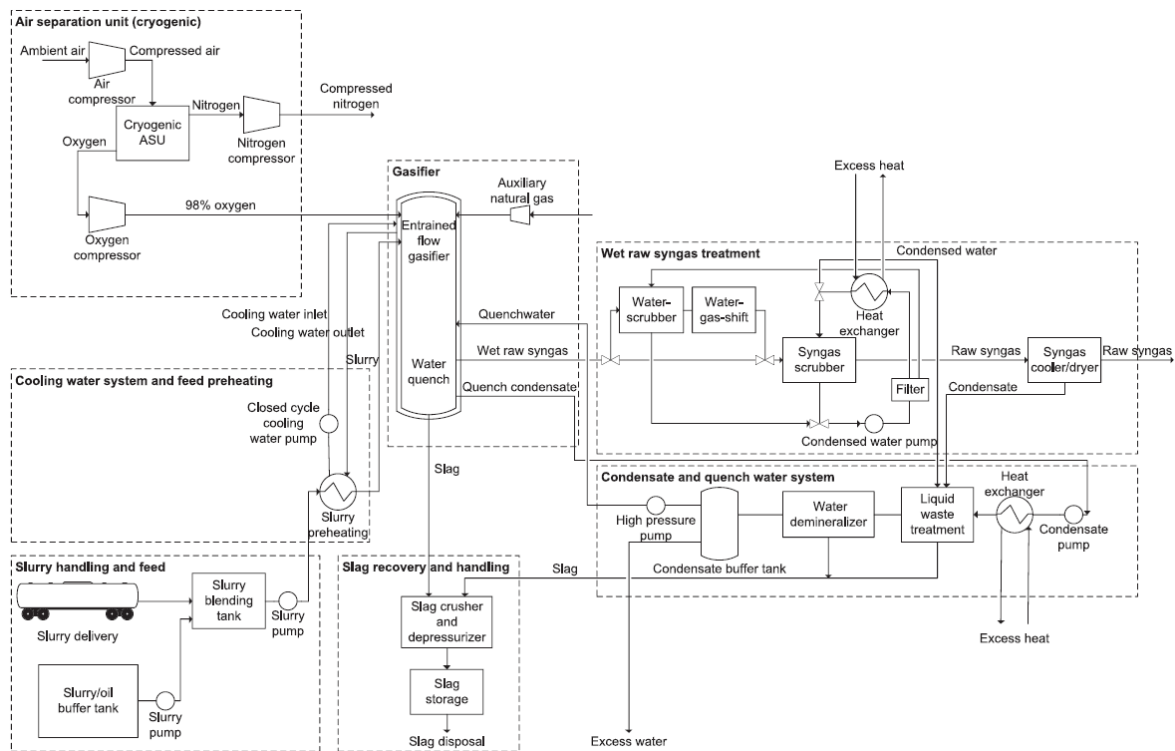


Abb. 63 Vereinfachtes Anlagenfließbild des BioLiq Prozesses in Karlsruhe; Quelle: [120]

Carbo-V

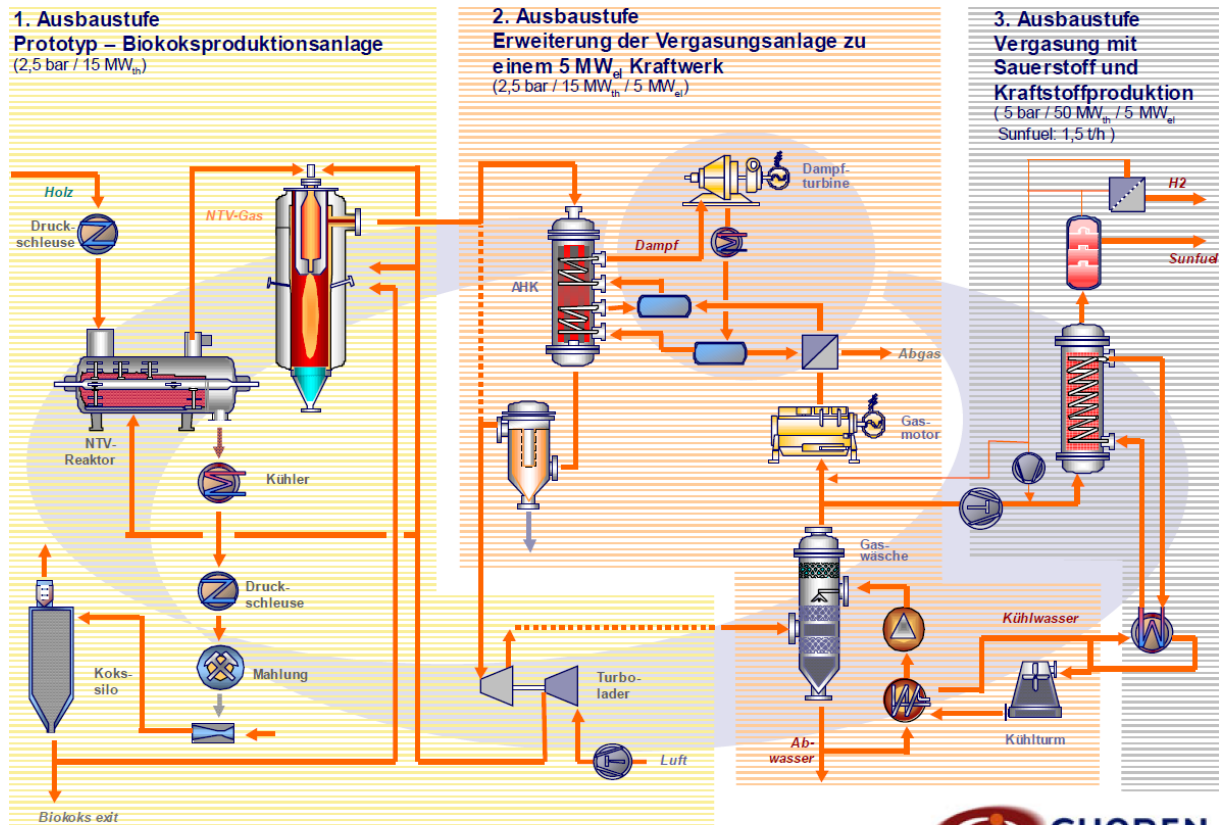


Abb. 64 Skizze der Beta-Anlage von Choren in Freiberg; Quelle; [210]

Summary: Block diagrams (simplified):

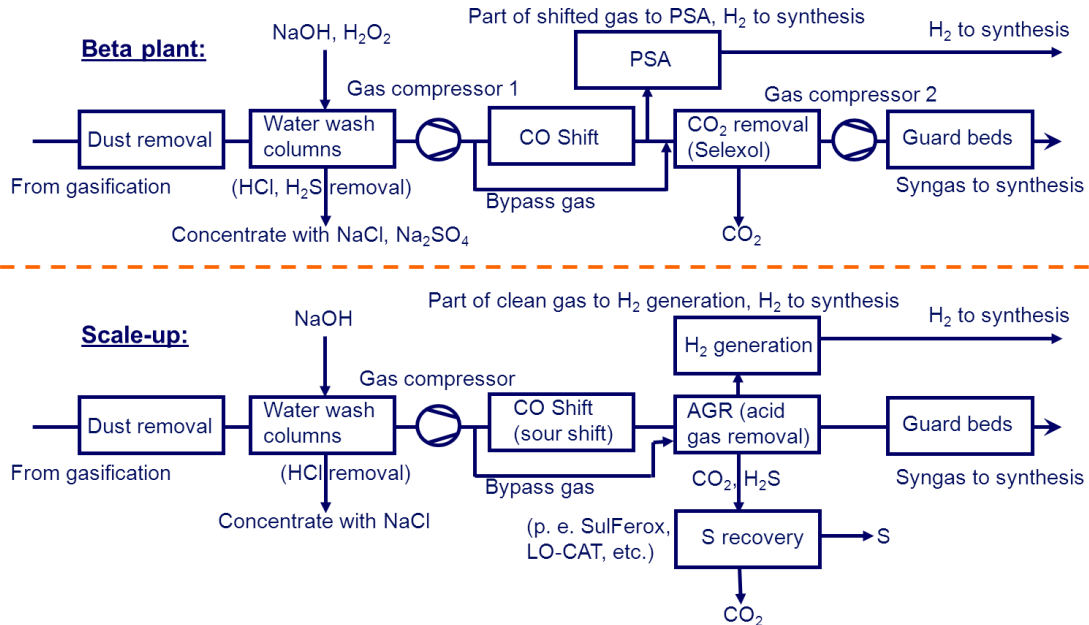


Abb. 65 Vereinfachte Blockdiagramme der Gasaufbereitung der Beta Anlage in Freiberg (oben) und dem geplanten Scale up (unten); Quelle: [211]

Chrisgas

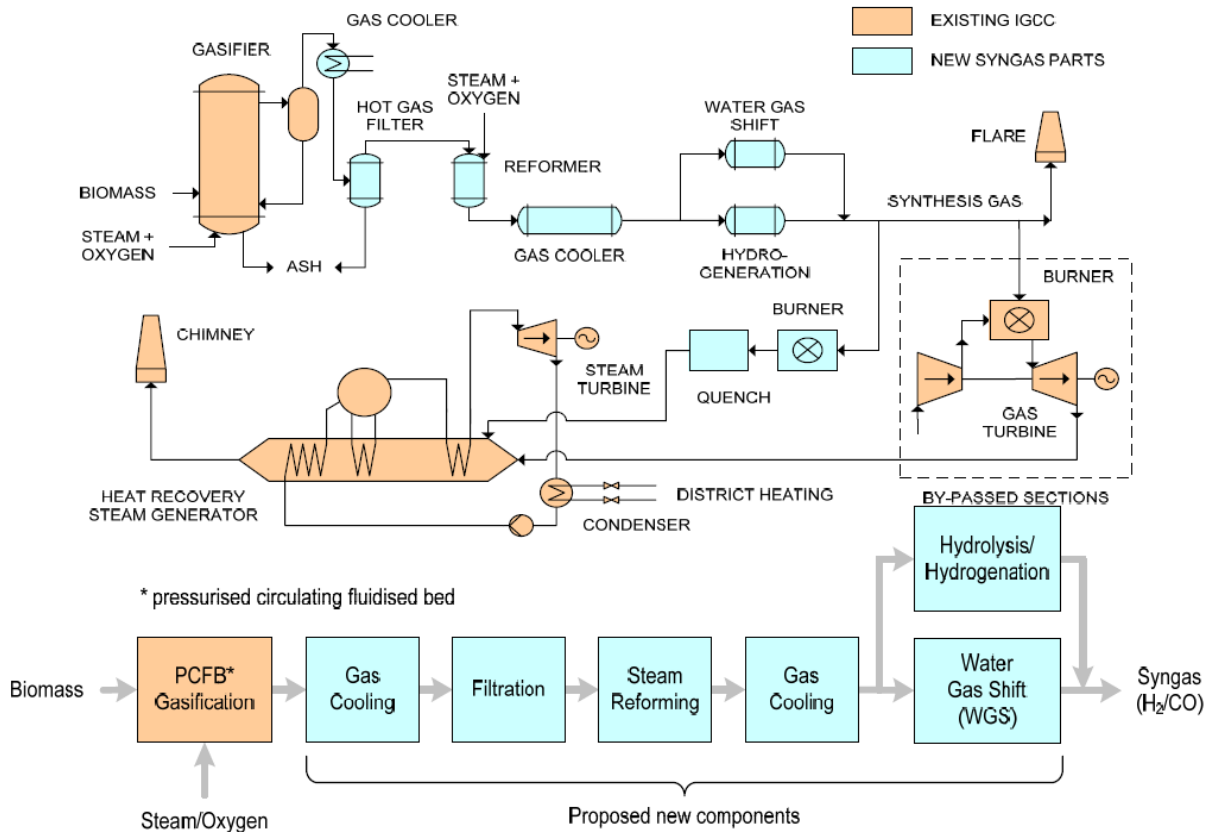


Abb. 66 VVBGC Fließbild und Blockdiagramm mit nötigen und geplanten Umbauten; Quelle: [124]

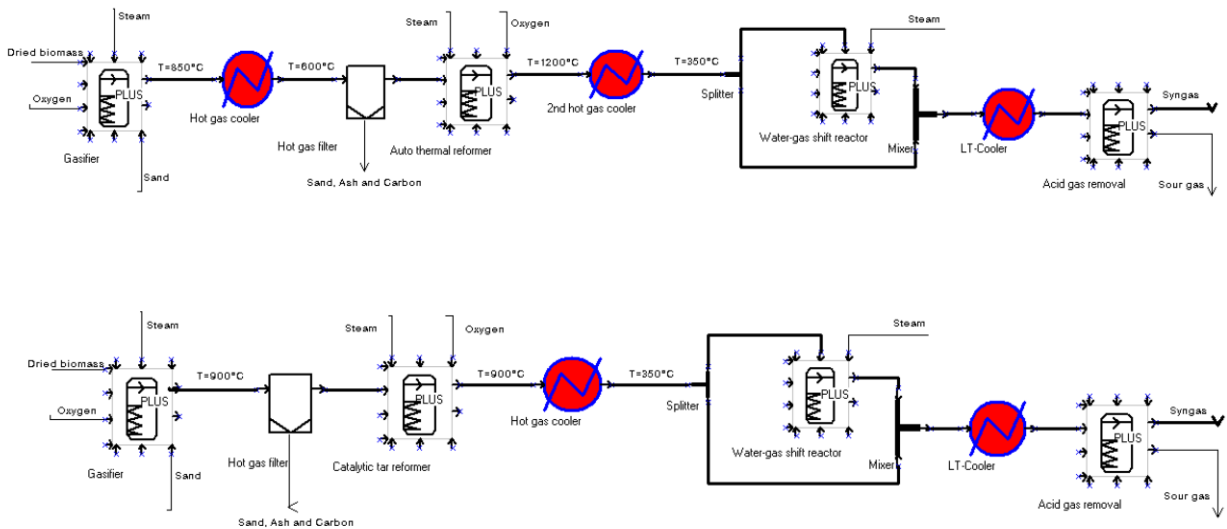


Abb. 67 Schematische Übersicht der ursprünglich für das CHRISGAS geplanten Anlage (oben, nicht in Betrieb) und dem weiterentwickelten zukünftigen Aufbau (unten); Quelle: [212]

Renugas

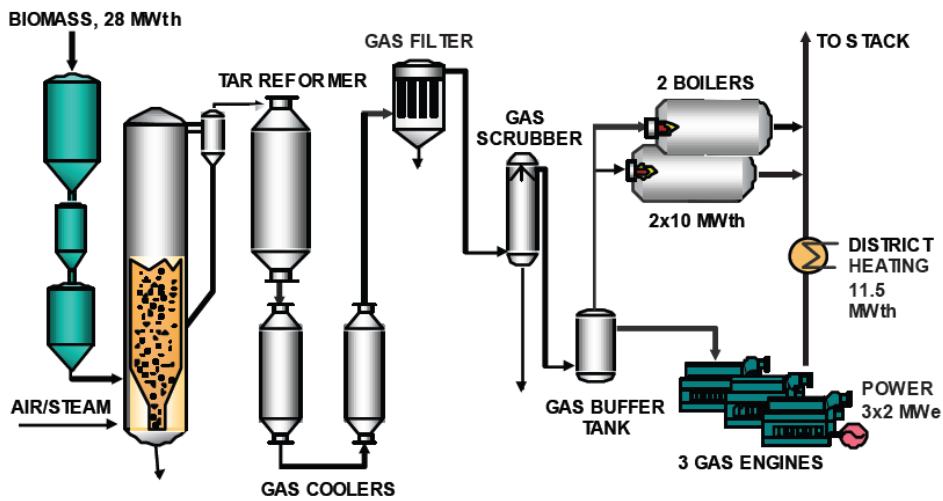


Abb. 68 Skizze der KWK Anlage mit Renugas Technologie in Skive (2010); Quelle: [213]

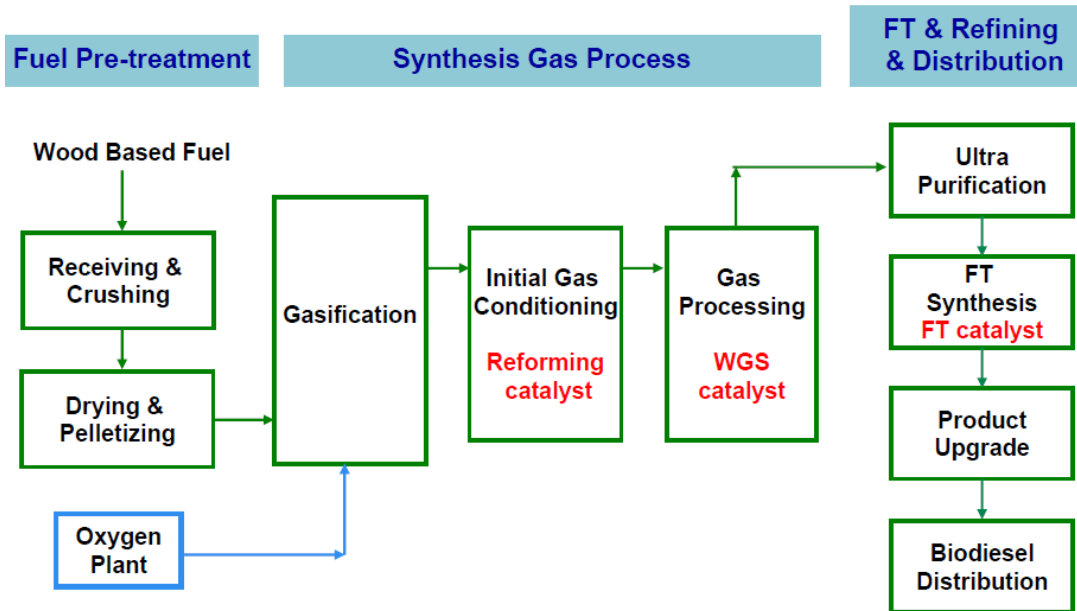


Abb. 69 Blockschema der geplanten Biodiesel-Anlage; Quelle: [214]

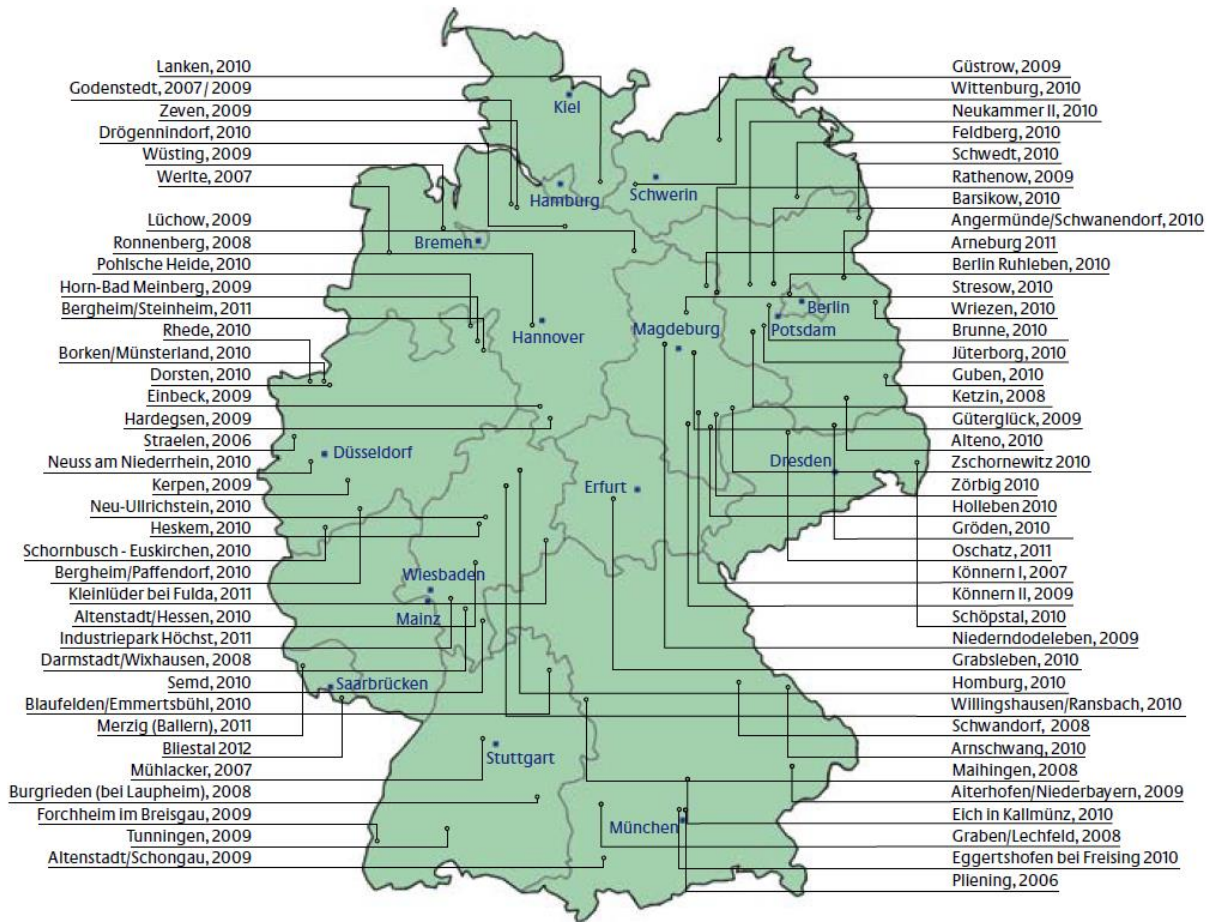


Abb. 70 Geografische Verteilung von Biomethananlagen in Deutschland und (erwartete) Inbetriebnahme (Stand Mai 2010); Quelle: [138]