

TEXTE

80/2024

**Abschlussbericht**

# Umweltauswirkungen der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>

**Analyse des Standes der Technik, Ausblick für die Zukunft**

**von:**

Dr. Florian Ausfelder, Dr. Andrei Bărăscu-Wilde, Dr. Alexis Bazzanella, Dr. Stéphanie Dolique, Hanna Dura, Dr. Oliver Hurtig, Dennis Krämer

DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V., Frankfurt am Main

**Herausgeber:**

Umweltbundesamt



TEXTE 80/2024

Ressortforschungsplan des Bundesministeriums für  
Umwelt, Naturschutz, nukleare Sicherheit und  
Verbraucherschutz

Forschungskennzahl 3717 53 302 2

FB001019

Abschlussbericht

## **Umweltauswirkungen der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>**

Analyse des Standes der Technik, Ausblick für die Zukunft

von

Dr. Florian Ausfelder, Dr. Andrei Băräscu-Wilde, Dr. Alexis  
Bazzanella, Dr. Stéphanie Dolique, Hanna Dura, Dr. Oliver Hurtig,  
Dennis Krämer

DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und  
Biotechnologie e.V., Frankfurt am Main

Im Auftrag des Umweltbundesamtes

## Impressum

### Herausgeber

Umweltbundesamt  
Wörlitzer Platz 1  
06844 Dessau-Roßlau  
Tel: +49 340-2103-0  
Fax: +49 340-2103-2285  
[buergerservice@uba.de](mailto:buergerservice@uba.de)  
Internet: [www.umweltbundesamt.de](http://www.umweltbundesamt.de)

### Durchführung der Studie:

DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V.  
Theodor-Heuss-Allee 25  
60486 Frankfurt am Main

### Abschlussdatum:

November 2022

### Redaktion:

Fachgebiet III 2.1 Übergreifende Angelegenheiten, Chemische Industrie,  
Feuerungsanlagen  
Christopher Proske, Traute Fiedler  
Fachgebiet V 3.2 Chemische Industrie und industrielle Feuerungsanlagen  
Hans-Jürgen Garvens

Publikationen als pdf:

<http://www.umweltbundesamt.de/publikationen>

ISSN 1862-4804

Dessau-Roßlau, April 2024

Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autorinnen und Autoren.

### **Kurzbeschreibung: Umweltauswirkungen der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>**

Die Abtrennung und Nutzung von CO<sub>2</sub> (CCU) ist eine Schlüsseltechnologie für die industrielle Transformation hin zur Klimaneutralität. Mit CCU können kohlenstoffhaltige Verbindungen aus CO<sub>2</sub> ohne die Nutzung fossiler Rohstoffe hergestellt werden. Der Stand von Forschung und Entwicklung der CCU Verfahren wird dargestellt und ihre Umweltauswirkungen werden, soweit bekannt, ausgewiesen. Die Eigenschaften und Verfügbarkeit möglicher CO<sub>2</sub>-Quellen wird diskutiert und die theoretischen Potenziale für die perspektivische Nutzung von CCU analysiert. Für eine Reihe von Verfahrenskombinationen werden Cradle-to-Gate Analysen durchgeführt und anhand verschiedener Wirkungskategorien mit der fossilen Referenz verglichen. Die relevanten standortspezifischen Aspekte für die Implementierung von CCU Prozessen werden dargestellt und daraus entstehende Pfadabhängigkeiten diskutiert. Der regulatorische Rahmen für CCU wird aufgezeigt und aktuelle Forschungs- und Entwicklungsprogramme bzw. laufende Projekte werden ausgewiesen.

### **Abstract: Environmental impact of CO<sub>2</sub>-utilization**

Carbon dioxide capture and utilization (CCU) is a key technology for industrial transformation towards climate neutrality. CCU allows the production of carbon-based materials without the use of fossil feedstock. The current state of research and development of CCU processes is described and their respective environmental impact, if known, listed. The characteristics and availability of possible CO<sub>2</sub> sources are discussed and theoretical potentials for future use of CCU are analyzed. A more detailed cradle-to-gate analysis is carried out for a set of process combinations. They are analyzed with respect to several environmental impact categories and compared to the performance of the fossil reference process. Relevant site-specific aspects or the implementation of industrial CCU processes are presented and evolving path dependencies discussed. The regulatory framework for CCU applications is described and current research and development activities as well as active projects listed.

## Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis.....	13
Tabellenverzeichnis .....	17
Abkürzungsverzeichnis .....	24
Zusammenfassung.....	29
Summary .....	34
1 Einleitung.....	38
1.1 Motivation und Einordnung.....	38
1.2 Überblick zum Vorgehen und angewandter Methoden .....	39
1.2.1 Vorgehen zur Auswertung bisheriger Studien und Publikationen zur Nutzung von CO <sub>2</sub> .....	39
2 Zusammenfassung und Auswertung bisheriger Studien und Publikationen zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> - Identifizierung von Technologien zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> und korrespondierende Referenztechnologien .....	45
2.1 Ameisensäure.....	45
2.1.1 Beschreibung des Prozesses .....	45
2.1.1.1 Elektrochemische CO <sub>2</sub> -Reduktion.....	45
2.1.1.2 Katalytische Reduktion von CO <sub>2</sub> .....	46
2.1.2 Fazit.....	46
2.2 Butanol und Hexanol.....	47
2.2.1 Beschreibung des Prozesses .....	47
2.2.2 Fazit.....	49
2.3 Carbonate (anorganisch).....	49
2.3.1 Beschreibung des Prozesses .....	51
2.3.2 Fazit.....	51
2.4 Carbonate (organisch, zyklisch) .....	52
2.4.1 Beschreibung des Prozesses .....	53
2.4.2 Fazit.....	54
2.5 CCU Prozesse zur Herstellung von Ethylen .....	55
2.5.1 Ethylen über das einstufige elektrochemische Verfahren.....	55
2.5.2 Beschreibung des eEthylen-Verfahrens.....	57
2.5.3 Ethylen über Fischer-Tropsch-Synthese .....	57
2.5.4 Ethylen über dem „Methanol-To-Olefins“-Prozess (MTO) .....	58
2.5.5 Fazit.....	59

2.6	Formaldehyd .....	59
2.6.1	Beschreibung des Prozesses .....	59
2.6.2	Fazit.....	60
2.7	Harnstoff .....	60
2.7.1	Beschreibung des Prozesses .....	60
2.7.2	Fazit.....	61
2.8	Methanol.....	61
2.8.1	Überblick über diskutierte Routen zum Methanol.....	62
2.8.2	Beschreibung verschiedener Prozesse.....	64
2.8.2.1	Methanoldirektsynthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> - Katalytische Hydrierung.....	64
2.8.2.2	Synthesegas aus CO <sub>2</sub> über die rWGS (siehe auch Kapitel 4.3).....	66
2.8.2.3	Synthesegas aus Dampfreformierung von Methan.....	67
2.8.2.4	Synthesegas aus Trockenreformierung von Methan.....	68
2.8.2.5	Synthesegas aus kombinierter Trocken- und Dampfreformierung von Methan .....	69
2.8.2.6	Synthesegas aus partieller Oxidation (PO) oder autothermer Reformierung (ATR) von Methan.....	70
2.8.2.7	Methanol-Herstellung über Synthesegas und die Fischer-Tropsch-Synthese.....	71
2.8.2.8	Methanol-Herstellung über Wasserelektrolyse und CO <sub>2</sub> .....	72
2.8.2.9	Methanoldirektsynthese aus Methan .....	73
2.8.2.10	Co-Elektrolyse von Wasser und CO <sub>2</sub> mittels Hochtemperatur-Festoxidzelle .....	76
2.8.2.11	Niedertemperatur-Co-Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser mittels Inverser Methanol-Brennstoffzelle.....	77
2.8.2.12	Photoelektrochemische Zelle .....	78
2.8.3	Fazit.....	79
2.9	Polyurethan aus Polyethercarbonatpolyol .....	81
2.9.1	Beschreibung des Prozesses .....	82
2.9.2	Fazit.....	83
2.10	Polyurethane für Hartschäume und Lacke.....	86
2.10.1	Fazit.....	87
2.11	Salicylsäure.....	87
2.11.1	Beschreibung des Prozesses .....	87
2.11.2	Fazit.....	88
2.12	Herstellung von Synthesegas .....	88
2.12.1	Synthesegاسبereitstellung aus Wasserstoff und CO <sub>2</sub> .....	88
2.12.2	Synthesegas über die Methanpyrolyse.....	89

2.13	Dimethylcarbonat .....	90
2.13.1	Beschreibung der Prozesse .....	91
2.13.1.1	Katalytische DMC-Direktsynthese aus CO <sub>2</sub> - Carboxylierung von Methanol.....	92
2.13.1.2	Elektrochemische DMC-Direktsynthese aus CO <sub>2</sub> .....	93
2.13.1.3	Umesterung von Ethylencarbonat.....	93
2.13.1.4	Direkte Harnstoff-Methanolyse.....	95
2.13.1.5	Indirekte Harnstoff-Methanolyse .....	96
2.13.1.6	Direkte oxidative Carbonylierung von Methanol in der Flüssigphase.....	97
2.13.1.7	Direkte oxidative Carbonylierung von Methanol in der Gasphase.....	98
2.13.1.8	Indirekte oxidative Carbonylierung von Methanol über Methylnitrit.....	98
2.13.1.9	Phosgen-Verfahren .....	99
2.13.2	Fazit.....	99
2.13.2.1	Biotechnologische CCU Routen .....	101
2.14	Algenbioraffinerie zur Gewinnung von Ethanol.....	102
2.14.1	Beschreibung des Prozesses .....	102
2.14.2	Fazit.....	104
3	Übersicht von CO <sub>2</sub> -Quellen, Abscheidetechnologien und Reinigungsverfahren, Verfahren zur Herstellung von Chemikalien und Kunststoffen sowie zukünftige Entwicklung der stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> .....	105
3.1	Industrielle CO <sub>2</sub> -Quellen für CCU .....	105
3.1.1	Einleitung .....	105
3.1.2	Zement.....	106
3.1.2.1	Beschreibung des Prozesses .....	106
3.1.2.2	Emissionen der Zementindustrie.....	109
3.1.2.3	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	112
3.1.3	Kalk.....	115
3.1.3.1	Beschreibung des Prozesses .....	115
3.1.3.2	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	116
3.1.4	Biogas und Gärprozesse.....	117
3.1.4.1	Biogasanlagen .....	117
3.1.4.2	Erzeugung von Bioethanol.....	118
3.1.4.3	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	119
3.1.5	Chemie .....	120
3.1.5.1	Ammoniaksynthese .....	120
3.1.5.2	Synthese von Ethylenoxid.....	122

3.1.5.3	Sodaherstellung .....	123
3.1.5.4	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	124
3.1.6	Glasherstellung .....	125
3.1.6.1	Beschreibung der Prozesse .....	125
3.1.6.2	Emissionen der Glasindustrie .....	127
3.1.6.3	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	127
3.1.7	Eisen und Stahl .....	128
3.1.7.1	Primärstahlerzeugung im Hochofenprozess .....	129
3.1.7.2	Primärstahlerzeugung im Direktreduktionsverfahren (DRI) .....	131
3.1.7.3	Sekundärstahlerzeugung im Elektrolichtbogenverfahren .....	131
3.1.7.4	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	132
3.1.8	Papier- und Zellstoffproduktion .....	133
3.1.8.1	Emissionen aus der Zellstoffherstellung .....	134
3.1.8.2	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	135
3.1.9	Abfallverbrennungsanlagen .....	135
3.1.9.1	Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU .....	137
3.2	Gasreinigungsverfahren vor der CO <sub>2</sub> -Abscheidung .....	138
3.2.1	Entstaubung .....	138
3.2.2	Entschwefelung .....	140
3.2.3	Entstickung (NO <sub>x</sub> -Reduktion) .....	142
3.2.4	Schwachgasnachbehandlung .....	144
3.2.5	Umweltwirkungen der Gasreinigungsverfahren .....	144
3.3	Abscheidetechnologien .....	145
3.3.1	Einleitung .....	145
3.3.2	Verfahren mit Gas-Feststoff-Reaktionen .....	146
3.3.3	Adsorptivverfahren .....	146
3.3.4	Physikalische Absorptionsverfahren .....	147
3.3.5	Chemische Absorptionsverfahren .....	149
3.3.6	Membranverfahren .....	153
3.3.7	Kryogen-Verfahren .....	156
3.3.8	Oxyfuel-Technologie .....	156
3.3.9	Mikroalgen zur Fixierung von CO <sub>2</sub> .....	157
3.3.10	Abtrennung von CO <sub>2</sub> aus der Luft (Direct Air Capture) .....	159
3.3.11	Kosten von CO <sub>2</sub> -Abscheideverfahren .....	161

3.3.12	Umweltauswirkungen von CO <sub>2</sub> -Abscheideverfahren .....	163
3.3.12.1	Energiebedarf der CO <sub>2</sub> -Abtrennung.....	163
3.3.12.2	Emissionen und atmosphärische Umsetzung von Aminen bei der MEA-Wäsche.....	164
3.3.12.3	Degradation von MEA als Waschmittel für die CO <sub>2</sub> -Absorption .....	164
3.3.12.4	Umweltwirkungen von CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren im Forschungsstadium.....	165
3.3.12.5	Zusammenfassung .....	166
3.3.13	Matching der CO <sub>2</sub> -Quellen und -Abscheidetechnologien.....	167
3.4	Gasreinigung nach der CO <sub>2</sub> -Abscheidung und Anforderungen an die CO <sub>2</sub> -Reinheit .....	171
3.5	Zukünftige Entwicklung der stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> .....	173
3.5.1	Aktuelle Verfügbarkeit von CO <sub>2</sub> -Quellen .....	173
3.5.2	Theoretisches Mengenpotential von CCU .....	174
3.5.3	Abschätzung der zukünftigen Entwicklung von CCU .....	178
3.5.3.1	Zukünftige Verfügbarkeit von CO <sub>2</sub> -Quellen .....	178
3.5.3.2	Abschätzung der Implementierung von CCU Technologien .....	181
3.5.4	Fazit zur zukünftigen Entwicklung der stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> .....	183
4	Anlagenspezifische Betrachtung der Umweltaspekte von aus CO <sub>2</sub> hergestellten Chemikalien und Kunststoffen .....	189
4.1	Herangehensweise zur Bewertung der anlagenspezifischen Umweltaspekte .....	189
4.2	Anlagenspezifische Umweltaspekte der CO <sub>2</sub> -Bereitstellung .....	189
4.2.1	CO <sub>2</sub> aus der Aminwäsche .....	189
4.2.2	CO <sub>2</sub> aus der Luft über Direct Air Capture (DAC).....	191
4.3	Synthesegas über die CCU Route mit H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub> .....	194
4.4	CCU Prozesse für eine alternative Methanol-Herstellung .....	195
4.4.1	Methanol-Herstellung über Synthesegas .....	195
4.5	CCU Prozesse zur Herstellung von Ethylen .....	200
4.5.1	Ethylen über Direktelektrolyse .....	200
4.5.2	Ethylen über Fischer-Tropsch-Synthese .....	202
4.5.3	Ethylen über den Methanol-To-Olefin-Prozess (MTO).....	208
4.6	CCU Prozess zur Herstellung von PUR.....	211
4.7	CCU Prozess zur Herstellung organischer Carbonate .....	214
5	Umweltauswirkungen von aus CO <sub>2</sub> hergestellten Chemikalien und Kunststoffen sowie Vergleich der Umweltauswirkungen mit konventionell erzeugten Produkten auf Basis von LCA-Ergebnissen .....	216
5.1	Zielsetzung und Untersuchungsrahmen .....	216
5.1.1	Zielsetzung der Studie.....	216

5.1.2	Umfang und Vorgehen.....	216
5.1.2.1	Systemgrenzen.....	217
5.1.2.2	Allokation.....	218
5.1.2.3	Datenqualität.....	218
5.1.2.4	Genutzte Software und Datenbanken.....	218
5.1.3	Untersuchte Umweltauswirkungen (Life Cycle Impact Assessment, LCIA).....	218
5.1.4	Limitierungen der Analyse.....	219
5.2	Vorketten der CCU Prozesse.....	221
5.2.1	Strom.....	221
5.2.2	Wärme.....	223
5.2.3	Kohlendioxid, CO <sub>2</sub> .....	224
5.2.4	Wasserstoff, H <sub>2</sub> .....	231
5.3	Umweltauswirkungen ausgesuchter CCU Pfade.....	238
5.3.1	Übersicht der modellierten Produkte, Pfade und Szenarien.....	238
5.3.2	Umweltauswirkungen der Synthesegas-Herstellung über CCU.....	239
5.3.3	Umweltauswirkungen der Methanol-Herstellung über ausgesuchte CCU Pfade.....	251
5.3.4	Umweltauswirkungen der Ethylen-Herstellung über ausgesuchte CCU Pfade.....	263
5.3.5	Umweltauswirkungen der PUR-Herstellung über einen ausgesuchten CCU Pfad.....	275
5.3.6	Umweltauswirkung der Herstellung organischer Carbonate über einen ausgesuchten CCU Pfad.....	283
6	Standortintegration und Darstellung quell- und produktionsbedingter Pfadabhängigkeiten....	291
6.1	Standortintegration.....	291
6.1.1	CO <sub>2</sub> -Verfügbarkeit am Standort.....	291
6.1.2	Wärmeintegration an Standorten.....	292
6.1.3	Integration von Medien und Rohstoffen.....	294
6.1.4	CO <sub>2</sub> -Transportnetz als Option für eine gesicherte externe Versorgung.....	294
6.1.5	Spezifikationen für den CO <sub>2</sub> -Transport in Pipelines.....	295
6.1.6	Transformation der Verfügbarkeit von CO <sub>2</sub> -Quellen.....	298
6.1.7	Nutzung von Koppelprodukten.....	298
6.2	Quell- und produktionsbedingte Pfadabhängigkeiten.....	299
6.2.1	Technische Aspekte.....	299
6.2.2	Effizienzüberlegungen zur Implementierung von CCU Verfahren.....	300
6.2.3	Betriebswirtschaftliche Aspekte.....	300
6.2.4	Pfadabhängigkeiten.....	301

6.2.4.1	Skaleneffekte in der Produktion .....	301
6.2.4.2	Versunkene Kosten .....	301
6.2.4.3	Lerneffekte.....	302
6.2.4.4	Netzwerkeffekte .....	302
6.2.4.5	Bekanntheit.....	302
6.2.4.6	Erwartungen .....	302
6.2.5	Lock-in Effekte .....	302
7	Hemmnisse und fördernde Bedingungen für Anlagen in Deutschland.....	310
7.1	Gesetzliche und regulatorische Rahmenbedingungen .....	310
7.1.1	Errichtung und Betrieb der Anlage .....	310
7.1.2	Grenzüberschreitender Handel mit CO <sub>2</sub> .....	310
7.1.3	Anerkennung von CCU als CO <sub>2</sub> -Einsparung im Sinne des EU ETS .....	311
7.1.4	Standards und Normen.....	312
7.1.5	Industrielle Zertifizierungsaktivitäten.....	312
7.2	Förderung von Forschung und Entwicklung .....	313
7.3	Industrielle Implementierung .....	314
7.3.1	CO <sub>2</sub> -Transportinfrastruktur.....	314
7.3.2	Verfügbarkeit von kostengünstigen erneuerbaren Energien .....	315
7.3.3	Branchen-übergreifende Zusammenarbeit .....	315
7.3.4	Kostenübertrag entlang der Wertschöpfungskette.....	315
7.4	Alternative Anreizsysteme .....	316
7.4.1	Kompensationsgemeinschaft KliK.....	316
7.4.2	Öffentliche Aufträge und Vergaben.....	316
7.4.3	Carbon Contracts for Difference (CCfD).....	316
7.4.4	Carbon Border Adjustment Mechanism (CBAM).....	317
8	Quellenverzeichnis .....	318
A	Anhang .....	352
A.1	Aktuelle CCU Projekte .....	352
A.1.1	Projekte der BMBF Fördermaßnahme „CO <sub>2</sub> als nachhaltige Kohlenstoffquelle – Wege zur industriellen Nutzung – CO <sub>2</sub> -WIN“ (2020 – 2023) .....	352
A.1.2	Projekte der BMBF Fördermaßnahme „KlimPro Industrie – Vermeidung von klimaschädlichen Prozessemissionen in der Industrie“ (2021 – 2026).....	355
A.1.3	Projekte der BMBF Fördermaßnahme „CO <sub>2</sub> Plus - Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis“ (2016 – 2020).....	356
A.1.4	Weitere laufende Projekte des BMBF.....	359

A.1.5	Projekte der BMBF Fördermaßnahme „Technologien für Nachhaltigkeit und Klimaschutz – Chemische Prozesse und stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> “ (2010-2016).....	361
A.1.6	EU geförderte Projekte zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> .....	363
A.2	Netzwerke .....	367
A.3	Bestehende Pilot- und Demonstrationsanlagen.....	367

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1:	Zielprodukte aus der stofflichen CO <sub>2</sub> -Nutzung und Maßstab der eingesetzten Prozesse. ....	39
Abbildung 2:	Vereinfachtes Schema der Stoffströme in einer Rheticus-Anlage. ....	48
Abbildung 3:	Schematische Darstellung der Direktelektrolyse von Ethylen. ....	57
Abbildung 4:	Routen zur Herstellung von Methanol aus CO <sub>2</sub> . ....	64
Abbildung 5:	Schematische Darstellung der Reaktionskaskade für die homogen katalysierte CO <sub>2</sub> -Hydrierung mit 3 unterschiedlichen Ru-basierten Katalysatoren. ....	65
Abbildung 6:	Schematische Darstellung der Synthesegas-Herstellung aus CO <sub>2</sub> unter Nutzung der Reverse Watergas Shift Reaktion und anschließender Methanolsynthese. ....	67
Abbildung 7:	Vereinfachtes Prozessschema der Dampfreformierung mit nachgeschalteter rWGS Reaktion zur Einstellung des Synthesegasverhältnisses und anschließender Umsetzung zu Methanol. ....	68
Abbildung 8:	Schematische Darstellung des Trockenreformierung von Methan unter Nutzung von CO <sub>2</sub> zur Herstellung von Synthesegas mit nachgeschalteter WGS Reaktion zur Einstellung des Metgas-Verhältnisses und anschließender Methanolsynthese. ....	69
Abbildung 9:	Schematische Darstellung des BiRef-Verfahrens zur Synthesegas-Herstellung mit anschließender Methanolsynthese. ....	70
Abbildung 10:	Schematische Darstellung der Nutzung der partiellen Oxidation von Methan als nachgeschalteter Teilprozess nach der Dampfreformierung zur Vervollständigung der Umsetzung von Methan zu Synthesegas. ....	71
Abbildung 11:	Prozessschema der Methanolsynthese aus Wasserstoff und CO <sub>2</sub> . ....	73
Abbildung 12:	Schematische Darstellung einer Hochtemperatur-Co-Elektrolyse-Zelle zur Umsetzung von CO <sub>2</sub> mit Wasser und Strom zu Synthesegas. ....	76
Abbildung 13:	Schematische Darstellung einer inversen Methanol-Brennstoffzelle zur Herstellung von Methanol aus CO <sub>2</sub> , Wasser und Strom. ....	78
Abbildung 14:	Schematische Darstellung einer Photoelektrochemischen Zelle zur Methanolsynthese aus CO <sub>2</sub> , Wasser und Strom. ....	79
Abbildung 15:	Einbindung von CO <sub>2</sub> in ein Polymer. ....	82
Abbildung 16:	Systemgrenzen des CCU-Systems. ....	83
Abbildung 17:	Systemgrenzen des Benchmark-Systems. ....	84

Abbildung 18:	Vergleich der konventionellen und der CO <sub>2</sub> -basierten Route zu Polyolen im DreamProduction Projekt im Hinblick auf den Einfluss zur globalen Erwärmung. Eine Reduktion der CO <sub>2</sub> -Emissionen um 15% wird durch die neu entwickelte Route erreicht. ....	84
Abbildung 19:	Verfahrensschema des Carbon4PUR-Prozesses.....	86
Abbildung 20:	Block-Fließdiagramm des von Asahi Kasei entwickelten Prozesses zur Polycarbonatherstellung. Der erste Schritt ist die DMC-Direktsynthese aus CO <sub>2</sub> und Methanol. ....	92
Abbildung 21:	Block-Fließdiagramm des von Asahi Kasei entwickelten Prozesses zur Polycarbonatherstellung. Der zweite Schritt ist die Umesterung von Ethylencarbonat.....	94
Abbildung 22:	Schematische Darstellung der Umesterung von Ethylencarbonat (EC) zu Dimethylcarbonat (DMC) und Ethylenglykol (EG).....	95
Abbildung 23:	Schematische Darstellung der Methanolyse von Harnstoff zu Dimethylcarbonat (DMC) und Ammoniak (NH <sub>3</sub> ). ....	95
Abbildung 24:	Indirekte Harnstoff-Methanolyse unter Nutzung von Propylencarbonat als Intermediat.....	96
Abbildung 25:	Prozessschema der von EniChem entwickelten oxidativen Carbonylierung von Methanol zu DMC in der Flüssigphase.....	98
Abbildung 26:	Vereinfachtes Prozessschema des UBE-Prozesses zur DMC-Herstellung. ....	99
Abbildung 27:	Fließbild der indirekten oxidativen Carbonylierung von Methanol über Methylnitrit nach dem UBE-Prozess. ....	99
Abbildung 28:	Konzept der integrierten Bioraffinerie bestehend aus Bioethanol-, Biogas- und Algenproduktionsanlagen.....	103
Abbildung 29:	Saisonale Variation im Zementversand für die Jahre 2017 und 2018.....	107
Abbildung 30:	Übersicht über die Rohstoffvorkommen und Standorte der Zementherstellung. ....	109
Abbildung 31:	Zementwerke als CO <sub>2</sub> -Quellen (grau) und Chemieparks als mögliche Abnehmer (blau) in Deutschland.....	114
Abbildung 32:	Standorte der deutschen Glasindustrie (Mitglieder im BV Glas).....	126
Abbildung 33:	Standorte der Stahlproduktion in Deutschland.....	133
Abbildung 34:	Fließbild der Aminwäsche. ....	152
Abbildung 35:	Fließbild des Direct Air Capture Prozesses.....	159
Abbildung 36:	Hierarchie für die CCU Nutzung. ....	182
Abbildung 37:	Vergleich der Auswirkungen des modellierten vollständig erneuerbaren Stroms <i>EE-Strom</i> (nur erneuerbarer Strom, aber Anlagenbau mit hauptsächlich fossilen Energien) im Vergleich zu einem gemischten Strommix mit hauptsächlich fossilen,	

	aber auch erneuerbaren Anteil <i>Mix-Strom</i> (ecoinvent 3.7.1 mit Bezugsjahr 2017). 100% entspricht dem <i>Mix-Strom</i> , die Skala wurde bei 60% abgeschnitten. ....223
Abbildung 38:	Vergleich der prozentualen Auswirkungen der CO <sub>2</sub> -Bereitstellungsrouten. Da hier keine fossile Referenz existiert, wurde das schlechteste Szenario als Referenz gesetzt. ....226
Abbildung 39:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der CO <sub>2</sub> -Abscheidung aus der Luft über die DAC (DAC) und aus dem Zementwerk über die Aminwäsche (AZ) zur weiteren Nutzung in CCU Pfaden. Mit den Szenarien <i>Mix-Strom</i> , <i>EE-Strom</i> und einer internen (int) sowie externen (ext) Wärmebereitstellung.....230
Abbildung 40:	Vergleich der Auswirkungen der H <sub>2</sub> -Bereitstellungsrouten als Vielfaches der fossilen Referenz, oben als Übersicht, unten auf die Skalenabschnitte des 0-12-fachen gezoomt.....234
Abbildung 41:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Wasserstoff (H <sub>2</sub> ) über die PEM, Pyrolyse (PYR) und fossile Referenz (SMR).....237
Abbildung 42:	Relative Umweltauswirkungen als Vielfaches der fossilen Referenz über alle untersuchten Kategorien der Synthesegaserzeugung über die Dampfreformierung von Methan als fossile Referenz (Syngas 2:1) und den untersuchten CCU Bereitstellungspfaden. Oben: Verhältnisse als Übersicht. Unten: Vergrößerung der oberen Abbildung auf den Bereich des 0-8-fachen. ....242
Abbildung 43:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Synthesegas PEM-Elektrolyse und CO <sub>2</sub> aus der Punktquelle für verschieden erneuerbaren Strom bzw. Strommix und für die Dampfreformierung von Methan für Erdgas in Deutschland und (PYR) Methanpyrolyse und rWGS, (PEM) Elektrolyse und rWGS.....250
Abbildung 44:	Break-Even-Point der Synthesegas-Bereitstellung mittels PEM-Elektrolyse mit CO <sub>2</sub> -Abscheidung aus dem Zementwerk (AZ) im Vergleich zur fossilen Referenz in Abhängigkeit der Treibhausgasintensität der Strombereitstellung mit den Daten von ecoinvent (grau) und CarbonMinds (schwarz). ....251
Abbildung 45:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien: (SMR) Methanolerzeugung über Dampfreformierung von Methan, (Syngas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas und (CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> ) Methanolsynthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> . Die obere Abbildung zeigt die Größenverhältnisse des Vergleichs, die untere Abbildung zeigt einen genaueren Ausschnitt für den Wertebereich des 0-10-fachen. ....253

Abbildung 46:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Methanol über (SMR) Dampfreformierung von Methan, (Synthesegas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas, Fischer-Tropsch-Synthese und Methanolsynthese je aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> . ....260
Abbildung 47:	Break-Even-Points der MeOH-Bereitstellung mittels der CCU Routen über die Abscheidung und Aufbereitung aus der Direktsynthese aus H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub> und CCU Synthesegas (synthesis from Synthesegas/int/PEM/AZ) im Vergleich zur fossilen Referenz aus den Daten von ecoinvent (grau) und CarbonMinds (schwarz) in Abhängigkeit der Treibhausgasintensität der Strombereitstellung.....262
Abbildung 48:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Ethylenherzeugung über MTO, Fischer-Tropsch-Synthese und Direktelektrolyse aus CO <sub>2</sub> und Wasser. Die obere Abbildung zeigt die Größenverhältnisse des Vergleichs, die untere Abbildung zeigt einen genaueren Ausschnitt für den Wertebereich 0-10-fachen gegenüber der Referenz. ....265
Abbildung 49:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Ethylen mittels Steam Cracking von Naphtha als fossile Referenz sowie die CCU Pfade der Direktelektrolyse, über die FT-Synthese und Methanol-to-olefins (MTO). Strommix Deutschland von 2017 (Mix-Strom), vollständig erneuerbarer Strommix (EE-Strom), H <sub>2</sub> -Bereitstellung über die PEM-Elektrolyse (PEM), CO <sub>2</sub> -Bereitstellung über Aminwäsche am Zementwerk (AZ) und direkt aus der Luft (DAC). ....272
Abbildung 50:	Break-Even-Points der Ethylen-Bereitstellung mittels der CCU Routen über die Direktsynthese aus CO <sub>2</sub> und Wasser (direct electrolysis from CO <sub>2</sub> and water/int/ AZ), die Abscheidung und Aufbereitung aus der FT-Synthese (FT chain/int/PEM/AZ), und den Methanol-to-Olefin Prozess (methanol-to-olefin/int/PEM/AZ) im Vergleich zur fossilen Referenz dem Steam cracken von Naphtha in Abhängigkeit der Treibhausgasintensität der Strombereitstellung. ....273
Abbildung 51:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Polyurethanherzeugung anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO <sub>2</sub> für alle betrachteten Szenarien hinsichtlich Strombereitstellung, Wärmeintegration und CO <sub>2</sub> -Quelle. ....276
Abbildung 52:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO <sub>2</sub> . ....281
Abbildung 53:	Break-Even-Point des Treibhausgaspotenzials (GWP100) des CCU Pfads zur Herstellung von PUR gegenüber der fossilen

	Referenz, in Abhängigkeit des Treibhausgaspotenzials der Strombereitstellung.....	282
Abbildung 54:	PM-Bildung der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO <sub>2</sub> . .....	283
Abbildung 55:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Propylencarbonaterzeugung über Propylenoxid und CO <sub>2</sub> oder Bisphenol A und Phosgen („polycarbonate, from bisphenol A“: eigene Modellierung und „polycarbonate production   polycarbonate   APOS, S“: ecoInvent). .....	285
Abbildung 56:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PPC über die CCU Route (polycarbonate, from CO <sub>2</sub> ) im Vergleich zu den beiden fossilen Referenzen: selbstmodelliert über Bisphenol A und dem vorhandenen Prozesse aus ecoinvent (polycarbonate production, APOS). .....	288
Abbildung 57:	Break-Even-Point des Treibhausgaspotenzials (GWP100) des CCU Pfads zur Herstellung von PPC gegenüber der fossilen Referenz im selbst modellierten Prozess (polycarbonate, from bisphenol A“), in Abhängigkeit des Treibhausgaspotenzials der Strombereitstellung.....	289
Abbildung 58:	Jahresscharfe Emissionsverläufe für die Implementierung von emissionsärmeren Technologien. Der fossile „Lock-in“ (Kreis) bezieht sich auf die Emissionen der Technologie nach 2050. 305	
Abbildung 59:	Darstellung der zugehörigen kumulierten Emissionen. Der „Lock-in“ Bereich ist wieder durch einen Kreis gekennzeichnet. ....	306

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Studien zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> . .....	40
Tabelle 2:	Eckdaten zu eEthylen-Produktion pro Tonne Ethylen.....	57
Tabelle 3:	Übersicht unterschiedlicher Elektrolyseverfahren: alkalische Elektrolyse (AEL), Protonenaustauschmembran-Elektrolyse (PEM) und die Festoxid-Elektrolysezelle (SOEC). .....	89
Tabelle 4:	Verfahren zur Herstellung von DMC sowie Entwickler, Maßstab und Art der Kohlenstoffquelle.....	91
Tabelle 5:	Literaturstellen mit Daten bezüglich Umweltauswirkungen und/oder wirtschaftlicher Analysen für die vorgestellten DMC-Herstellungsrouten.....	100
Tabelle 6:	Saisonale Variation im Zementversand für die Jahre 2017 und 2018. ....	108
Tabelle 7:	Emissionsdaten der Zementwerke in Deutschland. ....	110
Tabelle 8:	Abgaszusammensetzung von Kalkbrennöfen nach einer Erhebung des DVGW. ....	116

Tabelle 9:	Durchschnittliche Zusammensetzung von Biogas.....	117
Tabelle 10:	Schwachgaszusammensetzung nach Biogasaufbereitung für Gaseinspeisung.....	118
Tabelle 11:	Bioethanolanlagen und ihre CO <sub>2</sub> -Emissionen in Deutschland.....	118
Tabelle 12:	Verunreinigungsprofil von CO <sub>2</sub> aus der Produktion von Bioethanol. ....	119
Tabelle 13:	Ammoniakanlagen und ihre verifizierten CO <sub>2</sub> -Emissionen in Deutschland in 2020. ....	121
Tabelle 14:	Parameter und Gaszusammensetzung Ammoniaksynthese. ....	121
Tabelle 15:	Parameter und Gaszusammensetzung Ethylenoxidsynthese.....	122
Tabelle 16:	Ethylenoxidanlagen in Deutschland und ihre CO <sub>2</sub> -Emissionen.....	123
Tabelle 17:	Emissionen in der Produktion von Soda nach dem Solvay-Verfahren.....	123
Tabelle 18:	Übersicht über die emissionshandelspflichtigen deutschen Anlagen zur Produktion von Soda. ....	124
Tabelle 19:	Mit den Besten Verfügbaren Techniken assoziierte Emissionswerte aus den Prozessen der Behälter- und Flachgasherstellung. ....	127
Tabelle 20:	Übersicht über die Verfahren in der Eisen- und Stahlindustrie.....	129
Tabelle 21:	Typische Zusammensetzungen von Kuppelgasen in der Stahlindustrie.....	130
Tabelle 22:	Emissionen aus dem Kalkbrennprozess der Zellstoffproduktion. ....	134
Tabelle 23:	Zusammensetzung des Abgases vor der Abgasreinigung. ....	136
Tabelle 24:	Jahresmittelwerte der Emissionen der Abfallverbrennungsanlagen in Deutschland im Bezugsjahr 2014. ....	137
Tabelle 25:	Verfahren zur Entstaubung von Prozessgasen.....	140
Tabelle 26:	Einflussparameter auf die Absorptionsrate und Effizienz der Entschwefelung. ....	141
Tabelle 27:	Vergleich der Entschwefelungsverfahren. ....	141
Tabelle 28:	Vergleich SNCR und SCR. ....	143
Tabelle 29:	Typische Abwasserzusammensetzung aus der nassen Rauchgasreinigung. ....	145
Tabelle 30:	Adsorbentien für die Druckwechseladsorption.....	147
Tabelle 31:	Löslichkeit von Gasen in verschiedenen physikalischen Adsorbentien. ....	148
Tabelle 32:	Vergleich von Lösungsmitteln für die physikalische Absorption. ....	149

Tabelle 33:	Vergleich von Lösungsmitteln für die chemische Absorption.....	151
Tabelle 34:	Übersicht von Energieeinsatz und Emissionen zur Abscheidung 1 t CO <sub>2</sub> aus verschiedenen Quellen (Faulgas, Rauchgas aus Kraftwerken).....	152
Tabelle 35:	Membrantypen für die Abtrennung von CO <sub>2</sub> .....	154
Tabelle 36:	Einsatzbereiche für Membranen in der CO <sub>2</sub> -Abtrennung. ....	155
Tabelle 37:	Übersicht der führenden DAC-Unternehmen mit den Größenordnungen der aktuell betriebenen Anlagen und der geplanten Anlagen.....	159
Tabelle 38:	Daten der Climeworks Anlagen zur Abtrennung von CO <sub>2</sub> aus der Luft. ....	160
Tabelle 39:	Übersicht von Energieeinsatz und Emissionen zur Abscheidung 1 t CO <sub>2</sub> aus der Luft über DAC. ....	160
Tabelle 40:	Kosten verschiedener CO <sub>2</sub> -Abscheide- (bzw. Anreicherungs-)Technologien. Die Kosten weiterer Gasreinigungsschritte sind nicht enthalten. ....	162
Tabelle 41:	Kosten für die CO <sub>2</sub> -Abscheidung aus verschiedenen industriellen Quellen. Nur die reinen Abtrennungskosten sind betrachtet. ....	162
Tabelle 42:	Übersicht CO <sub>2</sub> -Abscheide-/Anreicherungs-Technologien. ....	166
Tabelle 43:	Aminbasierte CO <sub>2</sub> -Abscheidung für Zementanlagen.....	168
Tabelle 44:	Alternative Verfahren zur CO <sub>2</sub> -Abscheidung bzw. -Anreicherung für Zementanlagen. ....	169
Tabelle 45:	Alternative Verfahren zur CO <sub>2</sub> -Abscheidung aus Biogasanlagen.....	170
Tabelle 46:	Feinreinigung von CO <sub>2</sub> . ....	172
Tabelle 47:	Störstoffe am Methanolkatalysator und deren maximale Konzentration zur Vermeidung von Leistungseinbußen. ....	173
Tabelle 48:	Übersicht zu Punktquellen verschiedener Sektoren und deren aktuelle Emissionen in Deutschland.....	174
Tabelle 49:	Fossiler Rohstoffeinsatz (ausschließlich bezogen auf Kohlenstoffquellen) der chemischen Industrie in Deutschland 2017 aus der Massenbilanz. ....	175
Tabelle 50:	Power-to-X-Optionen zu synthetischen Kraftstoffen, Verbrauch des Verkehrssektors (BMVI 2021) und resultierender CO <sub>2</sub> -Bedarf für CCU.....	176
Tabelle 51:	CCU Optionen zu Kalk und Zementklinker, Verbrauch und resultierender CO <sub>2</sub> -Bedarf für CCU.....	177
Tabelle 52:	Abschätzung der Entwicklung verfügbarer CO <sub>2</sub> -Emissionen aus industriellen Punktquellen in Deutschland. ....	180
Tabelle 53:	Perspektive der CCU Implementierung in Deutschland. ....	184

Tabelle 54:	Übersicht des Flächenbedarfs für Direct Air Capture Anlagen.....	193
Tabelle 55:	Wasserbedarf für Hochtemperatur DAC (DAC <sub>HT</sub> ) und „Wassergewinnung“ für die Niedertemperatur DAC (DAC <sub>NT</sub> ).....	193
Tabelle 56:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen zur Erzeugung von Synthesegas aus Wasserstoff (über die PEM-Elektrolyse) und CO <sub>2</sub> .....	195
Tabelle 57:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Methanolherstellung über Wasserstoff aus der Wasserelektrolyse und Umsetzung mit CO <sub>2</sub> .....	196
Tabelle 58:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Methanolproduktion über Synthesegas .....	198
Tabelle 59:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Ethylenproduktion über die Direktelektrolyse (Labormaßstab). .....	201
Tabelle 60:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Fischer-Tropsch-Synthese. ....	203
Tabelle 61:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für das Steam Cracking von FT-Naphtha. ....	206
Tabelle 62:	Übersicht gegenwärtig bestehender MTO-Anlagen.....	208
Tabelle 63:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Ethylenherstellung über das Methanol-To-Olefin-Verfahren.....	210
Tabelle 64:	Energieeinsatz, Bedarfe an Rohstoffen, Hilfsstoffen, Wasserverbrauch, prozessbedingte Nebenprodukte sowie Emissionen bei der Herstellung von Polyurethan über die Prozesskette CCU-Polyole und Umsetzung mit Isocyanaten. ....	212
Tabelle 65:	Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Bereitstellung von Propylencarbonat über das CCU Verfahren.....	214
Tabelle 66:	Übersicht über die modellierten Produkte und ihre unterschiedlichen Herstellungspfade.....	217
Tabelle 67:	Kurzübersicht der Modellierungsgrundlagen der Strombereitstellung.....	221
Tabelle 68:	Vergleich der Auswirkungen des modellierten vollständig erneuerbaren Stroms <i>EE-Strom</i> (nur erneuerbarer Strom, aber Anlagenbau mit hauptsächlich fossilen Energien) im Vergleich zu einem gemischten Strommix mit hauptsächlich fossilen, aber auch erneuerbaren Anteil <i>Mix-Strom</i> (ecoInvent 3.7.1 mit Bezugsjahr 2017). ....	222
Tabelle 69:	Umweltauswirkungen der Bereitstellung von 1 MJ Wärme über Erdgas und Wärmepumpe.....	224

Tabelle 70:	Kurzübersicht der Modellierungsgrundlagen der CO <sub>2</sub> -Bereitstellung. ....	225
Tabelle 71:	Vergleich der prozentualen Auswirkungen der betrachteten CO <sub>2</sub> -Bereitstellungsrouten.....	227
Tabelle 72:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der CO <sub>2</sub> -Abscheidung aus der Luft über die DAC (DAC) und aus dem Zementwerk über die Aminwäsche (AZ) zur weiteren Nutzung in CCU Pfaden. ....	231
Tabelle 73:	Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der H <sub>2</sub> -Herstellung über die PEM-Elektrolyse (PEM) und Methanpyrolyse (PYR), gegenüber der fossilen Referenz, der Dampfreformierung von Erdgas (SMR). ....	232
Tabelle 74:	Vergleich der prozentualen Auswirkungen der H <sub>2</sub> -Bereitstellungsrouten.....	235
Tabelle 75:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Wasserstoff (H <sub>2</sub> ) über die PEM, Pyrolyse (PYR) und fossile Referenz (SMR). ....	237
Tabelle 76:	Übersicht der modellierten Produkte und ihrer unterschiedlichen Herstellungspfade sowie der funktionellen Einheit.....	238
Tabelle 77:	Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Synthesegas-Bereitstellung.....	239
Tabelle 78:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Synthesegaserzeugung über die Dampfreformierung von Methan als fossile Referenz. ....	243
Tabelle 79:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Synthesegas PEM-Elektrolyse und CO <sub>2</sub> aus der Punktquelle für verschieden erneuerbaren Strom bzw. Strommix und für die Dampfreformierung von Methan für Erdgas in Deutschland und (PYR) Methanpyrolyse und rWGS, (PEM) Elektrolyse und rWGS.....	250
Tabelle 80:	Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Methanol-Bereitstellung.....	252
Tabelle 81:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Methanolerzeugung über (SMR) Dampfreformierung von Methan, (Synthesegas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas und (CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> ) Methanolsynthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> . ....	255
Tabelle 82:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Methanol über (SMR) Dampfreformierung von Methan, (Synthesegas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas und (CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> ) Methanolsynthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> . *Es handelt sich um einen Systemprozess, der nicht weiter aufgeschlüsselt werden kann. ....	261

Tabelle 83:	Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Ethylen-Bereitstellung.....	263
Tabelle 84:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Ethylenherzeugung über MTO, Fischer-Tropsch-Synthese und Direktelektrolyse aus CO <sub>2</sub> und Wasser. ....	267
Tabelle 85:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Ethylen mittels Steam Cracking von Naphtha als fossile Referenz sowie die CCU Pfade der Direktelektrolyse, über die FT-Synthese und Methanol-to-olefins (MTO). Strommix Deutschland von 2017 (Mix-Strom), vollständig erneuerbarer Strommix (EE-Strom), H <sub>2</sub> -Bereitstellung über die PEM-Elektrolyse (PEM), CO <sub>2</sub> -Bereitstellung über Aminwäsche am Zementwerk (AZ) und direkt aus der Luft (DAC). * Der Prozess liegt als Systemprozess vor und kann aus dem Grund nicht weiter aufgeschlüsselt werden.....	274
Tabelle 86:	Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der PUR-Bereitstellung. ....	275
Tabelle 87:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Polyurethanherzeugung anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO <sub>2</sub> für alle betrachteten Szenarien hinsichtlich Strombereitstellung, Wärmeintegration und CO <sub>2</sub> -Quelle. ....	277
Tabelle 88:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO <sub>2</sub> . *Der Prozess liegt als Systemprozess vor, sodass keine weitere Aufschlüsselung möglich ist.....	281
Tabelle 89:	PM-Bildung der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO <sub>2</sub> . ....	283
Tabelle 90:	Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Polypropylencarbonat-Bereitstellung. ....	284
Tabelle 91:	Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Propylencarbonatherzeugung über Propylenoxid und CO <sub>2</sub> oder Bisphenol A und Phosgen („polycarbonate, from bisphenol A“: eigene Modellierung und „polycarbonate production   polycarbonate   APOS, S“: ecoInvent). ....	286
Tabelle 92:	Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PPC über die CCU Route (polycarbonate, from CO <sub>2</sub> ) im Vergleich zu den beiden fossilen Referenzen: selbstmodelliert über Bisphenol A und dem vorhandenen Prozesse aus ecoinvent (polycarbonate production, APOS). ....	289
Tabelle 93:	Beispielhafte Verteilung der Druckniveaus von Dampfschienen an einigen ausgewählten Standorten.....	293
Tabelle 94:	Übersicht über Spezifikationen für CO <sub>2</sub> nach Brownsort. ....	296

Tabelle 95: Aktuelle Einschätzung zum fossilen „Lock-in“ von CCU durch die Benutzung der in Kapitel 3 dargestellten CO<sub>2</sub>-Quellen. ...308

## Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Beschreibung
<b>a</b>	Jahr
<b>ACT</b>	Accelerated Carbonation Technology
<b>AEL</b>	Alkalische Elektrolyse
<b>AP</b>	Versauerungspotenzial (englisch: Acidification Potential)
<b>APCr</b>	gefährlicher Abfall aus der Verbrennung fester Siedlungsabfälle (engl. Air Pollution Control residues)
<b>atm</b>	Atmosphäre
<b>ATR</b>	Autothermische Reformierung
<b>AZ</b>	CO <sub>2</sub> -Abtrennung aus einem Zementwerk über Aminwäsche
<b>BDI</b>	Bundesverband der Deutschen Industrie
<b>BImSchG</b>	Bundes-Immissionsschutzgesetz
<b>BImSchV</b>	Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes
<b>BiRef</b>	Kombinierte trockene und Dampfreformierung
<b>BMBF</b>	Bundesministerium für Bildung und Forschung
<b>BMU</b>	Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz, nukleare Sicherheit und Verbraucherschutz
<b>BMWi</b>	Bundesministerium für Wirtschaft und Energie
<b>BMWK</b>	Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz
<b>BOD</b>	Biologischer Sauerstoffbedarf (engl. Biological Oxygen Demand)
<b>BVT</b>	Beste verfügbare Technik
<b>°C</b>	Grad Celsius
<b>CAPEX</b>	Investitionskosten (englisch: Capital Expenditure)
<b>CAGR</b>	Durchschnittliche jährliche Wachstumsrate (englisch: Compound Annual Growth Rate)
<b>CCS</b>	Kohlenstoffdioxid Abtrennung und Speicherung (englisch: Carbon Capture and Storage)
<b>CCU</b>	Kohlenstoffdioxid Abtrennung und Nutzung (englisch: Carbon Capture and Utilization)
<b>CCUS</b>	Kohlenstoffdioxid Abtrennung, Nutzung und Speicherung (englisch: Carbon Capture, Utilization and Storage)
<b>CLP-Verordnung</b>	Einstufung, Kennzeichnung und Verpackung (englisch: Classification, Labelling and Packaging)
<b>cm</b>	Zentimeter
<b>CO<sub>2</sub>-Äq.</b>	CO <sub>2</sub> -Äquivalente
<b>COD</b>	Chemischer Sauerstoffbedarf (engl. Chemical Oxygen Demand)
<b>cPC</b>	Zyklisches Propylencarbonat (englisch: Cyclic Propylene Carbonate)
<b>CTL</b>	Coal-To-Liquid
<b>DAC</b>	Abtrennung von CO <sub>2</sub> aus der Atmosphäre (englisch: Direct Air Capture)

Abkürzung	Beschreibung
DEA	Diethanolamin
DEHSt	Deutsche Emissionshandelsstelle
DMC	Dimethylcarbonat (englisch: Dimethylcarbonate)
DME	Dimethylether
DMTM	Direktumsetzung von Methan zu Methanol (englisch: Direct Methane to Methanol Reaction)
DOE	Department of Energy
DPC	Diphenylcarbonat
DryRef	Trockenreformierung
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches
€	Euro
ECHA	Europäische Chemikalienagentur (englisch: European Chemicals Agency)
EE	Erneuerbaren Energien
EfW	Energie aus Abfall (engl. Energy from Waste)
EG	Ethylenglykol
EGR	Verbesserte Gasgewinnung (englisch: Enhanced Gas Recovery)
EIGA	Europäischer Industriegaseverband (englisch: European Industrial Gases Association)
EoL	End-of-Life
EOR	Verbesserte Ölgewinnung (englisch: Enhanced Oil Recovery)
EP	Euthrophierungspotenzial
ERC	Electro-Reduction of CO <sub>2</sub>
ETS	Europäisches Emissionshandelssystem (englisch: Emission Trading System)
EU	Europäische Union
ext	Externe Wärmebereitstellung
FAO	Ernährungs- und Landwirtschaftsorganisation der Vereinten Nationen (englisch: Food and Agriculture Organization of the United Nations)
FT	Fischer-Tropsch
FU	Funktionelle Einheit (englisch: Functional Unit)
g	Gramm
GHS	Global harmonisierte System zur Einstufung und Kennzeichnung von Chemikalien (englisch Globally Harmonized System of Classification, Labelling and Packaging of Chemicals)
GHSV	Stündliche Raumgeschwindigkeit von Gas (englisch: Gas Hourly Space Velocity)
GJ	Gigajoule = 10 <sup>9</sup> J
GTL	Gas-To-Liquid
GW	Gigawatt = 10 <sup>9</sup> W
GWP	Treibhausgaspotenzial (englisch: Global Warming Potential)

Abkürzung	Beschreibung
<b>h</b>	Stunde
<b>HT</b>	Hochtemperatur
<b>HVC</b>	Höherveredelte Chemikalien (englisch: High Value Chemicals)
<b>IEA</b>	Internationale Energie Agentur (englisch: International Energy Agency)
<b>IFA</b>	Internationaler Düngemittelverband (englisch: International Fertilizer Association)
<b>int</b>	Integrierte Wärmebereitstellung
<b>IPCC</b>	Weltklimarat (englisch: Intergovernmental Panel on Climate Change)
<b>ISO</b>	Internationale Organisation für Normung (englisch: International Standards Organisation)
<b>ITAD</b>	Interessengemeinschaft der Thermischen Abfallbehandlungsanlagen in Deutschland
<b>KEA</b>	Kumulierter Energieaufwand
<b>kg</b>	Kilogramm
<b>kt</b>	Kilotonnen = 10 <sup>3</sup> t
<b>kWh</b>	Kilowattstunde = 10 <sup>3</sup> Wh
<b>L</b>	Liter
<b>LCA</b>	Lebenszyklusanalyse (englisch: Life-Cycle Assessment)
<b>LCIA</b>	Wirkungsabschätzung (englisch: Life-Cycle Impact Assessment)
<b>LHSV</b>	Stündliche Raumgeschwindigkeit in Flüssigkeit (englisch: Liquid Hourly Space Velocity)
<b>LHV</b>	Unterer Heizwert (Lower Heating Value)
<b>LPG</b>	Flüssiggas (englisch: Liquefied Petroleum Gas)
<b>m<sup>3</sup></b>	Kubikmeter
<b>MDEA</b>	Methyldiethanolamin
<b>MDI</b>	Methylendiphenyldiisocyanat
<b>MEA</b>	Monoethanolamin
<b>MeCN</b>	Acetonitril
<b>Mio.</b>	Millionen
<b>MJ</b>	Megajoule = 10 <sup>6</sup> J
<b>MMO</b>	Methan-Monooxygenase
<b>MPa</b>	Megapascal = 10 <sup>6</sup> Pa
<b>MTA</b>	Methanol-To-Aromatics
<b>MTBE</b>	Methyl-tert-Butylether
<b>MTG</b>	Methanol-To-Gasoline
<b>MTO</b>	Methanol-To-Olefins
<b>MTP</b>	Methanol-To-Propylene
<b>MW</b>	Megawatt = 10 <sup>6</sup> W
<b>ng</b>	Nanogramm=10 <sup>-9</sup>

Abkürzung	Beschreibung
Nm <sup>3</sup>	Normkubikmeter
NT	Niedertemperatur
OECD	Organisation für wirtschaftliche Zusammenarbeit und Entwicklung (englisch: Organisation for Economic Co-operation and Development)
OPEX	Betriebskosten (englisch: Operational Expenditure)
ODP	Stratosphärischer Ozonabbau (englisch: Ozone Depletion Potential)
PAK	Polyzyklische Aromatische Kohlenwasserstoffe
PC	Polycarbonat
PCC	Gefälltes Kalziumcarbonat (englisch: Precipitated Calcium Carbonate)
PEC	Photoelektrochemische Zelle (englisch: Photoelectrochemical Cell)
PEM	Protonenaustauschermembran (englisch: Proton Exchange Membrane)
PM	Feinstaub (englisch: particulate matter)
pMMO	Partikuläre Methan-Monooxygenase
PO	Partielle Oxidation
PO	Propylenoxid
POCP	Photochemische Oxidantienbildung (englisch: Photochemical Ozone Creation Potential)
POMDME	Polyoxymethyldimethylether
PP	Polypropylen
PPA	Stromabnahmevertrag (englisch: Power Purchase Agreement)
ppbv	Parts per billion volume; Anteil 10 <sup>-9</sup>
PPC	Polypropylencarbonat
ppm	parts per million; Anteil 10 <sup>-6</sup>
ppmv	parts per million volume; Anteil 10 <sup>-6</sup>
PtL	Power-To-Liquid
PUR	Polyurethan
PV	Fotovoltaik
PVA	Polyvinylacetat
PYR	Methanpyrolyse
RMI	Rohstoffbedarf (englisch: Raw Material Input)
RoW	Rest-of-World
RWGS, rWGS, rWGSR	Reverse Watergas-Shift Reaktion (Umgekehrte Wassergas-Shift Reaktion)
SBIR	US-Amerikanisches Programm zur KMU-Förderung (englisch: Small Business Innovation Research)
sMMO	Lösliche Methan-Monooxygenase
SMR	Dampfreformierung von Methan (englisch: Steam Reforming of Methane)
SOEC	Festoxid-Elektrolysezelle (englisch: Solid Oxide Electrolysis Cell)
Syngas	Synthesegas

Abkürzung	Beschreibung
t	Tonne
TEA	Techno-ökonomische Analyse (englisch: Techno-Economic Analysis)
THG	Treibhausgas
TMR	Gesamter Rohstoffbedarf (englisch: Total Material Requirement)
TOC	Gesamter Organischer Kohlenstoff (englisch: Total Organic Carbon)
TOD	Gesamter Sauerstoffbedarf (engl. Total Oxygen Demand)
TRL	Technologiereifegrad (englisch: Technology Readiness Level)
TWh	Terawattstunden = 10 <sup>12</sup> Wh
UBA	Umweltbundesamt, Dessau
US\$, USD	US-amerikanische Dollar
V	Volt
VCI	Verband der Chemischen Industrie
VDP	Verband Deutscher Papierfabriken
VDZ	Verein Deutscher Zementwerke
VET	Verified Emissions Table
VOC	Flüchtige Organische Verbindungen (Volatile Organic Compounds)
WGS	Wassergas-Shift

## Zusammenfassung

Die Abtrennung und Nutzung von CO<sub>2</sub> (englisch: Carbon Capture and Utilization, CCU) ist Sammelbegriff für eine ganze Reihe von Verfahren, die auf die Herstellung von Chemikalien, mineralischen Stoffen oder Energieträgern auf Basis einer Umsetzung mit CO<sub>2</sub> abzielen. Dieses CO<sub>2</sub> kann aus Punktquellen, wie z. B. Industrieanlagen oder aus der Atmosphäre abgetrennt und für die weitere Verarbeitung bereitgestellt werden.

CCU stellt insofern ein zentrales Element für die zukünftige industrielle Transformation dar, da es eine Route ist, mit der kohlenstoffhaltige Verbindungen auch im Kontext einer weitgehenden Defossilisierung, verfügbar gemacht werden können. Potenzielle Anwendungsfelder sind daher insbesondere die Rohstoffbasis der chemischen Industrie, die Nutzung von carbonathaltigen Mineralien in der Bauindustrie, sowie die Bereitstellung von flüssigen oder gasförmigen Energieträgern, wo aufgrund der benötigten Energiedichte (beispielsweise Kerosin in der Luftfahrt) oder der Verbrennungseigenschaften auch weiterhin der Einsatz kohlenstoffbasierter Substanzen weitestgehend alternativlos ist.

Der Fokus der vorliegenden Studie liegt auf den CCU-Verfahren als Alternative für etablierte fossil-basierte chemische Verfahrensrouten. Die Erzeugung von Energieträgern oder die Herstellung alternativer Baustoffe sind ausgenommen und werden nur dort in die Betrachtung eingebunden, wo es inhaltlich sinnvoll ist.

Da die Zielsetzung von CCU-Ansätzen auf ein bestimmtes Produkt hinführt, werden eine Vielzahl von möglichen Verfahrenskombinationen diskutiert. Neben der Harnstoffsynthese als weltweit größter etablierter CCU-Prozess, sind allerdings nur wenige Verfahren im (groß-)technischen Einsatz.

Der aktuelle Stand der Verfahren, sowohl in der industriellen Umsetzung als auch in Forschung und Entwicklung, wird über eine Bewertung von Studien und Publikationen zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> dargestellt. Wobei neben jeder identifizierten Technologie zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> die jeweils korrespondierende Referenztechnologie ebenfalls kurz beschrieben wird, da nur dies einen umfassenden Vergleich zwischen den Verfahrensvarianten ermöglicht.

Die stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> hat viele Facetten. Die Vielzahl von verschiedenen Nutzungspfaden und die unterschiedlichen Motivationen CO<sub>2</sub> als Rohstoff zu nutzen, sowie die Komplexität, ökonomische und ökologische Auswirkungen zu bewerten, werfen für das Themenfeld „CO<sub>2</sub>-Nutzung“ viele offene Fragen auf, die auch in diesem Bericht nicht abschließend beantwortet werden können.

Insbesondere bei der Bewertung von ökologischen Auswirkungen von Verfahren zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> gibt es in vielen Fällen noch keine finalen Antworten. Ein Grund hierfür ist, dass es bisher nur wenige Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Nutzung gibt, die schon großtechnisch Anwendung gefunden haben. Im vorliegenden Bericht werden sowohl bereits etablierte Verfahren auf ihre Umweltauswirkungen evaluiert als auch Verfahren zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> – die aktuell noch einen niedrigen technischen Entwicklungsstand (TRL) aufweisen.

Die Bewertung neuer Verfahren auf etwaige Umweltauswirkungen kann in vielen Fällen bestenfalls mit Hilfe der Betrachtung von Pilot- und Demonstrationsanlagen durchgeführt werden. Allerdings gibt es in vielen Fällen noch nicht einmal ein gesichertes Anlagenkonzept für eine großtechnische Umsetzung. Spezifische Aussagen zu bestimmten Umwelteffekten können daher häufig nicht getroffen werden. Allgemeine Daten zu solchen Anlagen sind teilweise in wissenschaftlichen Publikationen veröffentlicht und können verwendet werden, liefern aber in der Regel keine Informationen über allgemeine Aussagen hinaus. Weitere detailliertere Daten

wurden gegebenenfalls in der Patentliteratur veröffentlicht. In einigen Fällen gibt es vereinzelte Daten aus der grauen Literatur.

Im ersten Schritt wurden jene Produkte identifiziert, die in der Literatur mit einem größeren Potenzial in Zusammenhang mit der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> genannt werden. Insbesondere aufgrund der Produktionsvolumina handelt es sich dabei um Basischemikalien und Kunststoffe. Als mögliche CCU Verfahren werden die Herstellung von Ameisensäure, Butanol und Hexanol, organische und anorganische Carbonate, Ethylen, Formaldehyd, Harnstoff, Methanol, Polyurethan, Salicylsäure, Synthesegas sowie Dimethylcarbonat betrachtet. Des Weiteren wurden biotechnologische Verfahren betrachtet. Die gesammelten Daten und Informationen werden als Basis für die spätere Bewertung der Prozesse verwendet.

Zur besseren Einordnung der zahlreichen Möglichkeiten CO<sub>2</sub> zu nutzen, müssen zunächst die CO<sub>2</sub>-Quellen und die verschiedenen Abscheidetechnologien betrachtet und bewertet werden. Dabei unterliegt die Bewertung keiner starren Hierarchie für die Eignung von CO<sub>2</sub>-Quellen für CCU, sondern orientiert sich an generellen Leitlinien und Prinzipien.

Als mögliche stationäre Punktquellen werden die Zement- und Kalkherstellung, Biogas- & Gärprozesse, aus der Chemie die Ammoniaksynthese, Ethylenoxidsynthese sowie die Sodaherstellung nach dem Solvay-Verfahren, die Glasherstellung, Eisen- & Stahlerzeugung, Papier- und Zellstoffproduktion sowie die Abfallverbrennung untersucht.

Im Sinne einer langfristigen Nachhaltigkeit werden diese Punktquellen im Hinblick darauf diskutiert, inwiefern sie auch in der Transformation hin zu einer klimaneutralen Gesellschaft, nach heutigem Wissen, auch in Zukunft CO<sub>2</sub> ausstoßen werden und damit in dem entsprechenden Umfang für CCU zur Verfügung stehen. Dann verbleiben hauptsächlich jene Punktquellen, die unvermeidbare, rohstoffbedingte oder durch Überoxidation entstehende CO<sub>2</sub>-Emissionen ausstoßen, da letztere sich verfügbaren Minderungsmaßnahmen entziehen. Die potenzielle Nutzung dieser Quellen für CCU Anwendungen bevorzugt Quellen mit hoher Reinheit und hoher Abgaskonzentration, um den Aufreinigungsaufwand und die zu verarbeitenden Gasvolumina zu reduzieren. Die verschiedenen Quellen werden im Hinblick auf ihren Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU bewertet.

Der erste Schritt in der CCU Prozesskette ist die Abscheidung von CO<sub>2</sub>. Als mögliche Abscheidetechnologien werden Gas-Feststoff-Reaktionen, Adsorptionsverfahren, physikalische und chemische Absorptionsverfahren, Membranverfahren, kryogene Verfahren, der Einsatz der Oxyfuel-Technologie zur Erhöhung der CO<sub>2</sub>-Konzentration im Abgas, die Nutzung von Mikroalgen zur Fixierung von CO<sub>2</sub> sowie die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft (Direct Air Capture) dargestellt und diskutiert. Im Sinne eines Vergleichs der Verfahren, werden ihre Abtrennkosten verglichen und die entsprechenden Umweltauswirkungen soweit bekannt, diskutiert.

Dazu kommen noch weitere Einflussgrößen, welche differenziert betrachtet werden müssen. Zum Beispiel die zeitliche und räumliche Mengenverfügbarkeit sowie geographische Verteilung, die die Kosten für die Bereitstellung von CO<sub>2</sub> beeinflussen. Die Kompatibilität der verschiedenen Abscheideverfahren und CO<sub>2</sub>-Quellen in Bezug auf die Anforderungen des Folgeprozesses werden untersucht.

Für CCU Produkte und Rohstoffe für die chemische Industrie und den voraussichtlichen kohlenstoffbasierten Kraftstoffbedarf werden theoretische Potenziale erhoben und mit der projizierten Entwicklung der Quellenverfügbarkeit verglichen, wobei perspektivisch im Jahr 2050 die verbleibenden Punktquellen nicht ausreichen werden, um den theoretischen CO<sub>2</sub>-Bedarf für CCU Produkte zu decken.

Die anlagenspezifischen Umweltaspekte einer Auswahl der zuvor beschriebenen CCU Pfade und Produkte werden detailliert betrachtet. Die Prozesskette geht entweder von einer CO<sub>2</sub>-Bereitstellung aus der Aminwäsche von Zementabgasen oder der Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft über Direct Air Capture aus. Es werden folgende nachgelagerte Umwandlungsprozesse betrachtet: Synthesegaserzeugung mit H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>, verschiedene alternative Methanolsynthesen, Variationen für die Herstellung von Ethylen sowie die Herstellung von CO<sub>2</sub>-basiertem Polyurethan und die Herstellung organischer Carbonate. Diese Betrachtung bildet die Grundlage für die nachfolgenden Bewertungen von Prozessketten auf Basis eines Cradle-to-Gate Ansatzes.

Dabei werden der jeweilige Energie-, Wasser-, und Rohstoffverbrauch, Bedarf an Hilfsstoffen, Anfall und Verwertbarkeit von Abfällen sowie Emissionen in Boden, Wasser und Luft ausgewiesen. Außerdem werden, gemäß den Kriterien des Anhangs III der Industrie-Emissions-Richtlinie 2010/75/EU vorläufige Aussagen zu den Prozessrouten vorgenommen. Darüber hinaus wird, zum Zweck der besseren Einordnung, der TRL angegeben sowie sonstige relevante Informationen dargestellt.

Die verschiedenen Verfahrenskombinationen werden durch Cradle-to-Gate Analysen für die Produktionswege von Synthesegas, Ethylen, Methanol, Polyurethan (PUR) und Polypropylencarbonat (PPC) mit ihren fossilen Pendanten verglichen. Dabei werden einerseits die CCU Produkte mit ihren unterschiedlichen Produktionswegen mit der jeweiligen fossilen Referenz in Vergleich gesetzt, um Vor- und Nachteile verschiedener Prozessketten im Hinblick auf die unterschiedlichen Umweltauswirkungen aufzeigen zu können.

Die Vorketten für die Bereitstellung von Strom, Wärme und CO<sub>2</sub>, entweder mit der Aminwäsche aus der Punktquelle Zementwerk (AZ) oder durch Direct Air Capture (DAC) bereitgestellt, werden im Vorfeld für alle Cradle-to-Gate Analysen als Grundlage berechnet. Für die Analysen einzelner Prozessketten werden die jeweiligen Verfahrensschritte wie Elemente eines Baukastens kombiniert, was einen schnellen, konsistenten Vergleich über viele Permutationen (Anlagenkonfigurationen) erlaubt, jedoch nicht notwendigerweise eine einzelne spezifische Anlage angemessen beschreibt.

Für jedes einzelne Verfahren, bzw. Kombination aus Verfahren werden Systemgrenzen und funktionelle Einheit, die Kombination der Verfahrensschritte, der Status der Technologieentwicklung, Datenquellen, Annahmen zum Anlagenbau sowie der Strombedarf und die Wärmebilanz ausgewiesen.

Die verschiedenen möglichen Produktströme unter Berücksichtigung unterschiedlicher Herstellungsverfahren sowie der Abhängigkeit von der Wasserstoff- (wenn relevant, aus PEM Elektrolyse oder der Methanpyrolyse) und CO<sub>2</sub>-Bereitstellung (Direct Air Capture oder Aminwäsche aus einem Zementwerk) permutiert und mit der fossilen Referenz verglichen.

Die Ergebnisse der oben definierten permutierten Produktionspfade werden explizit entlang der Wirkungskategorien [GWP]: Global Warming Potential, [KEA]: Kumulierter Energieaufwand, [AP]: Acidification Potential, [POCP]: Sommersmog, [EP]: Eutrophierung, Eutrophication Potential, [ODP]: Ozonabbau, [PM]: Feinstaub, [RMI ab] und [TMR ab]: Rohstoffaufwand, [Naturraum]: Naturraumbeanspruchung [Wasser]: Wasserverbrauch als Nettowasserverbrauch, evaluiert und dargestellt.

Anhand dieser Analysen wird ausgewertet, ab welchen spezifischen Emissionen der Strombereitstellung das GWP im Vergleich zum fossilen Referenzprozess ausreichend niedrig ist, so dass ein Umstieg auf die CCU Produkte und ihre unterschiedlichen Herstellungspfade aus Klimaschutzperspektive sinnvoll wäre.

Die Implementierung von CCU Prozessen muss im Kontext einer möglichen Standortintegration betrachtet werden. Unumgänglich ist hierfür die Sicherstellung der Versorgungssicherheit mit CO<sub>2</sub> als Rohstoff. Standorte, die über eigene CO<sub>2</sub>-Quellen verfügen, können diese für eine Nutzung im CCU Prozess heranziehen. Eine örtlich unabhängige Versorgung von CO<sub>2</sub> kann über ein CO<sub>2</sub>-Transportnetz gewährleistet werden, welches verbleibende CO<sub>2</sub>-Punktquellen mit CCU Standorten verknüpfen könnte. Die Bewertung eines CCU Prozesses im Kontext eines Standortes hat über die Wärmeintegration Auswirkungen auf die thermische Gesamteffizienz des Standortes. Dabei unterstützen integrierte Standorte die CCU Verfahren neben der notwendigen Energieversorgung (Strom und Dampf) auch mit der Versorgung weiterer Medien, Aufarbeitung von Abfällen sowie mit Produktlogistik. Für eine Abschätzung der zukünftigen Entwicklung ist vor allen Dingen mit zu berücksichtigen, dass sich die perspektivische Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub>-Quellen ändern kann.

Eine Implementierung eines CCU Prozesses führt auf der technischen Seite zu einer Wechselwirkung entlang der gesamten Prozesskette hin zum finalen Produkt. Die entsprechenden Prozesse im Up- und Down-Stream müssen gegebenenfalls angepasst werden. Diese Anforderung auf der technischen Seite tritt spiegelbildlich auch auf der betriebswirtschaftlichen Seite auf. Es ist eine analoge Anpassung entlang der Wertschöpfungskette zum Produkt erforderlich.

Daraus können sich Pfadabhängigkeiten ergeben, die bei der jeweiligen Entscheidungsfindung zu berücksichtigen sind. Hierzu gehört insbesondere auch die Frage eines fossilen „Lock-in“ als Folge der Implementierung einer Technologie, die auch langfristig auf fossile Rohstoffe oder CO<sub>2</sub> aus einer vermeidbaren fossilen Quelle angewiesen ist. Aspekte des fossilen „Lock-in“ werden diskutiert, ebenso wie andere Pfadabhängigkeiten, die sich durch eine entsprechende Entscheidung im Kontext von CCU Anlagen ergeben könnten.

Die Situation für CCU Anlagen im gegenwärtigen regulatorischen Umfeld wird dargestellt. Dies umfasst insbesondere die Genehmigung der Anlagen. Aktuelle Normierungs- und Standardisierungsaktivitäten zielen auf eine gemeinsame Sprachregelung für CCU Prozesse. Die Frage der Anrechenbarkeit von CO<sub>2</sub> in CCU Prozessen und wie diese gegebenenfalls entlang einer Wertschöpfungskette verteilt werden können, sind zentrale Herausforderungen für eine mögliche Umsetzung. Die branchenübergreifende Zusammenarbeit ist ein notwendiges Element, da die unvermeidbaren CO<sub>2</sub>-Punktquellen und Optionen für CCU Verfahren in verschiedenen Branchen liegen können. Darüber hinaus werden verschiedene Kompensationsmechanismen und andere fördernde Maßnahmen dargestellt. Eine Liste aktueller Forschungs- und Entwicklungsprojekte schließt sich an.

Zusammenfassend ist aktuell keine abschließende Bewertung der Umweltauswirkungen von CCU Technologien möglich. Die wesentlichen Gründe liegen in der unzureichenden technischen Reife der Verfahren begründet und damit einhergehend in der fehlenden Betriebserfahrung in Anlagen relevanter Größenordnung für eine zuverlässige Bewertung der Verfahren.

Es gibt ein großes Portfolio von Verfahren, die vielversprechende Ansätze in unterschiedlichen Stufen in der Forschung und Entwicklung verfolgen. Allerdings fehlt der Übergang in die großtechnische Entwicklung.

Dies ist auf mehrere Aspekte zurückzuführen, die je nach Verfahren auch eine unterschiedliche Gewichtung erfahren können. Während absehbar bestimmte CO<sub>2</sub>-Quellen als unvermeidbar verfügbar bleiben werden, ist aktuell eine langfristige, gesicherte Versorgung mit CO<sub>2</sub> nicht sicher annehmbar. Die regulatorische Unsicherheit, welche CO<sub>2</sub>-Quellen wie angerechnet werden können und ob der finanzielle Mehraufwand von CCU Prozessen über die

Wertschöpfungskette weitergegeben werden kann, blockiert die Ausgestaltung spezifischer Business-Modelle.

Aus technischer Sicht lassen die LCA-Ergebnisse aber folgende Aussagen zu: Generell ist es vorteilhaft CCU Verfahren möglichst integriert zu implementieren, sei es innerhalb der Prozesskette oder durch Wärmeintegration am Standort. Die GWP Wirkung für stromintensive CCU Prozesse, in der Regel jene, die Wasserstoff aus der Elektrolyse einsetzen, ist sehr sensitiv im Hinblick auf den eingesetzten Strom. Die spezifischen Emissionen des eingesetzten Stroms sollten nicht höher als ca. 100-150 g/kWh<sub>el</sub> sein, damit die GWP Wirkung des CCU Verfahrens vorteilhaft gegenüber dem konventionellen, fossilen Verfahren ist. Die anderen Wirkungskategorien des LCIA sind ebenfalls häufig unvorteilhafter als die konventionelle Referenz. Es ist jedoch wichtig zu beachten, dass der Vergleich von gut bekannten und etablierten Verfahren mit CCU Verfahren in unterschiedlich fortgeschrittenen Stadien der technischen Entwicklung generell eine hohe Unsicherheit mitbringt und diese Ergebnisse eher als Indikationen zu verstehen sind, welche Umweltaspekte gegebenenfalls kritisch sein könnten, denn als abschließende Bewertung.

Der noch erhebliche Forschungs- und Entwicklungsbedarf für CCU Verfahren wird von einer Reihe nationaler und europäischer Forschungsprogramme flankiert, um die Lücke zur industriellen Implementierung zu schließen.

## Summary

Carbon dioxide capture and utilization (CCU) as a term summarizes a large variety of processes, aiming to produce chemicals, mineral-based materials, and energy carriers via chemical reaction with CO<sub>2</sub>. CO<sub>2</sub> can be captured and supplied for further transformation via point sources, e. g. industrial plants, or from ambient air.

CCU is a key element for future industrial transformation, since it enables supply of carbon-based substances, even in a largely defossilized world. Potential areas of application range from the feedstock base of the chemical industry, use of carbonate-based minerals in construction as well as liquid and/or gaseous energy carriers, where carbon-based substances cannot be substituted, either due to the high energy density (e. g. kerosene as aviation fuel) requirement or to their respective combustion properties.

This study focusses on CCU processes as alternatives for fossil-based chemical production pathways. The synthesis of energy carriers and alternative building materials are not within the scope of this study and are only addressed as complementary information.

Most CCU projects aim for a specific product, thus leading to a large variety of possible process combinations. With the largest CCU process in existence, urea synthesis, aside, there are few processes implemented anywhere close to an industrial scale.

The current status quo of the processes, both in industrial applications and in research and development, is discussed via a comprehensive review of the existing publications and studies on utilization of CO<sub>2</sub>. Fossil-based production is also described since it serves as corresponding reference technology for a comprehensive comparison between the different process routes.

Utilization of CO<sub>2</sub> has many different facets. The multitude of possible pathways and different motivations for using CO<sub>2</sub> as feedstock as well as the complexity to evaluate economic and environmental effects leave many questions around CCU processes still open.

Especially with respect to the evaluation of environmental effects from processes based on the utilization of CO<sub>2</sub> many aspects will not be answered satisfactory, since there are only few CCU processes implemented on an industrial scale. The present report analyses existing processes with respect to their environmental impact, however, the emphasis lies on the evaluation of novel CCU processes, currently in the concept stage with generally low technology readiness level (TRL).

In many cases, the evaluation of these processes is based on pilot or demonstration plant scale. Often however, a properly designed process concept for a large-scale industrial implementation is missing, which places significant limits on the evaluation the specific environmental impact. Some generalized data may be recovered from academic literature. More detailed data might be found in patent literature or in a few individual cases derived from the grey literature.

As a first step, those products for which literature predicts the largest utilization potentials are identified, specifically base chemicals and polymers due to their large production volumes. Therefore, possible CCU processes are investigated to produce formic acid, butanol, hexanol, organic and inorganic carbonates, ethylene, formaldehyde, urea, methanol, polyurethane, salicylic acid, synthesis gas and dimethyl carbonate. Furthermore, biotechnological process routes are also investigated. This collected data is the basis for the subsequential more detailed evaluation of the processes.

In order to structure the multitude of possible CCU pathways, a more detailed look on the possible CO<sub>2</sub>-sources and capture technologies and their respective evaluation is necessary.

However, a rigid hierarchy is not helpful, and the evaluation of compatibility of CO<sub>2</sub>-sources is structured along more general requirements and principles.

Possible stationary CO<sub>2</sub>-point-sources include cement and lime production, biogas and fermentation processes, chemical processes like ammonia production, ethylene oxide production or soda ash according to the Solvay process, glass production, iron and steel, pulp and paper, as well as waste incineration.

Within the context of long-term sustainability, these point sources are discussed with respect to whether their emissions will continue to be emitted within possible pathways towards a climate neutral society and therefore be available for CCU. The remaining unavoidable CO<sub>2</sub>-point-sources, mostly based on process emissions due to the raw materials used or through unavoidable overoxidation, since there are currently no viable substitutes to avoid these emissions. Potential use of these point sources for CCU processes will favor CO<sub>2</sub>-sources with high purity and high concentration since the demands on separation and purification as well as the amount of gas are reduced. Different CO<sub>2</sub>-sources are evaluated with respect to their CCU potential based on the expected future development.

Capturing CO<sub>2</sub> is the first step of any CCU technology. There are several technologies available: gas-solid reactions, adsorption, physical or chemical absorption, membrane separation, cryogenic processes, oxyfuel technology to increase the CO<sub>2</sub> concentration in the flue gas, using micro algae to fixate CO<sub>2</sub> or capturing CO<sub>2</sub> from ambient air (direct air capture). These different pathways are described and evaluated. Their relative capture cost and environmental impacts, if known, are also discussed.

Additional aspects are discussed in detail. These include availability and volume of CO<sub>2</sub>, temporal and spatial distribution as well as costs of supplying for CO<sub>2</sub> amongst others. Compatibility issues between source and capture technology are also discussed with the final utilization process in mind.

Theoretical potentials are derived for possible CCU products and feedstock for chemical applications as well as carbon-based fuels and compared to the prospective development of the available CO<sub>2</sub> point sources. In 2050, the remaining CO<sub>2</sub>-point-sources will be insufficient to supply CO<sub>2</sub> for the theoretical demand on CCU products.

Plant specific environmental impacts for a selected group of CCU pathways and products are investigated. The CCU process chain starts with CO<sub>2</sub>, supplied either via amine scrubbing capture from a cement plant or CO<sub>2</sub> capture from ambient air via direct air capture. The subsequent transformations include synthesis gas production from H<sub>2</sub> and CO<sub>2</sub>, different process routes to yield methanol, variations on processes aiming at the production of ethylene as well as production of CO<sub>2</sub>-based polyurethane and organic carbonates. These routes are then analyzed with a cradle-to-gate methodology.

For all these routes, the respective energy, water and raw material demand, demand of auxiliary materials, waste formation and reuse, as well as emissions into soil, water and atmosphere are described. Additional aspects according to Annex III of the DIRECTIVE 2010/75/EU on industrial emissions (integrated pollution prevention and control) are described. Furthermore, the technology readiness level of the process chain is defined and additional information on the technologies is presented, if available.

Different process combinations are investigated via a cradle-to-gate analysis for the production pathways to yield syngas, ethylene, methanol, polyurethane (PUR) and polypropylene carbonate (PPC) in direct comparison with their respective fossil production routes. Direct comparison with their respective fossil processes allows an in-depth discussion of advantages and

disadvantages of different process routes with respect to their respective environmental impacts.

Considering the up-stream supply of electricity, heat, and CO<sub>2</sub>, either via capturing from cement production by amine scrubbing or via direct air capture, the GWP of different process routes are calculated separately and applied as up-stream processes in comparison to the fossil reference process. Individual process steps are combined in a building-block fashion to allow a rapid construction of the entire process chain to be applied in the cradle-to-gate analysis. While this procedure allows for a consistent comparison of different permutations (process routes), it will probably not be a good representation for a given individual process.

Each process and the respective combination of processes are described with their system boundaries, functional unit, combination of process steps, status quo of technological development, literature and data sources, assumptions for plant construction as well as electricity and heat balance.

Furthermore, these process routes are permuted by different pathways for the production of hydrogen (where applicable, PEM electrolysis or methane pyrolysis) and CO<sub>2</sub> supply via amine capture from a cement plant or direct air capture in comparison with the respective fossil production route.

The results of the production pathways above are investigated along the impact categories of [GWP]: global warming potential, [CED]: cumulated energy demand, [AP] acidification potential, [POCP]: photochemical ozone creation potential, [EP]: eutrophication potential, [ODP]: ozone depletion potential, [PM] particulate matter, [RMI]: raw material index, [TMR]: total material index, [Land use]: land use, [Water]: Net water consumption.

Based on these analyses, the dependencies of a possible switch between the conventional route and possible CCU production routes are evaluated as a function of the specific emissions from the electricity used, to identify conditions under which the CCU process is favorable from an emission perspective.

Any implementation of CCU processes is subject to local conditions at the implementation site. Secure and stable supply of the CO<sub>2</sub> feedstock is essential. Sites, where local CO<sub>2</sub> sources are present can make direct use of it for CCU processes. In order to become spatially independent, a CO<sub>2</sub> infrastructure, like a transport grid, would be required and could connect remaining CO<sub>2</sub> point sources and CCU production. The implementation of a given CCU process at a specific site will impact the overall heat integration onsite and the overall efficiency needs to be reevaluated. Integrated sites provide easy access to energy supply (electricity and heat), other process media, reprocessing of waste and product logistics. In order to evaluate future developments, perspective changes in availability of CO<sub>2</sub> sources have to be considered.

Implementation of CCU processes impact the entire process chain, up- and down-stream right to the final product. This might lead to necessary adaptations on up- and down-stream processes. The value chain is the economic mirror image of the process chain and similar changes might be required.

This might lead to path dependencies that have to be considered in the decision-making process. More specifically, this also applies to the question whether of a fossil “lock-in” is enforced due to the implementation of CCU processes that might require emissions from fossil sources or from an avoidable emission source. These aspects are discussed as well as other path dependencies that are based on decision with respect to CCU process implementations.

The current regulatory environment for implementation of CCU processes is discussed, including plant commissioning. Present standardization activities focus on defining a common

language to describe CCU processes. Whether or not CO<sub>2</sub> used in CCU processes can be accounted for as emission savings and how this can translate along the value chain are critical aspects for possible future implementation of these processes. Interaction of different stakeholders from different process industries is a necessary element to combine unavoidable CO<sub>2</sub> point sources with CCU processes that might be placed in different industries. Furthermore, different compensation mechanisms and funding opportunities are discussed, followed by a list of current research and development projects.

In summary, it is currently not possible to present a final evaluation of the environmental impact of CCU technologies. The main reasons are the insufficient technical development of the processes and the corresponding lack of operational experience in plants of relevant production capacity to allow a reliable evaluation of CCU processes.

There is, however, a large portfolio of potential processes that explore promising routes in different levels of research and development. The transition towards large industrial scale however is lacking.

This is caused by several aspects that weigh in differently for each specific process. While some CO<sub>2</sub> sources will remain available as unavoidable emitters in the future, long-term security of supply of CO<sub>2</sub> is far from guaranteed. Regulatory uncertainty with respect to which CO<sub>2</sub> sources will be allowed, can the CO<sub>2</sub> be credited in and if the additional financial cost of CCU processes can be charged along the value chain, are blocking the development of feasible business models.

From a technical perspective, the LCA results allow the following statements: In general, it is advantageous to implement CCU process as integrated as possible, be it within its own process chain or via heat integration at an industrial site. The GWP impact for electricity-intensive processes, generally those that use hydrogen from electrolysis, are very sensitive to the emission factor of the electricity mix used. Specific emissions of electricity should not be higher than around 100-150 g/kWh<sub>el</sub> to ensure a lower impact of the CCU process than the corresponding conventional, fossil-based process. Other impact categories within the LCIA analysis also often display disadvantageous results with respect to the conventional reference process. It is important to realize that a comparison of well-established industrial processes to CCU processes in various stages of technical development is a source of significant uncertainty. Therefore, the results should be treated as indication, which environmental aspects might be critical and require attention rather than a finalized evaluation.

Substantial research and development needs remain for CCU processes and is addressed via a series of national and European funding schemes, aiming to close the gap towards industrial implementation.

# 1 Einleitung

## 1.1 Motivation und Einordnung

Die stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> hat viele Facetten. Die Vielzahl von verschiedenen Nutzungspfaden und die unterschiedlichen Motivationsgründe, CO<sub>2</sub> als Rohstoff zu nutzen, sowie die Komplexität, ökonomische und ökologische Auswirkungen zu bewerten, werfen für das Themenfeld „CO<sub>2</sub>-Nutzung“ viele unbeantwortete Fragen auf. Insbesondere bei der Bewertung von ökologischen Auswirkungen von Verfahren zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> gibt es in vielen Fällen noch keine abschließenden Antworten. Ein Grund dafür ist, dass es bisher wenige Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Nutzung gibt, die schon großtechnisch Anwendung gefunden haben. Es ist selbstverständlich wichtig auch etablierte Verfahren auf ihre Umweltauswirkungen zu evaluieren, das Hauptaugenmerk sollte aber aus unserer Sicht darauf liegen, neue Verfahren zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> – die aktuell neu konzipiert werden – näher zu betrachten. Die Bewertung neuer Verfahren auf etwaige Umweltauswirkungen kann in vielen Fällen nur auf Basis der Analyse von Pilot- und Demonstrationsanlagen durchgeführt werden. Daraus abgeleitete Rückschlüsse auf Anlagen im industriellen Maßstab sind unter Vorbehalt zu stellen. Allgemeine Daten zu solchen Anlagen sind teilweise in wissenschaftlichen Publikationen veröffentlicht, weitere detailliertere Daten wurden gegebenenfalls in der Patentliteratur veröffentlicht. In einigen Fällen gibt es Daten aus der grauen Literatur.

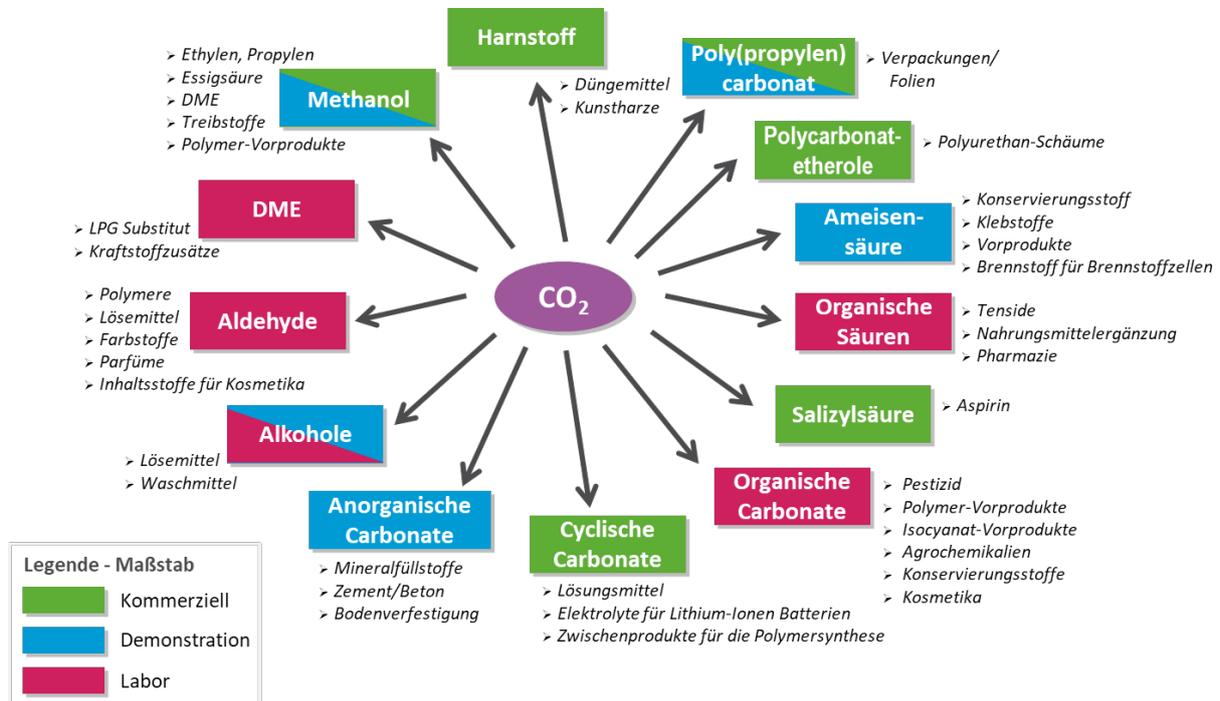
Der technische Reifegrad von Routen zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> liegt über der gesamten Spannbreite der sogenannten TRL-Skala (Technology Readiness Level). Die Skala gliedert Technologien anhand von bestimmten Kriterien in Reifegrade von 1 bis 9 ein, wobei 1 die Skizzierung einer Idee ist. Technologien mit einem Reifegrad von 9 entsprechen einer Technologie, die sich in der operativen industriellen Umsetzung bewährt hat (DG Research 2014). In Abbildung 1 sind verschiedene Produkte aufgelistet, die mithilfe von CO<sub>2</sub> hergestellt werden können.

Während der letzten Jahre wurden neue Synthesewege zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> hauptsächlich bewertet, indem bilanziert wurde, wie viel CO<sub>2</sub>-Emissionen im Vergleich zum etablierten Prozess, der ohne die Nutzung von CO<sub>2</sub> auskommt, um ein identisches oder nahezu gleiches Produkt mit gleichen Produkteigenschaften herzustellen, eingespart werden können. Weitere Umweltindikatoren sind weitestgehend nicht im Detail betrachtet worden. Gerade die Bewertung von zusätzlichen Stoffen, wie z. B. Katalysatoren und deren Umwelteinfluss wurden oftmals nicht berücksichtigt bzw. ignoriert.

Um eine ganzheitliche Sicht auf die möglichen Umweltauswirkungen zu bekommen, versucht die DECHEMA im Auftrag des UBA weitere relevante Umweltindikatoren für Routen der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> in der chemischen Industrie zu bewerten. Im ersten Schritt der Analyse sollen Daten aus öffentlich zugänglichen Veröffentlichungen ausgewertet und zusammengefasst werden. Die Zusammenfassung soll dabei helfen, zu entscheiden, welche Wege zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> tiefgreifender untersucht werden sollen. Im ersten Abschnitt des vorliegenden Textes werden verschiedene Publikationen und Projekte aufgeführt, die als relevant für die weiterführenden Arbeiten angesehen werden. Im zweiten Abschnitt des Textes werden einzelne Synthesewege beschrieben, bei denen CO<sub>2</sub> als Rohstoff genutzt wird. Es gibt verschiedene Ansätze, um die Relevanz der verschiedenen Verfahren einzustufen. Zum einen kann das CO<sub>2</sub>-Emissionsminderungspotenzial als Kriterium dienen, wobei auch Technologien als sehr relevant eingestuft werden könnten, die vermutlich erst in einigen Jahrzehnten an den Markt gelangen könnten (z. B. die CO<sub>2</sub>-Aktivierung durch Photokatalyse). Andererseits ist es wichtig, Verfahren zu bewerten, die bereits am Markt sind oder kurz vor der Markteinführung stehen. Diese Verfahren

werden schon in wenigen Jahren einen Einfluss auf die Umwelt und die CO<sub>2</sub>-Emissionen der Industrie haben. Des Weiteren lassen sich diese zuletzt genannten Verfahren leichter auf ihre ökologischen Auswirkungen hin bewerten, da bereits einige Daten zu den Verfahren veröffentlicht wurden.

**Abbildung 1: Zielprodukte aus der stofflichen CO<sub>2</sub>-Nutzung und Maßstab der eingesetzten Prozesse.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.), adaptiert und aktualisiert nach (Bazzanella und Krämer 2017)

## 1.2 Überblick zum Vorgehen und angewandter Methoden

### 1.2.1 Vorgehen zur Auswertung bisheriger Studien und Publikationen zur Nutzung von CO<sub>2</sub>

Ziel des Arbeitspaketes ist es, Publikationen wie Studien, Fachartikel und andere Veröffentlichungen zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> – primär zur Herstellung von Grund- und Feinchemikalien sowie Kunststoffen – zu erfassen und darauf hinzuanalysieren, welche Daten für die Bewertung der Umweltauswirkungen dieser Verfahren verwendet werden können. Im ersten Schritt des Arbeitspaketes wurden relevante Studien und Publikationen zu diesem Schwerpunkt aufgelistet und nach Art der Publikation vorsortiert. Die Publikationen, die für die Bearbeitung des Projekts als wichtig erachtet wurden, wurden im Detail evaluiert. Bei der Auswahl der relevanten Publikationen spielte es vor allen Dingen eine Rolle, in welchem Technology Readiness Level (TRL), also welchem Technologiereifegrad, sich die dargestellten Technologien befinden. Technologieansätze, die unter einem TRL von 6 liegen, sind für eine Bewertung der Umweltauswirkung nur bedingt geeignet, da eine sinnvolle Analyse auf robusten Daten basieren muss, um aussagekräftig zu sein. Ohne Pilotierung oder Demonstration können diese Parameter nur grob abgeschätzt werden. Diese abgeschätzten Daten können im Vergleich zur Realität starke Abweichungen aufzeigen. Dennoch wurden im Bericht auch Ansätze aufgenommen, die einen niedrigeren TRL als 6 aufweisen, wenn für die Technologien ein großes mögliches Potenzial gesehen wird.

Nach der Identifizierung von auf CO<sub>2</sub> basierenden Produkten und Synthesewegen, die in der Literatur als vielversprechend eingestuft sind, wurde die Qualität der Daten aus den Studien und Publikationen daraufhin analysiert, ob genügend Daten zu den Randbedingungen vorhanden sind, um die Informationen für den weiteren Verlauf des Projekts verwerten zu können. Aus diesem Grund wurden im Rahmen der Literaturrecherche hauptsächlich Publikationen evaluiert, die im Zusammenhang mit Forschungsarbeiten stehen, die sich in der Pilotierungsphase befinden oder durch geförderte Projekte und Beteiligung starker Industriepartner hohe Beachtung finden.

Im Rahmen der Analyse wurden sowohl chemische Verfahren als auch biotechnologische Verfahren ausgewertet.

Bei der Bewertung zu den Umweltaspekten soll im Ergebnis auf Energie-, Wasser- und Rohstoffverbrauch sowie Maßnahmen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsstoffe, Anfall von Abfall, Rückgewinnung und Wiederverwertung von Stoffen und Abfällen, Emissionen in Boden, Wasser und Luft, Einsatz gefährlicher Stoffe bei CCU und ob die Nutzung von CO<sub>2</sub> mit Koppelprodukten verbunden ist, geachtet werden. Bei der Literaturrecherche wurde daher versucht, bereits erste Informationen zu den oben genannten Punkten zusammenzutragen. Dabei werden – sofern möglich – Vergleiche zu konventionellen Verfahren und Produkten aufgezeigt und der Nachrüst- und Neubaufwand von Anlagen zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> bewertet. Eine detailliertere Betrachtung und Bewertung wird im Rahmen der nachfolgenden APs erfolgen.

Da sich die Art der Publikationen im Sinne der Detailtiefe zwischen Studien und Artikeln in Fachjournalen stark unterscheiden, werden die Rechercheergebnisse separat aufbereitet. Die Studien eignen sich hauptsächlich dafür, einen holistischen Überblick über die Thematik und teilweise Potentialabschätzungen in Bezug zur Nutzung von CO<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>-Einsparungspotential sowie Einsparung von fossilen Rohstoffen zu erhalten. Artikel aus Fachzeitschriften enthalten zum Teil detaillierte Informationen über Produktionsverfahren und ansatzweise Informationen zu Randthemen wie u. a. Umweltindikatoren.

Die DECHEMA veröffentlichte 2008 das Diskussionspapier „Verwertung und Speicherung von CO<sub>2</sub>“ (Ausfelder und Bazzanella 2008) und im Folgejahr gemeinsam mit dem VCI ein Positionspapier (Ausfelder und Bazzanella 2009) zum gleichen Thema. Seither wurde eine Vielzahl von weiteren Studien zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> veröffentlicht. In der folgenden Tabelle 1 werden die prominentesten Übersichtsstudien aufgelistet. Des Weiteren befindet sich im Anhang eine Tabelle mit einer Auflistung von relevanten Projekten zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>.

**Tabelle 1: Studien zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>.**

Titel	Jahr	Quelle	Kernaussagen / -inhalt in Bezug zum Auftrag
DECHEMA-Diskussionspapier „Verwertung und Speicherung von CO <sub>2</sub> “	2008	(Ausfelder und Bazzanella 2008)	Für Produkte der chemischen Industrie, wie Polymere und andere Chemiebasisprodukte, wird das weltweite Substitutionspotential auf 178 Mt CO <sub>2</sub> pro Jahr geschätzt. (ACS 2000) (Für Kraftstoffe besteht ein mindestens zehnfach höheres Mengenpotential.)
DECHEMA-VCI Positionspapier: „Verwertung und Speicherung von CO <sub>2</sub> “	2009	(Ausfelder und Bazzanella 2009)	Über die Herstellung von höherwertigen Produkten können nach gegenwärtigen Schätzungen höchstens rund 1 Prozent, über die Herstellung von Kraftstoffen rund 10 Prozent der

Titel	Jahr	Quelle	Kernaussagen / -inhalt in Bezug zum Auftrag
			weltweit emittierten CO <sub>2</sub> -Mengen verarbeitet werden.
Weltweite Innovationen bei der Entwicklung von CCS-Technologien und Möglichkeiten der Nutzung und des Recyclings von CO <sub>2</sub>	2010	(Kuckshinrichs et al. 2010)	Das Dokument gibt einen guten Überblick über die Thematik. Des Weiteren wird im Dokument erklärt, inwiefern die Reinheit von Abgasströmen für die CO <sub>2</sub> -Nutzung relevant ist. Ferner wird der Stand der Technik von CO <sub>2</sub> -Abscheideverfahren dargestellt.
CO <sub>2</sub> als Rohstoff, Artikel Nachrichten aus der Chemie	2010	(Bazzanella et al. 2010)	Der Artikel enthält Zahlen zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> und zeigt auf, an welchen Verfahren geforscht wird.
Feuerlöscher oder Klimakiller? Kohlendioxid – Facetten eines Moleküls	2010	(DBG et al. 2010)	In der Broschüre werden verschiedene CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren erläutert. Des Weiteren werden Synthesewege zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> dargestellt.
Carbon capture, storage and utilisation technologies: A critical analysis and comparison of their life cycle environmental impacts	2015	(Cuéllar-Franca und Azapagic 2015)	27 LCAs zu CCS und CCU Prozessen wurden betrachtet und diskutiert.
CO <sub>2</sub> als Wertstoff – Herausforderungen und Potenziale für die Gesellschaft	2016	(Olfe-Kräutlein et al. 2016)	Übersichtsartikel zu Umweltauswirkungen von CO <sub>2</sub> -Abscheidung und Life Cycle Assessment von CCU.
CO <sub>2</sub> utilization: Developments in conversion processes	2016	(Alper und Orhan 2017)	Wissenschaftliche Abhandlung und Übersicht über etablierte, aufkommende und experimentelle Prozesse (TRL 1-9) zur stofflichen CO <sub>2</sub> -Nutzung. Die stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> kann Erdöl teilweise ersetzen und die Prozesssicherheit erhöhen.
Abschlusspublikation der BMBF-Fördermaßnahme „Technologien für Nachhaltigkeit und Klimaschutz – Chemische Prozesse und stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> “	2016	(Bazzanella und Krämer 2017)	In der Publikation werden alle geförderten Projekte der genannten Fördermaßnahme vorgestellt. Des Weiteren dienen die Leitartikel zu den Themen „Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> : Motivation, Herausforderung, Ausblick“, „CO <sub>2</sub> -Abtrennung“ und „Bilanzierung von CO <sub>2</sub> für Prozesse in der chemischen Industrie – Eine methodische Handreichung“ dem Zweck, einen breiten Überblick über die Themen zu erhalten.
Global Roadmap for Implementing CO <sub>2</sub> Utilization (ICEF Roadmap)	2016	(Global CO <sub>2</sub> Initiative und Innovation for Cool Earth Forum 2016)	Darstellung der Hauptprodukte und deren Markt sowie Vorstellung der Firmen, die Technologien zur stofflichen CO <sub>2</sub> -Nutzung entwickeln.
Carbon Capture and Utilization Update	2017	(Al-Mamoori et al. 2017)	Überblick über CCS, CCU und die bevorstehenden Herausforderungen.

Titel	Jahr	Quelle	Kernaussagen / -inhalt in Bezug zum Auftrag
Technology Study: Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry	2017	(Bazzanella und Ausfelder 2017)	Die Studie enthält eine Übersicht über Optionen, wie die europäische chemische Industrie CO <sub>2</sub> -Emissionen einsparen und fossile Rohstoffe substituieren kann. Dabei werden Optionen zur CO <sub>2</sub> -Nutzung beleuchtet. Für die Prozesse werden Angaben zu Kosten, CO <sub>2</sub> -Minderungspotential und Energieaufwand gemacht.
Carbon Dioxide Utilization (CO <sub>2</sub> U) ICEF Roadmap 2.0	2017	(Sandalow et al. 2017)	Das Dokument stellt eine Roadmap zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub> für die Herstellung von Baumaterialien dar.
A review of the catalytic hydrogenation of carbon dioxide into value-added hydrocarbons	2017	(Yang et al. 2017)	Studie zu CO <sub>2</sub> -Nutzung für Kohlenwasserstoffe
CO <sub>2</sub> Utilisation Today - Report 2017	2017	(Zimmermann und Kant 2017)	Die Publikation enthält Ansichten von CCU Experten aus Wissenschaft und Industrie
Zwischenergebnisse: CO <sub>2</sub> Plus – Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis	2018	(Krämer und Hurtig 2018a)	Informationen zu den CO <sub>2</sub> Plus-geförderten Projekten zur stofflichen Nutzung von CO <sub>2</sub>
Technologies and infrastructures underpinning future CO <sub>2</sub> value chains: A comprehensive review and comparative analysis	2018	(Jarvis und Samsatli 2018)	Umfassender Überblick und vergleichende Analyse zu CO <sub>2</sub> -Wertschöpfungsketten
Techno-Economic Assessment & Life-Cycle Assessment Guidelines for CO <sub>2</sub> Utilization	2018	(Zimmerman et al. 2020)	Guidelines, um eine einheitliche Vorgehensweise bei LCA und TEA für Prozesse zur stofflichen Nutzung zu etablieren.
Trends in CO <sub>2</sub> conversion and utilization: A review from process systems perspective	2018	(Rafiee 2018)	Bewertung der Wirtschaftlichkeit von CCU versus CCS.
ICEF2018 Roadmap: Direct Air Capture of Carbon Dioxide	2018	(Sandalow et al. 2018)	Informationen zur CO <sub>2</sub> -Abtrennung aus der Atmosphäre
Methanol Worked Examples for the TEA and LCA Guidelines for CO <sub>2</sub> Utilization	2018	(Michailos et al. 2018)	LCA und TEA Beispiele für stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>
Methanol production from captured CO <sub>2</sub> using hydrogenation and reforming technologies environmental and economic evaluation	2019	(Nguyen und Zondervan 2019)	Informationen zur Herstellung von Methanol mit Einsatz von CO <sub>2</sub>
Carbon dioxide methanation kinetic model on a commercial Ni/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> catalyst	2019	(Champon et al. 2019)	Über die Methanherstellung aus CO <sub>2</sub>

Titel	Jahr	Quelle	Kernaussagen / -inhalt in Bezug zum Auftrag
Recent developments on heterogeneous catalytic CO <sub>2</sub> reduction to methanol	2019	(Israf et al. 2019)	A comprehensive review of heterogeneous catalytic CO <sub>2</sub> reduction to methanol.
CO <sub>2</sub> Plus Roadmap	2019	(Bringezu und Kaiser 2019)	Zukünftige Nutzung von CO <sub>2</sub> als Rohstoffbasis der deutschen Chemie- und Kunststoffindustrie
Environmental and economic assessment of global and German production locations for CO <sub>2</sub> -based methanol and naphtha	2021	(Bringezu und Kaiser 2021)	Ökologische und ökonomische Bewertung von globalen und deutschen Produktionsstandorten für CO <sub>2</sub> -basiertes Methanol und Naphtha

Quelle: eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Die stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> hat zahlreiche Facetten. Bei der Vielzahl an verschiedenen Synthesewegen, Wertschöpfungsketten und Produkten, in denen CO<sub>2</sub> als Rohstoff eingebracht werden kann, beinhaltet die CO<sub>2</sub>-Nutzung Technologieansätze, die nur bedingt miteinander verglichen werden können. Zum Beispiel wurden im Rahmen des EU-geförderten Projekts CarbonNext alleine 71 verschiedene Synthesewege zur CO<sub>2</sub>-Nutzung identifiziert (CarbonNext Deliverable 2.3 2018), die bereits von der Industrie oder Wissenschaft näher untersucht werden.

Unter den etablierten Verfahren bei denen CO<sub>2</sub> als Synthesebaustein in chemischen Reaktionen zum Einsatz kommt, ist z. B. die Kolbe-Schmitt Synthese von Salicylsäure aus Natriumphenolat und Kohlendioxid, die von Adolph Kolbe schon 1860 beschrieben wurde. Dieses Verfahren wird noch heute technisch eingesetzt. Mengenmäßig am bedeutendsten ist die Harnstoffproduktion aus CO<sub>2</sub> und Ammoniak unter hohem Druck. Die jährliche globale Produktionsmenge beträgt seit 2013 relativ konstant ca. 170 Mio. t (International Fertilizer Association 2019). Dabei werden ca. 125 Mio. t CO<sub>2</sub> stofflich genutzt.<sup>1</sup> Das CO<sub>2</sub> wird direkt aus der Synthesegaserzeugung für die Ammoniakproduktion entnommen. Die weltweite Harnstoff-Produktion sollte, nach einer Prognose der IFA zufolge, bis 2021 auf über 200 Mio. t ansteigen (Fertilizer Outlook 2017 – 2021 2017). Die Harnstoffproduktion lag im Jahr 2021 bei ca. 183 Mio. t (Mordor Intelligence 2022a). Weiterhin ist Methanol eine relevante Plattformchemikalie. Die weltweite Produktionskapazität sowie die reale Produktion lagen bei etwa 137 Mio. t/a bzw. über 90 Mio. t/a (Methanol Market Service Asia 2018). Großtechnisch wird Methanol aus Synthesegas (Synthesegas, CO/H<sub>2</sub>-Gemisch) erzeugt. Dabei werden weltweit ca. 2 Mio. t/a CO<sub>2</sub> umgesetzt. Die Herstellung zyklischer Carbonate mit Epoxiden als Reaktionspartner (0,08 Mio. t bzw. 0,04 Mio. t CO<sub>2</sub>) und die Salizylsäure (0,07 Mio. t/a bzw. 0,025 Mio. t/a CO<sub>2</sub>) sind weitere Beispiele etablierter Verfahren zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> (North et al. 2010, S. 2). Diese Verfahren sind, wie beschrieben, schon lange etabliert und werden nicht aus Nachhaltigkeitsgründen genutzt.

Neue Ansätze, um CO<sub>2</sub> als Chemierohstoff für die Synthese von Grund- und Feinchemikalien sowie Polymeren zu nutzen, werden von vielen Akteuren erforscht. Dennoch befinden sich nur wenige Projekte in der Pilot- oder Demonstrationsphase. Die Arbeiten von z. B. *Covestro* und *Novomer* zu Polymeren liegen im höheren TRL-Bereich. Herstellungsverfahren für Dimethylether und Methanol liegen auch in einem TRL höher als 6; die Stoffe können sowohl als Grundchemikalien sowie als Treibstoff genutzt werden.

Im folgenden Abschnitt werden verschiedene Produkte und Verfahren vorgestellt, bei denen CO<sub>2</sub> als Rohstoff eingesetzt wird bzw. genutzt werden könnte. Der Fokus liegt auf den Prozessen mit

<sup>1</sup> Stöchiometrische Rechnung nach der Reaktionsgleichung 15.

höherer Technologiereife, die nachfolgend auch einer vertieften Analyse bezüglich Energiebedarfe und Umweltwirkungen unterzogen werden. Da die größervolumigen CCU Pfade auf der Umsetzung mit Wasserstoff basieren, wird als wichtige Grundvoraussetzung für die Implementierung von CCU Technologien die Verfügbarkeit an Wasserstoff betrachtet. Ein abschließender Teil widmet sich biotechnologischen Routen für CCU.

Die Produkte und Verfahren wurden dabei alphabetisch aufgelistet, da ein Ranking nach TRL, Potential oder Umweltauswirkungen im ersten Abschnitt noch mit Trade-offs behaftet ist und aus Sicht der Autoren eine Reihenfolge gegebenenfalls falsche Impulse oder Erwartungen schüren würde.

## 2 Zusammenfassung und Auswertung bisheriger Studien und Publikationen zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> - Identifizierung von Technologien zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> und korrespondierende Referenztechnologien

### 2.1 Ameisensäure

Durch die Hydrierung von CO<sub>2</sub> entsteht auf der nächsten Stufe Ameisensäure (HCO<sub>2</sub>H). Ameisensäure ist eine Industriechemikalie, die z. B. zur Neutralisation von alkalischen Reaktionsgemischen, zur Gerbung in der Lederindustrie und in der Kunststoffindustrie zur Verklebung von Polyamid genutzt werden kann. Des Weiteren wird Ameisensäure als erfolgsversprechender chemischer Wasserstoffspeicher diskutiert, da diese einfach wieder zu Wasserstoff und CO<sub>2</sub> zerfallen kann und somit einen effizienten und sicheren Wasserstofftransport ermöglicht. Der weltweite Markt für Ameisensäure lag im Jahr 2021 bei rund 870 kt/a (Mordor Intelligence 2022b).

Kleine Demonstrationsanlagen mit einer Kapazität von bis zu 350 kg Ameisensäure im Jahr mit Nutzung von CO<sub>2</sub> wurden bereits erfolgreich getestet. Das entspricht einem TRL von 5. Zu erwähnen ist noch das Projekt „Energieeffiziente Elektrochemie im Mikroreaktor 2.0“, das von der Universität Stuttgart koordiniert wird. Das Ziel des anwendungsorientierten Forschungsprojektes ist es, ein energieeffizientes elektrochemisches Verfahren zur Herstellung von Ameisensäure aus CO<sub>2</sub>-Emissionen zu entwickeln. Die elektrochemische Umwandlung von CO<sub>2</sub> in Ameisensäure soll in Mikroreaktoren erfolgen, und ermöglichen, regenerative Energie wie z. B. Photovoltaik oder Windkraft zu nutzen und zu speichern. Zu einem späteren Zeitpunkt ist geplant, zu evaluieren wie viel CO<sub>2</sub> umgewandelt werden könnte und ob das Verfahren wirtschaftlich relevant für Unternehmen sein kann.

#### 2.1.1 Beschreibung des Prozesses

Die Herstellung von Ameisensäure aus CO<sub>2</sub> verläuft nach Reaktionsgleichung 1 und kann über eine elektrochemische oder eine katalytische Reduktion mittels H<sub>2</sub> erfolgen. Laut von der Assen et al. (von der Assen et al. 2014) hat die CO<sub>2</sub>-Reduktion das Potential, die Emission von ca. 3 t CO<sub>2</sub> pro Tonne erzeugter Ameisensäure zu verhindern.

**Reaktionsgleichung 1:**  $CO_2 + H_2 \rightarrow HCOOH$   
(Reduktion von CO<sub>2</sub> zu Ameisensäure)

---

##### 2.1.1.1 Elektrochemische CO<sub>2</sub>-Reduktion

Die elektrochemische Reduktion von CO<sub>2</sub> zu Ameisensäure befindet sich noch in ihrer frühen Entwicklungsphase und es gibt nur wenige Demonstrationsanlagen. *Det Norske Veritas* GL Norwegen entwickelte 2008 ein Verfahren nach dieser Methode und gründete gemeinsam mit *Brix Berg LLC* die *OCO Inc.* (OCO Inc. 2017). Die angebotene Technologie wird OCOform genannt und wird vom Entwickler mit TRL 6 bewertet (Krumm 2019). Seit 2020 ist eine Anlage in Planung, die mit einer Produktionskapazität von 1000 t pro Tag und Elektrolysemodul erstellt werden soll (U.S. Department of Energy 2020). Die Angaben ließen sich nicht validieren und die Einstufung und Produktionsmenge scheinen zu optimistisch eingestuft.

*Mantra Energy Alternatives Inc.*, ein Tochterunternehmen der *Mantra Venture Group Ltd.*, hat eine ERC-(Electro-Reduction of CO<sub>2</sub>) Anlage in Richmond (Kanada) beim Zementhersteller *Lafarge Canada Inc.* geplant. Die Anlage ist so ausgelegt, dass pro Tag 100 kg CO<sub>2</sub> aus dem

Rauchgas zu Ameisensäure umgesetzt werden können. Pro Tonne eingesetztem CO<sub>2</sub> werden 1,04 t Ameisensäure erzeugt. So ergibt sich eine Gesamtproduktionskapazität von 38 t/a. Die Planungsphase der Anlage wurde 2014 abgeschlossen. Die Umsetzung der Planung, sowie das aktuelle Fortbestehen der *Mantra Energy Alternatives Inc.*, sind jedoch ungewiss. Die *Mantra Venture Group Ltd.* wurde 2017 zur *Spectrum Globas Solutions* umfirmiert. Im Zuge dessen scheint der operative Betrieb der *Mantra Energy Alternatives Inc.* eingestellt worden zu sein (WorldCement 2014).

Weitere Unternehmen, die die Elektroreduktion von CO<sub>2</sub> zu Ameisensäure entwickeln, sind *Avantium Inc.* und *Dioxide Materials*.

*Avantium* akquirierte 2017 die *Liquid Light Inc.*, ein Spin-Off der Princeton Universität, welches 20 Patente hielt (Avantium 2017). Eine Pilotanlage ist geplant. Die Entwicklung verläuft unter dem „Volta“-Programm und befindet sich noch im Labormaßstab (Avantium 2019). Laut Aussage des Geschäftsführers Gruter bedarf es weiterer 2-3 Jahre bis die Technologie skalierbar sein wird (M.S. Reisch, c&en 2018).

*Dioxide Materials* entwickelt und vertreibt ebenfalls elektrochemische Zellen zur elektrochemischen Reduktion von CO<sub>2</sub> zu Ameisensäure. Inwieweit diese Technologie industrielle Reife erlangt hat, kann aktuell noch nicht eingeschätzt werden.

Im Allgemeinen liegen aktuelle Herausforderungen noch darin, einen Elektrokatalysator mit erhöhter Langzeitstabilität und geringem Energieverbrauch zu finden, die Reaktorkonfigurationen zu verbessern und kostengünstige Methoden zur Konzentration von Ameisensäurelösungen zu entwickeln (Pérez-Fortes et al. 2016).

In Rahmen des *VoltaChem Netzwerks*, einem Innovationsprogramm zur Sektorkopplung zwischen Energie und Chemie von TNO (Niederlande), wurde das Industrieprojekt „Power-2-Formic Acid“ erfolgreich durchgeführt (VoltaChem 2019a). Darauf aufbauend begann 2019 die Planung zur Skalierung der Technologie in Form einer Anlage zur Nutzung der CO<sub>2</sub>-Abgase der Müllverbrennungsanlage der Firma Twence BV am Standort Hengelo (VoltaChem 2019b). Die Arbeiten erfolgen im Rahmen des Industrieprojekts *Phecam*.

#### **2.1.1.2 Katalytische Reduktion von CO<sub>2</sub>**

Die technologische Reife der katalytischen Reduktion von CO<sub>2</sub> zu Ameisensäure befindet sich noch im Labormaßstab (TRL 4). Wissenschaftliche Publikationen zu diesem Thema sind aufgrund der großen Bedeutung in großer Vielzahl zu finden. So beschreiben unter anderem Gunasekar und Mitarbeiter aktuelle Entwicklungen und die nutzbaren Katalysatoren (Gunasekar et al. 2016).

#### **2.1.2 Fazit**

Um einschätzen zu können, ob bei der Herstellung von Ameisensäure mit Hilfe von CO<sub>2</sub> keine negativen Umweltauswirkungen abzusehen sind, werden weitere Daten benötigt, wie z. B. zur Lagerhaltung, dem Transport und der Zersetzung. Verglichen mit anderen CO<sub>2</sub>-Trägern wie Methanol ist Ameisensäure schwieriger handhabbar. Dennoch kann gegenwärtig eingeschätzt werden, dass über 95% der CO<sub>2</sub>-Emissionen verhindert werden, welche bei der konventionellen Ameisensäureherstellung entstehen. Wie bei vielen anderen Nutzungspfaden auch, ist es wichtig, dass der benötigte Wasserstoff mit Hilfe von regenerativer Energie hergestellt wird.

In öffentlich verfügbaren Publikationen sind keine expliziten Angaben zu den realen Prozessparametern zu finden. Daten aus den oben genannten Projekten konnten für die öffentliche Nutzung nicht gewonnen werden. Des Weiteren liegen zum aktuellen Zeitpunkt keine

Daten bezüglich Entwicklungen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie der Einsatz von gefährlichen Stoffen vor.

Ameisensäure selbst ist in der CLP Verordnung im Anhang VI gelistet (Europäisches Parlament und Europäischer Rat 2008). Die GHS Einordnung umfasst darüber hinaus weitere Gefahrenklassen für physikalisch-chemisch Gefahren und toxische Gefahren: Entzündbare Flüssigkeiten, Korrosiv gegenüber Metallen, Akute Toxizität oral, Akute Toxizität inhalativ, Ätzwirkung auf die Haut, Schwere Augenschädigung.

## 2.2 Butanol und Hexanol

Das hier beschriebene Fallbeispiel basiert hauptsächlich auf den Projekten *Rheticus I* (BMBF, Verbundvorhabensnummer 01181458/1, Förderkennzeichen 03SF054A und 03SF0548B, 2017-2019) und *Rheticus II* (BMBF, Verbundvorhabensnummer 01191237/1, Förderkennzeichen 03SF0574A und 03SF0574B, 2019-2021) sowie einer daraus hervorgegangenen Nature-Publikation aus dem Jahr 2018 (Haas et al. 2018). Die Rheticus-Projekte werden von den Partnern *Siemens Energy GmbH & Co. KG* und *Evonik Creavis GmbH* durchgeführt und sind aus dem *Kopernikus-Projekt P2X* (BMBF, Verbundvorhabensnummer 01173379/1, Förderkennzeichen 03SFK2Q0, 2016-2019) hervorgegangen (Kopernikus-Projekte 2021).

Weltweit werden etwa 5,23 Mio. t/a Butanol (Fernandez 2022) hergestellt. Butanol und Hexanol werden aktuell hauptsächlich in der Farb- und Lackindustrie, aber auch für chemische Synthesen und als Lösungsmittel genutzt. Insbesondere Butanol wird als Treibstoff der dritten Generation in Erwägung gezogen.

### 2.2.1 Beschreibung des Prozesses

Im Rahmen der hier zuvor genannten Projekte wird die elektrochemische Reduktion von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O mit der bakteriellen Fermentation gekoppelt. Synthesegas (Synthesegas), ein Gemisch aus CO (hergestellt mit einem CO<sub>2</sub>-zu-CO-Elektrolyseur) und H<sub>2</sub> (hergestellt mit einem Wasserelektrolyseur) wird dabei in einem Folgeschritt von anaeroben Bakterien zu Butanol und Hexanol umgesetzt. Der benötigte Strom für den Elektrolyseur wird über eine Photovoltaik-Anlage erzeugt. Der gesamte Prozess versteht sich als technische Umsetzung der künstlichen Photosynthese (Evonik 2018). Mit dem entwickelten Verfahren wird eine Faraday'sche Effizienz von nahezu 100% bezogen auf die Produkte erreicht. Die Faraday'sche Effizienz gibt die Effizienz an, mit der eine Ladung (Elektronen) in einem System übertragen wird, die eine elektrochemische Reaktion ermöglicht. Die Energieeffizienz des Gesamtprozesses einschließlich der PV-Anlage liegt im Bereich von 10%.

Das Verfahrenskonzept sieht einen Wasserelektrolyseur zur H<sub>2</sub>-Bereitstellung und einen CO<sub>2</sub>-Elektrolyseur zur CO<sub>2</sub>-Reduktion vor, welche an einer Silber-basierten Gasdiffusionskathode erfolgt (Reaktionsgleichung 2). Zur Erzeugung einer Tonne Butanol werden etwa 2,5 t CO<sub>2</sub> benötigt. An der Anode (Iridium(IV)oxid-beschichtetes Titan) erfolgt die Oxidation von Wasser zu Sauerstoff nach Reaktionsgleichung 3. Des Weiteren werden ca. 1,25 max. 2 weitere CO<sub>2</sub>-Moleküle durch die nach Reaktionsgleichung 2 entstehenden Hydroxid-Anionen verbraucht (Reaktionsgleichung 4), so dass insgesamt 3 CO<sub>2</sub> eingesetzt werden um 1 CO zu erzeugen. Der Wasserstoff entsteht durch die Reduktion der nach Reaktionsgleichung 3 gebildeten Protonen. Diese Protonen wandern von der Anode zur Kathode und werden dort nach Reaktionsgleichung 5 reduziert. So entsteht an der Kathode ein Gemisch aus CO und H<sub>2</sub>, dessen Verhältnis durch die CO<sub>2</sub>-Flussgeschwindigkeit eingestellt werden kann.

Der geplante Prozess nutzt auf beiden Seiten eine Mischung aus K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> und KHCO<sub>3</sub>. Nach jedem Durchlauf werden die Lösungen gemischt, so dass keine Aufkonzentrierung oder Verdünnung stattfindet und das Ionengleichgewicht eingehalten werden kann.

**Reaktionsgleichung 2:**  $CO_2 + H_2O + 2 e^- \rightarrow CO + 2 OH^-$   
(Kathode: Elektrolytische Reduktion von CO<sub>2</sub>)

**Reaktionsgleichung 3:**  $H_2O \rightarrow 0,5 O_2 + 2 H^+ + 2 e^-$   
(Anode: Elektrolytische Oxidation von Wasser)

**Reaktionsgleichung 4:**  $2 OH^- + 2 CO_2 \rightarrow 2 HCO_3^-$  bzw.  $2 OH^- + CO_2 \rightarrow CO_3^{2-} + H_2O$   
(Kathode - Nebenreaktion: Neutralisation von OH<sup>-</sup> mit CO<sub>2</sub>)

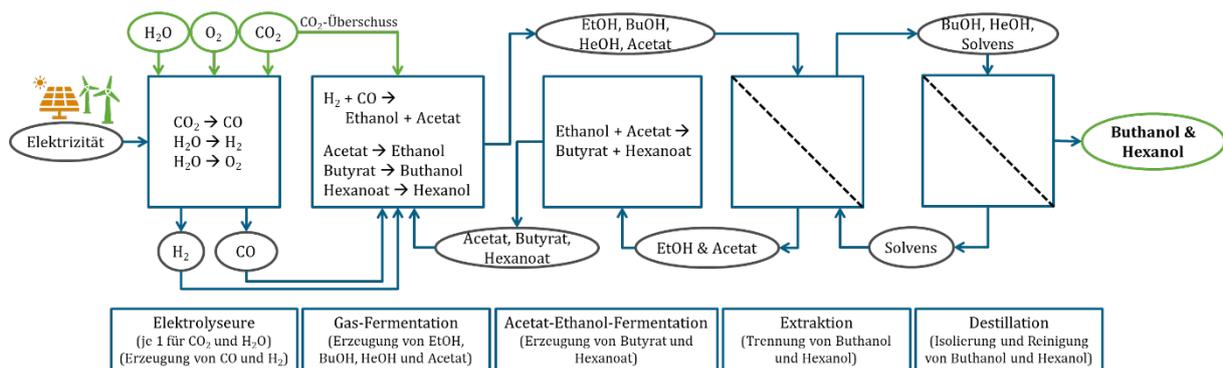
**Reaktionsgleichung 5:**  $2 H^+ + 2 e^- \rightarrow H_2$   
(Kathode - parasitäre Reaktion: Erzeugung von H<sub>2</sub>)

**Reaktionsgleichung 6:**  $CO_3^{2-} + 2 H^+ \rightarrow H_2O + CO_2$  bzw.  $HCO_3^- + H^+ \rightarrow H_2O + CO_2$   
(Anode: Kohlensäuregleichgewicht)

Das Verfahren wurde über 1200 h stabil betrieben und soll bis Ende der Projektlaufzeit von Rheticus II im Pilotmaßstab skaliert werden. Allerdings ohne den CO<sub>2</sub>-Elektrolyseur.

Die Umsetzung des Synthesegases zu Butanol und Hexanol verläuft über eine Zwischenstufe, in welcher der Bakterienstamm *C. autoethanogenum* Essigsäure und Ethanol produziert. Daraufhin werden diese Zwischenprodukte durch *C. kluveri* zu Butyrat und Hexanoat gekoppelt und zuletzt wieder durch *C. autoethanogenum* unter Nutzung von CO und H<sub>2</sub> zu Butanol und Hexanol reduziert. Ein vereinfachtes Prozessschema ist in Abbildung 2 gezeigt.

**Abbildung 2: Vereinfachtes Schema der Stoffströme in einer Rheticus-Anlage.**



Quelle: eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach Zusatzmaterial (supplementary information) aus (Haas et al. 2018)

Für das Verfahren werden in (Haas et al. 2018) eine Vielzahl von Daten zum experimentellen Aufbau angegeben, die hier nicht im Einzelnen aufgeführt werden sollen. Diese Daten umfassen den Aufbau des Elektrolyseurs und der benötigten elektrischen Spannungen, die Zusammensetzung der Nährstofflösungen für die Bakterien, Flussgeschwindigkeiten und Zusammensetzung der Gasmische. Das in Abbildung 2 gezeigte Flussdiagramm und eine detailliertere Beschreibung einer fiktiven Anlage mit einer Jahreskapazität von 10.000 t/a ist in den öffentlich zugänglichen Zusatzinformationen des Artikels zu finden. Dem Artikel zufolge sollen für die technische Umsetzung zwei getrennte Elektrolyseure, je einer für CO<sub>2</sub> und Wasser, genutzt werden, was die energieeffizienteste Verfahrensvariante darstellt. Der CO<sub>2</sub>-Elektrolyseur würde eine Leistung von 8,2 MW bei 3,9 V benötigen. Analog benötigt der

Wasserelektrolyseur eine Leistung von 17,3 MW bei 2,0 V. Der Gesamtenergiebedarf beläuft sich somit auf 25,5 MW und könnte über Photovoltaikmodule (14,6 Hektar) abgedeckt werden. Eine 5- bis 10-fach größere Fläche wird benötigt, wenn Tag-Nacht-Zyklen, Lage und Wetter in Betracht gezogen werden.

### 2.2.2 Fazit

Das Verfahren ist noch in der Entwicklungsphase und wird aktuell noch mit TRL 3-4 bewertet. Jedoch ist das Rheticus II Projekt erst gestartet und eine solide Planung bzw. Rechnung zur Skalierung wurde erstellt. Es ist davon auszugehen, dass die Technologie zum Ende des Projekts TRL 5-6 erreichen kann. Dies gilt für 300 cm<sup>2</sup> Zelle, die jedoch in dieser Form noch nicht für die geplante Anwendung im industriellen Maßstab geeignet ist. Die aktuell vorliegenden Daten sind teilweise zugänglich. Dennoch ist zum aktuellen Zeitpunkt eine verlässliche LCA noch nicht möglich. Somit können anhand der oben genannten Daten keine Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie der Einsatz von gefährlichen Stoffen gemacht werden.

## 2.3 Carbonate (anorganisch)

Eine weitere vielversprechende Möglichkeit CO<sub>2</sub> stofflich zu nutzen, bietet die Bauindustrie. CO<sub>2</sub> kann mit Silikaten und oxidischen Mineralien in anorganische Carbonate eingebunden werden, die wiederum für Baumaterialien wie z. B. Zement und somit auch als Bindemittel zur Herstellung von Beton Verwendung finden können. Diese Art der stofflichen Nutzung ist eine nachhaltige Senke von CO<sub>2</sub>, da die gebildeten Carbonate über geologische Zeiträume stabil bleiben. Dieser natürliche Prozess findet in der Natur sehr langsam statt und bindet jährlich viele Millionen Tonnen CO<sub>2</sub>. Bei der technischen Anwendung muss der Prozess stark beschleunigt werden, um für eine industrielle Nutzung in Frage zu kommen.

Des Weiteren gehört z. B. Natriumcarbonat zu den anorganischen Carbonaten (Soda, Flussmittel in der Glasindustrie, Flotations- und Entschwefelungsmittel in der Eisen- und Stahlfertigung, Aufschluss- und Bleichmittel in der Papierindustrie, Gerbmittel in der Lederfertigung). Calciumcarbonat (Kalkstein) oder Kaliumcarbonat finden beispielsweise in pharmazeutischen Produkten Verwendung. Die Herstellung mit CO<sub>2</sub> wird bereits heute angewandt, wenn hohe Anforderungen an die Reinheit gestellt werden (Zevenhoven 2006).

Das britische Unternehmen *Carbon8* behandelt industrielle Abfälle, wie z. B. kontaminierter Boden, Schlacke aus der Stahlherstellung, Galligu aus der Seifenherstellung, Bohrklein aus der Nordsee, Rückstände aus Zementöfen, Schlämme aus der Wasseraufbereitung, (Schlick-)Sand, Brandkalk, Steinbruch-Rückstände, Asche, Zement-Ofenstaub oder Abraum aus dem Bergbau, mit CO<sub>2</sub> zur Erzeugung von Mineralien, die als Betonaggregat oder Baustoff genutzt werden können. Das patentierte Verfahren (WO 2007/096671 A1) Accelerated Carbonation Technology (ACT) (Production of Secondary Aggregates 2007) bietet eine schnelle und günstige Möglichkeit, Abfälle und Mineralien zu verarbeiten. Die Carbonatisierung geschieht während eines 15-minütigen Prozesses. Während des Prozesses werden die Edukte durch die Verfahrensschritte Wälzen des Materials und Zugabe von Feuchtigkeit und Kohlendioxid carbonatisiert. Bei der Behandlung werden die reaktiven Bestandteile des zu karbonisierenden Mediums durch gründliches Mischen mechanisch aktiviert. Anschließend werden die Reaktionsprodukte entfernt, um eine neue reaktive Oberfläche freizulegen. Das CO<sub>2</sub>-Produkt kann als Beton, technisch entwickeltes Schüttgut oder Baumaterialien mit spezialisierten Eigenschaften verwendet werden. Laut *Carbon8* bekommen die Produkte in Deutschland keine Zulassung, da einige der Inhaltsstoffe von den deutschen Behörden auf ihre Umweltverträglichkeit hin als bedenklich eingestuft werden. Um welche Inhaltsstoffe es sich handelt ist uns nicht bekannt. Des

Weiteren ist nicht bekannt, ob die Ablehnungsgründe tatsächlich die Umweltauswirkungen betreffen, wie z. B. Freisetzraten oder Flugaschen, oder das Baumaterial nicht die nötige Qualität erreicht. Laut Deutsches Institut für Bautechnik, das für die Zulassungen von neuartigen Baumaterialien im Bereich Zement/Beton zuständig ist, wurde keine Zulassung von *Carbon8* beantragt. In England hat *Carbon8* zwei Anlagen installiert. In Brandon, Suffolk produziert *Carbon8* Zuschlagsstoffe mit einer Kapazität von 30.000 Tonnen APCr (Air Pollution Control residues - gefährlicher Abfall aus der Verbrennung fester Siedlungsabfälle) pro Jahr. Eine weitere Anlage existiert in Avonmouth bei Bristol. Des Weiteren ist eine Anlage in Duiven bei Rotterdam, NL, geplant. Am Standort sollen in einem Pilotprojekt 100 Tonnen eines Bauprodukts zur Validierung und Verwendung produziert werden, wobei die Möglichkeit besteht, in Zukunft mehr CO<sub>2</sub> aus der Anlage zu verwenden. In Duiven wird ein sog. CO<sub>2</sub>ntainer von *Carbon8* Systems das CO<sub>2</sub> aus den Rauchgasen eines Ersatzbrennstoffkraftwerks (Energy-from-Waste-(EfW)-Anlage) nutzen, das normalerweise in die Atmosphäre emittiert würde. Ferner wurde angekündigt, einen kommerziellen Vertrag mit der Vicat-Gruppe in 2020 geschlossen zu haben. Hier soll ein Zementwerk in Frankreich mit einem *Carbon8*-Container ausgestattet werden.

Das Unternehmen Reconval aus Belgien stellt mit Hilfe von CO<sub>2</sub> Granulate her, die z. B. für den Straßenbau genutzt werden können. Auch die Unternehmen *HeidelbergCement*, *Shell*, *Lafarge*, *Saint Gobain* und *ArcelorMittal* forschen daran, CO<sub>2</sub> in Baumaterialien einzubinden. In Deutschland fördert das BMBF das Projekt CO<sub>2</sub>MIN, das von *HeidelbergCement* koordiniert wird. Ziel des CO<sub>2</sub>MIN-Projekts war es, ein mögliches Ausgangsmaterial für die CO<sub>2</sub>-Mineralisierung zu finden und zu charakterisieren. Dabei sollten die optimalen Bedingungen für den maximalen Carbonatisierungsgrad von Magnesiumsilikaten bestimmt werden und Anwendungen des Produktes in der Zementindustrie zu bewerten. Unter anderem wurde das Mineral Olivin evaluiert, das in vielen Teilen Europas und Asien vorkommt und gut für die Kohlendioxidbindung geeignet ist. In Deutschland wurden in Basaltproben lediglich geringe Anteile an magnesiareichen Phasen gefunden. Dennoch gibt es in Ländern wie Deutschland Sekundärressourcen wie Stahlschlacken, Flugaschen und Filteraschen, die aufgrund ihres hohen CaO-Gehalts ein Potenzial zur CO<sub>2</sub>-Carbonatisierung aufweisen. Allerdings werden diese Sekundärrohstoffe vermutlich in der Zukunft in geringerem Umfang zur Verfügung stehen (Kremer et al. 2019).

Des Weiteren werden im Rahmen der neuen BMBF-Fördermaßnahme CO<sub>2</sub>-WIN Projekte gefördert, die das Ziel haben, anorganische Carbonate herzustellen, um CO<sub>2</sub> zu binden (siehe Projektliste).

Ein CO<sub>2</sub>-Gasstrom kann durch eine wässrige Lösung von Natriumhydroxid geleitet werden, um Natriumcarbonat, Natriumhydrogencarbonat oder eine Mischung aus beiden herzustellen. Weitere Produkte können durch die Kombination von Chlor mit Wasser zur Herstellung von hypochloriger Säure erreicht werden, wodurch diese zu Salzsäure zerfällt und dann mit diesem mit dem abgetrennten Ca<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> zu CaCl<sub>2</sub> vermischt werden. Eine von *Carbonfree Chemicals* in San Antonio, Texas, betriebene Demonstrationsanlage zur Herstellung von Natriumhydrogencarbonat, Salzsäure, Natriumhydroxid und Natriumhypochlorit (Bleiche) wird voraussichtlich 75.000 Tonnen CO<sub>2</sub> jährlich abfangen (Heyn et al. 2015). Der technologische Reifegrad dieses Verfahrens zur Herstellung von anorganischen Carbonaten liegt bei 6 – 8.

Des Weiteren generiert das Unternehmen *Mineral Carbonation International (MCi)* aus Canberra, Australien, aktuell starke Aufmerksamkeit. Das Start-up hat eine Demonstrationsanlage, die mit einem TRL von 6 bewertet wird, in Newcastle aufgebaut. Das Unternehmen nutzt Kalzium- oder magnesiumhaltige alkalische Abfälle, die durch Mahlen, thermische Behandlung und einen Slurry-Prozess aufbereitet werden und CO<sub>2</sub>, das aus der Ammoniakanlage von Orica

abgeschieden wird. Das CO<sub>2</sub> wird dabei in einem kontinuierlichen Prozess durch die Industrieabfälle geblasen. Dabei entstehen Produkte wie Kieselerde, Carbonate und Metalloxide, die in der Bauindustrie zum Einsatz kommen können. *MCi* hat im Rahmen eines Start-up-Wettbewerbs für Klimalösungen während der COP26 in Glasgow unter 2700 Mitbewerbern den ersten Preis gewonnen. Das erklärte Ziel von *MCi* ist es, die Technologie so zu skalieren, dass 1 Milliarde Tonnen CO<sub>2</sub> pro Jahr in Bau- und Industrieprodukten für die Kreislaufwirtschaft gebunden werden.

### 2.3.1 Beschreibung des Prozesses

Natriumhydrogencarbonat wird in einem zweistufigen Prozess hergestellt. Zuerst erfolgt eine Carbonatisierung von Natriumhydroxid zu Natriumcarbonat, dann eine Carbonatisierung zu Natriumhydrogencarbonat. Die dazugehörigen Reaktionsgleichungen sind in Reaktionsgleichung 7 und Reaktionsgleichung 8 dargestellt. Das Natriumhydroxid fällt als Nebenprodukt der Chloralkalielektrolyse an. Eine alternative Herstellung geht über die Umsetzung von Soda mit gelöschtem Kalk. Allerdings fallen bei der Herstellung von Soda nach dem Solvay-Verfahren (siehe Kapitel 3.1.5.3) ebenfalls CO<sub>2</sub>-Emissionen an. Pro Tonne Natriumhydrogencarbonat werden stöchiometrisch 0,524 Tonnen CO<sub>2</sub> gebunden. Die Reaktion CaOH bzw. CaO verläuft ähnlich. Hierbei reagiert CaO mit CO<sub>2</sub> zu CaCO<sub>3</sub>.

**Reaktionsgleichung 7:**  $CO_2 + 2 NaOH \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O$   
(Carbonatisierung von Natriumhydroxid)

**Reaktionsgleichung 8:**  $Na_2CO_3 + H_2O + CO_2 \rightarrow 2 NaHCO_3$   
(Carbonatisierung von Natriumcarbonat)

---

### 2.3.2 Fazit

Ein großer Vorteil der CO<sub>2</sub>-Carbonatisierung kann darin liegen, dass das CO<sub>2</sub> nicht in die Atmosphäre gelangt, sondern im Produkt in ähnlichen Zeiträumen wie CCS gebunden bleibt. Neben der angestrebten positiven Umweltwirkung könnte dies auch einen wirtschaftlichen Anreiz mit sich bringen, da die CO<sub>2</sub>-Einsparungen gegebenenfalls im EU-ETS angerechnet werden könnten. Seit 2017 ist ein Urteil des Europäischen Gerichtshof rechtskräftig. Dies erlaubt der Firma Schäfer-Kalk GmbH aus Hühnstätten, dass das genutzte CO<sub>2</sub> für gefällttes Calciumcarbonat in der Kalkindustrie nicht über Zertifikate abgerechnet werden muss.

Insgesamt muss bei der CO<sub>2</sub>-Fußabdruck-Bewertung berücksichtigt werden, dass bei der Mineralisierung gegebenenfalls energieintensive Verfahren für die Aufbereitung nötig sind, wie z. B. Mahlen und die Reaktion bei hohen Temperaturen. Dennoch wird diesem Bereich der CO<sub>2</sub>-Nutzung ein sehr hohes Potential zugerechnet, da Zement der meistgenutzte Werkstoff weltweit ist. Die Zementindustrie hat ein großes Interesse, den eigenen CO<sub>2</sub>-Ausstoß zu minimieren, denn 8% der gesamten CO<sub>2</sub>-Emissionen werden der Zementindustrie zugeschrieben (Bellmann 2019). Eine Limitierung ist die Verfügbarkeit von natürlichen Mineralien, wie z. B. Olivin, die für die CO<sub>2</sub>-Carbonatisierung in Frage kommen.

Gerade in Deutschland ist die Thematik vergleichsweise neu. Aber durch die ersten Projekte, die in den letzten Jahren durchgeführt wurden, sind auch erste Aktivitäten von verschiedenen Ökobilanzierern zu verzeichnen. Die RWTH Aachen arbeitet momentan an der Bewertung von sogenannten Mineralisierungs-Pfaden. Weitere Aktivitäten sind in USA, Australien und Singapur zu verzeichnen.

Zum aktuellen Zeitpunkt können keine Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen gemacht werden.

## 2.4 Carbonate (organisch, zyklisch)

Ein weiterer etablierter CO<sub>2</sub>-Nutzungspfad ist die Synthese von zyklischen Carbonaten. Bei dem Herstellungsprozess reagieren Epoxide mit CO<sub>2</sub>. Zyklische Carbonate werden seit den 1950er Jahren kommerziell synthetisiert und gewinnen aufgrund ihrer vielfältigen Einsatzmöglichkeiten immer mehr an kommerzieller Bedeutung. Zyklische Carbonate werden als Lösemittel, Elektrolyte für Lithium-Ionen-Batterien und als Zwischenprodukte für die Polymersynthese genutzt. Die wichtigsten Vertreter sind *Ethylencarbonat* und *Propylencarbonat*, welche den Großteil der jährlichen Produktionsmenge von zyklischen Carbonaten (ca. 80.000 Tonnen weltweit) ausmachen. Dabei werden ca. 40.000 Tonnen CO<sub>2</sub> umgesetzt.

Insbesondere **Polypropylencarbonat** (PPC) findet eine vielseitige Anwendung. Es wird in Epoxidharzen verwendet, um ihre Widerstandsfähigkeit zu erhöhen und Kompositmaterialien aus Propylencarbonat und Stärke werden als bioabbaubare Kunststoffe verwendet. In der Keramikindustrie wird PPC als Binder eingesetzt, wobei es jedoch während des Sinterprozesses zersetzt wird und entweicht, sodass bei dieser speziellen Anwendung eine deutlich kürzere Bindung des CO<sub>2</sub> besteht.

Für die Herstellung organischer Carbonate werden gegenwärtig unterschiedliche alternative Prozessrouten erforscht, wie in Ausfelder et al. (Ausfelder et al. 2019a) dargelegt wurde. Erste alternative Routen, die CO<sub>2</sub> und Propylenoxid als Edukte nutzten, wurden in den 1950ern entdeckt. Der Prozess lief damals bei Temperaturen zwischen 150-170 °C und Drücken von 70 bis 100 bar ab (Mikkelsen et al. 2010). Seitdem wird stetig an der Weiterentwicklung von Katalysatoren geforscht, die effizienter, selektiver, robuster gegenüber unreinen CO<sub>2</sub>-Quellen und auch niedrigeren CO<sub>2</sub>-Drücken bzw. Konzentrationen aktiver sind. Gegenwärtig werden vorzugsweise Metallhalogenide der Übergangsmetalle verwendet.

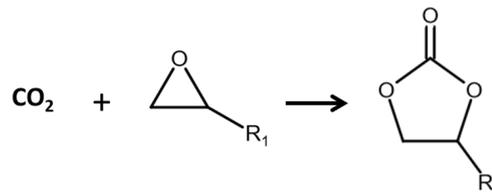
Trotz aktueller Forschungsarbeiten ist die Datenlage insgesamt dennoch als schlecht einzustufen. Genauere Details zum Ablauf des Prozesses sind kaum dokumentiert, gerade die Angabe der benötigten Menge an elektrischer Energie für den Prozess ist schwer zugänglich.

*Ethylencarbonat* wird als Elektrolyt in Lithium-Ionen-Batterien eingesetzt, deren Markt immer größer wird. Es wird auch als Lösungsmittel beim Polyacrylnitrilspinnen und als Edukt für die Synthese verschiedener Heterozyklen verwendet (Chemie.de 2022). Heterozyklen wiederum sind in nahezu allen Bereichen der organischen Chemie anzutreffen, insbesondere ein Großteil der pharmazeutischer Wirkstoffe basiert auf Heterozyklen (Baumann et al. 2011).

*Propylencarbonat* hat ähnliche Anwendungen und wird auch als Weichmacher eingesetzt. verwendet (Chemie.de 2022). *Glycerincarbonat* ist eine aufkommende grüne Chemikalie, die als Lösungsmittel, Netzmittel in kosmetischen Formulierungen, Träger in pharmazeutischen Formulierungen, zur Herstellung von Zwischenprodukten wie Glycidol, zur Herstellung von Polyglycerinen, zur Synthese von Polycarbonaten und Isocyanaten verwendet wird (Max-Planck-Institut für chemische Energiekonversion 2018). Letztere sind u. a. Ausgangsstoffe zur Herstellung von PUR-Schäumen. Somit könnte das in Kapitel 2.9 beschriebene Polyurethan-Herstellungsverfahren bzgl. der CO<sub>2</sub>-Nutzung weiter intensiviert werden. Seine potenzielle Rolle bei der Herstellung von Monomeren, die bei der Herstellung von Nicht-Isocyanat-Polyurethanen nützlich sind (wodurch die Verwendung der toxischen Isocyanatmonomere vermieden wird), wird ebenfalls untersucht.

### 2.4.1 Beschreibung des Prozesses

Zyklische Carbonate können aus CO<sub>2</sub> auf vier verschiedenen Wegen hergestellt werden: die Reaktion zwischen CO<sub>2</sub> und einem Epoxid (wie Ethylenoxid), einem Diol (wie Ethylenglykol), einem Monohalogenhydrin (wie 2-Chlorethanol) oder einem Olefin (wie Ethylen). Epoxid-Route: Obwohl mit Phosgen komplexere Carbonate hergestellt werden, wurden die einfachen, aber industriell wichtigen zyklischen Carbonate Ethylen- und Propylencarbonat durch die Reaktion zwischen dem Epoxid Ethylen- (oder Propylen-) Oxid und CO<sub>2</sub> kommerziell hergestellt. Styroloxid und Cyclohexenoxid können ebenfalls die gleiche Reaktion auf ihre jeweiligen Carbonate eingehen. Die folgende Reaktionsgleichung 9 zeigt die generelle Herstellung zyklischer Carbonate aus CO<sub>2</sub> und Epoxiden.



Reaktionsgleichung 9:

(Herstellung zyklischer Carbonate aus CO<sub>2</sub> und Epoxiden, R = H, CH<sub>3</sub>)

Aufgrund der langen Zeit in der kommerziellen Produktion wurde viel an der Optimierung der Katalysatoren geforscht. Das Sortiment umfasst die traditionellen, einfachen Phosphonium- oder Ammoniumsalze, metallorganische Komplexe, Übergangsmetalle, die durch große Makrozyklen komplexiert werden, und ionische Flüssigkeiten. Es gibt auch rein heterogene Katalysatoren auf Basis von Metalloxiden sowie Trägerkatalysatoren basierend auf oben genannten Verbindungen. Die Bemühungen, Katalysatoren zu entwickeln welche selektiver, robuster gegenüber unreinen CO<sub>2</sub>-Quellen und aktiver bei niedrigen CO<sub>2</sub>-Drücken oder -Konzentrationen sind, gehen weiter.

Unabhängig von der Art des Katalysators hat ein erfolgreicher Katalysator einen Aspekt der Bifunktionalität, d. h. sowohl nucleophil als auch elektrophil, sauer und basisch, kationisch und anionisch. Diese Bifunktionalität spielt eine wichtige Rolle bei der Aktivierung und Reaktion des Epoxids. Im Allgemeinen wird das Epoxid durch den kationischen oder elektrophilen Teil des Katalysators aktiviert. Der anionische oder nucleophile Teil des Katalysators öffnet dann das Epoxid und CO<sub>2</sub> wird zu einem linearen Carbonat eingesetzt. Der Katalysator bewirkt, dass sich der Ring schließt und ein zyklisches Carbonat bildet.

Die zentrale Herausforderung an die Epoxidroute ist die energieeffiziente Synthese der Ausgangsepoxide - das sind hochenergetische Reaktanden, deren Herstellung energieintensiv ist. Neue synthetische Wege zur Direktsynthese von zyklischen Carbonaten aus Olefinen und CO<sub>2</sub> sind möglich.

Polyol-Route: Kohlendioxid reagiert mit Diolen zu 5-gliedrigen zyklischen Carbonaten. Die in dieser Reaktion verwendeten Diole sind in erster Linie Ethylenglykol, Propylenglykol und Glycerin, aber die Mehrheit der Berichte untersucht nur die Reaktion von Propylenglykol zu Propylencarbonat.

Wie in Reaktionsgleichung 10 dargestellt, beinhaltet die Reaktion von CO<sub>2</sub> mit dem Diol die Co-Produktion von H<sub>2</sub>O und leidet unter einer kleinen Gleichgewichtskonstante, was zu niedrigen Produktausbeuten führt.

**Reaktionsgleichung 10:  $CO_2 + HO(CH_2)_2OH \rightleftharpoons (CH_2O)_2CO + H_2O$**   
**(Reaktion von CO<sub>2</sub> mit Ethylenoxid)**

Die Wirksamkeit der Katalysatoren lässt sich zwischen denen unterscheiden, die ohne zusätzliche Wasserfallen wie Acetonitril (MeCN) aktiv sind, und solchen, die solche Gleichgewichtsverschiebungshilfen benötigen, um eine Carbonatbildung zu beobachten. Ohne den Einsatz von Wasserfallen wie MeCN liegen die Carbonatausbeuten meist nur bei wenigen Prozent, wobei die Ausbeuten von Ethylencarbonat oft etwa halb so hoch sind wie bei Propylencarbonat. Metallsäureester bilden die am häufigsten untersuchten Katalysatoren für die Synthese von Propylencarbonat in Gegenwart von MeCN, wobei mit Zn(OAc)<sub>2</sub> Ausbeuten von bis zu 19% berichtet werden. Aufgrund der oben beschriebenen Probleme scheint die Glykol-Carbonat-Route nicht über die kleine Pilotphase der Anlage hinaus entwickelt worden zu sein. Zumindest ist den Autoren keine andere Anwendung bekannt.

Interessanterweise ist die gleiche Reaktion, jedoch in umgekehrter Richtung (wobei Ethylencarbonat wieder zu Ethylenglykol hydrolysiert wird) die Grundlage für den Omega-Prozess, den Shell im Umfang von 750.000 Tonnen pro Jahr betreibt und an andere Hersteller von Ethylenglykol lizenziert.

Monohalohydrin-Route: CO<sub>2</sub> reagiert mit Monohalogenhydrinen (z. B. 2-Chlorethanol, 3-Chlor-1,2-propandiol) zu zyklischen Carbonaten wie Ethylen-, Propylen- oder Glycerincarbonat. Die Technologie funktioniert nachweislich im Labormaßstab mit Ausbeuten zwischen 85-90% unter Verwendung von tertiären Aminen als CO<sub>2</sub>-Fixier- und Aktivierungsmittel, Drücken bis zu 50 atm und Temperaturen unter 100 °C. Die Monohalogenhydrin-Ausgangsstoffe können aus Diol und der entsprechenden Halogenwasserstoffsäure synthetisiert werden. Der TRL liegt aktuell bei 4-5.

Die Herausforderung besteht darin, den Energieverbrauch zu senken, indem man synthetische Strategien für niedrigere Drücke (unter 15 atm) und Temperaturen (unter 80 °C) entwickelt und gleichzeitig hohe Erträge erzielt. Auch die Entwicklung eines effizienten Katalysatortrennverfahrens, mit dem die teuren Katalysatoren recycelt werden können, würde den Fortschritt bei der Machbarkeitsstudie im Technikumsmaßstab unterstützen.

Olefin-Route: Eine weitere, viel weniger untersuchte Reaktion zur Synthese zyklischer Carbonate ist die direkte oxidative Carboxylierung eines Olefins wie Ethylen. Diese Reaktion ist praktisch die Synthese eines Epoxids aus dem benötigten Olefin, gefolgt von einer ringförmigen Carboxylierungsreaktion. Die Herausforderung besteht darin, ein System zu entwickeln, das es ermöglicht, sowohl die Epoxidierung als auch die Carboxylierung in einem einzigen Reaktionsgefäß durchzuführen.

Homogene Katalysatoren wurden entwickelt, die Styrol in sein Carbonat mit einer Mischung aus CO<sub>2</sub> und O<sub>2</sub> umwandeln können, wobei 20-30% der Ausbeuten des Carbonats erhalten wurden, aber die Reaktion war nicht selektiv mit mehreren Produkten, die hergestellt wurden. Während die homogenen Katalysatorsysteme tendenziell gute Aktivitäten aufweisen, haben ihre kurzen Lebensdauern und Fragen der Trennung und des Recyclings zur Suche nach heterogenen Katalysatoren für die gleiche Reaktion geführt. Viele der untersuchten heterogenen Katalysatoren sind binäre Systeme, die auf einem Epoxidkatalysator und einem Carboxylierungskatalysator basieren (Bazzanella und Krämer 2017).

#### 2.4.2 Fazit

Die Umweltauswirkungen im Zusammenhang mit der Herstellung von zyklischen Carbonaten hängen vor allen Dingen von den Edukten ab, die mit CO<sub>2</sub> reagieren sollen. Gerade die Herstellung von Epoxiden ist sehr energieintensiv. Wie das Beispiel von Covestro zeigt, konnten

die CO<sub>2</sub>-Emissionen bei der Herstellung von Polyolen mit Hilfe von CO<sub>2</sub> deutlich gesenkt werden, da das CO<sub>2</sub> Epoxide ersetzt. Die Umweltauswirkungen im Vergleich zur Herstellung von konventionell synthetisierten zyklischen Carbonaten aus fossilen Rohstoffen unterscheiden sich bzgl. der benötigten Hilfsmittel, Anfall von Abfällen, Rückgewinnung und Wiederverwertung von Stoffen und Abfällen, Emissionen im Boden, Wasser und Luft, Einsatz gefährlicher Stoffe nicht grundlegend, da die Produktionsanlage nicht substanziell geändert werden müsste. Hier kann eine Ökobilanzierung (LCA - Life Cycle Assessment) helfen, herauszufinden, ob die Unterschiede relevant sind. Bei allen oben beschriebenen Pfaden zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> werden 0,5 Tonnen CO<sub>2</sub> für die Produktion von z. B. einer 1 Tonne Propylencarbonat benötigt.

Da die Produktionsmengen von zyklischen Carbonaten sehr gering sind, liegt das allgemeine Interesse nicht auf diesen CO<sub>2</sub>-Nutzungspfaden. Bisher wurden zu diesen Produkten noch keine LCA-Ergebnisse veröffentlicht. Des Weiteren stehen keine validen Daten zur Verfügung, einerseits, da viele Prozesse dem Betriebsgeheimnis unterliegen, andererseits weil die weiteren Prozesse, die nicht Epoxide als Reaktionspartner nutzen, einen TRL von 5 noch nicht überschritten haben.

## 2.5 CCU Prozesse zur Herstellung von Ethylen

Ethylen (oder Ethen) bildet mit einer weltweiten Jahresproduktion von 140 Mio. t den produktionsstärksten, kohlenstoffbasierten Chemierohstoff überhaupt. In Deutschland beträgt die aktuelle Jahresproduktion in 2021 5,2 Mio. t (VCI 2023a). Ethylen wird umfangreich zum Einsatz als Edukt für die Produktion von Polyethylen, Ethylenchlorid, Ethylenoxid, Styrol und anderen Grundstoffen verwendet. Insgesamt wird rund 75% des Ethylens für die Herstellung unterschiedlicher Kunststoffe verwendet. Ethylen fällt als Koppelprodukt beim thermischen oder katalytischen Cracken von Kohlenwasserstoffen an. Als Kohlenstoffquellen dienen dabei meist Erdgas, Naphtha oder höhersiedende Destillatschnitte. Eine weitere mögliche technische Route ist die Dehydrierung von Ethan aus Schiefergas. Eine fossilfreie Herstellung von Ethylen mit Hilfe erneuerbaren Stroms würde folglich weitreichende positive Folgen für eine der meistgenutzten Chemikalien der chemischen Industrie und die weitere Bereitstellung von Kunststoffen haben.

Aktuell werden unterschiedliche Verfahren für eine fossilfreie Herstellung von Ethylen erforscht. Dazu gehören die einstufige elektrochemische Herstellung, sowie die mehrstufigen Verfahren über Methanol sowie die einer abgewandelten Fischer-Tropsch-Synthese, die eine direkte Umsetzung von CO/H<sub>2</sub> in kurzkettige Olefine durch Laborversuche versprechen, sowie die Umsetzung von Bioethanol.

### 2.5.1 Ethylen über das einstufige elektrochemische Verfahren

Aktuelle Forschungsanstrengungen zielen darauf ab, Ethylen über das einstufige elektrochemische Verfahren der Elektrolyse bereitzustellen. Die Elektrolysetechnologie wird bereits jetzt als vielseitiges Werkzeug genutzt und weiter erforscht, da es die Möglichkeit bietet, aus erneuerbarem Strom und weiteren Stoffen, wie CO<sub>2</sub>, einen Teil des Produktspektrums der chemischen Industrie erneuerbar und in wenigen Verfahrensschritten bereitzustellen. Das Verfahren entspricht den Grundprinzipien einer typischen Elektrolyse; in diesem Fall wird Wasser und CO<sub>2</sub> in die Elektrolysezelle eingespeist. Dabei entsteht an der Kathode das gewünschte Ethylen aus der Reduktion von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O. Es konnten hohe Ausbeuten von Ethylen erzielt werden, wobei jedoch weitere Nebenprodukte entstehen wie H<sub>2</sub>, CO und andere C<sub>2+</sub>-Produkte. Auf der Anodenseite entsteht Sauerstoff. Die Produkte werden durch eine Membran abgetrennt und das Wasser und CO<sub>2</sub> zurückgeführt. Die Produkte (Ethylen, Ethanol,

H<sub>2</sub>, CO, Propanol) liegen anschließend in einem Gemisch vor, welches im Anschluss weiter in seine einzelnen Fraktionen aufgetrennt werden müsste.

Gegenwärtig steckt die Technologie zur elektrochemischen Erzeugung von Ethylen noch in den Kinderschuhen und ist mit einem TRL von 3 zu bewerten. Nach aktuellem Kenntnisstand beschränkt sich die Forschungsarbeit in Deutschland bisher auf ein vom BMBF gefördertes Projekt eEthylen (Förderkennzeichen 033RC004). Übergeordnetes Ziel dieses Projektes war es, das Verfahren in seinen Grundlagen zu untersuchen und geeignete Elektrodenmaterialien zu identifizieren, wobei Kupfer-Katalysatoren verwendet wurden. Dabei wurden Laborzellen im Maßstab von ca. 2 cm<sup>2</sup> in Handarbeit hergestellt und auf ihre grundsätzlichen elektrochemischen Eigenschaften hinsichtlich der Ethylengenerierung getestet. Obwohl einige Informationen zu den Laborzellen vorliegen, lassen die Werte kaum auf eine mögliche spätere Zelle im relevanten Industriemaßstab schließen, da eine direkte Hochskalierung von Labordaten nicht möglich ist. Folglich können an dieser Stelle keine konkreten Umweltaspekte aufgezeigt werden, da noch viel Forschungsarbeit zu leisten ist, bevor eine Pilot- oder Demonstrationsanlage errichtet werden kann. Die dargelegten Informationen hinsichtlich Prozessbeschreibung, sowie auch die damit verbundenen Umweltaspekte beziehen sich daher auf die Laborzelle. Deshalb sind diese Ergebnisse mit den Darstellungen der fossilen Referenz, sowie den alternativen Ethylen-Produktionsrouten kaum vergleichbar, da für die anderen Routen bereits Anlagen in relevantem Maßstab existieren.

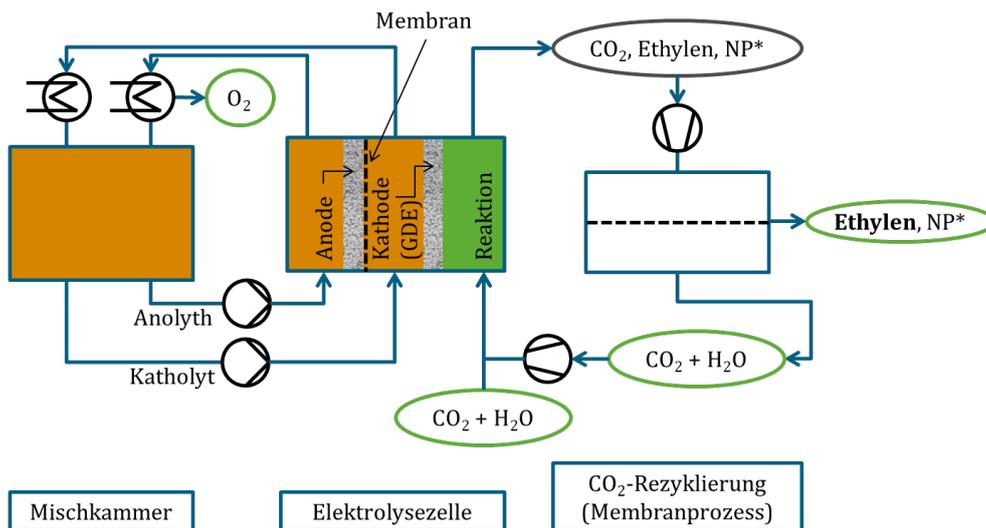
Der Großteil der oben genannten Daten wurde im Rahmen des BMBF-geförderten Projekts „eEthylen“ veröffentlicht. Die Abbildung 3 zeigt die schematische Darstellung der Direktelektrolyse von Ethylen, wie sie im eEthylen-Projekt verfolgt wird. Wie oben bereits erwähnt, wird die eEthylen-Route mit TRL 3 bewertet, aus diesem Grund sind wenige Daten zu dem Prozess verfügbar. Um eine vollständige Analyse durchführen zu können, müssten verschiedene Szenarien betrachtet werden. Dabei spielen die folgenden Faktoren eine wichtige Rolle:

- ▶ Herkunft des CO<sub>2</sub>
- ▶ Abscheideprozess des CO<sub>2</sub> und
- ▶ Herkunft der elektrischen Energie (Strommix oder 100% erneuerbar).

Für den Prozess wurde bei einer LCA ein Primärenergiebedarf (KEA) pro funktionale Einheit (1 kg Ethylen) für die Kupfer-Förderung + Raffination (13.5 kWh/kg) 74.25 kWh und für Polypropylen (PP) 45 kWh errechnet (Schmid 2019). Für den Iridiumbedarf (Ir) von 56 g und für Titan (Ti) ist der KEA pro funktionale Einheit unbekannt. Für die Wirkungskategorie Flächenverbrauch ergeben sich pro Zelle ca. 2 m<sup>2</sup> und für die Wirkungskategorie Materialverbrauch 5,5 kg Cu sowie 20 kg PP. Bei der Produktion einer funktionellen Einheit von 1 kg Ethylen wird ca. 1,3 kg Wasser verbraucht.

Wie bereits dargelegt ist die Technologie noch nicht einsatzbereit und bedarf noch mehrerer Jahre der Forschung und Entwicklung bis die Materialien (für Katalysator und Elektroden), sowie die korrekte Prozessführung erprobt sind und in die nächsten Skalierungsstufen überführt werden können. Folglich wird dieser Herstellungspfad nicht kurz- oder mittelfristig zur Verfügung stehen.

**Abbildung 3: Schematische Darstellung der Direktelektrolyse von Ethylen.**



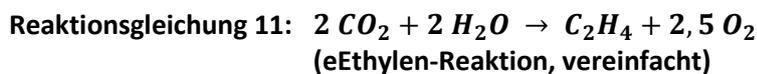
\* NP ≡ Nebenprodukte (CO, H<sub>2</sub>, Ethanol, Propanol, u. a.).

(Aufreinigung nicht betrachtet. Mögliche Aufreinigungsprozesse sind kryogene Destillation, Membranprozesse u. a.)

Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Schmid und Reller 2019).

### 2.5.2 Beschreibung des eEthylen-Verfahrens

Bei dem eEthylen-Verfahren handelt es sich um eine einstufige elektrochemische Reduktion von CO<sub>2</sub> in wässrigen Elektrolyten. Für die Herstellung von Ethylen werden 2 CO<sub>2</sub>-Moleküle, 12 Elektronen und 8 Wassermoleküle benötigt, um 1 Ethylenmolekül zu erzeugen, das mit 12 Hydroxidionen verbunden ist. Das einstufige Verfahren der elektrochemischen CO<sub>2</sub>-Reduktion für die Ethylensynthese ist in Reaktionsgleichung 11 dargestellt. Tabelle 2 bildet Eckdaten zum eEthylen-Prozess ab. Zur Herstellung einer Tonne Ethylen nach diesem Prozess werden 37 MWh Energie benötigt.



**Tabelle 2: Eckdaten zu eEthylen-Produktion pro Tonne Ethylen.**

Energieaufwand in MWh/t	Kosten Energieaufwand in €/t	Produktwert in €/t	Systemeffizienz in %	Elektrizitätskosten in €/MWh	Steuern und Netzentgelte in €/MWh
37	419 - 629	1000	42 - 63	30	15

Quelle: (Schmid 2017).

### 2.5.3 Ethylen über Fischer-Tropsch-Synthese

Bei der Ethylenherstellung über die rWGS-Reaktion und Fischer-Tropsch-Synthese (FT) wird anschließend das Steamcracking angewandt. Dabei wird einerseits das direkt in der FT-Synthese produzierte Ethylen abgetrennt und andererseits die Naphtha-Fraktion durch Steamcracking in HVC (High Value Chemicals) aufgetrennt, aus dem ebenfalls das Ethylen verwendet wird. Da das erhaltene Produktgemisch aus der FT-Synthese viele langkettige Olefine und damit auch Wachse enthält, kann dieses mittels Hydrocracking behandelt werden, um kürzere Olefinketten und

damit einen geeigneten Feedstock für den Steamcracker bereitzustellen; hier wird aber davon ausgegangen, dass die Wachse anderweitig verwendet werden.

Steam Cracking von FT-Naphtha ist dem klassischen Steam Cracking von fossilem Naphtha sehr ähnlich. Durch die weniger verzweigten Moleküle entstehen aber weniger Aromaten. Zusätzlich wird davon ausgegangen, dass die Nicht-HVC-Produkte zur internen Wärmebereitstellung genutzt und ein Teil exportiert werden kann. Der Energiebedarf wird zukünftig rein elektrisch aus erneuerbaren Energiequellen möglich sein, auch für den Steamcracker ist eine entsprechende Entwicklung elektrisch beheizter Crackeröfen im Gange (BASF, SABIC und Linde 2019; Shell 2022). Für die Route über Fischer-Tropsch spricht, dass die bestehende Cracker-Infrastruktur der chemischen Industrie in Deutschland erhalten wird, wenn fossiles Naphtha als Feed wegfällt. Synergien ergeben sich außerdem mit der, ebenfalls in Entwicklung befindlichen Kunststoffpyrolyse (chemisches Recycling von Kunststoffen). Das daraus resultierende Pyrolyseöl ist ebenfalls als Feed für den Cracker geeignet. Pilot- oder Demonstrationsanlagen mit Ethylen bzw. FT-Naphtha als Zielprodukte sind derzeit nicht bekannt. Es liegt aber, wie schon ausgeführt, umfangreiche industrielle Erfahrung mit FT-Prozessen vor.

#### **2.5.4 Ethylen über dem „Methanol-To-Olefins“-Prozess (MTO)**

Der Prozess zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen aus Methanol wurde in den 1970ern entwickelt (Methanol-To-Olefins, MTO). Im Sinne der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> muss das Methanol mit Hilfe von CO<sub>2</sub> hergestellt worden sein. Das MTO-Verfahren befindet sich auf einem TRL von 9, wobei gegenwärtig Anlagen ausschließlich in China betrieben werden, hauptsächlich mit Kohle als Feedstock für die Methanolsynthese über Synthesegas. Wird das Methanol jedoch über einen der in Kapitel 4.4 dargelegten CCU Pfade hergestellt, setzt sich der defossilisierte Feedstock durch die MTO-Prozessrouten bis zu den Endprodukten fort.

Der Produktionsprozess von Kohlenwasserstoffen aus Methanol setzt ebenfalls einen komplexen Anlagenverbund voraus, in dem die Prozessführung hinsichtlich Temperatur und Verweildauer, aber auch der eingesetzte Katalysator entscheidenden Einfluss auf die jeweiligen Produkte haben. Die unterschiedlichen Prozessstufen lassen sich grundsätzlich in drei Kategorien einteilen: Methanol-Produktion, MTO-Reaktion und Produkt-Separierung, wobei der Fokus hier auf den letzten beiden Stufen liegt.

Für den MTO-Prozess genügt Rohmethanol als Feed, sodass aufwendige Reinigungsschritte entfallen. Das Rohmethanol wird bei 350-500 °C durch den Reaktor geleitet. Als Katalysator wird gegenwärtig Silikoaluminophosphat SAPO-34 favorisiert. Der Katalysator zeichnet sich besonders durch seine hohe C2-C4-Selektivität bei minimalen paraffinischen und aromatischen Nebenprodukten aus, sowie durch sehr gute Eigenschaften hinsichtlich Stabilität und Regenerierung. Da es sich bei MTO um eine exotherme Reaktion handelt, bei der rund 850 MJ/t Methanol freiwerden, ist der Reaktor darauf konzipiert, die freiwerdende Energie bei 500 °C effizient abzuleiten und für andere endotherme Verfahrensschritte zu nutzen.

Da der Prozess bereits lange bekannt ist und Anlagen im industriellen Maßstab existieren, sollte die Datenlage vorhanden sein, wobei zu beachten bleibt, dass die gegenwärtig existierenden Anlagen in China liegen, sodass Messdaten oder Ähnliches kaum zugänglich sind.

Auch wenn entsprechende MTO-Anlagen lediglich in China existieren, ist eine großskalige technische Umsetzung des MTO-Prozesses damit grundsätzlich gegeben, sodass einer Implementierung nichts im Wege steht. Für eine Implementierung dieser Route in Deutschland ist zu beachten, dass sowohl CCU Methanolanlagen als auch MTO-Anlagen zu installieren wären, oder grünes Methanol importiert werden müsste. Diese Route ist somit als kapitalintensiv

anzusehen. Der Energiebedarf liegt in der gleichen Größenordnung wie für die zuvor beschriebenen Fischer-Tropsch-Route.

### 2.5.5 Fazit

Wie oben beschrieben wurde, befindet sich die elektrochemische Erzeugung von Ethylen noch in den Kinderschuhen und ist mit einem TRL von 3 zu bewerten. Nach aktuellem Kenntnisstand beschränkten sich die Forschungsarbeiten in Deutschland bisher auf ein vom BMBF gefördertes Projekt eEthylen, das bereits 2019 ausgelaufen ist.

Die Umsetzung des MTO-Prozesses unter Einbindung von CO<sub>2</sub> hängt maßgeblich von den CCU Prozessen zur Methanolsynthese ab. Entsprechend wird hier auf das Fazit des Kapitels 2.8 Methanol verwiesen.

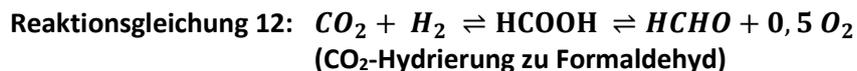
## 2.6 Formaldehyd

Formaldehyd (zusammen mit Paraformaldehyd) wird konventionell durch die Oxidation von Methanol im industriellen Maßstab synthetisiert. In Europa werden ca. 1 Mt/a Formaldehyd hergestellt. Es wird hauptsächlich in Harzen, Kunststoffen und Farben verwendet, so dass es, wenn es aus CO<sub>2</sub> synthetisiert wird, die Möglichkeit bietet, große Mengen an CO<sub>2</sub> in langlebige Produkte einzubinden. Ein Beispiel ist Harnstoff-Formaldehyd, ein gebräuchliches Dämm-, Gewebe- und Holzleimmaterial, das im Millionen-Tonnen-Bereich hergestellt wird.

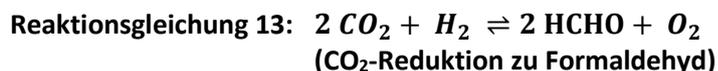
### 2.6.1 Beschreibung des Prozesses

Es gibt drei mögliche Wege, um Formaldehyd mit Hilfe von CO<sub>2</sub> zu synthetisieren:

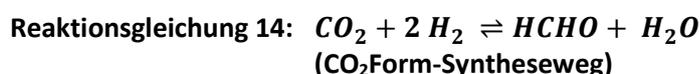
1. Nach Reaktionsgleichung 12 kann Formaldehyd direkt aus CO<sub>2</sub> durch Hydrierung zur Ameisensäurezwischenstufe synthetisiert werden. Die Ameisensäure wird entsprechend zum Produkt weiter hydriert.



2. Alternativ kann Formaldehyd durch die Reduktion von CO<sub>2</sub> mit Boran (Bortrihydrid) als Reduktionsmittel hergestellt werden, das durch einen Polyhydrid-Ruthenium-Komplex katalysiert wird (Reaktionsgleichung 13). Letzteres wurde bei Atmosphärendruck und 25 °C durchgeführt, wurde aber bisher nur im Labor erreicht (TRL 1-3).



3. Im Rahmen des BMBF-geförderten Projekts CO<sub>2</sub>Form (Förderkennnummer 033RC010) wird daran geforscht mit Hilfe von CO<sub>2</sub> Formaldehyd herzustellen. Das Ziel ist es, bei dem angestrebten Syntheseweg Wasserstoff oder Kohlenmonoxid einzusparen, was eine ressourcenschonende Formaldehydherstellung ermöglichen könnte. Reaktionsgleichung 14 zeigt die Reaktionsgleichung, die im Projekt CO<sub>2</sub>Form umgesetzt entwickelt wurde.



Um eine Tonne Formaldehyd herzustellen, werden 1,467 Tonnen CO<sub>2</sub> benötigt.

## 2.6.2 Fazit

Sollte einer der oben genannten Synthesewege erschlossen werden, können, durch die intrinsischen Gegebenheiten, Rohstoffe im Vergleich zur klassischen MeOH-Oxidation eingespart werden (CO oder H<sub>2</sub>). Gegenwertig sind durch o. g. Synthesewege keine negativen Umweltauswirkungen abzusehen (Krämer und Hurtig 2018b). Da die Erforschung der Reaktionswege in einem TRL von 1 bis 3 einzuordnen ist, gibt es aktuell keine belastbaren Daten für die Erstellung einer LCA. Zum aktuellen Zeitpunkt können auch keine Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen gemacht werden.

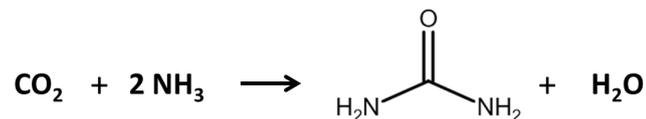
## 2.7 Harnstoff

Bei der Harnstoffsynthese reagiert CO<sub>2</sub> mit Ammoniak zu Harnstoff. Harnstoff wiederum kann als ein Stickstoffdüngemittel dienen oder als Ausgangsstoff der chemischen Industrie für die Herstellung weiterer Chemikalien, wie z. B. Harnstoffharzen. Die Harze sind als Klebstoff, zur Imprägnierung oder Isolierung geeignet. Die jährliche weltweite Produktionsmenge von Harnstoff beträgt ca. 140-160 Mio. Tonnen, wobei ca. 110 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub> stofflich verwertet werden (Lichtarowicz 2017), (Urea & Fertilizers 2013)<sup>2</sup>. Ammoniak- und Harnstoffanlagen sind üblicherweise integriert, sodass das CO<sub>2</sub> für die Harnstoffsynthese direkt aus der Synthesegaserzeugung für die Ammoniakproduktion entnommen wird. Das CO<sub>2</sub>, das bei der Synthesegaserzeugung entsteht, ist hoch rein.

Das Verfahren wurde von Carl Bosch und Wilhelm Meiser entwickelt. Die erste industrielle Anlage zur Harnstoffproduktion wurde 1922 von der *BASF* in Betrieb genommen.

### 2.7.1 Beschreibung des Prozesses

Im ersten Schritt des Prozesses wird Ammoniak nach dem Haber-Bosch-Verfahren aus Erdgas, Luft und Wasser hergestellt. In einem Zwischenschritt wird bei dem Verfahren Synthesegas erzeugt. Das CO<sub>2</sub>, das bei der Synthesegaserzeugung entsteht, muss vor der eigentlichen Ammoniaksynthese abgetrennt werden und liegt dann hoch rein vor. Dieses CO<sub>2</sub> wird anschließend bei der Produktion von Harnstoff verwendet. In modernen Verfahren kann das Verhältnis von Ammoniak zu CO<sub>2</sub> genau dem Bedarf der Harnstoffsynthese angepasst werden (European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007). Im letzten Syntheseschritt reagiert das CO<sub>2</sub> mit Ammoniak zu Harnstoff (Reaktionsgleichung 15).



Reaktionsgleichung 15:

(Harnstoffsynthese aus CO<sub>2</sub> und Ammoniak)

Die Reaktion von CO<sub>2</sub> und NH<sub>3</sub> zu Harnstoff läuft in zwei Prozessschritten ab. In einem Hochdruckreaktor bei 140-250 bar reagiert CO<sub>2</sub> mit NH<sub>3</sub> in einer mit 117 kJ/mol exothermen Reaktion zu Ammoniumcarbamat. Dieses reagiert in einer mit +15,5 kJ/mol endothermen Reaktion zu Harnstoff und Wasser. Während der Synthese entsteht als Nebenprodukt unter anderem Isocyanensäure.

<sup>2</sup> Stöchiometrisch werden 0,76 kg CO<sub>2</sub> pro kg Harnstoff benötigt.

Um das CO<sub>2</sub> aus dem Synthesegas abzuscheiden, nutzt z. B. die *SKW Stickstoffwerke Piesteritz GmbH* aus Lutherstadt Wittenberg Kaliumcarbonat. Das Kaliumcarbonat reagiert dabei in wässriger Lösung (10 – 30 Gew.-%) mit CO<sub>2</sub> zu Kaliumhydrogencarbonat (Bublinski 2017). Laut *SKW Stickstoffwerke Piesteritz GmbH* wird das Kaliumcarbonat im Kreislauf geführt. In diesem Zusammenhang ist von keinen direkten Umweltauswirkungen auszugehen.

### 2.7.2 Fazit

Um eine Tonne Harnstoff herzustellen, werden 0,56-0,60 Tonnen Ammoniak und 0,73-0,75 Tonnen Kohlendioxid als Reaktionspartner benötigt. Des Weiteren werden zwischen 21-120 kWh elektrische Energie und 0,57-1,80 Tonnen Dampf für die Reaktion benötigt (European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007). Die angegebenen Spannen beziehen sich auf den Stand der Technik, für unterschiedliche Technologien.

Die Harnstoffsynthese ist ein etabliertes Verfahren, wobei CO<sub>2</sub> als elementarer Synthesebaustein in der Reaktion genutzt wird. CO<sub>2</sub> wird im Rahmen dieses Verfahrens nicht genutzt, um fossile Rohstoffe zu ersetzen, und die Motivation hinter dem Verfahren ist es nicht, CO<sub>2</sub>-Emissionen einzusparen. Da die CO<sub>2</sub>-Quelle das vorgeschaltete Haber-Bosch-Verfahren ist, gibt es aktuell keine sinnvolle Möglichkeit das Verfahren umzustellen bzw. weitere CO<sub>2</sub>-Quellen heranzuziehen. Allerdings würde im Fall einer möglichen zukünftigen Herstellung von Ammoniak aus Elektrolyse-Wasserstoff und Stickstoff in der Prozesskette zu Harnstoff kein CO<sub>2</sub> mehr anfallen und müsste entsprechend durch eine neue CO<sub>2</sub>-Quelle eingebracht werden. In diesem Sinne ist eine solche Verfahrenskette ein neues CCU Verfahren und sollte untersucht werden. Einziger Ansatz wäre, das Synthesegas, das für die Herstellung von Ammoniak genutzt wird, durch synthetisches Synthesegas zu ersetzen. In diesem Fall würde die aktuelle CO<sub>2</sub>-Quelle entfallen und eine andere CO<sub>2</sub>-Quelle, die bisher noch nicht genutzt wird, könnte genutzt werden. Zum aktuellen Zeitpunkt können keine weiteren Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen gemacht werden.

## 2.8 Methanol

Methanol ist eine vielgenutzte Grundchemikalie. Als Grundstoff in der chemischen Industrie, wird Methanol zu Formaldehyd und daraus weiter zu Arzneimitteln, Harzen oder Farbstoffen verarbeitet. Des Weiteren wird Methanol für Olefine via MTO/MTP genutzt. Es gibt kommerzialisierte Verfahren zur Herstellung von Harnstoff-, Melamin- und Phenol-Formaldehydharzen, von Essigsäure (Monsanto- und Cativa-Verfahren) und nachfolgenden Polymeren über Vinylacetat zu PVA (für Farben und Klebstoffe) oder zu Celluloseacetaten (Folien, Textilien), sowie über den Mobil-Prozess zu Aromaten (MTA – Methanol-To-Aromatics), zu Olefinen (MTO, Methanol-To-Olefins) oder zu Kraftstoff (MTG – Methanol-To-Gasoline), wobei letzteres kaum durchgeführt wird – Methanol wird in verschiedenen Gegenden direkt dem Benzin zugesetzt (Maitlis 2013).

Andererseits kann Methanol als Kraftstoff und Kraftstoffzusatz genutzt werden und stellt eine Alternative zu Schwerölen für z. B. die Schifffahrt dar, um auf diese verzichten zu können (Methanol als Treibstoff – Wege aus dem Klimadilemma 2019), (Marine Insight 2019h).

Des Weiteren werden die Kraftstoffzusatzkomponenten Dimethylether (DME), Polyoxymethyldimethylether (POMDME) und Methyl-tert-Butylether (MTBE) aus Methanol synthetisiert.

Die jährliche Produktion und der Verbrauch von Methanol liegen entsprechend weltweit bei ca. 110 bzw. 100 Mio. Tonnen (Dalena et al. 2018). Das Marktvolumen von Methanol aus CO<sub>2</sub>-

basierten Prozessen in Europa kann somit erhöht werden. Es wird erwartet, dass die eingesetzte Menge zunehmen wird, wenn Methanol zur Herstellung von Olefinen eingesetzt wird. Noch höhere Marktvolumina könnten folgen, wenn Methanol als Kraftstoffbeimischung und/oder als Methode zur Speicherung oder zum Import erneuerbarer Energien Verwendung findet (North et al. 2015).

### 2.8.1 Überblick über diskutierte Routen zum Methanol

Konventionell wird Methanol aus Synthesegas (SynGas), einer Mischung aus Kohlenmonoxid und Wasserstoff hergestellt (Reaktionsgleichung 16), welches aktuell über die Dampfreformierung (SteamRef), die partielle Oxidation (PO) oder die autotherme Reformierung (ATR) von fossilem Methan erzeugt wird. Dabei ist die autotherme Reformierung, die Kombination von SteamRef und PO. Des Weiteren werden die Trockenreformierung (DryRef) und die Bi-Reformierung (BiRef), eine Kombination von SteamRef und DryRef, intensiv weiterentwickelt. Die Trockenreformierung und die Bi-Reformierung gelten als die Weiterentwicklung der Dampfreformierung und bieten den Vorteil, dass dabei gleich zwei klimarelevante Gase zu chemischen Reaktivgasen umgesetzt werden. Trotz dieses Vorteils erlangen diese Prozesse nur sehr langsam industrielle Reife, da die Katalysatoren, aufgrund der nötigen Reaktionsbedingungen zur Verkokung<sup>3</sup> neigen und die Prozesseffizienz deutlich verringern.

Keines dieser Synthesegas-basierten Verfahren kann aktuell als vollständig CO<sub>2</sub>-basiert eingestuft werden, da das Synthesegas zurzeit aus fossilen Ressourcen erzeugt wird (vgl. Reaktionsgleichungen der Reformierungsreaktionen). Lediglich die Trockenreformierung und die Bi-Reformierung nutzen CO<sub>2</sub>, um fossiles Methan zu Synthesegas umzusetzen. Die Synthesegas-zu-Methanol Reaktion (Reaktionsgleichung 16) verbraucht offensichtlich kein CO<sub>2</sub>. In den einzelnen Abschnitten ist daher dargestellt, wie diese Verfahren nachgerüstet werden könnten, um CO<sub>2</sub>-basiert zu werden. Im Wesentlichen wurde dazu angenommen, dass das Methan über die Sabatier-Reaktion (Reaktionsgleichung 23) erzeugt würde. Die Reaktionsgleichungen der Reformierungsreaktionen sind in Reaktionsgleichung 17 bis Reaktionsgleichung 21 dargestellt. Zur Einstellung des CO:H<sub>2</sub>-Verhältnisses wird zumeist anschließend die Wassergas-Shift (WGS) Reaktion (Reaktionsgleichung 22) durchgeführt.

**Reaktionsgleichung 16:**  $CO + 2 H_2 \rightarrow H_3COH$   
(Methanol aus Synthesegas)

**Reaktionsgleichung 17:**  $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3 H_2$   
(Dampfreformierung - „SteamRef“)

**Reaktionsgleichung 18:**  $CH_4 + 0,5 O_2 \rightarrow CO + 2 H_2$   
(Partielle Oxidation - „PO“)

**Reaktionsgleichung 19:**  $2 CH_4 + 0,5 O_2 + H_2O \rightarrow 2 CO + 5 H_2$   
(Autotherme Reformierung - „ATR“)

**Reaktionsgleichung 20:**  $CH_4 + CO_2 \rightarrow 2 CO + H_2$   
(Trockenreformierung - „DryRef“)

---

<sup>3</sup> Abscheidung von Kohlenstoff am Katalysator durch Disproportionierung von CO nach dem Boudouard-Gleichgewicht zu C (Kohlenstoff) und CO<sub>2</sub>.

**Reaktionsgleichung 21:**  $3 \text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow 4 \text{CO} + 8 \text{H}_2$   
 (Bi-Reformierung - „BiRef“)

**Reaktionsgleichung 22:**  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$   
 (Wassergas-Shift Reaktion - „WGS“)

---

Eine Möglichkeit, um Methan aus CO<sub>2</sub> herzustellen, bietet die Sabatier-Reaktion (Reaktionsgleichung 23). Ob Sabatier-Methan tatsächlich einen weniger schädlichen Umwelteinfluss hat, muss jedoch durch umfassende LCA-Betrachtungen ermittelt werden. Das Methan kann dann den o.g. Synthesegas-Routen zugeführt werden oder über partielle Oxidation direkt zu Methanol umgesetzt werden (Kapitel 2.8.2.9). Vorab sei hier bereits angemerkt, dass die partielle Oxidation von Methan zu Methanol (Reaktionsgleichung 24) sehr kompliziert zu realisieren ist, da sowohl das Methan als auch das Methanol unter den benötigten Reaktionsbedingungen zur Überoxidation zu CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O tendieren.

**Reaktionsgleichung 23:**  $\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$   
 (Sabatier-Reaktion)

**Reaktionsgleichung 24:**  $2 \text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CH}_3\text{OH}$   
 (Partielle Oxidation zu Methanol)

---

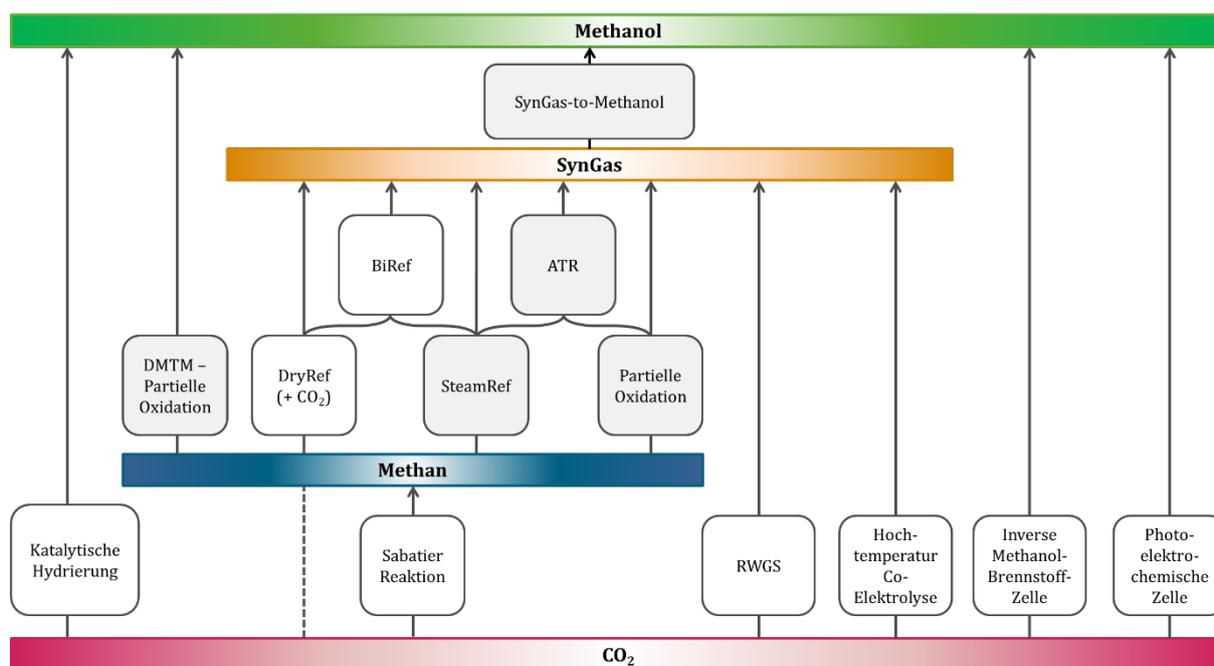
Die Synthesegas-basierte Herstellung von Methanol wird mit TRL 9 bewertet. Die vorangehenden Prozessschritte, insbesondere die unterschiedlichen Reformierungen, liegen im TRL-Bereich zwischen 6 und 9. Der TRL eines Gesamtprozesses wird entsprechend immer mit dem TRL des Prozessschrittes mit der geringsten industriellen Reife angegeben.

Neben den Synthesegas-basierten Routen, existieren noch eine Zahl weiterer Verfahren, die als nachhaltiger einzustufen sind. Diese Routen sind inhärent CO<sub>2</sub>-basiert. Dazu gehören die Methanoldirektsynthese aus CO<sub>2</sub> und Wasserstoff oder elektro- und photoelektrochemische Prozesse. Die Methanoldirektsynthese wird mit TRL 7-8 bewertet. Die elektro- und photoelektrochemischen Prozesse werden mit TRL 3-4 bewertet.

Das Schema in Abbildung 4 gibt eine Übersicht über die im Folgenden beschriebenen Verfahren. Die grau unterlegten Felder zeigen Prozesse, die nur indirekt CO<sub>2</sub>-basiert sind. Explizit bedeutet das, dass die Dampfreformierung, die partielle Oxidation zu Synthesegas, die autotherme Reformierung sowie die partielle Oxidation zu Methanol nur dann als CO<sub>2</sub>-basiert gelten können, wenn das zugrundeliegende Methan über den Sabatier-Prozess hergestellt wird, da sie per se kein CO<sub>2</sub> umsetzen.

In jedem Fall wird Wasserstoff benötigt, welches mittels erneuerbarer Energie produziert werden sollte, um keinen eigenen Carbon Footprint zu erzeugen. Eine umfassende Bewertung wird in den folgenden Berichten präsentiert.

Abbildung 4: Routen zur Herstellung von Methanol aus CO<sub>2</sub>.



Weiß unterlegte Felder sind direkte CO<sub>2</sub>-Senken. Grau unterlegte Felder sind etablierte, konventionelle Prozesse, welche aktuell rein fossil basiert sind.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

## 2.8.2 Beschreibung verschiedener Prozesse

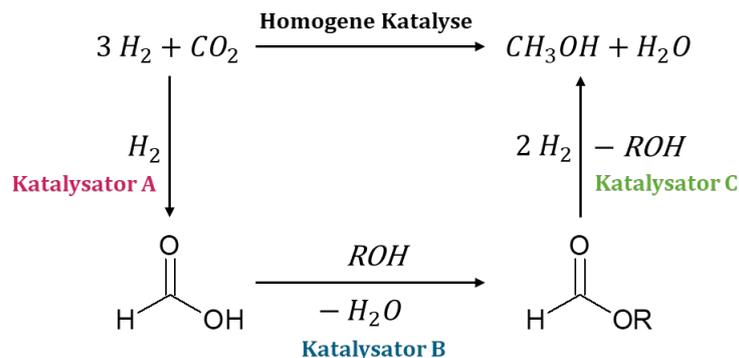
### 2.8.2.1 Methanoldirektsynthese aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> - Katalytische Hydrierung

Die direkte katalytische Hydrierung von CO<sub>2</sub> zu Methanol wird als die am einfachsten zu beschreibende Reaktion (Reaktionsgleichung 25) angesehen. Diese Reaktion kann homogen oder heterogen katalysiert werden kann. Industrielle Prozesse bevorzugen grundsätzlich die heterogene Katalyse, aufgrund der einfacheren Abtrennbarkeit und Recyclingfähigkeit, der größeren Stabilität und der zumeist geringeren Herstellungskosten.



Katalysatoren für die homogene Katalyse sind noch im Anfangsstadium der Forschungsarbeiten. Huff und Sanford berichteten über eine Reaktionskette mit 3 Schritten, welche unterschiedliche Ru-Komplekxkatalysatoren benötigen (Huff et al. 2011). Im Grunde handelte es sich bei dieser Arbeit weder um eine Direktsynthese noch um eine Kaskade, da mehrere Katalysatoren von Nöten sind. Im ersten Schritt wird CO<sub>2</sub> mit Wasserstoff zu Ameisensäure umgesetzt, welche im zweiten Schritt mit einem höheren Alkohol verestert wird. Im dritten Schritt erfolgt die Hydrogenierung des Esters unter Abspaltung des zuvor genutzten höheren Alkohols, welcher somit im System verbleibt und wiederverwendet werden kann. Der vorgeschlagene Reaktionszyklus ist in Abbildung 5 dargestellt. Neuere Arbeiten diskutieren den Einsatz von Ir-, Ru- oder Co-Komplexen (Sordakik et al. 2016),(Scharnagl et al. 2019),(Schieweck et al. 2017).

**Abbildung 5: Schematische Darstellung der Reaktionskaskade für die homogen katalysierte CO<sub>2</sub>-Hydrierung mit 3 unterschiedlichen Ru-basierten Katalysatoren.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Huff et al. 2011).

Homogen katalysierte Verfahren sind aktuell mit einem TRL zwischen 1 und 3 zu bewerten. Es wird erwartet, dass die Entwicklung eher langsam erfolgen wird, da die heterogene Katalyse für industrielle Prozesse generell der homogenen Katalyse vorgezogen wird.

Die zurzeit am umfassendsten erforschten Katalysatoren basieren auf Cu bzw. Cu/Zn, welche auf verschiedenen Trägern wie Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, ZrO<sub>2</sub> oder SiO<sub>2</sub> immobilisiert sind. Insbesondere das System CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, welches auch für die Methanolsynthese aus Synthesegas genutzt wird, wird in der Literatur oft erwähnt (Arakawa et al. 1992), (Karamé et al. 2018), (Sahki et al. 2011). Dabei liegen die Prozessbedingungen bei Temperaturen zwischen 190 und 270 °C und Drücken zwischen 15 und 90 bar. Dabei liegen die Prozessbedingungen bei Temperaturen zwischen 190 und 270 °C und Drücken zwischen 15 und 90 bar. Neben dem gewünschten Methanol entsteht jedoch vor allem bei Drücken unter 35 bar auch eine nennenswerte Menge an CO, welche sowohl aus der Umgekehrte Watergas Shift Reaktion (rWGS, reverse watergas shift) (Reaktionsgleichung 26) als auch aus dem Zerfall des Methanols stammen kann. Dieses CO kann jedoch mit dem im Reaktor vorhandenen Wasserstoff nach Reaktionsgleichung 16 wieder zu Methanol reagieren (vgl. 2.8.1).

**Reaktionsgleichung 26:  $\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$**   
**(Reverse Watergas Shift Reaktion - „rWGS“)**

Heterogen katalysierte Prozesse werden mit einem TRL zwischen 7 und 8 bewertet, da sowohl *Mitsui Chemicals Inc.* (Perez-Fortes et al. 2016), (Reuters 2008, S. 2) als auch *Carbon Recycling International (CRI)* (CRI 2019a) bereits Anlagen in Betrieb haben, welche nach diesem Verfahren stabil laufen.

*Mitsui Chemicals Inc.* baute 2009 in Osaka die weltweit erste CO<sub>2</sub> zu Methanol Demonstrationsanlage, welche ebendieses Verfahren verwendet. Mit CO<sub>2</sub> aus Produktionsanlagen in Osaka Works Industriepark wurden rund 100 Tonnen Methanol pro Jahr produziert. Ihr Corporate Social Responsibility Report 2018 bestätigt, dass in der Anlage Methanol hergestellt werden kann, sich aber die Lieferung von H<sub>2</sub> für den Prozess als eine große Hürde für die weitere Entwicklung erwiesen hat (Mitsui Chemicals Group 2018).

*CRI (Carbon Recycling International)* hat auf Island die bislang größte Power-to-Methanol-Anlage (George-Olah-Anlage) errichtet und in Betrieb genommen. Sie produziert 5 Millionen Liter (ca. 4000 Tonnen) Methanol (Markenname Vulcanol®) im Jahr. Die Jahresproduktion entspricht ca. 2,5% des Kraftstoffmarktes in Island. Dabei werden ca. 5.500 Tonnen CO<sub>2</sub> verwertet. Anfang 2019 begann die CRI im Rahmen des EU-Horizon 2020 Projekts Circlenergy (Fördernummer

848757, 2,6 Mio. € Investitionssumme, 70% Förderung) unter anderem mit der Erweiterung der George-Olah-Anlage (Cordis 2019), (CRI 2019b). Das CO<sub>2</sub> und die Energie zur Wasserstofferzeugung kommen aus dem Svartsengi Geothermiekraftwerk. Die erneuerbare Energie, die für die Anlage benötigt wird, wird aus dem isländischen Stromnetz genutzt, das einen hohen Anteil an Wasser, Geothermie und Windkraft enthält (CarbonNext Deliverable 2.1 2018).

Ende 2018 erschienen eine Publikation zur Gegenüberstellung der direkten katalytischen CO<sub>2</sub>-Hydrierung und der CO-Hydrierung (klassisches Synthesegas-Verfahren) durch CRI-Mitarbeiter, in der die Anlage und der Prozess schematisch als Fließbild dargestellt sind (Marlin et al. 2018). In diesem Artikel schlussfolgern sie, dass die CO<sub>2</sub>-Direkthydrierung selektiver als die Synthesegas-Route ist, die Reaktionsbedingungen milder gestaltet und einfachere Reaktoren werden können. Zusammengefasst senkt das sowohl die Investitions- (CAPEX) als auch die Prozesskosten (OPEX).

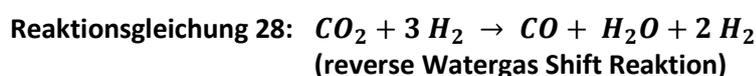
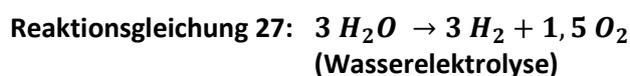
Momentan gibt es auch einige große geplante Demonstrationsprojekte für eine CO<sub>2</sub>-zu-Methanol-Umsetzung, u.a. Project Air (Schweden, 600 t/d), Swiss Liquid Future (Norwegen, 240 t/d), Liquid Wind (Schweden, 135 t/d), Hari Oni (Chile 2,4 t/d), die jeweils erneuerbare Energie mit CO<sub>2</sub> aus industriellen Quellen kombinieren und das produzierte Methanol dann z. B. als Treibstoff nutzen wollen. In Deutschland sind kleinere Anlagen in Vorbereitung bzw. schon in Bau, z. B. beim Projekt Kerosyn 100, im Reallabor Westküste 100, dem Carbon2Chem-Projekt oder im i3upgrade-Projekt.

### 2.8.2.2 Synthesegas aus CO<sub>2</sub> über die rWGS (siehe auch Kapitel 4.3)

Ebenso wie die Methanoldirektsynthese aus der Hydrierung von CO<sub>2</sub> (Kapitel 2.8.2.1), benötigt dieser Prozess als Rohstoffe lediglich CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>. Da die gleichen Edukte eingesetzt werden, sind die Prozessparameter, wie Temperatur, Druck und Eduktverhältnis, sowie der eingesetzte Katalysator, entscheidend dafür, ob eher die katalytische Hydrierung zu Methanol oder die rWGS Reaktion abläuft, um dominant CO zu erzeugen.

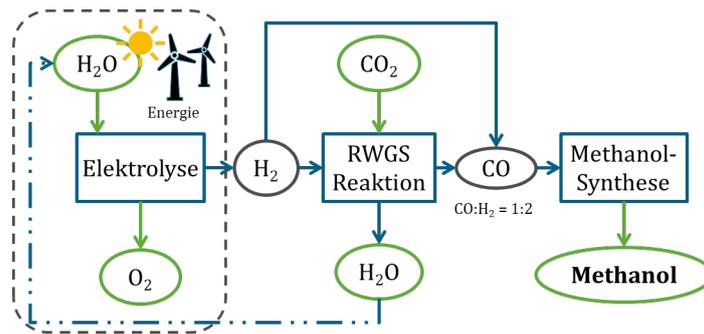
Ein Vorteil dieser Prozessführung ist, die Möglichkeit das erzeugte Synthesegas als Drop-In-Gas in etablierte, konventionelle Prozesse zu leiten, so dass der Bau neuer Anlagen entfällt. Dennoch zeigte CRI, wie im vorherigen Abschnitt beschrieben, dass die direkte katalytische Hydrierung von CO<sub>2</sub> wesentliche Vorteile gegenüber der intermediären Herstellung von Synthesegas aus CO<sub>2</sub> bietet und für zukünftige Methanolanlagen in Betracht gezogen werden sollte. Diese Vorteile äußern sich in reduzierten Investitions- und Betriebskosten durch Nutzung milderer Bedingungen und einfacherer Reaktoren, sowie Einsparung von Energie und Prozessschritten (Marlin et al. 2018).

Die Herkunft des Wasserstoffs kann vielfältig sein und wird hier zunächst nicht weiter betrachtet. Nach dem in Abbildung 6 gezeigten Schema, kann es z. B. aus der Wasserelektrolyse mittels erneuerbarer Energie erzeugt werden. Die im Prozess ablaufenden Reaktionen sind in Reaktionsgleichung 27, Reaktionsgleichung 28 und Reaktionsgleichung 16 dargestellt.



Die hier dargestellte Stöchiometrie ist so gewählt, dass die Produktzusammensetzung einer Gleichung direkt als Edukt für die darauffolgende Reaktion eingesetzt werden kann.

**Abbildung 6: Schematische Darstellung der Synthesegas-Herstellung aus CO<sub>2</sub> unter Nutzung der Reverse Watergas Shift Reaktion und anschließender Methanolsynthese.**



Die Wasserstoffquelle kann beliebig sein. Der Wasserstoff sollte jedoch nachhaltig über erneuerbare Energien erzeugt werden. Der gestrichelte Bereich zeigt eine nachhaltige H<sub>2</sub>-Quelle über Wasserelektrolyse.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

### 2.8.2.3 Synthesegas aus Dampfreformierung von Methan

Die Dampfreformierung ist der älteste Prozess zur Umwandlung von Methan zu Synthesegas. Neben der partiellen Oxidation von Methan und der autothermen Reformierung stellt sie die heute wichtigste Route zur Erzeugung von Synthesegas dar. Aus Reaktionsgleichung 17 wird ersichtlich, dass der Prozess kein CO<sub>2</sub> umsetzt. Zur Verringerung der CO<sub>2</sub>-Belastung muss daher das zu reformierende Methan aus CO<sub>2</sub> hergestellt werden. Dies ist über die Sabatier-Reaktion (Reaktionsgleichung 23) möglich.

Beide Prozessschritte sind industriell etabliert und werden mit TRL 9 bewertet. Entsprechend ist die Datenlage umfassend und die Berechnungen im Rahmen einer LCA würden sich aus der Berechnung der einzelnen Teilprozesse ergeben. Aufgrund der relativen Vielzahl an Firmen, die unterschiedliche Prozessparameter und Anlagengestaltung anbieten, muss für jeden Anlagentyp eine gesonderte LCA erfolgen. Zu den Anbietern des SteamRef-Verfahrens zu Synthesegas zählen *Air Liquide Engineering & Construction* (Air Liquide Engineering and Construction 2019) (Lurgi Prozess), *Johnson Matthey* (Johnson Matthey 2019) (Davy™ Prozess) und *Haldor Topsøe* (Topsoe 2019). Beide Prozessschritte sind industriell etabliert und werden mit TRL 9 bewertet.

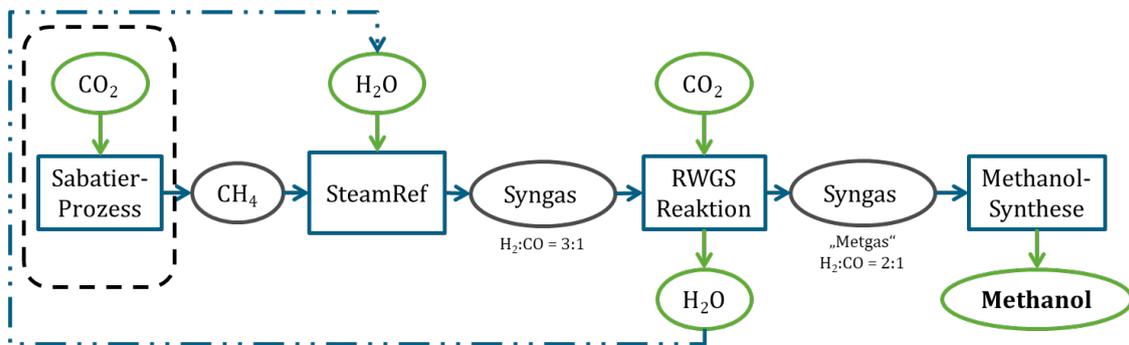
Entsprechend ist die Datenlage umfassend und die Berechnungen im Rahmen einer LCA würden sich aus der Berechnung der einzelnen Teilprozesse ergeben. Aufgrund der relativen Vielzahl an Firmen, die unterschiedliche Prozessparameter und Anlagengestaltung anbieten, muss für jeden Anlagentyp eine gesonderte LCA erfolgen.

Des Weiteren werden von o.g. Firmen integrierte Anlagen angeboten, welche das hergestellte Synthesegas nutzen, um daraus Methanol herzustellen. Bei *Air Liquide Engineering & Construction* handelt es sich um die Prozesse MegaMethanol™ und GigaMethanol™, welche sich lediglich in der Dimensionierung der Anlage unterscheiden. *Johnson Matthey* nennt diesen integrierten Prozess Davy™ Methanol, wobei die Art der Reformierung im Hintergrund steht. Bei *Haldor Topsøe* heißt das Verfahren SYNCOR Methanol™, wobei hier das autotherme Reformieren (Abschnitt 2.8.2.6 von CH<sub>4</sub> zur Synthesegas-Herstellung genutzt wird. Unabhängig vom Anbieter lässt sich das Verfahren zur Methanolherstellung aus Synthesegas durch Dampfreformierung vereinfacht wie in Abbildung 7 dargestellt, schematisieren. Detailliertere Prozessschemata für die einzelnen Verfahrensdesigns sind in der Literatur zu finden (da Silva 2016).

Zur Nutzung von CO<sub>2</sub> ist im untenstehenden Schema der Sabatier-Prozess schematisch vorgeschaltet, wobei solch ein Gesamt-Setup bislang noch nicht technisch realisiert wurde. Zur

Einstellung des Metgas<sup>4</sup>-Verhältnisses, kann die rWGS Reaktion (Reaktionsgleichung 28) unter Einsatz von CO<sub>2</sub> genutzt werden. Dennoch wird der überschüssige Wasserstoff in einigen Fällen lediglich verbrannt, um Prozesswärme bereitzustellen. Liegt der Fokus hingegen auf der Wasserstoffherstellung, wird Wasser statt CO<sub>2</sub> zum Synthesegas hinzugegeben und die WGS Reaktion (Reaktionsgleichung 22) findet statt.

**Abbildung 7: Vereinfachtes Prozessschema der Dampfreformierung mit nachgeschalteter rWGS Reaktion zur Einstellung des Synthesegasverhältnisses und anschließender Umsetzung zu Methanol.**



Der gestrichelte Bereich zeigt die Möglichkeit der Methanherstellung aus CO<sub>2</sub> über die Sabatier-Reaktion zur Substitution von fossilem Methan und gleichzeitiger Intensivierung der CO<sub>2</sub>-Nutzung.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

#### 2.8.2.4 Synthesegas aus Trockenreformierung von Methan

Die Trockenreformierung (DryRef), also die Umsetzung von Methan mit CO<sub>2</sub> stellt eine weitere Möglichkeit dar, um CO<sub>2</sub> strategisch zu nutzen. Wenn das genutzte Methan ebenfalls aus CO<sub>2</sub> über den Sabatier Prozess hergestellt wird, dann kann diese Route als vollständig CO<sub>2</sub>-neutral im Sinne der Circular Economy betrachtet werden. Der Prozess ist in Abbildung 8 schematisiert und die ablaufenden Reaktionen wurden in Reaktionsgleichung 23, Reaktionsgleichung 20 und Reaktionsgleichung 22 gezeigt. Grundsätzlich ähnelt das vereinfachte Verfahrensschema sehr stark dem der Dampfreformierung mit nachgeschalteter rWGS, lediglich in umgekehrter Reihenfolge. Die Zusammensetzung des rohen Synthesegases ist nach diesem Verfahren H<sub>2</sub>:CO = 1:1, also ein Wasserstoffmangel im Sinne der Methanolsynthese. Daher muss entweder Wasserstoff aus externer Quelle hinzugegeben werden oder das überschüssige CO mit Wasser nach der WGS-Reaktion (Reaktionsgleichung 22) zu Wasserstoff in einem nachgelagerten Reaktor umgesetzt werden.

Nach der WGS-Reaktion zur Einstellung des H<sub>2</sub>:CO-Verhältnisses erfolgt noch eine Wasserabscheidung und eine Verdichtung, die hier der Übersichtlichkeit wegen nicht dargestellt sind. Weitere Forschungsarbeiten sind erforderlich, bevor eine groß angelegte Implementierung wirtschaftlich ist.

Die *Linde AG* hat im Rahmen des BMWi-Projekts DryRef II (Fördernummer 03ET1282E, 2015-2018) eine Pilotanlage am Standort Pullach aufgebaut und 2015 eingeweiht (Linde 2015). Jedoch bedarf es weiterer Forschungsaktivitäten, um den Prozess der Trockenreformierung effizient zu gestalten. So müssen z. B. Katalysatoren weiterentwickelt, die Verfahrensparameter weiter optimiert und die Katalysatorverkokung reduziert werden (Madlch und Galet 2018). Katalysatoren auf Ni- bzw. NiO-Basis werden bislang als besonders stabil und effizient diskutiert (Bradford und Vannice 1999, S. 4). Die *Linde AG* nennt den entwickelten Prozess DRYREF™. Ein

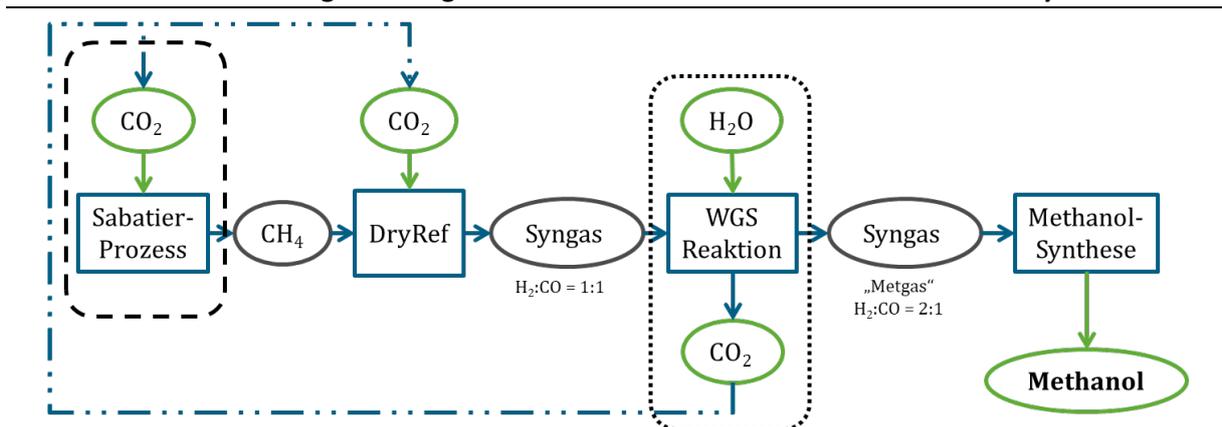
<sup>4</sup> Olah et al. führten den Begriff „Metgas“ für ein Synthesegas mit dem CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis von 2:1 ein, welches entsprechend direkt für die Methanolsynthese eingesetzt werden kann.

von BASF entwickelter Katalysator namens SYNSPIRE™ G1-110 wurde im Linde Pilot Reformer und später in einer kommerziellen Anlage ausführlich getestet.

Shell Global Solutions International B.V. (Shell), Shanghai Advanced Research Institute of Chinese Academy of Sciences (SARI-CAS) und Shanxi Lu'An Group (Lu'An) haben 2011 mit der Konzeptionierung einer Demonstrationsanlage begonnen (Shell Global Solutions International B.V. 2011). Diese Anlage wurde 2017 in Shanxi, China, fertiggestellt und kann bis zu 60 Tonnen CO<sub>2</sub> pro Tag zu Synthesegas umsetzen (Shanghai Advanced Research Institute 2017). Sie gilt aktuell als die Anlage mit der weltweit größten Produktionskapazität nach diesem Verfahren.

Aufgrund der beiden existierenden Demonstrationsanlagen und der bevorstehenden Kommerzialisierung wird diese Technologie mit einem TRL von 7-8 bewertet.

**Abbildung 8: Schematische Darstellung des Trockenreformierung von Methan unter Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Herstellung von Synthesegas mit nachgeschalteter WGS Reaktion zur Einstellung des Metgas-Verhältnisses und anschließender Methanolsynthese.**



Der gestrichelte Bereich zeigt die Möglichkeit der Methanherstellung aus CO<sub>2</sub> über die Sabatier-Reaktion zur Substitution von fossilem Methan und gleichzeitiger Intensivierung der CO<sub>2</sub>-Nutzung. Der gepunktete Bereich kann auch durch Wasserstoffdirektzugabe ersetzt werden.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

### 2.8.2.5 Synthesegas aus kombinierter Trocken- und Dampfreformierung von Methan

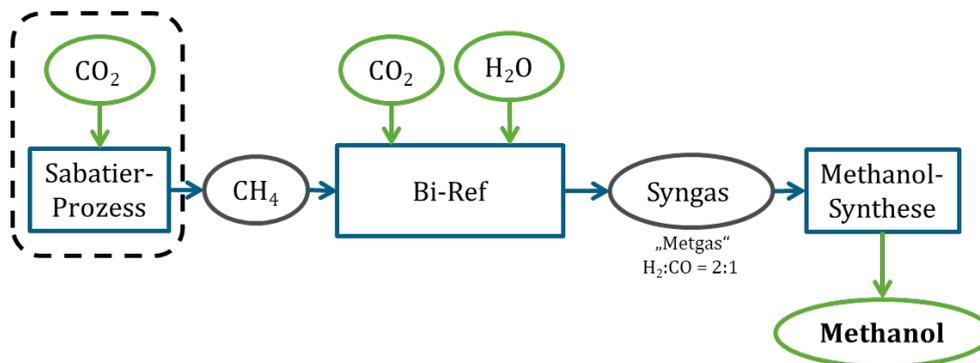
Die kombinierte Trocken- und Dampfreformierung geht auf den Nobelpreisträger George Olah (Olah et al. 2013) zurück, welcher dieses Verfahren „**Bi-Reforming**“ (BiRef) nannte. Bei diesem Verfahren wird die etablierte Dampfreformierung von Methan (Abschnitt 2.8.2.3) mit dessen Trockenreformierung (Abschnitt 2.8.2.4) kombiniert. Methan, CO<sub>2</sub> und Wasserdampf werden gleichzeitig einem Reaktor eingespeist, so dass die Reaktionen in Reaktionsgleichung 17, Reaktionsgleichung 20 und Reaktionsgleichung 22 simultan ablaufen können, die zusammenfassend die Reaktion in Reaktionsgleichung 21 ergeben. Das Bi-Reforming wurde entwickelt, um zwei wesentliche Nachteile der einzelnen Reformierungsverfahren zu umgehen. Zum einen handelt es sich um das H<sub>2</sub>:CO-Verhältnis, welches beim DryRef 1:1 und beim SteamRef 3:1 beträgt. Das für die Methanolsynthese benötigte Verhältnis liegt jedoch bei 2:1. Durch das BiRef-Verfahren kann dieses Metgas-Verhältnis in einem einzigen Verfahrensschritt eingestellt werden. So kann ein Reaktor für die (r)WGS-Reaktion, und somit dessen Kosten, eingespart werden. Zum anderen können verschiedene Methanquellen unterschiedlichster Reinheit für die Metgas-Produktion genutzt werden. Dazu gehören trockenes Shale Gas (>98% Methan), feuchtes Shale Gas, welches Ethan und Propan enthält oder auch „minderwertiges“ Erdgas, welches bis zu 70% CO<sub>2</sub> enthalten kann. Durch die Variation der Mengen von Wasser und CO<sub>2</sub> im Reaktor, kann auf die Zusammensetzung der unterschiedlichen Eduktgase reagiert

werden, so dass immer Metgas (H<sub>2</sub>:CO = 2:1) entsteht. Ein vereinfachtes Verfahrensschema ist in Abbildung 9 gezeigt.

Olah et al. nutzten NiO@MgO-Trägerkatalysatoren mit Ni-Beladungen zwischen 5% und 35% und erreichten damit Umsätze bis zu 85% bei über 98% Produktselektivität und kurzen Verweilzeiten (GHSV 60 – 600 L min<sup>-1</sup> g<sup>-1</sup>) sowie Betriebszeiten über 250 h (DOE 2014).

Chiyoda Corp., Japan betreibt dieses Verfahren derzeit im Demonstrationsmaßstab und kommerzialisiert selbst entwickelte Edelmetall-BiRef-Katalysatoren unter dem Markennamen CT-CO2AR™ (Chiyoda 2019a). Die Katalysatoren weisen eine Betriebsdauer von mehr als 9000 Stunden auf und zeigten erhöhte Effizienzen gegenüber konventionellen Katalysatoren (Kanda et al. 2017). Außerdem bietet Chiyoda Corp. auch kommerzielle Anlagen zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Rauchgas als CCS an. Das abgetrennte CO<sub>2</sub> könnte als Rohstoff für CCU Prozesse genutzt werden (Chiyoda 2019b). Eine derartige Lösung wird jedoch nicht explizit angeboten.

**Abbildung 9: Schematische Darstellung des BiRef-Verfahrens zur Synthesegas-Herstellung mit anschließender Methanolsynthese.**



Der gestrichelte Bereich zeigt die Möglichkeit der Methanherstellung aus CO<sub>2</sub> über die Sabatier-Reaktion zur Substitution von fossilem Methan und gleichzeitiger Intensivierung der CO<sub>2</sub>-Nutzung.

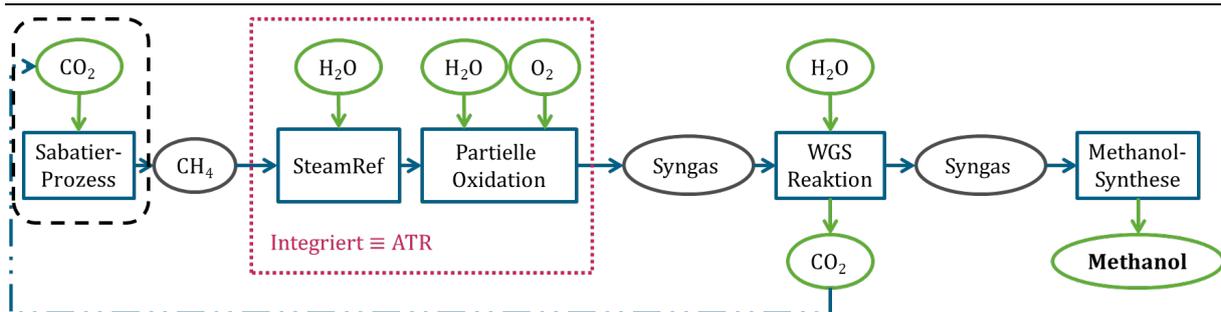
Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

### 2.8.2.6 Synthesegas aus partieller Oxidation (PO) oder autothermer Reformierung (ATR) von Methan

Die partielle Oxidation von Methan (Reaktionsgleichung 18) ist eine exotherme Reaktion, die katalytisch oder thermisch aktiviert werden kann. Die thermische partielle Oxidation wird bei Temperaturen zwischen 1200 und 2000 °C durchgeführt. Durch den Einsatz von Katalysatoren, kann die Reaktionstemperatur auf 800-900 °C reduziert werden. Die Katalysatoren, zumeist Ni auf Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Trägern, sind jedoch anfällig gegen Schwefel, der als Katalysatorgift wirkt.

Die partielle Oxidation wird bisweilen selten als Einzellösung angeboten, sondern oft in Kombination mit der Dampfreformierung (Abschnitt 2.8.2.3) wie in Abbildung 10 schematisch dargestellt. Werden die Teilprozesse SteamRef und PO in einem einzigen Reaktor durchgeführt, spricht man von der autothermen Reformierung. Die ATR bietet den Vorteil, dass die bei der PO freiwerdende Verbrennungsenergie im Reaktor verbleibt und für die endotherme Dampfreformierung genutzt werden kann, sodass weniger Wärme extern zugeführt werden muss. Durch eine sehr gute thermische Reaktordämmung ergeben sich so gut wie keine Wärmeverluste. Zudem benötigt die ATR nur verhältnismäßig wenig Wasserdampf.

**Abbildung 10: Schematische Darstellung der Nutzung der partiellen Oxidation von Methan als nachgeschalteter Teilprozess nach der Dampfreformierung zur Vervollständigung der Umsetzung von Methan zu Synthesegas.**



Werden die Teilprozesse im gepunkteten Bereich in einem Reaktor durchgeführt, spricht man von der autothermen Reformierung (ATR). Der gestrichelte Bereich zeigt die Möglichkeit der Methanherstellung aus CO<sub>2</sub> über die Sabatier-Reaktion zur Substitution von fossilem Methan und gleichzeitiger Intensivierung der CO<sub>2</sub>-Nutzung.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Wie auch die Dampfreformierung stellen die PO und die ATR von Methan keine direkten CO<sub>2</sub>-Senken dar. Die CO<sub>2</sub>-Nutzung kann jedoch in der Methanherstellung über die Sabatier-Reaktion erfolgen. Somit könnten bestehende Anlagen, welche nach diesem Verfahren arbeiten, um den Sabatier-Teilprozess (Reaktionsgleichung 23) erweitert oder mit Sabatier-Methan gespeist werden.

Die Firmen *Air Liquide Engineering & Construction* (Air Liquide Engineering and Construction 2019), *Haldor Topsøe* und *Johnson Matthey* (Johnson Matthey 2019) bieten integrierte Anlagen zur Methanolherstellung an, welche Synthesegas sowohl mittels Dampfreformierung als auch über das hier beschriebene 2-stufige Verfahren oder die ATR erzeugen können.

Im Juli 2018 bekam *Johnson Matthey* den Zuschlag zur Lizenzierung Ihrer ATR-Technologie an die *Methanex Corp.*, dem weltweit größte Hersteller von Methanol aus Synthesegas (Johnson Matthey 2019). Die Anlage soll in Geismar/Louisiana (USA) errichtet werden und eine Tagesproduktion von 5000 t, entsprechend einer Jahresproduktion von 1,8 Mio. t, Methanol ermöglichen. *KBR Inc.* wurde entsprechend für die Anlagenauslegung und -planung engagiert (GVA 2019).

Die technologische Reife der Methanolherstellung über diese konventionellen Verfahren wird mit TRL 9 bewertet. Die Integration des Sabatier-Prozesses oder die Einspeisung von nicht-fossilem Methan ist jedoch bislang nicht implementiert.

Aufgrund der Vielzahl an Anbietern und Endkunden, welche Anlagen unterschiedlicher Dimensionierung an unterschiedlichen Standorten benötigen, müssten ökonomische und ökologische Bewertungen immer entsprechend anlagenspezifisch erfolgen. Ein in das Jahr 1990 zurückreichender ökonomischer Vergleich von Dampfreformierung und dem 2-stufigen Verfahren (SteamRef+PO) zeigt auf, dass beide Verfahren nahezu identische Fixkosten haben und die Dampfreformierung ca. 3,3% weniger Energie benötigt (HIS Markt 2010). Eine erneute Bewertung der Verfahren in Bezug auf das vorliegende Dokument erscheint nicht sinnvoll, da keines der Verfahren eine direkte CO<sub>2</sub>-Senke darstellt.

### 2.8.2.7 Methanol-Herstellung über Synthesegas und die Fischer-Tropsch-Synthese

Das Fischer-Tropsch-Verfahren ist eine erprobte Technologie, die bereits seit den 1920ern im Einsatz ist, jedoch beschränken sich die existierenden Anlagen auf sehr wenige, die hauptsächlich in Südafrika liegen. Das Verfahren wird heute für die Herstellung synthetischer Kraftstoffe über Synthesegas aus Kohle (coal-to-liquid, CTL) oder Erdgas (gas-to-liquid, GTL)

eingesetzt. Weltmarktführer für die kohlebasierte Route ist die *Sasol Ltd.* in Südafrika. Die Firma betreibt aber auch eine GTL-Anlage in Qatar. Weitere Anlagen wurden von *Shell* in Malaysia aufgebaut. Durch die große Variabilität hinsichtlich Feedeinsetzung, Reaktoren, Prozessführung sowie Produktmischung und -aufbereitung ist die Technologie dennoch vergleichsweise komplex.

Das Verfahren ergibt ein Produktgemisch, dessen Zusammensetzung von der Feedzusammensetzung, dem eingesetzten Katalysator und der Prozessführung, insbesondere Temperatur, Druck und Verweildauer abhängt.

Je nach gewünschtem Produkt (-spektrum) können die oben genannten Parameter entsprechend eingestellt werden. Die bisher im Fokus stehenden Produkte umfassen Grundchemikalien, synthetische Kraftstoffe oder andere Produkte wie Düngemittel. Die Bereitstellung von Methanol über die FT-Synthese war bisher nicht im Fokus der Anstrengungen seitens Industrie und Forschung. Grundsätzlich kann durch entsprechende Prozessführung ein Anteil von bis zu 0,8 Massenprozent Methanol im Produktgemisch erhalten werden. Methanol entsteht bei der Fischer-Tropsch-Synthese eher bei niedrigen Temperaturen und einem kleinen Wert für den Kettenwachstums-koeffizient  $\alpha$ . Der Großteil des Outputs, der hierbei erhalten wird, ist jedoch Methan. Methanol stellt lediglich einen sehr geringen Anteil dar. Durch Rückführung und Umsetzung des Methans mittels Dampfreformierung zu CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> kann die Methanolausbeute etwas gesteigert werden, führt aber immer noch zu untergeordneten Anteilen. Aufgrund der insgesamt geringen Ausbeute und des hohen Aufwandes zur Abtrennung, der in keinem Verhältnis zur Produktmenge steht, erscheint es jedoch unwahrscheinlich, dass Methanol über FT wirtschaftlich bereitgestellt werden kann.

#### **2.8.2.8 Methanol-Herstellung über Wasserelektrolyse und CO<sub>2</sub>**

Für die elektrochemische Herstellung von Methanol kommt, wie auch bei der Herstellung von elektrochemischem Synthesegas, die PEM-, alkalische- oder SOEC-Elektrolyse sowie eine CO<sub>2</sub>-Quelle zum Einsatz. Das Verfahren setzt sich aus unterschiedlichen Prozessschritten mit jeweils unterschiedlichen technologischen Reifegraden zusammen, sodass die Informations- und Datenlage entsprechend unterschiedlich ausfällt. Wie bereits beschrieben, ist die PEM-Elektrolyse mit einem TRL 7-8 sehr weit entwickelt. Die CO<sub>2</sub>-Abscheidung ist, je nach eingesetzter Technologie, auf unterschiedlichem TRL; für die MEA-Wäsche wäre TRL 9 anzusetzen. Die eigentliche Methanolsynthese in dem hier beschriebenen Verfahren liegt auf TRL 7-8. Folglich ist das Produktionsverfahren der Methanolsynthese aus der Wasserelektrolyse mit CO<sub>2</sub> auf TRL 7-8 einzustufen.

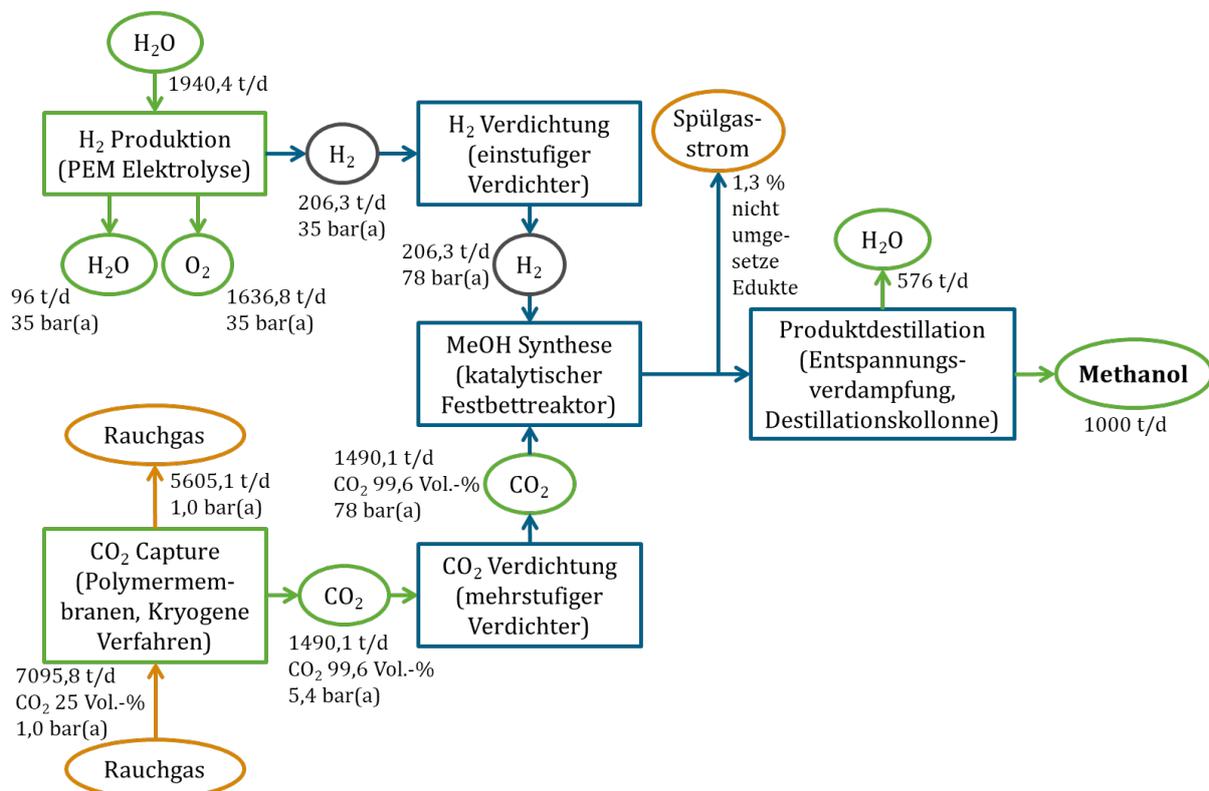
Die Datenlage zum Herstellungsprozess ist dennoch als gut einzustufen, da die relevanten Prozessteile bereits mindestens im Pilotmaßstab existieren. Zudem wurde Methanol als Grundstoff bereits häufig untersucht. Darüber hinaus stehen wichtige Guidelines und Informationen aus diversen Dissertationen sowie einem EU- und einem UBA-Projekt zur Verfügung, die ausgewertet wurden. Naturgemäß existieren Abweichungen zwischen den unterschiedlichen Quellen, die als Wertebereiche angegeben wurden. Jedoch bewegen sich diese Abweichungen innerhalb dessen, was durch Prozessoptimierung sowie unterschiedlicher Prozessführung und -integration zu erwarten ist (z. B. durch unterschiedliche Druckniveaus der Elektrolyseure oder interner Wärmenutzung).

Der Prozessablauf ist schematisch in Abbildung 11 dargestellt. Der Wasserstoff wird aus der PEM-Elektrolyse in der Regel bei einem Druck von 30-35 bar zur Verfügung gestellt. Parallel wird CO<sub>2</sub> aus einer entsprechenden Quelle abgetrennt und auf das nötige Druckniveau komprimiert und zusammen mit dem Wasserstoff in den Recyclingstrom eingeleitet und dort gegebenenfalls vorgewärmt. Da das Gasgemisch nicht direkt beim ersten Durchgang durch den

Reaktor vollständig zu Methanol umgewandelt werden kann, wird das nichtumgesetzte H<sub>2</sub>-CO<sub>2</sub>-Gasgemisch in den Reaktor zurückgeführt und dem frischen H<sub>2</sub>-CO<sub>2</sub>-Gasgemisch hinzugemischt. Der aus Primär- und Recyclinggas bestehende Gasstrom wird in einen Festbettreaktor gefahren, in dem das Methanol bei Drücken von 30-100 bar und 190-300 °C synthetisiert wird (Bellotti et al. 2019a). Das eingesetzte Katalysatorsystem basiert auf Kupfer als aktives Zentrum und weist eine Zusammensetzung Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> auf. Dieser Methankatalysator wird bei der üblichen Synthesegaszusammensetzung aus CO und H<sub>2</sub> eingesetzt, ist aber auch stabil und effizient für die Umsetzung von Wasserstoff und CO<sub>2</sub> zu betreiben. Auf eine zweistufige Reaktionsführung mit vorgeschalteter Reverse-Watergas-Shift-Stufe kann verzichtet werden. Die CO<sub>2</sub> basierte, einstufige Methanolsynthese hat den Vorteil höherer Methanolreinheit, evtl. bedingt durch die etwas erniedrigte Exothermie. Für eine nachfolgende Umsetzung ist die höhere Reinheit vorteilhaft und reduziert den Aufwand der destillativen Aufarbeitung.

Der Reaktor-Output wird anschließend auf 35 °C gekühlt und 1,5% des gasförmigen Produktes als Purge-Strom abgetrennt und verbrannt, während der Rest zurückgeführt wird. Der Recycle-Strom des Reaktors beträgt ca. 85% (Bellotti et al. 2019b). Der flüssige Anteil wird in eine Destillationskolonne weitergeleitet und das entstandene Wasser vom Methanol getrennt, da die Destillation mit dem konventionellen Verfahren nahezu identisch ist.

**Abbildung 11: Prozessschema der Methanolsynthese aus Wasserstoff und CO<sub>2</sub>.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Michailos et al. 2018).

### 2.8.2.9 Methanoldirektsynthese aus Methan

Die Sabatier-Reaktion (Reaktionsgleichung 23) wurde bereits im vorherigen Abschnitt 2.8.1 als nachhaltige Alternative zur Herstellung von Methan aus CO<sub>2</sub> angedeutet. Auf diesem Wege kann die Abhängigkeit von fossilem Erdgas reduziert und eine weitere Alternative zum SNG (synthetisches Erdgas) geschaffen werden. Für die Reaktion werden vier Äquivalente Wasserstoff pro CO<sub>2</sub>-Äquivalent benötigt. Die Reduktion liefert 2 Wassermoleküle, welche durch

Elektrolyse zu dem benötigten Wasserstoff aufgespalten werden können, so dass 50% des entsprechenden Wasserstoffbedarfs zirkuliert werden kann.

Im Gegensatz zu den zuvor vorgestellten Routen wird in diesem Fall das Methan jedoch nicht zu Synthesegas umgesetzt, sondern eine direkte partielle Oxidation zu Methanol durchgeführt (Reaktionsgleichung 24).

Die partielle Oxidation von Methan zu Methanol (DMTM – direct methane to methanol reaction) könnte die kostenintensive Herstellung des Synthesegas vermeiden, die 60 – 70% der Kosten des so hergestellten Methanols ausmachen. (da Silva 2016) Die DMTM-Reaktion ist jedoch unter den benötigten Reaktionsbedingungen schwierig zu kontrollieren. So laufen eine Vielzahl unerwünschter Nebenreaktionen (Reaktionsgleichung 29 bis Reaktionsgleichung 31) ab.

**Reaktionsgleichung 29:**  $CH_4 + O_2 \rightarrow HCHO$   
(Partielle Oxidation zu Formaldehyd)

**Reaktionsgleichung 30:**  $CH_4 + 1,5 O_2 \rightarrow CO + 2 H_2O$   
(Partielle Oxidation zu CO)

**Reaktionsgleichung 31:**  $CH_4 + 2 O_2 \rightarrow CO_2 + 2 H_2O$   
(Vollständige Oxidation)

---

Die Produkte dieser Nebenreaktionen haben alle eine größere Bildungswahrscheinlichkeit (größerer Wert der negativen Bildungsenthalpie) als Methanol. Hinzu kommt, dass die C-H-Bindung im Methanol leichter gespalten werden kann als jene im Methan, so dass sich bildendes Methanol schnell weiter oxidiert. Tatsächlich ist die Methanolbildung am ehesten bei Raumtemperatur begünstigt, so dass so ein Gleichgewichtsumsatz von 33% erreicht werden könnte. Jedoch liegt die Selektivität des Methanumsatzes zu Methanol aufgrund der begünstigten Nebenreaktionen bei lediglich 5% (Baliban et al. 2013).

Für die DMTM-Reaktion wurden 5 technologische Ansätze identifiziert:

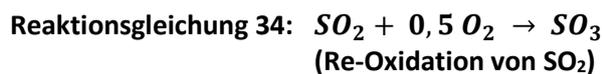
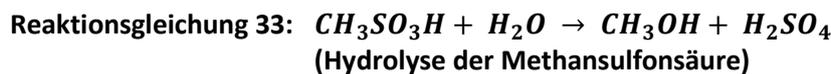
- a) Katalysatorfreier Prozess bei hohen Temperaturen,
- b) Feststoffkatalysierte Reaktion in der Gasphase,
- c) Feststoffkatalysierte Reaktion in der Flüssigphase,
- d) Homogen katalysierte Prozesse in der Flüssigphase und
- e) Enzymatische Katalyse.

Die unter a) genannte **katalysatorfreie Oxidation** von Methan mit Sauerstoff folgt einem Radikalmechanismus und beinhaltet über 1000 Elementarreaktionen. Zhang et al. zeigten, dass diese Reaktion bei 470°C und einem Methandruck von 5 MPa einen Methanumsatz von 10% und eine Methanolselektivität von 40% aufweist (Zhang et al. 2002b). Dabei ist es wichtig, dass weder die Reaktanden noch das gebildete Methanol mit Metall, wie etwa der Reaktorwand in Berührung kommen (Zhang et al. 2002a). Experimentelle und theoretische Studien zeigten, dass in diesem Prozess keine hohen Methanolausbeuten erhalten werden können, da mit steigendem Methanumsatz die Selektivität sinkt (Holmen 2009).

**Feststoffkatalysierte Reaktion** (b und c) wird in industriellen Prozessen generell bevorzugt, da zumeist eine Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeiten, positive Einflüsse auf die Selektivität und die Milderung der Reaktionsbedingungen erreicht werden und die Abtrennung einfacher ist. In Anlehnung an die Katalysatoren, welche für die Synthesegas-Routen eingesetzt werden, ist z. B. Cu-ZnO auf SiO<sub>2</sub> oder Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ein potenzieller Katalysator. Dabei zeigt sich, dass

mit SiO<sub>2</sub> als Träger, die Selektivität zu Methanol auch bei erhöhten Temperaturen bestehen bleibt. Weiterhin wurden modifizierte Zeolithe, insbesondere H-ZSM-5, Na-ZSM-5 und Mordenit, in welchem Netzwerk-Al<sub>3+</sub> selektiv gegen Fe<sup>3+</sup> ausgetauscht wurde, als Träger für Eisen und Kupfer untersucht. Über Fe@Na-ZSM-5 konnten hohe Methanelselektivitäten bis zu 75% beobachtet werden, jedoch nur bei Methanumsätzen unter 0,1%. Die Suche nach geeigneten Katalysatoren setzt sich kontinuierlich fort. So werden Molybdänoxid oder Vanadiumoxid auf verschiedenen Trägern (Silica, Lanthan-Kobalt-Mischoxide, ...), Eisen auf Sodalith, Cu-Fe-Pyrophosphate oder verschiedene Heteropolysäuren untersucht und diskutiert.

Effizientere Möglichkeiten zur Direktumsetzung von Methan zu Methanol finden sich in der **homogenen** (d) sowie der **enzymatischen Katalyse** (e). Bereits 1998 beschreiben Periana et al. (Periana et al. 1998) in einem kurzen Artikel in Science, dass sich mit einem (bpym)PtCl<sub>2</sub>-Komplex die DMTM mit einer Ausbeute von ca. 70% ermöglichen lässt. Als Lösungs- und Oxidationsmittel dient dabei konzentrierte Schwefelsäure. Weiterhin wird Schwefeltrioxid (SO<sub>3</sub>) als Oxidans benötigt. Obwohl es sich hierbei um einen 3-stufigen Prozess handelt, entspricht die Netto-Reaktionsgleichung der der DMTM. Das bedeutet, dass, bei geeigneter technologischer Ausführung, die intermediär gebildeten Produkte vollständig im Prozess recycelt werden können. Der Prozess beinhaltet die Oxidation von Methan zu Methansulfonsäure mittels Schwefelsäure und SO<sub>3</sub> (Reaktionsgleichung 32, Schritt 1), die Hydrolyse der Methansulfonsäure zu Methanol unter Rekuperation der Schwefelsäure (Reaktionsgleichung 33, Schritt 2) und die Oxidation von SO<sub>2</sub> zu SO<sub>3</sub> als Recyclingmaßnahme (Reaktionsgleichung 34, Schritt 3).



Die Schritte 1 und 2 verlaufen gleichzeitig, so dass das Methanol letztendlich in der Schwefelsäure direkt anfällt und ein weiterer Trenn- und Aufreinigungsschritt erforderlich ist. Eine industrielle Umsetzung dieses Verfahrens ist uns derzeit nicht bekannt.

Eine weitere Möglichkeit besteht in der **enzymatischen Katalyse**. Methanotrophe Bakterien haben die bemerkenswerte Eigenschaft Methan selektiv und mit hohen Umsätzen zu Methanol zu metabolisieren (Bjorck et al. 2018). Diese Mikroorganismen nutzen die Methan-Monooxygenase (MMO) um diese Reaktion bei Raumtemperatur durchzuführen. MMO ist ein Cu-basiertes Enzym, welches in 2 Formen, der partikulären (pMMO) und der löslichen (sMMO, soluble MMO) Form, auftritt (Ross et al. 2017). Auch auf diesem Gebiet gibt es vielfältige Forschungstätigkeiten. Industrielle Reife wurde jedoch bislang nicht erreicht.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die DMTM Reaktion im Hinblick auf eine neue Plattform-Methanolchemie als sehr vielversprechend gilt. Das wohl größte Problem, das es jedoch noch zu bewältigen gibt, ist die Notwendigkeit der drastischen Steigerung der Methanolausbeute und der entsprechenden Verringerung der CO- und CO<sub>2</sub>-Oxidationsprodukte. Eine solche Entwicklung ist schwierig, da die Methan-C-H-Bindung zu den am wenigsten reaktiven gehört und das gewünschte Oxidationsprodukt (Methanol) entsprechend reaktiver ist, sodass es vor der Rückgewinnung verbraucht wird. Folglich können bei dieser Reaktion nur unwirtschaftlich niedrige Ausbeuten in einem Durchgang erhalten werden und die notwendigen Produktseparationsschritte sind enorm energieintensiv und unwirtschaftlich.

### 2.8.2.10 Co-Elektrolyse von Wasser und CO<sub>2</sub> mittels Hochtemperatur-Festoxidzelle

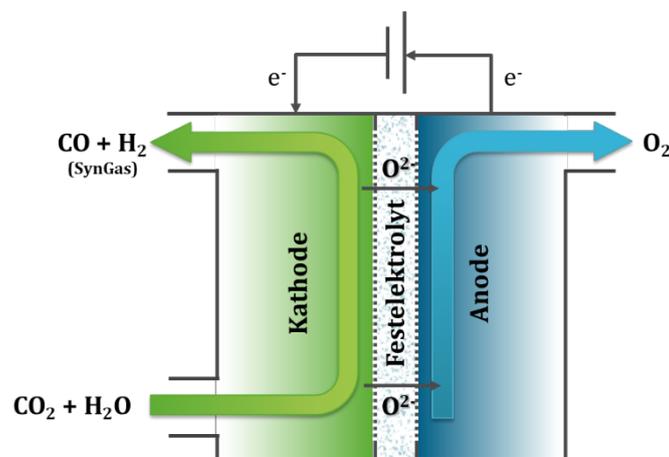
Die Co-Elektrolyse von CO<sub>2</sub> und Wasser in einer Hochtemperatur-Festoxidelektrolysezelle stellt eine potenziell schadstofffreie Methode dar, um Synthesegas zu erzeugen. Festoxid-Zellen bieten eine sehr effiziente Nutzung von Strom und Wärme mit einem Wirkungsgrad von nahezu 100% Strom zu Synthesegas. Diese Gründe deuten darauf hin, dass diese Art von Technologie ein erhebliches Potenzial für zukünftige Energiestrategien haben könnte.

Als Edukte werden nur Wasser und CO<sub>2</sub> benötigt, welche mithilfe von elektrischem Strom zu Wasserstoff, Kohlenmonoxid und Sauerstoff umgesetzt werden. Dabei laufen an der Kathode 2 Reduktionen gleichzeitig ab. Die Teilreaktionen sind in Reaktionsgleichung 35 und Reaktionsgleichung 36 dargestellt und ein schematischer Aufbau ist in Abbildung 12 gezeigt.

**Reaktionsgleichung 35:**  $CO_2 + 2 e^- \rightarrow CO + O^{2-}$   
(Elektrolytische Reduktion von CO<sub>2</sub>)

**Reaktionsgleichung 36:**  $H_2O + 2 e^- \rightarrow H_2 + O^{2-}$   
(Elektrolytische Reduktion von H<sub>2</sub>O)

**Abbildung 12: Schematische Darstellung einer Hochtemperatur-Co-Elektrolyse-Zelle zur Umsetzung von CO<sub>2</sub> mit Wasser und Strom zu Synthesegas.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Der Grundstein hin zur großtechnisch umgesetzten Co-Elektrolyse in der Hochtemperatur-Festoxidzelle wurde im Rahmen des Forschungsprojekts sunfire (BMBF, Förderkennzeichen 01RC1110C, 2012-2014) in welchem unter anderem das *Forschungszentrum Jülich (FZJ)* und die *Sunfire GmbH* als Projektpartner mitwirkten (FZJ 2012). Darin wurde zunächst eine Pilotanlage zur Wasserelektrolyse entwickelt und mit einem selbständigen rWGS-Reaktor gekoppelt, in welchem CO synthetisiert wurde. Die Gasströme aus diesen zwei Schritten wurden anschließend kombiniert, um über Fischer-Tropsch-Synthese länger-kettige Kohlenwasserstoffe für den Einsatz als synthetische Kraftstoffe (e-crude, e-fuel) zu erzeugen. Die Abteilung „Ganzheitliche Bilanzierung“ am Lehrstuhl für Bauphysik der Universität Stuttgart, ebenfalls sunfire-Projektpartner, befasste sich mit der Ökobilanzierung des Prozesses, wobei die Systemgrenze über die Co-Elektrolyse hinaus bis zur Umwandlung des Synthesegases zu synthetischen Kraftstoffen reichte (vgl. Abschlussbericht Arbeitspaket D Ökobilanz), (Universität Stuttgart 2016).

Die Weiterentwicklung dieser Wasserelektrolyse hin zur industriellen Co-Elektrolyse begann im Rahmen des Kopernikus-Projekts P2X (BMBF, Verbundvorhabennummer 01173379/1,

Fördernummer 03SFK2Q0, 2016-2019). Darin demonstrierte die *Sunfire GmbH* seit November 2018 den stabilen Betrieb einer 10 kW Gleichstrom-Anlage in Dresden und bietet diese Technologie unter der Bezeichnung SynLink an (Sunfire 2019),(Enargus 2019).

Aufbauend auf diesem Erfolg startete im Januar 2019 das Verbundprojekt SynLink (BMW, Vorbundvorhaben Nr. 01183463/1, 2019-2021, Gesamtfördersumme ca. 7,5 Mio. €) (Enargus 2019). Im Teilprojekt der *Sunfire GmbH* (BMW, Förderkennzeichen 03EIV031A, 2019-2021, Teilfördersumme ca. 1,8 Mio. €) soll die SynLink-Technologie skaliert (von derzeit 10 kW DC auf 150 kW DC) und an den Partner wie *Nordic Blue Crude AS* ausgeliefert werden, welcher aus dem Synthesegas über Fischer-Tropsch-Synthese die Herstellung von synthetischen Kraftstoffen avisiert. (Sunfire 2021) Eine Markteinführung ist ab 2021 geplant. (Sunfire 2021) Eine Markteinführung ist ab 2021 geplant. Im Teilprojekt des *Fraunhofer CBP* (BMW, Förderkennzeichen 03EIV031E, 2019-2021, Teilfördersumme ca. 1 Mio. €) soll die Weiterentwicklung der Methanolsynthese aus CO<sub>2</sub>-reichem Synthesegas, welches mittels SynLink-Technologie erzeugt wird, von TRL 3 auf TRL 6 durchgeführt werden, so dass zu Projektende eine Pilotanlage in Leuna errichtet sein soll (CBP Fraunhofer 2021). Eine Bewertung dieser Pilotanlage im Vergleich zur Methanol-Direktsynthese aus CO<sub>2</sub>, wie sie z. B. von *CRI* in der George-Olah-Anlage (vgl. Abschnitt 2.8.2.1) in Island erfolgt, sollte zu gegebener Zeit durchgeführt werden.

Das Forschungszentrum Jülich arbeitet ebenfalls im Rahmen des Kopernikus-Projekts P2X an einer Hochtemperatur-Co-Elektrolyse (BMBF 2021a). Eine marktnahe Technologie ist uns nicht bekannt.

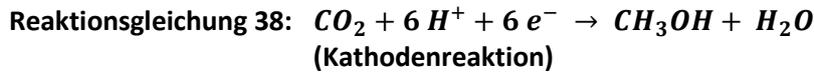
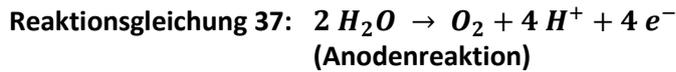
Details zum Stand der Forschung und Technik bezüglich Materialien und Technologien für die Hochtemperatur-Co-Elektrolyse wurden 2017 von Zhang et al. in Form eines Review-Artikels veröffentlicht (Zhang et al. 2002a). Des Weiteren gibt *Haldor Topsøe* an, in eine Produktionsanlage für hocheffiziente Festoxid-Elektrolyseure (SOEC) mit einer Gesamtkapazität von 500 Megawatt pro Jahr zu investieren, mit der Option auf eine Erweiterung auf 5 Gigawatt pro Jahr. Die Anlage soll bis 2023 fertiggestellt sein.

#### **2.8.2.11 Niedertemperatur-Co-Elektrolyse von CO<sub>2</sub> und Wasser mittels inverser Methanol-Brennstoffzelle**

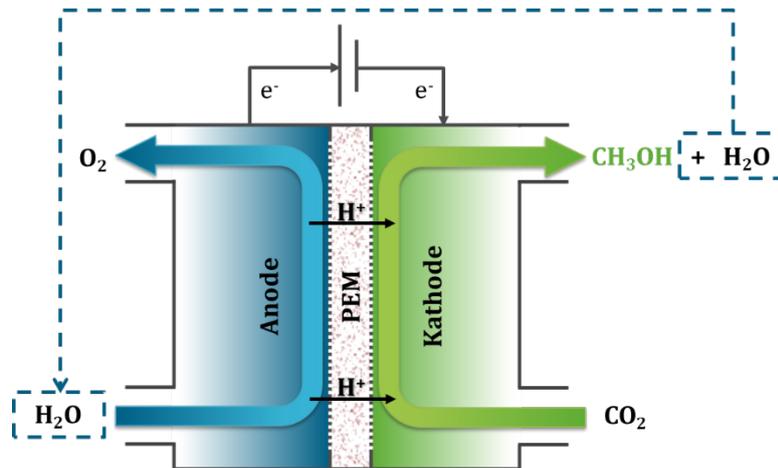
Die Niedertemperatur-Co-Elektrolyse entspricht einer inversen Methanol-Brennstoffzelle. Dabei werden also nicht Methanol und Wasser unter „Freisetzung“ von elektrischem Strom zu CO<sub>2</sub> und Sauerstoff elektrolysiert, sondern entsprechend die Rückreaktion unter Einsatz von elektrischer Energie erzwungen. Die Idee ist, diesen Prozess umzukehren, so dass Strom verwendet wird, um die Energie bereitzustellen, die für die Durchführung der im Wesentlichen umgekehrten Verbrennung von Methanol erforderlich ist. Eine schematische Darstellung einer solchen Zelle ist in Abbildung 13 gezeigt. Die Teilreaktionsgleichung an der Anode und Kathode sind in Reaktionsgleichung 37 und Reaktionsgleichung 38 dargestellt. Das Methanol muss durch Destillation von dem gebildeten Wasser getrennt werden. Das so wiedergewonnene Wasser kann dann der Elektrolyse zurückgeführt werden.

Derzeit bleibt dieses Forschungsgebiet im Labormaßstab und es sind Arbeiten zur Entwicklung von Elektroden und Zellen für die direkte selektive Umwandlung von CO<sub>2</sub> in Methanol (z. B. ohne separate H<sub>2</sub>-Produktion) erforderlich. Vor der Vermarktung müssen die Elektroden eine erhöhte Selektivität, Produktivität und Stabilität aufweisen und der Einsatz von Edelmetallen und anderen seltenen Elementen sollte minimiert bzw. vermieden werden. Forschung ist auch erforderlich, um die Nutzung intermittierender elektrischer Energie aus erneuerbaren Quellen zu ermöglichen, neuartige Membranen und Zelldesigns zu entwickeln sowie gleichzeitig die

Kohlenmonoxid-Ausbeute, die Energieeffizienz und die Stromdichte auf großen Elektrodenflächen während der Reduktion zu steigern.



**Abbildung 13:** Schematische Darstellung einer inversen Methanol-Brennstoffzelle zur Herstellung von Methanol aus CO<sub>2</sub>, Wasser und Strom.



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Im Rahmen des Kopernikus-Verbundprojekts P2X (BMBF, Verbundvorhabenummer 01173379/1, Fördernummer 03SFK2Q0, 2016-2019) befasst sich das Forschungscluster A2 mit der Entwicklung dieses Systems (BMBF 2021a).

### 2.8.2.12 Photoelektrochemische Zelle

Die Photoelektrochemische Zelle (PEC, photoelectrochemical cell) (Abbildung 14) kann als Weiterentwicklung der in Abschnitt 2.8.2.11 beschriebenen Technologie betrachtet werden, wobei teilweise oder gänzlich auf eine externe Stromversorgung verzichtet werden kann. Die für die Reaktion benötigte elektrische Spannung wird durch Bestrahlung von Photokathoden mit Licht erzeugt. Zur Steigerung des Potentials können auch Tandem-Zellen genutzt werden, in welchen sowohl die Anode als auch die Kathode Lichtenergie zur Ladungstrennung absorbieren können. Alternativ oder zusätzlich wird auch eine geringe externe Spannung, sogenannte „bias voltage“ angelegt, um die benötigten Spannungen zu erreichen.

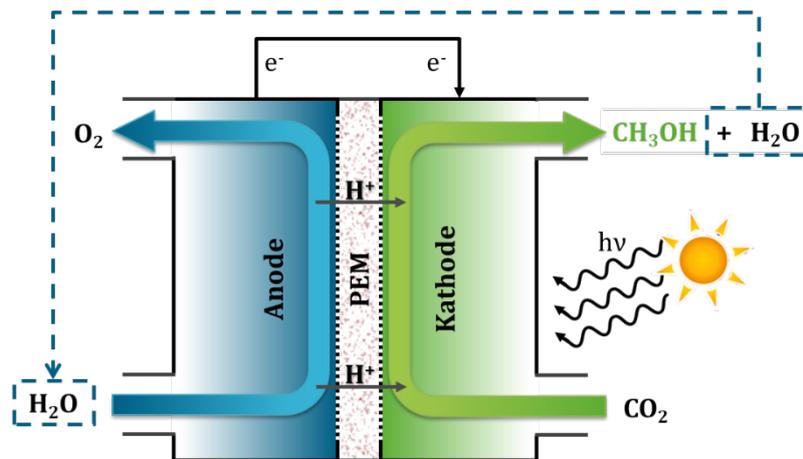
Die von den halbleitenden Elektroden absorbierte Lichtenergie erzeugt die nötigen Photospannungen und -ströme, um die Reduktions-/Oxidationsreaktion anzustoßen. Die Gesamtreaktion ist in Reaktionsgleichung 39 gezeigt. Mit Elektroden mit einer Kupferoxid-Dünnschichtoberfläche kann CO<sub>2</sub> selektiv zu Methanol mit einer faradayschen Ausbeute von 38% reduziert werden. Jedoch bilden sich an CuO-Elektroden auch CO sowie H<sub>2</sub> als Nebenprodukte in erheblichen Maßen, so dass die Methanolselektivität und entsprechend die Ausbeute stark reduziert wird. Andere Produkte können durch die Verwendung verschiedener Elektroden hergestellt werden, deren Oberflächenchemie für die Produktbildung, Selektivität und Ausbeute entscheidend ist.

Um die photoelektrochemische CO<sub>2</sub>-Nutzung und Energiespeicherung über das Labor hinaus voranzutreiben, müssen folgende Herausforderungen bewältigt werden:

- ▶ Reduzierung der Abhängigkeit von teuren Materialien (z. B. Edelmetalle oder andere teure Katalysatorsysteme wie ionische Flüssigkeiten als Elektrokatalysatoren),
- ▶ Steigerung der Methanol-Selektivität durch Wahl geeigneter Materialien für Photokathoden oder das Design von Tandemzellen,
- ▶ Steigerung der Lichtabsorptionseffizienz des Photosensibilisators und folglich der Energieeffizienz der PEC,
- ▶ Erweiterung des Verständnisses der Elektrokatalysemechanismen an den Halbleitergrenzflächen und die der gebildeten Zwischenprodukte.



**Abbildung 14:** Schematische Darstellung einer Photoelektrochemischen Zelle zur Methanolsynthese aus CO<sub>2</sub>, Wasser und Strom.



Der Strom wird durch photo-induzierte Ladungstrennung in der Kathode erzeugt.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

### 2.8.3 Fazit

In diesem Abschnitt wurden unterschiedlichste auf CO<sub>2</sub> basierende Methoden und Technologien zur Methanolherstellung aufgezeigt. Als Referenz wurden ebenfalls konventionelle Verfahren zur Synthesegas-Herstellung beschrieben, welche zumeist kein CO<sub>2</sub> als Quelle nutzen, jedoch so umgestellt werden können, dass das umgesetzte Methan CO<sub>2</sub>-basiert wäre (vgl. Sabatier Reaktion).

Die vielversprechendste Methode ist die direkte Hydrierung von CO<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>-reichem Synthesegas, welche mit TRL 7-8 bewertet wird (vgl. Abschnitt 2.8.2.1).

Zu den aufstrebenden Technologien zur Methanolsynthese und Synthesegas-Produktion zählen die elektrochemischen Routen, vgl. 2.8.2.10 und 2.8.2.11). Deren technologische Reife ist jedoch noch gering und muss im Hinblick auf Selektivität, Energieeffizienz und Lebensdauer weiterentwickelt werden.

Bei der Bewertung der Umweltauswirkungen aller Power-to-Methanol Prozesse muss besonders darauf geachtet werden, aus welchen Quellen die benötigte Energie gewonnen wird. So muss der

Anteil an erneuerbaren Energiequellen einen bestimmten Prozentsatz vom Strommix erreichen, damit gewährleistet wird, dass beim Prozess mehr CO<sub>2</sub> eingespart als im Gegenzug emittiert wird.

Informationen zu Energie-, Wasser- und Rohstoffverbrauch sind bisher nur auf Basis stöchiometrischer Rechnungen zugänglich. Andere Umweltaspekte wie Maßnahmen zur Effizienz, benötigte Hilfsstoffe, Anfall von Abfall, Rückgewinnung und Wiederverwertung von Stoffen und Abfällen, Emissionen in Boden, Wasser und Luft, Einsatz gefährlicher Stoffe sind nicht bekannt. Da die Verfahren aktuell in lediglich wenigen Demonstrationsanlagen betrieben werden, können keine verlässlichen Hochrechnungen bzgl. dieser Aspekte durchgeführt werden.

Der Großteil der Produktionskosten (60-70%) für konventionelles Methanol aus der Methanreformierung werden den Investitions- und Betriebskosten des Reformers zugeschrieben. Daher gibt es auch eine ökonomische Motivation zur Entwicklung alternativer Routen, wie beispielsweise die Co-Elektrolyse in der Hochtemperatur-Festoxidzelle. Eine Abschätzung der Investitions- und Betriebskosten wird letzten Endes darüber entscheiden, ob ein Nachrüsten bestehender Anlagen, die Errichtung neuer Anlagen oder der Erhalt des Status-Quo lukrativer ist. Obwohl konventionelle Synthesegas-to-Methanol Verfahren mehrere Prozessschritte nutzen und energieintensiv sind, besteht der Ausgleichsfaktor für diese Prozesse darin, dass bereits etablierte Infrastrukturen, Anlagen und Reaktoren bestehen und nicht neu errichtet werden müssen. Die Möglichkeit, bestehende Reaktoren und Anlagen zu nutzen und nicht neue Anlagen bauen zu müssen, bietet erhebliche wirtschaftliche Vorteile für jedes Unternehmen. Mit Hinblick auf die Verknappung fossiler Ressourcen und der voranschreitenden Lebensdauer der Anlagen, wird sich diese Einschätzung jedoch voraussichtlich verschieben. Dabei stellen politische und geografische Einflüsse gleichermaßen wichtige Faktoren für die ökonomische Bewertung dar.

Aktuell ist die großtechnische, kohlenstoffarme H<sub>2</sub>-Produktion allerdings noch teuer. Dies führt dazu, dass die Kosten für die Methanolproduktion aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> derzeit um den Faktor 3-5 oder mehr höher sind als bei der konventionellen Dampfreformierung von Erdgas. Daher ist in den meisten Fällen die Hydrierung von CO<sub>2</sub> zu Methanol im Vergleich zur Reduktion von CO aus der Dampfreformierung von Methan finanziell nicht konkurrenzfähig. Ausnahmen lassen sich jedoch durchaus in sogenannten Sweet-Spots finden. So ermöglicht der in Island relativ preiswerte geothermische Strom eine energieintensive, aber nachhaltigere Erzeugung von H<sub>2</sub> durch Elektrolyse von Wasser.

Weiterhin fällt auf, dass die Wasserstoffeffizienz der CO<sub>2</sub>-Reduktion geringer ist als bei der CO-Reduktion. Für die Methanolherstellung aus CO werden lediglich 2 Wasserstoffmoleküle benötigt, während für die Methanolherstellung aus CO<sub>2</sub> 3 Wasserstoffmoleküle umgesetzt werden und ein Molekül Wasser dabei entsteht. Dieses Wasser muss erneut zu Wasserstoff elektrolysiert werden, was die Prozesskosten um mindestens 33% erhöht.

Zwei weitere attraktive, jedoch noch nicht ausgereifte Methoden sind die direkte Methanolsynthese aus Methan unter Nutzung von methanotrophen Bakterien, oder die direkte katalytische Umsetzung von Methan zu Methanol durch partielle Oxidation. In beiden Fällen muss das genutzte Methan aus CO<sub>2</sub> hergestellt werden, damit diese Methoden einen begünstigenden Einfluss in Bezug auf die Verringerung von CO<sub>2</sub>-Emissionen haben.

Zu den verschiedenen Elektrolyseverfahren und zur Fischer-Tropsch-Synthese sind in der Vergangenheit viele Studien und wissenschaftliche Publikationen veröffentlicht worden. Viele der oben genannten Prozesse können mit einem TRL von über 6 bewertet werden. Aus diesem Grund sehen wir die Möglichkeit, belastbare Ergebnisse und Prognosen im Rahmen einer LCA zu erhalten. Unter anderen hat sich die Arbeitsgruppe von Herrn Prof. Dr. André Bardow, Lehrstuhl

für Technische Thermodynamik und Institut für Thermodynamik der RWTH Aachen, bereits mit der ökobilanziellen Bewertung von Power-to-Methanol beschäftigt (Sternberg et al. 2017). Des Weiteren werden im Rahmen des Kopernikus-Projekts P2X LCA-Ergebnisse zu Power-to-X-Technologien erwartet.

Eine Ökobilanz zur sunfire PtL-Pilotanlage Fuel 1 am Standort Dresden wurde von der Universität Stuttgart, Abteilung Ganzheitliche Bilanzierung (GaBi), 2015 veröffentlicht. Das Ergebnis ist, dass die synthetische Dieselproduktion mittels PtL das Potenzial zeigt, im Vergleich zu fossilem Diesel, Emissionen einzusparen, wenn der Strom aus erneuerbaren Quellen verwendet wird. Die Fuel 1-Pilotanlage könnte auch Methanol als Zielprodukt synthetisieren, was im Verbundprojekt SynLink durch das Fraunhofer CBP bis Dezember 2021 untersucht wurde.

Zum aktuellen Zeitpunkt können keine weiteren Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen zu den oben genannten Verfahren gemacht werden.

## 2.9 Polyurethan aus Polyethercarbonatpolyol

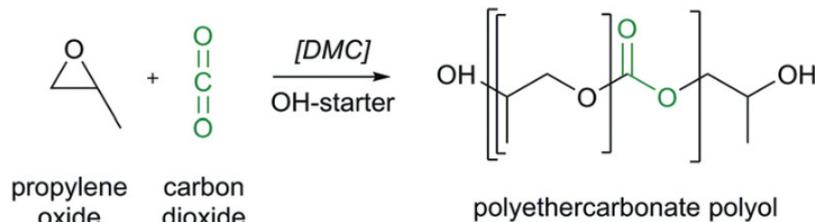
Polyurethan (PUR) ist ein weit verbreiteter Massenkunststoff, der normalerweise komplett auf Erdöl basiert. Es wird konventionell durch die Umsetzung eines Isocyanats (R-N=C=O) mit einem Polyol (HO-R-OH) zu Polymerketten hergestellt, die über Carbamatverbindungen miteinander verbunden sind. Polyurethan ist also ein Polycarbamat, wird aber nicht durch Polymerisation von Carbamaten hergestellt. Zwischen 2010 und 2017 wurden in Deutschland Polyurethane in einer Jahrestonnage zwischen 1,1 und 1,3 Mio. Tonnen produziert (VCI 2023a). Weltweit werden ca. 5 Mio. t im Jahr hergestellt, mit einem Marktwert von über 10 Mrd. €. Die größten Abnehmer von Polyurethanen sind die Möbel- und Holzindustrie (30%), die Bauindustrie (25%) und die Automobil- und Transportindustrie (15%). Der Anwendungsbereich kann sich, je nach verwendeter Kombination von Isocyanaten und Polyolen, vom Fahrzeugbau (z. B. Gehäuse, Scheinwerfer) über Elektro- und Apparateile (z. B. Computergehäuse, CDs), medizinische Anwendungen (z. B. Wirkstoffkapseln, Wundversorgung), landwirtschaftliche Anwendungen (z. B. bioabbaubare Planen), Verpackungsmaterialien (z. B. Taschen, Füllmaterialien, Hygieneprodukte) bis hin zu Verbrauchsgütern (z. B. Flaschen) erstrecken (Bazzanella und Krämer 2017).

Ein innovatives Polyol zur Herstellung von Polyurethan ist Polyethercarbonatpolyol. *Covestro* (ehemals *Bayer MaterialScience*) patentierte im Jahr 2010 eine Methode zur Herstellung von Polyethercarbonatpolyolen. Bei dem entwickelten Verfahren wird ein Teil des Öls in Polyethercarbonatpolyol durch CO<sub>2</sub> ersetzt. Die neuartige Polymerreaktion soll einen Wandel der Rohstoffbasis unterstützen und einen Beitrag zur Nachhaltigkeit leisten. Bei dem Verfahren wird Polyethercarbonat aus CO<sub>2</sub> und Epoxiden synthetisiert. Die Verwendung spezieller Katalysatorklassen führt zur Copolymerisation von Epoxid und CO<sub>2</sub> zu Polymeren, die sowohl Carbonat- als auch Ethergruppen enthalten.

*Covestro* hat mit eigenen Mitteln eine kommerzielle Anlage in Dormagen aufgebaut, die 2016 in Betrieb genommen wurde. Das Zielprodukt ist das neuartige Polyol mit einem CO<sub>2</sub>-Anteil von 20% bezogen auf die Produktmasse. Das Polyol ist eine zentrale Komponente für einen Polyurethanschaum (cardyon™), der unter anderem für die Herstellung von Schaumstoffmatratzen genutzt werden soll. Die kommerzielle Anlage in Dormagen hat eine Produktionskapazität von 5.000 Tonnen Polyethercarbonatpolyol im Jahr 2016 (COVESTRO 2019). Das eingesetzte CO<sub>2</sub> stammt dabei aus einer am Standort vorhandenen Ammoniakanlage der Firma *Ineos*. Bei der Ammoniaksynthese entsteht hochreines CO<sub>2</sub> als Nebenprodukt.

### 2.9.1 Beschreibung des Prozesses

Bei dem Prozess handelt es sich um eine Polymerisation von Propylenoxid und Kohlendioxid zu Polyethercarbonatpolyolen unter Verwendung von Doppelmetallcyanidkomplexen (DMC-Katalysatoren) und einem multifunktionalen Alkohol als Starter. Bei der Polyolsynthese kann das CO<sub>2</sub>-Molekül direkt in Polycarbonat-Einheiten eingefügt werden. Dies kann ohne weitere energieintensive Prozessschritte realisiert werden. Reaktionsgleichung 40 zeigt die Reaktionsgleichung der Polymerisation zum Polyethercarbonatpolyol.

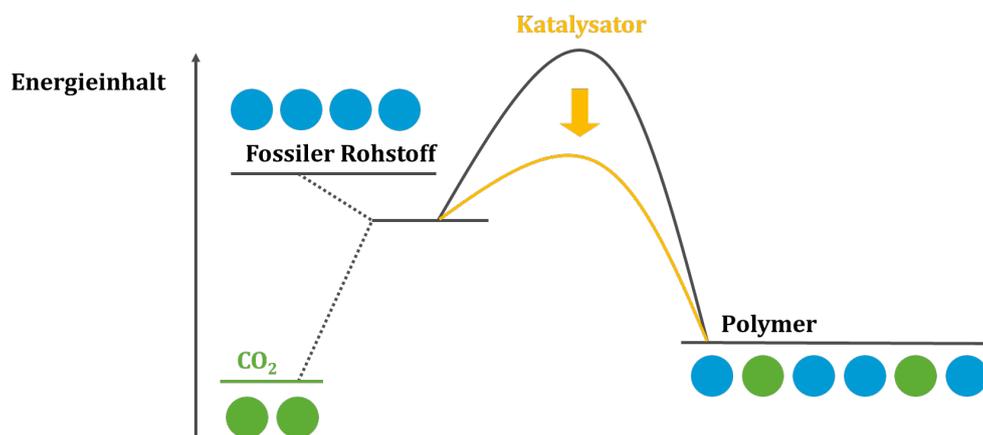


Reaktionsgleichung 40:

**(Polymerisation von Propylenoxid und CO<sub>2</sub> zum Polyethercarbonatpolyol unter Verwendung eines DMC-Katalysators und eines multifunktionalen Alkohols als Starter (Eigene Darstellung nach (von der Assen und Bardow 2014))).**

Die Abbildung 15 zeigt schematisch, wie CO<sub>2</sub>-Moleküle fossile Rohstoffe ersetzen können und in Polymere gespeichert werden.

Abbildung 15: Einbindung von CO<sub>2</sub> in ein Polymer.



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach Covestro.

Aufgrund einer günstigen Glasübergangstemperatur und niedriger Viskosität können Polyethercarbonatpolyole problemlos zu Polyurethan (PUR)-Schaumstoffen verarbeitet werden (Langanke et al. 2014). Im Projekt DreamProduction wurde im Gegensatz zum etablierten Verfahren in Dormagen, das benötigte CO<sub>2</sub> aus dem RWE-betriebenen Kohlekraftwerk in Niederaußem gewonnen und an die Pilotanlage in Leverkusen geliefert. Der Kraftwerksblock lieferte eine Nettoleistung von 950 MW bei einer Effizienz von 43 %. Die Anlage ist mit einer Pilotanlage zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung ausgestattet, die nach der Verbrennung 300 kg h<sup>-1</sup> CO<sub>2</sub> aus einem Rauchgasbypass mit einer Abscheidungsrate von 90% abscheidet (Moser 2011). Ein Lösungsmittel auf Aminbasis wird mit einem theoretischen Regenerationswärmebedarf von 2760 MJ pro Tonne abgefangenem CO<sub>2</sub> betrachtet, was einem äquivalenten Arbeitsverlust von 123 kWh<sub>el</sub> pro Tonne abgefangenem CO<sub>2</sub> entspricht (Boot-Handford et al. 2019),(Moser 2011). Nach der CO<sub>2</sub>-Abtrennung wird der CO<sub>2</sub>-Strom in eine Pilotanlage zur

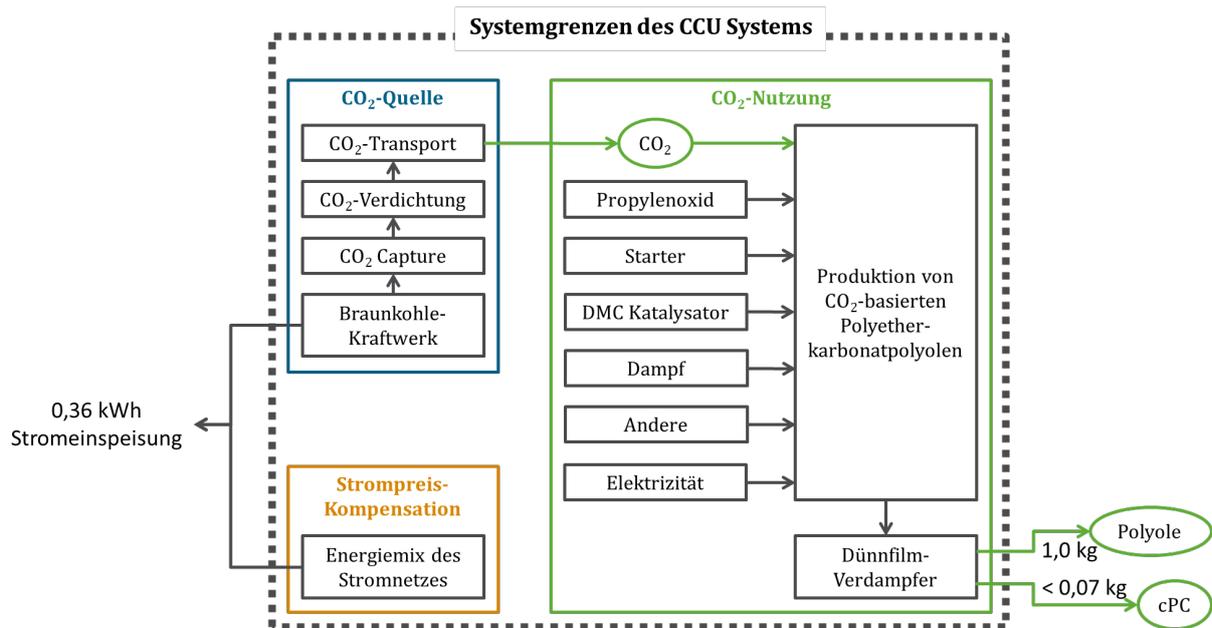
CO<sub>2</sub>-Reinigung, -Verdichtung und -Abfüllung geleitet. Die Reinigung, Verdichtung auf 17,5 bar und die Befüllung erfordert 142 kWh Strom pro Tonne CO<sub>2</sub>. Gereinigtes CO<sub>2</sub> erreicht den EIGA-Standard, entsprechend der Lebensmittelqualität (European Industrial Gases Association 2016) und hat sich für die Synthese von Polyolen bewährt. CO<sub>2</sub>-Flaschen werden per Lastkraftwagen zur 40 km entfernten Polyolproduktion nach Leverkusen transportiert. Der Bau des Braunkohlekraftwerks und der Anlage zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung und -Verarbeitung hat sich als geringfügig an den Gesamtlebenszyklusausswirkungen beteiligt ergeben (Schreiber et al. 2020) und wurde daher in der Ökobilanz nicht berücksichtigt. Die Stromabgabe des Kraftwerks an das Netz wird durch die Prozesserweiterung um 265 kWh pro Tonne abgeschiedenes CO<sub>2</sub> reduziert.

### 2.9.2 Fazit

Durch eine Ökobilanz der RWTH Aachen konnte nachgewiesen werden, dass der CO<sub>2</sub>-Fußabdruck des Gesamtprozesses im Vergleich zum Referenzprozess deutlich reduziert werden konnte. Dies ist maßgeblich auf die Reduzierung der Epoxidmenge in der CO<sub>2</sub>-basierten Route zurückzuführen. In der Herangehensweise der RWTH Aachen wurde eine „Cradle-to-Gate“ LCA durchgeführt, da die Nutzungsphase für das Molekül unabhängig von der Herstellungsrouten identisch ist. Daher wurde nur die Herstellung von Polyolen in Betracht gezogen, da die Produkteigenschaften für CO<sub>2</sub>-basierte und konventionelle Polyole sowie für die nachfolgenden Polyurethane ähnlich sind. Die nachfolgenden Prozesse des Polyurethanschäumens, der Schaumnutzung und der Schaumentsorgung sind für CO<sub>2</sub>-basierte und konventionelle Polyole ähnlich und wurden daher vernachlässigt.

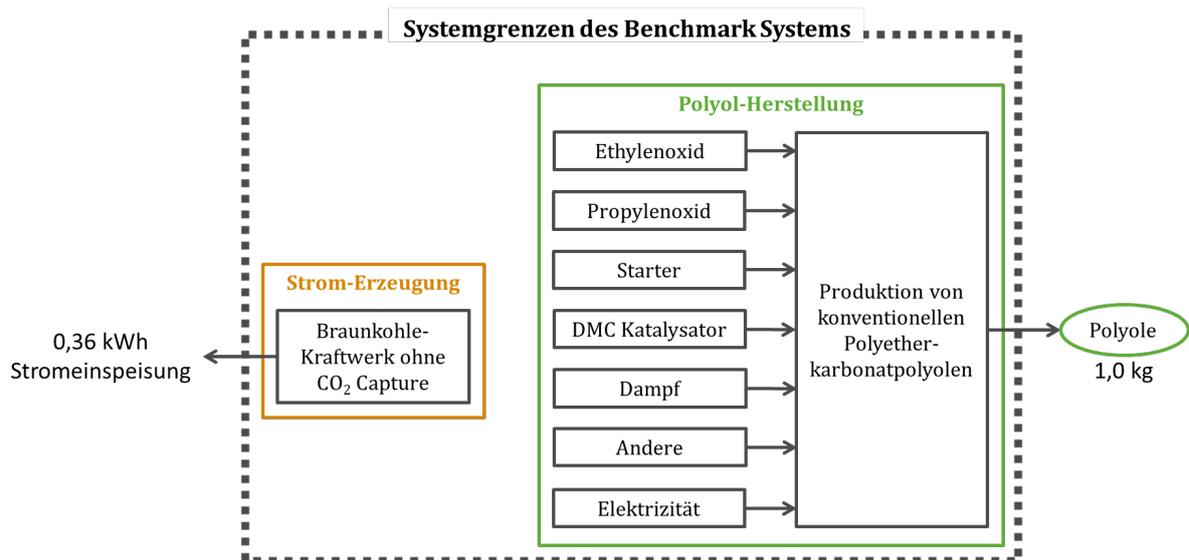
In Abbildung 16 sind die Systemgrenzen des CO<sub>2</sub>-Prozesses dargestellt und in Abbildung 17 sind die Systemgrenzen des Benchmark-Prozesses dargestellt.

**Abbildung 16: Systemgrenzen des CCU-Systems.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (von der Assen 2015).

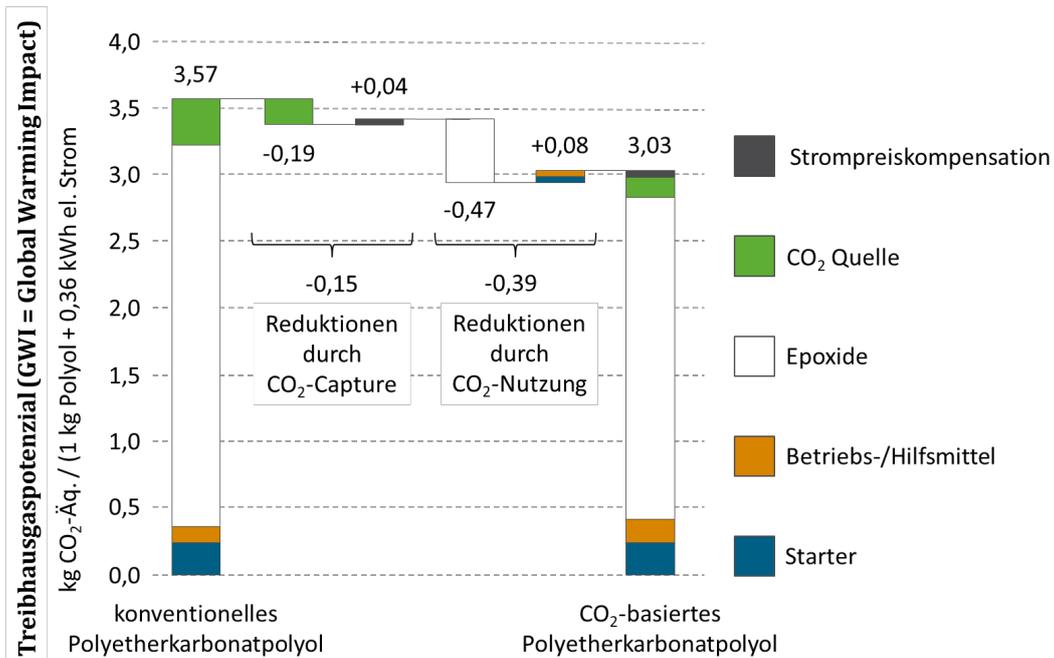
Abbildung 17: Systemgrenzen des Benchmark-Systems.



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (von der Assen 2015).

In der Abbildung 18 wird der Global Warming Impact des CO<sub>2</sub>-basierten Polyethercarbonat Polyols mit dem des konventionellen Polyols verglichen. Die Auswirkungen auf die globale Erwärmung in kg CO<sub>2</sub>-Äquivalenten für das Produktsystem konventioneller Polyetherpolyole (links) und CO<sub>2</sub>-basierter Polyethercarbonat Polyole (rechts, 20%<sub>Gew</sub> CO<sub>2</sub>-Gehalt).

Abbildung 18: Vergleich der konventionellen und der CO<sub>2</sub>-basierten Route zu Polyolen im DreamProduction Projekt im Hinblick auf den Einfluss zur globalen Erwärmung. Eine Reduktion der CO<sub>2</sub>-Emissionen um 15% wird durch die neu entwickelte Route erreicht.



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (von der Assen 2015).

Als CO<sub>2</sub>-Quelle wurde das Kohlekraftwerk in Niederaußem betrachtet. Zu den Betriebsmitteln gehören DMC-Katalysator, Dampf, Strom, Dünnschichtmodule und Verdampfer. Die deutliche

Reduzierung der Treibhausgasemissionen rührt aus der CO<sub>2</sub>-Abscheidung (-0,15 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent), der Substitution von Epoxiden mit CO<sub>2</sub> (-0,47 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent) sowie der Änderungen des Polyolprozesses (+0,08 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent).

Die direkte Nutzung von CO<sub>2</sub> für Polyole ermöglicht somit große spezifische Wirkungsreduzierungen von bis zu 4 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent und 2 kg Öl pro kg CO<sub>2</sub>-Verbrauch, wobei die verwertbaren CO<sub>2</sub>-Mengen auf 0,3 kg CO<sub>2</sub> pro kg PUR begrenzt sind (von der Assen 2015).

Unter der Annahme eines durchschnittlichen CO<sub>2</sub>-Gehalts von 20 Gew.-% könnte für die Produktion von Polyethercarbonat-Polyolen theoretisch bis zu 1,6 Mt/a CO<sub>2</sub> als Ausgangsmaterial genutzt werden.

Die Bewertung des *Covestro*-DreamProduction-Prozesses wurde maßgeblich von der RWTH Aachen evaluiert. Die Herangehensweise der LCA ist plausibel, allerdings liegt der Fokus der Analyse hauptsächlich auf den Umweltindikatoren „Ressourceneffizienz“ und „Carbon Footprint“. Weitere relevante Umweltaspekte werden nicht beziffert. Zum aktuellen Zeitpunkt können somit keine weiteren Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen zu den oben genannten Verfahren gemacht werden.

Das Genehmigungsverfahren lief gemäß Bundes-Immissionsschutzgesetz (BImSchG) unter Beteiligung der Öffentlichkeit. Laut *Covestro* und *Currenta*, als Betreiber des Chemieparks Dormagen, legten die Unternehmen dabei Wert auf größtmögliche Transparenz und informierten über die gesetzlich vorgeschriebenen Pflichten hinaus aktiv und aktuell über das Projekt. Die Bezirksregierung Köln ist für den Standort Dormagen zuständig. Die in der umgesetzten Epoxid-Produktionsstraße anfallende Abluft wird der bestehenden Verbrennungsanlage zugeführt. Vor dem Hintergrund des vergleichsweise geringem Volumenstroms und niedriger Fracht der Abluft kommt es zu keiner Änderung der genehmigten Abluftsituation hinsichtlich Staub, organischem Kohlenstoff oder Kohlenmonoxid, die eine Festschreibung der Konzentrationen als Nebenbestimmung erforderlich macht. Insgesamt wurden keine Umweltbeeinträchtigungen erkannt (Bezreg-Köln 2016).

Die 2016 von *Covestro* erstellte erste kommerzielle Fertigungsanlage kann mit einem TRL von 7-8 bereits als hoch eingestuft werden. Entsprechend positiv stellt sich die Datenlage dar. Es existieren mehrere wissenschaftliche Publikationen, die eine gute Einsicht in die Technologie und einzelne Parameter gewähren. Dennoch werden einige relevante Daten in der einschlägigen Literatur nur „verschlüsselt“ wiedergegeben, in diesen Fällen ist eine transparente Rückrechnung auf einzelne relevante Parameter nicht möglich. Ein Großteil der hier verwendeten Daten basiert auf Angaben des Herstellers, die durch andere Veröffentlichungen (basierend auf Simulationen oder Laboranlagen) geprüft wurden.

Je nach gewünschtem Endprodukt (Hart- oder Weichschaum, feste Kunststoffe, usw.) eignen sich unterschiedliche Substitutionsgrade des Polyether-Polyol durch das CO<sub>2</sub>-basierte Polycarbonat-Polyol im Polyurethan. Für Weichschäume kann von einer 100%-igen Substitution ausgegangen werden, was insgesamt einen best case darstellt.

Gegenwärtig werden weitere Einsatzbereiche von PC-Polyolen und PUR untersucht und von Weichschäumen auf Hartschäume, Lacke und Automotive-Anwendungen ausgeweitet. Dabei bleibt jedoch insgesamt zu beachten, dass weiterhin nennenswerte fossile Anteil in der Wertschöpfungskette verbleiben, sofern die als Co-Monomer verwendeten Epoxide (Propylenoxid, Ethylenoxid) nicht auch über CCU synthetisiert werden (Polyurethane für Hartschäume und Lacke).

## 2.10 Polyurethane für Hartschäume und Lacke

Zusätzlich zu den in Kapitel 2.9 beschriebenen Schaumstoffen können Polyurethane auch für andere Anwendungen verwendet werden. Der Einsatz von Polyester-Polyolen zur Herstellung von Hartschäumen, die unter anderem in der Gebäudeisolation verwendet werden, und Lacken ist ein solches Beispiel.

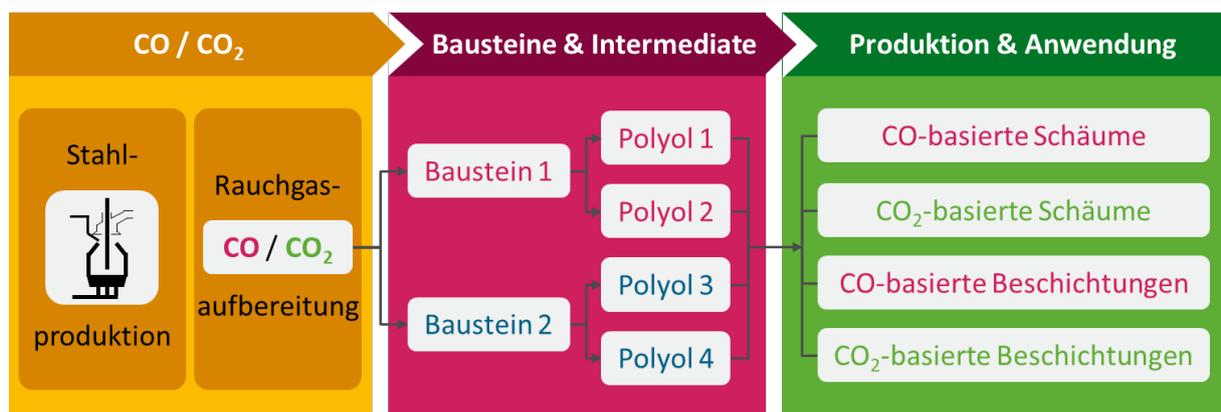
Zusätzlich zum CO<sub>2</sub> kann für die Polyol-Herstellung auch CO verwendet werden. Daher bietet es sich an, Abgase zu verwenden, die auch CO enthalten, wie z. B. Gase der Stahlindustrie. Der Vorteil dabei ist der geringere Reduktionsgrad von CO, der es ermöglicht, insgesamt mehr Kohlenstoff aus dem Gas in die Polyole einzubinden. Hieran forschten 14 europäische Partner im Projekt Carbon4PUR. Ziel des Projekts war es, die Technologie bis Mitte 2020 auf einen TRL von 4-6 weiterzuentwickeln. Dies wurde auch erreicht.

Um eine effiziente Nutzung zu ermöglichen, ist es wichtig, den Aufwand für die Abtrennung und Aufreinigung gering zu halten. Daher wird im Projekt Carbon4PUR intensiv an energieeffizienten Reinigungsverfahren und geeigneten Katalysatoren geforscht, die mit den Unreinheiten umgehen können.

Die industrielle Symbiose nimmt in dem Projekt eine Schlüsselfunktion ein. Der Mehrwert des Prozesses kann nur entstehen, wenn unterschiedliche Industriezweige zusammenarbeiten. Dann lässt sich ein Potenzial an THG-Einsparungen heben, das durch unabhängige Prozesse nicht möglich wäre. Die Verfügbarkeit von CO/CO<sub>2</sub>-reichen Gasen einerseits und Prozessen zu deren stofflichen Nutzung andererseits, verringert die Abhängigkeit von fossilen Rohstoffen und ermöglicht es gleichzeitig Industrien, die nur schwer dekarbonisiert werden können, die entstehenden Abgase nicht in die Luft zu emittieren.

Das Projekt ist mittlerweile abgeschlossen und viele der Prozessdetails bleiben noch vertraulich. Aktuell sind diverse Verfahrensschritte in Patentierungsphase A1. Das allgemeine Verfahrensschema ist in Abbildung 19 dargestellt. Das Verfahren besteht aus zwei getrennten, hintereinander angeordneten Reaktionen, die selektiv jeweils entweder das CO oder das CO<sub>2</sub> zu Grundbausteinen umsetzen, die dann zu Polyolen verarbeitet werden. Bis auf eine Entstaubung und eventuelle Entfernung von Wasserstoff kann das Gas direkt verwendet werden. Hierbei können bis zu 70% der Prozessenergie und 20-60% der CO<sub>2</sub>-Emissionen gegenüber dem konventionellen Prozess gespart werden.

Abbildung 19: Verfahrensschema des Carbon4PUR-Prozesses.



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Carbon4PUR-Konsortium 2021).

### 2.10.1 Fazit

Für das Projekt werden aktuell umfangreiche Lebenszyklusanalysen erstellt, um der industriellen Symbiose sowie der Hochskalierung der verfügbaren Daten Rechnung zu tragen. Carbon4PUR ist eine der wenigen Anwendungen, bei denen davon ausgegangen werden kann, dass die Umweltauswirkungen reduziert werden, da im Gegensatz zu vielen anderen CCU Prozessen weder mehr Energie noch Wasserstoff benötigt werden. Daher ist nicht von einem erhöhten Flächen- oder Wasserbedarf auszugehen. Wie auch in Abschnitt 2.9 dargestellt, werden die Einsparungen bei THG und anderen Emissionen einerseits auf die Einsparung von fossilen Polyolen zurückzuführen sein, andererseits auf das Einbinden von CO und CO<sub>2</sub>, die aktuell nach der Verbrennung in einem Kraftwerk als CO<sub>2</sub> emittiert werden. Allerdings muss hier gegengerechnet werden, welche Umweltlasten dadurch entstehen, dass der Strom, der nicht mehr durch die Stahlwerk-Abgase produziert wird, anderweitig produziert werden muss. Der ersetzende Strommix hat hierbei einen Einfluss auf die Umweltauswirkungen des Prozesses. Des Weiteren besteht die Frage, inwiefern sich die Abgase der Stahlwerke durch THG-reduzierte Verfahren in der Zukunft ändern, und somit gegebenenfalls für den Prozess nicht mehr zur Verfügung stehen würden.

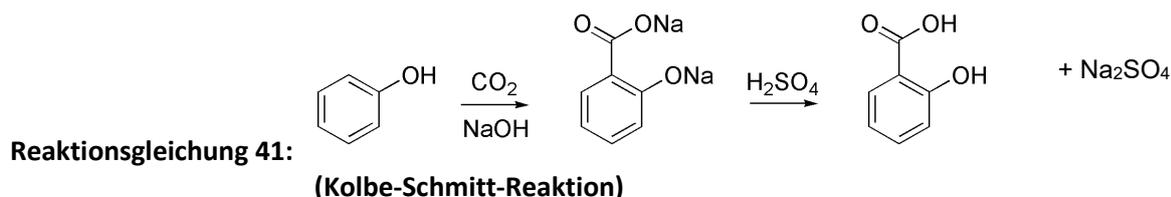
Zum aktuellen Zeitpunkt können keine weiteren Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen zu den oben genannten Verfahren gemacht werden.

### 2.11 Salicylsäure

Die sogenannte Kolbe-Schmitt-Synthese (Reaktionsgleichung 41) zur Herstellung von Salicylsäure ist ein etablierter CO<sub>2</sub>-Nutzungspfad in der chemisch-pharmazeutischen Industrie. Die Synthese wird bereits seit 1874 industriell genutzt. Salicylsäure kann weiter zu Farb- und Riechstoffen verarbeitet werden. Des Weiteren ist sie ein Baustein zur Erzeugung des Wirkstoffs Acetylsalicylsäure (z. B. Aspirin™), Salicylsäurephenylester und -methylester oder 4-Aminosalicylsäure (Antibiotikum).

2017 betrug das weltweite Marktvolumen, je nach Quelle, zwischen 333 und 371 Mio. US\$ und die weltweite Produktionsmenge lag bei etwa 102.815 Tonnen (Allied Market Research 2021). Dabei werden nach der Reaktionsgleichung pro Tonne erzeugte Salicylsäure ca. 0,34 Tonnen CO<sub>2</sub> umgesetzt.

Die Wachstumsgeschwindigkeit wird, je nach Quelle, mit einem CAGR von ca. 5-8% prognostiziert (Allied Market Research 2021). Der Studie von Adroit Market Research zufolge soll 2025 ein Marktvolumen von über 600 Mio. US\$ und eine Produktionsmenge von über 175.000 Tonnen erreicht werden (ClickPress 2019).



#### 2.11.1 Beschreibung des Prozesses

Die Kolbe-Schmitt-Reaktion wurde 1874 erstmals industriell in der „Salicylsäurefabrik Dr. F. von Heyden“ in Radebeul umgesetzt. Dabei wird Phenol mit Natronlauge zum Natriumphenolat umgesetzt, welches anschließend mit CO<sub>2</sub> direkt carbonyliert wird. Die Reaktion findet bei 120

bis 140 °C statt. In einem zweiten Schritt wird das Dinatrium-Zwischenprodukt unter Bildung von Natriumsulfat zur Salicylsäure umgesetzt.

Das Verfahren wurde im Laufe der letzten Jahrzehnte nur wenig weiterentwickelt. Statt Natronlauge und Schwefelsäure werden mitunter Kalilauge (KOH) und Chlorwasserstoff (HCl) als Reagenzien für die beiden genannten Schritte genutzt. Dabei bildet sich Kaliumchlorid als Nebenprodukt, welches gelöst in der Mutterlauge verbleibt und aufwändig abgetrennt werden muss.

In einem chinesischen Patent (Shandong Institute of Light Industry 2007) wird der Einsatz von überkritischem CO<sub>2</sub> beschrieben.

### 2.11.2 Fazit

Die Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Herstellung von Salicylsäure als pharmazeutischer Wirkstoff bewegt sich innerhalb geringer Tonnagen. Eine Bewertung der Umweltauswirkungen im Sinne der Reduktion von CO<sub>2</sub>-Emissionen ist in diesem Zusammenhang nicht relevant. Des Weiteren ist dies ein etabliertes Verfahren, das nicht im Vergleich zu einem anderen CO<sub>2</sub>-Nutzungsprozess in Betracht gezogen werden kann. Dennoch ist auffällig, dass das Verfahren hohe Mengen an Salzfrachten produziert (ca. 1 t Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> bzw. ca. 0,5 t KCl pro gebildete Tonne Salicylsäure). Diese Salze müssen umweltneutral deponiert werden oder aber kostenintensiv (z. B. durch Elektrolyse) aufbereitet werden. Entwicklungsarbeiten mit Hinblick auf die Prozessintensivierung wären daher empfehlenswert.

Weitere Aussagen zur Steigerung der Effizienz, benötigte Hilfsmittel, Anfall von weiterem Abfall, Emissionen in Boden, Wasser und Luft sowie zum Einsatz von gefährlichen Stoffen können basierend auf der aktuellen vorliegenden Datenlage nicht gemacht werden.

## 2.12 Herstellung von Synthesegas

Da CO<sub>2</sub> so reaktionsträge ist, muss die Energie zur Aktivierung anderweitig bereitgestellt werden. Für viele der genannten Routen (z. B.: rWGS, CO<sub>2</sub>-Methanol, FT-Synthese, ...) muss Wasserstoff in ausreichenden Mengen, zu überschaubaren Kosten und vor allen Dingen mit möglichst geringem CO<sub>2</sub>-Fußabdruck erzeugt werden. Dazu kommen die Wasserelektrolyse und die Methanspaltung in Frage.

### 2.12.1 Synthesegasbereitstellung aus Wasserstoff und CO<sub>2</sub>

Die Bereitstellung von Synthesegas über die Wasserelektrolyse erfolgt in einem zweistufigen Verfahren. In einem ersten Schritt wird Wasserstoff (z. B. über die Wasserelektrolyse) und CO<sub>2</sub> (z. B. über eine DAC) bereitgestellt. Im zweiten Schritt wird dann der Wasserstoff und das CO<sub>2</sub> in einer reverse Watergas-Shift-Reaktion (rWGS, Reaktionsgleichung 26 und Reaktionsgleichung 28, vgl. auch Kapitel 2.8.2) zur Reaktion gebracht, um Kohlenmonoxid herzustellen, das mit überschüssigem Wasserstoff das Synthesegas bildet.

Der für die Synthesegasherstellung erforderliche Wasserstoff kann über mehrere Wege bereitgestellt werden. Eine Übersicht der aktuellen Elektrolisetechnologien (alkalische Elektrolyse (AEL), Protonenaustauschmembran Elektrolyse (PEM) und die Festoxid-Elektrolysezelle (SOEC)) ist in Tabelle 3 gegeben. Details zur vorgelagerten CO<sub>2</sub>-Bereitstellung können Kapitel 3 entnommen werden. Den gegenwärtigen Stand der Technik bildet die alkalische Elektrolyse (AEL), die in der chemischen Industrie vorrangig zum Einsatz kommt. Die PEM-Elektrolyse wird gegenwärtig häufig in Nischenanwendungen im kleineren Leistungsbereich (gegenwärtig sind Anlagen im zweistelligen MW-Bereich im Bau, im Rahmen der vom BMWi geförderten Reallabore sind PEM-Elektrolyseure mit bis zu 100 MW in Planung)

eingesetzt und befindet sich auf einem TRL von 7 bis 8. Gegenstand der Forschung ist einerseits, den Bedarf der Edelmetalle zu reduzieren und andererseits durch Serienfertigung weitere Kosten zu reduzieren. Die Solid-Oxid-Elektrolyse (SOEC) befindet sich 2022 auf TRL 6 und damit im Übergang zwischen Forschung und industrieller Anwendung. Ein Vergleich der unterschiedlichen Elektrolyse-Arten findet sich beispielsweise in Smolinka et al. (Smolinka et al. 2018), jedoch fehlt es noch an robusten Kennzahlen wie dem Teillastbetrieb und der Lebensdauer.

**Tabelle 3: Übersicht unterschiedlicher Elektrolyseverfahren: alkalische Elektrolyse (AEL), Protonenaustauschmembran-Elektrolyse (PEM) und die Festoxid-Elektrolysezelle (SOEC).**

Technology	AEL	PEM	SOEC
TRL	9	7-8	6
Durchschnittlicher H <sub>2</sub> Druck [bar]	10	35	10
Durchschnittliche Betriebstemperatur (°C)	60-80	50-70	700-800
Effizienz (LHV, %)	65-68%	57-64%	72-88%
Max H <sub>2</sub> Produktionsrate (Nm <sup>3</sup> /h)	10	5	5

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

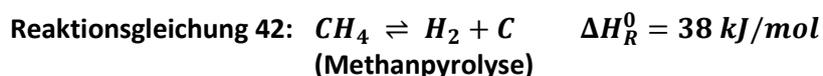
Parallel zur Wasserstoffversorgung muss aus einer anderen Quelle CO<sub>2</sub> bereitgestellt werden (vgl. hierzu Kapitel 3).

In der rWGS-Reaktion reagieren CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> zu CO und H<sub>2</sub>O. Ähnlich einem konventionellen Reformer strömen die Gase hier ebenfalls durch einen katalysatorhaltigen Reaktor. Bei der rWGS-Reaktion handelt es sich um eine endotherme Reaktion, die am besten bei Umgebungsdruck und hohen Temperaturen von bis zu 900°C abläuft, sodass viel Wärme zugeführt werden muss (Sternberg und Bardow 2016). Durch kontrollierte Prozessführung hinsichtlich Temperatur, Druck, Verweildauer kann das gewünschte CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis eingestellt werden, wobei Konversionsraten von CO<sub>2</sub> zu CO von bis zu 90% erreicht werden können (Sternberg und Bardow 2016).

In einem letzten Schritt kann das entstehende Gasmisch bei Bedarf noch gereinigt werden, um das bei der Reaktion entstandene Wasser, aber auch gegebenenfalls nicht umgesetztes CO<sub>2</sub> abzutrennen. Dieser Schritt ist abhängig vom Folgeprozess und kann nicht pauschal beantwortet werden.

### 2.12.2 Synthesegas über die Methanpyrolyse

Die Methanpyrolyse stellt eine weitere Möglichkeit dar, aus Erdgas Wasserstoff herzustellen. Hierbei wird Methan nach Reaktionsgleichung 42 bei hohen Temperaturen thermisch zu Wasserstoff und Kohlenstoff pyrolysiert.



Im Vergleich zur Dampfreformierung mit Wassergas-Shift (WGS-Reaktion) ergibt die Methanpyrolyse nur die Hälfte des Wasserstoffs bezogen auf das eingesetzte Methan. Vorteil dieser Technologie ist, dass der Kohlenstoff, anders als bei allen anderen Verfahren, fest anfällt

und nicht als CO<sub>2</sub> in die Atmosphäre entlassen wird und dass keine stromintensive Elektrolyse erforderlich ist. Außerdem benötigt man gegenüber der Elektrolyse deutlich weniger elektrische Energie (1/7), um ein Mol H<sub>2</sub> zu produzieren.

Die Methanpyrolyse ist als nahezu emissionsfrei zu betrachten, sofern

- a) der Wärmebedarf für die Pyrolyse aus erneuerbaren Energiequellen gedeckt wird,
- b) kein Methanschlupf auftritt und
- c) der anfallende Kohlenstoff (ca. 3 Tonnen pro Tonne Wasserstoff) nicht weiterverwendet wird

und somit dauerhaft dem Kohlenstoffkreislauf entzogen wird. Der Strombedarf für die Beheizung der Pyrolyse und die Kompression des erzeugten Wasserstoffs von 2 auf 70 bar liegt bei 9,5 MWh pro t Wasserstoff (Geres et al. 2019). Die Methanverluste aus dem Purgestrom liegen bei ca. 0,5 Tonnen pro Tonne Wasserstoff, diese können aber zurückgeführt werden oder müssen zur Wärmebereitstellung für den Pyrolysereaktor verbrannt werden. In letzterem Fall resultieren CO<sub>2</sub>-Emissionen aus diesen Verlusten und das Verfahren ist nicht mehr treibhausgasneutral.

Aktuell gibt es vor allem zwei Reaktordesigns: Plasma- und Flüssigmetallreaktoren. Plasmareaktoren sind laut (Schneider et al. 2020) schon auf einem TRL von 8, da es schon zwei Industrieanlagen zur Industrieruß-Erzeugung gab. Katalytische und thermische sowie Plasma-Verfahren zur Erzeugung von Wasserstoff sind allerdings noch auf TRL 4 im Technikums-Maßstab. Die Datenlage ist somit auf wissenschaftliche Veröffentlichungen beschränkt.

Die Förderung der Methanpyrolyse ist inzwischen Teil der neuen Nachhaltigkeitsstrategie des BMBF. Eines der vielversprechendsten Projekte in diesem Zusammenhang ist das Verbundvorhaben „Me<sup>2</sup>H<sub>2</sub>: Methanpyrolyse“ mit dem Ziel des Baus einer ersten Versuchsanlage, um den Dauerbetrieb zu testen.

## 2.13 Dimethylcarbonat

Dimethylcarbonat (DMC), auch Kohlensäuredimethylester genannt, gilt als grünes Reagenz und Lösungsmittel, welches sich durch geringe Toxizität und hohe Bioabbaubarkeit auszeichnet. Daher wird es als Ersatz von Phosgen in der Synthese zyklischer, organischer Carbonate (s. Abschnitt 2.4) gehandelt.

Konventionell wird DMC eben aus dem Phosgen hergestellt, welches es eigentlich ersetzen soll. So stellt diese Methode nur eine Verlagerung aber keine generelle Verbesserung mit Bezug auf Toxizität und Gefahrenpotentiale dar.

DMC hat jedoch ein wesentlich weiteres Anwendungsspektrum. So wird es zu Herstellung von Polycarbonaten, als Lösungsmittel oder als Methylierungs-, Carbonylierungs- oder Methoxycarbonylierungsagens zur Herstellung von z. B. Pharmazeutika, Lacken oder Pestiziden genutzt. 2012 wurden weltweit mehr als 90 kt/a DMC verbraucht (Garcia-Herrero). Das globale Marktvolumen lag 2015 bei ca. 14 Mrd. USD, wobei ein Wachstum von ca. 5% pro Jahr erwartet wird (Compound Annual Growth Rate - CAGR) (Global Market Insights 2016). Die Anwendung im Polycarbonat-Sektor macht dabei über die Hälfte des Marktvolumens aus. Die DMC-Nachfrage ist stark mit dem Automobil- und Elektronikmarkt gekoppelt, in welchen ein signifikanter Teil des Polycarbonats fließt. Einen geringeren, jedoch nicht vernachlässigbaren Markt stellt die Farb- und Lackherstellung dar, in welcher DMC als Lösungsmittel verwendet wird.

Des Weiteren wird DMC gemischt mit Ethylencarbonat als nichtwässriger Elektrolyt in Lithium-Ionen-Batterien eingesetzt. Daher wird eine stabil wachsende Nachfrage in den kommenden Jahren erwartet.

Ein neues Marktpotential bietet sich, falls DMC als sauerstoffhaltige Komponente in Kraftstoffen (Oxygenat) eine Zulassung erhält und von den Marktteilnehmern akzeptiert wird. Es kann MTBE und/oder Ethanol als Treibstoffzusatz ersetzen und auch als Alternative zu oder im Gemisch mit Oxymethylenether in einer neuen Generation nachhaltigerer Treibstoffe eingesetzt werden.

Laut einer aktuellen Marktstudie (Market Research Place 2018) sind die größten DMC-Hersteller *Akzo Nobel, Alfa Aesar, Chaoyang Chemicals, Dongying City Longxing, GuangDong JinGuang High-Tech Co., Guangzhou Tinci Materials Technology, HaiKe Chemical Group, Kishida Chemical, Kowa India, Merck, Panax Etec, Tongling Jintai Chemical Industrial Co. und Thermo Fisher Scientific und UBE Industries.*

### 2.13.1 Beschreibung der Prozesse

Industriell haben sich bislang 4 Herstellungsverfahren etabliert. Weitere 3 Verfahren sind im Pilotstadium und 4 Verfahren befinden sich noch in der experimentellen Laborphase. Diese Herstellungsverfahren sowie deren Entwickler, Maßstab und Kohlenstoffquelle sind in Tabelle 4 als Übersicht zusammengefasst.

**Tabelle 4: Verfahren zur Herstellung von DMC sowie Entwickler, Maßstab und Art der Kohlenstoffquelle.**

Verfahren	Entwickler	Maßstab	Kohlenstoffquelle	Abschnitt
Direktsynthese aus CO <sub>2</sub> und Methanol (katalytisch)	Asahi Kasei	Pilot	nur CO <sub>2</sub> **	2.13.1.1
Direktsynthese aus CO <sub>2</sub> und Methanol (elektrochemisch)	---	Labor	nur CO <sub>2</sub> **	2.13.1.2
Umesterung zyklischer, organischer Carbonate	Asahi Kasei	industriell	fossil + CO <sub>2</sub> *	2.13.1.3
Harnstoff-Methanolyse (direkt)	---	Labor	nur CO <sub>2</sub> **	2.13.1.4
Harnstoff-Methanolyse (indirekt)	---	Labor	nur CO <sub>2</sub> **	2.13.1.5
Oxidative Carbonylierung von Methanol (Direkt, Flüssigphase)	Versalis (ehemals EniChem) und McDermott (ehemals CB&I/Lummus)	industriell	fossil + CO <sub>2</sub> **	2.13.1.6
Oxidative Carbonylierung von Methanol (Direkt, Gasphase)	DOW Chemical	Pilot	fossil + CO <sub>2</sub> **	2.13.1.7
Oxidative Carbonylierung von Methanol (Indirekt, Gasphase)	UBE Industries	industriell†	fossil + CO <sub>2</sub> **	2.13.1.8
Phosgen-Verfahren	UBE Industries	industriell†	fossil	2.13.1.9

\* CO<sub>2</sub> zur Herstellung des zyklischen Carbonats nach (Asahi Kasei Chemicals Corp. 2015) Abschnitt 2.13.1.3

\*\* wenn Methanol aus CO<sub>2</sub> hergestellt wird

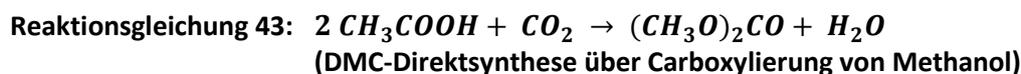
† nicht mehr genutzt

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Die Darstellung der Prozesse ist so angeordnet, dass zunächst die rein CO<sub>2</sub>-basierten Routen vorgestellt werden. Darauf folgen die potenziell oder teilweise CO<sub>2</sub>-basierten Routen und abschließend die fossil-basierten Routen. Alle Prozesse, bis auf das Phosgen-Verfahren, haben gemeinsam, dass Methanol als Edukt genutzt wird. Zur intensiven CO<sub>2</sub>-Nutzung ist es daher dringend erforderlich, dass nicht nur der DMC-Herstellungsprozess selbst CO<sub>2</sub> nutzt, sondern auch das Methanol aus CO<sub>2</sub> synthetisiert wird. Unter diesem Aspekt erscheint die DMC-Direktsynthese aus CO<sub>2</sub> und Methanol zunächst als das nachhaltigste Herstellungsverfahren. Eine finale Bewertung kann an dieser Stelle jedoch nicht erfolgen, da die notwendigen Daten nicht für alle Prozesse umfänglich zur Verfügung stehen. Das ist zum einen darin begründet, dass die Details der industriellen Prozesse nicht zugänglich sind und zum anderen für technologisch nicht umgesetzte Routen bestenfalls Simulationsdaten (z. B. aus Aspen) verfügbar sind.

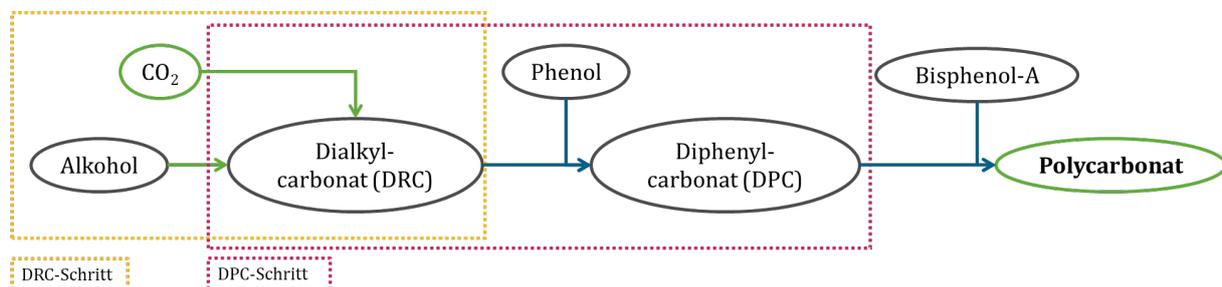
### 2.13.1.1 Katalytische DMC-Direktsynthese aus CO<sub>2</sub> - Carboxylierung von Methanol

Die DMC-Direktsynthese aus CO<sub>2</sub> und Methanol (Reaktionsgleichung 43) wird seit 2017 durch *Asahi Kasei* in deren Werk Mizushima Works (Kurashiki, Okayama, Japan) demonstriert (*Asahi Kasei Chemicals Corp.* 2017).



Dabei handelt es sich um den ersten von vier Prozessschritten in der Herstellung von Polycarbonaten. Der Gesamtprozess (s. Abbildung 20) wurde seit 2015 im Rahmen eines Projektes der New Energy and Industrial Technology Development Organization (NEDO) entwickelt. Die dazu errichtete Demo-Anlage konnte laut eigenen Angaben über 1000 h stabil betrieben werden und sowohl CO<sub>2</sub>-Emissionen als auch den Energieverbrauch im Vergleich zum „alten“ Prozess der Umesterung von Ethylencarbonat senken. Weitere Daten von *Asahi Kasei* sind nicht öffentlich zugänglich.

**Abbildung 20: Block-Fließdiagramm des von Asahi Kasei entwickelten Prozesses zur Polycarbonatherstellung. Der erste Schritt ist die DMC-Direktsynthese aus CO<sub>2</sub> und Methanol.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (*Asahi Kasei Chemicals Corp.* 2017).

Die Reaktion wurde im Vorfeld auch von anderen Wissenschaftlern und Unternehmen beforscht. Neben dem von *Asahi Kasei* demonstrierten Prozess ist jedoch kein weiterer bekannt, welcher über den Labormaßstab hinaus untersucht wurde.

Im Rahmen des BMBF-Forschungsprojekts „DreamReactions – Stoffliche Verwertung von CO<sub>2</sub>“ (Teilvorhaben 7, FKZ: 01RC0901G, März 2009 – Februar 2012) unter der Führung der *Covestro AG* (ehemals *Bayer Technology Services GmbH*) entstanden Ergebnisse, welche zu einer Publikation und einer Dissertation führten (Hoffmann 2014). Darin wird zusammengefasst, dass über die Direktsynthese Ausbeuten im Bereich von lediglich unter 5% erreicht werden. Der

Abschlussbericht des DreamReactions-Projekts liefert bezüglich der DMC-Herstellung keine weiteren Detail.

Um die DMC-Ausbeute zu erhöhen, wurde im Rahmen des EU-FP7-Projekts „CARENA“ (2011-2014), die Nutzung von Membranreaktoren untersucht. Dadurch sollte selektiv das Koppelprodukt Wasser aus dem Produktgemisch entfernt werden, um so die Reaktion voranzutreiben. (CARENA 2015), (Mengers 2015). Dennoch gelang es nicht, die ungünstige Lage des chemischen Gleichgewichts dermaßen zu steigern, dass Ausbeuten in einem wirtschaftlich relevanten Bereich erzielt werden.

In einem 2019 veröffentlichten Buchkapitel ist eine Wirtschaftlichkeitsanalyse dargestellt. Die Autoren kamen zu dem Fazit, dass die DMC-Direktsynthese unter aktuellen Marktbedingungen mit monetären Verlusten verbunden ist und wirtschaftlich nur realisierbar ist, wenn die Investitionskosten um ca. 50% abnehmen oder die DMC-Preise um über 70% zunehmen (Dimian und Bildae 2019). Einer der Autoren, A.A. Kiss, kann ebenfalls dem o.g. CARENA Projekt zugeordnet werden.

Inwieweit diese Hürden, also die ungünstige Lage des chemischen Gleichgewichts und die daraus resultierende Unwirtschaftlichkeit, durch den von Asahi Kasei entwickelten Prozess überwunden werden konnten, ist nicht bekannt.

### 2.13.1.2 Elektrochemische DMC-Direktsynthese aus CO<sub>2</sub>

Die elektrochemische Direktsynthese von Dimethylcarbonat nutzt elektrische Energie, um CO<sub>2</sub> mit Methanol zu DMC umzuwandeln. Die Verfahren sind noch in der Entwicklung und werden mit TRL 3 bewertet. Aufgrund des experimentellen Stadiums der Technologie werden unterschiedlichste Zelldesigns, Elektrodenmaterialien, Reaktionsmedien und Reaktionsbedingungen erprobt. Als Reaktionsmedium werden meist ionische Flüssigkeiten genutzt. 2014 entwickelten Garcia-Herrero et al. (Garcia-Herrero et al. 2015) einen Laborstand und konnten DMC-Ausbeuten von 0,7% erreichen.

2016 publizierten die gleichen Autoren eine LCA-Studie zu ihrem zuvor entwickelten Prozess und stellten den Vergleich zum Eni-Prozess, der direkten oxidativen Carbonylierung von Methanol in der Flüssigphase (Abschnitt 2.13.1.6), an (Garcia-Herrero et al. 2016). Sie schlussfolgerten, dass der Eni-Prozess mit 3,2 kg CO<sub>2</sub>-Äq. pro 1 kg DMC wesentlich nachhaltiger und weniger umweltbelastend sei als der von ihnen vorgestellte elektrochemische Prozess (94 bzw. 63 kg CO<sub>2</sub>-Äq. pro 1 kg DMC). Der Großteil (>98%) der CO<sub>2</sub>-Emissionen des elektrochemischen Prozesses ergaben sich durch die Stromerzeugung und die aufwändigen Aufreinigungsschritte, die sich durch die geringen Ausbeuten ergeben.

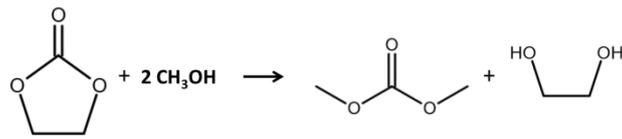
Gleichzeitig wurde gezeigt, dass die Umweltbelastungen durch den elektrochemischen Prozess bei steigendem/hohem Anteil an EE Strom stark reduziert werden können. So soll das Treibhauspotential (Global Warming Potential, GWP) unter dem des Eni-Prozesses liegen, sofern es möglich ist die DMC-Ausbeuten auf über 20% zu steigern.

### 2.13.1.3 Umesterung von Ethylencarbonat

Die Umesterung von Ethylencarbonat zu Dimethylcarbonat (DMC) ist in Reaktionsgleichung 44 dargestellt. Ein Verfahren wurde von *Asahi Kasei* entwickelt und stellt den zweiten von vier Prozessschritten zur Herstellung von Polycarbonaten dar (Abbildung 21) (Asahi Kasei Chemicals Corp. 2015). Die Schritte im Einzelnen sind:

1. Herstellung von Ethylencarbonat aus Ethylenoxid und CO<sub>2</sub>,
2. Umesterung von Ethylencarbonat zu DMC - Reaktionsgleichung 44,
3. Umesterung von DMC zu Diphenylcarbonat (DPC) und

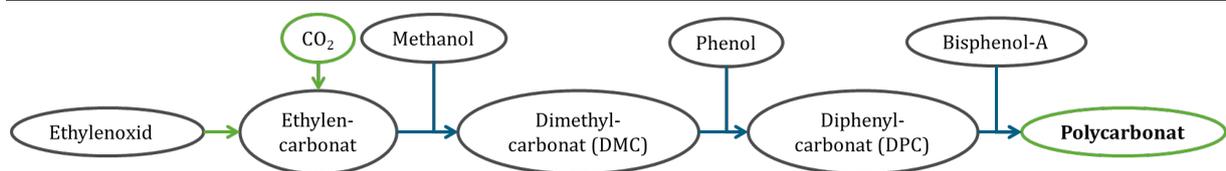
4. Polymerisation von DPC mit Bisphenol-A zu Polycarbonat.



Reaktionsgleichung 44:

(Umesterung von Ethylencarbonat mit Methanol)

Abbildung 21: Block-Fließdiagramm des von Asahi Kasei entwickelten Prozesses zur Polycarbonatherstellung. Der zweite Schritt ist die Umesterung von Ethylencarbonat.



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Asahi Kasei Chemicals Corp. 2015).

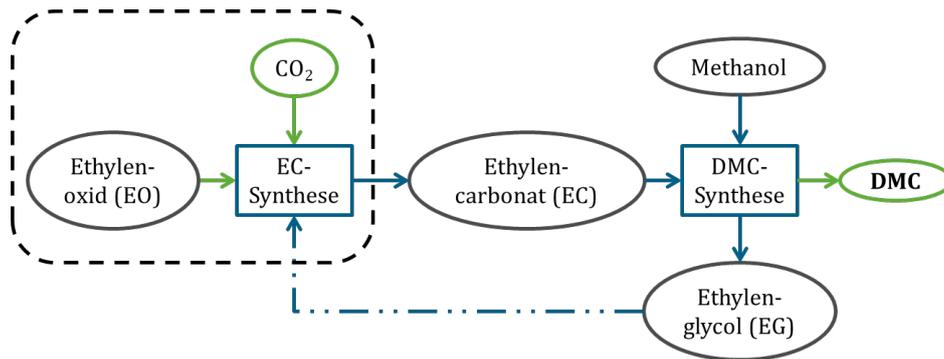
Die Umesterung von Ethylencarbonat ist streng genommen keine CO<sub>2</sub>-Senke. Der Prozess kann nur als CO<sub>2</sub>-basiert deklariert werden, sofern mindestens eines der Edukte, Ethylencarbonat und Methanol, aus CO<sub>2</sub> hergestellt wurden, da die Umesterung selbst kein CO<sub>2</sub> verbraucht. Die Herstellung von Ethylencarbonat aus CO<sub>2</sub> und Ethylenoxid ist industriell etabliert. Um den CO<sub>2</sub>-Footprint zu reduzieren, muss auch das Methanol CO<sub>2</sub>-basiert hergestellt werden. Die Herstellung des Ethylenoxids ist bislang nur aus fossilen Rohstoffen möglich (Cao et al. 2006).

Als Nebenprodukt entsteht Ethylenglykol, welches zu Polyethylenterephthalat (PET) weiterverarbeitet werden kann. Als Katalysatoren werden basische Verbindungen wie z. B. Ionenaustauscherharze oder Salzgemische aus Kaliumcarbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) mit entweder quaternären Ammoniumsalzen oder Pyridiniumsalzen oder Kaliumiodid (KI) verwendet (Wang 2011). Weitere Details sind nicht bekannt.

Zur Prozessintensivierung könnte das entstehende Ethylenoxid mit CO<sub>2</sub> nach Reaktionsgleichung 10 wieder zum entsprechenden zyklischen Carbonat umgesetzt werden. Durch diese Kreislaufführung ist ein integrierter, nachhaltiger Prozess zur DMC-Herstellung denkbar, dessen Gesamtreaktionsgleichung der Direktsynthese über die Carboxylierung von Methanol (Reaktionsgleichung 43) entsprechen würde. Somit könnte der gesamte Prozess als rein CO<sub>2</sub>-basiert deklariert werden, da die Nutzung von Ethylenoxid zur Herstellung des Ethylencarbonats entfallen würde. Die technische Umsetzung wurde jedoch bislang nicht realisiert. Ein Grund dafür könnte darin liegen, dass die Reaktion von Ethylenglykol mit CO<sub>2</sub> lediglich eine geringe Gleichgewichtskonstante aufweist und somit zu niedrigen, unwirtschaftlichen Produktausbeuten führt.

Ein vereinfachtes Block-Fließdiagramm ist in Abbildung 22 dargestellt. Ohne die Kreislaufführung des Ethylenglycols entspricht der Prozess dem Asahi-Kasei-Prozess.

**Abbildung 22: Schematische Darstellung der Umesterung von Ethylencarbonat (EC) zu Dimethylcarbonat (DMC) und Ethylenglykol (EG).**

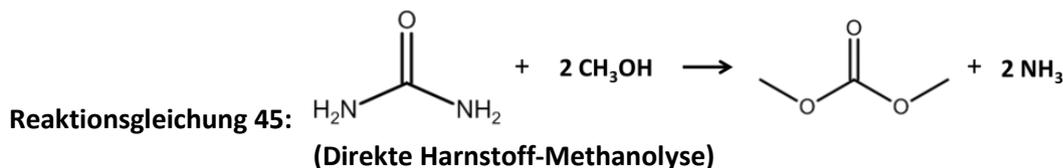


Die EC-Synthese aus Ethylenoxid (EO) und CO<sub>2</sub> im gestrichelten Bereich ist im Abschnitt 2.4 beschrieben. Die unterbrochenen Pfeile geben die hypothetische Alternativroute zur Herstellung von EC aus EG unter Nutzung von CO<sub>2</sub> wieder.

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

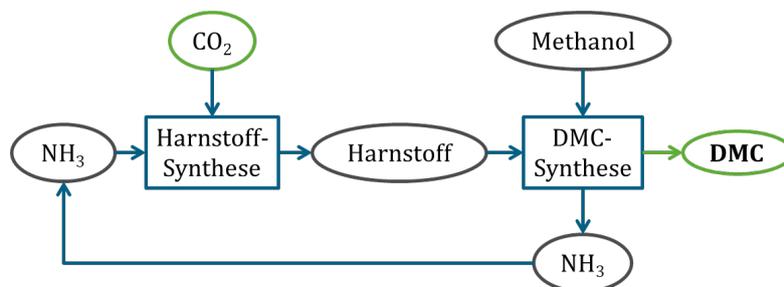
#### 2.13.1.4 Direkte Harnstoff-Methanolyse

Die Harnstoff-Methanolyse (Reaktionsgleichung 45) gilt als indirekte CO<sub>2</sub>-Senke, da die Harnstoff-Synthese aus CO<sub>2</sub> industriell etabliert ist. Um den CO<sub>2</sub>-Footprint zu reduzieren, muss auch das Methanol CO<sub>2</sub>-basiert hergestellt werden. Die Reaktion verläuft in 2 Schritten. Im ersten Schritt wird bei etwa 100 °C eine Aminogruppe durch eine Methylgruppe ausgetauscht. Es entsteht Methylcarbamat, welches im zweiten Schritt bei 180-190 °C zu DMC umgewandelt wird. Als Katalysator wird ZnO genutzt.



Das integrierte 2-stufige Verfahren (Abbildung 23) unter Kreislaufführung von Ammoniak wird von verschiedenen chemischen Unternehmen untersucht, ist jedoch nicht industriell ausgereift.

**Abbildung 23: Schematische Darstellung der Methanolyse von Harnstoff zu Dimethylcarbonat (DMC) und Ammoniak (NH<sub>3</sub>).**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Trotz diverser Vorteile, wie preisgünstige Ausgangsstoffe, milden Reaktionsbedingungen und einfachen Trenn- und Aufreinigungsverfahren hat diese Synthese noch keine industrielle Bedeutung erlangt, da die zurzeit erreichbaren LHSV (liquid hourly space velocity, Raumgeschwindigkeit), d. h. die Reaktionsgeschwindigkeiten, um etwa das 40-fache zu gering

sind, um einen wirtschaftlichen Prozess zu ermöglichen (Asahi Kasei Chemicals Corp. 2015). Dieses Verfahren befindet sich noch in der Entwicklung und wird mit TRL 5 bewertet.

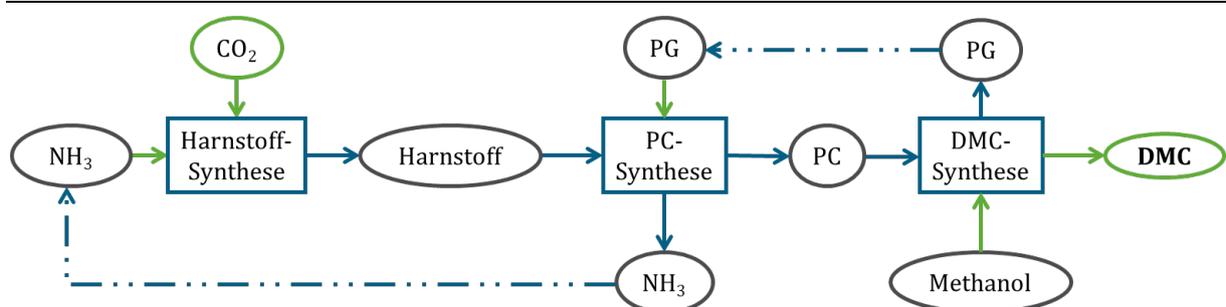
Eine techno-ökonomische Betrachtung sowie Fließbilder zu diesem Prozess, welche für die Bewertung im Rahmen einer LCA hilfreich sein können, wurden 2019 von Sánchez et al. (Sánchez et al. 2019) veröffentlicht. Aus dem simulierten Prozess schlussfolgern die Autoren, dass die Gesamtherstellungskosten bei ca. 520 €/t liegen, so dass der Prozess als wirtschaftlich relevant bewertet wird.

Im Rahmen des Small Business Innovation Research (SBIR) Programms des amerikanischen Department of Energy (DOE) wurde die Entwicklung eines solchen Verfahrens durch die Firma *E3Tech Service, LLC* gefördert (Emissions Reduction Alberta 2021). Laut Abschlussbericht (Eralberta 2016) der ersten Förderphase konnte ein AspenPlus –Modell entwickelt und eine Pilotanlage geplant werden. Laut Abschlussbericht (Eralberta 2016) der ersten Förderphase konnte ein AspenPlus–Modell entwickelt und eine Pilotanlage geplant werden. Die Anlage sollte im Rahmen der Phase II in Alberta, Kanada errichtet werden. Bis 2024 ist die Errichtung von 3 Anlagen mit einer Jahresproduktion von 50 kt/a angesetzt. Im besagten Projekt wird jedoch auch die Umesterung von Ethylencarbonat weiterentwickelt. Daher ist uns, nach aktueller Datenlage, nicht eindeutig klar, welcher dieser Prozesse in den geplanten Anlagen genutzt werden soll. Die Besonderheit im Projekt der *E3Tech Service, LLC* ist, dass das CO<sub>2</sub> über Direct Air Capture-Verfahren (DAC) direkt aus der Luft abgetrennt werden soll.

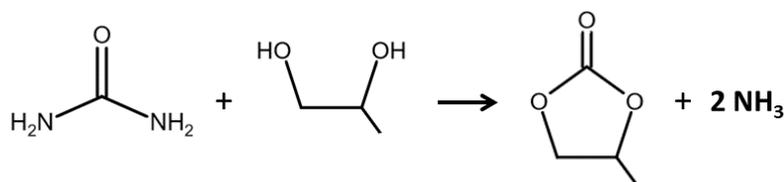
### 2.13.1.5 Indirekte Harnstoff-Methanolyse

Die indirekte Harnstoff-Methanolyse soll den im Kapitel 2.13.1.4 aufgeführten Nachteil der geringen Reaktionsgeschwindigkeiten umgehen. Gewissermaßen stellt es eine Variation des betrachteten Verfahrens der Umesterung von Ethylencarbonat dar. Dabei wird in einem ersten Schritt das Carbonat erzeugt, jedoch nicht aus Ethylenoxid und CO<sub>2</sub>, sondern aus Propylenoxid und Harnstoff. Ein veranschaulichendes Fließbild ist in Abbildung 24 gezeigt. Die dabei ablaufenden Reaktionen sind in Reaktionsgleichung 15 (Harnstoff-Synthese), Reaktionsgleichung 46 (Propylencarbonat-Synthese) und Reaktionsgleichung 47 (Umesterung von Propylencarbonat) dargestellt. Als Brutto-Reaktion ergibt sich die Harnstoff-Methanolyse (Reaktionsgleichung 45).

**Abbildung 24: Indirekte Harnstoff-Methanolyse unter Nutzung von Propylencarbonat als Intermediat.**

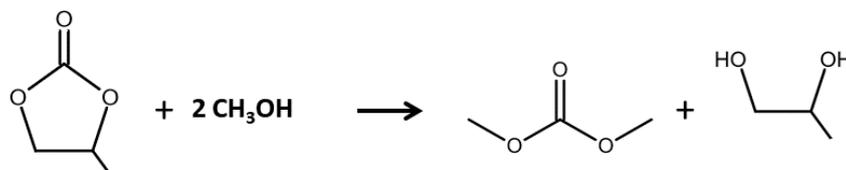


Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.



Reaktionsgleichung 46:

(Propylencarbonat-Synthese aus Harnstoff)



Reaktionsgleichung 47:

(Umesterung von Propylencarbonat zu DMC)

Auch dieser Prozess ist noch nicht über die Projektierungsphase hinaus entwickelt und wird aktuell mit einem TRL zwischen 4 und 5 bewertet. Aufgrund der vorhandenen Datenlage lässt sich jedoch schlussfolgern, dass dieser Prozess von der wissenschaftlichen Community aktuell als am vielversprechendsten bewertet wird.

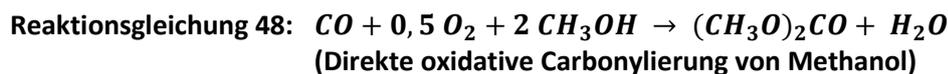
Eine techno-ökonomische Betrachtung sowie Fließbilder zu diesem Prozess, welche für die Bewertung im Rahmen einer LCA hilfreich sein können, wurden 2018 von (Kiss 2018) veröffentlicht. Aus dem simulierten Prozess geht hervor, dass die Gesamtherstellungskosten bei ca. 660 USD/t liegen, so dass der Prozess als wirtschaftlich relevant bewertet wird.

Ebenfalls 2019 publizierten Wang et al. (Wang et al. 2019) einen Artikel zum Prozessdesign und der ökonomischen Optimierung des Prozesses anhand eines Aspen Plus Modells mit entsprechenden Fließbildern. Auch diese Autoren kamen zu dem Schluss, dass dieser Prozess industriell und wirtschaftlich relevant ist.

### 2.13.1.6 Direkte oxidative Carbonylierung von Methanol in der Flüssigphase

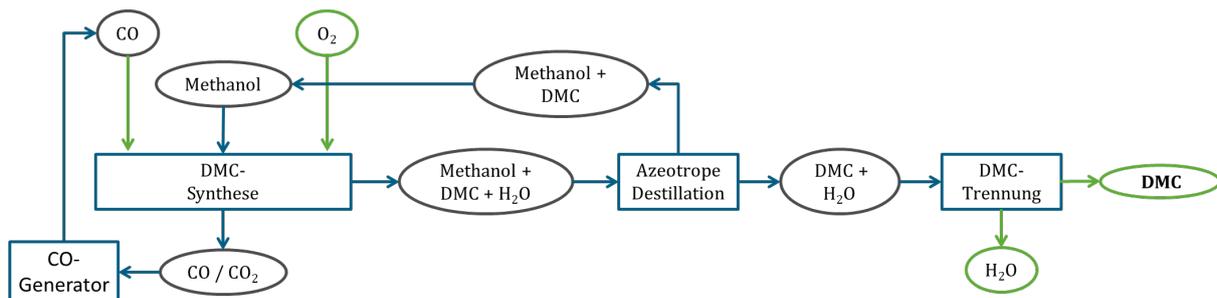
1983 entwickelte das italienische Unternehmen *EniChem* erstmals einen Phosgen-freien Prozess zur DMC-Herstellung aus Methanol, Kohlenstoffmonooxid (CO) und Sauerstoff (O<sub>2</sub>) in der Flüssigphase. Die Reaktionsgleichung ist in Reaktionsgleichung 48 dargestellt. Der Prozess wird aktuell von *Versalis und Lummus Technology* co-lizenziert (Versalis 2021).

Die direkte oxidative Carbonylierung von Methanol in der Flüssigphase wird an Kupferkatalysatoren durchgeführt. Kupferchlorid (CuCl<sub>2</sub>) hat sich industriell durchgesetzt, da damit sowohl hohe Reaktionsgeschwindigkeiten als auch hohe DMC-Selektivitäten erreicht werden können. *Versalis* gibt an, dass Prozessanlagen mit Jahresproduktionskapazitäten von 100 kt/a in Japan und Spanien seit den 1990ern betrieben werden.



Entgegen der Reaktionsgleichung entsteht auch eine nicht näher benannte Menge CO<sub>2</sub> als Produkt, da eine CO-Oxidation nicht vollständig vermieden werden kann. Das CO<sub>2</sub> wird in einem integrierten CO-Generator wieder zu CO umgewandelt und in den Prozess zurückgeführt. Weitere Nebenprodukte sind Dimethylether und Methylchlorid (Lummus Technology 2021). Ein vereinfachtes Prozessschema ist in Abbildung 25 gezeigt.

**Abbildung 25: Prozessschema der von EniChem entwickelten oxidativen Carbonylierung von Methanol zu DMC in der Flüssigphase.**



Quelle: eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach M.-Y. Wang u. a. 2016).

Dieser Prozess stellt aktuell keine CCU Technologie dar, da kein CO<sub>2</sub> direkt verbraucht wird. Die Edukte, CO und Methanol, werden heutzutage aus fossilen Ressourcen, hauptsächlich Erdgas oder Kohle, erzeugt. Die Herstellung von CO aus erneuerbaren Ressourcen ist z. B. über die Reverse Watergas Shift Reaktion (rWGS, Reaktionsgleichung 26 und Reaktionsgleichung 28) möglich. Der dazu benötigte Wasserstoff sollte ebenfalls aus nachhaltigen Quellen stammen. Weitere Details zur rWGS, der CO-Herstellung aus CO<sub>2</sub> und der nachhaltigen Methanolsynthese sind im Abschnitt 2.8.2.2 beschrieben.

### 2.13.1.7 Direkte oxidative Carbonylierung von Methanol in der Gasphase

DOW Chemical patentierte im Jahr 1987 (Erteilung 1991) einen Prozess zur DMC Herstellung aus Methanol, CO und Sauerstoff in der Gasphase an Cu-basierten Katalysatoren (DOW 1987). Aktuell ist das Patent abgelaufen. Der Prozess selbst hat jedoch bislang keine großindustrielle Anwendung erlangt. Das liegt darin begründet, dass der Prozess nur geringe DMC-Ausbeuten erzeugt. Kiss et al. begründen die geringen Ausbeuten mit geringen Produktselektivitäten, während Wang et al. (Wang et al. 2019) zu geringe Katalysatoraktivitäten angeben. Die Weiterentwicklung der Katalysatorsysteme konnte diese Nachteile bislang nicht überwinden. Daher wird der TRL mit 5 bewertet. Es wird angenommen, dass dieser Prozess zukünftig nicht weiterentwickelt wird. Die Gesamtreaktionsgleichung entspricht der in Abschnitt 2.13.1.6 angegebenen Reaktionsgleichung 48.

### 2.13.1.8 Indirekte oxidative Carbonylierung von Methanol über Methylnitrit

UBE Industries entwickelte 1992 einen 2-stufigen Prozess zur Herstellung von DMC aus Methylnitrit und CO. In der ersten Stufe (Reaktionsgleichung 49) wird das Methylnitrit (CH<sub>3</sub>ONO) aus Stickstoffmonoxid (NO), Methanol und Sauerstoff hergestellt. Die Reaktion ist sehr schnell (Verweilzeit 0,5 – 2 s) und verläuft unter milden Bedingungen (Flüssigphase, 60 °C) und ohne Katalysator. Das Methylnitrit wird in der zweiten Stufe (Reaktionsgleichung 50) mit CO zum gewünschten DMC umgesetzt und das Stickstoffmonoxid wird zurückgewonnen und in den ersten Schritt zurückgespeist. Die Reaktion verläuft in der Gasphase. Als Katalysator wird PdCl<sub>2</sub> eingesetzt.

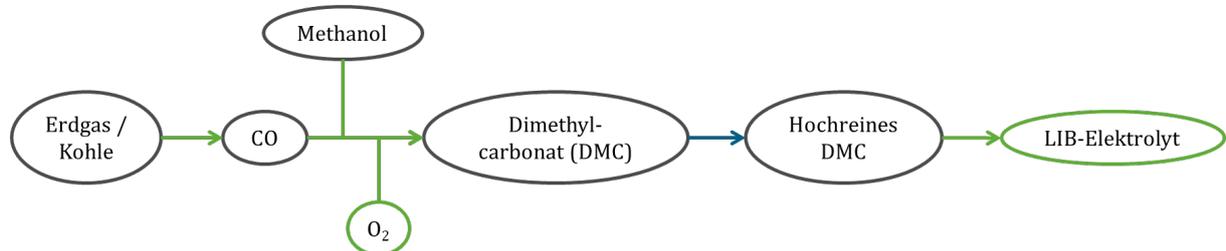
Das Wasser, welches im ersten Schritt entsteht, wird vor Einspeisung des Methylnitrits in den zweiten Reaktor entfernt. Dadurch wird die Bildung des ternären Azeotrops aus Wasser, Methanol und DMC vermieden, was den Vorteil einer wesentlich einfacheren Produktaufreinigung mit sich bringt.

UBE stellt den Prozess wie in Abbildung 26 gezeigt dar. Ein genaueres Fließbild wurde von Matsuzaki und Nakamura (Abbildung 27) dargestellt. Weitere Details sind nicht zugänglich.

**Reaktionsgleichung 49:**  $2 \text{NO} + 0,5 \text{O}_2 + 2 \text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 2 \text{CH}_3\text{ONO} + \text{H}_2\text{O}$   
(Herstellung des Methylnitrits)

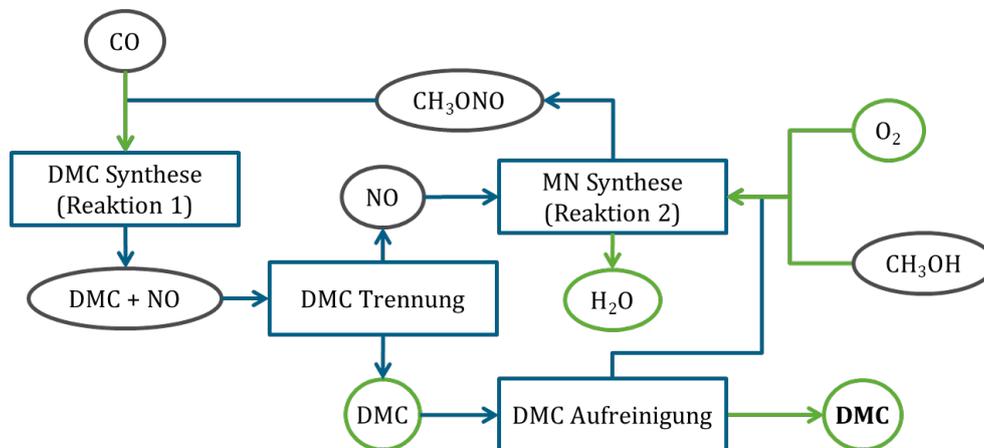
**Reaktionsgleichung 50:**  $2 \text{CH}_3\text{ONO} + \text{CO} \rightarrow (\text{CH}_3\text{O})_2\text{CO} + 2 \text{NO}$   
(Umsetzung des Methylnitrits zu DMC unter Rückgewinnung des Stickstoffmonooxids)

**Abbildung 26:** Vereinfachtes Prozessschema des UBE-Prozesses zur DMC-Herstellung.



Quelle: Eigene Darstellung nach UBE Industries 2016.

**Abbildung 27:** Fließbild der indirekten oxidativen Carbonylierung von Methanol über Methylnitrit nach dem UBE-Prozess.



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Yamamoto 2010).

### 2.13.1.9 Phosgen-Verfahren

Im Phosgen-Verfahren wird Methanol mit Phosgen zu DMC und Salzsäure umgesetzt (Reaktionsgleichung 51). Das Verfahren wurde bis Mitte der 80er Jahre genutzt und zeigt eine sehr gute Selektivität zu DMC und eine einfache Prozessführung. Dennoch wurde die Nutzung des Verfahrens aufgrund der Toxizität und den korrosiven Eigenschaften der gasförmigen Komponenten (Salzsäure und Phosgen) global eingestellt (Abdalla und Liu 2018). Weitere Prozessdetails sind umfassend in der Literatur bekannt, jedoch im Hinblick auf diese Studie irrelevant.

**Reaktionsgleichung 51:**  $\text{COCl}_2 + 2 \text{CH}_3\text{OH} \rightarrow (\text{CH}_3\text{O})_2\text{CO} + 2 \text{HCl}$   
(DMC aus Phosgen)

### 2.13.2 Fazit

Insgesamt wurden 6 Routen vorgestellt, die durch Variation der Prozessführung in 9 Verfahren umgesetzt wurden. Nur eine dieser Routen ist jedoch tatsächlich rein CO<sub>2</sub>-basiert: die Direktsynthese aus Methanol und CO<sub>2</sub>. Die katalytische Direktsynthese ist durch *Asahi Kasei*

entwickelt worden und befindet sich in der Pilotphase. Wirtschaftliche Betrachtungen zu dieser Route stehen teilweise im Widerspruch zueinander.

Alle anderen Verfahren nutzen CO<sub>2</sub> in einer vorangehenden Prozessstufe, sei es in der Herstellung zyklischer, organischer Carbonate oder der Synthese von Harnstoff. Um den CO<sub>2</sub>-Footprint noch weiter zu senken, sollte jedoch auch das Methanol über einen umweltschonenden CCU Prozess hergestellt werden.

Die Umesterung zyklischer, organischer Carbonate wird in China vielfach angewandt und stellt ca. 90% der Produktionskapazität dar (Lummus Technology 2021), (Matsuzaki et al. 1997). Da es einen integrierten Prozess darstellt, in welchem das Carbonat aus CO<sub>2</sub> hergestellt wird, wird es in der Literatur als CO<sub>2</sub>-basiertes Verfahren eingeordnet. Dennoch ist es nicht umfänglich CO<sub>2</sub>-basiert, da das Ethylen- bzw. Propylenoxid heute noch aus fossilen Rohstoffen erzeugt wird.

Demgegenüber stehen die Carbonylierungsverfahren. Diese sind industriell etabliert und ausgereift. Sie stellen aber keine CO<sub>2</sub>-Senke dar, da aktuell das CO und das Methanol aus fossilen Rohstoffen erzeugt werden. Gleichzeitig bieten sie aber das Potential, CO<sub>2</sub>-basiertes CO oder Methanol als drop-in Edukte zu nutzen, sofern die Entwicklung solcher CO<sub>2</sub>-basierter Verfahren schneller vorangeht als die Weiterentwicklung der hier gezeigten Prozesse zur DMC-Herstellung, die im Sinne der Reduktion von CO<sub>2</sub>-Emissionen nicht als sinnvoll erachtet werden.

Beschreibungen der Prozesse (Prozessschemata), der Wirtschaftlichkeit (techno-ökonomische Analysen) und der Umweltauswirkungen (LCA-Analysen) sind in der Literatur vorhanden und in Tabelle 5 aufgelistet.

Dabei gilt, dass diese Kenndaten und Analysen umso schwieriger zu erhalten sind, je ausgereifter ein Prozess ist. Für Routen, die sich noch in der Entwicklung befinden, wird teilweise der Sustainability-by-Design-Gedanke etabliert. Dabei sollen durch ex-ante LCA-Analysen bereits vor der Errichtung von Demonstrationsanlagen sogenannte „hot spots“ identifiziert und zielgerichtet eliminiert werden, um bereits in der Entwicklungsphase Nachhaltigkeit zu bewerten und zu verbessern. Weiterhin publizierten Monteiro et al. 2009 ein LCA-Screening über die 6 dargestellten Routen (Monteiro et al. 2009).

**Tabelle 5: Literaturstellen mit Daten bezüglich Umweltauswirkungen und/oder wirtschaftlicher Analysen für die vorgestellten DMC-Herstellungsrouten.**

Prozess	Art der Analyse	Publikationsjahr	Quelle
Direktsynthese (katalytisch)	TEA	2018	(Kiss 2018)
Direktsynthese (elektrochemisch)	LCA	2016	(Garcia-Herrero et al. 2016)
Harnstoff-Methanolyse (direkt)	TEA	2019	(Sánchez et al. 2019)
Harnstoff-Methanolyse (direkt)	LCA	2009	(Monteiro et al. 2009)
Harnstoff-Methanolyse (direkt)	LCA, TEA	2015	(Kongpanna et al. 2015)
Harnstoff-Methanolyse (direkt)	LCA	1999	(Aresta und Galatola 1999)
Harnstoff-Methanolyse (indirekt)	TEA	2018	(Kiss 2018)
Harnstoff-Methanolyse (indirekt)	TEA	2019	(Wang et al. 2019)

Prozess	Art der Analyse	Publikationsjahr	Quelle
Oxidative Carbonylierung von Methanol (direkt, Flüssigphase)	LCA	2016	(Garcia-Herrero et al. 2016)
Oxidative Carbonylierung von Methanol (direkt, Flüssigphase)	LCA, TEA	2015	(Kongpanna et al. 2015)
Umesterung von Ethylencarbonat	LCA	2009	(Monteiro et al. 2009)
Umesterung von Ethylencarbonat	LCA, TEA	2015	(Kongpanna et al. 2015)
Umesterung von Propylencarbonat	LCA, TEA	2015	(Kongpanna et al. 2015)

Quellen: In Tabelle.

### 2.13.2.1 Biotechnologische CCU Routen

Biotechnologische CCU Routen sind in der Entwicklung meist weniger weit gediehen als die katalytisch-chemischen Varianten und befinden sich daher überwiegend auf niedrigen TRL-Stufen.

Eine Ausnahme stellt der von der Firma *LanzaTech* entwickelte Prozess der Fermentation von CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>-Gemischen zu C<sub>2</sub> Komponenten, namentlich Acetat und Ethanol, sowie zu den C<sub>4</sub>-Komponenten Butyrat und Butanol durch acetogene Bakterien unter anaeroben Bedingungen dar (Durre und Eikmann 2015). Über Synthesegas hinaus können einige dieser Mikroorganismen auch andere Substrate wie CO<sub>2</sub>-basiertes Methanol verarbeiten. Obwohl Acetat bzw. Essigsäure im Allgemeinen das Hauptstoffwechselprodukt acetogener Bakterien ist, können auch andere Produkte wie Butyrat und die Alkohole Ethanol und Butanol gebildet werden. Die Herausforderung liegt in der genetischen Veränderung acetogener Mikroorganismen in der Art, dass sie effizienter CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> und/oder Methanol zu Wertprodukten umsetzen; dies beinhaltet auch die Optimierung der Fermentationsbedingungen und die Entwicklung geeigneter Bioreaktoren für die gasförmigen Substrate. Im Mai 2021 kündigte *LanzaTech* ein vom U.S. Department of Energy gefördertes Projekt an, das verstärkt die direkte Konversion von CO<sub>2</sub> zum Ziel hat.

Darüber hinaus sind biotechnologische CCU Routen Gegenstand aktueller Projekte und sollen daher nachfolgend erwähnt werden.

Das laufende BMBF-Projekt „TRANSFORMATE“ kombiniert die elektrochemische Umsetzung von CO<sub>2</sub>-Emissionen zu Ameisensäure (mit der biotechnologischen Synthese weiter zu Polyhydroxybuttersäure und Crotonsäure. Der Ameisensäure-Elektrolyseur wird dazu an einen Bioreaktor gekoppelt. In das Bakterium *Cupriavidus necator* als Produktionsorganismus wird ein reduktiver Glycin-Weg als Stoffwechselweg eingebracht, wodurch Ameisensäure als einzige Kohlenstoff- und Energiequelle genutzt werden soll. Polyhydroxybuttersäure wird im Bakterium als Speicherstoff akkumuliert, Crotonsäure aus den Bakterienzellen ausgeschleust und kann aus dem Fermentationsüberstand gewonnen werden.

Das BMBF-Projekt „Bio-UGS“ untersucht die Umwandlung von CO<sub>2</sub> und grünem Wasserstoff zu Methan in Untergrundgasspeichern unter Verwendung natürlich vorhandener Mikroorganismen. Das Grundlagenprojekt untersucht hierzu die Biomethanisierung in Reservoirgesteinen im Labor unter realen Bedingungen.

Ein sehr junges Forschungsfeld ist die mikrobielle Elektrosynthese, die auf dem Einsatz elektroaktiver Mikroorganismen als Biokatalysatoren beruht, die in einer elektrochemischen Zelle die Kathode besiedeln und direkt Elektronen zur Reduktion von CO<sub>2</sub> verwenden können.

Hier sollen zwei kürzlich abgeschlossene BMBF-Projekte vorgestellt werden (Krämer 2019). Im Rahmen des Projekts MIKE wurde ein Verfahren der mikrobiellen Elektrosynthese untersucht, um die mikrobielle Reduktion von CO<sub>2</sub> aus Rohbiogas zu ermöglichen. *Methanococcus maripaludis* wurde als der ressourceneffizienteste Methanproduzent hinsichtlich der Methanproduktivität ( $8,81 \pm 0,51 \text{ mmol m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ ) und der Coulomb'schen Effizienz ( $58,9\% \pm 0,8\%$ ) identifiziert. Ein 50 l bioelektrochemischer Blasensäulenreaktor wurde in einer zweiwöchigen Kampagne betrieben und erzielte eine Produktionsrate an Methan von 11,4 mmol d<sup>-1</sup>. Das Projekt BioElektroPlast hatte einen kontinuierlichen bioelektrochemischen Prozess zum Ziel, um CO<sub>2</sub> aus Rauchgas mit Hilfe eines neuen Biokatalysators und Strom als Energiequelle in Polyhydroxybuttersäure umwandeln zu können. Unter den gescreenten thermophilen Mikroorganismen wurde *Kyrpidia spormannii* weiter untersucht, das als Biofilm bei 60 °C auf Kathoden wächst. Hier wurde bisher nur ein proof-of-concept aufgezeigt.

## 2.14 Algenbioraffinerie zur Gewinnung von Ethanol

Die Fermentation von Kohlenhydraten ist das bei weitem gebräuchlichste Verfahren zur Herstellung von Ethanol. Laut dem OECD-FAO Bericht „Agricultural Outlook 2019-2028“ wurden in den Jahren 2016-18 global im Schnitt 122 Milliarden Liter Ethanol fermentativ hergestellt ( $\approx 97$  Millionen t) (OECD 2018). Dagegen werden nur ca. 1 Milliarde Liter synthetisches Ethanol ( $\approx 0,85$  Millionen t) durch die Hydrolyse von (petrochemischem) Ethylen hergestellt.

Bedingt durch Stöchiometrie der alkoholischen Gärung von Zucker zu Ethanol (Reaktionsgleichung 52) gehen bei der Fermentation ein Drittel des Kohlenstoffs in Form von Kohlendioxid verloren. Umgerechnet auf die globale, fermentative Ethanol-Produktion werden somit allein durch die Gärung 93 Millionen t CO<sub>2</sub> freigesetzt, was in etwa der gewonnenen Menge Ethanol entspricht. Da überwiegend biogene Stoffe eingesetzt werden, ist dieser Prozess weitestgehend THG-neutral.

**Reaktionsgleichung 52:**  $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$   
(Bilanzierung der alkoholischen Gärung)

---

Da CO<sub>2</sub> als das überwiegend gebildete Gärgas der alkoholischen Gärung bereits hochkonzentriert (95-98%) anfällt, wurde im Rahmen eines Forschungsvorhabens untersucht, ob eine Algenproduktion über das Gär-CO<sub>2</sub> als Substrat in einem integrativen Bioraffineriekonzept etabliert werden kann.

Das Forschungsvorhaben „Bioraffinerie auf Basis kohlenhydratreicher Algenbiomasse, Nutzung von Stärke und Protein“ (Schmid-Staiger et al. 2016) hatte eine Laufzeit von 2012-2015. Ziel des Vorhabens war die Erzeugung von stärkehaltiger Algenbiomasse in geschlossenen Photobioreaktoren. Die Kooperationspartner waren die *Südzucker AG*, das *Fraunhofer IGB* und die *Subitec GmbH*. Am Standort Zeitz wurde im Auftrag der *Südzucker AG* auf dem Gelände der Bioethanolanlage der *CropEnergies AG*, einer Tochtergesellschaft der *Südzucker AG*, eine Algenkultivierungsanlage der Firma *Subitec GmbH* errichtet.

### 2.14.1 Beschreibung des Prozesses

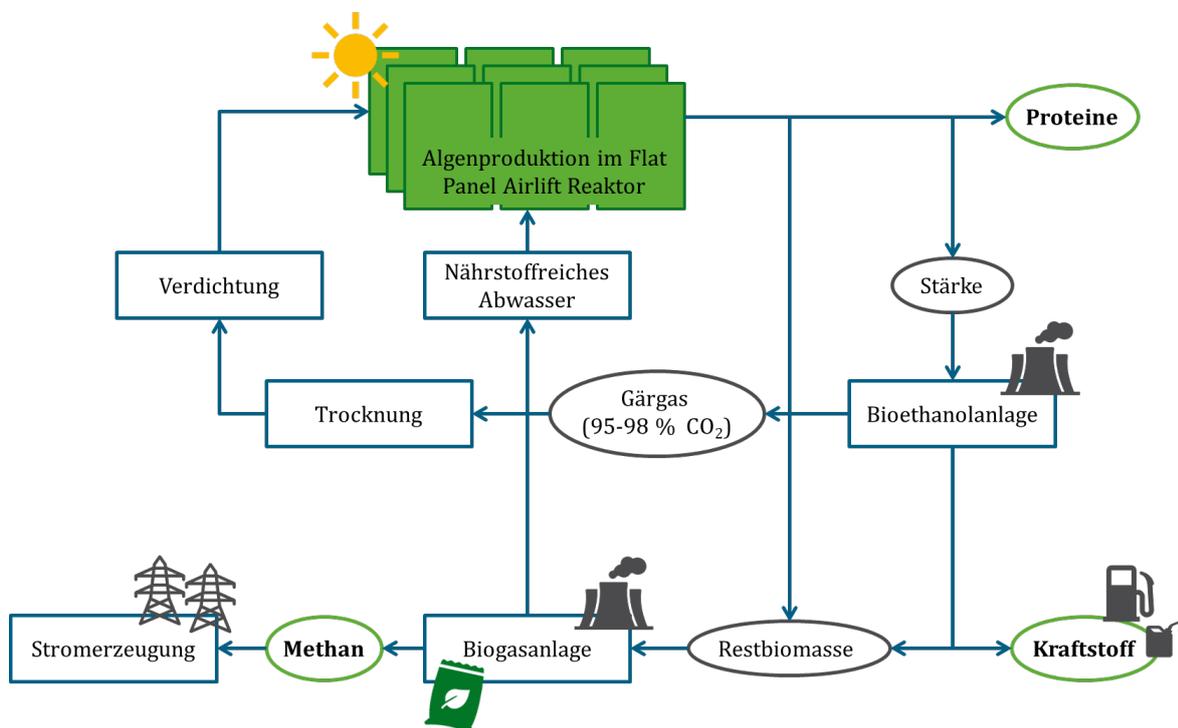
Nach der Definition von Bioraffinerien (Bundesrepublik Deutschland 2012) zeichnet sich eine Bioraffinerie durch ein „explizit integratives, multifunktionelles Gesamtkonzept aus, das Biomasse als vielfältige Rohstoffquelle für die nachhaltige Erzeugung eines Spektrums unterschiedlicher Zwischenprodukte und Produkte (Chemikalien, Werkstoffe, Bioenergie inkl. Biokraftstoffe) unter möglichst vollständiger Verwendung aller Rohstoffkomponenten nutzt; als

Koppelprodukte können gegebenenfalls zusätzlich auch Nahrungs- und/oder Futtermittel anfallen. Hierfür erfolgt die Integration unterschiedlicher Verfahren und Technologien“.

Im Sinne dieser Definition wurde ein Gesamtkonzept entwickelt und im Pilotmaßstab getestet, dass die vollständige Verwendung aller Rohstoffkomponenten aller Fraktionen vorsah (Abbildung 28):

1. Die Hauptkomponente Algen-Stärke wurde wieder für die Produktion von Ethanol eingesetzt.
2. Die Wertigkeit des Algenproteins wurde u.a. als Nährmedienkomponente bei der Ethanolproduktion auf Basis Getreidestärke bestimmt.
3. Die Nährstoffe Stickstoff und Phosphat (aus der Vergärung von Reststoffen der Ethanolfermentation) konnten für die Produktion der Algenbiomasse als Nährmedium eingesetzt werden.
4. Zusätzlich sollte zwischen Ethanolfermentation und Algenproduktion eine Kreislaufführung etabliert werden. Dies erfolgte durch die Einspeisung von CO<sub>2</sub> aus der Ethanolproduktion als kostenlose und qualitativ hochwertige CO<sub>2</sub>-Quelle für die Algenproduktion.

**Abbildung 28: Konzept der integrierten Bioaffinerie bestehend aus Bioethanol-, Biogas- und Algenproduktionsanlagen.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) nach (Bergmann et al. 2015).

Als Produktionsstamm wurde die Grünalge *Chlorella sorokiniana* selektiert, mit der in einem zweistufigen Prozess Stärkegehalte bis zu 50% (w/w) unter N-Limitierung erzielt werden konnten. Als Kultivierungssystem wurden Flachplatten-Airlift-Reaktoren (FPAs) eingesetzt. Die Freilandversuche fanden im Pilotmaßstab am Standort der CropEnergies in Zeitz in einem Maßstab von 4,3 m<sup>3</sup> statt:

- Nach enzymatischer Stärkehydrolyse konnte eine Ethanolausbeute von 90% (basierend auf dem Glukosegehalt) erzielt werden.

- ▶ Partikuläre Proteine wurden mit einer Ausbeute von 36% durch alkalische Extraktion gewonnen.
- ▶ Der Flüssiggärrest aus der Vergärung von Klärschlempe zu Biogas wies einen hohen Ammoniumgehalt auf und wurde als Mediumskomponente für das Wachstum von *Chlorella sorokiniana* getestet.

#### **2.14.2 Fazit**

Es konnte in der Pilotanlage gezeigt werden, dass die Nutzung von CO<sub>2</sub> resultierend aus einer industriellen Ethanolproduktion ohne Einschränkung als Kohlenstoffquelle zur Algenproduktion zu verwenden ist. Hierfür bedarf es lediglich einer marginalen Aufarbeitung in Form einer Trocknung. Die Autoren des Abschlussberichtes (Bergmann et al. 2015) schlossen daraus, dass die Nutzung dieses biogenen CO<sub>2</sub> bedingungslos auf weitere Algen und Prozesse, z. B. der Produktion lipid- oder carotinoidreicher Algenbiomasse, übertragbar ist und deshalb mittelfristig zur Etablierung der Mikroalgenbiotechnologie in Bioraffinerie-Anlagen führen wird.

Weiter schlossen die Autoren, dass aus wirtschaftlichen Gründen in naher Zukunft die energetische Nutzung der Algenprodukte (Ethanol, Biogas) nur über eine Kopplung der Produktion des Energieträgers und der stofflichen Nutzung weiterer Biomassefraktionen wie Proteine erfolgen kann, um die derzeit hohen Kosten der Algenproduktion und -aufarbeitung zu kompensieren.

## 3 Übersicht von CO<sub>2</sub>-Quellen, Abscheidetechnologien und Reinigungsverfahren, Verfahren zur Herstellung von Chemikalien und Kunststoffen sowie zukünftige Entwicklung der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>

### 3.1 Industrielle CO<sub>2</sub>-Quellen für CCU

#### 3.1.1 Einleitung

Im folgenden Kapitel werden verschiedene CO<sub>2</sub>-Quellen beschrieben und bewertet. Es wird dabei keine starre Hierarchie für die Eignung von CO<sub>2</sub>-Quellen für CCU vorgeschlagen. Die Bewertung und Einordnung orientieren sich vielmehr an einigen generellen Leitlinien und Prinzipien:

- ▶ Als CO<sub>2</sub>-Quellen für CCU eignen sich besonders Punktquellen aus stationären Prozessen und Anlagen, die CO<sub>2</sub> im Abgas führen, aus dem dieses durch geeignete Verfahren abgetrennt werden kann. Für die Abtrennung von CO<sub>2</sub> ungeeignet sind im Gegensatz dazu z. B. die vielen kleinen, mobilen Verbrennungsmotoren des Verkehrssektors.
- ▶ Aus energetischer Sicht sind Quellen, die CO<sub>2</sub> in hoher Reinheit bzw. hoher Abgaskonzentration bereitstellen gegenüber solchen mit niedrigen Konzentrationen zu bevorzugen.
- ▶ In der Hierarchie geeigneter Quellen sind zunächst solche Prozesse zu betrachten, die als unvermeidlich einzuordnen sind. Bei Prozessen mit realistischen Minderungsoptionen ist zunächst zu untersuchen, welche alternativen Verfahren zum Einsatz kommen können, um die Emission von CO<sub>2</sub> zu vermeiden oder zu minimieren. Die Nutzung von CO<sub>2</sub> als Kohlenstoffquelle in CCU Prozessen ist nur sinnvoll, wenn unvermeidliches CO<sub>2</sub> eingesetzt wird. Die Verbrennung fossiler Rohstoffe mit dem Primärziel der Bereitstellung von CO<sub>2</sub> als Rohstoff ist thermodynamisch unsinnig.
- ▶ Betrachtet werden solche Quellen, die im Sinne der zuvor genannten Vermeidungsoptionen auch langfristig noch als verfügbar anzusehen sind. Vor dem Hintergrund der politischen Ziele zum Ausbau erneuerbarer Energiequellen und dem für 2038 beschlossenen Kohleausstieg<sup>5</sup> ist es eine bewusste Entscheidung der Autoren, fossil befeuerte Kraftwerke trotz ihres derzeit noch sehr dominanten Anteils aus der Quellenbetrachtung auszuschließen.
- ▶ Die Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus der Luft (Direct Air Capture) ist aufgrund der geringen Konzentration mit einem hohen Energieaufwand verbunden, bietet aber langfristig die Möglichkeit, CO<sub>2</sub> für CCU unabhängig von Punktquellen bereit zu stellen und dabei CO<sub>2</sub> aktiv aus der Atmosphäre zu entfernen (Senke).

Andere Aspekte unterliegen gegenläufigen Einflussgrößen und sind differenziert zu betrachten. Dies ist u.a. bei Fragen der Mengenverfügbarkeit, geographischen Verteilung und Kosten für die Bereitstellung von CO<sub>2</sub> der Fall. Generell ist insbesondere für großvolumige Verfahren mit entsprechend hohem CO<sub>2</sub>-Ausstoß eine Implementierung von Abtrennungstechnologien durch die „Economy of Scale“ ökonomisch sinnvoll. Andererseits sind solche Anlagen häufig auf wenige

---

<sup>5</sup> Nach dem Koalitionsvertrag der Ampelkoalition könnte der Kohleausstieg auf 2030 vorverlegt werden.

Standorte oder Industrieparks begrenzt, so dass auch CCU Anlagen auf solchen Standorten oder über die Bereitstellung von CO<sub>2</sub> vor Ort über Direct Air Capture zu realisieren wären, um einen kostenintensiven Transport von CO<sub>2</sub> über große Entfernungen zu vermeiden. Eine geographisch große räumliche Verteilung ist hingegen bei kleineren Anlagen gegeben. Hier besteht die Herausforderung in vergleichsweise hohen relativen Investitionskosten für die CO<sub>2</sub>-Abtrennung und begrenzten verfügbaren Mengen. In diesem Kapitel werden daher sowohl größere mit (>0,1 Mio. t CO<sub>2</sub> pro Anlage und Jahr) als auch kleinere Prozesse (mit wenigen t bis kt CO<sub>2</sub> pro Anlage und Jahr) betrachtet. Es soll schon in diesem Kapitel erwähnt werden, dass für viele CCU Verfahren, die auf grünem Wasserstoff als Reaktionspartner basieren (Power-To-X) außerdem die Verfügbarkeit von erneuerbarem Strom und von Frischwasser (9 Tonnen pro Tonne Elektrolyse-Wasserstoff) als Standortfaktoren zu berücksichtigen sind.

Für die CO<sub>2</sub>-Emissionen aus den betrachteten Prozessen lassen sich generell verschiedene Anteile unterscheiden. Einerseits entstehen CO<sub>2</sub>-Emissionen energetisch durch die Verbrennung fossiler Energieträger zur Stromerzeugung (Kraftwerke) oder zur Deckung des Wärmebedarfs der jeweiligen Industrieprozesse, entweder direkt in Öfen oder durch Dampferzeugung. Der zweite Anteil betrifft nicht-energetisch bedingtes CO<sub>2</sub>, das rohstofflich aus eingesetzten mineralischen oder fossilen Rohstoffen bei der Umsetzung zu den jeweiligen Zielprodukten resultiert. Beispiele dafür sind mineralisches CO<sub>2</sub> aus Kalkstein (Calciumcarbonat) beim Kalkbrennen oder bei der Zementklinkerproduktion oder fossiles CO<sub>2</sub> bei der Dampfreformierung von Erdgas und Umsetzung des Wasserstoffs zu Ammoniak, wobei CO<sub>2</sub> als Nebenprodukt übrigbleibt. Schließlich sind noch CO<sub>2</sub>-Emissionen biogenen Ursprungs zu unterscheiden, diese resultieren z. B. aus Biogas- oder Klärgasanlagen oder der Fermentation von nachwachsenden Rohstoffen. Gleichzusetzen mit der Fixierung von Kohlenstoff aus der Atmosphäre in Form von Biomasse und deren anschließenden stofflichen und energetischen Verwertung ist die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft durch das Direct Air Capture. Die verschiedenen beschriebenen Anteile an CO<sub>2</sub> werden in diesem Bericht jeweils ausgewiesen.

### **3.1.2 Zement**

#### **3.1.2.1 Beschreibung des Prozesses**

Die Zementindustrie versorgt die Bauindustrie mit vielen der benötigten mineralischen Grundstoffe. Die Herstellung von Zement ist ein energie- und emissionsintensiver Prozess. Im Zentrum steht dabei die Klinkerherstellung, die chemisch einer thermischen Umwandlung von CaCO<sub>3</sub> zu CaO unter Freisetzung von CO<sub>2</sub> als Prozessemissionen mineralischen Ursprungs entspricht. Dabei werden die Rohstoffe, Kalkstein, Ton und Kalksteinmergel nach Gewinnung in das Rohmehl gemahlen und z. B. in einem Drehofenrohr bei 1450°C kalziniert. In dem Kontext der Klinkerproduktion lassen sich die dabei entstehenden Prozessemissionen nicht vermeiden. Zusätzlich fallen energiebedingte Emissionen durch die eingesetzten Brennstoffe an.

Die deutsche Zementindustrie weist für 2020 einen thermischen Energieeinsatz von 96,0 PJ sowie einen elektrischen Energieeinsatz von 3,84 TWh Strom aus. Der Brennstoffeinsatz entfällt zu rund einem Drittel auf konventionelle fossile Energieträger und zu den verbleibenden zwei Drittel auf eine Vielzahl alternativer Brennstoffe, z. B. Kunststoffabfälle, Altreifen und Biomasse, siehe hierzu auch (VDZ 2020a). Die Dekarbonisierungs-Roadmap des VDZ sieht bis 2050 den Einsatz von durchschnittlich 90% alternativen Brennstoffen vor, davon 35% Biomasse, sowie den Einsatz von 10% grünem Wasserstoff.

Die THG-Emissionen der Zementwerke fallen unter das EU ETS. In Deutschland werden 35 Anlagen zur Klinkerherstellung und eine Anlage zur Herstellung von Produkten aus gebranntem Ölschiefer erfasst (Tätigkeit 14, Registertätigkeit 29) (VET 2020). Die CO<sub>2</sub>-Emissionen verlaufen

seit mehreren Jahren bereits auf einem Niveau von rund 20 Mio. t. Rund 13,2 Mio. t CO<sub>2</sub> entfallen dabei auf prozessbedingte, d. h. rohstoffbedingte Emissionen (VDZ 2020a) für die Herstellung von 24.708 kt Klinker in 2020 (VET 2020). In den Szenarien der VDZ-Dekarbonisierungs-Roadmap (VDZ 2020a) wird davon ausgegangen, dass CO<sub>2</sub> in Höhe von 20% der Prozessemissionen der Zementklinkerherstellung in der Re-Carbonatisierung vom Beton wieder eingebunden werden kann. Die verbleibenden rohstoffbedingten Emissionen sind als unvermeidlich zu betrachten und stellen auch in Zukunft eine industrielle CO<sub>2</sub>-Quelle für CCU dar.

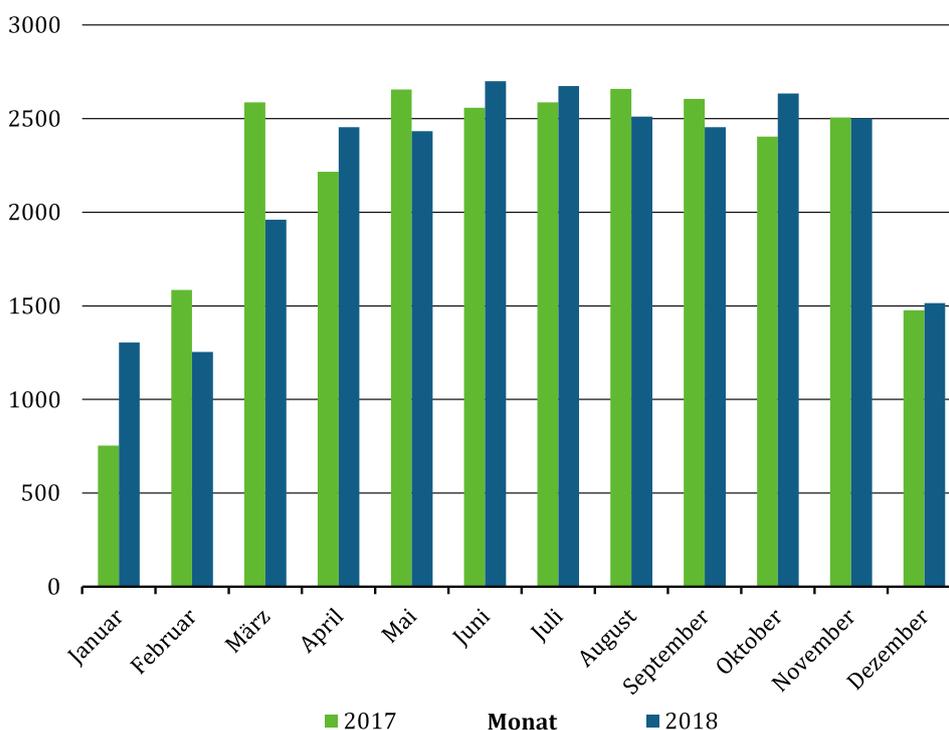
Die im Emissionsfaktor angegebenen spezifischen Rohstoffemissionen liegen bei rund 0,530 t CO<sub>2</sub> pro Tonne Zementklinker (Umweltbundesamt 2020a). Ein 2022 veröffentlichter Bericht der VDZ Technology bestätigt, dass dieser Emissionsfaktor im Schnitt für alle Anlagen in Deutschland gilt (Schäfer et al. 2022).

Für eine mittlere Drehrohrofenkapazität von 2.675 t Klinker pro Tag in 2019 (VDZ 2020b) ergibt sich ein durchschnittlicher maximaler Volumenstrom rohstofflicher CO<sub>2</sub>-Emissionen im Umfang von 59,1 t CO<sub>2</sub> pro Stunde.

Strategien zur THG-Emissionsminderung umfassen u.a. den Einsatz alternativer Brennstoffe und die Reduzierung des Klinkeranteils im Zement sowie die Entwicklung von Ersatzstoffen mit vergleichbaren Eigenschaften (Möller 2020).

Das Produkt Zement wird nach Bedarf produziert und an die Bauindustrie ausgeliefert. Die Produktion von Zement und Klinker und damit auch die Emission von CO<sub>2</sub> unterliegen einer saisonalen Variation (vgl. Abbildung 29 und Tabelle 6). In den Wintermonaten liegen mehrwöchige Revisionsphasen der Werke. Diese müssen unabhängig von der i. d. R. im Winter nachlassenden Baukonjunktur durchgeführt werden. Für diese Stillstandswochen werden vorher Lagerkapazitäten aufgebaut. Die Auswirkungen sind von der Witterung abhängig und von Jahr zu Jahr und regional unterschiedlich.

**Abbildung 29: Saisonale Variation im Zementversand für die Jahre 2017 und 2018.**



Quelle: Eigene Darstellung (DECHEMA e.V.) basierend auf VDZ 2018.

**Tabelle 6: Saisonale Variation im Zementversand für die Jahre 2017 und 2018.**

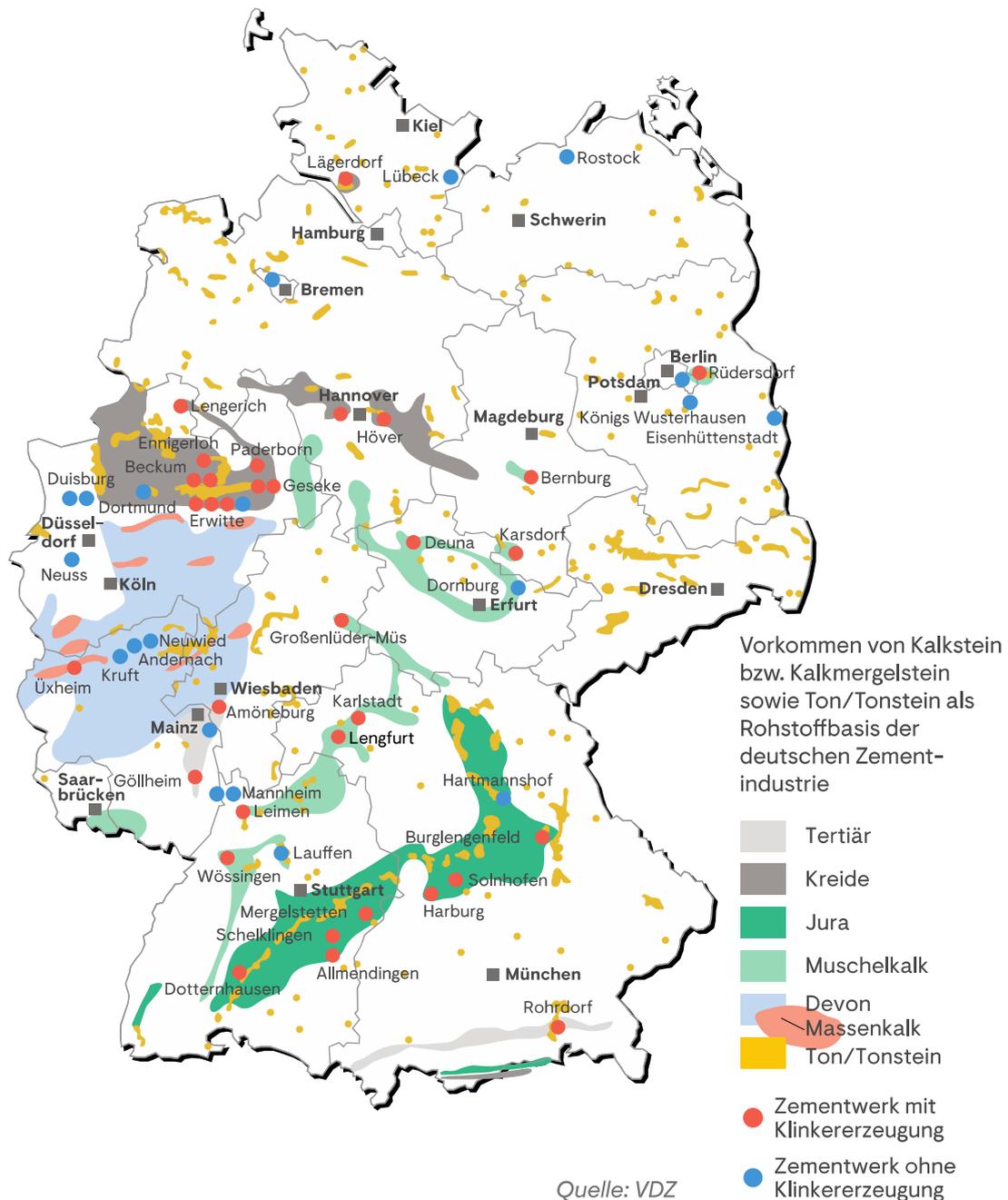
Monat	Inlandsversand 2018 in Tonnen	Inlandsversand in 2017 in Tonnen	Veränderung in %
Januar	1.304.739	753.123	73,2
Februar	1.254.162	1.585.586	-20,9
März	1.960.808	2.587.549	-24,2
April	2.454.586	2.215.915	10,8
Mai	2.432.619	2.655.836	-8,4
Juni	2.699.453	2.558.602	5,5
Juli	2.673.952	2.587.314	3,3
August	2.510.803	2.659.416	-5,6
September	2.454.967	2.605.608	-5,8
Oktober	2.634.664	2.404.614	9,6
November	2.501.236	2.505.561	-0,2
Dezember	1.514.143	1.476.781	2,5

Quelle: VDZ 2018.

Die Anlagen der Zementindustrie sind nahe an den Rohstoffquellen, also entsprechenden kalkhaltigen Gesteinsformationen angesiedelt. Eine Übersicht ist in der folgenden Karte, Abbildung 30, dargestellt.

Abbildung 30: Übersicht über die Rohstoffvorkommen und Standorte der Zementherstellung.

### Zementwerke und Rohstoffvorkommen in Deutschland



Quelle: (VDZ 2022).

#### 3.1.2.2 Emissionen der Zementindustrie

Die Anlagen der Zementindustrie unterliegen den Bestimmungen des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (BImSchG). Die Bestimmungen sind abhängig von den eingesetzten Brennstoffen, für Regelbrennstoffe gilt die TA Luft, während die Bestimmungen des 17. BImSchV gültig sind, wenn abfallstämmige Brennstoffe verwendet werden. Die Anforderungen an die Emissionen sind dabei faktisch gleich.

Neben CO<sub>2</sub> enthält das Abgas des Klinkerprozesses in Abhängigkeit der verwendeten Roh- und Brennstoffe weitere Komponenten, die für eine Nutzung des CO<sub>2</sub> im Sinne von CCU zu beachten sind und die üblicherweise einen Aufreinigungsbedarf verursachen.

Die folgenden Daten in Tabelle 7 beziehen sich auf Information aus den Umweltdaten der Zementindustrie 2020 (VDZ 2020b). Die vom VDZ ausgewiesenen Daten beruhen auf Jahresmittelwerten, es werden davon hier die Maximalwerte angegeben, da diese die mögliche Reinigungsaufgabe für die Bereitstellung von CO<sub>2</sub> für CCU Prozesse auf Basis der verwendeten, anlagenübergreifend ausgerichteten Informationsquellen am besten wiedergeben. Die Zahlen geben Schwankungen im Tagesverlauf einer Zementanlage bzw. die spezifisch auftretenden Emissionen einer Einzelanlage nicht wieder, so dass auch höhere Emissionswerte auftreten können. Als kritische Störkomponenten sind SO<sub>2</sub> und NO<sub>x</sub> zu betrachten, die insbesondere mit den bei chemischen Wäschen eingesetzten Aminen irreversibel zu Salzen bzw. Salpetersäure reagieren können und damit zu Korrosionseffekten und der Degradation des Waschmittels führen können (Plaza et al. 2020). Die Konzentrationen dieser Störstoffe müssen durch Abgasvorbehandlung auf 10-20 ppm reduziert werden, dies geschieht z. B. in der Capture-Pilotanlage der Zementindustrie, z. B. in der Brevik-Anlage in Norwegen, (Plaza et al. 2020). Eine Rolle spielen gegebenenfalls noch flüchtige Schwermetalle, die als Abgasbestandteile vorhanden sind, und die im Zuge der Feinreinigung von CO<sub>2</sub> (siehe Kapitel 3.4) aus dem CO<sub>2</sub>-Strom abzutrennen sind. Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass der in der Zementindustrie geplante weitere Einsatz alternativer (anstelle fossiler) Brennstoffe und die Umstellung auf Oxyfuel-Verfahren zu deutlich veränderten Emissionsprofilen führen wird (vgl. Kapitel 0).

Minderungsmaßnahmen für NO<sub>x</sub> sind in Zementanlagen bereits im Prozess integriert durch Optimierung des Anlagenbetriebs, Optimierung des Anlagenbetriebs, gestufte Verbrennung und den Einsatz von selektiver nicht-katalytischer Reduktion (SNCR) bzw. selektiver katalytischer Reduktion (SCR) oder eines DeCONO<sub>x</sub>-Verfahrens (Schäfer et al. 2022). Letzteres stellt eine Kombination aus regenerativer, thermischer Oxidation mit einer SCR dar, bei der neben NO<sub>x</sub> auch organische Kohlenstoffverbindungen reduziert werden. Eine Abgasentnahme zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung sollte außerdem nach dem Staubfilter erfolgen (Schäfer et al. 2019).

**Tabelle 7: Emissionsdaten der Zementwerke in Deutschland.**

Bestandteil	Maximalwert	Anzahl der betrachteten Messwerte <sup>6</sup>	Anzahl erfasste Anlagen	Anmerkungen
CO <sub>2</sub>	0,8 kg/kg Klinker davon 0,53 kg rohstofflich	39	39	(VDZ 2020b)
Staub	<10 mg/m <sup>3</sup>	38	38	(VDZ 2020b); 37 von 38 Anlagen <5 mg/m <sup>3</sup> (Schäfer et al. 2022); Hauptkamin
	3,6 mg/kg Klinker	39		
NO <sub>x</sub> (als NO <sub>2</sub> oder NO)	<210 mg/m <sup>3</sup>	38	38	(VDZ 2020b); unter aktivem Einsatz von Minderungs- technologien (Schäfer et al. 2022)
	514 mg/kg Klinker	38		

<sup>6</sup> Jahresmittelwerte, sofern nicht anders ausgezeichnet.

Bestandteil	Maximalwert	Anzahl der betrachteten Messwerte <sup>6</sup>	Anzahl erfasste Anlagen	Anmerkungen
NH <sub>3</sub>	<50 mg/m <sup>3</sup>	37	37	(VDZ 2020b); durch ammoniumhaltige Rohstoffe oder selektive nicht-katalytische NO <sub>x</sub> -Minderung (Schäfer et al. 2022)
	44 mg/kg Klinker	38		
SO <sub>2</sub>	<400 mg/m <sup>3</sup>	40	38	(VDZ 2020b); roh- und brennstoffabhängig, aktive Reduzierung (Schäfer et al. 2022)
	271 mg/kg Klinker	39		
CO	<3500 mg/m <sup>3</sup> (CO)	37	37	(VDZ 2020b); mit 36 Anlagen <2000 mg/m <sup>3</sup> (CO) (Schäfer et al. 2022)
	1600 mg/kg Klinker	38		
organischer Gesamtkohlenstoff (TOC)	<55 mg/m <sup>3</sup> (TOC)	36	36	(VDZ 2020b); mit 35 Anlagen <40 mg/m <sup>3</sup> (Schäfer et al. 2022)
	38 mg C/kg Klinker	35		
Dioxine und Furane	<0,55 ng ITEQ/m <sup>3</sup>	121 (Einzelmessungen)	36	Mit 35 Anlagen < 0,40 ng/ITEQ und 32 Anlagen < 0,10 ng/ITEQ
Polychlorierte Biphenyle (PCB)	<4 ng/m <sup>3</sup> <0,002 ng ITEQ/m <sup>3</sup>	113 (Einzelmessungen) 3 (DIN) 110 (WHO)	32	(VDZ 2020b)
Polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe (PAK)	<150 mg/m <sup>3</sup>	34 (Einzelmessungen)	10	(VDZ 2020b); 33 der Messwerte <100 mg/m <sup>3</sup> Naphthalin dominiert mit über 90% (Schäfer et al. 2022)
	111 µg/kg Klinker	14		
Benzol, Toluol, Ethylbenzol, Xylol (BTEX)	<7 mg/m <sup>3</sup>	55 (Einzelmessungen)	15	(VDZ 2020b); 53 der Messwerte <4 mg/m <sup>3</sup>
davon Benzol	<5 mg/m <sup>3</sup> 2,5 mg/kg Klinker	55 (Einzelmessungen) 34	15	(VDZ 2020b) (Schäfer et al. 2022)
Formaldehyd	<20 mg/m <sup>3</sup>	81 (Einzelmessungen)	23	78 der Messwerte ≤5 mg/m <sup>3</sup>
Benzo(a)pyren	<2 mg/m <sup>3</sup>	117 (Einzelmessungen)	15	(VDZ 2020b); kein Benzo(a)pyren in 110 Messungen festgestellt (Schäfer et al. 2022)
	4,9 ng/kg Klinker	31		
Gasförmige anorg. Chlor-verbindungen	<22 mg/m <sup>3</sup>	107 (Einzelmessungen)	37	(VDZ 2020b) 106 Messungen <14 mg/m <sup>3</sup>

Bestandteil	Maximalwert	Anzahl der betrachteten Messwerte <sup>6</sup>	Anzahl erfasste Anlagen	Anmerkungen
Gasförmige anorg. Fluor-verbindungen	<0,5 mg/m <sup>3</sup>	119 (Einzelmessungen)	37	(VDZ 2020b)
<b>Spurenelemente</b>				
Cadmium (Cd)	<0,005 mg/m <sup>3</sup>	128 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) Emissionsfaktor (EF): 0,17 %
Thallium (Tl)	<0,0025 mg/m <sup>3</sup>	128 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 1,3 %
Quecksilber (Hg)	<0,022 mg/m <sup>3</sup>	37 (Jahresmittelwerte)	37	(VDZ 2020b) EF: 40,0 %
Antimon (Sb)	<0,01 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,03 %
Arsen (As)	<0,002 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,023 %
Blei (Pb)	<0,05 mg/m <sup>3</sup>	129 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,05 %
Chrom (Cr)	<0,023 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,012 %
Cobalt (Co)	<0,004 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,019 %
Kupfer (Cu)	<0,10 mg/m <sup>3</sup>	137 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,0093 %
Mangan (Mn)	≤0,10 mg/m <sup>3</sup>	138 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,018 %
Nickel (Ni)	<0,54 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b)
Vanadium (V)	<0,003 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,052 %
Zinn (Sn)	<0,01 mg/m <sup>3</sup>	134 (Einzelmessungen)	36	(VDZ 2020b) EF: 0,074 %
Beryllium (Be)	<0,0002 mg/m <sup>3</sup>	6 (Einzelmessungen)	2	(VDZ 2020b)
Selen (Se)	<0,001 mg/m <sup>3</sup>	3 (Einzelmessungen)	1	(VDZ 2020b)
Tellur (Te)	<0,001 mg/m <sup>3</sup>	3 (Einzelmessungen)	1	(VDZ 2020b)
Zink (Zn)	<0,008 mg/m <sup>3</sup>	8 (Einzelmessungen)	2	(VDZ 2020b)

Quellen: in Tabelle.

### 3.1.2.3 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU

Auf die Klinkerproduktion und daraus folgend Zement wird die Bauindustrie auch in absehbaren Zeiträumen nicht verzichten können. Der Klinkerfaktor, also der Anteil von Klinker im Zement ist seit Jahren leicht rückläufig und beträgt aktuell 0,7 (VDZ 2021).

Die Dekarbonisierungs-Roadmap des VDZ (VDZ 2020a) weist im „Szenario Klimaneutralität“ CCUS als wesentliche Technologiekomponente zur CO<sub>2</sub>-Minderung aus. Das Reduktionsziel bis 2050 von 10,4 Mio. t CO<sub>2</sub> jährlich, entsprechend dem verbleibenden rohstofflichen Anteil der Emissionen, ist nach der Roadmap technisch nur über CCUS realisierbar.

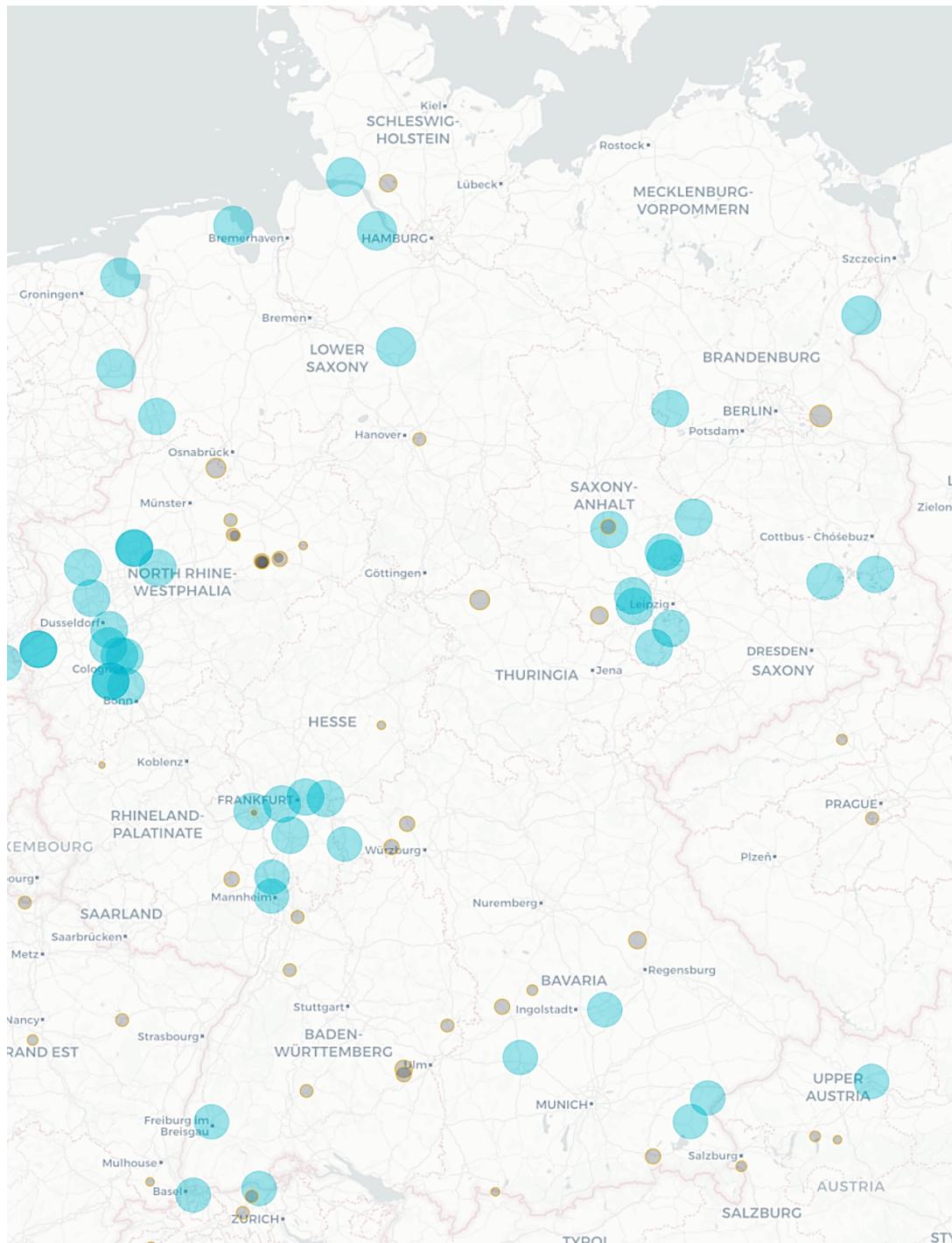
Entsprechend ist die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus Zementanlagen unvermeidlich und die CO<sub>2</sub>-Nutzung (CCU) ist (neben CO<sub>2</sub>-Kompensationsmöglichkeiten) die einzige Option, die alternativ zur Speicherung von CO<sub>2</sub> (CCS) besteht. In diesem Sinne sind Zementanlagen als Quelle von hoher Priorität zu betrachten (vgl. auch die Diskussion zu zukünftigen Quellenverfügbarkeit in Kapitel 3.5.3.1).

Die Zusammensetzung der Abgase und die Art und Menge an auftretenden Störstoffen ist stark von den eingesetzten Rohstoffen und Energieträgern sowie dem Brennverfahren abhängig. Aktuell werden Technologien für den Einsatz von Oxyfuel-Technologien erprobt. Diese haben das Potenzial, den aus der Verbrennungsluft resultierenden NO<sub>x</sub>-Anteil im Abgas praktisch vollständig zu reduzieren. Laut VDZ stammen derzeit 20% der NO<sub>x</sub>-Emissionen aus dem Brennstoff (Schäfer et al. 2022). Ein Brennstoffwechsel kann auch diese Emissionen reduzieren. So wird die Verwendung von Wasserstoff als CO<sub>2</sub>-freiem Brennstoff und der Einsatz strombasierter Plasmabrenner diskutiert (VDZ 2020a). Auch ist von erheblichen Änderungen beim Einsatz von alternativen Brennstoffen auszugehen. Der Aufreinigungsbedarf von CO<sub>2</sub> (vgl. Kapitel 3.2 und 3.4) vor der stofflichen Nutzung in chemischen Prozessen wird durch den Einsatz von Oxyfuel-Verfahren, Wasserstoff als Brennstoff und strombasierter Wärmebereitstellung durch höhere CO<sub>2</sub> Konzentrationen im Abgas und Vermeidung von Luftstickstoff abnehmen. Bezüglich SO<sub>2</sub> sind jedoch kaum Änderungen im Abtrennaufwand zu erwarten, da diese Emissionen praktisch ausschließlich rohstoffbedingt sind (Schäfer et al. 2022). Für NO<sub>x</sub> bestehen verschiedene Einflussfaktoren, die u.a. von Sekundärbrennstoffen (insbesondere stickstoffhaltiger Biomasse) abhängen, aber auch vom Einsatz von Wasserstoff (vgl. Kapitel 3.2.3).

Die CO<sub>2</sub>-Emissionsmengen eines durchschnittlichen Drehrohrofens (59 t/h) kommen in die Größenordnung für eine chemische Umwandlung im 150 kt Maßstab (-CH<sub>2</sub>-). Um die saisonale Variation für ein möglichst kontinuierliches Verfahren zu kompensieren, wäre eine Verstetigung des CO<sub>2</sub>-Volumenstroms wünschenswert, gegebenenfalls durch anteilige Bedarfsdeckung aus anderen Quellen. Auf Verfahren zur Abscheidung von CO<sub>2</sub> und ihre Eignung für Zementanlagen wird in Kapitel 3.3 eingegangen. Technologisch ist die Wäsche mit Aminen am weitesten entwickelt und bereits in der Umsetzung für Zementwerke im industriellen Maßstab (Plaza et al. 2020). Das Carbonat-Looping stellt eine Alternative dar.

Die räumliche Verteilung der Zementwerke und der Chemieparcs in Abbildung 31 macht deutlich, dass es in der Regel einer Infrastruktur (Pipelines, Speicher) bedarf, um das CO<sub>2</sub> von den Zementwerken als Quellen hin zu den Chemieparcs zur Verarbeitung im Sinne von CCU zu transportieren, wenn nicht ein Transport in Tanks über Straße und Schiene erfolgen soll (vgl. Kapitel 6.1). Alternativ kann die Herstellung von Chemikalien integriert in ein Zementwerk oder in räumlicher Nähe stattfinden, wie dies im Projekt Concrete Chemicals verfolgt wird (CEMEX 2021). Nachteil dieser Konzepte sind die erheblichen Neuinvestitionen und der im Vergleich zu Chemieparcs geringere Grad der Prozessintegration bezüglich Stoff- und Wärmeströmen an solchen Standorten.

**Abbildung 31: Zementwerke als CO<sub>2</sub>-Quellen (grau) und Chemieparks als mögliche Abnehmer (blau) in Deutschland.**



Die Größe der Kreise entspricht entweder der Menge der CO<sub>2</sub>-Emissionen im Falle der CO<sub>2</sub>-Emittenten (graue Kreise), bzw. einem Einzugsradius von 13 km im Falle der Chemieparks (blaue Kreise).

Quelle: (DECHEMA e.V. 2019a); auf Basis des European Pollutant Release and Transfer Register (European Environment Agency (EEA) 2020).

### 3.1.3 Kalk

#### 3.1.3.1 Beschreibung des Prozesses

Kalk bzw. Calciumcarbonat kommt in natürlicher Form in Form von Kalkstein, Marmor und Kreide sowie vergesellschaftet mit MgCO<sub>3</sub> als Dolomit vor. Kalkstein enthält zu über 96% CaCO<sub>3</sub>, daneben Anteile an z. B. MgCO<sub>3</sub>, Silikaten und Schwefel sowie Spuren an verschiedenen Metallen. Technisch sind die Produkte Branntkalk (CaO) und Löschkalk (Ca(OH)<sub>2</sub>) und als ungebrannte Produkte Kalksteinschotter und Kalksteinmehl relevant. Kalkstein wird üblicherweise im Tagebau gewonnen und im sog. Brecher mechanisch auf die gewünschte Korngröße zerkleinert. Der überwiegende Teil, 75% des gewonnenen Kalksteins, wird bei 900 bis 1200°C in Schächtofen oder Drehrohröfen zu Branntkalk gebrannt, der anschließend zerkleinert, gemahlen oder zu Löschkalk (Calciumhydroxid) verarbeitet wird (Hübner et al. 2019). Für die Kalkproduktion werden in der Regel zwischen 1,4 und 2,2 Tonnen Kalkstein pro Tonne Branntkalk eingesetzt.

Für den Brennprozess können feste, flüssige und gasförmige Brennstoffe eingesetzt werden, der Einsatz unterscheidet sich nach Art des eingesetzten Ofens. So werden bei mischgefeuerten Normalschächtofen feste Brennstoffe wie Kohle und Koks dem Kalkstein zugemischt, flüssige oder gasförmige Brennstoffe werden erst in der Brennzone des Ofens zugeführt.

Der theoretische, thermische Energiebedarf für das Kalkbrennen liegt bei 3.154 MJ/t Branntkalk, der tatsächlich benötigte Prozessenergiebedarf liegt zwischen 3,2 und 9,2 GJ/t (Enargus 2022).

Rund ein Drittel des Kalks wird in die Stahlindustrie geliefert, als Schlackebildner und zur Entfernung von Kohlenstoff und anderen Elementen aus dem Roheisen (BV Kalk 2022). Weitere Anwendungsgebiete liegen in der Bauwirtschaft (u.a. als Mörtelbestandteil, Betonzuschlag oder Kalkstein (ungebrannt) im Straßenbau, in der chemischen Industrie (z. B. als Calciumreagenz und Füllstoff), in der Zellstoff- und Papierherstellung (siehe Kap. 3.1.8), der Glasindustrie und zur Entfernung von Nicht-Zuckerstoffen aus Zuckerrohsaft bei der Zuckerherstellung.

Die DEHSt weist 57 Anlagen zur Herstellung von Branntkalk in Deutschland mit Emissionen zwischen 25 und 350 kt aus. Ausnahme ist ein Werk der Rheinkalk GmbH in Wülfrath mit rund 1,7 Mio. t CO<sub>2</sub> (DEHSt 2022). Davon sind 39 Anlagen (mit rund 7,0 Mio. t CO<sub>2</sub>-Emissionen) der Herstellung von Kalk und 18 Anlagen (mit 1,8 Mio. t CO<sub>2</sub>) der Herstellung von Zucker (Entfernung von Nichtzuckerstoffen aus dem Rohsaft) zuzuordnen. Insgesamt beträgt die Menge der CO<sub>2</sub>-Emissionen aus Kalkwerken rund 8,8 Mio. t (2021). Emissionen der Kalkindustrie

Die Emissionsfaktoren für die Branntkalkherstellung aus Kalkstein (CaCO<sub>3</sub>) liegen bei 0,746 t rohstofflichem CO<sub>2</sub> pro Tonne Kalk und für Dolomitmalk bei 0,867 t (Umweltbundesamt 2020b). Diese rohstofflichen Emissionen sind unvermeidlich. Energetisch bedingte Emissionen sind von den eingesetzten Brennstoffen (zwischen 0,056 t CO<sub>2</sub> pro GJ Erdgas und 0,1 t CO<sub>2</sub> pro GJ Koks) und dem Typ und der Effizienz des Ofens abhängig. Sie liegen derzeit bei rund 0,38 t CO<sub>2</sub>/t Kalk (Hübner et al. 2019). Die spezifischen Gesamtemissionen liegen damit bei ca. etwas über 1,1 t CO<sub>2</sub>/t Kalk.

Weitere für CCU relevante Emissionen aus Kalkbrennöfen sind in Tabelle 8 aufgelistet. Die Bestandteile ähneln denen von Zementwerken, für CCU sind insbesondere NO<sub>x</sub> und SO<sub>2</sub> relevant. Auch die Minderungsstrategien sind analog, d. h. Oxyfuel, SNCR- oder SCR für die Reduktion von Stickoxiden und Rauchgasentschwefelung bzw. Einsatz schwefelarmer Brennstoffe für eine SO<sub>2</sub>-Reduktion. Eine CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfolgt außerdem nach dem Staubfilter (Schäffer et al. 2019).

**Tabelle 8: Abgaszusammensetzung von Kalkbrennöfen nach einer Erhebung des DVGW.**

Abgasbestandteile	Konzentration	GGR-Ofen	Schachtofen
CO <sub>2</sub>	Vol.-%	20,5	17,8
O <sub>2</sub>	Vol.-%	8,8	11,6
H <sub>2</sub> O	Vol.-%	6	6
CO	mg/Nm <sup>3</sup>	160	90-300
NO <sub>x</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	250	205
SO <sub>2</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	40	103
Staub	mg/Nm <sup>3</sup>	0,9	160

Verglichen werden Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativofen (GGR) und Schachtofen mit Braukohle als Brennstoff.  
Quelle: (Schäffer et al. 2019).

### 3.1.3.2 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU

Die bei der Kalkherstellung aus dem Rohmaterial freiwerdenden fossilen CO<sub>2</sub>-Emissionen sind, sofern Branntkalk weiterhin benötigt wird (wovon auszugehen ist), unvermeidlich und können nicht durch alternative Technologien vermindert werden. Minderungen der fossilen CO<sub>2</sub>-Emissionen sind nur bei den energetisch bedingten Emissionen durch Verbesserung der Energieeffizienz der Öfen und durch Umstellung auf regenerative Energieträger möglich. Für die rohstofflichen Emissionen gilt das Gleiche wie für die Zementindustrie: Treibhausgasneutralität ist nur über CCUS-Technologien erreichbar. Dies stellen sowohl die Roadmap Kalkindustrie 2050 (BV Kalk 2020) als auch die BDI-Studie Klimapfade 2.0 (BDI/BCG 2021) fest. Somit ist die Implementierung von Capture-Anlagen in der Kalk-Industrie zwingend erforderlich und die Kalkerzeugung wird als CO<sub>2</sub>-Quelle auch langfristig an vergleichsweise vielen Standorten verfügbar sein (Geres et al. 2019). Folglich stellt die Kalk-, ebenso wie die Zementindustrie, eine wichtige zukünftige Quelle für CCU dar (vgl. Kapitel 3.5.3.1). Brennstoffwechsel zu grünem Wasserstoff und elektrisch beheizte Öfen reduzieren Störstoffe wie Schwefel in analoger Weise, wie es in Kapitel 0 für die Zementindustrie ausgeführt wurde, der Reinigungsaufwand für das CO<sub>2</sub>-haltige Abgas ist analog. Zu berücksichtigen ist dabei jedoch die notwendige Transportinfrastruktur für CO<sub>2</sub>, da die Standorte z.T. klein und abgelegen sind. Ein Transport über Schiene und Straße scheint wahrscheinlich, da die Kosten für Pipelines für die vergleichsweise geringen Mengen nicht zu rechtfertigen sind. Solche Infrastrukturaspekte werden in Kapitel 6.1 näher beschrieben. Zu berücksichtigen sind außerdem strukturelle Änderungen in der Industrie mit Auswirkungen auf die Nutzung von Kalk. So wird der Bedarf an Kalk durch den Wegfall von Rauchgaswäschen in Kohlekraftwerken abnehmen. Die Roadmap zur Treibhausgasneutralität der Zuckerindustrie sieht hingegen keinen Ersatz der Kalköfen vor, sondern nur deren Feuerung mit regenerativen Brennstoffen (FutureCamp 2020). Sowohl gelöschter Kalk in Form von Kalkmilch als auch das CO<sub>2</sub> aus der Kalkherstellung werden zur Reinigung des Rohsafts benötigt. Neben Zucker fällt Carbokalk an, welches als Kalkdünger in der Landwirtschaft eingesetzt wird. In der Stahlindustrie wird Kalk auch in Zukunft erforderlich sein, um Nebenbestandteile des Erzes (C, Si, P, Mn) zu leicht schmelzbarer Schlacke umzuwandeln, unabhängig vom Verfahren der Eisenreduktion (BV Kalk 2022). Die heutige Menge von 7,4 Mio. t CO<sub>2</sub> aus der Kalkindustrie würde für ca. 20% der Grundchemikalienproduktion auf Basis von CO<sub>2</sub> ausreichen (Geres et al. 2019). Da die energetischen Emissionen nach der Roadmap der Kalkindustrie bis 2050 wegfallen werden, verbleiben die rohstofflichen Emissionen, die rund zwei Drittel der Gesamtemissionen

ausmachen. Für reinen Kalkstein liegen die spezifischen rohstofflichen Emissionen bei ca. 0,78 t CO<sub>2</sub>/t Kalk; der tatsächliche Wert liegt durch den Einsatz weiterer Komponenten bei ca. 0,73 t CO<sub>2</sub>/t Kalk (Hübner et al. 2019). Dies entspricht bei einem heutigen Produktionsvolumen von 6,4 Mio t Kalk in Deutschland rund 4,7 Mio. t CO<sub>2</sub>. Bezüglich Abscheidetechnologien gilt prinzipiell das Gleiche wie bei Zementanlagen, wobei spezifische industrielle Demonstrationsvorhaben der Kalkindustrie bisher nicht bekannt sind. Forschungsanstrengungen werden in Kapitel 3.3.13 beschrieben.

### 3.1.4 Biogas und Gärprozesse

#### 3.1.4.1 Biogasanlagen

In Deutschland gibt es derzeit ca. 8950 Biogasanlagen mit einer installierten elektrischen Leistung von 6,2 GW sowie 216 Anlagen zur Biomethanproduktion mit einer Gesamtproduktion von 136.420 m<sup>3</sup>/h (FNR 2021). Für die CO<sub>2</sub>-Nutzung spielen nur letztere Biogasanlagen mit Gasaufbereitung zur Biomethaneinspeisung eine signifikante Rolle. Eine Nachrüstung auch kleinerer Biogasanlagen mit Gasreinigungen und CO<sub>2</sub>-Abscheidung ist kostenintensiv, aber im Kontext einer dezentralen Produktion prinzipiell denkbar.

Die CO<sub>2</sub>-Emissionen der Biogasanlagen liegen bei durchschnittlich 170 g/kWh<sub>el</sub> (FNR 2020). Die Konzentrationsbereiche für Methan und CO<sub>2</sub> aus Biogasanlagen variieren stark in Abhängigkeit des genutzten Substrats. Biogasanlagen stellen somit relativ heterogene CO<sub>2</sub>-Quellen dar, dies gilt auch auf Ebene einzelner Anlagen, da aus zeitlichen Substratvariationen unterschiedliche Gaszusammensetzungen resultieren. Tabelle 9 zeigt einen Überblick der Gaszusammensetzung aus Biogasanlagen für die Einspeisung ins Gasnetz. Besonders groß ist die Spannbreite bei Schwefelwasserstoff, hohe Eiweißanteile im Feedstock führen hier zu hohen Konzentrationen.

**Tabelle 9: Durchschnittliche Zusammensetzung von Biogas.**

Bestandteil	Einheit	Menge
Methan (CH <sub>4</sub> )	Vol-%	50-75
CO <sub>2</sub>	Vol-%	25-45
Wasser (Dampf)	Vol-%	2-7
H <sub>2</sub> S	ppm	20-20.000
Sauerstoff	Vol-%	<2
Stickstoff	Vol-%	<2
Ammoniak	Vol-%	<1
Wasserstoff	Vol-%	<1
Spurengase	Vol-%	<2

Quelle: (FNR 2021).

Der DVGW hat auf Basis einer angenommenen mittleren Konzentration von 38 Vol. % CO<sub>2</sub> die verfügbare Menge an CO<sub>2</sub> aus nicht einspeisenden Biogasanlagen auf 8,74 Mio. t und aus Biogasaufbereitungsanlagen auf 1,3 Mio. t jährlich berechnet, als Summe resultieren rund 10 Mio. t jährlich (Schäffer et al. 2019). Tabelle 10 zeigt die Zusammensetzungen von Schwachgas nach der Biogasaufbereitung durch verschiedene Abtrennverfahren (siehe Kapitel 3.3, (Schäffer et al. 2019).

Neben Biogasanlagen sind auch Klärgasanlagen als potenzielle CO<sub>2</sub>-Quellen zu betrachten. Der DVGW hat für 1240 große und stromeinspeisende Kläranlagen Emissionen von rund 460 kt CO<sub>2</sub> abgeschätzt (Schäffer et al. 2019).

**Tabelle 10: Schwachgaszusammensetzung nach Biogasaufbereitung für Gaseinspeisung.**

Bestandteil	Einheit	Druckwasserwäsche	PSA	Diethanolamin	PEG-DME	Membranverfahren
CO <sub>2</sub>	Vol-%	14 – 22	87 – 99	99,99	26 – 32	<98
Methan	Vol-%	0,1 – 0,4	1 – 10	0,01	0,4 – 1	2
Sauerstoff	Vol-%	16 – 19	0 – 1	0	14 – 17	Keine Angabe
Stickstoff	Vol-%	62 – 70	0 – 4	0	51 – 59	Keine Angabe
H <sub>2</sub> S	ppm	20 – 90	<1,5	<1	<0,1	Keine Angabe
Wasserstoff	ppm	<1	<1	<1	<0,1	Keine Angabe

Quellen: (Bajohr und Graf 2013; Schäffer et al. 2019).

### 3.1.4.2 Erzeugung von Bioethanol

Bioethanol wird durch Fermentation zucker- oder stärkehaltiger Rohstoffe mit Hilfe von Hefen gewonnen. Die Produktion in Deutschland lag 2020 bei 698 kt. In Deutschland kommen insbesondere Getreide (179 kt Mais, 199 kt Weizen, 212 kt andere) und Zuckerrüben (108 kt) zum Einsatz (BDBE 2021). CO<sub>2</sub> entsteht als Nebenprodukt der Vergärung. Pro kg eingesetztem Zucker entstehen rund 0,51 kg Ethanol und 0,49 kg CO<sub>2</sub>, entsprechend 0,96 t CO<sub>2</sub>/t Bioethanol. Das Ethanol fällt als wässrige Lösung an und wird zur Aufreinigung destilliert, woraus ein azeotropes Gemisch mit einer Konzentration von 96% Ethanol resultiert. Die Nutzung Lignocellulose-haltiger Rohstoffe wird in Zukunft an Bedeutung gewinnen. Sie erfordert die vorherige saure Hydrolyse der Lignocellulose mit verdünnten Säuren zu fermentierbaren Zuckern und Entfernung von Lignin über das Organosolv-Verfahren. Tabelle 11 führt die großen Bioethanolanlagen in Deutschland auf.

**Tabelle 11: Bioethanolanlagen und ihre CO<sub>2</sub>-Emissionen in Deutschland.**

Betreiber	Anlage	Standort	CO <sub>2</sub> in kt (2020)
CropEnergies Bioethanol GmbH	Bioethanolanlage	Zeitz, Sachsen-Anhalt	420
Nordzucker AG	Bioethanolanlage	Wanzleben-Börde, Sachsen-Anhalt	98
Suiker Unie GmbH & Co. KG	Bioethanolanlage	Anklam, Mecklenburg-Vorpommern	50
VERBIO Ethanol Schwedt GmbH & Co. KG	Bioethanolanlage	Schwedt, Brandenburg	163
VERBIO Ethanol Zörbig GmbH & Co. KG	Bioethanolanlage, nachgeschalteter Biogasanlage	Zörbig, Sachsen-Anhalt	24,7

Quelle: (VET 2020).

Andere biotechnologische Verfahren, wie die fermentative Herstellung von Milchsäure oder einiger Aminosäuren liegen im Mengenbereich von wenigen 100 kt weltweit und sind

mengenmäßig kaum relevant. Zu erwähnen sind außerdem noch Brauereien und die Schaumweinerzeugung, die für rund 330 kt CO<sub>2</sub> verantwortlich sind (eigene Berechnungen auf Basis (Deutscher Brauer-Bund 2021). Gär-CO<sub>2</sub> wird z.T. auch direkt genutzt, so dass die verfügbaren Mengen etwas geringer sind.

Bioethanolanlagen liefern CO<sub>2</sub> in hoher Reinheit von >99,8%. Tabelle 12 zeigt Messungen von Verunreinigungen, die von CropEnergies im Rahmen des BMWi-geförderten Projekts Power-to-Methanol durchgeführt wurden. Die Ergebnisse mehrerer Messreihen zeigen, dass die Konzentration an potenziellen Störstoffen, insbesondere Schwefelverbindungen sehr gering ist. Verbleibende Verunreinigungen können zudem durch sehr einfache Maßnahmen (z. B. Aktivkohlefilter) entfernt werden.

**Tabelle 12: Verunreinigungsprofil von CO<sub>2</sub> aus der Produktion von Bioethanol.**

Bestandteil	Einheit	Menge
CO <sub>2</sub>	%	ca. 99%
Schwefelgehalt	Ppm	<10
Cl <sub>2</sub> , F <sub>2</sub>	mg/m <sup>3</sup>	<1 (unter NWG)
Stickstoff	mol%	<0,01 (unter NWG)
Ammoniak	mg/m <sup>3</sup>	<0,1 (unter NWG)
Sauerstoff	mol%	<0,05 (unter NWG)

Quelle: (Kunz, Sebastian 2020).

### 3.1.4.3 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU

Biogasanlagen sind aufgrund ihrer großen Zahl und räumlichen Verbreitung interessante Quellen für CO<sub>2</sub>. Die Konzentrationen an CO<sub>2</sub> unterliegen starken Schwankungen, liegen aber über denen vieler anderer industrieller Quellen (Zementwerke, Stahlwerke und fossile Kraftwerke). Zu berücksichtigen sind insbesondere die z.Zt. 216 größeren Anlagen (FNR 2021), die Biomethan zur Einspeisung in das Erdgasnetz liefern, da hier die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus dem Prozessgas bereits implementiert ist, mit Fokus auf der Aufbereitung des Biomethans. Abtrenntechnologien für Biogas werden in Kapitel 3.3.13 diskutiert.

Generell ist der Betrieb von CO<sub>2</sub>-Abscheideanlagen durch „Economy-of-Scale“-Effekte wirtschaftlich vorwiegend bei den großen Anlagen realisierbar, die in das Gasnetz einspeisen. Für die große Zahl an kleinen Anlagen ist eine Implementierung hingegen fraglich.

Fermentationsprozesse wie die Bioethanolproduktion bieten an einer sehr überschaubaren Zahl von Standorten qualitativ hochwertiges CO<sub>2</sub>. Solange Bioethanol als Kraftstoffzusatz (E10) bestehen bleibt, wird auch diese Quelle weiterhin zur Verfügung stehen. Die zukünftige Verfügbarkeit wird davon abhängen, ob und in welcher Zusammensetzung Kraftstoffe für Verbrennungsmotoren bis 2050 und darüber hinaus erhalten bleiben und in welchem Umfang Lignocellulose-haltige Biomasse zum Einsatz kommt. Eine alternative Verwendung von Ethanol wäre die Dehydratisierung zu Ethen, die bisher insbesondere in Brasilien zur Herstellung von Bioethylen aus Rohrzucker zum Einsatz kommt. Andere Quellen aus Fermentationsprozessen, wie Brauereien, sind mengenmäßig unbedeutend und es gelten ähnliche Randbedingungen.

### 3.1.5 Chemie

Die chemische Industrie stellt eine Vielzahl von chemischen Produkten her. Deutschland ist aktuell hinter China, den USA und knapp hinter Japan der viertgrößte Chemieproduzent gemessen am Umsatz von ca. 191 Mrd. Euro (Verband der Chemischen Industrie (VCI) 2021). In Europa ist Deutschland der größte Chemieproduzent. Rohstoffe für die kohlenstoffbasierte chemische Industrie in Deutschland sind überwiegend fossilen Ursprungs: ca. 16,6 Mio. t (67%) Naphtha und 6,6 Mio. t (26%) andere Rohölprodukte (u.a. Schwerölrückstände aus dem Visbreaker), 1,7 Mio. t (7%) Erdgas und 0,3 Mio. t (0%) Kohle (VCI 2020a). Hinzu kommen rund 2,7 Mio. Tonnen an nachwachsenden Rohstoffen. Zusätzlich setzt die Chemie insgesamt ca. 455 PJ an fossilen Energieträgern ein. Die CO<sub>2</sub> Emissionen der deutschen chemischen Industrie liegen bei gut 5,6 Mio. t an rohstoffbedingten und 27,6 Mio. t an brennstoffbedingten CO<sub>2</sub> Emissionen. Im Zusammenhang mit CO<sub>2</sub>-Emissionen sind besonders die volumenmäßig großen Petrochemieprozesse relevant.

#### 3.1.5.1 Ammoniaksynthese

Die Ammoniaksynthese nachfolgend der Dampfreformierung von Erdgas gehört zu den großvolumigen chemischen Prozessen in Deutschland mit einem Produktionsvolumen von 3,0 Mio. Tonnen pro Jahr (Verband der Chemischen Industrie (VCI) 2021). Tabelle 13 listet die in Deutschland produzierenden Anlagen und ihre CO<sub>2</sub>-Emissionen auf (DEHSt 2020). Als Rohstoff dient neben Stickstoff aus der Luft in Deutschland ausschließlich Erdgas, das durch Dampfreformierung mit Wasser oder Partialoxidation in Synthesegas (H<sub>2</sub> und CO) gespalten wird. Da der Katalysator für die Dampfreformierung empfindlich auf Schwefelkomponenten reagiert, wird eine Entschwefelung vorgeschaltet, die das Feedgas bis auf 0.15 mg S/Nm<sup>3</sup> durch Wasserstoff (Bildung von H<sub>2</sub>S, das anschließend über ein Absorbens, üblicherweise ZnO geführt wird) reduziert. Der Dampfreformierung im Primärreformer schließt sich der Sekundärreformer an, in dem die verbleibenden Kohlenwasserstoffe mit Prozessluft umgesetzt werden und damit Luftsauerstoff entfernt wird, so dass Stickstoff für die Ammoniaksynthese verbleibt. Das Prozessgas nach dem Sekundärreformer enthält ca. 12-15% Kohlenmonoxid, das im Shiftreaktor zu CO<sub>2</sub> und weiteren Wasserstoff umgesetzt wird. Es verbleiben ca. 0,2 bis 0,4% CO im Reaktionsgemisch (Appl 2011). Durch Kühlung des Reaktionsgases wird überschüssiger Dampf kondensiert und entfernt. In der anschließenden CO<sub>2</sub>-Wäsche wird CO<sub>2</sub> physikalisch oder chemisch absorbiert. Eingesetzt werden überwiegend die MEA-Wäsche, das OASE-Verfahren der BASF oder die Wäsche mit Kaliumcarbonatlösung. Verbleibende Spuren von CO und CO<sub>2</sub> können in der Ammoniaksynthese als Katalysatorgift wirken und werden durch Methanisierung mit Wasserstoff umgesetzt, entstehendes Wasser wird durch Kondensation entfernt. Vor der Ammoniaksynthese wird das Reaktionsgas komprimiert und ggfls. zur Entfernung letzter Reste an Wasser und CO/CO<sub>2</sub> über ein Molekularsieb geführt.

Wesentliche Parameter und Emissionen sind in Tabelle 13 und Tabelle 14 zusammengefasst. Die kumulierten CO<sub>2</sub>-Emissionen liegen bei 4,8 Mio. t. Rohstoffbedingtes CO<sub>2</sub> entsteht im Prozess stöchiometrisch aus dem eingesetzten Methan (Erdgas) in Mengen zwischen 1,15 und 1,4 kg/kg Ammoniak, abhängig von der anteiligen Umsetzung im Primär- und Sekundärreformer. Die rohstofflichen CO<sub>2</sub>-Emissionen liegen somit bei ca. 3,8 Mio t (eigene Berechnung). Das quantitativ abgetrennte CO<sub>2</sub> ist von sehr hoher Qualität und praktisch 100% rein, Spuren von Kohlenwasserstoffen und Wasser werden durch Aktivkohle entfernt, so dass Lebensmittelqualität für die Getränkeindustrie erreicht wird. Energetisch bedingte Emissionen durch die Verbrennung von Erdgas liegen bei 0,34 bis 0,39 t/t CO<sub>2</sub> (eigene Berechnungen). Der Energiebedarf von BVT-Anlagen liegt bereits nahe am thermodynamischen Optimum, so dass weitere Emissionsreduktionen über diesen Pfad als gering einzuschätzen sind.

Eine emissionsarme Prozessalternative unter Vermeidung fossiler Rohstoffe und Brennstoffe beruht auf der Bereitstellung von Wasserstoff aus der Elektrolyse und des Luftstickstoffs aus der Luftzerlegung, der eigentliche Ammoniakprozess verbleibt unverändert. Rohstoffbedingte Emissionen entfallen bei dieser Route.

**Tabelle 13: Ammoniakanlagen und ihre verifizierten CO<sub>2</sub>-Emissionen in Deutschland in 2020.**

Firma	Anlage	Standort	CO <sub>2</sub> in kt (2020)
BASF SE	Ammoniakfabrik III	Ludwigshafen	765
BASF SE	Ammoniakfabrik IV	Ludwigshafen	772
INEOS Köln GmbH	Ammoniakanlage	Köln	873
SKW Stickstoffwerke Piesteritz GmbH	Ammoniakanlage 1	Lutherstadt Wittenberg	1.180
SKW Stickstoffwerke Piesteritz GmbH	Ammoniakanlage 2	Lutherstadt Wittenberg	1.199
YARA GmbH & Co. KG	Ammoniakanlage	Brunsbüttel	1.395

Quelle: (DEHSt 2020).

**Tabelle 14: Parameter und Gaszusammensetzung Ammoniaksynthese.**

Parameter und Gaszusammensetzung	Einheit	Menge
Brennstoffbedarf	GJ/t	6-7
Rohstoffbedarf (Methan)	GJ/t	21
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen pro t Ammoniak</b>		
CO <sub>2</sub> energetisch (Brennstoff)	t	0,34 – 0,39
CO <sub>2</sub> rohstofflich	t	1,174
gesamt	t	1,5 – 1,57
<b>Zusammensetzung nach Reformier und Shift-Konverter</b>		
CO <sub>2</sub>	Vol-%	8
CO	Vol-%	<0,03
CH <sub>4</sub>	Vol-%	-
Kohlenwasserstoffe	Vol-%	-
NO <sub>x</sub>	ppmv	98-195
SO <sub>2</sub>	Vol-%	<0,01
<b>Zusammensetzung nach CO<sub>2</sub>-Capture</b>		
CO <sub>2</sub>	Vol-%	99,5
Wasser	Vol-%	0,5
Amine*	ppm	10
Methan*	ppm	10

\*werden durch Aktivkohle nach der Wäsche entfernt.

Quelle: (European Commission 2007)

### 3.1.5.2 Synthese von Ethylenoxid

Ethylenoxid ist ein wichtiges petrochemisches Zwischenprodukt zur Herstellung von Ethylenglycol, Ethoxylaten, Glykolethern und Ethanolaminen, aber auch Kunststoffen wie Polyurethan. Ethylenoxid wird aus Ethylen und Luftsauerstoff bzw. Luft in einer Gasphasenreaktion über einem Silberkatalysator hergestellt (European Commission Joint Research Centre 2017). Dabei findet anteilig eine Überoxidation zu CO<sub>2</sub> und Wasser statt. Die Selektivität für Ethylenoxid liegt zwischen 75 und 90%. Die Konversion liegt bei 8-10%, das Reaktionsgas wird, nach Abtrennen des gebildeten Ethylenoxids und Ausschleusen von CO<sub>2</sub> in den Reaktor zurückgeführt. Der CO<sub>2</sub>-Gasstrom enthält, neben Wasser, Kohlenwasserstoffe (Ethylen, Methan), Ethylenoxid sowie geringe Mengen Aldehyde und kann auch Spuren von Silber aus dem Katalysator enthalten. CO<sub>2</sub> wird durch Absorption in Kaliumcarbonat abgetrennt und gestrippt. Verbleibende Kohlenwasserstoffe werden durch katalytische Oxidation umgesetzt, woraus relativ reines CO<sub>2</sub> mit Wasser und nur noch Spuren an Methan und Ethylen resultiert. Die Selektivitätsbandbreite resultiert in rohstofflichen Emissionen zwischen 0,22 und 0,86 t/t Ethylenoxid. Da die Oxidation von Ethylen exotherm ist, sind energetische Emissionen vergleichsweise gering und die freigesetzte Reaktionswärme dient zur Dampferzeugung.

Strategien zur Reduktion der Prozessemissionen bei der Ethylenoxidsynthese beruhen auf der Selektivitätssteigerung des Katalysators und der Verwendung von reinem Sauerstoff als Oxidationsmittel. Höhere Selektivität führt jedoch aufgrund der reduzierten Totaloxidation von Ethylen umgekehrt zu höherem Prozessenergiebedarf, der mit dem Ziel der Treibhausgasneutralität aus erneuerbaren Energiequellen gedeckt werden muss. Wesentliche Parameter und Abgasprofile der Ethylenoxidsynthese sind in Tabelle 15 aufgelistet.

Eine komplette Vermeidung der Überoxidation von Ethylen im Sinne 100%iger Selektivität des Katalysators ist nicht in Sicht, so dass, bei unverändertem Bedarf an Ethylenoxid, auch zukünftig mit rohstofflichen Emissionen aus dieser Quelle zu rechnen ist. Tabelle 16 zeigt die Anlagen in Deutschland und die resultierenden Mengen an CO<sub>2</sub>, die insgesamt bei ca. 220 kt/a liegen.

**Tabelle 15: Parameter und Gaszusammensetzung Ethylenoxidsynthese.**

Parameter und Gaszusammensetzung	Einheit	Menge
Rohstoffbedarf (Ethylen)	kg/t EO	700-850
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen pro t EO</b>		
CO <sub>2</sub> rohstofflich	t/t EO	0,22-0,86
Gesamt	t	1,5-1,57
<b>Emissionen aus dem Ethylenoxid-Prozess</b>		
Methan	kg/t EO	3
Ethylen	kg/t EO	0,1-2,5
Ethylenoxid	kg/t EO	0,5
Aldehyde	kg/t EO	<0,1
<b>Gaszusammensetzung nach CO<sub>2</sub>-Wäsche und katalytischer Oxidation</b>		
Methan	g/t EO	0,2-8
Andere Kohlenwasserstoffe	g/t EO	0,8-9

Quelle: (European Commission Joint Research Centre 2017).

**Tabelle 16: Ethylenoxidanlagen in Deutschland und ihre CO<sub>2</sub>-Emissionen.**

Firma	Anlage	Standort	CO <sub>2</sub> in kt (2020)
BASF SE	Ethylenoxid-Fabrik	Ludwigshafen	121,5
INEOS Köln GmbH	Ethylenoxid-Anlage	Köln	12,1
Sasol Germany GmbH	Ethylenoxid-Anlage	Marl	56,9

Quelle: (DEHSt 2020).

### 3.1.5.3 Sodaherstellung

Die Sodaherstellung ist eines der größten anorganischen Verfahren in der chemischen Industrie. Innerhalb Europas wird praktisch ausschließlich das Solvay-Verfahren verwendet. Das Zielprodukt Soda findet seine Hauptanwendung in Waschmitteln und als Rohstoff in der Glasherstellung. Daneben gibt es eine Vielzahl von weiteren industriellen Anwendungen.

Im Solvay-Verfahren (European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007) werden Steinsalz und Kalkstein als Ausgangsstoffe verwendet. Das Steinsalz wird als Sole eingetragen und mit Ammoniak gesättigt. Die gesättigte Lösung wird mit CO<sub>2</sub>, welches aus dem Brennen des Kalksteins mit Koks oder Anthrazit entsteht versetzt. Dabei entstehen Natriumhydrogencarbonat und Ammoniumchlorid. Das Natriumhydrogencarbonat wird gefällt und erhitzt, so dass Soda (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), Wasser und CO<sub>2</sub> entsteht, welches wieder zurückgeführt wird. Der gebrannte Kalk wird mit Wasser zu gelöschtem Kalk und als gesättigte Lösung zu Kalkmilch aufgearbeitet, die zur Rückgewinnung des Ammoniaks mit Ammoniumchlorid zu Calciumchlorid und Ammoniak reagiert.

Während die Nettoreaktion der Sodaherstellung CO<sub>2</sub>-neutral erscheint, ist die technische Umsetzung des Solvay-Prozesses ein Netto-Emittent von CO<sub>2</sub>, da ein Überschuss von CO<sub>2</sub> für den Eintrag in die mit Ammoniak gesättigte Sole notwendig ist. Um diesen Überschuss zu erreichen wird der Kalkstein mit einem festen kohlenstoffhaltigen Brennstoff, wie Koks oder Anthrazit umgesetzt, da gasförmige oder flüssige Brennstoffe nicht die gleichen CO<sub>2</sub>-Konzentrationen erreichen. Der Prozess zeichnet sich durch eine hohe Rückgewinnung des eingesetzten Ammoniaks und CO<sub>2</sub> aus. Dennoch ergibt sich eine bedeutende Nettoemission von CO<sub>2</sub> im Umfang von 200-300 kg/t Soda (European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007). Die Emissionen setzen sich dabei wie folgt (Tabelle 17) zusammen.

**Tabelle 17: Emissionen in der Produktion von Soda nach dem Solvay-Verfahren.**

Emission	Einheit	Mengenbereich	Anmerkungen und Quelle
Staub	kg/t Soda	0,10-0,15	Kohlenstoff vom eingesetzten Brennstoff, Ca <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , SiO <sub>2</sub> aus dem Kalkstein, CaO aus dem gebrannten Kalk, Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> und NaHCO <sub>3</sub> als Produkte. (European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007)
	mg/Nm <sup>3</sup>	1,2-25	(UBA 2001)
CO <sub>2</sub>	kg/t Soda	200-300	(European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007)
CO	kg/t Soda	4-20	(European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007)
NO <sub>x</sub>	kg/t Soda	0,193	(UBA 2001)

Emission	Einheit	Mengenbereich	Anmerkungen und Quelle
	mgNO <sub>2</sub> /Nm <sup>3</sup>	<200 - 300	(UBA 2001)
SO <sub>x</sub>	kgSO <sub>2</sub> /t Soda	0,0003	(UBA 2001)
NH <sub>3</sub>	kgNH <sub>3</sub> /t Soda	0,06	(UBA 2001)
	mgNH <sub>3</sub> /Nm <sup>3</sup>	30-40	(European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007)
H <sub>2</sub> S	mgH <sub>2</sub> S/Nm <sup>3</sup>	5-15	(European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007)

Quellen: in Tabelle.

Die DEHSt listet 6 emissionshandelspflichtige Anlagen zur Soda-Produktion in Deutschland (Tabelle 18) mit Gesamtemissionen von 511 kt CO<sub>2</sub> auf, wobei der überwiegende Teil des für die Emissionen verantwortlichen überstöchiometrisch eingesetzten CO<sub>2</sub> aus dem Koks bzw. Anthrazit stammt. Bei einem Produktionsvolumen von 2.417 kt/a (Verband der Chemischen Industrie (VCI) 2021) entspricht dies einer durchschnittlichen Emission von 0,211 tCO<sub>2</sub>/tNa<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. (DEHSt 2020). Stöchiometrisch liegen in Soda 41,5% der Masse als CO<sub>2</sub> vor, die gegebenenfalls bei der Verwendung von Soda, z. B. in der Glasindustrie freigesetzt werden. Dies entspricht CO<sub>2</sub>-Emissionen im Umfang von 1 Mio. t CO<sub>2</sub>.

**Tabelle 18: Übersicht über die emissionshandelspflichtigen deutschen Anlagen zur Produktion von Soda.**

Betreiber	Ort	Einheit	Emissionen 2020
Solvay Chemicals GmbH	Bernburg	ktCO <sub>2</sub>	174,1
CIECH Soda Deutschland GmbH & Co. KG	Staßfurt	ktCO <sub>2</sub>	160,8
Solvay Chemicals GmbH	Rheinberg	ktCO <sub>2</sub>	105,1
BASF SE	Ludwigshafen	ktCO <sub>2</sub>	70,5
BASF SE	Ludwigshafen	ktCO <sub>2</sub>	0,7

Quelle: (DEHSt 2020).

### 3.1.5.4 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU

Die beschriebenen chemischen Prozesse liefern CO<sub>2</sub> kontinuierlich in hohen Konzentrationen von nahezu 100%. Die Prozessabgase weisen hohe Konstanz auf und die Abtrennung von prozessbedingtem CO<sub>2</sub> ist Bestandteil dieser Prozesse. Der weitere Reinigungsaufwand zur chemischen Nutzung ist gering. Im Fall von Ammoniak ist die integrierte CO<sub>2</sub>-Nutzung für eine anschließende Harnstoffsynthese bereits großtechnisch implementiert.

Die Ammoniaksynthese auf Basis der Erdgasreformierung stellt aus heutiger Sicht eine ideal geeignete Quelle für CCU dar, solange Ammoniak über diese Route noch hergestellt wird. Das CO<sub>2</sub> fällt direkt an Chemiestandorten an, wo es direkt einer Verwertung zugeführt werden kann, ohne lange Transportwege oder neue Infrastruktur zu erfordern.

Im Sinne der nationalen Klimaschutzziele sollte jedoch die Vermeidung von Emissionen zukünftig weiter im Fokus der Bemühungen der chemischen Industrie liegen. So ist für die Synthese von Ammoniak eine alternative Prozessroute über Wasserstoff aus erneuerbaren Energiequellen und Stickstoff aus der Luftzerlegung verfügbar, die auf fossile Rohstoffe

verzichtet und somit rohstoffliche CO<sub>2</sub>-Emissionen vermeidet. Mit Implementierung dieser Prozessroute fiele die Ammoniaksynthese als CO<sub>2</sub>-Quelle weg. Für die bisher hochintegrierte Synthese von Harnstoff wäre CO<sub>2</sub> aus anderen Quellen zu importieren.

Voraussetzung für die Realisierung der alternativen Route ist Strom aus erneuerbaren Energiequellen. Die Ammoniaksynthese auf der Basis von grünem Wasserstoff ist dabei nur einer der möglichen Prozesse, die für die Erreichung von Treibhausgasneutralität der chemischen Industrie zu implementieren wären. Eine aktuelle Studie zur möglichen Entwicklung der chemischen Industrie (Geres et al. 2019) hat einen kumulierten Strombedarf neuer, treibhausgasneutraler Prozesstechnologien in der Chemie in Deutschland in der Größenordnung des derzeitigen gesamten Stromverbrauchs Deutschlands angegeben. Eine aktuelle Studie der DECHEMA (Geres et al. 2019) hat einen kumulierten Strombedarf neuer, treibhausgasneutraler Prozesstechnologien in der Chemie in Deutschland in der Größenordnung des derzeitigen gesamten Stromverbrauchs Deutschlands angegeben. Eine Versorgung mit entsprechenden Strommengen stellt somit derzeit eine große Herausforderung dar.

Für Ethylenoxid gelten die gleichen Überlegungen wie für Ammoniak hinsichtlich der Reinheit und der Standortfrage. Jedoch bleibt Ethylenoxid auch bei weiteren Prozessoptimierungen voraussichtlich langfristig als CO<sub>2</sub>-Quelle erhalten und kann an den in Tabelle 15 genannten Chemiestandorten als CO<sub>2</sub>-Quelle fungieren. Aufgrund der geringen Zahl von Quellen und der relativ geringen Mengen an CO<sub>2</sub> ist die Bedeutung von Ethylenoxid jedoch begrenzt. Das EU-Projekt CO<sub>2</sub>EXIDE hat die elektrochemische Herstellung von Ethylenoxid aus CO<sub>2</sub>, Wasser und erneuerbaren Energien über Ethylen und H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> erforscht, das Verfahren geht aber noch nicht über den Labormaßstab hinaus (Fraunhofer IGB 2018).

Die Sodaherstellung mit dem Solvay-Prozess steht vor der Herausforderung, den aktuell eingesetzten festen kohlenstoffhaltigen Brennstoff zu ersetzen, aber gleichzeitig eine hohe CO<sub>2</sub>-Konzentration beizubehalten. Denkbar wäre z. B. eine direkte elektrische Kalzinierung, gegebenenfalls unterstützt durch einen zusätzlichen CO<sub>2</sub>-Strom oder der Einsatz eines kohlenstoffhaltigen Brennstoffes, z. B. aus der Methanpyrolyse, wobei diese Variante wiederum fossil basiert wäre, sofern das eingesetzte Methan nicht synthetisch hergestellt wird. Mit einem Verzicht auf den Rohstoff Kalkstein würde die hohe Integration des Prozesses zerstört und dies würde einen vollständig anderen Prozess darstellen. Es ist daher anzunehmen, dass der Solvay-Prozess in der bisherigen Form auch in Zukunft eine CO<sub>2</sub>-Quelle darstellen wird. Das aktuell laufende Grundlagenforschungsvorhaben CODA verfolgt die Entwicklung eines Verfahrens zur Herstellung von kalzinierter Soda aus Luft-CO<sub>2</sub> und Natronlauge, wobei letztere aus der Chlor-Alkali-Elektrolyse gewonnen wird (BMBF 2022).

### **3.1.6 Glasherstellung**

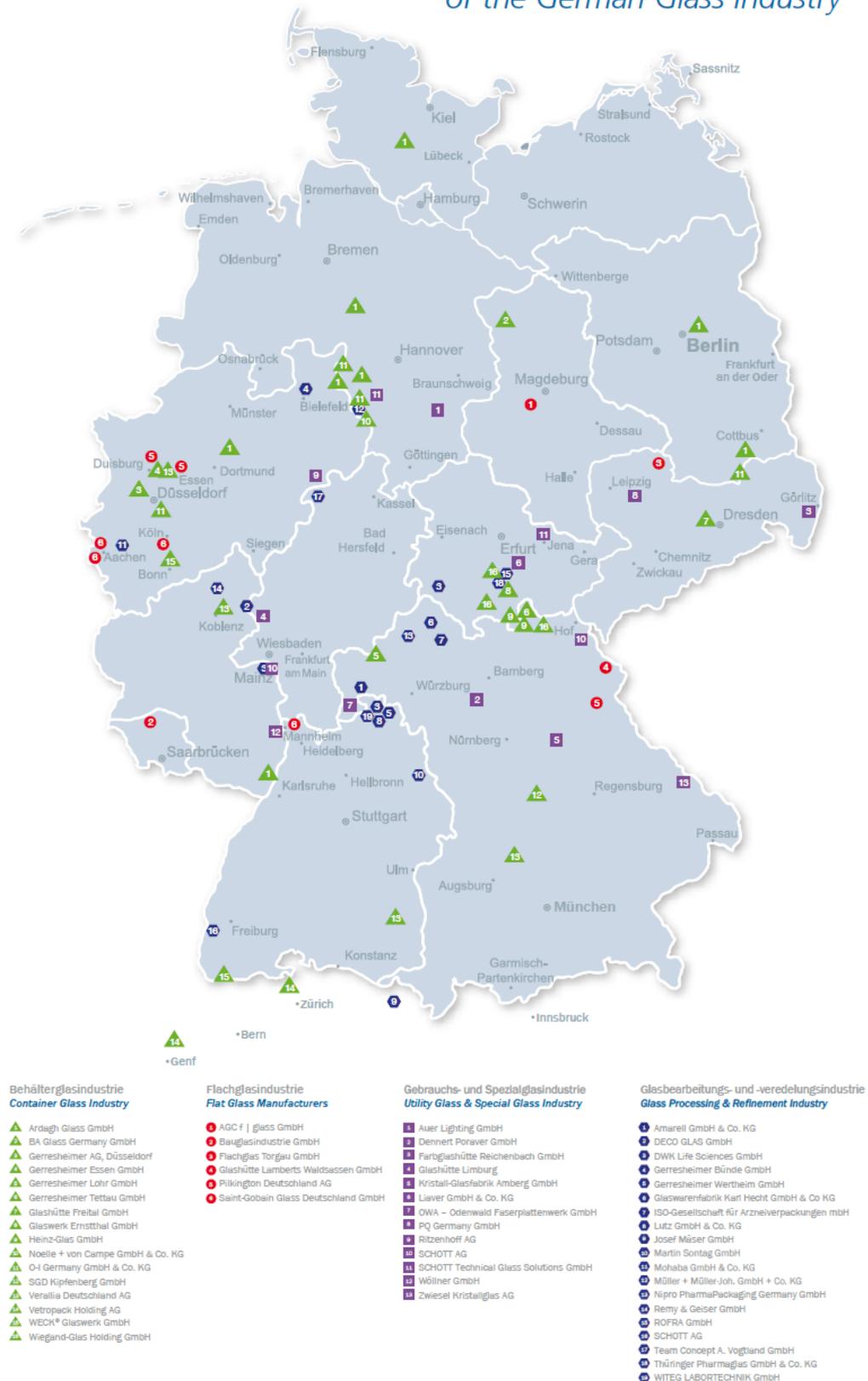
#### **3.1.6.1 Beschreibung der Prozesse**

In den Bereich der Glasherstellung fallen die Sektoren der Herstellung von Flachglas, Hohlglas, Spezialglas sowie die Produktion von Glasfasern und Glaswolle. Die Gesamtmenge an Glasprodukten erreicht im Jahr 2019 ca. 7.600 kt/a. Das mengenmäßig bedeutendste Produkt ist mit rund 4.100 kt/a Behälterglas, gefolgt von der Herstellung von Flachglas mit rund 2.100 kt/a (BV Glas 2020) und Mineralfasern mit ca. 960 kt/a. Eine Übersicht der Standorte der Glasindustrie ist in Abbildung 32 dargestellt.

**Abbildung 32: Standorte der deutschen Glasindustrie (Mitglieder im BV Glas).**

Mitglieder des BV Glas

*Members of the Federal Association of the German Glass Industry*



Quelle: (BV Glas 2020).

Die Produktion von Glasprodukten gliedert sich in 5 Schritte (Ausfelder et al. 2019b):

1. Gemenge-/Scherbenbereitung,
2. Schmelze mit Schmelzen, Läutern und Homogenisieren,
3. Formgebungsprozess (je nach Glasart),
4. Spannungsfrei/-arm Kühlen und Tempern und
5. Qualitätsprüfung und Verpackung, eventuell Veredlung.

In dem Teilprozess der Gemengebereitung werden die mineralischen und chemischen Rohstoffe sowie Recycling- und Fremdscherben für die Schmelze vorbereitet. In der Schmelze werden die Rohstoffe bei über 1500 °C aufgeschmolzen. In diesem Prozessschritt entstehen sowohl die größten Mengen an energetischen CO<sub>2</sub>-Emissionen aufgrund des verwendeten Energieträgers, i. d. R. Erdgas sowie die durch die eingesetzten Rohstoffe (u.a. Soda und Kalk) bedingten mineralischen Emissionen als rohstoffbedingte Emissionen. Diese Emissionen sind auch durch einen Wechsel des Energieträgers nicht zu vermeiden. Die Schmelze wird geläutert und homogenisiert und dem Formgebungsprozess zugeführt. Im Floatglasverfahren für die Flachglasherstellung besteht die Formgebung in dem Float- bzw. Zinnbad unter Schutzgasatmosphäre. Anschließend muss das Produkt kontrolliert abgekühlt werden, um Spannungen abzubauen.

### 3.1.6.2 Emissionen der Glasindustrie

Unter der Annahme, dass der durchschnittliche Energieverbrauch bei der Herstellung von Behälterglas rund 7,2 GJ/t beträgt, ergeben sich bei Nutzung von Erdgas Emissionen von 1,6 Mio. t CO<sub>2</sub>. Für Flachglas unter der Annahme eines durchschnittlichen Energiebedarfs von 9,0 GJ/t ergeben sich zusätzlich 1,1 Mio. t CO<sub>2</sub> (Ausfelder und et al. 2017). Die rohstoffbedingten Emissionen betragen entsprechend maximal 600 kt CO<sub>2</sub> bzw. maximal 315 kt CO<sub>2</sub>. Der VET-Bericht für 2020 (VET 2020) listet 76 erfasste Anlagen mit insgesamt 3.949 kt CO<sub>2</sub>äq auf.

Andere für CCU relevante Emissionen umfassen SO<sub>2</sub> und NO<sub>x</sub>. SO<sub>2</sub> stammt aus Natriumsulfat als Zuschlagstoff, NO<sub>x</sub> durch Zersetzung von Nitraten, die u.a. aus Salpeter als Läuterungsmittel stammen. sind in Tabelle 19 aufgelistet. Entschwefelung und NO<sub>x</sub>-Zersetzung wurden bereits im Kontext von Zementanlagen diskutiert (Kapitel 3.1.2.2) und sind auch hier erforderlich.

**Tabelle 19: Mit den Besten Verfügbaren Techniken assoziierte Emissionswerte aus den Prozessen der Behälter- und Flachglasherstellung.**

Emissionswerte	Einheit	Behälterglas	Flachglas
Staub	mg/Nm <sup>3</sup>	<10-20	<10-20
NO <sub>x</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	500-800	400-800
SO <sub>x</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	200-500	300-500
HCl	mg/Nm <sup>3</sup>	<10-20	<10-25
HF	mg/Nm <sup>3</sup>	<1-5	<1-4
Schwermetall-Emissionen: Σ (As, Co, Ni, Cd, Se, Cr <sup>VI</sup> , Sb, Pb, Cr <sup>III</sup> , Cu, Mn, V, Sn)	mg/Nm <sup>3</sup>	<1-5	<1-5

Quelle: (Scalet et al. 2013).

### 3.1.6.3 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU

In der Glasindustrie sind die Schmelzwannen mit ihrer Inbetriebnahme bis zum Ende der Lebensdauer (z. B. ca. 15 Jahre für die Herstellung von Behälterglas) ununterbrochen in Betrieb,

so dass Modifikationen an der Schmelzwanne selbst nicht durchgeführt werden können. Modifikationen an den nachgelagerten Prozessen und Anlagen können jedoch noch durchgeführt werden. Die Substitution des Hauptenergieträgers Erdgas ist eine technische Herausforderung, da die thermische Bilanz der Anlage auf die Wechselwirkung von Erdgas mit der Hitzestrahlung der Schmelzwanne ausgelegt ist. Im Falle des Einsatzes von Wasserstoff ändern sich neben den Flammenparametern auch die Abstrahlung der Schmelzwanne und damit die Energiebilanz. Dennoch wird der Einsatz von Wasserstoff als mögliches Brenngas getestet. 2021 berichtete der Bundesverband Glasindustrie e.V. über ein Projekt der europäischen Hersteller von Behälterglas zum Bau einer Hybrid-Elektro-Schmelzwanne, die mit 80 Prozent Ökostrom betrieben wird (BV Glas 2021). Auch andere Projekte verfolgen das Ziel, den Stromanteil für Schmelzwannen zu erhöhen und diesen aus erneuerbaren Energiequellen bereit zu stellen (Umweltinnovationsprogramm 2022).

Der Einsatz von Strom als alleiniges Heizmedium in der Schmelzwanne ist bisher nur in Ausnahmefällen und kleinen Anlagen implementiert worden. In der Herstellung von Behälterglas ist jedoch der Einsatz einer elektrischen Zusatzheizung durchaus üblich, um bei gefärbtem Glas eine gleichmäßige Temperaturverteilung zu erreichen.

Die rohstofflichen CO<sub>2</sub>-Emissionen sind, unabhängig vom eingesetzten Energieträger, nur durch eine höhere Scherbenquote und Ersatz der Carbonate durch Oxide reduzierbar. Maßnahmen zur CO<sub>2</sub>-Minderung sind bei den Rohstoffherstellern der entsäuerten Soda und des entsäuerten Kalks sinnvoller und zentraler als bei den vielen kleinen Anlagen der Behälter- und Flachglasindustrie. Der Branchensteckbrief Glas (Leisin 2019) weist 18% rohstoffliche Emissionen für Behälterglas, 29% für Flachglas und 12 bzw. 8% für Glasfasern bzw. Spezialglas aus. Die rohstofflichen Gesamtemissionen betragen demnach rund 0,8 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>.

Wie aus Abbildung 32 (Seite 126) ersichtlich wird, ist die Glasindustrie von vielen Standorten mit oftmals kleinen Produktionskapazitäten geprägt, was die Implementierung von Capture-Anlagen erschwert. Der VET-Bericht 2020 (VET 2020) weist für die großen Emittenten Hohlglas- (1,6 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>) bzw. Flachglasherstellung (1,5 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>) 33 bzw. 15 Anlagen aus. Ein Positionspapier der Glass Alliance Europe erwähnt den Bedarf für Forschung und Entwicklung der Möglichkeiten für CCS und CCU „on site“ (Glass Alliance Europe 2019). Kooperationen zwischen Glasherstellern und Chemiefirmen auf regionaler Ebene sind prinzipiell denkbar, die Implementierung von Abscheidetechnologien und einer Transportinfrastruktur ist dabei individuell zu betrachten.

### 3.1.7 Eisen und Stahl

Die Eisen- und Stahlindustrie versorgt als Grundstoffindustrie am Anfang vieler industrieller Wertschöpfungsketten verschiedenste Industriezweige mit Eisen- und Stahlprodukten. Grundsätzlich ist dabei zwischen der Primär- und Sekundärerzeugung zu unterscheiden.

Für die Primärerzeugung wird Eisenerz unter Einsatz eines Reduktionsmittels zu elementarem Eisen reduziert. Durch Absenkung des Kohlenstoffgehalts wird Eisen im Konverter zu Stahl umgewandelt und schließlich in die jeweiligen Produkte verarbeitet. Für die Primäreisenerzeugung wird in Deutschland hauptsächlich der Hochofenprozess eingesetzt. Als Reduktionsmittel dienen dabei Koks, der in Kokereien aus Kohle erzeugt wird, sowie andere kohlenstoffhaltige Reduktionsmittel. Zusätzlich zu dem Stahl fallen dabei Schlacken an, die als Klinkerersatz in der Zementindustrie oder als Gesteinskörnungen Anwendung finden sowie Kuppelgase, die in integrierten Energie- und Stoffverbänden zur Wärme- und Stromerzeugung genutzt werden.

Neben der konventionellen Hochofenroute gewinnen Direktreduktionsverfahren zunehmend an Bedeutung. Im Gegensatz zu dem oben beschriebenen Hochofenprozess werden hierbei gasförmige Reduktionsmittel eingesetzt, aktuell Erdgas, bzw. das daraus erzeugte Reduktionsgas, perspektivisch Wasserstoff. Im Ergebnis entsteht Eisenschwamm, der anschließend im Elektrolichtbogenofen aufgeschmolzen und metallurgisch weiterverarbeitet wird.

Die Sekundärstahlproduktion beruht auf dem Aufschmelzen von Schrott als Rohstoff in Elektrolichtbogenöfen mit nachfolgender Metallurgie, um die gewünschten Stahlsorten herzustellen. In allen Verfahren fallen CO<sub>2</sub>-Emissionen in den verschiedenen Prozessschritten an (Tabelle 20).

**Tabelle 20: Übersicht über die Verfahren in der Eisen- und Stahlindustrie.**

Verfahren	Typ	Stahlproduktionsmenge in Mio. t (2019)	Prozessbedingte THG-Emissionen t <sub>CO<sub>2</sub>-äq</sub> /t <sub>Stahl</sub>
Integrierte Hochofenroute	Primärstahlerzeugung	27,7	1,744*
Elektrolichtbogenofen (EAF)	Sekundärstahlerzeugung	11,9	0,3
Direktreduktionsverfahren (Erdgas) DRI/EOF	Primärstahlerzeugung	0	0,5
Direktreduktionsverfahren (Wasserstoff) DRI/EOF	Primärstahlerzeugung	0	Nahezu 0

\*Enthält auch energiebedingte Emissionen.

Quellen: (Ausfelder et al., 2017), (Sprecher 2016), (Wirtschaftsvereinigung Stahl und worldsteel 2020), (Agora Energiewende 2020), eigene Berechnungen des DECHEMA e.V.

### 3.1.7.1 Primärstahlerzeugung im Hochofenprozess

Bei der Erzeugung des für den Hochofenprozess benötigten Kokes entstehen in der Kokerei diverse flüssige Nebenprodukte (z. B. Teer, Benzol, Schwefelsäure, Ammoniak) und das Kokereigas (hauptsächlich CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, CO, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>). Aktuell wird das Kokereigas prioritär in den Wärmeöfen der Walzwerke oder in Kombination mit Hochofen- und Konvertergas zur Heißwinderzeugung am Hochofen genutzt; gegebenenfalls wird der Rest zur Strom- und Wärmeerzeugung verwendet.

Im Hochofen werden Koks und Eisenerz in Form von Stückerz, Sinter und Pellets sowie Zuschlagstoffe geschichtet. Der mit dem Heißwind eingeblasene Sauerstoff wird mit den kohlenstoffhaltigen Reduktionsmitteln sowie einem Teil des Kokes zu CO, welches das Eisenerz unter Bildung von CO<sub>2</sub> reduziert. Das dabei erzeugte Roheisen fällt, aufgrund der hohen Temperaturen flüssig an und wird im Stahlwerk weiterverarbeitet. Dabei fällt im Hochofenprozess ebenfalls ein Kuppelgas an, das sog. Hochofengas, welches sich hauptsächlich aus N<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> und geringen Mengen H<sub>2</sub> zusammensetzt.

Die anschließende Umwandlung des Roheisens in Stahl im Konverter führt ebenso zu einem Kuppelgas, dem Konvertergas, welches in der Zusammensetzung von CO dominiert wird, mit geringeren Anteilen von N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>. In Tabelle 21 sind typische Zusammensetzungen angegeben.

**Tabelle 21: Typische Zusammensetzungen von Kuppelgasen in der Stahlindustrie.**

Parameter / Komponente	Einheit	Hochofengas	Kokereigas	Konvertergas	Erdgas
Heizwert (H <sub>u</sub> )	MJ/kg (i.N.)	2,47	39,70	7,06	48,00
<b>Zusammensetzung vor Verbrennung</b>					
CO	Vol-%	20-28	4-7	55-80	-
H <sub>2</sub>	Vol-%	1-5	39-65	2-10	-
CH <sub>4</sub>	Vol-%	-	20-42	-	83,7
Kohlenwasserstoffe	Vol-%	-	2,0-8,5	-	1,3
CO <sub>2</sub>	Vol-%	17-25	1-3	10-18	2,9
N <sub>2</sub>	Vol-%	54,0	5,6	8-26	12,1
H <sub>2</sub> S	g/m <sup>3</sup> i.N.	0,014 <sup>7</sup>	4-12 <sup>8</sup>		
Aromaten	g/m <sup>3</sup> i.N.		20-30	0,08-0,16 mg/tLS (PAK)	
NH <sub>3</sub>	g/m <sup>3</sup> i.N.	k.A.	6-8 <sup>9</sup>		
Mn	mg/ m <sup>3</sup> i.N.	0,1-0,29		2,7-60 g/tLS <sup>7</sup>	
Pb	mg/ m <sup>3</sup> i.N.	0,01-0,05		1,5-2,9 g/tLS <sup>7</sup>	
Zn	mg/ m <sup>3</sup> i.N.	0,03-0,17		8,2 g/tLS <sup>7</sup>	
Al	g/tLS			0,6-0,68 <sup>7</sup>	
As	g/tLS			0,00-0,02 <sup>7</sup>	
Cd	g/tLS			0,07-0,20 <sup>7</sup>	
Cr	g/tLS			0,00-0,04 <sup>7</sup>	
Cu	g/tLS			0,04 <sup>7</sup>	
Fe	g/tLS			2,8-83 <sup>7</sup>	
Hg	g/tLS			0,00-0,02 <sup>7</sup>	
Mg	g/tLS			1,45-2,40 <sup>7</sup>	
SO <sub>2</sub>	g/tLS			0,4-5,5	
NO <sub>x</sub>	g/tLS			5-20	
HF	g/tLS			0,008-0,01	
PCDD/F	µg I-TEQ/t LS			<0,001-0,11	

<sup>7</sup> Nach Reinigung

<sup>8</sup> Vor Abtrennung, anschließend je nach Verfahren 1-10 mg/m<sup>3</sup> i.N. bzw. 50-500 mg/m<sup>3</sup> i.N.

<sup>9</sup> Vor Abtrennung, anschließend <1% des ursprünglichen Wertes

Parameter / Komponente	Einheit	Hochofengas	Kokereigas	Konvertergas	Erdgas
<b>Zusammensetzung nach Verbrennung</b>					
CO <sub>2</sub>	Vol-%	28,9	7,1	32,9	8,8
H <sub>2</sub> O	Vol-%	2,1	22,1	1,5	17,9
O <sub>2</sub>	Vol-%	0,8	1,7	1,4	1,7
N <sub>2</sub>	Vol-%	68,2	69,1	64,2	71,6
CO <sub>2</sub> -Emissionsfaktor	tCO <sub>2</sub> /TJ	260	44,4	182	56,1

Quelle: (Remus et al. 2013).

Neben den Kuppelgasen, die bereits heute aufgefangen und einer Verwertung zugeführt werden, entstehen auch diffuse Emissionen aus offenen Anlagenteilen, die ohne weitere Aufarbeitung direkt in die Atmosphäre gelangen.

Während Koks und andere kohlenstoffhaltige Einsatzstoffe bzw. deren Umwandlung in CO die hauptsächlichen Reduktionsmittel im Hochofenprozess darstellen, wird auch mit dem direkten Einsatz von Wasserstoff im Hochofenprozess experimentiert. Dieser Wasserstoff wird in den Prozess eingeblasen und ersetzt einen Teil der kohlenstoffhaltigen Reduktionsmittel in dieser Funktion. Der Koks wird jedoch auch weiterhin benötigt, da er wesentlich zur Stabilität des Hochofens beiträgt und die Durchgasbarkeit der Möllersäule garantiert. Es ist also nur eine partielle Substitution der kohlenstoffhaltigen Reduktionsmittel möglich. Im Sinne der Zusammensetzung der Kuppelgase führt dies zu einem geringeren Kohlenstoffgehalt im Hochofen- und Konvertergas (CO und CO<sub>2</sub>).

### 3.1.7.2 Primärstahlerzeugung im Direktreduktionsverfahren (DRI)

Während im Hochofenprozess Koks und andere kohlenstoffhaltige Einsatzstoffe über die Umwandlung zu CO als Reduktionsmittel dienen und das Produkt flüssiges Roheisen ist, wird im Direktreduktionsverfahren Eisenerz reduziert (Ausfelder et al. 2019b) ohne es zu schmelzen. Das Produkt ist sogenannter Eisenschwamm (englisch: direct reduced iron, kurz: DRI), der für die weitere Bearbeitung in Elektrolichtbogenöfen (siehe Kapitel 3.1.7.3) verflüssigt werden muss. In den bisher weltweit am meisten verbreiteten Direktreduktionsverfahren wird Eisenerz in Form von Pellets von oben eingeführt. Im Gegenstrom dazu wird das Reduktionsgas geführt. In den Anlagen, die aktuell im Betrieb sind, wird das Reduktionsgas, ein Synthesegas, durch die Dampfreformierung von Erdgas hergestellt. Es entsteht ein Gemisch aus CO und H<sub>2</sub>, was die gewünschten Reduktionseigenschaften aufweist. Prinzipiell ist dieses Verfahren auf die Nutzung reinen Wasserstoffs erweiterbar. Da im Falle der Verwendung von reinem Wasserstoff kein Kohlenstoff im Eisenschwamm verbleibt, muss im Elektrolichtbogenofen gegebenenfalls Kohlenstoff zur Schaumslaggeerzeugung sowie zur Legierungseinstellung zugegeben werden.

### 3.1.7.3 Sekundärstahlerzeugung im Elektrolichtbogenverfahren

Neben der Primärstahlerzeugung wird Sekundärstahl über das Elektrolichtbogenofenverfahren gewonnen. Hierzu wird Schrott in Elektrolichtbogenöfen eingeschmolzen und weiteren metallurgischen Behandlungen unterzogen (Ausfelder et al. 2019b). Im Anschluss wird der flüssige Stahl entweder im Strang- und /oder Blockgussverfahren in die entsprechenden Halbzeuge überführt. Rund 30% der Rohstahlherstellung in Deutschland ist auf die Elektrostahlroute zurückzuführen (Wirtschaftsvereinigung Stahl 2021a).

Dabei entstehen Emissionen aufgrund der elektrischen Entladung, des Abbrandes der Elektroden, Ausgasungen aus der Schrottvorlage und dem Kohlenstoffeinsatz zur Schaumslagbildung. Diese Emissionen fallen teilweise als diffuse Emissionen an und sind nicht im Sinne von CCU verfügbar. Direkte Emissionen entstehen durch die Prozesswärmeerzeugung mit Hilfe von Brennern, diese werden aber perspektivisch durch einen erhöhten Stromeinsatz oder mit grünem Wasserstoff ersetzt. Die direkten CO<sub>2</sub>-Emissionen der Elektrostahlproduktion lagen 2018 bei 2,4 Mio. t., rund 4% der gesamten Emissionen der Stahlindustrie (Wirtschaftsvereinigung Stahl 2021a).

Im Kontext einer Ressourcenschonung und erhöhtem Recyclinganteil wird von einer Zunahme der Sekundärstahlproduktion ausgegangen. Allerdings wird auch weiterhin ein hoher Anteil Primärerzeugung notwendig sein.

Das Elektrolichtbogenverfahren wird darüber hinaus zusätzlich für die DRI Verfahren (siehe Kapitel 3.1.7.2) benötigt, da dort das Eisen in Form eines festen Eisenschwamms anfällt, der für die weitere Bearbeitung aufgeschmolzen werden muss. Auch hier fallen die Emissionen diffus an und stehen für CCU nicht zur Verfügung.

#### **3.1.7.4 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU**

Die aktuelle Primärstahlproduktion basiert fast ausschließlich auf dem Hochofenprozess. Dieses Verfahren ist emissionsintensiv, da es Koks und andere kohlenstoffhaltige Einsatzstoffe als Reduktionsmittel benötigt. In die bestehenden Hochofenverfahren kann auch eher kurzfristig in begrenzten Mengen Wasserstoff als Reduktionsmittel eingeführt werden. Damit reduziert sich der spezifische Koksverbrauch pro Tonne produziertem Roheisen und entsprechend die Volumenströme der CO<sub>2</sub>-Emissionen des Prozesses.

Die Direktreduktionsverfahren werden mittelfristig auf Basis von Erdgas an Bedeutung gewinnen. Einmal etabliert können sie langfristig auch auf Wasserstoff umgestellt werden. Damit würden langfristig keine oder nur sehr geringe CO<sub>2</sub>-Emissionen mehr aus der Primäreisenerzeugung anfallen. Agora Energiewende geht von Restemissionen in Höhe von ca. 0,05t CO<sub>2</sub>/t Stahl aus (Agora Energiewende 2020).

Die direkte Nutzung von kohlenstoffhaltigen Kuppelgasen zur Herstellung von Chemikalien und Kraftstoffen wird u.a. in den Projekten Carbon2Chem (BMBF) zur Produktion von Methanol, höheren Alkoholen, Polymeren und OME sowie Carbon4PUR (EU) zur Produktion von Polyurethanen erforscht.

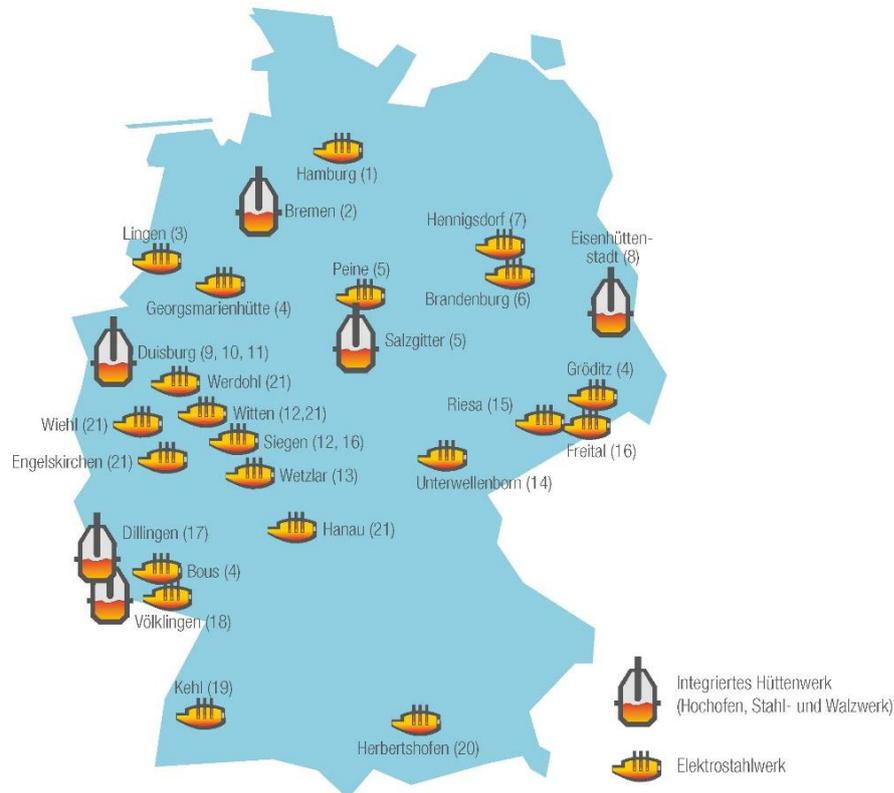
Für die Elektrostahlroute werden nach Verzicht oder Umstellung der Brenner von Erdgas auf grünen Wasserstoff zur Prozesswärmeerzeugung nur diffuse Emissionen in geringem Umfang verbleiben, die nur schwer einer Abtrennung zugeführt werden können. Die Stahlindustrie geht hier von einer Kompensation aus (Wirtschaftsvereinigung Stahl 2021a).

Die Produktionsstandorte für die Stahlproduktion in Deutschland sind in Abbildung 33 dargestellt.

**Abbildung 33: Standorte der Stahlproduktion in Deutschland.**

## Standorte der Stahlerzeugung

Rohstahlerzeugung 2021 (Gesamterzeugung Deutschland): 40,2 Mio. t



Deutschland ist Standort für technologisch führende, hochwettbewerbsfähige Stahlhersteller.

- |                                    |                                  |                            |
|------------------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| (1) ArcelorMittal Hamburg          | (9) thyssenkrupp Steel Europe    | (17) Dillinger Hüttenwerke |
| (2) ArcelorMittal Bremen           | (10) HKM                         | (18) Saarstahl             |
| (3) Benteler                       | (11) ArcelorMittal Duisburg      | (19) Badische Stahlwerke   |
| (4) Georgsmarienhütte Holding      | (12) Deutsche Edelstahlwerke     | (20) Lech-Stahlwerke       |
| (5) Salzgitter                     | (13) Buderus Edelstahl           | (21) Übrige Stahlstandorte |
| (6) Brandenburger Elektrostahlwerk | (14) Stahlwerk Thüringen         |                            |
| (7) Hennigsdorfer Elektrostahlwerk | (15) ESF Elbe-Stahlwerke Feralpi |                            |
| (8) ArcelorMittal Eisenhüttenstadt | (16) BGH Edelstahl               |                            |

Stand: Januar 2021  
Quelle: WV Stahl

Quelle: (Wirtschaftsvereinigung Stahl 2020).

### 3.1.8 Papier- und Zellstoffproduktion

Die Papier- und Zellstoffindustrie in Deutschland ist für rund 5 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>-Emissionen aus 146 Anlagen verantwortlich (VET 2020). Davon sind fünf Anlagen der Zellstoffherstellung zuzuordnen. Die Erzeugung von Zellstoff erfolgt überwiegend nach dem sog. Sulfataufschlussverfahren (European Commission. Joint Research Centre. Institute for Prospective Technological Studies. 2015), benannt nach dem im Wiedergewinnungsprozess der Chemikalien für die Zellstoffgewinnung zugeführten Natriumsulfat.

Rohstoff für die Zellstoffgewinnung ist Holz, das zunächst entrindet und gehäckselt wird. Anschließend wird das Holz in einem Kocher aufgeschlossen, indem es unter Zusatz von

Natriumsulfid und Natronlauge (Weißlauge) bei Temperaturen von 160-170° C unter Druck über mehrere Stunden gekocht wird. Hierbei werden Lignin und Teile der Hemicellulosen gelöst. Für ungebleichten Zellstoff ist dies der einzige Delignifizierungsschritt. Die Zellstofffasern werden abgetrennt gewaschen und sortiert. Es folgt ein zweiter Delignifizierungsschritt mit Sauerstoff, der gleichzeitig eine erste Bleiche des Zellstoffs darstellt. Hierzu wird der Zellstoff unter Druck und bei hohen Temperaturen in alkalischem Milieu mit Sauerstoff behandelt. Nach weiteren anschließenden Waschschritten wird der Zellstoff gebleicht und anschließend entwässert und getrocknet.

Die nach dem Kochen abgetrennte sog. Schwarzlauge, bestehend aus den Kochchemikalien, Lignin und Wasser, wird der Rückgewinnung der Chemikalien zugeführt. Die Schwarzlauge wird hierzu eingedampft und getrocknet und anschließend im Laugenkessel verbrannt, dies dient der Erzeugung von Strom und Prozesswärme. Das enthaltene Natriumsulfat wird zu Natriumsulfit reduziert und setzt sich als Schmelze ab. Diese wird extrahiert und mit verdünnter Weißlauge versetzt, wobei die sog. Grünlauge mit Natriumsulfit und Natriumcarbonat als Bestandteilen entsteht. Die Grünlauge wird der Kaustifizierung zugeführt, in der aus der Grünlauge mit Branntkalk (CaO) Natriumhydroxid wiedergewonnen wird, es entsteht wieder die Weißlauge (Na<sub>2</sub>S + NaOH) und Calciumcarbonat setzt sich als Kalkschlamm ab. Dieser wird gewaschen und entwässert und im Kalkofen, unter Verwendung von Erdgas und verschiedenen organischen Abfällen aus der Zellstoffproduktion als Brennstoff, zu Branntkalk gebrannt. Hierbei wird rohstoffbedingt CO<sub>2</sub> gebildet. Nutzbares CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Zellstoffproduktion entstehen somit im Wesentlichen im Zusammenhang mit der Rückgewinnung der Chemikalien für die Weißlauge in der Kaustifizierung.

### 3.1.8.1 Emissionen aus der Zellstoffherstellung

Die aus der Kaustifizierung resultierenden Emissionen an CO<sub>2</sub> entsprechen dem Kalkbrennen, stöchiometrisch werden 0,78 t CO<sub>2</sub> pro t Kalk rohstoffbedingt gebildet (European Commission. Joint Research Centre. Institute for Prospective Technological Studies. 2015). Ein Unterschied besteht in der Kontaminierung des als Rohstoff eingesetzten Kalkschlammes aus der Kaustifizierung durch verbleibende Schwefelkomponenten der Grünlauge. Außerdem werden aus anderen Prozessschritten u.a. nicht kondensierbare Gase wie Schwefelwasserstoff, Methylmercaptan, Dimethylsulfid (DMS) etc. (aus der Weißlauge) und Methanol (aus Herstellung von Chlordioxid als Bleichmittel) als zusätzliche Brennstoffe eingesetzt. Neben CO<sub>2</sub> ist somit mit SO<sub>2</sub>, reduzierten Schwefelkomponenten, NO<sub>x</sub>, CO, flüchtigen organischen Komponenten und Partikeln als Abgasbestandteilen zu rechnen. Korrespondierende Emissionen sind in Tabelle 22 aufgeführt.

**Tabelle 22: Emissionen aus dem Kalkbrennprozess der Zellstoffproduktion.**

Parameter / Komponente	Einheit	Feuerung ohne nicht-kondensierbare Gase	Feuerung mit nicht-kondensierbaren Gasen
Brennstoffbedarf	GJ/t	1,5-1,8	
CO <sub>2</sub> rohstofflich	t/t Kalk	0,78	
CO <sub>2</sub>	Vol-%	12	
SO <sub>2</sub>	mg/m <sup>3</sup>	5-30	150-900
H <sub>2</sub> S	mg/m <sup>3</sup>	<50	<50
NO <sub>x</sub>	mg/m <sup>3</sup>	240-380	380-600

Quelle: (European Commission. Joint Research Centre. Institute for Prospective Technological Studies. 2015).

Grundsätzlich sind sowohl die Zellstoffherstellung als auch die Papierherstellung sehr energieintensiv. Der Energieverbrauch der Papier- und Zellstoffindustrie in Deutschland lag 2020 bei 65,8 TWh, wobei 16,8 TWh auf Strom, 28,7 TWh auf fossile Brennstoffe, 15,1 TWh auf alternative Brennstoffe (Ablauge, Rinde, Faser-Rückstände, Biogas, Biomasse) und 5,2 TWh auf den Fremdbezug von Wärme entfallen (Verband Deutscher Papierfabriken e. V. 2021). Der Energieeinsatz pro Tonne Produkt lag bei 2,7 MWh, die spezifischen CO<sub>2</sub>-Emissionen bei 0,56 t pro Tonne Produkt. Rechnet man den Primärenergieeinsatz auf CO<sub>2</sub>-Emissionen um, ergeben sich Emissionen aus fossilen Brennstoffen von 6,3 Mio. Tonnen in 2020 (Verband Deutscher Papierfabriken e.V., 2021). Der VDP weist für 2020 152 Betriebe der Papier- und Zellstoffindustrie in Deutschland aus (Verband Deutscher Papierfabriken e. V. 2021). Die DEHSt erfasst 146 Anlagen zur Zellstoff- und Papierherstellung (VET 2020).

### **3.1.8.2 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU**

Der Bedarf an Papier- und Zellstoffwaren ist hoch. CO<sub>2</sub>-Einsparpotentiale durch Effizienzmaßnahmen betreffen nur die energetischen Emissionen, wohingegen die stofflichen Emissionen für Sulfatzellstoff durch den Kaustifizierungsschritt unvermeidlich sind. Die Emissionsprofile für das Kalkbrennen sind mit denen der Kalkindustrie vergleichbar. Bei der Reinigung ist jedoch auf erhöhte Konzentrationen an Schwefelkomponenten zu achten, die durch den Zusatz schwefelhaltiger Gase aus der Zellstoffherstellung als Brennstoff verursacht werden. Für die energetisch bedingten Emissionen sind alle Abtrennungsvorgänge anwendbar, die generell für Rauchgase aus der Verbrennung fossiler Energieträger eingesetzt werden. Die räumliche Verteilung der großen Zellstoff- und Papierhersteller (DEHSt) zeigt, dass eine Transportinfrastruktur notwendig ist, um das CO<sub>2</sub> von den Zementwerken als Quellen hin zu den Chemieparks zur Verarbeitung im Sinne von CCU zu transportieren. Die langfristige Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub> aus der Zellstoffproduktion ist außerdem davon abhängig, ob und in welchem Umfang alternative Verfahren und Quellen zum Einsatz kommen. Naheliegend ist die Herstellung von Papierwaren aus Altpapier. Der Einsatz von Altpapier als Rohstoff lag 2020 bei 16,9 Mio. Tonnen im Vergleich zu 4,9 Mio. t Zellstoff (VDP 2021) und liegt somit bei rund 75% mit geringem Wachstumspotential. Eine Alternative stellt die Verwendung von Gras, Stroh, Gärresten etc. als Rohstoffe, aufgrund des deutlich niedrigeren Anteils an Lignin, dar. Eine vergleichende Ökobilanz der Hochschule Bonn-Rhein-Siegen (Terlau et al. 2017) zeigt, dass die Herstellung von grasbasiertem Faserstoff Zellstoff sechsmal energiesparender als die von Sulfatzellstoff ist, lediglich 26% der Emissionen verursacht und 16.000 mal weniger Wasser verbraucht. Im Vergleich zu Altpapierstoff verursacht grasbasierter Zellstoff ca. 77% der CO<sub>2</sub>-Emissionen und benötigt 4.500-mal weniger Wasser. Graspapier ist jedoch optisch (grau) und bezüglich Zugfestigkeit deutlich minderwertiger und auch die Recyclingfähigkeit ist eingeschränkt, so dass die Umweltwirkungen im Vergleich mit konventionellem Papier an dieser Stelle nur begrenzt aussagekräftig sind.

### **3.1.9 Abfallverbrennungsanlagen**

Die thermische Behandlung von Restabfällen aus Haushalten und Gewerbe dient einerseits der Inertisierung und Volumenreduzierung des Abfalls, andererseits der Gewinnung von Strom und Wärme aus der im Abfall enthaltenen Energie.

Für das Jahr 2019 zählte das Statistische Bundesamt 156 thermische Abfallbehandlungsanlagen und 783 Feuerungsanlagen mit energetischer Verwertung von Abfällen (Destatis 2020a). Laut Umweltbundesamt gibt es in Deutschland z. Zt. 68 Müllverbrennungsanlagen mit einer Kapazität von 19,6 Millionen Tonnen und etwa 30 Ersatzbrennstoffkraftwerke mit einer Kapazität von rund 4,7 Millionen Tonnen (Umweltbundesamt 2016).

Schadstoffemissionen von Abfallverbrennungsanlagen sind durch die 17. BImSchV (Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes über die Verbrennung und die Mitverbrennung von Abfällen) streng reglementiert. Zur Einhaltung der in der Verordnung festgelegten Emissionsgrenzwerte sind die Abfallverbrennungsanlagen mit leistungsfähigen mehrstufigen Abgasreinigungsverfahren ausgestattet.

Die Emissionen von Abfallverbrennungsanlagen, am Kamin insbesondere bezüglich HCl, HF, SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> und Schwermetallen, sind stark abhängig von der Abfallzusammensetzung und der Leistung der daran angepassten Abgasreinigung. Emissionen von CO and flüchtigen organischen Komponenten (VOC) werden neben der Abfallheterogenität auch von technischen Parametern des Verbrennungssystems der Abfallverbrennungsanlage bestimmt. Das Rauchgasvolumen von Siedlungsabfallverbrennungsanlagen liegt, abhängig vom Heizwert des Abfalls zwischen 4.000 und 7.000 Nm<sup>3</sup> pro Tonne Abfall (European Commission. Joint Research Centre. 2019), für die Verbrennung von gefährlichen Abfällen liegt es bei 6.500 bis 10.000 Nm<sup>3</sup> pro Tonne (European Commission. Joint Research Centre. 2018).

Tabelle 23 zeigt die typische Abgaszusammensetzung von Anlagen für verschiedene Abfallarten vor der Abgasreinigung. Die große Bandbreite von Emissionswerten für einzelne Komponenten ist hier deutlich abzulesen.

**Tabelle 23: Zusammensetzung des Abgases vor der Abgasreinigung.**

Komponente	Einheit	Siedlungsabfälle	Gefährliche Abfälle	Industrieller Klärschlamm (Wirbelschichtfeuerung)
CO <sub>2</sub>	Vol-%	5-10	5-9	Keine Angaben
SO <sub>2</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	200-1.000	1.500-50.000	Keine Angaben
NO <sub>x</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	150-500	100-1500	<200
Staub	mg/Nm <sup>3</sup>	1.000-5.000	1.000-10.000	30.000-200.000
CO	mg/Nm <sup>3</sup>	5-50	30	5-50
Anorg. Chlor-komponenten (als HCl)	mg/Nm <sup>3</sup>	500-2.000	3.000-100.000	Keine Angaben
NH <sub>3</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	Keine Angaben	Keine Angaben	Keine Angaben
Hg	mg/Nm <sup>3</sup>	0,05-0,5	0,05-3	0,2
HF	mg/Nm <sup>3</sup>	5-20	50-1000	Keine Angaben
Cd/Tl	mg/Nm <sup>3</sup>	<3	<5	2,5
Sonst. Schwermetalle (Pb, Sb, As, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn)	mg/Nm <sup>3</sup>	<50	<100	800
Wasserdampf	Vol-%	10-20	6-20	Keine Angaben
Dioxine/Furane	ng TEQ/ Nm <sup>3</sup> (WHO-PCDD /F-TEQ)	0,5-10	0,5-10	0,1-10

Quelle: (European Commission. Joint Research Centre. 2019).

Nach der Feuerung wird das Abgas umfangreichen Reinigungsmaßnahmen unterzogen. Einige wesentliche werden hier nur kurz aufgezählt:

- ▶ Entstaubung durch Zyklone, elektrostatische Abscheider und Gewebefilter.
- ▶ Sauergaswäsche mit Ca(OH)<sub>2</sub> oder NaOH-Lösung zur Entfernung von HCl, HF und SO<sub>2</sub> oder Trockensorption mit Ca(OH)<sub>2</sub> oder NaHCO<sub>3</sub>.
- ▶ Selektive nicht-katalytische und selektive katalytische Reduktion von NO<sub>x</sub> und teilweise Zersetzung von Furanen und Dioxinen.
- ▶ Adsorption von Furanen und Dioxinen an Aktivkohle.

Tabelle 24 zeigt die gemittelten Emissionen der Abfallverbrennungsanlagen in Deutschland nach den genannten Maßnahmen zur Abgasreinigung.

**Tabelle 24: Jahresmittelwerte der Emissionen der Abfallverbrennungsanlagen in Deutschland im Bezugsjahr 2014.**

Komponente	Einheit	Jahresmittelwert*
SO <sub>2</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	6,9
NO <sub>x</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	97
Staub	mg/Nm <sup>3</sup>	0,5
CO	mg/Nm <sup>3</sup>	7,7
HCl	mg/Nm <sup>3</sup>	2,2
NH <sub>3</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	0,9
Hg	mg/Nm <sup>3</sup>	0,0013
HF	mg/Nm <sup>3</sup>	0,08
Cd/Tl	mg/Nm <sup>3</sup>	0,0009
Sonst. Schwermetalle	mg/Nm <sup>3</sup>	0,016
As, Benzo[a]pyren, Cd, Co, Cr	mg/Nm <sup>3</sup>	0,0023
Dioxine/Furane	ng/ Nm <sup>3</sup>	0,0028

\* Jahresmittelwerte über 77 Anlagen mit 190 Verbrennungslinien.

Quelle: (ITAD 2020a).

### 3.1.9.1 Ausblick und Einordnung des Entwicklungspotentials für CCU

Aus Haushalts-Abfallverbrennungsanlagen in Deutschland resultieren derzeit jährlich ca. 9 Mio. Tonnen an CO<sub>2</sub>-Emissionen, wobei ein biogener Anteil von 50% besteht (ITAD 2020a). Die Entstehung von CO<sub>2</sub> bei der Verbrennung kohlenstoffhaltiger Stoffe ist dabei unvermeidlich. Nach ITAD stammen 95-98% der „klimarelevanten“ (also nicht biogenen) Treibhausgasemissionen aus Kunststoffen (ITAD 2020b). Der Anteil an biogenem CO<sub>2</sub> kann daher zukünftig auch deutlich steigen, wenn Kunststoffe verstärkt aus biogenen Rohstoffen oder aus im Kreislauf geführtem Kohlenstoff, z. B. nach chemischem Recycling, hergestellt werden (ITAD 2020b).

Die durchschnittliche CO<sub>2</sub>-Konzentration im Reingas aus Abfallverbrennungsanlagen liegt zwischen 9,9 und 10,1 Vol.-% (ITAD 2020b), und ist somit verglichen mit anderen

beschriebenen Quellen relativ gering, so dass der energetische Aufwand für die Abtrennung im Vergleich zu konzentrierteren industriellen Quellen hoch einzuschätzen ist.

Aufgrund steigender Recyclingquoten für Siedlungsabfälle ist zu vermuten, dass die Abfallverbrennung langfristig reduziert wird und die Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub> aus dieser Quelle ebenso abnimmt. Ein Beispiel ist die Verbrennung von Kunststoffabfällen. Hier ist perspektivisch eine stärkere Verlagerung zu Rezyklaten zu erwarten. Neben der Erweiterung des mechanischen Recyclings sind auch Verfahren zum chemischen Recycling über Pyrolyse, Vergasung und Depolymerisation oder Solvolyse in der Entwicklung, z. B. (Schlotter 2019), (DECHEMA e.V. et al. 2021). Die EU-Kommission sieht in ihrem Kreislaufwirtschaftspaket vor, dass ab 2025 mindestens 55% der Siedlungsabfälle recycelt werden müssen, ab 2030 gilt das für 60% und ab 2035 für 65% (Europäisches Parlament 2017). Die Recyclingziele für Verpackungen betragen 65% ab 2025 und 70% ab 2030 mit spezifischen Zielen für Papier und Pappe, Kunststoffe, Glas, Metall und Holz.

Auch in einer optimalen Kreislaufwirtschaft wird es dennoch Reststoffe geben, die einer thermischen Verwertung zugeführt werden müssen, um eine Deponierung zu vermeiden sowie eine Zersetzung von Schadstoffen zu gewährleisten, so dass CO<sub>2</sub> aus der Müllverbrennung prinzipiell auch in der Zukunft verfügbar sein wird, wenn auch in geringerem Umfang.

### 3.2 Gasreinigungsverfahren vor der CO<sub>2</sub>-Abscheidung

Wie in Kapitel 3.1 beschrieben wurde, enthalten die Abgase verschiedener Industrieprozesse neben CO<sub>2</sub> auch Emissionen von Stickstoff- und Schwefelkomponenten, Kohlenwasserstoffen, Metallen sowie Staub. Viele Verunreinigungen sind durch ihre Wirkung als Katalysatorgifte problematisch für die spätere chemische Umsetzung mit CO<sub>2</sub>. Hinzu kommt jedoch, dass auch die CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus dem Abgas selbst sowie weitere Prozessschritte wie die Kompression und der Transport in Pipelines von solchen Verunreinigungen negativ beeinflusst wird (Sass et al. 2005). SO<sub>2</sub> und NO<sub>2</sub> reagieren mit den großtechnisch am häufigsten eingesetzten aminbasierten Waschlösungen (Kapitel 3.3.5) und formen stabile Salze, die nicht thermisch regeneriert werden können; in Kompressoren und Pipelines können Verunreinigungen zu Korrosion führen (insbesondere bei gleichzeitiger Gegenwart von Wasserspuren) und gegebenenfalls auch das Phasenverhalten und somit die Fluideigenschaften verändern (Sass et al. 2005). Auch Staubbelastung im Abgas können zu Beeinträchtigungen der CO<sub>2</sub>-Trenntechnologie führen (Schäffer et al. 2019). Eine Abtrennung dieser Verunreinigungen erfolgt in der Regel, unabhängig von einer nachfolgenden CO<sub>2</sub>-Abtrennung, zur Einhaltung rechtlicher Emissionsanforderungen von Anlagen. So enthalten Abgase aus Zementwerken bis 2000 mg/Nm<sup>3</sup> NO<sub>x</sub>, die nach entsprechender Abgasreinigung auf im Mittel 220 mg/Nm<sup>3</sup> fallen (Schäffer et al. 2019).

Dieses Kapitel beschreibt die technischen Verfahren zur Gasreinigung. In Kapitel 3.1 wurden außerdem Maßnahmen zur Emissionsminderung durch Verfahrensumstellungen (z. B. Oxyfuel-Verfahren zur Vermeidung von NO<sub>x</sub>-Emissionen) oder Brennstoffwechsel (Vermeidung schwefelhaltiger Brennstoffe) diskutiert.

#### 3.2.1 Entstaubung

Die Reduzierung von Staubemissionen erfolgt insbesondere in Zementwerken, in der Kalk- und in der Glasindustrie mit Hilfe verschiedener technischer Einrichtungen, die im Folgenden dargestellt werden (Intensiv Filter 2021). Zulässige Staubemissionen sind gesetzlich geregelt. So liegen die zulässigen Emissionswerte für Staub in Zementanlagen nach der 17. BImSchV und der

TA Luft bei 10 mg/Nm<sup>3</sup>. Tabelle 25 vergleicht die verschiedenen Technologien, welche hier folgend kurz beschrieben werden:

### Zentrifugalkraftabscheider

Eingesetzt werden sog. Zyklone, in die das staubhaltige Abgas tangential eingeleitet und in eine kreisförmige Strömung gezwungen wird (European Commission. Joint Research Centre 2016). Der Staub wird durch Zentrifugalkräfte an den Wänden abgeschieden und durch die Schwerkraft nach unten ausgetragen. Das entstaubte Abgas wird nach oben abgeleitet. Wie Tabelle 25 zeigt, sind Zentrifugalkraftabscheider nicht für die Abtrennung feinerer Staubpartikel geeignet, so dass sie z. B. in der Zwischengasentstaubung oder als Vorabscheider vor Gewebefiltern eingesetzt werden.

### Nassabscheider

Bei Nassabscheidern wird der staubhaltige Abgasstrom mit einem Flüssigkeitsstrom in Kontakt gebracht, der die Partikel auswäscht. Ein häufig eingesetztes Funktionsprinzip ist der Venturi-Wäscher, bei dem der Gasstrom axial in den Wäscher eingebracht wird. Die Waschflüssigkeit wird im Gleichstrom über Düsen eingeführt. Die Strömung wird durch die sich verengende Geometrie des Wäschers stark beschleunigt. Die Scherkräfte führen zur Bildung feinsten Flüssigkeitströpfchen, in die die Staubpartikel aufgrund ihrer Massenträgheit geschleudert und abgeschieden werden. Nassabscheider werden insbesondere für brennbare, explosive, feuchte und klebrige Stäube eingesetzt, bei denen trockene Abscheideverfahren schwierig sind.

### Elektrische Abscheider

Elektrische Abscheider oder Elektrofilter scheiden Staubpartikel durch elektrostatische Kräfte in einem elektrischen Feld ab. Die Ladung der Staubpartikel erfolgt durch negativ geladene Gasmoleküle, die in an einer Sprühelektrode im Hochspannungsfeld gebildet werden. Sehr kleine Partikel werden durch Stöße aufgrund der Brown'schen Molekularbewegung geladen. Die geladenen Partikel scheiden sich im elektrischen Feld an der sog. Niederschlagselektrode ab. Die abgelagerte Staubschicht muss regelmäßig mechanisch entfernt werden, durch Rütteln oder Abklopfen. Elektrofilter sind einfach zu bedienen und wartungsarm, haben aber einen vergleichsweise hohen Platzbedarf. Mit Elektrofiltern können Staubgehalte deutlich unter 50 mg/Nm<sup>3</sup> realisiert werden (siehe Tabelle 25). Bei optimaler Konfiguration können sogar Staubemissionsgrenzwerte von 5–10 mg/Nm<sup>3</sup> eingehalten werden.

### Filtrationsabscheider

Hier werden Gewebefilter aus Nadelfilzen, Spinnvliesen, Kunststoff- (z. B. PTFE) und Metallgewebe etc. eingesetzt, an deren Oberfläche die Staubpartikel abgeschieden wird. Die Betriebstemperatur ist, abhängig vom die eingesetzten Filtermaterial begrenzt, so dass das Abgas zunächst abgekühlt werden muss, z. B. mit einem vorangeschalteten Verdampfungskühler. Filtrationsabscheider weisen hohe Abscheidegrade auf, insbesondere für Feinstaub, andererseits weisen diese Abscheider einen hohen Druckverlust auf, der mit dem aufwachsenden Filterkuchen steigt, so dass dieser durch Druckstoßimpulse, Gegenspülung oder mechanisches Rütteln regelmäßig entfernt werden muss. Es gibt verschiedene bauliche Ausführungen von Filtrationsabscheidern (Schlauchfilter, Taschenfilter, Patronenfilter, Lamellenfilter und Kassettenfilter). Mittlerweile sind auch Filter aus Kalzium-Magnesium-Silikat-Fasern erhältlich, die bei Betriebstemperaturen bis 850°C stabil sind und so z. B. nach dem Zementofen ohne eine vorherige Kühlung der Rauchgase eingesetzt werden kann (CHEManager 2018). Interessant ist hierbei die

Möglichkeit, die Filterelemente mit einem Katalysator zu beschichten, der gleichzeitig eine Reduzierung des NO<sub>x</sub>-Gehalts über Selektive Katalytische Reduktion (SCR) leisten kann.

Zur Erreichung verminderter Emissionen im Bereich von ca. 3–5 mg/Nm<sup>3</sup> erfolgt z. B. bei Zementanlagen verstärkt ein Umbau von Elektrofiltern zu Filtrationsabscheidern mit Gewebefiltern (CHEManager 2018).

**Tabelle 25: Verfahren zur Entstaubung von Prozessgasen.**

Kenndaten	Zentrifugalkraftabscheider	Nassabscheider	Elektrische Abscheider	Filtrationsabscheider
Korngrößenbereich, µm	>10	>0,1	>1	>0,5
Rohstaubgehalt, g/Nm <sup>3</sup>	<1000	<10	<50	<100
Erzielbarer Reingasstaubgehalt, mg/Nm <sup>3</sup>	100 – 200	50 – 100	<50; ideal: 5-10	<20; ideal: 3-5
Druckverlust, Pa	500 – 3.000	100 – 1.000	30 - 400	600 – 2.000
Max. Gastemperatur, °C	450	300	450	260; neue Entwicklungen bis 850°C
Durchsatz, Nm <sup>3</sup> /h	3.000 – 2*10 <sup>5</sup>	3.000 - 10 <sup>5</sup>	10 <sup>4</sup> - 3*10 <sup>5</sup>	1.000 - 10 <sup>5</sup>

Quellen: (Intensiv Filter 2021), (CHEManager 2018).

### 3.2.2 Entschwefelung

Durch Verbrennung schwefelhaltiger Brennstoffe und dem Einsatz schwefelhaltiger Rohstoffe, z. B. in der Stahlindustrie, in Zementwerken und in Abfallverbrennungsanlagen entstehen Abgase mit SO<sub>2</sub>- und SO<sub>3</sub>-Gehalten, die aus dem Rauchgas entfernt werden müssen. Die entsprechenden Verfahren sind erprobt und bereits über Jahrzehnte im großtechnischen Einsatz in allen relevanten Industriezweigen. Die Entschwefelung erfolgt durch die Zugabe von Adsorptionsmitteln, insbesondere Natriumcarbonat (Soda), Natriumhydrogencarbonat, Calciumcarbonat/Calciumoxid (Kalk), oder Calciumhydroxid. Seltener wird auch Ammoniak eingesetzt. Neben SO<sub>2</sub> werden auch andere saure Abgasbestandteile wie HCl und HF entfernt. Drei Verfahrensvarianten sind im Einsatz:

#### Trockenes Verfahren (Direktentschwefelung)

Die Direktentschwefelung erfolgt im Hochtemperaturbereich bei 900-1.100 °C durch Zugabe von Calciumcarbonat, der zu Calciumoxid mit hoher spezifischer Oberfläche gebrannt wird, das mit SO<sub>2</sub> zu Calciumsulfat (Gips) reagiert. (European Commission. Joint Research Centre 2016). Der Zuschlagsstoff wird dem Brennstoff beigemischt oder in den Ofen eingeblasen. Auch nach dem Ofen ist eine Direktentschwefelung mit Natrium(hydrogen)carbonat bei 140-250 °C möglich (European Commission. Joint Research Centre 2016).

#### Nassverfahren

Das Nassverfahren wird in über 90% aller Anlagen zur Rauchgasentschwefelung eingesetzt. Das Rauchgas wird in einem Wärmetauscher im Gegenstrom zum aufgereinigten Gas auf ca. 50 °C abgekühlt und in einen Wäscher eingeleitet, in dem das Rauchgas mit einer umgewälzten Waschsuspension aus CaCO<sub>3</sub>, CaO oder Ca(OH)<sub>2</sub> besprüht wird, wobei SO<sub>2</sub> und andere saure

Gasbestandteile ausgewaschen werden. Im Sumpf der Absorberkolonne wird Luft in das gebildete Calciumsulfid (CaSO<sub>3</sub>) eingeblasen und zu Gips (CaSO<sub>4</sub>) oxidiert. Die Gipssuspension wird anschließend entwässert und getrocknet.

### Halbtrockenverfahren

Beim Halbtrockenverfahren wird das Abgas aus dem Ofen in einen Sprühabsorber geleitet, in den eine Suspension des Absorptionsmittels eingedüst wird, mit dem SO<sub>2</sub> und andere saure Gasbestandteile reagieren. Der Sprühabsorber fungiert gleichzeitig als Verdampfungskühler, in dem das Wasser der Suspension verdampft und das Abgas abkühlt. Eine andere Variante besteht darin, das Absorptionsmittel in einem Mischreaktor zu befeuchten und Wasser separat in den Verdampfungskühler einzudüsen (Tigges 2020). Durch die getrennte Regelung von Absorptionsmittel und Wasser können Temperaturschwankungen im Abgas ausgeglichen werden.

Durch das heiße Abgas verdampft das Wasser sehr schnell und es verbleiben die gebildeten festen Salze, die über einen Gewebefilter oder Schlauchfilter abgetrennt werden.

Die Abtrenneffizienz der beschriebenen Verfahren hängt von vielen Parametern ab. Die wichtigsten sind in Tabelle 26 aufgelistet. Ein Vergleich der Verfahren bezüglich Effizienz und verbleibenden Emissionen ist Tabelle 27 zu entnehmen.

**Tabelle 26: Einflussparameter auf die Absorptionsrate und Effizienz der Entschwefelung.**

Kenngroße	Einflussparameter
Absorptionsrate	<ul style="list-style-type: none"> <li>▶ Spezifische Menge Absorptionsmittel</li> <li>▶ Gaszusammensetzung (Konzentration saure Bestandteile, Feuchte, Sauerstoffgehalt)</li> <li>▶ Spezifische Oberfläche/Partikelgröße des Absorptionsmittels</li> </ul>
Reinigungseffizienz	<ul style="list-style-type: none"> <li>▶ Absorptionsmittel und Temperaturabhängigkeit                             <ul style="list-style-type: none"> <li>● Kalkstein: Minimum zwischen 200 und 280 °C</li> <li>● NaHCO<sub>3</sub>: Optimum zwischen 140 und 300 °C</li> </ul> </li> <li>▶ Molares Verhältnis saure Komponenten zu Sorbenzien</li> <li>▶ Anlagenspezifische Parameter (u.a. eingesetzte Filtertechnik)</li> </ul>

Quelle: (European Commission. Joint Research Centre 2016).

**Tabelle 27: Vergleich der Entschwefelungsverfahren.**

Komponente	Trockenes Verfahren	Trockenes Verfahren	Halbtrocken-Verfahren	Halbtrocken-Verfahren	Nass-verfahren	Nass-verfahren
SO <sub>x</sub>	10 - 70 90 – 95*	<40 <5*	85 - >90	<40	90-97	<40
HCl	>95 - >98	<2 - <10	>99	<10	Keine Angabe	<10
HF	>90 - >95	<1	>85	<1	Keine Angabe	<1

Komponente	Trockenes Verfahren	Trockenes Verfahren	Halbtrocken-Verfahren	Halbtrocken-Verfahren	Nass-verfahren	Nass-verfahren
NO <sub>x</sub>	35 - 50	Keine Angabe	Keine Angabe	Keine Angabe	Keine Angabe	Keine Angabe

\* mit Natriumhydrogencarbonat-Injektion

Quelle: (European Commission. Joint Research Centre 2016).

Die Verfahren zur Rauchgasentschwefelung sind unabhängig von einer nachfolgenden Abtrennung von CO<sub>2</sub> für CCU Zwecke erforderlich.

Andere Verfahren sind für Quellen notwendig, in denen Schwefel nicht in oxidiert Form vorliegt. Ein für CCU relevanter Anwendungsfall ist die Reinigung von Rohbiogas, bei dem Schwefelwasserstoff aus dem Abbau eiweißreicher Verbindungen im Substrat vorkommt. Je nach eingesetztem Rohstoff unterliegen die Konzentrationen an Schwefelverbindungen großen Schwankungen und Bandbreiten, für GÜlleanlagen liegen diese besonders hoch. In der Regel erfolgt eine Grobentschwefelung, bereits im Fermenter z. B. durch Zugabe von Eisensalzen in das Gärsubstrat oder durch nachgelagerte Adsorption an Eisenverbindungen in einem Festbettreaktor. Dies erfolgt unabhängig vom nachfolgend gewählten Verfahren für die Methanaufkonzentrierung bzw. CO<sub>2</sub>-Abtrennung. Daran schließt sich eine Feinentschwefelung des Rohgases an, um eine Schädigung oder Degeneration der eingesetzten Abtrennmedien zu verhindern. Für die Feinentschwefelung werden Kohlenstoffmolekularsiebe und Zeolithe eingesetzt (Friedl et al. 2016), die eine hohe Standzeit von bis zu 20 Jahren aufweisen.

### 3.2.3 Entstickung (NO<sub>x</sub>-Reduktion)

Stickoxide umfassen Stickstoffmonoxid und Stickstoffdioxid (zusammen als NO<sub>x</sub> bezeichnet). Sie entstehen beim Verbrennungsprozess aus dem Luftstickstoff oder aus Stickstoffbestandteilen der eingesetzten Brennstoffe mit Sauerstoff bei hohen Temperaturen. Verfahrenstechnisch führen einige Anlagenoptimierungen zu einer Verringerung von NO<sub>x</sub>-Emissionen, zu nennen sind die Flammenkühlung oder sog. Low-NO<sub>x</sub>-Brenner, bei denen eine Rezirkulation von Rauchgas im Feuerraum bzw. am Brenner erzielt wird. Dennoch sind weitere Maßnahmen zur Reduktion von NO<sub>x</sub>-Emissionen schon aufgrund gesetzlicher Emissionsgrenzwerte unerlässlich. Eine perspektivische Umstellung auf Wasserstoff als Brennstoff ist in diesem Fall wirkungslos, oder sogar kontraproduktiv, da die Emissionen an NO<sub>x</sub> bei Wasserstoffbrennern aufgrund der höheren Flammentemperatur bis zu dreifach erhöht sein können, weshalb heute bereits spezielle (H<sub>2</sub>ready) Brennertypen in Entwicklung sind, die die NO<sub>x</sub>-Emissionen auf die Werte von erdgasbasierten Brennern reduzieren sollen z. B. (Saacke 2022).

In Industrieanlagen wie den Klinkeröfen der Zementindustrie sind zwei Technologien für die Entstickung (DeNO<sub>x</sub>) vorherrschend, die auch miteinander kombiniert werden. In beiden wird Ammoniak bzw. eine wässrige Ammoniaklösung oder Harnstoff als Reduktionsmittel eingesetzt, um NO<sub>x</sub> letztlich in Stickstoff und Wasser umzuwandeln:

#### Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)

SNCR-Anlagen arbeiten bei Temperaturen von 900-1000°C, ein Katalysator kommt nicht zum Einsatz. Das Temperaturfenster muss strikt eingehalten werden, da ab 1200°C der eingesetzte Ammoniak selbst zu NO<sub>x</sub> oxidiert wird, während unterhalb von 800°C die Umsetzung zu langsam abläuft und es zu einem erhöhten Ammoniakschlupf kommt. Es ist daher eine gute Temperaturkontrolle und Steuerung der Einspritzung von Ammoniak erforderlich. Die Injektion des Reduktionsmittels erfolgt aufgrund des erforderlichen Temperaturniveaus direkt nach der Verbrennung und vor weiteren Aufbereitungsschritten. Dies ist möglich, da die SNCR kann auch bei hoher Staubbelastung des Abgasstroms eingesetzt werden kann. Ammoniak wird im zwei- bis vierfachen Überschuss eingesetzt (VDI 3927-1 2015), wobei oberhalb einem Verhältnis NH<sub>3</sub> zu

NO<sub>x</sub> von 1,2 ein Ammoniakslupf auftritt (European Commission. Joint Research Centre 2016). Eine Reduzierung von NO<sub>x</sub> unter 200 mg/Nm<sup>3</sup> geht einher mit einem Ammoniakslupf, der den im europäischen BREF-Dokument für Drehofenanlagen mit Zyklonvorwärmer festgelegten Emissionsbereich von <30 bis 50 mg/Nm<sup>3</sup> überschreitet (Rechberger und Bodendiek 2015). Nach dem BREF-Dokument über die Herstellung organischer Grundchemikalien sind für den Steamcracker 70-200 mg NO<sub>x</sub> durch SNCR erreichbar, für Neuanlagen sogar 60-100 mg; durch Optimierung der Ammoniakzugabe kann der Ammoniakslupf auf 5 bis 15 mg/Nm<sup>3</sup> reduziert werden (European Commission. Joint Research Centre 2016). Die SNCR ist platz- und kostensparend, einfach zu installieren und energieeffizient, aber, verglichen mit der nachfolgend beschriebenen SCR, nicht so effektiv und sie verursacht einen höheren Ammoniakslupf. Da die SNCR direkt nach dem Ofen beim Rohgas eingesetzt wird, kann bei sehr staubhaltigen Abgasen eine Adsorption von Ammoniak an den Staubpartikeln stattfinden.

### Selektive katalytische Reduktion (SCR)

Bei der SCR kommt ein Zeolith- oder Titandioxid-basierter Katalysator zum Einsatz, der in mehreren Schichten angeordnet ist. Durch den Katalysator kann die erforderliche Gastemperatur auf 200 bis 400 °C reduziert werden und auch die eingesetzte Ammoniakmenge und somit der Ammoniakslupf ist geringer. Höhere Temperaturen können den Katalysator schädigen, bei niedrigeren Temperaturen wird der Umsatz zu gering. Die optimale Temperatur hängt auch von der SO<sub>x</sub>-Konzentration ab, für Konzentrationen über 300 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>x</sub> sollte die Temperatur über 315°C liegen, darunter kann der Katalysator SO<sub>2</sub> zu SO<sub>3</sub> oxidieren, das mit Ammoniak Ammoniumhydrogensulfat oder Ammoniumsulfat bildet, das die Katalysatoroberfläche belegen kann (European Commission. Joint Research Centre 2016). Die SCR kann im sog. High-Dust-Verfahren auch vor der Entstaubung des Abgasstroms eingesetzt werden, was aber die Lebensdauer des Katalysators reduziert. Üblicher ist eine vorgelagerte Entstaubung (Low-Dust-Verfahren). Eine Entstaubung und Entschwefelung vor der SCR erhöht die Standzeit des Katalysators, erfordert aber auch eine stärkere Wiederaufheizung des Abgasstroms, um den erforderlichen Temperaturbereich zu erreichen.

Vorteile der SCR sind die sehr hohe Effizienz und der niedrige Ammoniakslupf, jedoch ist die SCR verfahrenstechnisch aufwändiger und kostenintensiver. Ein Vergleich der beiden Verfahren ist Tabelle 28 zu entnehmen.

**Tabelle 28: Vergleich SNCR und SCR.**

Kenndaten	Einheit	SNCR	SCR
Ammoniakbedarf	t/tNO <sub>x</sub>	0,57 <sup>a)</sup>	0,37-0,45 <sup>a)</sup>
Effizienz für NO <sub>x</sub>	%	40-80 <sup>a)</sup>	80-95 <sup>a)</sup>
NO <sub>2</sub> nach Reinigung	mg/Nm <sup>3</sup>	60-70 <sup>a)</sup> 200-450 <sup>c)</sup>	<20 <sup>a)</sup> <200 <sup>c)</sup>
NH <sub>3</sub> -Slupf	mg/Nm <sup>3</sup>	10-20 <sup>b)</sup> 30-50 <sup>c)</sup>	<5 <sup>b)</sup> <10 <sup>c)</sup>
Investitionskosten	€/Nm <sup>3</sup>	2,5-10 <sup>a)</sup>	10-83 <sup>a)</sup>
Betriebskosten	€/tNO <sub>x</sub>	700-1.200 <sup>a)</sup>	200-5.000 <sup>a)</sup>

Quellen: a) (European Commission. Joint Research Centre 2016), b) (VDI 3927-1 2015), c) (Rechberger und Bodendiek 2015).

### 3.2.4 Schwachgasnachbehandlung

Schwachgas beinhaltet methanhaltiges Abgas, das insbesondere bei der Reinigung von Rohbiogas anfällt (vgl. Kapitel 3.1.4.1). Da dieses Schwachgas das Rohgas für die Nutzung von CO<sub>2</sub> aus Biogasanlagen darstellt, soll die Schwachgasnachbehandlung hier kurz betrachtet werden. Sie dient primär dazu, Methan zu oxidieren und so einen Methanschlupf der Biogasanlage zu vermeiden. Die Methankonzentration im Schwachgas hängt von dem bei der Biogasreinigung eingesetzten Trennverfahren ab. Sie liegt für die Aminwäsche bei <0,1% (so dass auf eine Nachbehandlung in der Regel verzichtet werden kann), bei der Druckwasserwäsche bis 1,5% und kann bei Membranverfahren 4% überschreiten (Adler et al. 2014). Für die Schwachgasnachbehandlung kommen folgende Verfahren zum Einsatz (Adler et al. 2014):

#### Die katalytische Nachverbrennung

Die katalytische Nachverbrennung eignet sich für höhere Methankonzentrationen im Abgas (z. B. nach der Biogasreinigung mit Membranen). Die Verbrennung erfolgt bei ca. 300°C an Edelmetallkatalysatoren (Palladium, Platin, Molybdän), wobei zusätzlich eine elektrische Beheizung oder Stützfeuerung mit Biogas notwendig ist. Wegen der Empfindlichkeit der eingesetzten Katalysatoren gegenüber Schwefelwasserstoff ist eine Feinentschwefelung (vgl. Kapitel 3.4) des Schwachgases vor der katalytischen Nachverbrennung erforderlich.

#### Die regenerativ-thermische Oxidation

Bei der regenerativ-thermischen Oxidation werden keramische Speichermassen als Reaktionsraum genutzt. In diesem Reaktionsraum wird Methan bei ca. 800°C oxidiert. Eine Stützfeuerung ist nur zur Aufheizung notwendig, dann kann das System autotherm betrieben werden.

#### Die Schwachgasverbrennung

Schwachgasbrenner oder FLOX-Brenner können bei Methangehalten ab 4% zum Einsatz kommen. Das Schwachgas muss auf 450°C vorgeheizt werden. Meist muss Biogas als Stützgas zugeführt werden.

### 3.2.5 Umweltwirkungen der Gasreinigungsverfahren

Abgeschiedener Staub wird größtenteils einer Verwertung bzw. einem Recycling zugeführt. Aus dem Elektrolichtbogenofenverfahren der Stahlindustrie resultieren 15 bis 20 kg Staub pro Tonne Stahl. Dieser Staub enthält einen großen Anteil an Zink und wird im sog. Wälz-Verfahren im Drehrohrofen zum sog. Wälzoxid (Hauptbestandteil ZnO) verarbeitet, das als Sekundärrohstoff an die Zinkindustrie geliefert wird (Cusano et al. 2017). Staub aus dem Zementofen wird dem Kalkrohmehl beigemischt und wieder dem Brennofen zugeführt.

Bezüglich der Umweltwirkung der verschiedenen Entschwefelungsverfahren ist festzustellen, dass das trockene und das halbtrockene Verfahren bei der Verwendung von Kalkstein als Absorptionsmittel einen dreifachen bzw. (beim halbtrockenen Verfahren) 1,5 bis dreifachen stöchiometrischen Überschuss für eine effiziente Abtrennung von SO<sub>2</sub> benötigt (European Commission. Joint Research Centre 2016). Diese Verfahren sind somit ressourcenintensiv. Das Nassverfahren produziert Gips in sehr reiner Form, dieser wird in der Bauindustrie weiterverwendet. Nachteil des Nassverfahrens ist der Wasserverbrauch, der, abhängig von der angestrebten Abtrenneffizienz, bis zu 20 l/Nm<sup>3</sup> (bei 97% Entschwefelung) betragen kann. Auch Abwasser wird in erheblichen Mengen generiert, das vor dem Einleiten in Gewässer

energieintensiv aufbereitet werden muss, insbesondere, wenn Schwermetalle enthalten sind. Generell beinhaltet die Abwasseraufbereitung aus der Rauchgasentschwefelung eine Fällungsstufe mit Calciumhydroxid gefolgt von einer Flokkulation des alkalisierten Abwassers mit Eisen(III)-Chlorid als Flockungshilfsmittel. Im sog. Eindicker erfolgt die Sedimentation des gebildeten, schwermetallhaltigen Schlamms, der mit einer Kammerfilterpresse entwässert wird (VGB PowerTech 2021).

Tabelle 29 zeigt typische Zusammensetzung des Abwassers aus dem Nassverfahren. Für die Abwasseraufbereitung kommen mehrstufige Fällungsprozesse, Sedimentationsstufen und Selektiv-Ionenaustauscher zum Einsatz, auch Membranverfahren und Verdampfer-/ Kristallisationsstufen in Zero Liquid Discharge-Anlagen sind etabliert (Ogiermann et al. 2012).

Umweltwirkungen der Entstickungsanlagen, insbesondere der SNCR liegen im Wesentlichen im Ammoniakchlupf. Mit steigendem Überschuss von Ammoniak steigt die Effizienz der SNCR, aber auch der Ammoniakchlupf. Ein Ersatz der SNCR durch SCR ist kostenintensiv, alternativ ist eine Hybridlösung mit einer kleineren SCR-Anlage als Nachreinigungsstufe umsetzbar. Eine nachgelagerte Entfernung von Ammoniak kann außerdem durch die Nasswäsche zur Abscheidung von SO<sub>2</sub> und anderen sauren Gasen (vgl. Kapitel 3.2.2) durch Absorption erfolgen, der Ammoniak kann nach anschließender Strippung der SNCR-Anlage wieder zugeführt werden.

**Tabelle 29: Typische Abwasserzusammensetzung aus der nassen Rauchgasreinigung.**

Parameter	Einheit	Werte
Filtrierbare Stoffe	mg/l	<40
CSB	mg/l O <sub>2</sub>	15-150
Chlorid	mg/l	6.000-40.000
Calcium	mg/l	4.000-22.000
Sulfat	mg/l	1.000-8.000
Nitrat	mg/l	50-1.500
Ammonium	mg/l	10-100
Ausgewählte (Schwer)Metalle	mg/l	As 0,05-3; Pb 0,1-3; Cd 0,04-0,5; Cr 0,3-5; Hg 0,1-0,8; Fe 30-400; Zn 0,4-8

Quelle: (Ogiermann et al. 2012).

### 3.3 Abscheidetechnologien

#### 3.3.1 Einleitung

Die Verfahrenskette zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> beginnt mit der Abtrennung und Aufreinigung von CO<sub>2</sub> aus einer der zuvor beschriebenen Quellen und der Verdichtung des abgetrennten CO<sub>2</sub> auf einen höheren Druck zum Transport des reinen CO<sub>2</sub>. Technologien zur Abscheidung von CO<sub>2</sub> werden in diesem Kapitel beschrieben.

Für die Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus einer der zuvor genannten Quellen können prinzipiell unterschiedliche physikalische und chemische Verfahren eingesetzt werden:

- ▶ Verfahren mit Gas-Feststoff-Reaktionen,
- ▶ Adsorptionsverfahren,

- ▶ Absorptionsverfahren,
- ▶ Membranverfahren,
- ▶ Kryogenverfahren,

Die verschiedenen Verfahren werden nachfolgend beschrieben.

### 3.3.2 Verfahren mit Gas-Feststoff-Reaktionen

Bei diesem Verfahren wird CO<sub>2</sub> durch eine Gas-Feststoff-Reaktion mit festen Metalloxiden als Carbonat gebunden und anschließend wieder freigesetzt. Eingesetzt werden hierzu zwei Wirbelschichtreaktoren. Kostengünstiger Feststoff ist kalzinierter natürlicher Kalkstein (siehe Kapitel 3.1.3), der gemahlen im Carbonator bei Temperaturen von ca. 650°C unter Aufnahme von CO<sub>2</sub> zum Calciumcarbonat (CaCO<sub>3</sub>) umgesetzt wird. Da die Reaktion exotherm ist, muss der Carbonator gekühlt werden. Die Abwärme wird zur Dampferzeugung genutzt. Das Carbonatmaterial wird in einem Zyklon vom Restgas getrennt und anschließend im Kalzinator bei Temperaturen um 900 °C wieder in CaO und CO<sub>2</sub> getrennt. Das CaO wird wieder in den Carbonator zurückgeführt. Dieses Carbonat-Looping ist noch nicht im großtechnischen Einsatz, es gibt jedoch mehrere Pilot- und Demonstrationsanlagen. Eine der weltweit größten Versuchsanlagen mit 1 MW thermisch mit zwei gekoppelten Wirbelschichten steht an der Technischen Universität Darmstadt (Galloy et al. 2011), an der umfassende experimentelle Untersuchungen in verschiedenen Kampagnen durchgeführt wurden (Helbig 2019). Auch für die Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus einer Abfallverbrennungsanlage wurde die Versuchsanlage erprobt (TU Darmstadt 2019).

Neben Kalkstein sind auch andere natürliche Minerale oder auch Eisenoxid einsetzbar. Das oxidische Material kann prinzipiell im Kreis gefahren werden, muss aber in der Realität kontinuierlich ersetzt werden, da die Poren der Metalloxydkörner nach mehreren Zyklen allmählich versintern und die Reaktivität auf 15 bis 20% herabgesetzt wird (FIZ Karlsruhe 2014). Insbesondere Schwefelverbindungen in oxidischer Form bilden mit Kalkstein Sulfate und reduzieren bzw. versintern die aktive Oberfläche des Absorbers (Helbig 2019). Je nach CO<sub>2</sub>-Quelle ist daher ggfls. eine Entschwefelung des Rohgases erforderlich.

Der Wirkungsgradverlust durch das Carbonat-Looping beträgt, abhängig von der Verfahrensvariante 5 bis 8%-Punkte (TU Darmstadt 2013). Das Reallabor Westküste100<sup>10</sup> untersucht die Möglichkeit, mit Carbonat Looping aus einem Zementwerk abgetrenntes CO<sub>2</sub> für eine Herstellung von künstlichem Kerosin zu nutzen.

### 3.3.3 Adsorptivverfahren

Adsorptionsverfahren beruhen auf der Physisorption von CO<sub>2</sub> an der Oberfläche geeigneter Adsorbentien durch Van-der-Waals-Wechselwirkungen. Die Adsorption zur Beladung des Adsorbens mit CO<sub>2</sub> und die Desorption zu dessen Entladung stehen im Gleichgewicht, wobei die Lage dieses Gleichgewichts durch den Druck bzw. die Konzentration des zu adsorbierenden Stoffes, die Temperatur und die Eigenschaften und Größe der Grenzfläche bestimmt wird. Die Adsorption von CO<sub>2</sub> ist generell bei niedrigen Temperaturen und hohen Drücken begünstigt.

Entsprechend wird die Desorption entweder durch Temperaturerhöhung in der Temperaturwechseladsorption (Temperature Swing Adsorption, TSA) oder durch Druckminderung in der Druckwechseladsorption (Pressure Swing Adsorption, PSA) erreicht. Die Druckwechseladsorption ist durch die kürzeren Desorptionszeiten das gängigere Verfahren.

---

<sup>10</sup> <https://www.westkueste100.de/>

Eingesetzte Adsorbentien für die PSA sind in Tabelle 30 aufgeführt. Das Rohgas wird in der PSA verdichtet und gekühlt. Das anfallende Kondensat wird abgeführt und das Gas wird direkt in den Adsorber geleitet.

Die Druckwechseladsorption ist technisch ausgereift und wird u.a. zur Biogasaufbereitung eingesetzt. Eine Vorreinigung des Rohbiogases, insbesondere mittels Entschwefelung, (vgl. Kapitel 3.2.2) ist notwendig. Da bei der Adsorption neben CO<sub>2</sub> anteilig auch Methan, Stickstoff und Sauerstoff im Gasstrom verbleiben, ist eine Nachbehandlung notwendig. So wird zur Vermeidung von Methanemissionen (Methanschluß) eine Schwachgasbehandlung durchgeführt. Je nach Zusammensetzung bzw. Vorbehandlung des Rohgases sind Reinheiten von 87-99,9% erzielbar (Adler et al. 2014), (Friedl et al. 2016). In der Dampfreformierung von Erdgas wird die PSA zur Wasserstoffreinigung eingesetzt (Adler et al. 2014), (Friedl et al. 2016).

**Tabelle 30: Adsorbentien für die Druckwechseladsorption.**

Adsorbens	Eignung	Vorteile	Nachteile
Aktivkohle, Kohlenstoff-Molekularsiebe	Hochdruckanwendungen	kostengünstig	Geringe Selektivität
Zeolithe	Wasserstoffreinigung		Beladungskapazität nimmt bei hoher Gasfeuchte stark ab
(hydratisierte) Alumosilikate	Rauchgas	durch Funktionalisierung auch bei niedrigem Druck einsetzbar	
Adsorberharze			kostenintensiv

### 3.3.4 Physikalische Absorptionsverfahren

Physikalische Absorptionsverfahren zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung oder Anreicherung nutzen die Löslichkeit von CO<sub>2</sub> in einem Lösungsmittel. Die kostengünstigste Variante ist hierbei die Druckwasserwäsche, bei der Wasser als Lösungsmittel dient. Das Rohgas wird auf 5 bis 10 bar verdichtet und heruntergekühlt und im Gegenstrom zu Wasser durch einen Rieselbettreaktor geführt. Das amphotere Wasser löst dabei neben CO<sub>2</sub> auch Schwefelwasserstoff und Ammoniak, aber in weit geringerem Maße Kohlenwasserstoffe, so dass sich diese Technologie, wie die Druckwechseladsorption, zur Abtrennung von Methan aus Biogas eignet (Adler et al. 2014). Um Anteile von Schwefelwasserstoff im CO<sub>2</sub>-Strom zu vermeiden, ist eine vorgeschaltete Entschwefelung notwendig. Das im Wasser angereicherte CO<sub>2</sub> wird zunächst teilentspannt, um überwiegend Methan mit Anteilen von CO<sub>2</sub> freizusetzen und dem Rohgas wieder zuzuführen. Der überwiegende Teil des CO<sub>2</sub> mit restlichem Methan wird in einer Desorptionskammer bei Umgebungsdruck wieder freigesetzt. Ein zusätzlicher Luftstrom dient zur Strippung des Wassers, das wieder in die Absorptionskammer gepumpt wird. Es resultiert ein Gemisch aus Luft, mit geringen Anteilen von Methan und CO<sub>2</sub>-Anteilen von 14–22% (Adler et al. 2014), das einer anschließenden Schwachgasbehandlung zugeführt werden muss. Der Vorteil der Druckwasserabsorption ist die Vermeidung von chemischen Hilfsstoffen. Ihr Nachteil ist der, durch aus der sehr begrenzten Löslichkeit von CO<sub>2</sub> in Wasser resultierende, hohe Wasserbedarf, der auch die Implementierung relativ großer Anlagen erfordert.

Statt Wasser können auch organische Lösungsmittel eingesetzt werden, z. B. Polyethylenglykol Dimethylether (Selexol™, Genosorb™), Methanol (Rectisol®), N-Methyl-2-Pyrrolidon (Purisol®) oder Propylencarbonat (Fluor-Solvent™), die eine vielfach höhere Löslichkeit für CO<sub>2</sub> aufweisen als Wasser. Anlagen können hier aufgrund der geringeren notwendigen Menge an Waschmittel kleiner dimensioniert werden. Tabelle 31 zeigt eine Übersicht der relativen Löslichkeiten von

Gaskomponenten im Vergleich zu CO<sub>2</sub>. Die eingesetzten Lösungsmittel absorbieren insbesondere die für katalytische Umsetzungen bei CCU kritischen Schwefelkomponenten besser als CO<sub>2</sub>, so dass eine Abtrennung in zwei Stufen erfolgen oder das Rohgas vor der CO<sub>2</sub>-Abtrennung einer Feinent Schwefelung unterzogen werden muss. Nach vorheriger Entfernung von H<sub>2</sub>S und SO<sub>2</sub> erhöht sich auch die Beladung des Waschmittels mit CO<sub>2</sub>. Propylencarbonat weist eine geringe Löslichkeit für Methan und andere niedrige Kohlenwasserstoffe auf und hat damit Vorteile bei der CO<sub>2</sub>-Abtrennung kohlenwasserstoffhaltiger Rohgase wie Biogas. Es ist aber sehr anfällig für H<sub>2</sub>S, da es bei hohen Temperaturen, die für das Strippen von H<sub>2</sub>S notwendig wären, instabil wird.

Wasser aus dem Rohgas geht ebenfalls in das Waschmittel über, so dass der Regenerationsaufwand erhöht wird. Es empfiehlt sich daher, das Rohgas z. B. durch Kühlen unterhalb des Taupunkts von Wasser, zu trocknen. Das Lösungsmittel wird zur Regeneration erwärmt und CO<sub>2</sub> durch Luft gestrippt, so dass auch hier ein Volumenanteil von lediglich 26-33% erreicht wird. Eine Gegenüberstellung der verschiedenen Lösungsmittel für die physikalische Absorption ist in Tabelle 32 zu finden.

**Tabelle 31: Löslichkeit von Gasen in verschiedenen physikalischen Absorbentien.**

Gas	Polyethylenglykol Dimethylether	Propylen-carbonat	N-Methyl-2-Pyrrolidon	Methanol
CO <sub>2</sub>	1	1	1	1
Wasserstoff	0,013	0,0078	0,0064	0,0054
Stickstoff	0,02	0,0084	-	0,012
Sauerstoff	-	0,026	0,035	0,020
CO	0,028	0,021	0,021	0,020
Methan	0,066	0,038	0,072	0,051
Ethan	0,42	0,17	0,38	0,42
Ethylen	0,47	0,35	0,55	0,46
Propan	1,01	0,51	1,07	2,35
n-Butan	2,37	1,75	3,48	-
Ammoniak	4,80	-	-	23,2
H <sub>2</sub> S	8,82	3,29	10,2	7,06
NO <sub>2</sub>	-	17,1	-	-
SO <sub>2</sub>	92,1	68,6	-	-
HCN	1200	-	-	-
Benzol	250	200	-	-
Wasser	730	300	4000	-

Angaben relativ zu CO<sub>2</sub> und bei 25 °C (für Methanol aufgrund des hohen Dampfdrucks bei -25 °C).

Quelle: (Burr und Lyddon 2008).

**Tabelle 32: Vergleich von Lösungsmitteln für die physikalische Absorption.**

Lösungsmittel	Einsatz	Vorteile	Nachteile
Wasser	Biogas-aufbereitung,	Kein Einsatz von Chemikalien, nur ein Temperaturniveau	Geringe Löslichkeit von CO <sub>2</sub> , hoher Betriebsdruck Hohe Investitionskosten
Methanol (Rectisol)	Hochdruckanwendungen, Synthesegasreinigung	Auch großtechnisch eingesetzt	Hoher Betriebsdruck und niedrige Temperatur (-25 bis -80 °C), dadurch hoher Energiebedarf (0,4-1,1kWh/m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> ), hoher Wärmeintegrationsbedarf, daher nur für große Anlagen ökonomisch; hoher Dampfdruck des Lösungsmittels
Polyethylenglykol Dimethylether (Selexol, Genosorb)	Erdgas- und Synthesegasreinigung	Aufreinigung von Gasströmen mit hohem H <sub>2</sub> S-Anteil, selektive Abtrennung von H <sub>2</sub> S und CO <sub>2</sub> möglich	Lösungsmittel aus mehreren organischen Komponenten, Regeneration herausfordernd; Geringe Selektivität bzgl. unpolarer Bestandteile (Kohlenwasserstoffe)
N-Methyl-2-Pyrrolidon (Purisol)	Erdgas- und Synthesegasreinigung	Auch großtechnisch eingesetzt	Geringere Löslichkeit von CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> S gegenüber PEG-DME
Propylen-carbonat (Fluor-Solvent)	Erdgasreinigung, Synthesegasreinigung für NH <sub>3</sub> und Biogas	Sehr hohe Löslichkeit für CO <sub>2</sub> , geringe Löslichkeit von Kohlenwasserstoffen	Nur für geringe H <sub>2</sub> S-Konzentrationen, sonst vorgeschaltete Entschwefelung; Bei hoher Gasfeuchte Wasserentfernung

Quelle: (Adler et al. 2014; Viebahn et al. 2018)

### 3.3.5 Chemische Absorptionsverfahren

Bei chemischen Absorptionsverfahren wird das CO<sub>2</sub> intermediär chemisch an einem Waschmittel gebunden, Waschmittel und Restgas getrennt und das CO<sub>2</sub> wieder durch eine thermisch induzierte Desorption freigesetzt. Die chemische Absorption ist vorteilhaft auch bei geringen CO<sub>2</sub>-Konzentrationen im Rohgas einsetzbar. Im Gegensatz zur physikalischen Absorption erfolgt die Absorption nicht bei tiefen, sondern bei moderaten Temperaturen und bei Atmosphärendruck. Die Regeneration des Waschmittels und die Desorption erfolgen durch Erhitzen des beladenen Waschmittels.

Als Waschmittel kommen im Wesentlichen die folgenden Substanzklassen in Frage:

- ▶ Alkanolamine,
- ▶ Ammoniak,
- ▶ Aminosäuresalze,
- ▶ Kaliumcarbonat,
- ▶ Ionische Flüssigkeiten.

Tabelle 33 stellt die Eigenschaften verschiedener Waschmittel für die chemische Absorption dar.

### Alkanolamine - Amin-Lösungen

Die am häufigsten eingesetzten chemischen Waschmittel sind wässrige Amin-Lösungen, bei denen das Amin mit dem CO<sub>2</sub> unter Bildung von Carbamaten, Carbonaten oder Hydrogencarbonaten reagiert. Seit langem technisch im Einsatz ist **Monoethanolamin (MEA)**. Darüber hinaus werden aber auch sekundäre Amine, zum Beispiel **Diethanolamin (DEA)**, tertiäre Amine wie **Methyldiethanolamin (MDEA)** und sterisch gehinderte Amine eingesetzt. Tertiäre Amine sind thermisch stabiler als primäre, die Absorptionskinetik ist aber bei primären Aminen günstiger.

Die Abtrennung erfolgt in zwei Reaktoren, einem Absorber und einem Stripper. Im Absorber nimmt die Waschlösung das im Abgas enthaltene CO<sub>2</sub> auf und verlässt den Reaktor. Die beladene Waschlösung wird in einem Wärmetauscher vorgewärmt und in den Stripper eingeleitet. Dort wird durch Temperaturerhöhung, bei MEA auf 120–140 °C, die Waschlösung regeneriert und das CO<sub>2</sub> wieder abgegeben. Die Vorteile des großtechnisch als Waschmittel eingesetzten MEA liegen neben einer hohen Reaktivität, schnellen Kinetik und seiner Wasserlöslichkeit insbesondere in den niedrigen Herstellungskosten (die Synthese erfolgt aus Ethylenoxid und Ammoniak). Nachteile der MEA-Wäsche sind einerseits der hohe Energiebedarf zur Regenerierung des Lösungsmittels und andererseits die Degradationsneigung gegenüber Sauerstoff (siehe Kapitel 3.3.12.3), aber auch gegen Schwefeldioxid und Stickoxide, die Konzentrationen von SO<sub>2</sub> und NO<sub>2</sub> sollten 10 ppm nicht überschreiten.

Der Wirkungsgradverlust eines Kraftwerks durch MEA-Wäsche zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung liegt bei 7-13%-Punkten (Markewitz et al. 2017), der Energiebedarf liegt bei rund 3,5 GJ/t CO<sub>2</sub> und 90% Abtrennrate (Moser et al. 2021).

### Ammoniak

Ammoniak wird als wässrige Lösung als Absorbens im sog. **Chilled-Ammonia-Verfahren** eingesetzt. Die Prozesskonfiguration besteht analog zu MEA aus Absorber und Desorber. Das Rohgas wird auf Temperaturen zwischen 0°C und 20 °C abgekühlt wobei, sofern vorhanden, Wasser zum großen Teil auskondensiert wird. Im Absorber reagiert das CO<sub>2</sub> mit der Absorberlösung unter der Bildung von Ammoniumcarbonat. Die Desorption (Zersetzung des Carbonats) im Desorber erfolgt bei Temperaturen oberhalb 120 °C und einem Druck oberhalb 20 bar. Der spezifische Energiebedarf des Chilled-Ammonia-Verfahrens liegt bei 2.93 MJ/kg CO<sub>2</sub> (Sutter et al. 2016).

Das Chilled-Ammonia-Verfahren wird von der Firma Alstom in Versuchsanlagen getestet, Alstom hält das Patent auf das Verfahren (Alstom 2005). Dieses beschreibt auch die gleichzeitige Abtrennung saurer Bestandteile (SO<sub>x</sub>, HCl, HF) und Feinstaubpartikel durch das Verfahren. Partikel und Säuredämpfe wirken demnach bei den eingesetzten niedrigen Temperaturen als Kondensationskeime, die mit dem auskondensierten Wasser das Rauchgases abgetrennt werden können. Von einer vorherigen Entstaubung bei hohen Staublasten ist jedoch auszugehen.

### Kaliumcarbonat

Kaliumcarbonat in wässriger Lösung nahe der Siedetemperatur wird als „**Hot Potassium Carbonate Process**“ schon lange zur Entfernung von CO<sub>2</sub> aus Reformergas eingesetzt. Teilweise werden Aktivatoren und Additive (Amine, Borat) zur Stofftransporterhöhung oder Absorption von Schwefelverbindungen eingesetzt.

### Aminosäuresalze

Aminosäuresalze sind von potentiell großem Interesse für die Abtrennung von CO<sub>2</sub>, da sie die gleichen funktionellen Gruppen wie die Alkanolamine aufweisen, in der Natur vorkommen, im Vergleich zu den Aminen weniger gesundheitsgefährdend sind und als Ionen weniger flüchtig sind (Sang Sefidi und Luis 2019).

### Ionische Flüssigkeiten

Ionische Flüssigkeiten (englisch: ionic liquid - IL) sind aufgrund ihres sehr niedrigen Dampfdrucks und ihrer Eigenschaften einer hohen Gaslöslichkeit und Selektivität als Lösungsmittel für die CO<sub>2</sub>-Wäsche geeignet (Aghaie et al. 2018). Als chemische Waschmittel sind sie geeignet, wenn sie eine Reaktion zwischen CO<sub>2</sub> und ihren funktionellen Gruppen (Amino-, Hydroxyl-, Fluoro-, Carbonylfunktionen) vermitteln. So entstehen mit einer Aminfunktion der IL mit CO<sub>2</sub> Carbamat-Zwitterionen (mit dem Kation der IL) bzw. Carbaminsäure (mit dem Anion der IL).

Im Gemisch mit MEA oder anderen Alkanolaminen bieten IL außerdem die Möglichkeit, die Waschmittelregeneration energetisch erheblich zu reduzieren (Camper et al. 2008), da das mit CO<sub>2</sub> gebildete Carbamat in diversen ionischen Flüssigkeiten unlöslich sind, was zu einer Flüssig-Flüssig-Phasentrennung führt. Neben der beschriebenen Chemisorption sind zahlreiche IL auch für physikalische Absorption von CO<sub>2</sub> geeignet. Eine große Zahl an IL für die CO<sub>2</sub> Abtrennung wurde untersucht, siehe z. B. den Review von (Aghaie et al. 2018), eine industrielle Anwendung besteht bisher nicht. Tabelle 34 bietet einen Überblick zum Energieeinsatz und den Emissionen für den Einsatz von MEA.

**Tabelle 33: Vergleich von Lösungsmitteln für die chemische Absorption.**

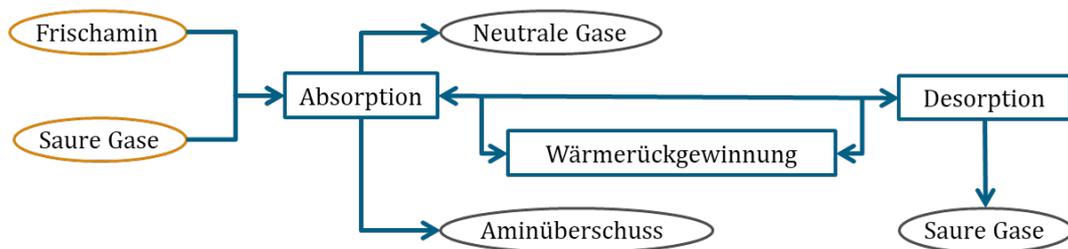
Lösungsmittel	Einsatz	Vorteile	Nachteile
MEA	Erdgas-, Synthesegasreinigung, Biogasaufbereitung	Extrem viel Betriebserfahrung	Hoher Regenerationswärmebedarf (1,6 – 3 kWh/m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> ), Wärmeintegration erforderlich, Korrosivität bei hohen Aminkonzentrationen, Degeneration des Lösungsmittels, H <sub>2</sub> S-Anfälligkeit
DEA	Raffineriegas	Im Vergleich zu MEA weniger korrosiv, weniger H <sub>2</sub> S-anfällig Geringerer Regenerationswärmebedarf (-20%)	Weniger Langzeiterfahrung gegenüber MEA
MDEA		Geringe Anfälligkeit gegenüber Schwefelkomponenten, sehr niedrige Korrosivität	Weniger Langzeiterfahrung gegenüber MEA
Kaliumcarbonat	Reformergas	Kostengünstig Geringer Regenerationsenergiebedarf	Für fast vollständige CO <sub>2</sub> -Abtrennung zweistufiges Verfahren notwendig
Ammoniak (chilled ammonia)	Bisher nur Forschungs- und Pilot	Hohe Kapazität für CO <sub>2</sub> Kostengünstig, nicht in industriellem Umfeld erprobt	Bei zu hoher CO <sub>2</sub> -Beladung Bildung von Feststoffen Vorbehandlung (Wasserkondensation)

Lösungsmittel	Einsatz	Vorteile	Nachteile
Aminosäuresalze	Bisher nur Forschungs- und Pilot	Weniger flüchtig und zersetzungsanfällig	nicht in industriellem Umfeld erprobt Ungiftig, nicht gesundheitsgefährdend
Ionische Flüssigkeiten	Bisher nur Forschungs- und Pilot	Hohe Gaslöslichkeit und Selektivität; Erlauben als Gemische mit Aminen einfache Abtrennung durch Phasentrennung	Kostenintensiv in der Herstellung, nicht in industriellem Umfeld erprobt; Langzeitdegradation und Recyclierbarkeit unklar

Quellen: (Camper et al. 2008; Moser et al. 2011a; Sutter et al. 2016; Aghaie et al. 2018; Sang Sefidi und Luis 2019).

Die Aminwäsche (Abbildung 34) ist ein sehr selektives Verfahren für die Abtrennung von CO<sub>2</sub>, allerdings ist sie auch anfällig gegenüber Störstoffen, wie beispielsweise Schwefelwasserstoff. In großtechnischem Maßstab wird die Aminwäsche in Raffinerien, petrochemischen Anlagen und der Erdgasaufbereitung, außerdem wird sie in Pilotanlagen zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Braunkohlkraftwerken getestet. Der Vorteil der Aminwäsche als CO<sub>2</sub>-Abscheidungsverfahren ist die gute Integrierbarkeit nach einer Verbrennung mit Luft (Post-Combustion). Durch Anwendung der Aminwäsche zur CO<sub>2</sub>-Adsorption sind allerdings auch geringe Mengen Ammoniak und Formaldehyd als Emissionen in die Luft zu erwarten.

Abbildung 34: Fließbild der Aminwäsche.



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Tabelle 34: Übersicht von Energieeinsatz und Emissionen zur Abscheidung 1 t CO<sub>2</sub> aus verschiedenen Quellen (Faulgas, Rauchgas aus Kraftwerken).

Produkt: 1 t CO <sub>2</sub>		Menge [pro t Produkt]	Menge [pro t Produkt]	Menge [pro t Produkt]	Konzentration	Weitere Aspekte	Quelle
Energieeinsatz	Einheit	Min	Max	Ø			
Strom	MWh/t	0,01	1,0	0,66		enthält teilweise die Regeneration. Der Minimalwert ist realistisch bei verfügbarer Wärme	Min: Bezogen auf Faulgas als CO <sub>2</sub> -Quelle: (Viebahn et al., 2018) Max: Bezogen auf Faulgas als CO <sub>2</sub> -Quellen: (Rieder 2016)

Produkt: 1 t CO <sub>2</sub>		Menge [pro t Produkt]	Menge [pro t Produkt]	Menge [pro t Produkt]	Konzentration	Weitere Aspekte	Quelle
Brennstoffe	MWh/t			0,63		Regeneration	(Viebahn et al. 2018)
Recyclingströme im Prozess							
MEA	t/t			2,77		Maximale Beladung von MEA mit 0.5 mol CO <sub>2</sub> /mol MEA	MEA
<b>Emissionen in Wasser</b>	<b>Einheit</b>						
MEA	t/t			3,7E-05			
Ameisensäure	t/t			3,0E-05			(Otto 2011; Rieder 2016)
Essigsäure	t/t			2,0E-04			
Oxalsäure	t/t			1,7E-05			
<b>Emissionen in Luft</b>	<b>Einheit</b>						
Ammoniak	t/t			4,6E-04	38,5 mg/Nm <sup>3</sup>		(Otto 2011; Rieder 2016)
Formaldehyd	t/t			1,0E-07	0,04 mg/Nm <sup>3</sup>		(Otto 2011; Rieder 2016)
Acetaldehyd	t/t			6,0E-07	0,2 mg/Nm <sup>3</sup>		(Otto 2011; Rieder 2016)
Aceton	t/t				0,7 mg/Nm <sup>3</sup>		(Otto 2011; Rieder 2016)
MEA	t/t			5,0E-07	0,03 mg/Nm <sup>3</sup>		(Otto 2011; Rieder 2016)

Quellen: In Tabelle.

### 3.3.6 Membranverfahren

Der Einsatz von Membranen zur Abtrennung von CO<sub>2</sub> beruht auf der unterschiedlichen Permeabilität bestimmter Diffusionsmembranen gegenüber unterschiedlichen Gaskomponenten. Gasmoleküle werden aufgrund ihrer Größe durch die Poren der Membran transportiert oder zurückgehalten bzw. sie unterliegen unterschiedlichen Transportgeschwindigkeiten. Die Membran wirkt in diesem Sinne als Filter. Das Trennprinzip ist rein physikalisch, zusätzliche thermische Energie wird nicht benötigt. Um eine hohe Permeation zu erreichen, wird das Feedgas unter Druck gesetzt, während auf der Permeatseite Normaldruck oder Unterdruck herrscht. Zur Sicherstellung mechanischer Stabilität werden die üblicherweise sehr dünnen Membranen (µm-Bereich) auf poröse Träger aufgebracht, die einen möglichst geringen Fließwiderstand bieten sollten. Eine Vielzahl von Membranmaterialien wird für die

Gastrennung eingesetzt bzw. untersucht, mit jeweils spezifischen Vor- und Nachteilen. Wesentliche Parameter sind hierbei Permeativität, Selektivität (diese beiden Faktoren sind üblicherweise gegenläufig), mechanische Stabilität, chemische Beständigkeit (u.a. gegen Schwefelkomponenten) und schließlich Materialkosten.

Das Forschungsfeld Membranmaterialien zur Gastrennung ist riesig. Ein Review von Míguez et al. umfasst die Analyse von 2.749 Patenten und 572 wissenschaftlichen Veröffentlichungen zu CO<sub>2</sub>-Capture durch Membranverfahren (Míguez et al. 2018). Ein Überblick zu Membrantypen mit Vor- und Nachteilen ist in Tabelle 35 zusammengetragen, ihre Einsatzbereiche sind in Tabelle 36 aufgeführt.

**Tabelle 35: Membrantypen für die Abtrennung von CO<sub>2</sub>.**

Membrantyp	Anwendung	Vorteile	Nachteile
Metallmembran Bsp.: Pd	Abtrennung von H <sub>2</sub> von CO <sub>2</sub> aus Vergasungsprozessen (Synthesegas)	Extrem hohe H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> Selektivität	Sehr kostenintensiv anfällig für Verunreinigungen (Inhibition durch H <sub>2</sub> S), geringe Permeation
Kohlenstoffmolekularsiebe, Kohlenstoffkeramiken	Abtrennung von H <sub>2</sub> von CO <sub>2</sub> aus Vergasungsprozessen (Synthesegas) Stahl, Zement (Forschung)	Hohe H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> Selektivität	Kostenintensiv anfällig für Sauerstoff Hohe Brüchigkeit
Aluminiumoxidmembranen	pre-combustion	Kostengünstig chemisch und physikalisch stabil	Geringe H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> Selektivität
Zeolithmembranen z. B. Barium(Ba)-SAPO-34 Zeolith	Pre und post combustion	Kostengünstig chemisch und physikalisch stabil	Geringe H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> Selektivität
Metallorganische Gerüstverbindungen	Pre und post combustion	Großes Porenvolumen und Austauschfläche	Hohe Herstellungskosten
Silikatmembranen	Pre combustion	Kostengünstig. Hohe thermische Stabilität	Geringe hydrothermale Stabilität. Bei Rauchgas bisher unzureichende Stabilität
Polymermembranen: Polysulfone, Polyethersulfone, Zellulose u. -derivate, Polyamide Polyvinylidenfluorid, Polyacrylnitril Polyvinylamin (PVAm)/ Polyvinylalkohol (PVA)- Mischmembran	Lufttrennung, Erdgasreinigung	Kostengünstig Hohe CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> Selektivität	Geringe chemische, thermische und mechanische Stabilität, zu dick; Potenziell Quellung bei Anwesenheit organischer Komponenten
Kompositmembranen: Pebax/Zeolith-Y PolyActive™ (Polyethylenoxid-Polybutylenterephthalat)- Graphenoxid		Hohe N <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> -Selektivität und Stabilität	Derzeit nur TRL 3-5; Tests unter Realbedingungen stehen meist aus

Membrantyp	Anwendung	Vorteile	Nachteile
Fluoritmembranen	Oxyfuel Verbrennung (Anreicherung von CO <sub>2</sub> )	Hohe O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> Selektivität	Energieintensiv in der Herstellung; Schwierig zu verarbeiten
Perowskitmembranen	Oxyfuel Verbrennung (Anreicherung von CO <sub>2</sub> )	Hohe O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> Selektivität	Energieintensiv in der Herstellung schwierig zu verarbeiten; korrosionsanfällig gegenüber H <sub>2</sub> O/CO <sub>2</sub>

Quellen: (He 2018), Eigene Zusammenstellung (DECHEMA e.V.).

Membrantrennverfahren sind bisher überwiegend für Anwendungen in Kraftwerken untersucht worden, diese Anwendung wird hier nicht näher betrachtet. Übertragbar sind aber generelle Aussagen, nach denen sich für die Trennung von CO<sub>2</sub> und Stickstoff nach Verbrennungsprozessen polymere Membranen (bis 200 °C) eignen. Die Trennung von Wasserstoff und CO<sub>2</sub> vor der Verbrennung bei Temperaturen bis 400 °C erfolgt bevorzugt mit keramischen oder metallischen Membranen (Troy et al. 2016).

**Tabelle 36: Einsatzbereiche für Membranen in der CO<sub>2</sub>-Abtrennung.**

Prozess	Membranmaterial	Stand der Umsetzung
Trennung Methan und CO <sub>2</sub> in Biogasanlagen	Kohlenstoffmembranen	Kohlenstoffmembranen an Pilotanlage in Norwegen erreichten 96% reines Methan mit 98% Wiederfindung (Haider et al. 2018)
	SEPURAN® Green Polyimid-Membranen für Biogas Upgrading, EVONIK (Evonik 2021)	Kommerzielles Membranmodul; CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> -Trennfaktor 48; Verschaltung mehrerer Module ermöglicht Biogasreinigung auf >99% Methan mit <1% Methanschlupf
Abtrennung CO <sub>2</sub> aus Zementanlagen	Polyvinylamin Membranen, NTNU Trondheim	Test an TRL 5 Hohlfasermembranmodul; einstufig 70% Reinheit bei 80% Wiederfindung erreichbar (Hägg et al. 2017; Plaza et al. 2020). Vorbehandlung des Prozessgases (Partikelfilter, Wasserkondensation) zum Schutz der Membran erforderlich (Hägg et al. 2017)
Abtrennung CO <sub>2</sub> aus Stahlerzeugung	Polyvinylamin/ Polyvinylalkohol Komposite	Experimentelle Untersuchungen (Lie et al. 2007), keine näheren Angaben zu Performance
Abtrennung von CO <sub>2</sub> beim Kalkbrennen	Nanoporöse Kohlenstoffmembran auf Aluminiumoxid-Träger, Fraunhofer IKTS	CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> -Selektivität 52, CO <sub>2</sub> -Permeanz 2.550 l/(m <sup>2</sup> h bar) nachgewiesen; eine Membranstufe erzielt 50->60 Vol.-% CO <sub>2</sub> ; geringer Einfluss von Sauerstoff auf die Membranstabilität, keine Schädigung durch SO <sub>x</sub> und NO <sub>x</sub> nachweisbar; vorherige Entstaubung erforderlich; Mit 2 Membranstufen CO <sub>2</sub> -Konzentration im Permeat 97 Vol.-%. (Laborbetrieb) (DECHEMA e.V. 2019b)
Abtrennung CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> aus Rauchgas	Polyimid-Membranen MOF/Polymer Mixed-Matrix Membranen	Forschungsaktivitäten, z. B. (TU Delft 2019) (TRL3-5)

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

### 3.3.7 Kryogen-Verfahren

Bei Kryogen-Verfahren wird der Umstand genutzt, dass verschiedene Gaskomponenten unterschiedliche Kondensations- und Sublimationstemperaturen aufweisen. Das Kryogen-Verfahren ist ein physikalisches Abtrennverfahren. Meist werden Rauchgaskomponenten wie Wasserdampf auskondensiert. Voraussetzung dabei ist allerdings, dass keine weiteren Gaskomponenten mit höheren Kondensationstemperaturen vorliegen. Daher kommt dieses Verfahren beim Oxyfuel-Prozess zur Bereitstellung von reinem Sauerstoff zum Einsatz (siehe Kapitel 3.3.8). Kryogen-Verfahren haben den Vorteil, dass kein Einsatz chemischer Hilfsstoffe erforderlich ist, Nachteil ist der relativ hohe Energiebedarf.

Bei der kryogenen Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus Rauchgasen ist eine Verdichtung und Abkühlung unter den Kondensationspunkt von CO<sub>2</sub> notwendig (v. Wasser, Schwefelwasserstoff und andere störende (kondensierbare) Komponenten müssen zuvor entfernt werden. Das abgetrennte CO<sub>2</sub> liegt dann für den Transport in flüssiger Form vor. Das Verfahren ist aber sehr energieintensiv.

Air Liquide bietet das Verfahren als „Cryocap-Technologie“ für Kapazitäten bis 2000 Tonnen/Tag an (Air Liquide 2022). Das Gas wird hier zunächst soweit heruntergekühlt, dass Schwefeloxide, Fluorwasserstoffsäure und Chlorwasserstoffsäure sowie die meisten Stickoxide entfernt werden, bevor es der „Coldbox“ zugeführt wird, in der durch Kondensation und Destillation weitere leichtere Komponenten entfernt werden.

### 3.3.8 Oxyfuel-Technologie

Unter der Oxyfuel-Technologie versteht man die Verbrennung in einer reinen Sauerstoffatmosphäre. Sie führt dazu, dass Stickstoff als Hauptbestandteil der Luft im Abgas vermieden wird und die CO<sub>2</sub>-Konzentration im Vergleich zur Verbrennung mit Luft stark ansteigt. Somit ist die Oxyfuel-Technologie kein Abscheideverfahren von CO<sub>2</sub>, aber eine Möglichkeit, den Trennaufwand einer nachfolgenden Capture-Anlage deutlich herabzusetzen. Erforscht und getestet wird die Oxyfuel-Technologie insbesondere im Kraftwerksbereich. In Brandenburg betrieb Vattenfall über mehrere Jahre die 30 MW Demonstrationsanlage „Schwarze Pumpe“, in der in einem Oxyfuel-Verfahren Braunkohle in einer Staubfeuerung mit reinem Sauerstoff verbrannt wurde (Strömberg et al. 2009). Entstehendes Wasser wird auskondensiert, anschließend wird das Rauchgas einer Entschwefelung zugeführt. Da Kohle nahezu ausschließlich Kohlenstoff und Wasserstoff enthält, resultieren bei der Verbrennung mit reinem Sauerstoff im Wesentlichen CO<sub>2</sub> und Wasser, wobei letzteres einfach auskondensiert werden kann. In Brandenburg betrieb Vattenfall über mehrere Jahre die 30 MW Demonstrationsanlage „Schwarze Pumpe“, in der in einem Oxyfuel-Verfahren Braunkohle in einer Staubfeuerung mit reinem Sauerstoff verbrannt wurde (Strömberg et al. 2009).

Auch in anderen Verbrennungsprozessen kann die Oxyfuel-Technologie dazu genutzt werden, die Konzentration von CO<sub>2</sub> im Abgas erheblich zu erhöhen und damit die Abtrennung zu erleichtern. So werden beim Einsatz in der Zementindustrie CO<sub>2</sub>-Konzentrationen >70% erreicht (HeidelbergCement 2018). Diese Zahl bezieht sich auf eine partielle Oxyfuel-Verbrennung, die nur im Vorwärmer und im Kalzinator erfolgt, nicht aber im Drehrohrofen. Eine vollständige Oxyfuel-Verbrennung erzielt CO<sub>2</sub>-Konzentrationen von 90% und mehr. Ein Retrofit bestehender Zementanlagen erfordert aber sehr umfangreiche Umrüstungen und tiefgreifende Eingriffe in die Prozesstechnik, so dass diese Option für bestehende Zementanlagen als zu teuer angesehen wird und eher für neue Zementanlagen in Frage kommt (Hills et al. 2016).

In der Glasindustrie werden Oxyfuel-Wannen u.a. für Behälterglas eingesetzt (Platzbecker et al. 2022). Im Rahmen eines Forschungsprojekts wurden, abhängig vom eingesetzten Brennstoff, CO<sub>2</sub>-Konzentrationen zwischen 89 und 97% erreicht (Gas- und Wärmeinstitut Essen 2012).

Der Nachteil des Oxyfuel-Verfahrens ist der hohe Energiebedarf für die Bereitstellung von Sauerstoff durch kryogene Luftzerlegung, sie führt bei Kohlekraftwerken zu einem Wirkungsgradverlust um ca. 10%-Punkte.

Alternative Möglichkeiten zur Bereitstellung von reinem Sauerstoff sind Membranverfahren (z. B. unter Einsatz von O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>-selektiven Perowskit-Membranen) oder das Chemical Looping, bei dem Sauerstoff über ein Metalloxid (u.a. Nickel, Kobalt, Kupfer, Mangan, Eisen) als Sauerstoffträger bereitgestellt wird. Letztere Variante der Oxyfuel-Technologie wird als Chemical Looping Combustion, bezeichnet. Das pulverförmige Metalloxid wird zwischen zwei Wirbelschichtreaktoren zirkuliert, dem Brennstoffreaktor, in dem das Metalloxid Sauerstoff partiell abgibt und dem Luftreaktor, in dem das reduzierte Metalloxid wieder oxidiert wird.

Studien nennen für Kraftwerke einen Nettowirkungsgradverlust durch das Oxyfuel-Verfahren von 10-12% (Löser et al. 2007), vornehmlich bedingt durch den Energieeinsatz für die Sauerstoffbereitstellung. Dies wird mit einem zu erwartenden Ausbau der Herstellung von grünem Wasserstoff über Elektrolyse in Zukunft jedoch nachrangig werden, da hier Sauerstoff in großen Mengen als Nebenprodukt anfällt. Aus energetischer Sicht eröffnet sich dadurch die Möglichkeit, Verbrennungsprozesse und Partialoxidationen kostengünstig in reiner Sauerstoffatmosphäre durchzuführen und Abgasströme mit hohen CO<sub>2</sub>-Konzentrationen zu erzeugen, für die der Abtrenn- und Reinigungsaufwand geringer wird. Physikalische Waschverfahren würden durch diese Entwicklung begünstigt.

### 3.3.9 Mikroalgen zur Fixierung von CO<sub>2</sub>

Ein völlig anderes Konzept zur Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus industriellen Quellen stellt die Fixierung als Biomasse dar. In verschiedenen Forschungs- und Pilotprojekten wird hierzu der Einsatz von Mikroalgen untersucht, eine Hochskalierung und industrielle Umsetzung ist aber bisher nicht zu beobachten. Interessant sind Mikroalgen einerseits, weil sie CO<sub>2</sub> als Nährstoffquelle nutzen können und unter idealen Bedingungen ein wesentlich schnelleres Wachstum als Landpflanzen aufweisen. Zusätzlich weisen zahlreiche Algenspezies wie *Chlorella*, *Neochloris*, *Cylindrotheca*, *Dunaliella*, *Nitzschia*, *Phaeodactylum*, *Porphyridium*, *Cryptothecodinium*, *Isochrysis*, *Nannochloris*, *Nannochloropsis*, *Schizochytrium* und *Tetraselmis* hohe Lipidgehalte zwischen 20-50% auf, wodurch sie als potenzielles Ausgangsmaterial für die Herstellung von Biokraftstoffen, Methan oder Kunststoffen interessant sind. Die Nutzung von Algenbiomasse als CCU Technologie wird im Rahmen dieses Berichts nicht beschrieben. Konzeptionell betrachtet wurde für die Nutzung von Mikroalgen bisher vornehmlich die Möglichkeit, Algen unter Zugabe von ungereinigtem Rohgas wie dem Rauchgas von Kohlekraftwerken zu kultivieren. Solche Ansätze sind jedoch nicht generell durchführbar, da sich Schwefeldioxid und andere Gasbestandteile negativ auf den pH-Wert des Nährmediums oder den Stoffwechsel der Organismen auswirken können. Das Wachstum von Mikroalgen wie *Chlorella sp.* nimmt außerdem bei CO<sub>2</sub> Konzentrationen über 5% ab, NO<sub>x</sub> reduziert dieses schon ab 300ppm und oberhalb 100 ppm SO<sub>2</sub> wird das Mikroalgenwachstum vollständig inhibiert (Klinthong et al. 2015).

Die normalerweise praktizierte Kultivierung von Mikroalgen erfolgt prinzipiell auf zwei Arten, wobei nur die zweite Variante für die Kopplung in einer CO<sub>2</sub>-Abscheideanlage in Frage kommt:

#### Open Ponds und Raceway Ponds

In einfachen **flachen Becken (open ponds)** oder **gerührten Becken (raceway ponds)**, in denen die Biomasseproduktion bei 60–100 mg Trockengewicht pro l Wasser und Tag liegt (Razzak et al. 2013). Der Eintrag von CO<sub>2</sub> erfolgt hier passiv aus der Atmosphäre. Kommerziell werden über

solche Systeme vier Mikroalgenpezies kultiviert: *Chlorella sp.*, *Spirulina platensis*, *Haematococcus sp.* und *Dunaliella salina* (Borowitzka und Moheimani 2013), (Moheimani und Borowitzka 2006).

### Photobioreaktoren

In geschlossenen Systemen (**Photobioreaktoren**) können Mikroalgen unter kontrollierten Bedingungen kultiviert werden und, in Bioreaktoren mit hohen Oberflächen-zu-Volumen-Verhältnissen, wesentlich besser dem Sonnenlicht ausgesetzt werden. In geschlossene Systeme kann für Capture-Anwendungen CO<sub>2</sub> bzw. CO<sub>2</sub>-haltiges Abgas direkt eingeleitet werden. Das Medium muss durch Pumpen zirkulieren und ausreichend mit Nährstoffen und Sauerstoff versorgt werden. Diese zweite Variante ist somit deutlich kosten- und energieintensiver und hat einen hohen Flächenbedarf (siehe nachfolgende Betrachtungen). Für eine ausreichende Beleuchtung der Algensuspension darf deren Konzentration nicht zu hoch sein.

Als genereller Anhaltspunkt kann angenommen werden, dass 100 Tonnen Mikroalgen-Biomasse erforderlich ist, um 183 Tonnen CO<sub>2</sub> zu fixieren (Huang und Tan 2014). Unter realen Bedingungen sind jedoch die o. g. Limitierungen für das Algenwachstum zu berücksichtigen.

Abschätzungen des Energie-, Wasser- und Flächenbedarfs der CO<sub>2</sub>-Fixierung durch Mikroalgen legen eine deutliche Limitierung der Einsatzmöglichkeiten nahe. Eine Massenbilanz der TU Hamburg-Harburg (TU Hamburg-Harburg 2017) ergibt für ein 250 MW-Kohlekraftwerk (mit 1.500 t Kohlebedarf pro Tag) und einer optimistischen Annahme für den Algenbiomasseaufbau von 30 g/m<sup>2</sup> und Tag einen Reaktor-Flächenbedarf von 8.400 ha, da ca. 2500 t Algenbiomasse täglich aufgebaut werden müssen. Auch der Energiebedarf ist hoch, da eine Produktivität nicht nur im Sommer und bei Tageslicht erreicht werden muss und somit eine künstliche Beleuchtung und im Winter auch Beheizung der Photobioreaktoren erforderlich ist. Hinzu kommt in der Produktion noch der Energie- und Ressourceneinsatz zur Nährstoffbereitstellung und insbesondere die Pufferung der Lösung.

Für den Wasserbedarf findet man in der Literatur eine große Varianz der Angaben, die u.a. stark von Annahmen bezüglich der Algenproduktivität und den Standortbedingungen abhängen. Eine Studie des US National Research Council weist für die Herstellung eines Liters Algenbiokraftstoff auf Basis einer open pond Algenkultivierung einen Wasserbedarf von 32 bis 3.600 l aus, gegenüber 1,9 bis 6,6 l für die Herstellung eines Liters erdölbasierten Kraftstoffs (National Research Council 2012). Verdampfung ist ein erheblicher Faktor. Daher ist der Wasserbedarf in geschlossenen Photobioreaktoren deutlich geringer. Der Energiebedarf der Kultivierung in solchen geschlossenen Photobioreaktoren ist jedoch hoch, er wird in der gleichen Studie für verschiedene Reaktortypen mit 0,61 bis 57 GJ pro GJ erzeugten Biokraftstoff beziffert. (National Research Council 2012). Verdampfung ist ein erheblicher Faktor. Daher ist der Wasserbedarf in geschlossenen Photobioreaktoren deutlich geringer. Der Energiebedarf der Kultivierung in solchen geschlossenen Photobioreaktoren ist jedoch hoch, er wird in der gleichen Studie für verschiedene Reaktortypen mit 0,61 bis GJ pro GJ erzeugten Biokraftstoff beziffert.

Auch die Ernte der Algenbiomasse ist kosten- und energieintensiv, da die Algen im Medium in einer geringen Zelldichte von typischerweise 0,3–0,5 g/l vorliegen. Die Biomasse muss aufkonzentriert werden, was angesichts der Zellgrößen von 1-20 µm herausfordernd ist. Zum Einsatz kommen Sedimentation, Flockung, Flotation, Zentrifugen und Filter (Klinthong et al. 2015).

### 3.3.10 Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft (Direct Air Capture)

Der Begriff Direct Air Capture (DAC) umfasst Verfahren, mit denen CO<sub>2</sub> direkt aus der Umgebungsluft abgetrennt wird. Dazu gibt es unterschiedliche Technologien, welche die in der Abbildung 35 dargestellten Prozessschritte gemein haben. Die Verfahren setzen auf eine Adsorption von CO<sub>2</sub> an einem immobilisierten chemischen Trägermaterial, welches mit der folgenden Desorption unter zusätzlichem Energieaufwand thermisch wieder freigesetzt wird. Neben der Energie, die für die Desorption benötigt wird, muss auch für eine entsprechende Bewegung der Luftmassen gesorgt werden, um einerseits die Luft, der CO<sub>2</sub> bereits entzogen wurde, zu entfernen und andererseits neue Luft mit CO<sub>2</sub> zuzuführen.

Die heutzutage verwendeten Verfahren lassen sich in Hochtemperatur wässrige Lösungen (HT DAC) und Niedertemperatur feste Sorbentien-Verfahren (LT DAC) einteilen. Die Technologie befindet sich in einem Übergangstatus von Demonstrationsanlagen zu großen industriellen Anlagen. Gegenwärtig existieren drei Unternehmen, die die Kommerzialisierung stark vorantreiben (vgl. Tabelle 37). Die weiteren Forschungs- und Entwicklungsaktivitäten fokussieren sich auf die Skalierung, Effizienzsteigerung, Verbesserung der Sorptionsmittel und Kostenreduktion großskaliger Anlagen.

**Abbildung 35: Fließbild des Direct Air Capture Prozesses.**



Quelle: Eigene Abbildung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 37: Übersicht der führenden DAC-Unternehmen mit den Größenordnungen der aktuell betriebenen Anlagen und der geplanten Anlagen.**

Unternehmen	Größe aktueller Anlagen	Größe geplanter Anlagen
Carbon Engineering (Carbon Engineering 2019)	0,5 Mio. t CO <sub>2</sub> /Jahr	bis zu 1 Mio. t CO <sub>2</sub> /Jahr, Baubeginn 2021, geplante Fertigstellung 2026
Climeworks	4.000 t CO <sub>2</sub> /Jahr (je 500 t in 8 Modulen)	„Orca“, seit September 2021 in Betrieb 3.600 t CO <sub>2</sub> /Jahr (tec industry 2021)
Global Thermostat	3.000-4.000 t CO <sub>2</sub> /Jahr (GreenBiz 2019)	Dritte Anlage im gleichen Maßstab geplant, es fehlen genauere Angaben

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Die kanadische Firma *Carbon Engineering* wendet ein HT DAC- Verfahren an, bei welchem das CO<sub>2</sub> in einer wässrigen KOH-Lösung absorbiert wird. Das dabei entstehende Kaliumkarbonat wird zunächst in einem Pelletreaktor zu Calciumcarbonat ausgefällt und anschließend zu Calciumoxid kalziniert und letztendlich zu Calciumhydroxid umgesetzt. Da für die Kalzinierung derzeit Erdgas eingesetzt wird, wird für jede Tonne abgetrenntes CO<sub>2</sub> wiederum eine halbe Tonne freigesetzt, dies wäre aber prinzipiell durch eine alternative Feuerung mit Wasserstoff oder elektrische Beheizung vermeidbar. Die Firma *Climeworks* wendet ein LT DAC-Verfahren an, bei welchem poröse Granulate beschichtet mit Aminverbindungen als Sorptionsmittel verwendet werden, um CO<sub>2</sub> aus der Atmosphäre abzutrennen. Diese können bei etwa 100 °C im Vakuum regeneriert werden. Aufgrund des niedrigeren Temperaturniveaus besteht hierbei die Möglichkeit der Nutzung von Abwärme von anderen Prozessen und somit der Einsparung an Energie. Dieser Aspekt konnte bei der Darstellung der Prozessdetails der DAC-Technologie von *Climeworks* nur bedingt berücksichtigt werden. Allerdings wird mit dem Verfahren von *Climeworks* der Atmosphäre ebenfalls 2 bis 5 mol Wasser pro mol CO<sub>2</sub> (entsprechend 0,8-2 t

Wasser/t<sub>CO<sub>2</sub></sub>) entzogen (Fasihi et al. 2019), das eventuell in gekoppelten Prozessen genutzt werden kann.

Die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft ist thermodynamisch ungünstiger als die Abtrennung aus einem industriellen Abgasstrom. Mit einer Konzentration von ca. 400 ppm, d. h. 0,04%, ist ein höherer Energieaufwand für die Aufkonzentration notwendig als aus einem Abgasstrom mit z. B. 16% CO<sub>2</sub>-Gehalt. Tabelle 38 gibt die Grunddaten auf Basis der Technologie von *Climeworks* wieder.

**Tabelle 38: Daten der Climeworks Anlagen zur Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft.**

Parameter	Einheit	DAC-1	DAC-3	DAC-18	DAC-36
Anzahl der Kollektoreinheiten	Anzahl	1	3	18	36
CO <sub>2</sub> -Abtrennkapazität	t/a	49	150	898	1.796
Flächenbedarf	m <sup>2</sup>	20	20	90	180
Thermischer Energiebedarf (Desorption)	kWh <sub>th</sub> /tCO <sub>2</sub> bei 100 °C			1.500-2.000	1.500-2.000
Elektrischer Energiebedarf	kWh <sub>el</sub> /tCO <sub>2</sub>	300-450	300-450	300-450	300-450
Volumenstrom Luft	m <sup>3</sup> /h	20.000	60.000	360.000	720.000
Abtrennkosten (aktuell und angestrebt)	€/tCO <sub>2</sub>	600 (2018) - 60 (2050)	600 (2018) - 60 (2050)	600 (2018) - 60 (2050)	600 (2018) - 60 (2050)

Quellen: (Climeworks), (Ausfelder und Dura 2019a)

Die Gasreinheit aus der Desorption ist noch nicht ausreichend für eine Verwendung des CO<sub>2</sub> im für eine katalytische Umsetzung in CCU-Verfahren. Die eventuell benötigte Gasreinigung wird in Form eines weiteren Moduls angeboten. Aufgrund der geringen Konzentration von CO<sub>2</sub> in der Luft ist Direct Air Capture energetisch nicht die bevorzugte Option, hat aber den Vorteil, dass das abgetrennte CO<sub>2</sub> in gleicher Weise wie die Fixierung als Biomasse einer CO<sub>2</sub>-Senke gleichkommt. Ein weiterer Vorteil ist die hohe Standortunabhängigkeit, die einen flexiblen Einsatz ermöglicht.

Da bei allen DAC-Verfahren die Sorbentien thermisch durch Freisetzung von CO<sub>2</sub> regeneriert werden, entstehen prozessbedingt keine weiteren Abfälle, es sei denn es werden fossile Brennstoffe als Heizquelle genutzt. Zur Langzeitdegradation der eingesetzten Sorbentien liegen jedoch noch keine Erkenntnisse vor. Tabelle 39 gibt eine Übersicht über den Energieeinsatz und die Emissionen für Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus der Luft mit DAC-Technologie.

**Tabelle 39: Übersicht von Energieeinsatz und Emissionen zur Abscheidung 1 t CO<sub>2</sub> aus der Luft über DAC.**

Energieeinsatz [pro t Produkt]	Einheit [pro t Produkt]	Min. [pro t Produkt]	Max. [pro t Produkt]	Ø [pro t Produkt]	Weitere Aspekte	Quelle
Strom	MWh <sub>el</sub> /t	0,4	3,5	1,7	Bei den Werten über 1 wird oft weniger Wärme	Min: (Climeworks 2021a)

Energie-einsatz [pro t Produkt]	Einheit [pro t Produkt]	Min. [pro t Produkt]	Max. [pro t Produkt]	Ø [pro t Produkt]	Weitere Aspekte	Quelle
					benötigt oder Wärme über Strom bereitgestellt	Max: (Viebahn et al., 2019, 2018)
Wärme (Erdgas, Abwärme)	MWh/t	1,5	2,8	2		Min: (Climeworks 2021a); Max: (Viebahn et al., 2019, 2018)
<b>Rohstoff-einsatz</b>	<b>Einsatz</b>				Einsatz gefährlicher Stoffe	
Luft	t/t			3.575.510		
Wasser-verbrauch						
Prozess-wasser	m <sup>3</sup> /t	-0,8 bis -2	8,18	0	Bei Feststoffverfahren kann neben CO <sub>2</sub> auch Wasser abgeschieden werden. Menge variiert je nach Umweltbedingungen. Bei wässrigen Lösungen muss Wasser wegen Verdampfungsverlusten nachgeführt werden.	(Fasihi et al. 2019)
<b>Neben-produkte</b>	<b>Einheit</b>					
Wasser	t/t			1		(Viebahn et al. 2018)

Quellen: In Tabelle.

### 3.3.11 Kosten von CO<sub>2</sub>-Abscheideverfahren

Die Literatur bietet eine Vielzahl von Studien und wissenschaftlichen Veröffentlichungen, in denen Kosten einzelner CO<sub>2</sub>-Abscheideverfahren beziffert werden, z. B. (Löser et al. 2007; Duan et al. 2012; Porter et al. 2017; Hüser 2017; van der Spek et al. 2017). Da diese Veröffentlichungen von sehr unterschiedlichen technischen Voraussetzungen (Art der CO<sub>2</sub>-Quelle und technische Auslegung der Capture-Technologie) bzw. ökonomischen Annahmen (z. B. Energiekosten) ausgehen, sind sie nur schwer miteinander vergleichbar.

Die Übersicht in Tabelle 40 zeigt Kostenvergleiche aus verschiedenen Publikationen, die auf jeweils konsistenten Annahmen beruhen und somit vergleichbar sind.

**Tabelle 40: Kosten verschiedener CO<sub>2</sub>-Abscheide- (bzw. Anreicherungs-)Technologien. Die Kosten weiterer Gasreinigungsschritte sind nicht enthalten.**

Medium	Investitionskosten [€/MWh]	CO <sub>2</sub> -Abscheidungskosten [€/tCO <sub>2</sub> ]	Anmerkungen
MEA	13,11	46,6	Erdgasbasierte Gasturbine, (Atsonios et al. 2013)
MDEA	18,46	67,03	
Selexol	21,9	91,34	
Rectisol	21,64	88,11	
Pd-Membran	18,57	70,79	
Oxyfuel	Keine Angaben	71-116	IGCC Kraftwerk, pre-combustion capture (Porter et al. 2017)
Selexol	Keine Angaben	95	
Rectisol	Keine Angaben	95	
	Capture Anlage [Mio. €]		
MEA	76	80,2	Zementanlage, 3 kt Klinker/Tag (Gardarsdottir et al. 2019)
Oxyfuel	58	42,4	
Chilled Ammonia	66	66,2	
Polymermembran + Verflüssigung	71	83,5	
Carbonat-Looping	59	52,4	

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Die IEA hat in ihrem aktuellen Bericht zu CCUS (IEA 2019) folgende Abtrennkosten für CO<sub>2</sub> aus industriellen Quellen ausgewiesen (Tabelle 41).

**Tabelle 41: Kosten für die CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus verschiedenen industriellen Quellen. Nur die reinen Abtrennungskosten sind betrachtet.**

CO <sub>2</sub> -Quelle	CO <sub>2</sub> -Konzentration in %	Abtrennungskosten in USD/tCO <sub>2</sub>
Erdgasaufreinigung	96 - 100	15 - 25
Vergasung von Kohle	98 - 100	15 - 25
Ammoniak	98 - 100	25 - 35
Bioethanol	98 - 100	25 - 35
Ethylenoxid	98 - 100	25 - 35
Wasserstoff aus Dampfreformierung	30 - 100	15 - 60
Eisen und Stahl	21 - 27	60 - 100
Zement	15 - 30*	60 - 120

\* Gilt für die herkömmliche Produktionsroute; für das aktuell vielfach diskutierte Oxyfuel-Verfahren liegen die CO<sub>2</sub>-Konzentrationen > 90%.

Quelle: (IEA 2019)

Abscheidekosten sind außerdem abhängig von der Abtrennrates für CO<sub>2</sub>. (siehe Diskussion in Kapitel 3.3.12.1). Dies ist besonders für Abgasströme mit niedriger CO<sub>2</sub>-Konzentration und vielen weiteren Gaskomponenten relevant. Der energetische Aufwand und damit die Betriebskosten steigen dann mit der Abtrennrates. Auch investitionsseitig steigt der Aufwand für hohe Abtrennrates (> 90%). Die Abscheideanlage muss dann bzgl. Kolonnenhöhen, Waschmittelumlauf und Regenerationswärmeeintrag größer dimensioniert werden.

### 3.3.12 Umweltauswirkungen von CO<sub>2</sub>-Abscheideverfahren

Nachfolgend werden verschiedene Aspekte der Umweltwirkungen von CO<sub>2</sub>-Abscheideverfahren betrachtet.

#### 3.3.12.1 Energiebedarf der CO<sub>2</sub>-Abtrennung

Die Umweltwirkungen aufgrund des Energiebedarfs von Abscheidetechnologien bzw. aufgrund des Energiebedarfs in der Herstellung der Lösungsmittel und Materialien für die Abtrennung dominieren nach Auffassung vieler Autoren die Umweltauswirkungen der CO<sub>2</sub>-Abtrennung. Generell ist der Energiebedarf bei chemischen Absorptionsverfahren besonders hoch, aber auch Direct Air Capture zeichnet sich durch einen hohen Energiebedarf aus. Eine Quantifizierung des spezifischen Energiebedarfs ist dabei fallabhängig erforderlich, da er nicht nur vom Abscheideverfahren abhängt, sondern auch von der CO<sub>2</sub>-Quelle und deren CO<sub>2</sub>-Konzentration sowie der Konzentration an weiteren Bestandteilen und den Möglichkeiten der Wärmeintegration an einem gegebenen Standort. Im Sinne der indirekten Umweltwirkungen der Energiebereitstellung sind außerdem die eingesetzten Brennstoffe sowie die kontinuierliche Änderung des derzeitigen Strommixes in Richtung 100% erneuerbare Energiequellen zu beachten.

Der Energiebedarf ist auch abhängig von der Abtrennrates von CO<sub>2</sub> (Prozentsatz des abgetrennten CO<sub>2</sub> bezogen auf die Gesamtmenge von CO<sub>2</sub> im Abgas) aus dem jeweiligen Prozessabgasstrom. Für Prozesse, bei denen aus Gründen der Produktreinheit eine 100%ige Abtrennung des CO<sub>2</sub> vom Produktstrom erfolgen muss, wie z. B. bei der Ammoniaksynthese, ist die Abtrennrates keine Variable. Für andere Quellen wie fossil befeuerten Kraftwerken, Zement- und Stahlwerken nimmt der Energiebedarf mit der Abtrennrates zu, bei sehr hohen Abtrennrates nahe 100% nimmt der Energiebedarf überproportional zu. Erfahrungen und Quantifizierungen des Energiebedarfs in Abhängigkeit der Abtrennrates liegen aus dem Kraftwerksbereich mit Aminwäsche vor. Für Kraftwerksrauchgase mit ca. 14 Vol-% CO<sub>2</sub>-Gehalt liegt bei Abtrennrates von ca. 90% haben der spezifische Wärmebedarf für die Regeneration des Waschmittels und damit die Kosten für die Abtrennung ein Minimum.

Sehr systematische Untersuchungen zum Energiebedarf in Abhängigkeit des Waschmittels und der Abtrennrates erfolgten an der der CO<sub>2</sub>-Capture-Pilotanlage am Kraftwerk Niederaußem (Moser et al., 2011, Moser et al., 2018a). Diese zeigen einen spezifischen Wärmebedarf für MEA bei 90% Abtrennrates von mindestens 3.450 MJ/tCO<sub>2</sub> (Moser et al., 2018a). Für das in einem EU-Projekt entwickelte Gemisch 2-Amino-2-methyl-1-propanol/Piperazin (3molar/1,5molar in Wasser) liegt der spezifische Wärmebedarf für die gleiche Abtrennrates bei mindestens 2.970 MJ/tCO<sub>2</sub> (Moser et al. 2021). Für höhere Abtrennrates steigt der Regenerationswärmebedarf zunächst noch moderat an, um 20 MJ/tCO<sub>2</sub> bei 95% Abtrennung, nimmt dann aber deutlicher zu. Bei 98% Abtrennung steigt der Bedarf um 250 MJ/tCO<sub>2</sub>. Die Nutzung von drei Absorberbetten anstelle von vier und damit einhergehender Reduktion von 16 auf 12 m Packungshöhe führte in Niederaußem zu einem moderat höheren Energiebedarf von +100 MJ/tCO<sub>2</sub>. Andere technische Parameter, wie der Desorberdruck oder die Position eines Lösungsmittel-Zwischenkühlers zeigten im untersuchten Bereich nur wenig Einfluss.

### 3.3.12.2 Emissionen und atmosphärische Umsetzung von Aminen bei der MEA-Wäsche

Nach der Abtrennung von CO<sub>2</sub> und anderen Gasbestandteilen aus dem Rohgas einer gegebenen Quelle wird das abgereicherte Abgas üblicherweise in die Atmosphäre entlassen. Beim Einsatz chemischer Wäschen auf Aminbasis (insbesondere MEA) wird damit unvermeidlich auch ein geringer Anteil des Amins in die Atmosphäre gelangen. In der Atmosphäre ist die Bildung folgender Abbauprodukte denkbar (Dautzenberg und Bruhn 2013):

- ▶ die Bildung karzinogener Nitramine und Nitrosamine durch Abbauprozesse in der Atmosphäre und Anreicherung in Boden und Grundwasser.
- ▶ die Bildung sekundärer Aerosolpartikel, zu denen Amine effektiv beitragen können.
- ▶ die Bildung von troposphärischem Ozon.

Amine werden in der Atmosphäre durch Photooxidation (Reaktion mit OH- und NO<sub>3</sub>-Radikalen) abgebaut, wobei die Halbwertszeit bei wenigen Stunden liegt (Nielsen et al. 2012). Nitrosamine werden in der Atmosphäre rasch photolysiert, Nitramine photolysieren oder hydrolysieren nicht und können sich potentiell in Boden und Wasser anreichern.

Das Norwegian Institute for Air Research hat modellbasiert die Ausbreitung von Nitraminen und Nitrosaminen anhand Chilled Ammonia und aminbasierter-CO<sub>2</sub>-Abtrennung am CO<sub>2</sub> Technology Centre Mongstad in Norwegen in Luft und Wasser simuliert (Tønnesen, 2011). Als Worst-case Szenario wurden kumulierte Mengen an Mengen von Nitraminen und Nitrosaminen von 0,008 - 0,013 ng/m<sup>3</sup> Luft und 0,52 - 2,1 ng/l Wasser kalkuliert, beides deutlich unter gesetzlichen Grenzwerten. Als realistisches Szenario geben die Autoren eine Faktor 3 geringere Konzentration in Luft und Faktor 10 bis 20 geringere Konzentration in Wasser an.

Der Einfluss von Aminemissionen auf die Bildung von Aerosolen oder Ozon ist nicht hinreichend untersucht, um im Rahmen dieses Berichts valide Aussagen treffen zu können.

### 3.3.12.3 Degradation von MEA als Waschmittel für die CO<sub>2</sub>-Absorption

Für MEA als das überwiegend im industriellen Maßstab eingesetzte Waschmittel wurden umfangreiche Untersuchungen über Zersetzungsmechanismen durchgeführt. Eine Degradation von MEA im CO<sub>2</sub>-Capture-Prozess findet auf zwei Wegen statt. Dominierend ist die oxidative Degradation, die im Absorber in Gegenwart von Sauerstoff auftritt. Dieser Mechanismus ist besonders bei Verbrennungsabgasen relevant und wurde u.a. in Pilotanlagen zur Abscheidung aus Kohlekraftwerken untersucht, bei denen das Rauchgas 5-6 Vol-% Sauerstoff enthält (Rieder, 2016, Moser et al., 2011, Moser et al., 2018a). Eine thermische Degradation findet bei hoher CO<sub>2</sub>-Beladung und Temperatur im Desorber statt, ist aber gegenüber der oxidativen Zersetzung zu vernachlässigen. Bei der Zersetzung entstehen flüchtige Komponenten als Emissionen, aber auch „hitzestabile Salze“, die im Waschmittel akkumulieren und nicht durch Destillation entfernt werden können.

Hauptzersetzungsprodukt von MEA ist Ammoniak. Daneben wurden in Studien der oxidativen Zersetzung von MEA aber auch eine Vielzahl anderer flüchtiger Komponenten nachgewiesen (Gouedard et al. 2012, 2014), neben Formaldehyd und Acetaldehyd auch hochmolekulare Degradationsprodukte wie N-(2-Hydroxyethyl)-piperazin-3-on, N-(2-Hydroxyethyl)-2-(2-hydroxyethylamino)-acetamid, N-(2-Hydroxyethyl)-formamid, N-(2-Hydroxyethyl)-acetamid und N-(2-Hydroxyethyl)-imidazol. In der wässrigen Phase lassen sich als nicht-flüchtige Komponenten diverse Carbonsäuren (Ameisensäure, Essigsäure, Oxalsäure) finden. Als thermische Zersetzungsprodukte wurden u.a. Oxazolidin-2-on, N-(2-Hydroxyethyl)-ethylenediamin und N-(2-Hydroxyethyl)-imidazolidin-2-on identifiziert.

Die Zersetzungsprodukte können korrosiv wirken und so wurden im Waschmittel auch Metalle aus den eingesetzten Werkstoffen gefunden, die eine Zersetzung wiederum katalytisch verstärken können.

Im Fall der Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus Rauchgas ist somit eine aufwendige und vergleichsweise teure Abgasreinigung erforderlich. Die Degradation führt zu einem entsprechenden Aminverbrauch. Eine Auswertung von drei MEA-Wäschekampagnen am Kraftwerkstandort Heilbronn (Rieder 2016) ergab einen spezifischen MEA-Verbrauch von 3,31-3,65 kg MEA/t CO<sub>2</sub>. In einer Kampagne 2014 entfielen davon 41% auf die flüchtigen Komponenten (überwiegend Ammoniak) und 37% auf hochmolekulare Degradationsprodukte. Andere Autoren berichten von hohen Variationen im spezifischen Lösungsmittelverbrauch für 30% MEA zwischen 0,3 und 3,6 kg/t CO<sub>2</sub> (Moser et al. 2011b). Eine Langzeitkampagne an der Capture Anlage in Niederaußem zeigte außerdem, dass die Degradation von MEA über die Zeit nicht linear erfolgt, sondern nach einem linearen Verlauf über 55 Tage in einen exponentiellen Verlauf übergeht (Moser et al. 2018a). Für das ebenfalls untersuchte Gemisch 2-Amino-2-methyl-1-propanol/Piperazin (CESAR1) folgte der spezifische Lösungsmittelverbrauch einen linearen zeitlichen Verlauf und lag nach 9.600 Stunden mit 0,45 kg/tCO<sub>2</sub> vergleichsweise niedrig (Moser et al. 2021). Die Aminemissionen lagen für CESAR1 bei <<100g/tCO<sub>2</sub> (ca. 10-20 mg/m<sup>3</sup>) und spezifisch für NH<sub>3</sub> bei <15g/tCO<sub>2</sub> (ca. 3 mg/m<sup>3</sup>).

Ein Vergleich des von BASF kommerzialisierten Waschmittels Oase® blue mit MEA ergab einige Vorteile dieses Waschmittels (Moser et al. 2018b): 20% niedrigerer Regenerationswärmebedarf (2,8 GJ/t CO<sub>2</sub>) und deutlich höhere Oxidationsstabilität sowie geringe Anfälligkeit für thermische Zersetzung. Im Vergleich zu MEA ergab sich unter gleichen Versuchsbedingungen ein spezifischer Waschmittelverbrauch von <0,3 kg/tCO<sub>2</sub>.

Die Emissionen lassen sich nicht alleine durch saure Nachwäschen verringern, sondern insbesondere auch durch das sogenannte „Trockene Bett“, eine spezielle Schaltung der eingesetzten vier Absorberbetten, bei der eines der Betten nicht mit dem Rauchgas, sondern mit dem Abgas einer vorgeschalteten Wasserwäschestufe beaufschlagt wird (Moser et al. 2021). Für CESAR1 führte die Trockenbettkonfiguration zu einer Reduktion der Aminemissionen um ein Drittel (Moser et al. 2021).

Aufgrund des hohen Entwicklungsstandes der Aminwäsche als CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren, der guten Integrierbarkeit der Aminwäsche Post Combustion und bereits vorhandener Pilotprojekte für Rauchgaskraftwerke, wird diese Technologie auch zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung in Zement- oder Kalkwerken erprobt.

#### **3.3.12.4 Umweltwirkungen von CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren im Forschungsstadium**

Umweltwirkungen von Abtrennverfahren mit niedriger Technologiereife sind bislang wenig untersucht und beschrieben. Für das Oxyfuel-Verfahren über Chemical Looping Combustion (vgl. Kapitel 3.3.8) werden vermehrte Partikelemissionen als Partikelaustrag aus dem Luftreaktor berichtet, diese sind dem eingesetzten Metalloxid zuzuordnen, das als Staub über einen Zyklon abgeschieden wird (Dautzenberg und Bruhn 2013).

Für Membranverfahren ist die Herstellung der Membranmaterialien zu betrachten, wobei derzeit hauptsächlich der Energiebedarf im Fokus liegt (Dautzenberg und Bruhn 2013). Mirgaux et al. haben eine vergleichende LCA zu verschiedenen Capture-Verfahren erarbeitet (Mirgaux et al. 2021). Verglichen wurde die MEA-Wäsche mit der Membrantrennung unter Verwendung von Polyethylenoxid bzw. Polyetherblockamid (Pebax 1657) als Membranmaterialien und ferner mit Temperaturwechseladsorption auf Aktivkohle. Im Ergebnis zeigen die Membranverfahren leichte Vorteile gegenüber MEA in den meisten Wirkungskategorien, die Unterschiede der

Membranverfahren zur Temperaturwechseladsorption sind dabei nicht signifikant. Eine Ausnahme stellt das Ozonabbaupotential dar, das durch Emissionen bei der Produktion der Membranen und bei deren Verbrennung am Lebensende bestimmt wird. Diese Emissionen machen 52% bzw. 28% der Wirkung aus.

Zu ionischen Flüssigkeiten als Trennmedium gibt es nur vereinzelte und generelle Aussagen zu Toxizität und Bioabbaubarkeit im Hinblick auf eine mögliche Entsorgung der Trennmedien nach Gebrauch in einem zukünftigen großtechnischen Einsatz (Ramdin et al. 2012). Generell ist das Kation für die Toxizität bestimmend, quaternäre Ammonium-, Imidazolium- oder Pyridinium-ILs weisen deutlich höhere Ökotoxizität auf als Lösungsmittel wie Methanol oder Acetonitril. Die Toxizität steigt auch bei Kationen mit längeren Alkylketten. Kritisch zu betrachten ist die Synthese von ionischen Flüssigkeiten, die häufig mehrstufige Alkylierungen und Umsetzungen mit halogenierten Reagenzien unter harschen Reaktionsbedingungen beinhaltet. Forschungsansätze beschäftigen sich daher auch mit der Herstellung "grüner" ionischer Flüssigkeiten.

Generell ist festzustellen, dass systematische Untersuchungen der Umweltwirkungen von CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren mit niedrigem Technologiereifegrad nur sehr lückenhaft vorliegen.

### 3.3.12.5 Zusammenfassung

Wie das Kapitel aufzeigt, stehen für die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus industriellen Abgasströmen sehr viele Technologien, Waschmittel und Materialien zur Verfügung. Tabelle 42 fasst die wesentlichen Einsatzbereiche der verschiedenen Verfahren mit Vor- und Nachteilen zusammen. Eingesetzte Technologien für die verschiedenen CO<sub>2</sub>-Quellen aus Pilot- und Demonstrationsprojekten sind auch in den Kapiteln zu den industriellen Quellen sowie in Kapitel 3.3.13 ausgeführt.

**Tabelle 42: Übersicht CO<sub>2</sub>-Abscheide-/Anreicherungs-Technologien.**

Technologie	Medium	Eignung	Vorteile	Nachteile
Chemische Wäschen	Wässr. Lösung von MEA, andere Amine Aminosäuresalze, Ionische Flüssigkeiten	Niedr. Drücke und CO <sub>2</sub> -Partialdrücke  NH <sub>3</sub> , Erdgaswäsche, Rauchgas (Demo-/Pilotmaßstab) Öfen und Dampferzeugung (z. B. Cracker, Raffinerien) Zement	Hohe Reinheiten >99,9% Retrofit möglich	Bei MEA Degradation und Aminemissionen, hoher Regenerationswärmebedarf Entschwefelung vorgeschaltet erforderlich Kostenintensiv
Physikalische Wäschen	Wasser, Polyethylenglykol Dimethylether Methanol N-Methyl-2Pyrrolidon Propylencarbonat	Hohe Drücke, höhere CO <sub>2</sub> -Partialdrücke Oxyfuel-Rohgase Pre-combustion Rohgase bei hohem Druck CO <sub>2</sub> -Entfernung aus Synthesegas oder Erdgas, Biogas-aufbereitung	Nicht-thermische Lösungsmittelregeneration nicht-korrosiv, geringe Degradation durch niedrige Temperaturen z.T. kosten-günstig (Wasser)	z.T. kostenintensiv (Fluor™) für Rectisol hohe Kosten für Kühlung für Wasser große Waschmittelmenge, erhöhter Pumpaufwand Strombedarf für Kompression

Technologie	Medium	Eignung	Vorteile	Nachteile
Adsorption (Druck-wechsel)	Kohlenstoff-molekular-siebe, Zeolithe, Alumosilikate, Polymere (Harze)	Verbrennungs-prozesse Biogasanlagen Stahl	Kein zusätzl. Prozesswärme-bedarf Nutzbare Abwärme	Hoher Strombedarf für Verdichtung und Pumpen Vorbehandlung/ Entschwefelung u. Vortrocknung erforderlich
Carbonat-Looping	Calciumoxid, Eisenoxid	Verbrennungs-prozesse	Kostengünstig energieeffizient	Versinterung nach einigen Zyklen
Membran-verfahren	Keramische M. Kohlenstoff, Polymere, MOF	Biogas, Luftzerlegung (TRL8-9) Zement, Stahl, Kalk, (TRL 3-5)	Geringer Prozessenergie-bedarf, keine chem. Hilfsstoffe erforderlich, einfache Prozess-gestaltung	Selektivität und Permeabilität begrenzt, kostenintensiv, Vorreinigung erforderlich, z.T. brüchig/ schwer zu verarbeiten
Kryogene Abtrennung	-	Luftzerlegung Erdgasaufbereitung	Nur eingeschränkt einsetzbar	Hoher Energiebedarf
Oxyfuel-Verfahren	Kryogene Luftzerlegung, Metallmem-branen, metall. Sauerstoffträger	Verbrennungs-prozesse Zement	Ausschluss von Stickstoff, in bestehende Prozesse integrierbar	Nur Anreicherung von CO <sub>2</sub>

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

### 3.3.13 Matching der CO<sub>2</sub>-Quellen und -Abscheidetechnologien

In diesem Kapitel wird betrachtet, welche Abscheidetechnologien für welche CO<sub>2</sub>-Quellen besonders sinnvoll einsetzbar sind. Kapitel 3.4 betrachtet, darauf aufbauend, welche Feinreinigungstechnologien zur Nutzung des abgetrennten CO<sub>2</sub> in chemischen Umsetzungen erforderlich sind. Die zukünftige Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub>-Quellen vor dem Hintergrund umfassender Anstrengungen zur Erreichung einer klimaneutralen Produktionsweise in allen Industriezweigen wird in Kapitel 3.5.3.1 diskutiert. Die rohstofflichen Emissionen der Zement- und Kalkindustrie sind dabei prioritär zu betrachten, da für diese den Roadmaps der Zement- und Kalkindustrie zufolge nur CCUS zur Emissionsminderung in Frage kommt.

Um ein passendes CO<sub>2</sub>-Abscheideverfahren für eine CO<sub>2</sub>-Quelle auszuwählen ist eine gute Datenlage und Dokumentation des Anlagenaufbaus und der Prozessbedingungen nötig. Über Abscheidetechnologien mit niedrigem Entwicklungsstand ist es schwierig eine Aussage über die Integrierbarkeit zu treffen. Die DAC-Technologien sind, wie der Name bereits sagt, darauf ausgelegt, CO<sub>2</sub> aus der Luft abzuscheiden. Gegenwärtig gibt es dazu Demonstrationsanlagen sowie auch einige bereits kommerziell betriebene Anlagen. Allerdings wurde diese Technologie noch nicht für die Nutzung zur Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus Rauchgasen von Industrieanlagen betrachtet. Bei der Zement- und Kalkproduktion entstehen beispielsweise CO<sub>2</sub>-Abgaskonzentrationen von etwa 20%. Durch die höheren CO<sub>2</sub>-Konzentrationen würde sich der Prozess effizienter gestalten und das mit der Technologie von *Climeworks* abgeschiedene Wasser könnte in industriellen Prozessen wiederverwendet werden. Allerdings wäre hierbei auch zu betrachten inwiefern der Ausgangsdruck des Gases und die Temperatur sowie weitere

Emissionen die Kompatibilität beeinträchtigen könnten. Da bei den hier betrachteten CO<sub>2</sub>-Quellen alle Abgase drucklos entweichen, würden sie in diesem Punkt mit allen Abscheideverfahren kompatibel sein. Jedoch würden die hohen Abgastemperaturen gegen eine Anwendung aminbasierter CO<sub>2</sub>-Abscheidetechniken sprechen, da die Sorptionsmittel temperaturempfindlich sind. Folglich wären Abgase aus der Glasindustrie eher ungeeignete CO<sub>2</sub>-Quellen für die Aminwäsche und die für DAC verwendeten Technologien. Zudem stellt die hohe Konzentration an Partikeln ein Problem dar, da sie jede CO<sub>2</sub>-Abscheideeinheit zusetzen würden. Bei Kalk- und Zementwerken können je nach Anlage Abgase mit moderaten Temperaturen zwischen 90 und 170 °C erhalten werden. Um mittels der für DAC entwickelten Technologien oder Aminwäsche CO<sub>2</sub> daraus absorbieren zu können, müssten diese jedoch noch weiter abgekühlt werden.

Aufgrund des hohen Entwicklungsstandes der Aminwäsche als CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren, der guten Integrierbarkeit der Aminwäsche Post Combustion und bereits vorhandener Pilotprojekte für Rauchgaskraftwerke, wäre hier noch die größte Chance zu sehen, diese Technologie zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung in **Zement- oder Kalkwerken** zu nutzen. Die Prozessdetails für Zement- und Kalkwerke sprechen nicht gegen eine Kombination und die Zement- und Kalkbranche sucht bereits nach geeigneten Abscheideverfahren. HeidelbergCement hat 2020 den Bau der weltweit ersten Capture-Anlage im industriellen Maßstab im norwegischen Brevik angekündigt, mit einer Kapazität von 400 kt CO<sub>2</sub>/a. Zuvor erfolgten Pilotversuche in einer Test Unit der Firma Aker Carbon Capture in Norwegen, die auch das proprietäre Amin (Aker S26) für den Prozess zur Verfügung stellt. Dieses Amin hat sich in Pilottests als sehr stabil im Vergleich zu MEA herausgestellt (Knudsen et al. 2014). In einer dreimonatigen Kampagne wurde die Stabilität des Solvens, Zersetzungsprodukte und Emissionen erfasst. Die Ergebnisse sind in Tabelle 43 zusammengefasst.

**Tabelle 43: Aminbasierte CO<sub>2</sub>-Abscheidung für Zementanlagen.**

Technologie	Vorhaben/ Erfahrung	Verbrauch	Zersetzungsprodukte	Bewertung
Aminwäsche mit Aker S26	Norcem Brevik, Norwegen; Abscheideanlage (Zement) im Bau; zuvor Betrieb einer Pilotanlage (Mobile Test Unit) über 1400h	Waschmittel 0,15-0,20 kg/t abgetrenntes CO <sub>2</sub>  Energieverbrauch 2,8 MJ/kg CO <sub>2</sub>	Thermisch stabile Aminsalze <0,01mol/kg Waschmittel  Nitrosamine 0,11 mmol/kg  Metalle (Cr, Fe, Ni) 1-2ppm  SO <sub>2</sub> 220mg/l  NH <sub>3</sub> -Emissionen <5 ppmv	Techn. Reifegrad am höchsten; nachgewiesene Stabilität im Pilotmaßstab

Quelle: (Knudsen et al. 2014).

Alternative Ansätze zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Zementanlagen werden in verschiedenen EU-Projekten untersucht. Das 2018 abgeschlossenen Projekt CEMCAP (Sintef) hat Verfahren zum „post-combustion“-Capture in Kombination mit der Oxyfuel-Technologie untersucht. Das Projekt CLEANER (LEAP) hat ebenfalls Calcium-Looping anhand verschiedener Konfigurationen mit unterschiedlichem Integrationsgrad untersucht, die Verfahren sind in Tabelle 44

gegenübergestellt. Alle genannten Verfahren liegen bei einem niedrigeren TRL, wobei das Calcium-Looping bis TRL 6 demonstriert wurde. Emissionen und andere Umweltwirkungen wurden bisher nicht eingehend untersucht.

**Tabelle 44: Alternative Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung bzw. -Anreicherung für Zementanlagen.**

	Oxyfuel zur Anreicherung von CO <sub>2</sub>	Chilled Ammonia	Membranbasierte CO <sub>2</sub> -Verflüssigung	Calcium Looping
Capture-Prinzip	Verbrennung mit Sauerstoff für hohe CO <sub>2</sub> -Konzentrationen bis 95%	NH <sub>3</sub> /Wasser-Mischung als Lösungsmittel, regeneriert über Wärmezufuhr	Polymermembran zur Anreicherung von CO <sub>2</sub> und anschließender Verflüssigung	Separate Kalzinierung von CaCO <sub>3</sub> und Carbonisierung des CaO mit CO <sub>2</sub> -haltigem Abgas der Zementanlage
Integration in Zementanlage	Retrofit möglich; Modifikationen Ofen und Klinkerkühler	Retrofit möglich Geringe Modifikationen für Wärmeintegration	Keine Veränderungen der Anlagenkonfiguration; SO <sub>x</sub> , NO <sub>x</sub> und H <sub>2</sub> O müssen vorher abgetrennt werden	Looping-Stoff und Rohstoff der Zementanlage identisch; in der post-combustion Konfiguration zwei Kalzinierungen erforderlich
CO <sub>2</sub> -Reinigung und Capture-Rate	Weitere CO <sub>2</sub> -Abtrennung und Reinigung erforderlich	95% Abtrennrate möglich; auch Capture von NO <sub>x</sub> , SO <sub>x</sub>	>90% Abtrennrate erreichbar	CO <sub>2</sub> -Abtrennrate bis 98% demonstriert
Energieintegration	Energie für Sauerstoffbereitstellung	Zusätzlicher Wärmebedarf (Boiler) und Elektrizität für Kühlung	Zusätzlicher Stromverbrauch für Kompressoren, keine Wärmeintegration	Hoher Brennstoffverbrauch bei post-combustion Konfiguration Integriertes System: hohe Energieeffizienz

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Die verfügbaren Technologien für Zementwerke sind gleichermaßen auf Kalkwerke und das Brennen von Kalk in der Papierindustrie oder bei der Sodaherstellung übertragbar, wobei dedizierte Demonstrationsvorhaben zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung bisher nicht bekannt sind. Forschungsseitig fördert das BMWK im Rahmen der Industriellen Gemeinschaftsforschung ein Vorhaben zum Carbonat-Looping, wobei die CO<sub>2</sub>-Absorption (Carbonisierung) in einem Festbettreaktor bei Überdruck und die CO<sub>2</sub>-Freisetzung (Kalzinierung) bei Unterdruck durchgeführt wird (BV Kalk 2021). Die bei der Carbonisierung freiwerdende Reaktionsenthalpie wird zur Kalzinierung verwendet (BV Kalk 2021). Die bei der Carbonisierung freiwerdende Reaktionsenthalpie wird zur Kalzinierung verwendet. Das Verfahren soll daher wesentlich energieeffizienter als das klassische Calcium-Looping sein und gegenüber einer Oxyfuel-Feuerung für die Kalzinierung nur 10-20% der Energie benötigen.

Die für DAC entwickelten Technologien wären vom Prinzip her auch denkbar als CO<sub>2</sub>-Abscheidungsverfahren für Zement- und Kalkwerke, allerdings spricht die momentane Größe der

DAC-Einheiten und der geringe Entwicklungsstand der Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus Rauchgasen dagegen.

Für **Biogasanlagen** mit Einspeisung in das Erdgasnetz ist die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus dem Prozessgas bereits implementiert, wobei der Fokus bisher auf der Anreicherung von Methan aus dem Rohbiogas und nicht auf der Gewinnung von CO<sub>2</sub> als bisherigem Abfallprodukt liegt. Es dominiert die Druckwasserwäsche (32%) gefolgt von der Aminwäsche (29%), der Druckwechselabsorption (19%) sowie Polyglykolwäsche und Membrantrennverfahren (jeweils 9%) (FNR 2021). Vor der Abtrennung von CO<sub>2</sub> bzw. der Methanaufkonzentrierung erfolgt eine Entschwefelung (siehe Kapitel 3.2.2).

Das für die Druckwasserwäsche verwendete Waschwasser löst neben CO<sub>2</sub> auch den nach der Grobentschwefelung verbleibenden Schwefelwasserstoff, so dass eine Aufreinigung des gewonnenen CO<sub>2</sub> erforderlich ist. Der bei der Entladung des Waschwassers gewonnene Abgasstrom enthält 30% CO<sub>2</sub> und 0,1% H<sub>2</sub>S, außerdem noch bis zu 1,5 % Methan (Adler et al. 2014), für die eine Schwachgasnachbehandlung erforderlich ist, um einen Methanschlupf zu vermeiden (vgl. Kapitel 3.2.4).

Außerdem erfolgt eine Gastrocknung, in der Regel durch Kondensation (Kühlung des Rohbiogases) gefolgt von adsorptiven Verfahren (Molekularsiebe, Kieselgele) Biogasanlagen (dena, 2019).

**Tabelle 45: Alternative Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus Biogasanlagen.**

	Druckwasser- wäsche	Druckwechsel- absorption	Physik. Wäsche mit Polyglykolen	Aminwäsche	Membran- verfahren
Anlagengröße [m <sup>3</sup> Rohgas/h]	350 – 2800	400 – 2800	250 – 2800	400 – 2000	400 – 700
Platzbedarf [m <sup>2</sup> ]	36 – 250	200 – 300	100 – 555	100 – 230	100 – 170
Arbeitsdruck [bar]	5 – 10	4 – 7	4 – 7	0 – 5	5 – 16
Strombedarf [kWh/m <sup>3</sup> ]	0,2 – 0,25	0,46	0,24 – 0,33	< 0,09	0,2 – 0,3
Temperatur- niveau	25-35 °C	50 °C	55 – 80 °C	110 – 160 °C	< 70 °C
Methan- schlupf	1 – 2%	< 3%	1 – 2%	< 0,1%	0,6 – 3%
Komponenten	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S,	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, H <sub>2</sub> O
Rohgas Feinent- schwefelung	nein	ja	nein	ja	Empfohlen
Limitierungen	Geringere Aufnahme und Selektivität für CO <sub>2</sub>	Schwefel- verbindungen u. Wasser aus Rohbiogas entfernen	Wärme zur Regeneration erforderlich	hohe Regene- rationswärme	Teuer, bis zu 3 Membran- stufen, um notwendige Methankon-

	Druckwasserwäsche	Druckwechselabsorption	Physik. Wäsche mit Polyglykolen	Aminwäsche	Membranverfahren
	gegenüber Polyglykole				zentration zu erreichen

Quelle: (Adler et al. 2014; dena 2019; Schäffer et al. 2019)

Die weiteren beschriebenen Gärprozesse, z. B. die Herstellung von Bioethanol, liefern nahezu reines CO<sub>2</sub>, für das eine Abtrennung nicht erforderlich ist. Gegebenenfalls ist eine Feinreinigung über Aktivkohle zu empfehlen, um Spuren von Schwefelwasserstoff zu entfernen.

In der chemischen Industrie wird die Dampfreformierung von Erdgas mit anschließender Ammoniaksynthese perspektivisch nicht mehr als CO<sub>2</sub>-Quelle zur Verfügung stehen, wenn Ammoniak auf Basis von grünem Wasserstoff erzeugt wird. Es bleiben dann die Sodaherstellung (siehe oben) und die Ethylenoxidsynthese als Quellen. Ethylenoxid unter Verwendung von Sauerstoff als Oxidationsmittel liefert wiederum relativ reines CO<sub>2</sub>, das nur einer Feinreinigung bedarf. Die zugehörigen CO<sub>2</sub>-Mengen könnten langfristig geringer werden, wenn es gelingt, die Überoxidation zu minimieren oder wenn neuere Entwicklungen zur alternativen Ethylenoxidsynthese greifen (vgl. Projekt CO<sub>2</sub>Exide in Kapitel 3.1.5.4).

Für die **Glasindustrie** müssen entweder robuste CO<sub>2</sub>-Abscheidesysteme oder zusätzliche Filteranlagen und Abkühlsysteme entwickelt werden, um das CO<sub>2</sub> aus den Rauchgasen abzutrennen. Industrielle Aktivitäten sind in diesem Bereich derzeit nicht zu verzeichnen.

**Abfallverbrennungsanlagen** gehören zu den CO<sub>2</sub>-Punktquellen, die perspektivisch auch bis 2050 und danach weiterhin verfügbar sind. Für die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus Abfallverbrennungsanlagen gibt es aktuelle Forschungsaktivitäten, u.a. an der TU Darmstadt (TU Darmstadt 2019) auf Basis Carbonat-Looping (siehe Kapitel 3.3.2). Es sind aber keine erprobten Verfahren in Deutschland im praktischen Einsatz und auch die Frage des für eine Capture-Anlage erforderlichen Bauraums ist individuell zu klären. International gibt es Aktivitäten in den Niederlanden. So strebt die Firma *Carbon8* in Duiven die Errichtung einer Containeranlage zur Mineralisierung von Flugasche durch das CO<sub>2</sub> der Abfallverbrennungsanlage mit einer Produktionskapazität von ca. 100 t/a Baustoffen an (Chemie Technik 2020). In Norwegen soll die Abfallverbrennungsanlage Fortum Oslo Varme in Klemetsund mit einer Aminwäsche für CCS, bei jährlichen CO<sub>2</sub>-Emissionen von 400 kt/a, ausgestattet werden, entsprechend 90 % der Gesamtemissionen des Kraftwerks (Fortum 2021). Der Betrieb einer Pilotanlage erfolgte über 2000 Betriebsstunden (Fagerlund et al. 2021) mit der proprietären Aminlösung DC-103 von Shell. Das abgetrennte CO<sub>2</sub> enthielt Verunreinigungen aus der Degradation des Lösungsmittels, namentlich Acetaldehyd (bis zu 718 ppbv) sowie Formamid, Aceton drei nicht näher identifizierte oxygenierte und nitrogenerierte Kohlenwasserstoffe zwischen 7 und 28 ppbv. Ammoniak und Formaldehyd konnten nicht detektiert werden. Die Aminemissionen in Luft lagen bei durchschnittlich 0,12 ppmv.

### 3.4 Gasreinigung nach der CO<sub>2</sub>-Abscheidung und Anforderungen an die CO<sub>2</sub>-Reinheit

Wie in Kapitel 3.3 ausgeführt wurde, werden CO<sub>2</sub>-haltige Abgase aus den in Kapitel 3.1 beschriebenen Quellen zum Schutz von Absorptionsmitteln, Adsorbentien und Membranen vor Degradation oder irreversibler Adsorption mit Schwefelkomponenten und anderen Störstoffen vor der CO<sub>2</sub>-Abscheidung einer Abgasreinigung nach den in Kapitel 3.2 aufgezeigten Verfahren unterzogen. Die Reinheit des abgetrennten CO<sub>2</sub> ist dann bereits sehr hoch. So beträgt die

Reinheit des abgetrennten CO<sub>2</sub> aus der CO<sub>2</sub>-Capture-Anlage in Niederaußem (Moser et al. 2021) 99,98 %, es ist quasi frei von Schwefelverbindungen und enthält noch Spuren von N<sub>2</sub> und O<sub>2</sub>, und NH<sub>3</sub> (RWE Power 2021). Bei der Kompression des CO<sub>2</sub> für den Transport kann außerdem noch Kondensat bei der Zwischenkühlung anfallen und die Gehalte an Restbegleitstoffen weiter reduzieren. Andererseits kann reines CO<sub>2</sub> während des Transports oder der Lagerung bzw. bei der Handhabung bis zur Einspeisung in eine Produktionsanlage wieder verunreinigt werden. Ob eine weitere Nachbehandlung nötig ist, hängt von dem Folgeprozess ab. Die Qualitätsstandards für die Lebensmittelindustrie können als Vergleich fungieren, da die Anforderungen in diesem Bereich sehr hoch sind und die entsprechenden CO<sub>2</sub>-Spezifikationen, denen für katalytische Umsetzung in CCU-Verfahren weitgehend entsprechen. Die Qualitätsrichtlinien der International Society of Beverage Technologies geben eine Reinheit von 99,9% vor, wobei jeweils maximal 2,5 ppm an Ammoniak, NO und NO<sub>2</sub>, 1 ppm SO<sub>2</sub> und 0,1 ppm H<sub>2</sub>S spezifiziert sind (ISBT 2021), vgl. auch Tabelle 94.

Für eine Nachreinigung kommen verschiedene Technologien in Frage, die in Tabelle 46 zusammengefasst sind.

**Tabelle 46: Feinreinigung von CO<sub>2</sub>.**

	Verunreinigungen	Anmerkung
Katalytische Verbrennung an Edelmetallkatalysatoren (Pd, Pt)	O <sub>2</sub> , CO, Kohlenwasserstoffe (KW)	Je nach abzutrennender Spezies wird O <sub>2</sub> oder H <sub>2</sub> zugeführt; es entsteht Wasser, eine Trocknung ist nachzuschalten
Chemisorption am Cu-Kontakt	O <sub>2</sub>	Bei 200 °C; Regenerierung des gebildeten CuO mit H <sub>2</sub> in separatem Reaktor
Adsorption an Molekularsieben	H <sub>2</sub> S, SO <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub> , KW	Regenerierung mit N <sub>2</sub> möglich
Adsorption an Kieselsäuregelen	H <sub>2</sub> O, SO <sub>2</sub> , KW	Primär Trocknungsmittel; im Ofen regenerierbar

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

In der Lebensmittelindustrie kommen mehrschichtige oder mehrstufige Adsobersysteme zum Einsatz (Parker 2019), die außerdem mit Partikelfiltern gekoppelt werden. Welche CO<sub>2</sub>-Qualitäten für CCU erforderlich sind, hängt stark von der Empfindlichkeit des eingesetzten Katalysatorsystems ab. Da hier unterschiedliche Mechanismen wirken können, ist eine pauschale Aussage nicht möglich. Als Beispiel sei hier die Methanolsynthese genannt, die kommerziell auf der Basis von Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Katalysatoren beruht. Die Mechanismen zur Deaktivierung dieses Katalysatorsystems durch Verunreinigungen wurden schon in frühen Veröffentlichungen untersucht (Wood et al. 1980). Hier wurde festgestellt, dass bereits 3 ppm H<sub>2</sub>S im Feedgas zur Abnahme der Katalysatoraktivität führen. Als Deaktivierungsmechanismen sind die reversible oder irreversible Adsorption auf der Katalysatoroberfläche zu nennen, was zur Belegung der aktiven Zentren oder zu Änderungen der Oberflächenmorphologie führt. Es resultiert eine geringere Katalysatoraktivität und potenziell auch Selektivität. Bekannte schwefelhaltige Katalysatorgifte für den Methanolkatalysator sind H<sub>2</sub>S, und SO<sub>2</sub>.

Tabelle 47 enthält eine Zusammenstellung der Komponenten, die einen aktivitätsmindernden Effekt auf den Methanolkatalysator haben. Die Konzentrationen dieser Störkomponenten müssen auf die angegebenen Maximalwerte beschränkt sein.

**Tabelle 47: Störstoffe am Methanolkatalysator und deren maximale Konzentration zur Vermeidung von Leistungseinbußen.**

Komponente	Einheit	Max. Konzentration
Schwefel	ppmv	0,05
Halogene und halogenierte Verbindungen	ppmv	0,01
Schwermetalle	ppb	5
Sauerstoff	ppmv	10
Ölrückstände	mg/Nm <sup>3</sup>	0,1
Partikel	mg/Nm <sup>3</sup>	0,1
Alkalimetalle	ppmv	0,01
Siliziumspezies	ppmv	0,01

Quelle: (Clariant 2022).

Wie bereits erläutert sind diese Spezifikationen nicht auf andere Umsetzungen und ihre Katalysatorsysteme übertragbar. Erschwerend kommt hinzu, dass sich die heutigen Anforderungen an die Gasreinigung vor und nach der CO<sub>2</sub>-Abtrennung nicht ohne Weiteres in die Zukunft projizieren lassen. Der Anteil schwefelhaltiger Komponenten in Prozessabgasen wird nach Wegfall fossiler Brennstoffe oder Reduktionsmittel abnehmen. Bei einem breiteren Einsatz von Oxyfuel-Verfahren (siehe Kapitel 3.3.8) ist durch den Wegfall von Luftstickstoff im Prozessgas eine Verringerung der NO<sub>x</sub>-Konzentrationen zu erwarten. Andererseits können, bei Umstellung von fossilen Brennstoffen auf Wasserstoff, die Emissionen an NO<sub>x</sub> aufgrund höherer höherer Flammentemperaturen von Wasserstoffbrennern signifikant erhöht sein (siehe Kapitel 3.2.3).

### 3.5 Zukünftige Entwicklung der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>

Eine Abschätzung der zukünftigen Entwicklung und der Mengenpotenziale der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub> beruht im Wesentlichen auf drei Aspekten:

- ▶ der zukünftigen Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub> aus geeigneten industriellen Punktquellen, u. U. ergänzt durch die Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft,
- ▶ der Entwicklung der Produktionsmengen an chemischen Grundstoffen und Spezialchemikalien,
- ▶ der Umsetzung von Prozessen auf der Basis von CO<sub>2</sub>, also dem Implementierungsgrad von CCU Technologien.

Diese Aspekte werden im vorliegenden Kapitel erörtert. Naturgemäß sind alle aufgelisteten Faktoren mit einer großen Unsicherheit behaftet. Zunächst sollen die heutige Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub> und das theoretische Mengenpotential für CCU dargestellt werden.

#### 3.5.1 Aktuelle Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub>-Quellen

In Kapitel 3.1 wurden die in Deutschland aktuell verfügbaren CO<sub>2</sub>-Quellen beschrieben. Tabelle 48 listet die wesentlichen CO<sub>2</sub>-Punktquellen in Deutschland und die aus ihnen resultierenden Emissionen auf. Die Menge an CO<sub>2</sub> aus diesen Punktquellen betrug in 2020 kumuliert rund 139 Millionen Tonnen. Hinzu kommen rund 207 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub> aus dem Energiesektor.

**Tabelle 48: Übersicht zu Punktquellen verschiedener Sektoren und deren aktuelle Emissionen in Deutschland.**

Industrieprozess	CO <sub>2</sub> -Emissionen in 2020 in Mio. t CO <sub>2</sub>	Anzahl an Emittenten in Deutschland
Klinkerproduktion (Zement)	20,1	36
Kalkproduktion	6,4	39
Chemische Industrie	16,9	226
Raffinerien	22,9	15
Eisen- und Stahlerzeugung	31,4	123
Mineralverarbeitende Industrie (Glas und Keramik)	8,0	246
Papier- und Zellstoffproduktion	5,0	146
Sonstige	8,1	
Biogas- und Gärprozesse	11,5	>9.600
Müllverbrennung	9,0	77

Quelle: (DEHSt 2020).

Zu den in Tabelle 48 aufgeführten Sektoren ist anzumerken, dass mit Ausnahme des Chemie- und Zementsektors, die Emissionen in 2020 deutlich gesunken sind. In den meisten Sektoren setzt sich damit aber ein begonnener Trend durch, der nicht nur von den jeweiligen Produktionsvolumina, sondern u.a. vom Wechsel eingesetzter Brennstoffe (von Kohle zu Erdgas) und anderen Faktoren bestimmt wird. Ergänzend ist zu berücksichtigen, dass Tabelle 48, mit Ausnahme der Biogas-/Gärprozesse und Müllverbrennung, nur die Emissionen emissionshandelspflichtiger stationärer Anlagen beinhaltet, nicht die Gesamtemissionen des jeweiligen Sektors.

### 3.5.2 Theoretisches Mengenpotential von CCU

Die Produktionsketten der kohlenstoffbasierten Chemie beruhen vollständig auf den Grundprodukten der Petrochemie und somit originär auf Methanol, den Olefinen (Ethylen und Propylen, Butylen etc.), sowie den Aromaten Benzol, Toluol und den Isomeren des Xylois. Ergänzt werden diese kohlenstoffbasierten Grundstoffe durch Chlor, Ammoniak und die anorganischen Säuren, wodurch die Heteroatome in chemische Strukturen eingebracht werden. Es ist davon auszugehen, dass diese grundlegenden „Chemiestammbäume“ auch in einer auf CCU und Wasserstoff basierenden chemischen Industrie weitgehend erhalten bleiben. Von dieser Prämisse ausgehend lässt sich ein theoretisches Mengenpotential für CCU ableiten, das davon ausgeht, dass der über die Petrochemie eingebrachte Kohlenstoffbedarf der Chemie vollständig durch CO<sub>2</sub> gedeckt wird. Das theoretische Mengenpotential ergibt sich damit aus dem in Tabelle 49 aufgeführten fossilen Rohstoffeinsatz der chemischen Industrie. Die Nutzung nachwachsender Rohstoffe als Kohlenstoffquelle in der chemischen Industrie, rund 2,5 Mio. Tonnen in Deutschland (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe 2021), wird hier nicht berücksichtigt. Es sei an dieser Stelle bereits darauf hingewiesen, dass das theoretische Potential einen Maximalwert als Obergrenze angibt, und nicht dem technisch oder ökonomisch realisierbaren Mengenpotential entspricht. Zukünftig erschließbare Potentiale sind in Kapitel 3.5.3 beschrieben.

Der Einsatz fossiler Rohstoffe aus Tabelle 49 summiert sich auf rund 22,6 (brutto 25,2) Mio. Tonnen, entsprechend 19,2 (brutto 21,2) Mio. Tonnen fossiler Kohlenstoff jährlich. Bezogen auf CO<sub>2</sub> ergeben sich daraus 70,6 (brutto 78,8) Mio. Tonnen<sup>11</sup>. Diese Zahl bestimmt den maximalen Bedarf an CO<sub>2</sub> für die chemische Industrie in Deutschland, ausgehend von den heutigen Produktionsmengen.

**Tabelle 49: Fossiler Rohstoffeinsatz (ausschließlich bezogen auf Kohlenstoffquellen) der chemischen Industrie in Deutschland 2017 aus der Massenbilanz.**

Rohstoff	Menge [Mio. t]	Quelle	Entspr. Menge C	Entspr. Menge CO <sub>2</sub>
Rohbenzin netto insges. (brutto)	<b>14,0 (16,6)</b>	VCI	<b>12,0 (14,2)</b>	<b>44,0 (52,2)</b>
davon Einsatz in Olefinanlagen	10,7 (12,7)	VCI	10,1 (10,9)	33,7 (39,9)
davon Einsatz in Aromatenanlagen	3,3 (3,9)	VCI	2,8 (3,3)	10,4 (12,3)
Andere Einsatzstoffe für Olefinanlagen	<b>4,9</b>	VCI	<b>4,14</b>	<b>15,4</b>
Davon LPG	2,0	VCI	1,7	6,4
davon Gasöl, sonstige	2,7	VCI	2,3	8,5
davon Rest	0,16	VCI	0,14	0,51
Schweres Heizöl, Visbreaker-Rückstand	<b>1,7</b>	VCI	<b>1,45</b>	<b>5,5</b>
Erdgas	<b>1,7</b>	VCI	<b>1,3</b>	<b>4,7</b>
Kohle	<b>0,265</b>	Destatis	<b>0,265</b>	<b>0,82</b>
Gasförmige Kohlenwasserstoffe	<b>0,06</b>	VCI	<b>0,05</b>	<b>0,19</b>
Summe netto fossile Rohstoffe (brutto)	<b>22,625 (25,229)</b>		<b>19,205 (21,205)</b>	<b>70,61 (78,81)</b>

Für Naphtha werden die Nettoeinsatzmengen und die Bruttoeinsatzmengen<sup>11</sup> in Klammern ausgewiesen.

Quellen: (Destatis 2021),(VCI 2020b).

Einschränkend ist anzumerken, dass über 90% der heute in der deutschen chemischen Industrie eingesetzten fossilen Rohstoffe, insbesondere Erdöl und Erdgas, importiert werden (Bundesanstalt für Geowissenschaften und Rohstoffe 2020). Auch für eine zukünftige Versorgung mit Power-to-X-Rohstoffen ist ein signifikanter Importanteil zu erwarten, da der Bedarf an erneuerbarem Strom für die Herstellung dieser Rohstoffe die verfügbaren Kapazitäten in Deutschland überschreitet oder zumindest eine starke Nutzungskonkurrenz hervorruft. Die Studie „Roadmap Chemie 2050“ von DECHEMA und FutureCamp (Geres et al. 2019) quantifiziert für einen treibhausgasneutralen Pfad ab 2050 einen hohen Strombedarf in der Größenordnung der jährlichen Bruttoinlandsstromerzeugung in 2017.

Über die chemische Industrie hinaus ist insbesondere ein weiterer Sektor zu nennen, der in großem Umfang CCU nutzen könnte; der Transport- bzw. Verkehrssektor. Für die Herstellung von synthetischen Kraftstoffen über Power-to-X-Technologien unter Verwendung von CO<sub>2</sub> stehen vielfältige Optionen zur Verfügung, die in Tabelle 50 aufgeführt sind. Diese Optionen werden hier gesondert aufgeführt, da die Herstellung von Kraftstoffen und der daraus

<sup>11</sup> Unterscheidung Brutto-/Nettomenge: z. B. führt der rohstoffliche Einsatz von Erdgas über die Dampfreformierung bei der Herstellung von Ammoniak nicht zu Kohlenstoff im finalen Produkt und muss daher von der fossilen Rohstoffmenge an Kohlenstoff abgezogen werden.

resultierende Kohlenstoffbedarf in Abgrenzung zu Tabelle 49 nicht dem Chemiesektor zuzurechnen sind.

**Tabelle 50: Power-to-X-Optionen zu synthetischen Kraftstoffen, Verbrauch des Verkehrssektors (BMVI 2021) und resultierender CO<sub>2</sub>-Bedarf für CCU.**

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Verbrauch in D in Mio. t	t CO <sub>2</sub> /t Prod.	Theoretisches Potential in Mio. t CO <sub>2</sub>
Diesel	Synthesegas aus CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> , FT-Synthese zu linearen Wachsen und Hydrocracking zu syn-Diesel $12 \text{ CO}_2 + 36 \text{ H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_{12}\text{H}_{24} + 24 \text{ H}_2\text{O}$	7-8	33,1	3,14	103,9
Benzin	Synthesegas aus CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> , FT-Synthese zu C5-C11 Kohlenwasserstoffen $8 \text{ CO}_2 + 25 \text{ H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_8\text{H}_{18} + 16 \text{ H}_2\text{O}$	7-8	16,7	3,09	51,6
	Methanol to Gasoline (MtG) Prozess, über DME and Olefine $8 \text{ CH}_3\text{OH} + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_8\text{H}_{18} + 8 \text{ H}_2\text{O}$	6-8			
Kerosin	Synthesegas aus CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> , FT-Synthese zu C9-C13 Kohlenwasserstoffen $10 \text{ CO}_2 + 31 \text{ H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_{10}\text{H}_{22} + 20 \text{ H}_2\text{O}$	7-8	10,2	3,11	31,7
	Synthesegas aus CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub> , Fermentation durch anaerobe Bakterien zu Ethanol, Oligomerisation und Dehydrierung/Dehydratisierung Kohlenwasserstoffen ( <i>LanzaTech-Prozess</i> )	5-7			
Methan	CO <sub>2</sub> Methanisierung (Sabatier-Prozess) $\text{CO}_2 + 4 \text{ H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	6-7	20,1 <sup>12</sup>	2,75	55,3

Quellen: (BMVI 2021) und eigene Berechnungen (DECHEMA e.V.).

Insgesamt summiert sich das theoretische Potential für Kraftstoffe auf 242,5 Mio. Tonnen jährlich und liegt damit Faktor 3,5 über dem Bedarf des Chemiesektors in Deutschland. Da die Syntheserouten für synthetische Kraftstoffe fast ausschließlich über Wasserstoff laufen, ist diese mit einem deutlich höheren Bedarf an Strom aus erneuerbaren Energiequellen verbunden als dies bei der direkten Elektrifizierung des Transportsektors der Fall ist. Des Weiteren ist anzumerken, dass die Rolle von synthetischen Kraftstoffen im Transportsektor und die Zukunft des Verbrennungsmotors bei Kraftfahrzeugen einer kontroversen fachlichen und gesellschaftlichen Diskussion unterliegen. Im Verkehrssektor ist die Elektromobilität als konkurrierende Technologie zu berücksichtigen. Für die Luftfahrt stellen elektrische Antriebe

<sup>12</sup> Berechnet mit Brennwert 50 MJ/kg für Methan

keine Alternative dar. Hier werden synthetische Treibstoffe zwingend erforderlich sein, um Treibhausgasneutralität in diesem Sektor zu realisieren.

Ein dritter Bereich, der zur Implementierung von CCU beitragen kann, umfasst die Kalk- und die damit verwandte Zementindustrie. Die Produktion von Zementklinker in Deutschland lag 2019 bei rund 24,5 Mio. Tonnen (VDZ 2020b). Der Einsatz von Kalkstein (CaCO<sub>3</sub>) als Rohstoff für die Klinkerherstellung lag bei 39,5 Mio. Tonnen. Prinzipiell können solche mineralischen Carbonate auch durch CCU unter Einsatz von in großen Mengen natürlich vorkommenden oxidischen Magnesium- und Calciummineralien wie Olivin und Serpentin hergestellt werden. Der hohe Energieeinsatz zur Mahlung und Umsetzung bei hohen Temperaturen und Drücken ist jedoch fragwürdig, zumal das gebundene CO<sub>2</sub> beim Brennen des Kalksteins zur Klinkerherstellung ebenfalls mit hohem Energieeinsatz sofort wieder ausgetrieben wird. Zur Herstellung von Zement werden dem Klinker außerdem Sekundärrohstoffe wie Hüttsand (granulierte Hochofenschlacke aus der Zementproduktion) und ungebrannter Kalkstein zugemischt. Die Herstellung von Zement lag in 2019 bei 34 Mio. Tonnen in Deutschland.

Portlandkalksteinzement und Portlandkompositzement enthalten bis zu 35% Kalkstein (InformationsZentrum Beton 2017). Insgesamt liegt der Sekundärrohstoffeinsatz in der Zementindustrie bei 8 Mio. Tonnen, ein Anteil daran könnte auch durch CCU basiertes Kalziumcarbonat gedeckt werden. Zusätzlich wird Kalk als Kalksteinmehl (Gesteinskörnung) für Beton und Asphalt eingesetzt, als Füller für Oberflächenbehandlungen von Verkehrsflächen, in der Landwirtschaft als Düngekalk zur Aufkalkung von sauren Böden und in der Papierindustrie (siehe Kapitel 3.1.8). Das Marktvolumen an ungebranntem Kalk beträgt 17,5 Mio. Tonnen (BVK 2020). Tabelle 51 zeigt die CCU Optionen für die Herstellung von mineralischen Carbonaten und den daraus abgeleiteten CO<sub>2</sub>-Bedarf.

Das kumulierte theoretische Mengenpotential für CCU aus den in diesem Kapitel beschriebenen Sektoren summiert sich somit auf 338 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>.

**Tabelle 51: CCU Optionen zu Kalk und Zementklinker, Verbrauch und resultierender CO<sub>2</sub>-Bedarf für CCU.**

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Verbrauch in D in Mio. t	t CO <sub>2</sub> /t Prod.	Theoret. Potential in Mio. t CO <sub>2</sub>
CaCO <sub>3</sub> (Kalkstein, ungebrannter Kalk)	Mineralisierung von Ca/Mg-Silicaten wie Olivin und Serpentin $2 \text{ CO}_2 + \text{M}_2\text{SiO}_4 \text{ (Olivin)} \rightleftharpoons 2 \text{ MCO}_3 + \text{SiO}_2$ bzw. $3 \text{ CO}_2 + \text{M}_3\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4 \text{ (Serpentin)} \rightleftharpoons 2 \text{ MCO}_3 + 2 \text{ SiO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	3-4	17,5	0,44	7,7
CaO (Klinker, gebrannter Kalk)	Siehe oben mit anschließendem Kalkbrennen	3-4	39,5	0,44	17,4 (beim Kalkbrennen wieder emittiert)

Quellen: (BVK 2020) und eigene Berechnungen (DECHEMA e.V.).

### 3.5.3 Abschätzung der zukünftigen Entwicklung von CCU

Ein Vergleich des in Kapitel 3.5.2 hergeleiteten theoretischen Potentials für CCU mit den in Kapitel 3.5.1 aufgeführten verfügbaren Mengen an CO<sub>2</sub> aus großen industriellen Punktquellen zeigt eine Deckungslücke von 204 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub> auf. Aktuell könnte diese Lücke theoretisch noch durch die 207 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub> aus dem Energiesektor kompensiert werden. Diese Emissionen sind jedoch seit 2013 rückläufig, wobei der Rückgang in den letzten Jahren besonders hoch ist (-18% zwischen 2018 und 2019 und -15% zwischen 2019 und 2020). Die Emissionen aus der Energieversorgung werden aufgrund des mittelfristigen Kohleausstiegs und der geplanten vollständigen Dekarbonisierung der Energieversorgung im Zuge der Energiewende bis spätestens 2045 nicht mehr bestehen. Aufgrund des geplanten Kohleausstiegs ist auch ein Installieren von CO<sub>2</sub>-Abscheideanlagen für Kohlekraftwerke keine Option mehr, so dass die korrespondierenden Emissionen auch nicht als Rohstoff bereitgestellt werden könnten.

Diese kurze Betrachtung zeigt bereits, dass eine Korrelation der Verfügbarkeit und des Bedarfs von CO<sub>2</sub> eine eingehendere Betrachtung erfordern. Die Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub> aus industriellen Punktquellen ist nicht statisch, sondern wird aufgrund der nationalen Emissionsminderungsziele bis 2045 deutlich abnehmen, nicht nur im Energiesektor. Andererseits kann das theoretische Mengenpotential für CCU nicht bzw. nicht sinnvoll ausgeschöpft werden.

In diesem Kapitel soll daher betrachtet werden, welche weitere Entwicklung für die Verfügbarkeit der beschriebenen CO<sub>2</sub>-Punktquellen zu erwarten ist und welcher Anteil des theoretischen Mengenpotentials für CCU durch CO<sub>2</sub> aus Deutschland zukünftig abgedeckt werden kann.

#### 3.5.3.1 Zukünftige Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub>-Quellen

Tabelle 52 betrachtet die mögliche Entwicklung für industrielle CO<sub>2</sub>-Punktquellen. Die dieser Einschätzung zugrundeliegenden technologischen Entwicklungen in den wesentlichen Sektoren sollen nachfolgend beschrieben werden. Es ist zunächst festzustellen, dass alle Sektoren intensiv an Technologien zur CO<sub>2</sub>-Emissionsminderung forschen, um die Klimaschutzziele zu erreichen. Die meisten Sektor-Roadmaps streben Nullemissionen bis 2050 an. Viele der in Entwicklung befindlichen Technologien beruhen auf Wasserstoff als Energieträger, mit dem Ziel, fossile Energieträger zu reduzieren und schließlich ganz zu ersetzen. Eine Metastudie verschiedener Fraunhofer-Institute im Auftrag des Nationalen Wasserstoffrats (Wietschel und et al. 2021) quantifiziert den Bedarf an Wasserstoff und den Energiebedarf aus verschiedenen Studien. Bis 2030 liegt demnach der Bedarf an Wasserstoff und darauf basierenden Syntheseprodukten bei bis zu 80 TWh, 2050 bei bis zu 800 TWh. Die Schwankungsbreite der Studien ist dabei hoch, u.a., weil potenziell verschiedene konkurrierende Technologien zur Verfügung stehen und viele, aber nicht alle, auf Wasserstoff beruhen. So führt für die **Stahlindustrie** die Direktreduktion von Eisenerz mit grünem Wasserstoff zur Minderung der CO<sub>2</sub>-Emissionen des Sektors. Die Wirtschaftsvereinigung Stahl gibt diese mit 26 Tonnen CO<sub>2</sub> pro Tonne eingesetztem Wasserstoff an (Wirtschaftsvereinigung Stahl 2021b). Umfangreiche Projekte dazu finden u.a. auf europäischer Ebene im Rahmen des Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking statt (FCH 2020). Als konkurrierende Technologie zu wasserstoffbasierten Stahlrouten käme aber auch CCS in Frage. In letzterem Fall würden CO<sub>2</sub>-Emissionen abgetrennt und gespeichert, wobei hier keine vollständige CO<sub>2</sub>-Abtrennung und somit Treibhausgasneutralität zu erwarten wäre.

Für die **Chemieindustrie** ist, bedingt durch die Komplexität der Produktionsketten und der Vielzahl an Produkten, die Situation noch unübersichtlicher. Fossile, energiebedingte CO<sub>2</sub>-Emissionen werden allgemein wegfallen, wenn keine fossilen Brennstoffe mehr eingesetzt werden, sondern der Prozesswärmebedarf durch Elektrifizierung (Elektrodenkessel, elektrische

Widerstandsheizung, industrielle Wärmepumpen, elektrische Lufterhitzer etc.) gedeckt wird. Elektrodenkessel zur Dampferzeugung werden bereits industriell eingesetzt, andere Technologien, wie der elektrisch beheizte Steamcrackerofen (BASF et al. 2021), befinden sich in der Entwicklung. Rohstoffbedingte Emissionen würden, je nach gewählter Syntheseroute, z.T. ebenfalls entfallen. Als Beispiel sei die Ammoniaksynthese genannt, bei der CO<sub>2</sub> konventionell bei der Wasserstoffbereitstellung aus der Erdgasreformierung als Nebenprodukt anfällt. Die Ammoniaksynthese wurde in Kapitel 3.1.5.1 als besonders geeignete, da nahezu reine, CO<sub>2</sub>-Quelle ausgewiesen. Ein Ersatz durch grünen Wasserstoff führt hier zum Wegfall kohlenstoffbedingter Emissionen. Für andere Prozesse, wie der Herstellung von Ethylenoxid, verbleibt CO<sub>2</sub> als Nebenprodukt durch Überoxidation von Ethylen, wobei neue Verfahren in der Entwicklung sind, die dieses Problem möglicherweise ausschließen.

Als konkurrierende Option in der Chemie ist außerdem der Einsatz synthetischer (Power-to-X)-Rohstoffe zu nennen. Diese können sowohl als Brennstoffe zur Wärmebereitstellung als auch als Rohstoffe eingesetzt werden und erlauben prinzipiell die Aufrechterhaltung der bisherigen chemischen Produktionsketten unter Weiternutzung bestehender Anlagen. Der in den synthetischen Brenn- und Rohstoffen gebundene Kohlenstoff wird dabei anteilig wieder als energie- und rohstoffbedingte Emissionen frei und kann wieder abgetrennt und als CCU Rohstoff verwendet werden.

Zukünftige Emissionen aus **Raffinerien** hängen stark von der Struktur und dem Produktionsportfolio dieses Sektors ab. Ein Positionspapier der europäischen Raffinerieindustrie (FuelsEurope 2020) schlägt einen Mix aus Biokraftstoffen und synthetischen Kraftstoffen vor. Es ist aber generell von einem starken Umbau der rohölbasierten Raffinerien und ihrer Wertschöpfungsketten auszugehen. Mit einer sinkenden Verarbeitung von Rohöl in Raffinerien werden auch die diesem Sektor zugeschriebenen Emissionen abnehmen.

Für die **Zement- und Kalkindustrie** besteht das grundlegende Problem der rohstoffbedingten CO<sub>2</sub>-Emissionen, die unvermeidlich sind und sich somit sämtlichen Maßnahmen zur Emissionsminderung entziehen. Pro Tonne produziertem Zement resultieren in Deutschland 0,6 Tonnen CO<sub>2</sub>-Emissionen (VDZ 2020a), zwei Drittel davon entfallen auf rohstoffbedingte Prozessemissionen. Die aktuelle Roadmap zur Dekarbonisierung der Zementindustrie (VDZ 2020a) kommt zu dem Schluss, dass bei Ausschöpfung der zur Verfügung stehenden Technologien zur weiteren Reduktion oder Substitution des fossilen Brennstoffbedarfs und die Realisierung „klinkereffizienter“ Zemente ab 2050 ein Bedarf zur Abscheidung von CO<sub>2</sub> für CCS und CCU von 10 Mio. Tonnen jährlich verbleibt. Die in Kapitel 2.3 angedeutete Bereitstellung von mineralischen Carbonaten über CCU als Rohstoff für die Klinkerproduktion wird in der Zementindustrie nicht diskutiert und ist angesichts des hohen Energieaufwands und des niedrigen Technologiereifegrads auch nicht als realistisch einzustufen.

Als unvermeidlich sind auch die CO<sub>2</sub>-Emissionen aus **Fermentationsprozessen und der Biogasproduktion** sowie aus der **Müllverbrennung** anzusehen. Sie werden damit als Rohstoffquellen für CCU erhalten bleiben. Für Biogas- und Gärprozesse wird hier eine konstant bleibende Verfügbarkeit angenommen. In Müllverbrennungsanlagen werden rund 21,5 Mio. Tonnen an Siedlungsabfällen thermisch verwertet (Wert von 2017, (Destatis 2020b)). Es ist potenziell möglich, dass die, ebenfalls Klimaschutz-motivierten höheren Recyclingquoten, recyclinggerechtes Produktdesign und Entwicklungen in neuen Technologien zum chemischen Recycling dazu führen, dass die Müllverbrennung bis 2045 abnimmt.

Die in Tabelle 52 aufgeführte Abschätzung der CO<sub>2</sub>-Emissionen aus verschiedenen Quellen ist naturgemäß mit einer hohen Unsicherheit behaftet. Die Schätzungen werden sehr konservativ im Sinne der Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub> vorgenommen, d. h. für die meisten Sektoren wird

Treibhausgasneutralität 2050 angenommen. Die resultierende Menge von gut 32 Mio. Tonnen ab 2050 würde nicht ausreichen, um die komplette Rohstoffversorgung der deutschen Chemieindustrie mit Kohlenstoff zu erreichen. Die konservative Schätzung gilt dann, wenn industrielle Strategien zur CO<sub>2</sub>-Minderung durch Dekarbonisierung und Defossilierung konsequent implementiert werden und nicht auf CCS beruhen. Ausnahmen sind die Zement- und Kalkindustrie, für die rohstoffbedingte Minderungen nur durch CCS und CCU möglich sind. Eine über die verfügbare Menge an CO<sub>2</sub> hinausgehende Implementierung von CCU wäre durch Import von CO<sub>2</sub>, beispielsweise über Pipelines oder durch Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus der Luft (Direct Air Capture) erreichbar. Die Transportoption von CO<sub>2</sub> ist aufgrund der Kosten für Pipelines kritisch zu sehen. Eine umfangreiche Analyse dazu hat die European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants durchgeführt (ZeroEmissionsPlatform 2011). Auch wenn die Studie älter ist, sind die dort präsentierten Zahlen weiterhin aktuell. Direct Air Capture ist ebenfalls kostenintensiv und erfordert erhebliche Energiemengen von rund 2 MWh/t CO<sub>2</sub> (vgl. Kapitel 3.3.10). Aufgrund der zu erwartenden begrenzten Verfügbarkeit an erneuerbaren Stromkapazitäten wird in diesem Fall ein Import von Strom erforderlich werden.

**Tabelle 52: Abschätzung der Entwicklung verfügbarer CO<sub>2</sub>-Emissionen aus industriellen Punktquellen in Deutschland.**

Sektor	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2020 [Mio. CO <sub>2</sub> ]	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2030 [Mio. CO <sub>2</sub> ]	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2040 [Mio. CO <sub>2</sub> ]	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2050 und danach [Mio. CO <sub>2</sub> ]	Eingesetzte Technologien / Annahmen zum Verlauf der Emissionen
Klinkerproduktion (Zement); (VDZ, 2020a)	20,1	18	15	10,4	Reduktion /Substitution fossiler Brennstoffe, klinkereffiziente Zemente, danach bliebe nur CCS oder CCU; Wert für 2050 entspricht Roadmap der Zementindustrie
Kalkproduktion); (BV Kalk 2020)	6,4	6,4	5,5	4,7	Annahme: konstante Verfügbarkeit, unvermeidliche rohstoffbedingte Emissionen verbleiben
Chemische Industrie; Basis: (DEHSt 2020), eigene Annahmen	16,9	16	10	0,5	Elektrifizierung und grüner Wasserstoff; Residualemissionen z. B. aus EO-Herstellung können genutzt werden
Raffinerien; Basis: (DEHSt 2020), eigene Annahmen	22,9	18	10	0	Perspektive unklar; Annahme: keine fossilen Ausgangsstoffe und Nullemission ab 2050
Eisen- und Stahlerzeugung (Agora Energiewende 2020)	31,4	25	18	0	Direktreduktion von Eisen mit grünem Wasserstoff; CO <sub>2</sub> als Rohstoff nur bei bestehenden Anlagen

Sektor	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2020 [Mio. CO <sub>2</sub> ]	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2030 [Mio. CO <sub>2</sub> ]	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2040 [Mio. CO <sub>2</sub> ]	CO <sub>2</sub> -Emissionen 2050 und danach [Mio. CO <sub>2</sub> ]	Eingesetzte Technologien / Annahmen zum Verlauf der Emissionen
					mit Carbon Capture verfügbar
Mineralverarbeitende Industrie (Glas und Keramik) (Leisin 2019)	8,0	8,0	5	0,8	Rohstoffbedingte Emissionen verbleiben
Sonstige	8,1	-	-	-	Keine Prognose
Biogas- und Gärprozesse (FNR 2021), (DVGW 2017)	11,5	11,5	11,5	11,5	Emissionen sind unvermeidlich, es wird von konstanter Verfügbarkeit ausgegangen
Müllverbrennung (ITAD 2020a)	9,3	8,5	7	4,7	Annahme: höhere Recyclingquoten führen zu Reduktion um 50%
<b>Summe</b>	<b>134,6</b>	<b>111,4</b>	<b>82,0</b>	<b>32,6</b>	

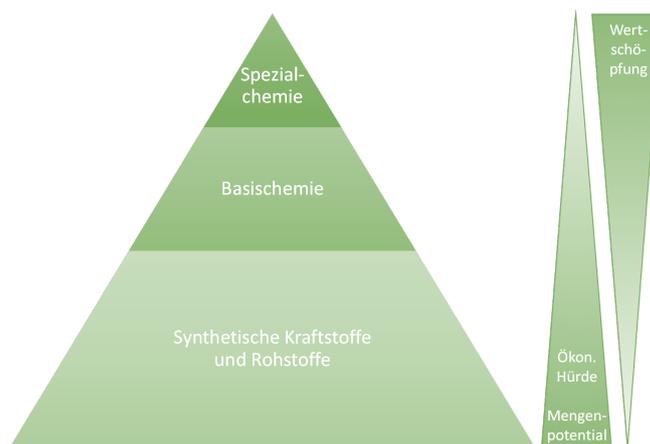
Quelle Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

### 3.5.3.2 Abschätzung der Implementierung von CCU Technologien

CCU Technologien bieten alternative Syntheserouten zu chemischen Grundstoffen, Spezialchemikalien und Polymeren. In diesem Sinne ist die chemische Industrie als der primäre Sektor für den Einsatz von CCU anzusehen. Daneben ist über CCU die Herstellung von synthetischen Kraftstoffen und mineralischen Carbonaten möglich, beides ist klassisch nicht dem Chemiesektor zuzuordnen. Eine Transformation hin zur Bereitstellung von Kraftstoffen durch die Chemie anstelle der Raffinerien über Power-to-X-Technologien bzw. ein Verschwimmen der Sektorgrenzen an dieser Schnittstelle ist aber denkbar.

Für die Umsetzungsperspektive von CCU sind neben dem aktuellen Technologiereifegrad maßgeblich wirtschaftliche Faktoren entscheidend. Insbesondere die wasserstoffbasierten Power-to-X-Technologien sind in den seltensten Fällen in bestehende Anlagen durch Umrüstung (Retrofits) integrierbar, sondern erfordern Investitionen in Neuanlagen - nicht nur für die Wasserelektrolyse, sondern auch für die nachfolgenden chemischen Produktionsanlagen. Neben Investitionskosten sind die Gestehungskosten für die Zielprodukte entscheidend. Insbesondere für synthetische Rohstoffe und Kraftstoffe, aber auch für die Basischemie, sind die Gestehungskosten im Vergleich zu den fossilen Herstellungsverfahren zu hoch. Die Rohstoff- und Energiekosten dominieren für diese Produkte und Energie muss durch Strom aus erneuerbaren Energiequellen bereitgestellt werden zu Kosten, die deutlich über denen fossiler Energieträger liegen. Produkte mit hoher Wertschöpfung haben daher häufig eine geringere Eintrittsbarriere, weil diese Kostenanteile weniger ins Gewicht fallen. Andererseits ist das CCU Mengenpotential für diese Spezialchemikalien oder Spezialpolymere um Größenordnungen geringer als für Basischemikalien oder gar Kraftstoffe. Dieser Zusammenhang ist schematisch in Abbildung 36 dargestellt.

**Abbildung 36: Hierarchie für die CCU Nutzung.**



Quellen: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Tabelle 53 fasst die in dieser Hinsicht relevantesten Produkte und Prozesse zusammen. Es sind Prozesse mit einem ausreichend hohen TRL und damit realistischen Umsetzungshorizont bis 2050. Für den Chemiesektor wird dann ein Umsetzungspotential von knapp 50 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub> ab dem Jahr 2050 angenommen. Grundvoraussetzung ist, dass die politischen Ambitionen bzgl. Klimaneutralität der Industrie stringent umgesetzt werden und ein Import von erneuerbar erzeugtem Strom realisiert wird. Es ist zu betonen, dass die mengenmäßig wirklich entscheidenden Potentiale für CCU in der Chemie den Grundstoffen (Methanol, Olefine und Aromaten) zuzuordnen sind. Diese unterliegen jedoch den zuvor genannten Eintrittshürden und Wettbewerbsnachteilen hinsichtlich der im Vergleich zu den etablierten fossilen Routen zu hohen Gestehungskosten. Die Kosten für Grünstrom und CO<sub>2</sub> als Rohstoff im Vergleich zu fossilen Rohstoffen und Energieträgern und deren CO<sub>2</sub>-Besteuerung werden entscheidende Faktoren bei der Implementierung der entsprechenden CCU Prozesse in Deutschland spielen. Dabei ist auch zu beachten, dass andere Weltregionen perspektivisch Standortvorteile in der Erzeugung von erneuerbarem Strom haben oder gegebenenfalls CO<sub>2</sub> kostengünstiger zur Verfügung stellen können. Daher könnte es zu einer zumindest anteiligen Verlagerung der Grundstoffproduktion in eben diese Weltregionen kommen. In diesem Fall sinkt auch das ausgeschöpfte Potential für die Nutzung von CO<sub>2</sub> in Deutschland.

Die Nutzung von CCU für die Herstellung von Brenn- und Kraftstoffen wird vor diesem Hintergrund nicht als realistisch angesehen, da perspektivisch die erforderlichen Mengen an erneuerbar erzeugtem Strom nicht zur Verfügung stehen werden, auch nicht bei der Berücksichtigung eines europäischen Strommarkts. Als wahrscheinlicher wird die Erzeugung solcher PtX-Produkte in anderen Weltregionen und der Import nach Deutschland angesehen. Wie schon ausgeführt wird außerdem keine signifikante Umsetzung von CO<sub>2</sub> zu mineralischen Carbonaten als Strategie für die Dekarbonisierung des Zement- und Kalksektors erwartet. Die aus diesen Industriequellen stammenden CO<sub>2</sub>-Emissionen werden im Gegenteil als CCU Quelle für die Chemie eine steigende Rolle spielen.

Somit bleibt ein Potenzial von ca. 50 Mio. Tonnen für 2050 als derzeit mögliches Szenario bestehen. Auch mittelfristig ist mit einem Anstieg der CO<sub>2</sub>-Nutzung zu rechnen. Dies betrifft aber voraussichtlich zunächst die kleinvolumigeren Spezialchemikalien und -polymere, die aus dem Demonstrations- in den Produktionsmaßstab wechseln. Für die Basischemie sind zunächst verlässliche Rahmenbedingungen und Anreize zu implementieren, um den beschriebenen Kostennachteilen zu begegnen. Der Schritt von Demonstrations- zu Produktionsanlagen ist mit erheblichen Investitionen verbunden und der Planungsvorlauf ist länger. Zudem ist anzumerken, dass die Basischemierouten überwiegend von der Verfügbarkeit von grünem

Wasserstoff abhängen. Der Ausbau der erneuerbaren Energiequellen und die Dekarbonisierung des Strommixes in Deutschland werden erst ca. 2030-2035 zu Einsparungen in der CO<sub>2</sub>-Bilanz gegenüber den fossilen Routen führen (Geres et al. 2019). Entsprechend wird ein signifikanter Technologiehochlauf für CCU erst Mitte der 2030er Jahre beginnen und die Marke von 50% der für 2050 angenommenen CO<sub>2</sub>-Nutzung erst 2040 oder noch später erreicht werden.

#### **3.5.4 Fazit zur zukünftigen Entwicklung der stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>**

Das beschriebene Potential für CCU entstammt einer konservativen Schätzung unter Berücksichtigung der unterschiedlichen Faktoren, die als Hindernisse auf dem Weg zu einer umfassenden Implementierung von CCU Technologien bestehen. Die Menge des für CCU genutzten CO<sub>2</sub> liegt aktuell unter 400 kt. Sie wird voraussichtlich bis Mitte der 2030er Jahre nur langsam ansteigen. 2040 oder etwas später wird eine Nutzung von 25 Mio. Tonnen erwartet, die dann bis 2050 um weitere 25 Mio. Tonnen ansteigt. Diese Prognose gilt unter der Voraussetzung, dass es zu keiner signifikanten Verlagerung der Basischemieproduktion in andere Weltregionen kommt. Das verfügbare CO<sub>2</sub> aus großen industriellen Punktquellen liegt bei gut 32 Mio. Tonnen in 2050 und wäre nicht ausreichend, um den Bedarf zu decken. Es müssen weitere, kleinere Punktquellen hinzugezogen werden, ergänzt um Direct Air Capture. Für das beschriebene Szenario wird ein Import von Strom aus erneuerbaren Energiequellen in erheblichem Umfang erforderlich sein. Die Roadmap 2050 (Geres et al. 2019) weist hier einen Bedarf von 680 TWh Strom aus. Das entspricht dem 12-fachen des jetzigen Strombedarfs der deutschen chemischen Industrie.

**Tabelle 53: Perspektive der CCU Implementierung in Deutschland.**

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Produktion in kt (VCI 2020b), (Prodcom 2021)	t CO <sub>2</sub> / t Prod.	CO <sub>2</sub> -Einsatz in kt CO <sub>2</sub> (stöchiometrisch)	Status	Perspektive
Harnstoff	Reaktion von Ammoniak und CO <sub>2</sub> zu Ammoniumcarbamat und Dehydratisierung zu Harnstoff $\text{CO}_2 + 2 \text{NH}_3 \rightleftharpoons \text{NH}_2\text{COONH}_4 \rightleftharpoons \text{CO}(\text{NH}_2)_2 + \text{H}_2\text{O}$	9	521	0,733	382	Groß-technisch	Import von CO <sub>2</sub> aus anderen Quellen als der erdgas-basierten NH <sub>3</sub> -Synthese ist stufenlos möglich, Annahme: bis 2050 abgeschlossen
Salicylsäure	Kolbe-Schmitt Synthese: Carboxylierung von Natriumphenoxid $\text{CO}_2 + \text{NaOH} + \text{H}_2\text{O} + \text{NaOC}_6\text{H}_5 \rightleftharpoons \text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH} + 2 \text{NaOH}$	9		0,319 <sup>1)</sup>	0,014	Groß-technisch	Bleibt erhalten, geringe Mengen
Zyklische Carbonate	Umsetzung von Ethylenoxid mit CO <sub>2</sub> zu Ethylencarbonat $\text{CO}_2 + (\text{CH}_2)_2\text{O} \rightleftharpoons (\text{CH}_2)_2\text{CO}_3$	9	5 <sup>2)</sup>	0,5	2,5	Groß-technisch	Bleibt erhalten, geringe Mengen
Polyurethan	Umsetzung von Propylenoxid (oder Ethylenoxid (EO)) mit CO <sub>2</sub> zu Polyolen, mit Isocyanaten zu Polyurethan $\text{CO}_2 + \text{CH}_3\text{CHCH}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{-(OCH}(\text{CH}_3)\text{CH}_2\text{OCO)-}$	6-7 (EO: 5)	1.300	0,3	390	Demoanlage Covestro, 5kt/a	Vollständige Implementierung bis 2050 wird angenommen
Aliphatische Polycarbonate	Umsetzung von CO <sub>2</sub> mit Epoxiden zu aliph. Polycarbonaten $\text{CO}_2 + \text{CH}_3\text{CHCH}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{-(CH}_3\text{C}_2\text{H}_3\text{O}_2\text{CO)-}$	6-7	200	0,43	86	Demoanlagen Novomer (USA) und in China	Vollständige Implementierung bis 2050 wird angenommen
Methanol	Reverse-Watergas-Shift von CO <sub>2</sub> und grünem H <sub>2</sub> zu CO and Wasser, Methanolsynthese	7-8	1.523	1,375	2.094	Demoanlage in Island (CRI) und	Implementierung bis 2050 wird angenommen; ökonomische Hürde

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Produktion in kt (VCI 2020b), (Prodcom 2021)	t CO <sub>2</sub> / t Prod.	CO <sub>2</sub> -Einsatz in kt CO <sub>2</sub> (stöchiometrisch)	Status	Perspektive
	$2 \text{ CO}_2 + 4 \text{ H}_2 \rightleftharpoons 2 \text{ H}_2\text{O} + 2 \text{ CO} (+ 2 \text{ H}_2) \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH} + \text{CO}$					Japan (Mitsui Chemicals)	erfordert aber Anreize; derzeit Gestehungskosten 2-3x der fossilen Route <sup>3)</sup>
Methanol	Trockenreformierung von CH <sub>4</sub> und CO <sub>2</sub> zu Synthesegas, gefolgt von Wassergas Shift zum Einstellen des CO:H <sub>2</sub> Verhältnisses, anschl. Methanolsynthese $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{CH}_4 \rightleftharpoons 2 \text{ CO} + 2 \text{ H}_2 (+ \text{H}_2\text{O}) \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH} + \text{CO}$	7-8				Pilotanlage bei Linde, Pullach; Demoanlage in Shanxi, China, mit 60 t CO <sub>2</sub> /d	Nachteil der Weiternutzung von Erdgas
Methanol	Bireforming CO <sub>2</sub> / CH <sub>4</sub> -Dampfreformierung, und Methanolsynthese	6-7				Demoanlage in Japan, Chiyoda Corp	Nachteil der Weiternutzung von Erdgas
Ethylen	Herstellung CO <sub>2</sub> -basiertes Methanol und Methanol to olefin (MTO)-Hydratisierung zu DME gefolgt von Konversion zum Olefin $2 \text{ CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$	7-8	4.968	3,14	15.600	MTO ist etabliert (China), Methanol siehe oben	Erfordert massive Investitionen in CCU Methanolanlagen (2,28 t MeOH/t Ethylen) und MTO-Anlagen; Gestehungskosten 3-4x der fossilen Route <sup>3)</sup>
Ethylen	PtX-Synthese von synthetischem Naphtha aus CO <sub>2</sub> und grünem H <sub>2</sub> über Synthesegas und FT zu Kohlenwasserstoffen, anschließend Steamcracker	6				PtX Pilotanlagen von sunfire, und Ineratec mit Schwerpunkt auf syn. Kraftstoffen	Erfordert massive Investitionen in PtX/FT-Anlagen; Weiternutzung der bestehenden Crackerinfrastruktur; Gestehungskosten 3-4x der fossilen Route <sup>3)</sup>

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Produktion in kt (VCI 2020b), (Prodcom 2021)	t CO <sub>2</sub> / t Prod.	CO <sub>2</sub> -Einsatz in kt CO <sub>2</sub> (stöchiometrisch)	Status	Perspektive
Ethylen	Direktsynthese über modifiz. FT Katalysator $2 \text{ CO}_2 + 6 \text{ H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4 + 4 \text{ H}_2\text{O}$	2-4				F&E	Bis 2050 vorauss. nicht verfügbar
	Direkte elektrochemische Reduktion von CO <sub>2</sub> $2 \text{ CO}_2 + 8 \text{ H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4 + 12 \text{ OH}$	3				F&E	
Propylen	Herstellung CO <sub>2</sub> -basiertes Methanol und Methanol to olefin (MTO) - Hydratisierung von CO <sub>2</sub> -basiertem Methanol zu DME gefolgt von Konversion zum Olefin $6 \text{ CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons 3 \text{ CH}_3\text{OCH}_3 + 3 \text{ H}_2\text{O} \rightleftharpoons 2 \text{ C}_3\text{H}_6 + 6 \text{ H}_2\text{O}$	8-9	3.480	3,14	10.927	MTO ist etabliert (China), Methanol siehe oben)	Erfordert massive Investitionen in CCU Metholanlagen (2,28 t MeOH/t Propylen) und MTO-Anlagen; Gesteigungskosten 3-4x der fossilen Route <sup>3)</sup>
Propylen	Herstellung CO <sub>2</sub> -basiertes Methanol und Methanol to Olefin (MTO) -mit Methanol und Ethylen $\text{CH}_3\text{OH} + \text{C}_2\text{H}_4 \rightleftharpoons \text{C}_3\text{H}_6 + \text{H}_2\text{O}$	7-8					s.o.
Propylen	PtX-Synthese von synthetischem Naphtha aus CO <sub>2</sub> und grünem H <sub>2</sub> über FT, anschließend Steamcracker	6				PtX Pilotanlagen von sunfire und Ineratec mit Schwerpunkt auf syn. Kraftstoffen.	Erfordert massive Investitionen in PtX/FT-Anlagen; Weiternutzung der bestehenden Crackerinfrastruktur Gesteigungskosten 3-4x der fossilen Route <sup>3)</sup>
Aromaten: Benzol	Herstellung CO <sub>2</sub> -basiertes Methanol und Methanol zu Aromaten (MTA) Prozess zu Benzol, Toluol, Xylol	7	B/T/X 1527/571/ 396	B/T/X 3,38/ 396	B/T/X 5.161/ 1.912/ 1.315	Pilot- und Demoaktivitäten in China, Tsinghua	Erfordert massive Investitionen in CCU Metholanlagen (4,3 t

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Produktion in kt (VCI 2020b), (Prodcom 2021)	t CO <sub>2</sub> / t Prod.	CO <sub>2</sub> -Einsatz in kt CO <sub>2</sub> (stöchiometrisch)	Status	Perspektive
Toluol Xylole	$6 \text{ CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{C}_6\text{H}_6 + 6 \text{ H}_2\text{O} + 3 \text{ H}_2$ $7 \text{ CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + 7 \text{ H}_2\text{O} + 3 \text{ H}_2$ $8 \text{ CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2 + 8 \text{ H}_2\text{O} + 3 \text{ H}_2$			3,35/ 3,32		University and China Huadian Corporation	MeOH/t BTX) und MTA-Anlagen; Gesteigungskosten 3-4x der fossilen Route <sup>3)</sup> Einschätzung s. Text
Aromaten: Benzol Toluol Xylole	PtX-Synthese von synthetischem Naphtha aus CO <sub>2</sub> und grünem H <sub>2</sub> über FT, anschließend Steamcracker	6				PtX Pilotanlagen von sunfire, und Ineratec mit Schwerpunkt auf syn. Kraftstoffen.	Erfordert massive Investitionen in PtX/FT-Anlagen; Weiternutzung der bestehenden Crackerinfrastruktur Gesteigungskosten 3-4x der fossilen Route <sup>3)</sup> ; Einschätzung s. Text
Aromaten: Benzol Toluol Xylole	CO <sub>2</sub> Methanisierung gefolgt von CH <sub>4</sub> Dehydroaromatisierung $6 \text{ CO}_2 + 24 \text{ H}_2 \rightleftharpoons 6 \text{ CH}_4 + 12 \text{ H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{C}_6\text{H}_6 + 9 \text{ H}_2$	2-4				F&E	Bis 2050 vorauss. nicht verfügbar
Kraftstoffe	Aus dem theoretischen Potential in Tabelle 50, Kapitel 3.5.2 wird Kerosin und ein Teil Diesel als Schiffskraftstoff angenommen.				75.000	PtX Pilotanlagen von sunfire und Ineratec	Implementierung in D unwahrscheinlich, eher Import von PtX-Produkten
Mineralische Carbonate	Siehe Tabelle 51 in Kapitel 3.5.2				25.000	Pilot- und Demoanlagen; CarbonCure, Kanada; Carbon8, UK, Calera, USA	Signifikante Umstellung mineralischer Rohstoffe auf CCU ist unwahrscheinlich und energieintensiv; entspr. Emissionen sollten als

Produkt	CCU Syntheseroute	TRL	Produktion in kt (VCI 2020b), (Prodcom 2021)	t CO <sub>2</sub> / t Prod.	CO <sub>2</sub> -Einsatz in kt CO <sub>2</sub> (stöchiometrisch)	Status	Perspektive
							Quelle für CCU genutzt werden

<sup>1</sup>Zahlen für D liegen nicht vor; Angaben für Europa

<sup>2</sup>Zahlen für D liegen nicht vor; weltweite Produktion liegt bei 80 kt, es wurde ein Anteil angenommen.

<sup>3</sup>Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

## 4 Anlagenspezifische Betrachtung der Umweltaspekte von aus CO<sub>2</sub> hergestellten Chemikalien und Kunststoffen

### 4.1 Herangehensweise zur Bewertung der anlagenspezifischen Umweltaspekte

Die Untersuchung konzentriert sich auf die quantitative und qualitative Erfassung von anlagenspezifischen Umweltaspekten der in Kapitel 2 beschriebenen CCU Pfade und Produkte, hinsichtlich des Energie-, Wasser- und Rohstoffverbrauchs, Bedarfs an Hilfsstoffen, des Anfalls und der Verwertbarkeit von Abfällen sowie Emissionen in Boden, Wasser und Luft. Darüber hinaus wird der Anhang III der Industrie-Emissions-Richtlinie 2010/75/EU (EU 2010) zugrunde gelegt:

1. Einsatz abfallarmer Technologie.
2. Einsatz weniger gefährlicher Stoffe.
3. Förderung der Rückgewinnung und Wiederverwertung der bei den einzelnen Verfahren erzeugten und verwendeten Stoffe und gegebenenfalls der Abfälle.
4. Vergleichbare Verfahren, Vorrichtungen und Betriebsmethoden, die mit Erfolg im industriellen Maßstab erprobt wurden.
5. Fortschritte in der Technologie und in den wissenschaftlichen Erkenntnissen.
6. Art, Auswirkungen und Menge der jeweiligen Emissionen.
7. Zeitpunkte der Inbetriebnahme der neuen oder der bestehenden Anlagen.
8. Für die Einführung einer besseren verfügbaren Technik erforderliche Zeit.
9. Verbrauch an Rohstoffen und Art der bei den einzelnen Verfahren verwendeten Rohstoffe (einschließlich Wasser) sowie Energieeffizienz.
10. Die Notwendigkeit, die Gesamtwirkung der Emissionen und die Gefahren für die Umwelt so weit wie möglich zu vermeiden oder zu verringern.
11. Die Notwendigkeit, Unfällen vorzubeugen und deren Folgen für die Umwelt zu verringern.
12. Von internationalen Organisationen veröffentlichte Informationen.

Aufgrund der unterschiedlichen Technologiereife und des Informationsstandes ist zu beachten, dass die Untersuchung sehr heterogen ausfällt und ein direkter Vergleich zwischen den unterschiedlichen Technologien aus diesem Grund nicht zulässig ist. Für eine bessere Einordnung und Abschätzung werden jedoch der TRL sowie der Informationsstand der jeweiligen Technologien berücksichtigt.

### 4.2 Anlagenspezifische Umweltaspekte der CO<sub>2</sub>-Bereitstellung

#### 4.2.1 CO<sub>2</sub> aus der Aminwäsche

Die Aminwäsche ist eine ausgereifte Technologie, die bereits großtechnisch im Einsatz ist (vergleiche hierzu Kapitel 3.3.5). Die Aminwäsche kann zur Abtrennung von CO<sub>2</sub> aus vielen unterschiedlichen CO<sub>2</sub>-Quellen genutzt werden. Die langjährige industrielle Erfahrung basiert auf der Anwendung in Raffinerien, der Ammoniakproduktion, petrochemischen Anlagen, in der Erdgas- und Biogasaufbereitung und in Pilot- und Demonstrationsvorhaben von Kraftwerken. Je nach Rauchgaszusammensetzung werden naturgemäß entsprechende Anpassungen an der Anlagenkonfiguration von Nöten sein, die Einfluss auf die benötigte Energiemenge (auch abhängig von der Abscheiderate für CO<sub>2</sub> und Degradationsprozesse, die wiederum abhängig sind vom Sauerstoffgehalt und Konzentration saurer Gasbestandteile) haben können (vgl. Kapitel 3.3.12). Jedoch spiegeln die ermittelten Werte bereits die Art und

Größenordnung der anlagenbezogenen Umweltaspekte wider und können mit entsprechenden Anpassungen an unterschiedliche CO<sub>2</sub>-Quellen angepasst werden.

Die Übertragung der Technologie zur Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus industriellen Punktquellen, wie der Zementindustrie sind weiterhin Gegenstand der Forschung und Entwicklung. Weltweit existiert gegenwärtig nur ein Projekt, in dem CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus einem Zementwerk auf Industrieskala aufgebaut wird, Longship in Norwegen. Im Zementwerk Brevik wird das CO<sub>2</sub> mittels Aminwäsche abgeschieden (Norwegian Ministry of Petroleum and Energy 2019), dort temporär gespeichert und schließlich zu einer Speicherstätte unter der Nordsee transportiert. Für die konkrete Anwendung der Aminwäsche zur Abscheidung in einem Zementwerk basieren die zugänglichen Informationen daher im Wesentlichen auf Literaturwerten aus der Forschung, sowie Pilotanlagen. Detaillierte anlagenspezifische Umweltaspekte der Brevik-Anlage sind den Autoren nicht zugänglich. Der Betrieb für die Produktion und Speicherung soll 2023 aufgenommen werden (Plaza et al. 2020).

Wie in Kapitel 3.3.5 dargestellt, kommen unterschiedliche Waschmittel für die Aminwäsche in Frage. Da jedoch die Nutzung von wässrigen Amin-Lösungen am häufigsten zum Einsatz kommt, gilt der Fokus dem bereits seit langem technisch eingesetzten Monoethanolamin (MEA).

Die Anlage selbst erfordert keine besonderen Materialien außer dem Waschmittel MEA.

Der Bedarf für elektrische Energie für den Betrieb liegt in einer Bandbreite von 0,01 MWh/t und 1 MWh/t abgeschiedenem CO<sub>2</sub> bis hin zum gesamten Energiebedarf der Capture-Anlage einschließlich des Wärmebedarfs. Im Fall des Zementklinkerprozesses liegt die CO<sub>2</sub>-Konzentration im Abgasstrom mit bis zu 30% wesentlich höher als bei den meisten industriellen Abgasen. Andererseits liegt die Abgastemperatur mit bis zu 180°C deutlich höher, so dass eine Kühlung zur Vermeidung von thermischer Degradation erforderlich ist (Plaza et al. 2020). Die typische Temperatur in der Absorberkolonne liegt bei 35 °C. Für die Regeneration von MEA ist ein Wärmebedarf von mindestens 2.000 MJ/t CO<sub>2</sub> (0,56 MWh/t) erforderlich. Höchstens 15% davon kann durch Abwärme im Zementwerk gedeckt werden, da der größte Teil der Abwärme zum Vorheizen des Kalksteins genutzt wird (Hills et al. 2016). Der Wärmebedarf kann dem Strombedarf zugerechnet werden, wenn die Wärme zukünftig elektrisch zur Verfügung gestellt wird, also über Power-to Heat. Bei einem typischen Temperaturbereich von 120-160 °C für die Lösungsmittelregeneration ist diese Option technisch relativ einfach umsetzbar. Im Fall eines Betriebs von reinen elektrischen Komponenten wie z. B. Pumpen und elektrisch betriebenen Kompressoren ist hingegen der ausgewiesene Minimalwert realistisch (Viebahn et al. 2019).

Zur Regenerierung des Waschmittels kann ebenfalls elektrischer Strom oder eine andere Wärmequelle genutzt werden. Je nach Standort und CO<sub>2</sub>-Punktquelle ist hier grundsätzlich auch eine Wärmeintegration möglich, die den Wärmebedarf senken und somit die Energieeffizienz steigern könnte. Dies ist jedoch von vielen Faktoren abhängig und kann nicht pauschalisiert werden (siehe Darstellung in Kapitel 3.3.12.1). Für die Pilotanlage CASTOR und deren Weiterentwicklung CESAR wird für eine elektrische Wärmebereitstellung zusätzlich 0,97 MWh/t CO<sub>2</sub> benötigt würden (Knudsen et al. 2009; Veltman et al. 2010). Dies zeigt, dass der Wärmebedarf für die Regeneration den größten Einfluss auf die Energiebilanz und entsprechende Energiesparmaßnahmen hat.

Der Rohstoffbedarf beschränkt sich im Wesentlichen auf die Nutzung des MEA-Waschmittels, welches durch die Regeneration in einem geschlossenen Kreislauf gehalten wird. Mit zunehmender Betriebszeit verändern sich jedoch die Qualität und die Eigenschaften der MEA-Lösung, was im Wesentlichen auf zwei Degradationsprozesse zurückzuführen ist: die oxidative Degradation und thermische Degradation bzw. Carbamat-Polymerisation. Laboruntersuchungen haben gezeigt, dass die thermische Degradation durch die Temperaturen in der

Regenerationskolone gegenüber der oxidativen Degradation, die auf den im Rauchgas enthaltenen O<sub>2</sub>-Gehalt und SO<sub>2</sub> zurückzuführen ist, zu vernachlässigen ist (Rieder 2016). Die Degradationsprodukte reichern sich im Waschkreislauf an, sodass entsprechende Gegenmaßnahmen ergriffen werden, um einerseits das MEA möglichst verlustlos im Kreislauf halten zu können und andererseits die Entsorgung der Degradationsprodukte zu vermeiden. Im Klinkerbrennprozess wird üblicherweise zusätzliche Luft zugeführt, um die Bildung von Kohlenmonoxid durch Sauerstoffdefizit zu vermeiden. Es verbleiben in der Regel um 3,5% Sauerstoff im Abgas, weniger als beispielsweise in Kohlekraftwerken. Der Anteil oxidativer Zersetzungsprodukte (siehe Kapitel 3.3.12.3) wie Ammoniak ist daher geringer. Messkampagnen haben ergeben, dass Degradationen in einem Umfang stattfinden, welche eine Zufuhr von 1,4 bis 3,1 kg MEA/t CO<sub>2</sub> erfordern würden (Knudsen et al. 2009; Veltman et al. 2010). Variationen ergeben sich aus den spezifischen Prozessbedingungen, insbesondere dem Sauerstoffgehalt der Zuluft. Dabei bleibt zu beachten, dass der Verlust des MEA nicht auf seine Emissionen oder ähnliches zurückzuführen ist, sondern auf die Umwandlung des MEA zu unterschiedlichen Degradationsprodukten. Es wurde bereits in Kapitel 3.3.12.3 anhand der Untersuchungen an der Pilotanlage Niederaußem ausgeführt, dass die Degradation von MEA zeitlich nicht linear verläuft, sondern im Laufe der Kampagne in einen exponentiellen Verlauf überging (Moser et al. 2021). Ein Wechsel des Waschmittels musste nach 334 Tagen erfolgen. Mit sorgfältiger Sauerstoffkontrolle und Schwefeldioxidreduktion ist zu erwarten, dass die Standzeit des Waschmittels bei Zementanlagen größer ist.

Ein geschlossener Kreislauf für das MEA ist wichtig, da es gemäß der H-Sätze als Gefahrenstoff klassifiziert ist: MEA ist leicht entzündlich (H228), kann allergische Hautreaktionen verursachen (H317) und ist schädlich für Wasserorganismen, mit langfristiger Wirkung (H412). Ein Einsatz weiterer gefährlicher Stoffe ist nicht bekannt.

Um den hohen Energiebedarf zur Regenerierung sowie die Degradation des MEA zu senken und somit die anlagenbezogenen Umweltauswirkungen zu verringern, fokussiert sich die Forschung und Entwicklung gegenwärtig auf die Weiterentwicklung besserer Amine. So wird bspw. die geplante Anlage im Zementwerk Brevik ein neu entwickeltes Amin der Firma *Aker Solutions* namens ACC™ advanced amine S26 verwenden (Plaza et al. 2020). Damit kann der Energiebedarf um 10% und die Aminverluste sogar um ca. 90% gesenkt werden (Gorset et al. 2014).

Für weitere Verbesserungen hinsichtlich der energetischen Performance und der anlagenspezifischen Umweltaspekte wird auf die Weiterentwicklung effizienterer und stabilerer Waschmittel gesetzt.

#### 4.2.2 CO<sub>2</sub> aus der Luft über Direct Air Capture (DAC)

Für den Bau von DAC-Anlagen werden, abgesehen von den eingesetzten Sorbentien, keine besonderen oder gefährlichen Stoffe eingesetzt.

Im Niedertemperaturverfahren der DAC (DAC<sub>NT</sub>) kommen feste Sorptionsmittel zum Einsatz, d. h. das eigentliche Sorptionsmittel ist auf einen festen porösen Trägerstoff aufgebracht. Häufig kommen auch hier Amine (z. B. bei *Climeworks*) zum Einsatz, jedoch sind die in den Anlagen konkret eingesetzten Sorptionsmittel nicht publiziert. Deutz und Bardow haben in Zusammenarbeit mit *Climeworks* die Umweltauswirkungen entsprechend des Life Cycle Assessment für sechs unterschiedliche Sorptionsmittel für die DAC<sub>NT</sub> untersucht (Deutz und Bardow 2021). Als mögliche Trägermittel kommen die folgenden Stoffe in Frage: Aluminiumoxid (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), Siliciumdioxid (SiO<sub>2</sub>), mikrokristalline Zellulose, Aktivkohle oder ein Ionenaustauscherharz. Mögliche aktive Sorptionsmittel sind Kaliumcarbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>),

Polyethylenimin (PEI) und N-(2-Aminoethyl)-3-Aminopropyl-trimethoxysilane (AEAPDMS). Letztere sind gemäß der H- und S-Sätze als Gefahrstoffe klassifiziert.

Das Sorptionsmittel wird ausgetauscht, wenn eine CO<sub>2</sub>-Abscheiderate von 50-80% erreicht ist, abhängig von ökonomischen Überlegungen hinsichtlich der Kosten für die Herstellung und den Austausch des Sorptionsmittels. Nach Angaben von Deutz und Bardow (Deutz und Bardow 2021) ist ein Austausch erst nach einigen Jahre erforderlich, d. h. während der Betriebszeit der Anlage wird das Sorptionsmittel mindestens einmal ausgetauscht. Konkrete Angaben zu den genauen Standzeiten der Sorptionsmittel sind jedoch nicht verfügbar. Bislang ist aufgrund fehlender Forschung hinsichtlich der Degradation- und Emissionsmöglichkeiten der festen Sorptionsmittel während des Betriebs kaum etwas bekannt (National Academies of Sciences, Engineering, and Medicine (U.S.) 2019). Dies wurde auch von Deutz und Bardow (Deutz und Bardow 2021) nicht untersucht. Um hier Klarheit zu erlangen, sollten entsprechende Mess- und Forschungsarbeiten vorgenommen werden. Das Sorptionsmittel wird ausgetauscht, wenn eine CO<sub>2</sub>-Abscheiderate von 50-80% erreicht ist, abhängig von ökonomischen Überlegungen hinsichtlich der Kosten für die Herstellung und den Austausch des Sorptionsmittels.

Aufgrund der wesentlich geringeren Konzentration von CO<sub>2</sub> in der Atmosphäre im Vergleich zu Abgasen aus industriellen Punktquellen, sind für die DAC deutlich höhere Energiebedarfe zu erwarten. Diese können, ebenso wie bei den industriellen Punktquellen durch adäquate Wärmeintegration mit z. B. exothermen Prozessen gesenkt werden. Die von *Climeworks* betriebene DAC<sub>NT</sub> hat einen thermischen Energiebedarf von ca. 1,5-2 MWh<sub>th</sub>/t CO<sub>2</sub> und einen elektrischen Energiebedarf von 0,3-0,65 MWh<sub>el</sub>/t CO<sub>2</sub> (Viebahn et al. 2019; Climeworks 2021a; Ozkan 2021a)<sup>13</sup>. Aufgrund der höheren Temperaturen zur Regeneration erfordert das Hochtemperaturverfahren der DAC (DAC<sub>HT</sub>) etwas höhere Energiebedarfe, welche im Bereich von 1,4-2,78 MWh<sub>th</sub>/t CO<sub>2</sub> und bis 1,5 MWh<sub>el</sub>/t CO<sub>2</sub> liegen (Keith et al. 2018; Viebahn et al. 2018; Ozkan 2021b). Dabei muss beachtet werden, dass im Falle der DAC<sub>HT</sub> der Wärmebedarf zum Teil elektrisch bereitgestellt wird, sodass der thermische Energiebedarf sich am unteren Ende des angegebenen Bereichs findet. Der Strombedarf wird in der DAC<sub>NT</sub> für die Ventilatoren zum Ansaugen der Luft und Durchströmen durch die Kollektoren benötigt. Die Wärme wird für die Rückgewinnung des im Sorbens gespeicherten CO<sub>2</sub> gebraucht. Die DAC<sub>NT</sub> (Climeworks) bewegt sich auf einem Temperaturniveau von ca. 100°C, während DAC<sub>HT</sub> (Carbon Engineering) auf einem deutlich höheren Temperaturniveau von ca. 850°C operiert (Viebahn et al. 2019).

Da es sich bei der DAC um einen Oberflächenprozess handelt, bei dem sehr große Mengen Luft bewegt werden müssen, ist ein entsprechender Flächenverbrauch zu erwarten. Die Wertebereiche für Flächenbedarfe unterschiedlicher Anlagen sind in Tabelle 54 aufgeführt. Der Flächenbedarf ist dabei nicht nur technologieabhängig, sondern wird auch von den Konstruktionskonzepten der jeweiligen Anbieter bestimmt. Er verringert sich z. B. bei modularer stapelbarer Bauweise, die in die Höhe statt in die Fläche geht.

Prinzipiell können DAC-Anlagen überall errichtet werden, sowohl auf natürlichen als auch auf bebauten Flächen. Jedoch muss beachtet werden, dass die Anlagen inputseitig erneuerbaren Strom und gegebenenfalls Wärmequellen<sup>14</sup> benötigen und produktseitig das abgetrennte CO<sub>2</sub> entsprechend abtransportiert werden muss. In diesem Sinne ist der Ort der Anlagen nicht vollständig frei wählbar, da durch die benötigten Inputs und generierten Outputs entsprechende Infrastrukturen erforderlich sind. Je nach Ort der Anlage sind entsprechende Änderungen in der

<sup>13</sup> Carbon Engineering nutzt zur Wärmebereitstellung Erdgas. CO<sub>2</sub>-Emissionen die durch die Erdgasnutzung generiert werden, werden ebenfalls abgeschieden, sodass es hier zu keinem zusätzlichen CO<sub>2</sub>-Eintrag in die Atmosphäre kommt (Carbon Engineering 2021a).

<sup>14</sup> Sofern der Wärmebedarf nicht ebenfalls über Elektrifizierung bereitgestellt wird

Flächennutzung, die mit den entsprechenden Umweltauswirkungen verbunden sind, zu erwarten.

**Tabelle 54: Übersicht des Flächenbedarfs für Direct Air Capture Anlagen**

Flächenbedarf in m <sup>2</sup> /t CO <sub>2</sub>	Kommentar	Quelle
0,61-1,21	Carbon Engineering, Anlagengröße 1 Mio. t CO <sub>2</sub> /Jahr	(Carbon Engineering 2021b)
0,100	Climeworks, Anlagengröße 900 t CO <sub>2</sub> /Jahr	(Viebahn et al. 2019)
0,062	Climeworks, Anlagengröße nicht eindeutig	(Beuttler et al. 2019)
0,002-0,050	Global Thermostat, Anlagengröße nicht angegeben	(Viebahn et al. 2019)
0,81-5,06	Errechnete Werte	(National Academies of Sciences, Engineering, and Medicine (U.S.) 2019)

Es sind hier nur die Flächen für die DAC selbst berücksichtigt, nicht die Flächen, die für z. B. die Bereitstellung des erneuerbaren Stroms benötigt werden.

Quellen: In Tabelle und eigene Berechnung (DECHEMA e.V.)

Je nach DAC-Technologie wird Wasser für den Prozess benötigt oder kann als „Abfall“ anfallen. Im Falle der DAC<sub>HT</sub>, die Carbon Engineering nutzt, werden wässrige Sorbentien wie Kaliumhydroxid-Lösung eingesetzt, während die DAC<sub>NT</sub> durch den Abscheidungsprozess der Atmosphäre neben CO<sub>2</sub> auch Wasser entzieht. Nachteile der wässrigen Systeme sind die Kosten und die Komplexität für die Regenerierung der Sorbenslösung und Wasserverluste, insbesondere in heißen Regionen. Tabelle 55 gibt eine Übersicht über die Größenordnungen hinsichtlich des Wasserbedarfs bzw. der „Wassergewinnung“. Hinsichtlich der zusätzlichen Wasserabscheidung aus der Luft muss jedoch beachtet werden, dass der Wert in Abhängigkeit von der Temperatur, Luftfeuchtigkeit, Windgeschwindigkeiten und Luftverschmutzung der Umgebungsluft natürlichen Schwankungen unterliegt (Ozkan 2021a). Das abgeschiedene Wasser fällt in reiner Form an und könnte ebenfalls als wertvoller Rohstoff abgenommen werden. Dies schränkt jedoch die Wahlfreiheit der geographischen Lage der DAC-Anlagen weiter ein, da entsprechende Abnehmer und eine adäquate Infrastruktur vorhanden sein müssen.

**Tabelle 55: Wasserbedarf für Hochtemperatur DAC (DAC<sub>HT</sub>) und „Wassergewinnung“ für die Niedertemperatur DAC (DAC<sub>NT</sub>).**

Wasserbedarf [t/t CO <sub>2</sub> .Jahr] Min.	Wasserbedarf [t/t CO <sub>2</sub> .Jahr] Max.	Kommentar	Quelle
1	7	Wasserbedarf für DAC <sub>HT</sub>	(Ozkan 2021b)
4,7	-	Wasserbedarf für DAC <sub>HT</sub>	(Viebahn et al. 2019)
-1		aus der Atmosphäre abgeschiedenes Wasser für DAC <sub>NT</sub> (Climeworks)	(Viebahn et al. 2019)

Quellen: In Tabelle.

Durch die Abscheidung des CO<sub>2</sub> aus der Atmosphäre kommt es lokal zu einer deutlichen Absenkung der CO<sub>2</sub>-Konzentration in der Umgebungsluft. Die DAC Anlagen scheiden nicht 100%

des CO<sub>2</sub> in der Luft ab, sodass im „Abgas“ eine gewisse CO<sub>2</sub>-Konzentration verbleibt. Jedoch fehlen konkrete Angaben zu dem verbleibenden CO<sub>2</sub>-Gehalt in der Umgebungsluft (Climeworks 2021b). Bislang ist noch nicht erforscht welche Auswirkungen eine lokale Absenkung der CO<sub>2</sub>-Konzentration für die Vegetation in der direkten Umgebung von DAC-Anlagen hat (National Academies of Sciences, Engineering, and Medicine (U.S.) 2019).

Insgesamt kann die DAC als emissions- und abfallarme Technologie eingestuft werden, da außer den oben beschriebenen Aspekten hinsichtlich des Adsorbens, des Energie- und Flächenbedarfs sowie des Bedarfs bzw. der Gewinnung an Wasser, keine weiteren direkten Umweltauswirkungen der Anlagen zu erwarten sind.

### 4.3 Synthesegas über die CCU Route mit H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>

Synthesegas wird in der CCU Route aus den Edukten H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> unter Nutzung der reverse Watergas-Shift Reaktion (rWGSR, vgl. Reaktionsgleichung 26, Reaktionsgleichung 28 und Kapitel 2.12.1) hergestellt. Die Herkunft der Edukte ist für die Reaktion zunächst unerheblich. Sie sollten jedoch im Sinne eines niedrigen ökologischen Footprints unter Einsatz erneuerbarer Energiequellen gewonnen werden, im Fall von H<sub>2</sub> bspw. über eine mit erneuerbarem Strom betriebenen Elektrolyse oder im Falle von CO<sub>2</sub> aus der Direktabscheidung aus der Atmosphäre. Die hohen Umweltauswirkungen bestehender Technologien zur Herstellung von Synthesegas stammen aus dem fossilen Feedstock und der Energiebereitstellung (Erdgas). Werden die Edukte über erneuerbare Routen hergestellt, werden die ökologischen Vorteile in der Prozesskette „weitergeleitet“.

Die rWGSR ist ein etabliertes Verfahren, das jedoch hochintegriert ist, was eine individuelle Betrachtung erschwert. Die hier erhobenen Daten basieren zwar auf Informationen auf großtechnischem Niveau, beinhalten jedoch notwendige Umrechnungen und Anpassungen, um den Prozess aus seinem jeweiligen Anlagenkomplex zu isolieren. Umgekehrt muss beachtet werden, dass sich die rWGSR je nach Anlagenverbund anders verhält. Dies würde jedoch eine standortgenaue Analyse erfordern, da es keinen „Standardstandort“ bzw. „Standardanlagen“ gibt. Die verwendeten Daten und Informationen für die Wasserstofferzeugung basieren auf öffentlich zugänglichen Daten des aktuellen (2020) Forschungsstands der PEM-Elektrolyse (TRL 7-8).

Da es sich bei der rWGSR um einen bereits etablierten Prozess handelt, bei dem lediglich der Feed eine Änderung erfährt, ist davon auszugehen, dass dieser Prozessschritt keine nennenswerten Änderungen gegenüber den bereits bestehenden Anlagen erfährt. Die Technologie ist weitestgehend optimiert. Signifikante Weiterentwicklungen sind nicht zu verzeichnen. Tabelle 56 gibt eine Übersicht über den anlagenspezifischen Einsatz von Edukten, Hilfsstoffen, Strom und Wärme, sowie Produkten, Nebenprodukten, prozessinternen Recyclingströmen, Einsatz von gefährlichen Stoffen und Emissionen. Es werden für die Daten Bereiche angegeben, dies entspricht unterschiedlichen Prozesskonfigurationen oder auch dem Integrationsgrad von Anlagen. So hängt z. B. der Prozesswärmebedarf davon ab, ob Dampf exportiert oder intern wiederverwendet wird.

**Tabelle 56: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen zur Erzeugung von Synthesegas aus Wasserstoff (über die PEM-Elektrolyse) und CO<sub>2</sub>.**

Produkt: 1 t Synthesegas [3:1]		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durchschnitt	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>				
Strom	MWh/t	8,54	12,79	10,66	Min: (Sternberg und Bardow 2016), (Climeworks 2021a) Max: (Sternberg und Bardow 2016), (Viebahn et al. 2019)
Wärme	MWh/t	0,53	4,86	2,69	Min: (Sternberg und Bardow 2016), (Climeworks 2021a) Max: (Sternberg und Bardow 2016), (Viebahn et al. 2019)
<b>Rohstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>				
CO <sub>2</sub>	t/t	-	-	1,58	(Sternberg und Bardow 2016; Sternberg et al. 2017)
<b>Wasserverbrauch</b>	<b>Einheit</b>				
Wasser, deionisiert	t/t	9,87	16,65	13,6	Min: (Liebich et al. 2020) Max:(Hydrogenics); (H-Tec Systems)
<b>Prozessbedingte Nebenprodukte</b>	<b>Einheit</b>				
Wasser	t/t	-	-	0,53	Stöchiometrisch
Sauerstoff	t/t	-	-	1,50	(Michailos et al. 2018; Liebich et al. 2020)
<b>Abfälle</b>	<b>Einheit</b>				
Wärme	MWh/t	3,66	3,88	3,77	(Sternberg und Bardow 2016)
<b>Emissionen in Luft</b>	<b>Einheit</b>				
CO <sub>2</sub>	t/t	-	-	0,01	
Wasserstoff	t/t	-	-	5,3E-6	(Liebich et al. 2020)

Quellen: In Tabelle.

## 4.4 CCU Prozesse für eine alternative Methanol-Herstellung

### 4.4.1 Methanol-Herstellung über Synthesegas

Da die Technologie grundsätzlich dem fossilen Pendant entspricht, weil sich lediglich der Bereitstellungsweg des Synthesegases ändert, entsprechen die anlagenspezifischen Umweltaspekte im Wesentlichen den bereits bestehenden Anlagen. Unter Berücksichtigung des alternativen CCU Herstellungsprozesses des Synthesegases entstehen hier, abgesehen von gegebenenfalls diffusen Emissionen, lediglich bei der Verbrennung des Purge-Stroms Emissionen, die in die Luft entlassen werden.

Bis auf Wasserstoff, Kohlenmonoxid und das produzierte Methanol selbst werden keine gefährlichen Stoffe eingesetzt. Wasserstoff und Kohlenmonoxid sind als extrem entzündliche Gase in der Gefahrenklasse H220 sowie als explosionsgefährdend unter Druck (Gefahrenklasse H228) eingestuft. Darüber hinaus ist Kohlenmonoxid giftig beim Einatmen (H331), als schädigend für ein Kind im Mutterleib (H360D) sowie organschädigend bei wiederholter oder längerer Exposition (H371) eingestuft. Methanol ist leicht entzündbar (H225) und gesundheitsschädlich, es ist giftig bei Verschlucken (H301) und Hautkontakt (H311) und schädigt Organe (H370).

Die Energieeffizienz des Verfahrens ist als hoch einzustufen. Es entsteht Abwärme, die in die jeweilige passende Dampfschiene am Standort eingeführt werden kann, Kapitel 6.1.2 gibt eine Übersicht über die Wärmeintegration an Standorten. Der Methanolreaktor weist eine sehr hohe Umwandlungseffizienz von rund 96% auf (Bellotti et al. 2019b).

In der weiteren Entwicklung des Prozesses, insbesondere vor dem Hintergrund der Integration, können gegebenenfalls Optimierungen über eine entsprechend passende Einstellung der Synthesegas-Zusammensetzung und der Wärmeintegration erzielt werden. Tabelle 57 zeigt eine Übersicht der anlagenspezifischen Umweltaspekte zur Herstellung von Methanol aus elektrolytischem Wasserstoff und CO<sub>2</sub>.

**Tabelle 57: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Methanolherstellung über Wasserstoff aus der Wasserelektrolyse und Umsetzung mit CO<sub>2</sub>.**

Produkt 1 t Methanol		Menge [pro t Produkt ] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durchschnitt	Rezy- kliert	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energie- einsatz</b>	<b>Einheit</b>						
Strom	MWh/t	0,00	1,50	0,58	-	Einige Quellen gehen von einer Stromerzeugung mit Überschussstrom aus	Min:(Liebich et al. 2020) Max:(Bazzanella und Ausfelder 2017; Michailos et al. 2018; Bellotti et al. 2019b)
<b>Rohstoff- einsatz</b>	<b>Einheit</b>					Einsatz gefährlicher Stoffe	
Wasserstoff	t/t	0,19	0,21	0,20	85%		Min: (Sternberg 2017) Max: (Liebich et al. 2020) (Bazzanella und Ausfelder 2017; Sternberg et al. 2017; Michailos et al. 2018; Bellotti et al. 2019b)

Produkt 1 t Methanol		Menge [pro t Produkt ] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durchschnitt	Rezykliert	Weitere Aspekte	Quelle
CO <sub>2</sub>	t/t	1,38	1,73	1,50	85%		
<b>Wasser- verbrauch</b>	<b>Einheit</b>						
Kühl- wasser	m <sup>3</sup> /t	1,60	4,48	3,04	95%	Je nach Kühlungsart: Bereitstellung von Fernwärme oder Abwärme.	Min: (Liebich et al. 2020) Max:(Michailos et al. 2018; Liebich et al. 2020)
<b>Prozess- bedingte Neben- produkte</b>	<b>Einheit</b>						
Wärme	GJ/t	-	-	0,43	-	Fernwärme bei 95°C	(Liebich et al. 2020)
<b>Recycling- ströme im Prozess</b>	<b>Einheit</b>						
H <sub>2</sub> / CO <sub>2</sub>	t/t	-	-	0,85	-	unreagierter Teil wird als Recyclestrom zurück in den Reaktor geführt, im Verhältnis (rezykliert / Frischgas) 3-5	(Dieterich et al. 2020)
<b>Abfälle</b>	<b>Einheit</b>					Verwertbarkeit	
Wasser (Ab- wasser)	t/t	0,56	0,86	0,71	-	Kann Spuren von Methanol enthalten	Min: (Perez-Fortes et al. 2016) Max: (Michailos et al. 2018)
<b>Emission- en in Luft</b>	<b>Einheit</b>						
CO <sub>2</sub>	t/t	0,02	0,26	0,14	-		Min: (European Commission Joint Research Centre 2017) Max: (Vaswani 2000)

Quellen: In Tabelle.

Insgesamt erfordert die Technologie im Vergleich zum fossilen Referenzprozess einen geringeren Reinigungsaufwand, weil der Wegfall der Dampfreformierung von Erdgas als Prozessschritt zu weniger Neben- und Spurenstoffen führt. Im Normalbetrieb entsteht hauptsächlich Abwasser, welches jedoch Spuren von Methanol enthalten kann, und Emissionen in die Luft durch die Verbrennung des Purgestroms. Bei jährlich wiederkehrenden Wartungsarbeiten wird der verbrauchte Katalysator erneuert. Zum Einsatz kommen klassische Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Methanolkatalysatoren bei Temperaturen von typischerweise 220-270 °C und Drücken von 50-100 bar. Durch die periodische Aufarbeitung des Katalysators und die interne Rezyklierung des nicht umgesetzten H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>-Gemisches werden wichtige Rohstoffe im Kreislauf gehalten und verringern somit einerseits Abfall und senken andererseits den Bedarf an Primärrohstoffen. Die Thermostabilität der Katalysatoren kann durch die Vorreinigung des verwendeten Synthesegases oder Zugabe von Promotoren erhöht werden, und bei abnehmender Reaktivität kann eine Behandlung mit Sauerstoff zum Abbrennen von Koksablagerungen erfolgen. Eine Alterung ist jedoch letztlich unvermeidlich, und der Katalysator muss nach mehreren (4 bis 8) Jahren ausgetauscht werden. Die Selektivität der kommerziellen Methanol-Katalysatoren liegt bei >99 bis hin zu 99,9%, der Umsatz (single pass) je nach Reaktor und Druck bei 20% bis zu 80% (zweistufig) (Dieterich et al. 2020). Das Verhältnis von rezykliertem, unreaktiertem Gas zu Frischgas liegt zwischen 3 und 5 (Dieterich et al. 2020). Nebenprodukte treten nur in Spuren auf. Typische Nebenprodukte sind höhere Alkohole (Ethanol), Methylformiat, Dimethylether, Azeton und Kohlenwasserstoffe, die aber nur bei Katalysatorunreinheiten oder nicht-idealer Prozessführung auftreten.

Tabelle 58 gibt eine Übersicht über den Energiebedarf, den Einsatz von Rohstoffen und einige weitere Schlüsselparameter für die Methanolherstellung über Synthesegas. Da die Technologie grundsätzlich dem fossilen Pendant entspricht, weil sich lediglich der Bereitstellungsweg des Synthesegases ändert, entsprechen die anlagenspezifischen Umweltaspekte im Wesentlichen dem jeweiligen Prozessabschnitt der fossilen Referenz. Unter Berücksichtigung des alternativen CCU Herstellungsprozesses des Synthesegases entstehen hier, abgesehen von gegebenenfalls diffusen Emissionen, lediglich bei der Verbrennung des Purge-Stroms Emissionen, die in die Luft entlassen werden.

**Tabelle 58: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Methanolproduktion über Synthesegas**

Produkt 1 t Methanol		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Rezy- kliert	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energie- einsatz</b>	<b>Einheit</b>						
Strom	MWh/t	0,02	0,28	0,02		Oberer Wert ist Ausreißer, beinhaltet vermutlich die Kompression der Eingangsgase	Min: (Vaswani 2000) Max: ecoinvent

Produkt 1 t Methanol		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durchschnitt	Rezy- kliert	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Rohstoff- einsatz</b>	<b>Einheit</b>					Einsatz gefährlicher Stoffe	
Wasserstoff	t/t	0,15	0,15	0,15	60-70%		Min: (Vaswani 2000) Max: (European Commission Joint Research Centre 2017)
CO	t/t	0,73	0,95	0,87	60-70%		Min: (Vaswani 2000) Max: (González- Garay et al., 2019)
CO <sub>2</sub>	t/t	0,12	0,35	0,20	60-70%		Min: (Vaswani 2000) Max: (González- Garay et al., 2019)
<b>Hilfsstoff- einsatz</b>	<b>Einheit</b>					Einsatz gefährlicher Stoffe	
Kühlwasser	t/t			8,16		Kann auch zur Dampf- erzeugung genutzt werden.	(Wernet et al. 2016)
<b>Prozess- bedingte Neben- produkte</b>	<b>Einheit</b>						
Wärme	MWh/t			0,94			(Vaswani 2000)
Recycling- ströme im Prozess							
Synthesegas	t/t					3.22 mol unver- brauchtes Synthesegas pro mol neuem Synthesegas werden rezykliert	(European Commission Joint Research Centre 2017)

Produkt 1 t Methanol		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durchschnitt	Rezy- kliert	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Abfälle</b>	<b>Einheit</b>					Verwert- barkeit	
Abwasser	m <sup>3</sup> /t	0,10	1,00	0,12		aus Reaktion	Min: (European Commission Joint Research Centre 2017) Max: ( González- Garay et al., 2019)
<b>Emissionen in Luft</b>							
CO <sub>2</sub>	t/t	0,02	0,26	0,14		Hauptsäch- lich aus purge gas- Verbren- nung	Min: ( Vaswani, 2000) Max:
Methanol	t/t			5.00E-04			(Wernet et al. 2016)

Quellen: In Tabelle.

In der weiteren Entwicklung des Prozesses, insbesondere vor dem Hintergrund der Integration, können gegebenenfalls Optimierungen über eine entsprechend passende Einstellung der Synthesegas-Zusammensetzung und der Wärmeintegration erzielt werden.

## 4.5 CCU Prozesse zur Herstellung von Ethylen

### 4.5.1 Ethylen über Direktelektrolyse

Die Elektrolyse zur direkten Herstellung von Ethylen ist noch in einem frühen Entwicklungsstadium (TRL 3), in dem lediglich der Nachweis der Funktionstüchtigkeit einer Technologie bewiesen wurde. Gegenwärtig werden in Laborversuchen die grundsätzlichen elektrochemischen Eigenschaften und mögliche Materialien für die Katalysatoren untersucht, wie in dem 2019 abgeschlossenen Projekt eEthylen (Siemens AG 2018) und Forschungsarbeiten des Dalian National Laboratory for Clean Energy (Wang 2020). Obwohl einige Informationen zu den Laborzellen vorliegen, lassen die Werte kaum auf eine mögliche spätere Zelle im relevanten Industriemaßstab schließen, da eine direkte Hochskalierung von Labordaten nicht möglich ist. Folglich können an dieser Stelle keine konkreten anlagenspezifischen Umweltaspekte untersucht werden, da noch viel Forschungsarbeit zu leisten ist, bevor eine Pilot- oder Demonstrationsanlage errichtet werden kann. Die dargelegten Informationen zu den Umweltaspekten beziehen sich daher auf Laborzellen, sodass die Ergebnisse mit den Darstellungen der alternativen Ethylen-Produktionsrouten kaum vergleichbar sind, da für die anderen Routen bereits Anlagen in relevantem Maßstab existieren.

Da bisher lediglich kleine Laborzellen (z. B. 3-300 cm<sup>2</sup> Größe) zum „proof of concept“ gebaut wurden, lassen sich hier kaum Rückschlüsse auf den Anlagenbau oder Ähnliches schließen. Entsprechend anderen Elektrolyse-Technologien wird vermutlich hinsichtlich der

Umweltaspekte der Katalysator primär von Bedeutung sein. Nach Ergebnissen neuester Forschungsarbeiten zu Katalysatoren schneiden kupfer-basierte Katalysatoren hinsichtlich der Ausbeute am besten ab, wobei gleichzeitig die Stabilisierung des Katalysators noch eine Herausforderung ist (Siemens AG 2018; Wang 2020). An der Xiamen University wurden besonders gute Ergebnisse mit einem Fluor-modifizierten Kupfer-Katalysator erzielt. Fluor ist entsprechend der H- und S-Sätze der ECHA als Gefahrenstoff klassifiziert: Es ist ein oxidierendes Gas (H270), hat eine Ätzwirkung auf die Haut (H314) und ist akut toxisch bei Inhalation (H330). Jedoch ist noch nicht abzusehen welche Katalysatoren sich hier konkret durchsetzen werden, wie ihre Standzeit im Betrieb ist und wie sie gegebenenfalls zurückgewonnen werden können. Daher können an dieser Stelle keine Rückschlüsse auf die möglichen Umweltfolgen gezogen werden können.

Im normalen Betrieb würden - nach aktuellem Wissensstand - lediglich erneuerbarer Strom und CO<sub>2</sub> sowie Wasser eingesetzt werden. Alle im Prozess verwendeten bzw. erzeugten Stoffe können recycelt oder verwertet werden, sodass nahezu keine Emissionen entstehen. Die Mengen der benötigten Inputs sind auf Basis der bisherigen Labordaten nicht realistisch hochzurechnen. Ob ein Umweltgefährdungspotential nach REACH oder RoHS besteht, ist nicht bekannt.

Die bisher erfassten Informationen und Daten lassen darauf schließen, dass die einstufige elektrochemische Herstellung von Ethylen im Vergleich zum mehrstufigen Verfahren sowie dem fossilen Herstellungsprozess abfallärmer sowie energieeffizienter ist.

Tabelle 59 gibt eine Übersicht über den Einsatz von Energie und Edukten, sowie dabei entstehenden Emissionen und Recycling. Dabei sollte unbedingt beachtet werden, dass es sich hierbei nicht um anlagenspezifische Daten handelt, sondern um Werte, die dem aktuellen Stand der Forschung von Laborzellen entsprechen.

**Tabelle 59: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Ethylenproduktion über die Direktelektrolyse (Labormaßstab).**

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Strom	MWh/t	36,77	38,8	37,79	davon 0,6 für Kompression. Abtrennung der Nebenprodukte nicht berücksichtigt. Allokation nach Masse auf C <sub>2+</sub> - Produkte	(Arquer et al., 2020)
<b>Rohstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>				Einsatz gefährlicher Stoffe	
CO <sub>2</sub>	t/t			3,14		stöchiometrisch

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Wasserverbrauch</b>	<b>Einheit</b>					
Wasser, flüssig	m <sup>3</sup> /t			1,3	geringer Anteil wird mit CO <sub>2</sub> rezykliert	Private Kommunikation
<b>Prozessbedingte Nebenprodukte</b>						
Ethanol	t/t	-	-	0,534	leicht entzündlich, reizend	(Arquer et al. 2020)
Acetate	t/t	-	-	0,434		(Arquer et al. 2020)
Propanol	t/t	-	-	0,039	leicht entzündlich, reizend, ätzend	(Arquer et al. 2020)
CO	t/t	-	-	0,931		(Arquer et al. 2020)
H <sub>2</sub>	t/t	-	-	0,028		(Arquer et al. 2020)
O <sub>2</sub>	t/t	-	-	1,714		stöchiometrisch
<b>Recyclingströme im Prozess</b>	<b>Einheit</b>					
CO <sub>2</sub> + Wasser	t/t	-	-	0,5		
Abfälle					Es sind keine Abfälle bekannt.	
Emissionen					Es sind keine direkten Emissionen bekannt.	

Quellen: in Tabelle.

#### 4.5.2 Ethylen über Fischer-Tropsch-Synthese

Ethylen kann über das Fischer-Tropsch-Verfahren und anschließende Cracken des FT-Naphtha synthetisiert werden. Die FT-Technologie bis hin zur Ethylenherstellung ist seit Jahren in Südafrika im großtechnischen Einsatz, insbesondere das Cracken von Naphtha ist bereits großtechnisch im Einsatz, wobei hier keine erneuerbaren Quellen, sondern Kohle als Rohstoff eingesetzt wird. Durch die unterschiedlichen Rohstoffquellen können sich Unterschiede ergeben, je nachdem ob konventionelles Naphtha, oder für die FT-Synthese z. B. Kohle (wie in den südafrikanischen Anlagen (National Energy Technology Laboratory) oder CO<sub>2</sub> verwendet

wird. So kann sich die Konfiguration der gesamten FT-Produktionskette hinsichtlich der Integration einzelner Prozessschritte usw. unterscheiden.

Weitere Unterschiede ergeben sich aufgrund der unterschiedlichen Feed-Zusammensetzung im FT-Naphtha in Abhängigkeit vom genutzten Feed. Nach internen Abschätzungen des Wuppertal Instituts auf Grundlage von Wang et al. (Wang 2020; Wuppertal Institut 2021) entstehen durch die weniger verzweigten Moleküle weniger Aromaten, sodass sich die Anteile an Benzol, Toluol und p-Xylol ungefähr halbieren und auch der Anteil an Propylen abnimmt, und der Anteil von Ethylen im Produkt sich dadurch um ca. 10% erhöht. Zusätzlich wird davon ausgegangen, dass die Nicht-HVC-Produkte zur internen Wärmebereitstellung genutzt und ein Teil exportiert werden kann.

Da jedoch zum gegenwärtigen Zeitpunkt keine Pilot- oder Demonstrationsanlage zur Herstellung von Ethylen auf Basis von CO<sub>2</sub> in der Fischer-Tropsch-Route existiert, konnten keine weiteren von der fossilen Route abweichenden anlagenspezifischen Umweltaspekten erfasst werden. Insgesamt ist das Steam Cracking von FT-Naphtha dem klassischen Steam Cracking von fossilem Naphtha sehr ähnlich, sodass für diesen Prozessschritt ähnliche anlagenspezifische Umweltauswirkungen zu erwarten sind (European Commission Joint Research Centre 2017).

Tabelle 60 und Tabelle 61 fassen die Stoff- und Energieflüsse für die Fischer-Tropsch-Synthese und das anschließende Cracken von FT-Naphtha zusammen. Für den CCU Prozess muss die Bereitstellung der Ausgangsstoffe, in diesem Fall Synthesegas aus CO<sub>2</sub> und grünem Wasserstoff mit den entsprechenden Vorketten berücksichtigt werden. Bezogen auf FT-Naphtha liegt der Wasserstoffbedarf bei rund 0,43 t/t und der Energiebedarf dieser indirekten Route mit 35 MWh (eigene Berechnungen, (Geres et al. 2019)) sehr hoch.

**Tabelle 60: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Fischer-Tropsch-Synthese.**

Produkt: 1 t FT-Crude		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Strom	MWh/t	0,2	0,4	0,3	Bruttostrom- bedarf. In der Praxis werden die nicht nutzbaren Produktgase in einer Gasturbine genutzt, die mehr Strom produziert als benötigt. Beinhaltet Kompressoren, Kühlwasser und Abwasser- aufbereitung	Min:(DECHEMA, 2021) Max: (Sandvik et al. 2019)
<b>Rohstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					

Produkt: 1 t FT-Crude		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
Synthesegas	t/t			2,3		(DECHEMA 2021)
<b>Produktzusam- mensetzung</b>	<b>Einheit</b>					
Methan	t/t	0,009	0,003	0,006		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Methanol	t/t	0,008	0,002	0,005		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Ethylen	t/t	0,019	0,001	0,010		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Ethan	t/t	0,005	0,002	0,003		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Ethanol	t/t	0,006	0,001	0,004		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Propylen	t/t	0,028	0,002	0,015		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Propan	t/t	0,007	0,002	0,005		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Propanol	t/t	0,004	0,001	0,002		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Butylen	t/t	0,037	0,003	0,020		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Butan	t/t	0,010	0,003	0,006		(Anastai 1980; Dokun 2010;

Produkt: 1 t FT-Crude		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
						Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Butanol	t/t	0,005	0,001	0,003		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Benzin, Naphtha	t/t	0,341	0,078	0,210		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Kerosin, Diesel, Destillate	t/t	0,212	0,153	0,183		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
Wachse	t/t	0,309	0,747	0,528		(Anastai 1980; Dokun 2010; Bell et al. 2011; DECHEMA 2021)
<b>Wasserverbrauch</b>	<b>Einheit</b>				Kein Prozesswasser- bedarf, Kühlwasser je nach Wärmeinte- gration und Nutzung der Produktgase	
<b>Emissionen in Luft</b>	<b>Einheit</b>					
CO <sub>2</sub>	t/t		0,09	0,09		(Marano und Ciferno 2001; DECHEMA 2021)
CH <sub>4</sub>	t/t		0,00007			(Marano und Ciferno 2001)
N <sub>2</sub> O	t/t		0,00001			(Marano und Ciferno 2001)
SO <sub>x</sub>	t/t		0,0000005			(Marano und Ciferno 2001)
NO <sub>x</sub>	t/t		0,0004			(Marano und Ciferno 2001)
CO	t/t		0,0001			(Marano und Ciferno 2001)

Produkt: 1 t FT-Crude		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
VOC	t/t		0,00003			(Marano und Ciferno 2001)
PM	t/t		0,000009			(Marano und Ciferno 2001)
<b>Emissionen in Wasser</b>	<b>Einheit</b>					
Abwasser	t/t			1,2		(DECHEMA 2021)

Quellen: in Tabelle.

**Tabelle 61: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für das Steam Cracking von FT-Naphtha.**

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Strom	MWh/t			0,21		(PlasticsEurope 2012)
<b>Rohstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Naphtha	t/t			1,54		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
<b>Produktzusammen- setzung</b>	<b>Einheit</b>					
Ethylen	t/t			0,60		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
Propylen	t/t			0,25		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
Benzol	t/t			0,04		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
Butadien	t/t			0,09		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
Toluol	t/t			0,01		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
p-Xylol	t/t			0,01		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
<b>Wasserverbrauch</b>	<b>Einheit</b>					
Prozesswasser	t/t			0,92		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
Kühlwasser	t/t			8,67		(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
<b>Emissionen in Luft</b>	<b>Einheit</b>					
CO <sub>2</sub>	t/t		0,80			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
CO	t/t		0,0005			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
SO <sub>2</sub>	t/t		0,001			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
NO <sub>x</sub>	t/t		0,001			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
PM	t/t		0,0001			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
HC	t/t		0,00000005			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
N <sub>2</sub> O	t/t		0,000006			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
NMVOC	t/t		0,000008			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
Benzol	t/t		0,0002			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
VOC	t/t		0,0005			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
CH <sub>4</sub>	t/t		0,0008			(PlasticsEurope 2012; Nuss et al. 2013; Wuppertal Institut 2021)
<b>Emissionen in Wasser</b>	<b>Einheit</b>					
BOD	t/t		0,017			(PlasticsEurope 2012)
COD	t/t		0,017			(PlasticsEurope 2012)
TOD	t/t		0,005			(PlasticsEurope 2012)

Quellen: In Tabelle.

### 4.5.3 Ethylen über den Methanol-To-Olefin-Prozess (MTO)

Das MTO-Verfahren befindet sich auf einem TRL von 9, wobei gegenwärtig Anlagen fast ausschließlich in China betrieben werden, hauptsächlich mit Kohle als Feedstock. Wird das Methanol jedoch über einen CCU Pfad hergestellt, setzt sich der defossilisierte Feedstock durch die MTO-Prozessrouten bis zu den Endprodukten fort. Tabelle 62 gibt eine Übersicht über die bestehenden Anlagen seit 2000. Die im Folgenden diskutierten anlagenspezifischen Umweltaspekte beziehen sich lediglich auf den Prozessabschnitt zur Umsetzung von Methanol zu Ethylen über den MTO-Prozess.

**Tabelle 62: Übersicht gegenwärtig bestehender MTO-Anlagen.**

Betreiber	Ort	Produktionskapazität in Mio. t / Jahr
UOP	Feluy, Belgien	0,2
ShenhuaChina Energy	Mongolei, China	0,6
Sinopec	China	0,2
Shenhua Group, Ningxia Provincial Govt.	Ningxia, China	0,5
Datang Int'l Power, China Datang	Mongolei, China	0,5
Jiangsu Sailboat Petrochemical Co.	Jiangsu Provinz, China	0,8
Wison China Energy	Nangxin Provinz, China	0,3

Quelle: basierend auf (Gogate 2019).

Die MTO-Anlage an sich entspricht gängigen chemischen Anlagen und erfordert für den Bau keine besonderen Anlagenteile oder Materialien. Als Katalysator wird gegenwärtig Silicoaluminophosphat SAPO-34 favorisiert.

Der Katalysator zeichnet sich besonders durch seine hohe C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>-Selektivität bei minimalen paraffinischen und aromatischen Nebenprodukten aus, sowie seine sehr guten Eigenschaften hinsichtlich oxidativer Stabilität und Regenerierung. Die Degradation des Katalysators ist abhängig von den Prozessparametern wie Temperatur, Druck, sowie der Kristallgröße der Zeolithe und die Art des Feedstocks welcher zur Methanolherstellung eingesetzt wurde (Ahmad et al. 2021). Die Verkokung stellt die bedeutendste Art der Katalysator-Degradation dar, welche dazu führt, dass die Poren des Katalysators verstopfen und nicht mehr reaktionsfähig sind. Im Sinne eines möglichst integrierten Prozesses wurde jedoch ein Verfahren entwickelt, in dem der Katalysator kontinuierlich regeneriert werden kann. Durch die Verkokung wird der Katalysator schwerer und sinkt zum Boden des Wirbelschichtreaktors, von wo er in die Regenerationseinheit gebracht wird. Bei Temperaturen bis von 620-700 °C wird das Koks aus dem Katalysator ausgebrannt, welcher dann zu Boden der Regenerationseinheit sinkt, von wo er wieder in den Wirbelschichtreaktor zurückgeführt wird (Tian et al. 2015). Durch die extrem hohe Stabilität des Zeolith-basierten Katalysators nimmt dieser bei dem Prozess keinen Schaden. Aufgrund der Kontinuität der Regenerierung lassen sich hier keine konkreten Standzeiten definieren, Durchsatzraten für bestehende Anlagen sind nicht zugänglich. Beim Ausbrennen des Katalysators entstehen jedoch naturgemäß CO<sub>2</sub>-Emissionen. In einer vollständig integrierten Anlage in der CO<sub>2</sub> als Feed zur Methanolherstellung genutzt wird, könnten diese CO<sub>2</sub>-Emissionen jedoch abgefangen und dem Prozess zugeführt werden. Auf diese Weise könnten perspektivisch CO<sub>2</sub>-Emissionen dieses Prozessschrittes vermieden und die CO<sub>2</sub>-Emissionen des Anlagenverbundes gesenkt werden.

Tests einer Pilotanlage in China haben kürzlich gezeigt, dass es möglich ist den Koks in aktive kohlenstoffhaltige Zwischenprodukte (Naphthalin Kationen) zu transformieren statt ihn lediglich zu verbrennen und somit die aus der Regenerierung entstehenden CO<sub>2</sub>-Emissionen drastisch zu senken (Zhou et al. 2021). Dies zeigt, dass die Technologie trotz ihres relativ hohen TRL noch deutliche Verbesserungsmöglichkeiten hinsichtlich der Emissionseinsparungen hat.

Bei dem MTO-Prozess handelt es sich um eine exotherme Reaktion, bei der rund 850 kJ/kg Methanol freiwerden. Folglich ist der Reaktor darauf konzipiert, die freiwerdende Energie bei 500°C effizient abzuleiten und für andere endotherme Verfahrensschritte zu nutzen was wiederum zu Effizienzsteigerungen im Anlagenverbund führt.

Tabelle 63 gibt eine Übersicht über die anlagenspezifischen Umweltaspekte bezogen auf die Produktion von 1 t Ethylen zu Zwecken der Vergleichbarkeit. Die bei dem Prozess zusätzlich entstehenden Produkte (hauptsächlich Propylen, aber auch Wasser, Ethan, Propan) sind in der Tabelle als „prozessbedingte Nebenprodukte“ geführt. Tabelle 63 basiert auf Angaben aus öffentlichen Publikationen und stöchiometrischen Rechnungen.

Wie aus der Tabelle hervorgeht, entstehen bei dem Prozess relativ große Mengen Wasser, welche entsprechend der letzten Prozessstufe abgetrennt werden. Das Wasser wird an chemischen Produktionsstandorten in die entsprechende Abwasserinfrastruktur eingeleitet und gemeinsam mit den anderen Abwässern in der am Standort befindlichen Kläranlage entsprechend gereinigt. Die Weiternutzung des Wassers ist sehr standortspezifisch und richtet sich danach welche anderen Prozesse am Standort ansässig sind, die gegebenenfalls auf unterschiedlichen Reinheitsstufen Wasser benötigen. Wird das Wasser innerhalb des Standortes weiterverwendet, kann der Frischwassereintrag des Standortes gesenkt werden. Der Anteil vom Abwasser, welcher über die Standortgrenzen hinaus abgelassen wird, z. B. in Gewässer oder in

kommunale Kläranlagen, unterliegt den Belastungsgrenzen, die in Anhang 22 der Abwasserverordnung (AbwV 1997) festgelegt sind. Daneben ist Anhang 36 zu beachten, der spezifisch das Einleiten von Abwässern aus der Produktion von Kohlenwasserstoffen regelt. Aufgrund des hohen Integrationsgrades der Wasseraufbereitung an Chemiestandorten ist eine isolierte Analyse der Abwässer aus einzelnen Prozessen nicht möglich.

**Tabelle 63: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Ethylenherstellung über das Methanol-To-Olefin-Verfahren.**

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Strom	MWh/t	0,46	1,39	0,92	gesamter Strom- verbrauch über alle Prozessschritte	Min: (Hoppe et al., 2018) Max: (Bazzanella und Ausfelder 2017)
Brennstoffe	MWh/t	1,55	1,55	1,55	gesamter Brennstoff- verbrauch über alle Prozessschritte	(Bazzanella und Ausfelder 2017)
<b>Rohstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>				Einsatz gefährlicher Stoffe	
Methanol	t/t	2,28	2,57	2,47	gefährlich: leicht entzündlich, giftig, gesundheits- schädlich	Min: (Bazzanella und Ausfelder 2017) Max: (Hoppe et al., 2018) (Jasper and El- Halwagi, 2015; Zhao et al., 2018)
<b>Prozessbedingte Nebenprodukte</b>	<b>Einheit</b>					
Propylen	t/t	1	1,82	1,41		Min: (Zhao et al., 2018) Max: (Jasper und El- Halwagi 2015)
Ethan	t/t	-	-	0,04		(Jasper und El- Halwagi 2015)
Propan	t/t	-	-	0,07		(Jasper und El- Halwagi 2015)
<b>Emissionen in Luft</b>						
CO <sub>2</sub>	t/t	-	-	0,038		(Jasper und El- Halwagi 2015)

Produkt 1 t Ethylen		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Emissionen in Wasser</b>	<b>Einheit</b>					
Wasser	t/t	-	-	3,66	Es entstehen große Mengen Wasser, die in einer Kläranlage am Industriestandort, ohne zusätzlichen Aufwand gereinigt werden	(Jasper und El-Halwagi 2015)

Quellen: In Tabelle.

Außer den Edukten und Produkten selbst werden keine weiteren Gefahrstoffe bei der Herstellung von Ethylen über den MTO-Prozess verwendet, daher kann das Gefährdungspotenzial als gleichwertig zum fossilen Prozess eingestuft werden. Das Edukt Methanol ist in den Gefahrenkategorien H225, H301, H311, H370 eingestuft, Ethylen als Produkt in H220 und H336. Alle weiteren Neben- (Propylen, Ethan, Propan) und Zwischenprodukte (DME) gehören der Gefahrenkategorie H220 an.

#### 4.6 CCU Prozess zur Herstellung von PUR

Nach aktuellem Stand existiert eine kommerzielle Fertigungsanlage von Covestro mit dem Namen „DreamProduction“ (Deutschland, Dormagen), welche 5.000 t/Jahr herstellt. Eonic-Technologies (Vereinigtes Königreich) betreibt seit 2018 eine „Kunden-Demonstrationsanlage“ in Runcorn in der unterschiedliche Polyolproben hergestellt werden, mit dem Ziel die Technologie PUR-Produzenten aufzuzeigen und die in der Firma entwickelten Katalysatoren an jene Produzenten zu verkaufen (Eonic Technologie 2022). Der TRL ist insgesamt auf 7-8 einzustufen, da noch weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf hinsichtlich Katalysatoren und der Hochskalierung besteht.

Wie in Kapitel 2.4 beschrieben, handelt sich hierbei nicht um eine vollständig neue Prozesskette, sondern um eine Anpassung der konventionellen Route, indem eines der fossilen Edukte ersetzt wird. Im Vergleich zur konventionellen Herstellung wird als Polyol Polycarbonat-Polyol (PC-Polyol) verwendet, welches wiederum auf bis zu 42% (Masse) CO<sub>2</sub> aufbaut und somit den Einsatz des fossilen Rohstoffes Propylenoxid entsprechend reduziert. Damit werden die Umwelteinflüsse über die CCU Route verringert, entsprechen jedoch in weiten Teilen denen der fossilen Referenz.

Gemäß der Kunden-Demonstrationsanlage von Eonic-Technologies ließen sich bestehende Produktionsanlagen leicht nachrüsten, um die neue Technologie nutzbar zu machen. Nach vorliegenden Informationen werden konventionelle Reaktoren verwendet, die jedoch unter geringeren Drücke und Temperaturen betrieben werden können. Konkretere Angaben hierzu sind jedoch nicht zugänglich und würden vermutlich ohnehin an die jeweiligen Bedingungen der Produktionsanlagen der PUR-Produzenten angepasst werden müssen.

Da der Prozess, abgesehen von der Substitution des Polyether-Polyols, im Wesentlichen dem fossilen Prozess entspricht, sind die anlagenbedingten Umweltaspekte ebenfalls sehr ähnlich:

der Energieaufwand, sowie die Emissionen sind mit dem fossilen Referenzprozess vergleichbar, wobei bereits der fossile Referenzprozess als emissionsarm einzustufen ist. Es können Einsparungen im Energieaufwand erzielt werden, da das in der Herstellung energieintensive Polyol aus Ethylen- und Propylenoxid durch ein weniger energieintensives aus Propylenoxid und CO<sub>2</sub> ersetzt wird.

Weitere anlagenspezifische Anpassungen würden sich vermutlich durch die Gewinnung und Zufuhr von CO<sub>2</sub> als Rohstoff ergeben. Dieser kann aus unterschiedlichen Quellen stammen. So können, wenn gegeben z. B. industrielle Punktquellen am Produktionsstandort genutzt werden, direkt aus der Luft abgetrennt werden (mittels DAC) oder aus anderen Quellen transportiert werden. Für Umweltauswirkungen hinsichtlich der CO<sub>2</sub>-Abscheidung wird auf Kapitel 4.2 verwiesen.

Die wesentliche Verbesserung des Produktionsprozesses besteht daher darin, den fossil basierten Gefahrstoff Ethylenoxid zu ersetzen, welcher gemäß der H- und P-Sätze über die CLP-Verordnung (Europäisches Parlament und Europäischer Rat 2008) zugeordnet sind: H220, H301, H314, H318, H331, H335, H336, H340, H350, H372, H360Fd (echa.europa.eu/de/, n.d.). Gemäß der Demonstrationsanlage DreamProduction (in Dormagen) können 0,3 kg CO<sub>2</sub> pro kg PUR eingebunden werden und somit den fossilen Rohstoffbedarf entsprechend senken. Econic-Technologies berichten von bis zu 50 Gew.-% CO<sub>2</sub>-Anteil der über ihre Katalysatoren hergestellten Polyole (Econic Technologie 2022).

Tabelle 64 gibt eine Übersicht über den energetischen Einsatz, sowie Bedarfe an Rohstoffen, Hilfsstoffen, Wasserverbrauch, prozessbedingter Nebenprodukte sowie Emissionen. Zu den weiterhin eingesetzten Gefahrstoffen zählt das Propylenoxid (H224, H302, H311, H319, H331, H335, H340, H350) (Europäisches Parlament und Europäischer Rat 2008; European Chemical Agency 2022) und das als prozessbedingtes Nebenprodukt anfallende zyklische Propylencarbonat (H319) (European Chemical Agency 2022).

**Tabelle 64: Energieeinsatz, Bedarfe an Rohstoffen, Hilfsstoffen, Wasserverbrauch, prozessbedingte Nebenprodukte sowie Emissionen bei der Herstellung von Polyurethan über die Prozesskette CCU-Polyole und Umsetzung mit Isocyanaten.**

Produkt 1 t flexibler PUR-Schaum		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Strom	MWh/t	0,431	0,627	0,529		Min:(von der Assen und Bardow 2014; von der Assen et al. 2015; Hum et al. 2017) Max: (von der Assen und Bardow 2014)
Brennstoffe	GJ/t	-	-	-		
<b>Rohstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>					
Isocyanat (TDI)	t/t	-	-	0,285		(von der Assen et al. 2015)

Produkt 1 t flexibler PUR-Schaum		Menge [pro t Produkt] Min.	Menge [pro t Produkt] Max.	Menge [pro t Produkt] Durch- schnitt	Weitere Aspekte	Quelle
Propylenoxid	t/t	-	-	0,395		(Langanke et al. 2014; von der Assen et al. 2015)
CO <sub>2</sub>	t/t			0,299		(von der Assen et al. 2015)
Glycerin	t/t	-	-	0,019		(von der Assen et al. 2015)
<b>Hilfstoffeinsatz</b>	<b>Einheit</b>				Einsatz gefährlicher Stoffe	
Recycling-PUR	t/t	-	-	0,020	Es können bis zu 2% Recycling-Material beigemischt werden.	(Wernet et al. 2016)
<b>Wasser- verbrauch</b>	<b>Einheit</b>					
Prozesswasser	m <sup>3</sup> /t	-	-	0,101		(von der Assen et al. 2015; Hum et al. 2017)
Kühlwasser	m <sup>3</sup> /t	-	-	12,549		(Hum et al. 2017)
<b>Prozessbedingte Nebenprodukte</b>	<b>Einheit</b>					
zyklisches Propylen-carbonat	t/t	0,014	0,050	0,032		(von der Assen und Bardow 2014)
<b>Emissionen in Luft</b>	<b>Einheit</b>					
CO <sub>2</sub>	t/t	-	-	0,051		(Wernet et al. 2016)
<b>Emissionen in Wasser</b>	<b>Einheit</b>					
Abwasser	kg/t	-	-	0,143		(Hum et al. 2017)

Quellen: In Tabelle.

Insgesamt werden aus Umweltsicht der Einsatz von Gefahrstoffen direkt reduziert, zweitens müssen weniger fossile Ressourcen eingesetzt (14% weniger Erdöl pro kg „CCU Polyol“) (Ahrens 2016) werden und drittens wird stattdessen das klimaschädliche Gas CO<sub>2</sub> im Produkt gebunden. Dabei erfährt das Endprodukt keinerlei negative Änderungen seiner Eigenschaften (Econic Technologie 2022).

## 4.7 CCU Prozess zur Herstellung organischer Carbonate

Die katalytische Copolymerisation von CO<sub>2</sub> und Propylenoxid (PO) zu Propylencarbonaten ist ein Forschungsfeld, welches bereits seit den 1970ern in unterschiedlicher Intensität betrieben wird (Meng et al. 2013). Gegenstand der Forschungsarbeiten waren und sind noch bis heute hauptsächlich geeignete (effiziente, stabile und günstige) Katalysatoren zu identifizieren mit denen sich die Produktion hochskalieren und kontinuierlich betreiben lassen könnte. Aus diesem Grund ist der TRL noch mit 4-5 zu bewerten, d. h. gegenwärtig wird versucht das im Labor validierte Verfahren in einem adäquaten relevanten Umfeld aufzubauen und zu validieren.

Für den Produktionsprozess im gegenwärtigen Stadium kommen CO<sub>2</sub>, PO sowie ein Katalysator zum Einsatz. Hier wurden eine Reihe zinkbasierter Katalysatoren erforscht (Meng et al. 2013), in neueren Forschungsarbeiten hat 1-Butyl-3-methylimidazoliumchlorid vielversprechend Ergebnisse geliefert (Demirel 2015). Gemäß CLP (Europäisches Parlament und Europäischer Rat 2008) sind sowohl PO und 1-Butyl-3-methylimidazoliumchlorid als Gefahrstoffe eingestuft, ersteres mit den H-Sätzen H224, H302, H311, H319, H331, H335, H340 und H350 und letzteres mit H301, H315, H319, H373 und H411. Damit verwendet der Prozess gegenüber der konventionellen Route weiterhin Gefahrstoffe, jedoch andere<sup>15</sup>. Aussagen über die Standzeit, Degradation und mögliche direkte Emissionen durch den Katalysator oder den Rest des Prozesses lassen sich zum gegebenen Zeitpunkt noch nicht treffen.

Tabelle 65 zeigt eine Übersicht der prozessspezifischen Umweltaspekte der alternativen CCU Route.

Wichtig bei der Herstellung von PPC ist, dass keine fossilen Rohstoffe genutzt werden, da sonst mehr CO<sub>2</sub> erzeugt als fixiert werden würde (BASF und Siemens 2012). Da die Daten für die Prozessdetails der PPC-Herstellung aus der Quelle in (Meng et al. 2013) Stromerzeugung aus fossilen Energieträgern miteinrechnen, sind dementsprechend hohe CO<sub>2</sub>-Emissionen pro Tonne Produkt aufgeführt.

Gegenwärtig existieren lediglich Batchprozesse auf Laborebene, sodass noch keine Aussagen zum Anlagenbau und -betrieb in einem industriellen Umfeld sowie die damit verbunden anlagenbezogenen Umweltaspekte getroffen werden können.

**Tabelle 65: Übersicht des Energie- und Rohstoffeinsatzes und Emissionen für die Bereitstellung von Propylencarbonat über das CCU Verfahren.**

Produkt 1 t Propylencarbonat		Menge [pro t Produkt]	Weitere Aspekte	Quelle
<b>Energieeinsatz</b>	<b>Einheit</b>			
Strom	MWh/t	7833,33		(Meng et al. 2013)
<b>Rohstoffeinsatz A: Primärrohstoffe</b>	<b>Einheit</b>			
Kohle (A)	t/t	1,380		(Meng et al. 2013)
Rohöl (A)	t/t	1,510		(Meng et al. 2013)
Erdgas (A)	t/t	0,002		(Meng et al. 2013)
Naphtha (A)	t/t	0,001		(Meng et al. 2013)

<sup>15</sup> In der konventionellen Route entstehen auch Bisphenol A- und Diphenyl-Carbonate, welche ebenfalls als Gefahrstoffe klassifiziert sind.

Produkt 1 t Propylencarbonat		Menge [pro t Produkt]	Weitere Aspekte	Quelle
Wasser	t/t	0,164		(Meng et al. 2013)
Natriumhydroxid	t/t	0,009		(Meng et al. 2013)
Oktan	t/t	0,006		(Meng et al. 2013)
PO	t/t	0,623		(Meng et al. 2013)
CO <sub>2</sub>	t/t	0,420		(Otto et al. 2018)
CO <sub>2</sub>	t/t	0,550		(Demirel 2015)
<b>Abfälle</b>	<b>Einheit</b>		Verwertbarkeit	
nicht spezifiziert	t/t	0,029		(Meng et al. 2013)
<b>Emissionen in Luft</b>	<b>Einheit</b>			
CO <sub>2</sub>	t/t	3,050	Über gesamte Prozesskette	(Meng et al. 2013)
SO <sub>2</sub>	t/t	0,022		(Meng et al. 2013)
NO <sub>x</sub>	t/t	0,017		(Meng et al. 2013)
CH <sub>4</sub>	t/t	0,001		(Meng et al. 2013)

Quellen: In Tabelle.

## 5 Umweltauswirkungen von aus CO<sub>2</sub> hergestellten Chemikalien und Kunststoffen sowie Vergleich der Umweltauswirkungen mit konventionell erzeugten Produkten auf Basis von LCA-Ergebnissen

Die Umweltauswirkungen ausgesuchter CCU Prozesspfade werden mittels der LCA-Methodik in Anlehnung an die ISO-Normen für Ökobilanzen (ISO 14040 und 14044) durchgeführt. Im Folgenden wird zunächst in Anlehnung an die Normen Goal und Scope der Studie zusammengefasst. Da sich das Gebiet in rasantem Wandel befindet, wurde Wert auf Nachvollziehbarkeit und Modularität gelegt, so dass die Modellierung mit geringem Aufwand aktualisiert oder angepasst werden kann. Entsprechend sind die im weiteren Verlauf des Kapitels dargestellten individuellen Systemgrenzen, Annahmen und Ergebnisse separat für die wichtigsten Vorketten und für unterschiedliche Herstellungspfade ausgewählter Produkte dargestellt.

### 5.1 Zielsetzung und Untersuchungsrahmen

#### 5.1.1 Zielsetzung der Studie

Ziel der Studie ist es einerseits die CCU Produkte mit ihren unterschiedlichen Produktionswegen mit der jeweiligen fossilen Referenz in Vergleich zu setzen, um Vor- und Nachteile unterschiedlicher Umweltauswirkungen aufzeigen zu können. Ein besonderer Fokus liegt dabei auf dem GWP-Indikator, hierfür werden zusätzlich Break-Even-Punkte berechnet und ausgewertet, ab wann bzw. ab welchem THG-Rucksack der Strombereitstellung sich ein Umstieg auf die CCU Produkte und ihre unterschiedlichen Herstellungspfade lohnen würde.

In diesem Zusammenhang werden auch Auffälligkeiten der unterschiedlichen Herstellungspfade der CCU Produkte untersucht, um hier gezielt auf mögliche kritische Punkte in der Herstellung aber auch in der Datenlage der LCA hinweisen zu können.

Bei den hier untersuchten Prozessen handelt es sich in vielen Fällen um noch nicht großindustriell eingesetzte Prozesse. Daher liegt der Fokus nicht auf einer normenkonformen LCA zur abschließenden Bewertung der Prozesse, sondern einer ersten Einschätzung, um einerseits die Größenordnung der Umweltauswirkungen einzuordnen und andererseits besonders relevante Aspekte des Lebenszyklus zu identifizieren.

Darüber hinaus ist es das Ziel dieser Studie die Informationen zu den CCU Prozessen, sowie der LCA möglichst transparent und modular darzulegen, sodass die Informationen für weitere Aktualisierungen als Grundlage genutzt und somit zur Weiterentwicklung beitragen können.

#### 5.1.2 Umfang und Vorgehen

Es wurde ein schrittweises Vorgehen gewählt, das für jeden Prozessschritt die Besonderheiten zusammenfasst, ausgehend von den Vorketten, die für einen Großteil der Auswirkungen verantwortlich sind: angefangen bei den Vorketten (Strom, H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>) über das Synthesegas als Rohstoff für viele chemische Prozesse, bis zu den Produkten. Tabelle 66 gibt eine Übersicht über die Produkte und Herstellungspfade sowie die jeweils verwendeten funktionellen Einheiten (FU), die modelliert wurden.

**Tabelle 66: Übersicht über die modellierten Produkte und ihre unterschiedlichen Herstellungspfade.**

Produkt	Modellierte Herstellungspfade	Funktionelle Einheit (FU)
Synthesegas	Wasserelektrolyse (PEM)	1 kg Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO, 2:1, 15 bar)
Synthesegas	Methanpyrolyse (PYR)	1 kg Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO, 2:1, 15 bar)
Synthesegas	<i>Fossile Referenz:</i> Erdgasreformierung (SMR)	1 kg Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO, 2:1, 15 bar)
Methanol	Aus Synthesegas, über CCU <i>Fossile Referenz:</i> aus Synthesegas (fossil)	1 kg Methanol
Methanol	CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	1 kg Methanol
Ethylen	Direktelektrolyse	1 kg Ethylen
Ethylen	Methanol über MTO	1 kg Ethylen
Ethylen	FT-Synthese	1 kg Ethylen
Ethylen	<i>Fossile Referenz:</i> Steamcracking aus Naphtha	1 kg Ethylen
Polyurethan (PUR)	Polycarbonat-Polyol	1 kg PUR
Polypropylencarbonat	<i>Fossile Referenz:</i> Polyether-Polyol	1 kg Polypropylencarbonat
Polypropylencarbonat	Propylenoxid und CO <sub>2</sub>	1 kg Polypropylencarbonat
Polypropylencarbonat	<i>Fossile Referenz:</i> Bisphenol A und Phosgen	1 kg Polypropylencarbonat

### 5.1.2.1 Systemgrenzen

Für die vorliegende Studie wurde eine Cradle-to-Gate-Analyse mit einer Erweiterung hinsichtlich des im Produkt gespeicherten Kohlenstoffs durchgeführt. Da sich die Nutzungs- und End of Life (EoL)-Phasen der betrachteten fossilen und über die CCU Pfade hergestellten Produkte nicht unterscheiden, ist eine Cradle-to-Gate Analyse hinreichend. Um den komplexen Themenbereich der Nutzung von CO<sub>2</sub> als Rohstoff transparenter darstellen zu können, wird der in den Produkten gespeicherte und am Lebensende voraussichtlich wieder freigesetzte Kohlenstoff separat ausgewiesen. Der gebundene und am Lebensende wieder freigesetzte Kohlenstoff schlägt sich folglich lediglich im GWP nieder, nicht jedoch in den übrigen Umweltkategorien, da das EoL außerhalb des Systemgrenzen der Untersuchung liegt.

Es wurden sämtliche Prozesse von der Rohstoffextraktion bis zur Bereitstellung des Produktes in Deutschland berücksichtigt. Detailliertere Angaben zu den Systemgrenzen finden sich in den jeweiligen Kapiteln zu den Vorketten und CCU Produkten. Im Allgemeinen wurden die folgenden Prozesse zur Bereitstellung der Produkte berücksichtigt.

- ▶ Bereitstellung elektrischer Energie (inklusive Übertragungsverluste) in zwei Szenarien: gemischter Strommix mit fossilen und erneuerbaren Anteilen, welcher dem deutschen Strommix von 2017 entspricht (Mix-Strom), vollständig erneuerbarer Strommix (EE-Strom),
- ▶ Bereitstellung thermischer Energie, die gesondert ausgewiesen wird,

- ▶ Bau und Betrieb der benötigten Anlagen für elektrische Energie, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>-Abscheidung sowie für die in Tabelle 66 ausgewiesenen CCU Herstellungspfade, sofern in den Systemgrenzen des jeweiligen CCU Produktes nicht anders angegeben,
- ▶ Förderung und Transport (fossiler) Energieträger zur Strom- und/oder Wärmeerzeugung,
- ▶ Infrastruktur und Betriebsstoffe für Anlagen (Katalysatoren, Elektrolyte, Waschlösungen),
- ▶ Vorketten sämtlicher Materialien, die in den modellierten Prozessen (Tabelle 66) benötigt werden,
- ▶ Nicht eingeschlossen in die Analyse ist die Nutzungsphase und das EoL. Wie oben erläutert, wird als Erweiterung jedoch der im Produkt gebundene Kohlenstoff berücksichtigt. Naturgemäß schlägt sich diese Erweiterung lediglich im GWP nieder.

#### 5.1.2.2 Allokation

Für das Hintergrundsystem wird die Ecoinvent Datenbank 3.7.1 mit der Allocation at the Point of Substitution (APOS) verwendet. Im Vordergrundsystem wurde für die Multi-Output-Prozesse Methanol und Ethylen eine entsprechende weitere Allokation nach Energiegehalt durchgeführt.

#### 5.1.2.3 Datenqualität

Wie bereits aus den vorangegangenen Kapiteln deutlich wurde, ist der Entwicklungsstand der untersuchten Produktionsprozesse sehr heterogen, was sich ebenfalls in der sehr heterogenen Datenlage widerspiegelt. Teilweise handelt es sich hierbei um Technologien, die noch im Labor erprobt werden und erst auf einem TRL von 3 sind (z. B. eEthylen) und teilweise um Technologien, die mit einem TRL von 8-9 fast vollständig ausgereift sind (z. B. die MTO). Entsprechend basieren die Daten teilweise auf Labormessungen aus erster Hand (z. B. eEthylen) oder aus öffentlich zugänglichen aktuellen Quellen, basierend auf Pilot- oder Demoanlagen und Abschätzungen. Aus diesem Grund ist unbedingt zu beachten, dass die gegenüber gestellten Produktionspfade auf sehr unterschiedlichen Datenbasen aufbauen und nur unter Vorbehalt miteinander zu vergleichen sind (siehe hierzu Kapitel 5.1.4 Limitierungen der Analyse).

#### 5.1.2.4 Genutzte Software und Datenbanken

Für die Erstellung der LCA wurde openLCA Version 1.10.3 genutzt. Zur Berechnung der großen Anzahl an Szenarien sowie zur Ergebnisauswertung wurden entsprechende Python Schnittstellen programmiert.

Für die Hintergrundprozesse wurde die ecoInvent Datenbank 3.7.1 genutzt. Die Referenzprozesse basieren in der Regel auf Prozessen von CarbonMinds, da diese einerseits aktueller sind und andererseits viele der Prozesse in der ecoinvent Datenbank nicht integriert sind. Wo es möglich war, wurden die Referenzen aus CarbonMinds und ecoinvent entnommen, um gegebenenfalls Unterschiede aufzeigen zu können.

### 5.1.3 Untersuchte Umweltauswirkungen (Life Cycle Impact Assessment, LCIA)

In Anlehnung an den „Systemvergleich speicherbarer Energieträger aus erneuerbaren Energien“ (Liebich et al. 2020) wurden die folgenden Wirkungskategorien und -indikatoren ausgewählt:

- ▶ **[GWP]:** Global Warming Potential 100a nach IPCC 2013 in kg CO<sub>2</sub>-eq (Qin et al. 2014).
- ▶ **[KEA]:** Kumulierter Energieaufwand in MJ (LHV)

- ▶ **[AP]:** Acidification Potential nach (Goedkoop und Spriensma 2000), (Hauschild und Wenzel 1998) in g SO<sub>2</sub>-eq, implementiert durch *EDIP2003*.
- ▶ **[POCP]:** Sommersmog, Photochemical Ozone Creation Potential nach ReCiPe (Goedkoop et al. 2013) in g C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>-eq.
- ▶ **[EP]:** Eutrophierung, Eutrophication Potential nach Heijungs et al. (Heijungs et al. 1992) in g PO<sub>4</sub>-eq, implementiert durch *CML-IA baseline*.
- ▶ **[ODP]:** Ozonabbau, Ozone Depletion Potential nach (WMO 2015) in g CFC-11-eq, implementiert durch *CML-IA baseline*.
- ▶ **[PM]:** Feinstaub, Particulate Matter < 10 µm (PM10) nach De Leeuw (de Leeuw 2002) und (WHO 2006) in g PM10-eq, implementiert durch *Environmental Prices*.
- ▶ **[RMI ab]** und **[TMR ab]:** Rohstoffaufwand entsprechend den Indikatoren Raw Material Input, abiotisch (RMI abiotic) und Total Material Requirement abiotisch (TMI abiotic) nach (Mostert und Bringezu 2019).
- ▶ **[Naturraum]:** Naturraumbeanspruchung nach *ReCiPe 2016* in m<sup>2</sup>a, (in Anlehnung an Hemerobie-Konzept nach Fehrenbach et al. (Fehrenbach et al. 2015)).
- ▶ **[Wasser]:** Wasserverbrauch als Nettowasserverbrauch (Input abzgl. Output) in m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>O, implementiert durch *AWARE*.

Im Bericht wird ein Vergleich aller Wirkungskategorien pro CCU Produkt mit unterschiedlichen Herstellungspfaden und der jeweiligen fossilen Referenz dargestellt und diskutiert. Detailliertere Analysen zu einzelnen Indikatoren finden punktuell statt, z. B. bei besonderen Abweichungen. Alle detaillierten Ergebnisse sind als LCIA-Tabellen den Anhängen zu entnehmen.

#### 5.1.4 Limitierungen der Analyse

Die Emissionen von Methan aus der Erdöl- und Gasförderung sowie dem Transport von Erdgas aus dem Pipelinesystem ist ein Aspekt, dessen Umfang und Bedeutung als Treibhausgasquelle aufgrund neuer Erkenntnisse neu beurteilt werden muss. Diese Emissionen sind sehr von der Sorgfalt des Betreibers abhängig, so dass allgemeine Aussagen schwierig sind (IEA 2022). Es bestehen immer noch beträchtliche Unsicherheiten, so dass eine Quantifizierung dieser Quelle aktuell nicht abschließend möglich ist. In den hier verwendeten Datenbanken (ecoInvent 3.7.1) ist diese Quelle noch nicht aktualisiert berücksichtigt. Die hier angegebenen GWP-Werte für Erdgas-basierte Prozesse sind in Bezug auf diesen Aspekt unvollständig und gegebenenfalls höher als hier ausgewiesen. Eine Übersicht und quantitative Abschätzung wurde vom DVGW für die Erdgasinfrastruktur unternommen (DVGW 2020).

Im Zuge der Lebenszyklusbetrachtung wird CO<sub>2</sub> als Rohstoff eingesetzt, um das gewünschte Produkt herzustellen. Die Cradle-to-Gate Betrachtung wird in dieser Studie um die Emissionen am Lebensende (EoL), stöchiometrisch berechnet aus dem Kohlenstoffgehalt des Produktes, erweitert. Diese Menge ist identisch mit der als Rohstoff eingesetzten Menge an CO<sub>2</sub>. Für diese Betrachtung spielt die Herkunft des verwendeten CO<sub>2</sub> keine Rolle.

Wie die Herkunft von CO<sub>2</sub> aus unterschiedlichen Quellen (z. B. fossile industrielle Punktquellen, DAC oder Biomasse) zu bewerten ist, ist keine Frage, die im Rahmen der gewählten Betrachtungsweise beantwortet werden kann. Unabhängig von der hier gewählten

Betrachtungsweise wird diese Fragestellung durchaus intensiv diskutiert. Dabei lassen sich zwei nichtvereinbare Positionen beschreiben:

- 1.) Nur die Verwendung von CO<sub>2</sub> aus Biomasse oder von CO<sub>2</sub> welches aus Umgebungsluft abgetrennt wurde, ist zulässig, da beide Quellen als langfristig und nachhaltig verfügbar betrachtet werden. Nur über eine Nutzung dieser Quellen würde sich ein fossiler Lock-in vermeiden lassen und damit eine langfristig angestrebte Treibhausgasneutralität erreichen.
- 2.) Die Emission aus, gegebenenfalls unvermeidbaren, industriellen Punktquellen fallen unabhängig von der gegebenenfalls späteren Nutzung über CCU an. CCU verknüpft daher zwei sonst unabhängige Emittenten und reduziert die klimawirksamen Emissionen im gleichen Umfang, wie wenn CO<sub>2</sub> aus der Luft abgetrennt wird und der eigentliche primäre Emittent weiterhin emittiert. In der Transformation können damit schnell Einsparungen erreicht werden.

Eine tiefergehende Diskussion dieser Aspekte wurde in der 2. Roadmap des Kopernikus-P2X Projektes ausgeführt (Ausfelder und Dura 2019a).

Entsprechend der unterschiedlichen Reifegrade der untersuchten Technologien ist die Datenlage sehr heterogen und macht daher Vergleiche zwischen unterschiedlichen Pfaden auch für das gleiche Produkt extrem schwierig. Aus diesem Grund sind in den Übersichtstabellen zu den modellierten Prozessen nochmals die TRL angegeben, um den Entwicklungsstand zu verdeutlichen und damit darauf hinzuweisen, dass die Ergebnisse hier eher als Größenordnung mit der Identifizierung von Hotspots verstanden werden sollten und in Zukunft größeren Änderungen unterliegen können.

Eine weitere Limitierung ist die mangelnde Abbildung technologischer Entwicklungen im Laufe der Zeit in den Hintergrundprozessen, die jedoch grundsätzlich für alle LCAs gilt. Üblicherweise, wie auch in dieser Studie, werden die Hintergrundprozesse der ecoinvent Datenbank entnommen, und zwar auch für die Projektion in die Zukunft. Dies hat zur Folge, dass es bei Prozesse, die in diesem Zeitraum starken Entwicklungen unterliegen zu einem systemischen Fehler kommt. Dies zeigt sich besonders für die Bereitstellung erneuerbaren Stroms. Nicht nur Wirkungsgrade erfahren Verbesserungen, durch die Energiewende werden auch die Materialien und Prozesse zur Herstellung der Anlagen zunehmend emissionsärmer. Durch die Nutzung der Datenbankprozesse, welche auf dem heutigen Stand sind, werden folglich die Emissionen aus dem Anlagenbau der erneuerbaren Energien überschätzt. Eine detaillierte Analyse und Anpassung dieser Hintergrundprozesse liegen jedoch außerhalb der Zielsetzung dieser Studie.

Um dennoch eine bessere Abschätzung insbesondere für die Auswirkungen der Änderungen im Stromsystem treffen zu können, wird das GWP unter anderem auch in Abhängigkeit des THG-Fußabdrucks der Strombereitstellung dargestellt und die Break-Even-Punkte ausgewiesen, also ab wann sich der Umstieg auf CCU Prozesse aus Klimasicht lohnt. Mit dieser Darstellung lassen sich auch Vergleiche für Strombereitstellung mit 0 g CO<sub>2</sub>-Äq. darstellen und vergleichen.

Dabei bleibt jedoch weiterhin zu beachten, dass es sich hierbei um eine Zahl zur Orientierung handelt. Dies liegt in den Unsicherheiten der Datenlage, vor allem aber in der aggregierten Darstellung der LCA-Ergebnisse über die jeweils festgelegte Lebenszeit des Produktes begründet. Verursacht 1 kWh Strom aus Wind und PV z. B. 40 g CO<sub>2</sub>-eq., entsprechend dem Lebenszyklusansatz, so fallen diese Emissionen in der Realität dennoch nicht gleichmäßig über die Lebensdauer der Anlage an, sondern lediglich in der Bau- und EoL-Phase, während in der Nutzungsphase kaum oder keine Emissionen anfallen. Folglich dient eine zeitliche Betrachtung der Break-Even-Punkte lediglich der Orientierung.

## 5.2 Vorketten der CCU Prozesse

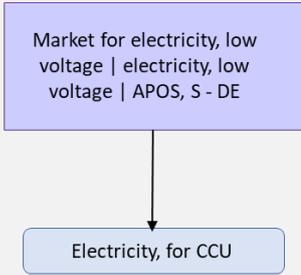
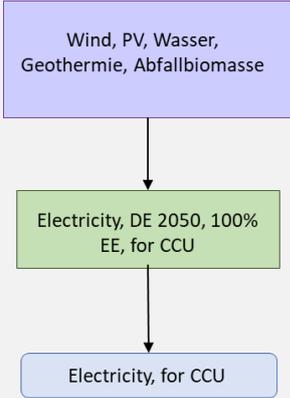
### 5.2.1 Strom

Strom stellt für CCU Prozesse hinsichtlich der THG-Emissionen den wichtigsten Input-Parameter dar und dessen Effekte pflanzen sich in der Regel vom Anfang der Produktionskette bis zum Ende hin fort. Aus diesem Grund wird der Einfluss zweier unterschiedlicher Stromszenarien detailliert dargestellt:

1. Eine gemischte Zusammensetzung der Stromerzeugung [Mix-Strom] basierend auf Daten der IEA im Jahr 2017, welche durch den hohen Anteil fossiler Energiebereitstellung quasi den „worst case“ darstellt. Modelliert als: market for electricity, low voltage | electricity, low voltage | APOS, S aus ecoInvent 3.7.1.
2. Ein 100% erneuerbarer Strom [EE-Strom], basierend auf dem Energieziel 2050. Die jeweiligen Stromerzeugungsprozesse basieren wiederum auf ecoInvent 3.7.1. Dadurch bleiben Restemissionen durch den Anlagenbau bestehen. Dies ist also nicht der „best case“, jedoch eine realistischere Darstellung, da ein Großteil der erneuerbaren Erzeugungsanlagen auch in der Zukunft weiterhin nicht mit klimaneutralen Materialien und Energien gebaut sein werden. Dies gilt weiter auch für die absehbarer Zukunft bis zur Erreichung der vollständigen Klimaneutralität, wenn alle Produktionsprozesse entsprechend umgerüstet sind, was erst in Folge der Defossilisierung des Stromsystems geschehen kann. Um dennoch den Effekt der vollständigen THG-Neutralität, welche sich bis in die Vorketten der EE-Erzeugungsanlagen erstreckt, abschätzen zu können, wird das GWP der untersuchten CCU Prozesse in Abhängigkeit des THG-Rucksacks der Stromerzeugung aufgezeigt.

Tabelle 67 fasst die Modellierungsgrundlagen beider Stromszenarien zusammen und Tabelle 68 stellt den Unterschied zwischen den Szenarien für Wirkungskategorien dar.

**Tabelle 67: Kurzübersicht der Modellierungsgrundlagen der Strombereitstellung.**

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 kWh Strom	Bereitstellung von 1 kWh Strom	
Systemgrenzen	- Vordergrundsystem: Prozentuale Anteile der Erzeugungstechnologien - Hintergrundsystem: ecoinvent 3.7.1, APOS, inklusive Anlagenbau - Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt	- Vordergrundsystem: Prozentuale Anteile der Erzeugungstechnologien - Hintergrundsystem: ecoinvent 3.7.1, APOS, inklusive Anlagenbau - Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt	
	Mix-Strom		EE-Strom

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 kWh Strom	Bereitstellung von 1 kWh Strom
Status	TRL 9	TRL 9
Datenquellen	ecoinvent 3.7.1, überprüft anhand von eigenen Werten und (IEA 2021a)	Es wird eine Aufteilung erneuerbarer Stromanlagen angenommen: Photovoltaik 19% Windenergie an Land 32% Windenergie auf See 33% Wasserkraft 4% Geothermie 9% Abfallbiomasse (Biogas) 2%
Anlagenbau	ecoinvent 3.7.1	ecoinvent 3.7.1

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 68: Vergleich der Auswirkungen des modellierten vollständig erneuerbaren Stroms *EE-Strom* (nur erneuerbarer Strom, aber Anlagenbau mit hauptsächlich fossilen Energien) im Vergleich zu einem gemischten Strommix mit hauptsächlich fossilen, aber auch erneuerbaren Anteil *Mix-Strom* (ecoinvent 3.7.1 mit Bezugsjahr 2017).**

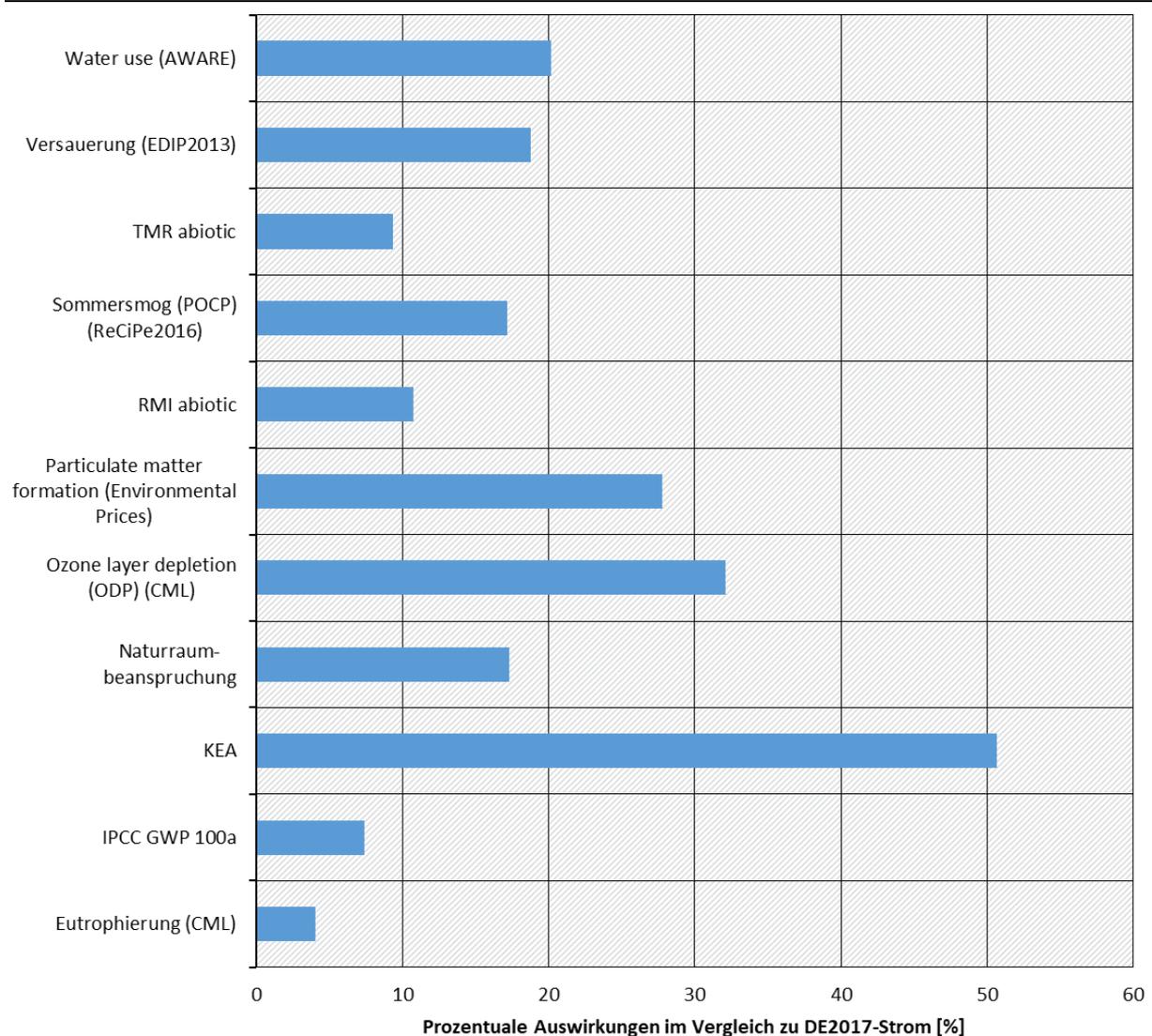
Name	Prozentuale Auswirkungen im Vergleich zu DE2017-Strom/%
Eutrophierung (CML)	4,1
IPCC GWP 100a	7,4
KEA	50,7
Naturraumbeanspruchung	17,3
Ozonabbau (ODP) (CML)	32,1
Feinstaubbildung (Environmental Prices)	27,8
RMI abiotic	10,7
Sommersmog (POCP) (ReCiPe2016)	17,2
TMR abiotic	9,3
Versauerung (EDIP2013)	18,8
Wasserverbrauch (AWARE)	20,1

Quelle: Eigene Berechnung, DECHEMA e.V.

In Abbildung 37 ist ersichtlich, dass der erneuerbare Strommix (*EE-Strom*) in allen untersuchten Umweltauswirkungen Einsparungen im Bereich von 50-95% gegenüber dem gemischten Strommix (*Mix-Strom*) ermöglicht. Da im Vergleich zu fossilen Prozessen für CCU Produkte Strom die hauptsächliche Energiequelle ist, zeigt sich diese Einsparung deutlich in den folgenden Kapiteln beim Vergleich von CCU Produkten mit *EE-Strom* und *Mix-Strom*.

Die hier berechneten THG-Emissionen über den Lebenszyklus (THG-Rucksack) betragen 545 g/kWh für Mix-Strom und 40 g/kWh für EE-Strom.

**Abbildung 37: Vergleich der Auswirkungen des modellierten vollständig erneuerbaren Stroms *EE-Strom* (nur erneuerbarer Strom, aber Anlagenbau mit hauptsächlich fossilen Energien) im Vergleich zu einem gemischten Strommix mit hauptsächlich fossilen, aber auch erneuerbaren Anteil *Mix-Strom* (eolInvent 3.7.1 mit Bezugsjahr 2017). 100% entspricht dem *Mix-Strom*, die Skala wurde bei 60% abgeschnitten.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

### 5.2.2 Wärme

Wärmebereitstellung sowie -integration sind stark standortabhängig und daher nicht pauschal zu betrachten. Um der Leserschaft die Möglichkeit zu bieten, überschlägige Rechnungen zur Wärmeintegration durchzuführen, wird die benötigte oder verfügbare Wärme für jeden Prozess auf drei Temperaturniveaus angegeben:

- ▶ unter 100 °C
- ▶ 100-300 °C
- ▶ Über 300 °C

Zusätzlich wird noch der benötigte Kühlbedarf angegeben.

In Tabelle 69 sind die Umweltauswirkungen aufgeführt, die zur Bereitstellung der Wärme über Referenztechnologien (Erdgas und zum Vergleich eine Wärmepumpe für Niedrigtemperaturwärme) nötig wären. Dies entspricht dem „worst case“ ohne Wärmeintegration und ohne Nutzung von industrieller Abwärme aus anderen Prozessen. Werden die CCU Produktionsprozesse z. B. in bestehende Standorte integriert, so kann hier durch entsprechende Wärmeintegration Energie eingespart werden. Dies ist jedoch stark abhängig vom Standort und dem jeweiligen CCU Prozess, sodass an dieser Stelle keine pauschalen Aussagen getroffen werden können. Aus diesem Grund soll die untenstehende Tabelle die Bandbreite des Wärmebedarfs aufzeigen und die Möglichkeit geben, entsprechend den Anforderungen eigene Abschätzungen treffen zu können.

**Tabelle 69: Umweltauswirkungen der Bereitstellung von 1 MJ Wärme über Erdgas und Wärmepumpe.**

Pro MJ Wärme	Einheit	Wärmepumpe (Mix-Strom) für Niedertemperaturwärme	Erdgas (für alle Temperaturniveaus)
Eutrophierung	g PO <sub>4</sub> Äq.	0,09	0,01
IPCC GWP 100a	g CO <sub>2</sub> Äq.	26	70
KEA	MJ	0,643	1,030
Naturraumbeanspruchung	m <sup>2</sup>	0,008	0,001
Ozonabbau (ODP)	g CFC-11 Äq.	0,000002	0,000006
Feinstaubbildung	g PM <sub>10</sub> Äq.	0,04	0,02
RMI abiotic	g	22	27
Sommersmog (POCP)	kg NO <sub>x</sub> Äq.	0,000	0,000
TMR abiotic	g	33	28
Versauerung	m <sup>2</sup>	0,002	0,001
Wasserverbrauch (AWARE)	m <sup>3</sup>	0,021	0,002

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

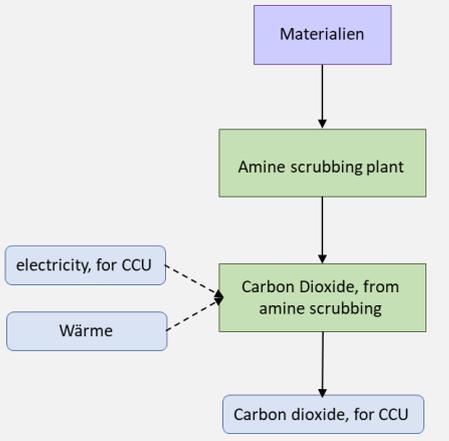
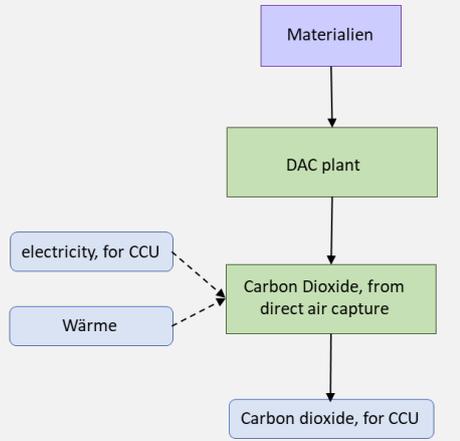
### 5.2.3 Kohlendioxid, CO<sub>2</sub>

Für die ökologische Analyse wurden zwei grundlegend unterschiedliche CO<sub>2</sub>-Quellen und Abscheidetechnologien gewählt, um das Spektrum der Möglichkeiten aufzuspannen. Als industrielle Punktquelle wird die Zementindustrie herangezogen in der das CO<sub>2</sub> mittels Aminwäsche abgetrennt wird (AZ). Daneben wird auch die direkte Abtrennung aus der Luft mittels DAC betrachtet.

Abbildung 38 zeigt die relativen Umweltauswirkungen der unterschiedlichen Szenarien zur Bereitstellung von CO<sub>2</sub> aus der industriellen Punktquelle (AZ) und direkt aus der Luft (DAC). Da für die CO<sub>2</sub>-Bereitstellung kein fossiler Referenzprozess existiert, wurde hier das schlechteste Szenario als Referenz gesetzt, was der Bereitstellung über die DAC mit Mix-Strom und externer Wärmebereitstellung (ext) entspricht. Die Daten sind in Tabelle 71 dargestellt.

Insgesamt zeigt sich bereits für die CO<sub>2</sub>-Bereitstellung der dominante Einfluss der Strombereitstellung auf die CCU Prozessketten, da die Umwelteinflüsse mit dem Wechsel von fossil dominiertem (Mix-Strom) zu vollständig erneuerbarem Strom (EE-Strom) stark sinken. Darüber hinaus hat auch die Wärmebereitstellung einen signifikanten Einfluss auf die Umweltauswirkungen beider CO<sub>2</sub>-Bereitstellungspfade, wobei dieser im Falle der DAC deutlich höher ausfällt. Den niedrigsten Umwelteinfluss in allen Wirkungskategorien, außer Eutrophierung und Versauerung, zeigt die Bereitstellung über AZ unter Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom) und bei integrierter Wärmebereitstellung. Die absoluten Werte für interne Wärmebereitstellung können dem LCIA-Anhang entnommen werden.

**Tabelle 70: Kurzübersicht der Modellierungsgrundlagen der CO<sub>2</sub>-Bereitstellung.**

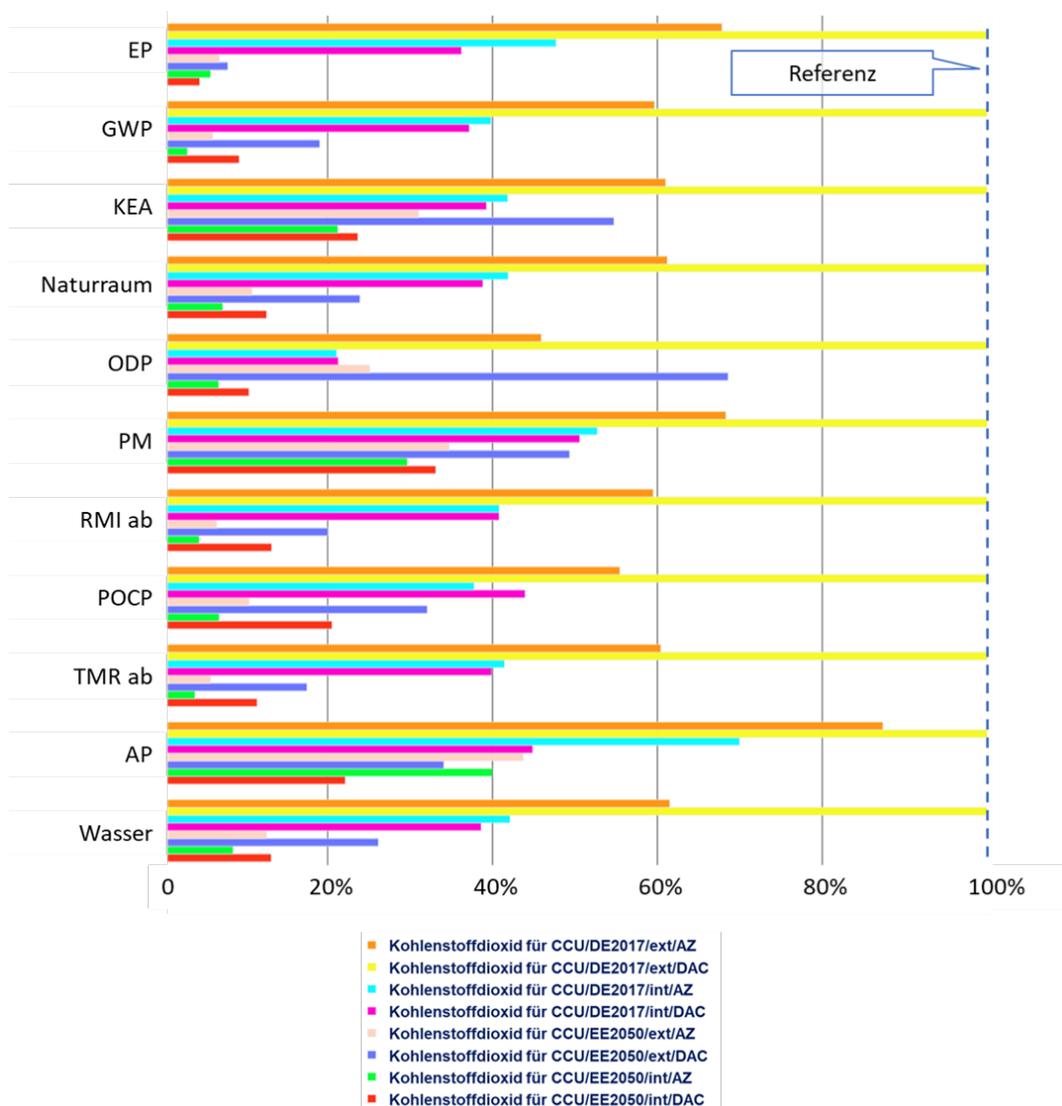
Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 kg CO <sub>2</sub> bei 1 bar	Bereitstellung von 1 kg CO <sub>2</sub> bei 1 bar
Systemgrenzen	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt (FU)	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt (FU)
		
	Aminwäsche von Zementabgasen (AZ)	Luftabscheidung (DAC)
Status	TRL 6-7	TRL 5-6
Datenquellen (vgl. Kapitel 3)	(Otto 2011; Rieder 2016; Viebahn et al. 2018; Otto et al. 2018)	(Viebahn et al. 2018, 2019; Lozanovski 2019; Climeworks 2020; Deutz und Bardow 2021)
Anlagenbau	Anlage aus (Troy 2014), Aminverbrauch aus Industrieangaben und (Morken et al. 2017)	Anlage inkl. Fundament und Struktur aus (Lozanovski 2019), Sorbent aus (Lozanovski 2019; Deutz und Bardow 2021), Monoethanolamin also Proxy für Polyethylenimine
Strombedarf	2,38 GJ/t	1,44 bis 7,2 GJ/t <sup>16</sup>

<sup>16</sup> Die hohe Schwankung im Strombedarf ist auf die Wärmeintegration zurückzuführen. Kann keine Abwärme aus anderen Prozessen genutzt werden, so wird diese i.d.R. über Strom von extern bereitgestellt (ext. Wärmebereitstellung). Kann die DAC jedoch wärmeintegriert betrieben werden, so liegt der übrige Strombedarf im untersten Wertebereich.

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 kg CO <sub>2</sub> bei 1 bar	Bereitstellung von 1 kg CO <sub>2</sub> bei 1 bar
Wärmebilanz	Wärmebedarf ~100 °C: 2,27 GJ/t (inkl. Wärmeintegration)	Wärmebedarf ~100 °C: 7,2 GJ/t
CO <sub>2</sub> -Bedarf	1 t/t im Abgas	1 t/t in der Luft
Übersicht berechneter Szenarien	Die folgenden Szenarien werden in unterschiedlichen Permutationen für die beiden CO <sub>2</sub> -Bereitstellungspfade DAC und AZ berechnet und ausgewiesen: EE-Strom Mix-Strom Int: Integrierte Wärmebereitstellung Ext: Externe Wärmebereitstellung	Die folgenden Szenarien werden in unterschiedlichen Permutationen für die beiden CO <sub>2</sub> -Bereitstellungspfade DAC und AZ berechnet und ausgewiesen: EE-Strom Mix-Strom Int: Integrierte Wärmebereitstellung Ext: Externe Wärmebereitstellung

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA, e.V.

**Abbildung 38: Vergleich der prozentualen Auswirkungen der CO<sub>2</sub>-Bereitstellungsrouten. Da hier keine fossile Referenz existiert, wurde das schlechteste Szenario als Referenz gesetzt.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Eine detailliertere Analyse des GWP zur Bereitstellung von CO<sub>2</sub> für CCU Prozesse ist in Abbildung 39, die auf Daten von Tabelle 72 beruhen, gegeben. Der oben beschriebene Trend hinsichtlich eines geringeren GWP bei der Abtrennung aus der Aminwäsche, bei integrierter Wärmeversorgung und erneuerbarem Strom ist auch hier erkennbar. Im besten Szenario erreicht das aus der Aminwäsche mit integrierter Wärme und erneuerbarem Strom bereitgestellte CO<sub>2</sub> (CO<sub>2</sub> für CCU/EE-Strom/int/AZ) ca. 0,03 kg CO<sub>2</sub> Äq./kg CO<sub>2</sub>. Wohingegen über DAC bei den gleichen Bedingungen (Kohlenstoffdioxid für CCU /EE-Strom/int/DAC) noch 0,08 kg CO<sub>2</sub> Äq./kg CO<sub>2</sub> verursacht. Auffällig ist dabei, dass der Anlagenbau bei der Aminwäsche nicht ins Gewicht fällt, wohingegen er bei der DAC einen nennenswerten Beitrag hat. Dies gilt insbesondere für das beste Szenario (CO<sub>2</sub> für CCU /EE-Strom/int/DAC), wo der Anlagenbau den wesentlichen Anteil ausmacht. Dies ist den unterschiedlichen CO<sub>2</sub>-Quellen und entsprechenden Anlagendimensionen und dem damit einhergehenden Platzbedarf geschuldet.

**Tabelle 71: Vergleich der prozentualen Auswirkungen der betrachteten CO<sub>2</sub>-Bereitstellungsrouten.**

Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,014089
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,010979
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/AZ	0,012874
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/DAC	0,007129
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,028145
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,032222
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,02254
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,014455
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/AZ	0,012874
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,00028
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,000321
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/AZ	0,000236
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/DAC	0,000182
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,002766
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,004079
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,001946
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,001478
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,054744
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,171982
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/AZ	0,026863
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/DAC	0,08361
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,539163

Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,904102
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,359953
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,336082
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/EE-Strom/ ext/AZ	4,427
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/EE-Strom/ ext/DAC	7,807048
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/AZ	3,028147
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/DAC	3,373282
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/Mix-Strom/ ext/AZ	8,702244
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/Mix-Strom/ ext/DAC	14,26838
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/AZ	5,967833
CO <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/DAC	5,60147
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ ext/AZ	0,025649
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ ext/DAC	0,056618
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/AZ	0,017185
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/DAC	0,029789
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,144913
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,236866
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/AZ	0,099191
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/DAC	0,091947
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ ext/AZ	2,72E-08
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ ext/DAC	7,44E-08
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/AZ	7,34E-09
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/DAC	1,13E-08
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ ext/AZ	4,98E-08
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ ext/DAC	1,08E-07
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/AZ	2,29E-08
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/DAC	2,31E-08
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ ext/AZ	0,000253
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ ext/DAC	0,000359
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/AZ	0,000216
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/DAC	0,000241
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,000497

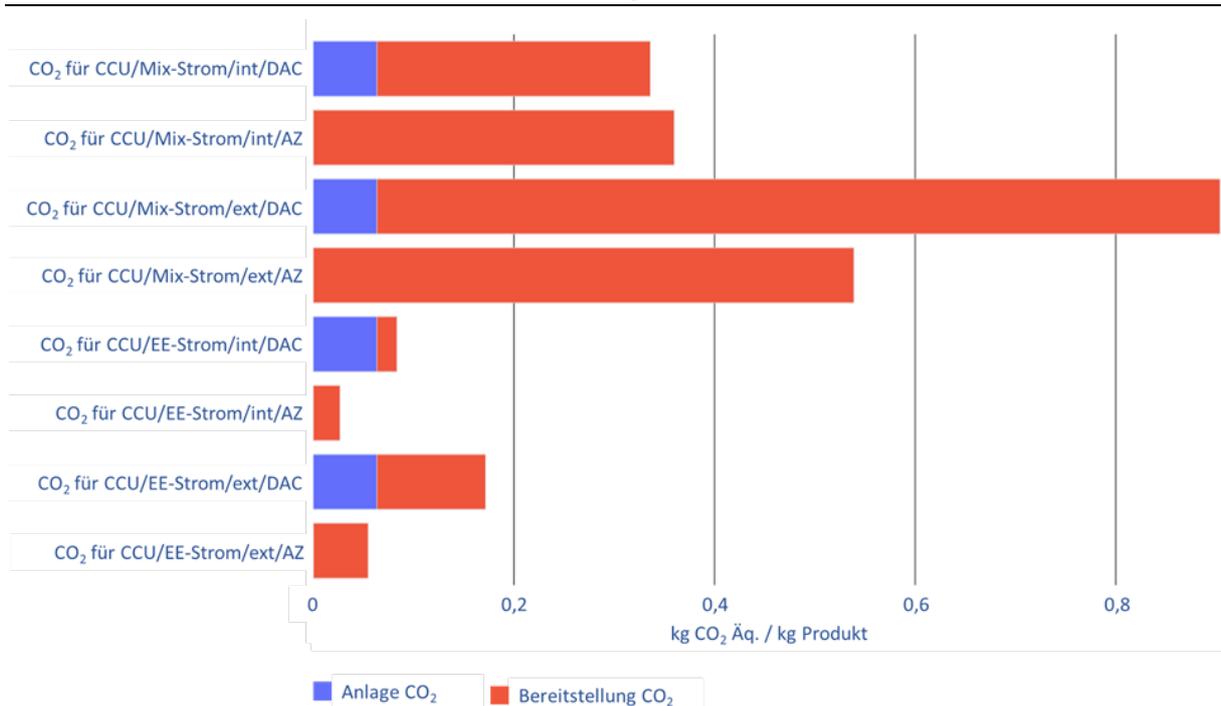
Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,000727
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/AZ	0,000383
CO <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/DAC	0,000368
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,000117
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,000359
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/AZ	7,65E-05
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/DAC	0,00023
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,000621
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,00112
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,000423
CO <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,000492
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/EE-Strom/ ext/AZ	0,05464
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/EE-Strom/ ext/DAC	0,16679
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/AZ	0,03673
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/DAC	0,110022
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,496104
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,83399
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/AZ	0,340283
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/DAC	0,340105
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/EE-Strom/ ext/AZ	0,063104
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/EE-Strom/ ext/DAC	0,190166
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/AZ	0,042341
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/DAC	0,124357
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ext/AZ	0,657379
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ ext/DAC	1,088317
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/AZ	0,450968
CO <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/DAC	0,434084
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ ext/AZ	0,058017
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ ext/DAC	0,120276
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/AZ	0,039149
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/DAC	0,060471
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,282942

Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,460212
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/AZ	0,193808
CO <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/DAC	0,177698

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Wie in den vorangegangenen Kapiteln 3.1.2 und 3.3.5 detailliert dargelegt, fallen in Zementwerken sehr große Volumenströme mit hohen CO<sub>2</sub>-Konzentrationen an. Sie können über das Abscheideverfahren der Aminwäsche effizient in einem Volumenverfahren ausgenutzt werden, sodass bereits eine kleindimensionierte Anlage große Mengen CO<sub>2</sub> abtrennen kann. In der Abscheidung aus der Luft müssen jedoch aufgrund der vergleichsweise geringen CO<sub>2</sub>-Konzentration deutlich größere Luftmassen bewegt werden, wofür entsprechend größere Anlagen benötigt werden. Zudem kann die DAC nicht volumetrisch hochskaliert werden, sondern lediglich durch „numbering up“, d. h. um mehr CO<sub>2</sub> aus der Luft abscheiden zu können, müssen schlicht mehr Module (nicht eine größere Anlage) gebaut werden. Dieser Unterschied schlägt sich entsprechend stark in den Ergebnissen hinsichtlich des Anteils des Anlagenbaus der beiden CO<sub>2</sub>-Abscheidetechnologien nieder. Dabei stellt dies insbesondere für die DAC vermutlich ein „worst case“-Szenario dar, da die für den Anlagenbau benötigten Materialien in Zukunft ebenfalls zunehmend emissionsärmer hergestellt werden können, sodass davon ausgegangen werden kann, dass der Anteil des Anlagenbaus am GWP in Zukunft entsprechend sinken wird. Wie schnell und stark sich derartige Verbesserungen jedoch in der gesamten Prozesskette durchsetzen, ist gegenwärtig nicht abzuschätzen.

**Abbildung 39: Treibhausgaspotenzial GWP100 der CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus der Luft über die DAC (DAC) und aus dem Zementwerk über die Aminwäsche (AZ) zur weiteren Nutzung in CCU Pfaden. Mit den Szenarien Mix-Strom, EE-Strom und einer internen (int) sowie externen (ext) Wärmebereitstellung.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 72: Treibhausgaspotenzial GWP100 der CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus der Luft über die DAC (DAC) und aus dem Zementwerk über die Aminwäsche (AZ) zur weiteren Nutzung in CCU Pfaden.**

Produkt-system	Einheit	Szenario	CO <sub>2</sub>	Anlage CO <sub>2</sub>	Bereit-stellung CO <sub>2</sub>	Gesamt
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ ext/AZ	0	1,13E-04	5,46E-02	5,47E-02
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ ext/DAC	1	6,34E-02	1,09E-01	1,72E-01
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ int/AZ	0	1,13E-04	2,67E-02	2,69E-02
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ int/DAC	1	6,34E-02	2,02E-02	8,36E-02
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ ext/AZ	0	1,13E-04	5,39E-01	5,39E-01
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ ext/DAC	1	6,36E-02	8,41E-01	9,04E-01
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ int/AZ	0	1,13E-04	3,60E-01	3,60E-01
CO <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ int/DAC	1	6,36E-02	2,73E-01	3,36E-01

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Basierend auf den dargestellten Ergebnissen erscheint die Abscheidung von CO<sub>2</sub> aus Zementwerken über die Aminwäsche (AZ) unter den für diese Analyse gesetzten Rahmenbedingungen aus Umweltsicht sinnvoller als die Abscheidung aus der Umgebungsluft (DAC).

#### 5.2.4 Wasserstoff, H<sub>2</sub>

Wasserstoff kommt in vielen der betrachteten CCU Pfade zum Einsatz und zeigt in bekannten Veröffentlichungen je nach Herstellungsart und Energiebereitstellung einen wesentlichen Beitrag zu den Umweltauswirkungen. Aus diesem Grund werden hier zwei alternative Bereitstellungspfade von Wasserstoff im Vergleich zur fossilen Referenz (Dampfreformierung, SMR) aufgezeigt: Methanpyrolyse (PYR) und PEM-Elektrolyse (PEM).

Tabelle 73 zeigt eine Übersicht über die wichtigsten Annahmen der Modellierung. Bei der PEM-Elektrolyse fällt neben H<sub>2</sub> auch reines O<sub>2</sub> an. Ist der Elektrolyseur in einem Anlagenverbund integriert, in dem ein anderer Prozess O<sub>2</sub> als Input benötigt (z. B. bei der Glasherstellung), so kann das zusätzlich anfallende O<sub>2</sub> als Nebenprodukt gewertet und entsprechend berücksichtigt werden. Befindet sich der Elektrolyseur jedoch in isolierter Lage, oder in einem Anlagenverbund, in dem es keinen Bedarf für O<sub>2</sub> gibt, so wird es als Abgas in die Luft entlassen. Folglich kann eine Anrechnung von O<sub>2</sub> nicht pauschal erfolgen. In Anlehnung an die Einschätzung des Umweltbundesamtes (Umweltbundesamt 2020c), dass bei der Elektrolyse anfallender O<sub>2</sub> in der Regel nicht genutzt wird, wird hier ebenfalls keine Anrechnung oder Berücksichtigung des gegebenenfalls als Nebenprodukt verwertbaren O<sub>2</sub> gemacht<sup>17</sup>.

<sup>17</sup> Als Gründe für das Ablassen und die nicht Weiternutzung des O<sub>2</sub> werden hohe Kosten der Speicherung, Hürden hinsichtlich der Sicherheitsvorschriften und dem geringen Bedarf genannt (Umweltbundesamt 2020c).

**Tabelle 73: Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der H<sub>2</sub>-Herstellung über die PEM-Elektrolyse (PEM) und Methanpyrolyse (PYR), gegenüber der fossilen Referenz, der Dampfreformierung von Erdgas (SMR).**

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 t H <sub>2</sub> bei 15 bar	Bereitstellung von 1 t H <sub>2</sub> bei 15 bar	Bereitstellung von 1 t H <sub>2</sub> bei 15 bar
Systemgrenzen	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten
	<p>PEM Elektrolyse</p>	<p>Methanpyrolyse</p>	<p>Aus Erdgas (SMR)</p>
Status	TRL 8	TRL 4	Konventionelle Referenz, TRL 9
Datenquellen (vgl. Kapitel 3)	(Sternberg und Bardow 2016; Sternberg et al. 2017; Michailos et al. 2018; Smolinka et al. 2018;	(Dufour et al. 2010; Parkinson et al. 2017; Geres et al. 2019; Schneider et al. 2020; Mašláni et al. 2021)	(Union 2015; Sternberg und Bardow 2016; Wernet et al. 2016).

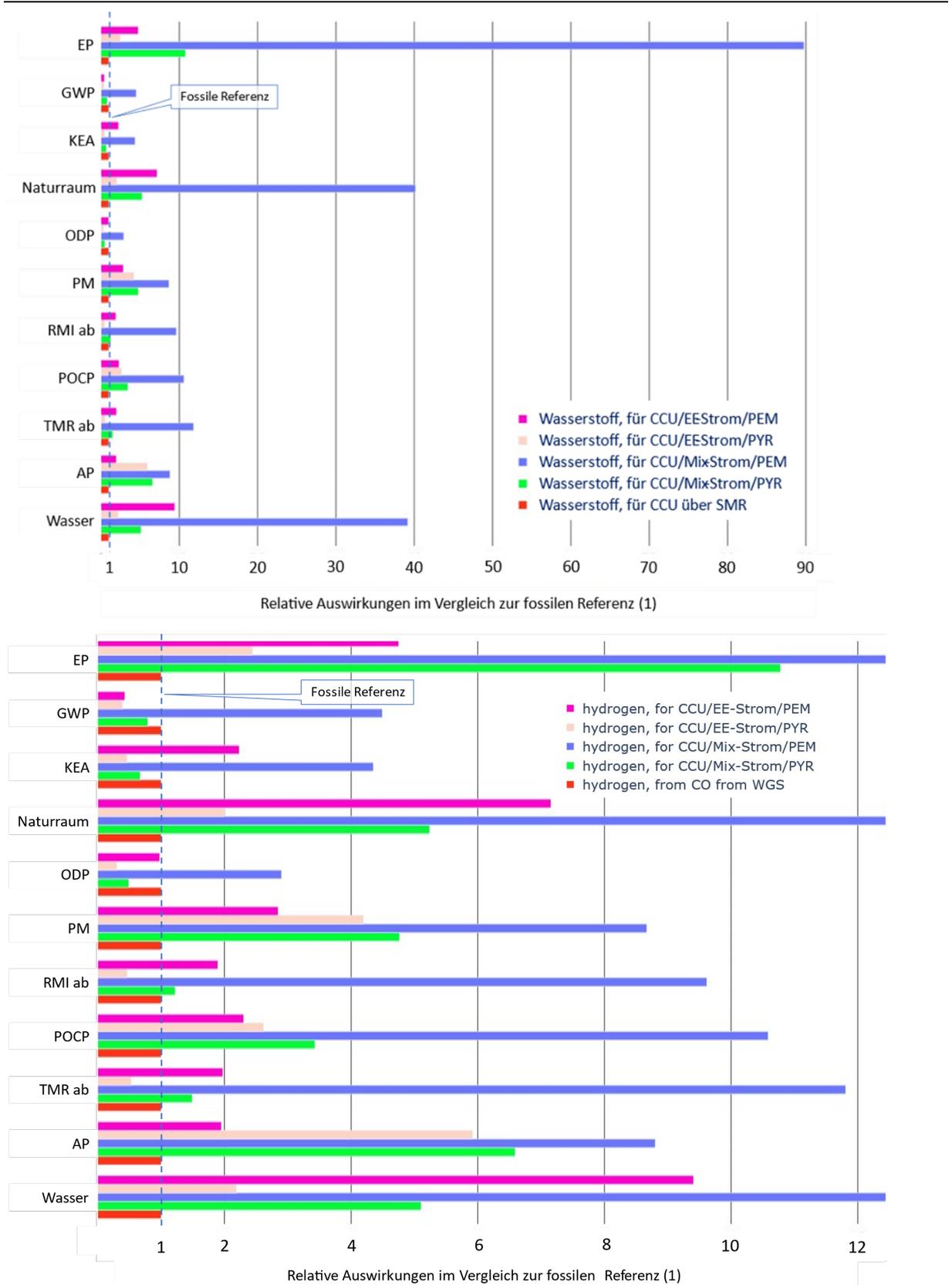
Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 t H <sub>2</sub> bei 15 bar	Bereitstellung von 1 t H <sub>2</sub> bei 15 bar	Bereitstellung von 1 t H <sub>2</sub> bei 15 bar
	Meereis 2019; Liebich et al. 2020; H2 Energy AG und IBAarau AG 2020; H-Tec Systems; Hydrogenics; Regett et al.) Die Datenlage für Elektrolyse ist gut und basiert auf aktuellen Quellen.	Es gibt verschiedene Ansätze zur Methanpyrolyse. Einige wurden schon technisch erprobt, allerdings zur Herstellung von Kohlenstoff-Produkten. Die LCA-Datenlage ist schlecht. Hier wurde ein Flüssigmetall-Bläschenreaktor angenommen.	Die Datenlage für SMR und Water Gas Shift ist gut, da der Prozess großtechnisch im Einsatz ist.
Anlagenbau	Stack- und Anlagenbau basierend auf (Bareiß et al. 2019) und ecoinvent 3.7.1, Nafion-Membran über Proxy Tetrafluoroethylen	Lichtbogenofen mit 427 t geschmolzenem Eisen (Parkinson et al. 2017) und Chemieanlage	Standard-Chemieanlage
Strombedarf	220,3 MJ/kg	16,9 bis 34,2 MJ/kg (Plasma bzw. Flüssigmetall). Hier 21,6 MJ/kg.	0,2 – 2,6 MJ/kg (Kompression). Hier 1.07 MJ/kg.
Wärmebilanz		Abwärme ~100 °C: Bis zu 4,6 kg Dampf (22,3 MJ/kg)	Bedarf >300 °C: ca. 30 MJ/kg

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Mittels Methanpyrolyse (PYR) fällt der Kohlenstoff in fester Form an, statt als CO<sub>2</sub> in die Luft entlassen zu werden. Der feste Kohlenstoff kann als Produkt weiterverarbeitet werden (z. B. als Aktivkohle), wird dann aber am Ende des jeweiligen Produktlebenszyklus gegebenenfalls in die Atmosphäre entlassen werden. Insofern lässt sich auch hier keine pauschale Aussage treffen wie der fest anfallende Kohlenstoff zu bewerten ist, da dies stark von der Nutzung und dem damit verbundenen EoL abhängt. In der vorliegenden Analyse liegt diese Betrachtung jedoch außerhalb der Systemgrenzen, sodass keine weiteren Verwendungen (und damit auch keine Emissionen) des Kohlenstoffs berücksichtigt werden.

Die Übersicht über alle erhobenen Umweltauswirkungen zeigt eindeutig, dass die Bereitstellung von H<sub>2</sub> über die PEM mit dem aktuellen Strommix (Mix-Strom) in allen Umweltkategorien die größten Nachteile nach sich zieht (vgl. Abbildung 40 und Tabelle 74). Wird die PEM jedoch mit ausschließlich erneuerbarem Strom (EE-Strom) betrieben, müssen die Umweltauswirkungen deutlich differenzierter betrachtet werden, da hier je nach Umweltkategorie die PEM, Pyrolyse oder aber auch weiterhin der fossile Referenzprozess über das SMR am besten abschneidet (vgl. Abbildung 40 unten). Auch unter Nutzung des EE-Strom schneidet die fossile Produktion mittels SMR in den Kategorien Eutrophierung, Naturraumbeanspruchung, PM-Bildung, POCP, Versauerung und Wasserverbrauch besser ab als die Herstellung über PEM oder PYR. Mit vollständig EE-Strom erreicht die PEM in den Umweltkategorien PM-Bildung, POCP und Versauerung bessere Ergebnisse als H<sub>2</sub> über die Pyrolyse, schneidet jedoch in den übrigen Kategorien schlechter ab. Im GWP liegen unter Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms die Pyrolyse und PEM auf dem gleichen Niveau (Details siehe weiter unten). Bei der Pyrolyse zeigt sich außerdem eine deutlich geringere Sensitivität hinsichtlich der verwendeten Strommixe, was daran liegt, dass die Pyrolyse, anders als die PEM, kein primär stromgetriebener Prozess ist. Auch für SMR wurde die Strombereitstellung entsprechend variiert. Es zeigt jedoch kaum einen Unterschied in den Ergebnissen, da der Prozess kaum Strom benötigt.

**Abbildung 40: Vergleich der Auswirkungen der H<sub>2</sub>-Bereitstellungsrouten als Vielfaches der fossilen Referenz, oben als Übersicht, unten auf die Skalenabschnitte des 0-12-fachen gezoomt.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 74: Vergleich der prozentualen Auswirkungen der H<sub>2</sub>-Bereitstellungsrouten.**

Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/PEM	0,255348
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/PYR	0,774135
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ PEM	1,151571
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ PYR	0,862
H <sub>2</sub> über SMR	m <sup>2</sup>	AP		0,130836
H <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom/ PEM	0,00886
H <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom/ PYR	0,004561
H <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom/ PEM	0,167404
H <sub>2</sub> für CCU	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom/ PYR	0,020104
H <sub>2</sub> über SMR	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP		0,001865
H <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ PEM	3,241079
H <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ PYR	2,961553
H <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ PEM	34,12759
H <sub>2</sub> für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ PYR	5,989642
H <sub>2</sub> über SMR	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP		7,599492
H <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/EE-Strom/ PEM	287,4922
H <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/EE-Strom/ PYR	59,30571
H <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/Mix-Strom/ PEM	560,0813
H <sub>2</sub> für CCU	MJ	KEA	/Mix-Strom/ PYR	86,03013
H <sub>2</sub> über SMR	MJ	KEA		128,7653
H <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ PEM	7,3E-07
H <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ PYR	2,24E-07
H <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ PEM	2,17E-06
H <sub>2</sub> für CCU	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ PYR	3,65E-07
H <sub>2</sub> über SMR	kg CFC-11 Äq.	ODP		7,48E-07
H <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ PEM	0,007605
H <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ PYR	0,0112
H <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ PEM	0,023153

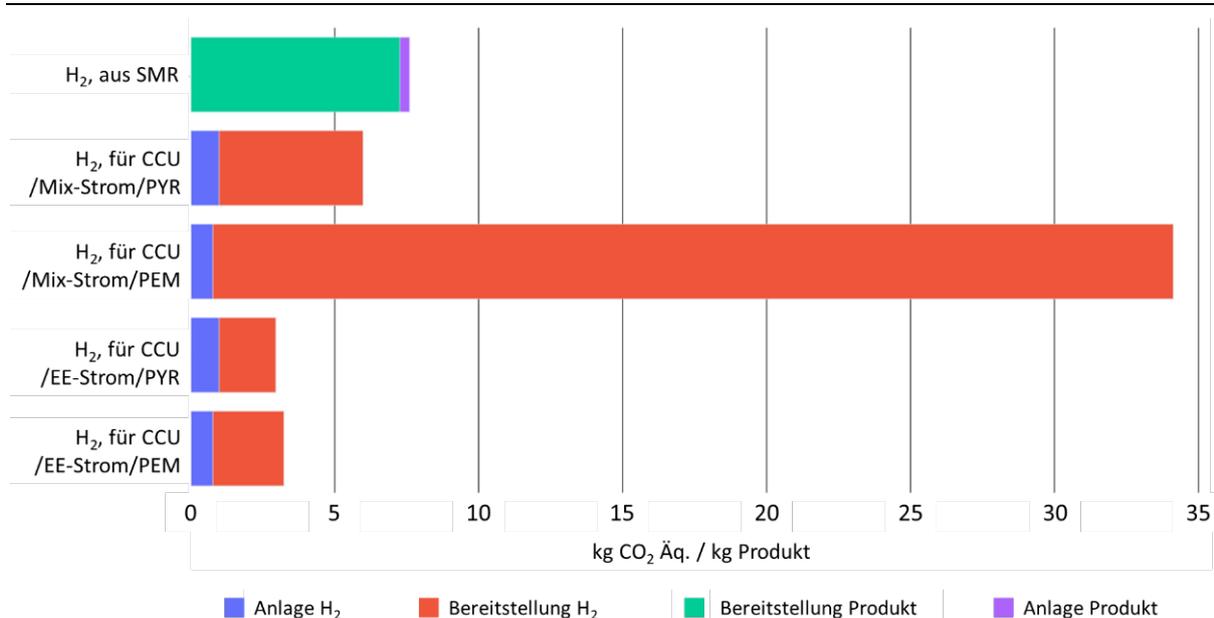
Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
H <sub>2</sub> für CCU	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ PYR	0,012725
H <sub>2</sub> über SMR	kg PM10 Äq.	PM		0,002671
H <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ PEM	0,00892
H <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ PYR	0,010139
H <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ PEM	0,041012
H <sub>2</sub> für CCU	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ PYR	0,013285
H <sub>2</sub> über SMR	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP		0,003875
H <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/EE-Strom/ PEM	6,914459
H <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/EE-Strom/ PYR	1,692236
H <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ PEM	35,0621
H <sub>2</sub> für CCU	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ PYR	4,451809
H <sub>2</sub> über SMR	kg	RMI ab		3,64679
H <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/EE-Strom/ PEM	7,606194
H <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/EE-Strom/ PYR	2,027978
H <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ PEM	45,49714
H <sub>2</sub> für CCU	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ PYR	5,742777
H <sub>2</sub> über SMR	kg	TMR ab		3,853222
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ PEM	4,533625
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ PYR	1,054174
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ PEM	18,87478
H <sub>2</sub> für CCU	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ PYR	2,460169
H <sub>2</sub> über SMR	m <sup>3</sup>	Wasser		0,482013

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Eine genauere Aufschlüsselung des GWP zeigt Abbildung 41, die Daten sind in Tabelle 75 hinterlegt. Hier zeigt sich deutlich, dass die Pyrolyse bereits heute Einsparungen gegenüber dem fossilen Produktionsweg des SMR und erhebliche Einsparungen gegenüber der PEM erreichen kann, sofern der anfallende feste Kohlenstoff nicht als CO<sub>2</sub> in die Atmosphäre gelangt. Mit EE-Strom gleicht sich das Treibhausgaspotenzial der Pyrolyse und der PEM zunehmend an, sodass kaum ein Unterschied festgestellt werden kann- sowohl hinsichtlich des Gesamtwerts, als auch der jeweiligen Anteile des Anlagenbaus: Die Pyrolyse verursacht ca. 3,0 kg CO<sub>2</sub>-Äq./kg H<sub>2</sub> und die PEM ca. 3,2 kg CO<sub>2</sub>-Äq./kg H<sub>2</sub>. Dieser Unterschied kann durchaus im Bereich der Fehlertoleranz der verwendeten Daten und Analysen liegen. Damit verursachen die alternativen Bereitstellungspfade des H<sub>2</sub>, bei Nutzung EE-Strom, ein rund 40% geringeres GWP als die fossile

Referenz, die 7,6 kg CO<sub>2</sub>-Äq./kg H<sub>2</sub> verursacht. Dies gilt für den Bereitstellungspfad PYR nur unter der Voraussetzung, dass der fest anfallende Kohlenstoff nicht als CO<sub>2</sub> in die Atmosphäre gelangt.

**Abbildung 41: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Wasserstoff (H<sub>2</sub>) über die PEM, Pyrolyse (PYR) und fossile Referenz (SMR).**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 75: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Wasserstoff (H<sub>2</sub>) über die PEM, Pyrolyse (PYR) und fossile Referenz (SMR).**

Produktsystem	Einheit	Szenario	Anlage Produkt / H <sub>2</sub>	Bereitstellung Produkt / H <sub>2</sub>	Gesamt
Wasserstoff für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ PEM	7,68E-01	2,47E+00	3,24E+00
Wasserstoff für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ PYR	9,86E-01	1,98E+00	2,96E+00
Wasserstoff für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ PEM	7,68E-01	3,34E+01	3,41E+01
Wasserstoff für CCU	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ PYR	9,86E-01	5,00E+00	5,99E+00
Wasserstoff aus SMR	kg CO <sub>2</sub> Äq.	SMR	3,34E-01	7,27E+00	7,60E+00

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Insgesamt kann in diesem Vergleich der drei untersuchten H<sub>2</sub>-Erzeugungspfade keine klare Präferenz festgelegt werden. Stattdessen müssten die Umweltauswirkungen in den unterschiedlichen Kategorien sorgfältig gegeneinander abgewogen werden. Hier kann es entsprechend der geographischen Gegebenheiten auch durchaus zu unterschiedlichen Schlussfolgerungen kommen. Hinzu kommt die Unsicherheit hinsichtlich des Verbleibs und möglicher Emissionen des bei der Pyrolyse anfallenden festen Kohlenstoffs. Wird dieser verbrannt, so entsteht CO<sub>2</sub>, sodass sich die Umweltauswirkungen im GWP der PYR entsprechend erhöhen und somit wäre aus Klimasicht die PEM unter Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms der eindeutige Favorit. Darüber hinaus gilt die Einschränkung, dass die Pyrolyse

technisch noch deutlich weniger ausgereift ist als die PEM, was sich insbesondere in einer unsichereren Datenlage in der Analyse niederschlägt.

### 5.3 Umweltauswirkungen ausgesuchter CCU Pfade

Die Umweltauswirkungen in den folgenden Kapiteln wurden in einer Übersichtsgrafik zusammengestellt, sodass ein direkter Vergleich aller Produktionspfade eines Produktes in allen Umweltkategorien möglich ist. Dabei ist dieser Vergleich dennoch mit Vorsicht zu genießen, da die technologische Reife und, damit zusammenhängend, die Datenlage zu unterschiedlichen Pfaden für das gleiche Produkt teilweise sehr heterogen ist. Wegen der hohen Relevanz wurde außerdem das GWP mit zusätzlicher Ausweisung des im Produkt eingebundenem CO<sub>2</sub> für die CCU Pfade und das am Lebensende (bei vollständiger Verbrennung) freigesetzte CO<sub>2</sub> detaillierter dargestellt. Die detaillierten Ergebnisse zu allen Umweltauswirkungen sind im Anhang enthalten.

#### 5.3.1 Übersicht der modellierten Produkte, Pfade und Szenarien

Eine allgemeine Übersicht über die modellierten CCU Produkte sowie die unterschiedlichen betrachteten Herstellungspfade ist in Tabelle 76 gegeben. Detailliertere Informationen zu den Systemgrenzen und weiteren Annahmen der einzelnen Produkte und Herstellungspfade ist in den jeweiligen folgenden Kapiteln gegeben.

**Tabelle 76: Übersicht der modellierten Produkte und ihrer unterschiedlichen Herstellungspfade sowie der funktionellen Einheit.**

Produkt	Modellierte Herstellungspfade	Funktionell Einheit (FU)
Synthesegas	PEM + DAC / AZ + rWGS	1 kg Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO, 2:1, 15 bar)
Synthesegas	PYR + DAC / AZ rWGS	1 kg Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO, 2:1, 15 bar)
Synthesegas	<i>Fossile Referenz:</i> Erdgasreformierung (SMR)	1 kg Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO, 2:1, 15 bar)
Methanol	Aus Synthesegas (fossil oder CCU) <i>Fossile Referenz:</i> aus Synthesegas (fossil)	1 kg Methanol
Methanol	CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	1 kg Methanol
Ethylen	Direktelektrolyse	1 kg Ethylen
Ethylen	Aus Methanol über MTO	1 kg Ethylen
Ethylen	FT-Synthese	1 kg Ethylen
Ethylen	<i>Fossile Referenz:</i> Steamcracking aus Naphtha	1 kg Ethylen
Polyurethan (PUR)	Polycarbonat-Polyol	1 kg PUR
Polyurethan (PUR)	<i>Fossile Referenz:</i> Polyether-Polyol	1 kg PUR
Polypropylen-carbonat	Propylenoxid und CO <sub>2</sub>	1 kg Polypropylen-carbonat
Polypropylen-carbonat	<i>Fossile Referenz:</i> Bisphenol A und Phosgen	1 kg Polypropylen-carbonat

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Die in Tabelle 76 aufgeführten Produkte und Pfade werden entsprechend der in Kapitel 5.2 analysierten Vorketten berechnet. Daraus ergeben sich insgesamt 16 Szenarien: je zwei Szenarien für die Strom-, CO<sub>2</sub>- und H<sub>2</sub>-Quelle sowie die Wärmebereitstellung. Die folgenden Kurzbezeichnungen werden verwendet, um den Herstellungspfad der einzelnen Produkte eindeutig zu identifizieren:

- ▶ Strommix
  - Mix-Strom (Strommix mit regenerativem und überwiegend fossilem Anteil)
  - EE-Strom (vollständig erneuerbarer Strommix)
- ▶ Wärmebereitstellung
  - Int (Wärme wird integriert bereitgestellt)
  - Ext (Wärme wird vollständig von extern bereitgestellt)
- ▶ CO<sub>2</sub>-Quelle
  - DAC (Direct Air Capture)
  - AZ (Abscheidung von CO<sub>2</sub> am Zementwerk mittels Aminwäsche)
- ▶ H<sub>2</sub>-Quelle
  - PEM (PEM-Elektrolyse)
  - PYR (Methanpyrolyse)

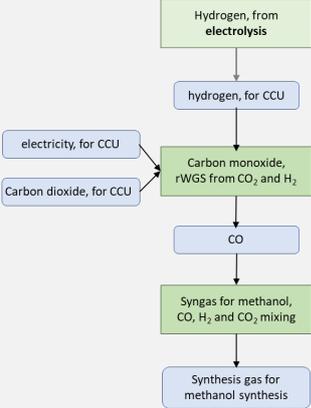
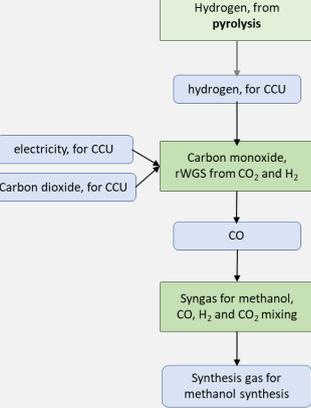
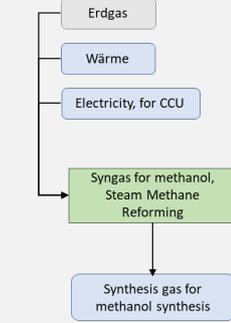
Somit setzt sich der Pfadname für z. B. Synthesegas über die CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus der Luft (DAC) und H<sub>2</sub>-Bereitstellung über die Methanpyrolyse (PYR) bei integrierter Wärmebereitstellung und unter Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms und wie folgt zusammen: Synthesegas/EE-Strom/int/PYR/DAC.

### 5.3.2 Umweltauswirkungen der Synthesegas-Herstellung über CCU

In der folgenden Analyse werden die beiden CO<sub>2</sub>- und H<sub>2</sub>-Bereitstellungswege aus Kapitel 5.2.3 bzw. 5.2.4 herangezogen und mit der konventionellen Herstellungsform über die Dampfreformierung (Steam Methane Reforming, SMR) verglichen. Tabelle 77 gibt eine Übersicht über die Rahmenannahmen zu den Pfaden der Synthesegaserstellung.

**Tabelle 77: Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Synthesegaserstellung.**

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar
Systemgrenzen	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS, keine Allokation notwendig	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS, keine Allokation notwendig	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS, keine Allokation notwendig

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar
	Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt	Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt	Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt
			
	Aus Wasserelektrolyse (PEM)	Aus Methanpyrolyse (PYR)	Aus Erdgas (SMR)
Status	TRL 7-8	TRL 5	Konventionelle Referenz, TRL 9
Datenquellen (vgl. Kapitel 3)	Die Datenlage für Elektrolyse und rWGS ist gut und basiert auf aktuellen Quellen. Allerdings ist rWGS ein Prozess, der in der Regel hochintegriert betrieben wird. Entsprechend liegen keine detaillierten Daten für die Synthesegasherstellung allein vor. Folglich wurde der Prozessteil zur Synthesegasherstellung herausgerechnet.	(Dufour et al. 2010; Parkinson et al. 2017; Geres et al. 2019; Schneider et al. 2020; Mašláni et al. 2021) Die Synthesegas-Herstellung ist äquivalent zur Wasserelektrolyse.	(Union 2015; Sternberg und Bardow 2016; Wernet et al. 2016). Zur Validierung wurde der Prozess von CarbonMinds verwendet, der allerdings nur als System Process verfügbar ist. Die Datenlage für SMR ist gut, da der Prozess großtechnisch im Einsatz ist. Allerdings wird er immer integriert mit den anschließenden Prozessen betrieben, da es sich bei Synthesegas nur um ein Zwischenprodukt handelt.
Anlagenbau	Standard-Chemieanlage (rWGS)	Standard-Chemieanlage (rWGS)	Datensatz von CarbonMinds basiert auf dedizierten Anlagen.
Strombedarf	47,9 MJ (davon 41,0 MJ für Elektrolyse)	7,5 MJ (davon 0,6 MJ für Pyrolyse)	0,2 – 2,6 MJ (Kompression)
Wärmebilanz	Bedarf ~100 °C: 10,0 MJ (DAC) oder 3,1 MJ (AZ) Bedarf >300 °C: 2,5 MJ (rWGS) Verfügbar >300 °C: 0,05 MJ (rWGS)	Bedarf ~100 °C: 10,0 MJ (DAC) oder 3,1 MJ (AZ) Bedarf >300 °C: 2,5 MJ (rWGS) Verfügbar >300 °C: 0,05 MJ (rWGS) Verfügbar ~100 °C: 0,7 MJ (Pyrolyse)	Bedarf >300 °C: ca. 7 MJ

Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar	Bereitstellung von 1t Synthesegas (H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis 2:1) bei 15 bar
CO <sub>2</sub> -Bedarf	1,37 kg	1,37 kg	0 kg

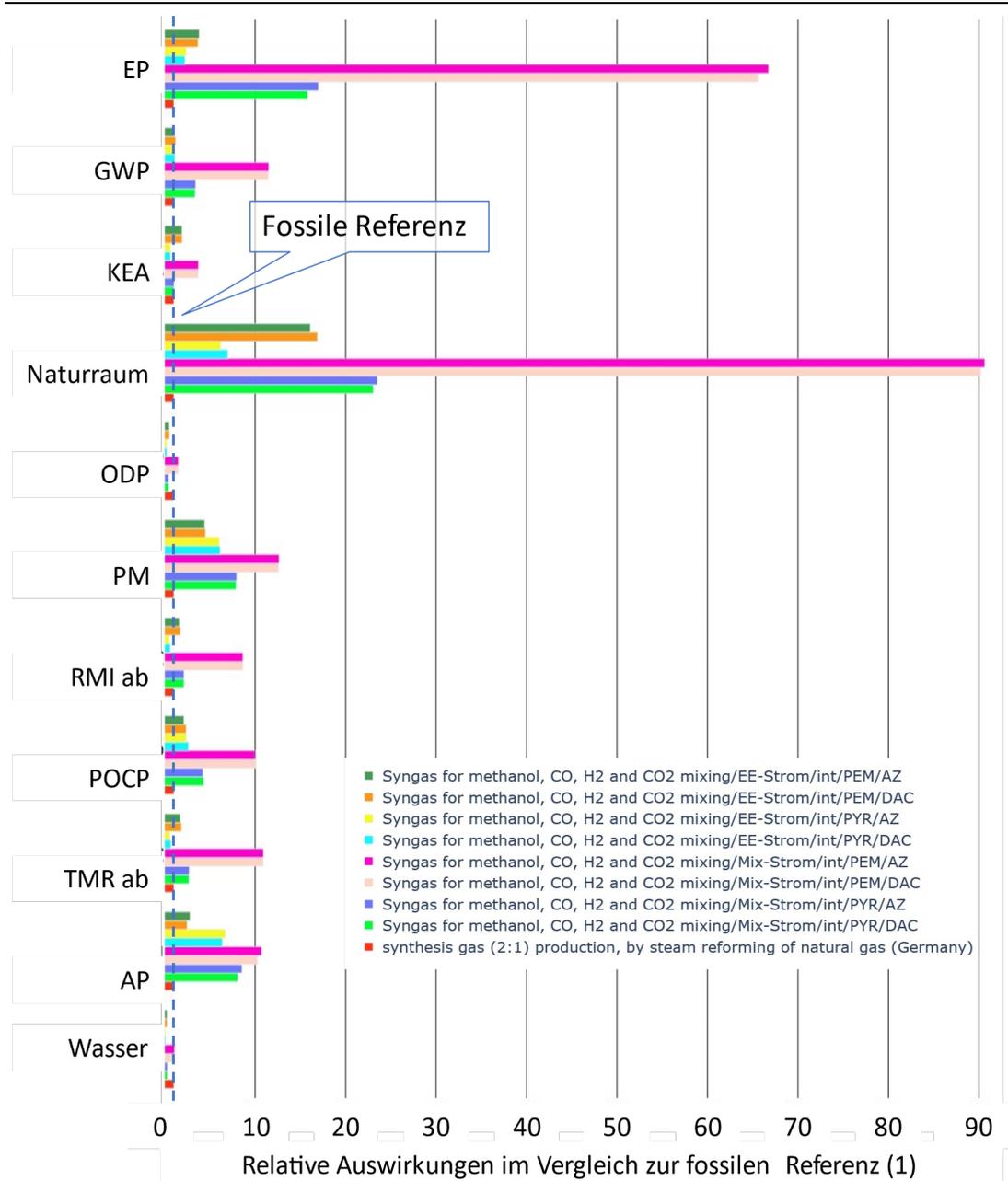
Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Bereits auf Inventarebene fällt bei den untersuchten Prozessen der große Unterschied im Strombedarf auf, da im CCU Fall der Energiegehalt des Erdgases ersetzt und auf andere Weise bereitgestellt werden muss. Wenn CO<sub>2</sub> über DAC bereitgestellt wird, ist zudem der Bedarf an Niedertemperaturwärme zu beachten. Dies zeichnet sich auch in den unten aufgeschlüsselten Ergebnissen ab.

Die hohe Wirkung des Strommixes zur Bereitstellung von H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> zeigt sich in der Übersicht aller untersuchten Umweltkategorien in Abbildung 42 mit den Daten aus Tabelle 78. Die Bereitstellung von Synthesegas über die CCU Pfade unter Nutzung des aktuellen Strommixes (Mix-Strom) verursacht um ein Vielfaches höhere Umweltauswirkungen im Vergleich zur fossilen Referenz. Wird ausschließlich erneuerbarer Strom (EE-Strom) genutzt, so gleichen sich die Auswirkungen in vielen Umweltkategorien an. Weiterhin stark erhöhte Auswirkungen kommen jedoch in der Eutrophierung, Naturraumbeanspruchung, PM-Bildung und Versauerung zum Tragen. Das Treibhausgaspotenzial (GWP100) ist für alle untersuchten CCU Pfade im Vergleich zur fossilen Referenz auf einem gleichen Niveau. Hinsichtlich der Bereitstellung des Wasserstoffs über die PYR sind jedoch die Systemgrenzen zu beachten, die hier keine Emissionen des fest anfallenden Kohlenstoffs berücksichtigen (siehe Kapitel 5.2.4). Deutlich niedrigere Umweltauswirkungen sind für die CCU Pfade für ODP und den Wasserverbrauch zu erwarten.

Ein Vergleich der beiden CCU Pfade zur Synthesegas-Bereitstellung (PYR vs. PEM) zeigt sich ein gemischtes Bild. So erzielt die PYR gegenüber der PEM (zur Bereitstellung des H<sub>2</sub>) in den Umweltkategorien Eutrophierung, KEA, Naturraumbeanspruchung, ODP, RMI abiotic TMR abiotic und Wasserverbrauch niedrigere Beiträge, während sie für das Treibhausgaspotenzial und POCP auf gleichem und für die PM-Bildung und Versauerung auf einem höheren Niveau liegen. Der Unterschied liegt hauptsächlich in der Vorkette der Energiebereitstellung, die bei der PEM im Strom und der PYR in Erdgas liegt. Nähere Analysen zu einem direkten Vergleich der beiden Technologien erscheinen aufgrund des hohen Unterschieds des TRL und der Unsicherheiten hinsichtlich des Verbleibs des fest anfallenden Kohlenstoffs der PYR als nicht sinnvoll. Im Vergleich zum Einfluss der H<sub>2</sub>-Bereitstellung auf die Performance des CCU Pfades, spielt die CO<sub>2</sub>-Quelle eine deutlich untergeordnete Rolle, wie die Ergebnisse zeigen.

**Abbildung 42: Relative Umweltauswirkungen als Vielfaches der fossilen Referenz über alle untersuchten Kategorien der Synthesegaserzeugung über die Dampfreformierung von Methan als fossile Referenz (Syngas 2:1) und den untersuchten CCU Bereitstellungspfaden. Oben: Verhältnisse als Übersicht. Unten: Vergrößerung der oberen Abbildung auf den Bereich des 0-8-fachen.**





Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 78: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Synthesegaserzeugung über die Dampfreformierung von Methan als fossile Referenz.**

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,078243
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,069196
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,187655

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,178609
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,300312
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	0,287582
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,239241
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	0,226511
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom	0,03077
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom	0,031795
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,002377
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,002292
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,00147
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,001386
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,041662
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	0,040925
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,010596
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	0,00986
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/EE-Strom	0,03077013
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> - Äq.	EP	/Mix-Strom	0,031795222
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,783689841
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,873044001
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,724737668

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,814091828
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	8,436840233
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	8,399252581
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	2,502547039
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	2,464959387
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/EE-Strom	0,493797781
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg CO <sub>2</sub> Äq	GWP	/Mix-Strom	0,529125489
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	70,98067
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	71,52412
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	22,85614
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	23,39959
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	138,5236
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	137,9467
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	38,54621
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	37,96933
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	MJ	KEA	/EE-Strom	30,29349
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	MJ	KEA	/Mix-Strom	30,60528
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturrau m	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,40645105
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturrau m	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,426297545
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturrau m	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,156100187

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,175946682
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	2,290655574
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	2,279249014
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,593796598
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	0,582390037
Synthesegas für Methanol, Dampf- reformierung	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom	0,054176807
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom	0,062874484
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,7912E-07
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	1,85378E-07
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	7,22621E-08
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	7,85207E-08
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	5,35539E-07
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	5,35885E-07
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	1,55057E-07
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	1,55404E-07
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom	1,75881E-07
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom	1,77526E-07
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,002068553
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,00210801
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,002826818

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,002866275
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,005921188
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	0,005896742
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,003721776
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	0,00369733
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom	0,000628217
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom	0,000646001
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,002141535
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,002382703
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,00239857
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,002639738
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,010093399
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	0,010202671
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,00424577
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	0,004355042
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom	0,000911455
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom	0,000948161
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,583507
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	1,698912
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,48214

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,597545
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	8,558013
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	8,557732
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	2,102302
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	2,102022
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg	RMI ab	/EE-Strom	0,85776
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg	RMI ab	/Mix-Strom	0,889955
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,748523
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	1,877666
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,572078
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,701221
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	11,13725
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	11,11067
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	2,753058
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	2,726472
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg	TMR ab	/EE-Strom	0,906259
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	kg	TMR ab	/Mix-Strom	0,949599
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,067389
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	1,100963
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,333573

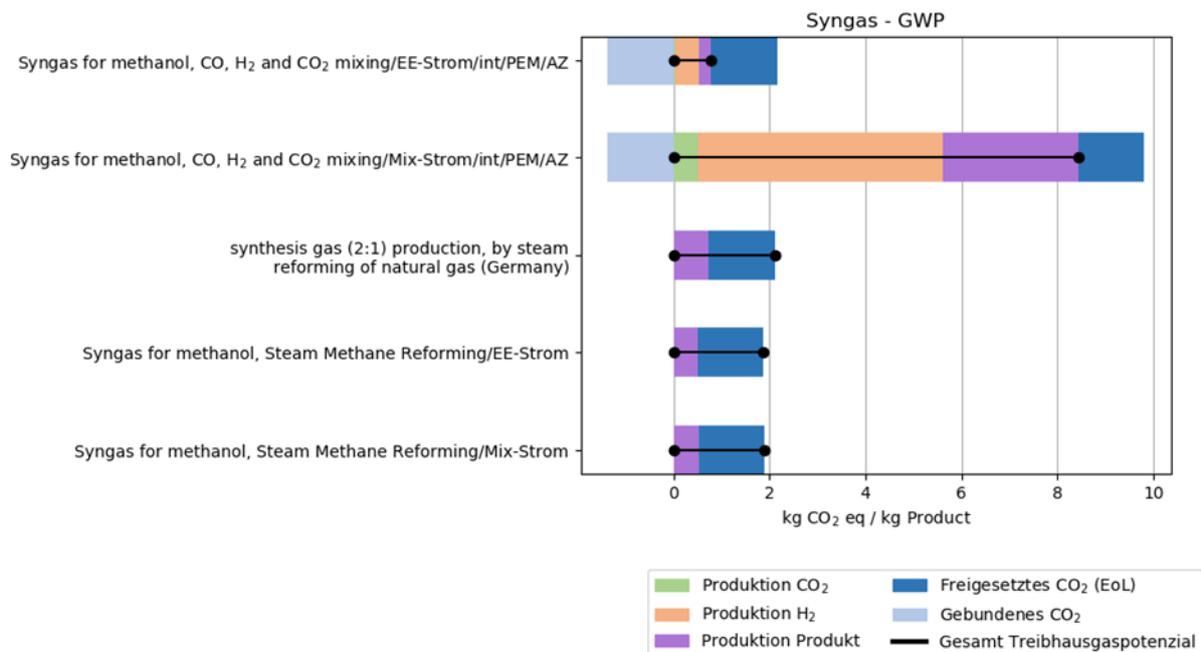
Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PYR/DAC	0,367147
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	4,620881
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	4,595514
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	1,159041
Synthesegas für Methanol, CO, H <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PYR/DAC	1,133674
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom	0,090201
Synthesegas für Methanol, Dampfreformierung	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom	0,106604

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Die Übersicht aller Umweltkategorien hat gezeigt, dass das Treibhausgaspotenzial für das Stromszenario EE-Strom für beide CCU Pfade und die fossile Referenz auf dem gleichen Niveau liegt. Zur Vereinfachung wird die genauere Analyse des GWP daher exemplarisch für den CCU Pfad über die PEM-Elektrolyse (PEM) und CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus dem Zementwerk (AZ) dargestellt. Ergänzend zu der Ergebnisübersicht in Abbildung 42, berücksichtigt die detaillierte Analyse der THG-Emissionen, welche in Abbildung 43 mit den Daten aus Tabelle 79 dargestellt ist, auch das in den CCU Pfaden als Rohstoff eingesetzte CO<sub>2</sub> (gebundenes CO<sub>2</sub>) sowie das am Lebensende freigesetzte CO<sub>2</sub> für alle Herstellungspfade (freigesetztes CO<sub>2</sub> (EoL)).

Wird das CO<sub>2</sub> auf diese Weise berücksichtigt, so sind über den CCU Pfad (bei Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom)) THG-Einsparungen in der Größenordnung von 40-46% gegenüber dem fossilen Referenzprozess möglich. Der größte Hebel liegt dabei in der Strombereitstellung für die Herstellung von H<sub>2</sub>. Damit sind die Ergebnisse für die THG-Emissionen der CCU Pfade konsistent mit anderen Studien (Sternberg und Bardow 2016; Smolinka et al. 2018; Ausfelder und Dura 2019a; Liebich et al. 2020).

**Abbildung 43: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Synthesegas PEM-Elektrolyse und CO<sub>2</sub> aus der Punktquelle für verschieden erneuerbaren Strom bzw. Strommix und für die Dampfreformierung von Methan für Erdgas in Deutschland und (PYR) Methanpyrolyse und rWGS, (PEM) Elektrolyse und rWGS.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA, e.V.

**Tabelle 79: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Synthesegas PEM-Elektrolyse und CO<sub>2</sub> aus der Punktquelle für verschieden erneuerbaren Strom bzw. Strommix und für die Dampfreformierung von Methan für Erdgas in Deutschland und (PYR) Methanpyrolyse und rWGS, (PEM) Elektrolyse und rWGS.**

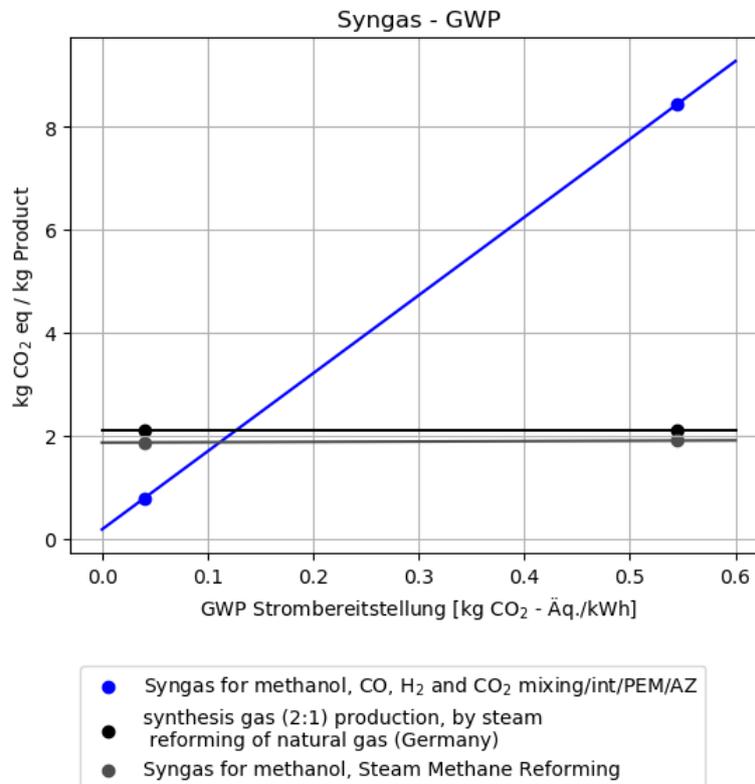
Produkt-system	Ein-heit	Szenario	Produktion CO <sub>2</sub>	Produktion H <sub>2</sub>	Produktion Produkt	Gesamt	Gebunden es / frei-gesetztes CO <sub>2</sub>
Synthesegas für Methanol	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/int/ PEM/AZ	0,037	0,486	0,261	0,784	± 1,375
Synthesegas für Methanol	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/int/ PEM/AZ	0,495	5,119	2,823	8,437	± 1,375
Aus SMR von Erdgas (Deutschland)	kg CO <sub>2</sub> Äq.	SMR	-	-	0,529	0,529	+1,375
Aus SMR von Methan	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/SMR/ EE-Strom	-	-	0,494	0,494	+1,375
Aus SMR von Methan	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/SMR/ Mix-Strom	-	-	0,529	0,529	+1,375

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Auf der oben dargestellten Basis wurde der Break-Even-Punkt ermittelt, ab dem ein Technologiewechsel von der fossilen Referenz (SMR) hin zum CCU Pfad über die PEM ein

geringeres Treibhausgaspotenzial verursacht. Wie in Abbildung 44 dargestellt ist dieser Punkt ab einem Treibhausgaspotenzial des Stroms von rund 110 g CO<sub>2</sub>-Äq./kWh erreicht. Folglich muss der Strommix weitgehend dekarbonisiert werden, um einen Beitrag zur THG-Reduktion leisten zu können.

**Abbildung 44: Break-Even-Point der Synthesegas-Bereitstellung mittels PEM-Elektrolyse mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus dem Zementwerk (AZ) im Vergleich zur fossilen Referenz in Abhängigkeit der Treibhausgasintensität der Strombereitstellung mit den Daten von ecoinvent (grau) und CarbonMinds (schwarz).**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

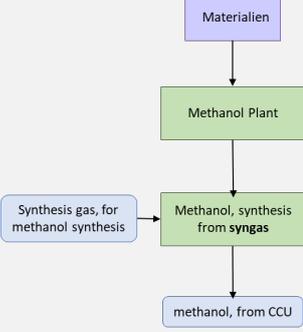
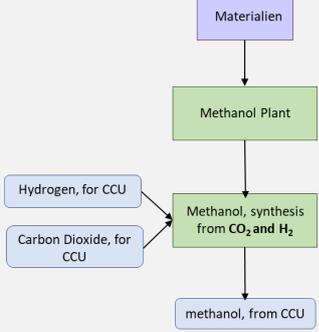
### 5.3.3 Umweltauswirkungen der Methanol-Herstellung über ausgesuchte CCU Pfade

Methanol ist ein weiteres wichtiges Zwischenprodukt in der chemischen Industrie und wird konventionell aus Synthesegas hergestellt. Im Folgenden werden drei unterschiedliche Herstellungswege miteinander verglichen: die konventionelle Produktion über Synthesegas über SMR, die CCU Route über Synthesegas aus der PEM-Elektrolyse und Methanpyrolyse, die Direktsynthese aus H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>.

Die fossile Referenz stammt aus der Datenbank von CarbonMinds. Da diese nur als „Systemprozess“-Datenbank vorliegt, kann hier nicht dargestellt werden, wie sich die Auswirkungen zusammensetzen. Aus dem nachmodellierten Prozess ist aber ersichtlich, dass der größte Anteil der Auswirkungen (über 70% für alle Kategorien bis auf Wasserverbrauch, Eutrophierung und Naturraumbeanspruchung) durch die Erdgasbereitstellung verursacht wird.

Eine Übersicht über die Rahmenannahmen zur Methanolbereitstellung ist in Tabelle 80 dargestellt.

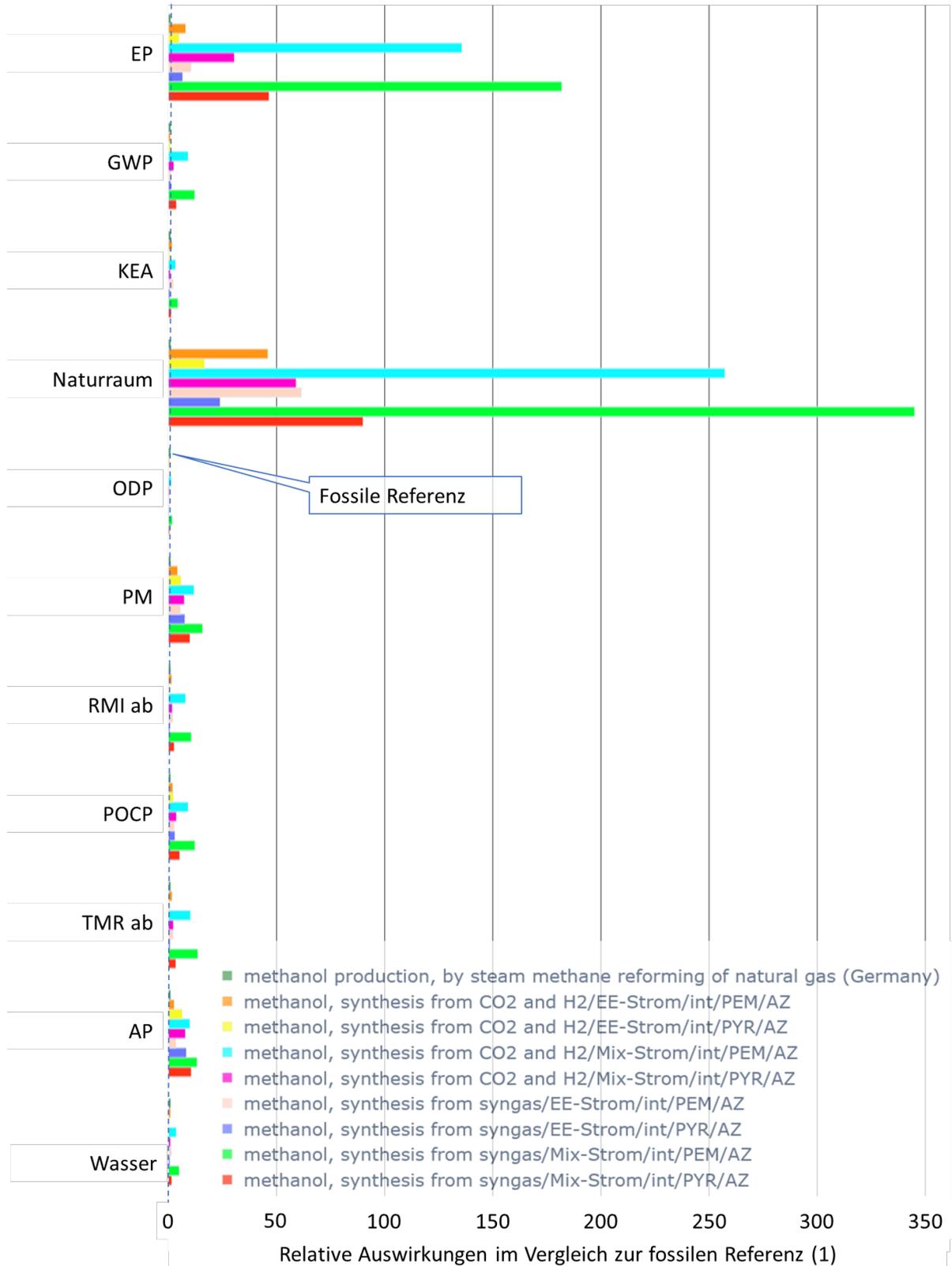
**Tabelle 80: Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Methanol-Bereitstellung.**

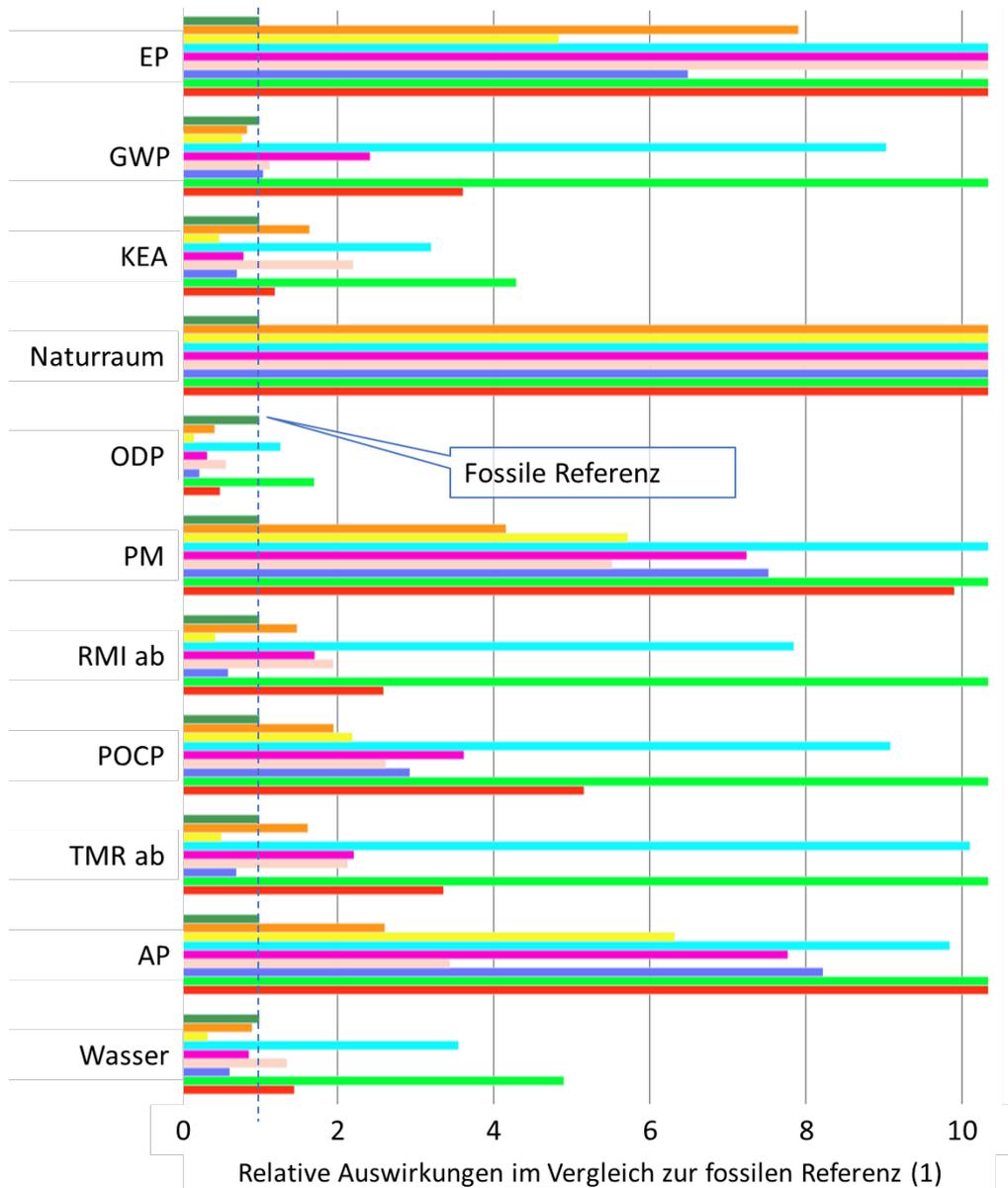
Funktionelle Einheit	Bereitstellung von 1 t Methanol	Bereitstellung von 1 t Methanol
Systemgrenzen	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten
		
	Aus Synthesegas (fossil / CCU: PEM, PYR)	Aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>
Status	TRL 9 (fossil) / TRL 7-8 (PEM), TRL 5 (PYR)	TRL 7
Datenquellen (vgl. Kapitel 3)	(Vaswani 2000; Wernet et al. 2016; European Commission Joint Research Centre 2017; González-Garay et al. 2019)	(Bazzanella und Ausfelder 2017; Sternberg 2017, 2018; Bellotti et al. 2019b; Liebich et al. 2020)
Anlagenbau	Standard-Chemieanlage (organisch), Annahme 25 Jahre Lebensdauer, 1 Mt/a	Standard-Chemieanlage (organisch), Annahme 25 Jahre Lebensdauer, 1 Mt/a
Strombedarf	14,4 MJ (Pyrolyse) 66,6 MJ (Elektrolyse) Bei Niedertemperatur-Wärmebereitstellung über Wärmepumpe 72,1 MJ	9,1 MJ (Pyrolyse) 54,0 MJ (Elektrolyse)
Wärmebilanz	Bedarf ~100 °C: 11,6 MJ (DAC) oder 3,7 MJ (Amin) Bedarf >300 °C 3 MJ	Bedarf ~100 °C: 10,8 MJ (DAC) oder 3,4 MJ (Amin) Bedarf >300 °C 3 MJ Verfügbar ~100 °C 4,9 MJ
CO <sub>2</sub> -Bedarf	1,37 kg bei PEM/PYR	1,37 kg

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Der Vergleich aller bewerteten Umweltauswirkungen (vgl. Abbildung 45) zeigt besonders hohe Auffälligkeiten in den Kategorien Eutrophierung und Naturraumbeanspruchung. Unter Nutzung des aktuellen Strommixes (Mix-Strom) für die CCU Pfade ergeben sich besonders hohe Ausschläge in diesen beiden Umweltkategorien. Wird vollständig erneuerbarer Strom genutzt (EE-Strom) sind die Auswirkungen zwar weiterhin stark gegenüber der fossilen Referenz erhöht, jedoch bereits um Größenordnungen besser gegenüber dem aktuellen Strommix.

**Abbildung 45: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien: (SMR) Methanolerzeugung über Dampfreformierung von Methan, (Syngas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas und (CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>) Methanolsynthese aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>. Die obere Abbildung zeigt die Größenverhältnisse des Vergleichs, die untere Abbildung zeigt einen genaueren Ausschnitt für den Wertebereich des 0-10-fachen.**





Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Insgesamt schneidet der fossile Referenzprozess in den Umweltkategorien Eutrophierung, Naturraumbeanspruchung, PM-Bildung, POCP und Versauerung besser ab als alle CCU Pfade – auch unter Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms. Insgesamt schlägt sich für alle CCU Pfade die Leistungsfähigkeit der Wasserstoffbereitstellung in allen Umweltkategorien durch und zeigt das gleiche Muster wie der Vergleich der PEM-Elektrolyse (PEM) und Methanpyrolyse (PYR) (vgl. Kapitel 5.2.4). Somit ist der größte Anteil der Auswirkungen auf die Wasserstoffherzeugung und im Falle der PEM-Elektrolyse auf die Stromerzeugung zurückzuführen.

Die Direktsynthese aus H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> erzielt unter Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom) die besten Ergebnisse in den Umweltkategorien des GWP, KEA, ODP, RMI abiotisch und TMR abiotisch. Insgesamt zeigt sich bei den CCU Pfaden eine Sensitivität hinsichtlich der Wasserstoffbereitstellung bzw. der damit verbundenen Strombereitstellung.

Die detaillierten Daten für alle Umweltauswirkungen und alle Pfadkombinationen sind Tabelle 81 zu entnehmen.

**Tabelle 81: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Methanolerzeugung über (SMR) Dampfreformierung von Methan, (Synthesegas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas und (CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>) Methanolsynthese aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>.**

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Methanol über SMR	m <sup>2</sup>	AP	SMR Erdgas	0,027928
Methanol aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,072733
Methanol aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,17649
Methanol aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,274896
Methanol aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,216981
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,096072
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,229555
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,367289
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,292783
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	SMR Erdgas (Deutschland)	0,000280003
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,002213171
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,001353375
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,037976402
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,008516425
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,0029232
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,001817081
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,050902245
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,01300228
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	SMR Erdgas (Deutschland)	0,850931

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,716129
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,660224
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	7,683268
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	2,055678
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,962865
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,890943
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	10,3098
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	3,069964
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	MJ	KEA	SMR Erdgas (Deutschland)	39,46538
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	64,7458
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	19,1085
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	126,2343
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	31,42409
Methanol, Synthese aus Synthesegas	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	86,78982
Methanol, Synthese aus Synthesegas	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	28,07789
Methanol, Synthese aus Synthesegas	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	169,2813
Methanol, Synthese aus Synthesegas	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	47,30886
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	m <sup>2</sup>	Naturraum	SMR Erdgas (Deutschland)	0,008116
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,372596
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,135184
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	2,087905

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Natur- raum	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,478745
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	Natur- raum	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,498857
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	Natur- raum	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,193429
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	Natur- raum	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	2,800072
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>2</sup>	Natur- raum	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,729904
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg CFC- 11 Äq.	ODP	SMR Erdgas (Deutschland)	3,85E-07
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	1,64E-07
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	6,24E-08
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	4,88E-07
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	1,27E-07
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	2,19E-07
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	8,88E-08
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	6,54E-07
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg CFC- 11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	1,9E-07
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg PM10 Äq.	PM	SMR Erdgas (Deutschland)	0,000461
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,001916
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,002635
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,005424
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,003338

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,002542
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,003467
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,007247
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	0,007217
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	SMR Erdgas (Deutschland)	0,001015
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,001978
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,002222
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,009217
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,003672
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	0,002655
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,002969
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	0,012367
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	0,005233
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg	RMI ab	SMR Erdgas (Deutschland)	0,997429
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	1,476146
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,431701
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	7,825472
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	1,703414
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	1,940411
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,596744
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	10,45851

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	2,58254
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	kg	TMR ab	SMR Erdgas (Deutschland)	1,007326
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	1,629765
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,514122
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	10,17691
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	2,226038
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	2,144393
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,709129
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	13,61103
Methanol, Synthese aus Synthesegas	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	3,382308
Methanol über SMR von Erdgas (Deutschland)	m <sup>3</sup>	Wasser	SMR Erdgas (Deutschland)	1,223428
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	1,106961
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,41107
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	4,341926
Methanol, Synthese aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	1,059004
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PEM/ AZ	1,652928
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PYR/ AZ	0,757673
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PEM/ AZ	5,992876
Methanol, Synthese aus Synthesegas	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PYR/ AZ	1,76943

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

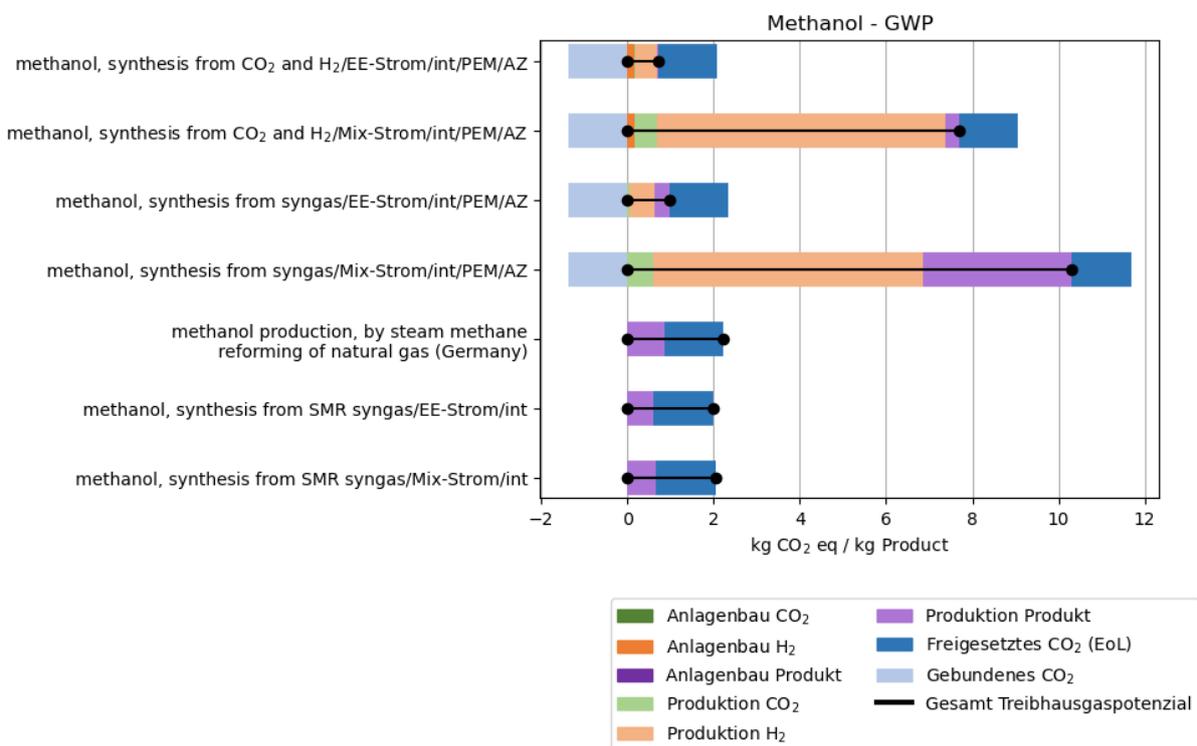
Für eine genauere Betrachtung des Treibhausgaspotenzials wurde exemplarisch die PEM-Elektrolyse und die CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus dem Zementwerk (AZ) gewählt. Ergänzend zu der Ergebnisübersicht in Abbildung 45 berücksichtigt die detaillierte Analyse der THG-Emissionen, welche in Abbildung 46 auf Basis der Daten aus Tabelle 82 dargestellt ist, auch das in CCU Pfaden als Rohstoff eingesetzte CO<sub>2</sub> (gebundenes CO<sub>2</sub>) sowie das am Lebensende freigesetzte CO<sub>2</sub> für alle Herstellungspfade (freigesetztes CO<sub>2</sub> (EoL)).

Wie bereits dargelegt, erzeugen die CCU Pfade unter Nutzung des aktuellen Strommixes (Mix-Strom) ein Vielfaches der Treibhausgasemissionen im Vergleich zur fossilen Referenz und der Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom). Wird das gebundene CO<sub>2</sub> berücksichtigt,

so sind über alle betrachteten CCU Pfade zur MeOH-Herstellung (bei Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom)) THG-Einsparungen in der Größenordnung von ca. 50-60% gegenüber dem fossilen Referenzprozess möglich (vgl. Abbildung 46 bzw. Tabelle 82). Der mit Abstand größte Hebel liegt dabei in der H<sub>2</sub>-Bereitstellung bzw. weiterführend in der Strombereitstellung – je größer der erneuerbare Anteil, desto geringer das GWP der Methanolbereitstellung (vgl. Kapitel 5.2.4). Damit sind die Ergebnisse für die THG-Emissionen in der gleichen Größenordnung im Vergleich zu anderen Studien zu Methanol-CCU Pfaden. Michailos et al (Michailos et al. 2018) geben für einen aktuellen Strommix 7,4 t CO<sub>2</sub>-Äq./t MeOH und für einen erneuerbaren Strommix 0,7-1,0 t CO<sub>2</sub>-Äq./t MeOH für die Herstellung von CCU Methanol an in (Umweltbundesamt 2020c) wurde für den heutigen Strommix 3,6-9,6 kg CO<sub>2</sub>-Äq./kg MeOH und einen erneuerbaren Strommix 1,2 – 6,6 kg CO<sub>2</sub>-Äq./kg MeOH errechnet.

Der Referenzprozess wurde hier nochmals genauer nachmodelliert, um die Änderungen der Strombereitstellung ebenfalls berücksichtigen zu können. Durch den Einsatz erneuerbaren Stroms können die Emissionen des fossilen Referenzprozesses etwas gesenkt werden, bleiben aber auf dem gleichen Niveau, da es sich dabei um keinen stromdominanten Prozess handelt.

**Abbildung 46: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Methanol über (SMR) Dampfreformierung von Methan, (Synthesegas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas, Fischer-Tropsch-Synthese und Methanolsynthese je aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>.**



Quelle: Eigene Darstellung: DECHEMA e.V.

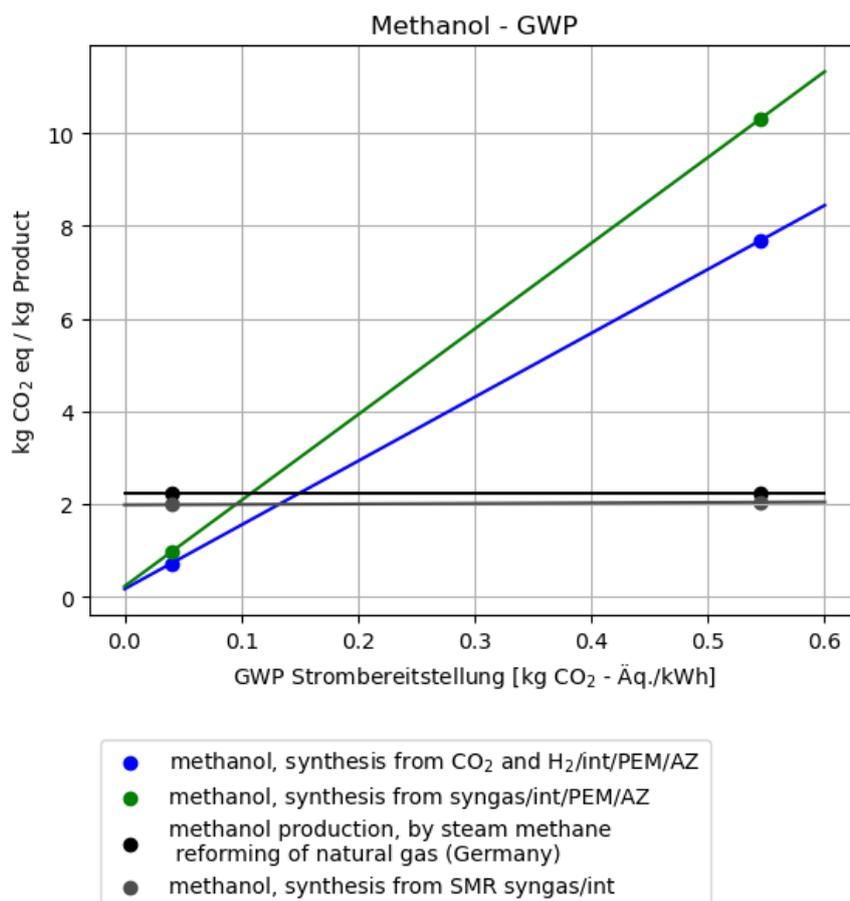
**Tabelle 82: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Methanol über (SMR) Dampfreformierung von Methan, (Synthesegas) Methanolerzeugung aus CCU Synthesegas und (CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>) Methanolsynthese aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>. \*Es handelt sich um einen Systemprozess, der nicht weiter aufgeschlüsselt werden kann.**

Produktsystem	Einheit	Szenario	Anlagenbau H <sub>2</sub>	Anlagenbau CO <sub>2</sub>	Anlagenbau Produkt	Produktion CO <sub>2</sub>	Produktion H <sub>2</sub>	Produktion Produkt	Gesamt	Gebundenes/freigesetztes CO <sub>2</sub>
Methanol aus CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/int/ PEM/AZ	0,0002	0,154	0,003	0,040	0,495	0,025	0,716	+1,375
Methanol aus CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/int/ PEM/AZ	0,0002	0,154	0,003	0,807	6,672	0,316	7,952	+1,375
Methanol aus Synthesegas	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/int/ PEM/AZ	-	-	0,003	0,045	0,593	0,322	0,963	+1,375
Methanol aus Synthesegas	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/int/ PEM/AZ	-	-	0,003	0,603	6,245	3,458	10,310	+1,375
SMR aus Erdgas (Deutschland)*	kg CO <sub>2</sub> Äq.	SMR (Deutschland)	-	-	-	-	-	0,851	0,851	+1,375
SMR aus Methan	kg CO <sub>2</sub> Äq.	SMR/EE-Strom	-	-	0,096	-	-	0,513	0,609	+1,375
SMR aus Methan	kg CO <sub>2</sub> Äq.	SMR/Mix-Strom	-	-	0,096	-	-	0,566	0,662	+1,375

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Unter Berücksichtigung des gebundenen und wieder freigesetzten CO<sub>2</sub> (entsprechend der schwarzen Linie in Abbildung 46) wurden die Break-Even-Points ermittelt, ab dem ein Technologiewechsel von der fossilen Referenz hin zu den unterschiedlichen CCU Pfaden ein geringeres Treibhausgaspotenzial verursacht. Wie in Abbildung 47 dargestellt lohnt es sich aus Sicht des GWP frühestens ab einer Treibhausintensität des Stroms von ca. 150 g CO<sub>2</sub>-Äq./kWh auf die Direktsynthese aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> umzusteigen. Spätestens ab einer Treibhausintensität des Stroms von ca. 100 g CO<sub>2</sub>-Äq./kWh hat auch die MeOH-Synthese über CCU Synthesegas Parität mit der fossilen Referenz erreicht.

**Abbildung 47: Break-Even-Points der MeOH-Bereitstellung mittels der CCU Routen über die Abscheidung und Aufbereitung aus der Direktsynthese aus H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> und CCU Synthesegas (synthesis from Synthesegas/int/PEM/AZ) im Vergleich zur fossilen Referenz aus den Daten von ecoinvent (grau) und CarbonMinds (schwarz) in Abhängigkeit der Treibhausgasintensität der Strombereitstellung.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass durch die Produktion von Methanol über CCU Pfade in vielen Umweltkategorien Verbesserungen erreicht werden können, sofern erneuerbarer Strom für die Wasserstoffherzeugung genutzt wird und das als Rohstoff eingesetzte CO<sub>2</sub> wie hier dargestellt berücksichtigt wird. Der größte Hebel für die CCU Herstellungspfade liegt in der Bereitstellung des Wasserstoffs, bzw. der Stromquelle für diesen Wasserstoff. Demgegenüber stehen jedoch einige Nachteile in anderen Umweltkategorien, d. h. an dieser Stelle muss eine Abwägung erfolgen welche Umwelteinflüsse in Kauf genommen und welche reduziert werden sollten.

Wie eingangs erläutert ist der Vergleich der unterschiedlichen CCU Pfade zur Methanolerzeugung mit Vorsicht zu genießen, da die Prozesse teilweise sehr unterschiedliche TRL und somit auch unterschiedliche Datenlagen aufweisen. Unter den gegebenen Rahmenbedingungen zeigt die direkte Umsetzung von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> zu Methanol insgesamt die vielversprechendsten Ergebnisse.

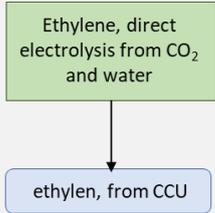
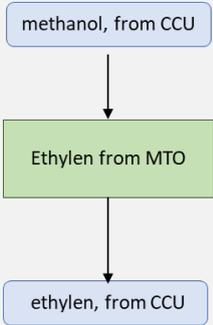
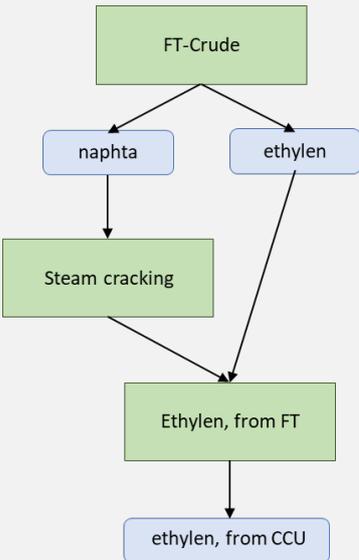
### 5.3.4 Umweltauswirkungen der Ethylen-Herstellung über ausgesuchte CCU Pfade

Ethylen wird im Folgenden in drei CCU Herstellungspfaden untersucht und mit der fossilen Referenz verglichen: über die Direktelektrolyse, den Methanol-to-Olefin Prozess (MTO) und die Fischer-Tropsch-Synthese (FT-Synthese). Die fossile Referenz stammt aus der Datenbank von *CarbonMinds*. Da diese nur als „Systemprozess“-Datenbank vorliegt, kann hier nicht dargestellt werden, wie sich die Auswirkungen zusammensetzen. Auch hier ist aber der fossile Prozess ab dem Naphtha identisch zum hier dargestellten Steam Cracking im Anschluss an die FT-Synthese.

Der Fischer-Tropsch-Prozess und das anschließende Steam Cracking erzeugen eine Vielzahl an Produkten, deren Verwendung und Allokation unterschiedlich gehandhabt werden können. Im vorliegenden Fall wurde davon ausgegangen, dass die „tail gas“-Ströme teilweise rezykliert werden und ansonsten zur internen Wärmebereitstellung verwendet werden. Danach wurden die Auswirkungen energetisch auf die verwertbaren Produkte allokiert. Da die Prozesse auf vielfältige Weise anders betrieben werden können (z. B. Optimierung des Steam Cracking auf Ethylen/Propylen, Hydro-Cracking der Wachsfraktion etc.) können auch die Ergebnisse hier etwas variieren. Die wesentlichen Annahmen sind in Tabelle 83 zusammengefasst.

**Tabelle 83: Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Ethylen-Bereitstellung.**

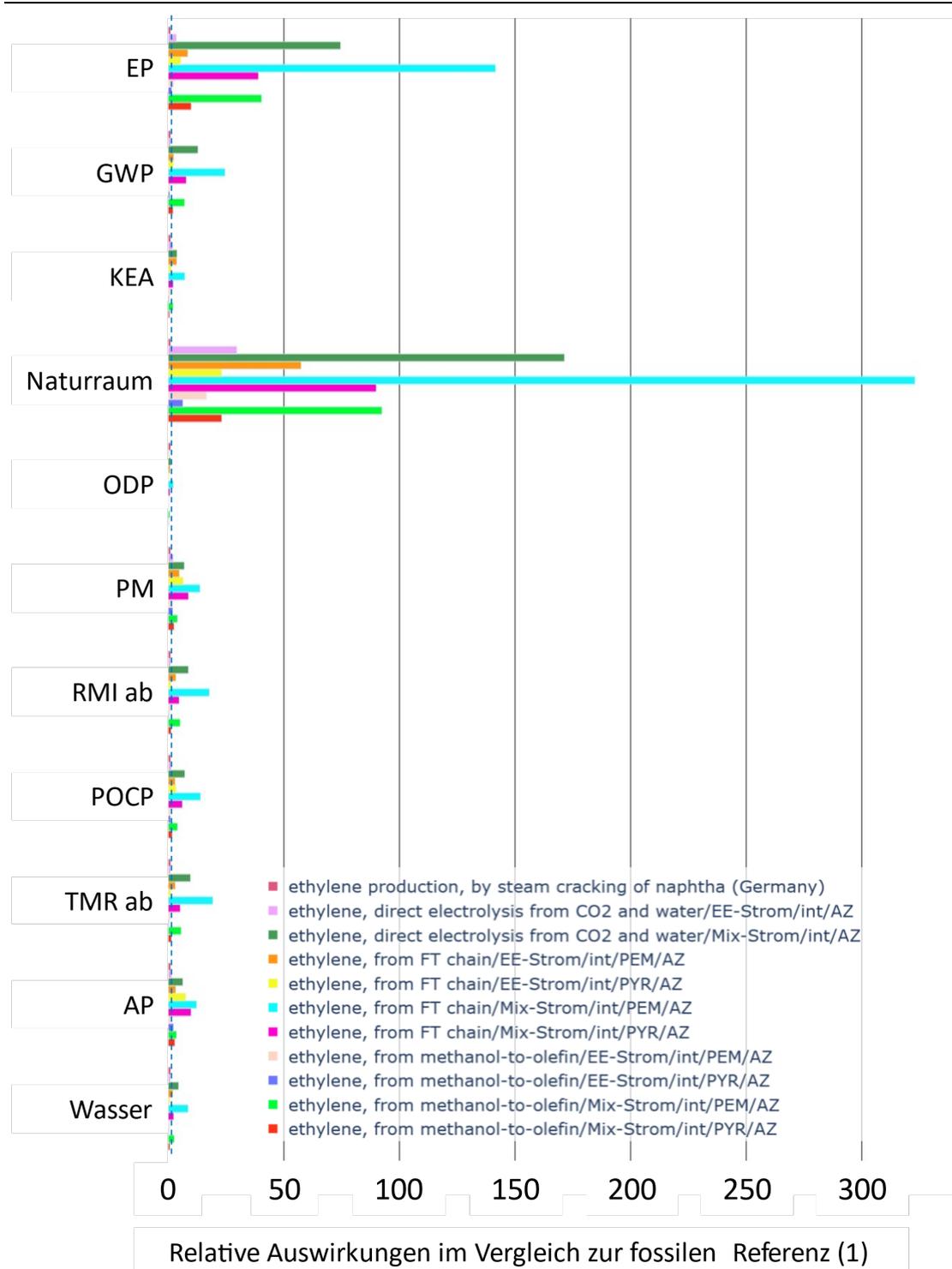
Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 t Ethylen	Bereitstellung von 1 t Ethylen	Bereitstellung von 1 t Ethylen
Systemgrenzen	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten	Vordergrundsystem: Cradle-to-Gate (Anlagenbau und Betrieb der Anlagen) Hintergrundsystem: Vorketten aus ecoinvent 3.7.1, APOS Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt Vgl. Abbildungen unten

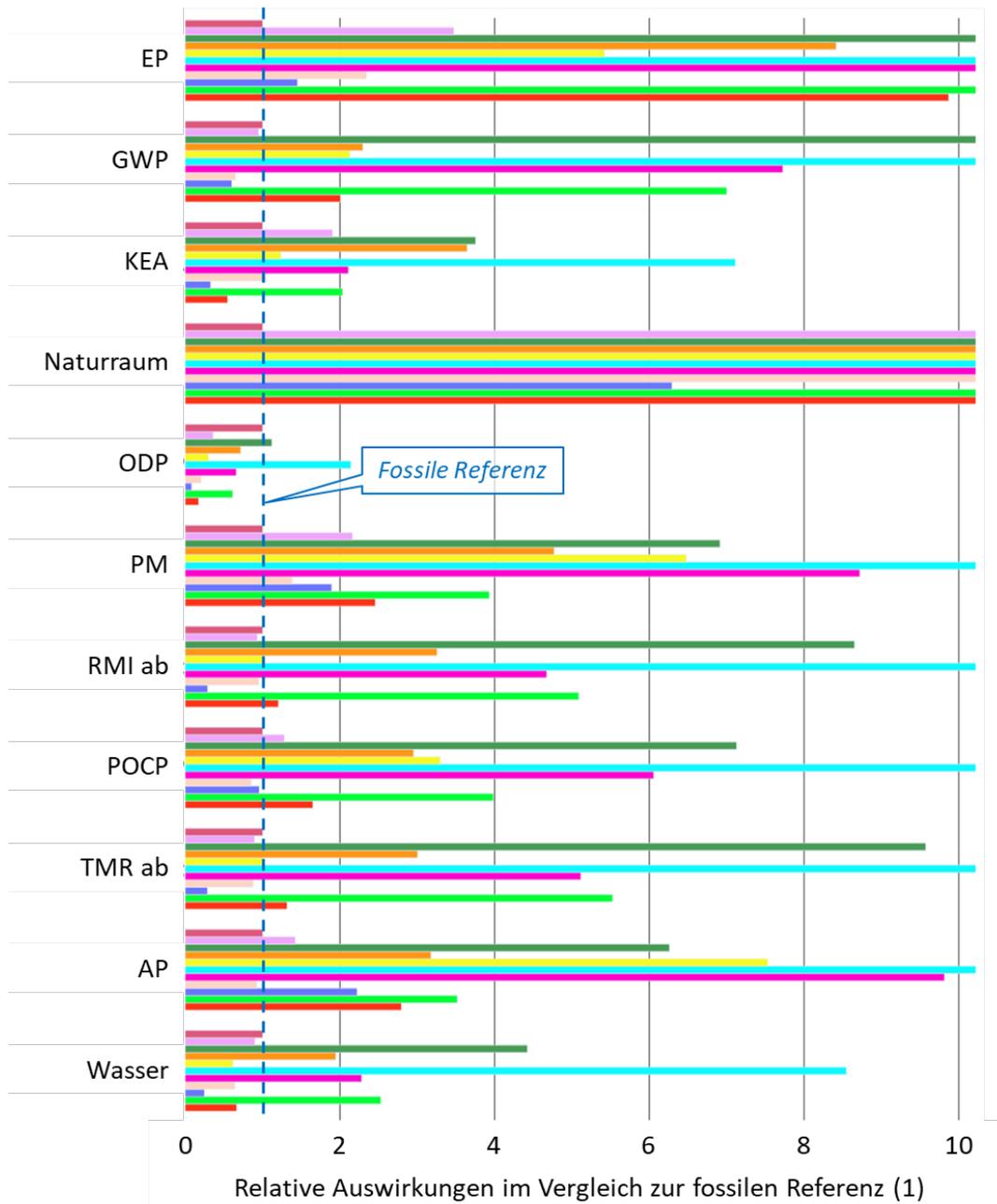
Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 t Ethylen	Bereitstellung von 1 t Ethylen	Bereitstellung von 1 t Ethylen
			
	Direktelektrolyse	Aus Methanol über MTO	Aus FT-Synthese über Steamcracker
Status	TRL 3	TRL 9	TRL 9
Datenquellen (vgl. Kapitel 3)	(Reller et al. 2017; Arquer et al. 2020)	(Jasper und El-Halwagi 2015; Bazzanella und Ausfelder 2017; Hoppe et al. 2018; Zhao et al. 2018)	(Marano und Ciferno 2001; Kreutz et al. 2020; DECHEMA 2021)
Anlagenbau	PEM-Elektrolyseur als Proxy in Anlehnung an	Zeolith als Katalysator, Standard-Chemieanlage, 25 Jahre Lebensdauer, 0.8 Mt/a	Eisen-Katalysator (Austausch alle 5 Jahre) und Standard-Chemieanlage, 25 Jahre Lebensdauer, 0.1 Mt/a
Strombedarf	92,1 MJ	10,2 MJ (PYR) 54,2 MJ (PEM)	41,3 MJ (PYR) 189,4 MJ (PEM)
Wärmebilanz	Bedarf ~100 °C: 16,1 MJ (DAC) oder 5.1 MJ (Amin) Bedarf >300 °C: 2.9 MJ	Bedarf ~100 °C: 10,6 MJ (DAC) oder 3,3 MJ (Amin) Bedarf >300 °C 2.9 MJ	Bedarf ~100 °C: 35,3 MJ (DAC) oder 11,1 MJ (Amin) Bedarf >300 °C: 2.9 MJ
CO <sub>2</sub> -Bedarf	3,14 kg	3,14 kg	3,14 kg

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Der Vergleich aller betrachteten Umweltauswirkungen, wie in Abbildung 48 dargestellt, zeigt für die Naturraumbeanspruchung und Eutrophierung besonders hohe Ausschläge für die CCU Pfade, insbesondere für die Synthese über die FT-Route und Direktelektrolyse unter der Nutzung von Mix-Strom. Diese Ausschläge sind jedoch weitestgehend auf den fossilen Anteil des in diesen Szenarien genutzten Strommixes zurückzuführen. Unter der Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom) im Vergleich zum aktuellen Strommix können die Auswirkungen in diesen beiden Kategorien um Größenordnungen verbessert werden. Jedoch verbleibt auch unter Nutzung des erneuerbaren Strommixes (EE-Strom) die fossile Referenz in den Umweltkategorien Eutrophierung, Naturraumbeanspruchung und PM-Bildung die beste Alternative.

**Abbildung 48: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Ethylenherzeugung über MTO, Fischer-Tropsch-Synthese und Direktelektrolyse aus CO<sub>2</sub> und Wasser. Die obere Abbildung zeigt die Größenverhältnisse des Vergleichs, die untere Abbildung zeigt einen genaueren Ausschnitt für den Wertebereich 0-10-fachen gegenüber der Referenz.**





Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Die CCU Route über Methanol-to-Olefins (MTO), insbesondere wenn der Wasserstoff über die Methanpyrolyse bereitgestellt wird (PYR), erreicht in den meisten Kategorien die besten Ergebnisse: GWP, KEA, ODP, RMI abiotic, TMR abiotic, Wasserverbrauch und schneidet unter Nutzung der PEM-Elektrolyse (PEM) außerdem in der Versauerung am besten ab. Hinsichtlich des GWP gilt als Voraussetzung für das Ergebnis, dass der bei der PYR fest anfallende Kohlenstoff nicht in die Atmosphäre gelangen darf (vgl. Kapitel 5.2.4). Dagegen schneidet die CCU Route über die FT-Synthese in den meisten Umweltkategorien am schlechtesten ab. Dies ist hauptsächlich auf die Komplexität der Prozesse und den hohen Aufwand der Abtrennung und Aufbereitung aus dem FT-Gemisch zurückzuführen. Im Vergleich zur Direktelektrolyse und dem MTO-Prozess bedarf die Produktionskette über die FT-Synthese deutlich mehr Umwandlungsschritte, was sich in einer geringen Gesamteffizienz niederschlägt. Die Umweltauswirkungen über die Direktelektrolyse und MTO sind für viele Kategorien ähnlich, auch wenn MTO (mit PYR) insgesamt meist besser abschneidet. Jedoch muss hierbei zwingend

berücksichtigt werden, dass für die Anlagendaten der Direktelektrolyse ein PEM-Elektrolyseur als Proxy verwendet wurde und die Daten zum Betrieb der Direktelektrolyse auf Laborzellen beruhen, die zunächst nur die Machbarkeit demonstrieren sollten. Folglich unterliegen die Ergebnisse der Direktelektrolyse deutlich höheren Unsicherheiten.

**Tabelle 84: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Ethylenherzeugung über MTO, Fischer-Tropsch-Synthese und Direktelektrolyse aus CO<sub>2</sub> und Wasser.**

Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/AZ	0,111569
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,49151
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,249379
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,591331
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,961558
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,77069
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,072641
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,17434
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,276139
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,219374
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,003285
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/AZ	0,070498
Ethylen aus FT Prozesskette	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/int/AZ	0,007963
Ethylen aus FT Prozesskette	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,005129
Ethylen aus FT Prozesskette	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,133949
Ethylen aus FT Prozesskette	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,036859
Ethylen aus MTO	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,002215
Ethylen aus MTO	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,001372
Ethylen aus MTO	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,038214
Ethylen aus MTO	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,009339
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/AZ	1,305

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/AZ	14,399
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	2,53477
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	2,350524
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	27,07856
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	8,531776
Ethylen aus MTO	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,717757
Ethylen aus MTO	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,662961
Ethylen aus MTO	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	7,730908
Ethylen aus MTO	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	2,214977
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/AZ	112,103
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/AZ	221,0821
Ethylen aus FT Prozesskette	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	85,60866
Ethylen aus MTO	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	36,14617
Ethylen aus FT Prozesskette	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	167,2507
Ethylen aus MTO	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	64,49376
Ethylen aus MTO	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	4,305273
Ethylen aus MTO	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	4,305273
Ethylen aus MTO	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	8,450369
Ethylen aus MTO	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	8,450369
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/AZ	0,67478
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/AZ	3,898492
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,306499
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,524063
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	7,349177
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	2,045886
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,375854

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,143152
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	2,10249
Ethylen aus MTO	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,525258
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/AZ	2,88E-07
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/AZ	8,98E-07
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	5,74E-07
Ethylen aus MTO	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	2,4E-07
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	1,72E-06
Ethylen aus MTO	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	5,28E-07
Ethylen aus MTO	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,65E-07
Ethylen aus MTO	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	6,53E-08
Ethylen aus MTO	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	4,91E-07
Ethylen aus MTO	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	1,38E-07
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/AZ	0,002996
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/AZ	0,009587
Ethylen aus FT Prozesskette	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,006612
Ethylen aus MTO	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,008982
Ethylen aus FT Prozesskette	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,018968
Ethylen aus MTO	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,012094
Ethylen aus MTO	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,001919
Ethylen aus MTO	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,002624
Ethylen aus MTO	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,00545
Ethylen aus MTO	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,003405
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/AZ	1,43667
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/AZ	13,36945

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Ethylen aus FT Prozesskette	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	5,028703
Ethylen aus MTO	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	1,586538
Ethylen aus FT Prozesskette	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	27,39607
Ethylen aus MTO	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	7,219667
Ethylen aus MTO	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,468866
Ethylen aus MTO	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,445144
Ethylen aus MTO	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	7,860124
Ethylen aus MTO	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	1,859535
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/AZ	0,002982
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,016587
Ethylen aus FT Prozesskette	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,006867
Ethylen aus MTO	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,00767
Ethylen aus FT Prozesskette	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,032369
Ethylen aus MTO	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,014093
Ethylen aus MTO	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,001985
Ethylen aus MTO	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,002224
Ethylen aus MTO	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,009271
Ethylen aus MTO	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	0,003836
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/AZ	1,656069
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/AZ	17,71938
Ethylen aus FT Prozesskette	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	5,558161
Ethylen aus MTO	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	1,881347
Ethylen aus FT Prozesskette	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	35,66799
Ethylen aus MTO	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	9,464382
Ethylen aus MTO	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,623187
Ethylen aus MTO	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,529679

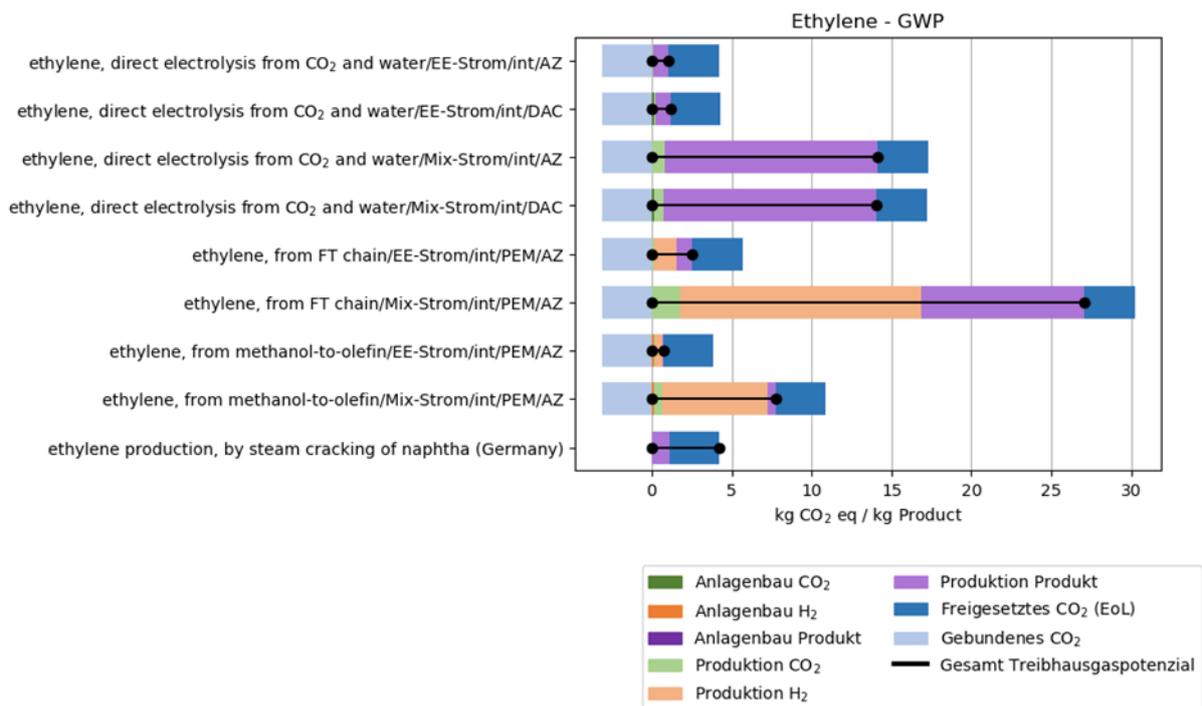
Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Ethylen aus MTO	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	10,22678
Ethylen aus MTO	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	2,433661
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/AZ	1,554071
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/AZ	7,633791
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	3,356443
Ethylen aus MTO	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	1,063005
Ethylen aus FT Prozesskette	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	14,75256
Ethylen aus MTO	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	3,933069
Ethylen aus MTO	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	1,107293
Ethylen aus MTO	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/PYR/AZ	0,42521
Ethylen aus MTO	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	4,363622
Ethylen aus MTO	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/PYR/AZ	1,145838

Quelle: Eigene Berechnungen. DECHEMA e.V.

Wie oben dargelegt, erzeugen die CCU Pfade unter Nutzung des aktuellen Strommixes (Mix-Strom) ein Vielfaches der Treibhausgasemissionen im Vergleich zur fossilen Referenz und der Nutzung vollständig erneuerbaren Stroms (EE-Strom). Wird das gebundene CO<sub>2</sub> berücksichtigt, so sind über alle betrachteten CCU Pfade zur Ethylen-Herstellung (mit EE-Strom) THG-Einsparungen in der Größenordnung von rund 35-85% gegenüber dem fossilen Referenzprozess möglich (vgl. Abbildung 49 bzw. Tabelle 85). Die größten Einsparungen sind für die CCU Route MTO (mit PYR und AZ) realisierbar, die geringsten für die FT-Route (mit PEM und DAC). Der größte Hebel für die MTO-Route liegt in der H<sub>2</sub>-Bereitstellung bzw. weiterführend in der Strombereitstellung – je größer der erneuerbare Anteil, desto geringer das GWP der Ethylenherstellung (vgl. Kapitel 5.2.4). Bei der Nutzung der PYR bleibt jedoch der Verbleib des fest anfallenden Kohlenstoffs zu beachten, welcher hier entsprechend den Systemgrenzen nicht berücksichtigt wurde (siehe Kapitel 5.2.4).

Ergänzend zu der Ergebnisübersicht in Abbildung 48, auf Basis der Daten aus Tabelle 84, wird das GWP für ausgewählte CCU Pfade zur Ethylenbereitstellung in Abbildung 49 auf Basis der Daten in Tabelle 85 detaillierter untersucht, da das Treibhausgaspotenzial für CCU Prozesse von zentraler Bedeutung ist. Diese Darstellung berücksichtigt darüber hinaus auch das in den CCU Pfaden als Rohstoff eingesetzte CO<sub>2</sub> (gebundenes CO<sub>2</sub>) sowie das am Lebensende freigesetzte CO<sub>2</sub> (freigesetztes CO<sub>2</sub> (EoL)).

**Abbildung 49: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Ethylen mittels Steam Cracking von Naphtha als fossile Referenz sowie die CCU Pfade der Direktelektrolyse, über die FT-Synthese und Methanol-to-olefins (MTO). Strommix Deutschland von 2017 (Mix-Strom), vollständig erneuerbarer Strommix (EE-Strom), H<sub>2</sub>-Bereitstellung über die PEM-Elektrolyse (PEM), CO<sub>2</sub>-Bereitstellung über Aminwäsche am Zementwerk (AZ) und direkt aus der Luft (DAC).**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

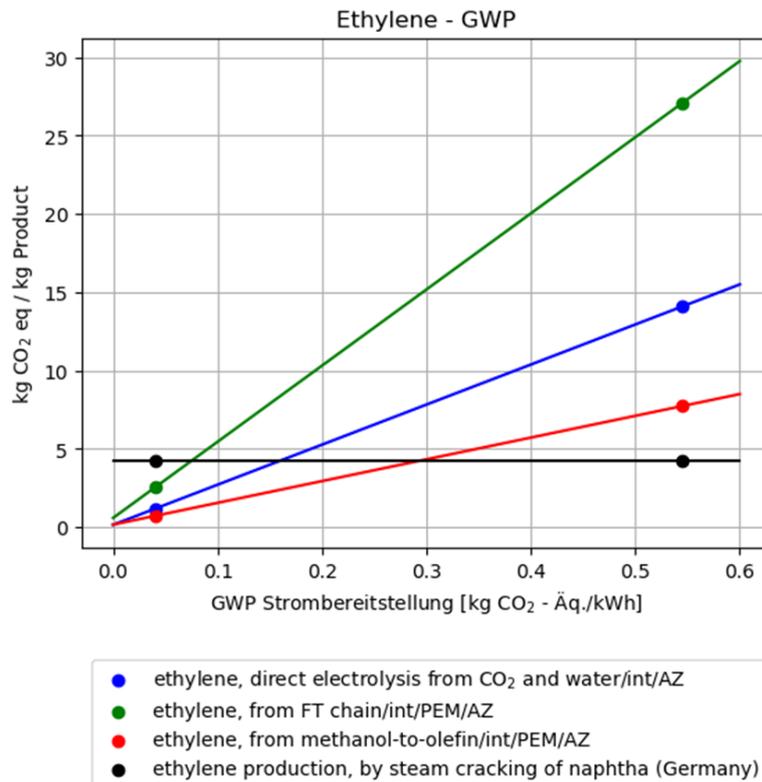
Die Direktelektrolyse erzielt ähnlich niedrige Treibhausgasemissionen, wobei dieser Vergleich aufgrund des sehr niedrigen TRL dieser Route, wie oben dargelegt, mit äußerster Vorsicht zu genießen ist. Auch hier liegt der größte Hebel in der Bereitstellung des Stroms für die Elektrolyse, jedoch mit dem Unterschied, dass mit der Direktelektrolyse nicht zunächst Wasserstoff zur weiteren Verarbeitung, sondern direkt das Ethylen produziert werden kann. Somit verringert sich die Treibhausintensität der Direktelektrolyse mit zunehmend erneuerbarem Strom direkt in der Produktion des Produktes und nicht in der Vorkette. Dabei spielt die Treibhausintensität der CO<sub>2</sub>-Bereitstellung im Vergleich eine untergeordnete Rolle und macht bei vollständig erneuerbarem Strom (EE-Strom) lediglich für die AZ 6% und die DAC 16% der Gesamtemissionen aus (gerechnet auf die reine Produktion, ohne freigesetztes CO<sub>2</sub>).

Unter Berücksichtigung des gebundenen und wieder freigesetzten CO<sub>2</sub> (entsprechend der schwarzen Linie in Abbildung 49) wurden die Break-Even-Points ermittelt, ab dem ein Technologiewechsel von der fossilen Referenz hin zu den unterschiedlichen CCU Pfaden ein geringeres Treibhausgaspotenzial verursacht. Wie Abbildung 50 zeigt stellen sich die Break-Even-Points für die drei CCU Routen durchaus sehr unterschiedlich dar. Wie bereits festgestellt, erreicht die Herstellung von Ethylen über die MTO-Route die niedrigste Treibhausintensität, sodass sich ein entsprechender Technologiewechsel von der fossilen Referenz bereits ab einer Treibhausintensität des Stroms von ca. 300 g CO<sub>2</sub>-Äq./kWh lohnt. Sinkt die Treibhausintensität der Strombereitstellung weiter auf unter 150 g CO<sub>2</sub>-Äq./kWh, so lassen sich auch mit der Direktelektrolyse THG-Emissionen einsparen. Damit sich die Ethylen-Produktion über die FT-

Route lohnt, muss die Treibhausintensität des Stroms weiter auf ca. 70 g CO<sub>2</sub>-Äq./kWh sinken und somit weitgehend defossilisiert sein.

Die Übersicht, sowie die Detailanalyse der ausgewählten Umweltauswirkungen zeigt, dass die CCU Route über MTO aktuell die besten Ergebnisse erzielt, insbesondere können hier schon relativ früh in der Energiewende THG-Emissionen eingespart werden. Insgesamt muss bei dem Vergleich der hier untersuchten CCU Routen jedoch zwingend berücksichtigt werden, dass sich die Direktelektrolyse noch im Labormaßstab befindet und die Ergebnisse somit als grobe Richtwerte zu interpretieren sind. Dennoch sind die Ergebnisse dieses ersten „Screenings“ der Umweltauswirkungen der Direktelektrolyse bereits vielversprechend, sodass diese Technologie auf Basis der Ergebnisse der hier durchgeführten Lebenszyklusanalyse weiter erforscht und entwickelt werden sollte.

**Abbildung 50: Break-Even-Points der Ethylen-Bereitstellung mittels der CCU Routen über die Direktsynthese aus CO<sub>2</sub> und Wasser (direct electrolysis from CO<sub>2</sub> and water/int/AZ), die Abscheidung und Aufbereitung aus der FT-Synthese (FT chain/int/PEM/AZ), und den Methanol-to-Olefin Prozess (methanol-to-olefin/int/PEM/AZ) im Vergleich zur fossilen Referenz dem Steam cracken von Naphtha in Abhängigkeit der Treibhausintensität der Strombereitstellung.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 85: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von Ethylen mittels Steam Cracking von Naphtha als fossile Referenz sowie die CCU Pfade der Direktelektrolyse, über die FT-Synthese und Methanol-to-olefins (MTO). Strommix Deutschland von 2017 (Mix-Strom), vollständig erneuerbarer Strommix (EE-Strom), H<sub>2</sub>-Bereitstellung über die PEM-Elektrolyse (PEM), CO<sub>2</sub>-Bereitstellung über Aminwäsche am Zementwerk (AZ) und direkt aus der Luft (DAC). \* Der Prozess liegt als Systemprozess vor und kann aus dem Grund nicht weiter aufgeschlüsselt werden.**

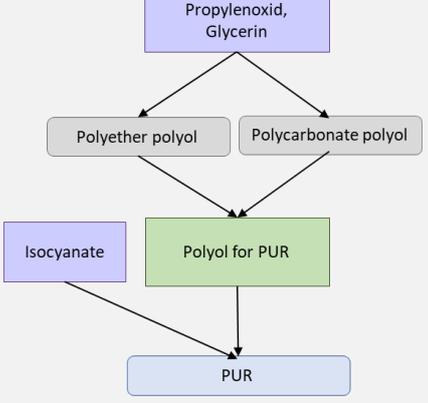
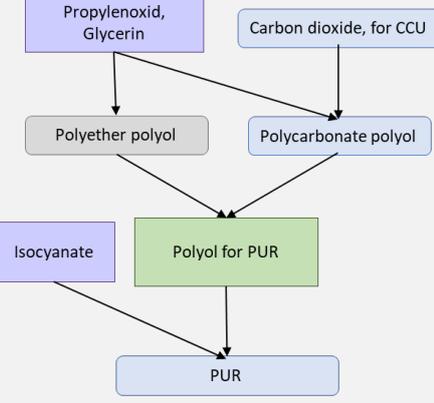
Produktsystem	Einheit	Szenario	Anlage CO <sub>2</sub>	Anlage H <sub>2</sub>	Anlage Produkt	Bereitstellung CO <sub>2</sub>	Bereitstellung H <sub>2</sub>	Bereitstellung Produkt	Gesamt	Gebundenes / freigesetztes CO <sub>2</sub>
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,0003	-	0,257	0,060	-	0,987	1,305	± 3,143
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ int/PEM/DAC	0,142	-	0,257	0,045	-	0,987	1,432	± 3,143
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,0003	-	0,257	0,806	-	13,336	14,399	± 3,143
Ethylen Elektrolyse von CO <sub>2</sub> und Wasser	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ int/PEM/DAC	0,142	-	0,257	0,610	-	13,336	14,345	± 3,143
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,0006	-	0,0010	0,1309	1,4338	0,9686	2,5348	± 3,143
Ethylen aus FT Prozesskette	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,0006	-	0,0010	1,7606	15,0972	10,2193	27,0786	± 3,143
Ethylen aus MTO	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/ int/PEM/AZ	0,0002	0,1506	0,0031	0,0393	0,4847	0,0399	0,7178	± 3,143
Ethylen aus MTO	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/ int/PEM/AZ	0,0002	0,1506	0,0031	0,5280	6,5395	0,5096	7,7309	± 3,143
Ethylen aus Steam cracking von Naphtha *	kg CO <sub>2</sub> Äq.								1,104	+ 3,143

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

### 5.3.5 Umweltauswirkungen der PUR-Herstellung über einen ausgesuchten CCU Pfad

Im alternativen Verfahren zur Herstellung von Polyurethan werden direkt 0,3 kg CO<sub>2</sub> pro kg PUR in das Produkt eingebunden, wodurch der Bedarf an fossilen Rohstoffen entsprechend gesenkt wird. Als Anwendungsbeispiel für PUR werden hier Weichschäume herangezogen, wobei die Unterschiede zwischen dem CCU und dem fossilen Pfad gering sind, da quasi nur ein Baustein ausgetauscht wird. Die getroffenen Annahmen sind in Tabelle 86 zusammengefasst.

**Tabelle 86: Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der PUR-Bereitstellung.**

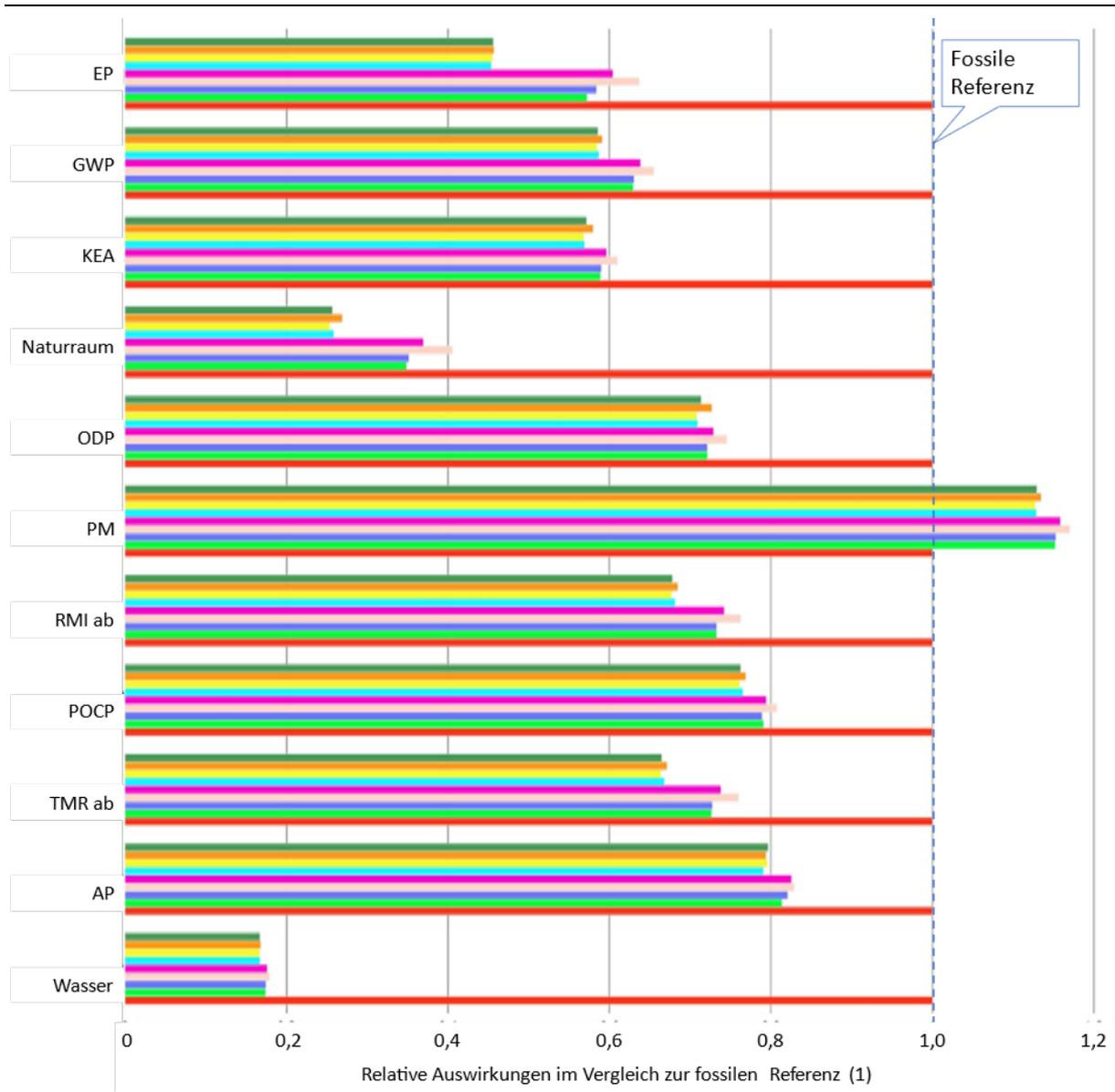
Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 t PUR	Bereitstellung von 1 t PUR
<b>Systemgrenzen</b>	Vordergrundsystem: Prozentuale Anteile der Erzeugungstechnologien Hintergrundsystem: ecoinvent 3.7.1, APOS, inklusive Anlagenbau Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt	Vordergrundsystem: Prozentuale Anteile der Erzeugungstechnologien Hintergrundsystem: ecoinvent 3.7.1, APOS, inklusive Anlagenbau Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt
		
	Weichschäume (Polycarbonat-Polyol)	Fossile Referenz (Polyether-Polyol)
<b>Status</b>	TRL 7-8	TRL 9
<b>Datenquellen</b>	(von der Assen und Bardow 2014; von der Assen et al. 2015; Hum et al. 2017)	(von der Assen und Bardow 2014; von der Assen et al. 2015; Hum et al. 2017)
<b>Anlagenbau</b>	Unterschiede zur fossilen Referenz sind minimal, daher nicht berücksichtigt	
<b>Strombedarf</b>	2,0-2,2 MJ (davon 0,5-0,7 für die CO <sub>2</sub> -Bereitstellung)	1,5 MJ
<b>Wärmebilanz</b>	Bedarf ~100 °C: 2,2 MJ (DAC) oder 0,7 MJ (Amin)	
<b>CO<sub>2</sub>-Bedarf</b>	0,3 kg	

Quelle: eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Da im Vergleich zur Referenz nur ein Teil des Propylenoxids durch CO<sub>2</sub> ersetzt wird, reduzieren sich die Auswirkungen auch linear. Die Abweichungen hiervon sind dadurch zu erklären, dass der Referenzprozess für Polyol aus ecoInvent mit einer leicht anderen Eduktzusammensetzung und einem etwas höheren Strombedarf rechnet.

Die Übersicht über alle Umweltauswirkungen in Abbildung 51 auf Basis der Daten in Tabelle 87 zeigt, dass in allen untersuchten Umweltkategorien außer PM-Bildung, die CCU Pfade bereits heute mit nur teilweise erneuerbarem Strom (Mix-Strom) Einsparungen zwischen 20-80% erzielen.

**Abbildung 51: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Polyurethanerzeugung anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO<sub>2</sub> für alle betrachteten Szenarien hinsichtlich Strombereitstellung, Wärmeintegration und CO<sub>2</sub>-Quelle.**



- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/EE-Strom/ext/AZ
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/EE-Strom/ext/DAC
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/EE-Strom/int/AZ
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/EE-Strom/int/DAC
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/Mix-Strom/ext/AZ
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/Mix-Strom/ext/DAC
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/Mix-Strom/int/AZ
- polyurethane (flexible foam), from polyol and isocyanide/Mix-Strom/int/DAC
- thermoplastic polyurethane (polyether-based) production, by reaction of polyether polyol, MDI and butanediol (Germany)

Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Die Unterschiede zwischen den untersuchten Stromszenarien Mix-Strom und EE-Strom sind, anders als bei den übrigen CCU Produkten und -Pfadern, für die meisten der untersuchten Umweltauswirkungen sehr gering. Dies liegt darin begründet, dass in den übrigen CCU Pfaden häufig H<sub>2</sub> eingesetzt wird, welches eine deutlich höhere Sensitivität gegenüber der Strombereitstellung als die CO<sub>2</sub>-Bereitstellung hat. Auch der Unterschied zwischen den beiden Bereitstellungspfaden DAC und AZ ist für dieses CCU Produkt kaum gegeben: Beide schneiden ungefähr gleich ab. Dies liegt vermutlich an den vergleichsweise geringen CO<sub>2</sub>-Mengen, die für das Produkt benötigt werden, sodass die individuellen Auswirkungen auf den ansonsten weiterhin fossilen Prozess geringer sind.

**Tabelle 87: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Polyurethananherzeugung anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO<sub>2</sub> für alle betrachteten Szenarien hinsichtlich Strombereitstellung, Wärmeintegration und CO<sub>2</sub>-Quelle.**

Produktsystem	Einheit	Wirkungskategorie	Szenario	Gesamt
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,283
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,282
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/AZ	0,283
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/DAC	0,281
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,294
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,295
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,292
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,289
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	m <sup>2</sup>	AP		0,356
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,006
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,006
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/AZ	0,006
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/DAC	0,006
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,008
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,007
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP		0,012
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ ext/AZ	3,911
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ ext/DAC	3,946
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/AZ	3,902

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/DAC	3,919
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ ext/AZ	4,264
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ ext/DAC	4,374
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/AZ	4,209
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/DAC	4,202
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP		6,676
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/EE-Strom/ ext/AZ	71,884
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/EE-Strom/ ext/DAC	72,908
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/AZ	71,461
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/DAC	71,565
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/Mix-Strom/ ext/AZ	75,000
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/Mix-Strom/ ext/DAC	76,686
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/AZ	74,172
PUR aus Polyol und Isocyanide	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/DAC	74,061
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	MJ	KEA		125,744
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ ext/AZ	0,1982
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ ext/DAC	0,208
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/AZ	0,196
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/DAC	0,199
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,285
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,313
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/AZ	0,271
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/DAC	0,269
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	m <sup>2</sup>	Naturraum		0,771
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ ext/AZ	7,688E-07
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ ext/DAC	7,831E-07
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/AZ	7,628E-07
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/DAC	7,640E-07
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ ext/AZ	7,853E-07
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ ext/DAC	8,030E-07

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/AZ	7,771E-07
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/DAC	7,772E-07
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg CFC-11 Äq.	ODP		1,077E-06
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ ext/AZ	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ ext/DAC	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/AZ	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/DAC	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/AZ	0,007
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/DAC	0,007
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg PM10 Äq.	PM		0,006
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/EE-Strom/ ext/AZ	3,398
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/EE-Strom/ ext/DAC	3,432
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/AZ	3,393
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/DAC	3,415
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ ext/AZ	3,720
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ ext/DAC	3,822
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/AZ	3,673
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/DAC	3,673
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg	RMI ab		5,012
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ ext/AZ	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ ext/DAC	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/AZ	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/DAC	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ ext/AZ	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ ext/DAC	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,009
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,009

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP		0,012
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/EE-Strom/ ext/AZ	3,935
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/EE-Strom/ ext/DAC	3,974
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/AZ	3,929
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/DAC	3,954
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ ext/AZ	4,368
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ ext/DAC	4,499
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/AZ	4,306
PUR aus Polyol und Isocyanide	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/DAC	4,301
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg	TMR ab		5,920
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ ext/AZ	3,080
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ ext/DAC	3,099
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/AZ	3,074
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/DAC	3,081
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ ext/AZ	3,243
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ ext/DAC	3,298
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/AZ	3,217
PUR aus Polyol und Isocyanide	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/DAC	3,212
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	m <sup>3</sup>	Wasser		18,441

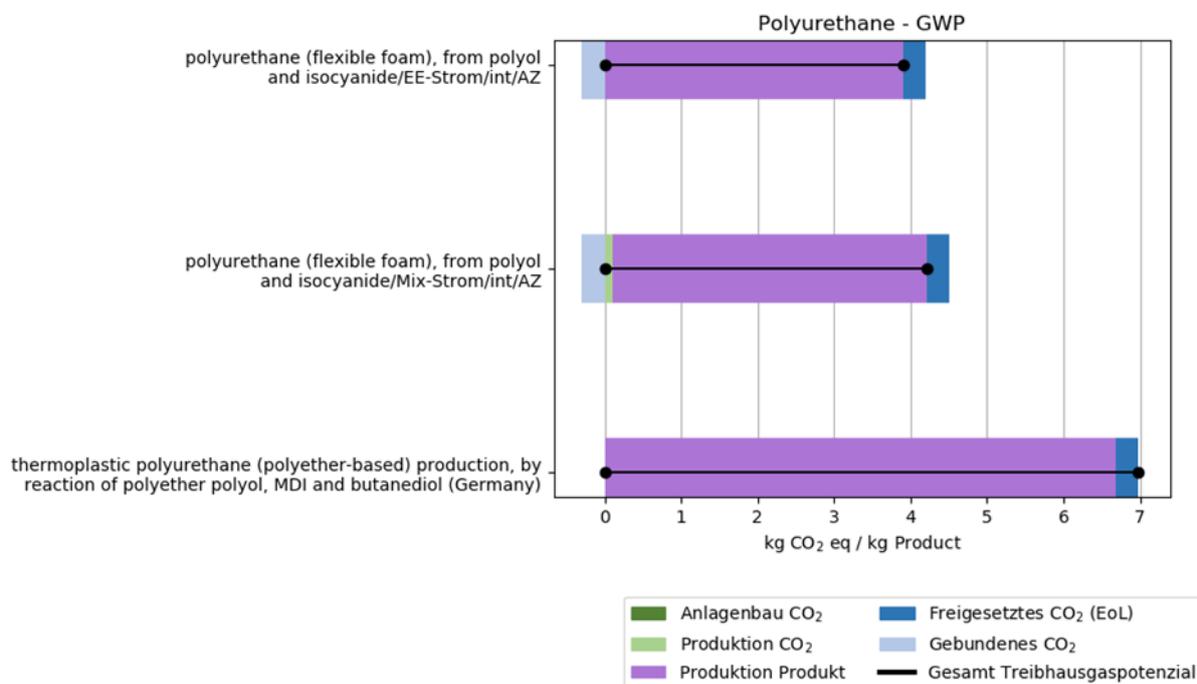
Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Das GWP ist in Abbildung 52 mit Daten aus Tabelle 88 aufgeschlüsselt und zeigt, dass sogar ohne Anrechnung des als Rohstoff eingebundenen CO<sub>2</sub> bereits mit dem heutigen Strommix Einsparungen erzielbar sind. Wie oben bereits erläutert ist der Unterschied zwischen einem hundert Prozent erneuerbaren und einem nur teilweise erneuerbaren Strommix sehr gering. Grundsätzlich kann das GWP mit dem CCU Pfad um rund 40% gegenüber der fossilen Referenz reduziert werden.

Dies zeigt sich ebenfalls in der Darstellung des Break-Even-Point in Abbildung 53. Hier liegt das Treibhausgaspotenzial des CCU Pfades deutlich unter der fossilen Referenz, auch bei einem sehr hohen Treibhausgaspotenzial der Strombereitstellung. Dies liegt, wie bereits oben dargelegt, an dem vergleichsweise geringen Anteil CO<sub>2</sub> welcher in das Produkt eingebaut wird, durch seine Substitution jedoch große positive Effekte nach sich zieht. Der geringe Mehraufwand der CO<sub>2</sub>-Abscheidung und Bereitstellung liegt lediglich bei ca. 1-2% an den Gesamtemissionen der Produktbereitstellung (vgl. Abbildung 52). Auch hier pflanzt sich die etwas bessere Performance

der CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus dem Zementwerk über die Aminwäsche fort und zeigt ebenfalls ein etwas niedrigeres Treibhausgaspotenzial für das Endprodukt PUR.

**Abbildung 52: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO<sub>2</sub>.**



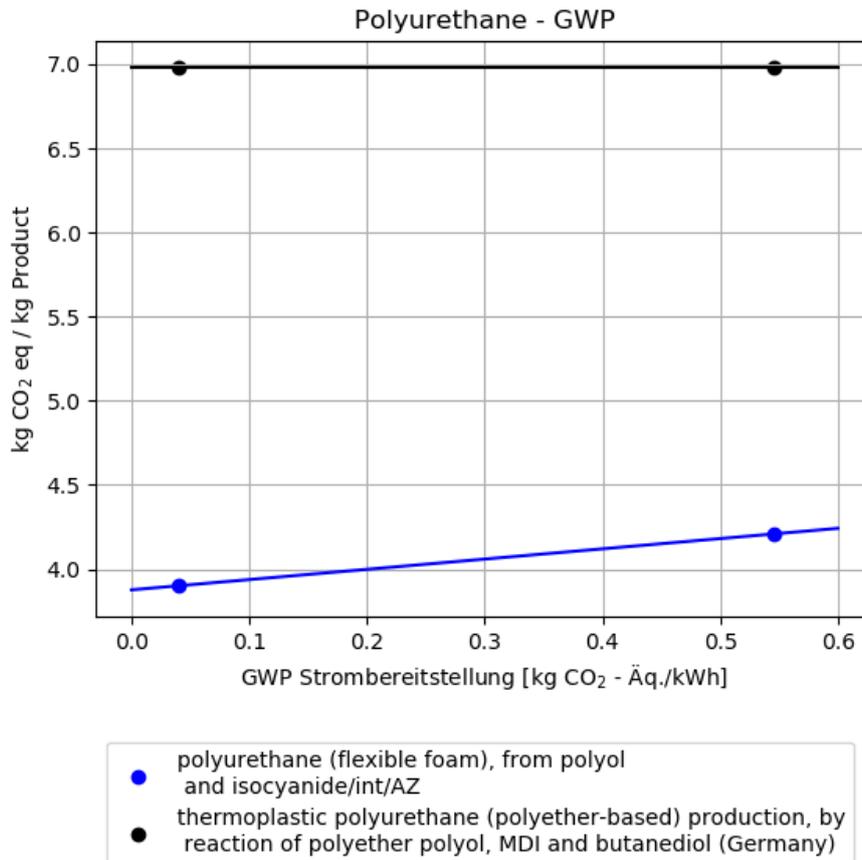
Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 88: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO<sub>2</sub>. \*Der Prozess liegt als Systemprozess vor, sodass keine weitere Aufschlüsselung möglich ist.**

Produktsystem	Einheit	Szenario	Anlage CO <sub>2</sub>	Bereitstellung CO <sub>2</sub>	Bereitstellung Produkt	Gesamt	Gebundenes / freigesetztes CO <sub>2</sub>
PUR aus Polyol und Isocyanid	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/int/AZ	3,43E-05	0,008	3,894	3,902	±0,303
PUR aus Polyol und Isocyanid	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/int/AZ	3,43E-05	0,109	4,100	4,209	±0,303
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg CO <sub>2</sub> Äq.		-	-	-	6,676	+0,303

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

**Abbildung 53: Break-Even-Point des Treibhausgaspotenzials (GWP100) des CCU Pfads zur Herstellung von PUR gegenüber der fossilen Referenz, in Abhängigkeit des Treibhausgaspotenzials der Strombereitstellung.**

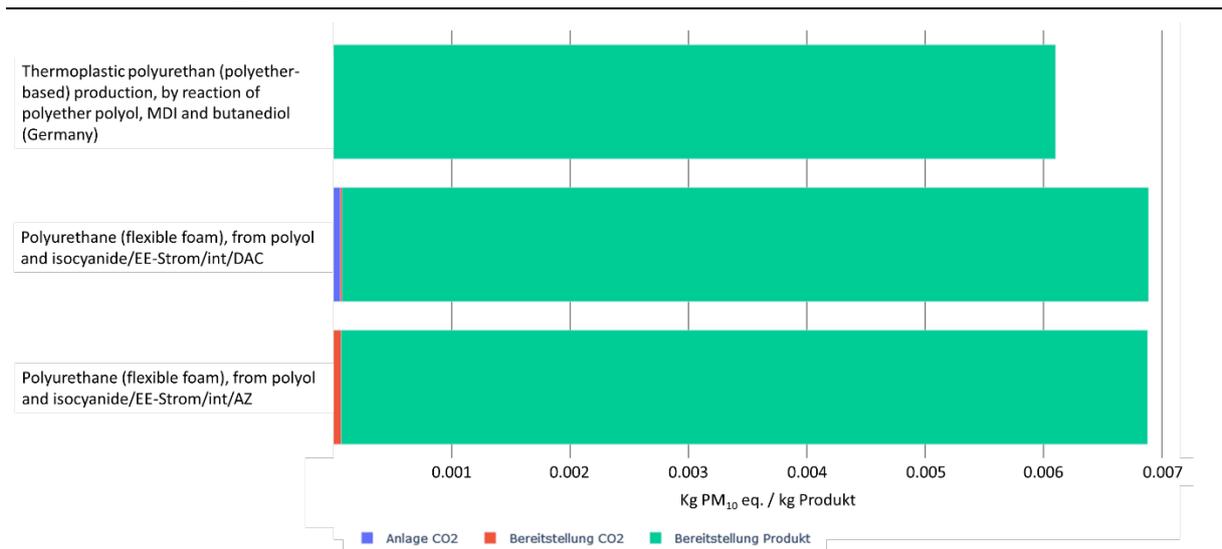


Quelle: Eigene Darstellung DECHEMA e.V.

Abbildung 54 zeigt die Beiträge der Prozessabschnitte zur Bildung von PM mit den Daten aus Tabelle 89. Die PM-Bildung über den CCU Pfad ist im Vergleich zur fossilen Referenz lediglich rund 15% höher. Nur ein geringer Teil, weniger als 1% der PM-Bildung ist jedoch auf die Bereitstellung des CO<sub>2</sub> zurückzuführen. Die PM-Emissionen liegen hier in der Bereitstellung des für die CO<sub>2</sub>-Abscheidung notwendigen Stroms begründet, weswegen sich auch eine leichte Verbesserung für das Szenario EE-Strom zeigt. Jedoch ist der erhöhte Gesamtwert der PM-Bildung nicht durch den Mehraufwand der CO<sub>2</sub>-Bereitstellung zu erklären. Diese Abweichung ist vermutlich auf Modellierungsunterschiede zwischen dem fossilen Referenzprozess und dem CCU Prozess zurückzuführen. In den selbstmodellierten CCU Routen liegen die größten Anteile an der PM-Bildung in der Bereitstellung des Polyols und Toluol-2,4-diisocyanat. Da der fossile Referenzprozess als Systemprozess vorliegt und kein Einblick in die Details der Modellierung und getroffenen Annahmen, Parameter usw. besteht, kann jedoch keine weiterführende genauere Analyse hinsichtlich der Unterschiede erfolgen. Insgesamt erscheint der Fehler jedoch im Vergleich zu den Einsparpotenzialen der übrigen Umweltauswirkungen sehr gering.

Auf Basis der Ergebnisse lässt sich schlussfolgern, dass PUR über die CCU Route eine Ausnahme der untersuchten CCU Produkte und -Pfade darstellt, da bereits heute bei einem relativ hohen THG-Rucksack der Strombereitstellung und sogar unter Vernachlässigung des gebundenen CO<sub>2</sub> nennenswerte Einsparungen in allen untersuchten Wirkungsabschätzungskategorien (außer PM) erzielt werden können.

**Abbildung 54: PM-Bildung der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO<sub>2</sub>.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

**Tabelle 89: PM-Bildung der Herstellung von PUR anhand von PC-Polyolen mit eingebundenem CO<sub>2</sub>.**

Produktsystem	Einheit	Szenario	Anlage CO <sub>2</sub>	Bereitstellung CO <sub>2</sub>	Bereitstellung Produkt	Gesamt
PUR aus Polyol und Isocyanid	kg PM <sub>10</sub> Äq.	/EE-Strom/int/AZ	1,662E-07	6,515E-05	0,007	0,0069
PUR aus Polyol und Isocyanid	kg PM <sub>10</sub> Äq.	/EE-Strom/int/DAC	5,736E-05	1,555E-05	0,007	0,0069
PUR aus Polyether, Polyol, MDI, Butandiol	kg PM <sub>10</sub> Äq.		-	-	-	0,0061

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

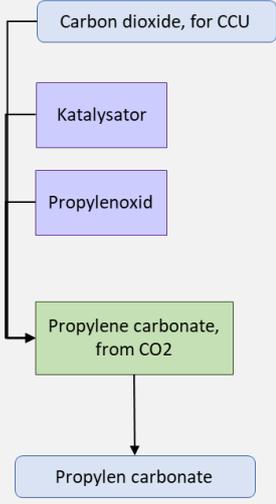
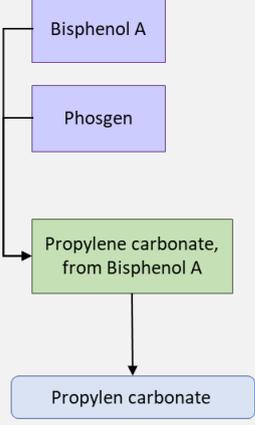
### 5.3.6 Umweltauswirkung der Herstellung organischer Carbonate über einen ausgesuchten CCU Pfad

Bei Polypropylencarbonat (PPC) handelt es sich um einen neuen Stoff, sodass hier eine eindeutige fossile Referenz nicht existiert, da kein bestehendes Produkt ersetzt wird, wie es z. B. bei Methanol der Fall ist. PPC erzielte in der Forschung bislang die besten Ergebnisse als Beimischung in unterschiedlichen Kunststoff-Blends und wurde nicht als „alleinstehendes“ Endprodukt verfolgt. Die genaue Zusammensetzung dieser Blends, sowie ihre Herstellungsart ist zum aktuellen Zeitpunkt jedoch nicht veröffentlicht, sodass die ökologische Bewertung auf Basis der LCA mit enormen Schwierigkeiten verbunden sind. Um dennoch eine Größenordnung der Umweltauswirkungen abschätzen zu können, wurde die Herstellung von PPC modelliert und mit der fossilen Referenz Polycarbonat als Proxy verglichen. Die fossile Route wurde über die Produktion von Bisphenol A und Phosgen abgeschätzt. Dazu wurde der energetische Bedarf sowie ein stöchiometrisches Verhältnis der Edukte modelliert. Insgesamt ist der Vergleich des CCU basierten PPC und des fossilen PC mit großen Unsicherheiten behaftet. Zwar handelt es sich in beiden Fällen um ein Polycarbonat, jedoch können die Stoffeigenschaften je nach

gewünschtem Einsatzgebiet sehr unterschiedlich sein. Aus diesem Grund sind die hier aufgeführten Ergebnisse als erste Einschätzung der Größenordnung zu verstehen.

Die Grundannahmen für die Modellierung der Polypropylencarbonat-Bereitstellung sind in Tabelle 90 zusammengefasst.

**Tabelle 90: Übersicht der wichtigsten Rahmenannahmen zur Modellierung der Polypropylencarbonat-Bereitstellung.**

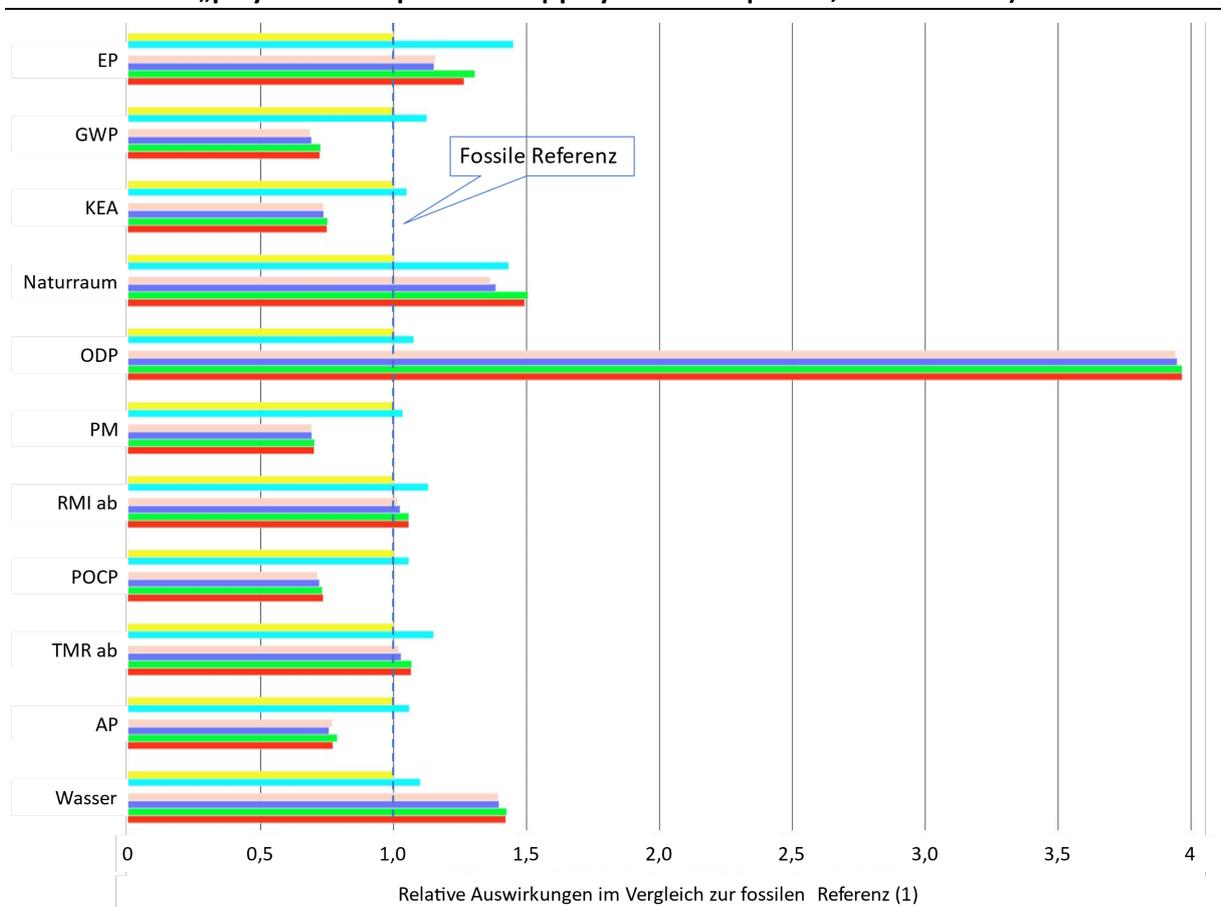
Funktionelle Einheit (FU)	Bereitstellung von 1 t Polypropylencarbonat	Bereitstellung von 1 t Polypropylencarbonat
Systemgrenzen	Vordergrundsystem: Prozentuale Anteile der Erzeugungstechnologien Hintergrundsystem: ecoinvent 3.7.1, APOS, inklusive Anlagenbau Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt	Vordergrundsystem: Prozentuale Anteile der Erzeugungstechnologien Hintergrundsystem: ecoinvent 3.7.1, APOS, inklusive Anlagenbau Rohstoffextraktion bis zum hergestellten Produkt
	 <pre> graph TD     A[Carbon dioxide, for CCU] --&gt; B[Propylene carbonate, from CO2]     C[Katalysator] --&gt; B     D[Propylenoxid] --&gt; B     B --&gt; E[Propylen carbonate]             </pre> <p>CCU Pfad: aus Propylenoxid und CO<sub>2</sub></p>	 <pre> graph TD     F[Bisphenol A] --&gt; G[Propylene carbonate, from Bisphenol A]     H[Phosgen] --&gt; G     G --&gt; I[Propylen carbonate]             </pre> <p>Fossile Referenz: aus Bisphenol A und Phosgen</p>
Status	TRL 4-5	TRL 9
Datenquellen	(Righi et al. 2011; Demirel 2015)	(Wernet et al. 2016; PlasticsEurope 2019)
Anlagenbau	Nicht berücksichtigt	Nicht berücksichtigt
Strombedarf	1,5 MJ	3,1 MJ
Wärmebilanz	Bedarf ~100 °C: 0,1 MJ	Bedarf ~100 °C: 6,2 MJ
CO <sub>2</sub> -Bedarf	0,43 kg	

Quelle: Eigene Zusammenstellung, DECHEMA e.V.

Der Vergleich des PPC über die CCU Route und den fossilen Referenzprozess PC zeigt, dass die Umweltauswirkungen insgesamt (vgl. Abbildung 55 auf Basis der Daten in Tabelle 91) in einer ähnlichen Größenordnung sind, mit der Ausnahme ODP – hier ergibt sich für das CCU PPC ein sehr hoher Ausschlag.

Abgesehen von diesem Ausschlag liegt das CCU PPC in den Umweltkategorien RMI abiotic und TMR abiotic auf dem gleichen Niveau und schneidet in den Kategorien GWP, KEA, PM, POCP, Versauerung am besten ab. Ähnlich wie bei PUR (vgl. Kapitel 5.3.5) fällt der Unterschied zwischen den verschiedenen Strommixen (Mix-Strom und EE-Strom) kaum ins Gewicht. Dies liegt darin begründet, dass in vielen anderen CCU Pfaden neben CO<sub>2</sub> auch H<sub>2</sub> eingesetzt wird, welches eine deutlich höhere Sensitivität gegenüber der Strombereitstellung als die CO<sub>2</sub>-Bereitstellung hat. Auch der Unterschied zwischen den beiden Bereitstellungspfaden DAC und AZ ist für CCU PPC kaum gegeben. Dies ist auf die vergleichsweise geringen CO<sub>2</sub>-Mengen, die hier benötigt werden zurückzuführen, sodass die individuellen Auswirkungen geringer sind. Dies liegt hauptsächlich darin begründet, dass der Prozess im Wesentlichen weiterhin fossil basiert ist und lediglich ein Anteil CO<sub>2</sub> in das Produkt eingebaut wird (analog zur Produktion des „CCU PUR“). Dies bestätigt eine Untersuchung der Anteile der wesentlichen Prozessabschnitte an den Gesamtemissionen. Hier zeigt sich für alle Umweltindikatoren ein sehr ähnliches Bild: Der Anteil der CO<sub>2</sub>-Bereitstellung am Gesamt-Impact liegt bei integrierter Wärme je nach Umweltindikator zwischen 0,3% und 6%, mit den höchsten Werten bei EP und Naturraum zwischen 13-15% Anteilen.

**Abbildung 55: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Propylencarbonaterzeugung über Propylenoxid und CO<sub>2</sub> oder Bisphenol A und Phosgen („polycarbonate, from bisphenol A“: eigene Modellierung und „polycarbonate production | polycarbonate | APOS, S“: ecoinvent).**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Die hohen Auswirkungen im ODP sind auf die Chlor-Alkalielektrolyse (Rest of World, RoW) zurückzuführen, welche in ecoinvent standardmäßig für die Produktion von Propylenoxid

hinterlegt ist. Propylenoxid wird als Edukt für die Herstellung des CCU PPC benötigt, somit liegen die wesentlichen Beiträge zum ODP in der Vorkette des Produktes. Reduktionen können hier folglich nur dann erwartet werden, wenn Propylenoxid über alternative Produktionswege bereitgestellt werden kann.

**Tabelle 91: Relative Umweltauswirkungen in allen untersuchten Kategorien der Propylencarbonaterzeugung über Propylenoxid und CO<sub>2</sub> oder Bisphenol A und Phosgen („polycarbonate, from bisphenol A“: eigene Modellierung und „polycarbonate production | polycarbonate | APOS, S“: ecoinvent).**

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Polycarbonate aus Bisphenol A	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom	0,215821
Polycarbonate aus Bisphenol A	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom	0,228431
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/AZ	0,165749
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/EE-Strom/ int/DAC	0,163272
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,16993
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	AP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,166445
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom	0,004958
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom	0,007189
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/AZ	0,005732
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/EE-Strom/ int/DAC	0,005709
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,006472
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> Äq.	EP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,00627
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom	3,499187
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom	3,933774
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/AZ	2,391769
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/EE-Strom/ int/DAC	2,416232
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/AZ	2,535867
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	GWP	/Mix-Strom/ int/DAC	2,525576
Polycarbonate aus Bisphenol A	MJ	KEA	/EE-Strom	78,40176
Polycarbonate aus Bisphenol A	MJ	KEA	/Mix-Strom	82,2372
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/AZ	57,58518
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/EE-Strom/ int/DAC	57,73396
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/AZ	58,85691
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	MJ	KEA	/Mix-Strom/ int/DAC	58,69898
Polycarbonate aus Bisphenol A	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom	0,24727
Polycarbonate aus Bisphenol A	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom	0,354265

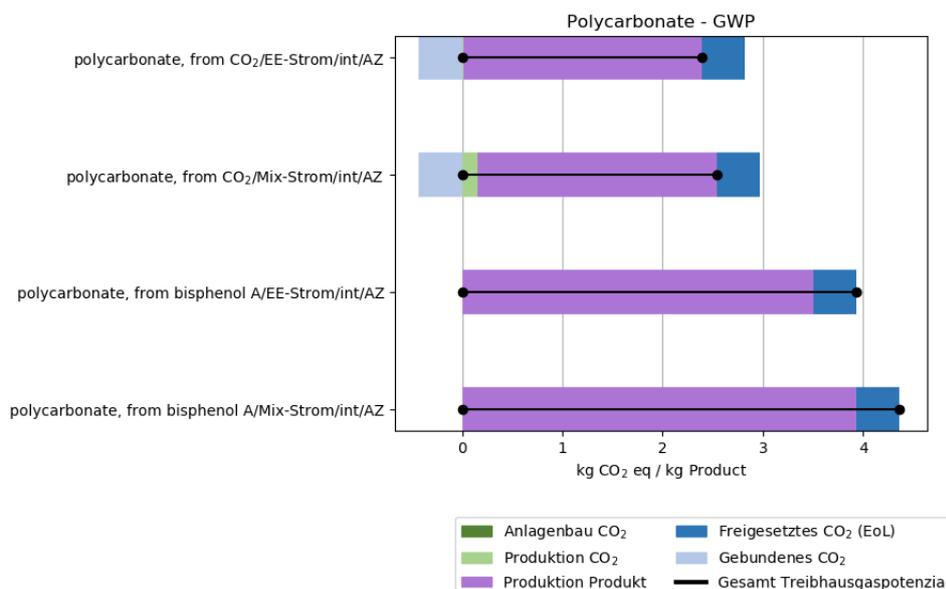
Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/AZ	0,336761
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/EE-Strom/ int/DAC	0,342195
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/AZ	0,372238
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>2</sup>	Naturraum	/Mix-Strom/ int/DAC	0,369115
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom	2,69424E-07
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom	2,89663E-07
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/AZ	1,06177E-06
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/EE-Strom/ int/DAC	1,06349E-06
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/AZ	1,06848E-06
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CFC-11 Äq.	ODP	/Mix-Strom/ int/DAC	1,06858E-06
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom	0,00638
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom	0,006599
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/AZ	0,004405
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/EE-Strom/ int/DAC	0,004415
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/AZ	0,004477
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg PM10 Äq.	PM	/Mix-Strom/ int/DAC	0,00447
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg	RMI ab	/EE-Strom	3,044281
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg	RMI ab	/Mix-Strom	3,440331
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/AZ	3,085746
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/EE-Strom/ int/DAC	3,117341
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/AZ	3,217066
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	RMI ab	/Mix-Strom/ int/DAC	3,216989
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom	0,007918
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom	0,00837
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/AZ	0,005638
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/EE-Strom/ int/DAC	0,005704
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/AZ	0,005788
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg NO <sub>x</sub> Äq.	POCP	/Mix-Strom/ int/DAC	0,005818
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg	TMR ab	/EE-Strom	3,557086
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg	TMR ab	/Mix-Strom	4,090228
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/AZ	3,619722
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/EE-Strom/ int/DAC	3,655078

Produktsystem	Einheit	Wirkungs-kategorie	Szenario	Gesamt
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/AZ	3,796498
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg	TMR ab	/Mix-Strom/ int/DAC	3,789219
Polycarbonate aus Bisphenol A	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom	2,016953
Polycarbonate aus Bisphenol A	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom	2,218739
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/AZ	2,806935
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/EE-Strom/ int/DAC	2,816127
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ int/AZ	2,873842
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	m <sup>3</sup>	Wasser	/Mix-Strom/ ext/DAC	2,866897

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Das GWP ist in Abbildung 56 mit den Daten von Tabelle 92 aufgeschlüsselt und zeigt, dass sowohl in der fossilen als auch in der CCU Route durch den Einsatz erneuerbaren Stroms Reduktionen im GWP erzielt werden können. Der Vergleich der CCU und der fossilen Route zeigt, dass sogar ohne Anrechnung des als Rohstoff eingebundenen CO<sub>2</sub> bereits mit dem heutigen Strommix Einsparungen gegenüber der fossilen Referenzroute erzielbar sind. Wie oben bereits erläutert ist der Unterschied zwischen einem hundert Prozent erneuerbaren und einem nur teilweise erneuerbaren Strommix sehr gering. Grundsätzlich kann das GWP mit dem CCU Pfad um rund 45% gegenüber der fossilen Referenz reduziert werden. Der Einfluss der CO<sub>2</sub>-Bereitstellung ist dabei sehr gering. Wird vollständig erneuerbarer Strom genutzt, so liegt der Anteil bei unter 1% und ist somit vernachlässigbar gering.

**Abbildung 56: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PPC über die CCU Route (polycarbonate, from CO<sub>2</sub>) im Vergleich zu den beiden fossilen Referenzen: selbstmodelliert über Bisphenol A und dem vorhandenen Prozesse aus ecoinvent (polycarbonate production, APOS).**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

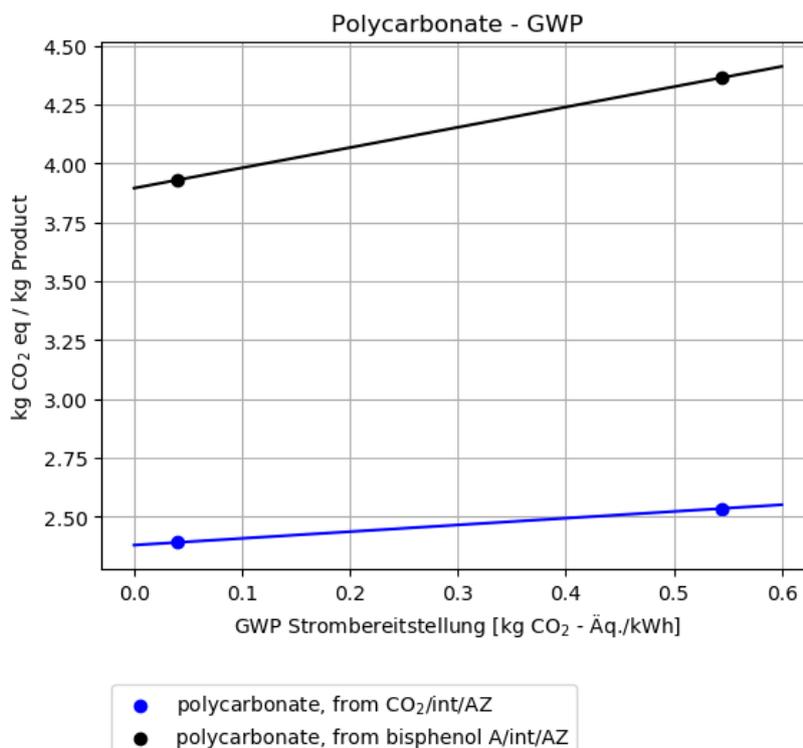
**Tabelle 92: Treibhausgaspotenzial GWP100 der Herstellung von PPC über die CCU Route (polycarbonate, from CO<sub>2</sub>) im Vergleich zu den beiden fossilen Referenzen: selbstmodelliert über Bisphenol A und dem vorhandenen Prozesse aus ecoinvent (polycarbonate production, APOS).**

Produktsystem	Einheit	Szenario	Anlage CO <sub>2</sub>	Bereitstellung CO <sub>2</sub>	Bereitstellung Produkt	Gesamt	Gebundenes / freigesetztes CO <sub>2</sub>
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom/int/AZ	4,88E-05	0,012	2,380	2,392	±0,431
Polycarbonate aus CO <sub>2</sub>	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom/int/AZ	4,88E-05	0,155	2,381	2,536	±0,431
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/EE-Strom	-	-	3,499	3,499	+0,431
Polycarbonate aus Bisphenol A	kg CO <sub>2</sub> Äq.	/Mix-Strom	-	-	3,934	3,934	+0,431

Quelle: Eigene Berechnungen, DECHEMA e.V.

Dies zeigt sich ebenfalls in der Darstellung des Break-Even-Point in Abbildung 57.

**Abbildung 57: Break-Even-Point des Treibhausgaspotenzials (GWP100) des CCU Pfads zur Herstellung von PPC gegenüber der fossilen Referenz im selbst modellierten Prozess (polycarbonate, from bisphenol A“), in Abhängigkeit des Treibhausgaspotenzials der Strombereitstellung.**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Hier liegt das Treibhausgaspotenzial des CCU Pfades deutlich unter der fossilen Referenz, auch bei einem sehr hohen Treibhausgaspotenzial der Strombereitstellung. Dies liegt, wie bereits

oben dargelegt, an dem vergleichsweise geringen Anteil CO<sub>2</sub> welcher in das Produkt eingebaut wird, durch seine Substitution jedoch große positive Effekte nach sich zieht. Der geringe Mehraufwand der CO<sub>2</sub>-Abscheidung und Bereitstellung liegt lediglich bei ca. 0,5% (EE-Strom) bis 6,5% (Mix-Strom) an den Gesamtemissionen der Produktbereitstellung (vgl. Abbildung 56). Dabei ist der Unterschied zwischen den Abscheidetechnologien AZ und DAC für die Herstellung des CCU PPC vernachlässigbar gering.

Dieses erste Screening zeigt, dass sich die Weiterentwicklung des PPC aus Umweltsicht lohnen kann. Aufgrund der Unsicherheiten einerseits hinsichtlich der Anwendung von PPC in unterschiedlichen Kunststoff-Blends und andererseits der Schwierigkeit einen eindeutigen Referenzprozess zu identifizieren, sind diese Ergebnisse lediglich als Größenordnungen zu verstehen. Für robuste Aussagen hierzu bedarf es weiterer Forschungsarbeiten und vor allem mehr Informations- und Datenverfügbarkeit, sodass konkrete Zusammensetzungen der avisierten Kunststoff-Blends analysiert und verglichen werden können.

## 6 Standortintegration und Darstellung quell- und produktionsbedingter Pfadabhängigkeiten

### 6.1 Standortintegration

Die Implementierung von CCU Prozessen, mit der wesentlichen Ausnahme der Harnstoffsynthese, steht noch ganz am Anfang und es gibt noch keine ausreichenden Erfahrungen im industriellen Umfeld, um abschließende Aussagen treffen zu können. Allerdings sind Ansätze und Erfahrungen über die Integration neuer Prozesse unter Anpassung an die speziellen Gegebenheiten von CCU Prozessen mit Einschränkungen übertragbar.

Im Folgenden werden daher die wesentlichen Aspekte für eine Integration von CCU Prozessen in bestehende Standortstrukturen diskutiert, um Aussagen allgemeiner Natur ableiten zu können, die ein Grundgerüst für eine eingehendere Bewertung darstellen können.

#### 6.1.1 CO<sub>2</sub>-Verfügbarkeit am Standort

Für die Etablierung eines CCU Prozesses ist die CO<sub>2</sub>-Quelle unabdingbar. Diese Quelle kann ein am Standort bereits vorhandener CO<sub>2</sub>-emittierender industrieller Prozess sein, ein Verbrennungsprozess, z. B. aus einem Kraftwerk oder Heizkessel, Luftabscheidung (DAC) von CO<sub>2</sub>, biologische Prozesse, wie die Fermentation oder aber auch eine externe Belieferung von CO<sub>2</sub>, z. B. über eine Pipeline. Für den folgenden Prozess der Nutzung von CO<sub>2</sub> ist insbesondere relevant, welche Volumenströme die Quelle aufweist, ob diese kontinuierlich oder diskontinuierlich anfallen, welche Reinheit das CO<sub>2</sub> aufweist, insbesondere in Bezug auf Störstoffe für folgende katalytische Verfahrensschritte, sowie der Aufwand an die benötigten Prozessparameter für das folgende Verfahren, insbesondere Druck und Temperatur. Der CCU Prozess kann nur in dem Umfang etabliert werden, in dem eine gesicherte Versorgung von CO<sub>2</sub> als Rohstoff in der gewünschten Qualität für die relevante Betriebsdauer der Anlage gegeben ist.

Ist die CO<sub>2</sub>-Quelle am Standort vorhanden, können die Vorteile einer Standortintegration unter möglichst großer Verschränkung von Energie- und Rohstoffflüssen ausgenutzt werden. Hierzu gehören insbesondere Verfahren, bei denen CO<sub>2</sub> als Koppelprodukt in hoher Reinheit ohne Abtrennaufwand und geringem Aufreinigungsaufwand anfällt, vgl. auch Tabelle 52 (Seite 180). Sollte keine adäquate CO<sub>2</sub>-Quelle am Standort vorhanden sein, müsste das CO<sub>2</sub>, z. B. über eine Pipeline, angeliefert werden. Das angelieferte CO<sub>2</sub> kann dann von einer beliebigen Punktquelle oder aus DAC stammen. Aktuell existiert keine übergreifende CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur zwischen den relevanten Quellen und Verarbeitungsstandorten, so dass bis auf Weiteres nur lokale, am Standort verortete Quellen zur Verfügung stehen. Alternativ könnte die Umwandlung auch am Standort der Quelle erfolgen. Im Falle eines Zementwerkes müsste neben der Abtrennung und Reinigung von CO<sub>2</sub> auch die Anlage zur Umwandlung von CO<sub>2</sub> installiert werden. Für eine Mineralisierung existieren an einem Zementwerk die logistischen Anforderungen an die Edukt- und Produktlogistik. Dies ist für organische Produkte in der Regel nicht der Fall. Ein Zementwerk mit einem CO<sub>2</sub>-Ausstoß von rund 500.000 t/a würde ausreichend CO<sub>2</sub> für eine Produktion von rund 160 kt/a FT-Produkt oder 360 kt Methanol bereitstellen können. In diesen Fällen wäre eine Wasserstoffversorgung im Umfang von 68 kt/a notwendig, was im Falle einer Elektrolyse (70%) vor Ort einer Versorgung von 3,2 TWh/a Strom, bzw. eines Stromanschlusses von 370 MW bei einer kontinuierlichen Fahrweise oder 650 MW bei einer Fahrweise mit 5.000 Vollbenutzungsstunden entsprechen würde. Darüber hinaus müsste die Aufreinigung von Prozesswasser implementiert werden. Unabhängig von der detaillierten Anlage, die gegebenenfalls installiert werden könnte, muss eine Chemieanlage mit Logistik, Medienversorgung, Aufbereitung, Lagerung und Serviceeinrichtungen installiert

werden - ein Aufwand, der sich für eine einzelne Anlage kaum lohnt und die aufwendigere Lösung im Vergleich zu der Produktion an einem etablierten Chemiestandort darstellt.

Absehbar werden die CCU Prozesse jedoch aktuell an den möglichen Standorten ausreichende Mengen an CO<sub>2</sub> vorfinden. Dies kann sich im Zuge der zunehmenden Dekarbonisierung bzw. Defossilisierung ändern. Die Anlage zur Polyurethanherstellung von Covestro hat eine Jahresproduktion von 5.000 t. Dies entspricht einer CO<sub>2</sub> Menge von 1.000 t pro Jahr. Als CO<sub>2</sub> Quelle dient ein Abgasstrom der Ammoniaksynthese in Dormagen, die auf Basis der Dampfreformierung von Erdgas über 570.000 t CO<sub>2</sub>/a emittiert (DEHSt 2020). Einzig das Kraftwerk am Standort hat mit 1.000.000 t CO<sub>2</sub>/a einen noch höheren CO<sub>2</sub>-Ausstoß. Die Ammoniaksynthese ist jedoch ohnehin mit einer CO<sub>2</sub>-Abtrennung ausgestattet, so dass hierfür keine zusätzlichen energetischen Aufwendungen anfallen. Die anderen im EU ETS erfassten Anlagen am Standort Dormagen emittierten 2020 auf Basis fossiler Energieträger und Rohstoffe rund 225.000 t CO<sub>2</sub>. Kurz- und mittelfristig ist daher von einer ausreichenden Versorgungssicherheit mit CO<sub>2</sub> auf Basis fossiler Prozesse auszugehen, da allein die Ammoniaksynthese einen Upscaling-Faktor von 500 noch versorgen könnte. Auf Basis fossiler Emissionen ist die Nutzung von CCU aktuell nicht begrenzt. Eine andere Option stellt die Ethylenoxid-Anlage am Standort dar, die aktuell 12 kt CO<sub>2</sub>/a (DEHSt 2020) ausstößt und einen Upscaling-Faktor von 12 unterstützen würde.

Um den Transport von großen Gasvolumina zu minimieren ist die möglichst vollständige Abtrennung aller anderen Bestandteile im Gas der CO<sub>2</sub>-Quelle anzustreben. So führt das Abgas eines Verbrennungsprozesses mit Luft in der Regel einen hohen Anteil an inertem Stickstoff mit, was zu einer Überdimensionierung der Gasbehandlungsanlagen führen würde. Die Abtrennung und Aufkonzentration des CO<sub>2</sub> sollte daher möglichst in unmittelbarer Nähe der CO<sub>2</sub>-Quelle erfolgen. Im Falle einer integrierten Neuanlage kann der zusätzliche Platzbedarf minimiert werden, es muss in jedem Fall ausreichend Platz am Standort vorhanden sein. Je nach CO<sub>2</sub>-Quelle müssen große Volumenströme bewegt werden.

Der Platzbedarf für DAC liegt jedoch beträchtlich höher. Die ausschließliche Nutzung von CO<sub>2</sub> aus Biomasse oder durch Luftabtrennung ist momentan nicht etabliert und die Potenziale an den Standorten sind nicht bekannt.

### 6.1.2 Wärmeintegration an Standorten

Prinzipiell ist ein möglichst hohe Wärmeintegration innerhalb der Prozesskette anzustreben. Dies ergibt sich auch aus der Diskussion in Kapitel 5.2.2 und den folgenden Ergebnissen, die immer das Szenario „int“, also interne Wärmebereitstellung gegenüber „ext“, also der externen Wärmebereitstellung deutlich bevorzugen. Wärme kann im besten Fall kaskadiert genutzt werden, daher sind neben den jeweiligen Wärmemengen oder -bedarfen die entsprechenden Temperaturniveaus von entscheidender Bedeutung. So wird z. B. die Abwärme einer PEM auf dem Niveau von 70-90 °C nicht ausreichen, um im Falle einer DAC die Desorption durchzuführen. Andererseits wurde gezeigt, dass einen HT-SOEC in Kombination mit einer Fischer-Tropsch Anlage durch die Wärmeintegration den Energiebedarf gegenüber der isolierten Implementierung deutlich reduzieren kann (Ausfelder und Dura 2019a).

Standorte, die über eine integrierte Wärmeversorgung verfügen, können Abwärme auf definierten Druckniveaus, und damit definierten Temperaturniveaus, aufnehmen und an weitere Prozesse am Standort zur Verfügung stellen. Damit wird die Energieeffizienz des Standortes gegenüber einer Einzelbetrachtung der Prozesse deutlich verbessert.

Außer in wenigen Fällen, in den das CO<sub>2</sub> als reiner Gasstrom anfällt, erfolgt die Abtrennung über die Verfahren, die in Kapitel 3.3 dargestellt werden. Im Falle von chemischen Wäschen und

Adsorption wird Wärme, häufig in Form von Dampf, eingesetzt, um das abgetrennte CO<sub>2</sub> wieder freizusetzen. Dabei spielen das Temperatur- und Druckniveau des Dampfes eine zentrale Rolle. In integrierten Standorten gibt es Dampfnetzwerke, die überhitzten Dampf in verschiedenen Druckstufen und damit verschiedenen Temperaturniveaus zur Verfügung stellen, vgl. Tabelle 93 für ausgewählte Industriestandorte.

**Tabelle 93: Beispielhafte Verteilung der Druckniveaus von Dampfschienen an einigen ausgewählten Standorten.**

Standort	Druckstufe 1	Druckstufe 2	Druckstufe 3	Druckstufe 4	Quelle
Industriepark Höchst	120 bar		16 bar	4 bar	(Infraaserv Höchst 2022)
CHEMPARK Leverkusen		31 bar		6 bar	(Currenta 2022)
CHEMPARK Dormagen		31 bar	16 bar	6 bar	(Currenta 2022)
CHEMPARK Krefeld-Uerdingen	111 bar		16 bar	6 bar	(Currenta 2022)

Quelle: In Tabelle.

Für die Freisetzung von CO<sub>2</sub> aus der Aminwäsche reichen in der Regel die niedrigsten Druckstufen der Standorte aus, so dass diese Verfahren im Rahmen der bestehenden Infrastrukturen gut integriert werden können und für die Wärmeintegration keine besonderen Maßnahmen erforderlich sind. Dieses Temperaturniveau kann auch mit industriellen Großwärmepumpen erreicht werden, wobei dies keinen Vorteil darstellt, wenn ausreichend Wärme im Dampfnetz zur Verfügung steht, die durch die Druckstufen kaskadiert.

Eine Integration der DAC Technologie am Standort kann ebenfalls von einer Wärmeintegration profitieren. Der Wärmebedarf umfasst rund 1.750 kWh/tCO<sub>2</sub> und somit etwas weniger als das Doppelte im Vergleich zu einer Abtrennung aus einer Punktquelle (Gabrielli et al. 2020). Allerdings ermöglicht das benötigte Temperaturniveau mit <100 °C für die DAC gegebenenfalls auch den Einsatz von Abwärmequellen auf relativ niedrigem Temperaturniveau, die für andere Anwendungen nicht mehr geeignet sind. Dies könnte sich, je nach Struktur der Wärmeversorgung am Standort, leicht positiv auf die Gesamteffizienz des Standortes auswirken. Sind die DAC-Anlagen nicht in die Standortinfrastruktur eingebunden, so muss diese Wärme aus anderen Quellen zusätzlich bereitgestellt werden.

Die Integration des eigentlichen CCU Prozesses in das Wärmemanagement des Standortes ist abhängig vom Temperaturniveau des Prozesses. Soweit nutzbare Abhitze entsteht, kann diese in die entsprechende Dampfschiene integriert werden, wobei in der Regel mit Verlusten zu rechnen ist.

Eine abschließende Beurteilung, welche Synergien an einem Standort durch die Integration von CCU Prozessen sowie der Bereitstellung von CO<sub>2</sub> aus Abtrennverfahren und gegebenenfalls die Bereitstellung weiterer Rohstoffe wie H<sub>2</sub> gehoben werden können, ist ohne eine detaillierte Stoff- und Energieflussanalyse des gewählten Standorts und seiner Integrationsoptionen als allgemeine Aussage nicht möglich.

Das Ziel einer energetischen Optimierung eines integrierten Standortes ist die energetische und kostenbezogene Optimierung der Gesamteffizienz an dem Standort. Im Detail hängt diese Optimierung von den spezifischen Prozessen ab, die am Standort implementiert sind, so dass auch hier eine allgemeine, standortübergreifende Aussage nicht möglich ist. Generell erhöhen sich die Optimierungsoptionen und -freiheitsgrade mit der Anzahl der integrierten Prozesse.

Umgekehrt ist jedoch eine Zuweisung oder Allokation einer Änderung der energetischen Gesamteffizienz auf einen Prozess im integrierten System willkürlich und unzulässig. Vgl. hierzu auch die Aspekte in Unterkapitel 6.2.1.

### 6.1.3 Integration von Medien und Rohstoffen

Der Transport von CO<sub>2</sub> in Leitungen an integrierten Standorten ist gelebte Praxis und technisch gut etabliert. Im Falle von Leckagen sind die Mitarbeiter und die Standortfeuerwehren gut gerüstet, um damit umzugehen. Darüber hinaus muss die Standortinfrastruktur die Logistik, sichere Versorgung und Lagerung von Rohstoffen, die Aufarbeitung und den sicheren Umgang mit Produkten sowie die sichere Behandlung von Abfällen und Prozessabwässern gewährleisten. Diese Bedingungen werden in der Regel von Chemiestandorten erfüllt, die daher mit geringem Aufwand die zusätzlichen Anforderungen integrieren können. Im Falle einer Greenfield-Implementierung, also an einem Standort ohne bestehende Infrastruktur, müssen hierfür die entsprechenden Voraussetzungen neu geschaffen werden.

### 6.1.4 CO<sub>2</sub>-Transportnetz als Option für eine gesicherte externe Versorgung

Ein Transportnetz für CO<sub>2</sub> existiert in Deutschland und Europa nicht, wohl aber in Teilen der USA (Edwards und Celia 2018), welches für EGR und EOR angelegt wurde, aber auch die Grundlage für einen entsprechenden Transport im Hinblick auf CCU und CCS erlaubt.

Die Etablierung eines standortübergreifenden CO<sub>2</sub>-Transportnetzes würde die Abhängigkeit des CCU Prozesses von der standortbezogenen CO<sub>2</sub>-Quelle aufheben und damit die Versorgungssicherheit für die CCU Anlagen erhöhen. Ein solches Transportnetz würde absehbar nicht für die ausschließliche Verwendung für CCU etabliert werden, da die meisten Standorte der chemischen Industrie, die für CCU Prozesse in Frage kommen, über eigene CO<sub>2</sub>-Quellen verfügen und die für CCU benötigten CO<sub>2</sub>-Mengen absehbar zu gering sind.

Für die Reinheit des Transportgutes CO<sub>2</sub> in einer solchen Infrastruktur wird aus Sicht der Anwender eine möglichst hohe Reinheit, z. B. Lebensmittelqualität, angestrebt. Damit entsteht der Aufreinigungsaufwand an der CO<sub>2</sub>-Quelle. Alternativ könnte CO<sub>2</sub> in einem niedrigeren Reinheitsgrad transportiert werden und die notwendige Aufreinigung findet an der CCU Anwendung statt. Die Entscheidung hierüber wird von dem primären Ziel der Infrastruktur abhängen, ebenso wie von den beteiligten Stakeholdern und der prognostizierten Entwicklung, so dass hier bis auf Weiteres keine finale Aussage möglich ist.

Sollte zukünftig ein CO<sub>2</sub>-Transportnetz für den Transport von CO<sub>2</sub> zwecks einer geologischen Speicherung von CO<sub>2</sub> (CCS) implementiert werden, so könnte dieses Transportnetz auch potenzielle CCU Standorte versorgen. Die Anforderungen an die Qualität des CO<sub>2</sub> für Transportzwecke sind jedoch voraussichtlich geringer als für die chemische Nutzung von CO<sub>2</sub>, so dass eine zusätzliche Aufreinigung nötig wäre, vgl. hierzu Kapitel 6.1.6. Das würde die Standortbedingung der lokalen Quellenverfügbarkeit auflösen und stattdessen die Anbindung an das Transportnetz als alternative Option zur Gewährleistung der Versorgungssicherheit eröffnen.

Parallel zu der gesicherten Versorgung mit CO<sub>2</sub>, gegebenenfalls über eine CO<sub>2</sub>-Infrastruktur, bedürfen einige CCU Prozesse auch eine gesicherte Versorgung mit Wasserstoff, möglichst erzeugt aus erneuerbaren Energien. Während vorübergehend kleine Mengen Wasserstoff vor Ort über Elektrolyse mit Strom aus erneuerbarer Erzeugung (z. B. über PPAs) erzeugt werden könnten, ist für große Mengen voraussichtlich eine Versorgung über eine Pipeline die bessere Lösung. Damit können auch die Schwankungen in der erneuerbaren Erzeugung besser ausgeglichen werden, sowohl durch die Größe des Pipelinenetzes selbst als auch über

integrierte Speicher. Wird CCU für Basischemikalien in Erwägung gezogen, ergeben sich daraus Anforderungen für eine CO<sub>2</sub> und eine Wasserstoffinfrastruktur, so dass deren mögliche Entwicklung konzertiert gedacht werden muss.

### 6.1.5 Spezifikationen für den CO<sub>2</sub>-Transport in Pipelines

Spezifikationen für CO<sub>2</sub> fallen in zwei Kategorien: Produktspezifikationen beschreiben die Spezifikationen, die das Produkt CO<sub>2</sub> für eine bestimmte Anwendung erfüllen muss, z. B. für den Einsatz im Lebensmittelbereich), während die Anforderungsspezifikationen sich nicht inhärent durch das Produkt, sondern durch die technischen Grenzen der Anwendung ergeben, z. B. zur Vermeidung von Korrosionsschäden beim Transport (Brownsort 2019). Der Transport von CO<sub>2</sub> in Pipelines ist in Europa nicht Standard. Ein Großteil des aktuell transportierten CO<sub>2</sub> in Europa wird über Tank- und Kesselwagen tiefkalt und verflüssigt zum Abnehmer geliefert, bei kleinen Mengen auch mithilfe von Druckgasflaschen. Der größte Abnehmer von CO<sub>2</sub> (außer für die Produktion von Harnstoff) ist die Lebensmittel- und Getränkeindustrie. Die hierfür erforderliche Reinheit ist im Rahmen einer Verordnung auf europäischer Ebene geregelt (Europäische Kommission 2012).

Die Bestimmungen dieser Verordnung adressieren nicht ausreichend die Anforderungen an CO<sub>2</sub> in Lebensmittel- und Getränkeanwendungen, so dass die European Industrial Gases Association weitergehende Spezifikationen definiert hat (European Industrial Gases Association 2016).

Weitere Spezifikationen werden für den Schiffstransport diskutiert (Apselund 2010), wobei CO<sub>2</sub> als verflüssigtes Gas transportiert wird. Es wird eine Reinheit von 99,7% CO<sub>2</sub> empfohlen, mit entsprechend maximal 0,3% Verunreinigung durch kondensierbare Gase, um die Ausbildung von Trockeneis zu vermeiden. Als spezifische Grenzwerte werden für Wasser <50 ppm empfohlen, um Eisbildung in den Wärmetauschern zu vermeiden, für Schwefelwasserstoff <200 ppm sowie <2000 ppm für Kohlenmonoxid aufgrund der Toxizität von H<sub>2</sub>S und CO.

Tabelle 94 gibt eine Übersicht über verschiedenen Spezifikationen für CO<sub>2</sub>.

Für den Pipelinetransport sind nicht die gleichen Anforderungen an die Reinheit des verwendeten CO<sub>2</sub> notwendig wie für den Einsatz im Lebensmittel- und Getränkebereich. Die größten Pipelines für den Transport von CO<sub>2</sub> liegen in Nordamerika (USA und Kanada), um das CO<sub>2</sub> für EOR zu nutzen. Eine Übersicht über die sich in Betrieb befindlichen CO<sub>2</sub>-Pipelines findet sich in einem Bericht der IEA (IEAGHG 2013) sowie des IPCC (Metz et al. 2005). Aktuelle Überlegungen für die Implementierung von CO<sub>2</sub>-Pipelines finden sich z. B. in der CO<sub>2</sub>-Strategie des Landes Nordrhein-Westfalen (NRW 2021).

Es gibt jedoch keine allgemein verbindlichen Standards und die Pipelinebetreiber haben jeweils eigenständig Spezifikationen definiert, um einen sicheren Transport zu gewährleisten. Dabei soll zum einen möglichst viel CO<sub>2</sub> transportiert werden. Zum anderen sollen Verunreinigungen, die die Kompression und damit die Transportfähigkeit beeinflussen möglichst vermieden werden. Darüber hinaus muss Korrosion an den Pipelines verhindert werden sowie Gift- und Gefahrstoffe möglichst geringgehalten werden.

Ein übergreifendes CO<sub>2</sub>-Pipelinetz, was verschiedene Quellen und verschiedene Anwender verknüpft benötigt allerdings die Definition von Spezifikationen, die die Transportfähigkeit gewährleisten, Korrosionsschäden an der Pipeline vermeiden und die Konzentration von Gefahr- und Störstoffen minimieren. Eine Ausgangsbasis hierfür kann die ISO-Norm ISO 27913:2016 (ISO 2016) bieten, die sich aktuell in der turnusmäßigen Überarbeitung (ISO/CD 27913) befindet.

**Tabelle 94: Übersicht über Spezifikationen für CO<sub>2</sub> nach Brownsort.**

	EU	EIGA	Kinder-Morgan	Begründung
Funktion	Für Verwendung im Lebensmittel- und Getränkebereich	Für Verwendung im Lebensmittel- und Getränkebereich	Pipeline-transport für EOR	
Reinheit	≥ 99 % (V/V) des Gases	> 99.9% v/v	≥ 95%	Erhalt homogene Phase
Acidität	Werden 915 ml Gas durch 50 ml gerade zum Sieden gebrachtes Wasser durchgeperlt, so darf dieses Wasser bei Verwendung von Methylorange als Indikator keinen höheren Säuregrad aufweisen als 50 ml gerade zum Sieden gebrachtes Wasser, dem 1 ml 0,01 n Salzsäure zugesetzt wurde			
Reduzierende Stoffe, Phosphorwasserstoff und Sulfit	915 ml Gas, durch 25 ml mit 3 ml Ammoniak angereichertes Ammoniaksilbernitrat-reagens durchgeperlt, dürfen nicht zur Trübung bzw. Schwarzfärbung dieser Lösung führen			
Kohlenmonoxid	≤ 10 µl/l			
Ölgehalt	≤ 5 mg/kg	≤ 5 ppm w/w		
Restfeuchte (Wasser)		≤ 20 ppm v/v	Kein freies Wasser, < 630 ppm in Gasphase	Vermeidung von Korrosionsschäden
Ammoniak		≤ 2.5 ppm v/v		
Sauerstoff		≤ 30 ppm v/v	< 10 ppm w/w	Vermeidung von Korrosionsschäden und Schwefelbildung mit H <sub>2</sub> S
Stickoxide (NO/NO <sub>2</sub> )		≤ je 2.5 ppm v/v		
Stickstoff			≤ 4%	Erhalt homogene Phase
Argon				

	EU	EIGA	Kinder-Morgan	Begründung
Nicht-flüchtige Reststoffe (Partikel)		≤ 10 ppm w/w		
Phosphine		≤ 0.3 ppm v/v ***		
Flüchtige Kohlenwasserstoffe (als Methan berechnet)		≤ 50 ppm v/v mit ≤ 20 ppm v/v andere Kohlenwasserstoffe außer Methan.	≤ 5% und Taupunkt ≤ -29 °C.	Erhalt homogene Phase
Acetaldehyd		≤ 0.2 ppm v/v		
Aromaten		≤ 0.02 ppm v/v		
Kohlenmonoxid		≤ 10 ppm v/v		
Methanol		≤ 10 ppm v/v		
Blausäure		≤ 0.5 ppm v/v *		
Gesamt-Schwefel (als S)		≤ 0.1 ppm v/v **	≤ 35 ppm w/w	Geruchsbelästigung
H <sub>2</sub> S			≤ 20 ppmv	Gift- und Gefahrstoff
Glykol			Kein flüssiges Glykol	Vermeidung von Schäden an Dichtungsmaterialien
Temperatur			≤ 50 °C	Schutz der Pipelinebeschichtung
Geschmack und Geruch in Wasser		Kein wahrnehmbarer Fremdgeruch oder -geschmack		
Aussehen in Wasser		Keine Trübung oder Färbung		
Geruch und Aussehen von festem CO <sub>2</sub>		Kein Fremdgeruch oder -aussehen		
Quelle	(Europäische Kommission 2012)	(European Industrial Gases Association 2016)	(Brownsort 2019)	

\* nur notwendig für CO<sub>2</sub> aus Kohlevergasung.

\*\* Übersteigt der Gesamtschwefelanteil 0,1 ppm v/v müssen die Einzelkomponenten bestimmt und folgende Grenzwerte eingehalten werden: Carbonylsulfid: 0,1 ppm v/v, Schwefelwasserstoff: 0,1 ppm v/v, Schwefeldioxid: 1,0 ppm v/v.

\*\*\* nur notwendig für CO<sub>2</sub> aus Phosphatgestein.

Quellen: In Tabelle.

### 6.1.6 Transformation der Verfügbarkeit von CO<sub>2</sub>-Quellen

Die gegenwärtige Nutzung von fossilen Energieträgern zur Energieerzeugung macht CO<sub>2</sub> zu einem allgegenwärtigen Rohstoff, der jedoch erst abgetrennt und aufgearbeitet werden muss. Perspektivisch nehmen diese fossilen CO<sub>2</sub>-Quellen mit zunehmender Entwicklung hin zu einer Treibhausgasneutralität jedoch ab, was die zukünftige Versorgungssicherheit der CCU Prozesse gefährdet. Alternative Quellen z. B. aus Bio- und Klärgasfermentation oder auch Abtrennung aus der Luft fallen nicht in der gleichen Form mit vergleichbaren Volumenströmen an, wie aktuelle fossile Quellen. Diese Quellen müssen daher zusammengeführt werden, um in der Summe eine fossile Punktquelle ersetzen zu können (Ausfelder et al. 2017), wenn die CCU Anlagen in ähnlicher Dimension wie heutige Anlagen der chemischen Industrie implementiert werden sollen. Im Sinne einer perspektivischen Treibhausgasneutralität werden als abschließend verfügbare Quellen DAC, Müllverbrennung (biologischer Anteil) sowie biogene Quellen verbleiben. Die Nutzung von CO<sub>2</sub> aus nicht-vermeidbaren fossilen Quellen ist eine Option in Abhängigkeit der Bewertung der Nutzung von fossilem CO<sub>2</sub> in CCU Prozessen und Produkten.

### 6.1.7 Nutzung von Koppelprodukten

Bei chemischen Verfahren der CO<sub>2</sub>-Abtrennung fällt auch Wasser als Koppelprodukt an. Eine Nutzung des Wassers ist denkbar, aber zumindest im Kontext von Industriestandorten in Deutschland aktuell nicht kritisch für die Effizienz oder Kosten des Verfahrens.

Die Elektrolyse von CO<sub>2</sub> führt neben dem gewünschten Zielprodukt Kohlenmonoxid (CO), ebenso wie die Wasserelektrolyse, zu molekularem Sauerstoff (O<sub>2</sub>) als Nebenprodukt. Letzterer kann, je nach Menge, statt Luft in Verbrennungsprozessen, in Oxyfuel-Prozessen oder auch in der Aufarbeitung organischer Verschmutzungen in Abwässern eingesetzt werden. In der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff fällt ebenfalls O<sub>2</sub> als Koppelprodukt an.

Eine Nutzung von Sauerstoff als Koppelprodukt der Elektrolyse ist denkbar z. B. für die Anreicherung von Luft für Verbrennungsprozesse bis hin zur reinen Sauerstoffverbrennung, ebenso denkbar ist der Einsatz von Sauerstoff z. B. in Kläranlagen (Ausfelder et al. 2017).

Wenn CO<sub>2</sub> mit H<sub>2</sub> umgesetzt wird entsteht in erster Stufe ein Synthesegas, welches je nach Zielprodukt in der Zusammensetzung variiert wird. Synthesegas wird, wie auch CO, an Standorten und auch über Standorte hinaus mit Pipelines ausgetauscht.

Die Umsetzung von CO<sub>2</sub> mit Wasserstoff nimmt eine zentrale Stellung innerhalb der Umwandlungsketten zur chemischen Nutzung von CO<sub>2</sub> ein. Daher ist es insbesondere für eine frühe Implementierung von CCU Prozessen hilfreich, wenn Wasserstoff verfügbar ist. Neben der Bereitstellung von Wasserstoff für bestehende Anlagen und Prozesse, in der Regel über SMR mit Erdgas, fällt Wasserstoff auch als Koppelprodukt der Chloralkali-Elektrolyse an. Die Menge an produziertem Wasserstoff ist dabei mit dem Faktor 1,008/35,453 stöchiometrisch mit der Menge des produzierten Chlors verknüpft. Die kombinierte Anlagenkapazität in Deutschland aus Membran- und Diaphragma Technologie beträgt 4,48 Mio. tCl<sub>2</sub>/a (Eurochlor 2022). Im Jahr 2021 wurden 3,41 Mio. tCl<sub>2</sub> in Deutschland produziert (Verband der Chemischen Industrie (VCI) 2021), was mit einer Koppelproduktion von 97 kt H<sub>2</sub> verbunden ist.

Nicht alle Standorte sind in der Lage, diese Menge Wasserstoff stofflich zu nutzen, so dass an einigen Standorten die Rückverstromung des Wasserstoffs in Gas- und Dampf-Kraftwerken zur Strom- und Dampferzeugung genutzt wird. Der größte Chloralkali-Standort in Deutschland, Dow in Stade, plant das Koppelprodukt Wasserstoff im Rahmen des IPCEI-Projektes „e-Methanol“, ursprünglich ein Reallabor „Green-Methanol“, zur Herstellung von 200 kt/a Methanol mit CO<sub>2</sub> aus dem eigenen Gaskraftwerk einzusetzen (BMWI 2021).

## 6.2 Quell- und produktionsbedingte Pfadabhängigkeiten

Einzelne CCU Anlagen können nicht isoliert betrachtet und bewertet werden. Entlang der Wertschöpfungskette sind Abhängigkeiten in Bezug auf Upstream Bereitstellung von Rohstoffen und Energiedienstleistungen, in Bezug auf Downstream Aufarbeitung und Veredlung der Produkte sowie auf die Integration in das finale Produkt und die Erwartungen des Konsumenten zu beachten. Darüber hinaus stellt sich die Frage, wie ein neues Verfahren in eine bestehende Wertschöpfungskette integriert wird, gegebenenfalls in direkter Konkurrenz zu bestehenden Verfahren. Darüber hinaus definieren übergeordnete Zielsetzung, wie z. B. das Vermeiden von fossilen Rohstoffen oder der gewünschte Fortschritt in Bezug auf die Zielsetzung des Erreichens der Klimaneutralität zu einem bestimmten Zeitpunkt, die Bewertung des alternativen Verfahrens.

Als Nebeneffekte können sich die Veränderungen und Neubewertungen der technischen und betriebswirtschaftlichen Aspekte einzelner Elemente der gesamten Wertschöpfungskette ergeben.

Zu beachten ist jedoch, dass verallgemeinernde Betrachtungen, wie die hier vorliegende, eine detaillierte Analyse eines Standortes nicht ersetzen können. Dort wo die entsprechenden Rahmenbedingungen vorliegen, sollte eine zügige Implementierung angestrebt werden.

### 6.2.1 Technische Aspekte

Die Integration eines einzelnen Verfahrenselements in eine Verfahrenskette von der Bereitstellung der Rohstoffe bis hin zur Auslieferung des finalen Produktes an den Konsumenten bedingt technische Abhängigkeiten zu den Upstream und Downstream gelagerten Prozessen, ebenso wie zu Dienstleistungen und Verfahren, die ausschließlich für das betrachtete Verfahrenselement anfallen, wie z. B. eine spezielle Abgasreinigung.

Die Substitution eines oder mehrerer Verfahrenselemente durch alternative Verfahrenselemente setzt eine Anpassung der Upstream und Downstream gelagerten Verfahrenselemente voraus. Hierzu gehören zuvorderst die Bereitstellung von spezifikationsgerechten Eingangsstoffen, wie auch die Erfüllung der entsprechenden, gegebenenfalls angepassten Produktspezifikationen für die weitere Verarbeitung. Darüber hinaus ist die Verfahrenskette auf einen bestimmten Durchsatz hin ausgelegt, so dass das neue Verfahrenselement die entsprechende Verarbeitungskapazität (spezifikationsgerecht) aufweisen muss. Alternativ ist die ursprüngliche Auslegung der Verfahrenskette nicht mehr optimal. Weitere Aspekte sind z. B. die Gewährleistung der Versorgungssicherheit der Folgeprozesse, d. h. die Störungen, die gegebenenfalls durch Fluktuationen entstehen nach Möglichkeit nicht in die weitere Verfahrenskette einzutragen. Weitere Fragestellungen umfassen die Aspekte der Energie- und Rohstoffeffizienz entlang der Verfahrenskette bzw. die Integration in Standort- und benötigte Energie- und Rohstoffinfrastrukturen.

Als zusätzlicher Aspekt kommt in der Grundstoffindustrie hinzu, dass sich die Anlagen durch lange technische Lebensdauern auszeichnen. In einigen Fällen kann die technische Lebensdauer gut beschrieben werden. So ist ein Hochofen nach 20-30 Jahren Betrieb nicht mehr einsatzfähig; in einer Glasschmelze sind die Feuerfestausschalungen nach 15 Jahren den Anforderungen nicht mehr gewachsen und müssen erneuert werden. Im Gegenzug dazu können viele Anlagen der (petro-)chemischen Produktion über viele Jahrzehnte betrieben werden und haben, fachgerechte Wartung und Ersatzinvestitionen vorausgesetzt, keine wohl definierte technische Lebensdauer, nach der eine Anlage aus technischen Gründen ersetzt werden müsste.

## 6.2.2 Effizienzüberlegungen zur Implementierung von CCU Verfahren

Die Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Herstellung von Basischemikalien ist gegenüber der Nutzung fossiler Rohstoffe prinzipiell energetisch benachteiligt, da CO<sub>2</sub> keinen eigenen Energiegehalt in die Reaktion einbringt. Je nach betrachteten Verfahren und Produkten ist der Aufwand zum Ausgleich des energetischen Nachteils unterschiedlich hoch. Eine Ausnahme von dieser Regel bildet die Umwandlung in anorganische Carbonate, da die Gitterenergie des Carbonats zu einer exothermen Reaktion führen kann. Allerdings ist der zusätzliche Energieaufwand für das Mahlen der Ausgangsstoffe zu berücksichtigen, da Gas-Feststoffreaktionen durch die verfügbare Oberfläche limitiert werden. Die thermischen Aufwendungen für die CO<sub>2</sub>-Abtrennung sind in der Regel mit der niedrigsten Dampfstufe an den Standorten ausreichend abgedeckt, so dass keine Limitierungen zu erwarten sind. Die Nutzung der niedrigsten Dampfstufe zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung kann die Gesamteffizienz des Standorts leicht positiv beeinflussen, da in der Regel keine zusätzliche Dampferzeugung notwendig sein wird. Allerdings fallen die benötigten Dampfmenen im Kontext eines gesamten Standortes kaum ins Gewicht.

## 6.2.3 Betriebswirtschaftliche Aspekte

Das betriebswirtschaftliche Pendant der technischen Verfahrenskette ist die betriebswirtschaftliche Wertschöpfungskette. Jeder Umwandlungsschritt von den Rohstoffen bis hin zu dem finalen Produkt sollte in dem Sinne zur Wertschöpfung beitragen, dass das finale Produkt einen deutlich höheren Wert hat als die Summe aller Kapital- und Betriebskosten, die für die Herstellung des Produktes notwendig waren und daher ein entsprechender Gewinn erzielt werden kann.

In diesem Sinne führt die Substitution eines Verfahrensschrittes oder die Integration eines zusätzlichen Verfahrensschrittes zu einer betriebswirtschaftlichen Neubewertung der gesamten Verfahrenskette. Dies ist umso komplexer, je weniger die Verfahrenskette in den Händen einer einzelnen Unternehmung liegt. Die reibungslose Zusammenarbeit über Unternehmensgrenzen hinweg muss gegebenenfalls neu organisiert und ausgerichtet werden. Dabei verschieben sich gegebenenfalls die relativen Anteile an der Wertschöpfung und an dem Gewinn. Eine solche Veränderung ist daher nicht notwendigerweise im gleichen Interesse aller Beteiligten entlang der Wertschöpfungskette.

Ein betriebswirtschaftlicher Lock-in ist daher dann gegeben, wenn eine Änderung die Kostenstruktur der Wertschöpfungskette oder einzelner Beteiligter so beeinflusst, dass die Änderung gegenüber der bestehenden Struktur keinen wirtschaftlichen Vorteil ergibt.

In der kapitalintensiven Grundstoffindustrie kommt als zusätzlicher Aspekt hinzu, dass die Investitionskosten für die entsprechenden Anlagen sehr hoch sind und durch relativ lange Abschreibungsdauern gekennzeichnet sind. Ähnlich wie die Frage der technischen Lebensdauer stellen auf betriebswirtschaftlicher Ebene die hohen Investitionskosten und langen Abschreibungszeiträume besondere Herausforderungen an die Integration neuer Verfahrensschritte in einer sich wandelnden Wertschöpfungskette.

Die Kostenstruktur einer Verfahrenskette und die damit definierte betriebswirtschaftliche Bewertung der Wertschöpfungskette müssen voraussichtliche Entwicklungen der Rohstoff- und Energiepreise über die beabsichtigte Betriebsdauer berücksichtigen. Diese Erwartungen und Risiken werden in die jeweiligen Gewinnerwartungen eingepreist. Dies ist allerdings nur in dem Umfang möglich, in dem die, sich gegebenenfalls über den Zeitverlauf ändernde, Zahlungsbereitschaft des jeweiligen Kunden ausreichend Spielraum eröffnet. In der Grundstoffindustrie werden Gewinnmargen nicht in der gleichen Höhe erzielt wie in den nachgelagerten Industrien, so dass der finanzielle Spielraum für die Anpassung von

Verfahrenskette stärker eingeschränkt ist. Da eine Umstellung auf treibhausgasneutrale Prozesse wesentlich die energie- und emissionsintensive Grundstoffindustrie betrifft, ist die Herausforderung wie die gegebenenfalls anfallenden Zusatzkosten über die Wertschöpfungskette weitergereicht werden können, insbesondere in einem globalen Wettbewerbsumfeld.

#### **6.2.4 Pfadabhängigkeiten**

Der Begriff Pfadabhängigkeiten beschreibt die Situation, dass Entscheidungen in Voraussetzungen eingebunden sind und ihrerseits wieder zu Konsequenzen führen, die für die nächste Entscheidung die Grundlage bilden. Dies führt dazu, dass eine einzelne Entscheidung nicht isoliert betrachtet werden kann, sondern einerseits ist sie ein mögliches Ergebnis der gegebenen Voraussetzungen, andererseits wird sie selbst zu einer Randbedingung, die die davon ausgehenden Entscheidungsmöglichkeiten einschränkt.

Die Entscheidung führt damit zu einer Pfadabhängigkeit für folgende Entscheidungen. Dabei handelt es sich nicht notwendigerweise um eine „wenn-dann Abhängigkeit“, sondern um eine „wenn x, dann ist y und z wahrscheinlicher als a oder b“ Beziehung.

Im Kontext der Verkehrswende wurden von Fishedick und Grunwald (Fishedick und Grunwald 2017) Pfadabhängigkeiten untersucht. Diese wurden in sechs Kategorien eingeteilt, die im Folgendem durch die für diesen Bericht relevanten Aspekte ergänzt werden:

- ▶ Skaleneffekte in der Produktion
- ▶ Versunkene Kosten
- ▶ Lerneffekte
- ▶ Netzwerkeffekte
- ▶ Bekanntheit
- ▶ Erwartungen.

Diese Aspekte werden in den folgenden sechs Unterkapiteln näher beleuchtet.

##### **6.2.4.1 Skaleneffekte in der Produktion**

Mit steigender Produktionsmenge sinken die spezifischen Kosten einer produzierten Einheit. Dieser Effekt ist in der Grundstoffindustrie besonders ausgeprägt. Insbesondere können die spezifischen Investitionskosten pro Produkteinheit (z. B. pro t Produkt) in Volumenprozessen relativ stärker gesenkt werden als in Oberflächenprozessen (Ausfelder und Dura 2019b). Die Hauptprozesse der Grundstoffindustrien, mit der Ausnahme der elektrolytischen Prozesse (z. B. Chlor-Alkali Elektrolyse oder Aluminiumproduktion), werden als Volumenprozesse implementiert, um den möglichst großen Vorteil aus diesem Skaleneffekt zu ziehen. Eine Implementierung kleinskaliger Anlagen führt zu relativ hohen spezifischen Investitionskosten pro produziert Produkteinheit. Die Wahl der Skalierung richtet sich aber primär nach dem Folgebedarf in der Prozesskette.

##### **6.2.4.2 Versunkene Kosten**

Hohe absolute Investitions- oder Fixkosten führen überwiegend zum Festhalten an den gewählten technischen Optionen, da eine Änderung mit entsprechenden Abschreibungen verbunden wäre. Dieser Aspekt wird in Kombination mit den „Skaleneffekten in der Produktion“ in der Grundstoffindustrie zusätzlich verschärft. Um die spezifischen Produktionskosten

möglichst zu reduzieren, werden möglichst große Anlagen gebaut, die wiederum zu hohen absoluten Investitionskosten führen.

#### **6.2.4.3 Lerneffekte**

Die Unterscheidung von „Learning by using“ auf der Nutzer- bzw. Anwenderseite und „Learning by doing“ beim Produzenten ist insoweit relevant, da die existierende Verfahrenskette bekannt und weitestgehend optimiert ist, während Veränderungen einen Teil der bereits erzielten Lerneffekte aufheben, bzw. in Frage stellen.

#### **6.2.4.4 Netzwerkeffekte**

Netzwerkeffekte sind vor allen Dingen für die Stückgutindustrie relevant. Im Kontext dieses Berichts könnte sich eine neue Technologie „attraktiver“ als eine bisherige darstellen. Allerdings führt dieser Effekt ebenfalls zu einem Vorteil für die bisher etablierte Technologie, da diese bereits bei einer Vielzahl von Nutzern und Anwendern bekannt ist, im Gegensatz zu einer neu eingeführten Technologie.

#### **6.2.4.5 Bekanntheit**

Die Bekanntheit der Produkte bei etablierten Verfahrensketten ist gegeben bzw. akzeptiert. Neuartige Produkte müssen diese Hürde erst nehmen und sind gegebenenfalls Misstrauen ausgesetzt. So gibt es Rückfragen, ob aus der Matratze, die aus teilweise CO<sub>2</sub>-basierten Polyurethan besteht, auch sicher kein CO<sub>2</sub> ausgasst und den Schläfer ersticken könnte. Dieser Effekt wird relevanter, je weiter sich das Produkt in Richtung des Endkunden in der Wertschöpfungskette befindet.

#### **6.2.4.6 Erwartungen**

Die Erwartungen der verschiedenen Akteure oder auch der Gesellschaft können in sich Pfadabhängigkeiten verstärken oder abschwächen. Sollte z. B. die Erwartung von einer Nutzung von CO<sub>2</sub> als zukünftige Rohstoffquelle ausgehen, so werden Veränderungen in diese Richtung begünstigt.

### **6.2.5 Lock-in Effekte**

Allgemein beschreibt der Begriff „Lock-in“ Effekt die Trägheit des bestehenden Systems im Hinblick auf Änderungen, bzw. den Effekt, den aktuelle Entscheidungen auf die zukünftige Trägheit des Systems haben.

Im Kontext der Energiewende und des Klimawandels ist die Frage zentral, inwieweit heutige Technologieentscheidungen die Transformation in eine treibhausgasneutrale Gesellschaft im politischen Zeithorizont unterstützen oder behindern.

Mit der Perspektive auf 2050 oder 2045 werden gegebenenfalls Anlagen, die heute gebaut werden, aufgrund ihrer langen technischen Lebensdauer noch in Betrieb sein. Wenn diese Anlagen auf Nutzung fossilen Rohstoffen oder Energieträgern beruhen, führt dies zu einem „fossilen Lock-in“. Im Sinne des Ziels einer Treibhausgasneutralität führen auch Anlagen, deren Betrieb mit einem Treibhausgasausstoß fossilen Ursprungs verbunden ist, zu einem „Lock-in“ und erschweren das Erreichen des Ziels.

Andererseits können auch politische Entscheidungen möglichen Technologieoptionen einschränken und damit zu Pfadabhängigkeiten führen.

Die mögliche Implementierung von Technologien wird häufig auch unter der Perspektive von fossilen „Lock-in“ Effekten diskutiert. Damit ist gemeint, dass die Entscheidung, z. B. für eine

fossile Technologie, zu einer Festlegung über den Zeitraum der wirtschaftlichen oder technischen Lebensdauer hinweg erfolgt. So würde ein Erdgaskraftwerk, welches 2030 installiert wird, bei einer Lebensdauer von 25 Jahren bis in das Jahr 2055 genutzt werden. Diese Entscheidung würde zu fossilen Emissionen bis ins Jahr 2055 führen, also zu einem fossilen „Lock-in“ Effekt.

Wenn ab dem Jahr 2045 keine fossilen Emissionen mehr zulässig sind, würde eine entsprechende Entscheidung dieses Ziel unterlaufen, bzw. die Investition in die Anlage müsste unter dem Aspekt einer reduzierten Nutzungsdauer anders bewertet werden.

Einige industrielle Anlagen verfügen aufgrund von Materialanforderungen über eine recht klar definierte technische Lebensdauer (z. B. Hochöfen oder Glasschmelzwannen) und müssen im Anschluss neu aufgebaut werden. Für andere Anlagen, insbesondere im (petro-)chemischen Bereich kann durch entsprechende (zunehmend teurer werdende) Wartung und Instandhaltung die technische Lebensdauer stark ausgedehnt werden und deutlich den betrachteten Zeitraum bis zum Erreichen der Treibhausgasneutralität in 2045 überschreiten, sodass für diese Anlagen aus technischer Sicht kein Zeitpunkt abgeleitet werden kann, in dem eine Erneuerung erfolgen muss.

Die wirtschaftliche Lebensdauer der Anlagen, z. B. definiert über den Abschreibungszeitraum, hängt von den betriebswirtschaftlichen Parametern und der Erlöserwartung der Betreiber ab und kann stark variieren. Dabei ist aber zu berücksichtigen, dass eine funktionstüchtige, abgeschriebene Anlage für den Betreiber sehr großes Erlöspotenzial hat. Der Betreiber wird daher versuchen, eine solche Anlage so lange wie möglich zu betreiben, sodass aus betriebswirtschaftlicher Sicht auch hier kein Lebensende festgeschrieben ist.

Unter Berücksichtigung der spezifischen technischen und / oder wirtschaftlichen Lebensdauern ist zu bedenken, wann die Investition in eine Technologie im Kontext der Zielsetzungen für Treibhausgasreduzierungen sinnvoll ist. Dies ist insbesondere deshalb relevant, da der Zeitraum bis zum Jahr 2050 als Zeithorizont für die Umsetzung des Pariser Abkommens, in Deutschland verkürzt auf 2045, mit 25-30 Jahren nur noch ungefähr einen Investitionszyklus in kapitalintensive Anlagen in der Grundstoffindustrie umfasst.

Dabei muss beachtet werden, dass ein festes Enddatum für die Gültigkeitsdauer fossilbasierter Technologien nicht notwendigerweise zur Folge hat, dass eine emissionsfreie Technologie direkt implementiert wird, sondern die ursprüngliche Technologie nach Möglichkeit bis zum Ende verwendet wird. Verzichtet man bewusst auf den Ersatz der alten Anlagen durch Übergangstechnologien, die zwar emissionsärmer sind, jedoch nicht ganz emissionsfrei, so werden bis zum Enddatum 2045 weiterhin höhere THG-Emissionen entstehen, die das „End-Niveau“ der THG-Konzentration in der Atmosphäre weiter in die Höhe treiben.

Ein festes Enddatum wird daher nicht unbedingt der Herausforderung gerecht, die Emissionen möglichst frühzeitig zu reduzieren und damit den Anstieg der Treibhausgaskonzentration in der Atmosphäre und die damit verbundenen Auswirkungen zu minimieren.

Dieser Zusammenhang soll an folgendem Beispiel erläutert werden:

Die Investition in eine Anlage steht an. Für den Betreiber bieten sich folgende Möglichkeiten:

1. Fortführung der Produktion mit der aktuellen emissionsintensiven, aber kostengünstigen Technologien,
2. Implementierung einer emissionsfreien Technologie, deren Kostenstruktur aber absehbar kein wettbewerbsfähiges Produkt erlaubt,

3. Implementierung einer emissionsarmen (Übergangs-)Technologie, deren Kostenstruktur absehbar (z. B. durch stärkeren Anstieg der CO<sub>2</sub>-Kosten für die emissionsintensivere Referenztechnologie) ein wettbewerbsfähiges Produkt erlaubt.
4. Implementierung einer CO<sub>2</sub>-Abscheidung zur Abtrennung von fossilem CO<sub>2</sub> zum Zwecke von CCU.

Option 2 würde aus Emissionssicht die beste Möglichkeit darstellen, aber kann betriebswirtschaftlich nicht implementiert werden. Option 3 steht unter Vorbehalt der Nutzungsdauer der Anlage durch das feste Enddatum, da sonst ein fossiler „Lock-in“ droht, der Business-Case von Option 4 hängt kritisch von der ausstehenden regulatorischen Bewertung von CO<sub>2</sub> in Produkten ab und kommt damit aktuell nicht zum Zuge, womit Option 1 zwar die klimaschädlichste, aber wahrscheinlichste Option für die Umsetzung wird.

Dies soll an folgendem Beispiel in Abbildung 58 dargestellt werden, wobei folgende Annahmen gemacht wurden:

Option 2 wird aus betriebswirtschaftlichen Gründen ausgeschlossen.

Option 4 wird ausgeschlossen, da kein verlässliches Business Modell aufgestellt werden kann „Standard“ (grüne Linie) stellt den Emissionsverlauf für die Fortführung der emissionsintensiven Technologie bis zum Enddatum (hier 2050) dar, also Option 1.

„Redux2030“ (blaue Linie) und „Redux2040“ (gelbe Linie) stellen die Emissionsverläufe für die Implementierung einer emissionsärmeren (Übergangs-)Technologie (Halbierung der Emissionen, Lebensdauer 25 Jahre) zum Zeitpunkt 2030 und 2040 dar, also Option 3.

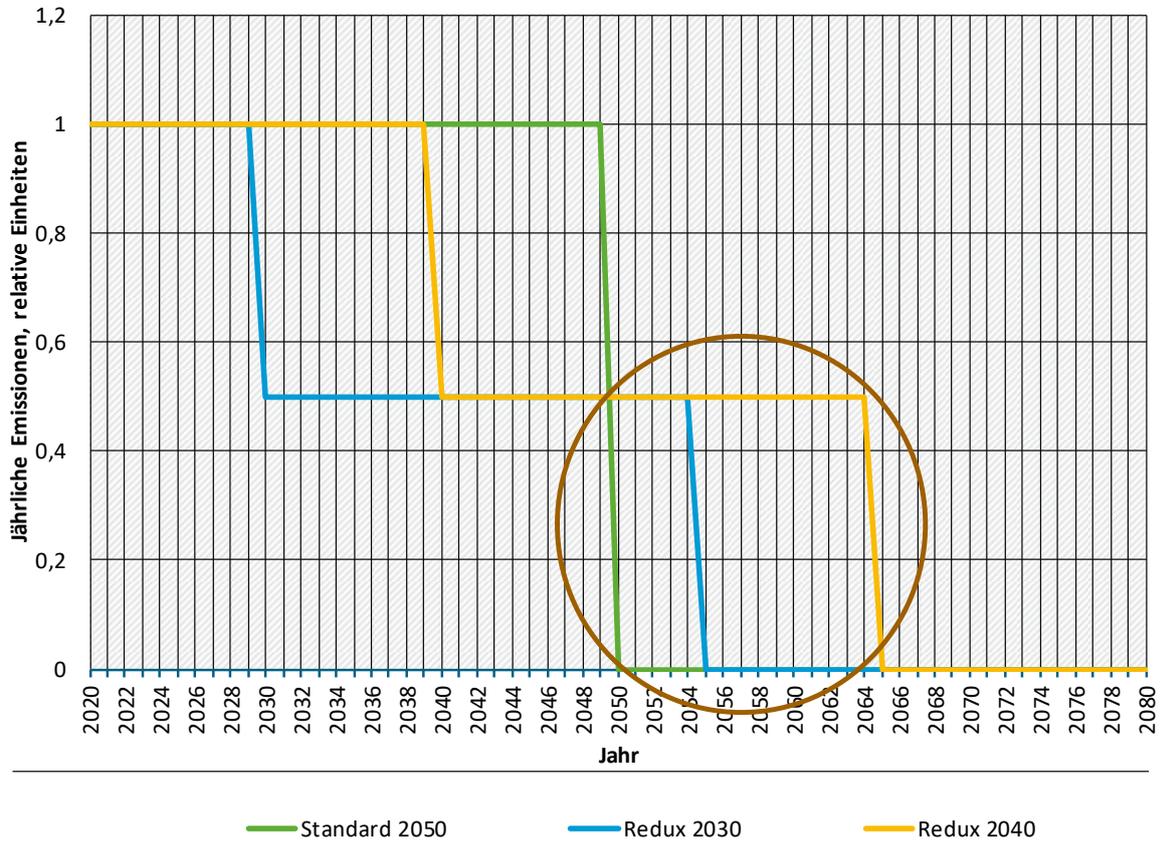
Die Abbildung 58 vermittelt aber nur einen Teil der relevanten Informationen. Aus Klimasicht ist einzig und allein das Integral unter den Kurven interessant, da dies dem kumulierten Eintrag der Emissionen in die Atmosphäre bei Einsatz der Technologie entspricht. Dies ist in Abbildung 59 dargestellt.

Die Implementierung einer emissionsärmeren Technologie in 2030 und anschließender Ersatz durch eine emissionsfreie Technologie nach Ablauf der Lebensdauer führt kumuliert trotz einem „Lock-in“ Effekt zu geringeren Emissionen als die Fortführung der konventionellen Technologie „Standard“ bis 2050 und der dann folgende Ersatz mit einer emissionsfreien Technologie. Der Verlauf der Kurve „Redux2030“ führt zu geringeren kumulierten Emissionen, während der Ersatz der konventionellen Technologie durch die emissionsärmere Technologie ab 2040 und entsprechendem „Lock-in“ Effekt zu höheren Emissionen führt.

Wenn es also das Ziel sein sollte, die kumulierten Emissionen möglichst zu minimieren, kann der Einsatz einer emissionsärmeren Technologie trotz „Lock-in“ Effekt von Vorteil sein, wenn die Fläche unter dem „Lock-in“ in Abbildung 58 kleiner ist als die Flächendifferenz zwischen der betrachteten blauen oder gelben Linie und der grünen Linie vor 2050. Im Sinne von Abbildung 59 müssten die blaue und gelbe Linie dauerhaft unter der grünen verlaufen, um im Sinne des Klimaschutzes vorteilhaft zu sein, was im gegebenen Beispiel der gelben Linie nicht gelingt.

**Abbildung 58: Jahresscharfe Emissionsverläufe für die Implementierung von emissionsärmeren Technologien. Der fossile „Lock-in“ (Kreis) bezieht sich auf die Emissionen der Technologie nach 2050.**

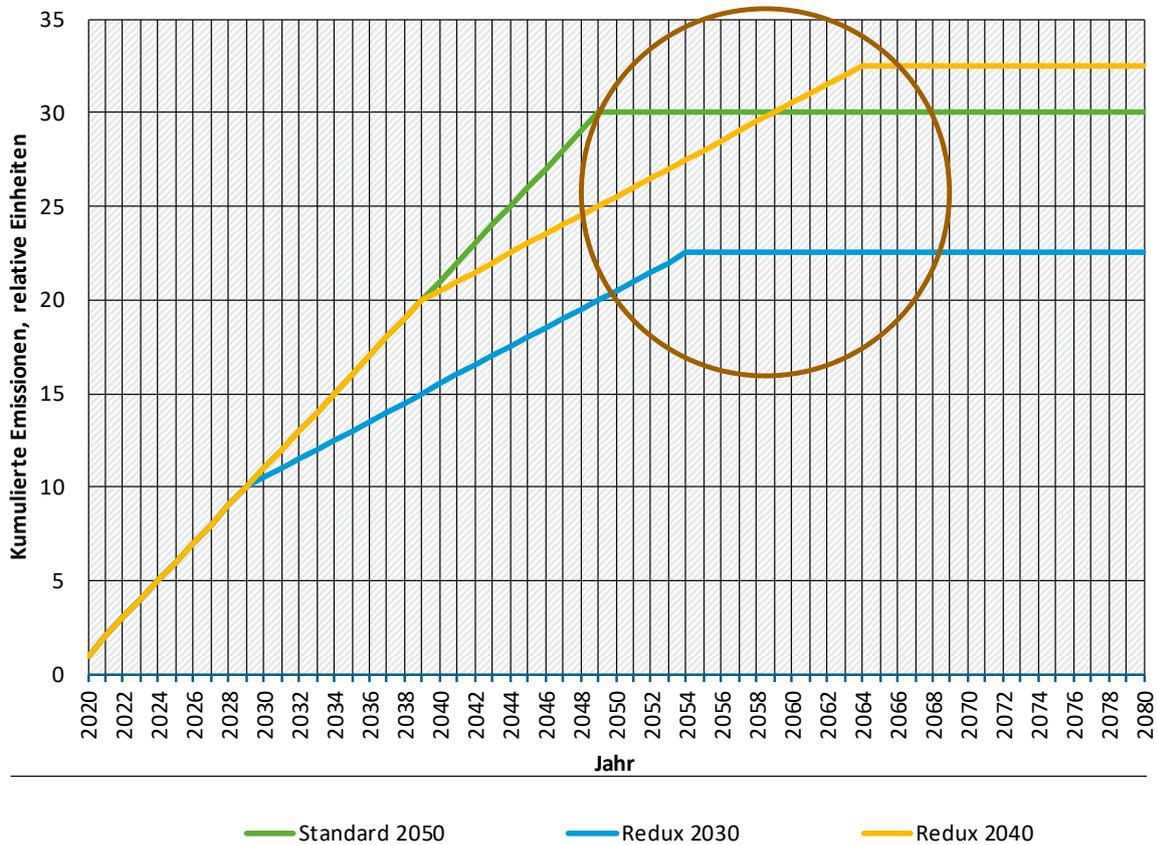
**Jahresscharfe Emissionen**



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

Abbildung 59: Darstellung der zugehörigen kumulierten Emissionen. Der „Lock-in“ Bereich ist wieder durch einen Kreis gekennzeichnet.

Kumulierte Emissionen



Quelle: Eigene Darstellung, DECHEMA e.V.

In einem vereinfachten Modell kann die Abhängigkeit der Zeitdifferenz, in der sich aus Sicht der kumulierten Emissionen die Einführung einer emissionsarmen (Übergangs-) Technologie (zum Zeitpunkt  $t_1$ ) als Funktion der Lebensdauer ( $\lambda$ ) der Anlage und des Bruchteils der Emission ( $y$ ) bezogen auf die konventionelle Technologie mit anschließender emissionsfreier Technologie (zum Zeitpunkt  $t_2$ ) ermittelt werden:

$$\int_{t_i}^{t_1} 1 dt + \int_{t_1}^{t_1+\lambda} y dt + \int_{t_1+\lambda}^{t_f} 0 dt = \int_{t_i}^{t_2} 1 dt + \int_{t_2}^{t_f} 0 dt$$

Die Terme auf der linken Seite geben den Betrieb der konventionellen Technologie von dem Startzeitpunkt  $t_i$  bis zur Einführung der emissionsärmeren (Übergangs-) Technologie mit der Lebensdauer ( $\lambda$ ) und den relativen Emissionen ( $y$ ) zum Zeitpunkt ( $t_1$ ) sowie die Einführung der emissionsfreien Technologie und den abschließenden Betrachtungszeitpunkt ( $t_f$ ) wieder. Die beiden Terme auf der rechten Seite stellen den Betrieb der konventionellen Technologie bis zu dem Zeitpunkt ( $t_2$ ) dar, an den diese von der emissionsfreien Technologie ersetzt wird.

Die Auflösung dieses Zusammenhangs, da das jeweils letzte Integral (emissionsfreier Prozess) den Wert 0 annimmt, führt zu folgender Gleichung:

$$(t_1 - t_i)t + ((t_1 + \lambda) - t_1)yt = (t_2 - t_i)t$$

Diese wiederum lässt sich vereinfachen zu

$$\lambda y = t_2 - t_1 = \Delta t$$

D. h., die relativen spezifischen Emissionen multipliziert mit der Lebensdauer der Anlage geben an, bis zu wie viele Jahre vor der emissionsfreien Technologie die Implementierung einer emissionsarmen Technologie im Sinne der Gesamtemissionen noch sinnvoll ist. Das dies keine akademische Fragestellung ist, sondern die aktuelle Diskussion in den energieintensiven Grundstoffindustrien darstellt, kann leicht an dem nachfolgenden Beispiel verdeutlicht werden.

Als Beispiel kann die Herstellung von Roheisen betrachtet werden. Der Hochofenprozess ist der konventionelle Standardprozess mit relativen Emissionen von 1. Die Direktreduktion auf Basis von Erdgas verursacht 1/3 der Emissionen<sup>18</sup> des Hochofenprozesses. Auf Basis von Wasserstoff wäre die Direktreduktion der emissionsfreie Prozess. Vereinfachend wird für alle Prozesse eine Anlagenlebensdauer von 30 Jahren unterstellt. Eine Umstellung auf Direktreduktion auf Basis von Wasserstoff wäre für Anlagen ab 2050 verbindlich. Eine Implementierung der Direktreduktion auf Basis von Erdgas im Jahr 2040 würde genauso viele Emissionen emittieren wie die Nutzung des Hochofens bis 2050 mit anschließender Direktreduktion auf Wasserstoffbasis. Direktreduktionsanlagen, die ab 2021 bis 2039 installiert werden, würden trotz „Lock-in“ weniger Emissionen ausstoßen als der Weiterbetrieb eines Hochofens mit anschließender Direktreduktion auf Wasserstoffbasis in 2050.

Für die Klimawirkung sind jedoch ausschließlich die kumulierten Emissionen relevant, sodass ein Fokus auf den „Lock-in“ Effekt im Sinne eines finalen Enddatums Gefahr läuft, mögliche und notwendige frühe Emissionsminderungen zu verhindern. Im Sinne des Klimaschutzes kann eine frühzeitige, gegebenenfalls nicht-perfekte Emissionsminderung besser sein als eine absolute, die zu spät erfolgt, insbesondere wenn die eingesetzte Anlagentechnik mit einem Wechsel zu einem emissionsfreien Betrieb kompatibel ist.

Um diese Einsparungen zu ermöglichen wäre es sinnvoll, statt sich auf eine undifferenzierte Position bzgl. der fossilen „Lock-in“ Effekte zurückzuziehen, eine differenzierte Betrachtungsweise zu wählen und z. B. eine emissionsärmere Technologie zuzulassen, die im Laufe ihrer Lebenszeit nachweisen kann, dass Emissionen eingespart werden, auch wenn dies zu einem zeitweisen fossilen „Lock-in“ führt.<sup>19</sup> Denkbar wäre z. B. die Betriebsgenehmigung einer Anlage an die kumulierte Menge von CO<sub>2</sub>-Emissionen zu koppeln. Dies entspräche einem CO<sub>2</sub>-Budget über die Betriebsdauer der Anlage und würde für den Betreiber Rechtssicherheit herstellen. Die Genehmigung erlischt, sobald diese Menge erreicht ist. Bei der Festlegung des Anlagenbudgets kann ein entsprechender, gegebenenfalls prozessspezifischer Einsparungseffekt zugrunde gelegt werden, damit auch wirklich eine bestimmte kumulierte Emissionsminderung erreicht wird. Damit würden frühe Emissionsreduzierungen ermöglicht und die Technologieentwicklung weiter vorangetrieben.

Wird der fossile „Lock-in“ als ein Ausschlusskriterium für die Implementierung von CCU Technologien auf Basis bestimmter CO<sub>2</sub>-Quellen verwendet, besteht die Gefahr, dass die Technologien nicht kosteneffizient implementiert werden können, da insbesondere in der

<sup>18</sup> Dies ist eine stark vereinfachende, sich ausschließlich auf die stöchiometrischen Reduktionselemente beziehende Betrachtung.

<sup>19</sup> Man könnte auch argumentieren, dass es wichtiger ist, aus dem gegenwärtigen fossilen „Lock-in“ auszubrechen, als einen möglichen kleinen „Lock-in“ in 2050 zu befürchten.

Transformationszeit die industriellen, insbesondere chemische Punktquellen im Gegensatz zu biogenen Quellen entsprechende Volumenströme und Reinheiten kostengünstig zur Verfügung stellen können.

CCU Verfahren auf Basis industrieller Punktquellen konkurrieren in vielen Fällen um Quellen, für die auch CCS eine Option darstellen könnte. Eine mögliche politische Entscheidung für oder wider CCS, gegebenenfalls für bestimmte Quellen, führt zu Pfadabhängigkeiten, die eine mögliche Implementierung von CCU direkt beeinflussen. Sei es, weil bestimmte Volumenströme nicht verfügbar sind oder die Rohstoffkosten für CO<sub>2</sub> von den Kosten für CCS abhängen.

Weiterhin schaffen Entscheidungen zum Ausbau bestimmter Infrastrukturen Pfadabhängigkeiten, die die Implementierung von CCU nachhaltig beeinflussen werden. Die gegenwärtige Infrastruktur für fossile Rohstoffe und Energieträger wird ergänzt bzw. umgewidmet werden müssen. Sollte CCS eine potenzielle zukünftige Option darstellen, so wäre der Ausbau einer CO<sub>2</sub>-Infrastruktur die logische Folge. Dies wiederum würde CCU Verfahren räumlich unabhängig von der CO<sub>2</sub>-Quelle ermöglichen und damit „economy-of-scale“ Effekte heben. Bis eine solche Infrastruktur umfassend zur Verfügung steht, sind CCU Prozesse, mit den entsprechenden Rahmenbedingungen, lokal an der CO<sub>2</sub>-Quelle möglich. Daher werden CCU Verfahren absehbar erst in Chemiestandorten implementiert, die über reine CO<sub>2</sub>-Quellen und die Möglichkeiten die CCU Prozesse technisch in die Standorte zu integrieren verfügen (vergleiche hierzu auch Kapitel 6.1.4).

Für CCU Anlagen stellt sich konkret die Frage, welche CO<sub>2</sub>-Quellen möglicherweise zum Zeitpunkt der erfolgten Transformation noch verfügbar sind und verwendet werden können. In Bezug auf die CO<sub>2</sub>-Quellen aus Kapitel 3.1 wird im Folgenden ein Versuch der Einordnung gemacht.

Allgemein gilt es „Lock-in“ Effekte möglichst zu vermeiden. Ganz ausschließen kann man sie jedoch nicht, da Entscheidungen, insbesondere bzgl. Infrastrukturen, das System automatisch mit Wechselwirkungen definieren und eine Trägheit implementieren. Eine Einschätzung zu zukünftigen fossilen „Lock-in“ für die betrachteten Quellen ist in Tabelle 95 dargestellt.

**Tabelle 95: Aktuelle Einschätzung zum fossilen „Lock-in“ von CCU durch die Benutzung der in Kapitel 3 dargestellten CO<sub>2</sub>-Quellen.**

Quelle	Art der Emissionen	Einschätzung der zukünftigen Entwicklung der Quelle	Alternativen zu CCU	Fossiler Lock-in
Zement	Rohstoffbedingte Emissionen durch Klinkerproduktion aus Kalkstein	Emissionen nicht vermeidbar	CCS	Mangels Alternative kein fossiler Lock-in
Kalk	Rohstoffbedingte Emissionen aus Kalkstein	Emissionen nicht vermeidbar	CCS	Mangels Alternative kein fossiler Lock-in
Biogas- und Gärprozesse	Rohstoffbedingte Emissionen der Umsetzung von Biomasse	Emissionen nicht vermeidbar	I. d. R. zu kleinteilig für CCS, würde zu negativen Emissionen führen	Kein fossiler Ursprung, daher kein fossiler Lock-in

Quelle	Art der Emissionen	Einschätzung der zukünftigen Entwicklung der Quelle	Alternativen zu CCU	Fossiler Lock-in
Chemie - Ammoniak	Prozessbedingte Emissionen durch die Dampfreformierung von Erdgas	Wenn alternative Wasserstoffbereitstellung verfügbar, entfallen diese Emissionen	CCS (blauer Wasserstoff)	Fossiler Lock-in, wenn weiterhin auf Erdgasbasis
Chemie - Ethylenoxid	Rohstoffbedingte Emissionen durch Überoxidation des Rohstoffes	Emissionen bei gegenwärtiger Technologie nicht vermeidbar	CCS	Fossiler Lock-in, wenn fossiles Ethylen als Rohstoff, kein fossiler Lock-in bei Nutzung von biogenem oder e-Ethylen
Chemie – Soda (Solvay-Verfahren)	Rohstoffbedingte Emissionen Nutzung von Kohle / Kalkstein Bereitstellung des CO <sub>2</sub> -Stroms	Emissionen aktuell nicht vermeidbar	Nutzung alternativer CO <sub>2</sub> -Ströme	Fossiler Lock-in, wenn keine alternativen Rohstoffe eingesetzt werden
Glas	Rohstoffbedingte Emissionen carbonatische Rohstoffe	Emissionen nicht vermeidbar	CCS	Mangels Alternative kein fossiler Lock-in
Eisen und Stahl	Prozessbedingte Emissionen durch Koks als Reduktionsmittel in der integrierten Route	Alternative Technologien zur Primäreisenerzeugung		DRI-Verfahren werden diese mittel-langfristig Quelle ersetzen
Papier- und Zellstoffherstellung	Energiebedingte Emissionen der Verbrennung von Biomasse	Nutzung von verbleibender Biomasse auch weiterhin	CCS	Kein fossiler Ursprung, daher kein fossiler Lock-in
Müllverbrennung	Energiebedingte Emissionen der Verbrennung von kohlenstoffhaltigem Müll	Quelle wird auch weiterhin existieren	CCS	Mischungen verschiedenen (perspektivisch nicht-fossilen) Ursprungs, kein fossiler Lock-in
Abtrennung aus Umgebungsluft	Direct Air Capture	Quelle ist die Atmosphäre		Kein fossiler Lock-in

Quelle: Eigene Zusammenfassung, DECHEMA e.V.

## 7 Hemmnisse und fördernde Bedingungen für Anlagen in Deutschland

Verschiedene Faktoren können für eine erfolgreiche Implementierung von CCU Technologien vorteil- oder nachteilhaft wirken. Im Folgenden werden einige wesentliche Einflussfaktoren, ohne Anspruch auf Vollständigkeit, in den Kategorien „Gesetzliche und regulatorische Rahmenbedingungen“, „Förderung von Forschung und Entwicklung“ sowie „Industrielle Implementierung“ dargestellt und erläutert.

### 7.1 Gesetzliche und regulatorische Rahmenbedingungen

Der Aufbau und Betrieb einer CCU Anlage findet im aktuell gültigen Rechtsrahmen statt, der im Folgenden kurz skizziert wird.

#### 7.1.1 Errichtung und Betrieb der Anlage

Eine CCU Anlage wird in der Regel unter den Regelungen des Gesetzes zum Schutz vor schädlichen Umwelteinwirkungen durch Luftverunreinigungen, Geräusche, Erschütterungen und ähnliche Vorgänge (Bundes-Immissionsschutzgesetz – BImSchG (BImSchG 2021)) erfasst. Zuständige Behörden im Sinne des BImSchG sind die Gemeinden oder die nach jeweiligem Landesrecht zuständige Behörden. Eine CCU-Anlage wird in der Regel unter den Regelungen des Gesetzes zum Schutz vor schädlichen Umwelteinwirkungen durch Luftverunreinigungen, Geräusche, Erschütterungen und ähnliche Vorgänge (Bundes-Immissionsschutzgesetz – BImSchG (BImSchG 2021)) erfasst. Zuständige Behörden im Sinne des BImSchG sind die Gemeinden oder die nach jeweiligem Landesrecht zuständigen Behörden.

Die Richtlinie über Industrieemissionen der EU (EU 2010) wurde mit dem Gesetz zur Umsetzung der Richtlinie über Industrieemissionen vom 8. April 2013 in deutsches Recht (Bundesrepublik Deutschland 2013) übertragen und im BImSchG und nachgeordneten Verordnungen umgesetzt.

Eine besondere Bedeutung kommt dabei der BVT „besten verfügbaren Technik“ zu, die den Stand der Technik und die damit verbundenen Emissionen beschreibt. In der Regel ist eine Anlage nach dem BVT-Stand zu errichten und zu betreiben. Die CCU Prozesse sind in der Regel so neu, dass es keinen etablierten Stand der Technik für die speziellen Verfahren gibt, wohl aber gegebenenfalls BVT-Merkblätter und BVT-Schlussfolgerungen für entsprechende Teile der Prozesskette, die wiederum entsprechend bindend sind. So wäre die CO<sub>2</sub>-Quelle je nach Prozesskette z. B. als Kraftwerk oder eine entsprechende Industrieanlage (wie ein Zementwerk) zu betrachten. Die CCU Anlagen können jedoch, je nach Produkt, durch andere BVT-Merkblätter (bspw. übergreifende BVT-Merkblätter betreffend die Herstellung von Chemikalien) erfasst und betrachtet werden.

#### 7.1.2 Grenzüberschreitender Handel mit CO<sub>2</sub>

Die Londoner Übereinkunft von 1972 und das dazugehörige Londoner Protokoll regeln die Vermeidung der Verschmutzung der Ozeane über das Versenken von Abfällen und anderen Stoffen (IMO 2006). Der Artikel 6 des Londoner Protokolls schließt den grenzüberschreitenden Transport mit dem Ziel, das Transportgut am Zielort im Meer oder unter dem Meer zu deponieren, aus. Dies hatte zur Folge, dass ein Export von CO<sub>2</sub> mit dem Ziel einer geologischen Speicherung unter dem Meeresboden nicht möglich war.

Bereits im Jahr 2009 wurde das Protokoll entsprechend erweitert, um einen Handel von CO<sub>2</sub> mit dem Ziel einer Speicherung zu ermöglichen. Die Ratifizierung dieser Änderung ist noch im Gange

und das Quorum der Beteiligten wurde noch nicht erreicht. Aus diesem Grund wurde vorgeschlagen, dass jene Länder, die die Änderung bereits ratifiziert haben, auf Basis des geänderten Textes miteinander agieren können. Die Ratifizierung der Bundesrepublik Deutschland steht noch aus (IEA 2021b).

Die Bedeutung dieser Änderung liegt insbesondere in der Möglichkeit, einen grenzüberschreitenden Handel von CO<sub>2</sub> zu ermöglichen und auch für CCU gegebenenfalls relevante Mengen verfügbar zu machen.

Während CCS und gegebenenfalls CCUS (im Sinne von EOR/EGR) von dieser Regelung betroffen waren, galt dies eigentlich nicht für die Nutzung von CO<sub>2</sub> im Sinne von CCU Prozessen. Hier besteht gegebenenfalls der Bedarf einer rechtlichen Klarstellung, wie das transportierte CO<sub>2</sub> zu bewerten ist, um Missbrauch zu vermeiden und Rechtsicherheit zu gewährleisten. Allerdings gab es bisher keine Notwendigkeit eines grenzüberschreitenden Handels von CO<sub>2</sub> für die Nutzung in CCU Prozessen.

Ein erstes grenzüberschreitendes kommerzielles Abkommen wurde zwischen Northern Lights (Norwegen) und Yara Sluiskil (Niederlande) verfolgt das Ziel, ab 2025 jährlich 800.000 t CO<sub>2</sub> aus Ammoniakproduktion abzutrennen, zu verdichten, nach Norwegen zu transportieren und in 2600 Meter Tiefe unter dem Meeresboden bei Øygarden zu verpressen (Yara 2022).

### 7.1.3 Anerkennung von CCU als CO<sub>2</sub>-Einsparung im Sinne des EU ETS

Im Rahmen des Europäischen Emissionshandels (EU ETS) müssen Betreiber von Anlagen der Energiewirtschaft und Betreiber von emissionsintensiven Industrieprozessen sowie eingeschränkt der innereuropäische Luftverkehr für den Ausstoß von Treibhausgasen sog. CO<sub>2</sub>-Zertifikate, also Verschmutzungsrechte abgeben. Die insgesamt verfügbare Menge an Zertifikaten ist gedeckelt und innerhalb dieses Deckels werden Zertifikate entweder zugeteilt, auktioniert oder von beteiligten Parteien gehandelt. Die verfügbaren Zertifikate nehmen im Laufe der Zeit ab, so dass sich die Verknappung in Form steigender Zertifikatepreise äußert. Die Logik des Systems ist, dass zum einen zielgenau das Minderungsziel erreicht wird, zum anderen die wirtschaftlich jeweils günstigsten Minderungsmethoden durch den Preis angereizt werden. Während die geologische Speicherung von CO<sub>2</sub> im Kontext des EU ETS erfasst wird und sich dadurch die Menge der einzulösenden Zertifikate der ursprünglich emittierenden Anlage entsprechend reduziert, findet CCU als CO<sub>2</sub>-Minderungsverfahren keine Berücksichtigung. Im speziellen Fall der Herstellung von gefällttem Kalziumcarbonat (precipitated calcium carbonate – pcc) hat der Europäische Gerichtshof den Abzug der in der PCC-Anlage eingesetzten CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Anlage zum Brennen von Kalk jedoch anerkannt (EU Gerichtshof 2017).

Im Vorfeld der Überarbeitung der Monitoring-Verordnung für die 4. Handelsperiode wurden im Rahmen des Projektes „Support for the revision of the Monitoring and Reporting Regulation for the 4<sup>th</sup> trading period (focus: Carbon Capture and Utilisation (CCU))“ die Möglichkeit und die Kriterien für eine Integration von CCU in das EU ETS untersucht (Dammer et al. 2019). In dem Bericht wurde unter mehreren Kriterien das der „Energiequelle“ als vollziehbares Kriterium im Sinne eines Entscheidungsbaums identifiziert. Darüber hinaus sollte eine Blacklist mit ungeeigneten Prozessen geführt werden. Diese Erkenntnisse fanden bis jetzt keinen Eingang in die entsprechende Verordnung. Das EU ETS befindet sich aktuell in der 4. Phase (2021-2030). Im Rahmen der Ausgestaltung der nächsten Handelsphase wird die Einrichtung eines Innovationsfonds diskutiert, der mit über 450 Mio. Zertifikaten ausgestattet werden könnte, um die Entwicklung von „low carbon“ Technologien, ausdrücklich unter Einbeziehung von CCU, bei nachgewiesenen CO<sub>2</sub>-Einsparungen bzw. Speicherung im Demonstrationsmaßstab, zu unterstützen (EU 2021). Eine abschließende Entscheidung steht noch aus.

Neben den oben dargestellten Aspekten werden weitere Änderungsoptionen diskutiert. So könnte z. B. die Verbrennung synthetischen Methans, hergestellt aus der Umwandlung von CO<sub>2</sub> aus Biogas mit grünem Wasserstoff zertifikatfrei gestellt werden.

#### 7.1.4 Standards und Normen

Aktuell wird die VDI Richtlinie 4635 Blatt 1.3 zu Power-to-X / CO<sub>2</sub>-Bereitstellung erarbeitet. Mit der Fertigstellung wird zur Mitte des Jahres 2022 gerechnet. Nach Aussage des VDI wird die Richtlinie sich mit folgenden Aspekten befassen: „In der Richtlinie wird die Versorgung derjenigen Power-to-X-Technologien mit Kohlenstoffdioxid, eventuell vermischt mit Kohlenstoffmonoxid, beschrieben, die Kohlenstoff benötigen. Die RL beschreibt die verfügbaren fossilen und nicht fossilen Quellen für Kohlenstoffoxide. Es werden die Verfahren zur Abtrennung des Kohlenstoffoxids und die anschließende Reinigung und Aufarbeitung beschrieben. Da die zur Verfügung stehenden Quellen als auch die Abnehmer nicht unbedingt miteinander synchron arbeiten, wird auf mögliche Pufferung der Kohlenstoffoxide eingegangen. Die Transportmöglichkeiten vom Erzeuger zum Verbraucher werden beschrieben, ebenso die Reinheitsanforderungen der verschiedenen Power-to-X-Verfahren.“ (VDI 2021)

Die DIN hat im Kontext des CO<sub>2</sub>-WIN-Connect Projektes (BMBF) eine ausführliche Übersicht zu den existierenden Normen erstellt (Goroncy und Nissen 2021). Darauf aufbauend wurde ein Konsortium für die Erarbeitung einer DIN SPEC mit dem Titel „Nutzung von Kohlenstoffdioxid – Begriffe“ gegründet, die die grundlegenden Begriffe für CCU und deren Verwendung erarbeiten hat.

Darüber hinaus gibt es eine internationale Normenfamilie, die für CCS Anwendungen erarbeitet wurde. Diese ISO-Normen sind bisher weder auf europäischer noch auf nationaler Ebene übernommen worden. Die ISO Normen 27912 bis 27924 definieren notwendige Bedingungen für die Abscheidung, den Transport und die geologische Speicherung von CO<sub>2</sub> (Goroncy und Nissen 2021). Insbesondere die Normen, die sich mit der Abscheidung von CO<sub>2</sub> beschäftigen haben daher auch Relevanz für die Implementierung von CCU Prozessen.

#### 7.1.5 Industrielle Zertifizierungsaktivitäten

Wie zuvor in Kapitel 6.2.3 dargelegt, ist die Frage einer Weitergabe der höheren Kosten für CCU Produkte entlang der Wertschöpfungskette von zentraler Bedeutung für die Implementierung von CCU Prozessen. Aus industrieller Sicht wäre es hilfreich, wenn ein anerkanntes Zertifikat die CCU Herkunft eines Stoffes kennzeichnen würde, gegebenenfalls auch erweitert um die Quelle des CO<sub>2</sub> (z. B. fossil oder biogen). In dieser Richtung sind auch die Aktivitäten des Nova-Instituts unter dem Stichwort „Renewable Carbon“ (Nova 2021) und die dazugehörige Industriebeteiligung zu bewerten.

Dies wird als ein wesentliches Element gesehen, um CCU Produkte in die Wertschöpfungsketten einzuphasen und deren Alleinstellungsmerkmal zu dokumentieren. Aktuell ist ein solches anerkanntes Zertifikat noch nicht verfügbar.

Denkbar wären auch Aktivitäten, die den Bereich „Certificate of Origin“, also den Ursprung des verwendeten Kohlenstoffs für die Wertschöpfungskette und den Konsumenten transparent darlegen. Dies könnte gegebenenfalls mehrere Stufen umfassen, die den Ursprung des verwendeten Kohlenstoffs detaillierter beschreiben und kategorisieren.

Durch das Brennstoffemissionshandelsgesetz (Bundesrepublik Deutschland 2019) wurde ein nationaler Zertifikatehandel für Brennstoffe fossilen Ursprungs oder aus fossilen Rohstoffen abgeleitete Brennstoffe eingeführt. Das Ziel ist es, die Treibhausgasemissionen aus Verbrennungsprozessen, die nicht im EU ETS erfasst werden über ein nationales System zu

erfassen und hierfür einen Zertifikatehandel zu implementieren. Für die ersten fünf Jahre werden die Zertifikate zu einem jährlich steigenden Festpreis abgegeben. Das Gesetz enthält keine Bestimmungen für eine Berücksichtigung von CCU oder CCS. Es ist davon auszugehen, dass ein Großteil der durch das Gesetz erfassten Emissionen von kleinen, dezentralen Anlagen, bzw. von mobilen Anwendungen emittiert wird und somit einer Abtrennung und Nutzung, bzw. Speicherung nur sehr eingeschränkt zur Verfügung steht.

## 7.2 Förderung von Forschung und Entwicklung

In Deutschland gibt es eine aktive Förderlandschaft und die Möglichkeit für CCU Projekte im nicht-wettbewerblichen Bereich öffentliche Projektförderung zu erhalten. Eine Übersicht über aktuell geförderte nationale und internationale Projekte ist in Anhang A.1 enthalten.

Ohne Anspruch auf Vollständigkeit zu erheben, sollen folgende Maßnahmen beispielhaft aufgezählt werden:

### BMBF

CO<sub>2</sub> als nachhaltige Kohlenstoffquelle – Wege zur industriellen Nutzung (CO<sub>2</sub>-WIN)" im Rahmenprogramm Forschung für Nachhaltige Entwicklung – FONA<sup>3</sup>" (BMBF 2018) sowie das dazugehörige Transfer- und Vernetzungsvorhaben CO<sub>2</sub>-WIN Connect (Fördervolumen ca. 34 Mio. €). Dieses Vorhaben ist bereits die dritte Maßnahme in der Förderung von CCU im Bereich des BMBF, das diesen Bereich bereits seit 2010 mit Projektförderung und jeweils einem Transfervorhaben unterstützten. Darüber hinaus beschäftigen sich insbesondere die Vorhaben Carbon2Chem (BMBF 2021b) (Förderumfang 84 Mio. €) und das Kopernikus-Projekt P2X (Förderumfang 60 Mio. €) mit CCU Technologien (BMBF 2021a).

### BMWK

Das BMWK fördert im Kontext des 7. Energieforschungsprogramms mit der Ausschreibung „CO<sub>2</sub>-Abscheidung und -Nutzung in der Grundstoffindustrie“ Technologien in der Entwicklung von TRL 4-5 bis hin zu TRL 6 (BMW 2021).

Im Rahmen der Fördermaßnahmen „Reallabore für die Energiewende“, „Energiewende im Verkehr“ und der anstehenden „IPCEI“-Projektvorschläge stehen in der Regel die Bereitstellung von Energieträgern im Mittelpunkt der geplanten Maßnahmen. Daher liegt der Fokus häufig auf Wasserstoff. Wenn jedoch auch kohlenstoffhaltige Energieträger betrachtet werden, können in unterschiedlichem Umfang auch Aspekte von CCU mit untersucht werden. Ähnliches gilt für Fördermaßnahmen des BMDV, die deshalb hier nicht explizit ausgewiesen werden.

Eine Förderung von CCU Prozessen im Rahmen der „Förderrichtlinie zur Dekarbonisierung in der Industrie“ (BMU 2021) ist zwar prinzipiell im Gegensatz zu CCS-Technologien denkbar, aufgrund der Neuigkeit des Programms aktuell aber noch nicht abzuschätzen. Das Programm war ursprünglich beim BMU etabliert, mit der letzten Kabinettsbildung wechselte die Zuständigkeit zum BMWK.

### BMU

Über das Umweltinnovationsprogramm können ebenfalls CCU Projekte gefördert werden. Förderwürdig sind großtechnische Anlagen mit Demonstrationscharakter, d. h. entweder Technologie, die heute in Deutschland noch nicht verwendet wird oder auch die neuartige Kombination bekannter Techniken. Die Förderung wird über einen Investitions- oder Zinszuschuss

gewährt und richtet sich an Unternehmen, wobei kleine und mittelständige Unternehmen bevorzugt werden. Aktuell sind keine CCU Projekte im Programmportfolio.

Gemäß dem letzten „Bundesbericht Energieforschung 2022 - Forschungsförderung für die Energiewende“ sind in 2021 insgesamt 102 Projekte im Bereich der CO<sub>2</sub>-Technologien gefördert worden, mit einem jährlichen Mittelabfluss von rund 33 Mio. €. In 2021 wurden darüber hinaus 48 Projekte mit einem Fördervolumen von knapp 25 Mio. € neu bewilligt (BMWK 2022).

### EU-Innovationsfonds

Im Rahmen des EU-Innovationsfonds werden Erlöse aus dem ETS für groß- und kleinskalige industrielle Projekte im Rahmen von Zuschüssen bereitgestellt. Die dritte Ausschreibung für Großprojekte wurde am 3.11.2022 veröffentlicht. Insgesamt stehen über alle Ausschreibungen 3 Mrd. € für großskalige und 100 Mio. € für kleinskalige Projekte zur Verfügung. Gefördert werden Projekte in den Bereichen Dekarbonisierung der energieintensiven Industrien, erneuerbare Energie und Energiespeicherung sowie CCU und CCS (Europäische Kommission 2022).

Insgesamt ist die öffentliche Förderlandschaft für die Forschung und Entwicklung von CCU Prozessen vorteilhaft und als ein Standortvorteil zu bewerten.

## 7.3 Industrielle Implementierung

### 7.3.1 CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur

CO<sub>2</sub> ist als ein Bestandteil der Atmosphäre zwar universell vorhanden, aber eine kostengünstige Bereitstellung durch Abtrennung und Aufreinigung aus der Atmosphäre in industriell relevanten Volumenströmen wurde noch nicht demonstriert. Das Fehlen einer umfassenden CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur stellt daher eine Barriere für die Umsetzung von CCU Verfahren im industriellen Maßstab dar. Damit ist eine räumlich enge Verknüpfung von der CO<sub>2</sub>-Quelle und dem CCU Verfahren aktuell unumgänglich. CCU Verfahren sind daher hauptsächlich in Chemie-Standorten implementiert, die neben der CO<sub>2</sub>-Quelle auch über den Anlagenpark zur Produktherstellung, Auf- und Weiterverarbeitung verfügen. Durch das Nichtvorhandensein der CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur werden örtliche Implementierungsoptionen eingeschränkt. Dies trifft insbesondere jene Industrien, die aufgrund rohstoffbasierter Emissionen auch zukünftig CO<sub>2</sub>-Emissionen nicht vermieden werden können, also insbesondere die Zement-, Glas- und die Kalkindustrie. Die Standorte der mineralischen Industrien orientieren sich in vielen Fällen an der Verfügbarkeit der jeweiligen Rohstoffe, also z. B. den geologischen Strukturen für den Abbau von Kalkstein. Die Standorte der petrochemischen Industrie werden ebenfalls durch die günstige Logistik, d. h. insbesondere Zugang zu Binnenhäfen und Raffinerieprodukten bestimmt. Daraus ergibt sich eine räumliche Inkohärenz bzgl. der absehbar zukünftig verfügbaren Quellen und der für die Umwandlung sinnvollen Standorte der chemischen Industrie.

Diese Hürde kann umgangen werden, in dem entweder kleinere isolierte CCU Anlagen an den Standorten der entsprechenden CO<sub>2</sub>-Quellen installiert werden, die dann aber keine besondere Wertschöpfungstiefe aufweisen werden, oder durch die mögliche Implementierung einer übergreifenden CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur, die wenn sie denn implementiert werden würde, z. B. falls CCS oder „blauer“ Wasserstoff zugelassen werden würden, verschiedene Dienstleistungen, u.a. auch für CCU erbringen kann.

Aufgrund der aktuellen Situation ist davon auszugehen, dass CCU Anlagen hauptsächlich im Umfeld chemischer Standorte und mit den dort verfügbaren CO<sub>2</sub>-Quellen umgesetzt werden. CCU Prozesse mit dem Ziel der Herstellung mineralischer Produkte, z. B. für die Bauindustrie

können aber auch im Umfeld von Zement- oder Kalkanlagen sinnvoll sein, da das Know-how und die Infrastruktur für die weitere Verarbeitung und Logistik an den Standorten vorhanden sind.

### **7.3.2 Verfügbarkeit von kostengünstigen erneuerbaren Energien**

Insbesondere für die Nutzung von CCU zur Erzeugung von Basischemikalien oder Kraftstoffen, wobei Letztere nicht im Zentrum dieser Betrachtung stehen, werden große Mengen erneuerbarer Energie, z. B. als Strom für die Elektrolyse zur Erzeugung von „grünem“ Wasserstoff, benötigt. Dabei ist für eine technische Implementierung ein möglichst kontinuierlicher Anfall vorteilhaft. Eine fluktuierende und intermittierende Versorgung muss ausgeglichen werden, um einen kostengünstigen und sicheren Betrieb der Anlagen zu gewährleisten. Obwohl diese Produkte, auch bei geringen Stromkosten, gegenüber den fossilen Produktäquivalenten auf betriebswirtschaftlicher Kostenbasis nicht wettbewerbsfähig sein werden, sind dennoch möglichst geringe Kosten für erneuerbaren Strom anzustreben, da diese einen Großteil der Produktkosten ausmachen.

### **7.3.3 Branchen-übergreifende Zusammenarbeit**

CCU ist als Thema in der Diskussion in den Grundstoffindustrien gut etabliert. Der Fokus auf das Thema unterscheidet sich dabei aus der Perspektive der einzelnen Industrien stark. Jene Industrien, die rohstoffbedingte CO<sub>2</sub> Emissionen auch in Zukunft nicht vermeiden können, also die Zement-, Glas- und Kalkindustrie müssen CCU gegenüber anderen Alternativen, insbesondere das aktuell nicht mögliche CCS, abwägen. Insbesondere die Zementindustrie denkt dabei in Richtung einer Rekarbonisierung und damit der Bereitstellung von Baustoffen (2021b). Auf der anderen Seite stehen jene Industrien, die auch heute schon Kohlenstoff im großen Stil verarbeiten und umwandeln, also die chemische Industrie mit der Perspektive auf einen alternativen Feedstock und die Raffinerien zur Herstellung von Kraftstoffen. Es wird deutlicher, dass eine Binnenperspektive der jeweiligen Industrien nicht den übergreifenden Herausforderungen gerecht wird. Immer stärker bilden sich daher neue Kollaborationen zwischen Industrien im Grundstoffsektor heraus, wie z. B. im Projekt Reallabor Westküste100 (Westküste100 2021), wo das CO<sub>2</sub> eines mit „chemical looping“ betriebenen Zementwerkes als Rohstoff für die Herstellung von synthetischem Kerosin in einer Raffinerie genutzt wird.

Auch die Implementierung der Polyolanlage in Dormagen setzt die Zusammenarbeit zwischen der CO<sub>2</sub>-Quelle und dem CCU Prozess voraus - in diesem Fall beides Unternehmen aus dem Bereich der chemischen Industrie.

### **7.3.4 Kostenübertrag entlang der Wertschöpfungskette**

Zusätzlich zur Frage der Anrechenbarkeit von CCU im Sinne des EU ETS muss geklärt werden, wie entsprechende Zusatzkosten, die ja im Sinne der CO<sub>2</sub>-Abtrennung und der ersten Umwandlung dominant am Beginn der Wertschöpfungskette anfallen, so über die verschiedenen Akteure in den einzelnen Gliedern der Wertschöpfungskette umgelegt/verteilt werden können, dass zum einen sich immer noch erfolgreiche Geschäftsmodelle ergeben und zum anderen ein konkurrenzfähiges Endprodukt entsteht. Im Hinblick auf das finale Endprodukt bilden die Rohstoffkosten häufig nur einen Bruchteil der finalen Kosten ab, sodass eine Kostenzunahme in der Rohstoffbasis nur einen abgeschwächten Einfluss auf die Kosten des finalen Produkts hat, da die eigentliche Wertschöpfung des Produktes mit den späteren Produktionsschritten verknüpft ist.

## 7.4 Alternative Anreizsysteme

Dieses Unterkapitel stellt, ohne Anspruch auf Vollständigkeit, weitere denkbare Möglichkeiten vor, die Umsetzung von CCU bzw. die Akzeptanz und Nutzung der Produkte zu fördern.

### 7.4.1 Kompensationsgemeinschaft KliK

Die Schweiz geht in Bezug auf Emissionsreduktion im Verkehr einen anderen Weg. Die Mineralölkonzerne sind gesetzlich zu einer Emissionsminderung der in der Schweiz anfallenden Verkehrsemissionen verpflichtet und setzen diese über eine Kompensationsgemeinschaft (Stiftung Klimaschutz und CO<sub>2</sub>-Kompensation KliK) um. Dabei werden Maßnahmen zur Einsparung von Emissionen in den Bereichen Verkehr, Gebäude, Landwirtschaft und Unternehmen umgesetzt. Die einzelnen Projekte in der Schweiz werden im Vorfeld auf die Eignung und messbare sowie quantifizierbare Einsparung hin geprüft. Hierfür erhalten sie von der Bundesregierung Zertifikate, die zu einem vorher vereinbarten Preis von der Stiftung KliK erworben werden. In Einzelfällen unterstützt die Stiftung auch direkt ein Projekt, um z. B. ein klimaneutrales Produkt zu vergünstigen. Die Stiftung erhält ihr Kapital durch eine Umlage auf die Kraftstoffkosten in Höhe von 1-2 Rappen pro Liter. Die von der Stiftung erstandenen Zertifikate werden jährlich mit den gesetzlich vereinbarten Zielen verglichen. Kann die Stiftung die erforderlichen Zertifikate nicht nachweisen, wird eine Strafzahlung in Höhe 160 Franken pro Zertifikat fällig. Die Kompensation durch Projekte in der Schweiz umgesetzt werden. Die Mineralölkonzerne wünschen sich zukünftig eine Anrechnung von ausländischen Aktivitäten (Klik 2021).

Aktuell sind keine CCU Projekte im Portfolio enthalten. Prinzipiell denkbar wäre aber ein solcher Ansatz, um zum einen eine nachweisbare CO<sub>2</sub>-Minderung zu erzielen, zum anderen gegebenenfalls ein kostengünstigeres CCU Produkt zu unterstützen.

### 7.4.2 Öffentliche Aufträge und Vergaben

Die öffentliche Hand ist ein Marktteilnehmer, der in vielen Bereichen eine kritische Masse erreicht, um Produkten einen Absatzmarkt von relevanter Größe zu ermöglichen. Eine Änderung von Vergaberichtlinien und -verordnungen mit dem Ziel eine bestimmte Menge an CCU Produkten, z. B. als alternative Baustoffe in öffentlichen Neubauten zu verwenden, kann einen gewissen Absatz von CCU Produkten garantieren und damit „economy-of-scale“ Effekte in der Umsetzung von CCU Technologien anstoßen und Investitionssicherheit gewährleisten.

Noch weitreichender als die direkte Beauftragung durch die öffentliche Hand wären entsprechende Anpassungen in den Richtlinien öffentlicher Förderbanken, z. B. der KfW, um einen Absatzmarkt für die CCU Produkte zu etablieren.

### 7.4.3 Carbon Contracts for Difference (CCfD)

CCU Produkte werden in der Regel nicht so kostengünstig sein, wie ein entsprechendes fossiles Referenzprodukt, so dass sie einen systemischen Wettbewerbsnachteil erleiden, solange die Eigenschaft des recycelten Kohlenstoffs nicht berücksichtigt wird. Die „Carbon Contracts for Difference“ (CCfD) können diesen Aspekt adressieren. Voraussetzung ist jedoch, dass sowohl das fossile Produkt mit seinem Kohlenstoffgehalt als CO<sub>2</sub> erfasst wird, wie auch, dass eine Anrechnung des recycelten CO<sub>2</sub> des CCU Produktes im System erfolgt. Dann können vorliegende Mehrkosten des CCU Produktes, aufgrund von niedrigen CO<sub>2</sub>-Kosten, ausgeglichen werden, indem die Differenz bis zum vereinbarten CO<sub>2</sub>-Kostenäquivalent kompensiert wird. Liegen die CO<sub>2</sub>-Kosten über dem vereinbarten Kostenäquivalent, so wird die Differenz erstattet. Auf diese

Art und Weise kann die Wettbewerbsverzerrung durch niedrige CO<sub>2</sub>-Kosten kompensiert werden und gleichzeitig ein sicherer Rahmen für potenzielle Investitionen etabliert werden.

#### **7.4.4 Carbon Border Adjustment Mechanism (CBAM)**

Die deutsche chemische Industrie ist ein globaler Akteur und ihre Produkte müssen sich dementsprechend im globalen Wettbewerb behaupten, sowohl im Ausland als auch im Inland. Dabei besteht ein struktureller Nachteil, wenn die Unternehmen unterschiedlichen Belastungen bzgl. des CO<sub>2</sub>-Ausstoßes ihres Produktes ausgesetzt sind. Für den Handel an der Grenze der Europäischen Union wird aktuell diskutiert, ob mit höherem Aufwand nachhaltigere herstellte Produkte gegenüber weniger nachhaltig hergestellten Produkten entweder durch eine Bonuszahlung für den höheren Aufwand kompensiert werden oder der Import von weniger nachhaltig produzierten Produkten mit einer Strafzahlung verteuert werden sollte. Die EU-Kommission hat einen entsprechenden Vorschlag eingebracht, der die Registrierung der Importeure und eine entsprechende Kompensation des „embedded carbon“ auf dem Niveau des EU ETS vorsieht (European Commission 2021). Auch wenn Chemikalien, außer Düngemittel, im Allgemeinen in dem aktuellen Vorschlag nicht erfasst werden, so könnte die Logik, der CBAM auch auf Chemikalien, insbesondere auf den Kohlenstoffgehalt und damit gegebenenfalls CCU angewandt werden. Voraussetzung hierfür wäre allerdings eine entsprechende Berücksichtigung des fossilen Feedstocks, bzw. von CCU im EU ETS.

## 8 Quellenverzeichnis

- Abdalla, A.; Liu, D. (2018): Dimethyl Carbonate as a Promising Oxygenated Fuel for Combustion: A Review. In: *Energies*, 11:6, S. 1552
- AbwV. (1997): Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer (Abwasserverordnung - AbwV). <https://www.gesetze-im-internet.de/abwv/>. Inkraftgetreten: 21.3.1997
- ACS. (2000): Facts & Figures for the Chemical Industry. In: *CEN Chem Eng News*, 78:26, S. 48–89
- Adler, P.; Billig, E.; Brosowski, A.; Daniel-Gromke, J.; Falke, I.; Fischer, E. (2014): Leitfaden Biogasaufbereitung und -einspeisung. 5., vollständig überarbeitete Auflage, Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR), Gülzow-Prüzen
- Aghaie, M.; Rezaei, N.; Zendejboudi, S. (2018): A systematic review on CO<sub>2</sub> capture with ionic liquids: Current status and future prospects. In: *Renew Sustain Energy Rev*, 96, S. 502–525
- Agora Energiewende. (2020): Klimaneutrale Industrie Schlüsseltechnologien und Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement. [https://static.agora-energiewende.de/fileadmin/Projekte/2018/Dekarbonisierung\\_Industrie/164\\_A-EW\\_Klimaneutrale-Industrie\\_Studie\\_WEB.pdf](https://static.agora-energiewende.de/fileadmin/Projekte/2018/Dekarbonisierung_Industrie/164_A-EW_Klimaneutrale-Industrie_Studie_WEB.pdf) (29.11.2021)
- Ahmad, MS.; Cheng, CK.; Bhuyar, P.; Atabani, AE.; Pugazhendhi, A.; Chi, NTL.; Witoon, T.; Lim, JW.; Juan, JC. (2021): Effect of reaction conditions on the lifetime of SAPO-34 catalysts in methanol to olefins process – A review. In: *Fuel*, 283, S. 118851
- Ahrens, RA. (2016): Vom Abgas zum Rohstoff. <https://www.vdi-nachrichten.com/technik/umwelt/vom-abgas-zum-rohstoff/>. (26.10.2022)
- Air Liquide. (2022): Cryocap™ Oxy - kryogene CO<sub>2</sub>-Abtrennung für Oxyfuel-Verfahren. <https://www.engineering-airliquide.com/de/cryocap-oxy-kryogene-co2-abtrennung-fuer-oxyfuel-verfahren> (28.5.2022)
- Air Liquide Engineering and Construction. (2019): Air Liquide Engineering and Construction. <https://www.engineering-airliquide.com/steam-methane-reforming-hydrogen-production> (30.11.2021)
- Allied Market Research. (2021): „Salicylic Acid Market“, Allied Market Research. <https://www.alliedmarketresearch.com/salicylic-acid-market> (30.11.2021)
- Al-Mamoori, A.; Krishnamurthy, A.; Rownaghi, A.; Rezaei, F. (2017): Carbon Capture and Utilization Update. In: *Energy Technol*, 5:6, S. 834–849
- Alper, E.; Orhan, OY. (2017): CO<sub>2</sub> utilization: Developments in conversion processes. In: *Pet Sci Technol - Spec Issue Carbon Capture Storage CCUS*, 3:1, S. 109–126
- Alstom. (2005): Ultra cleaning of combustion gas including the removal of CO<sub>2</sub>. (Patentnummer: WO2006022885A1). <https://worldwide.espacenet.com/patent/search/family/035967823/publication/WO2006022885A1?q=pn%3DWO2006022885A1>
- Anastai, J. (1980): SASOL: South Africa's Oil From Coal Story – Background for Environmental Assessment, TRW. (7.5.2021)

- Appl, M. (2011): Ammonia, 1. Introduction. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA (Hrsg) Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 15.10.2011, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Germany, Sa02\_143.pub3
- Apselund, A. (2010): Chapter 12: „Gas purification, compression and liquefaction processes and technology for carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) transport“. Dev. Innov. CCS Technol. 383–407
- Arakawa, H.; Dubois, J-L.; Sayama, K. (1992): Selective conversion of CO<sub>2</sub> to methanol by catalytic hydrogenation over promoted copper catalyst. [https://doi.org/10.1016/0196-8904\(92\)90051-W](https://doi.org/10.1016/0196-8904(92)90051-W) (30.11.2021)
- Aresta, M.; Galatola, M. (1999): Life cycle analysis applied to the assessment of the environmental impact of alternative synthetic processes. The dimethylcarbonate case: part 1. In: J Clean Prod, 7:3, S. 181–193
- Arquer, FPG de.; Dinh, C-T.; Ozden, A.; Wicks, J.; McCallum, C.; Kirmani, AR.; Nam, D-H.; Gabardo, C.; Seifitokaldani, A.; Wang, X.; Li, YC.; Li, F.; Edwards, J.; Richter, LJ.; Thorpe, SJ.; Sinton, D.; Sargent, EH. (2020): CO<sub>2</sub> electrolysis to multicarbon products at activities greater than 1 A cm<sup>-2</sup>. In: Science, 367:6478, S. 661–666
- Asahi Kasei Chemicals Corp. (2015): Asahi Kasei, Press Release, Construction of validation plant for DRC process to produce DPC, a monomer of PC. <https://www.asahi-kasei.co.jp/asahi/en/news/2014/e150119.html>. (30.11.2021)
- Asahi Kasei Chemicals Corp. (2017): Asahi Kasei, Press Release, Demonstration of validation plant for DRC process to produce DPC, a monomer of PC. <https://www.asahi-kasei.co.jp/asahi/en/news/2017/e170807.html>. (30.11.2021)
- Atsonios, K.; Koumanakos, A.; Panopoulos, KD.; Doukelis, A.; Kakaras, E. (2013): Techno-Economic Comparison of CO<sub>2</sub> Capture Technologies Employed With Natural Gas Derived GTCC. Tagung: ASME Turbo Expo 2013: Turbine Technical Conference and Exposition, Volume 2: Aircraft Engine; Coal, Biomass and Alternative Fuels; Cycle Innovations, 3.6.2013, American Society of Mechanical Engineers, San Antonio, Texas, USA, SV002T07A018
- Ausfelder, F.; Barascu, A.; Krämer, D. (2019a): Teilbericht - AP1 Fallbeispiele CO<sub>2</sub>-Nutzung, Im Auftrag des UBA. (30.10.2020)
- Ausfelder, F.; Bazzanella, A. (2008): DECHEMA Diskussionspapier „Verwertung und Speicherung von CO<sub>2</sub>“, DECHEMA. . [https://dechema.de/dechema\\_media/diskussionco2-called\\_by-dechema-original\\_page-124930-original\\_site-dechema\\_eV-p-2583-view\\_image-1.pdf](https://dechema.de/dechema_media/diskussionco2-called_by-dechema-original_page-124930-original_site-dechema_eV-p-2583-view_image-1.pdf) (6.9.2021)
- Ausfelder, F.; Bazzanella, A. (2009): DECHEMA-VCI Positionspapier: „Verwertung und Speicherung von CO<sub>2</sub>“. [https://dechema.de/dechema\\_media/Positionspapier\\_CO2-called\\_by-dechema-original\\_page-124930-original\\_site-dechema\\_eV-p-2620-view\\_image-1.pdf](https://dechema.de/dechema_media/Positionspapier_CO2-called_by-dechema-original_page-124930-original_site-dechema_eV-p-2620-view_image-1.pdf) (6.9.2021)
- Ausfelder, F.; Beilmann, C.; Bertau, M.; Bräuninger, S.; Heinzl, A.; Hoer, R.; Koch, W.; Mahlendorf, F.; Metzeltin, A.; Peuckert, M.; Plass, L.; Röchle, K.; Reuter, M.; Schaub, G.; Schiebahn, S.; Schwab, E.; Schüth, F.; Stolten, D.; Teßmer, G.; Wagemann, K.; Ziegahn, K-F. (2017): Energy Storage as Part of a Secure Energy Supply. In: ChemBioEng Rev, 4:3, S. 144–210

- Ausfelder, F.; Dura, H. [Hrsg] (2019a): 2. Roadmap des Kopernikus-Projektes „Power-to-X“: Flexible Nutzung erneuerbarer Ressourcen (P2X), Frankfurt am Main. . IBSN: 978-3-89746-218-2
- Ausfelder, F.; Dura, H. [Hrsg] (2019b): 2. Roadmap des Kopernikus-Projektes „Power-to-X“: Flexible Nutzung erneuerbarer Ressourcen (P2X), Frankfurt am Main. . IBSN: 978-3-89746-218-2
- Ausfelder, F.; et al. (2017): »Sektorkopplung« – Untersuchungen und Überlegungen zur Entwicklung eines integrierten Energiesystems, München. . IBSN: 978-3-9817048-9-1
- Ausfelder, F.; von Roon, S.; Seitz, A. (2019b): Flexibilitätsoptionen in der Grundstoffindustrie 2. IBSN: 978-3-89746-219-9
- Avantium. (2017): Avantium Acquires Liquid Light. <https://www.avantium.com/press-releases/avantium-acquires-liquid-light/> (30.11.2021)
- Avantium. (2019): Renewable Energy. <https://www.avantium.com/renewable-chemistry/>. (30.11.2021)
- Bajohr, S.; Graf, F. (2013): Biogas: Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung. 2., Oldenbourg Industrieverlag, München
- Baliban et al., JA. (2013): Novel Natural Gas to Liquids Processes: Process Synthesis and Global Optimization Strategies. <https://doi.org/10.1002/aic.13996> (30.11.2021)
- Bareiß, K.; de la Rua, C.; Möckl, M.; Hamacher, T. (2019): Life cycle assessment of hydrogen from proton exchange membrane water electrolysis in future energy systems. In: Appl Energy, 237, S. 862–872
- BASF.; SABIC.; LINDE. (2021): BASF, SABIC und Linde arbeiten gemeinsam an der Realisierung des weltweit ersten elektrisch beheizten Steamcracker-Ofens. <https://www.basf.com/global/de/media/news-releases/2021/03/p-21-165.html> (29.8.2021)
- BASF, SABIC und Linde. (2019): BASF, SABIC und Linde arbeiten gemeinsam an der Realisierung des weltweit ersten elektrisch beheizten Steamcracker-Ofens. <https://www.basf.com/global/de/who-we-are/sustainability/whats-new/sustainability-news/2021/basf-sabic-and-linde-join-forces-to-realize-wolds-first-electrically-heated-steam-cracker-furnace.html>. (25.10.2022)
- BASF.; Siemens. (2012): Abschlussberichtbericht Februar 2012: CO<sub>2</sub> als Polymerbaustein. <https://www.cleaner-production.de/fileadmin/assets/01RC0902A.pdf>. (30.10.2020)
- Baumann, M.; Baxendale, IR.; Ley, SV.; Nikbin, N. (2011): An overview of the key routes to the best selling 5-membered ring heterocyclic pharmaceuticals., S. 442–495. (24.10.2022)
- Bazzanella, A.; Ausfelder, F. (2017): Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry technology study
- Bazzanella, A.; Krämer, D. (2017): Technologien für Nachhaltigkeit und Klimaschutz - chemische Prozesse und stoffliche Nutzung Ergebnisse der BMBF-Fördermaßnahme. IBSN: 978-3-89746-190-1

- Bazzanella, A.; Krämer, D.; Peters, M. (2010): CO<sub>2</sub> als Rohstoff. In: Nachrichten Aus Chem, 8:12, S. 1126–1230
- BDBE. (2021): Bundesverband der deutschen Bioethanolwirtschaft e.V. Marktdaten Deutschland 2020. <https://www.bdbe.de/daten/marktdaten-deutschland> (12.8.2021)
- BDI/BCG. (2021): KLIMAPFADE 2.0 - Ein Wirtschaftsprogramm für Klima und Zukunft. [https://issuu.com/bdi-berlin/docs/211021\\_bdi\\_klimapfade\\_2.0\\_-\\_gesamtstudie\\_-\\_vorabve](https://issuu.com/bdi-berlin/docs/211021_bdi_klimapfade_2.0_-_gesamtstudie_-_vorabve) (25.11.2021)
- Bell, DA.; Towler, BF.; Fan, M. (2011): Chapter 13 - Substitute Natural Gas and Fischer-Tropsch Synthesis. Bell DA, Towler BF, Fan M (Hrsg) Coal Gasification and Its Applications, 1.1.2011, William Andrew Publishing, Boston, S373–391
- Bellmann, E. (2019): Climate protection in the concrete and cement industry, WWF. . [https://www.wwf.de/fileadmin/fm-wwf/Publikationen-PDF/WEB\\_WWF\\_Zement\\_Broschuere\\_EN.pdf](https://www.wwf.de/fileadmin/fm-wwf/Publikationen-PDF/WEB_WWF_Zement_Broschuere_EN.pdf) (30.11.2021)
- Bellotti, D.; Dierks, M.; Moellenbruck, F.; Magistri, L.; Görner, K.; Oeljeklaus, G. (2019a): Thermodynamic and economic analysis of a plant for the CO<sub>2</sub> hydrogenation for methanol production. In: E3S Web Conf, 113, S. 01013
- Bellotti, D.; Rivarolo, M.; Magistri, L. (2019b): Economic feasibility of methanol synthesis as a method for CO<sub>2</sub> reduction and energy storage. In: Energy Procedia, 158, S. 4721–4728
- Bergmann, P.; Holdmann, C.; Schmid-Staiger, U. (2015): Bioraffinerie stärkehaltiger Mikroalgen (30.11.2021)
- Beuttler, C.; Charles, L.; Wurzbacher, J. (2019): The Role of Direct Air Capture in Mitigation of Anthropogenic Greenhouse Gas Emissions. In: Front Clim, 20211
- Bezreg-Kln. (2016): Genehmigungsbescheid - nderung der PPG 1+2-Anlage der Firma Covestro Deutschland AG im CHEMAPARK Dormagen. [https://www.bezreg-koeln.nrw.de/brk\\_internet/verfahren/52\\_53\\_industrieanlagen\\_genehmigungen/bekanntmachungen\\_dormagenchempark/covestro\\_deutschland\\_20160404/bescheid.pdf](https://www.bezreg-koeln.nrw.de/brk_internet/verfahren/52_53_industrieanlagen_genehmigungen/bekanntmachungen_dormagenchempark/covestro_deutschland_20160404/bescheid.pdf) (5.10.2022)
- BImSchG. (2021): Gesetz zum Schutz vor schädlichen Umwelteinwirkungen durch Luftverunreinigungen, Geräusche, Erschütterungen und ähnliche Vorgänge (Bundes-Immissionsschutzgesetz - BImSchG), BGBl. . <https://www.gesetze-im-internet.de/bimschg/BImSchG.pdf> (29.8.2021)
- Bjorck et al. (2018): Biotechnological conversion of methane to methanol: evaluation of progress and potential. <https://doi.org/10.3934/bioeng.2018.1.1>. (30.11.2021)
- BMBF. (2021a): Kopernikus-Projekte P2X Webseite. <https://www.kopernikus-projekte.de/projekte/p2x> (28.11.2021)
- BMBF. (2022): CODA – Entwicklung eines umweltfreundlichen Verfahrens zur Herstellung von Soda. <https://www.fona.de/de/massnahmen/foerdermassnahmen/KlimPro/coda.php> (21.10.2022)
- BMBF. (2018): Bekanntmachung Richtlinie zur Förderung von Forschungs- und Entwicklungsvorhaben zum Thema „CO<sub>2</sub> als nachhaltige Kohlenstoffquelle – Wege zur industriellen Nutzung (CO<sub>2</sub>-WIN)“ im Rahmenprogramm „Forschung für Nachhaltige

- Entwicklung –FONA3“, Bundesanzeiger. .  
<https://www.bundesanzeiger.de/pub/publication/Aae0qXpWwStZCPiVpCK/content/Aae0qXpWwStZCPiVpCK/BAanz%20AT%2003.08.2018%20B5.pdf?inline> (28.11.2021)
- BMBF. (2021b): Carbon2Chem - Projektwebseite.  
<https://www.fona.de/de/massnahmen/foerdermassnahmen/carbon2chem.php>  
(28.11.2021)
- BMU. (2021): Richtlinie zur Förderung von Forschungs-, Entwicklungs- und Investitionsprojekten mit dem Ziel der Treibhausgasneutralität im Industriesektor (Förderrichtlinie zur Dekarbonisierung in der Industrie), Bundesanzeiger. .  
[https://www.klimaschutz-industrie.de/fileadmin/user\\_upload/KEI\\_download\\_pdf/Foederprogramm/Foerderrichtlinie\\_Dekarbonisierung\\_in\\_der\\_Industrie.pdf](https://www.klimaschutz-industrie.de/fileadmin/user_upload/KEI_download_pdf/Foederprogramm/Foerderrichtlinie_Dekarbonisierung_in_der_Industrie.pdf) (28.11.2021)
- BMVI (2021): Verkehr in Zahlen 2020/2021. In: , , S. 372
- BMWI. (2021): Gewinner des Ideenwettbewerbs „Reallabore der Energiewende“ – Steckbriefe –, Berlin. . [https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Downloads/P-R/reallabore-der-energiewende-gewinner-ideenwettbewerb-steckbriefe.pdf?\\_\\_blob=publicationFile&v=9](https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Downloads/P-R/reallabore-der-energiewende-gewinner-ideenwettbewerb-steckbriefe.pdf?__blob=publicationFile&v=9)  
(26.10.2022)
- BMW. (2021): Förderaufruf „CO<sub>2</sub>-Abscheidung und -Nutzung in der Grundstoffindustrie“. [https://www.energieforschung.de/lw\\_resource/datapool/systemfiles/elements/files/B66E13121AB36575E0537E695E8660F3/current/document/F%C3%B6rderaufruf\\_CO2-Abscheidung\\_und\\_Nutzung.pdf](https://www.energieforschung.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/B66E13121AB36575E0537E695E8660F3/current/document/F%C3%B6rderaufruf_CO2-Abscheidung_und_Nutzung.pdf) (28.11.2021)
- BMWK. (2022): Bundesbericht Energieforschung 2022, Berlin. .  
[https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Publikationen/Energie/bundesbericht-energieforschung-2022.pdf?\\_\\_blob=publicationFile&v=28](https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Publikationen/Energie/bundesbericht-energieforschung-2022.pdf?__blob=publicationFile&v=28) (31.10.2022)
- Boot-Handford et al. (2019): Carbon capture and storage update M.E.  
<https://doi.org/10.1039/C3EE42350F> (30.11.2021)
- Borowitzka, MA.; Moheimani, NR. [Hrsg] (2013): Algae for Biofuels and Energy, Springer Netherlands, Dordrecht
- Bradford, MCJ.; Vannice, MA. (1999): CO<sub>2</sub> Reforming of CH<sub>4</sub>. In: Catal Rev, 41:1, S. 1–42
- Bringezu, S.; Kaiser, S. (2019): CO<sub>2</sub>Plus Roadmap. <https://kobra.uni-kassel.de/handle/123456789/11483> (3.6.2022)
- Bringezu, S.; Kaiser, S. (2021): Environmental and economic assessment of global and German production locations for CO<sub>2</sub>-based methanol and naphtha.  
<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2021/gc/d1gc01546j> (3.6.2022)
- Brownsort, PA. (2019): Briefing on carbon dioxide specifications for transport 1st Report of the Thematic Working Group on: CO<sub>2</sub> transport, storage and networks.  
[https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiY4-254vj6AhV6h\\_0HHW-fCwsQFnoECAwQAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.ccusnetwork.eu%2Fsites%2Fdefault%2Ffiles%2FTG3\\_Briefing-CO2-Specifications-for-Transport.pdf&usg=AOvVaw3lsSCLxsdfA5gRnqHEw1I0](https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiY4-254vj6AhV6h_0HHW-fCwsQFnoECAwQAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.ccusnetwork.eu%2Fsites%2Fdefault%2Ffiles%2FTG3_Briefing-CO2-Specifications-for-Transport.pdf&usg=AOvVaw3lsSCLxsdfA5gRnqHEw1I0) (24.10.2022)

- Bublinski, M. (2017): CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Synthesegasen mit Hydrotalciden unter Hochtemperatur-Hochdruckbedingungen. <https://elib.uni-stuttgart.de/handle/11682/9226> (30.11.2021)
- Bundesanstalt für Geowissenschaften und Rohstoffe. (2020): Deutschland – Rohstoffsituation 2019. [https://www.bgr.bund.de/DE/Themen/Min\\_rohstoffe/Downloads/rohsit-2019.pdf](https://www.bgr.bund.de/DE/Themen/Min_rohstoffe/Downloads/rohsit-2019.pdf) (17.5.2021)
- Bundesrepublik Deutschland. (2012): Bundesregierung (2012) Roadmap Bioraffinerien. Bundesministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz; Bundesministerium für Bildung und Forschung; Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit; Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie. [https://www.bundesregierung.de/Content/Infomaterial/BMELV/RoadmapBioraffinerien\\_2849044.html](https://www.bundesregierung.de/Content/Infomaterial/BMELV/RoadmapBioraffinerien_2849044.html) (30.11.2021)
- Bundesrepublik Deutschland. (2013): Gesetz zur Umsetzung der Richtlinie über Industrieemissionen. Inkrafttreten: 8.4.2013
- Bundesrepublik Deutschland. (2019): Gesetz über einen nationalen Zertifikatehandel für Brennstoffemissionen (Brennstoffemissionshandelsgesetz - BEHG). <https://www.gesetze-im-internet.de/behg/BJNR272800019.html> 2019
- Burr, B.; Lyddon, L. (2008): A comparison of physical solvents for acid gas removal, Bryan Research & Engineering, Inc. Bryan, Texas, USA. (31.8.2021)
- BV Glas. (2020): Jahresbericht 2019. [https://www.bvglas.de/media/BV\\_Glas/Jahresbericht\\_2019.pdf](https://www.bvglas.de/media/BV_Glas/Jahresbericht_2019.pdf) (29.8.2021)
- BV Glas. (2021): Behälterglasindustrie auf dem Weg zu 50 Prozent CO<sub>2</sub>-Reduktion (28.5.2022)
- BV Kalk (2022): Eisen und Stahl. <https://www.kalk.de/rohstoff/anwendungsgebiete/eisen-und-stahl> (20.10.2022)
- BV Kalk. (2020): Roadmap Kalkindustrie 2050. <https://www.kalk.de/klimaschutz/co2-roadmap> (15.6.2021)
- BV Kalk. (2021): CO<sub>2</sub>-Abtrennung. <https://www.kalk.de/klimaschutz/technologiepfade/co2-abtrennung> (9.12.2021)
- BVK. (2020): Geschäftsbericht 2018/2019 des Bundesverbandes der Deutschen Kalkindustrie e. V. <https://www.kalk.de/wissensportal/publikationen/geschaeftsberichte> (18.5.2021)
- Camper, D.; Bara, JE.; Gin, DL.; Noble, RD. (2008): Room-Temperature Ionic Liquid–Amine Solutions: Tunable Solvents for Efficient and Reversible Capture of CO<sub>2</sub>. In: Ind Eng Chem Res, 47:21, S. 8496–8498
- Cao, M.; Meng, Y.; Lu, Y. (2006): Synthesis of dimethyl carbonate (DMC) from CO<sub>2</sub>, ethylene oxide and methanol using heterogeneous anion exchange resins as catalysts. <https://doi.org/10.1007/s11144-006-0059-6> (2.6.2022)
- Carbon Engineering. (2019): CE expanding capacity of commercial Direct Air Capture plant. <https://carbonengineering.com/news-updates/expanding-dac-plant/> (28.5.2022)

- Carbon Engineering. (2021a): What do you mean when you say Carbon Engineering's plants are emissions free? In: Frequently Asked Questions. <https://carbonengineering.com/frequently-asked-questions/>. (26.6.2021)
- Carbon Engineering. (2021b): How much land does one of CE's large, commercial plants occupy? In: Frequently Asked Questions. <https://carbonengineering.com/frequently-asked-questions/>. (26.6.2021)
- Carbon4PUR-Konsortium. (2021): Webseite des Carbon4PUR-Projekts. [www.carbon4pur.eu](http://www.carbon4pur.eu)
- CarbonNext Deliverable 2.1. (2018): CarbonNext Deliverable 2.1 Value Chains. <http://carbonnext.eu/Deliverables.html> (30.11.2021)
- CarbonNext Deliverable 2.3. (2018): CarbonNext Deliverable 2.3. <http://carbonnext.eu/Deliverables.html> (30.11.2021)
- CARENA. (2015): EU-Projekts „CARENA“, <http://www.carenafp7.eu> (30.11.2021)
- CBP Fraunhofer. (2021): CBP Fraunhofer-Website. <https://www.cbp.fraunhofer.de/de/forschung/referenzprojekte/synlink.html> (30.11.2021)
- CEMEX. (2021): Concrete Chemicals. <https://www.concrete-chemicals.eu/>
- Champon, I.; Bengaouer, A.; Chaise, A.; Thomas, S.; Roger, A-C. (2019): Carbon dioxide methanation kinetic model on a commercial Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2212982019301799> (3.6.2022)
- CHEManager. (2018): Heißgasentstaubung und NO<sub>x</sub> Reduzierung in der Zementindustrie. <https://www.chemanager-online.com/news/heissgasentstaubung-und-nox-reduzierung-der-zementindustrie> (25.10.2022)
- Chemie Technik. (2020): Carbon8 will CO<sub>2</sub>-Abscheidung in niederländischer Müllverbrennung einsetzen. <https://www.chemietechnik.de/anlagenbau/carbon8-will-co2-abscheidung-in-niederlaendischer-muellverbrennung-einsetzen.html> (13.8.2021)
- Chemie.de. (2022): Ethylencarbonat
- Chiyoda. (2019a): CT-CO<sub>2</sub>AR™ Chiyoda CO<sub>2</sub> Reforming Technology, Chiyoda Corporation. . <https://www.chiyodacorp.com/en/service/gtl/co2-reforming/> (30.11.2021)
- Chiyoda. (2019b): “CO<sub>2</sub> Capture and Storage (CCS) from Flue Gas”, Chiyoda Corporation. . <https://www.chiyodacorp.com/en/service/environment/ccs/> (30.11.2021)
- Clariant. (2022): Persönliche Mitteilung
- ClickPress. (2019): Global Salicylic Acid Market Size, Share and Demand Analysis 2019 to 2025. <https://clickpress.com/releases/Detailed/790561005cp.shtml> (30.11.2021)
- Climeworks. (2021a): How much energy is required to run Climeworks' direct air capture process? In: FAQs and more about direct air capture. <https://climeworks.com/faq-about-direct-air-capture>. (18.6.2021)

- Climeworks. (2020): Climeworks FAQ. <https://www.climeworks.com/page/faq-about-direct-air-capture>. (30.10.2020)
- Climeworks. (2021b): Is the air really free from carbon dioxide when it leaves the Climeworks CO<sub>2</sub> collector? In: FAQs and more about direct air capture. <https://climeworks.com/faq-about-direct-air-capture>. (15.6.2021)
- Cordis. (2019): Circlenergy Project Information. <https://cordis.europa.eu/project/rcn/221326/factsheet/en> (30.11.2021)
- COVESTRO. (2019): Kohlendioxid – ein neuer Rohstoff, COVESTRO. . <https://www.covestro.de/de/projects-and-cooperations/co2-project> (30.11.2021)
- CRI. (2019a): The George Olah Renewable Methanol Plant, Carbon Recycling International. . <https://www.carbonrecycling.is/george-olah> (30.11.2021)
- CRI. (2019b): Carbon Recycling International - Circle Energy. <https://www.carbonrecycling.is/circlenergy> (30.11.2021)
- Cuéllar-Franca, RM.; Azapagic, A. (2015): Carbon capture, storage and utilisation technologies: A critical analysis and comparison of their life cycle environmental impacts. In: J CO<sub>2</sub> Util, Volume 9
- Currenta. (2022): Versorgung. In: CHEMPARK Versorgung. <https://www.chempark.de/de/versorgung.html>. (26.10.2022)
- Cusano, G.; Delgado Sancho, L.; Farrell, F.; Rodrigo Gonzalo, M.; Roudier, S. (2017): Best available techniques (BAT) reference document for the non-ferrous metals industries: Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control), Publications Office of the European Union, Luxembourg
- da Silva, MJ. (2016): Synthesis of methanol from methane: Challenges and advances on the multi-step (syngas) and one-step routes (DMTM), S. 42–61. . <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.01.023> (30.11.2021)
- Dalena, F.; Senatore, A.; Basile, M.; Knani, S.; Basile, A.; Iulianell, A. (2018): Advances in Methanol Production and Utilization, with Particular Emphasis toward Hydrogen Generation via Membrane Reactor Technology. <https://doi.org/10.3390/membranes8040098> (30.11.2021)
- Dammer, L.; Carus, M.; vom Berg, C.; Raschka, A. (2019): Support for the revision of the Monitoring and Reporting Regulation for the 4th trading period (focus: Carbon Capture and Utilisation (CCU)), UBA. . [https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/1410/publikationen/2019-03-27\\_texte\\_36-2019\\_ccu.pdf](https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/1410/publikationen/2019-03-27_texte_36-2019_ccu.pdf) (29.8.2021)
- Dautzenberg, G.; Bruhn, T. (2013): IASS Working Paper Environmental Impacts of Carbon Capture Technologies; Potsdam 2013., Institute for Advanced Sustainability Studies (IASS), Potsdam. (31.8.2021)
- DBG.; DECHEMA e.V.; GDCH.; VCI. (2010): Feuerlöscher oder Klimakiller? Kohlendioxid - Facetten eines Moleküls. [https://www.gdch.de/fileadmin/downloads/Publikationen/Weitere\\_Publikationen/PDF/co2.pdf](https://www.gdch.de/fileadmin/downloads/Publikationen/Weitere_Publikationen/PDF/co2.pdf) (6.9.2021)

- de Leeuw, FAAM. (2002): A set of emission indicators for long-range transboundary air pollution. In: Environ Sci Policy, 5:2, S. 135–145
- DECHEMA e.V. (2019a): Carbon4PUR replication map
- DECHEMA e.V. (2019b): Die BMBF-Fördermaßnahme „CO<sub>2</sub>Plus – Stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis“. 1. Auflage, DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V.
- DECHEMA e.V.; PlasticsEurope.; VCI. (2021): Diskussionspapier Forschungspolitische Empfehlungen zum chemischen Kunststoffrecycling – neue Verfahren und KonzepteD. [https://dechema.de/Medien/Studien+und+Positionspapiere/2021+07+Forschungspolitische+Empfehlungen+zum+chemischen+Kunststoffrecycling/\\_/DiskussionsP%20DECHEMA\\_PED\\_VCI%20-%20Fo.polit.%20Empfehlungen%20zum%20chem.%20Recycling%20-%20final%20050721.pdf](https://dechema.de/Medien/Studien+und+Positionspapiere/2021+07+Forschungspolitische+Empfehlungen+zum+chemischen+Kunststoffrecycling/_/DiskussionsP%20DECHEMA_PED_VCI%20-%20Fo.polit.%20Empfehlungen%20zum%20chem.%20Recycling%20-%20final%20050721.pdf) (30.8.2021)
- DECHEMA, G für CT und B. (2021): Eigene Modellierung der FT-Synthese, basierend auf Anastai 1980, Bell et al. 2011, Graham et al. 2014, Marano und Ciferno 2001, van der Giesen et al. 2014 und Dokun 2010
- DEHSt. (2022): Treibhausgasemissionen 2021 Emissionshandelspflichtige stationäre Anlagen und Luftverkehr in Deutschland (VET-Bericht 2021), Umweltbundesamt Deutsche Emissionshandelsstelle, Berlin, S. 145. . [https://www.dehst.de/SharedDocs/downloads/DE/publikationen/VET-Bericht-2021.pdf?\\_\\_blob=publicationFile&v=4](https://www.dehst.de/SharedDocs/downloads/DE/publikationen/VET-Bericht-2021.pdf?__blob=publicationFile&v=4) (25.11.2022)
- DEHSt. (2020): Emissionshandelspflichtige Anlagen in Deutschland 2020 (Stand 03.05.2021). In: , , S. 54
- Demirel, Y. (2015): Sustainability and Economic Analysis of Propylene Carbonate and Polypropylene Carbonate Production Processes Using CO<sub>2</sub> and Propylene Oxide. In: Chem Eng Process Technol, 0, S. 6:3
- dena. (2019): biogaspartner – gemeinsam einspeisen Biogaseinspeisung und -nutzung in Deutschland und Europa Markt, Technik und Akteure (9.12.2021)
- Destatis. (2020a): 32111-0003: Abfallentsorgung: Deutschland, Jahre, Anlagenart. <https://www-genesis.destatis.de/genesis//online?operation=table&code=32111-0003&bypass=true&levelindex=0&levelid=1628845012645#abreadcrumb> (13.8.2021)
- Destatis. (2021): Statistisches Bundesamt Deutschland - GENESIS-Online. <https://www-genesis.destatis.de/genesis/online?operation=previous&levelindex=0&step=0&titel=Tabellenaufbau&levelid=1629810397312&acceptscookies=false#astructure>. (24.8.2021)
- Destatis. (2020b): Abfallentsorgung Fachserie 19 Reihe 1. [https://www.destatis.de/DE/Themen/Gesellschaft-Umwelt/Umwelt/Abfallwirtschaft/Publikationen/Downloads-Abfallwirtschaft/abfallentsorgung-2190100177004.pdf?\\_\\_blob=publicationFile](https://www.destatis.de/DE/Themen/Gesellschaft-Umwelt/Umwelt/Abfallwirtschaft/Publikationen/Downloads-Abfallwirtschaft/abfallentsorgung-2190100177004.pdf?__blob=publicationFile). (7.6.2021)
- Deutscher Brauer-Bund. (2021): Statistik Brauwirtschaft in Zahlen (29.8.2021)
- Deutz, S.; Bardow, A. (2021): Life-cycle assessment of an industrial direct air capture process based on temperature–vacuum swing adsorption. In: Nat Energy, 6:2, S. 203–213

- DG Research. (2014): Technology readiness levels (TRL), DG Research. .  
[https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwiMiIDG3of7AhXQDewKHd1XCNQQFnoECA0QAQ&url=https%3A%2F%2Fec.europa.eu%2Fresearch%2Fparticipants%2Fdata%2Fref%2Fh2020%2Fwp%2F2014\\_2015%2Fannes%2Fh2020-wp1415-annex-g-trl\\_en.pdf&usg=AOvVaw0oVjgTM1Ln6OxivlksYaYI](https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwiMiIDG3of7AhXQDewKHd1XCNQQFnoECA0QAQ&url=https%3A%2F%2Fec.europa.eu%2Fresearch%2Fparticipants%2Fdata%2Fref%2Fh2020%2Fwp%2F2014_2015%2Fannes%2Fh2020-wp1415-annex-g-trl_en.pdf&usg=AOvVaw0oVjgTM1Ln6OxivlksYaYI)  
(30.10.2022)
- Dieterich, V.; Buttler, A.; Hanel, A.; Spliethoff, H.; Fendt, S. (2020): Power-to-liquid *via* synthesis of methanol, DME or Fischer-Tropsch-fuels: a review. In: Energy Environ Sci, 13:10, S. 3207–3252
- Dimian, AC.; Bildae, CS. (2019): 16 - Dimethyl Carbonate. Applications in Design and Simulation of Sustainable Chemical Processes 2019, S649–680
- DOE. (2014): „The Methanol Economy Project”, U.S. Department of Energy Office of Scientific and Technical Information. <https://www.osti.gov/servlets/purl/1133094> (30.11.2021)
- Dokun, T. (2010): Fischer Tropsch Catalyst Structures & Process Design for JP-5 Fuel Integrated with MFEC. Auburn University
- DOW. (1987): Catalytic vapor phase process for producing dihydrocarbyl carbonates, DOW Chemical. . <https://patents.google.com/patent/US5004827A/en> (30.11.2021)
- Duan, L.; Zhao, M.; Yang, Y. (2012): Integration and optimization study on the coal-fired power plant with CO<sub>2</sub> capture using MEA. In: Energy, 45:1, S. 107–116
- Dufour, J.; Gálvez, JL.; Serrano, DP.; Moreno, J.; Martínez, G. (2010): Life cycle assessment of hydrogen production by methane decomposition using carbonaceous catalysts. In: Int J Hydrog Energy, 35:3, S. 1205–1212
- Durre.; Eikmann. (2015): C1-carbon sources for chemical and fuel production by microbial gas fermentation. Current Opinions in Biotechnology (30.11.2021)
- DVGW. (2017): DVGW Parametersets - Methodik Zukünftige Entwicklung Primärenergieeinsatz Biogas (29.8.2021)
- DVGW. (2020): Methanemissionen der Erdgas-Infrastruktur - Daten, Fakten und Initiativen der Gasbranche, Bonn, S. 16. .  
<https://www.dvgw.de/medien/dvgw/leistungen/publikationen/methanemissionen-erdgas-zahlen-fakten-dvgw.pdf> (16.11.2022)
- Econic Technologie. (2022): Econic-Technologies. In: econic-technologies.com. <https://econic-technologies.com/news/happy-birthday-cdf/>. (26.10.2022)
- Edwards, RWJ.; Celia, MA. (2018): Infrastructure to enable deployment of carbon capture, utilization, and storage in the United States. In: Proc Natl Acad Sci, 115:38, S. E8815
- Emissions Reduction Alberta. (2021): Production of Dimethyl Carbonate (DMC) from Captured CO<sub>2</sub> and Methanol, Emissions Reduction Alberta. .  
<https://www.eralberta.ca/projects/details/production-dimethyl-carbonate-dmc-captured-co2-methanol/> (30.11.2021)
- Enargus. (2019): Enargus-Website.  
<https://www.enargus.de/pub/bscw.cgi/?op=enargus.eps2&q=%2201183463/1%22>  
(30.11.2021)

- Enargus (2022): Kalkherstellung, Zentrales Informationssystem Energieforschungsförderung. .  
[https://www.enargus.de/pub/bscw.cgi/d5549-2/\\*/\\*Kalkherstellung.html?op=Wiki.getwiki&search=Kalk&scope=all](https://www.enargus.de/pub/bscw.cgi/d5549-2/*/*Kalkherstellung.html?op=Wiki.getwiki&search=Kalk&scope=all) (19.10.2022)
- Eralberta. (2016): CCEMC EOI. <https://www.eralberta.ca/wp-content/uploads/2017/05/K130091-E3Tec-CCEMC-Final-Report-Public.pdf> (30.11.2021)
- EU. (2010): Richtlinie 2010/75/EU des Europäischen Parlaments und des Rates vom 24. November 2010 über Industrieemissionen (integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung), S. 103. . Inkraftgetreten: 17.12.2010
- EU. (2021): DIRECTIVE OF THE EUROPEAN PARLIAMENT AND OF THE COUNCIL amending Directive 2003/87/EC establishing a system for greenhouse gas emission allowance trading within the Union, Decision (EU) 2015/1814 concerning the establishment and operation of a market stability reserve for the Union greenhouse gas emission trading scheme and Regulation (EU) 2015/757.  
[https://ec.europa.eu/info/sites/default/files/revision-eu-ets\\_with-annex\\_en\\_0.pdf](https://ec.europa.eu/info/sites/default/files/revision-eu-ets_with-annex_en_0.pdf).  
Inkraftgetreten: 14.7.2021
- EU Gerichtshof. (2017): Urteil des Gerichtshofs (Erste Kammer) vom 19. Januar 2017 (Vorabentscheidungsersuchen des Verwaltungsgerichts Berlin — Deutschland) — Schaefer Kalk GmbH & Co. KG/Bundesrepublik Deutschland Rechtssache C -460/15, EU-Lex. . <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/DE/TXT/PDF/?uri=CELEX:62015CJ0460&from=de> (29.8.2021)
- Eurochlor. (2022): Chlor-alkali industry review 2021-2022, Eurochlor, Brüssel. .  
<https://www.chlorineindustryreview.com/wp-content/uploads/2022/08/Industry-Review-2021-2022.pdf> (26.10.2022)
- Europäische Kommission. (2012): VERORDNUNG (EU) Nr. 231/2012 DER KOMMISSION vom 9. März 2012 mit Spezifikationen für die in den Anhängen II und III der Verordnung (EG) Nr. 1333/2008 des Europäischen Parlaments und des Rates aufgeführten Lebensmittelzusatzstoffe. <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/DE/TXT/PDF/?uri=CELEX:32012R0231&from=EN2012>
- Europäische Kommission. (2022): Funding & tender opportunities. In: Funding & tender opportunities. <https://ec.europa.eu/info/funding-tenders/opportunities/portal/screen/opportunities/topic-details/innovfund-2022-lsc-01-general;callCode=null;freeTextSearchKeyword=;matchWholeText=true;typeCodes=1,0;statusCodes=31094502;programmePeriod=2021%20-%202027;programCcm2Id=43089234;programDivisionCode=null;focusAreaCode=null;destinationGroup=null;missionGroup=null;geographicalZonesCode=null;programmeDivisionProspect=null;startDateLte=null;startDateGte=null;crossCuttingPriorityCode=null;cpvCode=null;performanceOfDelivery=null;sortQuery=sortStatus;orderBy=asc;onlyTenders=false;topicListKey=topicSearchTablePageState>. (19.11.2022)
- Europäisches Parlament. (2017): Paket zur Kreislaufwirtschaft: Neue EU-Recyclingziele. <https://www.europarl.europa.eu/news/de/headlines/society/20170120ST059356/paket-zur-kreislaufwirtschaft-neue-eu-recyclingziele>
- Europäisches Parlament.; Europäischer Rat. (2008): Verordnung (EG) Nr. 1272/2008 des Europäischen Parlaments und des Rates vom 16. Dezember 2008 über die Einstufung,

- Kennzeichnung und Verpackung von Stoffen und Gemischen, zur Änderung und Aufhebung der Richtlinien 67/548/EWG und 1999/45/EG und zur Änderung der Verordnung (EG) Nr. 1907/2006. <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/DE/TXT/PDF/?uri=CELEX:32008R1272&from=DE>. Inkraftgetreten: 16.12.2008
- European Chemical Agency. (2022): echa.europa.eu. In: echa.europa.eu/de. <https://echa.europa.eu/de/information-on-chemicals/cl-inventory-database/-/discli/details/26125>. (26.10.2022)
- European Commission. (2007): Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals - Solids and Others industry. [https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/sites/default/files/2019-11/lvic-s\\_bref\\_0907.pdf](https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/sites/default/files/2019-11/lvic-s_bref_0907.pdf) (2.11.2022)
- European Commission. (2021): Vorschlag für eine VERORDNUNG DES EUROPÄISCHEN PARLAMENTS UND DES RATES zur Schaffung eines CO<sub>2</sub>-Grenzausgleichssystems, Brüssel. . [https://eur-lex.europa.eu/resource.html?uri=cellar:a95a4441-e558-11eb-a1a5-01aa75ed71a1.0006.02/DOC\\_1&format=PDF](https://eur-lex.europa.eu/resource.html?uri=cellar:a95a4441-e558-11eb-a1a5-01aa75ed71a1.0006.02/DOC_1&format=PDF) (14.11.2021)
- European Commission Integrated Pollution Prevention and Control. (2007): Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals- Ammonia, Acids and Fertilisers, S. 418. . [http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/lvic\\_aaf.pdf](http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/lvic_aaf.pdf) (3.6.2019)
- European Commission Joint Research Centre (2017): Best Available Techniques (BAT) reference document for the production of large volume organic chemicals., Publications Office, LU. . <https://data.europa.eu/doi/10.2760/77304> (29.10.2020)
- European Commission. Joint Research Centre. (2019): Best Available Techniques (BAT) reference document for waste incineration: Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control)., Publications Office, LU. . <https://data.europa.eu/doi/10.2760/761437> (13.12.2021)
- European Commission. Joint Research Centre. (2018): Best available techniques (BAT) reference document for waste treatment: Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control)., Publications Office, LU. . <https://data.europa.eu/doi/10.2760/407967> (13.8.2021)
- European Commission. Joint Research Centre (2016): Best available techniques (BAT) reference document for common waste water and waste gas treatment/management systems in the chemical sector: Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control)., Publications Office, LU. . <https://data.europa.eu/doi/10.2791/37535> (26.10.2022)
- European Commission. Joint Research Centre. Institute for Prospective Technological Studies. (2015): Best Available Techniques (BAT) reference document for the production of pulp, paper and board., Publications Office, LU. . <https://data.europa.eu/doi/10.2791/370629> (13.8.2021)
- European Environment Agency (EEA). (2020): E-PRTR. In: European Pollutant Release and Transfer Register. <https://prtr.eea.europa.eu/#/home>. (19.3.2021)
- European Industrial Gases Association. (2016): CARBON DIOXIDE FOOD AND BEVERAGES GRADE, SOURCE QUALIFICATION, QUALITY STANDARDS AND VERIFICATION EIGA Doc

- 70/17 Revision of Doc 70/08 EUROPEAN.  
<https://www.eiga.eu/uploads/documents/DOC070.pdf> (21.10.2022)
- Evonik. (2018): Evonik und Siemens erzeugen aus Kohlendioxid und Ökostrom wertvolle Spezialchemikalien, Evonik. .  
<https://corporate.evonik.de/de/presse/pressemitteilungen/pages/article.aspx?articleId=105490> (30.11.2021)
- Evonik. (2021): SEPURAN® Green Membrantechnologie zur effizienten Aufbereitung von Biogas. <https://corporate.evonik.com/Downloads/membrane-separation/sepuran-green-fuer-biogas-aufbereitung-de.pdf> (28.5.2022)
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe. (2021): Stoffliche Einsatzmengen sonstiger biogener Rohstoffe in Deutschland 2019. <https://www.fnr-server.de/ftp/pdf/berichte/22004416.pdf> (17.5.2021)
- Fagerlund, J.; Zevenhoven, R.; Thomassen, J.; Tednes, M.; Abdollahi, F.; Thomas, L.; Nielsen, C.J.; Mikoviny, T.; Wisthaler, A.; Zhu, L.; Biliyok, C.; Zhurkin, A. (2021): Performance of an amine-based CO<sub>2</sub> capture pilot plant at the Fortum Oslo Varme Waste to Energy plant in Oslo, Norway. In: Int J Greenh Gas Control, 106, S. 103242
- Fasihi, M.; Efimova, O.; Breyer, C. (2019): Techno-economic assessment of CO<sub>2</sub> direct air capture plants. In: J Clean Prod, 224, S. 957–980
- FCH. (2020): Making steel green through hydrogen.  
<https://www.fch.europa.eu/sites/default/files/Making%20steel%20green%20through%20hydrogen.pdf> (29.8.2021)
- Fehrenbach, H.; Grahl, B.; Giegrich, J.; Busch, M. (2015): Hemeroby as an impact category indicator for the integration of land use into life cycle (impact) assessment. In: International Journal of Life Cycle Assessment, Vol. 20, No.11
- Fernandez, L. (2022): Statista: n-butanol-market-volume-worldwide.  
<https://www.statista.com/statistics/1245211/n-butanol-market-volume-worldwide/> (3.6.2022)
- Fertilizer Outlook 2017 – 2021. (2017): Fertilizer Outlook 2017 – 2021, Production & International Trade and Agriculture Services International Fertilizer Association (IFA). (30.11.2021)
- Fischedick, M.; Grunwald, A. [Hrsg] (2017): Pfadabhängigkeiten in der Energiewende: Das Beispiel Mobilität, Deutsche Akademie der Technikwissenschaften, München
- FIZ Karlsruhe. (2014): CO<sub>2</sub> aus Kraftwerken mit Kalk abtrennen. <https://idw-online.de/de/news575932>. (10.11.2019)
- FNR. (2021): Basisdaten Bioenergie Deutschland 2021. In: , , S. 27
- FNR. (2020): THG-Emissionen von Biogasanlagen im Vergleich zum deutschen Strommix (29.8.2021)
- Fortum. (2021): A full-scale carbon capture and storage (CCS) project initiated in Norway. <https://www.fortum.com/media/2018/11/full-scale-carbon-capture-and-storage-ccs-project-initiated-norway>. (13.8.2021)

- Fraunhofer IGB. (2018): CO<sub>2</sub>EXIDE – CO<sub>2</sub>-basierte Elektrosynthese von Ethylenoxid. <https://www.igb.fraunhofer.de/de/referenzprojekte/co2exide.html> (21.10.2022)
- Friedl, M.; Meier, B.; Ruoss, F.; Schmidlin, L. (2016): Thermodynamik von Power-to-Gas
- FuelsEurope. (2020): Clean Fuels for all - Positionspapier der Europäischen Raffinerieindustrie. [https://www.mwv.de/wp-content/uploads/2020/06/200615-Positionspapier\\_Clean\\_Fuels\\_for\\_All.pdf](https://www.mwv.de/wp-content/uploads/2020/06/200615-Positionspapier_Clean_Fuels_for_All.pdf) (20.5.2021)
- FutureCamp. (2020): Roadmap treibhausgasneutrale Zuckerindustrie in Deutschland Pfade zur Klimaneutralität 2050. [https://www.zuckerverbaende.de/wp-content/uploads/2021/06/Roadmapstudie\\_Zuckerfabrik\\_Treibhausgasneutral\\_01-12-20.pdf](https://www.zuckerverbaende.de/wp-content/uploads/2021/06/Roadmapstudie_Zuckerfabrik_Treibhausgasneutral_01-12-20.pdf) (28.11.2021)
- FZJ. (2012): FZ-Juelich-Website. [https://www.fz-juelich.de/iek/iek-1/DE/Projekte/Proj\\_Beschreibungen/Sunfire.html](https://www.fz-juelich.de/iek/iek-1/DE/Projekte/Proj_Beschreibungen/Sunfire.html) (30.11.2021)
- Gabrielli, P.; Gazzani, M.; Mazzotti, M. (2020): The Role of Carbon Capture and Utilization, Carbon Capture and Storage, and Biomass to Enable a Net-Zero-CO<sub>2</sub> Emissions Chemical Industry. In: *Ind Eng Chem Res*, 59:15, S. 7033–7045
- Galloy, A.; Ströhle, J.; Epple, B. (2011): Design and operation of a 1 MWth carbonate and chemical looping CCS test rig. In: *VGB Powertech*, 91, S. 64–68
- Garcia-Herrero. CO<sub>2</sub> electro-valorization to dimethyl carbonate from methanol using potassium methoxide and the ionic liquid [bmim][Br] in a filter-press electrochemical cell. <https://doi.org/10.1002/jctb.4445> (30.11.2021)
- Garcia-Herrero, I.; Alvarez-Guerra, M.; Irabien, A. (2015): CO<sub>2</sub> electro-valorization to dimethyl carbonate from methanol using potassium methoxide and the ionic liquid [bmim][Br] in a filter-press electrochemical cell: CO<sub>2</sub> electro-valorization to dimethyl carbonate in a filter-press cell. In: *J Chem Technol Biotechnol*, 90:8, S. 1433–1438
- Garcia-Herrero, I.; Cuéllar-Franca, RM.; Enríquez-Gutiérrez, VM.; Alvarez-Guerra, M.; Irabien, A.; Azapagic, A. (2016): Environmental Assessment of Dimethyl Carbonate Production: Comparison of a Novel Electrosynthesis Route Utilizing CO<sub>2</sub> with a Commercial Oxidative Carbonylation Process. In: *ACS Sustain Chem Eng*, 4:4, S. 2088–2097
- Gardarsdottir, S.; De Lena, E.; Romano, M.; Roussanaly, S.; Voldsund, M.; Pérez-Calvo, J-F.; Berstad, D.; Fu, C.; Anantharaman, R.; Sutter, D.; Gazzani, M.; Mazzotti, M.; Cinti, G. (2019): Comparison of Technologies for CO<sub>2</sub> Capture from Cement Production—Part 2: Cost Analysis. In: *Energies*, 12:3, S. 542
- Gas- und Wärmeinstitut Essen. (2012): Untersuchungen zur Verbesserung der Energieeffizienz und der Wärmeübertragung einer Oxy-Fuel -Glasschmelzwanne (O2-Glaswanne), Schlussbericht (31.8.2021)
- Geres, R.; Kohn, A.; Lenz, SC.; Ausfelder, F.; Bazzanella, A.; Möller, A.; FutureCamp Climate GmbH; DECHEMA, G für CT und B. (2019): Roadmap Chemie 2050 auf dem Weg zu einer treibhausgasneutralen chemischen Industrie in Deutschland: eine Studie von DECHEMA und FutureCamp für den VCI. ISBN: 978-3-89746-223-6
- Glass Alliance Europe. (2019): The European glass sector contribution to a climate neutral economy. [https://www.glassallianceurope.eu/images/cont/gae-position-paper-on-decarbonisation-june-2019\\_file.pdf](https://www.glassallianceurope.eu/images/cont/gae-position-paper-on-decarbonisation-june-2019_file.pdf) (28.5.2022)

- Global CO<sub>2</sub> Initiative.; Innovation for Cool Earth Forum. (2016): Global Roadmap for Implementing CO<sub>2</sub> Utilization.  
[https://assets.ctfassets.net/xg0gv1arhdr3/27vQZEvrxaQiQEAsGyoSQu/44ee0b72ceb9231ec53ed180cb759614/CO2U\\_ICEF\\_Roadmap\\_FINAL\\_2016\\_12\\_07.pdf](https://assets.ctfassets.net/xg0gv1arhdr3/27vQZEvrxaQiQEAsGyoSQu/44ee0b72ceb9231ec53ed180cb759614/CO2U_ICEF_Roadmap_FINAL_2016_12_07.pdf) (6.9.2021)
- Global Market Insights. (2016): Dimethyl Carbonate Market Size By Application.  
[https://www.gminsights.com/industry-analysis/dimethyl-carbonate-market?utm\\_source=GoogleAds&utm\\_medium=Adwords&utm\\_campaign=Chemicals-PPC&](https://www.gminsights.com/industry-analysis/dimethyl-carbonate-market?utm_source=GoogleAds&utm_medium=Adwords&utm_campaign=Chemicals-PPC&) (30.11.2021)
- Goedkoop, M.; Heijungs, R.; Huijbregts, M.; De Schryver, A.; Struijs, J.; van Zelm, R. (2013): ReCiPe 2008 A life cycle impact assessment method which comprises harmonised category indicators at the midpoint and the endpoint level (26.10.2022)
- Goedkoop, M.; Spriensma, R. (2000): The Eco-indicator 99: A damage oriented method for Life Cycle Impact Assessment Methodology, Den Haag. (26.10.2022)
- Gogate, MR. (2019): Methanol-to-olefins process technology: current status and future prospects. In: *Pet Sci Technol*, 37:5, S. 559–565
- González-Garay, A.; S. Frei, M.; Al-Qahtani, A.; Mondelli, C.; Guillén-Gosálbez, G.; Pérez-Ramírez, J. (2019): Plant-to-planet analysis of CO<sub>2</sub>-based methanol processes. In: *Energy Environ Sci*, 12:12, S. 3425–3436
- Goroncy, C.; Nissen, S. (2021): Normen und Standards im Bereich der CO<sub>2</sub>-Verwertung.  
[https://co2-utilization.net/fileadmin/user\\_upload/210209\\_CO2-Win\\_Handout\\_new\\_layout.pdf](https://co2-utilization.net/fileadmin/user_upload/210209_CO2-Win_Handout_new_layout.pdf) (2.6.2022)
- Gorset, O.; Knudsen, JN.; Bade, OM.; Askestad, I. (2014): Results from Testing of Aker Solutions Advanced Amine Solvents at CO<sub>2</sub> Technology Centre Mongstad. In: *Energy Procedia*, 63, S. 6267–6280
- Gouedard, C.; Picq, D.; Launay, F.; Carrette, P-L. (2012): Amine degradation in CO<sub>2</sub> capture. I. A review. In: *Int J Greenh Gas Control*, 10, S. 244–270
- Gouedard, C.; Rey, A.; Cuzuel, V.; Brunet, J.; Delfort, B.; Picq, D.; Dugay, J.; Vial, J.; Pichon, V.; Launay, F.; Assam, L.; Ponthus, J.; Carrette, P-L. (2014): Amine degradation in CO<sub>2</sub> capture. 3. New degradation products of MEA in liquid phase: Amides and nitrogenous heterocycles. In: *Int J Greenh Gas Control*, 29, S. 61–69
- GreenBiz. (2019): Inside ExxonMobil's hookup with carbon removal venture Global Thermostat.  
<https://www.greenbiz.com/article/inside-exxonmobils-hookup-carbon-removal-venture-global-thermostat> (28.5.2022)
- Gunasekar, G.; Park, K.; Jung, K-D.; Yoon, S. (2016): Recent developments in the catalytic hydrogenation of CO<sub>2</sub> to formic acid/formate using heterogeneous catalysts, S. 882–895. . <https://doi.org/10.1039/C5QI00231A> (30.11.2021)
- GVA. (2019): GVA. [https://gvac.se/en-au/insights-events/press-release/kbr-awarded-feed-plus-epcm-option-contract-methanexs-potential?language\\_content\\_entity=en-au](https://gvac.se/en-au/insights-events/press-release/kbr-awarded-feed-plus-epcm-option-contract-methanexs-potential?language_content_entity=en-au) (30.11.2021)
- H2 Energy AG.; IBAarau AG. (2020): Prospekt: Erste Wasserkraft-Elektrolyseanlage Wasserstoff.  
<https://h2energy.ch/wp-content/uploads/2017/05/Prospekt-Erste-Wasserkraft-Elektrolyseanlage-Wasserstoff.pdf>. (29.10.2020)

- Haas, T.; Weber, R.; Dempler, M.; Schmid, G. (2018): Technical photosynthesis involving CO<sub>2</sub> electrolysis and fermentation, S. 32–39. . <https://doi.org/10.1038/s41929-017-0005-1> (30.11.2021)
- Hägg, M-B.; Lindbråthen, A.; He, X.; Nodeland, SG.; Cantero, T. (2017): Pilot Demonstration-reporting on CO<sub>2</sub> Capture from a Cement Plant Using Hollow Fiber Process. In: Energy Procedia, 114, S. 6150–6165
- Haider, S.; Lindbråthen, A.; Lie, JA.; Carstensen, PV.; Johannessen, T.; Hägg, M-B. (2018): Vehicle fuel from biogas with carbon membranes; a comparison between simulation predictions and actual field demonstration. In: Green Energy Environ, 3:3, S. 266–276
- Hauschild, MZ.; Wenzel, H. (1998): Environmental Assessment of Products, Volume 2: Scientific Background, Chapman & Hall, London
- He, X. (2018): A review of material development in the field of carbon capture and the application of membrane-based processes in power plants and energy-intensive industries. In: Energy Sustain Soc, 8:1, S. 34
- HeidelbergCement. (2018): Oxyfuel-Technologie zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung im HeidelbergCement-Werk Colleferro. <https://www.heidelbergcement.com/de/ecra-oxyfuel>. (31.8.2021)
- Heijungs, R.; Guinée, JB.; Huppes, G.; Lankreijer, R m.; de Haes, UHA.; Wegener Sleewijk, A.; Ansems, AMM.; Eggels, PG.; Duin, R van.; Goede, HP. (1992): Environmental life cycle assessment of products: guide and backgrounds (Part 1). <https://scholarlypublications.universiteitleiden.nl/handle/1887/8061> (30.6.2021)
- Helbig, M. (2019): Experimentelle Untersuchung des Langzeitverhaltens des Carbonate-Looping-Verfahrens im Megawatt-Technikum. TU Darmstadt
- Heyn, R.; Styring, P.; Quadrelli, A.; Armstrong, K. (2015): Organic Carbonates. In Carbon Dioxide Utilisation: Closing the Carbon Cycle, Elsevier. (30.11.2021)
- Hills, T.; Leeson, D.; Florin, N.; Fennell, P. (2016): Carbon Capture in the Cement Industry: Technologies, Progress, and Retrofitting. In: Environ Sci Technol, 50:1, S. 368–377
- HIS Markit. (2010): Methanol from Natural Gas by the Lurgi Combined Reforming Process. <https://ihsmarkit.com/products/chemical-technology-pep-reviews-methanol-from-natural-gas-lurgi-1990.html> (30.11.2021)
- Hoffmann. (2014): Chemische Umsetzung von CO<sub>2</sub> – Darstellung von Dimethylcarbonat aus CO<sub>2</sub> und Methanol an Cer-basierten Katalysatoren. [https://tuprints.ulb.tu-darmstadt.de/4142/1/Dissertation\\_HeikoHofmann\\_2014.pdf](https://tuprints.ulb.tu-darmstadt.de/4142/1/Dissertation_HeikoHofmann_2014.pdf) (30.11.2021)
- Holmen, AH. (2009): Direct conversion of methane to fuels and chemicals. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2009.01.004> (30.11.2021)
- Hoppe, W.; Thonemann, N.; Bringezu, S. (2018): Life Cycle Assessment of Carbon Dioxide-Based Production of Methane and Methanol and Derived Polymers: LCA of CO<sub>2</sub>-based chemicals. In: J Ind Ecol, 22:2, S. 327–340
- H-Tec Systems. Elektrolyseur: Wasserstoffherzeugung durch PEM Elektrolyse. <https://www.h-tec.com/produkte/me-100350/>. (29.10.2020)

- Huang, C-H.; Tan, C-S. (2014): A Review: CO<sub>2</sub> Utilization. In: Aerosol Air Qual Res, 14:2, S. 480–499
- Hübner, T.; Guminski, A.; von Roon, S.; Rouyrre, E. (2019): Energiewende in der Industrie - Potenziale und Wechselwirkungen mit dem Energiesektor - Branchensteckbrief der Zement- und Kalkindustrie.  
[https://www.bmwi.de/Redaktion/DE/Downloads/E/energiewende-in-der-industrie-ap2a-branchensteckbrief-zement.pdf?\\_\\_blob=publicationFile&v=4](https://www.bmwi.de/Redaktion/DE/Downloads/E/energiewende-in-der-industrie-ap2a-branchensteckbrief-zement.pdf?__blob=publicationFile&v=4) (30.11.2021)
- Huff et al., C. (2011): „Cascade Catalysis for the Homogeneous Hydrogenation of CO<sub>2</sub> to Methanol“, C. Huff, M. Sanford, J. Am. Chem. Soc 133, 2011 : 18122–18125.  
<https://doi.org/10.1021/ja208760j> (30.11.2021)
- Hum, C.; Wang, C.; Tassano, M. (2017): Polyether Plant Design. In: , , S. 256
- Hüser, T. (2017): Reduktion von CO<sub>2</sub> - Forscher machen industrielles Carbonate-Looping möglich. Process
- Hydrogenics. Renewable Hydrogen Brochure. <http://www.hydrogenics.com/wp-content/uploads/Renewable-Hydrogen-Brochure.pdf>. (29.10.2020)
- IEA. (2019): Putting CO<sub>2</sub> to Use
- IEA. (2022): IEA Global Methane Tracker 2022. In: IEA Global Methane Tracker 2022. (16.11.2022)
- IEA. (2021a): Data tables – Data & Statistics. In: IEA. <https://www.iea.org/data-and-statistics/data-tables>. (30.6.2021)
- IEA. (2021b): Exporting CO<sub>2</sub> for Offshore Storage – The London Protocol’s Export Amendment and Associated Guidelines and Guidance. <https://www.club-co2.fr/files/2021/04/IEAGHG-2021-TR02-Exporting-CO2-for-Offshore-Storage-The-London-Protocol-s-Export-Amendment-and-Associated-Guidelines-and-Guidance.pdf> (29.8.2021)
- IEAGHG. (2013): CO<sub>2</sub> Pipeline Infrastructure, IEAGHG. .  
[https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiY4-254vj6AhV6h\\_OHHW-fCwsQFnoECDgQAQ&url=https%3A%2F%2Fieaghg.org%2Fdocs%2FGeneral\\_Docs%2FReports%2F2013-18.pdf&usg=AOvVaw3LbGfthPajZoKhQCljMTv0](https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiY4-254vj6AhV6h_OHHW-fCwsQFnoECDgQAQ&url=https%3A%2F%2Fieaghg.org%2Fdocs%2FGeneral_Docs%2FReports%2F2013-18.pdf&usg=AOvVaw3LbGfthPajZoKhQCljMTv0) (24.10.2022)
- IMO. (2006): 1996 Protokoll to the convention on the prevention of marine pollution by dumping of wastes and other matter, 1972.  
<https://wwwcdn.imo.org/localresources/en/OurWork/Environment/Documents/PROTOCOLAmended2006.pdf2006>
- InformationsZentrum Beton. (2017): Zemente und ihre Herstellung.  
<https://www.beton.org/fileadmin/beton-org/media/Dokumente/PDF/Service/Zementmerkb1%3%A4tter/B1.pdf> (18.5.2021)
- Infraaserv Höchst. (2022): Wärme. In: Wärme.  
<https://www.infraserv.com/de/leistungen/energien/waerme/>. (26.10.2022)
- Intensiv Filter. (2021): Das große Intensiv-Filter Lexikon der Entstaubung.  
<https://www.intensiv->

- filter.com/fileadmin/user\_upload/downloads/files/Lexikon\_der\_Entstaubung\_Intensiv-Filter.pdf (25.10.2022)
- International Fertilizer Association. (2019): Urea Stats Excel File.  
<https://www.ifastat.org/supply/Nitrogen%20Products/Urea>. (8.8.2019)
- ISBT. (2021): International Society of Beverage Technologists: Bulk Carbon Dioxide: Quality & Food Safety Guidelines and Analytical Methods and Techniques Reference.  
<https://www.isbt.com/resources-guidelines-best-practices.asp#BeverageGases>  
(1.11.2022)
- ISO. (2016): ISO 27913:2016 Carbon dioxide capture, transportation and geological storage — Pipeline transportation systems, International Organization for Standardization, Genf, S. 35. . <https://www.iso.org/standard/64235.html> (18.11.2022)
- Israf, UD. et al. (2019): Recent developments on heterogeneous catalytic CO<sub>2</sub> reduction to methanol.  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2212982019303312>  
(3.6.2022)
- ITAD. (2020a): ITAD Jahresbericht 2019. <https://www.itad.de/ueber-uns/mehr/jahresbericht/itad-jahresbericht-2017.pdf> (13.8.2021)
- ITAD. (2020b): Positionspapier: Das Brennstoff-Emissionshandelsgesetz (BEHG).  
<https://www.itad.de/wissen/faktenblaetter/hintergrundinformationen-nach-behg>  
(13.12.2021)
- Jarvis, S.; Samsatli, S. (2018): Technologies and infrastructures underpinning future CO<sub>2</sub> value chains: A comprehensive review and comparative analysis, S. 46–68. .  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.01.007> (30.11.2021)
- Jasper, S.; El-Halwagi, M. (2015): A Techno-Economic Comparison between Two Methanol-to-Polypropylene Processes. In: Processes, 3:3, S. 684–698
- Johnson Matthey. (2019): Johnson Matthey-Website. <https://matthey.com/products-and-services/chemical-processes/core-technologies/reforming>. (30.11.2021)
- Kanda et al., T. (2017): Innovative Syngas Production Catalyst for Utilization of CO<sub>2</sub> (CT-CO<sub>2</sub>AR™ Catalyst). <https://www.aiche.org/conferences/aiche-annual-meeting/2017/proceeding/paper/336e-innovative-SynGas-production-catalyst-utilization-co2-ct-co2artm-catalyst> (30.11.2021)
- Karamé.; Shaya.; Srour. (2018): Carbon Dioxide Conversion to Methanol: Opportunities and Fundamental Challenges“, S.A. Al-Saydeh and S.J. Zaidi,, 2018, Eds.: , Shaya and Srour, IntechOpen,. <http://doi.org/10.5772/intechopen.74779> (30.11.2021)
- Keith, DW.; Holmes, G.; St. Angelo, D.; Heidel, K. (2018): A Process for Capturing CO<sub>2</sub> from the Atmosphere. In: Joule, 2:8, S. 1573–1594
- Kiss, AA. (2018): Novel Catalytic Reactive Distillation Processes for a Sustainable Chemical Industry. In: Top Catal, 62, S. 1132–1148
- Klik. (2021): Kompensationsmechanismus.  
<https://www.klik.ch/stiftung/kompensationsmechanismus>. (14.11.2021)

- Klinthong, W.; Yang, Y-H.; Huang, C-H.; Tan, C-S. (2015): A Review: Microalgae and Their Applications in CO<sub>2</sub> Capture and Renewable Energy. In: *Aerosol Air Qual Res*, 15:2, S. 712–742
- Knudsen, JN.; Bade, OM.; Askestad, I.; Gorset, O.; Mejdell, T. (2014): Pilot Plant Demonstration of CO<sub>2</sub> Capture from Cement Plant with Advanced Amine Technology. In: *Energy Procedia*, 63, S. 6464–6475
- Knudsen, JN.; Jensen, JN.; Vilhelmsen, P-J.; Biede, O. (2009): Experience with CO<sub>2</sub> capture from coal flue gas in pilot-scale: Testing of different amine solvents. In: *Energy Procedia*, 1:1, S. 783–790
- Kongpanna, P.; Pavarajarn, V.; Gani, R.; Assabumrungrat, S. (2015): Techno-economic evaluation of different CO<sub>2</sub>-based processes for dimethyl carbonate production. In: *Chem Eng Res Des*, 93, S. 496–510
- Kopernikus-Projekte. (2021): Siemens und Evonik erforschen im Rheticus-Projekt „grüne“ Chemie. In: *Kopernikus-Projekte*. [https://www.kopernikus-projekte.de/aktuelles?news=Siemens\\_und\\_Evonik\\_erforschen\\_im\\_Rheticus\\_Projekt\\_gruene\\_Chemie](https://www.kopernikus-projekte.de/aktuelles?news=Siemens_und_Evonik_erforschen_im_Rheticus_Projekt_gruene_Chemie). (30.11.2021)
- Krämer, D. (2019): CO<sub>2</sub>Plus – Stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis - Abschlussberichte (30.11.2021)
- Krämer, D.; Hurtig, O. (2018a): Zwischenergebnisse: CO<sub>2</sub>Plus – Stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis. [https://www.fona.de/medien/pdf/CO2plus\\_2018\\_A4.pdf](https://www.fona.de/medien/pdf/CO2plus_2018_A4.pdf) (3.6.2022)
- Krämer, D.; Hurtig, O. (2018b): CO<sub>2</sub>Plus – Zwischenstandbroschüre (30.11.2021)
- Kremer et al., D. (2019): Geological Mapping and Characterization of Possible Primary Input Materials for the Mineral Sequestration of Carbon Dioxide in Europe. <https://www.amr.rwth-aachen.de/go/id/eavs/lidx/1/file/766874> (3.6.2022)
- Kreutz, TG.; Larson, ED.; Elsidio, C.; Martelli, E.; Greig, C.; Williams, RH. (2020): Techno-economic prospects for producing Fischer-Tropsch jet fuel and electricity from lignite and woody biomass with CO<sub>2</sub> capture for EOR. In: *Appl Energy*, 279, S. 115841
- Krumm, C. (2019): CleanTech. [https://www.cleantech.com/wp-content/uploads/2019/02/2019-CFSF\\_Fledglings-Seedlings-.pdf](https://www.cleantech.com/wp-content/uploads/2019/02/2019-CFSF_Fledglings-Seedlings-.pdf) (30.11.2021)
- Kuckshinrichs, W.; Markewitz, P.; Linssen, J.; Zapp, P.; Peters, M.; Köhler, B.; Mülle, TE.; Leitner, W. (2010): Weltweite Innovationen bei der Entwicklung von CCS-Technologien und Möglichkeiten der Nutzung und des Recyclings von CO<sub>2</sub>. [https://juser.fz-juelich.de/record/9640/files/EnergieUmwelt\\_60.pdf](https://juser.fz-juelich.de/record/9640/files/EnergieUmwelt_60.pdf) (6.9.2021)
- Kunz, Sebastian. (2020): Korrespondenz Südzucker/Crop Energies (29.8.2021)
- Langanke, J.; Wolf, A.; Hofmann, J.; Böhm, K.; Subhani, M.; Müller, T.; Leitner, W.; Gürtler, C. (2014): Carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) as sustainable feedstock for polyurethane production. In: *Green Chem*, 16
- LEAP. Cleanker. In: *CLEANKER – CLEAN clinker production by calcium looping process*. <http://www.cleanker.eu/>. (2.12.2022)

- Leisin, M. (2019): Energiewende in der Industrie, Potenziale und Wechselwirkungen im Energiesektor - Branchensteckbrief der Glasindustrie. [https://www.bmwi.de/Redaktion/DE/Downloads/E/energiewende-in-der-industrie-ap2a-branchensteckbrief-glas.pdf?\\_\\_blob=publicationFile&v=4](https://www.bmwi.de/Redaktion/DE/Downloads/E/energiewende-in-der-industrie-ap2a-branchensteckbrief-glas.pdf?__blob=publicationFile&v=4) (30.10.2020)
- Lichtarowicz, M. (2017): Urea. <http://essentialchemicalindustry.org/chemicals/urea.html>. (3.6.2019)
- Lie, JA.; Vassbotn, T.; Hägg, M-B.; Grainger, D.; Kim, T-J.; Mejdell, T. (2007): Optimization of a membrane process for CO<sub>2</sub> capture in the steelmaking industry. In: Int J Greenh Gas Control, 1:3, S. 309–317
- Liebich, A.; Fröhlich, T.; !!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!; 1!!!!!!!!!!!!!!!!!!!! (2020): Systemvergleich speicherbarer Energieträger aus erneuerbaren Energien 5.2020, Umweltbundesamt
- Linde. (2015): Linde. In: Linde. [https://www.the-linde-group.com/de/news\\_and\\_media/press\\_releases/news\\_20151015.html](https://www.the-linde-group.com/de/news_and_media/press_releases/news_20151015.html). (30.11.2021)
- Löser, J.; Hellfritsch, S.; Weigl, S.; Wilhelm, R.; Klemm, M. (2007): Oxyfuel-Technologie: Von der Grundlagenforschung zum Großkraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung. In: Wiss Z Tech Univ Dresd, 56:3–4, S. 23–32
- Lozanovski, A. (2019): LCA of CO<sub>2</sub> Direct Air Capture
- Lummus Technology. (2021): Dimethyl Carbonate Process by Lummus Technology. <http://www.processengineer.info/petrochemical/dimethyl-carbonate-process-by-lummus-technology.html> (30.11.2021)
- Madlch.; Galet. (2018): DryRef II - Energy-Efficient Production of Synthesis Gas by Dry Reforming at Industrial Scale. [https://dechema-dfi.de/kwi\\_media/Downloads/hochtemperaturwerkstoffe/Projekte/high\\_temperature\\_materials\\_poster\\_metal\\_dusting\\_dryref2-p-10001390.pdf](https://dechema-dfi.de/kwi_media/Downloads/hochtemperaturwerkstoffe/Projekte/high_temperature_materials_poster_metal_dusting_dryref2-p-10001390.pdf) (30.11.2021)
- Maitlis, PM. (2013): Other Industrially Important SynGas Reactions, Wiley-VCH. . <https://doi.org/10.1002/9783527656837.ch6> (30.11.2021)
- Marano, JJ.; Ciferno, JP. (2001): Life-cycle greenhouse-gas emissions inventory for Fischer-Tropsch fuels. [https://www.eesi.org/files/netl\\_emissions\\_060001.pdf](https://www.eesi.org/files/netl_emissions_060001.pdf) (29.10.2020)
- Marine Insight. (2019): Mitsui Orders Methanol Carrier With World's First Methanol-Fueled Low-Speed Diesel Engine. <https://www.marineinsight.com/shipping-news/mitsui-orders-methanol-carrier-with-worlds-first-methanol-fueled-low-speed-diesel-engine/> (30.11.2021)
- Market Research Place. (2018): Global Dimethyl Carbonate Market Professional Survey Report 2018. <https://www.marketresearchplace.com/report/global-dimethyl-carbonate-market-professional-survey-report-2018-80014.html> (30.11.2021)
- Markewitz, DrP.; Dr. Li Zhao; Dr. Martin Robinius (2017): Technologiebericht 2.3 CO<sub>2</sub>-Abscheidung und Speicherung (CCS) innerhalb des Forschungsprojekts TF\_Energiewende, In: Wuppertal Institut, ISI, IZES (Hrsg.): Technologien für die Energiewende, Wuppertal, Karlsruhe, Saarbrücken
- Marlin et al., DS. (2018): Process Advantages of Direct CO<sub>2</sub> to Methanol Synthesis. <https://doi.org/10.3389/fchem.2018.00446> (30.11.2021)

- Mašláni, A.; Hrabovský, M.; Křenek, P.; Hlína, M.; Raman, S.; Sikarwar, VS.; Jeremiáš, M. (2021): Pyrolysis of methane via thermal steam plasma for the production of hydrogen and carbon black. In: *Int J Hydrog Energy*, 46:2, S. 1605–1614
- Matsuzaki et al. (1997): Dimethyl carbonate synthesis and other oxidative reactions using alkyl nitrites. <https://doi.org/10.1007/s10563-010-9102-8> (30.11.2021)
- Max-Planck-Institut für chemische Energiekonversion. (2018): Grüne Verfahren zur Herstellung von Glycerincarbonat und Solketal. Max-Planck-Inst Für Chem Energiekonversion
- Meereis, J. (2019): Potenzialstudie Wasserstoffwirtschaft, EE.SHNETZWERKAGENTUR ERNEUERBARE ENERGIEN, S. 93. . [https://ee-sh.de/de/dokumente/content/berichte\\_studien/2019-09-06-Potentialstudie-H2-NF-Endfassung-L-Web.pdf](https://ee-sh.de/de/dokumente/content/berichte_studien/2019-09-06-Potentialstudie-H2-NF-Endfassung-L-Web.pdf) (30.10.2020)
- Meng, XC.; Li, C.; Wang, ZH.; Gong, XZ.; Fang, MH.; Zhao, MN. (2013): The Study of Life Cycle Assessment of Propylene Carbonate Manufacturing. In: *Mater Sci Forum*, 743–744, S. 812–816
- Mengers. (2015): Membrane reactors for the direct conversion of CO<sub>2</sub> to dimethyl carbonate. <https://doi.org/10.3990/1.9789036539432> (30.11.2021)
- Methanol als Treibstoff – Wege aus dem Klimadilemma. (2019): Methanol als Treibstoff – Wege aus dem Klimadilemma. <https://www.weka.de/einkauf-logistik/methanol-als-treibstoff-wege-aus-dem-klimadilemma/> (30.11.2021)
- Methanol Market Service Asia. (2018): Methanol Supply and Demand Historical Data. <https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/> (30.11.2021)
- Metz, B.; Davidson, O.; Coninck, H de.; Loos, M.; Meyer, L. (2005): IPCC Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage, IPCC. . [https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/03/srccs\\_wholereport-1.pdf](https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/03/srccs_wholereport-1.pdf) (24.10.2022)
- Michailos, S.; Sanderson, P.; VillaZaragoza, A.; McCord, S.; Armstrong, K.; Mason, F.; Stokes, G.; Williams, E.; Zimmermann, A.; Wunderlich, J.; Buchner, G.; Schomäcker, R.; Müller, L.; Bardow, A.; Marxen, A.; Naims, H. (2018): Methanol Worked Examples for the TEA and LCA Guidelines for CO<sub>2</sub> Utilization, Global CO<sub>2</sub> Initiative@UM. . <http://hdl.handle.net/2027.42/145723> (30.8.2021)
- Míguez, J.; Porteiro, J.; Pérez-Orozco, R.; Gómez, M. (2018): Technology Evolution in Membrane-Based CCS. In: *Energies*, 11:11, S. 3153
- Mikkelsen, M.; Jorgensen, M.; Krebs, FC. (2010): The teraton challenge. A review of fixation and transformation of carbon dioxide. In: *Energy Environ Sci*, 3, S. 43–81
- Mirgaux, O.; Anselmi, H.; Patisson, F. (2021): Environmental Performances of Various CCU Options in the Framework of an Integrated Chemical Plant. In: *Membranes*, 11:11, S. 815
- Mitsui Chemicals Group. (2018): Mitsui Chemicals Group, S. 12. . [https://www.mitsuichem.com/en/sustainability/report/pdf/esg2018web\\_e.pdf](https://www.mitsuichem.com/en/sustainability/report/pdf/esg2018web_e.pdf) (30.11.2021)

- Moheimani, NR.; Borowitzka, MA. (2006): The long-term culture of the coccolithophore *Pleurochrysis carterae* (Haptophyta) in outdoor raceway ponds. In: *J Appl Phycol*, 18:6, S. 703–712
- Möller, H. (2020): Celitement - A novel cement based on hydraulic calcium hydrosilicates (hCHS). In: , , S. 5
- Monteiro et al. (2009): Sustainability metrics for eco-technologies assessment, Part II. Life cycle analysis. <https://doi.org/10.1007/s10098-009-0205-8> (30.11.2021)
- Mordor Intelligence. (2022a): Harnstoffmarkt – Wachstum, Trends, Auswirkungen von COVID-19 und Prognosen (2022 – 2027). In: Mordor Intelligence. <https://www.mordorintelligence.com/de/industry-reports/urea-market>. (31.10.2022)
- Mordor Intelligence. (2022b): Ameisensäure-Markt – Wachstum, Trends, Auswirkungen von COVID-19 und Prognosen (2022 – 2027). In: Mordor Intelligence. <https://www.mordorintelligence.com/de/industry-reports/formic-acid-market>. (31.10.2022)
- Morken, AK.; Pedersen, S.; Kleppe, ER.; Wisthaler, A.; Vernstad, K.; Ullestad, Ø.; Flø, NE.; Faramarzi, L.; Hamborg, ES. (2017): Degradation and Emission Results of Amine Plant Operations from MEA Testing at the CO<sub>2</sub> Technology Centre Mongstad. In: *Energy Procedia*, 114, S. 1245–1262
- Moser, P. (2011): The post-combustion capture pilot plant Niederaussem–Results of the first half of the testing programme. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.01.188> (30.11.2021)
- Moser, P.; Schmidt, S.; Sieder, G.; Garcia, H.; Stoffregen, T. (2011a): Performance of MEA in a long-term test at the post-combustion capture pilot plant in Niederaussem. In: *Int J Greenh Gas Control*, 5:4, S. 620–627
- Moser, P.; Schmidt, S.; Stahl, K. (2011b): Investigation of trace elements in the inlet and outlet streams of a MEA-based post-combustion capture process results from the test programme at the Niederaussem pilot plant. In: *Energy Procedia*, 4, S. 473–479
- Moser, P.; Wiechers, G.; Elsen, R.; Goetheer, E.; Khakharia, P. (2018a): MEA Consumption – ALIGN-CCUS: Comparative Long-Term Testing to Answer the Open Questions.
- Moser, P.; Wiechers, G.; Schmidt, S.; Moretz-Sohn, J.; Goetheer, E.; Charalambous, C.; Saleh, A.; van der Spek, M.; Garcia, S. (2021): Results of the 18-month test with aqueous AMP/PZ solvent at the pilot plant at Niederaussem – solvent management, emissions and dynamic behavior. In: *Int J Greenh Gas Control*, in press
- Moser, P.; Wiechers, G.; Schmidt, S.; Stahl, K.; Vorberg, G.; Stoffregen, T. (2018b): Oase® blue – Optimierte CO<sub>2</sub>-Abtrenntechnik als Ergebnis des 10-jährigen Entwicklungsprogramms von BASF, Linde und RWE Power im Innovationszentrum Kohle in Niederaußem. In: *VGB PowerTech*, 1:2, S. 43–49
- Mostert; Bringezu (2019): Measuring Product Material Footprint as New Life Cycle Impact Assessment Method: Indicators and Abiotic Characterization Factors. In: *Resources*, 8:2, S. 61
- M.S. Reisch, c&en. (2018): Renewable chemical maker Avantium tries for an encore performance, M.S. Reisch, c&en. . <https://cen.acs.org/business/biobased-chemicals/Renewable-chemical-maker-Avantium-tries/96/i24> (30.11.2021)

- National Academies of Sciences, Engineering, and Medicine (U.S.). [Hrsg] (2019): Negative emissions technologies and reliable sequestration: a research agenda, The National Academies Press, Washington, DC
- National Energy Technology Laboratory. 10.2.1. Commercial Use of Fischer-Tropsch Synthesis. <https://www.netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/sasol>. (20.6.2021)
- National Research Council. (2012): Sustainable Development of Algal Biofuels in the United States, The National Academies Press, Washington, DC
- Nguyen, TBH.; Zondervan, E. (2019): Methanol production from captured CO<sub>2</sub> using hydrogenation and reforming technologies environmental and economic evaluation. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2212982019300320> (3.6.2022)
- Nielsen, CJ.; Herrmann, H.; Weller, C. (2012): Atmospheric chemistry and environmental impact of the use of amines in carbon capture and storage (CCS). In: Chem Soc Rev, 41:19, S. 6684
- North et al., M. (2015): What is CO<sub>2</sub>? Thermodynamics, Basic Reactions and Physical Chemistry, Elsevier. . <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-62746-9.00001-3> (30.11.2021)
- North, M.; Pasquale, R.; Young, C. (2010): Synthesis of cyclic carbonates from epoxides and CO<sub>2</sub>, Green Chemistry, S. 1514–1539. . <https://doi.org/10.1039/C0GC00065E> (30.11.2021)
- Norwegian Ministry of Petroleum and Energy. (2019): Longship - Carbon capture and storage, S. 92. . <https://www.regjeringen.no/contentassets/943cb244091d4b2fb3782f395d69b05b/en-gb/pdfs/stm201920200033000engpdfs.pdf>
- Nova. (2021): Renewable Carbon Initiative. <https://renewable-carbon-initiative.com/> (29.8.2021)
- NRW. (2021): Kohlenstoff kann Klimaschutz Carbon Management Strategie Nordrhein-Westfalen, Ministerium für Wirtschaft, Innovation, Digitalisierung und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen, Düsseldorf. (24.10.2022)
- Nuss, P.; Gardner, KH.; Bringezu, S. (2013): Environmental Implications and Costs of Municipal Solid Waste-Derived Ethylene. In: J Ind Ecol, 17:6, S. 912–925
- OCO Inc. (2017): OCO Inc. In: OCO Inc. <https://ocochem.com/about/>. (30.11.2021)
- OECD. (2018): Ethanol projections: Production and use, OECD. . [https://www.oecd-ilibrary.org/agriculture-and-food/oecd-fao-agricultural-outlook-2018-2027/ethanol-projections-production-and-use\\_agr\\_outlook-2018-table167-en](https://www.oecd-ilibrary.org/agriculture-and-food/oecd-fao-agricultural-outlook-2018-2027/ethanol-projections-production-and-use_agr_outlook-2018-table167-en) (30.11.2021)
- Ogiermann, K.; Hagen, K.; Meyerhoff, T.; Basabe, JL.; Vendrup, M. (2012): Behandlung von Abwasser der Rauchgasreinigung. In: VGB PowerTech, 9
- Olah et al., GA. (2013): Bi-reforming of Methane from Any Source with Steam and Carbon Dioxide Exclusively to Metgas (CO–2H<sub>2</sub>) for Methanol and Hydrocarbon Synthesis, S. 648–650. . <https://doi.org/10.1021/ja311796n> (30.11.2021)

- Olfe-Kräutlein, B.; Naims, H.; Bruhn, T.; Lorente Lafuente, AM. (2016): CO<sub>2</sub> als Wertstoff - Herausforderungen und Potenziale für die Gesellschaft, Institute for Advanced Sustainability Studies (IASS). . [http://publications.iass-potsdam.de/pubman/item/escidoc:1962394:4/component/escidoc:1962399/IASS\\_Study\\_1962394.pdf](http://publications.iass-potsdam.de/pubman/item/escidoc:1962394:4/component/escidoc:1962399/IASS_Study_1962394.pdf) (6.9.2021)
- Otto, A. (2011): Chemische Absorption von CO<sub>2</sub> aus fossil befeuerten Kraftwerken mittels Monoethanolamin, Jülich. . <file:///C:/Users/dura/AppData/Local/Temp/Diplomarbeit-AlexanderOtto-1.pdf> (30.10.2022)
- Otto, A.; Markewitz, P.; Robinius, M. (2018): Technologiebericht 2.4 CO<sub>2</sub>-Nutzung innerhalb des Forschungsprojekts TF\_Energiewende
- Ozkan, M. (2021a): Direct air capture of CO<sub>2</sub>: A response to meet the global climate targets. MRS Energy Sustain. <https://doi.org/10.1557/s43581-021-00005-9>
- Ozkan, M. (2021b): Direct air capture of CO<sub>2</sub>: A response to meet the global climate targets. MRS Energy Sustain. <https://doi.org/10.1557/s43581-021-00005-9>
- Parker. (2019): PCO<sub>2</sub> Next Generation System zur Qualitätssicherung von Kohlendioxid in der Sprudelwasser -industrie - Fertigungsanlage. PCO<sub>2</sub> Next Generation System zur Qualitätssicherung von Kohlendioxid in der Sprudelwasser -industrie - Fertigungsanlage. (2.11.2022)
- Parkinson, B.; Matthews, JW.; McConnaughy, TB.; Upham, DC.; McFarland, EW. (2017): Techno-Economic Analysis of Methane Pyrolysis in Molten Metals: Decarbonizing Natural Gas. In: Chem Eng Technol, 40:6, S. 1022–1030
- Perez-Fortes et al., M. (2016): Methanol synthesis using captured CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental assessment“, M. Pérez-Fortes, J.C. Schöneberger, A. Boulamanti, E. Tzimas, Applied Energy 161, 2016 : 718-732,. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0306261915009071> (30.11.2021)
- Pérez-Fortes, M.; Schöneberger, J.C.; Boulamanti, A.; Harrison, G.; Tzimas, E. (2016): Formic acid synthesis using CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental evaluation and market potential. In: Int J Hydrog Energy, 41:37, S. 16444–16462
- Periana et al., RA. (1998): Platinum Catalysts for the High-Yield Oxidation of Methane to a Methanol Derivative, R.A. Periana, D.J. Taube, S. Gamble, H. Taube, T. Satoh, H. Fujii, Science 280 (5363), 1998, , S. 560–564. . <https://doi.org/10.1126/science.280.5363.560> (30.11.2021)
- PlasticsEurope. (2012): Ethylene, Propylene, Butadiene, Pyrolysis Gasoline, Ethylene Oxide (EO), Ethylene Glycols (MEG, DEG, TEG), PlasticsEurope. . <https://www.plasticseurope.org/en/resources/eco-profiles> (30.10.2020)
- PlasticsEurope. (2019): Polycarbonate (PC) Eco-Profile. [https://www.plasticseurope.org/download\\_file/812/0](https://www.plasticseurope.org/download_file/812/0) (30.6.2021)
- Platzbecker, E.; Schwarz, M.; Rhiemeier, J-M.; Fleischmann. (2022): Prozesskettenorientierte Ermittlung der Material- und Energieeffizienzpotenziale in der Glas- und Mineralfaserindustrie, Umweltbundesamt. . <https://www.umweltbundesamt.de/en/publikationen/prozesskettenorientierte-ermittlung-der-material> (30.10.2022)

- Plaza, MG.; Martínez, S.; Rubiera, F. (2020): CO<sub>2</sub> Capture, Use, and Storage in the Cement Industry: State of the Art and Expectations. In: *Energies*, 13:21, S. 5692
- Porter, RTJ.; Fairweather, M.; Kolster, C.; Mac Dowell, N.; Shah, N.; Woolley, RM. (2017): Cost and performance of some carbon capture technology options for producing different quality CO<sub>2</sub> product streams. In: *Int J Greenh Gas Control*, 57, S. 185–195
- Prodcom. (2021): Jährliche Prodcom-Daten 2020.  
<https://ec.europa.eu/eurostat/de/web/prodcom/data/excel-files-nace-rev.2>  
(29.8.2021)
- Production of Secondary Aggregates. (2007): Production of Secondary Aggregates.  
(Patentnummer:  
<https://patentimages.storage.googleapis.com/7b/a9/47/b198eb86618314/WO2007096671A1.pdf>)
- Qin, G-K.; Platter, G-K.; Tignor, M.; Allen, SK.; Boschung, J.; Nauels, A.; Xia, Y.; Bex, V.; Midgley, PM.; Stocker, M. [Hrsg] (2014): IPCC, 2013: the physical science basis: Working Group I contribution to the Fifth assessment report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Cambridge University Press, New York
- Rafiee, A. (2018): Trends in CO<sub>2</sub> conversion and utilization: A review from process systems perspective, CO<sub>2</sub>Chem Media and Publishing Ltd. .  
<http://doi.org/10.3998/2027.42/145436> (30.11.2021)
- Ramdin, M.; de Loos, TW.; Vlugt, TJH. (2012): State-of-the-Art of CO<sub>2</sub> Capture with Ionic Liquids. In: *Ind Eng Chem Res*, 51:24, S. 8149–8177
- Razzak, SA.; Hossain, MM.; Lucky, RA.; Bassi, AS.; de Lasa, H. (2013): Integrated CO<sub>2</sub> capture, wastewater treatment and biofuel production by microalgae culturing—A review. In: *Renew Sustain Energy Rev*, 27, S. 622–653
- Rechberger, K.; Bodendiek, N. (2015): Abschlussbericht zum Vorhaben Katalytische Low-Dust-Entstickung des Abgases an einer Drehofenanlage der Zementindustrie (Reingas – SCR)  
(27.10.2022)
- Regett, A.; Pelling, C.; Eller, S. Power2Gas - Hype oder Schlüssel zur Energiewende? In: , , S. 6
- Reller, C.; Krause, R.; Volkova, E.; Schmid, B.; Neubauer, S.; Rucki, A.; Schuster, M.; Schmid, G. (2017): Selective Electroreduction of CO<sub>2</sub> toward Ethylene on Nano Dendritic Copper Catalysts at High Current Density. In: *Adv Energy Mater*, 7:12, S. 1602114
- Remus, R.; Aguado-Monsonet, MA.; Roudier, S.; Delgado Sancho, L. (2013): Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Iron and Steel Production. IBSN: 978-92-79-26475-7
- Reuters. (2008): Japan's Mitsui Chemicals to make methanol from CO<sub>2</sub>, Reuters. .  
<https://www.reuters.com/article/methanol-japan-mitsui/japans-mitsui-chemicals-to-make-methanol-from-co2-idUST36561420080825> (30.11.2021)
- Rieder, A. (2016): CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus Kraftwerksrauchgasen mit wässriger MEA-Lösung - Waschmitteldegradation und Aufbereitungsverfahren. <https://doi.org/10.18419/OPUS-8982>

- Righi, S.; Morfino, A.; Galletti, P.; Samori, C.; Tugnoli, A.; Stramigioli, C. (2011): Comparative cradle-to-gate life cycle assessments of cellulose dissolution with 1-butyl-3-methylimidazolium chloride and N-methyl-morpholine-N-oxide. In: *Green Chem*, 13:2, S. 367–375
- Ross, MO.; Rosenzweig, AC.; Biol, J. (2017): A tale of two methane monooxygenases. <https://dx.doi.org/10.1007%2Fs00775-016-1419-y> (30.11.2021)
- RWE Power. (2021): Persönliche Mitteilung
- Saacke. (2022): Wasserstoff-Brenner für die industrielle Dekarbonisierung, Saacke GmbH. . <https://www.saacke.com/fileadmin/saacke/pdf/SAACKE-Whitepaper-H2-01-Web.pdf> (26.10.2022)
- Sahki et al. (2011): Effect of pressure on the mechanisms of the CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> reaction on a CO-precipitated CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst. <https://doi.org/10.1007/s11144-011-0311-6> (30.11.2021)
- Sánchez et al. (2019): Sustainable DMC production from CO<sub>2</sub> and renewable ammonia and methanol. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2019.08.010> (30.11.2021)
- Sandalow, D.; Friedmann, J.; McCormick, C.; McCoy, S. (2018): ICEF2018 Roadmap: Direct Air Capture of Carbon Dioxide. [https://www.globalccsinstitute.com/wp-content/uploads/2020/06/JF\\_ICEF\\_DAC\\_Roadmap-20181207-1.pdf](https://www.globalccsinstitute.com/wp-content/uploads/2020/06/JF_ICEF_DAC_Roadmap-20181207-1.pdf) (30.11.2021)
- Sandalow, R.; Aines, R.; Friedmann, J.; McCormick, C.; McCoy, S. (2017): Carbon Dioxide Utilization (CO<sub>2</sub>U), ICEF. . [https://www.icef.go.jp/pdf/summary/roadmap/icef2017\\_roadmap1.pdf](https://www.icef.go.jp/pdf/summary/roadmap/icef2017_roadmap1.pdf) (6.9.2021)
- Sandvik, P.; Wang, W.; Kathe, M.; Kong, F.; Fan, L-S. (2019): Operating Strategy of Chemical Looping Systems with Varied Reducer and Combustor Pressures. In: *Ind Eng Chem Res*, 58:13, S. 5228–5235
- Sang Sefidi, V.; Luis, P. (2019): Advanced Amino Acid-Based Technologies for CO<sub>2</sub> Capture: A Review. In: *Ind Eng Chem Res*, 58:44, S. 20181–20194
- Sass, B.; Monzyk, B.; Ricci, S.; Gupta, A.; Hindin, B.; Gupta, N. (2005): Impact of SO<sub>x</sub> and NO<sub>x</sub> in Flue Gas on CO<sub>2</sub> Separation, Compression, and Pipeline Transmission. *Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations 2005*, Elsevier, S955–981
- Scalet, BM.; Roudier, S.; Garcia Muñoz, M.; Delgado Sancho, L.; Sissa, AQ.; Institute for Prospective Technological Studies (2013): Best available techniques (BAT) reference document for the manufacture of glass: industrial emissions Directive 2010/75/EU: integrated pollution prevention and control., Publications Office, Luxembourg
- Schäfer, S.; Ruppert, J.; Furth, G.; Schulte, S. (2022): Überarbeitung der Emissionsfaktoren für Luftschadstoffe in den Branchen Zementklinkerproduktion und Glasherstellung Teilbericht – Zementklinkerproduktion. [https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/1410/publikationen/2022-08-22\\_texte\\_21-2022\\_emissionsfaktoren\\_zementklinkerproduktion\\_glasherstellung.pdf](https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/1410/publikationen/2022-08-22_texte_21-2022_emissionsfaktoren_zementklinkerproduktion_glasherstellung.pdf) (14.10.2022)
- Schäffer, J.; Ortloff, F.; Lubenau, U.; Imberg, C.; Senner, J. (2019): Bewertung von Quellen und Abtrennungungsverfahren zur Bereitstellung von CO<sub>2</sub> für PtG-Prozesse, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V. Technisch-wissenschaftlicher Verein

- Scharnagl et al., FK. (2019): Homogeneous Catalytic Hydrogenation of CO<sub>2</sub> to Methanol – Improvements with Tailored Ligands. <https://doi.org/10.1002/adsc.201801314> (30.11.2021)
- Schieweck et al., BG. (2017): Tailor-made Molecular Cobalt Catalyst System for the Selective Transformation of Carbon Dioxide to Dialkoxymethane Ethers. <https://doi.org/10.1002/anie.201702905> (30.11.2021)
- Schlotter, U. (2019): Chemisches Recycling, kann das bei der Verwertung von Kunststoffen helfen? In: MÜLL ABFALL, :5, S. 7
- Schmid, G. (2019): E-Ethylen
- Schmid, G. (2017): Präsentation zu eEthylen präsentiert auf der 1. Statuskonferenz der BMBF-Fördermaßnahme CO<sub>2</sub>Plus (30.11.2021)
- Schmid, G.; Reller, C. (2019): eEthylen – Nutzung elektrischer Energie aus erneuerbaren Quellen zur elektro- chemischen Herstellung von Ethylen aus CO<sub>2</sub>. CO<sub>2</sub>Plus – Stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis ABSCHLUSSERGEBNISSE, 1. edn.2019, DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V., Frankfurt am Main
- Schmid-Staiger et al. (2016): Bioraffinerie auf Basis kohlenhydratreicher Algenbiomasse, Nutzung von Stärke und Protein. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR). <http://www.fnr.de/index.php?id=11151&fkz=22403211> (30.11.2021)
- Schneider, S.; Bajohr, S.; Graf, F.; Kolb, T. (2020): Verfahrensübersicht zur Erzeugung von Wasserstoff durch Erdgas-Pyrolyse. In: Chem Ing Tech, 92:8, S. 1023–1032
- Schreiber, A.; Peschel, A.; Hentschel, B.; Zapp, P. (2020): Life Cycle Assessment of Power-to-Syngas: Comparing High Temperature Co-Electrolysis and Steam Methane Reforming. In: Front Energy Res, 20218
- Shandong Institute of Light Industry. (2007): Novel supercritical phase salicylic acid synthesis process. (Patentnummer: CN1733684A)
- Shanghai Advanced Research Institute. (2017): A Big Step Forward in Greenhouse Gas Conversion, Shanghai Advanced Research Institute. . [http://english.sari.cas.cn/re/rp/201708/t20170815\\_181973.html](http://english.sari.cas.cn/re/rp/201708/t20170815_181973.html) (30.11.2021)
- Shell. (2022): Shell and Dow start up e-cracking furnace experimental unit. <https://www.shell.com/business-customers/chemicals/media-releases/2022-media-releases/shell-and-dow-start-up-e-cracking-furnace-experimental-unit.html>. (25.10.2022)
- Shell Global Solutions International B.V. (2011): Shell Global Solutions International B.V. [https://www.shell.com.cn/en\\_cn/media/media-releases/2011-media-release/new-SynGas-technology-china.html](https://www.shell.com.cn/en_cn/media/media-releases/2011-media-release/new-SynGas-technology-china.html) (30.11.2021)
- Siemens AG. (2018): Project: eEthylen FKZ 033RC004A. [https://co2-utilization.net/fileadmin/Statuskonferenz/33\\_eEthylen.pdf](https://co2-utilization.net/fileadmin/Statuskonferenz/33_eEthylen.pdf). (29.6.2021)
- Sintef. CEMCAP. In: CEMCAP. <https://www.sintef.no/projectweb/cemcap/>. (2.12.2022)

- Smolinka, T.; Wiebe, N.; Sterchele, P.; Palzer, A.; Lehner, F.; Jansen, M.; Kiemel, S.; Miede, R.; Wahren, S.; Zimmermann, F. (2018): Industrialisierung der Wasserelektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und Wärme, Nationale Organisation Wasserstoff-und Brennstoffzellentechnologie (NOW GmbH), Berlin. . [https://www.now-gmbh.de/content/service/3-publikationen/1-nip-wasserstoff-und-brennstoffzellentechnologie/indwede-studie\\_v04.1.pdf](https://www.now-gmbh.de/content/service/3-publikationen/1-nip-wasserstoff-und-brennstoffzellentechnologie/indwede-studie_v04.1.pdf) (29.10.2020)
- Sordakik et al., K. (2016): Carbon Dioxide to Methanol : The Aqueous Catalytic Way at Room Temperature. <https://doi.org/10.1002/chem.201603407> (30.11.2021)
- Sprecher, M. (2016): Energieverbund im integrierten Hüttenwerk
- Sternberg, A.; Bardow, A. (2016): Life Cycle Assessment of Power-to-Gas: Syngas vs Methane. In: ACS Sustain Chem Eng, 4:8, S. 4156–4165
- Sternberg, A.; Jens, CM.; Bardow, A. (2017): Life cycle assessment of CO<sub>2</sub>-based C1-chemicals. In: Green Chem, 19:9, S. 2244–2259
- Sternberg, AD. (2017): System-wide perspective for life cycle assessment of CO<sub>2</sub>-based C1-chemicals. 1. Auflage, Wissenschaftsverlag Mainz GmbH, Aachen
- Strömberg, L.; Lindgren, G.; Jacoby, J.; Giering, R.; Anheden, M.; Burchhardt, U.; Altmann, H.; Kluger, F.; Stamatelopoulos, G-N. (2009): Update on Vattenfall's 30 MWth oxyfuel pilot plant in Schwarze Pumpe. In: Energy Procedia, 1:1, S. 581–589
- Sunfire. (2019): Sunfire-Website. <https://www.sunfire.de/de/unternehmen/news/detail/durchbruch-fuer-power-to-x-sunfire-nimmt-erste-co-elektrolyse-in-betrieb-und-startet-die-skalierung> (30.11.2021)
- Sunfire. (2021): Sunfire-Website. <https://www.sunfire.de/de/anwendungen/synthesegas> (30.11.2021)
- Sutter, D.; Gazzani, M.; Mazzotti, M. (2016): A low-energy chilled ammonia process exploiting controlled solid formation for post-combustion CO<sub>2</sub> capture. In: Faraday Discuss, 192, S. 59–83
- tec industry. (2021): Climeworks baut weltweit grösste CO<sub>2</sub>-Filteranlage. <https://www.tecindustry.ch/de/themen-1/climeworks-baut-weltweit-groesste-co2-filteranlage.html> (28.5.2022)
- Terlau, W.; Fuchshofen, N.; Klement, J. (2017): Ökologischer Vergleich des Einsatzes von Sulfat-Zellstoff, Altpapierstoff, grasbasiertem Zellstoff in der deutschen Papierproduktion. [https://www.creapaper.de/wp-content/uploads/2019/03/%C3%96kobilanz\\_Creapaper-vers.-12.12.2017.pdf](https://www.creapaper.de/wp-content/uploads/2019/03/%C3%96kobilanz_Creapaper-vers.-12.12.2017.pdf) (30.8.2021)
- Tian, P.; Wei, Y.; Ye, M.; Liu, Z. (2015): Methanol to Olefins (MTO): From Fundamentals to Commercialization. In: ACS Catal, 5:3, S. 1922–1938
- Tigges, B. (2020): Rauchgasentschwefelung durch das Halbtrockenverfahren, Chemie Technik. . <https://www.chemietechnik.de/anlagentechnik/schuettguttechnik/rauchgasentschwefelung-durch-das-halbtrockenverfahren.html> (26.10.2022)

- Tønnesen, DA. (2011): Update and improvement of dispersion calculations for emissions to air from TCM's amine plant. Part I-Worst case nitrosamines and nitramines, NILU. .  
<https://nilu.brage.unit.no/nilu-xmlui/handle/11250/2718775> (31.8.2021)
- Topsoe. (2019): Haldor Topsoe. <https://www.topsoe.com/processes/methanol> (30.11.2021)
- Troy, S. (2014): CO<sub>2</sub>-freier Kohlestrom, IEK-STE. . [https://www.fz-juelich.de/SharedDocs/Downloads/IEK/IEK-STE/DE/Publikationen/preprints/2014/preprint\\_15\\_2014.pdf?\\_\\_blob=publicationFile](https://www.fz-juelich.de/SharedDocs/Downloads/IEK/IEK-STE/DE/Publikationen/preprints/2014/preprint_15_2014.pdf?__blob=publicationFile) (31.5.2021)
- Troy, S.; Schreiber, A.; Zapp, P. (2016): Life cycle assessment of membrane-based carbon capture and storage. In: Clean Technol Environ Policy, 18:6, S. 1641–1654
- TU Darmstadt. (2019): TU Darmstadt: Forscher entwickeln Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Umwandlung durch Nutzung von Strom aus Müllverbrennung.  
<https://www.presseportal.de/pm/53715/4223203> (13.8.2021)
- TU Darmstadt. (2013): Schlussbericht - Entwicklung eines Konzepts zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung durch Carbonate-Looping mit Verwertung der Absorbentien in der Zementindustrie.  
[https://www.est.tu-darmstadt.de/media/est/forschung\\_estm/forschung\\_bilder\\_estm/projekte\\_estm/igf\\_\\_carbonate\\_looping/IGF\\_-\\_Carbonate\\_Looping\\_361ZN\\_Schlussbericht.pdf](https://www.est.tu-darmstadt.de/media/est/forschung_estm/forschung_bilder_estm/projekte_estm/igf__carbonate_looping/IGF_-_Carbonate_Looping_361ZN_Schlussbericht.pdf) (14.12.2021)
- TU Delft. (2019): M4CO<sub>2</sub> Energy efficient MOF-based Mixed Matrix Membranes for CO<sub>2</sub> Capture.  
<https://cordis.europa.eu/project/id/608490/de>. (31.8.2021)
- TU Hamburg-Harburg. (2017): Produktion von Algenbiomasse - thermodynamische Analyse.  
<https://www.tuhh.de/~bt1hm/Research/ProductionOfAlgaeBiomass/thermodynamischeAnalyse.pdf> (28.5.2022)
- UBA. (2001): German Notes on BAT for the production of Large Volume Solid Inorganic Chemicals (29.8.2021)
- UBE Industries. (2016): UBE Industries, Press Release "Ube Industries Licenses DMC Technology and Agrees to Establish Joint Venture for High-Purity DMC. [https://www.ube-ind.co.jp/ube/en/news/2015/20160316\\_01.html](https://www.ube-ind.co.jp/ube/en/news/2015/20160316_01.html). (30.11.2021)
- Umweltbundesamt. (2020a): Kohlendioxid-Emissionsfaktoren für die deutsche  
Berichterstattung atmosphärischer Emissionen 1990 - 2019.  
[https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/361/dokumente/co2\\_ef\\_nir\\_2021\\_brennstoffe\\_und\\_industrie\\_out.xlsx](https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/361/dokumente/co2_ef_nir_2021_brennstoffe_und_industrie_out.xlsx) (12.8.2021)
- Umweltbundesamt. (2020b): Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2020.  
[https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/1410/publikationen/2020-04-15-climate-change\\_22-2020\\_nir\\_2020\\_de.pdf](https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/1410/publikationen/2020-04-15-climate-change_22-2020_nir_2020_de.pdf) (28.11.2021)
- Umweltbundesamt. (2016): Thermische Abfallbehandlung.  
<https://www.umweltbundesamt.de/themen/abfall-ressourcen/entsorgung/thermische-behandlung#thermische-abfallbehandlung>. (7.3.2019)
- Umweltbundesamt. (2020c): Detailanalysen zum Systemvergleich speicherbarer Energieträger aus erneuerbaren Energien - Anhang zum Abschlussbericht, Dessau-Roßlau. .

- <https://www.umweltbundesamt.de/publikationen/systemvergleich-speicherbarer-energetraeger-aus> (26.7.2021)
- Umweltinnovationsprogramm. (2022): Projekt RDE - ICPF - Concept of New Low Carbon- (LCE) and Low NO<sub>x</sub>-Emissions (LNO<sub>x</sub>) Glass Melting & Production Process for Pharmaceutical & High-quality Food Container. <https://www.umweltinnovationsprogramm.de/projekte/projekt-rde-icpf-concept-new-low-carbon-lce-and-low-nox-emissions-lnox-glass-melting> (21.10.2022)
- Union, PO of the E. (2015): Best available techniques (BAT) reference document for the refining of mineral oil and gas industrial emissions : Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control). <http://op.europa.eu/en/publication-detail/-/publication/f59cda44-2dc7-4a1c-ab7a-3be5ea3ee040/language-en/format-PDF>. (30.10.2020)
- Universität Stuttgart. (2016): Veröffentlichung Uni Stuttgart. [https://www.uni-stuttgart.de/universitaet/aktuelles/presseinfo/Oekobilanzbericht\\_fuer\\_synthetischen\\_Diesel-Kraftstoff\\_aus\\_Wasser\\_und\\_CO2\\_erschieden/](https://www.uni-stuttgart.de/universitaet/aktuelles/presseinfo/Oekobilanzbericht_fuer_synthetischen_Diesel-Kraftstoff_aus_Wasser_und_CO2_erschieden/) (30.11.2021)
- Urea & Fertilizers. (2013): Urea & Fertilizers. <http://worldcommoditytraders.com/urea-fertilizers/> (3.6.2019)
- U.S. Department of Energy. (2020): Electrochemical Production of Formic Acid from Carbon Dioxide in Solid Electrolytes, Department of Energy. . <https://www.energy.gov/sites/prod/files/2020/12/f81/101975.pdf> (30.11.2021)
- van der Spek, M.; Eldrup, NH.; Skagestad, R.; Ramirez, A. (2017): Techno-economic Performance of State-of-the-Art Oxyfuel Technology for Low-CO<sub>2</sub> Coal-fired Electricity Production. In: Energy Procedia, 114, S. 6432–6439
- Vaswani, S. (2000): Development of Models for Calculating the Life Cycle Inventory of Methanol by Liquid Phase and Conventional Production Processes. Master thesis, North Carolina State University
- VCI. (2023a): VCI Chemiewirtschaft in Zahlen. In: Chemiewirtschaft in Zahlen online. <https://www.vci.de/die-branche/zahlen-berichte/chemiewirtschaft-in-zahlen-online.jsp>. (1.3.2023)
- VCI. (2020a): Daten und Fakten Rohstoffbasis der Chemieindustrie. <https://www.vci.de/vci/downloads-vci/top-thema/daten-fakten-rohstoffbasis-chemieindustrie.pdf> (29.8.2021)
- VCI. (2020b): Chemiewirtschaft in Zahlen 2020. In: Pharm Ind, :2020, S. 177
- VDI. (2021): VDI 4635 Blatt 1.3 - Projekt Power-to-X; CO<sub>2</sub>-Bereitstellung. <https://www.vdi.de/richtlinien/details/vdi-4635-blatt-13-power-to-x-co2-bereitstellung> (28.11.2021)
- VDI 3927-1. (2015): VDI 3927-1 Abgasreinigung - Minderung von Schwefeloxiden, Stickstoffoxiden und Halogeniden aus Abgasen von Verbrennungsprozessen (Rauchgasen) (27.10.2022)
- VDP. (2021): Kennzahlen Zellstoff- und Papierfabriken in Deutschland. <https://www.papierindustrie.de/fileadmin/0002->

- PAPIERINDUSTRIE/07\_Dateien/1\_Statistik/2021/PresseZahlen\_2020\_\_D\_.pdf  
(30.8.2021)
- VDZ. (2020a): Dekarbonisierung von Zement und Beton – Minderungspfade und Handlungsstrategien
- VDZ. (2020b): Umweltdaten der deutschen Zementindustrie 2020. [https://www.vdz-online.de/fileadmin/wissensportal/publikationen/umweltschutz/Umweltdaten/VDZ\\_Umweltdaten\\_Environmental\\_Data\\_2020.pdf](https://www.vdz-online.de/fileadmin/wissensportal/publikationen/umweltschutz/Umweltdaten/VDZ_Umweltdaten_Environmental_Data_2020.pdf) (10.5.2021)
- VDZ. (2018): Zementversand Inland (Monatsdaten). <https://www.vdz-online.de/zementindustrie/zahlen-und-daten> (12.8.2021)
- VDZ. (2022): Zementindustrie im Überblick 2022/23, VDZ, Düsseldorf, S. 52. . [https://www.vdz-online.de/fileadmin/wissensportal/publikationen/zementindustrie/zementindustrie\\_ueberblick/VDZ\\_Zementindustrie\\_im\\_Ueberblick\\_2022-2023.pdf](https://www.vdz-online.de/fileadmin/wissensportal/publikationen/zementindustrie/zementindustrie_ueberblick/VDZ_Zementindustrie_im_Ueberblick_2022-2023.pdf) (15.11.2022)
- VDZ. (2021): Zahlen und Daten Zementindustrie in Deutschland. <https://www.vdz-online.de/zementindustrie/zahlen-und-daten/zementindustrie-in-deutschland> (29.8.2021)
- Veltman, K.; Singh, B.; Hertwich, EG. (2010): Human and Environmental Impact Assessment of Postcombustion CO<sub>2</sub> Capture Focusing on Emissions from Amine-Based Scrubbing Solvents to Air. In: Environ Sci Technol, 44:4, S. 1496–1502
- Verband der Chemischen Industrie (VCI). (2021): Chemiewirtschaft in Zahlen - online. <https://www.vci.de/ergaenzende-downloads/01-kapitel-produktion.xlsx> (5.7.2021)
- Verband Deutscher Papierfabriken e. V. (2021): Papier 2021 - Statistiken zum Leistungsbericht (12.12.2021)
- Versalis. (2021): „DMC & DPC“, Versalis, Lizenzprodukte. [https://versalis.eni.com/irj/portal/anonymous?guest\\_user=anon\\_en&NavigationTarget=ROLES://portal\\_content/z\\_eni\\_ve\\_fl\\_versalis/z\\_eni\\_ve\\_fl\\_roles/z\\_eni\\_ve\\_rl\\_gues\\_versalis/LaNostraOfferta/shortcut/Licensing/DMCeDerivati](https://versalis.eni.com/irj/portal/anonymous?guest_user=anon_en&NavigationTarget=ROLES://portal_content/z_eni_ve_fl_versalis/z_eni_ve_fl_roles/z_eni_ve_rl_gues_versalis/LaNostraOfferta/shortcut/Licensing/DMCeDerivati) (30.11.2021)
- VET. (2020): Treibhausgasemissionen 2020 Emissionshandelspflichtige stationäre Anlagen und Luftverkehr in Deutschland (VET-Bericht 2020). In: , , S. 149
- VGB PowerTech. (2021): VGB-Standard Aufbereitung von REA-Abwasser. <https://www.vgb.org/shop/s415.html>
- Viebahn, P.; Horst, J.; Scholz, A.; Zelt, O. (2018): Technologiebericht 4.4 Verfahren der CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Faulgasen und Umgebungsluft innerhalb des Forschungsprojekts TF\_Energiewende, In: Wuppertal Institut, ISI, IZES (Hrsg.): Technologien für die Energiewende, Wuppertal, Karlsruhe, Saarbrücken
- Viebahn, P.; Scholz, A.; Zelt, O. (2019): Entwicklungsstand und Forschungsbedarf von Direct Air Capture: Ergebnis einer multidimensionalen Analyse. In: , , S. 4
- VoltaChem. (2019a): VoltaChem: Electrification of the Chemical Industry, TNO. . <https://www.tno.nl/en/collaboration/partners-of-tno/voltachem-electrification-of-the-chemical-industry/> (30.11.2021)

- VoltaChem. (2019b): Pilot for synthesis of formic acid from CO<sub>2</sub> at Twence waste incineration site, VoltaChem. . <https://www.voltachem.com/news/pilot-for-synthesis-of-formic-acid-from-co2-at-twence-waste-incineration-site> (30.11.2021)
- von der Assen, N. (2015): „From Life-Cycle Assessment towards Life-Cycle Design of Carbon Dioxide Capture and Utilization“, von der Assen, Dissertation, 2015,. <http://publications.rwth-aachen.de/record/570980/files/570980.pdf> (30.11.2021)
- von der Assen, N.; Bardow, A. (2014): Life cycle assessment of polyols for polyurethane production using CO<sub>2</sub> as feedstock: insights from an industrial case study. In: Green Chem, 16:6, S. 3272–3280
- von der Assen, N.; Sternberg, A.; Kätelhön, A.; Bardow, A. (2015): Environmental potential of carbon dioxide utilization in the polyurethane supply chain. In: Faraday Discuss, 183:0, S. 291–307
- von der Assen, N.; Voll, P.; Peters, M.; Bardow, A. (2014): Life cycle assessment of CO<sub>2</sub> capture and utilization: a tutorial review (30.11.2021)
- Wang et al. (2019): Process design and economic optimization for the indirect synthesis of dimethyl carbonate from urea and methanol. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2018.12.003> (30.11.2021)
- Wang, G. (2020): A significant breakthrough in electrocatalytic reduction of CO<sub>2</sub> to ethylene and ethanol. In: Sci China Chem, 63
- Wang, J-Q. (2011): Synthesis of dimethyl carbonate from CO<sub>2</sub> and ethylene oxide catalyzed by K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-based binary salts in the presence of H<sub>2</sub>O. <https://doi.org/10.1039/C1GC15812K> (30.11.2021)
- Wang, M-Y.; Wang, H-B.; Qu, Q-H.; He, L-N. (2016): Production of Dimethyl Carbonate from Industrial CO<sub>2</sub> in China. Tundo P, He L-N, Lokteva E, Mota C (Hrsg) Chemistry Beyond Chlorine 2016, Springer International Publishing, Cham, S387–411
- Wernet, G.; Bauer, C.; Steubing, B.; Reinhard, J.; Moreno-Ruiz, E.; Weidema, B. (2016): The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology. In: Int J Life Cycle Assess, 21:9, S. 1218–1230
- Westküste100. (2021): Westküste 100 - Webseite. <https://www.westkueste100.de/> (28.11.2021)
- WHO. (2006): WHO Air quality guidelines for particulate matter, ozone, nitrogen dioxide and sulfur dioxide - Global update 2005, World health Organisation, Genf. . [https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwiN0oH1p\\_76AhVBNewKHau\\_DUkQFnoECBEQAQ&url=http%3A%2F%2Fwhqlibdoc.who.int%2Fhq%2F2006%2FWHO\\_SDE\\_PHE\\_OEH\\_06.02\\_eng.pdf&usg=AOvVaw0lMNPW1mWi-ijwOOS-gWqy](https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwiN0oH1p_76AhVBNewKHau_DUkQFnoECBEQAQ&url=http%3A%2F%2Fwhqlibdoc.who.int%2Fhq%2F2006%2FWHO_SDE_PHE_OEH_06.02_eng.pdf&usg=AOvVaw0lMNPW1mWi-ijwOOS-gWqy) (26.10.2022)
- Wietschel, M.; et al. (2021): Metastudie Wasserstoff – Auswertung von Energiesystemstudien. In: ,, S. 87
- Wirtschaftsvereinigung Stahl. (2021a): Herausforderungen und Chancen der Transformation der Elektrostahlproduktion - Positionspapier. [https://www.stahl-online.de/wp-content/uploads/2021-09-23\\_Positionspapier-Transformation-Elektrostahl.pdf](https://www.stahl-online.de/wp-content/uploads/2021-09-23_Positionspapier-Transformation-Elektrostahl.pdf) (13.12.2021)

- Wirtschaftsvereinigung Stahl. (2020): Fakten zur Stahlindustrie in Deutschland 2020. [https://www.stahl-online.de/wp-content/uploads/WV-Stahl\\_Fakten-2020\\_rz\\_neu\\_Web1.pdf](https://www.stahl-online.de/wp-content/uploads/WV-Stahl_Fakten-2020_rz_neu_Web1.pdf) (30.8.2021)
- Wirtschaftsvereinigung Stahl. (2021b): Statement der WV Stahl zur Metastudie im Auftrag des Nationalen Wasserstoffrates. <https://www.stahl-online.de/medieninformationen/statement-der-wv-stahl-zur-metastudie-im-auftrag-des-nationalen-wasserstoffrates/> (10.6.2021)
- Wirtschaftsvereinigung Stahl.; worldsteel. (2020): Stahlerzeugung in Deutschland. <https://www.stahl-online.de/startseite/stahl-in-deutschland/zahlen-und-fakten/> (13.8.2021)
- WMO. (2015): Scientific assessment of Ozone depletion: 2014. Pursuant to Article 6 of the Montreal Protocol on substances that deplete the ozone layer, World Meteorological Organization, Geneva
- Wood, BJ.; Isakson, WE.; Wise, H. (1980): Kinetic Studies of Catalyst Poisoning during Methanol Synthesis at High Pressures. In: *Ind Eng Chem Prod Res Dev*, 19:2, S. 197–204
- WorldCement. (2014): Mantra to construct an ERC pilot facility at Lafarge's Richmond plant. In: *World Cement*. [https://www.worldcement.com/the-americas/25032014/mantra\\_to\\_construct\\_an\\_erc\\_facility\\_at\\_lafarges\\_richmond\\_plant\\_942/](https://www.worldcement.com/the-americas/25032014/mantra_to_construct_an_erc_facility_at_lafarges_richmond_plant_942/). (30.11.2021)
- Wuppertal Institut. (2021): Abschätzungen des Wuppertal Instituts auf Grundlage von Wang et al., 2010, Experimental investigation and modeling of steam cracking of Fischer-Tropsch naphtha for light olefins
- Yamamoto, Y. (2010): Vapor Phase Carbonylation Reactions Using Methyl Nitrite Over Pd Catalysts. In: *Catal Surv Asia*, 14:3–4, S. 103–110
- Yang, H.; Zhang, C.; Gao, P.; Wang, H.; Li, X.; Zhong, W. (2017): A review of the catalytic hydrogenation of carbon dioxide into value-added hydrocarbons, S. 4580–4598. . <https://doi.org/0.1039/c7cy01403a> (30.11.2021)
- Yara. (2022): Major milestone for decarbonizing Europe. <https://www.yara.com/news-and-media/news/archive/news-2022/major-milestone-for-decarbonising-europe/> (26.10.2022)
- ZeroEmissionsPlatform. (2011): The Costs of CO<sub>2</sub> Transport - Post-demonstration CCS in the EU. <https://www.globalccsinstitute.com/archive/hub/publications/119811/costs-co2-transport-post-demonstration-ccs-eu.pdf> (29.8.2021)
- Zevenhoven. (2006): Zevenhoven et al. (30.11.2021)
- Zhang et al., Q. (2002a): Comparatively high yield methanol production from gas phase partial oxidation of methane, Q. Zhang, D, He, J, Li, B. Xu, Y. Liang, Q. Zhu, *Applied*, 2012, 201–207. [https://doi.org/10.1016/S0926-860X\(01\)00820-1](https://doi.org/10.1016/S0926-860X(01)00820-1) (30.11.2021)
- Zhang, Q.; He, D.; Li, J.; Xu, B.; Liang, Y.; Zhu, Q. (2002b): Comparatively high yield methanol production from gas phase partial oxidation of methane. In: *Appl Catal Gen*, 224:1–2, S. 201–207

Zhao, Z.; Chong, K.; Jiang, J.; Wilson, K.; Zhang, X.; Wang, F. (2018): Low-carbon roadmap of chemical production: A case study of ethylene in China. In: *Renew Sustain Energy Rev*, 97, S. 580–591

Zhou, J.; Gao, M.; Zhang, J.; Liu, W.; Zhang, T.; Li, H.; Xu, Z.; Ye, M.; Liu, Z. (2021): Directed transforming of coke to active intermediates in methanol-to-olefins catalyst to boost light olefins selectivity. In: *Nat Commun*, 12:1, S. 17

Zimmerman, A.; Müller, L.; Wang, Y. (2020): *Techno-Economic Assessment & Life Cycle Assessment Guidelines for CO<sub>2</sub> Utilization (Version 1.1)*, Global CO<sub>2</sub> Initiative. . <http://hdl.handle.net/2027.42/162573> (25.2.2021)

Zimmermann, A.; Kant, M. (2017): *CO<sub>2</sub> Utilisation Today*. [https://depositonce.tu-berlin.de/bitstream/11303/6247/3/CO2\\_utilisation\\_today.pdf](https://depositonce.tu-berlin.de/bitstream/11303/6247/3/CO2_utilisation_today.pdf) (30.11.2021)

lvic-s\_bref\_0907.pdf. [https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/sites/default/files/2019-11/lvic-s\\_bref\\_0907.pdf](https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/sites/default/files/2019-11/lvic-s_bref_0907.pdf) (11.8.2021)

(2018): *Methanol Worked Examples for the TEA and LCA Guidelines for CO<sub>2</sub> Utilization*, Global CO<sub>2</sub> Initiative@UM. <http://hdl.handle.net/2027.42/145723> (26.10.2020)

(2021b): DekarbInd Workshop

## A Anhang

### A.1 Aktuelle CCU Projekte

#### A.1.1 Projekte der BMBF Fördermaßnahme „CO<sub>2</sub> als nachhaltige Kohlenstoffquelle – Wege zur industriellen Nutzung – CO<sub>2</sub>-WIN“ (2020 – 2023)

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
Netzwerk	<b>CO<sub>2</sub>-WIN Connect</b>	Wissenschaftliches Begleitvorhaben zur Fördermaßnahme „CO <sub>2</sub> als nachhaltige Kohlenstoffquelle – Wege zur industriellen Nutzung – CO <sub>2</sub> -WIN“	DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V.	Universität Kassel Institute for Advanced Sustainability Studies e.V. DIN e.V.	1,6
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>ProMet</b>	CO <sub>2</sub> zu Propen via eMethanol - Grüne Grundchemikalien in der Industrie	Covestro AG	Fumatech BWT GmbH AIR LIQUIDE Forschung und Entwicklung GmbH Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e. V. Ruhr-Universität Bochum Technische Universität Clausthal Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen	2,7
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>Bio-UGS</b>	Gezielte biologische Umwandlung von CO <sub>2</sub> und Wasserstoff zu Methan in Porenuntergrundspeichern	DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH	Isodetect GmbH MircoPro GmbH Friedrich-Schiller-Universität Jena	1
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>HTCoEI</b>	Kompakte Synthesegaserzeugung durch Hochtemperatur-Coelektrolyse	Sunfire GmbH	DECHEMA Forschungsinstitut (DFI)	3

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
				Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt (DLR), Institut für Technische Thermodynamik Sandvik Materials Technology Deutschland GmbH Technische Universität Dresden (TUD), Professur für Wasserstoff und Kernenergietechnik	
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>GAMES</b>	Gasdiffusionselektroden für gekoppelte mikrobielle Elektrosynthesen aus CO <sub>2</sub>	Technische Hochschule Mittelhessen	DECHEMA-Forschungsinstitut Gaskatel GmbH Helmholtz-Zentrum für Umweltforschung GmbH (UFZ) ifn Forschungs- und Technologiezentrum GmbH	
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>Transformate</b>	Kombi-Prozessentwicklung zur Herstellung des Biopolymers PHB und der Crotonsäure	b.fab GmbH	Ertel IonStream UG YNCORIS GmbH &Co. KG Universität Stuttgart DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e. V. Max-Planck-Institut für Molekulare Pflanzenphysiologie Max-Planck-Institut für Kolloid- und Grenzflächenforschung	2,2
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>PlasCO<sub>2</sub></b>	Plasmainduzierte Generierung von Kohlenmonoxid aus Kohlendioxid	Evonik Operations GmbH	Rafflenbeul Anlagenbau GmbH Leibniz-Institut für Katalyse e. V. Leibniz-Institut für Plasmaforschung und Technologie e. V.	1,8
Elektro- und photo katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>Prodigy</b>	Prozessentwicklung in der Gas-Feststoff Photokatalyse für die Reduktion von CO <sub>2</sub>	Leibniz-Institut für Katalyse e.V. an der Universität Rostock (LIKAT)	Carl von Ossietzky Universität Oldenburg Technische Universität Berlin (TUB)	2,5

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
				Helmholtz-Zentrum Berlin für Materialien und Energie GmbH (HZB), Berlin Sondervermögen Großforschung beim Karlsruher Institut für Technologie (KIT)	
Elektro- und photo katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>PhasKat</b>	Phasenreine kohlenwasserstoffselektive Elektrokatalysatoren und Anpassung der Betriebsbedingungen in der elektrochemischen CO <sub>2</sub> -Reduktion	Siemens Gas and Power GmbH & Co. KG	Evonik Resource Efficiency GmbH Evonik Creavis GmbH Forschungszentrum Jülich GmbH	1,2
Elektro- und photo katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>CO2SIMO</b>	Photoelektrochemische CO <sub>2</sub> -Reduktion und oxidative Wertstoffgewinnung	TANiOBIS GmbH	Universität Bayreuth DECHEMA-Forschungsinstitut Leibniz Universität Hannover neoxid GmbH Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse am Karlsruher Institut für Technologie	1,4
Elektro- und photo katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>Depecor</b>	Direkte effiziente photoelektrokatalytische CO <sub>2</sub> -Reduktion	TU Ilmenau	Technische Universität München Helmholtz-Zentrum Berlin Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme AZUR SPACE Solar Power GmbH	2,4
CO <sub>2</sub> -Mineralisierung	<b>C2inCO<sub>2</sub></b>	Calcium Carbonatisierung zur industriellen Nutzung von CO <sub>2</sub>	HeidelbergCement AG	Thyssenkrupp Industrial Solutions AG Loesche GmbH F.A. Finger-Institut für Baustoffkunde der Bauhaus-Universität Weimar Fraunhofer-Institut für Bauphysik Lehr- und Forschungsgebiet Aufbereitung mineralischer Rohstoffe der RWTH Aachen Universität	3,2

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
CO <sub>2</sub> -Mineralisierung	<b>CO<sub>2</sub>-LiPriSek</b>	Carbonatisierung von lithiumhaltigen Primär- und Sekundärrohstoffen mittels CO <sub>2</sub>	TU Bergakademie Freiberg	ANZAPLAN GmbH	0,6
CO <sub>2</sub> -Mineralisierung	<b>NuKoS</b>	Nutzung von Kohlenwasserstoffdioxid in Schlacken aus Stahl- und Metallproduktion	FEhS-Institut für Baustoff-Forschung e.V.	Fraunhofer UMSICHT Loesche GmbH Spenner GmbH & Co. KG ThyssenKrupp MillServices & Systems GmbH Robert Josef Wolf GmbH & Co.KG; Ruhrbaustoffwerke GmbH & Co. KG WAGRO Systemdichtungen GmbH	1,6

#### A.1.2 Projekte der BMBF Fördermaßnahme „KlimPro Industrie – Vermeidung von klimaschädlichen Prozessemissionen in der Industrie“ (2021 – 2026)

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
Netzwerk	<b>ReInvent</b>	Wissenschaftliches Begleitvorhaben zur Fördermaßnahme „KlimPro Industrie – Vermeidung von klimaschädlichen Prozessemissionen in der Industrie“	DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V.	HVG e.V. GWI e.V. FGF e.V. IZF e.V. VDEh-BFI GmbH VDZ gGmbH	2,1
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>Glas-CO<sub>2</sub></b>	Nutzung des aus dem Glasschmelzprozess freiwerdenden Kohlendioxids zur Kreislaufführung und Herstellung synthetischer Brennstoffe	HVG e.V.	Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V. (DLR), Institut für Technische Thermodynamik	0,6
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>PRETACA</b>	Produktion von Ethylen und Essigsäure durch oxidative Dehydrierung	Linde GmbH	Clariant Produkte GmbH MAN Energy Solutions SE Technische Universität München	2,5

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>SynGas2Ethen</b>	Produktion von Ethen aus Recycleströmen und erneuerbaren Kohlenstoffquellen als eine nachhaltige und ökonomische Route zu Grundbausteinen der Chemischen Industrie	Ruhr-Universität Bochum	CSC RWE Heraeus	
CO <sub>2</sub> -Mineralisierung	<b>K4</b>	Kohlendioxidreduktion durch kalkarme Klinker und Carbonatisierungshärtung	HeidelbergCement AG	cbm Centrum Baustoffe und Materialprüfung der Technischen Universität München GeoZentrum Nordbayern, Lehrstuhl für Mineralogie der Friedrich-Alexander-Universität Erlangen-Nürnberg IBU-tec advanced materials AG Kraft Curing Systems GmbH Lithonplus GmbH & Co. KG	2,6

### A.1.3 Projekte der BMBF Fördermaßnahme „CO<sub>2</sub>Plus - Stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis“ (2016 – 2020)

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
Netzwerk	<b>CO<sub>2</sub>Net+</b>	Wissenschaftliches Begleitvorhaben zur Fördermaßnahme „CO <sub>2</sub> Plus – Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis“	DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V.	Universität Kassel Institute for Advanced Sustainability Studies e.V.	1,347
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>Dream Resource</b>	CO <sub>2</sub> für reaktive Polyole und grenzflächenaktive Substanzen	Covestro Deutschland AG	Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen Technische Universität Berlin, Institut für Chemie, Puren GmbH, PSS Polymer Standards Service GmbH, BYK-Chemie GmbH	2,397

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>CO<sub>2</sub>Form</b>	CO <sub>2</sub> zu Formaldehyd	BASF SE	Universität Heidelberg, LMU München hte GmbH	1,496
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>CO<sub>2</sub>Lubricants</b>	Stoffliche Nutzung von atmosphärischem CO <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub> -haltigen Rauchgasen aus Kraftwerken und Verbrennungsanlagen zur Produktion von biobasierten Schmierstoffen	Klüber Lubrication München SE & Co. KG	provenion GmbH, Technische Universität München, AUDI AG, Subitec GmbH	1,6
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>OptiMeOH</b>	Optimierte Prozesskette zur Ressourceneffizienten Methanolsynthese	Karlsruher Institut für Technologie (KIT) Engler-Bunte-Institut, Bereich Chemische Energieträger - Brennstofftechnologie	TU Kaiserslautern, DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des KIT, Infraserv GmbH & Co. Höchst KG, Mitsubishi Hitachi Power Systems Europe GmbH, Universität Stuttgart, Keep it green GmbH	1,577
Elektro- und photokatalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>PROPHECY</b>	Prozesskonzepte für die Photokatalytische CO <sub>2</sub> -Reduktion verbunden mit Life-Cycle-Analysis	Max-Planck-Institut für Chemische Energiekonversion	Carl von Ossietzky Universität Oldenburg, Karlsruher Institut für Technologie, Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse (ITAS)	0,773
Elektro- und photokatalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>eEthylen</b>	Nutzung elektrischer Energie aus erneuerbaren Quellen zur elektrochemischen Herstellung von Ethylen aus CO <sub>2</sub>	Siemens AG	Evonik Resource Efficiency GmbH Forschungszentrum Jülich GmbH, Helmholtz-Institut Erlangen-Nürnberg / IEK 11 Ruhr-Universität Bochum, Technische Universität Berlin	1,455

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
Elektro- und photo-katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>BioElectroPlast</b>	Mikrobielle Elektrosynthese zur Bioplastik Produktion aus Rauchgas	Karlsruher Institut für Technologie, Institut für Angewandte Biowissenschaften, Angewandte Biologie	Universität Freiburg	1,596
Elektro- und photo-katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>MIKE</b>	Methanisierung von CO <sub>2</sub> aus Biogas mittels mikrobieller Elektrosynthese	DECHEMA Forschungs-institut, Frankfurt am Main	Ifn FTZ GmbH, Infraserb GmbH & Co. Höchst KG PROVADIS Hochschule	0,872
Elektro- und photo-katalytische Aktivierung von CO <sub>2</sub>	<b>CarbonCat</b>	Photochemische CO <sub>2</sub> -Assimilierung mit sichtbarem Licht auf mikrostrukturierten Diamantoberflächen in kontinuierlich-betriebenen Mikroreaktoren	Fraunhofer-Gesellschaft zur Förderung der angewandten Forschung e.V., München, Fraunhofer ICT-IMM	Julius-Maximilians-Universität Würzburg, Sahlmann Photochemical Solutions	1,339
CO <sub>2</sub> -Abtrennung	<b>CORAL</b>	CO <sub>2</sub> - Rohstoff aus Luft	ZSW Stuttgart	Universität Stuttgart, Institut für Energie- und Umweltforschung (ifeu)	0,756
CO <sub>2</sub> -Abtrennung	<b>CO<sub>2</sub>-Selekt</b>	Effiziente CO <sub>2</sub> -Abtrennung aus CO <sub>2</sub> -haltigen Prozessabgasen	DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH	Fraunhofer IKTS, Johann Bergmann GmbH & Co, Wünschendorfer Dolomitwerke GmbH, Pall GmbH, Walhalla Kalk GmbH & Co. KG, BGH Edelstahl Freital GmbH	1,153
CO <sub>2</sub> -Abtrennung	<b>TherMem+</b>	Energieeffiziente CO <sub>2</sub> Abtrennung aus CO <sub>2</sub> -H <sub>2</sub> O-Systemen auf einem erhöhten Temperaturniveau am Beispiel der Amin-Wäsche, Entwicklung einer CO <sub>2</sub> -Wasserdampfmembran	IBZ e.V.	IUTA e.V., Leibnitz-Institut für Katalyse e.V HS GmbH	0,774

### A.1.4 Weitere laufende Projekte des BMBF

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>P2X</b>	Kopernikus-Projekt Power-to-X	DECHEMA e.V. Forschungszentrum Jülich RWTH Aachen	6 Cluster, insgesamt 48 Partner	30
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>P2X Phase 2</b>	Kopernikus-Projekt Power-to-X	DECHEMA e.V. Forschungszentrum Jülich RWTH Aachen	2 Technologiepfade die Wertschöpfungsketten abbilden, insgesamt 42 Partner	30
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>Carbon2Chem</b>	Hüttengase als Rohstoff für Chemikalien	Fraunhofer UMSICHT MPI für Chemische Energiekonversion Mülheim thyssenkrupp AG	Akzo Nobel BASF Clariant Covestro Evonik Fraunhofer ISE KIT Linde MPI für Kohlenforschung Ruhruniversität Bochum RWTH Aachen Siemens TU Kaiserslautern Volkswagen ZBT Zentrum für BrennstoffzellenTechnik	66
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>Carbon2Chem – Phase 2</b>	Hüttengase als Rohstoff für Chemikalien	Fraunhofer UMSICHT MPI für Chemische Energiekonversion Mülheim thyssenkrupp AG	Akzo Nobel BASF Clariant Covestro Evonik Fraunhofer ISE	75

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
				KIT Linde MPI für Kohlenforschung Ruhruniversität Bochum RWTH Aachen Siemens TU Kaiserslautern Volkswagen ZBT Zentrum für Brennstoffzellen Technik	
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>Westküste 100</b>	Wasserstoff und Dekarbonisierung im industriellen Maßstab	Raffinerie Heide	Hynamics edf Group FH Westküste Holcim OGE Ørsted Region Heide Thüga Stadtwerke Heide ThyssenKrupp	1,5
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>METAFOR</b>	Umwandlung von C1-Verbindungen in Plattformchemikalien durch die Hefe <i>Ogataea polymorpha</i>	RWTH Aachen	Max-Planck-Institute (MPI-PM, MPI-MPP) RWTH Aachen (AVT, ITMC, AMB)	1
Chemische Grundstoffe und synthetische Kraftstoffe	<b>Methanpyrolyse (Me2H2)</b>	Methanpyrolyse: Klimafreundlicher Wasserstoff	BASF SE	KIT Ruhr-Universität Bochum ThyssenKrupp TU Dortmund VDEh GmbH	8,7
Polymere	<b>Dream Polyols</b>	Polyole aus nachhaltigen Rohstoffen energieschonend hergestellt	Covestro	Fraunhofer ICT, Pfinztal RWTH Aachen	

Thema	Akronym	Titel	Koordinator	Weitere Partner	Förderung [M€]
	<b>Production Dreams</b>	Erarbeiten kontinuierlicher Verfahrensschritte zum Hochskalieren der Produktion von Polyethercarbonatpolyurethanen mit kovalent gebundenem Kohlenstoffdioxid	Covestro	TU Berlin RWTH Aachen	
Baustoffe	<b>CO<sub>2</sub>Min</b>	CO <sub>2</sub> -Capturing durch mineralische Rohstoffe zur Erzeugung marktfähiger Produkte	Heidelberg Cement	RWTH Aachen IASS Potsdam e.V.	2,885

#### A.1.5 Projekte der BMBF Fördermaßnahme „Technologien für Nachhaltigkeit und Klimaschutz – Chemische Prozesse und stoffliche Nutzung von CO<sub>2</sub>“ (2010-2016)

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
Netzwerk	<b>CO<sub>2</sub>Net</b>	Wissenschaftliches Begleitvorhaben zur Fördermaßnahme „CO <sub>2</sub> Plus - Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> zur Verbreiterung der Rohstoffbasis“	DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V.	-	2
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>DreamReaction</b>		Covestro Deutschland AG	4	2,8
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>DreamProduction</b>		Covestro Deutschland AG	6	5
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>DreamPolyols</b>		Covestro Deutschland AG	5	3,6
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>CO<sub>2</sub> als Polymerbaustein</b>		BASF SE	6	2,3
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>ACER</b>	Natriumacrylat aus CO <sub>2</sub> und Ethen	BASF SE	4	2,2

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>Valery</b>	Energieeffiziente Synthese von aliphatischen Aldehyden aus Alkanen und Kohlendioxid: Valeraldehyd aus Butan und CO <sub>2</sub>	Evonik	5	1,3
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>ECCO<sub>2</sub></b>	Kombinatorische elektrokatalytische CO <sub>2</sub> -Reduktion	MPI für Eisenforschung	4	1,1
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>COOBAF</b>	CO <sub>2</sub> -basierte Acetonfermentation	Evonik	5	1,6
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>DMEexCO<sub>2</sub></b>	Integrierte Dimethylethersynthese aus Methan und CO <sub>2</sub>	BASF SE	5	2,9
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>PhotoKat</b>	Entwicklung aktiver und selektiver Photokatalysatoren für die Reduktion von CO <sub>2</sub> zu C1-Basischemikalien	RUB	4	1,3
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>OrgKoKat</b>	Neue Organokatalysatoren und kooperative Katalyseverfahren für die stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub> als Synthesebaustein	LIKAT	4	1,7
Stoffliche Nutzung von CO <sub>2</sub>	<b>sunfire</b>	Herstellung von Kraftstoffen aus CO <sub>2</sub> und H <sub>2</sub> O unter Nutzung regenerativer Energie	Sunfire GmbH	5-7	6,5
Chemische Energiespeicherung	<b>iC4</b>	Integrated Carbon Capture, Conversion and Cycling	TU München	5	6,3
Chemische Energiespeicherung	<b>FfPaG</b>	Feste und fluide Produkte aus Gas	BASF SE	5-6	9,2
Chemische Energiespeicherung	<b>CO<sub>2</sub>RRECT</b>	Verwertung von CO <sub>2</sub> als Kohlenstoffbaustein unter Verwendung überwiegend regenerativer Energie	Covestro AG	5	12
Chemische Energiespeicherung	<b>SEE</b>	Speicherung elektrischer Energie aus regenerativen Quellen im Erdgasnetz	DVGW	5	2,5
Chemische Energiespeicherung	<b>HyCats</b>	Neue Katalysatoren und Technologien für die solarchemische Wasserstofferzeugung	H.C. Starck GmbH	5	3,2

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
Chemische Energiespeicherung	<b>SolarStep</b>	Chemicals Research and Engineering	BASF SE	4	1,8

### A.1.6 EU geförderte Projekte zur stofflichen Nutzung von CO<sub>2</sub>

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
Synthetische Kraftstoffe	<b>Photofuel</b>	Biocatalytic solar fuels for sustainable mobility in Europe	VOLKSWAGEN AG	3-5	5,998
Synthetische Kraftstoffe	<b>STEELANOL</b>	Production of sustainable, advanced bio-ethANOL through an innovative gas-fermentation process using exhaust gases emitted in the STEEL industry	ARCELORMITTAL BELGIUM NV	7-8	10,193
Synthetische Kraftstoffe	<b>FReSMe</b>	From residual steel gasses to methanol	I-DEALS INNOVATION & TECHNOLOGY VENTURING SERVICES SL	5	11,406
Synthetische Kraftstoffe	<b>MefCO<sub>2</sub></b>	Synthesis of methanol from captured carbon dioxide using surplus electricity	I-DEALS INNOVATION & TECHNOLOGY VENTURING SERVICES SL	Unbekannt	8,622
Synthetische Kraftstoffe	<b>3MC</b>	3D Model Catalysts to explore new routes to sustainable fuels	UNIVERSITEIT UTRECHT	3	2
Synthetische Kraftstoffe	<b>MetaFuel</b>	High Temperature Methanol Fuel Cell	SIQENS GMBH	8-9	2,297
Synthetische Kraftstoffe	<b>willpower</b>	willpower – make your own fuel from CO <sub>2</sub>	GENSORIC GMBH	8-9	1,709
Synthetische Kraftstoffe	<b>ICO<sub>2</sub>CHEM</b>	From industrial CO <sub>2</sub> streams to added value Fischer-Tropsch chemicals	Teknologian tutkimuskeskus VTT Oy	7	5,948

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
Synthetische Kraftstoffe	<b>Store2Go</b>	Innovative large-scale energy STORagE technologies AND Power-to-Gas concepts after Optimisation	DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches – Technisch-wissenschaftlicher Verein e.V.	7	18
Synthetische Kraftstoffe	<b>eCOCO<sub>2</sub></b>	Jet fuel from CO <sub>2</sub> using sustainable and affordable processing technologies	AGENCIA ESTATAL CONSEJO SUPERIOR DE INVESTIGACIONES CIENTIFICAS	4-5	4,4
Synthetische Kraftstoffe	<b>Take-OFF</b>	Production of synthetic renewable aviation fuel from CO <sub>2</sub> and H <sub>2</sub>	TNO	5-6	5,3
Synthetische Kraftstoffe	<b>CO<sub>2</sub>Fokus</b>	CO <sub>2</sub> emissions used to produce alternative fuels	VLAAMSE INSTELLING VOOR TECHNOLOGISCH ONDERZOEK N.V.		4,0
Photo- und Elektrokatalyse	<b>SYBORG</b>	Combining SYNthetic Biology and chemistry to create novel CO <sub>2</sub> -fixing enzymes, ORGanelles and ORGANisms	MAX-PLANCK-GESELLSCHAFT ZUR FORDERUNG DER WISSENSCHAFTEN EV	4	1,746
Photo- und Elektrokatalyse	<b>COFLeaf</b>	Fuel from sunlight: Covalent organic frameworks as integrated platforms for photocatalytic water splitting and CO <sub>2</sub> reduction	MAX-PLANCK-GESELLSCHAFT ZUR FORDERUNG DER WISSENSCHAFTEN EV	3-4	1,497
Photo- und Elektrokatalyse	<b>HyMAP</b>	Hybrid Materials for Artificial Photosynthesis	Fundacion IMDEA Energia	3	2,506
Photo- und Elektrokatalyse	<b>A-LEAF</b>	An Artificial Leaf: a photo-electro-catalytic cell from earth-abundant materials for sustainable solar production of CO <sub>2</sub> -based chemicals and fuels	FUNDACIO PRIVADA INSTITUT CATALA D'INVESTIGACIO QUIMICA	4(-5)	7,980
Photo- und Elektrokatalyse	<b>SUN-to-LIQUID</b>	SUNlight-to-LIQUID: Integrated solar-thermochemical synthesis of liquid hydrocarbon fuels	BAUHAUS LUFTFAHRT EV	5	4,450
Photo- und Elektrokatalyse	<b>DIACAT</b>	Diamond materials for the photocatalytic conversion of CO <sub>2</sub> to fine chemicals and fuels using visible light	JULIUS-MAXIMILIANS-UNIVERSITAT WURZBURG	4	3,872

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
Photo- und Elektrokatalyse	<b>CELBICON</b>	Cost-effective CO <sub>2</sub> conversion into chemicals via combination of Capture, ELectrochemical and BI-ochemical CONVersion technologies	POLITECNICO DI TORINO	3-5	5,429
Photo- und Elektrokatalyse	<b>ELCOREL</b>	Electrochemical Conversion of Renewable Electricity into Fuels and Chemicals	USTAV FYZIKALNI CHEMIE J. HEYROVSKEHO AV CR	4	3,616
Photo- und Elektrokatalyse	<b>HybridSolarFuels</b>	Efficient Photoelectrochemical Transformation of CO <sub>2</sub> to Useful Fuels on Nanostructured Hybrid Electrodes	SZEGEDI TUDOMANYEGYETEM	4	1,498
Photo- und Elektrokatalyse	<b>CO<sub>2</sub>EXIDE</b>	CO <sub>2</sub> -based Electrosynthesis of ethylene oXIDE	FRAUNHOFER GESELLSCHAFT ZUR FOERDERUNG DER ANGEWANDTEN FORSCHUNG E.V.	4-6	5,420
Photo- und Elektrokatalyse	<b>OCEAN</b>	Oxalic acid from CO <sub>2</sub> using ELetrochemistry At demonstratioN scale	European Research Institute of Catalysis A.I.S.B.L.	5-6	5,523
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>CO<sub>2</sub>Catalyst</b>	Pilot scale demonstration of novel CO <sub>2</sub> co-polymerisation catalysts in the PU polyol market	ECONIC TECHNOLOGIES LTD	7	2,490
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>Carbon4PUR</b>	Turning industrial waste gases (mixed CO/CO <sub>2</sub> streams) into intermediates for polyurethane plastics for rigid foams/building insulation and coatings	Covestro AG	7	7,765
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>HY-CAT</b>	Multifunctional Hybrid Platforms based on Colloidal Nanocrystals to Advance CO <sub>2</sub> Conversion Studies	ECOLE POLYTECHNIQUE FEDERALE DE LAUSANNE	4	1,420
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>BioRECO2VER</b>	Biological routes for CO <sub>2</sub> conversion into chemical building blocks	VLAAMSE INSTELLING VOOR TECHNOLOGISCH ONDERZOEK N.V.	4	6,812
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>BIOCONCO<sub>2</sub></b>	BIOTEchnological processes based on microbial platforms for the CONVersion of CO <sub>2</sub> from ironsteel industry into commodities for chemicals and plastics	ACONDICIONAMIENTO TARRASENSE ASSOCIACION	Unbekannt	7

Thema	Akronym	Titel / Schwerpunkt	Koordinator	~ TRL	Förderung [M€]
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>ENGICOIN</b>	Engineered microbial factories for CO <sub>2</sub> exploitation in an integrated waste treatment platform	FONDAZIONE ISTITUTO ITALIANO DI TECNOLOGIA	3-5	6,986
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>RECODE</b>	Recycling carbon dioxide in the cement industry to produce added-value additives: a step towards a CO <sub>2</sub> circular economy	FONDAZIONE ISTITUTO ITALIANO DI TECNOLOGIA	4-6	7,904
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>BIOMASS-CCU</b>	Biomass gasification with negative carbon emission through innovative CO <sub>2</sub> capture and utilisation and integration with energy storage	The Queen's University of Belfast	Unbekannt	1,2
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>CO<sub>2</sub>SMOS</b>	Advanced chemicals production from biogenic CO <sub>2</sub> emissions for circular bio-based industries	FUNDACION CARTIF	3 - 4	6,9
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>VIVALDI</b>	innoVative bio-based chains for CO <sub>2</sub> VALorisation as aDded-value organic acids	UNIVERSIDAD AUTONOMA DE BARCELONA	3 - 4	7,0
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>CATCO<sub>2</sub>NVERS</b>	Creating added-value chemicals from bio-industrial CO <sub>2</sub> emissions using integrated catalytic technologies	UNDACION PARA EL DESARROLLO Y LA INNOVACION TECNOLOGICA	3 - 4	6,6
CO <sub>2</sub> als Baustein für chemische Grundstoffe	<b>INITIATE</b>	Innovative symbiotic process for urea production	TNO	- 7	23
Policy	<b>Impact9</b>	Support for low-carbon energy technologies	THE CARBON CAPTURE AND STORAGE ASSOCIATION	-	1,1
Policy	<b>SSFZEP</b>	Support stakeholders in zero emission fossil fuel power plants and energy intensive industry	THE CARBON CAPTURE AND STORAGE ASSOCIATION	-	1,0
Policy	<b>ACCSESS</b>	Providing access to cost-efficient, replicable, safe and flexible CCUS	SINTEF ENERGI AS	-	14,0

## A.2 Netzwerke

Netzwerk	Website	Land	Anzahl Akteure	Fokus
CO <sub>2</sub> Chem	<a href="http://co2chem.co.uk/">http://co2chem.co.uk/</a>	UK	800 Akteure aus 294 Organisationen	CCU: academia and industry in the UK
CO <sub>2</sub> -WIN Connect	<a href="http://www.co2-utilization.net">www.co2-utilization.net</a>	GE	ca. 250	CCU: academia and industry in Germany
Club CO <sub>2</sub>	<a href="http://www.captage-stockage-valorisation-co2.fr/">http://www.captage-stockage-valorisation-co2.fr/</a>	FR	30 Mitglieder	CCUS: industry in France
RCN-CCUS	<a href="http://www.aiche.org/ccus-network">http://www.aiche.org/ccus-network</a>	US	35 Mitglieder	CCUS: academic actors globally (US+Denmark)
PTECO <sub>2</sub>	<a href="http://pteco2.es/reportaje.asp?id_rep=450">http://pteco2.es/reportaje.asp?id_rep=450</a>	ES	100 Mitglieder	CCUS: academia and industry in Spain
Carbon Asset Network	<a href="http://pureenergypartners.com/the-co2-asset-network/">http://pureenergypartners.com/the-co2-asset-network/</a>	US	Keine Angabe	CCU: innovators, investors and industrial companies
CO <sub>2</sub> Value Europe	<a href="https://www.co2value.eu/">https://www.co2value.eu/</a>	BE	75 Mitglieder	CCU
Global CO <sub>2</sub> Initiative	<a href="https://www.globalco2initiative.org/">https://www.globalco2initiative.org/</a>	USA	Keine Angabe	CCU

## A.3 Bestehende Pilot- und Demonstrationsanlagen

Name	Beschreibung	Betreiber	Kapazität
Audi eGas, Werlte	Demonstrationsanlage bestehend aus einer 6-MW-Elektrolyse und Methanisierungsanlage. Nach Angaben von Audi werden dabei ca. 2.500 Tonnen CO <sub>2</sub> im Jahr verwertet	Audi AG	1.000 Tonnen Gas werden im Jahr in Gasnetz gespeist
George-Olah Plant, Island	Nutzung von 5.500 Tonnen CO <sub>2</sub> zur Herstellung von Methanol	Carbon Recycling International	4.000 Tonnen Methanol pro Jahr

Name	Beschreibung	Betreiber	Kapazität
<b>DreamProduction, Dormagen</b>	Zielprodukt ist ein neuartiges Polyol mit einem CO <sub>2</sub> -Anteil von 20%.	Covestro AG	5.000 Tonnen Polyether-carbonat-Polyol pro Jahr
<b>Fuel-1-Plant</b>	Hochtemperaturelektrolyse + reverse Water-Gas-Shift + FT-Synthese, um aus CO <sub>2</sub> , Wasser und EE Kraftstoffe und Chemikalien herzustellen	sunfire GmbH	1 Barrel synthetischer Diesel pro Tag
<b>Novomer Innovation Centre, Rochester</b>	Synthese von Polyole und Polycarbonate	Novomer, USA	-
<b>Carbon8</b>	Zwei kommerzielle Anlagen wurden in Großbritannien erstellt.	Carbon8	Kapazität pro Anlage ca 30.000 Tonnen APCr pro Jahr (Air Pollution Control residues –gefährlicher Abfall aus der Verbrennung fester Siedlungsabfälle)
<b>Ineratec Power-to-Liquid</b>	Pilotanlage	Hansen & Rosenthal (H&R)	Die Power-to-Liquid Anlage liefert jährlich bis zu 350 Tonnen nachhaltiger Produkte. Der Fokus liegt neben der Herstellung von e-Fuels insbesondere auf der Produktion von synthetischen Wachsen.