



DECHEMA

Gesellschaft für Chemische Technik
und Biotechnologie e.V.

TRANSFORMATION DER CHEMISCHEN VERFAHRENSTECHNIK

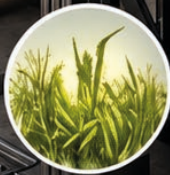
Effiziente Herstellungswege mit veränderter Rohstoffbasis

Studie im Auftrag von IREES GmbH – Institut für Ressourceneffizienz
und Energiestrategien

im Rahmen der Begleitforschung für Energieeffizienz in
Industrie und Gewerbe 2.0 (EE4InG 2)



CO₂



Biomasse



Recycelte
Kunststoffe



Transformation der Chemischen Verfahrenstechnik

Impressum

Herausgeber



DECHEMA

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

Telefon (069) 75 64-0
info@dechema.de
www.dechema.de

Autor:innen

Dr. Florian Ausfelder
Dr. Alexis Bazzanella
Dr. Chokri Boumrifak
Chelsea Helle
Dr. Sebastian Hiessl
Dr. Arne Nisters
Dr. Karsten Schürle
Dr. Dinh Du Tran
Katja Wendler

Ansprechpartner

Dr. Alexis Bazzanella
alexis.bazzanella@dechema.de

DOI:

10.5281/zenodo.20848947

Das diesem Bericht zugrundeliegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Bundesministeriums für Wirtschaft und Energie unter dem Förderkennzeichen 03EN2107A gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autoren.

Foto:

Titelseite AdobeStock.com

Frankfurt, 2026

Gefördert durch:



aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages



Inhaltsverzeichnis

Executive Summary	7
Ziel und Aufgabenstellung	11
1. Auswirkungen und Anpassungsmaßnahmen durch eine veränderte Rohstoffbasis	11
1.1. CO ₂ als Kohlenstoffquelle	12
1.1.1. Stationäre Punktquellen und verfügbare Mengen	14
1.1.2. Quellen und Abtrennverfahren für CO ₂	16
1.2. Biogene Roh- und Reststoffe	22
1.3. Kunststoffabfälle als Kohlenstoffquelle	29
1.4. Fossile Kohlenstoffquellen	35
1.5. Kriterienkatalog für die Verfahrensbewertung und Zwischenfazit	37
2. Technische Umsetzung und Bewertung der Verfahren	41
2.1. Verfahren zum technischen Aufschluss von Kohlenstoffquellen	41
2.1.1. Verfahren zur CO ₂ -Abtrennung	42
2.1.2. Anwendungsbeispiele der CO ₂ -Abtrennung	47
2.1.3. Stärkegewinnung (und Weiterverarbeitung) für Fermentationsprozesse	52
2.1.4. Gasifizierung von biogenen Rest- und Abfallströmen sowie Kunststoffabfällen	54
2.1.5. Mechanisches Recycling von Kunststoffabfällen	60
2.1.6. Solvolyse von Kunststoffabfällen	61
2.1.7. Pyrolyse von Kunststoffabfällen	61
2.2. Verfahren zur Herstellung klimaneutraler Grundchemikalien	63
2.2.1. Herstellung von Synthesegas	64
2.2.2. Umsetzung zu Methanol	65
2.2.3. Methanisierung von CO ₂ und Nutzung des synthetischen Methans als Erdgasersatz	71
2.2.4. Fischer-Tropsch-Synthese ausgehend von Synthesegas	74
2.2.5. Methanol-to-X-Verfahren	76
2.2.6. Direktsynthese von Olefinen aus Synthesegas (Syngas-to-Olefins)	79
2.2.7. Katalytische Umsetzung von CO ₂ im kalten Plasma	79
2.2.8. Prozesse zur Nutzung von Pyrolyseprodukten	81
2.2.9. Zucker-basierte Fermentationsverfahren	81
2.3. Verfahrensbewertung und Ableitung von „Effizienz-Verfahren“	87
2.3.1. Power-to-X Prozessketten auf Basis Wasserstoff und CO ₂	87
2.3.2. Biomass-to-X-Prozessketten auf Basis der Gasifizierung	91
2.3.3. Plastic-to-X-Prozessketten	94
3. Technische Schwierigkeiten, weitere Hemmnisse in der Verfahrensumsetzung und Forschungsbedarf	97
3.1. CO ₂ -Abtrennung	98
3.1.1. Technische Hemmnisse und abgeleiteter Forschungsbedarf	98
3.1.2. Standortspezifische Faktoren	102
3.1.3. Weitere Faktoren	103
3.2. PtX-Prozesse	104
3.2.1. Methanolsynthese	104
3.2.2. Methanol-to-X-Verfahren	107



3.2.3. Fischer-Tropsch-Synthese	113
3.3. Gasifizierung von Biomasse	116
3.3.1. Technische Hemmnisse	116
3.3.2. Standortspezifische Faktoren	116
3.3.3. Weitere Hemmnisse	117
3.4. Pyrolyse von Kunststoffabfällen	119
3.4.1. Technische Hemmnisse	119
3.4.2. Standortspezifische Faktoren	120
3.4.3. Weitere Hemmnisse	120
4. Betrachtung von Wechselwirkungen	122
4.1. Konkurrenzsituation zu anderen alternativen Verfahren	122
4.2. Wechselwirkungen mit anderen Industrien bezüglich der Rohstoffbasis	123
4.2.1. Nutzung von CO ₂	123
4.2.2. Nutzung von Biomasse	124
4.2.3. Nutzung von Kunststoffabfällen	125
4.3. Produktionsperspektiven und Anwendungsfelder	125
4.3.1. Entwicklung der Produktion von Grundchemikalien	125
4.3.2. Nachfragestabilität	126
4.3.3. Auslagerung von Teilproduktionen ins Ausland und Autarkie	126
4.4. Rolle von Carbon Capture and Utilization/Storage (CCU/CCS) in der Chemieindustrie im Vergleich zu einer defossilisierten Grundchemie	127
5. Schlussfolgerungen	130
6. Anhang	132
6.1. Anhang 1: Details zu Direct Air Capture	132
6.2. Anhang 2: Berechnung Investitionskosten für Power-to-X Prozessketten in Kapitel 2.3.1 und Biomass-to-X-Prozessketten in Kapitel 2.3.2	133
6.3. Anhang 3: Ausführliche Analysen zu internationalen Patentanmeldungen und Publikationen für zwei Verfahren in der organischen Grundstoffchemie - Pyrolyse und Gasifizierung	135
7. Referenzen	154



Glossar

Absorption

Aufnahme von CO_2 in das Volumen eines Absorptionsmittels, z.B. in einer alkalischen Lösung (Flüssig-DAC).

Adsorption

Moleküle lagern sich an einer Oberfläche an („kleben“ außen an). Grundlage vieler DAC-Prozesse.

AEL (Alkalische Elektrolyse)

Verfahren der Wasserelektrolyse mit alkalischer Elektrolyt-Lösung.

Aminwäsche

Verfahren, bei dem CO_2 mithilfe von Amin-Lösungen aus Gasströmen herausgewaschen wird.

BECCS / BECCU

Bioenergie mit CO_2 -Abscheidung und Speicherung bzw. Nutzung. Kombination aus Biomassenutzung und CCS bzw. CCU.

Biogasanlage

Anlage zur Erzeugung eines Methan-/ CO_2 -Gemischs aus organischen Abfällen oder Energiepflanzen.

Biomassevergasung

Thermochemische Umwandlung von fester Biomasse in Synthesegas ($\text{CO} + \text{H}_2$).

Bioraffinerie

Anlage, die Biomasse ähnlich flexibel wie in einer Erdölraffinerie in zahlreiche Produkte überführt.

Brownfield-Anlage

Bereits existierende, in Betrieb befindliche Anlage, die erweitert oder modifiziert werden kann unter teilweiser Nutzung bestehender Infrastruktur.

C1-Komponente

Molekül mit einem Kohlenstoffatom (z.B. CO_2 , CO , CH_4).

Carbon Capture and Storage (CCS)

Abscheidung von CO_2 aus Punktquellen und dauerhafte geologische Speicherung.

Carbon Capture and Utilization (CCU)

Abscheidung von CO_2 und Nutzung als Rohstoff für Chemikalien, Kraftstoffe oder Materialien.

Carbon Management

Oberbegriff für CCS, CCU, CO_2 -Transport und Speicherinfrastruktur.

Carbonat-Looping (Calcium-Looping)

CO_2 wird an CaO/CaCO_3 über reversible Reaktionen gebunden und wieder freigesetzt (Kalzinierung).

CDR (Carbon Dioxide Removal)

Technologien oder natürliche Prozesse, die CO_2 dauerhaft aus der Atmosphäre entfernen (z.B. DACCS, BECCS).

CO_2 -Transportinfrastruktur

Pipelines, Terminals, Schiffe oder LKW-Systeme, die CO_2 von Quellen zu Speicherorten oder CCU-Anlagen transportieren.

DAC – Direct Air Capture

Technik zur Abscheidung von CO_2 direkt aus der Umgebungsluft über feste oder flüssige Sorbentien.

DACCS – Direct Air Carbon Capture and Storage

DAC mit geologischer Speicherung, erzeugt Netto-Negativemissionen.

DACCU

DAC mit nachfolgender stofflicher Nutzung des abgetrennten CO_2 (z.B. E-Fuels).

DACfest (Feststoff-DAC)

DAC-Technologie mit festen, porösen Sorbentien (Zeolithe, MOFs). Arbeitet in Adsorptions-/Desorptionszyklen.

DACfl (Flüssig-DAC)

DAC-Technologie mit alkalischen Lösungen; CO_2 wird über CaCO_3 -Kalzinierung bei hohen Temperaturen freigesetzt.

Desorption

Freisetzung von zuvor adsorbiertem CO_2 durch Temperatur-, Druck- oder Feuchteänderung.

Drop-in-Chemikalie

Biobasierter Stoff, der ohne Prozessanpassung in bestehende petrochemische Anlagen passt.

Druckwechseladsorption (PSA)

Gastrennverfahren, bei dem Adsorbentien unter wechselndem Druck Gase aufnehmen und wieder freigeben.

Fischer-Tropsch-Synthese (FT-Synthese)

Chemisches Verfahren zur Umwandlung von Synthesegas in flüssige Kohlenwasserstoffe (Diesel, Wachse, Olefine ...).

Greenfield

Komplette Neuplanung und Neubau einer Anlage ohne Nutzung bestehender Infrastruktur.

Hydrothermale Prozesse

Behandlung feuchter Biomasse in heißem, druckbeaufschlagtem Wasser zur Erzeugung von Öl, Gas oder Feststoffen.

Kalzinierung / Kalzinator

Thermischer Schritt, bei dem CaCO_3 zu CaO und CO_2 zerlegt wird (z.B. bei DACfl).

Katalysatortoxizität

Stoffe, die Katalysatoren deaktivieren oder schädigen (z.B. Schwefel, Arsen).

**Klärschlamm-Monoverbrennung**

Verbrennung von entwässertem Klärschlamm in Spezialanlagen zur Energiegewinnung.

LHV (Lower Heating Value / Heizwert)

Thermisch nutzbare Energie eines Stoffes ohne Kondensationswärme des Wasserdampfs.

Lignocellulose

Strukturbestandteil von Holz/Stroh aus Cellulose, Hemicellulose und Lignin.

Mechanical Trees™

Passive DAC-Einheiten, die CO₂ aus der Luft aufnehmen und zyklisch regenerieren.

Membranverfahren

Trennung von Gasen oder Flüssigkeiten durch selektiv permeable Membranen.

Methanisierung

Reaktion von CO₂/CO und H₂ zu Methan (Sabatier- oder biologische Methanisierung).

MTA – Methanol-to-Aromatics

Verfahren zur Umwandlung von Methanol in aromatische Kohlenwasserstoffe.

MTG – Methanol-to-Gasoline

Verfahren zur Herstellung von Benzin aus Methanol.

MTO – Methanol-to-Olefins

Prozess zur Produktion leichter Olefine (Ethylen, Propylen) aus Methanol.

MTP – Methanol-to-Propylene

Spezialprozess zur Herstellung von Propylen aus Methanol.

MOFs (Metal-Organic Frameworks)

Metall-organische Gerüststrukturen mit extrem hoher Porosität für CO₂-Adsorption.

Moisture-Swing Adsorption (MSA)

Sorbentien binden CO₂ im trockenen Zustand und geben es unter Feuchte ab.

Müllverbrennungsanlage (MVA)

Anlagen zur thermischen Abfallbehandlung; erzeugen Wärme/Strom und CO₂.

Negative Emissionen

Netto-Entzug von CO₂ aus der Atmosphäre mittels Technologien wie DACCS oder BECCS.

Oxyfuel-Verfahren

Verbrennung mit reinem O₂ statt Luft; erzeugt ein nahezu N₂-freies CO₂-haltiges Abgas.

PEMEL (Proton Exchange Membrane Electrolysis)

Elektrolyseverfahren mit Polymermembran zur Herstellung von Wasserstoff.

ppm / ppb / ppm-Grenzwert

Konzentrationsangaben: Teile pro Million/Milliarde; Grenzwerte definieren zulässige Verunreinigungs-niveaus.

Power-to-X (PtX)

Nutzung von erneuerbarem Strom zur Herstellung von Gasen, Kraftstoffen oder Chemikalien (E-Fuels, E-Methanol ...).

Promotor (Katalysator-Promotor)

Zusatzstoff, der einen Katalysator selektiver, aktiver oder stabiler macht.

Pyrolyse

Thermische Zersetzung organischer Stoffe ohne Sauerstoff; erzeugt Öl, Gas und Koks.

SAPO / H-SAPO

Silicoaluminophosphate: spezielle Zeolith-Materialien; H-SAPO bezeichnet protonierte Formen.

SOEC (Solid Oxide Electrolysis Cell)

Hochtemperatur-Elektrolyse zur Erzeugung von H₂ (und CO bei Co-Elektrolyse aus CO₂ und H₂O).

Sorbentien (Sorbents)

Materialien, die CO₂ durch Adsorption oder Absorption binden.

Synthesegas (Syngas)

Gemisch aus CO und H₂; zentraler Ausgangsstoff für FT-Synthese, Methanol, Ammoniak u.v.m.

Technology Readiness Level (TRL)

Neun-stufige Skala zur Bewertung des technologischen Reifegrads (1 = Konzept, 9 = kommerziell etabliert).

Zeolithe

Kristalline, poröse Aluminosilikate, die CO₂ selektiv adsorbieren können.

ZSM-5 / H-ZSM-5

Zeolithtyp mit Charakteristik für Aromatisierung und Olefinproduktion; H-ZSM-5 ist die protonierte Form.

Executive Summary

Zielsetzung und Struktur der Studie

In der vorliegenden Studie wird die Transformation der Rohstoffbasis hin zu nicht-fossilen Rohstoffen und der damit erforderlichen Produktionsverfahren für die organische Grundstoffchemie betrachtet und der Forschungs- und Entwicklungsbedarf beschrieben. Das im Auftrag von IREES bearbeitete Vorhaben ist in fünf Arbeitspakete unterteilt, die in 4 Kapiteln beschrieben werden.

In Kapitel 1 werden zunächst alternative Kohlenstoffquellen und ihre Verfügbarkeit, deren Aufbereitung und daraus resultierende Prozessanforderungen erörtert. Als alternative Kohlenstoffquellen für die Herstellung von Methanol, Olefinen und Aromaten als Plattformchemikalien für daran anschließende Umsetzungen kommen CO_2 aus Abgasströmen, Kunststoffabfälle (z.B. Post-industrial und Post-consumer Abfälle), und Biomasse, insbesondere Neben- und Reststoffströme aus Agrarwirtschaft und Industrie, in Frage. Auch die alternativ weiterhin fossile Rohstoffnutzung gekoppelt mit CCS wird als Option bzw. Übergangstechnik berücksichtigt.

Kapitel 2 beschreibt die Verfahren zum technischen Aufschluss der Kohlenstoffquellen und zur Herstellung der Grundchemikalien Methanol, Olefinen und Aromaten. Aus einer vergleichenden Bewertung der verschiedenen Prozessketten von den Rohstoffen bis zu den Grundchemikalien wurden Verfahrensschritte, die neben einem hohen TRL signifikante Degressionspotenziale bei Kosten und Energiebedarf sowie niedrige Rohstoffbedarfe aufweisen, zu sogenannten „Effizienz-Verfahren“ gekoppelt.

In Kapitel 3 werden technische Herausforderungen für die Effizienz-Verfahren identifiziert. Auch nicht-technische Hemmnisse für die Implementierung, u.a. standortspezifische Faktoren oder regulatorische Rahmenbedingungen, werden beschrieben.

Aus diesen resultiert dann der abgeleitete Forschungs- und Entwicklungsbedarf für die verschiedenen Verfahren als zentraler Teil der Studie. Hierbei sind Aspekte der Materialforschung und Verfahrenstechnik über die jeweils gesamte Prozesskette eng miteinander verknüpft. Daneben sind auch Pilot- und Demonstrationsvorhaben zur Gewinnung von Betriebserfahrung essenziell.

In Kapitel 4 werden abschließend bestehende und im Zuge der Umstellung auf alternative Rohstoffe mögliche Wechselwirkungen und Konkurrenzsituationen zwischen verschiedenen Verfahren oder mit anderen Sektoren betrachtet.

Abtrennung von CO_2

Für die Nutzung von CO_2 als C1-Synthesebaustein sind unvermeidliche, rohstoffbedingte Emissionen aus stationären Punktquellen insbesondere der Zement- und Kalkindustrie sowie biogene Quellen wie Biogasanlagen oder Abfallverbrennungsanlagen zu bevorzugen, da sie auch nach 2045 noch in ausreichender Menge verfügbar sind. Direct Air Capture kann prinzipiell Lücken schließen, ist aber kosten- und energieintensiv.

Zur Abtrennung und Aufbereitung von CO_2 stehen verschiedene Verfahren zur Verfügung; für die stoffliche Nutzung ist dabei wichtig, dass das abgeschiedene CO_2 eine hohe Reinheit aufweist, so dass ggf. eine Nachbehandlung (insbesondere die Entfernung von Schwefelkomponenten) notwendig ist. Die **Druckwechseladsorption** ist technisch ausgereift und erlaubt hohe Abscheidegrade, z.B. aus Biogasanlagen, eine Nachbehandlung ist u.a. wegen Methanschlupf und Restgas notwendig. Das Verfahren hat einen hohen Strombedarf v.a. durch Verdichter und Pumpen. Die **Aminwäsche** insbesondere mit Monoethanolamin (MEA) als Waschmittel kann als industrieller Standard angesehen werden, hat aber einen **hohen Wärmebedarf** für die Lösungsmittelregeneration und ist empfindlich gegenüber O_2 , SO_2 und NO_x , so dass, je nach Quelle, eine Vorbehandlung nötig ist. Das **Carbonat-Looping**, also die CO_2 -Bindung an CaO/CaCO_3 in Wirbelschichten, ist mit TRL 7 noch nicht großskalig industriell etabliert, ist aber insbesondere gut mit dem **Oxyfuel-Verfahren** z.B. in Zementanlagen kombinierbar, bei dem durch Verbrennung mit O_2 statt Luft CO_2 -reiche Abgase entstehen. **Membranverfahren** sind noch nicht großtechnisch etabliert und einige Membranmaterialien sind erst im Forschungsstadium; potenziell ist eine hohe Energieeffizienz möglich, begrenzend ist die Empfindlichkeit gegenüber Verunreinigungen und der Abscheidegrad, der derzeit bei ~80–90% liegt.

Welche Abscheidetechnologie sinnvoll ist, hängt wesentlich von Volumenströmen und der Skalierbarkeit ab: Große Anlagen profitieren typischerweise von etablierten Waschverfahren, während membranbasierte Lösungen für kleinere Anlagen wirtschaftliche Vorteile haben können (z.B. bei der Biogasaufbereitung). Dadurch müssen Abtrennverfahren nicht zwingend in direkter Konkurrenz stehen, sondern bedienen unterschiedliche Teilanwendungen.

CO₂-basierte Power-to-X-Prozessketten

Bei den **CO₂-basierten Power-to-X-Prozessen** wird strombasiert Wasserstoff hergestellt, der mit CO₂ zu einem Synthesegas gemischt und weiter umgesetzt wird, entweder direkt oder über die reverse Water Gas Shift (rWGS)-Reaktion mit CO. Auch die Co-Elektrolyse von CO₂ und Wasser wird verfolgt. Es können sich zwei Verfahren anschließen: a) die Methanolsynthese, der dann die Synthese zu Olefinen oder Aromaten über Methanol-to-X-Verfahren folgen kann, oder b) die Fischer-Tropsch (FT)-Synthese, die direkt zu Kohlenwasserstoffen führt.

Konventionelles Methanol wird heterogen katalytisch mit Cu/ZnO/Al₂O₃-Katalysatoren bei etwa 220–270 °C und 50–100 bar hergestellt. Die direkte **CO₂-Hydrierung zu Methanol** ist durch hohen Druck und niedrigere Temperaturen begünstigt, konventionelle Katalysatoren müssen so modifiziert werden, dass sie auch bei CO₂-reichem Synthesegas hohe Reaktionsraten aufweisen. Die erhöhte Wasserbildung in der Reaktion verschiebt das Gleichgewicht ungünstig, so dass eine Abtrennung von Wasser im Prozess vorteilhaft ist. Andererseits entstehen beim Einsatz von CO₂/H₂ deutlich weniger höhere Alkohole oder Kohlenwasserstoffe als Nebenprodukte im Vergleich zu Synthesegas aus CO/H₂, bei dem eine Neigung zu Kettenverlängerung besteht. Dies erleichtert die Produkttrennung.

Die CO₂-basierte Methanolsynthese wurde in mehreren Pilot- bzw. Demonstrationsanlagen umgesetzt und erprobt. In der gesamten Prozesskette inkl. CO₂-Capture und H₂-Bereitstellung dominiert die Wasserelektrolyse den Energiebedarf, die Investitionen und die variablen Kosten; die Gestehungskosten für Methanol liegen aktuell deutlich über der erdgasbasierten Synthese.

Der Forschungsbedarf besteht bei der Anpassung konventioneller Methanolreaktoren und Katalysatoren auf CO₂-reiche Synthesegaszusammensetzungen. Zur Reduzierung des Energiebedarfs ist die Vermeidung der endothermen rWGS-Reaktion vorteilhaft, u.a. durch Co-Elektrolyse von CO₂ und Wasser. Vielversprechend ist außerdem die homogen-katalysierte Methanolsynthese, die in Forschungs- und Pilotierungsaktivitäten weiterverfolgt werden sollte.

In der weiteren Prozesskette kann der Methanolsynthese die Umsetzung in **Methanol-to-X (MTX)-Verfahren** zu Ethylen, Propylen bzw. Aromaten folgen. Diese Verfahren sind grundsätzlich bereits großtechnisch verfügbar, mit Schwerpunkt der industriellen Umsetzung in China, überwiegend auf Basis von Kohle. Erste europäische Aktivitäten zielen darauf, Methanol-to-Olefins (MTO)-Anlagen mit grünem Methanol aufzubauen. Technisch anspruchsvoll ist die starke Exothermie der MTX-Reaktionen. Zu hohe Temperaturen führen zu Neben- und Folgereaktionen, bei zu geringen Temperaturen führt die Bildung von Koks zur Deaktivierung des Katalysators. Das stabile Betriebsfenster ist somit ein Kompromiss aus Aktivität/Selektivität, minimierter Koksbildung und periodischer vollständiger und schonender Regeneration des Katalysators. Der abgeleitete Forschungsbedarf zielt auf höhere Selektivität (zu leichten Olefinen bzw. Aromaten je nach Route), geringere Koksbildung und stabilere Katalysatoraktivität über längere Zyklen. Verbesserungen in der Katalyse gelten als zentraler Hebel für höhere Prozess und Energieeffizienz.

Eine großskalige Umsetzung dieser Prozesskette erfordert GreenfieldInvestitionen sowohl in Methanol als auch in MTX-Anlagen und wird vor allem durch die begrenzte Verfügbarkeit von grünem Methanol bzw. vorgelagert von erneuerbarem Strom, grünem Wasserstoff und CO₂-Infrastruktur begrenzt; Kosten- und Degressionspotenziale liegen weniger in MTX selbst als in den Vorketten. Die vollständige Bedarfsdeckung an Olefinen/Aromaten über Methanol erfordert sehr hohe Methanolkapazitäten, Investitionen sowie Strom- und CO₂-Mengen.

Die **Fischer-Tropsch-Synthese** (FT) dient der Herstellung von Kohlenwasserstoffen wie Benzin, Diesel, Kerosin, Naphtha und Wachsen, die nahtlos in die bestehende petrochemische Infrastruktur integriert werden können. Als Feed dient ein Synthesegas aus CO und Wasserstoff. Eine Niedertemperatur-Synthese zwischen 200 und 250 °C begünstigt die Bildung langer Ketten für Diesel und Kerosin, während Temperaturen zwischen 300 und 350 °C zu kürzeren Ketten führen. Die FT-Produkte ähneln zwar ihren fossilen Pendanten, jedoch weist FT-Naphtha gegenüber fossilem Naphtha einen geringeren Anteil an Aromaten auf. Da die Technologie bereits weit fortgeschritten ist, liegen die wesentlichen Potenziale zur Effizienzsteigerung heute nicht mehr in großen technischen Sprüngen, sondern in einer intelligenteren Wärmeintegration, bei der die exotherme Abwärme des Reaktors genutzt wird, um den Energiebedarf weiterer Prozessschritte wie beispielsweise einer Wasserdampf-Elektrolyse oder der energieintensiven rWGS-Reaktion (Umwandlung von CO₂ zu CO) zu decken, wodurch Gesamtwirkungsgrade von über 80 % erreicht werden können. Der aktuelle Forschungsbedarf konzentriert sich daher auf neue Reaktordesigns wie Mikrokanalreaktoren zur verbesserten Wärmeverteilung sowie auf die Entwicklung leistungsfähigerer Katalysatoren, mit dem Ziel, die Selektivität zu erhöhen, und die energieintensive Umwandlung von CO₂ zu CO durch eine direkte Umwandlung von CO₂ in der FT-Reaktion zu umgehen. Für die großskalige Bereitstellung von Grundchemikalien über Power-to-X stehen die Syntheserouten über Methanol und Methanol-to-X und die FT-Route prinzipiell in Konkurrenz. Die Methanolroute wird in Deutschland und Europa bisher weniger stark



verfolgt, wofür der hohe Methanolpreis ursächlich sein kann. Beide Verfahren haben aber jeweils Stärken: Methanol lässt sich mit hoher Ausbeute gut skalieren und ist als Zwischenprodukt attraktiv; FT ist gut erforscht, petrochemie-nah, weist Synergien mit Verfahren zur Gewinnung von Kohlenstoff über chemisches Recycling durch Pyrolyse auf und kann auch für nachhaltige Flug- und Dieselmotortreibstoffe genutzt werden, wobei sich das Produktspektrum in Richtung Olefine „trimmen“ lässt. Insgesamt sind FT- und Methanol-Routen eher als komplementär zu bewerten. Zusätzlich sind direkte Syngas-to-Olefin-Verfahren ein interessantes Forschungsfeld, das langfristig energieeffizientere und potenziell kostengünstigere Alternativen bieten könnte.

Organische Grundstoffe aus biogenen Kohlenstoffquellen

Für **biogene Kohlenstoffquellen** ist Ethanol aus der Fermentation zuckerhaltiger Agrarprodukte ausgereift. In Europa ist der Einsatz von Nahrungs-/Futtermittelpflanzen aufgrund der Flächenkonkurrenz politisch und gesellschaftlich umstritten (u. a. Renewable Energy Directive - RED II/III). Daher stehen eher Biomassereststoffe im Fokus, deren Verfügbarkeit aber begrenzt ist. Weil industrielle CO₂-Punktquellen und andere alternative Kohlenstoffquellen den Bedarf der Grundstoffchemie nicht vollständig decken können, bleibt Biomasse – trotz knapper Potenziale – eine wichtige Ergänzung.

Für die effiziente Umwandlung von Biomasse in Grundchemikalien stellt die **Gasifizierung** eine vielversprechende Technologie dar, um die biogenen Kohlenstoffquellen technisch aufzuschließen. Als Brennstoffe eignen sich insbesondere Lignocellulosehaltige Reststoffe mit einem geringen Feuchtigkeitsgehalt. Die Beimischung von Plastikfraktionen kann sich zusätzlich vorteilhaft auf die Gesamtprozesseffizienz auswirken, was weitergehend erforscht werden sollte. In Europa ist ein relevantes mobilisierbares Potenzial geeigneter Brennstoffe gegeben, sie unterliegen jedoch einer starken energetischen und landwirtschaftlichen Nutzungskonkurrenz. Gleichzeitig stellen ihre Heterogenität, Saisonalität, Dezentralität und geringe Energie- und Schüttdichte große Herausforderungen für eine wirtschaftliche logistische Bereitstellung und eine kontinuierliche Prozessführung dar.

Die erforderlichen Vorbehandlungssequenzen, bestehend aus thermischer Trocknung und mechanischer Zerkleinerung, verringern die Variabilität der Biomasseströme und ermöglichen die dezentrale Bereitstellung komprimierter Brennstoffe. Verfahren wie insbesondere die **Torrefizierung** oder auch die Pyrolyse bieten ein hohes Potenzial zur Vereinheitlichung heterogener Stoffströme und sollten vor allem im Hinblick auf die Auswirkungen auf die Qualität des Synthesegases bei der Gasifizierung weiterentwickelt werden. Dabei muss stets die Effizienz der gesamten Prozesskette berücksichtigt werden – vom Rohbiomasse-Aufkommen bis zum Gasifizierungsprodukt –, sodass günstige Standorte und tragfähige Logistiklösungen identifiziert werden können.

Zentralisierte, hochskalierte Anlagen zur stofflichen Nutzung setzen die vorbehandelte Biomasse zu den Produktgasen CO, H₂, CH₄ und CO₂ um. Sie basieren vor allem auf (Zweibett-) **Wirbelschicht-** oder **Flugstromgasifizierern**. Ausgehend von den etablierten Technologien und neuen Ansätzen besteht Forschungsbedarf bei der Verbesserung der Gasifizierer-Konfigurationen, um variable Brennstoffqualitäten robust zu verarbeiten und die Teerbildung zu verringern. Die Einbringung elektrischer Energie kann dabei den Kohlenstoffnutzungsgrad erhöhen. Zudem ist ein verbessertes Verständnis der Gasifizierungsprozesse anzustreben, um die Ascheeffekte, Schlacke-, Teer- und Rußbildung realitätsnah zu modellieren und eine prädiktive Steuerung der multiplen Gasifizierungsparameter zu ermöglichen.

Die ausgebildeten Produktgase müssen für die nachfolgende Nutzung umfangreich **aufgereinigt** werden, um Teere, Partikel sowie Schwefel-, Stickstoff-, und Halogenid-Verbindungen zu entfernen. Zukünftig sollten Heißgas-Reinigungssequenzen verbessert werden, bei denen die Langzeitstabilität unter realen Bedingungen und fluktuierenden Gaszusammensetzungen validiert wird. Die anschließende **Konditionierung** des kohlenstoffreichen Synthesegasstroms erfolgt über WGS-Reaktionen oder die Zugabe von Wasserstoff, um das H₂/CO-Verhältnis für die Downstream-Prozessierung anzupassen. Über die konventionelle **Methanol-Synthese** mit anschließenden **MTX-Prozessen** oder die **Fischer-Tropsch-Synthese** mit anschließendem **Steam Cracking** können die organischen Grundchemikalien dargestellt werden (siehe obige Prozessketten). Dabei ist die intelligente Integration des exothermen Gasifizierungsprozesses in die Downstream-Verwertung von Bedeutung.

Die technische Machbarkeit der Gasifizierung von Biomasse wird bereits in mehreren industriellen Anlagen demonstriert. Die großskalige Umsetzung wird vor allem in China vorangetrieben und bedarf in Europa auf Grund des hohen Investitionsbedarfs häufig einer öffentlichen Co-Finanzierung (z.B. Biorefinery Östrand, BioTfueL, FUREC oder Ecoplanta). Für die Etablierung der Prozesskette ist vor allem die zentralisierte Verfügbarkeit und Mobilisierbarkeit homogener Biomasseströme zu wirtschaftlichen Preisen entscheidend. Vorbehandlungssequenzen sind dabei ein wichtiger Kostenfaktor.



Organische Grundstoffe aus Kunststoffen

Für die Rückgewinnung von Kohlenstoff aus Post-industrial und Post-consumer Kunststoffen kommen je nach Kunststoffart sowie Reinheit bzw. Verschmutzungsgrad des Abfallstroms unterschiedliche Recyclingverfahren zum Einsatz. Das mechanische Recycling ist insbesondere für sortenreine Kunststoffabfälle die bevorzugte Option, die aber in Deutschland auch heute schon weitgehend ausgeschöpft wird. Ein Fokus der Forschung liegt hier auf verbesserter Sortierung von gemischten Kunststoffabfällen, um weitere Potenziale zu erschließen und gleichzeitig die Qualität der Rezyklate zu steigern oder beizubehalten. Das chemische Recycling hat Potenzial für die Kunststoffabfälle, die derzeit energetisch verwertet werden.

Die Verfahren der Solvolyse können nur für einen kleinen Teil der aufkommenden Kunststoffabfallvolumina, Polykondensationskunststoffe wie Polyester, Polyamide oder Polyurethane, angewendet werden, Polyolefine als Hauptteil der Kunststoffabfälle können nicht durch Solvolyse recycelt werden. Beim chemischen Recycling eignen sich thermochemische Verfahren wie die **Pyrolyse** insbesondere für Polyolefine wie z.B. HDPE (High-Density Polyethylen) und PP (Polypropylen), welche den größten Anteil der in Deutschland anfallenden Kunststoffabfälle ausmachen. Die Verfahren haben das Potenzial, bisher nicht stofflich genutzte Kohlenstoffquellen wie gemischte Kunststoffabfälle in Rohstoffe für die organische Grundstoffchemie umzuwandeln und nutzbar zu machen. Bei der Pyrolyse gibt es eine Vielzahl an Verfahrensvarianten und der TRL variiert auch in Abhängigkeit vom eingesetzten Kunststoffabfall. Grundsätzlich ist die Pyrolyse aufgrund der hohen Temperaturen und der damit einhergehenden thermischen Zersetzung toleranter gegenüber möglichen organischen Verunreinigungen der Kunststoffabfälle oder Sortenmischungen als z.B. das mechanische Recycling. Dennoch sollte, um Korrosion zu vermeiden, der PVC-Gehalt im Einsatzstoff möglichst geringgehalten werden oder Chlor über einen Entchlorungsschritt als Salzsäure abgeschieden werden. Heteroatome wie z.B. Silizium oder Halogene, die als Additive bei der Kunststoffherstellung und Compoundierung zugesetzt werden, können die Qualität der Pyrolyseprodukte beeinträchtigen und sollten z.B. durch Hydrierung aus dem Pyrolyseöl entfernt werden. Die entstehenden Pyrolyseöle können je nach Zusammensetzung und ggf. nach einer weiteren Aufreinigung als Naphtha-Ersatz genutzt werden und benötigen damit Anlagen- und Logistikstrukturen, wie sie aus Raffinerien bekannt sind (Drop-in/Co-Processing). Daraus ergibt sich eher eine Synergie als Konkurrenz: Pyrolyseöle könnten beispielsweise gemeinsam mit Fischer-Tropsch-Crude verarbeitet werden.

Abtrennung und Speicherung von CO₂ (CCS)

Bei einer Weiternutzung fossiler Rohstoffe mit Abtrennung und Speicherung von CO₂ (CCS) können die bestehenden Verfahren beibehalten werden, Neuinvestitionen beschränken sich auf Capture-Einrichtungen für CO₂ und eine Infrastruktur für den Transport zu geologischen Speichern. Die Abhängigkeit von fossilen Rohstoffen und Energieträgern bleibt bei diesen Verfahren jedoch bestehen. CCS kann als Übergangstechnik dienen, um Investitionen in neue Prozesse zeitlich zu strecken, birgt aber das Risiko zusätzlicher Doppel-Investitionen (erst Capture-Nachrüstung, später Neubau neuer Anlagen) und begrenzter Amortisationszeiträume. Insgesamt wird erwartet, dass die Chemieindustrie eine Portfoliostrategie verfolgt, in der CCS und CCU kombiniert werden; die künftigen Anteile sind jedoch stark unsicher und werden sich vermutlich über die Zeit verändern. CCU und CCS profitieren jedoch beide vom Auf- und Ausbau einer CO₂-Infrastruktur.

Nutzungskonkurrenzen

Für die verschiedenen alternativen Kohlenstoffquellen sind Wechselwirkungen und Nutzungskonkurrenzen mit anderen Sektoren zu beachten. Bei der Nutzung von Biomasse bestehen solche Konkurrenzen aufgrund begrenzter Anbauflächen und der Priorität auf der Nahrungsmittelversorgung u.a. mit der energetischen Nutzung oder für Biokraftstoffe. Der fossile Kohlenstoffbedarf der chemischen Industrie beträgt aktuell rund 10 Mio. t C. Zum Vergleich: Die Getreideernte in Deutschland in 2025 betrug 57 Mio. t mit einer Anbaufläche von 6 Mio. Hektar. Bei einer angenommenen Feuchte von 15% und einem Anteil an Kohlenhydraten (als C(H₂O) berechnet), entspricht dies einer Kohlenstoffmenge von 12,6 Mio. t C (BMEL 2026). Für Kunststoffabfälle besteht Nutzungskonkurrenz mit der energetischen Verwertung in Müllverbrennungsanlagen oder der Verwendung als Ersatzbrennstoffe in Zementwerken.



Ziel und Aufgabenstellung

Im Rahmen dieser Studie wird der Forschungsbedarf für energieeffiziente Lösungen in der chemischen Verfahrenstechnik mit Fokus auf der organischen Grundstoffchemie identifiziert. Hierbei werden Transformationen von Produktionsverfahren betrachtet, die mit der im Zuge der Klimaziele in Deutschland und Europa zu erwartenden Rohstoffumstellung und klimaneutralen Energieversorgung einhergehen. Als Kohlenstoffquellen werden Kunststoffabfälle (z.B. Post-industrial und Post-consumer Abfälle), abgeschiedenes CO₂ aus Abgasströmen und die alternativ weiterhin fossile Rohstoffnutzung gekoppelt mit CCS berücksichtigt. Die Nutzung von Biomasse (wie z.B. organische Abfälle, Neben- und Reststoffströme aus Agrarwirtschaft und Industrie) wird randständig betrachtet. Da ihr jedoch auch in Zukunft eine gewisse Rolle in der organischen Grundstoffchemie zukommen wird, werden entsprechende Verfahren/Verfahrensstufen mit einer Relevanz für die zu bearbeitenden Fragestellungen betrachtet, ohne dabei jedoch zu tief in biogene Aufschlussverfahren einzusteigen.

Aus der Aufgabenstellung leiten sich folgende wesentliche Fragestellungen ab

- für die weitere Forschung und Entwicklung (FuE) in der Verfahrenstechnik mit speziellem Fokus auf hoher Energieeffizienz der analysierten Verfahren sowie
- zu bestehenden Hemmnissen in der aktuellen FuE und ihrer Förderung.

Betrachtete technische Herausforderungen sind die Skalierung und Energieeffizienzsteigerung von Verfahren sowie die Integration in bestehende Infrastrukturen bzw. die Berücksichtigung von Infrastruktureinflüssen und Wechselwirkungen mit verbundenen Apparaten und Nebenprodukten.

Konkrete Fragen für FuE zur verbesserten Energieeffizienz betreffen insbesondere:

- die Optimierung und Neukonzeption von Katalysatoren und Reaktionen,
- Neuartige Synthesen unter Bedingungen einer veränderten Rohstoffbasis,
- Pyrolyse als zentrales Verfahren für den Aufschluss von Kohlenstoff (als Teil der Kreislaufwirtschaft).

Nicht betrachtet werden Folgeverfahren und deren Herausforderungen sowie Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff.

1. Auswirkungen und Anpassungsmaßnahmen durch eine veränderte Rohstoffbasis

Die rohstoffliche Kohlenstoffbasis der chemischen Industrie in Deutschland von rund 15 Mio. Tonnen Rohstoffen (VCI 2025b) und umgerechnet ca. 13 Mio. Tonnen Kohlenstoff pro Jahr basiert derzeit, mit Ausnahme eines kleinen Anteils an bio-basierten Rohstoffen, weitgehend auf fossilen Rohstoffen, im Wesentlichen Rohbenzin (Naphtha), Erdgas und geringe Mengen an Kohle und andere Kohlenwasserstoffe. Im Zuge der angestrebten Klimaneutralität der gesamten Industrie wird diese Rohstoffbasis in der Zukunft disruptiv auf alternative, nicht-fossile Kohlenstoffquellen umgestellt. Als alternative Kohlenstoffquellen sind zu nennen:

- CO₂ aus industriellen Punktquellen oder aus Direct Air Capture; es stehen hier biogene Quellen (u.a. Biogasanlagen, Klärschlammverbrennung) und Quellen mit unvermeidbaren rohstofflichen Emissionen (u.a. Zement- und Kalk-Produktionsanlagen) im Vordergrund, da andere Industriezweige, u.a. auch die Chemie, an Strategien zur Erreichung von Klimaneutralität arbeiten und entsprechende industrielle Punktquellen bis 2045 bei Zielerreichung nicht mehr zur Verfügung stehen werden.
- Biomasse; hier stehen land- und forstwirtschaftliche lignocellulosehaltige Rest- und Abfallstoffe, Lignin aus der Papier- und Zellstoffherstellung und organische Siedlungsabfälle im Vordergrund; randständig betrachtet werden auch nachwachsende Rohstoffe der 1. Generation (z.B. Stärke/Zucker- oder Ölpflanzen), die allerdings in Flächenkonkurrenz zur Nahrungs- und Futtermittelproduktion stehen.
- Kunststoffabfälle (Post-industrial und Post-consumer), die sortenrein oder als gemischte Abfälle vorliegen können.

Diese Rohstoffe müssen, wie gegenwärtig Rohöl, verarbeitet und für die diversen Verfahren der chemischen Industrie vorbereitet werden. Die geänderte Rohstoffbasis, in Kombination mit einer auf erneuerbaren Energiequellen basierenden Versorgung der Prozessenergie, erfordert angepasste oder neue verfahrenstechnische Anlagen zur Herstellung von Grundchemikalien. In diesem Kapitel werden die technischen Anpassungserfordernisse an die neuen Rohstoffquellen analysiert und beschrieben.

Ergebnis sind allgemeine Prozessanforderungen und Auswirkungen der Rohstofftransformation, erforderliche (technische) Anpassungsmaßnahmen, sowie ein Kriterienkatalog für die anschließende Verfahrensbewertung.

- Grundsätzliche Unterschiede zwischen der heutigen und der zukünftigen Rohstoffbasis, z.B. hinsichtlich Komplexität der Zusammensetzung, Varianz von Qualitäten der Rohstoffe etc.
- Anforderungen an die Rohstoffe: rohstoffabhängig Aufbereitung, Konditionierung, Reinheitsanforderungen;
- Prozessanforderungen und Anpassungsbedarf von derzeitigen chemischen Produktionsanlagen;
- Grundlegende Anpassungen bezüglich der Produktionsinfrastruktur durch eine geänderte Rohstoffbasis, in Kombination mit einer gleichzeitig auf erneuerbare Energiequellen umgestellten Energieversorgung chemischer Prozesse.

1.1. CO₂ als Kohlenstoffquelle

CO₂ ist als C1-Komponente ein geeigneter Synthesebaustein für viele Carbon Capture and Utilization (CCU) bzw. Power-to-X-Prozesse, in der Regel über die Umsetzung mit Wasserstoff oder anderen hoch-energetischen Reaktionspartnern. Im Hinblick auf Grundchemikalien sind Synthesegas, Methanol und synthetisches Erdgas (aus der Methanisierung) potenzielle Primärprodukte. Da CCU-Prozesse in der Regel katalytische Umsetzungen von CO₂ beinhalten, ist das Vorliegen von CO₂ in reiner Form entscheidend, insbesondere müssen Verunreinigungen wie Schwefelkomponenten beseitigt werden, die zur Beeinträchtigung oder gar Deaktivierung der verwendeten Katalysatoren führen können. Auch für den leitungsgebundenen Transport von CO₂ ist eine Reinigung erforderlich, hier liegen die Reinheitsanforderungen bei > 95 Vol.%, da Verunreinigungen zu Korrosion in den Leitungen führen können (Forschungsstelle für Energiewirtschaft e. V. 2024).

Es wird daher angenommen, dass CO₂ für die chemische Industrie als reiner, direkt einsetzbarer Rohstoff zur Verfügung gestellt wird und somit notwendige Aufbereitungsschritte der Abtrennung von CO₂ aus Prozessgasen unmittelbar nachgeschaltet werden und nicht eine Nachreinigung am Chemie-Produktionsstandort erforderlich machen.

Welche CO₂-Reinheit für CCU genau erforderlich ist, hängt stark von der Empfindlichkeit des eingesetzten Katalysatorsystems ab. Da hier unterschiedliche Mechanismen wirken können, ist eine pauschale Aussage nicht möglich. Tabelle 1 zeigt beispielhaft Störstoffe, die einen aktivitätsmindernden Effekt auf kommerzielle Cu/ZnO/Al₂O₃-Katalysatoren für die Methanolsynthese haben. Deaktivierungsmechanismen sind die reversible oder irreversible Adsorption auf der Katalysatoroberfläche, 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 H₂S, und SO₂. Die Konzentrationen dieser Störkomponenten müssen auf die angegebenen Maximalwerte beschränkt sein.

Tabelle 1: Störstoffe am Methanolkatalysator und deren maximale Konzentration zur Vermeidung von Leistungseinbußen (Clariant 2022)

Komponente	Maximale Konzentration
Schwefel	0,05 ppmv
Halogene und halogenierte Verbindungen	0,01 ppmv
Schwermetalle	5 ppb
Sauerstoff	10 ppmv
Ölrückstände	0,1 mg/Nm ³
Partikel	0,1 mg/Nm ³
Alkalimetalle	0,01 ppmv
Siliziumspezies	0,01 ppmv

Als zweites Beispiel seien Fischer-Tropsch-(FT)¹ Katalysatoren genannt, wobei die FT-Synthese üblicherweise von Synthesegas ausgeht, also eine Umsetzung von CO₂ über einen Zwischenschritt und nicht direkt beinhaltet. Neuere Entwicklungen in der FT-Katalyse beinhalten u.a. die direkte Hydrogenierung von CO₂ (siehe z.B. Brübach et al., 2022), dies wird aber an anderer Stelle betrachtet.

Die FT-Synthese ist eine heterogen katalysierte Reaktion. Industriell werden Eisen- oder Cobalt-Katalysatoren auf Al₂O₃, SiO₂ und TiO₂-Trägern und verschiedenen Elementen als Promotoren (bei Fe: Na, K, Cu, MgO, Mn, Zr, Ni; bei Co: Pt, Ru, Re, Ag, Rh, Zn, K) eingesetzt (Keunecke u. a. 2024). Deaktivierungsmechanismen in der FT-Katalyse sind komplex und hängen nicht nur vom Katalysatorsystem, sondern auch von den Reaktionsbedingungen ab. Als Katalysatorgifte sind u.a. H₂S, HCl, HBr, HBF und NH₃ zu nennen, wobei die Sensitivität gegenüber H₂S am ausgeprägtesten ist.

Tabelle 2 zeigt Störstoffkonzentrationen für ein kommerzielles FT-Katalysatorsystem auf, die zu einer geringen bis moderaten Katalysatordeaktivierung führen, höhere Konzentrationen sind entsprechend zu vermeiden.

Tabelle 2: Katalysatorgifte für 100Fe/5.1 SiO₂/2Cu/3K (Davis, B. u. a. 2011); die angegebenen Störstoffkonzentrationen zeigen den Bereich mit geringer bis moderater Deaktivierung

Komponente	Störstoffkonzentrationen, die zu geringer bis moderater Deaktivierung führen
HCl	0,75-1,5 ppm
HBr	0,6-5 ppm
HF	0,1 ppm
NH ₃	200 ppm
HCN	1 ppm
H ₂ S	0,3 ppm

Die zulässigen Konzentrationen an Störstoffen sind nicht auf andere Umsetzungen und ihre Katalysatorsysteme übertragbar. Zudem sind die heutigen Anforderungen an die Gasreinigung vor und nach der CO₂-Abtrennung nicht ohne Weiteres in die Zukunft zu projizieren. Der Anteil schwefelhaltiger Komponenten in Prozessabgasen wird nach Wegfall fossiler Brennstoffe oder Reduktionsmittel im Zuge der Transformation zu Klimaneutralität abnehmen. Bei einem breiteren Einsatz von Oxyfuel-Verfahren² durch den Wegfall von Luftstickstoff im Prozessgas ist eine Verringerung von NO_x-Konzentrationen zu erwarten, die ebenfalls eine Störstoffklasse darstellen. Andererseits können, bei Umstellung von fossilen Brennstoffen auf Wasserstoff, die Emissionen an NO_x aufgrund höherer Flammentemperaturen von Wasserstoffbrennern signifikant erhöht sein (Ausfelder, u. a. 2024).

Ein weiterer zu berücksichtigender Aspekt für die Nutzung von CO₂ ist die Entfernung der Quelle vom Chemiestandort, an dem die Nutzung erfolgt. Die Herstellung von Grundchemikalien ist heute im Wesentlichen auf große, integrierte Chemiestandorte beschränkt, was aus Effizienzgesichtspunkten (u.a. Wärmeintegration) auch zukünftig die dominierende und zu bevorzugende Option sein wird. Somit ist nach der Abtrennung und ggfls. Aufreinigung des CO₂ zu beachten, welche Transportinfrastruktur für CO₂ kostengünstig genutzt werden könnte.

Der Transport von CO₂ in Pipelines ist in Europa nicht Standard und erscheint aufgrund der hohen Kosten und begrenzten Mengen für CCU nur eingeschränkt sinnvoll, wenn ein solcher Transport nicht gleichzeitig zu einem Speicherort für CCS genutzt wird. Ein Großteil des aktuell transportierten CO₂ in Europa wird über Tank- und Kesselwagen tiefkalt und verflüssigt zum Abnehmer geliefert, bei kleinen Mengen auch mithilfe von Druckgasflaschen. Die Mengen von ca. 0,75 Mio. t sind jedoch gering verglichen mit dem Bedarf bei einer zukünftigen Grundstoffproduktion durch CCU. Je nach Transportoption muss das abgetrennte und aufgereinigte CO₂ auf ein geeignetes Drucklevel komprimiert werden. Für den Pipeline-Transport in flüssiger Phase über mehrere hundert Kilometer sind >150 bar erforderlich. Der Transport von flüssigem CO₂ in Druckbehältern erfordert Drücke zwischen 5,2 und 74 bar, der kritische Punkt liegt bei 31 °C und 74 bar.

¹ Umsetzung von Synthesegas zu Kohlenwasserstoffen

² Verbrennung mit reinem Sauerstoff statt mit Luft.



Der Energiebedarf für die Bereitstellung von CO₂ als Rohstoff beinhaltet somit insgesamt den Energiebedarf für den Capture-Prozess, die Gasreinigungsstufen und die Kompression. Kostenseitig sind außerdem die Transportoptionen zu betrachten.

1.1.1. Stationäre Punktquellen und verfügbare Mengen

Tabelle 3 führt die in Deutschland verfügbaren stationären CO₂-Punktquellen und ihre Mengenpotentiale auf. Diese umfassen im Wesentlichen industrielle Produktionsanlagen mit hohen CO₂-Emissionen, aber auch Biogasanlagen oder Abfall- und Klärschlammverbrennungsanlagen. Nicht aufgeführt sind Punktquellen aus Sektoren, die im Zuge technischer Umstellungen zur Erreichung von Treibhausgasneutralität zukünftig keine oder nur noch geringe CO₂-Mengen emittieren werden, beispielsweise Anlagen zur Stahlherzeugung, die nicht mehr Koks als Reduktionsmittel verwenden oder Ammoniakanlagen, die nicht mehr auf Basis von Erdgas produzieren. Für solche Anlagen erscheint eine Nachrüstung für CO₂-Capture ökonomisch nicht sinnvoll.

Für eine Prognose bis 2045 wurde angenommen, dass nur CO₂-Emissionen biogenen Ursprungs, die z.B. aus Biogas-, Klärgasanlagen oder der Fermentation von nachwachsenden Rohstoffen resultieren sowie nicht-energetisch bedingtes, rohstoffliches CO₂, das aus eingesetzten mineralischen oder fossilen Rohstoffen bei der Umsetzung zu den jeweiligen Zielprodukten resultiert, z.B. mineralisches CO₂ aus Kalkstein (Calciumcarbonat) beim Kalkbrennen oder bei der Zementklinkerproduktion verbleiben. Zahlen in grün sind CO₂-Emissionen biogenen Ursprungs, Zahlen in rot sind eigene Abschätzungen, wenn der Pfadverlauf für die Reduktion von CO₂-Emissionen aus einschlägigen Sektorroadmaps unklar oder nicht ausgewiesen ist. Als verbleibende Quellen, die auch 2045 und nachfolgend verfügbar sein werden, sind Zementanlagen (in geringerem Maße auch Kalkanlagen), Biogasanlagen, insbesondere große, einspeisende Anlagen und Abfallverbrennungsanlagen zu nennen.

Die in Tabelle 3 aufgeführten CO₂-Mengen reichen auch 2045 aus, um den Bedarf der chemischen Industrie mit Kohlenstoff zu decken. Einige Aspekte können jedoch zu einer geringeren Verfügbarkeit führen, als in Tabelle 3 ausgewiesen ist:

- ein zukünftig geringerer Bedarf an Zement und Kalk durch mögliche Substitute (siehe z.B. (Negrão u. a. 2021);
- Änderungen in der Verfügbarkeit von Biomasseabfällen für Biogasanlagen durch die Flächennutzungskonkurrenz zwischen Wald, Nahrungs- und Futtermitteln, die zu weniger biogenen Abfällen führen oder zu Nutzungskonkurrenzen um diese Abfälle mit anderen Verfahren; möglicherweise auch ein abnehmender Bedarf an Biomethan durch Kostenreduktionen bei anderen erneuerbaren Energiequellen;
- geringere Abfallmengen für die thermische Abfallverbrennung durch vermehrte Kreislaufschießung;
- eingeschränkte Möglichkeiten oder ökonomische Sinnhaftigkeit zur Nachrüstung mit Capture-Anlagen; die Nachrüstung einer Anlage kann schon aufgrund von Platzproblemen verhindert werden; außerdem wird das relative Investment für kleine Punktquellen höher, da Economy-of-scale-Effekte nicht greifen. Das betrifft u.a. Abfallverbrennungsanlagen aber auch kleinere Biogasanlagen.
- weitere Infrastrukturaspekte, wie die Entfernung der Quelle zum produzierenden Chemiestandort, die eine CO₂-Abtrennung unwirtschaftlich machen.

Trotzdem ist mit einer ausreichenden Versorgung an CO₂ zu rechnen. Direct Air Capture könnte dabei prinzipiell lokale Versorgungslücken schließen, insbesondere an abgelegenen Standorten ohne verfügbare CO₂-Quellen, das Verfahren ist aber mit sehr hohen Kosten verbunden.

Tabelle 3: CO₂-Punktquellen in Mio. Tonnen pro Jahr in Deutschland und mögliche Entwicklung bis 2045³

Emissionen [Mio. t CO ₂]		2023			2030			2040			Ab 2045		
		Ge- samt	roh- stoff- lich	energe- tisch	Ge- samt	roh- stoff- lich	energe- tisch	Ge- samt	roh- stoff- lich	energe- tisch	Ge- samt	roh- stoff- lich	energe- tisch
Branche	Anlagen-an- zahl												
Zementindustrie ⁴	33	16,1	10,56	5,54	15,3	10,5	4,80	15	12	3,00	12,0	10,4 ⁵	1,6 ⁶
Kalkindustrie ⁷	37	5,76	4,24	1,52	5,76	4,24	1,52	5,5	4,7	0,80	4,7	4,7	0
Glas ⁸ ; davon	68	3,69	0,78 ⁹	2,93	2,49	0,75	1,75	1,87	0,75	1,13	0,75	0,75	0
Hohlglas	35	1,64	0,3	1,34	1,20	0,29	0,92	0,85	0,29	0,56	0,29	0,29	0
Flachglas	14	1,49	0,43	1,06	1,12	0,41	0,71	0,91	0,41	0,50	0,41	0,41	0
Glasfasern	8	0,19	0,02	0,17	0,14	0,02	0,12	0,08	0,02	0,07	0,02	0,02	0
Sonst. Glaswaren	11	0,37	0,03	0,36	0,03	0,03		0,03	0,03		0,03	0,03	0
Zellstoffherstellung	4	0,16									0		
Chemieindustrie ¹⁰ , davon	197	12,13	4,68	11,85	12,00	0,61	11,39	5,00	0,61	4,39	0,61	0,61	
Ethylenoxid	3	0,19	0,095	0,095	0,19	0,095	0,095	0,15	0,095	0,055	0,095	0,095	
Sodaherstellung	6	0,49	0,49		0,49	0,49		0,49	0,49		0,49	0,49	
Biogasanlagen ¹¹	216	10	10		10	10		10	10		10	10	
Kläranlagen	1240	0,46	0,46		0,46	0,46		0,46	0,46		0,46	0,46	
Bioethanolher- stellung	7	0,76	0,76		0,76	0,76		0,76	0,76		0,76	0,76	
Thermische Abfall- behandlungs- anlagen ¹²	100	14,07 + 14,23			13,68 + 14,5			5,61 + 22,45			2,8 + 25,2		
Sonderabfallver- brennungsanlagen	30	0,75 + 0,75			0,7 + 0,8			0,3 + 1,2			0,15 + 1,35		
Klärschlammmono- verbrennungsan- lagen	25	1,00			1,25	1,25		1,25	1,25		1,50	1,50	
Summen aus o.g. Quellen	83,86	32,85	21,94	78,38	29,16	19,56	70,04	31,12	9,38	60,87	29,77	1,6	

³ Zahlen in grün sind CO₂-Emissionen biogenen Ursprungs, Zahlen in rot sind eigene Abschätzungen bei unklarem Pfadverlauf für CO₂-Emissionen aus einschlägigen Sektorroadmaps

⁴ Die Emissionen für 2023 sind dem Bericht zu emissionshandelspflichtigen stationären Anlagen 2023 entnommen (Deutsche Emissionshandelsstelle 2024); Zahlenwerte für 2030 und 2040 sind eigene Annahmen.

⁵ Die Roadmap des VDZ sieht bis 2050 10,4 Mio. t verbleibende rohstoffliche Emissionen als unvermeidlich an und weist CCUS als Minderungsstrategie aus.

⁶ VDZ weist die Nutzung von biomassehaltigen Abfällen als Brennstoff aus mit einem Äquivalent von 1,6 Mio. t an biogenem CO₂.

⁷ BV Kalk 2020; Roadmap Kalkindustrie 2050; Annahme: konstante Verfügbarkeit, unvermeidliche rohstoffbedingte Emissionen verbleiben; rohstoffliche Emissionen berechnet nach 0,73 t CO₂/t Kalk (Hübner et. al 2019, Energiewende in der Industrie - Potenziale und Wechselwirkungen mit dem Energiesektor - Branchensteckbrief der Zement- und Kalkindustrie)

⁸ Emissionsdaten sind dem VET-Bericht 2022 entnommen, da der Kompaktbericht 2023 für die meisten Branchen keine Aufschlüsselung enthält.

⁹ 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 knapp 0,8 Mio. Tonnen CO₂; diese verbleiben.

¹⁰ Die Emissionen für die Chemieindustrie insgesamt sind dem Bericht zu emissionshandelspflichtigen stationären Anlagen 2023 entnommen; als CO₂-Quellen sind

¹¹ Quellen: FNR, Basisdaten Bioenergie Deutschland 2021; DVGW 2019, Bewertung von Quellen und Abtrennungsverfahren zur Bereitstellung von CO₂ für PtG-Prozesse; Emissionen sind biogen und unvermeidlich, es wird von konstanter Verfügbarkeit ausgegangen

¹² Auf Basis einer Abschätzung der Interessengemeinschaft der Thermischen Abfallbehandlungsanlagen in Deutschland (ITAD) von für 2020 und 2045 für Chemistry4Climate, dazwischen linear extrapoliert; zunehmender Anteil biogener Abfall angenommen; Altholzverbrennungsanlagen sind nicht aufgenommen, da viele alternative Nutzungspfade für Altholz existieren und der Pfad unklar ist.

1.1.2. Quellen und Abtrennverfahren für CO₂

Tabelle 4 stellt für die verschiedenen in Tabelle 3 aufgeführten Quellen die gängigen oder vielversprechendsten Aufbereitungsverfahren sowie weitere Anforderungen dar. Zielprozesse bzw. Produkte für CO₂ als Rohstoff zur Herstellung von Grundchemikalien sind die Methanisierung zu synthetischem Methan, die Methanol-Synthese (ggf. als Ausgangsstoff für Olefine, Aromaten und Benzin) und die Fischer Tropsch-Synthese zu Kohlenwasserstoffen (Kraftstoffe, syn. Naphtha).

Es sind prinzipiell alle Kombinationsmöglichkeiten aus Quelle und Abtrennverfahren denkbar. In Kapitel 2 werden Verfahren mit höherem TRL näher betrachtet, für die es bereits Pilot- oder Demonstrationsanlagen gibt:

- Die Aminwäsche als Verfahren mit TRL 9, das bereits großtechnisch in Raffinerien, petrochemischen Verfahren oder der Erdgasaufbereitung im Einsatz ist und das auch in Pilotversuchen für die Rauchgaswäsche von Kraftwerken verwendet wurde; Industriestandard ist die Wäsche mit Monoethanolamin (MEA), aber auch viele andere Amine sind in der Entwicklung und Erprobung;
- Die Druckwechseladsorption (Pressure Swing Adsorption, PSA) mit Zeolithen, Molekularsieben oder anderen Adsorbentien ist ebenfalls ein ausgereiftes Verfahren, das u.a. für die Biogasreinigung eingesetzt wird; es gibt hier auch die Kombination mit Membranverfahren, was hinsichtlich der Energieeffizienz ein interessanter Pfad ist.
- Die Kombination aus Oxyfuel-Verfahren und Carbonat-Looping; in der Zementindustrie gibt es hierzu Pilotanlagen bei TRL7; das Oxyfuel-Verfahren ist aus Effizienzgesichtspunkten attraktiv, da Stickstoff als Hauptbestandteil der Luft im Abgas vermieden wird und die CO₂-Konzentration im Vergleich zur Verbrennung mit Luft stark ansteigt; außerdem wird der Ausbau der Wasserelektrolyse zu einer hohen Verfügbarkeit von Sauerstoff führen. Das Carbonat-Looping mit festen Metalloxiden ist noch nicht im großtechnischen Einsatz, es gibt jedoch mehrere Pilot- und Demonstrationsanlagen.
- Direct Air Capture (DAC) ist aufgrund des hohen Energiebedarfs nicht die bevorzugte Option, wird aber betrachtet, da sie dezentral eingesetzt werden kann, die Schließung von Versorgungslücken mit CO₂ ermöglicht und als CO₂-Senke zu betrachten ist, da CO₂ direkt der Atmosphäre entnommen wird.
- Bezüglich Entwicklungspotentiale wird außerdem auf Membranverfahren eingegangen, die hinsichtlich Energieeffizienz hohe Einsparpotentiale versprechen.

Tabelle 4: Abtrenn- und Aufbereitungsverfahren für verschiedene CO₂-Quellen

Quelle	Beschreibung	Abtrennung und Aufbereitung	Anforderungen
CO₂ aus Biogas 10 Mio. t/a	Anaerobe Gärung von organischen Substanzen für die Produktion von Biogas, dessen Hauptbestandteil Methan ist. CO ₂ fällt als Nebenprodukt an und kann nach der Biogasaufbereitung hoch konzentriert gewonnen werden; mittlere Konzentration CO₂ in Biogas: 38 Vol.% (Schäffer u. a. 2019)	PSA, Wasser- oder Aminwäsche, Membrane, Kryogenes Verfahren und Heißes Kaliumcarbonat (European Biogas Association (EBA) 2022); hohe Varianz der Gaszusammensetzung je nach Feedstock, besonders für H ₂ S (20-20.000 ppm); hohe Eiweißanteile im Feedstock führen hier zu hohen Konzentrationen; nach der Biogasaufbereitung für die Gaseinspeisung verbleiben bei Druckwasserwäsche 20-90 ppm H ₂ S im Schwachgas, bei PSA <1,5 ppm (Schäffer u. a. 2019).	Geographisch weit verteilt und liefern in der Regel kleinere Menge an CO ₂ im Vergleich zu Biomassekraftwerken oder anderen industriellen Punktquellen; Anlagenzahl ca. 9000, von denen aber nur ein geringer Teil für Capture in Frage käme, insbesondere die 216 einspeisenden Biogasanlagen. Entsprechende Transport-Infrastruktur aus verschiedenen Anlagen notwendig.

Tabelle 4 (Fortsetzung): Abtrenn- und Aufbereitungsverfahren für verschiedene CO₂-Quellen

Quelle	Beschreibung	Abtrennung und Aufbereitung	Anforderungen
CO₂ aus Bioethanol 0,75 Mio. t/a	Biogene Rohstoffe werden vorbehandelt und hydrolysiert, wobei Zuckermonomere entstehen. Diese werden in einem Fermentationsprozess mit Hilfe von Mikroorganismen in Ethanol, Säuren und Gase umgewandelt (Edeh 2021)	CO ₂ entsteht in hoher Reinheit von >99,8%, so dass maximal eine Feinreinigung notwendig ist; die Konzentration an Schwefelkomponenten liegt bei 10 ppm (Kunz, Sebastian 2020).	Nur wenige größere Anlagen in Ostdeutschland: Sachsen-Anhalt (Zeitz, Wanzleben-Börde, Zörbig), Mecklenburg-Vorpommern (Anklam) und Brandenburg (Schwedt)
CO₂ aus Klärschlamm 1,5 Mio. t/a	Klärschlammmonoverbrennungsanlagen (KVA); derzeit 36 in Betrieb + 54 Projekte für den Bau zusätzlicher Anlagen (ecoprolog GmbH 2024)	Capture-Projekte für KVA nicht bekannt; Abscheidung aus dem Rauchgas von thermischen Abfallbehandlungsanlagen sind aber in der Projektierung, (Zella-Mehlis + Salzbergen), oder in Betrieb (Twence und Duiven in den NL, Oslo in Norwegen). über Aminwäsche (Hoffmeister u. a. 2020);	Geographisch verteilt; viele Anlagen in NRW (Hoffmeister u. a. 2020); liefern kleinere Mengen an CO ₂
CO₂ aus Müllverbrennung 28 Mio. t/a	Thermische Behandlung von Restabfällen aus Haushalten und Gewerbe gefolgt von umfangreichen Abgasreinigungen (Entstaubung, Sauergaswäsche oder Trockensorption zur Entfernung von HCl, HF und SO ₂ , selektive nicht-katalytische und selektive katalytische Reduktion von NO _x und teilweise Zersetzung von Furanen und Dioxinen; Adsorption von Furanen und Dioxinen an Aktivkohle)	CO ₂ im Abgas bei ca. 10 vol.%; Capture Anlagen für Müllverbrennungsanlagen gibt es in den Niederlanden, Japan und Norwegen, alle basierend auf Aminwäsche (IEAGHG 2020) ; für Deutschland gibt es Pläne ¹³ ; Störstoffe sind NO _x und SO ₂ , die für Aminwäsche durch Abgasvorbehandlung auf 10-20 ppm reduziert werden müssen.	Räumliche Verteilung der vielen kleineren Anlagen erfordert eine Transportinfrastruktur von den Zementwerken hin zu Chemieparken; Bauraum für Capture-Anlage bei bestehenden Anlagen nur eingeschränkt verfügbar; Economy-of-Scale-Effekte bei kleinen Anlagen sehr eingeschränkt, daher hohe relative Investitionssumme

Tabelle 4 (Fortsetzung): Abtrenn- und Aufbereitungsverfahren für verschiedene CO₂-Quellen

Quelle	Beschreibung	Abtrennung und Aufbereitung	Anforderungen
CO₂ aus Zement 10 Mio. t/a	Energiebezogene Emissionen (vermeidbar): aus der Verbrennung von (fossilen) Brennstoffen, um die hohen Temperaturen vom Prozess zu erreichen Prozessbezogene Emissionen (unvermeidbar): Aus der Kalzinierung der Rohstoffe, wobei Kalk und CO ₂ entstehen.	Post-combustion Aminwäsche : industrieller Maßstab soll bis Ende 2024 bei HeidelbergCement in Brevik, Norwegen gebaut werden (Heidelberg Materials o. J.). Oxyfuel: Testphase im industriellen Maßstab bei Heidelberg-Cement in Werk Colleferro, Italien (Heidelberg Materials o. J.). Kalziumkarbonat-Looping mit Oxyfuel: Industrielle Demonstration (TRL 7) im CLEANKER Projekt am Buzzi Unicem Werkin Vernasca, Italien (VDZ 2024); für Deutschland gibt es Pläne ¹³ Störstoffe sind NO _x und SO ₂ , die durch Abgasvorbehandlung auf 10-20 ppm reduziert werden müssen (insbesondere bei Aminwäsche, da sonst schwerlösliche Salze gebildet werden); SNCR- oder SCR für die Reduktion von Stickoxiden und Rauchgasentschwefelung bzw. Einsatz schwefelarmer Brennstoffe für eine SO ₂ -Reduktion; flüchtige Schwermetalle als Abgasbestandteile müssen bei der Feinreinigung von CO ₂ entfernt werden	53 Zementwerke, davon derzeit 33 mit Klinkerherzeugung in Deutschland (VDZ, Angabe für 2023); Räumliche Verteilung der Zementwerke erfordert eine Transportinfrastruktur von den Zementwerken hin zu Chemie-parks
CO₂ aus der Kalkindustrie 4,5 Mio. t/a	Rohstoffliche Emissionen aus dem Brennen des Kalksteins in Schachtöfen oder Drehrohröfen zu Branntkalk von 0,746 t pro Tonne Kalk für Kalkstein und 0,867 t für Dolomitkalk; CO ₂ -Konzentration zwischen 18 und 21 Vol. %	Capture-Strategien analog zu Zementanlagen; auch Störstoffe ähneln denen von Zementwerken (insb. NO _x und SO ₂ relevant). Minderungsstrategien sind analog, d.h. Oxyfuel, SNCR- oder SCR für die Reduktion von Stickoxiden und Rauchgasentschwefelung; eine CO ₂ -Abtrennung erfolgt außerdem nach dem Staubfilter; für Deutschland gibt es Pläne ¹³	Transport-Infrastruktur für CO ₂ notwendig, 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

¹³ Der Entwurf der Carbon Management Strategie der Bundesregierung sieht vor, dass in Deutschland bereits vor 2030 jeweils mindestens ein großskaliges CO₂-Abscheideprojekt in der Zement- und Kalkindustrie sowie an einer Müllverbrennungsanlage in Betrieb genommen wird (BMWK 2024a).

Tabelle 4 (Fortsetzung): Abtrenn- und Aufbereitungsverfahren für verschiedene CO₂-Quellen

Quelle	Beschreibung	Abtrennung und Aufbereitung	Anforderungen
CO₂ aus der Glasindustrie 0,75 Mio. t/a	(Vermeidbare) energetische CO ₂ -Emissionen größtenteils aus der Schmelze bei >1500 °C für die Gemengebereitung aufgrund des verwendeten Energieträgers, i.d.R. Erdgas; rohstoffbedingte Emissionen durch die eingesetzten Rohstoffe (u.a. Soda und Kalk).	Pilotprojekte für Capture sind nicht bekannt; Oxyfuel-Verfahren zur Aufkonzentrierung wird diskutiert; Störstoffe sind SO ₂ aus Natriumsulfat als Zuschlagstoff und NO _x durch Zersetzung von Nitraten, die u.a. aus Salpeter als Läuterungsmittel stammen; Entschwefelung und NO _x -Zersetzung analog zu Zementanlagen	Viele Standorte mit oftmals kleinen Produktionskapazitäten, was die Implementierung von Capture-Anlagen erschwert.
CO₂ aus Zellstoff und Papier	Energiebezogene Emissionen: aus dem thermischen Trocknungsverfahren, die teilweise aus der Verbrennung von Rinde, Ablaugen und Holzresten entstehen (Umweltbundesamt 2023). Prozessbezogene Emissionen: aus dem Rückgewinnungs-Zyklus der Lauge (Kaustifizierung der Grünlaug mit Branntkalk, siehe Kalkherstellung) und aus dem organischen Anteil in der Schwarzlauge (Svensson u. a. 2021). Diese sind dementsprechend biogen. Diese Emissionen sind vernachlässigbar im Vergleich zu den energiebezogenen Emissionen (Kompetenzzentrum Klimaschutz in energieintensiven Industrien (kei) o. J.).	Keine Pilotprojekte bekannt; bei der Reinigung ist auf erhöhte Konzentrationen an Schwefelkomponenten zu achten, die durch den Zusatz schwefelhaltiger Gase aus der Zellstoffherstellung als Brennstoff verursacht werden.	Die räumliche Verteilung der großen Zellstoff- und Papierhersteller macht eine Transport-Infrastruktur notwendig, um das CO ₂ hin zu den Chemieparks zur Verarbeitung im Sinne von CCU zu transportieren.

Tabelle 4 (Fortsetzung): Abtrenn- und Aufbereitungsverfahren für verschiedene CO₂-Quellen

Quelle	Beschreibung	Abtrennung und Aufbereitung	Anforderungen
CO₂ aus Ethylen-oxidanlagen 0,1 Mio. t/a	Ethylenoxid (EO) wird aus Ethylen und Luftsauerstoff bzw. Luft in einer Gasphasenreaktion über einem Silberkatalysator hergestellt. Dabei findet anteilig eine Überoxidation zu CO ₂ und Wasser statt. Die Selektivität für EO liegt zwischen 75 und 90%. Die Konversion liegt bei 8-10%, das Reaktionsgas wird, nach Abtrennen des gebildeten EO und Ausschleusen von CO ₂ in den Reaktor zurückgeführt.	Der CO ₂ -Gasstrom enthält, neben Wasser, Kohlenwasserstoffe (Ethylen, Methan), EO sowie geringe Mengen Aldehyde und kann auch Spuren von Silber aus dem Katalysator enthalten. CO ₂ wird durch Absorption in Kaliumcarbonat abgetrennt und gestrippt. Verbleibende Kohlenwasserstoffe werden durch katalytische Oxidation umgesetzt, woraus relativ reines CO ₂ 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 EO.	EO Anlagen sind an großen Chemiestandorten verortet (BASF Ludwigshafen, Ineos Köln, Sasol Marl), so dass eine aufwändige Transportinfrastruktur entfallen würde.
CO₂ aus der Sodaherstellung 0,5 Mio. t/a	NaCl als Sole wird mit Ammoniak gesättigt und mit CO ₂ aus dem Brennen von Kalkstein versetzt. Das entstehende NaHCO ₃ wird gefällt und erhitzt, so dass Soda (Na ₂ CO ₃), Wasser und CO ₂ 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. Da ein Überschuss von CO ₂ für den Eintrag in die mit Ammoniak gesättigte Sole notwendig ist, ergibt sich eine bedeutende Nettoemission von CO ₂ im Umfang von 200-300 kg/t Soda.	Pilotanlage in Polen (Qemetica Soda Plant in Inowroclaw) zur Nutzung von flüssigen ammoniakhaltigen Prozessströmen zur CO ₂ Absorption aus den Abgasströmen des Solvay-Prozesses (Krótki u. a. 2025)	6 Soda-Anlagen in Deutschland sind an Chemiestandorten verortet.

Tabelle 4 (Fortsetzung): Abtrenn- und Aufbereitungsverfahren für verschiedene CO₂-Quellen

Quelle	Beschreibung	Abtrennung und Aufbereitung	Anforderungen
CO₂ aus DAC Nur für die dezentrale CO₂-Versorgung und Schließung von Versorgungslücken	Verfahren, mit denen CO₂ direkt aus der Umgebungsluft abgetrennt wird basierend auf der Adsorption von CO₂ an einem immobilisierten Trägermaterial; Varianten: 1. Hochtemperatur (HT) DAC in wässriger Lösung 2. Niedertemperatur (LT) DAC an festen Sorbentien Die Abtrennung von CO₂ 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 höherem CO₂-Gehalt.	Übergangsstadium von Demonstrationsanlagen zu großen industriellen Anlagen. Gegenwärtig drei Unternehmen, die die Kommerzialisierung stark vorantreiben: Carbon Engineering - HT DAC-Verfahren mit 0,5 Mio. t CO₂/Jahr; CO₂ wird in wässriger KOH-Lösung absorbiert. Das gebildete K₂CO₃ wird in einem Pelletreaktor zu Calciumcarbonat ausgefällt und anschließend zu Calciumoxid kalzinieren und letztendlich zu Calciumhydroxid umgesetzt. Für die Kalzinierung wird derzeit Erdgas eingesetzt, dies wäre aber prinzipiell durch eine alternative Feuerung mit Wasserstoff oder elektrische Beheizung vermeidbar. Climeworks - LT DAC-Verfahren, größte Anlage 4.000 t CO₂/Jahr (je 500 t in 8 Modulen); poröse Granulate beschichtet mit Aminverbindungen als Sorptionsmittel; 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. Mit dem Verfahren wird der Atmosphäre ebenfalls 2 bis 5 mol Wasser pro mol CO₂ (entsprechend 0,8-2 t Wasser/t CO₂) entzogen (Fasihi u. a. 2019), das eventuell in gekoppelten Prozessen genutzt werden kann. Global Thermostat/ZeroCarbon Systems; ebenfalls LT DAC Verfahren, eine laut Betreiber kommerzielle Anlage (aber kein industrieller Maßstab) in Colorado mit 1.000 t CO₂ /Jahr Gasreinheit aus der Desorption bei den kommerziellen Systemen noch nicht ausreichend für eine Verwendung des CO₂ für CCU-Verfahren; weitere Gasreinigung erforderlich; neuere Sorbentien aus der Forschung bieten potentiell höhere Reinheit (Wilson 2022; Zeeshan u. a. 2023)	Aufgrund der geringen Konzentration von CO₂ in der Luft ist DAC energetisch nicht die bevorzugte Option, hat aber den Vorteil, dass das abgetrennte CO₂ in gleicher Weise wie die Fixierung als Biomasse einer CO₂-Senke gleichkommt. Ein weiterer Vorteil ist die prinzipiell hohe Standortunabhängigkeit, die einen flexiblen Einsatz ermöglicht und die Transportinfrastruktur minimiert, vorausgesetzt, der Wärmebedarf durch verfügbare Abwärme bzw. durch elektrische Energie kann gedeckt werden. Tests in Pilotanlagen koppeln Climeworks DAC z.B. mit FT-Synthese, wobei die Prozessabwärme zur Regeneration des Sorptionsmittels verwendet werden kann.

1.2. Biogene Roh- und Reststoffe

Der Kohlenstoffgehalt von Biomasse beträgt etwa 40-50 %, bezogen auf das Gewicht (Martin & Thomas 2011). Biogene Rohstoffe, sowohl der ersten Generation (z.B. Zucker und Öle aus Stärke/Zucker- und Öl-haltigen Pflanzen) als auch folgender Generationen (z.B. Reststoff- und Nebenströme aus Agrarwirtschaft und Industrie) werden zukünftig einen wesentlichen Teil der Rohstoffversorgung für die chemische Industrie in Deutschland stellen müssen, wenn die gesetzten Klimaziele erreicht werden sollen. Je nach Berechnungsgrundlage, Kalkulation und Szenario wird erwartet, dass biogene Rohstoffe etwa 20 – 30 % (Chemistry4Climate 2023; Harrandt u. a. 2024) der Kohlenstoffversorgung der chemischen Industrie werden tragen müssen.

Die deutsche chemische Industrie deckt mit etwa 2,5 Mio. t Biomasse bereits heute schon etwa 13 % ihres Rohstoffbedarfs für die stoffliche Nutzung ab (FNR 2024a; VCI 2023). Diese wird aber insbesondere für die Herstellung von Feinchemikalien, Pharmaprodukten und Biomaterialien genutzt. Bei einer breiten Versorgung der chemischen Industrie mit biogenen Rohstoffen auch für die Produktion von Grundchemikalien mit vergleichsweise deutlich höherem Kohlenstoffbedarf, sind im Hinblick auf die in Deutschland begrenzten Flächen entstehende Konkurrenzsituationen zu beachten (siehe Kapitel 4.2.2).

Aussichtsreicher scheint vor dem Hintergrund der Nutzungskonkurrenz die Versorgung der Grundstoffchemie mit biogenem Kohlenstoff über folgende Quellen:

1. Biogene CO₂-Quellen (siehe Kapitel 1.1 „CO₂ als Kohlenstoffquelle“)
2. Aktuelle und neu entstehende Nebenströme
3. Bisher nicht oder nur geringfügig genutzte biogene Rest- und Abfallstoffe

Zu 1.: Biogene CO₂-Quellen für CCU-Anwendungen sind, zumindest theoretisch, vielfach in Deutschland vorhanden und liefern oftmals CO₂, welches, im Vergleich zu anderen Punktquellen, sehr rein ist. Auf der anderen Seite liefern entsprechende Anlagen im Vergleich zu anderen Punktquellen oft kleinere Mengen an CO₂ und sie sind oftmals weit verteilt (siehe Kapitel oben).

Zu 2.: Es ist zu erwarten, dass sich die Nutzung von Biomasseströmen ändern wird. So könnten z.B. die Klimaziele dazu führen, dass langfristig Ölpflanzen (und auch Used Cooking Oil, UCO) vermehrt zur Herstellung von Hydrotreated Vegetable Oils (HVO) genutzt werden und weniger Biodiesel hergestellt wird (Christiane Köllner 2024). Dies wiederum kann dazu führen, dass auch das Angebot entsprechender Nebenstromprodukte sich verändert (siehe Glycerin und Propan). Das oben genannte Beispiel der Proteingewinnung aus der gelben Erbse kann zur Folge haben, dass größere Mengen Stärke/Zucker aus diesen Prozessen z.B. für Fermentationen zu Verfügung stehen. Aber auch bestehende Nebenströme können für die Grundstoffchemie interessant werden (siehe z.B. Melasse, Maiskeimöl, Reiskeimöl, etc.). Hierbei wird entscheidend sein, ob eine Nutzung in Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion steht, entsprechende Verfahren zur Umwandlung zur Verfügung stehen und welche Branche dem Anbieter pro Einheit den höchsten Preis bieten wird.

Zu 3.: Bezüglich bisher nicht, oder nur in geringem Maße, genutzter biogener Reststoffe wird in Deutschland von einem technischen bzw. mobilisierbaren technischen Biomassepotential von etwa 92 Mio. respektive 30 Mio. Tonnen Trockenbiomasse ausgegangen (Chemistry4Climate 2023; Deutsches Biomasseforschungszentrum 2024) (Zahlen können je nach Berechnungsgrundlage und Szenario sehr schwanken; siehe z.B. Getreidestroh mit 6,8 - 11,4 Mio. Tonnen Trockenmasse pro Jahr (Brosowski u. a. 2016)). Es handelt sich hierbei insbesondere um lignocellulosehaltige Biomasse aus der Landwirtschaft, aber auch aus der Holz- und Forstwirtschaft, von Siedlungsabfällen und Klärschlämmen sowie industriellen Reststoffen. Die Ströme zeichnen sich oftmals durch eine sehr heterogene Zusammensetzung aus und fallen meist auch nicht kontinuierlich oder in gleichbleibenden Mengen an. Auch wenn die Nutzung dieser Ströme vor dem Hintergrund meist fehlender unmittelbarer Konkurrenzsituationen wünschenswert erscheint, ist es entscheidend, ob geeignete technische und logistische Lösungen verfügbar sind, die diesen Herausforderungen und Kostengesichtspunkten zu anderen C-Quellen gerecht werden.

Tabelle 5: Repräsentative Biomassen der ersten, zweiten und dritten Generation in Deutschland

Biomasse	Feedstock Generation	Geschätzte Mengen in Deutschland [t/a]	Anmerkung/Charakteristika
Industriestärke ^a	1.	1.132.000 ^b	Hauptsächlich über Getreide, Kartoffel und Körnermais; davon 484.000 t stoffliche Nutzung in der chemischen Industrie; für die Produktion von Bioethanol werden zudem z.B. etwa 1.910.000 t Getreide verwendet (FNR 2024a)
Industriezucker ^a	1.	115.000 ^b	Hauptsächlich über Zuckerrüben; für die Produktion von Bioethanol werden zudem etwa 765.000 t Zuckerrüben verwendet [2]
Pflanzl. Fette und Öle ^a	1.	797.000 ^b	Stoffliche Nutzung fast vollständig in chemischer Industrie; Hauptsächlich Rapsöl (sowohl für stoffliche als auch energetische Nutzung (Biodiesel); Zu kleineren Anteilen Soja, Palm-, Sonnenblumen- und Leinöl; für die Produktion von Biodiesel werden zudem z.B. etwa 1.990.000 t Raps-, 43.400 t Palm- und 398.000 t Sojaöl verwendet (FNR 2024a)
Grüngut	2.	9.181.515 ^c	Enthält insbesondere Cellulose (C6-Zucker), Hemicellulose (insbesondere C5-Zucker) sowie Lignin; stoffliche Verwertung über z.B. Kompostierung. Energetische Verwertung z.B. in Biomassekraftwerken.
Sägenebenprodukte und Hobelspäne	2.	8.906.379 ^c	Enthält insbesondere Cellulose (C6-Zucker), Hemicellulose (insbesondere C5-Zucker) sowie Lignin; wird oft thermisch verwertet oder findet Anwendung in der Zellstoffproduktion, der Holzwerkstoffindustrie oder Agrarwirtschaft
Getreidestroh	2.	6.903.561 ^c	Enthält insbesondere Cellulose und Hemicellulose sowie in geringeren Mengen Lignin; findet auch Anwendung z.B. als Einstreu, für Energiegewinnung, in der Verpackungs- und Baustoffindustrie, etc.
Waldrestholz (Nadel)	2.	2.093.573 ^c	Enthält insbesondere Cellulose (C6-Zucker), Hemicellulose sowie Lignin; Wichtig auch für Waldökologie; z.B. auch thermische Verwertung
Schwarzlauge	2.	1.777.247 ^c	Zusammensetzung abhängig von Holzart und Prozess; Enthält Lignin, Hemicellulosen, Seifen und andere organische Verbindungen; Oftmals thermische Verwertung
Reststoffe aus der Zuckerproduktion	2.	1.752.703 ^c	In Deutschland insbesondere aus Zuckerrüben; Press- und Trockenschnitzel wird z.B. thermisch verwertet oder als Futtermittel eingesetzt, Melasse ebenfalls z.B. als Futtermittel oder für Fermentationsindustrie

Tabelle 5 (Fortsetzung): Repräsentative Biomassen der ersten, zweiten und dritten Generation in Deutschland

Biomasse	Feedstock Generation	Geschätzte Mengen in Deutschland [t/a]	Anmerkung/Charakteristika
Altspeiseöle und -fette	2.	65.7484 ^c	Öl-/Fetthaltig; Altspeiseöle und -fette werden hauptsächlich zu Biokraftstoff verarbeitet
Makroalgen	3.	0	Vor dem Hintergrund der Nachhaltigkeitsziele wird den Makroalgen ein hohes Potential zugesprochen. Aktuell spielen sie in D jedoch keine Rolle. Weltweit vor allem für Lebensmittelindustrie genutzt (Bundesinformations-Zentrum Landwirtschaft, 2024b). Enthalten vor allem Kohlenhydrate, aber auch Lipide und Proteine in variierender Menge (abhängig z.B. von Art, Wachstumsbedingungen, etc.)

a Nachwachsender Rohstoff; nicht für Nahrungs- oder Futtermittelmittel genutzt

b Referenzjahr 2022; in Deutschland verarbeitet; bezieht sowohl einheimische als auch importierte Rohstoffe ein; ausschließlich stoffliche Nutzung (FNR 2024a)

c Referenzjahr 2020; Technisches Potential (Ausnahme: Altspeiseöle und -fette: hier mobilisierbares technisches Potential); in Trockenmasse (Deutsches Biomasseforschungszentrum 2024)

Für die Grundstoffchemie sind insbesondere solche Verfahren interessant, die die Biomasseströme in Chemikalien umwandeln, die nahtlos in bestehende Wertschöpfungsketten integriert werden können, ohne dass Verfahren oder Anlagen angepasst werden müssen ("Drop-in"). Ein bekanntes Beispiel ist die Produktion von Ethylen aus Bioethanol, welches über Fermentation von Zuckern aus z.B. Zuckerrohr oder Mais gewonnen wird (Braskem 2024). Auch z.B. die mögliche Produktion von Methanol aus Biomethan, welches in Biogasanlagen gewonnen wird, kann in diesem Kontext genannt werden (Topsoe 2025). Zudem können einige Chemikalien, welche heutzutage hauptsächlich aus Erdöl-basierten Olefinen hergestellt werden, bereits über verschiedene Verfahren und unter Verwendung unterschiedlicher Biomassen „direkt“ hergestellt werden (siehe z.B. Mono-Ethylenglycol (MEG) aus Holzzuckern (UPM Biochemicals 2025), Essigsäure aus Bioethanol oder n-Butanol und Aceton aus Zuckern unterschiedlicher Herkunft).

Die Vielfalt der Ausgangsmaterialien und Endprodukte geht einher mit einer ebenso großen Vielfalt an möglichen Verfahren. Oftmals handelt es sich um Kombinationen von physikochemischen/thermochemischen, biochemischen, chemischen und/oder mechanischen Verfahren, die für verschiedenen Ausgangsströme und Zielprodukte optimiert wurden. Hier eine umfassende Darstellung aller potenziellen Verfahren zu geben, würde den Rahmen dieser Studie überschreiten. Vor dem Hintergrund der in Kapitel 1.2 angeführten Argumente, erscheint es am wahrscheinlichsten, dass vor allem bisher nicht oder nur geringfügig genutzte biogene Neben-, Rest- und Abfallstoffe für die Versorgung der Grundstoffchemie mit biogenem Kohlenstoff in Frage kommen. Diese Ströme zeichnen sich häufig durch eine heterogene Zusammensetzung und/oder einen hohen Anteil an lignocellulosehaltiger Biomasse aus. In Kombination mit der technologischen Reife der entsprechenden Verfahren, bieten sich daher insbesondere folgende Konzepte zur Produktion von Grundchemikalien an:

- **Mikrobieller, anaerober Abbau** zu Methan (und CO₂) in Biogasanlagen
- **Biomassegasifizierung** zu z.B. Synthesegas und daran anschließende Auf- und Weiterverarbeitung (z.B. über Fischer-Tropsch-Verfahren oder Syngasfermentation).
- **Pyrolyse** zu Pyrolysegas und/oder Pyrolyseöl und daran anschließende Auf- und Weiterverarbeitung (z.B. zu gasförmigen/höheren Kohlenwasserstoffen).
- **Hydrothermale Verfahren**; Verwertung heterogener Biomasseströme, selbst bei hohen Feuchtigkeitsgehalten zu beispielsweise Bioöl oder Methan (TRL 5) .
- **Verfahren der Holzverzuckerung** in Kombination mit nachgeschalteten Aufbereitungs- und Umwandlungsverfahren (siehe z.B. katalytische/fermentative Verfahren).



Da jedoch nicht auszuschließen ist, dass auch in Zukunft Rohstoffe der ersten Generation eine gewisse Rolle bei der Herstellung von Grundchemikalien spielen können (siehe z.B. Bioethylen aus Zuckerrohr oder Mais) werden im Folgenden entsprechende Umwandlungsverfahren ebenfalls mitbetrachtet (vgl. Tabelle 6).

Tabelle 6: Übersicht der technischen Optionen zur Umwandlung von Biomasse

Verfahren	TRL	Biogener Rohstoff (in D)	Beschreibung	Herausforderungen/ weiterführende Informationen	Mögliche weiterverarbeitende Verfahren
Stärkeextraktion aus Pflanzen	9	Kartoffel, Mais, Weizen	Stärke wird aus zerkleinertem Rohstoff mit Wasser ausgewaschen; elektrische Energie z.B. für Mahlen/Reiben, Trennung/Entwässerung oder Pumpen, thermische Energie z.B. für Trocknung, Verzuckerung und Sterilisation (Flottweg 2025; HL Agro Products 2016; VGMS 2025a; Zhang u. a. 2021)	Je nach Rohstoff/Prozess z.B. hoher Wasser- und Energieverbrauch (European Commission 2024; Yu & Moon 2021; Flottweg 2021) ggfls. Störstoffe wie wasserlösliche Pentosane (Bergthaller u. a. 2004); Trotz Energieeffizienzsteigerungen und z.B. Kraft-Wärme-Kopplung bleibt die Industrie auf Netzenergie angewiesen. In D. gibt es etwa 15 Werksstandorte (Starch Europe 2025; VGMS 2025b)	Fermentation
Zuckerextraktion aus Pflanzen	9	Zucker- rübe	Schritte: Wäsche, Extraktion, Saftreinigung, Kristallisation, Zentrifugation, Prozessschritte wie Extraktion, Eindickung, Trocknung benötigen viel Energie; Auch die Herstellung des für die Saftreinigung benötigten Kalks ist energieintensiv (Eva Gruber u. a. 1997; Nordzucker 2022)	Trotz großer Erfolge hinsichtlich Effizienzsteigerungen (siehe z.B. verbesserte Anlagentechnik und auch KWK), Energieverbrauch der Raffinerien oft noch hoch. Aktuell 18 Zuckerfabriken in D (Nordzucker 2024; Pfeifer & Langen 2018; WVZ & VdZ 2025; WVZ & VdZ 2021).	Fermentation
Ölextraktion aus Pflanzen	9	Raps	Insbesondere Reinigung, Zerkleinerung, ggfls. Erhitzen, Pressen, ggfls. Extraktion Presskuchen, Raffination; z.B. thermische Konditionierung bei der Vorbehandlung, Pressung, Lösungsmittelrückgewinnung und Neutralisation/Desodorierung bei Raffination sind energieintensive Schritte (Majer u. a. 2015; UFOP 2025)	Branche energieintensiv; arbeitet seit langem daran den Energieverbrauch zu reduzieren, indem sie z.B. Prozessabläufe optimiert (Cargill 2025); Extraktionsschritt oftmals mit Hexan, an Alternativen wird geforscht. Etwa 50 meldepflichtige Ölmühlen in D (Bundesanstalt für Landwirtschaft und Ernährung 2023).	Hydrolyse, Umesterung, Hydrierung, Metathese, Epoxidierung, Cracking

Tabelle 6 (Fortsetzung): Übersicht der technischen Optionen zur Umwandlung von Biomasse

Verfahren	TRL	Biogener Rohstoff (in D)	Beschreibung	Herausforderungen/ weiterführende Informationen	Mögliche weiterverarbeitende Verfahren
Methan über anaeroben Abbau	9	Organische Abfälle und Reststoffe, nachwachsende Rohstoffe, tierische Exkremente (FNR 2024b)	Vorbereitung Substrate (je nach Anlage/Substrat z.B. Sammlung, Zerkleinerung, Störstoffabtrennung, Anmischen, Homogenisieren, Hydrolyse, Desintegration, aerobe Vorrotte, Mischung), mikrobieller, anaerober Abbau (Vergärung; Hydrolyse, Versäuerung, Essigsäurebildung und Methanogenese), Entfernung Partikel und Kondensat aus Gas, Entschwefelung, Entfeuchtung Rohbiogas, Gärrestlagerung. Bedeutende Anteile elektrischer Energie z.B. bei Einbringungstechnik, Rührwerk, BHKW-Einheit (FNR 2025; Frey u. a. 2013; Uddin & Wright 2023)	Je nach Substrat und Anlage unterschiedlich ausgeprägt z.B. regulatorische Hürden und Genehmigungsverfahren (siehe z.B. auch Verwertung oder Entsorgung der Gärreste), wirtschaftliche Rentabilität (siehe z.B. auch auslaufende Einspeisevergütung), Störstoffe wie Steine, Metalle, etc. können Anlagen schädigen, Kunststoffe Qualitätsprobleme erzeugen. Variabilität physikalischer und chemischer Eigenschaften von Rohstoffen Herausforderung für richtige Verfahrensauswahl. Effizienz von Biogasanlagen variiert stark; Optimierungsansätze existieren. Stoffliche Nutzung des Biomethans bisher noch selten (Ausnahme siehe z.B. BASF) (Alengebawu u. a. 2024; BASF 2024; Kirsch, Andreas o. J.; Martin Mayer 2009; Martin Odening & Günther Filler 2007; PowerUP 2023; Rösel 2024; Sonja Beyer 2010; Uddin & Wright 2023)	z.B. Methanolsynthese
Synthesegas durch Biomassegasifizierung	7-9	Jede Biomasse	Trocknung & Vorwärmung, thermische Zersetzung, partielle Verbrennung von Gasen & Kohle sowie Gasifizierung der Kohle und Gase, ggfls. Gasreinigung/-aufbereitung; Schritte sind energieintensiv. Die direkte Vergasung nutzt Reaktorwärme (Autotherme Vergaser), indirekte Vergasung (allotherme Vergaser) benötigt externe Energie. (Motola u. a. 2024; Wagemann & Tippkötter 2019)	Je nach Ausgangsstrom kann chemisch inerte Schlacke entstehen, die sicher zu handhaben ist. Zudem können z.B. Kontaminationen wie Schwefelverbindungen, niedriger Dichte des Rohmaterials, Teerbildung Herausforderungen darstellen. Breite Palette möglicher Verfahren und Konfigurationen existieren. Langfristiger kontinuierlicher Betrieb bisher noch nicht gezeigt; (im Gegensatz zu Anlagen die z.B. Kohle nutzen; „Coal-to-Liquid“-Prozesse) (Amin u. a. 2024; Motola u. a. 2024; Wagemann & Tippkötter 2019; Zahab 2022)	Synthese von Methanol oder Fischer-Tropsch-Kohlenwasserstoffen

Tabelle 6 (Fortsetzung): Übersicht der technischen Optionen zur Umwandlung von Biomasse

Verfahren	TRL	Biogener Rohstoff (in D)	Beschreibung	Herausforderungen/ weiterführende Informationen	Mögliche weiterverarbeitende Verfahren
Zucker aus Holz- verzuckerung	8	Lignocellulosehaltige Roh-, Rest- und Abfallstoffe	Sehr viele Verfahren existieren. Im Wesentlichen: Vorbehandlung (oft mechanisch), Aufschluss (z.B. durch Säuren oder thermisch), Fraktionierung, Säure- oder Enzymkatalysierte Hydrolyse, ggfls. Reinigung. Schritte können z.T. auch simultan durchgeführt/kombiniert werden (siehe z.B. Organosolv (Nair u. a. 2023) -, Arkenol (Arkenol 2016)- oder Sunliquid® (Clariant 2024) -Prozess). Benötigte Energie stark abhängig von Verfahren (siehe z.B. Prozesse welche hohe Temperaturen und Drücke erfordern wie „Steam Explosion“ oder Lösungsmittel-Rückgewinnung).	Viele Verfahren/Konzepte existieren; einige schon seit vielen Jahrzehnten (Wagemann & Tippkötter 2019). Bioraffinerien die entsprechende Verfahren nutzen in der Vergangenheit über längere Zeiträume nicht konkurrenzfähig (u.a. wegen hoher Prozesskosten oder technischer Hürden); Um die Konkurrenzfähigkeit zu erhöhen werden z.B. Integrationsansätze stetig (weiter)entwickelt (Michels 2009; Studer & Poldervaart 2017; Wagemann & Tippkötter 2019). Pilotanlagen in Deutschland z.B. in Straubing (Clariant; aber Aktivitäten werden gerade heruntergefahren (Bioökonomie.de 2023)) und Leuna (Fraunhofer Gesellschaft 2024); kommerzielle Anlage kurz vor Inbetriebnahme in Leuna (UPM Biochemicals 2025).	Fermentation, katalytische Umwandlung
Pyrolyse- öl/ Bioöl durch Pyrolyse	5-7	Jede Biomasse	Verschiedene Verfahren und Anlagentypen existieren. Hauptschritte oft: Vorbereitung (z.B. Trocknen, Zerkleinern, etc), pyrolytische Zersetzung, Trennung der Produkte, ggfls. Weiterverarbeitung. Verfahren unterscheiden sich insbes. durch Verweilzeit, Aufheizrate und Temperatur. Hohe Temperaturen fördern Gasbildung, niedrige Temperaturen Biokohleproduktion. Schnell- / Flashpyrolyse maximieren Bioöl-, langsame Pyrolyse Biokohleproduktion. Schritte generell energieintensiv; Biokohle und Gase decken jedoch oft Wärmebedarf. (Karlsruher Institut für Technologie 2021; Motola u. a. 2024)	Bereits in kleineren Maßstäben erfolgreich demonstriert; Pilotanlagen/Demonstrationsprojekte in Betrieb; Kommerzialisierung bisher noch nicht erreicht. U.a. fehlen wissenschaftliche Grundlagen der Biomassepyrolyse. Zudem: hohe Energie- und Kapitalbedarf, komplexe Produktaufbereitung, technische Hürden beim Skalieren erschweren wirtschaftliche und technische Umsetzung (Kintek 2024; Mettler u. a. 2012; Motola u. a. 2024).	Raffination, Cracken, ...

Tabelle 6 (Fortsetzung): Übersicht der technischen Optionen zur Umwandlung von Biomasse

Verfahren	TRL	Biogener Rohstoff (in D)	Beschreibung	Herausforderungen/ weiterführende Informationen	Mögliche weiterverarbeitende Verfahren
Kohle, Bioöl, Gase (z.B. H₂ oder CH₄) über hydrothermale Prozesse (HTP)	4-6	Insbesondere auch feuchte Biomasse	Thermische Umwandlung feuchter Biomasse unter Verwendung von Wasser als Umwandlungsmedium; ein breites Spektrum möglicher Prozessdesigns existiert; Art und Ausbeute der Produkte abhängig von z.B. Ausgangsmaterial, Katalysator und Prozessbedingungen; z.B. je nach Druck, Temperatur und Verweilzeit: Hydrothermale Karbonisierung (HTC; 180-250 °C, 2-10 MPa, 5 Min; Produkt Kohle), Hydrothermale Verflüssigung (HTL; 300-350 °C, 10-25 MPa; Produkte: Bioöl, CO ₂ -reiches Gas, Kohle) und Hydrothermale Vergasung (HTG; über 350 °C, 25-40 MPa; Produkte: H ₂ oder Methan, aber auch z.B. CO, CO ₂). Energiebedarf variiert z.B. mit Prozessdesign (DBFZ 2025; Motola u. a. 2024) .	Hydrothermale Verarbeitung entwickelt sich gerade von TRL 4-5 zu 5-6. Aktuelle Hürden sind mitunter das Fehlen umfassender Kenntnisse zu Chemie, Reaktorkonstruktion und Materialanforderungen; auch hohe Kapitalkosten (DBFZ 2025; Motola u. a. 2024).	Separation und Reinigung, katalytische Umwandlung, etc.

Da Biomasse im Kontext die Studie nur randständig betrachtet werden soll, werden nachfolgend stellvertretend und aus unten genannten Gründen zwei Routen im Detail betrachtet.

Gewinnung von Stärke und deren Nutzung für die fermentative Produktion von Bioethanol

Unter anderem auch vor dem Hintergrund der Energieeffizienz ist es sinnvoll, funktionelle Gruppen in Biomasseströmen zu erhalten. Wir konzentrieren uns im Folgenden auf Stärke-basierte Prozesse, da Stärke bereits heute den wichtigsten Rohstoff für die Bioethanolproduktion in Deutschland darstellt. Zudem ist es wahrscheinlich, dass durch das sich verändernde Konsumverhalten weitere stärkehaltige Nebenströme entstehen (siehe oben genanntes Beispiel der Proteingewinnung aus der gelben Erbse).

Bioethanol wird in verschiedenen Regionen der Welt, etwa in Brasilien und den USA, bereits heute als Ausgangsstoff für die Herstellung von Basischemikalien wie Ethylen genutzt. Zudem kann es als Substrat für weitere biotechnologische Prozesse dienen und somit eine zentrale Rolle in der nachhaltigen Chemieproduktion einnehmen.

Synthesegas durch Biomassevergasung

Da wir davon ausgehen, dass künftig insbesondere bislang ungenutzte oder nur geringfügig genutzte biogene Neben-, Rest- und Abfallstoffe mit heterogener Zusammensetzung eine zunehmend wichtige Rolle für die kohlenstoffbasierte Grundstoffchemie spielen werden, analysieren wir im Folgenden die Gasifizierung von Biomasse zur Erzeugung von Synthesegas im Detail.

Im Vergleich zu den anderen oben genannten thermochemischen Verfahren (Pyrolyse und Hydrothermale Prozessierung) weist die Gasifizierung den höchsten technologischen Reifegrad auf. Während die Holzverzuckerung heterogener Biomasseströme technisch herausfordernd ist, stellt der anaerobe Abbau zu Biomethan eine vielversprechende Alternative zur Verwertung solcher Stoffströme dar. Allerdings gehen wir davon aus, dass entsprechende Biomethananlagen in naher Zukunft vorrangig für die Energieversorgung in Deutschland benötigt werden.

1.3. Kunststoffabfälle als Kohlenstoffquelle

Post-industrial und Post-consumer Kunststoffabfälle, die sortenrein oder als gemischte Abfälle vorliegen können, sind neben CO₂ und biogenen Roh- und Reststoffen eine weitere, wichtige Kohlenstoffquelle, um fossile Rohstoffe für die Herstellung von organischen Grundchemikalien zu ersetzen.

Post-industrial Kunststoffabfälle sind Kunststoffabfälle, die bei der Herstellung oder Verarbeitung von Kunststoffen anfallen und zur Aufbereitung den Betrieb oder den Prozess verlassen. Die Materialien fallen i. d. R. sortenrein/typenrein, teilweise auch als Verbund an, die Zusammensetzung ist dem Verwender weitestgehend bekannt.

Für bestimmte Kunststoffarten, die z.B. in Form von PET-Flaschen als Post-consumer Kunststoffabfälle anfallen, haben sich Sammel- und Sortiersysteme etabliert, so dass auch diese Kunststoffabfallströme relativ sauber und sortenrein vorliegen. Allerdings handelt es sich bei dem Großteil der Post-consumer Kunststoffabfälle, welche den größten Teil der in Deutschland anfallenden Kunststoffabfälle ausmachen, um sehr komplexe Abfallströme, welche aufgrund der großen Vielfalt der Kunststoffe, Verschmutzungen sowie regionalen und saisonalen Schwankungen der Zusammensetzung und Qualität sehr heterogen sind und sich somit deutlich von der bisherigen, fossilen Rohstoffbasis unterscheiden. Je nach Kunststoffart, Reinheit bzw. Verschmutzungsgrad des Abfallstroms kommen unterschiedliche Recyclingverfahren zum Einsatz:

Mechanisches Recycling: Bei mechanischen Recyclingverfahren werden Kunststoffabfälle in neue Rohstoffe oder Produkte umgewandelt, ohne die chemische Struktur der Kunststoffe zu verändern. Die Kunststoffabfälle werden zunächst gesammelt und sortiert. Anschließend werden sie zerkleinert und gewaschen, um Verunreinigungen wie Schmutz, Essensreste, Etiketten und andere Fremdstoffe zu entfernen. Nach einer weiteren Sortierung werden die Kunststoffstücke geschmolzen und durch einen Extruder geführt. Dabei entsteht eine gleichmäßige Masse, die in Form von Kunststoffgranulat oder -pellets weiterverarbeitet wird. Diese Rezyklate können für die Herstellung neuer Produkte verwendet werden. Das mechanische Recycling eignet sich besonders gut für relativ saubere, sortenreine Abfallströme thermoplastischer Kunststoffe wie z.B. LDPE, HDPE oder PET. Die Produkte des mechanischen Recyclings werden zwar nicht für die Herstellung von Grundchemikalien genutzt, durch den Wiedereinsatz der gewonnenen Rezyklate aus dem mechanischen Recycling wird jedoch der Bedarf an Rohmaterial (virgin material) und somit auch indirekt der Kohlenstoffbedarf gesenkt.

2023 wurden in Deutschland 37,9 %, d.h. 2,24 Mio. t der anfallenden Kunststoffabfälle, einem mechanischen Recycling zugeführt. Um einen noch größeren Anteil des Kunststoffabfalls durch mechanisches Recycling im Kreis zu führen und möglichst hochwertige Rezyklate zu erzeugen, werden beispielsweise in verschiedenen Forschungsprojekten die einzelnen Schritte des mechanischen Recyclings optimiert, insbesondere die Sortierung, die einen großen Einfluss auf die Rezyklatqualität hat, z.B. BMFTR-Projekte „SpecReK“ und „ReVise-UP“.

Chemische Depolymerisation / Solvolyse: Bei der Solvolyse werden die Polymere des Kunststoffabfalls mithilfe von chemischen Reagenzien in ihre Monomerbestandteile zerteilt, welche entweder zur erneuten Erzeugung desselben Werkstoffs oder als Ausgangsstoff für andere chemische Synthesen dienen können. Für die Solvolyse kommen – je nach Kunststoff – unterschiedliche Lösungsmittel zum Einsatz, so dass bei der Solvolyse weiter unterteilt werden kann z.B. in Glykolyse, Methanolyse und Hydrolyse. Die gewonnenen Grundbausteine, d. h. Monomere oder Reaktionsprodukte (z.B. Bis(hydroxyethyl)terephthalat - BHET, Dimethylterephthalat - DMT bei PET, Polyole bei PUR), werden anschließend isoliert und für die nachfolgende Nutzung und Verwertung spezifikationsgerecht gereinigt. Bei den Verfahren der Solvolyse können durch die Lösung, Abtrennung von Farb- und Störstoffen und weitere Reinigung vor der erneuten Polymerisation hohe Reinheiten gewährleistet werden, die auch den bedenkenlosen Einsatz in Kontakt mit Lebensmitteln ermöglichen. Das Recyclingverfahren der Solvolyse kann jedoch nur für einen kleinen Teil der aufkommenden Kunststoffabfallvolumina, Polykondensationskunststoffe wie Polyester, Polyamide oder Polyurethane, angewendet werden, da diese durch Abspaltung von Wasser oder anderen Verbindungen synthetisiert werden. Da der Hauptteil der Kunststoffabfälle jedoch aus Polyolefinen besteht, welche nicht durch Solvolyse recycelt werden können, bietet sich durch die Solvolyseverfahren nur ein begrenztes Potenzial zur Erhöhung der Recyclingquoten. (Lechleitner u. a. 2020; VCI u. a. 2021)

Die Glykolyse von PET ist das älteste und einfachste Solvolyse-Verfahren und läuft bei 180-240°C ab. Die Methanolyse, die bei 180-280 °C und Drücken von 20-40 bar abläuft, erfordert höhere Reinheiten der Abfallfraktionen. Die bei der Hydrolyse von PET gewonnene Terephthalsäure (englisch terephthalic acid, TPA) weist niedrige Reinheiten auf und es sind weitere Reinigungsschritte für eine erneute Polykondensation erforderlich. Zudem geht die Zersetzung vergleichsweise langsam vonstatten, so dass der Hydrolyse im Vergleich zur Glykolyse und Methanolyse eine geringere Bedeutung zukommt. Für die Aminolyse, die zu den am wenigsten erforschten und



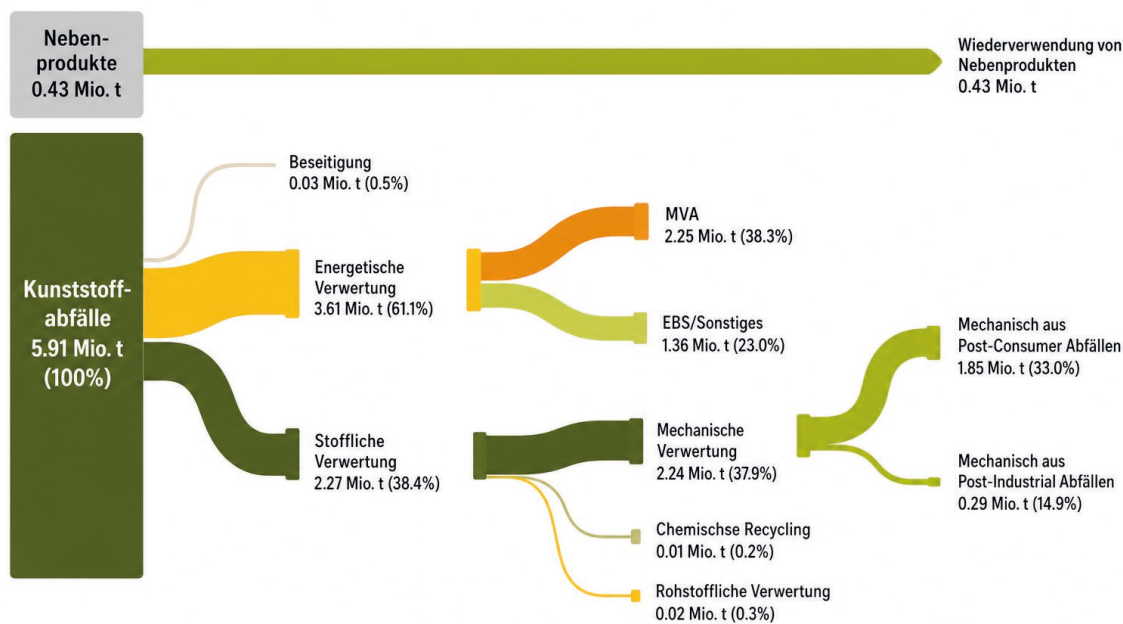
entwickelten Solvolyseverfahren zählt, gibt es keine kommerziellen Bestrebungen zum PET-Recycling auf diesem Weg, da eine vollständige Umsetzung von PET schwierig ist. Weiters ist zu beachten, dass unter sauren und basischen Bedingungen die entstehenden Prozessabwässer durch ihren Gehalt an anorganischen Salzen entsprechend nachbehandelt werden müssen. (Lechleitner u. a. 2020)

Pyrolyse: Bei der Pyrolyse als thermochemischem Verfahren werden die Polymere aus den Kunststoffabfällen unter Sauerstoffabschluss und hohen Temperaturen (300 - 800 °C) sowie teilweise unterstützt durch Katalysatoren in kürzere Kohlenwasserstoffketten aufgespalten werden. Durch diesen Prozess können Pyrolysegase, -öle und Feststoffe (meist Koks) entstehen. Pyrolyseöle können je nach Zusammensetzung und ggf. nach einer weiteren Aufreinigung als Naphtha-Ersatz in den Raffinerien genutzt werden und zur Herstellung von Grundstoffen dienen. Grundsätzlich ist die Pyrolyse aufgrund der hohen Temperaturen und der damit einhergehenden thermischen Zersetzung toleranter gegenüber möglichen organischen Verunreinigungen der Kunststoffabfälle oder Sortenmischungen als das mechanische Recycling. Dennoch sollte, um Korrosion zu vermeiden, der PVC-Gehalt im Einsatz möglichst geringgehalten werden oder Chlor über einen Entchlorungsschritt als Salzsäure abgeschieden werden. Heteroatome wie z.B. Silizium oder Halogene, die als Additive bei der Kunststoffherstellung und Compoundierung zugesetzt werden, können die Qualität der Pyrolyseprodukte beeinträchtigen und sollten z.B. durch Hydrierung, aus dem Pyrolyseöl entfernt werden. Als Einsatzmaterialien für die Pyrolyse eignen sich insbesondere Polyolefine, welche nur aus Wasserstoff- und Kohlenstoffatomen bestehen, z.B. HDPE (High-Density Polyethylen), LDPE (Polyethylen niedriger Dichte), PP (Polypropylen) sowie PS (Polystyrol) und PC (Polycarbonate). Dadurch werden keine organisch gebundenen Fremdatome in den Prozess eingebracht.

Gasifizierung: Die Gasifizierung von Kunststoffen ist ebenfalls ein thermochemisches Verfahren, bei dem Kunststoffe unter hohen Temperaturen (meist 1.000 – 1.500 °C) und Druck (bis zu 150 bar) sowie unter geringfügiger Sauerstoffzufuhr in kleinere Moleküle zersetzt werden. Es entsteht hauptsächlich Synthesegas. Ein großer Vorteil der Gasifizierung von Kunststoffabfällen sind die geringen Reinheitsanforderungen an das Einsatzmaterial, wodurch der Sortieraufwand verringert werden kann. Je nach Zusammensetzung des Ausgangsmaterials setzt sich das gewonnene Synthesegas aus veränderlichen Anteilen CO, H₂ aber auch CH₄ und höheren Kohlenwasserstoffen sowie einer Reihe von Verbindungen mit Heteroatomen (z.B. N, S, Cl) zusammen.

Das Synthesegas kann zur Ammoniakherstellung genutzt, oder es können über die Fischer-Tropsch-Synthese Kohlenwasserstoffe generiert werden. Da für all diese Prozesse der Einsatz von Katalysatoren erforderlich ist, die empfindlich auf Verunreinigungen im Eduktgas reagieren, kommt der Gasreinigung nach der Gasifizierung große Bedeutung zu. Im Falle von Kunststoffen als Einsatzstoff sind vor allem chlor- und stickstoffhaltige Komponenten sowie Teere und partikuläre Verunreinigungen zu entfernen. (Quicker & Seitz 2024) Für die Gasifizierung eignen sich insbesondere Polyolefine wie Polyethylen (PE) und Polypropylen PP sowie Polystyrol (PS). 2023 fielen in Deutschland 5,58 Mio. t Post-consumer Kunststoffabfälle an, sowie 0,33 Mio. t Post-industrial Kunststoffabfälle und 0,43 Mio. t sog. Nebenprodukte, d.h. (sortenreine) Materialien, die im gleichen Prozess, am gleichen Ort und der gleichen Anwendung wieder eingesetzt wurden. (Conversio 2024a)

61,1 % der Kunststoffabfälle wurden 2023 einer energetischen Verwertung z.B. in MVA (Müllverbrennungsanlagen) sowie als Ersatzbrennstoffe zugeführt. 37,9 % der Kunststoffabfälle wurden mechanisch recycelt, während nur ein ganz geringer Anteil von 0,2 % (ca. 7.000 t) einem chemischen Recyclingverfahren zugeführt wurde. 2023 wurden knapp 0,7 Mio. t exportiert (DESTATIS, 2024). Die Zahlen in Abbildung 1 beziehen sich auf in Deutschland anfallende Kunststoffabfälle, unabhängig davon, ob das Recycling oder die energetische Verwertung diese in Deutschland oder im Ausland stattgefunden hat.



1) Bezüglich der stofflichen und energetischen Verwertung wird eine outputbezogene Berechnung für alle Anwendungen zugrunde gelegt.
2) Deponie = Beseitigung von Kunststoffabfällen in gemischten deponiefähigen Abfallströmen, z.B. Bauschutt, Bioabfälle

Abbildung 1: Verwertung von Post-consumer /Post-industrial Kunststoffabfällen und Wiederverwendung von Nebenprodukten (Als "rohstoffliche Verwertung" wird der Einsatz von Kunststoffen als Ersatz für Koks bei der Stahlerzeugung bezeichnet) (Conversio 2024a)

Tabelle 7 zeigt u.a. die Entwicklung der Verwertung von Kunststoffabfällen in Deutschland im Vergleich der Zahlen von 2021 und 2023. Insbesondere der Anteil der Kunststoffabfälle, welche durch mechanisches Recycling wiederverwertet werden, hat z.B. durch eine Verbesserung der Sortiertechnik zugenommen. Für einen Ausbau des chemischen Recyclings kommen insbesondere die Kunststoffabfallströme in Frage, welche derzeit energetisch verwertet werden.

Tabelle 7: Überblick zu Kunststoffproduktion, -verarbeitung, -verbrauch sowie Kunststoffabfallverwertung in Deutschland im Jahr 2021 und 2023; (CAGR: Compound Annual Growth Rate, d.h. durchschnittliche jährliche Wachstumsrate einer zu betrachtenden Größe)(Conversio 2024a)

Kennzahlen	2021	2023	CAGR 2021-2023
Kunststoffproduktion (basierend auf fossilen Rohstoffen) ¹⁾	10,70 Mio. t	8,82 Mio. t	-9,2%
Kunststoffverarbeitung (insgesamt)	14,04 Mio. t	12,85 Mio. t	-4,3%
Kunststoffverarbeitung: Basierend auf fossilen Rohstoffen ²⁾	11,75 Mio. t	10,42 Mio. t	-5,8%
Kunststoffverarbeitung: Einsatz von Rezyklat aus Post-Consumer-Abfällen	1,27 Mio. t	1,54 Mio. t	+10,0%
Kunststoffverarbeitung: Einsatz von Rezyklat aus Post-Industrial-Abfällen	0,38 Mio. t	0,39 Mio. t	+2,0%
Kunststoffverarbeitung: Wiederverwendung von Nebenprodukten	0,64 Mio. t	0,50 Mio. t	-11,6% ³⁾
Kunststoffverbrauch	12,36 Mio. t	11,25 Mio. t	-4,6%
Kunststoffabfälle	5,68 Mio. t	5,91 Mio. t	+2,1% ⁴⁾
▪ Energetische Verwertung (inkl. MVA/EBS)	3,66 Mio. t	3,61 Mio. t	-0,7%
▪ Mechanische Verwertung	1,96 Mio. t	2,24 Mio. t	+6,9%
▪ Rohstoffliche Verwertung/Chemisches Recycling	0,026 Mio. t ⁵⁾	0,027 Mio. t ⁶⁾	+1,9%
▪ Beseitigung	0,036 Mio. t	0,032 Mio. t	-5,7%
Verwertungs-/Beseitigungsanteile Kunststoffabfälle	2021	2023	
▪ Energetische Verwertung (inkl. MVA/EBS)	64,4%	61,1%	
▪ Mechanische Verwertung	34,6%	37,9%	
▪ Rohstoffliche Verwertung/Chemisches Recycling	0,4%	0,5%	
▪ Beseitigung	0,6%	0,5%	

¹⁾ Siehe Definitionen im Anhang ²⁾ Enthält zu geringen Anteilen Mengen aus biobasierten und chemisch recycelten Kunststoffen sowie bio-attributed Kunststoffen und Rohstoffe aus carbon-captured utilisation; nicht inkludiert sind Kunststoffe für nicht erhebungsrelevante Anwendungen (Elastomere, Klebstoffe, Beschichtungen, Dichtstoffe). ³⁾ Stoffströme, die unter einer Abfallschlüsselnummer erfasst wurden, gelten als Post-Industrial-Abfall; Stoffströme, die ohne Angabe einer Abfallschlüsselnummer weitergegeben werden, gelten als Nebenprodukt. ⁴⁾ Die Zunahme der gesamten Abfallmenge ist nicht nur auf organische Entwicklungen zurückzuführen, sondern ergibt sich auch aus neuen Erkenntnissen in einzelnen Anwendungsbereichen (z.B. Bau). ⁵⁾ Gesamtsumme enthält 23 kt welche als Reduktionsmittel zur stofflichen Verwertung eingesetzt werden und ~3 kt chemisches Recycling zur Gewinnung von Kunststoffrohstoffen. ⁶⁾ Gesamtsumme enthält 20 kt welche als Reduktionsmittel zur stofflichen Verwertung eingesetzt werden und ~7 kt chemisches Recycling zur Gewinnung von Kunststoffrohstoffen.

Tabelle 8: Gesamtübersicht der Kunststoffabfälle und Nebenprodukte nach Kunststoffarten in Deutschland im Jahr 2023

Kunststoffarten 2023	Kunststoffabfälle und Nebenprodukte [kt]	Kunststoffabfälle Post-Consumer [kt]	Kunststoffabfälle & Nebenprodukte Post-Industrial [kt]	
			Produzenten	Verarbeiter ¹⁾
PE-LD/LLD	1.476	1.362	5	110
PE-HD/MD	894	798	4	92
PP	1.190	1.055	7	128
PS	216	195	<1	20
PS-E	157	140	1	18
PVC	664	569	5	90
ABS, ASA, SAN	114	95	1	19
PMMA	48	45	<1	3
PA	109	84	2	23
PET	663	614	1	48
Sonst. Thermoplaste ²⁾	216	145	3	69
PUR	307	257	-	50
Sonst. Kunststoffe	293	223	4	66
Gesamt	6.348	5.582	33	733

(Legende: ¹⁾ Abfälle bei Verarbeitern inkludieren neben Verarbeitungsresten auch Ab-/Zuschnitte aus der Konfektionierung von Profilen, z.B. bei Fensterbaubetrieben; ²⁾ Sonstige Thermoplaste inkludiert u.a. die Kunststoffarten POM, PBT, PEEK, PC sowie weitere Thermoplaste, die nicht separat gelistet sind ³⁾ Ohne Abfälle von PUR-Rohstoffen, die i. R. der PUR-Produktion anfallen)

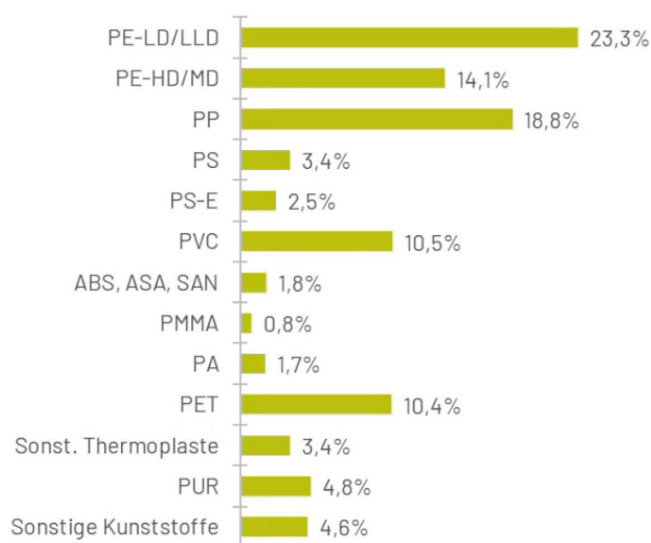


Abbildung 2: Anteile einzelner Kunststoffarten am Kunststoffabfall und an Nebenprodukten insgesamt in Deutschland im Jahr 2023

Tabelle 8 und Abbildung 2 geben einen Überblick zum Anteil der unterschiedlichen Kunststoffarten im Kunststoffabfall.

Von den Anteilen des Kunststoffabfalls, die im Jahr 2023 in eine stoffliche Verwertung gingen (2,705 Mio. t), waren 0,43 Mio. t wiederverwendete Nebenprodukte, d.h. Materialien, die im gleichen Prozess, am gleichen Ort und der gleichen Anwendung wieder eingesetzt wurden. 2,24 Mio. t gingen in eine mechanische Verwertung, wobei davon 1,95 Mio. t Post-consumer und 0,29 Mio. t Post-industrial Abfälle waren.

Bei den insgesamt 3,612 Mio. t Kunststoffabfällen, die 2023 der energetischen Verwertung zugeführt wurden und grundsätzlich ein Mengenpotenzial für die Verfahren des chemischen Recyclings darstellen, ist von einem Kohlenstoffgehalt von ca. 2,5 Mio. t auszugehen.

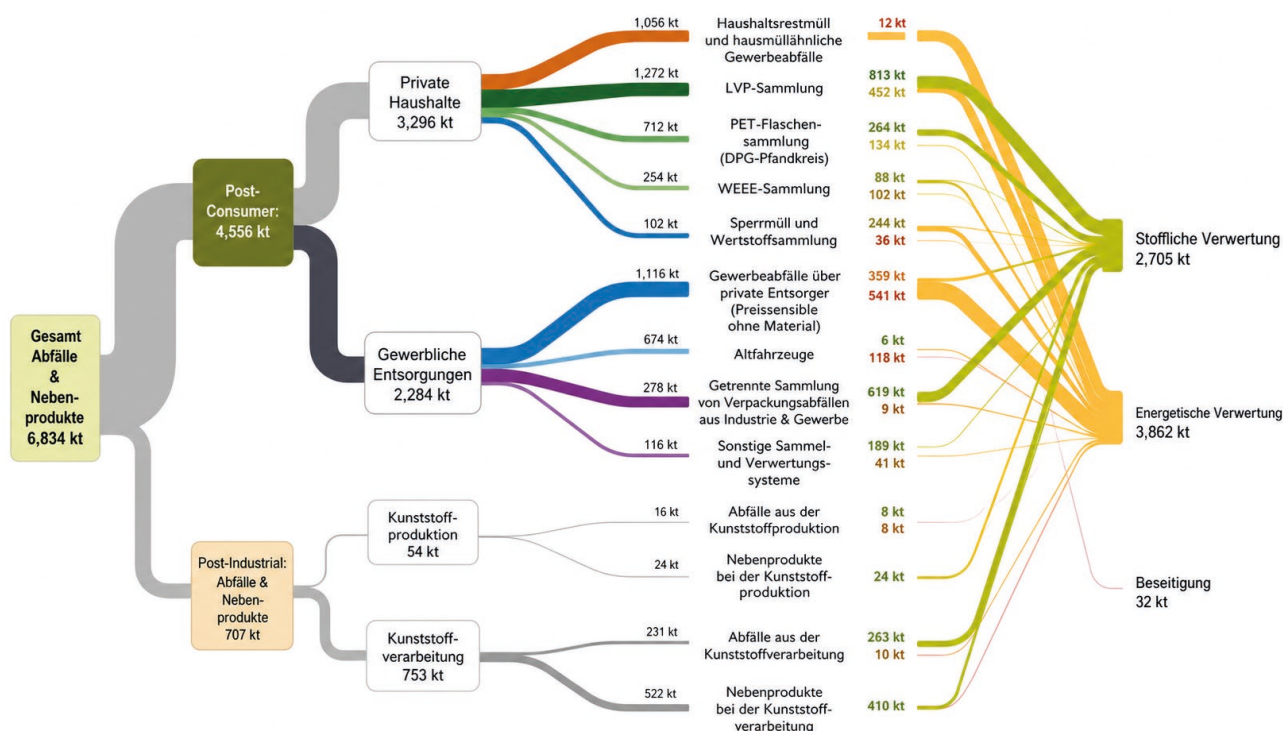


Abbildung 3: Schematische Darstellung von Kunststoffabfällen zur Verwertung und Beseitigung nach Anfallorten/Abfallströmen in Deutschland im Jahr 2023

Im Jahr 2023 wurden (basierend auf Daten von Eurostat) knapp 0,7 Mio. t an Kunststoffabfällen zum Recycling in andere Länder exportiert. Die Menge, die aus Deutschland in Nicht-EU27-Länder exportiert wurde, lag 2023 bei knapp 0,3 Mio. t. Der Mengenanteil von Exporten in Nicht-EU27-Länder hat sich von über 70% (in den Jahren 2012-2014) auf ca. 45% im Jahr 2023 reduziert. Allerdings stieg der Mengenanteil von Exporten in Nicht-EU27-Länder in den letzten drei Jahren um 10 Prozentpunkte an.

Die Importmengen lagen 2023 bei 0,46 Mio. t, wobei knapp 75% der Importe aus anderen europäischen Ländern (EU27) stammten. Zu den wichtigsten Handelspartnern im Bereich der Exporte zählten im Jahr 2023 nach wie vor die Niederlande mit 19% der gesamten Exportmenge, gefolgt von Malaysia (13%), Türkei (12%) und Polen (10%). Im Bereich der Importe waren dies die Niederlande (17%), Schweiz (12%), Dänemark (10%), Frankreich und UK (je 9%).

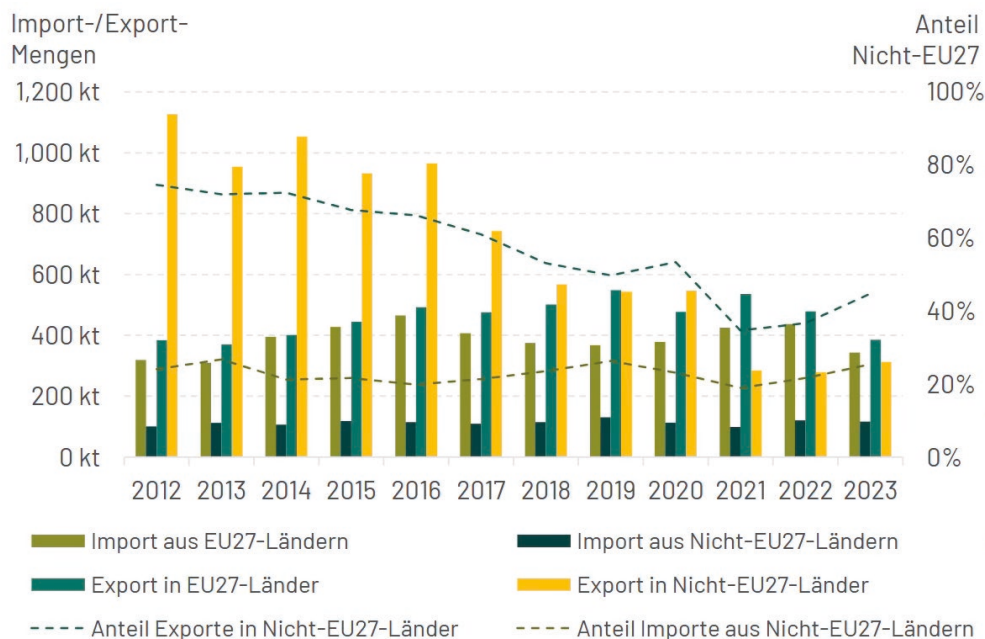


Abbildung 4: Entwicklung von Import- und Exportmengen im Bereich der Kunststoffabfälle bezogen auf Deutschland (Quelle: Eurostat, Stand Juli 2024 und (Conversio 2024b))

Es wird davon ausgegangen, dass die Menge der anfallenden Kunststoffabfälle bis 2030 geringfügig ansteigt (ca. 1% pro Jahr) und anschließend bis 2045 auf einem konstanten Niveau bei ca. 6,3 Mio. t bleibt. Zu berücksichtigen ist bei den Abfallmengen allerdings auch die mögliche demografische Entwicklung bis 2050.

Aufgrund verschiedener Faktoren, wie z.B. der Einführung von Rezyklateinsatzquoten und verbesserter Aufbereitungstechnik wird sich der Trend, dass größere Anteile des Kunststoffabfalls mechanisch recycelt werden, fortsetzen, so dass für 2045 angenommen wird, dass 50% des anfallenden Kunststoffabfalls mechanisch recycelt werden. (VCI, VDI 2023). Genaue Abschätzungen, welcher Anteil des verbleibenden Kunststoffabfalls zu diesem Zeitpunkt chemisch recycelt und welcher Anteil thermisch verwertet wird, liegen im Moment noch nicht vor.

1.4. Fossile Kohlenstoffquellen

Die chemische Industrie in Deutschland beruht aktuell auf einer Kohlenstoffbereitstellung, die im Wesentlichen von fossilen Rohstoffen gesichert wird. Erdölprodukte bilden den größten Anteil der Rohstoffe, gefolgt von Erdgas und noch geringen Mengen Kohle. Perspektivisch wird der fossile Anteil von anderen Kohlenstoffquellen substituiert werden. Die fossilen Rohstoffe werden in gut etablierten Prozessketten zu Intermediaten und Chemikalien für diverse Anwendungen verarbeitet. Eine Übersicht über den aktuellen Stand ist in Tabelle 9 auf Basis der VCI Produktions- und Rohstoffdaten für 2023 gegeben (VCI 2025a). Während viele Studien von inkrementellen Änderungen der Produktionsmengen über die Zeit ausgehen (Chemistry4Climate 2023), werden die chemischen Grundstoffe jeweils in nur wenigen Großanlagen hergestellt. Ein Abschalten einzelner Anlagen führt zu einer erheblichen Minderung der Produktionskapazität.

So waren bspw. in Deutschland bis 2023 sechs Ammoniakanlagen mit einer Gesamtkapazität von 3,2 Mt/a in Betrieb (European Commission Integrated Pollution Prevention and Control 2007)¹⁴. Die Ankündigung der BASF (BASF 2023) eine Anlage abzuschalten, führt zu einer Veränderung im Umfang von knapp 14%. Zukünftige Veränderungen der Grundstoffproduktion aufgrund fehlender Wirtschaftlichkeit der Anlagen oder Bedienung von Märkten aus einer inländischen Produktion (z.B. China, USA) sind daher viel eher als ein Stufenprozess zu verstehen und die Annahme einer inkrementellen Veränderung kann diese Realität nicht gut abbilden.

Darüber hinaus hat Ammoniak noch eine weitere Besonderheit. Im Gegensatz zu den Naphtha-basierten Prozessen wird der im Erdgas eingebrachte Kohlenstoff nicht in das Produkt (NH_3) überführt. Ein Teil dieses Kohlenstoffes wird in den Harnstoff als Folgeprodukt der Ammoniakproduktion integriert.

Eine Fortführung der Herstellung von Grundstoffchemikalien auf Basis fossiler Brenn- und Rohstoffe ist aus Sicht des Ziels der Klimaneutralität nur unter Einsatz der Speicherung der gebildeten CO_2 -Emissionen denkbar. Dies würde eine flächendeckende Nachrüstung mit entsprechenden Capture-Anlagen erfordern. Ob das im Einzelfall an einer Anlage möglich ist, hängt auch vom verfügbaren Platz ab und ist jeweils zu prüfen.

Sichere gesetzliche Rahmenbedingungen für eine Speicherung von CO_2 sind eine Grundvoraussetzung für Investitionsentscheidungen. Ein wichtiger Schritt war die Novellierung des Kohlendioxid-Speicherungsgesetzes im November 2025. Ein prinzipieller Nachteil der Weiternutzung fossiler Rohstoffe besteht darin, dass der in den chemischen Produkten gebundene fossile Kohlenstoff am Lebensende des Produkts wieder als CO_2 der Atmosphäre zugeführt wird (Scope 3-Emissionen).

¹⁴ Die Anlage in Gelsenkirchen ist schon geraume Zeit außer Betrieb.



Tabelle 9: Übersicht fossile Kohlenstoffquellen der organischen chemischen Grundstoffe im Jahr 2023

Rohstoffe	Menge Mt/a	C-Menge Mt/a	Produkte	Verfahren	Anmerkungen [Quelle VCI Produktionszahlen 2023]
Erdöl- produkte Naphtha/ LPG	10,6	9,1	HVCs: Ethylen, Propylen, Butadien BTX: Benzol, Toluol, Xylo- le, Methanol, sonstige	Steamcracker, katalyti- sche Reformierung, Ver- gasung von Rückständen	Ca. 80% des stofflichen Einsatzes im Steamcra- cker ist Naphtha, Rest LPG
Erdgas	1,8	1,35	Methanol, Ammoniak, Harnstoff, sonstige	Konventionelle Methanol- und Ammoniak- Produk- tion	Ammoniak enthält keinen Kohlenstoff. Ein Teil des Kohlenstoffs wird als CO ₂ in die Harnstoffsynthese eingebracht und findet sich im Produkt wieder.
Kohle	0,243	0,243	Soda	Solvay-Verfahren	Produktionsmenge Soda: 2,125 Mt/a
Summe einge- setzte Rohstoffe	12,64	10,69			
Davon in den che- mischen Hauptpro- dukten	3,377	3,323	Ethylen		
	2,886	2,474	Propylen		
	1,928	1,653	Butylen		
	1,239	1,143	Benzol		
	0,532	0,486	Toluol		
	0,380	0,344	Xylole		Aus (VCI & VDI 2024), sie- he auch dortige Fußnote
	0,730	0,274	Methanol		
	2,087	-	Ammoniak		Bezogen auf die gesamte Produktionsmenge
	0,771	0,154	Harnstoff		Eurostat 2022 (Prodcom o. J.), bezogen auf 360 ktN, Wert für 2023 noch nicht verfügbar
Summe fossiler Kohlen- stoff in den Hauptpro- dukten		9,851			

Quelle: VCI 2025b

1.5. Kriterienkatalog für die Verfahrensbewertung und Zwischenfazit

Kapitel 1.1 bis 1.4 haben die Verfügbarkeit von Kohlenstoffquellen für die Grundstoffchemie beschrieben und quantifiziert. Der nachfolgende Kriterienkatalog zeigt darauf aufbauend und zusammenfassend eine qualitative Einordnung und Bewertung von Kohlenstoffquellen und daraus resultierender Prozessbedarfe.

Tabelle 10: Kriterien für die Verfahrensbewertung

Quelle	Verfügbarkeit langfristig	Aufbereitungs-aufwand	Infrastrukturbedarf	Zielprodukte und Prozessbedarfe
CO₂ aus Biogas	Mittel; max. 10 Mio. t/a	Mittlerer Energiebedarf; für Abscheidung und Reinigung abhängig vom Substrat	Viele Punktquellen, räumlich weit verteilt, einige wenige industrielle an Chemiestandorten (Höchst, Zeitz, Bitterfeld-Wolfen)	Synthesegas, Methan, Methanol, FT-Kohlenwasserstoffe; ferner: Harnstoff; bei jeweils angenommener ausreichender Reinigung keine weitere Differenzierung des Prozessbedarfs in Abhängigkeit der Quelle notwendig
CO₂ aus Bioethanol	Begrenzt; < 1 Mio. t/a	Energiebedarf niedrig (praktisch reines CO ₂)	Nur wenige Standorte, konzentriert auf Ostdeutschland	
CO₂ aus Klärschlamm	Begrenzt; 1,5 Mio. t/a	Relativ hoher Energiebedarf da vgl. niedrige CO ₂ -Konzentrationen	Steigende Zahl von Anlagen, aber räumlich verteilt	
CO₂ aus Müllverbrennung	Hoch; ≤ 25 Mio. t/a	Relativ hoher Energiebedarf da vgl. niedrige CO ₂ -Konzentrationen	Auf viele Standorte verteilt, relativ hohe Investitionen, Capture bei kleinen MVA erschwert	
CO₂ aus Zementanlagen	Hoch; 10-12 Mio. t/a	Mittlerer Energiebedarf	Begrenzte Standortzahl; nur wenige Werke nah an Chemiestandorten -> hoher Transportaufwand	
CO₂ aus der Kalkindustrie	Mittel; < 5 Mio. t/a	analog Zementwerke	Standorte z.T. klein und abgelegen -> hoher Transportaufwand	
CO₂ aus der Glasindustrie	Begrenzt; < 1 Mio. t/a	Mittlerer Energiebedarf, vergleichbar mit Zement	Viele Standorte mit kleinen Anlagen, daher Capture erschwert	
CO₂ aus Ethylenoxidanlagen	Sehr begrenzt; < 0,5 Mio. t/a	niedriger Energiebedarf (praktisch reines CO ₂)	An großen Chemiestandorten; Platz für Capture-Anlagen zu prüfen	

Tabelle 10 (Fortsetzung): Kriterien für die Verfahrensbewertung

Quelle	Verfügbarkeit langfristig	Aufbereitungs-aufwand	Infrastrukturbedarf	Zielprodukte und Prozessbedarfe
CO₂ aus der Sodaherstellung	Sehr begrenzt; < 0,5 Mio. t/a	mittlerer Energiebedarf	an großen Chemiestandorten; Platz für Capture-Anlagen zu prüfen	Synthesegas, Methan, Methanol, FT-Kohlenwasserstoffe; ferner: Harnstoff; bei jeweils angenommener ausreichender Reinigung keine weitere Differenzierung des Prozessbedarfs in Abhängigkeit der Quelle notwendig
CO₂ aus DAC	Keine direkte Begrenzung aber Limitierung aufgrund hoher Kosten (bis Faktor 10 verglichen mit anderen Quellen)	Hoher Energiebedarf	Unabhängig; ideal nahe exothermer Prozesse zur Abwärmenutzung	
Biogene Rohstoffe 1. Generation	Begrenzt (insbesondere wegen Konkurrenzsituation); heute ca. 2,5 Mio. t/a	Abhängig von Rohstoff und Zielprodukt – mittlerer – hoher Energiebedarf	Infrastruktur und große verarbeitende Anlagen etabliert	Insbesondere Fermentationsprodukte wie Alkohole und Säuren
Biogene Rest- und Abfallstoffe (oft Ligninhaltig, heterogen in der Zusammensetzung, saisonal verfügbar)	Mittel – hoch (je nach Auswahl Biomasse etwa 15,74 Mio. t (TM)/a mobilisierbares technisches Potential)	Stark abhängig von Verfahren: Anaerober Abbau – niedriger Energiebedarf Holzverzuckerung – hoher Energiebedarf Biomassevergasung – hoher Energiebedarf Pyrolyse – hoher Energiebedarf	Infrastruktur oft nicht in ausreichendem Maße vorhanden. Anlagenverfügbarkeit stark abhängig von Verfahren: Anaerober Abbau – viele (oft kleine) Anlagen; räumlich weit verteilt Holzverzuckerung – wenige Demo/Pilot-Anlagen; eine kommerzielle Anlage kurz vor Inbetriebnahme Biomassevergasung – wenige Demo/Pilot-Anlagen Pyrolyse - sehr wenige Demo -Anlagen	Differenzierung des Prozessbedarfs in Abhängigkeit der Quelle notwendig; Produkte stark abhängig von Quelle & Verfahren: Methan Fermentationsprodukte, Mono-Ethylenglycol, etc. Syngas, Methanol, FT-Kohlenwasserstoffe, Fermentationsprodukte Pyrolyseöl und Folgeprodukte durch Cracking oder Raffination

Tabelle 10 (Fortsetzung): Kriterien für die Verfahrensbewertung

Quelle	Verfügbarkeit langfristig	Aufbereitungs-aufwand	Infrastrukturbedarf	Zielprodukte und Prozessbedarfe
Kunststoffabfälle sortenrein	Mittel, ca. 1,7 Mio. t	Solvolyse: hoher Energiebedarf Mechanisches Recycling: niedriger bis mittlerer Energiebedarf	Wenige Solvolyseanlagen Anlagen für mechanisches Recycling von Kunststoffabfällen sind weit verbreitet und gut etabliert	Solvolyse: Monomere Mechanisches Recycling: der Kunststoff bleibt chemisch erhalten
Kunststoffabfälle gemischt	mittel-hoch, ca. 4,7 Mio. t	Pyrolyse und Gasifikation: hoher Energiebedarf, der z.B. durch den Einsatz von Katalysatoren gesenkt werden kann	Bisher sind nur wenige (dezentrale) Anlagen und diese fast nur im Demonstrationsmaßstab vorhanden; Für einen wirtschaftlichen Betrieb ist die sichere Versorgung mit Inputmaterial einer adäquaten Qualität notwendig	Pyrolyse: Pyrolyseöle, welche Naphtha ersetzen können Gasifizierung: Synthesegas, z.B. als Ausgangsstoff für Ammoniaksynthese
Fossile Rohstoffe: Erdgas, Erdölprodukte/ LPG, Kohle	Bei gleichbleibender Versorgungsinfrastruktur (u.a. Raffinerien) ausreichend; z.Zt. 12,64 Mio. t insgesamt	Zusätzlicher Energiebedarf durch Capture und Transport von CO ₂	Capture-Anlagen bei allen Grundstoffchemie-Anlagen; Platz zu prüfen; Lagerkapazitäten zu erschließen und zu genehmigen, geologisch vornehmlich in der Norddeutschen Tiefebene	Alle gängigen Grundchemikalien

Die wesentlichen bisherigen Erkenntnisse können wie folgt zusammengefasst werden:

- Für die **Nutzung von CO₂ als C1-Baustein** stehen auch 2045 noch rund 60 Mio. t/a CO₂ (16,3 Mio. t Kohlenstoff) aus biogenen und rohstofflichen industriellen Punktquellen zur Verfügung, ausreichend für den Kohlenstoffbedarf der Grundstoffchemie (13 Mio. t/a). Nicht alle Quellen sind jedoch technisch und ökonomisch sinnvoll erschließbar; prioritär sind Biogas-, Bioethanol-, Klärschlamm- und Müllverbrennungs- sowie Zementanlagen zu berücksichtigen; Direct Air Capture als Option zur Schließung von Versorgungslücken wäre mit sehr hohen Kosten verbunden. Als Aufbereitungsverfahren sind insbesondere die Aminwäsche, Druckwechseladsorption sowie Membranverfahren zu nennen, Pilot- oder Demonstrationsanlagen für verschiedene Quelle-Verfahrens-Kombinationen existieren. CO₂ muss, unabhängig von der Quelle, als Reinstoff für den Transport und als Rohstoff für die Chemieindustrie aufbereitet werden, dies beinhaltet insbesondere die Entfernung von Störstoffen und Katalysatorgiften durch weitere Reinigungsverfahren.
- Als **biogene Rohstoffquellen** sind Stärke/Zucker- und Öl-haltige Pflanzen (1. Generation) und Reststoff- und Nebenströme aus Agrarwirtschaft und Industrie (2./3. Generation) zu nennen. Limitierend ist die Konkurrenz um landwirtschaftliche Flächen mit der Futter- und Nahrungsmittelproduktion aber auch die Nutzungskonkurrenz für Biomasse (u.a. mit energetischer Nutzung). Das mobilisierbare technische Biomassepotential liegt bei 30 Mio. t Trockenbiomasse (bei 40-50% Kohlenstoffgehalt), wobei die Ströme sehr heterogen zusammengesetzt sind, meist nicht kontinuierlich anfallen und die Verfügbarkeit saisonal und über verschiedene Jahre starken Schwankungen unterliegt. Technische Aufschlussverfahren umfassen den mikrobiellen, anaeroben Abbau zu Methan und CO₂ in Biogasanlagen, die Biomassegasifizierung zu z.B. Synthesegas, die Pyrolyse zu Pyrolysegas und/oder Pyrolyseöl, Hydrothermale Verfahren und Verfahren der Holzverzuckerung in Kombination mit nachgeschalteten Aufbereitungs- und Umwandlungsverfahren. Sie erschließen die Herstellung von Drop-in-Grundchemikalien wie Methanol und Ethylen (über Ethanol) und zur direkten



Synthese von Folgeprodukten wie Mono-Ethylenglycol, Essigsäure, n-Butanol oder Aceton. Während für Biomasse der 1. Generation Verfahren etabliert sind, existieren für biogene Rest- und Abfallstoffe häufig nur wenige Pilot- und Demonstrationsanlagen.

- Zur Nutzung von **Kunststoffabfällen als Kohlenstoffquelle** können Post-industrial und Post-consumer Kunststoffabfälle eingesetzt werden, die sortenrein oder als gemischte Abfälle vorliegen. Von rund 5,9 Mio. t Kunststoffabfällen in Deutschland werden 2,2 Mio. t (38 %) mechanisch recycelt. Das mechanische Recycling eignet sich für relativ saubere, sortenreine Abfallströme thermoplastischer Kunststoffe wie z.B. LDPE, HDPE oder PET, die resultierenden Rezyklate ersetzen die Herstellung von Rohmaterial (virgin material). Eine weitere Steigerung des Anteils auf bis zu 50% wird mit Verbesserung der Sortiertechnik bis 2050 erwartet. Zum chemischen Recycling zählen die chemische Depolymerisation oder Solvolyse, durch die Polykondensationskunststoffe wie Polyester, Polyamide oder Polyurethane in ihre Monomere zerlegt werden, aber auch die thermochemischen Verfahren der Pyrolyse und Gasifizierung zu Pyrolyseöl/-gas bzw. Synthesegas. Letztere Verfahren sind auch für gemischte Kunststoffabfälle aus Polyolefinen, Polycarbonat und Polystyrol geeignet, wobei PVC aufgrund der Chlorbildung vermieden werden sollte. Die Verfahren des chemischen Recyclings sind großtechnisch weniger erprobt und zeichnen sich durch einen höheren Energiebedarf aus. Die 3,6 Mio. t Kunststoffabfälle (entsprechend rund 2,5 Mio. t. Kohlenstoff), die derzeit der thermischen Verwertung zugeführt werden, eignen sich prinzipiell für das chemische Recycling. Zu beachten ist aber, dass auch für Kunststoffabfälle Nutzungskonkurrenzen bestehen, u.a. in der Nutzung als Ersatzbrennstoffe in der Zementindustrie.
- Die **Weiternutzung fossiler Rohstoffe** (und Brennstoffe) für die Chemieproduktion in konventionellen Anlagen ist an die Implementierung von CCS gekoppelt, um Treibhausgasemissionen zu verhindern. Hierfür sind neben der Installation von Capture-Anlagen geologische Speicher zu erschließen und verlässliche rechtliche Rahmenbedingungen für die Speicherung zu erfüllen. Vorteil dieser Option ist die Weiternutzung bestehender Anlagen, Nachteil ist die fortführende Nutzung fossiler Quellen und die letztliche Emission von CO₂ aus den hergestellten Chemieprodukten an deren Lebensende (Scope 3-Emissionen).

2. Technische Umsetzung und Bewertung der Verfahren

Kapitel 2 unterteilt sich nach Verfahren zum technischen Aufschluss von Kohlenstoffquellen und den eigentlichen Verfahren zur Herstellung von Grundchemikalien.

Die verschiedenen Verfahren werden auf folgende Aspekte untersucht:

- Stand der Technik und zukünftige Entwicklung der jeweiligen Verfahren, mit Einschätzungen zum Technology Readiness Level (TRL) und ungefähren Zeithorizont bis zum industriellen Einsatz.
- Einsetzbare kohlenstoffhaltige Ausgangsmaterialien (Rohstoffe). Mengenpotenziale in Deutschland und technische Anforderungen bzgl. Reinheitsbedarf und Kompatibilität mit den zu identifizierenden Verfahren.
- Spezifischer Endenergiebedarf, aufgeschlüsselt nach den wesentlichen, energetischen Anteilen und abzuleitende Energieeffizienzpotenziale
- Untersuchung und Einordnung der Verfahren zum Aufschluss von Kohlenstoffquellen hinsichtlich ihrer technischen und wirtschaftlichen Entwicklung (Energieeffizienzpotenziale, Investitionsbedarf, Aufbereitungskosten).

Als Ergebnis resultiert ein Überblick der technischen und energiewirtschaftlichen Potenziale von ausgewählten Verfahren zum technischen Aufschluss von Kohlenstoffquellen.

2.1. Verfahren zum technischen Aufschluss von Kohlenstoffquellen

Im Sinne einer Defossilierung der Rohstoffbasis der chemischen Industrie werden alternative Kohlenstoffquellen als zukünftige Rohstoffe für eine klimaneutrale Produktion von organischen Grundchemikalien betrachtet. Diese alternativen Rohstoffe stellen gemeinsam mit der Umstellung der Energieversorgung auf erneuerbare Quellen (sowohl über direkte Elektrifizierung als auch mit erneuerbaren Brennstoffen) die zentrale Möglichkeit dar, Klimaneutralität in den Produktionsprozessen der chemischen Industrie zu erreichen. Die verfügbaren Kohlenstoffquellen wurden in Kapitel 1 beschrieben und quantifiziert, dort wurden auch erste Hinweise zu Aufschlussverfahren gegeben.

Kapitel 2.1 vertieft im Folgenden zunächst die Verfahren zur Abtrennung von CO₂ aus industriellen Quellen. Die CO₂-Abtrennverfahren stammen hauptsächlich aus der Energiewirtschaft (Betrieb von Kraftwerken) und finden Anwendung in der Verbrennung fossiler Brennstoffe. Abhängig vom Verbrennungsprozess stehen drei unterschiedliche Abtrennverfahren zur Wahl:

- Vergasungsprozesse, bei denen CO₂ vor der Verbrennung abgetrennt wird und bei der Verbrennung Synthesegas eingesetzt wird
- Eine Verbrennung unter reiner Sauerstoffatmosphäre, ermöglicht eine Abtrennung von CO₂ in hoher Konzentration
- Eine CO₂-Abtrennung nach Verbrennung

Anwendung findet Carbon-Capture nicht nur bei industriellen Emissionen, die auf der Verbrennung fossiler Brennstoffe beruhen (z.B. Stromerzeugung, Stahlherstellung, Zementindustrie), sondern auch sekundäre Emittenten (z.B. Müllverbrennungsanlagen und Chemieanlagen) und Emittenten, die potenziell negative Emissionen erzeugen (z.B. Bioenergie mit Kohlenstoffabscheidung und -speicherung, BECCS) (Zanco u. a. 2021). Für alle diese Anwendungen kann die Nachrüstung bestehender Anlagen mit Abscheideanlagen für die Nachverbrennung der einzige wirksame und wirtschaftliche Weg sein, um die Emissionen zu reduzieren, ohne den vorgelagerten Prozess zu beeinträchtigen (Zanco u. a. 2021).

Die Carbon-Capture-Verfahren sollten für die Spezifikationen der CO₂-Quelle geeignet sein und zudem eine hohe Effizienz bei niedrigen Kosten liefern. Diese Anforderungen sind nur schwer mit nur einer Technologie umzusetzen, da die Anlagengrößen und Abgasqualitäten stark variieren (Zanco u. a. 2021). Daher ist es für eine wirksame Prozessgestaltung zweckmäßig, mehrere Technologien in Betracht zu ziehen und die effizienteste und wirtschaftlich tragfähigste Option für den jeweiligen Zweck auszuwählen.

2.1.1. Verfahren zur CO₂-Abtrennung

Nachfolgend werden die in Tabelle 4 aufgeführten Capture-Verfahren mit Erfahrungen aus Pilot- und Demonstrationsanlagen betrachtet, ergänzt um Membrantrennverfahren, die zwar im TRL niedriger liegen aber eine besonders hohe Energieeffizienz versprechen. Kombiniert werden diese Verfahren mit den in der Kriterientabelle in Tabelle 10 aufgeführten mengenmäßig relevanten Quellen.

CO₂-Abtrennung durch Druckwechseladsorption

Die Druckwechseladsorption (Pressure Swing Adsorption, PSA) gehört zu den physikalischen Adsorptionsverfahren, die auf der Physisorption von CO₂ an der Oberfläche geeigneter Adsorbentien durch Van-der-Waals-Wechselwirkungen beruhen. Die Adsorption zur Beladung des Adsorbens mit CO₂ 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 CO₂ ist generell bei niedrigen Temperaturen und hohen Drücken begünstigt. In der Druckwechseladsorption wird die Desorption des mit CO₂ beladenen Adsorbens durch Druckminderung erreicht. Das Rohgas wird in der PSA verdichtet und gekühlt. Das anfallende Kondensat wird abgeführt und das Gas wird direkt in den Adsorber geleitet. Eingesetzte Adsorbentien für die PSA sind Aktivkohlen, Zeolithe oder Kohlenstoff-Molekularsiebe.

Die Druckwechseladsorption ist technisch ausgereift (TRL 9) und wird u.a. zur Biogasaufbereitung eingesetzt. Der Abscheidegrad für CO₂ liegt in diesem Fall bei 98,5% (Nieß u. a. 2023). Die Adsorbentien haben hohe Standzeiten, die Anlagenlebensdauer für PSA-Anlagen liegt bei 15-20 Jahren. Da bei der Adsorption neben CO₂ anteilig auch Methan, Stickstoff und Sauerstoff im Gasstrom verbleiben, ist eine Nachbehandlung notwendig. So wird zur Vermeidung von Methanemissionen (Methanschlupf) eine Schwachgasbehandlung durchgeführt (vgl. Kapitel 2.1.3). Viebahn et.al. (Viebahn u. a. 2018) geben einen Strombedarf von 200 kWh/t CO₂ und Kosten von 101 €/t CO₂ bei einem CO₂-Gehalt von 48% im Rohgas und 700 m³/h unter Vollastbetrieb an. Kompressoren und Pumpen sind hier die wesentlichen Stromverbraucher.

CO₂-Abtrennung durch chemische Absorption

Auf chemischer Absorption basierende Capture-Verfahren sind aufgrund ihrer Effizienz und geringeren Energieverbrauchs eine sehr verbreitete Methode, die u.a. für die Post-Combustion CO₂-Wäsche in Kraftwerken erprobt wurde (Madejski u. a. 2022). Die Aminwäsche gilt als die ausgereifteste Abtrennmethode (Zanco u. a. 2021). Hier wird CO₂ intermediär chemisch unter Bildung von Carbaten, Carbonaten oder Hydrogencarbonaten an eine wässrige Aminlösung als Waschmittel gebunden. Das gebundene CO₂ wieder anschließend durch eine thermisch induzierte Desorption wieder freigesetzt. Seit langem technisch im Einsatz ist Monoethanolamin (MEA). Darüber hinaus werden aber auch sekundäre Amine, zum Beispiel Diethanolamin (DEA) oder Piperazin, 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 CO₂ 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 CO₂ 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, aber auch gegen Schwefeldioxid und Stickoxide, die Konzentrationen von SO₂ und NO₂ sollten 10 ppm nicht überschreiten.

Der Wirkungsgradverlust bei CO₂-Abtrennung durch MEA-Wäsche aus Verbrennungsabgasen ist gut in Pilotanlagen an Kraftwerken untersucht worden und liegt bei 7-13%-Punkten (Markewitz u. a. 2017), der Energiebedarf liegt bei rund 3,5 GJ/t CO₂ (972 kWh/t CO₂) und 90% Abtrennrate (Moser u. a. 2021). Besonders der Wärmebedarf für die Regeneration des Waschmittels ist sehr hoch (2 GJ/t CO₂ bzw. 555,6 kWh/t CO₂) und entsprechende Vorkehrungen für die Bereitstellung der Wärme müssen vorgenommen werden (Hills u. a. 2016). Bewertungen der wirtschaftlichen Durchführbarkeit dieser Abscheidungs-technologie sind gut dokumentiert und zeigen eine enge Korrelation zwischen Kosten und Anlagengröße. Die Kosten für die CO₂-Wäsche mit MEA-Amin liegen, abhängig von der CO₂-Ausgangskonzentration, zwischen 30-60 USD pro Tonne CO₂ (Madejski u. a. 2022).



Physikalische Absorptionsverfahren

Physikalische Absorptionsverfahren zur CO₂-Abtrennung beruhen auf der Löslichkeit von CO₂ in einem Lösungsmittel. Am kostengünstigsten ist die Druckwasserwäsche mit Wasser als Lösungsmittel. Das auf 5 bis 10 bar verdichtete Rohgas wird gekühlt und durch einen Rieselbettreaktor im Gegenstrom zu Wasser geführt. Neben CO₂ lösen sich auch Schwefelwasserstoff und Ammoniak in Wasser, aber nur geringe Mengen Kohlenwasserstoffe, so dass sich das Verfahren zur Abtrennung von Methan aus Biogas eignet (Adler et al., 2014). Zur CO₂-Abtrennung ist eine vorgeschaltete Entschwefelung erforderlich. Durch Druckminderung wird das angereicherte CO₂ wieder freigesetzt. Vorteil der Druckwasserabsorption ist die Vermeidung von chemischen Hilfsstoffen, die begrenzte Löslichkeit von CO₂ in Wasser erfordert aber den Einsatz von großen Wassermengen und die Implementierung großer Anlagen.

Neben Wasser werden auch organische Lösungsmittel mit wesentlich höherer Löslichkeit für CO₂ für die physikalische Absorption genutzt, gängig sind Polyethylenglykol Dimethylether (SelexolTM, GenosorbTM), Methanol (Rectisol[®]), N-Methyl-2Pyrrolidon (Purisol[®]) oder Propylencarbonat (Fluor-SolventTM). Anlagen können hier kleiner dimensioniert werden. Auch für diese Absorptionsmittel ist eine Entschwefelung des Rohgases erforderlich. Diese Verfahren werden in der Synthesegas- oder Erdgasreinigung eingesetzt, so dass sie für die hier betrachteten CO₂-Quellen eine untergeordnete Rolle spielen.

CO₂-Abtrennung durch Membranen

Der Mechanismus zur Abtrennung von CO₂ durch Membranen beruht auf dem rein physikalischen Prinzip der unterschiedlichen Permeabilität von Diffusionsmembranen gegenüber unterschiedlichen Gaskomponenten. Gasmoleküle werden aufgrund ihrer Größe durch die Poren der Membran transportiert oder zurückgehalten bzw. sie unterliegen unterschiedlichen Transportgeschwindigkeiten. Für eine hohe Permeation 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, 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 CO₂-Capture durch Membranverfahren (Míguez u. a. 2018). Ein Überblick zu Membrantypen mit Vor- und Nachteilen ist in Tabelle 11 zusammengetragen.

Tabelle 11: Membranen für die Abtrennung von CO₂-Quellen (entnommen aus Ausfelder, et al., 2024).

Membrantyp	Anwendung	Vorteile	Nachteile
Metallmembran Bsp.: Pd	Abtrennung von H ₂ von CO ₂ aus Vergasungsprozessen (Synthesegas); TRL 6	Extrem hohe H ₂ /CO ₂ Selektivität	Sehr kostenintensiv anfällig für Verunreinigungen (Inhibition durch H ₂ S), geringe Permeation
Kohlenstoffmolekular-siebe. Kohlenstoff-keramiken	Abtrennung von H ₂ von CO ₂ aus Vergasungsprozessen (Synthesegas) Stahl, Zement (Forschung) TRL 6	Hohe H ₂ /CO ₂ Selektivität	Kostenintensiv anfällig für Sauerstoff Hohe Bruchigkeit
Metallorganische Gerüstverbindungen	Pre und post combustion TRL 3-4	Großes Porenvolumen und Austauschfläche	Hohe Herstellungskosten
Silikatmembranen	Pre combustion TRL 5	Kostengünstig. Hohe thermische Stabilität	Geringe hydrothermale Stabilität. Bei Rauchgas bisher unzureichende Stabilität

Tabelle 11 (Fortsetzung): Membranen für die Abtrennung von CO₂ Quellen (entnommen aus Ausfelder, et al., 2024).

Membrantyp	Anwendung	Vorteile	Nachteile
Kompositmembranen: Pebax/Zeolith-Y PolyActive™ (Polyethylenoxid-Polybutylenterephthalat)-Graphenoxid	TRL 4	Hohe N ₂ /CO ₂ -Selektivität und Stabilität	Derzeit nur TRL 3-5; Tests unter Realbedingungen stehen meist aus
Fluoritmembranen	Oxyfuel (Anreicherung von CO ₂) TRL 4	Hohe O ₂ /N ₂ Selektivität	Energieintensiv in der Herstellung Schwierig zu verarbeiten
Perowskitmembranen	Oxyfuel (Anreicherung von CO ₂) TRL 4-5	Hohe O ₂ /N ₂ Selektivität	Energieintensiv in der Herstellung schwierig zu verarbeiten; korrosionsanfällig ggü. H ₂ O/CO ₂

Membrantrennverfahren sind bisher überwiegend für Anwendungen in Kraftwerken untersucht worden. Übertragbar sind aber generelle Aussagen, nach denen sich für die Trennung von CO₂ und Stickstoff nach Verbrennungsprozessen polymere Membranen (bis 200°C) eignen. Die Trennung von Wasserstoff und CO₂ vor der Verbrennung bei Temperaturen bis 400°C erfolgt bevorzugt mit keramischen oder metallischen Membranen (Troy u. a. 2016).

Membranverfahren bieten das Potential, CO₂ besonders energieeffizient abzutrennen. Membranen sind jedoch sehr empfindlich gegenüber Störkomponenten und die erreichbare CO₂-Reinheit ist derzeit auf 80-90% limitiert. Kommerziell ist noch kein Membranverfahren für eine großtechnische CO₂-Abtrennung etabliert. Membranverfahren sind aber ein wichtiges Forschungsfeld.

Carbonat-Looping

Beim Carbonat-Looping wird CO₂ an festen Metalloxiden in einer Gas-Feststoff-Reaktion als Carbonat gebunden und anschließend wieder freigesetzt. Eingesetzt werden hierzu zwei Wirbelschichtreaktoren. Als Oxid wird kalzinierter natürlicher Kalkstein eingesetzt, der gemahlen im Carbonator bei Temperaturen von ca. 650°C unter Aufnahme von CO₂ zum Calciumcarbonat (CaCO₃) 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 CO₂ getrennt. Das Oxid wird wieder in den Carbonator zurückgeführt. Das Carbonat-Looping eignet sich besonders in Kombination mit dem Oxyfuel-Verfahren, so dass kein Stickstoff im Kreislauf anfällt. Das Carbonat-Looping ist noch nicht im großtechnischen Einsatz, es gibt jedoch mehrere Pilot- und Demonstrationsanlagen bei TRL 7. Eine der weltweit größten Versuchsanlagen mit 1 MW thermisch mit zwei gekoppelten Wirbelschichten steht an der Technischen Universität Darmstadt (Galloy u. a. 2011), an der umfassende experimentelle Untersuchungen in verschiedenen Kampagnen durchgeführt wurden (Helbig 2019). Auch für die Abscheidung von CO₂ aus einer Abfallverbrennungsanlage wurde die Versuchsanlage erprobt (TU Darmstadt 2019).

Das oxidische Material kann prinzipiell im Kreis gefahren werden, muss aber in der Praxis kontinuierlich ersetzt werden, da die Poren der Metalloxyd Körner 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 Absorbermediums (Helbig 2019). Je nach CO₂-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 2013a).

Oxyfuel-Verfahren

Unter dem Oxyfuel-Verfahren versteht man die Verbrennung mit reinem Sauerstoff anstelle mit Atmosphärenluft. Aus diesem Verfahren resultiert hauptsächlich CO₂ und Wasserdampf, der sich über Kondensation abtrennen lässt (Fischedick 2015). Durch die Abwesenheit von Stickstoff ist eine sehr hohe Konzentration von CO₂ im Abgas möglich. Diese hohe Reinheit hat den Vorteil, dass der Aufwand für die klassischen Waschverfahren reduziert werden kann (z.B. niedriger NO_x-Anteil aufgrund des Fehlens von Stickstoff).

In großen Demoanlagen ist dieses Verfahren bereits in Betrieb. Vorteile sind die Verringerung der Stickoxide (NO_x), die Verringerung der Kesseldimension, eine im Vergleich zu anderen Verfahren vereinfachte CO_2 -Abscheidungsmethode, die Möglichkeit der Anwendung in bestehenden Technologien und ein geringerer Massendurchsatz der Abgase (etwa 75 % weniger im Vergleich zur Verbrennung in Luft). Die Schwachpunkte des Oxyfuel-Verfahrens sind ein geringerer Wirkungsgrad, wenn man die energieaufwändige Sauerstoffbereitstellung durch Luftzerlegung einbezieht, und hohe Investitionskosten (Madejski u. a. 2022). Mit einer zukünftig im industriellen Maßstab implementierten Herstellung von grünem Wasserstoff wird Sauerstoff in großen Mengen als Koppelprodukt anfallen, so dass das Oxyfuel-Verfahren eine größere Bedeutung erlangen könnte.

Das Oxyfuel-Verfahren benötigt keine signifikanten Anpassungen bestehender Prozesse. Der Energieverbrauch für die CO_2 -Abscheidung ist reduziert. Die Temperatur des Kessels wird geregelt, indem ein Teil des Abgases (etwa 70 %) erneut in den Kessel geleitet wird. Um die Effizienz und die CO_2 -Abscheidung zu verbessern, ist die Kohlenstoffabscheidung mit einer moderaten und intensiven sauerstoffarmen Verdünnung (Moderate or Intense Low-Oxygen Dilution, MILD) möglich. Die MILD-Oxygen-Fuel-Combustion-Kohlenstoffabscheidung (MOFC) bietet viele Vorteile, wie z.B. die Verbesserung des Wirkungsgrads der Anlage, die Verbesserung der Reinheit des CO_2 und die Verringerung des Energieverbrauchs. Die Oxyfuel-basierte Capture-Technologie, die im Allam-Kreislauf (trans-kritischer Zyklus, in dem überkritisches CO_2 zum Einsatz kommt) eingesetzt wird, weist im Vergleich zur CO_2 -Abscheidung in einem Kombikraftwerk einen höheren Wirkungsgrad von 55-59 % auf.

Beim Einsatz in der Zementindustrie werden für eine partielle Oxyfuel-Verbrennung, die nur im Vorwärmer und im Kalzinator erfolgt, CO_2 -Konzentrationen >70% erreicht (HeidelbergCement 2018). Eine vollständige Oxyfuel-Verbrennung auch im Drehrohrofen erzielt CO_2 -Konzentrationen von 90% und mehr. Ein Retrofit bestehender Zementanlagen erfordert aber sehr umfangreiche Umrüstungen und ist kostenintensiv.

CO_2 aus Direct Air Capture (DAC)

Für eine direkte Abscheidung von CO_2 aus der Luft (englisch „Direct Air Capture“, kurz DAC) ist der Entwicklungsbedarf für eine industrielle Anwendung noch hoch. Trotz der bekannten Hürden, steht DAC als Verfahren weiterhin zur Diskussion. Nach Angaben der IEA sind weltweit achtzehn DAC-Anlagen in Betrieb, die 0,01 Mt CO_2 pro Jahr abscheiden (Budinis, Sara 2022). Die wichtigsten globalen Akteure und Entwickler von DAC sind heute Global Thermostat, Carbon Engineering und Climeworks (McQueen u. a. 2021; Committee on Developing a Research Agenda for Carbon Dioxide Removal and Reliable Sequestration u. a. 2019). Diese Unternehmen verfolgen ambitionierte Pläne, um den Übergang von Demonstrationsanlagen zum Megamaßstab zu bewältigen. Die größte Anlage stammt von Climeworks mit etwa 4000 Tonnen CO_2 pro Jahr (Adsorption). Carbon Engineering arbeitet an einer Anlage, die 1 Megatonne CO_2 pro Jahr abscheiden soll (Absorption) (Block u. a. 2024; Ozkan u. a. 2022).

Die Herausforderung bei der technischen Entwicklung von DAC ist der energieintensive Prozess. Im Vergleich zu Punktquellen aus industriellen Prozessen oder CO_2 biogenen Ursprungs, ist die CO_2 -Konzentration in der Atmosphäre mit nur 0,04% signifikant niedriger. Zudem muss nach dem Einfangen des CO_2 Energie aufgewendet werden, um die Adsorber-/Absorptionsmaterialien wieder zu regenerieren. Daher ist DAC aufgrund des hohen Energiebedarfs eine kostspielige Abscheidungstechnologie. (Budinis, Sara 2022)

Es gibt eine Vielzahl von möglichen optimierten DAC-Prozessen, die sich derzeit in der Entwicklung befinden (McQueen u. a. 2021). Allerdings stehen selbst die ausgereiften DAC-Prozesse noch bei einem TRL von 6-7 (Zolfaghari u. a. 2022) und müssen die Pilot- und Demonstrationsphase überwinden, um für eine breite industrielle Anwendung eingesetzt werden zu können. (McQueen u. a. 2021). Für die bereits existierenden Demonstrationsvorhaben kann eine Unterteilung in zwei Kategorien vorgenommen werden: a) DAC auf Basis von fester Absorptionsmaterialien/-oberflächen (DACfest) oder b) DAC auf Basis flüssiger Lösungen, die CO_2 absorbieren (DACfl) (McQueen u. a. 2021). Details hierzu und eine Übersicht zum Energiebedarf von DAC-Anlagen sind dem Anhang (Kapitel 6.1) zu entnehmen.

Verlässliche Kosteneinschätzungen für DAC-Anlagen sind nur eingeschränkt verfügbar. In der Literatur sind Größenordnungen von 130-550 USD/ Tonne CO_2 vorzufinden (Block u. a. 2024; Deutz & Bardow 2021; Hanna u. a. 2021; Keith u. a. 2018; Young u. a. 2023). Jedoch zeigen erste Studien bereits, dass diese Angaben meist zu niedrig angesetzt wurden, da es sich noch um erste größere Demonstrationen handelt, die noch an Ihrer Optimierung arbeiten müssen (Young u. a. 2023).

Während die Großprojekte die künftige industrielle Nutzung von DAC ermöglichen, können neue DAC-Verfahren, die noch Nischencharakter haben und eine niedrige TRL aufweisen, ihre Effizienz verbessern. Beide Wege haben das Potenzial, die DAC so zu verbessern, dass sie weniger energieintensiv wird, und optimierte Sorptionsmittel für die großtechnische Produktion zu etablieren. Verschiede-

ne Start-ups haben sich auf die Entwicklung von Sorptionsmitteln und energiearmer Regeneration spezialisiert (Ozkan u. a. 2022). Insbesondere Fortschritte bei kosteneffizienteren Sorptionsmitteln werden angestrebt (Ozkan u. a. 2022). Die heutige Forschung untersucht Materialien und deren Struktur für Sol-DAC-Anwendungen wie metallorganische Gerüstverbindungen (metal organic frameworks, MOF), Zeolithe, Kohlenstoffmolekularsiebe und Aktivkohle (McQueen u. a. 2021). Nachhaltige Alternativen zum Erdgas bei DACfl könnten grüner Wasserstoff oder elektrisch betriebene Wärmequellen sein (Block u. a. 2024). Ein vollständig elektrisch betriebener Kalzinator ist aber noch nicht kommerziell erhältlich und befindet sich in Entwicklung (Block u. a. 2024; Ozkan u. a. 2022).

Verfahrensvergleich und Fazit

Die chemische Absorption mit Aminen, insbesondere MEA, ist ein großtechnisch eingesetztes und erprobtes Verfahren. Die Komplexität typischer Verfahrensschemata der auf Absorption basierenden Abscheidung macht sie jedoch weniger attraktiv für Anwendungen im kleinen Maßstab, die eher von der Einfachheit des Verfahrens als von Skaleneffekten profitieren. Adsorption und Membran-basierte Prozesse haben den Vorteil, aus wenigen komplexen Komponenten zu bestehen und somit auf kleineren Größenordnungen wirtschaftlich eingesetzt werden können, lassen sich aber schlechter skalieren. Zudem ist die Empfindlichkeit auf Verunreinigungen hoch (auch Wasserdampf) (Zanco u. a. 2021). Die Wirtschaftlichkeit der jeweiligen Methoden (Absorption, Adsorption, Membran) hängt demnach stark von der Anlagengröße und der CO₂ Qualität ab (Zanco u. a. 2021). Mit dem Absorptionsverfahren sind bei großen Anlagen (20.000 Tonnen CO₂ pro Tag) Kosten von 32€/t bei 90% Abscheidung erreichbar. In derselben Größenordnung sind für die Anwendung von Adsorptions- oder Membran-Methoden doppelte so hohe Kosten zu erwarten. Die hohen Kosten sind darauf zurückzuführen, dass die Skalierung für Membran und Adsorption begrenzt ist. Daher ist für größere Anlagen nur ein Numbering-up aus mehreren, parallel geschalteten Einzeleinheiten möglich (Zanco u. a. 2021).

DAC ist sehr investitions- und energieintensiv, insbesondere für die modular aufgebaute DAC_{fest} ist keine signifikante Kostendegression bei den Investitionen zu erwarten. DAC führt somit zu sehr hohen Abtrennungskosten, die deutlich über den anderen Verfahren liegen.

Die Kosten für die Abtrennung von CO₂ korrelieren grob mit dem Reinigungsaufwand aus der jeweiligen Quelle, welcher wiederum maßgeblich von der Konzentration des CO₂ in der Quelle bestimmt wird (Husebye u. a. 2012). Tabelle 12 gibt einen Überblick der Kosten für die CO₂-Abtrennung aus verschiedenen Quellen.

Tabelle 12 enthält außerdem eine detaillierte Analyse der Kosten für eine Aminwäsche-basierte CO₂ Abtrennung mit 85% Capture-Rate von der University of South-Eastern Norway und SINTEF (Aromada u. a. 2021).

Tabelle 12: Kosten CO₂-Abtrennung

Capture-Verfahren	Energiebedarf	Kosten	Anmerkungen
PSA TRL 9	200 kWh _{el} /t CO ₂ (Viebahn u. a. 2018)	101 €/t CO ₂ (Viebahn u. a. 2018) Biogas (Richtwerte) ¹⁵ : Invest 0,9-2,5 Mio € Betriebskosten: 0,08-0,14 €/Nm ³	Kleine und mittelgroße Anlagen; Retrofit möglich
Aminwäsche (MEA); TRL 9	972 kWh/t CO ₂ bei 90% Abtrennrage (Moser u. a. 2021)	30-60 USD/t CO ₂ (Madejski u. a. 2022) Biogas (Richtwerte) ¹⁵ : Invest ab 1,5 Mio € Betriebskosten: 0,07-0,1 €/Nm ³	Große stationäre Anlagen
Carbonat-Looping TRL 7-8	560 kWh/t CO ₂ als ambitionierte Ziele gesetzt (VDZ 2024)	30 €/t CO ₂	Synergien mit Rohstoffnutzung bei Zementanlagen

¹⁵ <https://www.fluessiggas1.de/wie-funktioniert-biogasaufbereitung-verfahren-und-kosten/>

Tabelle 12: Kosten CO₂-Abtrennung

Capture-Verfahren	Energiebedarf	Kosten	Anmerkungen
Membran-Verfahren TRL 3-7	0,26 kWh/m ³ = 0,44 MWh/t CO ₂ ¹⁶	Biogas (Richtwerte) ¹⁵ : Invest 0,7-2 Mio € Betriebskosten: 0,06-0,1 €/Nm ₃	Kleine und mittelgroße Anlagen
DAC_{fest} TRL 6-7	0,15-0,31 MWh _{el} /t CO ₂ zzgl. 0,94-1,33 MWh _{th} /t CO ₂	420 – 752 €/t CO ₂ (langfristig 143 – 217) (IEAGHG 2021)	Sehr teuer, nur in Ausnahmefällen für dezentrale Anwendungen
Quelle	CO ₂ -Konzentration	Gesamtkosten je abgetrennte Tonne CO ₂ [€/t] ¹⁷	
Ammoniak, Bioethanol, Ethylenoxid	98-100%	17 – 28 (IEA 2019a)	
Ethanol	99%	12 (Rodin u. a. 2020)	
Biogas (aus landwirtschaftlichen Biomassen)	40%	0 ¹⁸ – 90 (Rodin u. a. 2020)	
Zementklinker (Ofenabgase inkl. geogenes CO₂)	15-30%	67 – 133 (IEA 2019a)	
Eisen und Stahl	21-27%	67 – 111 (IEA 2019a)	
Kostenanteile	Investitionen und Betriebskosten	€/t CO ₂	
Aminwäsche (85% Capture-Rate) Anlageninvestition [Mio. €]: Järl. Kapitalkosten [Mio. €]: Betriebskosten [Mio. €]: (Aromada u. a. 2021)	174,8 16,85 46,4 (5,88 fix + 40,52 variabel)	66,3-69,5 ¹⁹	

2.1.2 Anwendungsbeispiele der CO₂-Abtrennung

Prinzipiell lassen sich alle zuvor beschriebenen Verfahren zur CO₂-Abtrennung für verschiedene der in Kapitel 1.1.1 beschriebenen CO₂-Quellen verwenden. Einige Kombinationen wurden bereits in Tabelle 4 angedeutet. Nachfolgend wird exemplarisch eine vertiefende Betrachtung für zwei wichtige Quellen durchgeführt.

Carbon-Capture-Verfahren in Zementanlagen

Nicht alle Carbon-Capture-Technologien sind in der Zementherstellung gut einsetzbar. Viele der zuvor beschriebenen Verfahren befinden sich noch in den ersten Demonstrationsphasen und somit sind Informationen zum Energieverbrauch nur eingeschränkt verfügbar.

Mit der Aminwäsche sind Abscheideraten um die 90% möglich und das Verfahren besitzt einen hohen Reifegrad. Eingesetzt wird die Aminwäsche beispielsweise am Standort Mannersdorf (Österreich, betrieben von Lafarge) im Rahmen des Projekts

¹⁶ <https://www.bright-renewables.com/technology/biogas-upgrading-membrane/>

¹⁷ Kostenspanne auf Basis versch. Capture-Verfahren; Original in US\$, Umrechnung 1 US\$ = 0,9 €

¹⁸ Bei Biogas wird CO₂ Capture häufig der Methanproduktion zugerechnet; siehe auch Diskussion dazu im Text.

¹⁹ zwischen 66,3 €/tCO₂ bei einer Anlageninvestition von 174,8 Mio. € (jährliche Kapitalkosten 16,85 Mio. €) und OPEX-Kosten von 46,4 Mio. € (5,88 Mio. € fix + 40,52 Mio. € variabel) und 69,5 €/tCO₂ bei Gesamt-Anlagenkosten (CAPEX) von 215,9 Mio. € (jährliches Kapitalinvestment 20,82 Mio. €) und OPEX-Kosten von 45,59 Mio. € (7,12 Mio. € fix + 38,47 Mio. € variabel)

CarboN₂ProductAustria. Ziel ist es, 10 kt CO₂/Jahr abzuscheiden. Die Pilotanlage in Brevik, Norwegen, ist am weitesten entwickelt, und mit einem Rauchgasdurchsatz von ca. 125 L/s liegt ihr TRL bei 5-6 (Hills u. a. 2016).

Das Oxyfuel-Verfahren ist ein Ansatz, der für neue Anlagen vielversprechend sein kann. Trotz potenzieller Energieeffizienzgewinne kann die zusätzliche Sauerstoffherstellung bis zu 60 kWh pro Tonne Klinker in Anspruch nehmen (Hills u. a. 2016). Aufgrund des Kostenanstiegs durch die Luftzerlegung, werden weitere Variationen geprüft. Synergien sind bei Wasserstoffprojekten denkbar, die bei der Elektrolyse Sauerstoff als Koppelprodukt herstellen. Das Projekt Westkueste100²⁰ untersuchte in einer Machbarkeitsstudie die Umstellung auf ein Oxyfuel-Verfahren für die Produktion von synthetischem Kohlenwasserstoff. Bei Zementanlagen wurde im Rahmen des Projekts CarboN₂Business ein Oxyfuel-Verfahren der zweiten Generation implementiert, mit dem Ziel, mehr als 1 MtCO₂ jährlich abzuscheiden (European Commission. Joint Research Centre. 2023).

Beim Carbonat-Looping kann das im Laufe der Zeit entstehende Abfall-Sorptionsmittel (versinterter Kalziumoxid) in der Zementherstellung als Rohstoff verwendet werden, was die Rohstoffkosten senkt. Ein weiteres attraktives Merkmal dieses Verfahrens ist, dass es in Zementwerken nachgerüstet werden kann und ein hohes Potenzial für die Integration von Abwärme bietet, was die Effizienz erhöht. Die Integration in die Zementherstellung hat somit energetische und abfalltechnische Vorteile (Hills u. a. 2016). Hochwertige „Abwärme“ aus dem Prozess kann zur Erzeugung zusätzlicher Elektrizität genutzt werden; diese sollte etwa der Menge entsprechen, die für die Zement-, Abscheidungs- und CO₂-Kompressionsanlagen zusammen benötigt wird.

Das direkte Abscheiden der Prozessemissionen wurde von Calix entwickelt, das Verfahren beinhaltet eine patentierte indirekt beheizte Kalzinierung. Das Low Emissions Intensity Lime and Cement Project, bekannt als LEILAC, basiert auf einer indirekten Kalzinierung durch Erhitzen des Kalksteins in einem Direktabscheider-Reaktor (DSR) in einem neuartigen „Vorkalzinator“. Die Außenfläche des DSR wird mit Erdgas oder Strom beheizt. Das Rohmehl wird oben in das Innere des DSR eingebracht. Durch konduktive und strahlende Wärmeübertragung von der Reaktorwand wird dieses Material kalziniert und setzt CO₂ frei. Das Reallabor Westküste100 untersucht die Möglichkeit, mit Carbonat Looping aus einem Zementwerk abgetrenntes CO₂ für eine Herstellung von künstlichem Kerosin zu nutzen. Das EU Projekt CLEANKER hat für ein solches Verfahren an einer Zementanlage bei einer CO₂ Capture-Rate > 90 % einen spezifischen Energiebedarf von < 2 MJ/kg CO₂ (560 kWh/ t CO₂) und Kosten für die CO₂-Abtrennung von < 30 €/t CO₂ als ambitionierte Ziele gesetzt (VDZ 2024).

Das BMW-geförderte Projekt MemKoWi untersucht den Einsatz mehrstufiger keramischer Membranmodule zur Abtrennung von CO₂ aus Industrieabgasen der Zement- und Stahlindustrie. Eine Membranstufe kann hierbei 50-70% des CO₂ aus dem Gasstrom abtrennen.²¹

CO₂-Abtrennung aus Biogasanlagen

Wie in Kapitel 1 ausgeführt, sind Biogasanlagen an vielen Standorten verfügbar. Für die Installation mit Capture-Einrichtungen und damit für die CO₂-Nutzung spielen im Wesentlichen die 223 Biogasanlagen mit Gasaufbereitung zur Biomethaneinspeisung eine signifikante Rolle. Hier ist die Trennung von Methan als Hauptbestandteil und CO₂ bereits implementiert und CO₂ liegt nach der Biogasaufbereitung in Konzentrationen von typischerweise >98% vor, so dass nur noch eine Gasfeinreinigung erfolgen muss. Eine Entschwefelung von Biogas ist nicht nur für die Einspeisung erforderlich,

Die CO₂-Emissionen der Biogasanlagen liegen bei durchschnittlich 170 g/kW_{hel} (FNR 2020). Die Konzentrationen an Methan und CO₂ aus Biogasanlagen variieren stark in Abhängigkeit des genutzten Substrats. Der Leitfaden Biogasanlagen (Adler et al., 2014) gibt 60-70% Methan bzw. 30-40% CO₂ in Biogas aus biogenen Reststoffen und 50-55% Methan bzw. 45-50% CO₂ aus nachwachsenden Rohstoffen (insbesondere Maissilage) an. Biogasanlagen stellen somit relativ heterogene CO₂-Quellen dar, dies gilt auch auf Ebene einzelner Anlagen, da aus zeitlichen Substratvariationen unterschiedliche Gaszusammensetzungen resultieren.

Die erforderlichen Reinigungs- und Abtrennschritte und -verfahren zur Gewinnung von CO₂ aus Biogasanlagen sind in Tabelle 13 beschrieben.

²⁰ <https://www.westkueste100.de/>

²¹ <https://www.energieforschung.de/de/aktuelles/interviews/2024/kohlendioxid-aus-der-zement-oder-stahlproduktion-wird-hochwertiger-rohstoff>

Tabelle 13: Reinigungs- und Abtrennverfahren in der Biogasaufbereitung (nach Adler et al., 2014)

Schritte	Verfahren	Details
Grobentschwefelung 100-5000 ppmV H₂S in Rohbiogas aus biogenen Reststoffen 100-1500 ppmV H₂S in Rohbiogas aus nachw. Rohstoffen Im Fermenter auch andere S-Komponenten Grobentschwefelung in jedem Fall erforderlich	Biologische Verfahren H₂S- verzehrende (oxidierenden) Mikroorganismen	• Im Fermenter integriert + Korrosion durch schweflige Säure wird verringert - Hohe Luftzudosierung erforderlich, dadurch nur 50% des H₂S entfernbar • Nachgelagert als Tropfkörperanlage +auch schwerlösliche Schadstoffe entfernt, Abbau bis 99% bzw.auf 50ppmv möglich - auch hier Luftzudosierung und daher hohe O₂-Konzentrationen im Gas • Nachgelagert als Biowäscher aus Füllkörperkolonne mit NaOH und Regenerationsbioreaktor + Kein Lufteintrag in das Biogas, auch bei hohen S-Frachten geeignet; Abbau bis 50 ppmv möglich - Hoher apparativer Aufwand, nur gut lösliche S-Verbindungen werden abgebaut
	Chemische Verfahren Sulfidfällung mit Eisenchlorid oder Eisen-(II)-sulfat Adsorptive trockene Entschwefelung mit Eisen(III)hydroxid als Adsorbens	• Zugabe in den Fermenter; Abbau typischerweise auf 100-150 ppmv +Einfach umzusetzen, kein Invest, kein Lufteintrag und dadurch Bildung von H₂S -Geringe Lastwechseldynamik, bei hohen S-Gehalten Betriebskosten hoch • In Turmentschweflern; Teilregeneration des Adsorbens durch Luftzufuhr, ggf. in separatem Turm; für H₂S-Konzentrationen bis 6.000 ppmv geeignet, Abbau bis <20 ppmv erreichbar +leistungsfähige Reinigung - Aufnahme von S nimmt mit jedem Reinigungszyklus ab, Hydroxid muss ersetzt werden; Temperaturkontrolle der Regenerierung wegen starker Exothermie
Feinentschwefelung Zwingend erforderlich vor Aminwäsche oder Druckwechseladsorption, da Amine bzw. Molekularsiebe nicht mit S beladen werden dürfen	Sorptionskatalytische Entschwefelung mit imprägnierter oder dotierter Aktivkohle	Geeignet für H₂S-Beladung bis 500 ppmv; Reinigung bis <1ppmv erreichbar • Aktivkohle imprägniert mit 1-5 Gew.% Kaliumiodid; bei 50-70°C + Hohe Beladungskapazitäten, hohe erzielbare Endreinheiten und niedrige Betriebstemperaturen - Hohe Betriebskosten (Aktivkohle muss ausgetauscht werden); nur bei ausreichend Wasser und O₂ einsetzbar • Dotierte Aktivkohle; neueres aber leistungsfähigeres Verfahren; H₂S-Entfernung auch bei hohen oder stark schwankenden Konzentrationen + zeitweiser Mangel an O₂ führt zu keiner Verminderung der Gesamtleistungsfähigkeit

Tabelle 13: Reinigungs- und Abtrennverfahren in der Biogasaufbereitung (nach Adler et al., 2014)

Schritte	Verfahren	Details
Trocknung Biogastrocknung zwingend erforderlich zur Vermeidung von Korrosion und Leistungseinbußen in der Gasreinigung	Kondensation Adsorptionsverfahren mit Kieselgel, Aluminiumoxiden oder Molekularsieben	- Vortrocknung im Zuge der CO₂-Abtrennung durch Verdichtung auf den Arbeitsdruck; mit der Abkühlung des verdichteten Gases kondensiert Wasser aus - Bei kleinen bis mittleren Volumenströmen bis 100.000 m³/h bei Umgebungstemperatur und 6 bis 10 bar Druck; Regenerierung des Adsorbens durch trockenes Heißgas (120-150°C) oder Druckabsenkung/Evakuierung (bei kleineren Durchsätzen)
CO₂-Abtrennung	Druckwechseladsorption (PSA) Strombedarf <0,19 kWh/m ³ Rohgas (Adler et al., 2014); extern nutzbare Wärme <0,1 kWh _{th} /Nm ³ Rohgas CO ₂ -Konzentration: max. 99% Methanschlupf vor Schwachgasnachbehandlung 1-3% Analyse einer kompletten PSA an einer Biogasanlage mit 1400 Nm ³ /h Rohbiogas und 45% CO ₂ -Konzentration inkl. Vorbehandlung (Entschwefelung) ergab 0,22 kWh/Nm ³ Rohgas (Kohlheb u. a. 2021), umgerechnet 0,38 MWh/tCO ₂ ²² . Eine Life Cycle Costing Analyse in derselben Studie ergab 3,15 Mio. € Invest über 20 Jahre Anlagenlebenszeit und OPEX von 11,3 Mio. € (0,43 Mio. €/a); 77% der Gesamtkosten entfallen damit auf OPEX und 60% auf Stromkosten; spezifische Abtrennkosten liegen damit bei 0,05 €/Nm ₃ bzw. ca. 60€/t CO ₂	- Verdichtung (ölfreie Verdichter!), Feinentschwefelung und Trocknung; Arbeitsdruck bei 4-7 bar; bei Niederdruckverfahren auch 2 bar möglich - Abkühlung auf 5°C, Einleiten des Biogases in den Adsorber - Entspannen des beladenen Adsorbens auf Umgebungsdruck und Rückführung des noch methanreichen Gases in den Verdichter - Druckerniedrigung im Adsorber auf 100 mbar zur Regeneration und Abtrennung des CO₂-reichen Gasstroms - Zuführen des CO₂-Gasstroms zur Schwachgasnachbehandlung
	Aminwäsche; Chemisorption mit Monoethanolamin- (MEA), Diethanolamin- (DEA), Methyl-diethanolamin-Lösungen (MDEA) oder Aminmischungen, ggf. mit Aktivatoren und Stabilisatoren zur Verhinderung von Degeneration und Salzbildung; TRL 9 Strombedarf <0,09 kWh/m ³ Rohgas Therm. Energiebedarf 0,6 kWh _{th} /m ³ Rohgas extern nutzbare Wärme 0,3 kWh _{th} /m ³ Rohgas CO ₂ -Konzentration: 99,99% Höchste Reinigung bis 99,9% Methan, Methanschlupf ≤ 0,1%, u.U. keine Schwachgasnachbehandlung erforderlich	- Feinentschwefelung vorgeschaltet - Biogas wird in die Absorptionskolonne im Gegenstrom zur Aminlösung geführt; reversible Reaktion zu Carbamaten - Regeneration und Abtrennung CO₂ in der Regenerationskolonne bei 120-140°C - Abkühlen auf 40°C und Rückführung in die Absorberkolonne Variante - Zweistufiges Verfahren bei 0,5-3 bar in der 2. Kolonne und anschließende Regeneration bei 110-130°C

²² Bei einer Dichte von 1,3 kg/m³ und einem CO₂-Anteil von 45% ausgeht, ergibt sich eine CO₂-Menge von etwa 0,585 kg CO₂ pro m³ Rohbiogas.

Tabelle 13 (Fortsetzung): Reinigungs- und Abtrennverfahren in der Biogasaufbereitung (nach Adler et al., 2014)

Schritte	Verfahren	Details
CO₂-Abtrennung	Membrantrennverfahren Polymer-Hohlfasermembran-module (u.a. Polysulfon, Polyimid oder Polydimethylsiloxan, 0,1-1 µm) auf einem Stützsubstrat zur Stabilisierung; TRL7 Strombedarf <0,24 kWh/m ³ Rohgas extern nutzbare Wärme 0,36 kWh _{th} /m ³ Rohgas Einstufige Anlagen haben noch ca. 20% Methanschlupf; mehrstufig ≤ 5%	• Feinentschwefelung und Trocknung vorgeschaltet • Diffusionsmembran; Trennung mittels unterschiedlicher Löslichkeit und Diffusionsgeschwindigkeiten der Gaskomponenten (20x höher für CO₂ als für CH₄) • Druckbeaufschlagung auf der Feed (Retentat)-Seite zur Erhöhung der Triebkraft • 2- oder mehrstufige Kaskaden mit Rückführung des methanreichen Stroms • Gasnachbehandlung erforderlich
Schwachgasnachbehandlung	Katalytische Nachverbrennung Oxidation der Restmengen von Methan und weiterer flüchtiger organische Stoffe an Pd, Pt oder Co-Mb-Katalysatoren zu CO ₂ und H ₂ O	• Bei 300°C, Stützfeuerung oder elektr. Vorheizung erforderlich; ab 0,5 Vol.% Methan autotherm möglich • Relativ kostenintensiv durch teure Katalysatoren
	Regenerativ-thermische Oxidation (RTO) Oxidation von Methan in keramischem Wärmespeicher zu CO ₂ und H ₂ O	• Wärmespeicher mit 2 oder 3 Reaktionskammern bei 800°C; ab 0,3 Vol.% Methan autotherm möglich, aber Stützfeuerung zur Aufheizung notwendig
	Schwachgasbrenner/FLOX-Brenner	• Schwachgasvorwärmung auf 450-500°C, dann stabile Verbrennung ab 4 Vol.% Methan, sonst Stützgas • Bei Schwachgas mit hohem Methangehalt, z.B. aus Membranverfahren

Eine Nachrüstung auch kleinerer Biogasanlagen mit CO₂-Abscheidung und Gasreinigung ist prinzipiell denkbar, z.B. im Kontext einer dezentralen Produktion, aber kostenintensiv. Sie wird daher für weitere Betrachtungen ausgeschlossen.

Eine detaillierte Betrachtung der Kostenstruktur einer Biogasaufbereitung mit PSA über den kompletten Lebenszyklus einer Anlage ist in Tabelle 12 aufgeführt. Eine techno-ökonomische Analyse im Rahmen eines BMEL-geförderten Projekts (Bär, Katharina u. a. 2025; Friedemann Mörs 2024) hat zudem ergeben, dass die spezifischen Investitionen für die verschiedenen Abscheideverfahren relativ ähnlich sind. Sie reduzieren sich aber stark mit steigender Menge des aufbereiteten Rohbiogases, also mit der Größe der Anlage, von <300 m³/h zu >1500 m³/h auf ca. die Hälfte. Sie liegen dann um ca. 2000 €/m³h⁻¹ Rohbiogas.

An dieser Stelle ist außerdem hervorzuheben, dass das Aufbereiten von Biogas Voraussetzung für die Einspeisung des Biomethan ins Erdgasnetz ist, die Abtrennung von CO₂ ist somit für die als Quellen betrachteten einspeisenden Biogasanlagen in jedem Fall notwendig. Die Kosten für die Abtrennung können damit auch zu 100% dem Biomethan als Produkt der Biogasanlage zugerechnet werden, so verfahren viele der Autoren von Studien zur Biogasaufbereitung. Wenn zukünftig CO₂ als Nebenprodukt von Biogasanlagen für CCU betrachtet wird, kann eine Wertallokation zwischen Methan und CO₂ durchgeführt werden, die dann vom relativen Preis der beiden Produkte abhängt.

2.1.3. Stärkegewinnung (und Weiterverarbeitung) für Fermentationsprozesse

Stärke ist bereits heute ein wesentlicher Rohstoff für die chemische Industrie, sowohl als Polymer als auch als Quelle für fermentierbare Zuckermoleküle. Letztere werden global (wie auch national) zum größten Teil aus Getreidestärke gewonnen. Zur Gewinnung von Stärke aus Agrarrohstoffen wie Weizen oder Mais gibt es im Wesentlichen zwei Verfahren. Beim Nassmahlverfahren werden die Körner zunächst eingeweicht, bevor sie vermahlen werden. Bei der Nassvermahlung werden z.B. Maiskörner durch zweitägiges Erhitzen in einer Schwefelsäurelösung in Stärke, Ballaststoffe, Maiskeime und Proteine zerlegt. Die Stärke wird abgetrennt und kann zur Herstellung von Ethanol, (oder Maissirup oder Lebensmittelstärke) verwendet werden und es entstehen zudem Produkte wie Futtermittel, Maisöl, Glutenmehl und Glutenfutter. Beim Trockenmahlverfahren dagegen werden die Getreidekörner ohne vorheriges Einweichen sowie ohne Abtrennung von Fasern und Keimling direkt zu Mehl vermahlen. Der Pfad über die Trockenvermahlung ist ein deutlich einfacherer und kostengünstiger Prozess, liefert jedoch weniger Produkte (Ethanol, CO₂ und Trockenschlempe/Dried Distillers Grains with Solubles/DDGS). Der Energieaufwand beim Nassmahlverfahren ist geringer als bei der Trockenvermahlung, jedoch ist aufgrund des technischen Aufwands und der damit verbundenen Kosten das Nassmahlverfahren in der Regel nur dann wirtschaftlich, wenn auch die übrigen Bestandteile des Korns genutzt werden. Weltweit entfallen rund 67 % der Bioethanolproduktion auf das Trockenmahlverfahren, während etwa 33 % im Nassmahlverfahren hergestellt werden (Bušić u. a. 2018).

Zum Trockenmahlen von Getreide wie Mais für die Ethanolherstellung werden oft Hammermühlen, aber auch Walzenmühlen verwendet (Letztere benötigen oftmals weniger Energie). Es gibt Hinweise, dass die Energieeffizienz um 25 - 30 % gesteigert werden kann, wenn eine Walzenmühle mit einem bestehenden einstufigen Hammermühlenprozess kombiniert wird, was wiederum deutliche Einsparungen bei den Stromkosten zur Folge hat. In industriellen Anwendungen wird auch oft eine einstufige Hammermühle mit z.B. 250 PS durch zwei Hammermühlen mit zusammen 200 PS ersetzt und so Energie eingespart (CPM 2024; Doug Kitch 2024). Die Trockenvermahlung von Getreide über eine Hammermühle benötigt etwa 100 kWh (Mais) - 200 kWh (Weizen) (Braune u. a. 2016) pro Tonne Ethylen. Der Prozess wird ausschließlich elektrisch betrieben; thermische Energie wird nicht eingesetzt. Sein Anteil am gesamten Strombedarf der Ethanolproduktion beträgt etwa 11 % (Minnesota Technical Assistance Program 2008). Der Energieverbrauch ist jedoch stark abhängig von Faktoren wie z.B. Feuchtigkeitsgehalt, Getreideart, gewünschte Partikelgröße, etc. Weitere Energieeffizienzsteigerungen bei Hammermühlen können z.B. durch die Hammeranzahl/-position, die Abstimmung der Spitzengeschwindigkeit auf die Zielkörnung oder das regelmäßige Wechseln von Sieben erreicht werden, während bei Walzenmühlen beispielsweise ein rechtzeitiges Neuriffeln hilft Energie einzusparen (CPM 2024).

Die Partikelgröße wird bei Hammermühlen hauptsächlich durch das Rotorvolumen, die Geschwindigkeit der rotierenden Hammer Spitzen, die Anzahl der Hämmer und die Sieböffnungsgröße bestimmt. Die Ethanolausbeute wiederum wird durch die Partikelgröße insofern beeinflusst, als dass die diese mit sinkender Partikelgröße steigt, die Kurve jedoch abflacht. Durch Optimierung der Partikelgröße für eine maximale Ethanolausbeute und einen minimalen Feststoffgehalt in der Dünn-Schlempe können Trockenmahlwerke eine Senkung der Investitions- und Betriebskosten erzielen.

Nach dem Mahlen erfolgen Kochen (Gelatinierung), Verflüssigung und Verzuckerung. In diesen Schritten wird gemahlenem Mais z.B. Wasser hinzugefügt (und recycelte Schlempe als Konditionierungsmittel, um die Auslaugung von löslichen Proteinen, Zuckern und nicht stärkehaltigen Lipiden zu beginnen) und durch verschiedene Stufen des Erhitzens und Zugabe amylytischer Enzyme (α -Amylasen und Glucoamylase) die Stärke zu Glukose umgewandelt. In der Kochphase (ca. 90-165°C) erfolgt die Gelatinierung ab etwa 50-60°C. Hierbei wird die Amylose aus den Stärkekörnern ausgewaschen. Dies führt zu einer Erhöhung der Viskosität. Für die Verflüssigung gibt es verschiedene Verfahren bei denen letztlich immer thermostabile Enzyme (α -Amylasen) bei verschiedenen Temperaturen (zwischen 85 – 150°C) in z.B. Strahlkochen und Flash-Tanks die α -1,4-glycosidischen Bindungen hydrolysieren und so die langen Polymere in kürzere Dextrine und Maltodextrine zerlegen. Diese werden bei ei einem pH-Wert von 4,5 und einer Temperatur von 55–65 °C mittels Glucoamylase (sowohl α (1,4)- als auch α (1,6)-glykosidischen Bindungen spaltend) im Verzuckerungsschritt weiter zerlegt und so der Hefe zugänglich gemacht. Einige Ethanolanlagen verwenden für diese Prozesse Batch-Kochsysteme, während andere kontinuierliche Kochsysteme einsetzen. Letztere benötigen weniger Enzyme (wesentlicher Kostenfaktor; etwa 10 bis 20% der Ethanolproduktionskosten) und sind energieeffizienter, weisen jedoch eine geringere Produktivität oder Rohstoffausnutzung pro Zeiteinheit auf. Auch kann durch den Einsatz granularer Stärke-hydrolysierender Enzyme (granular starch hydrolysis; GSH) die Verflüssigungsphase bei hohen Temperaturen übersprungen und so der Wärme-/Energiebedarf stark gesenkt werden Nachteile hierbei sind jedoch höhere Kosten für Enzyme und Kontaminationsrisiken. Hier gibt es bereits Anwendungen im industriellen Maßstab, diese sind jedoch relativ neu (siehe z.B. Zusammenarbeit von POET und Novozyme im BPXTM Prozess) (PennState o. J.; Lamsal u. a. 2011; Naidu u. a. 2007; U.S. Grains & BioProducts Council 2018).



Zu berücksichtigen ist, dass für Anbau, Ernte und Transport des Getreides zusätzlich etwa 30 % der zur Herstellung einer Tonne Ethanol nötigen Energie anfallen (z.B. für Dünger, Pestizide, Kraftstoff, etc.) (Morris and Ahmed, 1992). Die hier möglichen Energieeffizienzsteigerungen werden hier jedoch nicht genauer betrachtet.

Energieverbrauch

Der Energiebedarf für die Produktion von Bioethanol aus Mais- und Weizenstärke liegt in einem vergleichbaren Bereich, während die Herstellung aus Kartoffelstärke deutlich energieeffizienter zu sein scheint.

Tabelle 14: Energiebedarf von verschiedenen Stärkequellen, um ein Liter Bioethanol herzustellen

Stärkequelle	Energiebedarf pro Liter Ethanol [MJ/L]	Anmerkung	Quellen
Mais	11,2	Daten aus Anlagen in Großbritannien aus 2004	(Gary Punter u. a. 2004)
Weizen	12,74	Daten aus Polen bei Triticale (Kreuzung zwischen Weizen und Roggen) aus 2019	(Hanna Klikocka u. a. 2019)
Kartoffeln	4,63 ± 0,23	Daten aus Japan bei Kartoffeln mit hohem Stärkegehalt aus 2007-2009	(Nobuhisa Koga u. a. 2013)

Bei der Bioethanolproduktion aus Maisstärke entfällt der größte Anteil des Energieverbrauchs auf Prozesse, bei denen Wasser vom Ethanol getrennt wird. Diese Schritte machen rund 71 % des gesamten Energiebedarfs aus (A Sanni u. a. 2022).

Tabelle 15: Energieverbrauch der Prozessschritte (basierend auf Maisstärke). Verändert nach (A Sanni u. a. 2022)

Prozessschritt	Gesamter Energieverbrauch	Anmerkung
Mahlen	7%	Durch Elektrizität für Mühlen
Hydrolyse	14%	Durch Wärme für Reaktoren und Elektrizität für Rührwerke
Fermentation	8%	Durch Belüftung, Kühlung, und Pumpen
Destillation/Entwässerung	71%	Insbesondere durch thermisches Trennen von Wasser und Ethanol
Insgesamt	100%	

Kosten Bioethanol

Die Herstellungskosten von Bioethanol variieren je nach Rohölpreis und Stärkequellen. Mit demselben Rohölpreis kostet Bioethanol aus Mais weniger als aus Weizen. Für Bioethanol aus beiden Quellen machen die Rohmaterialienkosten über die Hälfte der Gesamtkosten aus. (Gunter Festel u. a. 2013)

Tabelle 16: Modellierte Herstellungskosten von Bioethanol aus Mais oder Weizen für 2015 und 2020 (Gunter Festel u. a. 2013)

Jahr	Rohölpreis [€/Barrel]	Bioethanolpreis [€/L]	
		Aus Mais	Aus Weizen
2015	50	1,06	1,36
2015	100	1,17	1,53
2015	150	1,29	1,70
2015	200	1,40	1,86
2020	50	1,11	1,53
2020	100	1,22	1,69
2020	150	1,34	1,86
2020	200	1,45	2,03

Tabelle 17: CAPEX und OPEX von Bioethanolanlagen in Europa, basieren auf Daten aus Jahren 2005 und 2010 (Gunter Festel u. a. 2013)

Anlagengröße		Capital Investment		OPEX [€/Cent/L]		
Rohmaterialien verarbeitet [kt]	Bioethanol produziert [mL]	CAPEX [m€]	Abschreibung [m€/Jahr]	Nutzungsdauer [Jahre]	2015	2020
10	13	75	3,75	20	1,49	1,19
50	63	263	13,13	20	0,60	0,48
100	127	375	18,75	20	0,45	0,36
250	316	563	28,13	20	0,24	0,19
500	633	750	37,5	20	0,15	0,12

Ansätze zur Optimierung der Energieeffizienz der Bioethanolherstellung aus Maisstärke mit Fokus auf die Fermentation werden in Kap. 2.2.9 diskutiert.

2.1.4. Gasifizierung von biogenen Rest- und Abfallströmen sowie Kunststoffabfällen

Die Gasifizierung von Biomasse erfolgt bei hohen Temperaturen (700-1200 °C) in Sauerstoff-reduzierter Atmosphäre, wobei Gasifizierungsmittel wie Luft, Sauerstoff, Dampf, CO₂ oder deren Mischungen gezielt eingesetzt werden. Das Hauptprodukt dieses Prozesses ist ein Gasgemisch, das überwiegend aus H₂, CO, CO₂ und CH₄ besteht und dessen Zusammensetzung je nach Prozessführung stark variieren kann. Bei der Gasifizierung entstehen zudem feste Rückstände wie Kohle bzw. Ruß sowie Teere (schwere Kohlenwasserstoffe). Die Verringerung der Teerbildung ist eine der zentralen Herausforderungen für eine wettbewerbsfähige Gasifizierung von Biomasse, da diese die Rentabilität der nachgeschalteten Prozesse erheblich beeinträchtigt. So verursacht die Ablagerung von Teer technische Probleme wie Blockaden, Korrosion oder Katalysatordeaktivierungen und reduziert die gesamte Prozesseffizienz um 5-15 %.(Cortazar u. a. 2023; Qin u. a. 2015)

Die Gasifizierung von Biomasse z.B. gliedert sich in der Praxis in vier Phasen, die sich in ihren Betriebsparametern unterscheiden: Vorbehandlung und Trocknung des Brennstoffs, Pyrolyse, Oxidation/Verbrennung sowie Reduktion. Die wichtigsten Stufen sind in Abbildung 5 dargestellt:

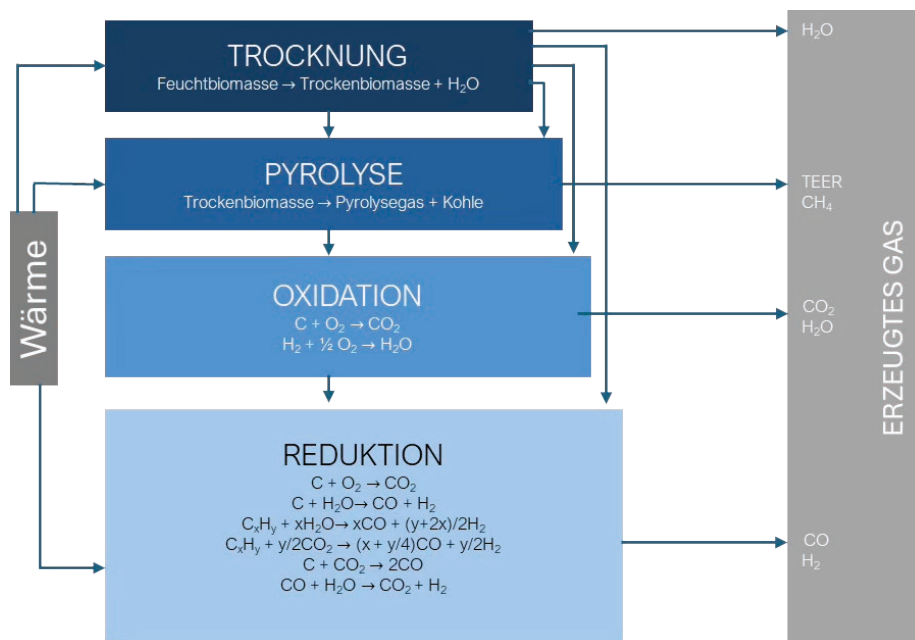


Abbildung 5: Hauptreaktionen und Stufen des Gasifizierungsprozesses (verändert nach (Agapova u. a. 2024)).

Im Trocknungsschritt (1) wird der Feuchtigkeitsgehalt von Biomasse bei Temperaturen bis 150 °C durch die Verdampfung des gebundenen Wassers auf idealerweise 10-20 % reduziert, um den Heizwert des produzierten Gasmischs zu erhöhen. Der Pyrolyseschritt (2) zwischen 150 °C und 600 °C beschreibt die thermische Zersetzung der getrockneten Biomasse, bei der volatile Verbindungen (CO, H₂, CO₂, kurzkettige Kohlenwasserstoffe, Teer) von der Biomasse in die Gasphase übergehen und Kohle ausgebildet wird. Der Schritt wird stark durch die Temperatur, die Heizrate, die Zusammensetzung der Biomasse und der Partikelgröße bestimmt. Bei Temperaturen oberhalb von 600 °C erfolgt das Cracking und Reforming des ausgebildeten Teers oder dieser reagiert zu stabilen aromatischen Verbindungen. Im Oxidationsschritt (3) reagieren die Pyrolyse-Produkte mit dem Gasifizierungsmittel wie Luft. Durch die exotherme Oxidationsreaktion steigen die Temperaturen im Gasifizierer hierbei auf 800-1000 °C. Im finalen Reduktionsschritt (4) reagieren schließlich die Pyrolyse- und Oxidationsprodukte über Water-Gas-Shift-, Methanisierungs- und Boudouard-Gleichgewichte zum finalen Produktstrom. (Cortazar u. a. 2023; Mishra & Upadhyay 2021).

Vorbehandlung der Biomasse

Als Brennstoff eignet sich primär Lignocellulose-haltige Biomasse mit einer möglichst hohen Homogenität und einem geringen Feuchtigkeitsgehalt. Auf Grund der geringen Schüttdichte, der unregelmäßigen Form, der vorhandenen Feuchtigkeit und der saisonalen Inhomogenität der Biomasse ist insbesondere deren Vorbehandlung wesentlich für die Effizienz und Nachhaltigkeit des Gasifizierungsprozesses. Vorbehandlungen vor dem Gasifizierungsprozess werden daher in der Regel durchgeführt, um die physikalisch-chemischen Eigenschaften und die Strukturmerkmale der Rohbiomasse zu verbessern, was das Spektrum verwertbarer Einsatzstoffe erweitert und Schwankungen ausgleichen kann. Die effektive Vorbehandlung erhöht Schütt- und Energiedichte, trägt zur Steigerung der thermischen Umwandlungseffizienz sowie zur Verbesserung der Produktqualität bei und reduziert die Teerbildung. Zu den Vorbehandlungsmethoden zählen: (Agapova u. a. 2024; Shen 2024)

- mechanische Vorbehandlungen (z. B. Zerbrechen, Mahlen, Pelletieren) sind stets notwendig und energieintensiv. Das Pelletieren verdichtet die Biomasse und ermöglicht einen einheitlichen Ausgangsstoff mit hoher Schüttdichte für die Gasifizierung. Die Zerkleinerung der Biomasse verbessert den Wärme- und Massentransfer, reduziert die Teerbildung und erhöht die Effizienz in der Gasifizierung. So führt die Verringerung der Partikelgröße von 8 auf 0,5 mm in einer Studie zu einer Verdreifachung des Heizwerts (LHV) und der Kaltgaseffizienz (CGE, vide infra) des Gasifizierungsprozesses. (Hernández u. a. 2010) Gleichzeitig werden bei Gasifizierungsanlagen bis zu 10 % der erzeugten Energiemenge für die Zerkleinerung der Biomasse aufgebracht, sodass stets die Auswirkungen auf die Gasifizierung im Kontext der Gesamteffizienz des Prozesses betrachtet werden müssen. (Maitlo u. a. 2019)

- biologische Vorbehandlungen (z. B. Vergärung, enzymatische Hydrolyse) werden zurzeit noch erforscht und verbessern die Verwertung der biogenen Rohstoffe durch enzymatische Aufschlüsse.
- chemische Vorbehandlungen (z. B. Auslaugung) reduzieren den Anteil an Alkali- und Erdalkalimetallen im Rohstoff und verbessern die Leistungsfähigkeit der Gasifizierung.
- thermische Vorbehandlungen sind die am intensivsten erforschten Vorbehandlungstechnologien und werden zurzeit zur Marktreife gebracht. Dabei steht insbesondere die Torrefizierung im Fokus, die in die trockene und nasse (Hydrothermale Carbonisierung, HTC) Torrefizierung unterteilt wird und überwiegend unter nicht-oxidativen Bedingungen abläuft. Insbesondere zur trockenen, nicht oxidativen Torrefizierung von Biomasse als Vorbehandlungsmethode existieren zahlreiche Übersichtartikel, die dieser Technologie ein großes Potenzial zur Effizienzsteigerung des Gasifizierungsprozesses und für die Umsetzung intelligenter Rohstofflogistik zuschreiben. (Chen 2015; Chen u. a. 2021; Ciolkosz & Wallace 2011a; Isaksson J. u. a. 2013; Mamvura & Danha 2020)

Reaktorkonfigurationen (Gasifizierer)

Die Reaktoren (Gasifizierer), in welchen die Gasifizierung stattfindet, können grundsätzlich in drei Haupttypen unterteilt werden können: Festbettreaktoren (fixed bed reactors), Wirbelschichtreaktoren (fluidised bed reactors) und Flugstromreaktoren (entrained flow reactors). Sie unterscheiden sich in Aufbau, Leistung und Einsatzbereich. (Agapova u. a. 2024; Mishra & Upadhyay 2021; Wagemann & Tippkötter 2019).

- Festbettreaktoren sind einfach im Aufbau und Betrieb, eignen sich jedoch nur für kleine bis mittlere Anlagen. Sie sind wegen der im Vergleich hohen Mengen an z.B. Teerbildenden flüchtigen Komponenten, Flugasche und Staubpartikel und des damit verbundenen hohen Reinigungsaufwandes nicht für Prozesse geeignet, bei denen Synthesegas stofflich genutzt werden soll.
- Wirbelschichtreaktoren bieten in Vergleich zu Festbettreaktoren schnellere Gasifizierungsraten und höhere Gasproduktionsraten. Sie ermöglichen eine homogenere Massen- und Wärmeverteilung und einen hohen Wirkungsgrad. Wirbelschichtreaktoren können in sprudelnde, zirkulierende und duale (siehe unten) Reaktoren unterteilt werden. Zweibettwirbelschichtreaktoren hingegen bestehen aus zwei Einheiten: der Verbrennungseinheit, aus der die Wärme der exothermen Oxidationsreaktion in die Gasifizierungseinheit überführt wird. Der integrale Reaktor weist einen hohen Wirkungsgrad bei der Kohlenstoffumwandlung auf.
- Flugstromreaktoren arbeiten bei sehr hohen Temperaturen (1200-1600 °C) und ermöglichen bei einer Kohlenstoffumwandlung von fast 100 % nahezu teerfreies Gas mit geringen Mengen an Methan. Sie stammen ursprünglich aus der Kohlegasifizierung und werden derzeit hauptsächlich für Kohle und flüssige Brennstoffe eingesetzt. Die Vorbehandlung und sehr kleine Partikelgröße des biogenen Brennstoffs sind von hoher Wichtigkeit für einen wirtschaftlichen Prozess.

Synthesegasaufbereitung

Das Rohsynthesegas aus der Biomassegasifizierung weist typischerweise ein $H_2:CO$ -Verhältnis von etwa 1 oder darunter auf und ist damit für viele nachgelagerte Syntheseprozesse ungeeignet. Dieses Verhältnis muss über die Wassergas-Shift-Reaktion oder die Beimischung von Wasserstoff angepasst werden. Zudem enthält das Gas zahlreiche Verunreinigungen die – abhängig von Ausgangsstoff und Verfahren – vor der Weiterverwendung reduziert werden müssen. Organische Verunreinigungen wie flüchtige und teerbildende Komponenten wie BTX (Benzol, Toluol und Xylole) und Holzkohlepartikel sowie anorganische Bestandteile wie Ammoniak, Cyanwasserstoff, Schwefelwasserstoff, Carbonylsulfid, Chlorwasserstoff, flüchtige Metalle (bei Biomasse insbesondere Na und K), Staub und Ruß können die nachgelagerten Schritte stark beeinträchtigen, z. B. durch Verstopfung von Rohren sowie Poren in Filtern und Sorptionsmaterialien, durch Korrosion oder Vergiftung der Katalysatoren in den nachgeschalteten Synthesestufen. Das Verständnis der Veredelungsoptionen ist entscheidend für die Optimierung von Gasifizierungssystemen und deren Anpassung an spezifische Endanwendungen, um so den Wert der Rohstoffe zu maximieren.

Zur Reinigung des Rohsynthesegases stehen etablierte Verfahren zur Verfügung. Teerbestandteile und BTX können z.B. thermisch, katalytisch oder mittels Ölwäsche mit Rückführung in den Gasifizierer entfernt werden. Weitere Verunreinigungen lassen sich u.a. durch konventionelle Nassgasreinigungsverfahren beseitigen. Zudem können über fortschrittliche Heißgasreinigung verbleibende Verunreinigungen bei bis zu 800 °C mittels fester Sorptionsmittel entfernt werden. Bei druckgeführter Gasifizierung bieten trockene Verfahren deutliche energetische Vorteile für nachfolgende Synthesen (Agapova u. a. 2024; Wagemann & Tippkötter 2019).

Tabelle 18: Verunreinigungen im Produktgas (verändert nach (Agapova u. a. 2024))

Kontaminant	Häufige Verbindungen	Zugehörige Probleme	Reinigungsmethode
Partikel	Asche, Kohlerückstände, Wirbelschichtmaterial	Erosion	Barrierefiltration, Nasswäsche, elektrostatische Abscheidung
Alkalimetalle	Natrium-, Kalium-Verbindungen	Heißkorrosion	Kühlung, Adsorption, Kondensation, Filtration
Brennstoffgebundener Stickstoff	NH ₃ , HCN, C ₂ H ₅ N	NO _x -Bildung	Nasswäsche, Selektive katalytische Reduktion, Selektive nicht-katalytische Reduktion
Teere	Refraktäre Aromaten	Filterverstopfung; Schwer zu verbrennen; Ablagerung intern; Katalysatorhemmung	Katalytische und nicht-katalytische Teerentfernung; physikalische Entfernung
Schwefel, Chlor	H ₂ S, Carbonylsulfid, Mercaptane, HCl	Korrosion; Emission	Kalk oder Dolomit, Nasswäsche, Absorption
Schwermetalle	Spuren von Hg, Cd	Emissionen, steigende Kosten für Ascheentsorgung	Sorption, Membranfiltration

Technologische Reife und industrielle Implementierung

Zahlreiche Gasifizierungsprozesse zeigen bereits kommerzielle Reife, der TRL von 7-9 variiert allerdings zwischen den diversen Technologien und Prozessschritten. Industrielle Beispiele umfassen das BioTfuel Projekt in Dunkerque oder die weltgrößte Gasifizierungsanlage zur Herstellung von Methanol aus Biomasse von Goldwind Technology in Xing'an League, China. Zudem sind zahlreiche weitere Projekte in der EU (z.B. BioTJet, FUREC, Biorefinery Östrand), sowie Nordamerika und vor allem in China in Planung, wobei die CAPEX-intensiven Anlagen häufig durch eine öffentliche Co-Finanzierung unterstützt werden. Eine umfassende Übersicht über den Status der globalen Kommerzialisierungsprojekte liefert ein Bericht der Task 33 der IEA Bioenergy (Hrbek & Biebighäuser 2025). Die kommerziellen Prozesse nutzen überwiegend Lignocellulose-haltige Reststoffströme wie beispielsweise Sägespäne oder Holzabfälle. Die Verwertung von heterogenen Restmüllströmen wie beispielsweise Enkern muss sich noch technologisch und wirtschaftlich beweisen.

Entwicklungen für die Effizienzsteigerung der Biomassegasifizierung

Die energetische Effizienz einer Gasifizierung kann insbesondere über die Cold Gas Efficiency (CGE, „Kaltgaswirkungsgrad“) beschrieben werden. Sie gibt an, wie viel der ursprünglichen chemischen Energie eines festen Brennstoffs (wie z.B. Kohle, Biomasse oder Kunststoffabfall) nach der Gasifizierung im erzeugten Produktgas (hier Synthesegas) noch enthalten ist. Biomassegasifizierer erreichen in der Regel CGE-Werte im Bereich von etwa 40-80 %, variieren jedoch zum Teil stark - je nach Umwandlungstechnologie und -kapazität, Betriebsbedingungen, Ausgangsmaterial und Vorbehandlung. Weitere zentrale Messgrößen zur Evaluierung der Gasifizierungstechnologie sind die Carbon Conversion Rate (Kohlenstoff-Umwandlungsrate), der Heizwert des erzeugten Produktgases und der Teergehalt. Nachfolgend werden technologische Entwicklungen in der Gasifizierung von Biomasse diskutiert und ggf. quantifiziert, die das Potential haben, die Effizienz des Gasifizierungsprozesses zu erhöhen.

(1) Thermische Vorbehandlung der Biomasse

Neben der Pyrolyse und der hydrothermalen Carbonisierung ist vor allem die Torrefizierung als Vorbehandlungsschritt vielversprechend. Bei der Torrefizierung von Biomasse handelt es sich um einen thermochemischen, endothermen Zersetzungsprozess von Biomasse, der unter Ausschluss von Sauerstoff bei atmosphärischem Druck und Temperaturen zwischen 220 °C und 300 °C durchgeführt wird. Das Hauptprodukt ist ein festes Material, das 80-95 % des ursprünglichen Energiegehalts beibehält. Mehrere Eigenschaften von Biomasse werden dadurch für die Verwendung in der Gasifizierung deutlich verbessert:

- Erhöhte Energiedichte durch einen geringeren Feuchtigkeitsgehalt und ein erhöhtes C/O- und C/H-Verhältnis der Biomasse
- Erhöhte Hydrophobie und Homogenität der Biomasse, die regionale und saisonale Schwankungen reduziert
- Verbesserte Mahlbarkeit und gleichmäßigere Größenverteilung, da die faserige Struktur der Biomasse durch Depolymerisation und Entgasung zerstört wird. Durch die Torrefizierung kann der Energiebedarf beim Mahlen typischerweise um 95 % gesenkt werden. (Cremers u. a. 2015)
- Bessere Lagerungs- und Transportfähigkeit

In einer Studie zur Gasifizierung von Bambus wurde das Potential der thermischen Vorbehandlung für die Umwandlungseffizienz untersucht. Dabei wurde im Vergleich zum unbehandelten Bambus-Rohstoff eine Steigerung der CGE von 29 % auf 55 % für den torrefizierten Bambus-Rohstoff ermittelt, wodurch sich die CGE der von fossiler Kohle (81 %) annähert. (Chen u. a. 2013) Ähnliche Effizienzsteigerungen wurden für die Gasifizierung von torrefiziertem Buchenholz ermittelt. (Couhert u. a. 2009) Die integrale Betrachtung und bilanzielle Modellierung des gesamten Gasifizierungsprozesses zeigte, dass die aus der Torrefizierung resultierenden gasförmigen und flüssigen Produkte, die 10-20 % des ursprünglichen Energiewerts des Ausgangsmaterials enthalten, stofflich oder energetisch in die Gasifizierung integriert werden müssen, um eine Effizienzsteigerung des Gesamtprozesses durch die Torrefizierung zu bewirken. (Prins et al., 2006)

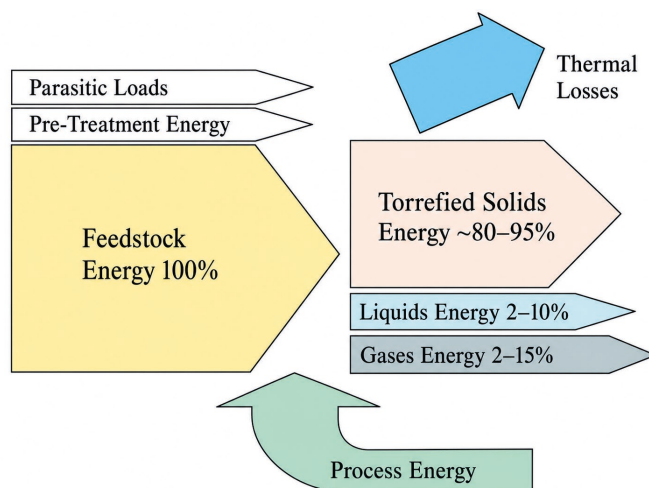


Abbildung 6: Energiebilanz des Torrefizierungsprozesses unter der Annahme einer isenthalpischen Reaktion. (von (Ciolkosz and Wallace, 2011))

Die Effizienz der Torrefizierung selbst kann durch die verstärkte Nutzung von Torrefizierungsgasen und -flüssigkeiten als Energiequelle für Prozesswärme oder durch die Wahl von Verarbeitungsbedingungen, die die Energieausbeute des torrefizierten Materials maximieren, gesteigert werden. Die Produkte der Torrefizierung können zur Bereitstellung von Prozesswärme, zur Steuerung der Reaktionstemperaturen oder zur Trocknung des eingehenden Ausgangsmaterials verwendet werden. Etwa 2 % der Energie des Biomasse-Einsatzmaterials werden benötigt, um „trockene“ Biomasse (Feuchtigkeitsgehalt von 5 %) auf eine Verarbeitungstemperatur von 250 °C zu erhitzen. Bei einem Feuchtigkeitsgehalt von 20 % werden etwa 4 % der Energie des Rohstoffs benötigt, und bei einem Feuchtigkeitsgehalt von 50 % - typisch für Grünholz - werden etwa 15 % der Energie des Rohstoffs für Heizung und Trocknung benötigt. Die Vortrocknung des Rohmaterials kann den Gesamtenergiebedarf senken, ebenso wie die Rückgewinnung von Wärme aus dem verarbeiteten Rohmaterial. (Ciolkosz and Wallace, 2011)

(2) Reaktorkonfiguration

Einige Leistungsparameter der Reaktorkonfigurationen Festbettreaktor, Wirbelschichtreaktor und Zweibettwirbelschichtreaktor sind in Tabelle 19 zusammengefasst. Der Zweibettwirbelschichtreaktor zeigt eine überlegene Gesamtleistung bei der skalierten Produktion, der Unterdrückung der Teerbildung und der Synthesegasqualität. Trotz dieser Vorteile bei der Prozesseffizienz und der Teerreduzierung stehen Zweibettwirbelschichtreaktoren vor Herausforderungen wie einer komplexen Systemarchitektur, Schwierigkeiten bei der Steuerung der Bettmaterialzirkulation und Aschekontamination durch thermischen Trägerabrieb, die die langfristige Betriebsstabilität beeinträchtigen können. (Wang u. a. 2025) Zudem sind Flugstromreaktoren von hoher industrieller Relevanz für die Gasifizierung von Biomasse, bedürfen aber der feinen Vermahlung der getrockneten Rohstoffe.

Tabelle 19: Vergleich der Leistungsparameter der wichtigsten Biomasse-Gasifizierer. (von (Wang u. a. 2025))

Indikator	Festbett	Wirbelschicht	Zweibett-Wirbelschicht
Kohlenstoff-Umsetzungsrate [%]	60-75	80-95	85-98
Teergehalt [g/Nm ³]	1-10	0,5-2,0	<0,1
Heizwert Syngas [MJ/m ³]	4-11	8-17	12-15
Feedstock-Flexibilität	Niedrig (Partikelgrößenbeschränkungen)	Hoch (Pulver / Granulat)	Moderat (Vorbehandlung erforderlich)
Investitionskosten	Niedrig	Mittel	Hoch

Darüber hinaus werden alternative Reaktorkonfigurationen wie beispielsweise Drehrohröfen oder Plasmareaktoren erforscht. Eine Übersicht der Vor- und Nachteile sowie die techno-ökonomische Einschätzung aller Reaktorkonfigurationen ist beschrieben. (Agapova u. a. 2024; Wickwire 2007) Die zentralen Kostenabschätzungen sind:

- CAPEX: 3-10 M€ für jede MW an installierter Kapazität (kleine Gasifizierungslagen mit 50 kW installierter Kapazität, große Gasifizierungsanlagen mit bis zu 200 kW); Gasifizierungsanlagen mit aufwändiger Downstream-Aufreinigung für die stoffliche Nutzung mit 10-20 M€ für jede MW an installierter Kapazität
- OPEX: 50-250 € für jede MWh an produzierter Energie
- Typische Amortisationszeit einer Gasifizierungsanlagen: 8 Jahre

(3) Co-Feeding / Co-Gasification

Neben dem alleinigen Einsatz von Biomasse als Ausgangsmaterial können strukturell unterschiedliche Ausgangsstoffe in den Gasifizierungsprozess integriert werden. So werden beispielsweise Kunststoff und Biomasse gemeinsam vergast, was die Prozessleistung durch einen Synergieeffekt verbessert. Dies ist auf die verschiedenen physikalisch-chemischen Eigenschaften der organischen Abfälle sowie auf die katalytische Wirkung der Mineralstoffe in den Komponenten zurückzuführen. (Mariyam u. a. 2022) In einem weiteren Beispiel konnte bei der Gasifizierung von Grünschnitt durch den Zusatz von 25 wt% LDPE die Temperatur im Gasifizierer erhöht werden, wodurch sich der Heizwert des Produktgases von 3,5 MJ/Nm₃ auf 4,7 MJ/Nm₃ und die CGE von 44 % auf 62 % erhöhte. (Fazil u. a. 2022)

Unterschiede in der Gasifizierungstechnologie von Kunststoffabfällen im Vergleich zur Biomasse

Die obigen technologischen Erläuterungen zur Gasifizierung von Biomasse sind ebenso auf die Gasifizierung von Kunststoffabfällen übertragbar (Aamir Bashir u. a. 2025). Mit beiden Ausgangsmaterialien werden vergleichbare Leistungsparameter und Umwandlungseffizienzen erzielt, was sich im direkten Vergleich in einem Wirbelschicht-Gasifizierer im Vor-Pilotmaßstab widerspiegelt: Die CGE von Holz-Biomasse (76 %) und einem Gemisch aus recycelten Kunststoffsorten (75 %) waren vergleichbar, während sich der LHV des Produktgases von 5,1 MJ/Nm₃ (Holz) und 7,9 MJ/Nm₃ (recyceltes Plastik) unterschied. (Zaccariello & Mastellone 2015) Für die Gasifizierung von Kunststoffabfällen müssen zusätzlich folgende spezifische Aspekte berücksichtigt werden:

- Verstärkte Teerbildung: Die klebrigen flüchtigen Bestandteile und die chemische Beschaffenheit der Kunststoffabfälle erhöhen die Partikelagglomeration und die Tendenz zur Teerbildung, was die Qualität des Produktgases und die Umwandlungseffizienz negativ beeinflusst. So wurde ein Energieverlust durch die Teerbildung von 4,9 MJ/kg Brennstoff quantifiziert (im direkten Vergleich: Holz-Biomasse 0,4 MJ/kg Brennstoff). (Zaccariello & Mastellone 2015) Diesen erhöhten Anforderungen, die abhängig von der Zusammensetzung der Kunststoffarten ist, kann mit dem Einsatz von Katalysatoren zum Cracking des Teers und dem Einsatz von Dampf als Gasifizierungsmittel vermindert werden. (Arena u. a. 2009) Eine Darstellung der katalytischen Effekte zur Teerreduktion wurde durch die Zusammenstellung verschiedener Arbeiten visualisiert (Busto u. a. 2025):

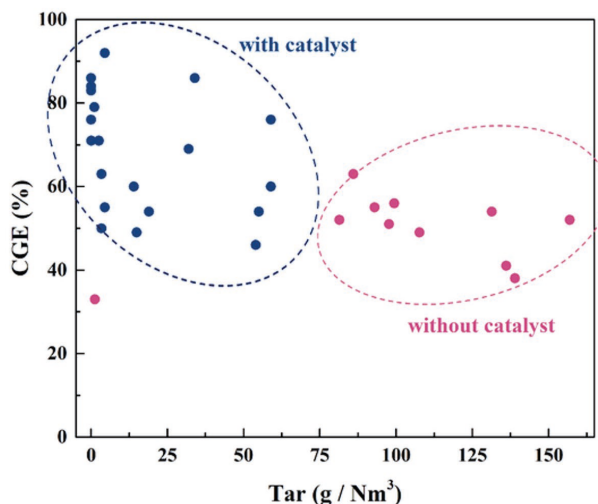


Abbildung 7: Übersicht verschiedener Studien zur CGE in Abhängigkeit der Teerbildung, die von Katalysatoren beeinflusst wird.

- Unterschiedliche Vorbehandlung: Auf Grund des geringen Feuchtigkeitsgehaltes ist eine weniger aufwändige Vorbehandlung der Kunststoffabfälle notwendig und der Trocknungsprozess ist nicht so wichtig wie für Biomasse als Ausgangsmaterial. Nach einer Vorsortierung zur Metallentfernung sind das Spülen, Trocknen und Zerkleinern wesentliche Vorbehandlungsschritte. (Busto u. a. 2025) Je nach Kunststoffgemisch kann zudem ein vorgelagertes Hydrotreatment zur Dehalogenierung (insbesondere Chlor) notwendig sein, um die Ausbildung hochkorrosiver Reaktionsgase zu verringern. (Genuino u. a. 2022; Li u. a. 2017)
- Im Vergleich zur Pyrolyse von Kunststoffabfällen (siehe Kapitel 2.2.8) ist bei der Gasifizierung auch aufgrund der hohen Temperaturen das Spektrum der Kunststoffe, welches eingesetzt werden kann, breiter als bei der Pyrolyse, d.h. die Gasifizierung ist toleranter für variierende und auch schadstoffbelastete Materialströme.

2.1.5. Mechanisches Recycling von Kunststoffabfällen

Die Verfahren des mechanischen Recyclings von Kunststoffen sind bereits im industriellen Maßstab etabliert und haben deshalb TRL 9. Beim mechanischen Recycling von Kunststoffen werden die Kunststoffabfälle gesammelt, sortiert, zerkleinert und gewaschen, um Verunreinigungen zu entfernen. Nach einer weiteren Sortierung werden die Kunststoffstücke geschmolzen und durch einen Extruder geführt. Dabei entsteht eine gleichmäßige Masse, die in Form von Kunststoffgranulat oder -pellets weiterverarbeitet wird. Das mechanische Recycling hat einen spezifischen Energiebedarf von bis zu ca. 450 kWh/t. (Arbeitsgemeinschaft Branchenenergiekonzept Recycling 2009). Im Jahr 2023 wurden in Deutschland 2,17 Mio. t (vorsortierte) Kunststoffabfälle in Anlagen für mechanisches Recycling verarbeitet. Bei einer Annahme des o.g. spezifischen Energiebedarfs von 450 kWh/t würde dies für alle mechanischen Recyclinganlagen in Deutschland 3,5154 PJ/a bedeuten.

Aktuelle Forschungsprojekte wie das vom Bundesministerium für Forschung, Technologie und Raumfahrt (BMFTR) geförderte Projekt „ReVise-UP“ untersuchen die Möglichkeiten, die Sortierung und Stoffstromqualität durch den Einsatz von Sensoren zu optimieren, um somit die Prozesseffizienz zu steigern und bessere Rezyklatqualitäten erzielen zu können. (Greiff 2025) Der KI-Hub Kunststoffverpackungen setzt sich zusammen aus den Innovationslaboren KIOptiPack, das sich mit der ganzheitlichen KI-basierte Optimierung von Kunststoffverpackungen mit Rezyklatanteil befasst und K3I-Cycling, das die KI-gestützte Optimierung der Kreislaufführung von Kunststoffverpackungen erforscht. In der Fördermaßnahme werden für Kunststoffverpackungen Methoden der KI in konkreten Anwendungsfällen getestet und in die Anwendung gebracht - von Design und Produktion bis hin zur Kreislaufschließung. (KI-Anwendungshub 2025)

Neben Bestrebungen, das mechanische Recycling zu verbessern und somit die Menge der zurückgewonnenen Rezyklate in guter Qualität zu steigern, bietet die kaskadische Behandlung von Kunststoffabfällen mit den komplementären Verfahren des mechanischen und des chemischen Recyclings energieeffiziente Möglichkeiten, die Menge des stofflich im Kreis geführten Kohlenstoffs zu erhöhen. (VCI u. a. 2021)

2.1.6. Solvolyse von Kunststoffabfällen

Bei den Verfahren des chemischen Recyclings sind die Abschätzungen zum spezifischen Endenergiebedarf abhängig von der Art des Verfahrens, den Prozessparametern und dem eingesetzten Kunststoffabfall.

Bei der Solvolyse wird je nach verwendetem Lösungsmittel unterschieden in Glykolyse (z.B. mit Ethylenglykol), Methanolyse (mit Methanol), Hydrolyse (mit Wasser) und Aminolyse (z.B. mit Ethanolamin). Die einzelnen Solvolyseverfahren werden für das Beispiel des Recyclings von PET betrachtet.

Bezüglich der Hydrolyse und Aminolyse sind keine verbindlichen Angaben zum TRL verfügbar. Der TRL der Aminolyse wird auf 3-4 geschätzt, für die Hydrolyse sind die Angaben zum TRL auch von der eingesetzten Kunststoffart abhängig und variieren zwischen 4 und 7.

Sowohl glykolytische als auch methanolytische Verfahren befinden sich bereits in industrieller Anwendung zum PET Recycling (Lechleitner u. a. 2020), so dass ein TRL von 8 angenommen wird. Das Maschinenbauunternehmen KraussMaffei Extrusion GmbH vertreibt seit 2004 Extruder, mit welchen mittels Glykolyse unter Zugabe von Ethylenglykol, das PET-Polymer in einem Zweischnellenextruder depolymerisiert, d.h. glykolytisch in kleinere Einheiten zerlegt wird. Dabei können Durchsätze von bis zu 8 000 kg PET stündlich im Extruder erreicht werden (Keilbach 2023). Der Chemiekonzern Eastman lässt derzeit eine Anlage in Frankreich bauen, die ab 2025 jährlich etwa 160.000 t schwer zu recycelnde Kunststoffabfälle mittels Methanolyse verarbeiten soll (Göbelbecker 2022).

So ist beispielsweise bezüglich der Solvolyseverfahren der Energiebedarf für die Hydrolyse geringer als für die Glykolyse, welche bei ca. 180-240 °C mit Glykolen sowie mit Katalysatoren abläuft, und der Methanolyse, die bei 180-240 °C sowie bis zu 20-40 bar unter Einsatz von Methanol und Katalysatoren abläuft (Lechleitner u. a. 2020). Grundsätzlich ist aufgrund der für das Verfahren notwendigen Temperaturen und Drücke der spezifische Endenergiebedarf für Solvolyseverfahren geringer als der für das chemische Recycling mittels (katalytischer) Pyrolyse.

2.1.7. Pyrolyse von Kunststoffabfällen

Bei der Pyrolyse gibt es eine Vielzahl an Verfahrensvarianten, z.B. bezüglich des Reaktortyps (z.B. Wirbelschicht- oder Schneckenreaktor), möglicher Katalysatoren, der Temperatur (langsame Pyrolyse: < 400 °C, moderate Pyrolyse: 400-600 °C und schnelle Pyrolyse > 600 °C) oder weiterer Prozessparameter (Lechleitner u. a. 2020). Auch hier variiert der TRL in Abhängigkeit von eingesetzten Kunststoffabfall. Für gemischte Kunststoffabfälle wird der TRL zwischen 5-7 abgeschätzt (Ramesohl u. a. 2020).

Für den Einsatz im Pyrolysereaktor ist je nach Einsatzstoff eine Zerkleinerung, Sortierung (z.B. zur Entfernung von Störstoffen wie Metallen), Reinigung und ggf. Kompaktierung notwendig – ähnlich wie auch bei der Gasifizierung. Trotz der Möglichkeit, auch gemischte Kunststoffabfälle einzusetzen, sollte für eine möglichst hohe Produktausbeute das Gesamtvorkommen aller Störstoffe und Verunreinigungen 15 % nicht überschreiten. (Gendell & Lahme 2022)

Im EU-Projekt iCAREPLAST²³ wurde eine Anlage für katalytische Pyrolyse mit einer Kapazität von mehr als 100 kg Kunststoff/h und ~900 t/a (TRL 7) geplant (Ramesohl u. a. 2020). Die ARCUS Greencycling Technologies GmbH betreibt im Industriepark Höchst nahe Frankfurt am Main eine Pyrolyseanlage mit einem Schneckenreaktor mit einer Kapazität von 4.000 t/a gemischte Kunststoffabfälle (<https://arcus-greencycling.com/technologie>). LyondellBasell baut seit 2024 eine katalytische Pyrolyse-Anlage, die mit dem firmeneigenen MoReTec-Verfahren jährlich 50.000 t Haushalts-Kunststoffabfälle verarbeiten und 2026 in Betrieb gehen soll. (LyondellBasell, 2023, Lyondell Basell, 2024) Welcher Reaktortyp für das Pyrolyseverfahren zum Einsatz kommt, wird in öffentlich zugänglichen Quellen nicht genannt.

Für das Pyrolyseverfahren der Tubis AG wird für einen Durchsatz von 24.000 t/a gemischter Haushaltsabfälle ein Bedarf von 4.800 MWh/a Wärmeenergie und 800 MWh/a elektrische Energie angenommen, was einem spezifischen Energiebedarf von 233 kWh/t entspricht (Bechlarz 2023). Am Standort Plauen wurden 15 Mio. Euro für die Pyrolyseanlage von Tubis investiert. Die im Juni 2025 in Betrieb genommene Pyrolyseanlage verarbeitet bei Prozesstemperaturen von bis zu 570 °C rund 24.500 t/a Kunststoffabfälle (Lang, 2025 plasticker, 2025). Aus 72 t/d Kunststoffabfällen entstehen 36 t/d Pyrolyseöl (Tubis AG 2026). Welcher Reaktortyp für das Pyro-

lyseverfahren zum Einsatz kommt, wird auch hier in öffentlich zugänglichen Quellen nicht genannt. Für die Gesamtbetrachtung muss noch die für die vorgelagerte Aufbereitung notwendige Energie dazu addiert werden.

Im EU-Forschungsprojekt „CIRCULAR FOAM - Systemic expansion of territorial CIRCULAR Ecosystems for end-of-life FOAM (2021-2025) wurden nachfolgende Abschätzungen zu CAPEX und OPEX vorgenommen für das Recycling von Polyurethan-Hartschaum aus Kühlschränken und Gebäude-Dämmstoffen mittels Pyrolyse.²⁴

Tabelle 20: Abschätzungen zu CAPEX und OPEX für das Recycling von Polyurethan-Hartschaum

	Max. Kapazität [t/Tag]	OPEX [€/t]	Referenz-Kapazität [t/Tag]	Referenz CAPEX [Mio. €]
Sammel-Einrichtungen	50	15	100*	1,45
Verwertungs- und Aufbereitungsanlagen	50	46	100	2,88
Chemischer Prozess (hier: Pyrolyse)	120	28	278*	100
Downstream-Prozesse	100	103	278	250

* 100 Tonnen pro Tag entsprechen 36 kt pro Jahr und 278 Tonnen pro Tag entsprechen 100 kt pro Jahr

²³ <https://www.icareplast.eu/index.html>

²⁴ Quelle: https://circular-foam.eu/Outcomes/Deliverables-download-1/_/CIRCULAR%20FOAM_Deliverable%207.1.pdf

2.2. Verfahren zur Herstellung klimaneutraler Grundchemikalien

In Kapitel 2.2 werden auf Basis der Ergebnisse aus Kapitel 2.1 mögliche Verfahren zur Nutzung nicht-fossiler Rohstoffe zur klimaneutralen Herstellung von organischen Grundchemikalien identifiziert und beschrieben. Als organische Grundchemikalien werden im Rahmen dieser Studie Methanol und die Crackerprodukte (Ethylen und Propylen, die C₄-Olefine Buten, Isobuten und Butadien und die Aromaten Benzol, Toluol sowie o/m/p-Xylole) betrachtet. Sie sind die Primärprodukte der Petrochemie, die derzeit fast ausschließlich mit fossilen Rohstoffen hergestellt werden. Die in der Produktionskette nachfolgenden organischen Zwischenprodukte wie Ethylenoxid, Propylenoxid, Polyethylen/-propylen, Acrylnitril, Ethylbenzol, Essigsäure, Formaldehyd etc. basieren auf den zuvor genannten Grundstoffen und setzen vereinfacht gesagt ansonsten nur fossile Brennstoffe zur Deckung des Prozessenergiebedarfs ein. Diese Prozessenergie kann durch Power-to-Heat-Verfahren (Elektrodenkessel, industrielle Wärmepumpen, für Hochtemperaturwärme u.U. Wasserstoff) klimaneutral bereitgestellt werden.

Tabelle 21: Produktionsmengen petrochemischer Grundchemikalien in Deutschland

Grundchemikalie	Produktionsmenge 2023 [Mio. t]
Benzol (VCI & VDI 2024)	1,331
Ethylen (VCI 2025a)	3,877
Methanol (VCI 2025a)	0,729
Propylen (VCI 2025a)	2,886
Toluol (VCI & VDI 2024)	0,548
Buten und Isomere (VCI 2025a)	1,928
o-/p-Xylol (VCI & VDI 2024)	0,395

Ein zu betrachtender Sonderfall ist die Weiternutzung fossiler Rohstoffe in Kombination mit CCS. Hier wird neben der Abtrennung aus Prozessgasen auch die Transport- und Speicherinfrastruktur eine zentrale Rolle im Sinne der wirtschaftlichen Umsetzbarkeit spielen. Für Kapitel 2.2 sind folgende Verfahren von Relevanz:

- Herstellung von Synthesegas
- Umsetzung zu Methanol
- Fischer-Tropsch-Synthese ausgehend von Synthesegas
- Methanol-to-X-Verfahren
- Katalytische Umsetzung von CO₂ im kalten Plasma
- Prozesse zur Nutzung von Pyrolyseprodukten
- Zucker-basierte Fermentationsverfahren

2.2.1. Herstellung von Synthesegas

Als Synthesegas, oder auch Syngas, wird ein Gasgemisch bezeichnet, welches hauptsächlich aus Kohlenmonoxid (CO) und Wasserstoff (H₂) besteht. Je nach Herstellungsprozess können auch geringe Mengen an Kohlendioxid (CO₂), Methan (CH₄) oder anderen Gasen enthalten sein. Im weiter gefassten Sinne können auch andere Gasgemische als Synthesegas bezeichnet werden (bspw. Stickstoff und Wasserstoff zur Herstellung von Ammoniak), werden in dieser Studie jedoch nicht gemeint.

Zur Herstellung von Synthesegas existieren viele verschiedene Möglichkeiten, wobei hier drei verschiedene Technologien näher beschrieben werden.

a) Reverse-Wassergas-Shift (rWGS) + H₂

Die Wasser-Gas-Shift (WGS)-Reaktion ist eine Gleichgewichtsreaktion bei der Kohlenstoffmonoxid (CO) bei Anwesenheit von Wasser (H₂O) zu Kohlendioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) reagiert und mit der Rückreaktion im Gleichgewicht steht (siehe Gleichung 1).



Klassischerweise wird vor allem die WGS-Hinreaktion verwendet, um das H₂:CO-Verhältnis in Synthesegas aus fossilen Quellen einzustellen. Für die Verwendung in Power-to-X-Verfahren ist vor allem die Rückreaktion interessant, welche CO₂ in CO überführt. Diese wird auch umgekehrte Wassergas-Shift (englisch: reverse water-gas shift, rWGS)-Reaktion genannt.

Die rWGS ist endotherm, sodass die Entstehung von CO und H₂O durch hohe Temperaturen (größer 700 °C) begünstigt wird. Prozessparameter für den Betrieb unter diesen begünstigenden Bedingungen nach Simulationen von (Kaiser u. a. 2013) liegen bei 3 MPa und 1.000 °C, wobei als Katalysator Ni/AL₁₂/O₁₉ zum Einsatz kommt, um ein Syngasgemisch von 6:1 (H₂:CO) einzustellen.

Je nach Weiterverwendung des Syngas ist ein anderes Verhältnis gewünscht, das entweder durch die Reaktionsbedingungen oder durch spätere Zugabe von H₂ eingestellt werden kann. Für eine Fischer-Tropsch-Synthese wird typischerweise ein H₂:CO-Verhältnis von ca. 2:1 verwendet.

b) Co-Elektrolyse (SOEC)

Bei der Co- oder Ko-Elektrolyse wird CO₂ und H₂O gleichzeitig in einer Festoxid-Elektrolysezelle (englisch: solid oxide electrolyzer cell, SOEC) zu CO und H₂ umgesetzt. Die Technologie zählt zu den Hochtemperaturelektrolyseuren und wird bei Temperaturen zwischen 600 und 800 °C betrieben. Die SOEC basiert auf einer festen Elektrolytschicht, welche typischerweise aus Keramik oder Zirkonia basiert. Die Elektroden selbst können ebenfalls aus Zirkonia oder auch Nickel bestehen und sind beide 50 µm dick (DERA 2022). Anders als bei anderen Wasserelektrolyseuren, wie der alkalischen Elektrolyse (AEL) oder der Protonenaustausch-Membran (PEM) wird der SOEC kein flüssiges Wasser, sondern Wasserdampf zugeführt. An der Kathode dissoziiert der Wasserdampf in Protonen und Sauerstoff-Ionen. Durch die Elektronenaufnahme bilden sich die Sauerstoff-Ionen, die über den Feststoffelektrolyten zur Anode wandern und dort unter Elektronenabgabe molekularen Sauerstoff formen. Der erzeugte Wasserstoff wird an der Kathode abgeführt, während der Sauerstoff an der Anode freigesetzt wird.

Der Vorteil der SOEC im Vergleich zur AEL und PEM, welche zu den Niedertemperatur-Elektrolysetechnologien zählen, ist der geringere Energieverbrauch, da der Stromanteil durch die benötigte Wärme zur Wasserdampfherstellung ersetzt wird, wodurch Abwärme genutzt werden kann. Zudem weisen SOEC-Elektrolyseure höhere Effizienzen und günstigere Materialkosten auf. Gleichzeitig kann die Technologie auch als Brennstoffzelle genutzt werden. Jedoch kommt es aufgrund der hohen Temperaturen zu einer erhöhten Materialdegradierung (Lundberg, 2019). Im Vergleich zur PEM und AEL, befindet sich die SOEC noch auf niedrigem Technologiereifegrad (ca. TRL 4-5) und somit im Übergang zwischen Forschung/Entwicklung und Marktreife. Die deutsche Firma Sunfire hat kürzlich den größten SOEC-Elektrolyseur mit einer Leistung von 250 kW in Betrieb genommen.

Dennoch ist diese Technologie für die weitere Verwendung des Syngases vielversprechend hinsichtlich Integration und Wirkungsgrad, da keine Zwischenschritte notwendig sind. Der spezifische Energiebedarf liegt derzeit bei etwa 30-35 kWh/kg Syngas, wobei erhebliche Einsparpotenziale durch Stack-Weiterentwicklung bestehen. (Fehling u. a. 2025)

c) CO₂-Elektrolyse + H₂-Mischung

Die rein CO₂-basierte Elektrolyse erzeugt CO, welches im Anschluss mit grünen H₂ gemischt wird, um Syngas zu erzeugen. Diese Variante erlaubt eine gezielte Steuerung des Syngasverhältnisses. Aktuell befindet sich diese Technologie noch im Forschungsstadium und hat daher nur einen geringen Technologiereifegrad.

Tabelle 22: Prozesse zur Herstellung von Synthesegas

Prozess	Katalysatoren/Material	Prozessbedingungen	TRL
Umgekehrte Wassergas-Shift Reaktion	Katalysator: Ni/AL ₁₂ /O ₁₉ für ein Syngas-gemisch von 6:1 (H ₂ :CO)	bei 3 MPa und 1.000 °C	4-6
Co-Elektrolyse (SOEC)	feste Elektrolytschicht (meist Keramik oder Zirkonia) und Elektroden aus Zirkonia oder Nickel (50 µm Dicke)	600 und 800 °C	4-5

Vergleich und Entwicklungsperspektiven:

Die rWGS-Reaktion bietet kurzfristig das höchste Diffusionspotenzial, da katalytisch gut beherrschbar und relativ einfach in bestehende Prozessketten integrierbar. Die Co-Elektrolyse ist hingegen vielversprechend hinsichtlich Prozessintegration und zukünftiger Energieeffizienz. Bei der Niedertemperatur CO₂-Elektrolyse besteht noch viel Forschungspotenzial.

Derzeit sind rWGS-Anlagen kostengünstiger in der Errichtung, wohingegen die Betriebsenergiekosten hoch sind. Elektrolyseverfahren haben hohe CAPEX, jedoch Potenziale zur Kostendegression (Skaleneffekte, Serieneffekte). Die Integration in bestehende Anlagen ist bei rWGS einfacher möglich, während Co-Elektrolyse eher für neue PtX-Cluster geeignet ist.

2.2.2. Umsetzung zu Methanol

Bei der klassischen Methanolsynthese wird ein Synthesegas auf Basis von Kohlenstoffmonoxid (CO) und Wasserstoff (H₂) durch autotherme Reformierung bzw. Dampfreformierung von Erdgas bzw. Kohle aus fossilen Quellen erzeugt und an einem Cu/ZnO/Al₂O₃-Katalysator bei Temperaturen von typischerweise 220 - 270 °C und Drücken von 50 - 100 bar in einer exothermen Reaktion in Anlagen-Größen bis zu 5000 t/d umgesetzt.

Die Synthese von Methanol durch Hydrogenierung von CO₂ ähnelt der klassischen Methanolsynthese über Synthesegas (CO und Wasserstoff).



Die Synthesen von Methanol aus CO und CO₂ sind über die Wassergasshift-Reaktion miteinander verknüpft.



Die Methanolsynthese nach Gl. 1 ist exotherm und mit einer Volumenverringern verbunden, so dass die Reaktion durch hohen Druck und niedrige Temperaturen begünstigt ist.

Konventionelle Methanol-Katalysatoren haben ihre höchste Aktivität bei ca. 3% CO₂-Gehalt im Synthesegas, reines CO₂ oder hohe CO₂-Konzentrationen führen zu geringeren Reaktionsraten, insbesondere durch die Bildung von Wasser, nach Gl. 1, welches das Reaktionsgleichgewicht in die entgegengesetzte Richtung verschiebt (Nestler u. a. 2018). In der Methanolsynthese aus CO/H₂-Synthesegas entstehen 10-12 Gew.% Wasser im Produktstrom. Im Fall von CO₂ und H₂ resultieren 30-40 Gew.% Wasser. Ein weiterer Effekt der höheren Wasserbildung ist die stärkere hydrothermalen Deaktivierung des Katalysators (Fichtl u. a. 2015).

Ein Vorteil der Methanolsynthese aus CO₂-reichen Feedgasen ist, dass weniger Nebenprodukte zu erwarten sind (Goehna, H. & Koenig, P. 1994), was die Trennung vereinfacht. Statt 1800 ppmv Nebenprodukte aus CO/H₂-Synthesegas sind bei CO₂/H₂ rund 5-fach geringere

Mengen (390 ppmv) zu erwarten, im Wesentlichen Ethanol, höhere Alkohole und Ester aus Folge- und Nebenreaktionen (Bertau, 2014; S. 271).

Lurgi demonstrierte mit einem modifizierten und später kommerzialisierten Cu/ZnO/Al₂O₃-Katalysator von Süd-Chemie (heute Clariant) erstmals die Methanolsynthese aus CO₂ (D. Rotman 1994; H. Göhna & P. König 1997). Da die Konversion zu Methanol aufgrund der Gleichgewichtslage nur unvollständig abläuft, wird das restliche Gas im Kreislauf geführt und jeweils mit frischem Synthesegas gemischt. Der Lurgi-Prozess trennt dabei die WGS-Reaktion und die Methanolsynthese in zwei separate Reaktoren, wobei das Produktgas aus dem adiabatisch geführten Festbett-Pre-Reaktor gekühlt in den wassergekühlten isotherm betriebenen Methanolreaktor geleitet wird. Auf diese Weise erfolgt eine optimale Temperaturkontrolle und das Anlagenvolumen nimmt insgesamt um 20% ab (Bertau, 2014; S. 273).

Der im Pilotmaßstab realisierte CAMERE-Prozess des Korean Institute of Science and Technology kombiniert einen rWGS-Reaktor und einen Methanol-Reaktor, wobei das Produktgas aus der rWGS zunächst in einem Separator über die umgekehrte WGS-Reaktion von Wasser befreit wird.

Ein japanisches Forschungsprojekt zwischen dem National Institute for Rural Engineering (NIRE) und dem Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE) führte ebenfalls zu einer Pilotanlage (Saito u. a. 2000), die ähnlich dem Lurgi-Prozess ist, genaue Informationen sind aber nicht verfügbar.

Ein weiterer Pilotprozess von Mitsui Chemicals in Osaka verwendet nur einen Reaktor und eine anschließende Gas-Flüssig-Trennung, wobei das verbleibende Prozessgas wieder in den Reaktor zurückgeführt wird.

Einzelne Versuchsanlage, wie die von Carbon Recycling International (CRI) in Island, erproben das Verfahren auf Basis von CO₂, im genannten Fall über eine Wasserelektrolyse mit Strom aus geothermischer Energie sowie mit CO₂ aus derselben Geothermianlage mit bis zu 12 t Methanol pro Tag.

Im Gegensatz zur heterogen katalysierten CO₂-Hydrogenierung ist der Einsatz homogener Katalysatoren für die Synthese von Methanol aus CO₂ auf Forschungsarbeiten bei niedrigen TRL beschränkt. Für die direkte CO₂-Hydrogenierung ohne Umweg über rWGS ist den Autoren dieser Studie bislang nur ein System bekannt (Wesselbaum u. a. 2015).

Tabelle 23: Prozesse und Katalysatorsysteme für die Methanolsynthese

Prozess	Katalysatoren	Prozessbedingungen	TRL
Lurgi	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃ Süd-Chemie (Clariant)	60 bar, 260°C; 35-45% Konversion zu Methanol in einem Durchgang mit nur geringer Katalysatordeaktivierung, Selektivität 99,96 % European Energy e-Methanolanlage in Kasso, Dänemark; 42 kt/a	8-9
NIRE und Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE), Japan	Cu/ZnO/ZrO ₂ /Al ₂ O ₃ /SiO ₂	50 kg/d Pilotanlage, 50 bar, 250°C; Selektivität 99,7% geringe Deaktivierung des Katalysators	7
Korean Institute of Science and Technology	Cu/ZnO/ZrO ₂ /Ga ₂ O ₃	CAMERE-Prozess; 100 kg/d; Kopplung rWGS und MeOH-Reaktor; teilw. Konversion zu CO und H ₂ O im rWGS-Reaktor und Entfernung des H ₂ O	7
Mitsui, Japan	Cu/ZnO/ZrO ₂ /Al ₂ O ₃ /SiO ₂ (RITE)	100 t/a	7

Für die Quantifizierung des Energiebedarfs, sowie des Investitionsbedarfs und der Produktionskosten für Methanol ist eine Festlegung der Systemgrenzen unerlässlich. Die meisten technoökonomischen Analysen betrachten die vollständige Prozesskette, angefangen mit der Wasserelektrolyse und dem Capture von CO_2 zur Bereitstellung der Rohstoffe H_2 und CO_2 in den erforderlichen Mengen. Unterschiede des Energiebedarfs der Prozessschritten ergeben sich durch die jeweiligen Prozesskonfigurationen²⁵.

Auch die Verdichtung des abgetrennten CO_2 ist erforderlich, abhängig von der Transportvariante (>150 bar für Pipeline über mehrere hundert Kilometer, 5,2 – 74 bar in Druckbehältern, siehe Kapitel 1.1) und dem damit einhergehenden Druck bei der Einspeisung in die Methanolanlage. Lonis et al. und Sollai et al. modellieren einen adiabat geführten Reaktor und zwei Flash-Prozesse zur Abtrennung von Methanol und Rückführung der nicht kondensierten Prozessgase in den Reaktor ((Lonis u. a. 2021; Sollai u. a. 2023)). Der Energiebedarf hängt dabei wesentlich von der Wärmeintegration ab. Die Abwärme der exothermen Methanolsynthese kann zum Vorwärmen der Edukte (H_2 und CO_2) und des Rohmethanols vor der Destillation sowie zum Heizen der Destillation selbst genutzt werden.

Für die Gesamtprozesskette gilt, unabhängig von den Unterschieden der diversen technoökonomischen Analysen (TÖA), dass der Energiebedarf der Wasserelektrolyse dominiert.

Bezüglich des Investitionsbedarf zeigen die TÖA-Studien ebenfalls eine klare Dominanz der Elektrolyseurkosten bzw. der Kosten für den Bezug von Wasserstoff auf (vgl. Tabelle 24). Ist die Elektrolyse Bestandteil der betrachteten Prozesskette, machen Stromkosten 97% der variablen Kosten aus, der größte Anteil ist hier wiederum der Elektrolyse zuzurechnen. Generell haben die angenommenen Stromkosten eine starke Auswirkung auf die Gestehungskosten des Produkts (hier Methanol).

IRENA gibt im Innovation Outlook Renewable Methanol (Kang u. a. 2021a) für e-Methanol Stand 2020 eine Preisspanne von 910 bis 1800 €/tMeOH für CO_2 aus gemischten biogenen Quellen an, für DAC als alleinige Quelle liegt diese bei 1244 bis 2644 €/tMeOH. Als mögliche Kostendegression bei Scale-up und TRL9 sowie von IRENA erwarteter Preisreduktion bei erneuerbaren Energiequellen gibt IRENA eine Preisspanne von 278 bis 700 €/tMeOH an (für DAC 322 bis 700 €/tMeOH). Diese Zahlen sind mit der Preisspanne für erdgas- oder kohlebasiertes Methanol von 278 bis 444 €/t MeOH (und Methanol-Produktionskosten von 111 bis 278 €/t) zu vergleichen. Eine Kompensation für die CO_2 -Vermeidung ist nicht einberechnet. Auch IRENA gibt Stromkosten und die Anlagenauslastung als wesentliche Kostenfaktoren an.

Eine sehr detaillierte technoökonomische Analyse (Schemme u. a. 2020) gibt Gestehungskosten von 1049 €/tMeOH bei angenommenen Preisen für Wasserstoff und CO_2 von 4,6 €/kg bzw. 70 €/t. Eine Sensitivitätsanalyse bestätigt, dass der Wasserstoffpreis maßgeblich die Gestehungskosten beeinflusst.

Generell ist für den Vergleich von klimaneutralen Prozessen auf der Basis von CO_2 und Wasserstoff festzulegen, wie die Bereitstellung dieser Rohstoffe betrachtet wird. In den o.g. Studien wurde diese als Teil der Prozessketten behandelt. Alternativ kann für die Herstellung des Zielprodukts, in diesem Fall Methanol, die Rohstoffherstellung oder Bereitstellung ausgenommen werden; dies ist dann der Fall, wenn diese Rohstoffe von den Unternehmen der Chemieindustrie als Commodities eingekauft werden, möglicherweise auch aus anderen Weltregionen. Auch in der Bilanzierung der konventionellen fossilen Prozesse werden die Vorketten (die Erdgas-/Erdölförderung und die Aufbereitung von Erdgas bzw. die Raffinerieprozesse zu Naphtha) nicht in die Betrachtung einbezogen.

²⁵ Eine Wasserelektrolyse bei höheren Drücken führt zu einem höheren Energiebedarf, dafür kann in der nachfolgenden Wasserstoffkompression eingespart werden. Lonis et al. zeigen anhand einer Aspen-Simulation für eine alkalische Elektrolyse (AEL), dass der Strombedarf beim Betrieb bei 2,5 MPa ggü. 0,5 MPa um rund 1kWh/kgH₂ höher liegt. Im ersten Fall ist für die anschließende Methanolsynthese bei 6,5 MPa aber nur ein Kompressor erforderlich, während im letzteren Fall eine Verdichterstrecke mit zwei oder drei Kompressoren und jeweiliger Zwischenkühlung notwendig ist (Lonis u. a. 2021).

Tabelle 24: Übersicht Bewertung Methanolsynthese durch CO₂-Hydrierung

Zielprodukt: Methanol	Menge: 729 kt/a in Deutschland (VCI 2025a); bei Umsetzung von Methanol-to-X-Verfahren wären viel höhere Mengen erforderlich																		
Verfahren	Methanol aus CO ₂ und Wasserstoff (direkte katalytische Hydrierung von CO ₂)																		
TRL	7-8; mehrere Pilot- und Demonstrationsanlagen; Pilotanlage Osaka (Mitsui-Prozess) 100 t/a CRI Island 4000 t/a European Energy Anlage Kasso, Dänemark; 42 kt/a																		
Spezifischer Energiebedarf und die Anteile der Verfahrensschritte, Energieträger und Energieeffizienzpotenziale der einzelnen Verfahren	Daten zu Strombedarfen aus verschiedenen TÖA-Studien: • Wasserelektrolyse -mit 6MW PEM Elektrolyseur (Sollai u. a. 2023): 55,8 kWh/kgH₂ (inkl. 5,4 kWh/kgH₂ für Peripheriekomponenten) => 10,46 kWh/kg MeOH -mit alkalischer Elektrolyse, 2,5 bar, 65°C (Lonis u. a. 2021): 45,5 kWh/kgH₂ => 8,53 kWh/kgMeOH • MEA-Capture von CO₂ aus Verbrennungsanlage (Sollai u. a. 2023): 1,12 kWh/kg CO₂ =>1,54 kWh/kg MeOH • Kompression H₂ und CO₂ auf 65 bar (Sollai u. a. 2023): H₂ 0,38 kWh/kgH₂ =>0,07 kWh/kgMeOH; CO₂: 0,07 kWh/kgCO₂ => 0,096 kWh/tMeOH • Umsetzung und Destillation: -(Sollai u. a. 2023): 0,59 kWh/kgMeOH -(Schemme u. a. 2020): 0,154 kWh/kgMeOH Strombedarf; Dampfexport 0,49 kWh/kgMeOH, davon werden 0,22 kWh/kg MeOH in der Destillation (Dampf bei 125°C) für 99,9% Reinheit eingesetzt																		
Spezifischer Rohstoffbedarf	1,373 t CO ₂ /t MeOH; 187,5 kg H ₂ /t MeOH																		
Investitionen / CAPEX	Overnight Kostenschätzung* (Sollai u. a. 2023), Anlagenkonfiguration mit 4000 t MeOH/a Reine Errichtungskosten [Mio. €] <table><caption>Reine Errichtungskosten [Mio. €]</caption><thead><tr><th>Kostenart</th><th>Betrag [Mio. €]</th><th>Anteil [%]</th></tr></thead><tbody><tr><td>PEM Elektrolyseur</td><td>5,48</td><td>52%</td></tr><tr><td>Gaskompressoren</td><td>2,19</td><td>21%</td></tr><tr><td>CO₂ Capture</td><td>1,36</td><td>13%</td></tr><tr><td>MeOH-Synthese</td><td>1,23</td><td>11%</td></tr><tr><td>Gasspeicher</td><td>0,35</td><td>3%</td></tr></tbody></table> • Gesamt-Anlagenkosten (TPC) [Mio. €]: 13,0 BEC+ Engineering, procurement and construction: 0,85 + Project and process contingencies 1,59 • Total overnight Kosten (TOC) [Mio. €] 14,8 TPC+Site preparation 0,2 + Permit fees 1,6 * Zur Begriffsdefinition der Kostenarten siehe Kasten "Ökonomische Bewertung" auf S. 71	Kostenart	Betrag [Mio. €]	Anteil [%]	PEM Elektrolyseur	5,48	52%	Gaskompressoren	2,19	21%	CO ₂ Capture	1,36	13%	MeOH-Synthese	1,23	11%	Gasspeicher	0,35	3%
Kostenart	Betrag [Mio. €]	Anteil [%]																	
PEM Elektrolyseur	5,48	52%																	
Gaskompressoren	2,19	21%																	
CO ₂ Capture	1,36	13%																	
MeOH-Synthese	1,23	11%																	
Gasspeicher	0,35	3%																	

Tabelle 24 (Fortsetzung): Übersicht Bewertung Methanolsynthese durch CO₂-Hydrierung

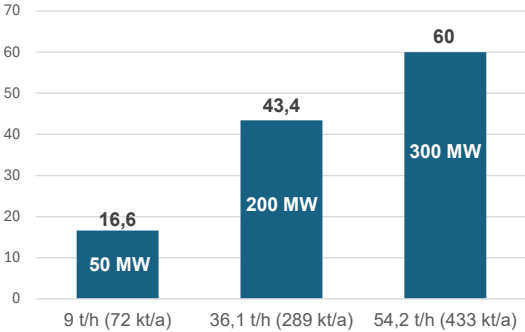
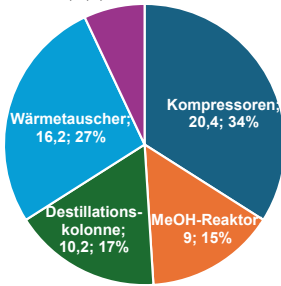
Zielprodukt: Methanol	Menge: 729 kt/a in Deutschland (VCI 2025a); bei Umsetzung von Methanol-to-X-Verfahren wären viel höhere Mengen erforderlich
Investitionen / CAPEX	Kostenschätzung (Schemme u. a. 2020): Annahme: Anlage, 20 Jahre Lebensdauer, 8% Diskontsatz; Betriebszeit 8000 h/a, Elektrolyse-Effizienz 70%, H₂-Kosten 4,6 €/kg, CO₂-Kosten 70 €/kg; Investitionssumme [Mio. €]  Investitionssumme für 300 MW Anlage [Mio. €]  - Investitionssumme: [Mio. €] für 9t/h (72kt/a, 50 MW) 16,6; für 36,1 t/h (289 kt/a, 200 MW) 43,4 für 54,2t/h (433,6 kt/a, 300 MW) 60 Verteilung: Kompressoren 20,4 (34%), MeOH-Reaktor 9 (15%), Destillationskolonne 10,2 (17%); Wärmetauscher 16,2 (27%) andere 4,2 (7%) - Investition: für 50MW 391,6 €/kW; für 200 MW 255,3 €/kW; für 300 MW 235,4 €/kW
Produktions- und Wartungskosten / OPEX	<u>Kostenschätzung (Sollai u. a. 2023):</u> - Variable Kosten [k€/a]: 2893 Strom (57,8 €/MWh): 2809 (97,1%); Deionis. Wasser (10 €/m³); 59 MEA (1,90 €/kg) 16 k€/a; Katalysator (95,24 €/kg) 7 k€/a; Stickstoff (0,278 €/kg) 2 k€/a - Fixkosten [k€/a]: 891 Personalkosten 211; Overhead (20% der Personalkosten) 42; Steuern & Versicherungen (2% des TOC) 297; Wartung: Kompressoren (2% des TOC) 88 +anderes Equipment (3% des TOC) 253 <u>Kostenschätzung (Schemme u. a. 2020):</u> - Gestehungskosten: 1049 €/tMeOH; Anteile [€/tMeOH] jährl. Kapitalkosten 27,2; OPEX Fixkosten: 17,76; OPEX variabel 24,42; H₂ 869,13, CO₂ 96,02; Betriebsstrom 14,99 - Sensitivitätsanalyse - Auswirkung auf Gestehungskosten: H₂ Kosten statt 4,6 €/kg: 3-6 €/kg: 744-1360 €/tMeOH (±30%); CO₂ Kosten statt 70 €/t 20-170 €/t: 982-1188 €/tMeOH (-7-+13%); CAPEX -30 bis + 50%: 1032-1077 €/tMeOH (±2 bis 2,5%); andere Faktoren vernachlässigbar

Tabelle 24 (Fortsetzung): Übersicht Bewertung Methanolsynthese durch CO₂-Hydrierung

Zielprodukt: Methanol	Menge: 729 kt/a in Deutschland (VCI 2025a); bei Umsetzung von Methanol-to-X-Verfahren wären viel höhere Mengen erforderlich
Profitabilität	Einnahmen Schätzung (Sollai u. a. 2023): » Produktverkäufe: 2745 k€/a (Methanol - bei angenommenem Preis 450 €/t: 1774 k€/a; Sauerstoff - bei angenommenem Preis 150 €/t²⁶: 971 k€/a) » CO₂ Kompensation: (80€/tCO₂ im 1. Jahr, linearer Anstieg auf 129 €/t bis 2030) 456 k€/a NPV (kumulierte Summe diskontierter Cashflow über 20 Jahre Anlagenlebensdauer) -21 Mio. € Levelized cost of MeOH (MeOH-Preis bei dem break even am Ende der Anlagenlebensdauer erreicht wird; Anlagenlebensdauer 20a, Diskontsatz 8%): 960 €/tMeOH (>Faktor 2 mehr als angenommener Marktwert) Sensitivitätsanalyse: größte Einflussfaktoren sind der MeOH-Marktpreis, Strompreis und Anlagenausnutzung
Kostendegressionspotenziale	Reduzierte Investments für Wasserelektrolyse bei Serienfertigung von Elektrolyseuren (Schätzung -50%) Für MeOH-Reaktor kaum Kostendegression, da Verfahren ähnlich zu konventioneller MeOH-Synthese; Mehrinvestitionsbedarf bei Destillation durch höhere Wasserentstehung
Diffusionspotenziale	Stark abhängig davon, ob die MTX-Routen verfolgt werden.
Energieeffizienz-Potenziale	Nach DECHEMA PtX-Potenzialanalyse ²⁷ Effizienzsteigerungen im Stromverbrauch von 315 kWh/tMeOH bis 2050 um bis zu 40% auf 189 kWh/tMeOH möglich; der Dampfexport (567 kWh/tMeOH; eingesetzt für die MeOH-Destillation) durch die Exothermie der Reaktion bleibt konstant;
Einbau- und Integrationspotenziale	Brownfield-Umrüstung erdgasbasierter Anlagen möglich; kein Retrofit schwerölbasierte Anlage
Hemmende Faktoren	Derzeit ist MeOH über diese Route ggü. fossilem MeOH nicht wettbewerbsfähig; das hemmt Investitionsentscheidungen; Wesentlicher Hebel sind die Kosten für erneuerbaren Strom; unterstützende Mechanismen wären CO ₂ -Kompensation und Kostenaufschläge für die Nutzung fossiler Rohstoffe.
Fazit	Die direkte katalytische Herstellung von Methanol aus CO ₂ und Wasserstoff ist technisch weit fortgeschritten (TRL 7–8) und energetisch prinzipiell machbar, jedoch derzeit ökonomisch nicht wettbewerbsfähig im Vergleich zu fossilem Methanol – insbesondere aufgrund hoher Strom- und Wasserstoffkosten. Langfristiges Potenzial besteht bei sinkenden Elektrolyseurkosten, günstigerem grünem Strom und politischen Maßnahmen wie CO ₂ -Bepreisung oder Subventionen.

²⁶ Die zukünftige Preisentwicklung für Sauerstoff ist ungewiss. Bei umfassender Implementierung der Wasserelektrolyse zur Bereitstellung von Wasserstoff kann ein Überangebot resultieren, das die Preise einbrechen lässt; andererseits kann ein Mehrbedarf an Sauerstoff z.B. durch die Oxyfuel-Verfahren entstehen.

²⁷ <https://www.ptx-potenziale.de/de/technische-parameter>

Ökonomische Bewertung

Die ökonomische Bewertung eines Verfahrens hängt von vielen Faktoren ab.

Faktoren für Investitionen:

- Die Anlagengröße, die über die Economy of Scale zu relativ niedrigeren Kapitalkosten führt: $C = C_o \cdot (P/P_o)^f$ (f ist der Skalierungsfaktor, der ≤ 1 liegt)
- Die Lebensdauer der Anlage bzw. ihrer Bestandteile; hier sind auch Investitionen einzurechnen, die über die Anlagenlebensdauer durch den Ersatz von Komponenten notwendig werden. Beispiel: 20 Jahre Lebensdauer der o.g. Gesamtanlage entlang der Prozesskette; geschätzte Stacklebensdauer PEM 60 Th (7 Jahre); zweimal zu ersetzen; Gaskompressor 10 Jahre; einmal zu ersetzen etc.
- Die Anlagenutzung/-auslastung; Beispiel Wasserelektrolyse: stetiger Betrieb in Volllast (8600 Volllaststunden oder intermittierend nach Verfügbarkeit erneuerbare Energie (z.B. 4000 Volllaststunden); in letzterem Fall muss der Elektrolyseur 2,15 x größer dimensioniert werden
- Angewendete Methode:
 - Bare Erected Cost (BEC) = Summe der Equipmentanschaffungskosten, Arbeit und Infrastrukturkosten zur Errichtung einer Anlage
 - Engineering Procurement & Construction Cost (EPCC); i
 - Totale Anlagenkosten: inkludiert unvorhergesehene Ausgaben (project and process contingencies)
 - Übernachtkosten, Total Overnight Cost (TOC): inkludiert Vorproduktionskosten, Vorratskapital, Finanzierungskosten und sonstige Kosten des Eigentümers

CAPEX

- Abschreibungszeitraum für die Anlage bzw. einzelne Komponenten
- Diskontsatz

OPEX

- Kosten für Energie; abhängig von angenommenen Preisen
- Kosten für Rohstoffe und Betriebsstoffe ebenfalls abhängig von angenommenen Preisen
- Personalkosten und Wartungskosten (z.B. als 3% des CAPEX)

2.2.3. Methanisierung von CO₂ und Nutzung des synthetischen Methans als Erdgasersatz

Die CO₂-Methanisierung (im Folgenden nur Methanisierung genannt) beinhaltet die metallkatalysierte Hydrogenierung von CO₂, also die Reaktion von CO₂ mit Wasserstoff zu synthetischem Methan (Synthetic Natural Gas, SNG) nach dem Sabatier-Prozess (Gleichung 4). Die Methanisierung ist eine exotherme Reaktion.



Zusätzlich kann bei der Methanisierung über die umgekehrte Wassergasshift-Reaktion (rWGS) nach Gleichung 4 auch Kohlenmonoxid und Wasser gebildet werden.



Eine hohe Selektivität für die Methanisierung ist essentiell, die rWGS-Nebenreaktion ist nach Möglichkeit zu minimieren.

Die Methanisierung läuft typischerweise bei Temperaturen von 200 bis 500 °C ab, abhängig vom Katalysator und der Prozessführung. Niedrige Temperaturen sind aufgrund der Exothermie der Reaktion vorteilhaft. Außerdem wird das Reaktionsgleichgewicht durch hohe Drücke in Richtung Methan verschoben, es werden daher üblicherweise Drücke von 10 bar und höher realisiert.

Zu Katalysatorsystemen für die Methanisierung gibt es umfangreiche Forschungsarbeiten insbesondere zu Thermokatalysatoren (Frontera u. a. 2017; Kim 2024; Tommasi u. a. 2024), da sie die für die praktische Anwendung ausreichenden Umsatzraten und Selektivitäten aufweisen. Daneben wird aber auch an Photokatalysatoren (Farshchi u. a. 2024), elektrochemischen Katalysatoren (Zainul u. a. 2024), Biokatalysatoren (Burkhardt u. a. 2015) und Plasmakatalysatoren (Li u. a. 2024) geforscht.

Biokatalysatoren für die Methanisierung von CO₂

Ein Anwendungsfeld für Biokatalysatoren ist die in situ Methanisierung in Biogasanlagen (Nieß et al., 2023). Hierbei kann parallel zur anaeroben Vergärung im Fermenter die Methanisierung des gebildeten CO₂ mit hydrogenotrophen methanogenen Mikroorganismen (Archaeen) katalysiert werden, indem der für die Umsetzung notwendige Wasserstoff mit einem Gasverteiler am Fermenterboden eingebracht wird. Vorteil ist, dass kein zusätzliches Investment erforderlich ist und die als Katalysator eingesetzten Mikroorganismen relativ unempfindlich gegenüber Schwefel und anderen Verunreinigungen sind. Nachteile sind, dass die Fermenter nicht das ideale Set-up für die Methanisierung darstellen, die Durchmischung mit Wasserstoff in der Flüssigkeit limitiert ist und Wasserstoff den Biomasseabbau negativ beeinflussen kann. Der Umsatz ist auf 55 – 75 % beschränkt. Alternativ kann die Methanisierung der Fermentation nachgeschaltet ex situ in einem separaten Reaktor durchgeführt werden. Hier ist ein Betrieb bei höherem Druck und mit höherer Methanbildung möglich. Eine nachgeschaltete Methanisierung nach Abtrennung des CO₂ aus dem Rohbiogas kann aber auch mit konventionellen thermochemischen Katalysatoren durchgeführt werden. Nieß et.al weisen in einer ökonomischen Bewertung die Gesteungskosten des Produktstroms der katalytischen Methanisierung mit (0,133 EUR*kWhCH₄⁻¹) gegenüber

Auch reaktionstechnisch werden für die Methanisierung verschiedene Ansätze verfolgt. Wesentliche Aufgaben des Reaktors sind a) die Kontaktierung von Gas und Katalysator, b) die Realisierung ausreichender Verweilzeit für die Maximierung des Umsatzes und c) das Abführen der Reaktionswärme aus der exothermen Methanisierung durch Kühlung oder andere Maßnahmen zur Temperaturkontrolle. Überwiegend werden Festbett-, Wirbelschicht-, Waben- sowie Blasensäulenreaktoren eingesetzt.

Strukturierte Reaktoren sind ein Sonderfall der Festbettreaktoren, bei denen der Katalysator auf einer strukturierten Oberfläche aufgebracht ist oder mit Einbauten für die Wärmeübertragung vorliegen. Festbett-, Wirbelschicht-, und beschichtete Wabenreaktoren haben einen festen Katalysator, bei Blasensäulenreaktoren ist dies ebenfalls so, wobei dieser dann in einer inerten Flüssigkeit dispergiert vorliegt. Man kann die Reaktortypen auch nach 2-Phasen- und 3-Phasen-Systemen einteilen. Festbett-, Wirbelschicht-, und beschichtete Wabenreaktoren sind Gas-Feststoff-Reaktoren, es liegen 2 Phasen mit gasförmigem CO₂ und Wasserstoff sowie festem Katalysator vor. Dreiphasig ist das System in Blasensäulen, da hier der Katalysator in einer Flüssigkeit suspendiert ist.

Tabelle 25 zeigt einen Überblick der gängigen Katalysatorsysteme und Reaktortypen und skizziert den Forschungsbedarf.

Tabelle 25: Übersicht zu Katalysatorsystemen und Reaktortechnik für die Methanisierung

Katalysatorsysteme	Erläuterungen	Forschungsbedarf
Edelmetalle: Ru, Rh, Pt, Pd	Hohe Aktivität, insbesondere Ru, aber wegen des hohen Preises eher für Forschungsarbeiten verwendet	Alternative Katalysatoren mit ähnlich hoher Aktivität und Selektivität
Nicht-Edelmetalle: Ni, Co, Fe, Mo	Ni besonders vorteilhaft + geringe Kosten, hohe Verfügbarkeit + hohe Wasserstoffadsorption + hohe katalytische Aktivität + hohe Methanselektivität – anfällig für Sinterung oder Kohlenstoffablagerung bei hohen Temperaturen	• Erhöhung Katalysatorstabilität bei hohen Temperaturen, z.B. durch Kern-Schale-Katalysatoren mit aktivem Kern und inaktiver Schale • Weiterentwicklung Katalysatoren mit hohen Aktivitäten bei niedrigen Temperaturen (für Methanisierung besonders vorteilhaft) • Einsatz von Promotoren, Ko-Katalysatoren



Katalysatorsysteme	Erläuterungen	Forschungsbedarf
Träger: SiO₂, Al₂O₃, CeO₂, TiO₂, ZrO₂	Rolle: • Verbesserung der Dispersion von Metallpartikeln auf der Oberfläche • Erhöhung der reaktiven Oberfläche • Erhöhung der thermischen Stabilität • Beeinflussen der Adsorption und Reaktivität von H₂ und CO₂ und damit der Selektivität	• Monolithische Trägerstrukturen und strukturierte Katalysatoren wie metallische Wabenkörper • Andere Träger wie Mischoxide (z.B. W-Mg) oder Carbon Nanotubes
Reaktordesign		
Festbettreaktoren	• Mit Katalysator als Schüttgut • Adiabatisch oder mit Kühlung als Rohrbündel + Kühlmedium • Häufig zweistufig zur Temperaturkontrolle	• Optimierung der Reaktorkonzepte für alle Reaktortypen erforderlich; zweistufige Ausführungen sind häufig dem limitierten Wärme-Management geschuldet • Reaktor und Katalysator müssen aufeinander abgestimmt sein und idealerweise gemeinsam entwickelt werden
Wirbelschichtreaktoren	• Feste Katalysatorpartikel, die nicht immobilisiert sind, sondern im Reaktor durch den Eduktgasstrom aufgewirbelt werden • Effektive Wärmeabfuhr im Fließbett und hohe Umsatzraten • Mechanische Abnutzung des Katalysators	
Waben-Methanisierung	• Katalysator auf der Oberfläche wabenförmiger Reaktorkanäle • Wegen metallischer Waben gute Wärmeabfuhr • Bedingt lastwechselfähig • Effizienz bis 80%.	
Blasensäulenreaktor	• Dreiphasen-Methanisierung mit suspendiertem Katalysator in inerter Flüssigkeit und Zumischung des Reaktionsgasgemischs • Lastwechselgeeignet • Effizienz bis 80%.	
Strukturierte Reaktoren	• Festbett mit strukturierten Wänden und/oder Einbauten für bessere Wärmeübertragung • Mikrostrukturierte Reaktoren für Temperaturkontrolle	

Bewertung

Es gibt oder gab Demonstrationsanlagen zur Methanisierung in mehreren Ländern, u.a. Dänemark, Spanien, Österreich und Schweiz. In Deutschland war die 2013 in Betrieb genommene Audi E-Gas-Anlage in Werlte die größte Power-to-Gas-Anlage weltweit. Sie nutzte CO₂ aus Biogas für die katalytische Methanisierung um zusammen mit einer 6 MW_{el} Elektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff rund 1300 m³/h SNG zu erzeugen. Nach Ausstieg von Audi 2021 und Insolvenz des zwischenzeitlichen Betreibers wurde die Anlage 2024 durch die Hy2gen AG übernommen. Eine großtechnische Umsetzung der Methanisierung im Maßstab der für die chemische Industrie notwendigen Rohstoffversorgung steht aus.

Grundsätzlich ist die Methanisierung nur dann sinnvoll, wenn der eingesetzte Wasserstoff nachhaltig und mit Hilfe von erneuerbaren Energiequellen hergestellt wird. Bezüglich der Nutzung von synthetischem Methan als Rohstoff für die chemische Industrie stellt sich die Frage, ob CO₂ und Wasserstoff nicht direkt als Synthesegas eingesetzt werden können und der Umweg über Methan energetisch und wirtschaftlich sinnvoll ist. Die Methanisierung hat einen Wirkungsgrad von ca. 80%, der durch verbesserte Katalysatoren und Reaktoren sowie Abwärmennutzung zwar verbessert werden kann, es verbleiben aber dennoch Umwandlungsverluste. zeigt, dass die Prozesskette von der Bereitstellung erneuerbarer Energien bis zu Methanol über die Methanisierung energetisch zu fast 60% Umwandlungsverlusten führt. Für die Methanolsynthese wäre, ausgehend von Methan zunächst wieder die Wasserstoffherzeugung über die Dampfreformierung notwendig, dies erscheint nicht sinnvoll. Ähnliches gilt für die Fischer-Tropsch-Synthese zu Kohlenwasserstoffen, die ebenfalls von Wasserstoff und CO₂ ausgehen kann.

Ein Vorteil der Bereitstellung von synthetischem Methan ist die Beibehaltung der Produktionsinfrastruktur für alle chemischen Prozesse, die Erdgas als Rohstoff nutzen. Dazu zählen die Ammoniaksynthese, die Harnstoffsynthese, in der das aus Methan gebildete CO₂ direkt weiterverwendet wird, und die Methanolsynthese.

Im Sinne der Energieeffizienz ist die Prozesskette über die Methanisierung im Vergleich zu anderen betrachteten Prozessketten nicht empfehlenswert, da Methanol direkt aus Synthesegas gebildet werden kann (ohne Umweg über die Methanisierung) und die Verfahren zu den betrachteten weiteren Petrochemikalien über Fischer-Tropsch ebenfalls keinen Methanisierungsschritt erfordern bzw. über Methanol laufen können (vgl. Kapitel 2.2.1).

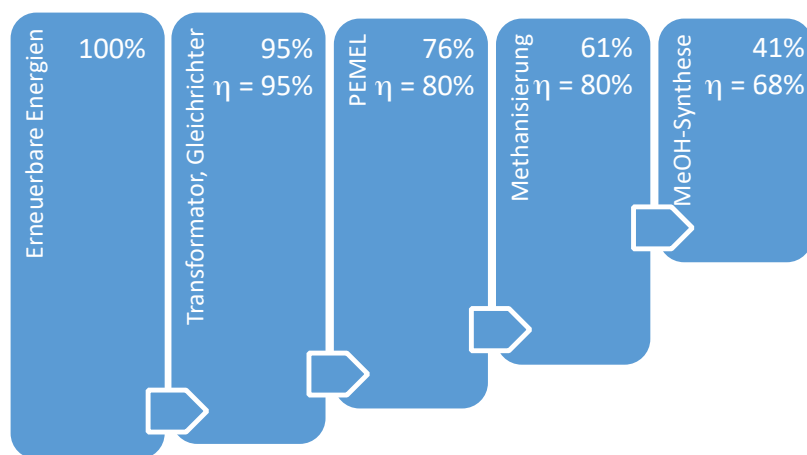


Abbildung 8: Umwandlungsverluste in der Prozesskette zu Methanol über die Methanisierung

2.2.4. Fischer-Tropsch-Synthese ausgehend von Synthesegas

Ein möglicher Pfad für die Herstellung von Kohlenwasserstoffen ausgehend von Synthesegas ist die Fischer-Tropsch-Synthese (Gleichung 6). Die Synthese führt nicht zu reinen Produkten, sondern zu einem Gemisch von überwiegend linearen Kohlenwasserstoffen, wobei die Zusammensetzung oder die mittlere Kettenlänge durch den Katalysator, die Eduktgaszusammensetzung sowie Temperatur und Druck beeinflusst werden können. Zu den typischen Fischer-Tropsch (FT)-Produkten gehören FT-Benzin, FT-Diesel, FT-Kerosin oder FT-Naphtha, deren Eigenschaften sehr den ihrer entsprechenden Namensgebern ähneln.



Die Fischer-Tropsch-Synthese ist heterogen katalysiert, wobei überwiegend Kobalt- oder Eisen-basierte Katalysatoren zum Einsatz kommen. FTS erfolgt unter Einsatz heterogener Katalysatoren (Co- oder Fe-basiert) bei Temperaturen zwischen 200 und 350 °C und Drücken von 10 bis 40 bar. Je nach Katalysator und Prozessbedingungen kann die Produktverteilung gezielt auf langkettige Paraffine (Wachse), Olefine oder auch Naphtha eingestellt werden. Bei niedrigen Temperaturen (englisch: low temperature FT, LTFT) von ca. 200-250 °C wird die Bildung von Kerosin, Diesel und Wachsen begünstigt, während bei höheren Temperaturen um die 300-350 °C ein Produktgemisch entsteht, was aus kurzkettigen Olefinen und Benzin besteht. Generell schließen sich an die FT-Synthese noch diverse Aufarbeitungsschritte an, welche das Gemisch in die einzelnen Produkte auftrennt und nach Bedarf veredelt. (Jess u. a. 2009)

Synthetisches FT-Naphtha als Alternative zum fossilen Naphtha oder Rohbenzin ist dabei das im Siedebereich von etwa 30–200 °C kondensierbare Leichtprodukt und weist Kettenlängen zwischen 5 und 12 Kohlenstoffatomen auf. FT-Naphtha und enthält überwiegend lineare Paraffine und ist weitgehend frei von Schwefel- und Stickstoffverbindungen. Damit eignet sich FT-Naphtha als nachhaltige Drop-in-Komponente in der Petrochemie, denn es kann, wie der fossile Rohstoff, durch Steam Cracking gespalten werden. Aufgrund seiner Reinheit kann FT-Naphtha eine hohe Ausbeute an Polymeren liefern und zur Herstellung von Olefinen (Ethylene, Propylene) oder als Basischemikalie den Grundstoff für synthetische Kunststoffe dienen. Allerdings ist die Produktausbeute abhängig von der Reaktorkonfiguration (z. B. LTFT mit Cobalt-Katalysator) und von der effektiven Gasaufarbeitung nach der Synthese. Im Vergleich zu Methanol-to-X-Verfahren ist die FT-Synthese weniger selektiv steuerbar, aber energetisch robuster bei großtechnischer Anwendung.

Das Steam Cracking von FT-Naphtha ist dem klassischen Steam Cracking von fossilem Naphtha sehr ähnlich. Durch die weniger verzweigten Moleküle entstehen aber weniger Aromaten. Nicht erwünschte Nebenprodukte können zur internen Wärmebereitstellung genutzt werden. Neuere Entwicklungen zielen jedoch auf die Deckung des Energiebedarfs aus erneuerbaren Energiequellen in elektrisch beheizten Crackeröfen (e-Cracker) ab (BASF u. a. 2021; Shell 2022). Die Fischer-Tropsch-Synthese nach Gleichung 6 ist stark exotherm, so dass Wärme aus dem Reaktor abgeführt werden muss, diese kann zur Dampferzeugung verwendet. In Kombination mit Synthesegas aus H₂ und CO₂ wird die Fischer-Tropsch-Synthese oft in Kombination mit der Hochtemperatur-Elektrolyse (SOEC) von Wasser zur Bereitstellung des Wasserstoffs diskutiert. Hier wird der in der FT-Synthese erzeugte Dampf statt flüssigem Wasser für eine Elektrolyse bei 850°C eingesetzt, so dass die Verdampfungsenthalpie des Wassers nicht elektrisch aufgebracht werden muss. Der Wirkungsgrad der Elektrolyse steigt damit auf über 80%.

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 Kunststoffpyrolyse, da das resultierende Pyrolyseöl aufgereinigt ebenfalls als Feed für den Cracker geeignet ist.

Tabelle 26: Übersicht Fischer-Tropsch-Synthese

Katalysatorsysteme	Erläuterungen	Reaktortypen
Fe-basiert; Träger: Al₂O₃, SiO₂, TiO₂ Promotoren: Na, K, Cu, MgO, Mn, Zr, Ni	Wassergasshift-aktiv; variable H ₂ /CO-Verhältnisse; weiter Temperaturbereich; Höhere Olefinselektivität, komplexere Produkte	Slurry; 220–240 °C; 20–25 bar Festbettreaktor; 220–240 °C; 20–25 bar Fließbettreaktor; 320–350 °C; bis 40 bar
Co-basiert Träger: Al₂O₃, SiO₂, TiO₂ Promotoren: Pt, Ru, Re, Ag, Rh, Zn, K	Keine WGS-Aktivität; vorwiegend Alkane; exzessive Methanbildung bei hohen Temperaturen	

Die Fischer-Tropsch-Synthese ist industriell erprobt (TRL 8-9), insbesondere im Kontext von Gas-to-Liquid-Anwendungen. Der Energiebedarf der Gesamtkette beträgt etwa 0,239 kWh/kg FT-Crude²⁸. Die Reaktion ist exotherm, weshalb kein Wärmebedarf notwendig ist. Stattdessen kann die entstehende Abwärme sogar für andere Prozesse genutzt werden, bspw. eine vorge-lagerte rWGS-Reaktion. Die spezifischen Energiebedarfe für FT-Naphtha hängen dann wiederum stark von der Produktverteilung des Crudes und der Art der Allokation ab. Bei einer Schulz-Flory-Verteilung mit einem Verteilungskoeffizienten von alpha=0,75 und dem Zusammenlegen der Kohlenstoffkettenlängen n=5-9 kann man von einer Naphtha-Fraktion von ca. 29 % ausgehen.

²⁸ <https://energy.nl/wp-content/uploads/technology-factsheets-ft-fuel-production-7.pdf>.

Angenommen wurde ein Heizwert von 43 MJ/kg für Fischer Tropsch-Crude und eine Umrechnung von 1 PJ = 2,77*10⁸ kWh

Nicht enthalten sind die Energie- und Stoffstrombedarfe für die Bereitstellung des Synthesegases, bspw. über eine rWGS-Reaktion.

Aufgrund des hohen Technologiereifegrads dieser Technologie ist in Zukunft nur mit wenigen Effizienzeinsparungen zu rechnen. Einige Quellen gehen sogar davon aus, dass es künftig zu keiner Effizienzeinsparung mehr kommen wird (Detz 2019).

Für die Fischer-Tropsch-Synthese existieren zahlreiche TÖA, u. a. aus diversen Forschungsprojekten. So gibt das Kopernikus-Projekt P2X für das Total Capital Investment der FT-Synthese 30 M€/PJ im Jahr 2020 an. Dies könnte sich in den Jahren 2030 und 2050 auf 13 M€/PJ bzw. 10 M€/PJ reduzieren. Das entspricht ca. 1,29 €/kg, 0,56 €/kg bzw. 0,43 €/kg²⁸. Für eine im Projekt modellierte Anlage mit einer Syngasanlage liegen die Gestehungskosten bei ca. 1,75 €/l Kerosin, wobei noch die Kosten für die CO₂-Bereitstellung hinzukommen. Auf die FT-Synthese und das Upgrading entfallen zusammen ca. 0,25 €/l Kerosin. Es kann davon ausgegangen werden, dass die Kosten für FT-Naphtha in einer ähnlichen Größenordnung liegen. Wie bei vielen anderen Power-to-X-Anlagen auch, macht bei einer TÖA jedoch die Strombereitstellung den Großteil der Gestehungskosten aus. In dieser Studie waren es ca. 80 %.

2.2.5. Methanol-to-X-Verfahren

Ausgehend von der Bereitstellung von grünem Methanol ist ein möglicher Prozesspfad, diesen als Rohstoff für die Herstellung von Kohlenwasserstoffen zu nutzen. Das Reaktionsprinzip, katalysiert durch Zeolite und zeolitartige Verbindungen wurde in den 1970er Jahren durch Mobil Oil entdeckt. Im ersten Reaktionsschritt wird Methanol zu einer Gleichgewichtsmischung aus Methanol, Dimethylether (DME) und Wasser kondensiert. Das DME wird anschließend in C₂- bis C₅-Olefine konvertiert, die dann weiter höhere Kohlenwasserstoffe, Aromaten oder höhere Olefine bilden können. Verschiedene Mechanismen werden hierzu diskutiert, die hier nicht weiter behandelt werden sollen. Die eingesetzten Katalysatoren und Reaktionsbedingungen entscheiden über die Produktselektivität, so können Benzin, aliphatische Polymerbausteine, im Wesentlichen Ethylen, Propylen (Methanol to Olefin -

Tabelle 27: Übersicht Methanol-to-X Verfahren

Prozess	Katalysatoren	Prozessbedingungen	Zielprodukte
Methanol to Gasoline (MTG)	Zeolith Socony Mobil 5, H-ZSM-5 (Robert J. Argauer & George R. Landolt 1972)	Wird im Rahmen dieser Studie nicht weiter betrachtet	Benzin (C ₄ -C ₁₀)
Methanol to Olefins (MTO)	Silicoaluminium-phosphat, H-SAPO-34 (Lok u. a. 1984)	UOP MTO (Fließbett) Katalysator: SAPO-34 T: 350-525°C, Druck: 1-6 bar Verhältnis Propylen/Ethylen- 0,77 - 1,33 (>2,0 bei gekoppeltem Olefin-Cracking) Ausbeute: Ethylen bis 26%, Propylen bis 33%, Gesamt HVC²⁹ 62% Vorteile: höhere HVC-Ausbeute, einstellbares Verhältnis Nachteile: kostenintensiver als Festbett; 10% C-Verlust aus Feed als CO₂ SYN (Syn Energy Technology Co., Ltd.) und LPEC (Sinopec Luoyang Engineering Co., Ltd) DMTO & DMTO-II (zirkulierender Wirbelschicht-Reaktionssystem aus Reaktor und Regenerator zum Abbrennen von Koks von der Katalysatoroberfläche) Katalysator: SAPO-34 T: 400-550°C, Druck: 1-3 bar	Ethylen, Propylen

²⁹ HVC = High Value Chemicals; Summe der gebildeten Kohlenwasserstoffe

Tabelle 27: Übersicht Methanol-to-X Verfahren

Prozess	Katalysatoren	Prozessbedingungen	Zielprodukte
Methanol to Propylen (MTP)	H-ZSM-5	Lurgi MTP (Festbett) Katalysator: H-ZSM5 T 450°C Ausbeute: Ethylen vernachlässigbar, Propylen 46%; Gesamt HVC 57% Vorteil: hohe Propylenausbeute	Propylen
Methanol to Aromatics (MTA)		Katalysatoren (Li u. a. 2021): Zn/ZSM-5 (bei 475°C) Aromaten-Selektivität 98% ³⁰ , für Raumgeschwindigkeit 0,8 Alumino-Galosilicat-Zeolithe HnGa1Al2 (bei 500°C) Aromaten-Selektivität 79,5%, Raumgeschwindigkeit 2,4 GaCNT-HZ (bei 500°C) Aromaten-Selektivität 72,6%, Raumgeschwindigkeit 4,6	Benzol, Toluol, o-/m-/p-Xylol, Höhere Aromaten
Abtrennung und Reinigung	Komponenten	Erläuterung	
	Quench-Turm	Abkühlen des heißen Reaktorgases, Auskondensieren von Reaktionswasser, Entfernen von Katalysatorfeinpartikel (Abrieb) und öl-/wachsartige Nebenprodukte Rückgewinnung des Waschwassers Abtrennung von leichten gasförmigen Komponenten (H ₂ , CO, C1-C3-Kohlenwasserstoffe) und Wasser C3 Splitter, C2 Splitter	
	Hydrozyklon Mehrst. Kompression auf 25 bar und Zwischenkühlung Phasentrennung und Kondensat-trennung		
	Mehrstufige Destillation		
Energiebedarf	Abhängig von der Prozesskonfiguration; 0,16-0,42 MWh/t Ethylen für DMTO (Chen u. a. 2022) perspektivisch energieneutral möglich (Dimian & Bildea 2018)		
Energieeffizienzpotenziale	(Dimian & Bildea 2018) • Nutzung der Reaktionswärme zum a) Vorheizen, Verdampfen und Überhitzen auf 350°C des Feeds durch Wärmeübertrager und b) zur Kraft-Wärme-Kopplung und Nutzung des Stroms für Kompressoren und des Niederdruckdampfs für eine Ammoniak-Absorptionskälteanlage, die den größten Teil der Kälteversorgung in den Trennprozessen liefert; • Mechanische Dampfkompensation zur Prozesswärmeversorgung • Kompakte Destillationsstrecke zur Olefinabtrennung und -reinigung aus 5 Kolonnen • Wärmepumpeneinsatz für die Propylenreinigung		
Kostendegressionspotenziale	MTX-Verfahren sind schon lange bekannt, die kommerzielle Nutzung für Olefine und Aromaten ist aber erst in den letzten 10 Jahren etabliert worden, insbesondere in China. Economy-of-scale-Effekte sind nach wie vor möglich, bei der möglichen Kostendegression werden aber die Vorketten, insbesondere die Wasserstoffbereitstellung, dominieren.		

³⁰ Die Selektivität für BTX-Aromaten im Speziellen liegt aber niedriger.

Diffusionspotenziale	Stark abhängig davon, ob die MTX-Routen verfolgt werden; in Konkurrenz hierzu stehen die Routen über synthetisches Naphtha und e-Cracker bzw. Synthesegas und Fischer-Tropsch.
Einbau- und Integrationspotenziale	100% Greenfield Investitionen erforderlich, sowohl bzgl. Methanolanlagen zur Bereitstellung des Rohstoffs als auch bzgl. MTX-Anlagen; für die komplette Bedarfsdeckung an Olefinen und Aromaten wären 26,5 Mio. t/a an MeOH-Kapazitäten erforderlich, nominale Anlageninvestitionen lägen bei 29,9 Mrd. €; eigene Berechnungen, zu finden in: (VCI & VDI 2024)
Hemmende Faktoren	Route ist mit dem Ziel THG-Neutralität nur sinnvoll bei Einsatz von nachhaltig erzeugtem MeOH als Rohstoff; Herausforderungen der Bereitstellung über CO ₂ -Hydrogenierung beschrieben in Kapitel 2.2.; für die komplette Erzeugung von Olefinen und Aromaten über die Prozesskette von H ₂ O zu H ₂ und CO ₂ über MeOH und MTX in Deutschland sind 240 TWh Strom und 38 Mio. t CO ₂ erforderlich (VCI & VDI 2024); es fehlen die notwendigen Mengen an erneuerbarem Strom, die Anlagenkapazitäten für grünen Wasserstoff (166 TWh) und die CO ₂ -Versorgungs-Infrastruktur; Rahmenbedingungen für Greenfield-Invest-Entscheidungen daher ungünstig und unsicher.
Fazit	Die Methanol-to-X-Verfahren bieten technisch ausgereifte Optionen zur Herstellung von Olefinen und Aromaten mit teils hoher Selektivität und Ausbeute. Ihre großskalige Umsetzung wird jedoch durch hohe Investitionskosten, begrenzte Verfügbarkeit von grünem Methanol und fehlende Infrastruktur für erneuerbaren Strom, Wasserstoff und CO ₂ stark eingeschränkt.

Wesentliche Herausforderungen für Methanol-to-X Prozesse ist die hohe Exothermie der Methanolumsetzung, wodurch beim Festbettreaktor der Reaktionsraum stark gekühlt oder beim Fließbett die Reaktionswärme mit dem Katalysator ausgetragen werden muss. Des Weiteren ist die Neigung der als Katalysatoren eingesetzten Molekularsieve (Zeolithe) zur Verkokung eine limitierende Randbedingung. Dies ist bei dem kommerziellen UOP SAPO-34 Katalysator wesentlich ausgeprägter, als beim Mobil H-ZSM-5 Katalysator, wobei die Selektivität von SAPO-34 für Ethylen und Propylen höher liegt, während H-ZSM-5 mehr Propylen und auch ausgeprägt höhere Olefine (C₅+) und Aromaten produziert. Der SAPO-34 Katalysator muss aufgrund der Verkokung regelmäßig regeneriert werden, üblicherweise durch Abbrennen der Koksablagerungen in einem separaten Regenerator, wobei der Katalysator zwischen Reaktor und Regenerator zirkuliert (dieses Prinzip ist analog zum großtechnisch eingesetzten Fluid Catalytic Cracking in Raffinerien). Daher wird SAPO-34 im Fließbettverfahren eingesetzt. H-ZSM-5 wird im Festbettreaktor eingesetzt. Der Katalysator ist weniger selektiv, aber stabiler durch die geringe Verkokungsneigung.

Im UOP/Hydro-MTO-Prozess (Fließbett) kann das Propylen zu Ethylen-Verhältnis zwischen 0,77 und 1,33 eingestellt werden durch Einstellen der Temperatur (350-525°C) und Drücken von 1 bis 6 bar. Höhere Temperaturen favorisieren die Bildung der leichten Olefine und damit die Ethylenbildung, wobei dann auch die Koksabildung verstärkt wird. Eine anteilige Bildung höherer Olefine lässt sich nicht vermeiden, der Prozess kann daher mit einem Olefin-Cracking-Prozess gekoppelt werden, der das Propylen zu Ethylen-Verhältnis auf über 2,0 möglich macht und die Selektivität für die leichten Olefine auf 85-90% steigert. Nachteil des Prozesses ist, dass ca. 10% der Kohlenstoffatome aus dem Methanol im Zuge der Regeneration der Verkokung zu CO₂ verbrannt werden und somit emittiert werden.

Ein genereller Vorteil des MTO- bzw. MTP-Verfahrens ist, dass die Olefinprodukte in Polymerqualität anfallen und keine zusätzliche Produktaufbereitung erfordern.

Für die Aromatisierung von Methanol werden bifunktionale Katalysatoren verwendet, typischerweise Zn- und Ga-modifizierte ZSM-5 Zeolithe, in denen der Zeolith die Brønsted-Azidität für die Methanolumsetzung zu Olefinen bereitstellt, während die eingebauten Metallzentren die Dehydrogenierung zu Aromaten katalysieren (Li u. a. 2021). China hat aktiv MTA-Verfahren weiterentwickelt und in Demonstrationsanlagen verwirklicht. Beispiele sind das Festbett-MTA-Verfahren des Instituts für Kohlechemie der Chinesischen Akademie der Wissenschaften (ICC, CAS) sowie das von der Tsinghua-Universität entwickelte Wirbelschicht-MTA-Verfahren (Xu u. a. 2017). Die weltweit erste MTA-Anlage im industriellen Maßstab wurde 2013 von der Tsinghua-Universität und der China Huadian Corporation in Betrieb genommen und produziert 30 000 Tonnen Aromaten pro Jahr (Qian & Wei 2017).



Dieses Verfahren besteht hauptsächlich aus zwei Riser-Reaktoren. Der erste Reaktor arbeitet bei 450-500 °C und wandelt Methanol in ein Gemisch aus Aromaten und Paraffinen um. C6-C10-Paraffine werden zusammen mit Benzol und Toluol in den ersten Reaktor zurückgeführt, um die Xylolproduktion zu erhöhen. Im zweiten Reaktor werden die chemisch inaktiveren C3-C5-Paraffine (Flüssiggas - LPG), bei höheren Reaktionstemperaturen (520-550 °C) in Aromaten umgewandelt.

Zwei wesentliche Herausforderungen für die MTA-Verfahren sind die Selektivität und die Koksbildung. Die Selektivität für die BTX-Aromaten in einem einzigen Durchgang ist immer noch gering (< 80 %), die schnelle Koksbildung über den MTA-Katalysatoren limitiert die Stabilität des Betriebs. Höhere Reaktionstemperaturen führen zu einer erhöhten Aromaten-Selektivität, während die Sekundärreaktionen von leichten Aromaten zu C9+-Aromaten und Koks ebenfalls begünstigt werden. Höhere Verweilzeiten begünstigen ebenfalls die Aromatenbildung, gleichzeitig aber ebenso die Koksbildung.

Angaben zur Effizienz sowie Investitionsschätzungen für die gesamte Prozesskette der Methanolsynthese gefolgt von Methanol-to-X liegen in der Literatur für den MTG-Prozess vor. Demnach liegt die Effizienz bei 68% bezogen auf den unteren Heizwert und die Investition bei 1700 €/kWProdukt für 5 MW Anlagen. Letztere fällt für 50 MW-Anlagen auf 900 €/kWProdukt und für 200 MW-Anlagen auf 600 €/kWProdukt (Brynnolf u. a. 2018).

2.2.6. Direktsynthese von Olefinen aus Synthesegas (Syngas-to-Olefins)

Ein Forschungsansatz, der ein thermodynamisch günstigeres Verfahren aus Synthesegas direkt zu C2-C4-Olefinen eröffnet, ist der Syngas-to-Olefins Prozess. Ein bereits länger verfolgter Ansatz zu einer solchen Direktsynthese fokussiert sich auf einen Fischer-Tropsch to Olefin Prozess, bei dem modifizierte FT-Katalysatoren zum Einsatz kommen (Torres Galvis & De Jong 2013). Die Selektivitäten für C2-C4 Kohlenwasserstoffe sind jedoch durch die Anderson-Schulz-Flory Verteilung (vgl. Kapitel 2.2.4) limitiert, so dass es nur langsame Fortschritte gibt.

Eine alternative Route führt ausgehend von Synthesegas über Dimethylether (DME) und die Reaktion zu Olefinen. Hierbei werden bifunktionale, als „tandem“ arbeitende Katalysatorsysteme eingesetzt, die eine direkte Konversion von Synthesegas zu leichten Olefinen ermöglichen, ohne eine separate MTO-Stufe zu betreiben (Su u. a. 2019). Diese Katalysatoren koppeln eine Oxid-Funktion (für CO/CO₂-Aktivierung und Bildung von C1-Oxygenaten wie Methanol/DME oder keten-/acetatartige Spezies) mit einer Zeolithfunktion (für selektive C-C-Kopplung und Formgebung der Produkte zu C2-C4-Olefinen). Die Oxygenate entstehen in situ aus Syngas und werden unmittelbar im Zeolith weiterverarbeitet – dadurch entfällt ein externer Methanol-Feed oder eine separate MTO-Stufe. Die Zwischenschritte der klassischen MTO-Kette könnten dadurch abgekürzt und Prozesskomplexität sowie Gleichgewichtslimitierungen reduziert werden. Auch wenn der TRL dieser Verfahren mit 3-4 noch relativ weit von einer industriellen Umsetzung entfernt ist, sollten diese Prozessrouten Gegenstand weiterer Forschung sein, weil sie zukünftig energie- und kosteneffiziente Wege zu Olefinen darstellen können.

2.2.7. Katalytische Umsetzung von CO₂ im kalten Plasma

Als Plasma bezeichnet man ein teilweise ionisiertes Gas aus neutralen Spezies, Ionen und Elektronen. In einem kalten Plasma (nichtthermisches Plasma oder Nicht-Gleichgewichtsplasma) werden die Elektronen im elektrischen Feld selektiv erhitzt, so dass ihre Temperatur viel höher als die der Ionen und Neutralteilchen ist, während die Temperatur des Gases insgesamt (und der darin gebildeten Radikale und angeregten Spezies) nahe der Umgebungstemperatur bleiben. So können auch endotherme, gleichgewichtsbegrenzte Reaktionen unter Bedingungen ablaufen, bei denen die Gleichgewichtsumwandlungen gering sind oder Reaktionswege beschleunigt werden, die unter den vorherrschenden Bedingungen kinetisch gehemmt sind. Im Kontext dieser Studie ist dabei relevant, dass die heißen Elektronen im nicht-thermischen Plasma CO₂-Moleküle aktivieren (ionisieren) können und den Weg zu verschiedenen Produkten eröffnen, ohne energieintensiv das gesamte Gas zu erhitzen.

Der Einsatz von Katalysatoren soll bevorzugte Pfade der Konversion eröffnen und Selektivitätskontrolle ermöglichen. Dies ist aufgrund der komplexen Phänomene und hochenergetischen und -reaktiven Spezies im Plasma jedoch eine große Herausforderung. Ebenfalls herausfordernd sind Skalierungskonzepte des Verfahrens.

Dem entsprechend ist die katalytische CO₂-Konversion im Plasma Gegenstand der Forschung im Labormaßstab bei TRL zwischen 1 und 3 (Bogaerts u. a. 2020). Es gibt jedoch einzelne Pilotprojekte, die in Tabelle 28 zusammengefasst sind und Konzepte zur Skalierung verfolgen.

Tabelle 28: Pilotanlagen zu katalytischen Umsetzungen im kalten Plasma

Organisation	Erläuterung	Prozess	TRL
D-CRBN	Im Rahmen eines Pilot- Projekts des BluePlasma Konsortiums: D-CRBN (Spin-off der Universität Antwerpen), ENGIE, VITO, Belgien	Konversion von CO ₂ zu CO im Plasma; Prototypreaktor von 100 t/a	5-6
OPTANIC	Spin-off der Forschungsgruppe PLASMANT, Antwerpen, Belgien	Trockene Reformierung von Methan mit CO ₂ zu Synthesegas und Methanol	5-6
enaDyne	Start-up aus Leipzig	Plasmakatalyse-Reaktor ³¹ , zur Umsetzung von CO ₂ zu Methanol und weiteren Alkoholen sowie Olefinen	5-6

Die theoretisch mögliche Energieeffizienz für die CO₂ Spaltung liegt bei 90-95% (Snoeckx & Bogaerts 2017), praktisch ist man davon noch weit entfernt und es gibt große Unterschiede je nach Verfahren für die Plasmaerzeugung (vgl. Tabelle 29). Für die plasmakatalytische CO₂-Hydrierung zu Methanol über dielektrische Barriereentladung bei Raumtemperatur und Atmosphärendruck mit einem Cu/Al₂O₃-Katalysator ist eine mit dem katalytischen Prozess vergleichbare Konversion erreichbar, die Selektivität ist jedoch gering und der Energiebedarf viel höher (vgl. Tabelle 29).

Tabelle 29: Vor- und Nachteile verschiedener Plasmaverfahren (Longo u. a. 2024)

Plasmaerzeugung	Vorteile	Nachteile
Dielektrische Barriereentladung	Einfache Kopplung mit Katalysator, geringe Katalysatordeaktivierung	Radikale als dominante Spezies, daher in-Plasma-Katalyse energetisch ineffizient Beispiel: CO ₂ -Hydrierung (Wang u. a. 2018); Konversion von CO ₂ 21,2 %, vergleichbar mit dem thermischen Katalyseprozess, mit 53,7 % aber wesentlich geringere Selektivität für Methanol; Energieeinsatz 100 kWh/kg (fast Faktor 10 höher als bei einer thermo-katalytischen CO ₂ -Hydrierung)
Gleitbogen (gliding arc) Mikrowelle Gliding arc Plasmalyse	Energieeffizienz für CO ₂ -Konversion >60% bei bis zu 40% Konversionsrate	Katalysator muss nach dem Plasma positioniert werden, um Deaktivierung oder Zerstörung durch hohe Temperaturen zu verhindern

Die Skalierung der plasmakatalytischen Verfahren ist komplex, da die Entladungsphänomene im Plasma und die Fluidodynamik stark vom Skalierungsfaktor des Reaktors abhängen und Rekombinations-Sekundärreaktionen in der Nachplasmazone stattfinden können (Longo u. a. 2024). Es besteht ein umfangreicher weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf, um zu industriell im großen Maßstab einsetzbaren Verfahren für die Grundstoffchemie zu kommen. Aufgrund der noch sehr niedrigen Technologiereife wird das Verfahren im Folgenden nicht weiter betrachtet.

³¹ <https://www.chemie.de/news/1181507/leipziger-start-up-wandelt-co-mit-patentierter-plasmakatalyse-in-gruene-chemikalien.html>



2.2.8. Prozesse zur Nutzung von Pyrolyseprodukten

Die bei der Pyrolyse gewonnenen Öle und Gase können für die Herstellung von Grundchemikalien verwendet werden. Je nach Art und Zusammensetzung des Inputstroms, der Art der Pyrolyse sowie der Prozessparameter während des Pyrolyseprozesses sind sie unterschiedlich zusammengesetzt und enthalten Störstoffe, welche entfernt werden müssen, bevor sie als Ersatz für fossile Rohstoffe eingesetzt werden können. Zu diesen Störstoffen zählen Gase wie z.B. Chlorwasserstoff, Halogenkohlenwasserstoffe sowie Stickstoff-, Phosphor- und Schwefelverbindungen (Zeller u. a. 2021).

Pyrolyseöl: Pyrolyseöl kann als Ersatz für fossiles Naphtha im Steamcracker eingesetzt werden. Da Pyrolyseöle jedoch je nach eingesetztem Kunststoffabfall unterschiedliche Anteile an Paraffinen, Aromaten, Sauerstoff- und Stickstoffverbindungen sowie Halogene enthalten, muss für den Einsatz im Steamcracker und für die anschließende Weiterverarbeitung in den chemischen Syntheseprozessen eine nahezu vollständige Abtrennung der Heteroatome, eine Hydrierung der Doppelbindungen und eine Aromatenhydrierung erfolgen (VCI u. a. 2021). Im Steamcracker werden Pyrolyseöle z.B. in Olefine wie Ethylen und Propylen umgewandelt.

Pyrolysegas: Nach einer Aufreinigung können die Pyrolysegase mittels Fischer-Tropsch-Synthese (siehe Kapitel 2.2.4) z.B. in synthetisches Naphtha umgewandelt werden, welches anschließend im Steamcracker zu Olefinen umgewandelt wird. Alternativ kann das Synthesegas auch mittels Methanolsynthese (siehe Kapitel 2.2.2) umgesetzt und anschließend durch Methanol-to-X-Verfahren (siehe Kapitel 2.2.5) z.B. für die Herstellung von Olefinen genutzt werden. Auf Grund der Komplexität in ihrer Zusammensetzung und einer damit verbundenen Aufarbeitung werden die Pyrolysegase in der derzeitigen industriellen Praxis energetisch verwertet.

2.2.9. Zucker-basierte Fermentationsverfahren

Nachfolgend soll beispielhaft die Ethylenproduktion über Bioethanol aus Maisstärke als Kohlenhydrat-haltiger Biomasse unter verschiedenen Aspekten betrachtet werden.

Stärke als Substrat

Stärke und ihre Hydrolyseprodukte dienen weltweit als Kohlenstoff- und Energiequelle für industrielle Fermentationsprozesse. In Deutschland werden insbesondere Getreide- und Mais-Stärke herangezogen (FNR 2024a). Zudem stehen stärkehaltige industrielle Nebenströme im Fokus von Forschung und Anwendung. In Ländern wie Finnland, Kanada und Österreich wird Kartoffelabfall bereits seit einigen Jahren für die industrielle Bioethanolproduktion genutzt (Cardona u. a. 2008). Auch Stärke, die im Rahmen der Proteingewinnung aus Erbsen anfällt, kann eine vielversprechende Kohlenstoff- und Energiequelle für Fermentationsverfahren darstellen.

Auch wenn aktuell in Deutschland vor allem Getreidestärke zur Herstellung von Bioethanol genutzt wird, soll aus folgenden Gründen primär auf die Stärkegewinnung aus Mais eingegangen werden:

- Die Anbauflächen für Getreide in Deutschland verringern sich seit Jahren kontinuierlich, während die Anbauflächen für Mais steigen (FNR 2024a),
- Mais ist global die mit Abstand die wichtigste Quelle für Stärke (Waterschoot u. a. 2015).
- Vor dem Hintergrund der Klimaveränderungen könnte der Anbau von Mais in Europa zukünftig Vorteile gegenüber dem von Getreide bieten, da Mais z.B. aufgrund seiner effizienteren CO₂-Bindung, seines geringeren Wasserbedarfs und seiner Anpassungsfähigkeit an höhere Temperaturen eine vorteilhafte Kulturpflanze darstellt (agrarheute 2011; Saaten-Union 2025).
- Mais ist im Gegensatz zu Getreide eher Futter- als Nahrungsmittel
- Mais ist neben Zuckerrohr- und Sorghumhirsen als Rohstoffbasis für Ethanol-zu-Ethylenverfahren etabliert.

2.2.8.2 Fermentation zu Bioethanol

91% der amerikanischen Bioethanolproduktion aus Maisstärke basieren auf dem Trockenmahlverfahren (dry milling process). Es umfasst folgende Schritte:

- (1) Mahlen und Gelatinisierung bei 105 °C,
- (2) die Stärkeverflüssigung durch Endo-Amylasen bei 80-90 °C,

- (3) die enzymatische Verzuckerung der niedermolekularen Verflüssigungsprodukte (Dextrine) zu Glukose bei 65 °C
- (4) die Fermentation der Glukose zu Ethanol durch industrielle *S. cerevisiae*-Stämme erfolgt optimal bei 32 °C (Karuppiah u. a. 2008; Sánchez & Cardona 2008) unter Zugabe von Ammoniumsulfat oder Harnstoff als Stickstoffquelle. Der Maische werden oft Proteasen zugesetzt, um durch Hydrolyse von Maisproteinen eine zusätzliche Stickstoffquelle zu nutzen.
- (5) Destillation und Trocknung des Ethanols
- (6) Schlempezentrifugation und Konzentration der Dünnschlempe (Verdampfung)
- (7) Trocknung des Feststoffrückstands (DDGS)

Bei gleichzeitiger enzymatischer Stärkeverzuckerung und Fermentation im SSF-Verfahren (simultaneous saccharification and fermentation) fallen die Schritte (3) und (4) zusammen; die Prozesstemperaturen liegen zwischen 35 – 37 °C (Li u. a. 2022; Miah u. a. 2022).

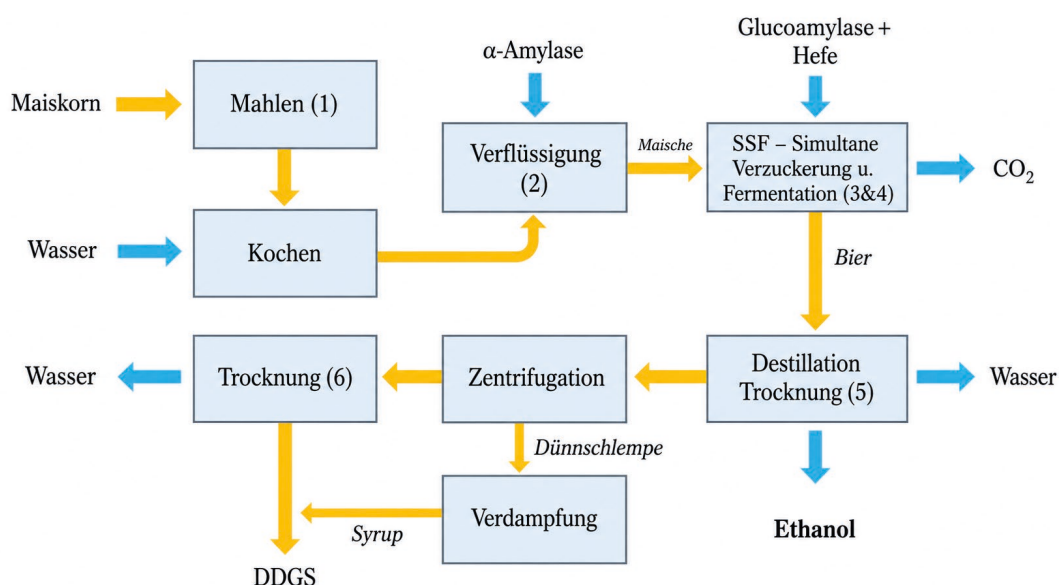


Abbildung 9: Schema der Maisstärkefermentation zu Bioethanol im SSF-Verfahren, nach (Anderson 2022)

Außer Ethanol liefern die Anlagen Nebenprodukte wie DDGS (distillers dried grains with solubles), ein proteinreicher fester Fermentationsrückstand, der oft als Futtermittel verwertet wird. Dünnschlempe (thin stillage) ist ein weiteres flüssiges Nebenprodukt, das nach der Abtrennung der festen Bestandteile aus der Schlempe anfällt. Sie kann über Biogasproduktion zur Rückgewinnung von Energie oder als Nährstoffquelle genutzt werden.

Im Folgenden wird der Energiebedarf der Fermentation zu Bioethanol betrachtet. Den größten thermischen Energiebedarf von 60-70% haben die Schritte (5)–(7) Destillation und Entwässerung (A Sanni u. a. 2022; Li u. a. 2022; Mei 2006). Die Schritte Gelatinisierung, Verflüssigung, Verzuckerung und Fermentation (1)–(4) machen 30-40 % des gesamten Energieeinsatzes der Bioethanolherstellung aus (Li u. a. 2022). Auf den Fermentationsprozess (4) entfallen 8% des Energiebedarfs; wesentliche Faktoren sind Kühlung, Pumpen und Belüftung (A Sanni u. a. 2022). Die Vergärung von Glukose zu Ethanol $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$ ist bei Standardbedingungen (pH 7) mit -218 kJ/Mol Glukose ein exergonischer Prozess, der Kühlung benötigt, um im optimalen Temperaturbereich zu bleiben. Elektrische Energie hat einen Anteil am Energiebedarf von ca. 8%, hauptsächlich für Mischen, Pumpen und Rühren (A Sanni u. a. 2022; Mei 2006; Röder u. a. 2023).

Den Energiebedarf einzelner Schritte bei verschiedenen Anlagengrößen dokumentiert Tabelle 30 (in kWh/t Ethanol) (Mei 2006):

Tabelle 30: Energiebedarf Fermentation (in kWh/t Ethanol) in Abhängigkeit der Anlagengröße

Anlagenkapazität [1000 t/a]	90	105	120	135	150
Mahlen/Maischen	68,1	65,7	66,0	68,1	66,4
Hydrolyse/Verzuckerung	900,1	900,5	898,6	897,2	896,1
SSF	negativ	negativ	negativ	negativ	negativ
Destillation/Trocknung	1519,1	1511,3	1507,7	1508,6	1497,5
DDGS Trocknung	1408,3	1341,0	1126,5	986,2	914,8
Evaporation	579,2	588,9	587,7	588,7	589,4
Summe Wärmeenergie	4472,1	4475,7	4467,8	4471,16	4460,1
Elektr. Energie	341,5	324,8	308,1	294,7	277,9

Während der produktmengenbezogene Wärmeenergiebedarf für die verschiedenen Prozessschritte unabhängig von der Anlagengröße nahezu konstant bleibt, zeigt sich beim thermischen Energieaufwand für die Trocknung von DDGS ein günstiger Trend in Relation zur Anlagengröße. Mit zunehmender Kapazität ist auch eine deutliche Abnahme des produktmengenbezogenen Bedarfs an elektrischer Energie festzustellen.

Abbildung 10 zeigt die Aufteilung der thermischen und elektrischen Energieflüsse über die Prozesskette, wobei zu beachten ist, dass ihre Summen im Durchschnitt im Verhältnis von etwa 13,7:1 stehen.

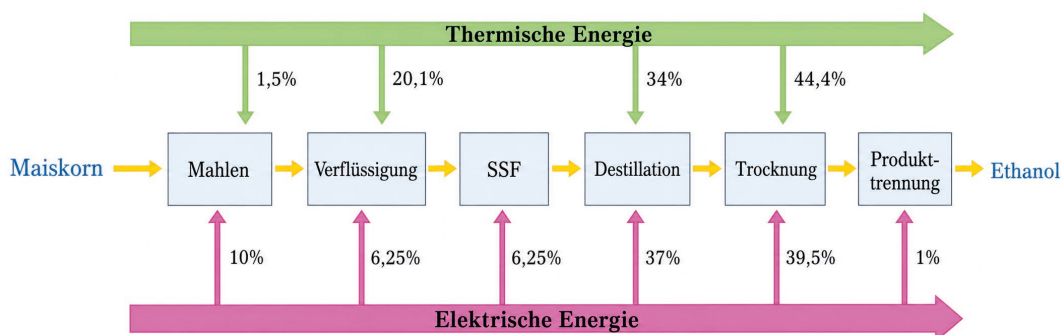


Abbildung 10: Energieflüsse in der Bioethanolherstellung, nach (Mei 2006)

Zur Verbesserung der Energieeffizienz für den zentralen biologischen Produktionsschritt, die Fermentation von Glucose zu Ethanol (4), wurden verschiedene Ansätze entwickelt, die abschließend in Tabelle 31 zusammenfasst sind:

Prozessintegration, direkte Stärkeverwertung

Der hohe Bedarf an hydrolysierenden Enzymen und energieaufwändige Verfahrensschritte bei hohen Temperaturen sind ein erheblicher Kostennachteil für die Bioethanolproduktion aus stärkehaltiger Biomasse und damit Ansatzpunkte für Effizienzverbesserungen. Ein Ansatz sind höher integrierte Prozesse mit gleichzeitiger Stärkeverzuckerung und Fermentation (simultaneous saccharification and fermentation, SSF) (Miah et al., 2022; Otto und Escovar-Kousen, 2004).

In den letzten Jahren wurden Enzyme (raw starch degrading enzymes RSDE) entwickelt, die Stärke direkt in Glucose umwandeln (Li u. a. 2022).

Damit entfallen die energetisch aufwändigen Schritte Gelatinisierung und Stärkeverflüssigung, wodurch sich Kapital- und Betriebskosten der Bioethanolherstellung um 40-50% senken lassen (Li u. a. 2022).

Temperaturtolerante Produktionsstämme

Bei SSF-Verfahren liegt die optimale Temperatur der enzymatischen Hydrolyse in der Regel höher als die Gärungstemperatur. Sie erfordern deshalb thermisch robuste Hefestämme, die bei Temperaturen oberhalb von 34°C produktiv funktionieren und entsprechend weniger Kühlaufwand bedeuten (Sánchez und Cardona, 2008).

In den letzten Jahren konnten durch Temperaturanpassungen von *S. cerevisiae* und die Co-Kultivierung mit amylolytischen Stämmen von *Bacillus amyloliquefaciens* Hochtemperatur-SSF entwickelt werden, die noch bei 42 °C signifikante Ethanolkonzentration [3.86% v/v] erreichen. Wegen des entsprechend geringeren Kühlaufwands haben sie Potential für weitere Senkungen der Betriebskosten (Miah u. a. 2022).

Consolidated bioprocessing

Ein weiterer Ansatz ist das so genannte Consolidated Bioprocessing (CBP) zur direkten Umwandlung von Rohstärke in Bioethanol (Drosos u. a. 2021). Dabei ermöglichen gentechnisch veränderte Mikroorganismen (GVO) die Produktion von Enzymen, Stärkehydrolyse und Glukosegärung in einem einstufigen Prozess bei niedriger Temperatur. Geringe Enzymproduktion und Ethanoloutputs von CBP-Stämmen stehen ihrem industriellen Einsatz bislang noch entgegen (Cripwell u. a. 2019; Shigechi Hisayori u. a. 2004), wenn auch der zusätzliche Einsatz von kommerziellen exogenen Enzymen mäßige Steigerungen der Ethanolproduktion bewirken.

Das größte Energieeinsparungspotenzial in der Bioethanolherstellung bietet die Wärmeintegration, zu der der Fermentationsprozess selbst aber nur einen geringen Anteil beiträgt.

Eine umfassende Prozessmodellierung zum Entwurf einer optimierten Maisstärke-basierten Bioethanol-Anlage auf Grundlage von Massen- und Energiebilanzen, thermodynamischen Gleichgewichtsgleichungen und Auslegungsbeschränkungen (Karuppi-ah u. a. 2008) kommt zu dem Ergebnis, dass es möglich ist, den Dampfverbrauch bei der Umwandlung von Mais in Bioethanol um mehr als 40 % im Vergleich zum Standard-Design zu senken. Die Effekte resultieren wesentlich aus Verbesserungen im Destillationsprozess und aus der optimierten Wärmeintegration innerhalb der Anlage, wobei die Nutzung der aus dem Fermentationsprozess abgeführten Wärme eine (nicht quantifizierte) Komponente ist.

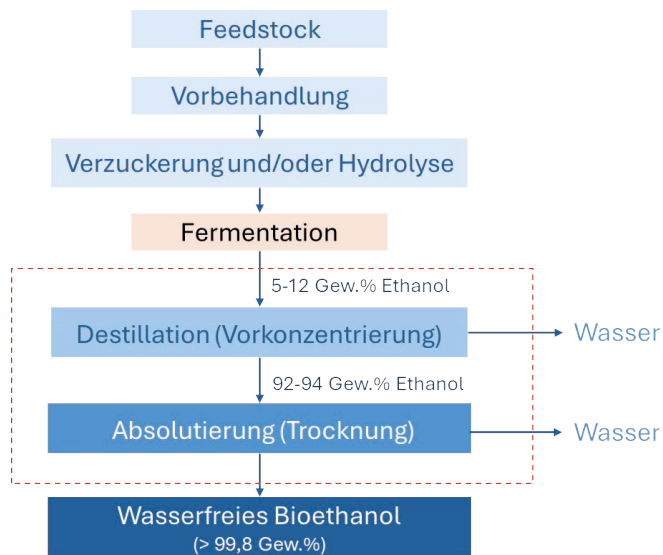


Abbildung 11: Ethanolgewinnung aus Fermentationen, nach (Oladipo u. a. 2023)

Zunächst wird das Ethanol bis zur azeotropen Konzentration und anschließend von der azeotropen Konzentration auf Kraftstoffqualität angereichert. Trotz hoher Energiekosten sind Destillationen gegenwärtig noch die Standardprozesse in der Bioethanolgewinnung, nicht zuletzt wegen ihrer Robustheit und einfachen Durchführung (Selvaraj & Banat 2019).

Membranverfahren stehen wegen des enormen Energie-Einsparpotenzials im Fokus der Prozessentwicklung. Sie benötigen im Vergleich zur herkömmlichen Destillation bis zu 80 % weniger Energie und können wesentlich zur Verbesserung der Energie- und Ökobilanz der Bioethanolproduktion beitragen (IKTS 2024; Unisol 2024). Benötigt die azeotrope Destillation (als ternäres

System) 2339 W/kg Ethanol um 80 % Ethanol auf 99,5 % zu konzentrieren, beträgt der Energieverbrauch der Membran-Dehydratisierung nur 287 W/kg Ethanol - eine Größenordnung weniger (Kumakiri u. a. 2021).

Verschiedene Membranverfahren, darunter Pervaporation (PV), Membrandestillation (MD), Dampfdiffusion (VP), Nanofiltration (NF), Umkehrosmose (RO) und Vorwärtsosmose (FO), wurden intensiv untersucht, um Zucker zu konzentrieren und Fermentationsinhibitoren zu entfernen. PV und osmotische MD werden in der Lebensmittelindustrie eingesetzt, um die Ethanolkonzentration alkoholischer Getränke aromaschonend zu senken (Mangindaan u. a. 2018). Zur Dehydration von Ethanol nach der Bioethanolfermentation wurden vor allem PV-Verfahren und -Membranen untersucht (Conde-Mejía & Jiménez-Gutiérrez 2020; Kumakiri u. a. 2021). Bei der PV diffundiert die zu trennende Komponente durch eine nicht-poröse, selektiv permeable Membran und verdampft auf der anderen Seite.

Ein wirtschaftlicher Vergleich zwischen der Destillation und verschiedenen Hybridverfahren, welche Destillation und membranbasierte Technologien kombinieren, zeigte, dass die Integration von Destillation und Pervaporation (PV) die Kosten für die Herstellung von Bioethanol in Kraftstoffqualität sehr deutlich senken kann und ein energieeffizientes Verfahren darstellt (Khalid u. a. 2019; Oladipo u. a. 2023). Dennoch steht die breite industrielle Einführung noch aus. Es besteht großer F&E-Bedarf bei den Membranen:

Die Abtrennung und Reinigung von Bioethanol mittels Membranen erfordert organophile Membranen für die Ethanolanreicherung aus der Fermentationsbrühe und hydrophile Membranen für die Dehydratisierung des angereicherten Ethanols. Mit hydrophoben Zeolithmembranen erreicht man in der ersten Stufe der Aufkonzentrierung Alkoholkonzentrationen von 70-80 %, was für eine anschließende Absolutierung mittels hydrophiler Membranen ausreichend ist (Bäcker u. a. 2008).

Membranverschmutzung (membrane fouling), kurze Lebensdauer durch Degradation, geringe Trennfaktoren und hohe Membrankosten stehen jedoch der Einführung von Membranverfahren in die industrielle Bioethanolherstellung noch entgegen (Oladipo u. a. 2023). Beispielsweise können Nebenprodukte der Fermentation selbst in sehr geringen Konzentrationen die Membranleistung erheblich, um über 90% beeinträchtigen (Kumakiri u. a. 2021; Le & Nunes 2016; Rakkapao u. a. 2023).

In den letzten Jahren wurde eine Reihe von Membranmaterialien für die Pervaporation (PV) intensiv untersucht (Khalid u. a. 2019; Peng u. a. 2021; Rakkapao u. a. 2023). Hinsichtlich des Energieverbrauchs muss der Trennfaktor von PV-Membranen >20 sein, um mit der Destillation konkurrieren zu können (Le & Nunes 2016), was die industrielle Nutzung von Polymermembranen in dieser Anwendung einschränkt. Anorganische Membranen wie Zeolith und 1-Silicalit erreichen zwar Trennfaktoren >20 , sind jedoch in der Verarbeitung von großformatigen Membranen problematisch und teuer. Trotz bedeutender Fortschritte, insbesondere bei der azeotropen Dehydratisierung, ist der technische Einsatz noch gering (Le & Nunes 2016; Khalid u. a. 2019; Oladipo u. a. 2023).

Die meisten Experimente wurden im Labormaßstab mit binären wässrigen Lösungen durchgeführt (Peng u. a. 2021), eine langfristige Bewertung von Membranen unter den Bedingungen der industriellen Bioethanolfermentation fehlte bislang.

2024 startete das Projekt MemFermOL (IKTS 2024; Unisol 2024) um energieintensive Destillationen durch Membrantrennverfahren zu ersetzen und eine energieeffiziente membranbasierte Prozesskette für die Herstellung von technischem Bioethanol aus nachwachsenden Rohstoffen zu etablieren. Das vom Freistaat Thüringen geförderte Projekt (Laufzeit 01.07.2024 – 31.12.2026) der Firmen Nordbrand Nordhausen GmbH, WTA UNISOL GmbH und dem Fraunhofer-Institut für Keramische Technologien und Systeme IKTS wird aus dem Europäischen Fonds für regionale Entwicklung (EFRE) kofinanziert.

Tabelle 31: Übersicht der Ansätze zur Erhöhung der Energieeffizienz der Fermentation

Ansatz	Beschreibung	Effekte	Quellen
Prozessintegration, direkte Stärkeverwertung (SSF)	Gleichzeitige enzymatische Stärkeverzuckerung und Fermentation: simultaneous saccharification and fermentation, SSF	- energetisch aufwändige Gelatinisierung und Stärkeverflüssigung entfallen - weniger Reaktionsgefäße - 40-50% geringere Kapital- und Betriebskosten	(Miah u. a. 2022; Otto & Escovar-Koussen 2004)
	Raw starch degrading enzymes RSDE wandeln Stärke direkt in Glucose um.		(Li u. a. 2022)
Temperaturtolerante Produktionsstämme	thermisch robuste Hefestämme, die bei $> 34^{\circ}\text{C}$ produktiv funktionieren (T_{max} 42°C bei Laborstämmen)	- weniger Kühlaufwand - (weitere) Senkung der Betriebskosten	(Li u. a. 2022)
Consolidated bioprocessing (CBP)	gentechnisch veränderte Mikroorganismen (GVO) produzieren Enzyme für Stärkehydrolyse	Stärkehydrolyse und Glukosegärung als einstufiger Prozess bei niedriger physiologischer Temperatur	(Miah u. a. 2022; Sánchez & Cardona 2008)
Wärmeintegration	Optimierte Wärmeintegration über ganze Anlage, Nutzung der aus dem Fermentationsprozess abgeführten Wärme	Dampfverbrauch sinkt um 40 % im Vergleich zum Standard-Design, hauptsächlich beim Destillationsprozess	(Cripwell u. a. 2019; Drosos u. a. 2021; Shigechi Hisayori u. a. 2004)
Membranverfahren	Substitution der Destillationsschritte durch Membran-Trennverfahren	Energieeinsparungen zwischen 40-80% in Laborversuchen und Simulationen. Energiebedarf für die Trennung azeotroper Gemische kann auf 1/10 der Destillation gesenkt werden.	(Karuppiah u. a. 2008)

Dehydratisierung zu Ethylen

Die Ethanol-Dehydratisierung zu Ethylen (Ethen) ist eine endotherme Reaktion, die, bezogen auf Ethylen, 1632 kJ kg^{-1} (453 kWh t^{-1}) erfordert. In technischen Anlagen kann der reale Energiebedarf bis um das Dreifache erhöht sein. Je nach Katalysator werden bei $300\text{--}500^{\circ}\text{C}$ Selektivitäten von 96-99% erreicht. Das Ethylen muss mit kryogenen Destillations-/Strippsystemen fraktioniert werden, um Polymerqualität zu erreichen. Kommerzielle Verfahren wurden von Braskem, Chematur, British Petroleum und Axens in Zusammenarbeit mit Total und IFPEN entwickelt (Mohsenzadeh u. a. 2017).

Landwirtschaftlicher Flächenbedarf

Im Durchschnitt werden 8 Tonnen Maiskörner pro Hektar geerntet, die abhängig von Bodenqualität, Wetter, Anbaumethoden und Standort etwa 60–65 % Stärke enthalten, die bei modernen Verarbeitungsmethoden zu 2/3 gewonnen werden kann. Die Bioethanolproduktion erreicht damit $3,33 \text{ m}^3 \text{ ha}^{-1}$ bzw. $2,63 \text{ t ha}^{-1}$ (Gumienna u. a. 2016), was mit dem technischen Konversionsfaktor $1,75 \text{ kg Ethanol / kg Ethylen}$ (Benavides u. a. 2025) $1,50 \text{ t ha}^{-1}$ Ethylen entspricht. Bezogen auf die Ethylenproduktion 2024 in Deutschland von 4,05 Mio. t (VCI 2025a) ergäbe sich ein Flächenbedarf von 2,7 Mio ha, entsprechend 16,4 % der gesamten 16,6 Mio. ha Agrarfläche bzw. 23% der 11,6 Mio. ha Ackerfläche.

Fazit

Der Bedarf an Ackerfläche bei kompletter Umstellung der Ethylenproduktion auf die Route über Bioethanol aus Mais entspräche der Größe von kleinen Bundesländern wie Schleswig-Holstein und wäre unverhältnismäßig. Für die USA ergäbe sich ein Bedarf an Bioethanol, der die gesamte US-Bioethanol-Produktion von 45,75 Mio. t, hauptsächlich für den Verkehrssektor, um 30% überstiege (Benavides u. a. 2025). Biobasiertes Ethylen war Mitte 2025 bis zu dreimal so teuer wie der durchschnittliche Marktpreis, während synthetisches Ethylen bis zu neunmal so teuer war (Toribio-Ramirez u. a. 2025).

2.3. Verfahrensbewertung und Ableitung von „Effizienz-Verfahren“

Im Folgenden werden die betrachteten Verfahren gegenübergestellt und vergleichend bewertet. Ziel ist die Auswahl von „Effizienz-Verfahren“, also Prozessketten, die im nachfolgenden Kapitel 3 bezüglich Hemmnisse und Forschungsbedarf untersucht werden. Grundlegende Kriterien für die Auswahl beinhalten:

- Aktueller TRL laut Literatur, Weiterentwicklungsbedarf mit Zeithorizont bis zum industriellen Einsatz
- Spezifischer Energiebedarf und die Anteile der Verfahrensschritte, Energieträger und Energieeffizienzpotenziale der einzelnen Verfahren
- Spezifischer Rohstoffbedarf/spezifischer rohstofflicher Kohlenstoffbedarf
- Investitionen und Produktgestehungskosten
- Mögliche Kostendegressionspotenziale sowie Abwägungen zu Diffusionspotenzialen
- Einbau- und Integrationspotenziale oder hemmende Faktoren in bestehende Infrastrukturen und vorhandene Anlagen (Brown Field) – siehe auch Kapitel 3

Identifizierte „Effizienz-Verfahren“ sollen die besten Umsetzungs- und Durchsetzungspotenziale aufweisen. Idealerweise decken sie verschiedene nicht-fossile Rohstoffquellen ab und führen zum gesamten Spektrum der betrachteten Grundchemikalien. Sie zeichnen sich außerdem durch fortgeschrittene TRL und vielversprechende Kostendegressionspotenziale aus. Sie bieten zudem hohe Effizienzpotenziale sowohl im spezifischen Energieverbrauch als auch im Rohstoffverbrauch, insbesondere im Hinblick auf Kohlenstoff. Wirtschaftlich gesehen sind diese Verfahren gut positioniert, um gegenüber traditionellen Produktionstechniken konkurrenzfähig zu sein. Ihre Integration in bestehende Infrastrukturen (Brown Field) ist im besten Fall möglich, und sie bieten stabile Produktionsperspektiven sowie vielfältige Anwendungsfelder.

2.3.1. Power-to-X Prozessketten auf Basis Wasserstoff und CO₂

Verglichen werden hier die Power-to-X-Prozessketten bestehend aus der Bereitstellung von CO₂ und Wasserstoff und darauf aufbauend a) die Synthese zu Methanol und weiter zu Olefinen und Aromaten über Methanol-to-X-Verfahren bzw. b) die Fischer-Tropsch-Synthese zu synthetischem Naphtha und Cracking zu Olefinen und Aromaten. In Tabelle 32 sind wesentliche Parameter für die einzelnen Prozessschritte zusammengestellt. Für die Prozessschritte zur Bereitstellung von CO₂ ist prinzipiell die Betrachtung für alle in Kapitel 2.1 aufgezeigten Verfahren und Quellen denkbar, das ist für einen Verfahrensvergleich der Prozessketten jedoch nicht zielführend, so dass nur zwei Varianten aufgezeigt werden. Für die Bereitstellung von Wasserstoff werden die gängigen Verfahren der Wasserelektrolyse mit hohem TRL (AEL, PEMEL, SOEL) betrachtet.

Der Energie- und Rohstoffbedarf der Prozessketten, normiert auf jeweils 1 Tonne HVC, ist in Tabelle 33 dargestellt. Die Gegenüberstellung zeigt, dass der Energiebedarf und auch der Investitionsbedarf für die Prozesskette über Power-to-Methanol und weiter zu HVC deutlich geringer ist als der über die FT-Synthese.

Wenn man annimmt, dass aus den FT-Produkten nur die Naphtha entsprechenden Kettenlängen (C₅-C₁₁) als Cracker-Feed eingesetzt werden (vgl. Kapitel 2.2.4), ist der Energiebedarf dieser Route noch deutlich höher, gleiches gilt in diesem Fall für den Investitionsbedarf. Diese Betrachtungsweise ist jedoch nicht empfehlenswert, weil damit angenommen wird, dass weitere FT-Produkte nicht für die Olefinproduktion einsetzbar sind. Verschiedene Untersuchungen belegen, dass auch die Verwertung der Mitteldestillat- und der schweren Wachsphase im Steamcracker möglich ist (Karaba u. a. 2021) und auch die Gasfraktion der FT-Synthese in einem Vergaser rückgeführt werden kann (Kansy u. a. 2023), so dass sämtliche FT-Produkte verwertet werden können.

Zudem sind die weiteren FT-Produkte auch als solche Wertstoffe für andere Anwendungen. Es besteht hier eine Analogie zum Cracker, bei dem man den Energiebedarf entweder nur auf Ethylen und Propylen als Zielprodukte beziehen kann, oder auf die gesamten Wertprodukte als HVC (Ren u. a. 2006). Der Energiebedarf pro Tonne Ethylen und Propylen ist dann auch wesentlich höher als der pro Tonne HVC. Als Verarbeitungsschritte für die Verwertung der Mitteldestillat- und der schweren Wachsphase eignen sich das Hydrocracking von FT-Wachsen und das Fluid Catalytic Cracking (FCC). eingesetzt.

Für das Hydrocracking ist mit einem zusätzlichen Energiebedarf von 1,25–2,5 GJ pro Tonne Feed zu rechnen. Es entsteht eine Fraktion, die sich als Feed für den Cracker eignet (Karaba u. a. 2021). Für den Wasserstoffbedarf beim Hydrocracking von FT-Wachsen wird in der Literatur ein H_2 /Feed-Verhältnis von 500 m^3/m^3 angegeben (Pleyer u. a. 2020). Olefine oder Aromaten werden über Hydrocracking direkt nicht erhalten, weil die gebildeten ungesättigten Spaltprodukte unmittelbar mit Wasserstoff gesättigt werden, so dass paraffinische Produkte mit sehr niedrigem Olefingehalt oder Aromatizität resultieren.

Über das Fluid Catalytic Cracking können auch direkt signifikante Mengen an leichten Olefinen (z. B. Propylen) gebildet werden, so dass der Energiebedarf in der Prozesskette in diesem Fall geringer ausfällt.

Tabelle 32: Prozessschritte Power-to-X-Verfahren

CO ₂ -Capture	Energiebedarf	Prozesseffizienz	Invest	Abtrenn-kosten	Lizenzgeber/ Anlagenbauer aus D
PSA an einer Biogasanlage inkl. Entschwefelung	0,38 MWh/ tCO ₂ ³²	Nicht relevant, da CO ₂ -Capture zur Bio-methan-anreicherung Voraussetzung für die Einspeisung ist	3,15 Mio € für 1.400 Nm ³ /h Biogas und 20 Jahre; umgerechnet 24,4 € Invest/tCO ₂ ³³	60 €/tCO ₂ ³⁴ Kap. 2.1.2.2	Linde AG
Carbonat-Looping aus Zementanlagen	0,56 MWh/t CO ₂ (VDZ 2024)	2,5 bis 4 % Wirkungsgradverlust (TU Darmstadt 2013b)		30 €/tCO ₂	
Prozessschritte	Energiebedarf	Prozesseffizienz	Invest [€/kW]	Gestehungs-kosten [€/t]	
H₂O zu H₂ und O₂ über AEL; TRL9	55,8 kWh/kg H ₂ 46,7–64,5 kWh/kg H ₂	67% (63–71%); 5–10 Jahre ³⁵ 65% (43–69%); 2018 ³⁶ 68% (66–70%); 20–30 Jahre ³⁵ 66% (50–74%); 2030 ³⁶	800 (400–1300); 5–10 Jahre ³⁵ 1.100 (600–2.600) 2018 ³⁶ 470 (380–560); 20–30 Jahre ³⁵ 700 (400–900); 2030 ³⁶	Durchschnitt grünes H ₂ : 4500 ³⁷ AEL: 4329	Thyssenkrupp nucera
H₂O zu H₂ und O₂ über PEMEL; TRL 8–9	50,1–75,6 kWh/kg H ₂	64% (58–69%); 5–10 Jahre ³⁵ 62% (40–69%); 2018 ³⁶ 68% (62–71%); 20–30 Jahre ³⁵ 69% (62–79%); 2030 ³⁶	1.040 (500–2.400); 5–10 Jahre ³⁵ 2.400 (1.900–3.700) 2018 ³⁶ 545 (400–950); 20–30 Jahre ³³ 800 (300–1.300); 2030 ³⁴	PEMEL: 4893	Siemens Energy Linde

³² Vgl. Kap. 2.1.2.2

³³ 1.400 Nm³/h Biogas entsprechen 0,819t/h CO₂ bei 45% CO₂-Anteil und Dichte 1,3 kg/m³ Biogas. Unter der Annahme einer 90% Anlagenauslastung über 20 Jahre (Anlagenlebenszyklus) ergeben sich rund 129.000 t abgetrenntes CO₂ und 24,4 € Invest/tCO₂

³⁴ Wie in Kap. 2.1.1.2 beschrieben wurde, ist die Frage der Kosten-Allokation zu klären; derzeit werden 100% der Abtrennungskosten dem Biomethan zugerechnet.

³⁵ Analyse von 185 Publikationen von 2016 bis 2020, (Grahm u. a. 2022)

³⁶ Analyse von 24 Publikationen bis 2016, (Brynnolf u. a. 2018)

³⁷ Die Gestehungskosten sind abhängig von vielen Faktoren, insbesondere Betriebsstunden (Anlagenauslastung) und Strompreis; der hier genannte Wert (0 A 2020) bezieht sich allgemein auf Gestehungskosten für grünen Wasserstoff für 1MW Elektrolyseur, 8000 Vollaststunden/a und 60 €/kWh Stromkosten. Die Zahlenwerte für AEL, PEMEL und SOEL sind daraus abgeleitet.

Tabelle 32 (Fortsetzung): Prozessschritte Power-to-X-Verfahren

Prozessschritte	Energiebedarf	Prozesseffizienz	Invest [€/kW]	Gestehungskosten [€/t]	
H₂O zu H₂ und O₂ über SOEL; TRL 7	40,0-44,5 kWh/kg H ₂ +11,1 kWh/kg H ₂ thermisch	78% (75-81%); 5-10 Jahre 79% (75-83%); 20-30 Jahre 77% ³⁶	1.280 (450-4.250); 5-10 Jahre ³⁵ 700 (400-1.000); 2018 ³⁶ 380 (300-450); 20-30 Jahre ³⁵ 700 (400-1.000); 2030 ³⁶	SOEL: 3289	Sunfire
H₂ und CO₂-zu Methanol; TRL 7	0,59 kWh/kg MeOH ³⁸ (Sollai u. a. 2023) Strom: 0,169 + 0,862 (Kälte über Strom) + 0,439 (Wärme über Elektrodenkessel) = 1,47 kWh/kg MeOH ³⁹	69-89% ³⁵ 79% (69-89%) ³⁶	700 (300-1.200); 5-10 Jahre ³⁵ 300 (200-650); 20-30 Jahre ³⁵ 5 MW: 1.000 (600-1.200) ³⁶ 200 MW: 300 (200-400) ³⁶	179,87 ⁴⁰ (Schemme u. a. 2020)	thyssenkrupp Uhde Lurgi (AirLiquide)
Methanol-to-X; TRL 8-9	MTO: 0,16-0,42 MWh/t Ethylen (Chen u. a. 2022)	86% ³⁴ 68% (59-77%) ³⁵ MTO: nahe 100% MeOH Konversion, >90% C-Effizienz. Ca. 80% Ethylen und Propylen; (Dimian & Bildea 2018)	600; 5-10 Jahre ³⁵ 300 (250-370); 20-30 Jahre ³⁵ 5 MW: 1.700 (1.400-2.000) ³⁶ 200 MW: 600 (500-700) ³⁶	MTO: 680 bis 1450/t Ethylen oder Propylen MTA: 1.300 bis 2.800/t BTX Faktor 3 über konv. Produktion.	Keine
H₂ und CO₂ zu FT-Produkten; TRL 9	0,239 kWh _{el} /kg FT-Crude	59-78% ³⁵ 73% (63-83%) ³⁶ Naphtha Fraktion ca. 29%	1.600 (400-2.100); 5-10 Jahre ³⁵ 750 (300-1030); 20-30 Jahre 5 MW: 1300 (800-2100) ³⁶ 200 MW 400 (300-700) ³⁶	130-770	Ineratec
Steamcracker	5,18 -7,22 MWh//t Ethylen/3,05-MWh/t HVC (Spaltöfen: 4,25 MWh/t Primärfractionierung & Verdichtung: 1,22 MWh/t Produktfractionierung: 1,75 MWh/t) ⁴²	55-60 % Olefine (Ethylen, Propylen etc.), 10 % Aromaten (BTX)	1000-1200 €/t Annahme für Retrofit zu eCracker: 30%	816/t Ethylen/Propylen	

³⁸ Vgl. Kap.2.2.2, Tabelle 24

³⁹ World Best Practice Energy Intensity Values for Selected Industrial Sectors

⁴⁰ Nach Schemme et.al. liegen die Gestehungskosten pro t MeOH bei 1049 €, davon wird der Kostenanteil für die Wasserstoffbereitstellung abgezogen (869,13€), vgl. Kapitel 2.2.2.

⁴¹ Wasserstoffkompass; auf Basis von Methanolkosten von 300 bis 650 Euro pro Tonne

⁴² https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/479/publikationen/cc_26-2020_exergie_und_wirtschaft_o.pdf

Tabelle 33: Vergleich der PtX Prozessketten

Prozesskette 1: CO ₂ + H ₂ -> MeOH-Synthese-> MTX	Mengen- bedarf in t/t Olefine	Energiebedarf in MWh/t Olefine	Prozesskette 2: CO ₂ + H ₂ -> FT-Synthese-> Cracker	Mengenbedarf in t/t HVC	Energiebedarf in MWh/t HVC
				Bei angenommenem 100% Einsatz des FT-Syncrude im Cracker	
CO ₂ Bereitstel- lung über PSA	3,93 ⁴⁴	1,29	CO ₂ Bereitstellung über PSA	4,72 ⁴⁵	1,62
H ₂ - Bereitstellung über AEL	0,43 ⁴⁶	24,0	H ₂ -Bereitstellung über AEL	0,65	36,27
Methanol aus H ₂ und CO ₂	2,86 ⁴⁷	1,69-4,20	FT-Syncrude aus H ₂ und CO ₂	1,43	0,34
Olefine über MTO	1	0,42	HVC über Steamcracker	1	3,05
	Summe	27,4-29,91		Summe	41,28
Investitions- bedarf [€/t] ⁴⁸	Prozesskette 1	827,5	Investitionsbedarf [€/t]	Prozesskette 2	1382,8
Gestehungs- kosten [€/t]	Prozesskette 1	3.485	Gestehungskosten [€/t]	Prozesskette 2	4453 ⁵⁰

Tabelle 34 stellt die beiden PtX-Prozessketten gegenüber. Die Fischer-Tropsch-Route wird in Deutschland in verschiedenen Projekten verfolgt, für MTX-Verfahren gibt es bisher keine solchen Aktivitäten. Beide Verfahrensketten haben Vor- und Nachteile. So fügt sich die FT-Route in die bestehende Crackerinfrastruktur ein und bietet den Zugang zu einem neuen Feed, der zudem durch Produkte aus dem chemischen Kunststoffrecycling (Pyrolyse) ergänzt werden kann. Die derzeitigen Entwicklungen im Bereich eCracker zeigen, dass deutsche Firmen auf diese Prozesskette setzen. Eine Unsicherheit besteht jedoch beim Zugang zu Aromaten über FT-Naphtha, aufgrund der fehlenden Kettenverzweigungen aus der FT-Synthese.

Für MTX-Verfahren in Deutschland und Europa gibt es nicht ausreichend Anreize, bedingt durch die hohen Methanolkosten verglichen mit anderen Weltregionen wie China und den USA, aber auch aufgrund der Tatsache, dass die Lizenzgeber und Referenzanlagen im Wesentlichen aus China stammen, obwohl Lurgi ursprünglich zu den Pionieren für MTO/MTP gehört hat. Andererseits gibt es für MtX noch weiteres Potenzial zu Effizienzsteigerungen, mutmaßlich in größerem Maße, als dies bei den schon lange bestehenden und stetig optimierten Verfahren der FT-Synthese und des Steam Cracking der Fall ist.

Wie bereits beschrieben, ist der Energiebedarf für beide Prozessketten hoch, es scheint aber ein Vorteil bei den MTX-Anlagen zu bestehen. Für den FT-Pfad zeigen neuere Entwicklungen aber auch die Möglichkeit auf, Olefine direkt aus der Fischer-Tropsch Synthese zu erzeugen (Fischer-Tropsch-to-Olefins) (Gholami u. a. 2022; Wang u. a. 2023). Investitionsseitig bestehen Vorteile für die FT-Prozesskette bei den Gestehungskosten und bei der Nutzung bestehender Cracker oder für den Fall einer direkten Erzeugung von Olefinen auch bei den Investitionen.

Beide Prozessvarianten haben somit ihre Berechtigung und die Auswahl nur eines dieser Prozessketten als „Effizienz-Verfahren“ erscheint willkürlich. In den folgenden Kapiteln werden daher beide Prozessketten weiterverfolgt.

⁴³ Referenz für das Naphtha Cracking ist die Summe der Cracker-Produkte, die als High Value Chemicals (HVC) bezeichnet werden und Olefine sowie Aromaten einschließen; es werden 70% Gesamteffizienz für HVC angenommen.

⁴⁴ Bedarf 1,373 t CO₂/t MeOH

⁴⁵ Pro Kilogramm PtL-FT-Syncrude besteht ein Bedarf von etwa 0,46 kg H₂ und 3,2 bis 3,3 kg CO₂. (Prognos AG, Kosten und Transformationspfade für strombasierte Energieträger, 2020)

⁴⁶ Bedarf 187,5 kg H₂/t MeOH

⁴⁷ Bedarf stöchiometrisch 2,28 tMeOH/t Olefine; bei 80% C-Effizienz zu Eth/Prop 2,86 t MeOH/t.

⁴⁸ Berechnungsgrundlagen und-vorgehen für die Investitionen siehe Anhang 2.

⁴⁹ Für den Prozessschritt MTO wurde mit Gestehungskosten von 800 €/t HVC gerechnet.

⁵⁰ Für den Prozessschritt FT wurde hier mit Gestehungskosten von 300 €/t Syncrude gerechnet.

Tabelle 34: Verfahrensvergleich PtX-Prozessketten

Verfahrenskette	Pro	Contra
CO₂+H₂->MeOH	• Viele deutsche Aktivitäten und Lizenzgeber • Voraussetzung für nachfolgende MtX-Verfahren	• Konkurrierendes Verfahren wäre Synthesegas aus Biomassegasifizierung
MeOH->MTX	• Effizientes Verfahren mit Potenzial zu weiteren Verbesserungen • Aromaten zugänglich über MTA	• Bislang keine deutschen Projekte oder Lizenzgeber; neuer Technologiepfad • Separate Anlagen für verschiedene Produkte; Aromaten nur bei MTA-Anlagen zugänglich.
CO₂+H₂->FT-> eCracker	• Deutsche Lizenzgeber und Projekte • Kompatibel mit Crackerinfrastruktur und Entwicklung eCracker; potenziell Kostenvorteile • Wärmeintegration mit SOEC • Synergien mit Kunststoffpyrolysat als Cracker-Feed	• Breites Produktspektrum; Selektivität für ein Zielprodukt eingeschränkt • Energieverbrauch höher • Aromaten aus unverzweigten FT-Kohlenwasserstoffen möglicherweise nur eingeschränkt zugänglich

2.3.2. Biomass-to-X-Prozessketten auf Basis der Gasifizierung

Auf Grundlage der Gasifizierung lassen sich, ausgehend von dem produzierten Synthesegas, zwei Prozessketten aufbauen: a) die Synthese zu Methanol und weiter zu Olefinen und Aromaten über Methanol-to-X-Verfahren und b) die Fischer-Tropsch-Synthese zu synthetischem Naphtha sowie das Cracking zu Olefinen und Aromaten. Im Gegensatz zu den in Kapitel 2.3.1 beschriebenen Prozessketten basieren die Biomasse-basierten Prozessketten auf Synthesegas, CO und H₂, während die CO₂-basierten Prozessketten von den Rohstoffen CO₂ und H₂ ausgehen.

Sowohl die konventionelle Methanol-Synthese als auch die Fischer-Tropsch-Synthese aus Synthesegas sind seit Jahrzehnten industriell etabliert und besitzen einen hohen Technologiereifegrad (TRL = 9), sodass in Zukunft nur mit wenigen Effizienzeinsparungen zu rechnen ist. Auf Grund der inhaltlichen Überschneidung mit den Folgeprozessen in Kapitel 2.3.1 (Methanol-to-X-Verfahren und Cracking zu Olefinen und Aromaten) steht in den nachfolgenden Kapiteln ausschließlich die Gasifizierungstechnologie zu Beginn der Prozesskette im Fokus, da sie ein erhebliches Optimierungspotenzial hinsichtlich Effizienzeinsparungen aufweist.

Die Gasifizierung von Biomasse zeichnet sich als Produktionsweg für defossilierte Basischemikalien vor allem dadurch aus, dass Biomasse selbst den überwiegenden Teil der Prozesswärme durch die exotherme, partielle Oxidation bereitstellt. So werden etwa 75 % des Prozessenergiebedarfs für die Herstellung von Methanol oder Fischer-Tropsch-Syncrude durch die chemische Energie des biogenen Brennstoffs gedeckt. Die größte Herausforderung liegt dabei in der Variabilität und Saisonalität der dezentral anfallenden Biomasseströme, sodass Vorbehandlung und Bereitstellung der Rohbiomasse in die Betrachtung des Gesamtprozesses integriert werden müssen. Erste industrielle Verfahren (wie z.B. BioTfuel) realisieren diese Kopplung durch eine Infrastruktur zur thermischen Vorbehandlung und eine zentralisierte Gasifizierung.

Die Recherchen des Fraunhofer ISI zu internationalen Publikations- und Patentaktivitäten (siehe Anhang 3, Kapitel 6.3) verdeutlichen die Relevanz dieser Biomass-to-X-Prozessketten sowie der Gasifizierungstechnologie.

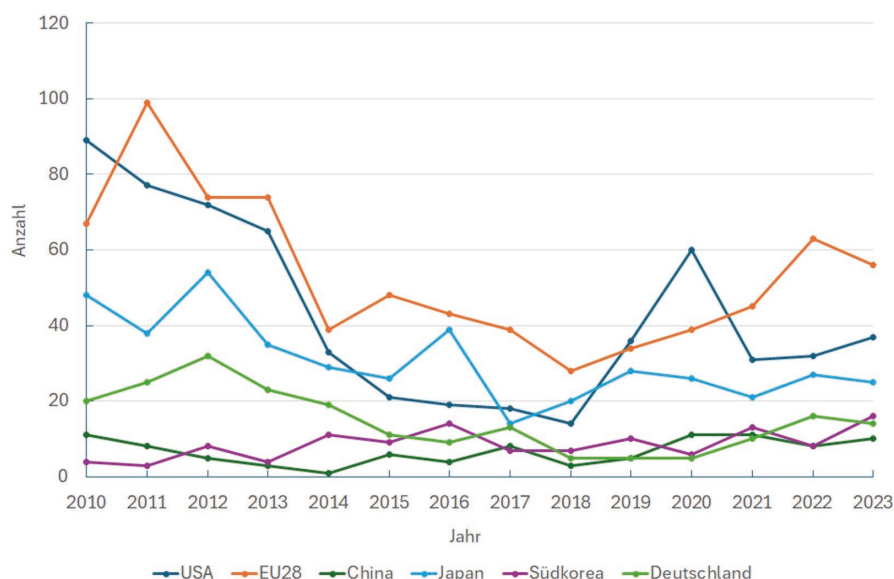


Abbildung 12: Transnationale Patente für Gasifizierung von biogenen Rohstoffen und Kunststoffabfällen nach ausgewählten Ländern (Quelle: U. Schmoch, Fraunhofer ISI).

Die zeitliche Entwicklung der weltweiten Patentanmeldungen (Abbildung 12) zeigt eine Abnahme zwischen 2010 und 2018, was Hinweise auf eine Reorientierungsphase im Technikzyklus gibt. In den darauffolgenden Jahren verdoppeln sich die Anmeldezahlen wieder auf 150 transnationale Patente im Jahr 2023. Dieser Anstieg seit 2018 ist vor allem auf Anmeldungen in den Patent-Unterklassen Herstellung von Synthesegas, Produktion von Wasserstoff und Trennung der gewonnenen Gase in einzelne Fraktionen zurückzuführen. Diese technologischen Innovationsfelder unterstreichen, dass die stoffliche Nutzung gegenüber der etablierten energetischen Nutzung an Bedeutung gewinnt. Bei den Patentanmeldungen spielen die USA und die EU28 eine führende Rolle, wobei die EU28 seit 2021 die meisten Anmeldungen verzeichnet. Dabei wurde kontinuierlich an der Steigerung der Prozesseffizienz gearbeitet, da rund 30 % der angemeldeten Patente zwischen 2010 und 2023 in Zusammenhang zur Effizienz stehen.

Bei den Veröffentlichungen im Zusammenhang mit der Gasifizierung wurden über viele Jahre hinweg die meisten Arbeiten in der EU28 publiziert (Abbildung 13). Ab 2019 wurde die EU28 mit einer Publikationsrate von rund 500 pro Jahr von chinesischen Autoren überholt. Die erheblich höheren Zahlen bei den Publikationen im Vergleich zu den Patenten in China sind darauf zurückzuführen, dass die angewandte Forschung im alten kommunistischen System nicht von Unternehmen, sondern von der Akademie der Wissenschaften durchgeführt wurde. Die Zahlen zeigen, dass das Potenzial in China erheblich ist und der Anschluss auch bei den Patenten in wenigen Jahren möglich bis wahrscheinlich ist.

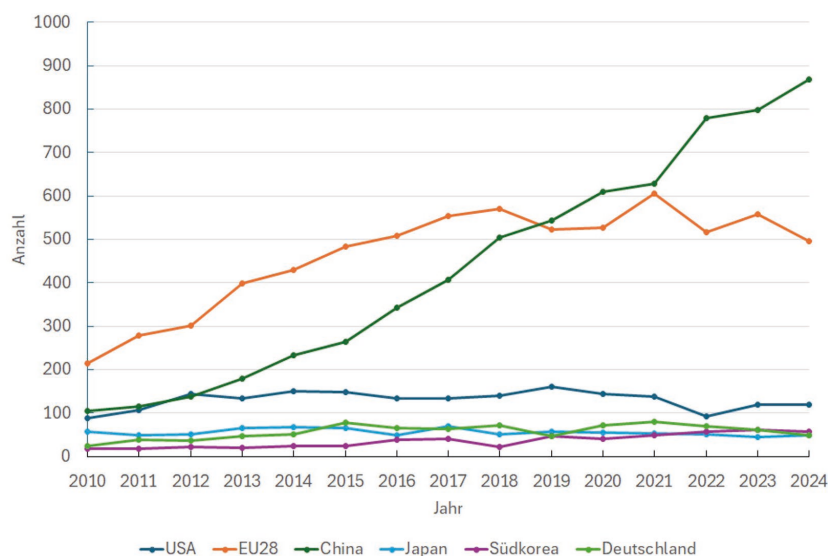


Abbildung 13: Publikationen im WoS zur Gasifizierung von biogenen Rohstoffen und Kunststoffabfällen nach ausgewählten Ländern. (Quelle: U. Schmoch, Fraunhofer ISI).



In den Tabellen 35 und 36 sind die einzelnen Prozessschritte der Gasifizierung und resultierende Prozessketten dargestellt.

Tabelle 35: Prozessschritte Gasifizierung von Biomasse

Prozessschritte	Energiebedarf	Prozesseffizienz	Invest / €/kWFeed	Gestehungskosten / €/tOutput	Lizenzgeber/ Anlagenbauer aus D
Gasifizierung von Biomasse zu CO und H₂ + MeOH-Synthese, TRL 7-9	9,7-12,6 MWh/tMeOH ^{51,52} , (Biomasse 8,3-9,0 MWh/t _{MeOH} Strom 1,2-4,4 MWh/t _{MeOH})	46-61 % ^{51,52,53}	1700-2100 €/kWFeed ⁵¹	350-860 €/tMeOH ^{51,53,54}	Gasifizierung: thyssenkrupp uhde, Lurgi (AirLiquide), Choren
Gasifizierung von Biomasse zu CO und H₂ + FT-Synthese, TRL 7-9	28,0-33,6 MWh/tFT-crude ^{52,55} (Biomasse 23,3-27,0 MWh/t _{FT-crude} Strom 2,9-9,0 MWh/t _{FT-crude})	36-39 % ^{52,55}	1350-1700 €/kWFeed ⁵⁵	1000-2100 €/tFT-crude ^{54,55,56}	Gasifizierung: thyssenkrupp uhde, Lurgi (AirLiquide), Choren
Methanol-to-X; TRL 8-9	Siehe Tabelle 33				
Steamcracker	Siehe Tabelle 33				

Tabelle 36: Prozessketten ausgehend von Synthesegas

Prozesskette 1: CO + H ₂ -> MeOH-Synthese -> MTX	Mengen- bedarf in t/t Olefine	Energiebedarf in MWh/t Olefine	Prozesskette 2: CO + H ₂ -> FT-Synthese -> Cracker	Mengen- bedarf in t/t HVC40	Energiebedarf in MWh/t HVC
				Bei angenommenem 100% Einsatz des FT-Syncrude im Cracker	
Gasifizierung zu CO und H₂ -> Methanol	2,86	27,7-36,0	Gasifizierung zu CO und H ₂ -> FT-Syncrude	1,43	40,0-48,0
Olefine über MTO	1	0,42	HVC über Steamcracker	1	3,05
Summe		28,1-36,4⁵⁷		Summe	43,1-51,1⁵⁸
Investitionsbedarf [€/t]	Investitionsbedarf [€/t]	720-820	Investitionsbedarf [€/t]	Prozesskette 2	1.000-1.270
Gestehungskosten [€/t]	Prozesskette 1	1.800-3.200	Gestehungskosten [€/t]	Prozesskette 2	2.200-3.800

⁵¹ (De Fournas & Wei 2022; Klüh u. a. 2024; Poluzzi u. a. 2022).

⁵² Falls nicht in den Arbeiten bilanziert, wurde als Energiewand für Transport und Zerkleinerung zusätzlich 5 % der chemischen Energie der Biomasse angenommen. Zudem wurde der Energiebedarf für die Bereitstellung des O₂ (0,26 MWh/tO₂) miteinbezogen. Es wurde die Strom- und Wärmeerzeugung durch die Prozesse nicht in der Bilanzierung berücksichtigt.

⁵³ (Kang u. a. 2021b)

⁵⁴ (Brown 2020)

⁵⁵ (Anetjärvi u. a. 2025; Gogulancea u. a. 2023; Swanson u. a. 2010)

⁵⁶ (Mesfun 2022)

⁵⁷ Etwa 71-84 % des Energiebedarfs entfallen auf die chemische Energie des biogenen Feedstocks.

⁵⁸ Etwa 76 % des Energiebedarfs entfallen auf die chemische Energie des biogenen Feedstocks.

2.3.3. Plastic-to-X-Prozessketten

Die Verfahren des mechanischen Recyclings von Kunststoffen sind bereits im industriellen Maßstab etabliert und haben deshalb TRL 9. Sie eignen sich für relativ saubere, sortenreine Abfallströme thermoplastischer Kunststoffe wie z.B. LDPE, HDPE oder PET. Die erzeugten Rezyklate ersetzen die Herstellung von Rohmaterial (virgin material) und senken somit den Kohlenstoffbedarf. Da sie jedoch nicht als Einsatzstoffe für die organische Grundstoffchemie dienen, werden sie im Folgenden nicht weiter betrachtet.

Bei den unterschiedlichen Solvolyseverfahren, die zum chemischen Recycling zählen, liegt der TRL je nach verwendetem Lösungsmittel zwischen 3 (z.B. Aminolyse) und 8 (z.B. Glykolyse). Durch die Solvolyseverfahren können Polykondensationskunststoffe wie Polyester, Polyamide oder Polyurethane in ihre Monomere zerlegt werden. Nicht geeignet als Einsatzstoffe für die Solvolyseverfahren sind Polyolefine, die den überwiegenden Teil der Kunststoffabfälle ausmachen (Conversio 2024b). Die Produkte, die durch Solvolyseverfahren gewonnen werden, können den Bedarf an Rohmaterial (virgin material) und somit Kohlenstoff aus fossilen Quellen senken. Sie sind jedoch nicht als Einsatzstoffe für Steamcracker geeignet und werden im Folgenden nicht weiter betrachtet.

Chemische Recyclingverfahren wie Pyrolyse und Gasifizierung eignen sich grundsätzlich für gemischte Kunststoffabfälle aus Polyolefinen und somit auch für die Kreislaufführung der 3,6 Mio. t Kunststoffabfälle, die 2023 in Deutschland energetisch verwertet wurden. Sie haben das Potenzial, bisher nicht stofflich genutzte Kohlenstoffquellen in Rohstoffe für die organische Grundstoffchemie umzuwandeln und nutzbar zu machen.

Für die Gasifizierung von Kunststoffabfällen wird ein TRL zwischen 6 und 9 abgeschätzt (Ramesohl u. a. 2020) (Quicker & Seitz 2024). Oftmals kommt bei der Gasifizierung von Kunststoffabfällen auch zusätzlich Biomasse als Inputmaterial zum Einsatz, z.B. beim Gleichstrom-Festbettreaktor der Fa. Ecoloop GmbH, der unter Verwendung eines Anteil an Holzhackschnitzeln Mischkunststoffe zu Synthesegas umsetzt (ecoloop GmbH 2024). Eine nähere Betrachtung der Gasifizierung mit Blick auf technische Schwierigkeiten, weitere Hemmnisse in der Verfahrensumsetzung und Forschungsbedarf erfolgt in Kapitel 3.3 für den Einsatzstoff Biomasse, wobei auch Bezug genommen wird auf eine Co-Gasifizierung von Biomasse und Kunststoffen.

Bei der Pyrolyse gibt es eine Vielzahl an Verfahrensvarianten und der TRL variiert - auch in Abhängigkeit vom eingesetzten Kunststoffabfall. Für gemischte Kunststoffabfälle wird der TRL zwischen 5-7 abgeschätzt (Ramesohl u. a. 2020).

Recherchen des Fraunhofer ISI (siehe Anhang 3, Kapitel 6.3) zeigen einen deutlichen weltweiten Anstieg der Anmeldung transnationaler Patente für Pyrolyse für Kunststoffabfälle - die Zahl der Patentanmeldungen verdreifacht sich zwischen 2018 und 2023 auf 425 Patentanmeldungen (Abbildung 14).

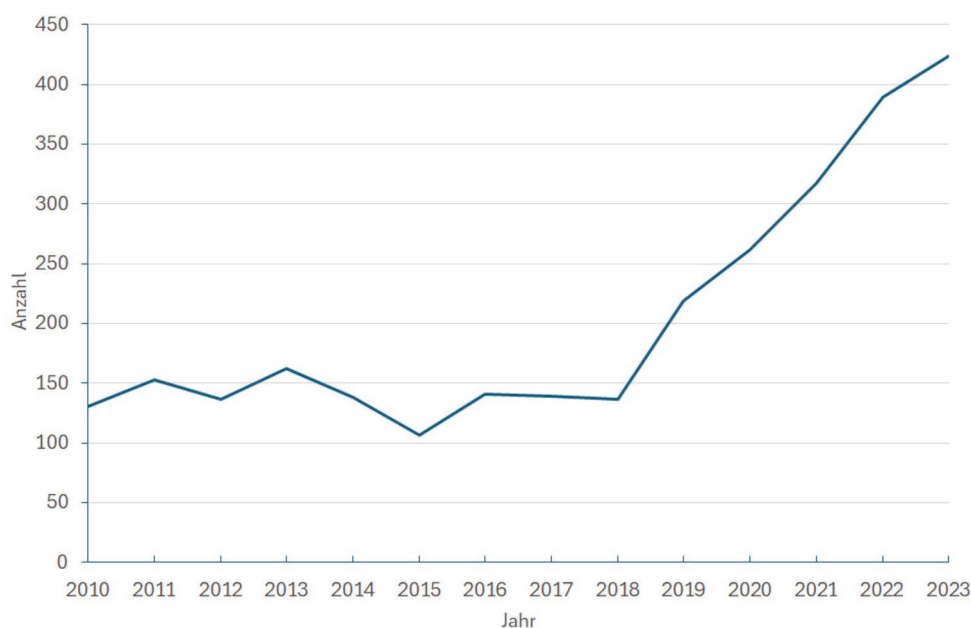


Abbildung 14: Transnationale Patente weltweit für Pyrolyse von Kunststoffabfällen (Quelle: U. Schmoch, Fraunhofer ISI)

Dabei nimmt Europa eine führende Rolle bei der Anmeldung von transnationalen Patenten für Pyrolyse ein (Abbildung 15).

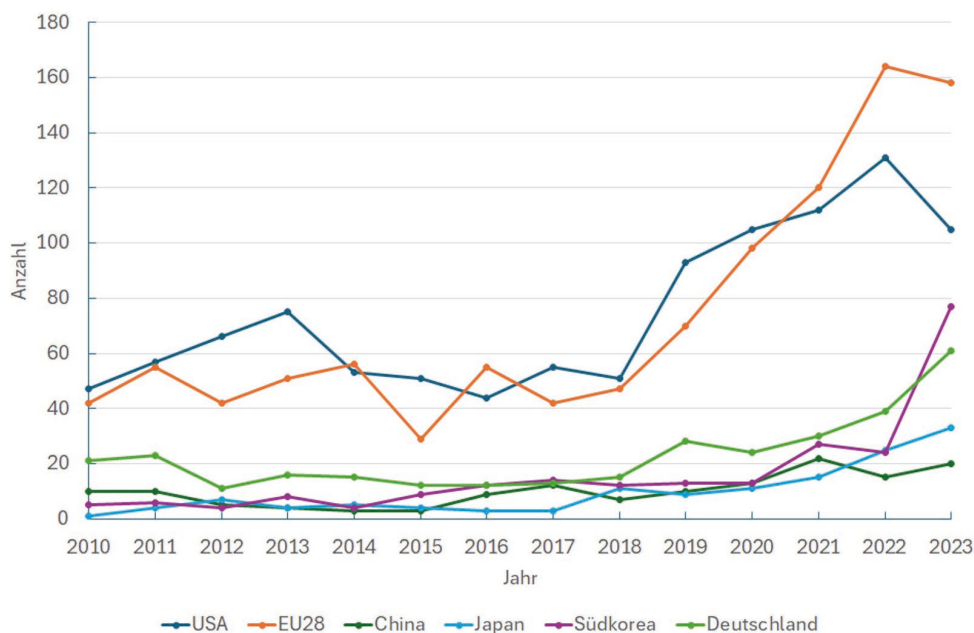


Abbildung 15: Transnationale Patente für Pyrolyse von Kunststoffabfällen nach ausgewählten Ländern (Quelle: U. Schmoch, Fraunhofer ISI)

Das Thema der Energieeffizienz ist bei den Patentanmeldungen im o.g. Zeitraum 2018 – 2023 von zunehmender Bedeutung (Abbildung 16).

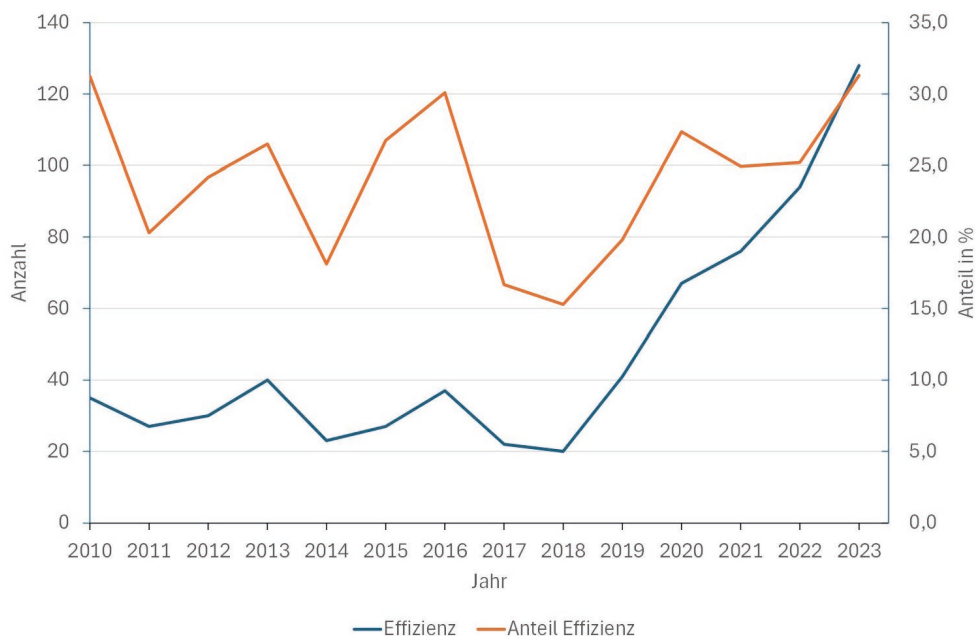


Abbildung 16: Transnationale Patentanmeldungen zur Energieeffizienz der Pyrolyse (Quelle: U. Schmoch, Fraunhofer ISI)

Auch mit Blick auf internationale Publikationen zur Pyrolyse ist seit 2028 eine Zunahme zu beobachten. Das Thema Energieeffizienz spielt in den Publikationen eine zunehmend wichtige Rolle – Abbildung 17 zeigt eine deutliche Erhöhung des Anteils von Publikationen zur Energieeffizienz von 9 % auf 31 % der analysierten Publikationen zwischen 2010 und 2024.

Dabei nimmt Europa eine führende Rolle bei der Anmeldung von transnationalen Patenten für Pyrolyse ein.

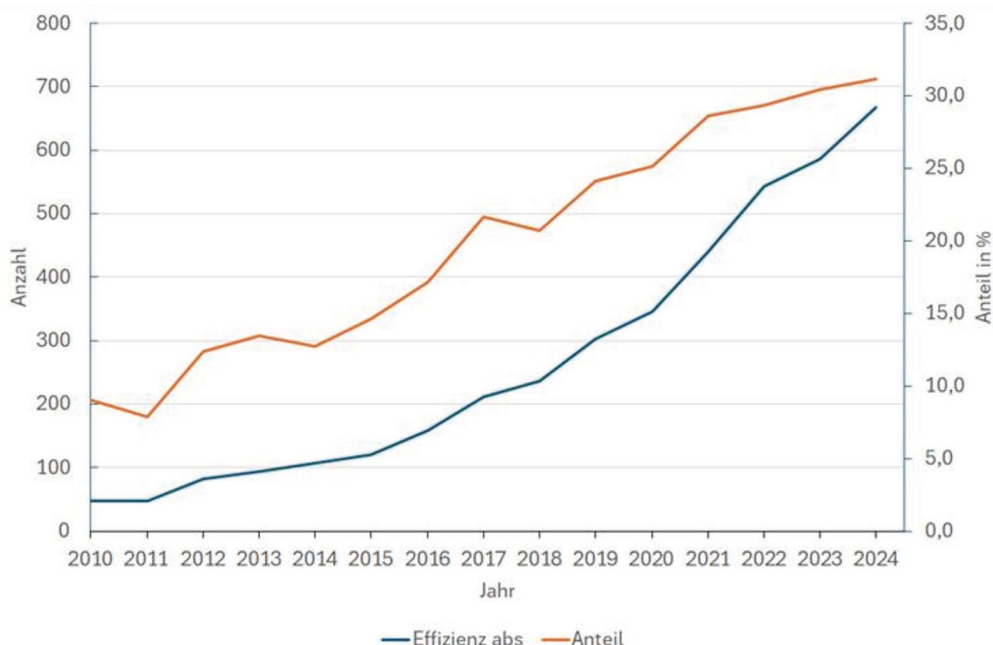


Abbildung 17: Publikationen zur Pyrolyse mit Bezug auf Energieeffizienz (Quelle: U. Schmoch, Fraunhofer ISI)

Aufgrund des breiten Spektrums möglicher Einsatzstoffe soll die Pyrolyse im folgenden Kapitel mit Blick auf bestehende technische Schwierigkeiten, weitere Hemmnisse in der Verfahrensumsetzung und Forschungsbedarf betrachtet werden.

Ziel der Plastics-to-X Prozesskette ist die Produktion leichter Olefine und Aromaten. Die gewonnenen Pyrolyseöle können dem fossilen Naphtha zu geringen Anteilen als Feed für den Steamcracker beigemischt werden. Bei hohen Beimischquoten müssen jedoch zusätzliche Nachbehandlungen des Pyrolyseöls erfolgen (z.B. Hydrotreatment oder Cracking), um die notwendigen Spezifikationen für einen Einsatz im Steamcracker zu erzielen.

Bei einer stofflichen Verwertung der Pyrolysegase können für die weiteren Schritte der Plastic-to-X Prozesskette folgende Verfahren zum Einsatz kommen: Fischer-Tropsch-Synthese (siehe Kapitel 2.2.4) für die Umwandlung in synthetisches Naphtha oder Methanolsynthese (siehe Kapitel 2.2.2) und anschließend Methanol-to-X-Verfahren. Diese Verfahren sind auch Bestandteil der Power-to-X-Prozesskette (Kapitel 2.3.1) und werden in Kapitel 3.2 bezüglich technischer Schwierigkeiten, weiterer Hemmnisse in der Verfahrensumsetzung und möglichem Forschungsbedarf beleuchtet.

3. Technische Schwierigkeiten, weitere Hemmnisse in der Verfahrensumsetzung und Forschungsbedarf

In Kapitel 3 werden technische Herausforderungen für die identifizierten „Effizienz-Verfahren“ aus Kapitel 2 analysiert und beschrieben. Zu beachten sind dabei grundlegende Themen wie Korrosion im Kontext der Pyrolyse oder Trennung und Konditionierung von Mischkunststoffen, die Auswirkungen schwankender Rohstoffzusammensetzungen und -qualitäten oder die klimaneutrale Prozessenergiebereitstellung bei Temperaturen $>500^{\circ}\text{C}$.

Zur Vermeidung unnötiger Komplexität werden technische Schwierigkeiten einzelner Verfahrensschritte möglichst getrennt voneinander betrachtet. Die Schnittstelle zwischen der Rohstoffbereitstellung, d.h. dem Aufschluss von Kohlenstoffquellen, und den „Effizienz-Verfahren“ wird auf Ebene der Produktionsverfahren behandelt, z.B. im Sinne der Anforderungen an die Reinheit der eingesetzten Rohstoffe, dem Vorkommen möglicher Störstoffe (z.B. Schwefel als Katalysatorgift in abgetrenntem CO_2 , PVC-Anteile in Kunststoffabfällen bei der Pyrolyse etc.). Diese Fragestellungen überlappen teilweise mit Aspekten des Reinheitsbedarf der kohlenstoffhaltigen Rohstoffe und der Kompatibilität mit den Umsetzungsverfahren, die bereits in Kapitel 2.1 adressiert werden.

Nicht-technische Hemmnisse betreffen zentral die Herausforderungen bei der Implementierung. Hier sind folgende Aspekte zu nennen:

- Standortspezifische Faktoren, die sich u.a. auf die Kostenstruktur und auf das Investitionsvolumen auswirken, beispielsweise vorhandene Produktionsinfrastruktur, räumliche Entfernung von verfügbaren Rohstoffquellen
- Regulatorische Rahmenbedingungen, die, wie in der Leistungsbeschreibung angemerkt, nur grob skizziert werden, z.B. Genehmigungsverfahren, CO_2 -Bepreisung, Anerkennung von CCU im Emissions Trading System (ETS), Carbon Contracts for Difference, Carbon Border Adjustment Mechanisms.
- Organisatorische Barrieren und Know-how-bezogene Hemmnisse werden übergreifend und allgemeingültig adressiert.

Als Ergebnis von Kapitel 3 wird ein Überblick über technische und nicht-technische Hemmnisse der identifizierten Effizienz-Verfahren erarbeitet.

Außerdem wird auf Basis der „Effizienz-Verfahren“ und der identifizierten technischen Herausforderungen der Forschungs- und Entwicklungsbedarf für die verschiedenen Verfahren analysiert und beschrieben. Die Verfahren sind in der Regel noch in der Entwicklung und in vielen Fällen bestenfalls im Pilotmaßstab erprobt. Neben dem vielfältigen grundlegenden Forschungsbedarf in der Materialforschung, z.B. zu Katalysatoren, und der Verfahrenstechnik in der Weiterentwicklung der klimaneutralen Verfahren, ihrer apparativen Umsetzung und ihrer Robustheit gegenüber Korrosionseinflüssen und schwankenden Rohstoffzusammensetzungen (Beispiel Pyrolyse) sind somit auch Fördermaßnahmen zu skizzieren, die, im Rahmen der beihilferechtlichen Möglichkeiten, eine Risikominimierung für das weitere Scale-up der Verfahren darstellen. Forschung zu den verschiedensten CO_2 -Capture-Verfahren und der Entwicklung neuer Ab-/Adsorbentien wird nur am Rande aufgegriffen, ebenso wird FuE zu nicht-technischen Hindernissen, u.a. sozioökonomische Studien zu Technikakzeptanz, nur peripher betrachtet. So kann beispielsweise ein technologisch ausgerichtetes Forschungsprogramm mit dem Ziel einer Pilotanlage ein Genehmigungsplanspiel mit Behörden beinhalten. Nicht-technische Hindernisse können außerdem im Rahmen einer wissenschaftlichen Begleitforschung adressiert werden.

Nicht Gegenstand der Betrachtung ist die Forschung zur geologischen Speicherung von CO_2 , z.B. der Sicherheit oder der Umweltauswirkungen der Langzeitspeicherung.

Als Ergebnis resultiert die Beschreibung von notwendigen FuE-Themen zur Minimierung technischer und ökonomischer Hürden für die Entwicklung und Implementierung klimaneutraler Verfahren für die chemische Grundstoffproduktion und die Skizzierung entsprechender Förderprogramme.

3.1. CO₂-Abtrennung

3.1.1. Technische Hemmnisse und abgeleiteter Forschungsbedarf

Druckwechseladsorption

Prinzipiell ist die Druckwechseladsorption ein ausgereiftes Verfahren, u.a. zur CO₂-Abtrennung aus Biogas. Die Adsorbenswahl ist dabei der zentrale Leistungshebel. Unter realen Biogasbedingungen sind CO₂-selektive, feuchte und H₂S-tolerante Adsorbentien in mechanisch stabilen Pellets mit geringer Regenerationsarbeit erforderlich. Systematische Langzeit Zyklen bei höheren Temperatur- und Feuchteschwankungen und Deaktivierungsmechanismen sind unzureichend dokumentiert.

Eine Limitierung von PSA-Anlagen besteht darin, dass einfache Konfigurationen eine geringere Methanrückgewinnung aufweisen, was zu Methanverlusten von bis zu 5 % im Restgas führt. Ein solcher Methanschlupf und damit verbunden unerwünschte Methanemissionen in die Atmosphäre sind nicht akzeptabel, außerdem verringert sich die CO₂-Reinheit im Restgas. Dieses Problem wird durch die Verbesserung der verwendeten Adsorbentien und/oder der Zyklussequenz und -konfiguration angegangen

Eine thermodynamische Limitierung besteht durch die mit der Adsorptionswärme verbundenen Nicht-Isothermie. Die CO₂-Adsorption ist exotherm, Temperaturerhöhungen im Adsorberbett verschieben Kapazität und Selektivität und können die erreichbare Reinheit und Ausbeute begrenzen, wenn die Wärmeabfuhr unzureichend ist.

Der Energiebedarf der PSA ist weitgehend auf die signifikante elektrische Arbeit für Kompression zurückzuführen. Mehrschritt-Zyklen, bei denen ein Druckausgleichsschritt zwischen den Säulen erfolgt, senken den Bedarf an externer Kompressionsarbeit, reduzieren aber die Betriebsflexibilität.

Forschungsbedarf

Ein Großteil der Forschung konzentriert sich auf die Verwendung neuartiger Hochleistungsadsorbentien. Zur Erzielung einer CO₂-Reinheit in der Abtrennung aus Biogasanlagen von > 99,5 % ist es erforderlich, Methan aus den Hohlräumen in der Kolonne und den großen Poren des Adsorbens zu entfernen, bevor CO₂ zurückgewonnen wird. Dies kann nur durch effiziente PSA-Zyklen erreicht werden. Viele in der Forschung untersuchte PSA-Zyklen konzentrieren sich hauptsächlich auf die Gewinnung von hochreinem Biomethan, nur wenige Arbeiten befassen sich mit der gemeinsamen Produktion von CO₂, und die meisten davon verwenden einen Spülschritt (Recycling des schweren Produkts).

Tabelle 37: Forschungsbedarf Druckwechseladsorption

Themenfeld	Forschungsbedarf
Neuartige Adsorbentien	Zeolithe, metallorganische Gerüstverbindungen, kohlenstoffhaltige Materialien und oberflächenmodifizierte Adsorbentien
Prozessführung	PSA-System mit einer geringeren Anzahl von Adsorberbetten reduziert die Investitionen für die Biogasaufbereitung. Darüber hinaus hat eine PSA mit einer minimalen Anzahl von Adsorberkolonnen eine kürzere Gesamtzykluszeit und ein höheres Verhältnis von Zufuhrzeit zu Gesamtzykluszeit, was zu einer höheren Produktivität pro Einheit führt. Forschungsansätze beinhalten zweistufige Systeme zur Trennung von CO ₂ und N ₂ aus Methan mit unterschiedlichen Adsorbentien in der ersten bzw. zweiten Stufe.

Chemische Absorption

Die chemische Absorption, insbesondere mit wässrigen Aminen (MEA) als Lösungsmitteln, ist technisch weit fortgeschritten (TRL 9). Eine generelle Limitierung stellt der hohe Wärmebedarf (und damit Energiebedarf) für die Regeneration des beladenen Lösungsmittels dar. Ein weiteres Thema ist die allmähliche Degradation des Lösungsmittels, die besonders in Sauerstoffatmosphäre bzw. bei Post-combustion Prozessen auftritt.

Forschungsbedarf

Kein bestehendes Absorbens erfüllt die idealen Anforderungen für eine CO₂-Abtrennung, d.h. eine gleichzeitig hohe Aufnahmekapazität und -kinetik, niedrige Regenerationsenergie und hohe Langzeitstabilität. Genau hier besteht der zentrale Forschungsbedarf, der durch apparative Entwicklungen zur Intensivierung des Stofftransports unterstützt werden kann.

Tabelle 38: Forschungsbedarf chemische Absorption

Themenfeld	Forschungsbedarf
Neuartige Absorberlösungsmittel	Aminmischungen, insbesondere tertiäre oder sterisch gehinderte Amine mit schnellen kinetischen Promotoren wie Piperazin, um Aufnahme- und Regenerationsenergie besser auszubalancieren Aminosäuresalze (weniger flüchtig und zersetzungsanfällig) Ionische Flüssigkeiten (Hohe Gaslöslichkeit und Selektivität; aber nicht in industriellem Umfeld erprobt; Langzeitdegradation und Recyclierbarkeit unklar) Mischungen von Aminen und ionischen Flüssigkeiten (erlauben als Gemische potentiell einfache Abtrennung durch Phasentrennung)
Verständnis zu Lösungsmitteldegradation	Verständnis Degradationsmechanismen durch O ₂ , SO _x , NO _x sowie Wärme Entwicklung von Additiven und Inhibitoren, die u.a. die Sauerstofftoleranz erhöhen
Prozessverbesserungen	Prozessintensivierung durch neue Apparate (HiGee, Rotationspackungen, statische Mischer etc.) Unterstützung der Regeneration durch alternativen Energieeintrag (ultraschallgestützte Desorption)

Physikalische Absorption

Die physikalische Absorption folgt dem Henry-Gesetz, hoher Druck (CO₂-Partialdruck) und niedrige Temperaturen erhöhen die Löslichkeit von CO₂ im Lösungsmittel. Hierin liegt gleichzeitig die Limitierung des Verfahrens, da bei Abgasen mit niedrigerem CO₂-Partialdruck die notwendigen Lösungsmittelumlaufzeiten und Anlagengrößen inkl. Kühlung und Kompression stark zunehmen. Für hohe Abscheideraten > 60–70% steigt außerdem der Energiebedarf stark an. Üblicherweise weisen die eingesetzten physikalischen Lösungsmittel auch eine Löslichkeit von H₂S auf, so dass eine gründliche Entschwefelung erforderlich ist.

Forschungsbedarf

Der Forschungsbedarf lässt sich auf neue bzw. optimierte Lösungsmittel eingrenzen, flankiert von Verfahrensänderungen zur Prozessintensivierung und verbesserter Temperaturführung bzw. Kälteintegration.

Tabelle 39: Forschungsbedarf physikalische Absorption

Themenfeld	Forschungsbedarf
Physikalische Lösungsmittel	Neue oder optimierte physikalische Lösemittel mit höheren CO₂-Kapazitäten bei moderaten Temperaturen, geringere Viskositäten (für bessere Stoffübergänge), geringe Flüchtigkeit/Verluste, z.B. Ionische Flüssigkeiten und Deep Eutectic Solvents (Sarmad u. a. 2017) oder biphasische/Phasenwechsel-Lösungsmittel (Jiang u. a. 2023) Co-Lösungsmittel oder Phasenwechsel-Promotoren; Ziel: begrenztes Volumen der CO₂-reichen Phase hat, aber hohe Beladung, während die CO₂-arme Phase niedrige Wärmelasten verursacht.
Prozessverbesserungen	Energieeffiziente Lösungsmittelregenerierungs und Prozessintegrationskonzepte; veränderte Wasch-/Regenerationsführung Absorber und Stoffübergang optimieren, Maximieren von Grenzflächen (Apparate: Venturi-Scrubber, Sprühltürme, Rührbehälter, Packungskolonnen und Blasen-säulen) Temperaturführung im Absorber mit Zwischenkühlung, Einspeisung von kaltem Lösungsmittel/Verteilstufen Kälteintegration: effiziente Kältezyklen, Wärmerückgewinnung aus kalten Strömen und die Nutzung der Tieftemperatur für nachgeschaltete kryogene Schritte Kopplung mit Prozessen unter hohem Druck wie Gasifizierung/Syngaserzeugung und Vermeiden von unnötiger Entspannung und erneuter Verdichtung

Membranverfahren

Membrantrennverfahren für CO₂-Capture erschließen durch die Einfachheit des Verfahrens und die lineare Skalierbarkeit interessante Perspektiven für die Industrie. Die Membrantrennung erfordert im Vergleich zu herkömmlichen Technologien geringere Investitionen und Betriebskosten, insbesondere bei kleinen bis mittleren Anlagen. Daher ist die Schwelle für die Errichtung einer Membrananlage relativ niedrig. Trotz dieser Vorteile finden Membranen zur CO₂-Abscheidung als junge Technologie noch keine breite industrielle Akzeptanz. Der TRL der meisten in der Literatur beschriebenen Membranen ist nach wie vor niedrig (<5) und es besteht eine erhebliche Lücke zwischen der Forschung und den Anforderungen der Industrie.

Materialbedingte Limitierungen beinhalten den Kompromiss aus Permeanz und Selektivität (Robeson-Grenze) von Membranen für Gastrennungen; dies gilt für die meisten Membranmaterialien, insbesondere polymere Materialien. Neue Materialklassen und Architekturen – etwa Mixed-Matrix-Membranen, thermisch umgewandelte Polymere, Polymere intrinsischer Mikroporosität oder Facilitated-Transport-Membranen – zielen darauf, diese Grenze weiter nach oben zu verschieben bzw. zu umgehen.

Weitere Limitierungen sind bezüglich der chemischen Beständigkeit von Membranmaterialien in korrosiven Abgasumgebungen sowie ihrer thermischen Stabilität zu verzeichnen. Saure Verunreinigungen (SO_x, NO_x), Wasser und Sauerstoff sind kritisch. Die Vorbehandlung des Feed-Gasstroms, also Entstaubung/Entschwefelung, Entstickung, Entfeuchtung/Kühlung ist für den Einsatz bisheriger Membransysteme eine Notwendigkeit. Die optimale Integration dieser Stufen mit der Membran trennt wirtschaftlich erfolgreiche von weniger erfolgreichen Prozessen.

Polymermembranen wie Polysulfon, Polyimid und Pebax weisen eine ausreichende CO₂-Selektivität auf und sind mechanisch flexibel und damit einfach zu verarbeiten. Sie sind jedoch anfällig für Plastifizierung und thermische Alterung. Keramikmembranen aus SiO₂ und Al₂O₃ sind thermisch und chemisch beständig, aber häufig wasserempfindlich und durch Sprödigkeit schwerer zu verarbeiten.

Die Triebkraft für eine CO₂-Trennmembran ist die CO₂-Partialdruckdifferenz über die Membran, bei kleinen Druckdifferenzen steigen Flächenbedarf und sinkt oft die Produktreinheit.

Der Energieaufwand (Strombedarf) für die Membrantrennung ist häufig höher, als für ein nicht-thermisches Verfahren ohne Regeneration von Lösungsmitteln oder Sorbentien erwartet wird. Der Energieaufwand ist hier primär bei Kompressoren und

Vakuumpumpen zu senken, die notwendig sind, um die Druckdifferenzen darzustellen. Mehrstufige Membrantrennmodule mit Recycle-Schleifen müssen in dieser Hinsicht optimiert werden.

Forschungsbedarf

Aus den beschriebenen Herausforderungen in materialseitigen Kompromissen zwischen Selektivität und Permeanz, in der Stabilität unter realen, feuchten und verunreinigten Abgasbedingungen, in der geringen Triebkraft bei geringen CO₂-Konzentrationen mit daraus folgender Mehrstufigkeit und hohem Strombedarf sowie in der gesicherten Langzeitstabilität und Fouling-Beherrschung im Dauerbetrieb ergeben sich folgende Forschungsfragestellungen:

Tabelle 40: Forschungsbedarf Membranverfahren

Themenfeld	Forschungsbedarf
Polymermembranen	Erforschung von Strategien wie die Polymer-Mischcopolymerisation um die thermische Stabilität zu verbessern
Keramische Membranen	Optimierung der Membranherstellungsprozesse (Pulver-, Sinterprozesse) zur Stabilitätssteigerung und Reduktion von Gefüge-Degradation Dünne selektive Keramiklagen auf porösen, mechanisch belastbaren Trägern zur Verringerung der Brüchigkeit
Mixed Matrix Membranen	Einbettung anorganischer Füllstoffe wie metallorganische Gerüste (MOFs) oder Zeolithe in Polymermatrizen, um die mechanische Flexibilität von Polymeren mit der überlegenen Selektivität anorganischer Materialien zu kombinieren; gut konzipierte MMMs können die traditionelle Robeson-Obergrenze überschreiten; das Verständnis der komplexen Interaktion der Materialkomponenten ist erforderlich
Energieeffizienz bei mehrstufigen Membranmodulen	CO ₂ -Anreicherung des Feeds durch Abgasrückführung zur Erhöhung der Triebkraft auf der Feed-Seite und Reduktion des Vakuum-/Kompressionsbedarfs Betrieb bei moderatem Vakuum statt hoher Kompression bei Hoch-Permeanz-Membranen Prozessoptimierungen und Erprobung, z.B. optimierte Anordnung von Verdichtern/Vakuum und Rückführungen
Betriebserfahrung und Robustheit	Langzeit-Pilotierungen nach Entschwefelung, Entstickung und Entstaubung, um Effekte residueller NO _x /SO _x /Partikel auf Membranfouling und Alterung systematisch zu erfassen und wirksame Reinigungs- bzw. Austauschstrategien zu entwickeln

Carbonat-Looping und Kombination mit Oxyfuel-Verfahren

Eine praktische Limitierung beim Carbonat-Looping ergibt sich aus der Deaktivierung des eingesetzten Materials; die zyklische Carbonatisierung und Calzinierung führt zu allmählichem Aktivitätsverlust durch Sinterung und Abrieb, so dass das Material kontinuierlich ersetzt werden muss. Insbesondere natürliche CaO-Sorbenten brauchen Modifikationen (z. B. Stützstoffe/Dotierungen) zur Erhöhung der Sinterungs und Abriebresistenz.

Auch sind hohe CO₂-Abscheidegrade (>95–99%) wegen geringer Triebkräfte am Reaktorausgang anspruchsvoll; da der größte Teil des aktiven CaO bereits mit CO₂ am Boden des Karbonisators reagiert. Dies erschwert es den Partikeln grundsätzlich, weiter mit dem in den Rauchgasen am oberen Ende des Karbonisators verdünnten Rest-CO₂ zu reagieren.

Die Integration von Carbonat-Looping in die Zementherstellung ist besonders vielversprechend und sollte durch Pilotierungs- und Demonstrationsvorhaben vertieft werden. Herausfordernd sind die erhöhte Komplexität und die erforderlichen Anlagenmodifikationen. Oxyfuel erfordert ein Retrofit zur Minimierung von Falschluff und zur Auslegung wirksamer Abgasrückführung, außerdem entstehen durch die Abwesenheit von Luftstickstoff zusätzliche Anforderungen an Brenner und Öfen. O₂getriebene Flammen haben andere Zünd und Strahlungscharakteristiken und Gasdichten; Stickstoff wird durch CO₂ ersetzt und hat aufgrund

der höheren Gasdichte von CO_2 -Einfluss auf die Wärmekapazität und den Massenstrom der Brennerfeuerungsrate. Mit einem reinen Sauerstoffstrom brennen die Flammen heißer, kürzer und heller, während sich auch die Zündeigenschaften des Brennstoffs ändern. Diese Faktoren erfordern Anpassungen der Brennerkonstruktion.

Forschungsbedarf

Der Forschungsbedarf ist in verbesserten Anlagendesigns und der Prozessintegration in emittierende Industrieanlagen zu sehen. Insbesondere Zementanlagen sind hier prinzipiell geeignet und werden bereits in ersten Pilot- und Demonstrationsvorhaben verfolgt. Hier gilt es, weitere solche Vorhaben zu ermöglichen, die den breiteren industriellen Einsatz vorbereiten.

Tabelle 41: Forschungsbedarf Carbonat-Looping und Oxyfuel

Themenfeld	Forschungsbedarf
Reaktoren	Verbesserte Apparatedesigns müssen darauf abzielen, die Reaktor- und Partikelhydrodynamik zu optimieren bzgl. Partikelabrieb aber auch Agglomeration (in zirkulierenden Wirbelschichtreaktoren) CaO in-situ aus der Zersetzung von $\text{Ca}(\text{OH})_2$ herstellen; dieses weist eine hohe Reaktivität gegenüber CO_2 auf und kann die verbesserte Karbonisierung am oberen Ende des Reaktors fördern Anpassung der Brennerkonstruktion; um die Klinkerqualität zu gewährleisten, müssen Oxyfuel-Brenner eine identische Flammenform und Wärmeabgabe erzeugen wie unter normalen Verbrennungsbedingungen. Brenner und Kühlerdesign sowie Regelung müssen angepasst und experimentell validiert werden.
Prozessintegration	Kombination von PtG über Elektrolyse zur Sauerstoffversorgung des Oxyfuel-Verfahrens statt Luftzerlegungsanlage Anlagenintegration und Falschluff: Oxyfuel erfordert Retrofits zur Minimierung von Falschluff und zur Auslegung wirksamer Abgasrückführung; das beeinflusst Wärmehaushalt, Betriebsspezifikationen und Auslegung der Gesamtanlage
Integration von Carbonat-Looping und Oxyfuel in die Zementherstellung	Hohe CO_2 -Anteile beeinflussen die Klinkerphasenbildung und Reaktivität; Rohmehlrezepturen und Temperaturprofile sind unter Oxyfuelbedingungen zu optimieren, um Qualitätseinbußen und Anbackungen zu vermeiden Weitere Demonstrationsprojekte mit Fokus auf eine Prozessintegration bzw. Prozesskopplung (Wärme, Rohmehl, Feinstoffe)

3.1.2 Standortspezifische Faktoren

Die auf CO_2 als Rohstoff basierenden PtX-Prozesse können nur etabliert werden, wenn eine gesicherte Versorgung von CO_2 als Rohstoff am Standort der Produktionsanlage gegeben ist. Fehlt eine adäquate CO_2 -Quelle am Standort, müsste das CO_2 , z.B. über eine Pipeline, angeliefert werden. Aktuell existiert keine übergreifende CO_2 -Transportinfrastruktur zwischen relevanten Quellen und Verarbeitungsstandorten, so dass auf Weiteres nur lokale, am Standort verortete Quellen zur Verfügung stehen. Alternativ könnte die Umwandlung auch am Standort der Quelle erfolgen. Dies ist für organische Grundchemikalien nur mit großem finanziellem Aufwand realisierbar, weil es eine reine isolierte Greenfield-Investition wäre.

Wie bereits ausgeführt erfordert die katalytische Umsetzung von CO_2 in den verschiedenen PtX-Verfahren eine hohe Reinheit des bereitgestellten CO_2 , die Abtrennung und Aufkonzentration sollte daher möglichst an der CO_2 -Quelle erfolgen. Dies hat auch den Vorteil, dass der Transport von unnötig großen Gasvolumina minimiert wird. Für Capture- und Reinigungsanlagen an einer gegebenen CO_2 -Quelle muss in jedem Fall ausreichend Platz am Standort vorhanden sein, je nach CO_2 -Quelle müssen große Volumenströme bewegt werden. Da sich die Anlagengröße bei unterschiedlichen Capture-Verfahren unterscheiden können, ist dies ein Faktor für die Auswahl des Abtrennungsverfahrens an einem spezifischen Standort.

Ein Transportnetz für CO₂ in Deutschland (1.000 km CO₂-Pipelines) und Europa ist erst in Planung bzw. im Aufbau begriffen (siehe Kapitel 3.1.3), existiert aber bereits in Teilen der USA (Edwards & Celia 2018) für Enhanced gas/oil recovery (EGR/EOR), aber auch als Grundlage für einen entsprechenden Transport im Hinblick auf stoffliche CO₂-Nutzung und CCS.

Die Etablierung eines standortübergreifenden CO₂-Transportnetzes würde die Abhängigkeit des Prozesses von einer standortbezogenen CO₂-Quelle aufheben und damit die Versorgungssicherheit für die Einzelanlage erhöhen. Ein solches Transportnetz würde absehbar nicht für die ausschließliche Verwendung für CCU etabliert werden, da die meisten Standorte der chemischen Industrie, die für CO₂-basierte Prozesse in Frage kommen, noch über eigene CO₂-Quellen verfügen, wie z.B. aus der standorteigenen Energieerzeugung und ggfs. Prozessemissionen. Die für CCU benötigten CO₂-Mengen sind absehbar zu gering, da ohne eine Anrechenbarkeit von CO₂ in CCU-Produkten die Wirtschaftlichkeit der Prozesse in der Dimension der Grundchemikalien vis-à-vis den Konkurrenzprozessen nicht darstellbar ist.

3.1.3. Weitere Faktoren

Auch wenn die chemische Industrie Abnehmer von CO₂ für industrielle Emittenten wird, ist der Bedarf für die rohstoffliche Verwertung ggf. geringer als die abgetrennten Mengen. Für einzelne Sektoren wie die Zementindustrie ist damit Carbon Capture and Storage möglicherweise als zusätzliche Option erforderlich, um CO₂-Neutralität zu erreichen. Die regulatorischen Voraussetzungen hierfür sind durch die am 28. November 2025 in Kraft getretene Novelle des Kohlendioxid-Speicherungsgesetzes geschaffen, die den Rechtsrahmen für die Abscheidung, den Transport und die dauerhafte Speicherung von CO₂ definieren. Durch die Reform des EU-Emissionshandelssystems entfällt außerdem die Zertifikatabgabepflicht für abgeschiedenes und gespeichertes CO₂, was einen ökonomischen Anreiz für den Einsatz von CCS bieten kann, wenn der CO₂-Preis die Kosten der Abscheidung übersteigt. Ein Transportnetz über Pipelines zu den designierten Speicherorten⁵⁹ kann eine direkte Anbindung an Chemiestandorte beinhalten und damit die Standorte sowohl für CCU als auch CCS ertüchtigen.

Neubauvorhaben für ein CO₂-Transportnetz sind in Planung, weil bestehende Erdgasleitungen für dichten CO₂-Transport technisch nicht geeignet sind⁶⁰. Das größte und am weitesten entwickelte Planungsprojekt kommt vom Fernleitungsnetzbetreiber Open Grid Europe (OGE) zusammen mit Partnern (u. a. ONTRAS, Fluxys). Es beinhaltet ein CO₂-Transportnetz („CO₂ Grid“) mit mehreren Korridoren:

- Elbe-Estuary Cluster bei Brunsbüttel (~70 km)
- WHV CO₂ Corridor (Niedersachsen, Anbindung an Schiffsexportterminal Wilhelmshafen mit späteren möglichen Ausbaustufen Richtung Süden nach Ostwestfalen oder Osten über Hannover bis nach Sachsen-Anhalt)
- Delta Rhine Corridor (von Rotterdam bis Duisburg zur Anbindung an CO₂-Speicher in der niederländischen Nordsee)
- North Sea CO₂ Corridor (Anbindung an CO₂-Speicher in der norwegischen Ostsee)

Das Netz soll CO₂-Quellen (z.B. Zement- und Chemieindustrie) mit Export- oder Speicherorten verbinden. Genehmigungen für diese Projekte und der Kooperation zwischen OGE, ONTRAS und Fluxys wurden u. a. von der Kartellbehörde bestätigt.⁶¹

Netzbetreiber wie Bayernets prüfen weitere Vorhaben, beispielsweise eine CO₂-Pipeline in Süddeutschland zur Verbindung industrieller Standorte (z.B. Zementwerke in Bayern).⁶²

Viele Projekte sind derzeit in Planung oder im Genehmigungsprozess, mit ersten Bauabschnitten in den späten 2020er Jahren (z.B. ab 2028 bzw. Richtung 2030)⁶³. Die bestehenden Infrastruktur-Pläne für rund 1.000 km CO₂-Pipelines in Deutschland haben somit klare regionale Zielachsen, allerdings müssen viele Trassen noch im Detail genehmigt werden.

⁵⁹ Die Speicherung von CO₂ wird in der deutschen ausschließlichen Wirtschaftszone (AWZ) in der Nordsee ermöglicht. Für die Speicherung auf dem Festland gilt gegenwärtig die "Opt-in"-Regelung; die Bundesländer können jeweils selbst entscheiden, ob sie eine Speicherung zulassen.

⁶⁰ <https://oge.net/de/co2/co2-netz>

⁶¹ German cartel office approves OGE's CO₂ pipeline projects with ONTRAS and Fluxys | Reuters

⁶² Bayernets considers construction of CO₂ pipeline: Bayern Innovativ

⁶³ ffe.de/veroeffentlichungen/beitragsreihe-carbon-management-ccs-wie-kann-co2-transportiert-werden/

3.2. PtX-Prozesse

3.2.1. Methanolsynthese

Die heterogen katalysierte Methanolsynthese auf Basis von Erdgas ist generell ein über Jahrzehnte entwickeltes und erprobtes Verfahren mit Anlagen von 5.000 Tagedestonnen und mehr. Grundlegende technische Limitierungen ergeben sich aus der Thermodynamik. Die Methanolbildung aus CO und CO₂ ist stark exotherm und führt zu einer Abnahme der Molezahl; sie ist daher begünstigt durch hohen Druck und niedrige Temperaturen, die das Gleichgewicht zu Methanol verschieben. Zu hohe Temperaturen verschieben das Gleichgewicht zurück zu Edukten und fördern die Methanol-Zersetzung zu Methan oder Dimethylether durch Dehydratisierung. Zu niedrige Temperaturen bremsen die Kinetik und verursachen Kondensations- oder Korrosionsprobleme.

Technische Hemmnisse

Thermodynamik

Die hier betrachtete Umsetzung von Wasserstoff und CO₂ im PowertoMethanol-Prozess führt zu zusätzlichen Herausforderungen. Die CO₂-reiche Fahrweise erfordert mehr Wasserstoff (3 mol pro mol CO₂) und es entsteht Wasser als Nebenprodukt, welches das Gleichgewicht der CO₂-Hydrierung zurückdrängt, den Katalysator belastet und den Trennaufwand erhöht. Ein hoher CO₂-Anteil senkt die Gleichgewichtsausbeute je Durchgang; deshalb sind WGS-aktive Systeme und eine Wasserabführung durch Kondensation, Adsorption oder Membranabtrennung notwendig, um das Gleichgewicht günstig zu halten.

Im Reaktor stellt sich nur ein Teilgleichgewicht ein; der SinglePass-Umsatz ist thermodynamisch begrenzt. Gesamtausbeuten nahe 99 % ergeben sich durch Kondensation des Methanols und Kreislaufführung (Recycle) der nicht umgesetzten Gase. Das Entfernen des Produkts verschiebt effektiv das Gesamtsystem in Richtung Methanol.

Vorteilhaft sind die Kondensation und Abtrennung von Methanol und Wasser nach dem Reaktor. Durch Produktentzug wird die Gleichgewichtslage im Gesamtprozess in Richtung Methanol verschoben.

Hoher Druck, moderat niedrige Temperatur, und eine geeignete Gaszusammensetzung maximieren den Gleichgewichtsumsatz. Wärmeabführung ist entscheidend: Isotherme oder nahe-isotherme Bedingungen halten die Temperatur dort, wo das Gleichgewicht günstig ist.

Wasser- und CO₂-Management (WGS-Balance, Wasserentfernung) verbessern die effektive Gleichgewichtslage. Mehrere Reaktorstufen mit Zwischenkondensation/Trennung überwinden Single-Pass-Grenzen.

Katalyse

Prinzipiell stellt der konventionelle CuZnAlO_x-Katalysator immer noch das System mit der höchsten Konversion dar. Besondere Herausforderungen an die Katalysatoren für die Umsetzung von CO₂ und Wasserstoff sind:

- Hohe erforderliche Katalysatoraktivität zur Aktivierung und Konversion des reaktionsträgen CO₂
- Hydrothermale Katalysatordeaktivierung bei hohen Temperaturen aufgrund der Bildung von Wasser als Nebenprodukt
- Bei Bedarf Operabilität über ein breiteres Prozessfenster und unter wechselnden Bedingungen bei einem intermittierenden Betrieb

Reaktoren

Derzeitige Reaktoren für die Methanolerzeugung aus CO₂ und Wasserstoff sind denen ähnlich, die bei der Produktion aus Synthesegas verwendet werden. Das Schlüsselproblem beim Reaktordesign für die CO₂-Hydrierung besteht darin, die freigesetzte Wärme der exothermen Reaktion zu entfernen.

Trenntechnik

Trennoperationen beinhalten die Abtrennung von Wasser aus dem Produktstrom, dies ist beim PtX-Prozess mit CO₂-reichem Synthesegas über rWGS besonders relevant. Die destillative Trennung von Methanol und Wasser ist energieintensiv; sie wird derzeit über Dampf aus der exothermen Methanolsynthese zumindest teilweise gedeckt, eine gute Prozesswärmeintegration ist daher wesentlich. Eine Einbindung von Brüdenkompression sollte die Energieeffizienz erhöhen, es sind aber zusätzliche Investitionen erforderlich.



Forschungsbedarf

Synthesegasbereitstellung und Direktsynthese von Methanol

Für eine Reduzierung des Energiebedarfs ist die Vermeidung der endothermen rWGS-Reaktion vorteilhaft. Die Co-Elektrolyse von CO₂ und Wasser, meist in Feststoffelektrolysezellen, ist energieeffizienter als ein zweistufiger Prozess, bei dem zunächst Wasserstoff generiert und anschließend mit CO₂ zu CO und weiter zu anderen Produkten umgesetzt wird.

Tabelle 42: Forschungsbedarf Co-Elektrolyse

Themenfeld	Forschungsbedarf
Material- und Komponentenentwicklung	Elektrodenmaterialien; Verbesserung der Kathodenstabilität unter CO ₂ -reichen Bedingungen (Carbonatbildung vermeiden); Entwicklung von hochaktiven und langlebigen Katalysatoren für die CO ₂ -Reduktion und Wasserdampf-Reduktion; Aktive, selektive, leitfähige Katalysatoren, die die Bildung unerwünschter Nebenprodukte verhindern und ausreichende Umsetzungsraten bei niedrigen/mittleren Temperaturen erreichen Protonenleitende und co-ionisch leitende Membranmaterialien (keramisch, z.B. Perowskite) mit hoher ionischer Leitfähigkeit als Elektrolyte, mit ausreichend chemischer Stabilität in reduzierenden (Anode) und oxidierenden (Kathode) Umgebungen Optimierung der Ionenleitfähigkeit bei moderaten Temperaturen (700–800 °C statt >900 °C) und Minimierung von Degradationsmechanismen
Reaktorkonzepte	Elektrochemische Membranreaktoren mit Festkörperelektrolyten als Membranmaterial für die HT H ₂ O/CO ₂ Co-Elektrolyse und Direktsynthese von Methanol über: Anode: $2 \text{H}_2\text{O} + \text{O}_2^- \rightarrow 4 \text{H}^+ + 3/2 \text{O}_2 + 6 \text{e}^-$ Kathode: $\text{CO}_2 + 4 \text{H}^+ + 6 \text{e}^- \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{O}_2$ Gesamt: $\text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + 3/2 \text{O}_2$

Heterogen katalysierte Methanolsynthese

Im Vordergrund bei PtX-Verfahren steht hier die Anpassung konventioneller Methanolreaktoren und Katalysatoren auf CO₂-reiche Synthesegaszusammensetzungen.

Tabelle 43: Forschungsbedarf Methanol/heterogen katalysiert

Themenfeld	Forschungsbedarf
MeOH-Reaktor	Optimierung Druck/Temperatur und Recycle Verhältnis Senkung der Recycle Kompressorarbeit und des Kreislauf- Durchsatzes bei behaltener Ein Pass Ausbeute Möglichst isotherme Reaktorkühlung mit Sattdampf -> Abführung Reaktionswärme bei kleinem ΔT ; HP/MP Dampf als Nutzenergie; bessere Selektivität, höhere Konversion per Pass, verwertbare Dampfströme für Destillation Mehrstufiges Reaktorkonzept mit H ₂ O Abtrennung dazwischen -> erhöht die Konversion durch Gleichgewichts-Verschiebung Membranreaktoren zur kontinuierlichen Entfernung von Wasserdampf aus dem Reaktor zur Erhöhung der Methanolausbeute Adiabater Quenchreaktor (mehrere adiabate Katalysatorbetten mit Zwischengas-Quench); bietet sich bei reduzierter Exothermie der CO ₂ /H ₂ Umsetzung gegenüber CO-reichem SynGas an; keine aktive Kühlung erforderlich, Reaktor einfach zu befüllen

Tabelle 43 (Fortsetzung): Forschungsbedarf Methanolsynthese/heterogen katalysiert

Themenfeld	Forschungsbedarf
Katalyse	Erhöhte hydrothermale Stabilität bei hohen Temperaturen aufgrund der Bildung von Wasser als Nebenprodukt Weitere Erhöhung der Umsetzungsrate für CO ₂ /H ₂ -Gemische ⁶⁴ Katalysatoren mit hoher Selektivität für Methanol, die nicht rWGS-aktiv sind ⁶⁵
Trennung/Aufarbeitung	Reaktive Destillation / zweistufige Aufarbeitung Kombination Reaktion/Abtrennung für wasserreiche Roh-Ströme) oder zweistufige Destillation mit thermischer Kopplung Membran /Pervaporations-gestützte Wasserentfernung Vor- Entwässerung vor Destillation → kleinerer Dampfbedarf Wärmepumpen /Dampf-Rekompressions unterstützte Methanol Destillation Dampf-Rekompression der Kopf-Dämpfe und Rückführung als Heizmedium (oder mechanische Wärmepumpe); Sulzer beziffert das zusätzl. Investment mit +3–5 Mio. USD und die Einsparungen bei den Betriebskosten bis 4 Mio. USD/Jahr, somit Amortisationszeit von 1–2 Jahren

Homogen katalysierte Methanolsynthese

Vielversprechende neuere Entwicklungen betreffen die homogen-katalysierte Methanolsynthese unter Verwendung von Übergangsmetallzentren (insbesondere Mangan zeigt hohe Umwandlungsraten), Lewis-basischen Liganden und nukleophilen Promotoren (primäre und sekundäre Amine, insbesondere Aniline, Pyrrole, Indole und Carbazole) (Marek Pawel Checinski u. a. 2020). Diese Katalysatorsysteme ermöglichen die Methanolsynthese bei deutlich niedrigeren Temperaturen und Drücken (120°C, 20 bar) in einem proprietären Flüssigphasenreaktor als die heterogenen Systeme. Es werden sehr hohe Konversionen (95% per Pass) und Selektivitäten (95%) erreicht⁶⁶. Das System erlaubt sogar Lastwechsel bei intermittierendem Betrieb. Es ist aber derzeit eingeschränkt auf CO/H₂-Synthesegas, könnte aber mit vorgelagerter rWGS kombiniert werden, dann aber bevorzugt als rWGS bei niedriger Temperatur.

Tabelle 44: Forschungsbedarf Methanolsynthese/homogen katalysiert

Themenfeld	Forschungsbedarf
Synthesegaserzeugung	Niedrigtemperatur rWGS oder Co-Elektrolyse von CO ₂ und Wasser zur Erzeugung von CO/H ₂ -Synthesegas; alternativ Gasifizierung von Biomasse und Kunststoffabfällen
Kommerzialisierung	Pilotanlage Leuna 100; nächster Schritt wäre eine first of its kind Demonstrationsanlage bei TRL>7

Standortspezifische Faktoren

Für die PtX-Methanolsynthese gelten die gleichen prinzipiellen standortspezifischen Faktoren, die allgemein alle PtX-Prozesse betreffen. Das beinhaltet die Faktoren zur CO₂-Bereitstellung, die in Kapitel 3.1.2 beschrieben wurden. In gleicher Weise ist die Bereitstellung von Wasserstoff am Standort der PtX-Anlage notwendig. Für die Erzeugung von grünem Wasserstoff am Standort der Chemie-Produktion erfordert das die Versorgung mit (großen Mengen an) erneuerbarer Energie, idealerweise verstetigt und nicht intermittierend anfallend.

⁶⁴ Ein Beispiel für die Katalysatoranpassung und -weiterentwicklung ist der Clariant MegaMax™ 900 DCARB, der nach Angaben von Clariant 12% höhere Methanolausbeuten im Power-to-Methanol Prozess erreicht.

⁶⁵ Ein Ansatz ist InZrO₂, das aber höhere Temperaturen erfordert als das herkömmliche CuZnAlO_x.

⁶⁶ <https://www.chemie.de/news/1182980/durchbruch-mit-quantenchemie-c1-macht-herstellung-von-gruenem-methanol-in-rekordzeit-moeglich.html>

Als Beispiel zur Einordnung: ein Zementwerk mit einem CO_2 -Ausstoß von rund 500.000 t/a kann ausreichend CO_2 für eine Produktion von rund 360 kt Methanol bereitstellen. Es wäre dafür 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 ggfs. 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.

Des Weiteren ist eine möglichst hohe Wärmeintegration innerhalb von PtX-Prozessketten bzw. zwischen verschiedenen Prozessen anzustreben. Im Sinne der Energieeffizienz sind integrierte Standorte gegenüber isolierten Standorten einzelner Produktionsanlagen zu bevorzugen. 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. Wärme kann im besten Fall kaskadiert genutzt werden, daher sind neben den jeweiligen Wärmemengen oder -bedarfen die entsprechenden Temperaturniveaus von entscheidender Bedeutung. In integrierten Standorten gibt es außerdem Dampfnetzwerke, die überhitzten Dampf in verschiedenen Druckstufen und damit verschiedenen Temperaturniveaus zur Verfügung stellen.

Wirtschaftliche Bewertung aus heutiger Sicht

Umsetzungshemmnisse für Power-to-X-Verfahren generell bestehen in den erforderlichen Anlageninvestitionen sowie den Produktionskosten, die derzeit im Vergleich zu den konventionellen Prozessen auf Basis heutiger Preise für fossile Rohstoffe und Energieträger zu Produktgestehungskosten führen, die einen Faktor 2 oder mehr höher liegen. Wesentliche Kostentreiber liegen vorne in der Prozesskette, also in der Herstellung von grünem Wasserstoff über Elektrolyse. Investitionsseitig ist der Bau von Elektrolyseuren erforderlich, ergänzt um Balance of Plant-Komponenten, also aller Neben- und Unterstützungssysteme rund um den Elektrolyseur-Stack, die für einen sicheren, effizienten und dauerhaften Betrieb nötig sind. Dazu zählen Elektrotechnik und Leistungselektronik (AC/DC-Gleichrichter, Transformatoren, Schaltanlagen, Netzanschluss etc.), Verdichter/Kompressoren für Wasserstoff (und ggf. Sauerstoff), Zwischenspeicher für Wasserstoff, eine Wasseraufbereitung, Abwasserbehandlung, Prozessmedien- und Wärmemanagement usw. Entscheidend ist auch die Anlagenauslastung des Elektrolyseurs, die bei nicht stetiger Verfügbarkeit von erneuerbarer Energie unzureichend werden kann, so dass der Elektrolyseur größer dimensioniert werden muss.

Für die Methanolanlagen selbst entstehen durch die Umstellung von CO/H_2 -Synthesegas auf CO_2 -reiche Synthesegase Anforderungen an Umrüstungen und Retrofits, aber nicht notwendigerweise der Bedarf für komplette Anlagen-Neuinvestitionen.

Für die Produktgestehungskosten sind die Stromkosten für die Wasserelektrolyse dominierend (vgl. Kapitel 2.2.2), aber auch die zukünftige Entwicklung des CO_2 -Preises und möglicher Vergütungsmechanismen für CO_2 -Vermeidung sind für die Wettbewerbsfähigkeit entscheidend; z.B.: Carbon Border Adjustment Mechanismus: Ausweitung auf chemische Produkte wie Methanol; CBAM deckt bisher u. a. H_2 /Ammoniak, nicht aber Methanol ab.

3.2.2. Methanol-to-X-Verfahren

Methanol-to-X-Verfahren sind im Vergleich zu den zuvor beschriebenen PtX-Verfahren bereits im industriellen Maßstab verfügbar und umgesetzt, wobei der Fokus des großindustriellen Einsatzes in China liegt. Allerdings stammt das Methanol als Ausgangsstoff für die MTX-Verfahren in China aus fossilen Quellen, vorrangig aus Kohle. Für MTO aus grünem Methanol sind erste Ansätze in Europa zu erkennen⁶⁷.

Technische Hemmnisse

Im Unterschied zu anderen, seit Jahrzehnten eingesetzten petrochemischen Produktionsverfahren mit vielen langjährig laufenden und stetig optimierten Anlagen sind MTO, MTP und MTA noch jung. Entsprechend besteht noch erhebliches Effizienzpotential.

⁶⁷ <https://www.porttechnology.org/news/blue-circle-olefins-to-build-circular-plant-in-rotterdam/>



Thermodynamik und Kinetik

MTX-Reaktionen sind stark exotherm. Bei zu niedrigen Temperaturen sind die Reaktionen kinetisch limitiert, bei hohen Temperaturen beginnen thermodynamische Grenzen (und Nebenreaktionen) die Selektivität zu verschieben. Deshalb sind Wärme- und Wasser-Management und kurze Kontaktzeiten zentral, um HotSpots und Folgeumsetzungen (z. B. Olefine → Aromaten bei MTO) zu begrenzen.

Die im ersten Schritt erfolgende Dehydratisierung von Methanol zu DME steht im Gleichgewicht mit Wasser. Dieses wirkt dabei limitierend durch Verschiebung des Gleichgewichts, was die Reaktionsrate mindert und die Produktverteilung verändert. Die Wasserpartialdruckführung und Wasserabtrennung im Reaktordesign sind wichtige Maßnahmen.

Lässt man das System in Richtung Gleichgewicht laufen, tendiert die Produktmischung zu paraffinischen und aromatischen Produkten; Olefine sind thermodynamisch weniger stabil und werden über Wasserstofftransfer, Zyklisierung und Alkylierung weiter umgesetzt.

Für MTO und MTP müssen somit Bedingungen realisiert werden, die die Kinetik und Selektivität zu leichten Olefinen begünstigen, mit striktem Temperatur- und Wasser-Management.

Katalyse

Als Katalysatoren für Methanol-to-X werden H-SAPO-34 und H-ZSM-5 eingesetzt, beide sind kinetisch limitiert durch Deaktivierungsmechanismen, wobei H-SAPO-34 signifikant schneller deaktiviert. Die Deaktivierung ist ein wichtiges Problem, das bei der industriellen Methanol-to-X-Anwendung weiterbearbeitet werden muss. Eine Ursache für Deaktivierung sind Kohlenstoffablagerungen (Coking) durch graphitartige Koks-Spezies, die aktive Zentren oder Kanäle blockieren. Allerdings können auch gebildete Kohlenwasserstoffe, die zu groß ist, um durch die mikroporösen Kanäle zu diffundieren, oder eine zu hohe Protonenaffinität aufweisen, den Zugang zu den aktiven Zentren des Katalysators blockieren (Mole 1983).

Bei Temperaturen von 350–450 °C kommt es zur zügigen Deaktivierung durch Koksbildung über aktive „Kohlenwasserstoff-Pool“-Spezies, die polyzyklische Aromaten und daraus Koks bilden (Zapater u. a. 2021). Mit steigender Temperatur (>450 °C) beschleunigen Nebenreaktionen und Folgereaktionen der gebildeten Olefine zu höheren Aliphaten und Aromaten, wodurch die Koksrate zunimmt, die Selektivität zu Olefinen sinkt (Goetze u. a. 2017) und die Standzeit des Katalysators abnimmt. Methanol-to-X-Katalysatoren müssen daher regelmäßig regeneriert (von Koks befreit) werden. Dies geschieht durch oxidative Verbrennung oder Dampfcracken des Koks bei 550–650 °C. Zu hohe Temperaturen und Sauerstoffgehalte fördern jedoch hydrothermale Strukturveränderungen des Katalysators und einen Verlust an aktiven Säurezentren, zu niedrige Temperaturen bei der Regenerierung lassen Koks zurück. Deshalb sind kurze Kontaktzeiten und striktes Wärme- und Wasser-Management erforderlich. Das „sichere“ Betriebsfenster ist deshalb ein Kompromiss aus ausreichender Aktivität/Selektivität und minimierter Koksrate zusätzlich einer schonenden, aber vollständigen Regeneration des Katalysators.

Forschungsbedarf

Entsprechend der beschriebenen technischen Herausforderungen ist das Ziel von Verbesserungen der Methanol-to-X-Verfahren, höhere Selektivität zu leichten Olefinen (bzw. Aromaten, geringere Koksbildung und stabilere Aktivität des Katalysatorsystems über längere Zyklen zu erreichen).

Auch wenn H-SAPO-34 und H-ZSM-5 als industriell eingesetzte Katalysatoren verbreitet sind, stellt die Katalyse ein wichtiges Forschungsfeld für Methanol-to-X-Prozesse dar und kann weiteres Potential zur Verbesserung der Prozess- und damit Energieeffizienz ermöglichen. Viele der nachfolgend aufgeführten Forschungsansätze sind grundlegender Natur, lohnen aber eine Weiterverfolgung.

Tabelle 45: Forschungsbedarf Methanol-to-X: Katalyse

Themenfeld	Forschungsbedarf
Katalyse für MTO	Topologie- und Käfig-Engineering bei kleinen Poren; Veränderung kleiner Porenzeolithe mit 8er-Ring-Fenstern, um durch kontrollierte Hohlräume Aktivität, Olefin-Selektivität und Koksbildung zu steuern. Veränderungen der Morphologie, maßgeschneiderte Kristallgrößen von SAPO₃₄ zur Reduktion von Diffusionslimitationen und Verlangsamen von Koksbildung; Hydrothermale Stabilisierung von Katalysatoren bei erhöhten Temperaturen (Li u. a. 2015) Feinabstimmung von Säurestärke, Poren/Käfig-Geometrie und Kontaktzeit zur Olefin-Maximierung Regenerations-Chemie als Teil des Katalysatordesigns; Dampf-Strategien zur Koksentfernung nicht nur zur Reinigung, sondern auch zur „Umwandlung“ von Koks in aktive, Intermediate, um Selektivität und Aktivität zu erhalten und erhöhen (Zhou u. a. 2021) DTO/DMTO-Route und Katalysatorwahl Für DTO (DME → Olefine) wird u. a. H-ZSM-5 eingesetzt; kinetische Modelle und Reaktionsnetzwerke werden genutzt, um Temperaturfenster und Selektivität gegenüber MTO (MeOH → Olefine) zu verschieben.
Katalyse für MTA	Metallpromotoren (Zn, Ga) auf ZSM-5 zur Erhöhung der BTX-Selektivität via Lewis-säurezentren (Niu u. a. 2022) Bimetallische Systeme um die Standzeit zu verlängern und BTX-Ausbeuten zu steigern; z.B. geringe Ca-Dotierung in Ga/H-ZSM-5 Feinjustierung der Säurebilanz (Brønsted/Lewis) zur Maximierung der Aromaten-Selektivität und Stabilität; ZnOH⁺-Spezies korrelieren mit Aromaten-Selektivität, während Zn²⁺-Brønsted-Säure reduziert und so Nebenpfade (Cracking/H-Transfer) dämpft (Tian u. a. 2021). Kristallform/Kanal-Engineering von H-ZSM5; gezielte Formgebung kann die p-Xylol-Selektivität und Lebensdauer deutlich erhöhen (Niu u. a. 2022) Core-Shell/Schicht-Designs zur Steuerung der Oberflächenazidität und Diffusion können Standzeit und p-Xylol-Selektivitäten stark steigern (Zhang u. a. 2023) Sequenzielle Katalysatorzonen in einem Festbett mit ansteigender Azidität kontrollieren die lokale MeOH-Konzentration, verbessern Stabilität und heben die Aromaten-Selektivität deutlich an (Fu u. a. 2022)

Reaktoren und Reaktionsführung

Reaktorkonzepte für Methanol-to-X müssen die o.g. Limitierungen bezüglich Thermodynamik und Katalysatoraktivität und -selektivität berücksichtigen. Wie bereits erläutert erfordert dies einen Kompromiss in einem engen Betriebsfenster. Hier sind weitere Optimierungen möglich. Der deaktivierende Koks wird im separaten Regenerator entfernt; dadurch bleibt die Standzeit des Katalysators hoch. H-ZSM-5 (MTP) kann im Festbett gefahren werden, H-SAPO₃₄ (MTO) erfordert i. d. R. ein Wirbelschicht-Reaktor-Design mit kontinuierlicher Regeneration aufgrund schneller Koksbildung. Generell ist ein zirkulierendes Wirbelschicht-Reaktor-Regenerator-Design mit kurzen Kontaktzeiten, enger Temperaturführung und kontinuierlicher Katalysatorregeneration gegenüber reinen Festbettkonzepten zu bevorzugen. Gleichmäßige Temperaturverteilung in der Wirbelschicht, Verdünnung/Recycle und gestufte Einspeisung reduzieren Hot-Spots und vermeiden aromatenbildende Pfade. Die kontinuierliche Zirkulation und Regeneration hält Aktivität/Selektivität stabil; Recyclingströme dienen als Wärme-Senke und Temperaturpuffer, um Exothermie zu glätten.

Forschungsbedarf

Reaktorkonzepte für Methanol-to-X müssen die o.g. thermodynamischen und kinetischen Limitierungen in einem engen Betriebsfenster berücksichtigen. Reaktoren werden in MTO typischerweise bei 340–540 °C und 1–3 bar betrieben, gezielte Weiterentwicklungen der Temperatur- und Druckführung sowie von Konzepten zum Wärmeaustausch bleiben zentral.

Tabelle 46: Forschungsbedarf Methanol-to-X: Reaktoren

Themenfeld	Forschungsbedarf für Methanol-to-X: Reaktoren
Feed-konditionierung	Feed-Effluent-Wärmeübertrager-System aus Methanolvorwärmung, Verdampfung, Überhitzung mit Reaktoreffluent Mechanische Dampfverdichtung Druckerhöhung des Reaktoreffluents zur Speisung von Verdampfer und Vorwärmer
Reaktoren	Optimierung des Wirbelschicht-Reaktor-Regenerators bzgl. Hydrodynamik und Stofftransport: Reduktion der axialen Gasdispersion und präzise Kontaktzeitführung, da eine breite Verweilzeitverteilung die Ausbeute an leichten Olefinen negativ beeinflusst. Gestufte Feed-Einspeisung und Produktrecycling: die Einspeisung von MeOH zwischen Reaktionszonen können zur Temperaturkontrolle beitragen; das Recycling einzelner Produktfraktionen dient als Wärmesenke zur Glättung der Exothermie Dampfbasierte Regeneration des Katalysators: die Entwicklung von Regenerationsfahrweisen mit Wasserdampf statt Luft kann CO₂-Emissionen senken und die selektive Entfernung bzw. Umwandlung von Koks ermöglichen. Eine temperaturgeführte Dampfregeneration bewahrt die Struktur und aktiven Säurezentren; wie bereits bei den Katalysatoren beschrieben, kann das Dampfcracking im Regenerator Koks gezielt in Kohlenwasserstoff-Intermediate überführen; die die Aktivität und Selektivität steigern Zusätzlich oder alternativ ist die Regeneration bei erhöhten Temperaturen unter verdünnter Luft zu sehen; Temperatur und Sauerstoffgehalt wären systematisch zu variieren, um vollständige Koks-Entfernung bei minimaler Schädigung des Katalysatorsystems zu erreichen Weiterentwicklung von Fahrweisen, die Folgereaktionen vermeiden durch kurze Kontaktzeiten und schnelle Temperatur-/Wasserführung, um die Autokatalyse des Kohlenwasserstoff-Pools und die Aromatenbildung (bei MTO/MTP) zu unterdrücken.
Prozessintegration	Segmentierung des Reaktionsraums mit „Quench-Fenstern“, die eine Abkühlung und ggf. Abtrennschritte nach der Reaktionszone und die enge Kopplung zur Produktaufarbeitung, um eine thermodynamische Drift von Olefin zu Aromaten und Paraffinen zu minimieren. Nutzung der Reaktionswärme zur Hochdruck-Dampferzeugung Verzahnung mit Kältekreisläufen und ColdBox; auch wenn das primär ein Aufarbeitungsthema ist, beeinflusst die Fähigkeit zum raschen Quenchen der Reaktion via Kälte die optimale Reaktorauslegung und Kontaktzeitgestaltung.

Tabelle 46 (Fortsetzung): Forschungsbedarf Methanol-to-X: Reaktoren

Themenfeld	Forschungsbedarf für Methanol-to-X: Reaktoren
Modellierung und Prozesskontrolle	Eine Modell-prädiktive Kontrolle auf Basis valider Kinetik kann die Regelung von Einspeisung, Temperatur und Regeneration zur Stabilisierung von Ausbeute und Selektivität in Echtzeit ermöglichen Kinetische Modelle und Reaktormodelle zum Verständnis der Koksverteilung auf Partikelebene, Aktivitätsgradienten und Gasströmung sowie Dual-Reaktor/Regenerator-Simulationen zur Bestimmung robuster Betriebsfenster

Trenntechnik

Die Produkttrennungs- und Recycle-Sektionen der Methanol-to-X Verfahren dominieren den Energieeinsatz des Prozesses. Speziell MTO produziert ein komplexes Gasgemisch, dessen Aufarbeitung mehrere Destillationskolonnen und eine Kältetechnik benötigt. Die energieeffiziente Auslegung ist entscheidend für den Energiebedarf und die Betriebskosten. Kurze Kontaktzeiten im Reaktor und ein rasches Quenchen der Reaktion durch Abkühlung und in der Produkttrennung können eine thermodynamische Drift von gebildeten Olefinen zu Aromaten und Paraffinen minimieren und eine weitere Koksbildung begrenzen.

Forschungsbedarf

Konzeptionelle Designstudien haben verschiedene energieeffizientere Auslegungsvarianten untersucht (z.B. Chen et al., 2022), es fehlt aber die Umsetzung solcher Konzepte.

Tabelle 47: Forschungsbedarf Methanol-to-X: Trennoperationen

Themenfeld	Forschungsbedarf
Vortrennung und Gasaufbereitung	Mehrstufige Gaskompression mit Zwischengaskühlung; Energieeinsparung durch frühzeitige Flüssigabscheidung
Produkttrennung und Recycle	Destillations-Strecken systematisch optimieren; optimale Kolonnensequenz und Wärmeintegration Druckanpassung einzelner Kolonnen zur Reboiler/ Kondensations-Kopplung und direktem Wärmetausch zwischen Kolonnen (Wärmeintegration durch Verschieben der Siedepunkte); Vorfractionierung, z. B. frühe Trennung zwischen C₃- und C₃+ zur Entlastung nachgelagerter KryoStufen; Einsatz von Kältesystemen und Cold-Box; u.a. Senken des Kältebedarfs durch Prozessintegration, z. B. Kälte-Rückgewinnung aus Strömen der Ethylen-Kolonne, um -24 °C Kältemittel teilweise zu ersetzen; Wärmepumpe in Propylenkolonne; Betrieb Seitenverdampfer, der einen großen Teil der Reboilerwärme abdeckt; Rest über Niederdruckdampf
Prozessintegration	Nutzung der Reaktionswärme (Wärme-Kraft-Kopplung und Wärmepumpe für Trennung) Ammoniak-Absorptionskälte; Bereitstellung von Kälte mit Niederdruckdampf statt Strom Minimierung tiefer Temperaturen zur Reduktion Strombedarf Thermische Kopplung von Kühlern und Reboilern Direkte Wärmenutzung aus Vortrennung für Destillation

Alternative Prozesskette: Syngas-to-Olefins

Eine in Kapitel 2.2.6 beschriebene thermodynamisch günstigere Variante der Prozesskette verläuft über Synthesegas, der Herstellung von Dimethylether (DME) und Reaktion zu Olefinen. CO₂-reiches Synthesegas kann in OX-ZEO-Systemen eingesetzt werden. Geeignete Oxidfunktionen, z.B. In₂O₃-ZrO₂ oder Ga/Zr-Oxide) koppeln rWGS/Methanol-Aktivität mit einem Zeolith (z.B. SAPO-34/SSZ-13), sodass CO₂ zusammen mit CO/H₂ zu leichten Olefinen umgesetzt werden kann (Portillo u. a. 2022). Die Selektivitätskontrolle mit den für STO eingesetzten OXZEO-Tandem-Katalysatoren bleibt jedoch herausfordernd, die Entkopplung von Katalysatoraktivität, Olefinselektivität und Unterdrückung der Weiterreaktion der Olefine in Gegenwart von Wasserstoff zu Paraffinen ist ein zentrales Optimierungsziel und muss Kern des Forschungsfeldes sein.

Forschungsbedarf

Der Forschungsbedarf betrifft die Katalyse im Zusammenspiel mit der gesamten Prozesskonfiguration. Hinzu ist ein ausgeklügeltes Wasser- und Wärmemanagement erforderlich: das gemeinsam entstehende Wasser und die Reaktionswärme aus der Oxidstufe müssen so gehandhabt werden, dass die Zeolithfunktion nicht deaktiviert oder auf Nebenpfade gelenkt wird; eng gekoppelte, aber thermisch gut gemanagte Architekturen sind essenziell.

Tabelle 48: Forschungsbedarf Syngas-to-Olefins

Themenfeld	Forschungsbedarf
Katalysatoren	Bisherige bifunktionale Systeme (Metalloxid+Zeolith) unterliegen einem Kompromiss aus Aktivität und Selektivität; diese müssen entkoppelt werden; Sekundärreaktionen müssen minimiert und C₁-Nebenprodukte (Methan, CO₂) dauerhaft unterdrückt werden. Syngas-to-Olefin ist mit Synthesegas aus CO₂ und H₂ möglich, wenn CO₂ zunächst über rWGS zu CO umgesetzt wird und anschließend die CO-Hydrierung/C-C-Kopplung zur Olefinbildung folgt; zu erforschen ist die Kopplung mit WGS direkt im Katalysator.
Reaktoren	Entsprechend der bi-funktionalen Katalysatorsystemen werden zwei hintereinander geschaltete Katalysatorbetten als funktional getrennte Schritte verwendet: 1. Metalloxid-Bett zur Aktivierung von CO/CO₂ und Bildung von Zwischenprodukten (DME/Kohlenwasserstoffe); 2. Zeolith-Bett, das diese Zwischenprodukte zu leichten Olefinen (oder Aromaten) umsetzt; Vorteil: die CO/CO₂-Aktivierung und C-C-Kopplung laufen an unterschiedlichen aktiven Zentren/Temperaturfenstern, was Nebenreaktionen (z.B. Überhydrierung, Methanbildung) dämpfen kann und höhere Olefinselektivitäten ermöglicht Das Verfahren ist im Labor- bis Technikumsstadium, insofern ist dieses Forschungsfeld bei niedrigeren TRL verortet, bietet aber langfristig interessante Perspektiven
Produkttrennung	Analog zu MTO ist eine mehrstufige Destillationsstrecke mit Kältesystemen erforderlich

Standortspezifische Faktoren

Die Wirtschaftlichkeit von Methanol-to-X hängt stark vom Methanolpreis ab. MTO-Anlagen sind ökonomisch daher vor allem dort realisierbar, wo sehr günstiges Methanol (bisher meist aus Erdgas oder Kohle) verfügbar ist. Entsprechend war der rapide Ausbau bisher in China zu sehen, wo insbesondere MTO/DMTO-Technologien früh großindustriell umgesetzt wurden und heute einen Großteil der kohle- bzw. methanolbasierten Olefinproduktion stellen. Außerhalb solcher Standorte ist die Wirtschaftlichkeit bislang nicht gegeben. Eine generelle (globale) Umstellung auf grünes Methanol als Ausgangsstoff würde diese Situation ändern. In Deutschland sind keine Methanol-to-X-Projekte bekannt. Im Hafen Rotterdam soll allerdings ein elektrifiziertes MTO-Werk rund 200 kt/a kreislauffähige Ethen/Propen aus erneuerbarem Methanol herstellen und laut Betreiber die Lebenszyklus-THG-Emissio-

nen gegenüber fossiler Produktion um >80% senken. Standortvorteil ist u. a., dass der Hafen das größte MethanolHub in Europa ist.

Wie für die zuvor genannten Verfahren spielt die Wärmeintegration an Standorten auch für Methanol-to-X-Verfahren eine wichtige Rolle. Spezifisch für Methanol-to-X ist die mögliche Nutzung externer Kältequellen (z. B. LNG-Regasifizierung) zur Substitution konventioneller Kryo-Zyklen für die tiefkalten Trennprozesse, z.B. durch kaskadierende Wärmetauscher und Mehrkolonnen Kälteintegration.

3.2.3. Fischer-Tropsch-Synthese

Die Fischer-Tropsch Synthese (FTS) ist ein seit über einem Jahrhundert bekanntes heterogenkatalytisches Verfahren zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen.

Technische Hemmnisse

Hoher Reifegrad, Potenziale in Hilfsprozessen:

Das Kernverfahren ist technologisch ausgereift (hoher TRL), wodurch große Sprünge in der Effizienz der Teilschritte begrenzt sind. Verbesserungen liegen vor allem in Hilfs- und Peripherprozessen, unter anderem durch eine dynamisch optimierte Wärmeintegration, intelligente Gasaufbereitung, fortgeschrittene Kondensation/Fraktionierung und produktnahe Entzüge zur Verschiebung der effektiven Gleichgewichtslage.

Hoher Energiebedarf und Wärmeführung sowie Wärmeintegration mit SOEC/rWGS:

Die Fischer-Tropsch Synthese (FTS) ist stark exotherm, weshalb die resultierende Wärme effizient abgeführt und idealer genutzt werden muss. Fehlende Wärmebeherrschung würde die Reaktionseffizienz verschlechtern. Während es möglich wäre, einen signifikanten Energiebedarf für Gasverdichtung, Reaktorkühlung, Produktaufarbeitung und Recycle-Ströme zu nutzen, wären Kopplungen mit der Hochtemperatur-Elektrolyse (SOEC) und der umgekehrten Wassergas-Shift-Reaktion (rWGS) sehr vielversprechend. So könnte die FTS mittel- bis hochtemperierte Abwärme liefern, welche wiederum zur Vorwärmung von Speisewasser, zur CO₂-Aktivierung oder zur Gasaufbereitung genutzt werden kann.

Zudem kann die Entwicklung von neuen Reaktoren wie z.B. mikrostrukturierte Reaktoren, dazu beitragen, die Wärmeverteilung zu verbessern. Modulare und skalierbare Mikroreaktoren bieten das Potenzial zur Prozessintensivierung durch die Steigerung der Umsatzraten bei geringerem Reaktorvolumen und besserer Kontrolle des Wärmeübergangs. Zukünftige Systeme könnten auch hybride Reaktorkonfigurationen umfassen, welche die Vorteile verschiedener Typen (z.B. Wirbelschicht- und Festbettreaktoren) vereinen, um Effizienz und Produktkontrolle zu optimieren. Zudem zeigen Ansätze von integrierten Anlagen, wie deutliche Effizienzgewinne entstehen, in dem FT-Reaktorwärme mit rWGS-Reaktion und der Wasserstofferzeugung über Dampf mittels SOEC-Elektrolyse gekoppelt werden. Hier existieren bereits Konzepte, die jedoch nur in kleinem Maßstab getestet wurden und sich für eine industrielle Integration noch bewähren müssen.

Breites Produktspektrum, begrenzte Aromatenbildung:

Die Anderson-Schulz-Flory-Kinetik führt zu einem breiten C-Spektrum. Das ist flexibel, erhöht aber den Downstream-Aufwand (Hydrocracking, Isomerisierung, Fraktionierung), um zielgerichtete Produkte (Diesel-Cut, Kerosin, Naphtha) zu erhalten. Zudem erzeugt die klassische FTS kaum Aromaten, sondern eher langkettige und lineare Kohlenwasserstoffketten. Eine Aromatenbildung würde zusätzliche Schritte erfordern, wie z. B. Downstream-Aromatisierung oder Alkylierung im e-Cracker/Reformer. Für Anwendungen, die aromatenreiche Komponenten oder spezifische Oktanzahlen verlangen, sind nachgeschaltete Veredelungsstufen notwendig.

Fischer-Tropsch-Katalysatoren

Grundsätzlich sind viele katalytische FT-Prozesse noch nicht vollends verstanden, insbesondere beim Wachstum der Kohlenstoffkette und der Aktivität auf der Katalysatoroberfläche. Jedoch können die Eigenschaften stark durch Struktur, Zusammensetzung, Trägermaterial und Promotoren beeinflusst werden. Obwohl Fe-Katalysatoren bisher eine günstige Option waren, birgt dieser Syntheseweg Nachteile mit sich, wie Einschränkungen in der Selektivität (kurze, verzweigte Ketten), hohe Reaktionstemperaturen (300-350°C). Hier besteht die Möglichkeit durch maßgeschneiderte Katalysatoren Ausbeute und Energieeffizienz der

FT-Synthese zu verbessern. Dazu können existierende Katalysatoren (Fe- oder Co-Basis) optimiert und zugleich neue Formen (nanostrukturierte, bifunktional etc.) stärker untersucht werden. Zudem müssen neue Synthesewege ergründet werden, die eine aufwendige Umwandlung von CO_2 zu CO umgehen und eine direkte Reaktion mit CO_2 ermöglichen, um so eine Energieintensive rWGS zu vermeiden. Erste Schritte wurden bereits mit Natrium-basierten Promotoren gegangen. In dem Projekt MikroFe ist es beispielsweise gelungen den CO_2 -Strom im Zyklus zu fahren und bei einer direkten Umsetzung des CO_2 bis zu 81% Umsatz zu erreichen (Schmidt u. a. 2024).

Je nach Zielprodukt existiert Optimierungspotential für den jeweiligen eingesetzten Katalysator. Die meisten Katalysatoren basieren auf Eisen oder Kobalt. Kobaltbasierte Katalysatoren sind aufgrund ihrer hohen Aktivität und Selektivität für die Synthese langkettiger Kohlenwasserstoffe weit verbreitet. Jedoch sind diese anfällig für Deaktivierung durch hydrothermales Sintern. Wasser ist das Hauptnebenprodukt der FT-Reaktion und reduziert daher die Lebensdauer des Katalysators durch die Deaktivierung. Eine erhöhte Porosität des Trägermaterials erhöht die Empfindlichkeit auf Wasser, da Wasserdampf in kleineren Poren kondensiert und die Diffusionswege blockiert.

Außerdem kann eine übermäßige Methanbildung bei hohen Reaktionstemperaturen hinzukommen. Daher werden Eisenkatalysatoren sowohl für die Hochtemperatur- als auch für die Niedertemperatur-FT-Reaktion verwendet, während Kobalt nur bei niedrigen Temperaturen eingesetzt wird. Katalysatoren auf Eisenbasis sind zwar kostengünstig jedoch ist die Aktivität im Vergleich zu Kobalt geringer. Eine Kombination aus Eisen- und Kobalt-Katalysatoren könnten als Hybridkatalysatoren Vorteile für die direkte CO_2 -Hydrierung bieten.

Die Forschung konzentriert sich auf bimetallische Systeme (z.B. Co-Fe, Co-Ni) und Edelmetallpromotoren (z.B. Ru, Re), um die Reduzierbarkeit und Dispersion zu verbessern. Jedoch bestehen weiterhin Hürden bei der Kontrolle der Metallverteilung und der Vermeidung unerwünschter Nebenreaktionen wie Überhydrierung.

Reverse Water Gas-Shift

Die reverse-Water-Gas-Shift-Reaktion (rWGS) erfordert hohe Temperaturen, da die Umwandlungsreaktion von CO_2 zu CO endotherm ist. Erstrebenswert wäre der Einsatz bei einem Niedertemperatur-Betrieb (unter 900°C), um den Wärmebedarf zu reduzieren. Außerdem ist die CO_2 -Methanisierung eine Nebenreaktion, die durch den Einsatz eines selektiven Katalysators unterdrückt werden muss. Dieser Katalysator soll zugleich aber auch die Anforderungen an hoher Aktivität und Selektivität erfüllen. Forschung in dieser Richtung existiert bereits. Ein Beispiel ist Molybdänphosphid (MoP), welches diese Anforderungen erfüllen könnte. MoP-Katalysatoren unterdrücken die Methanisierung und unterliegen dabei nur einer niedrigen Deaktivierung.

Tabelle 49: Forschungsbedarf Syngas-to-Olefins

Themenfeld	Forschungsbedarf
Katalysatoren	Verbesserung der kobaltbasierten Katalysatoren, sodass diese weniger anfällig für hydrothermales Sintern sind. Verbesserung der eisenbasierten Katalysatoren, die zwar beständiger und günstiger sind, aber eine geringere Selektivität haben. Katalysatoren, die die Nebenreaktion der CO_2-Methanisierung unterdrücken und weiterhin eine hohe Aktivität und Selektivität haben.
Reaktorkonzepte	Kopplung der SOEC/rWGS mit FTS-Anlage, um Wärmebedarfe aus der rWGS/SOEC mit der Abwärme aus FTS zu speisen. Breite Verteilung an C-Spektrum aus der FTS erhöht den Downstream-Aufwand zur Separation gewünschter Produkte. Auch hier wäre eine Kopplung verschiedener Reaktoren denkbar. Entwicklung von bspw. Mikrokanalreaktoren zur Verbesserung der Wärmeverteilung. Direkte Umwandlung von CO_2 oder Integration von SOEC an die FTS. So erfolgt eine direkte Erzeugung von CO, die die rWGS obsolet macht.

Tabelle 49 (Fortsetzung): Forschungsbedarf Syngas-to-Olefins

Themenfeld	Forschungsbedarf
Trenntechnik	Wasser/Kohlenwasserstoff-Trennung (Pervaporation oder Adsorption) Neue Verfahren: Reaktivdestillation, Membranreaktoren Thermische gekoppelte Destillationskolonnen Trennwandkolonnen (Dividing Wall Columns): breite Kohlenwasserstoffgemische können in einem Schritt in drei Fraktionen aufgeteilt werden; geringerer Energie- und Investitionsbedarf, aber schwierigere Regelung

Standortspezifische Faktoren

Kompatibilität mit bestehender Infrastruktur (eCracker-Pfad):

Die Entwicklung eines „eCrackers“ bzw. einer elektrifizierten Crack-/Reformerstufe ermöglicht es, FTS-Wachse und Schwerfraktionen in leichte Olefine/Naphtha zu überführen und dadurch bestehende petrochemische Wertschöpfungsketten zu nutzen. So lassen sich FTS-Produkte als Drop-in-Feedstock in Raffinerien und Steamcracker integrieren, was bestehende Logistik, Tanks, Leitungen und Fraktionierungsanlagen nutzt und die Investitionshürden senkt.

Versorgung und Energiesystem-Einbindung:

Standorte mit gesicherter erneuerbarer Stromversorgung, günstiger Wasserstoffproduktion (Elektrolyse), CO₂-Quellen (biogen oder industriell) und Kühlmöglichkeiten (Wasser, Luft, Umgebungskälte) sind vorteilhaft. Die Kopplung mit SOEC/rWGS profitiert von industriellen Abwärmequellen und Wärmesenken. Netzrestriktionen, Strompreisvolatilität und Lastmanagement beeinflussen die wirtschaftliche Fahrweise; Puffer (H₂-, CO-, Wärmespeicher) erhöhen die Flexibilität.

Produktabnahme und Downstream-Integration:

Eine lokale Nachfrage nach Diesel/Kerosin-Spezifikationen, Naphtha für Crackereinsatz oder Wachsen/Paraffinen würde die Produktführung optimieren. Der Zugang zu Hydrier-, Hydrocracking- und Isomerisierungskapazitäten reduziert CAPEX und vereinfacht die Qualitätssicherung (Cetanzahl, Gefrierpunkt, Aromatenanteile). Für Standorte mit Luftfahrtfokus sind ebenfalls auch SAF-Pfadoptimierungen (FT-synthetisches paraffinisches Kerosin (SPK), Co-Processing) relevant.

Weitere Hemmnisse

Genehmigung, Skalierung und Logistik

FTS-Anlagen sind großskalig effizient, bedürfen aber entsprechender Genehmigungen in zahlreichen Bereichen (Emissionskontrolle, Sicherheit, Wasserbedarf). Industriestandorte mit entsprechenden Flächen, einer etablierten CO₂-/H₂-Logistik, Hafenanbindung und Zugriff auf qualifiziertes Personal begünstigen die Realisierung. Brownfield-Ansätze mit Nutzung bestehender Utilities und Offsites würden so den Hochlauf zur Marktrealisierung beschleunigen.

3.3. Gasifizierung von Biomasse

3.3.1. Technische Hemmnisse

Während die Gasifizierung von Kohle ein seit Jahrzehnten etablierter Prozess ist, bietet der Transfer auf biogene Rohstoffe erhebliche Effizienzpotenziale für die chemische Nutzung. Mehrere Anlagen (z.B. Bioliq, BioTfuel oder Goldwind Green Energy Chemical's Plant) zeigen bereits technologische Reife. Allerdings variiert der TRL stark zwischen den diversen Technologien und Prozessschritten. Die komplexe Systemarchitektur mit diversen Reaktionsstufen sowie die multifaktoriellen Einflussgrößen (wie beispielsweise die heterogene Rohstoffbasis) erlauben einen hohen Grad an zukünftiger Prozessoptimierung.

Verfügbarkeit einheitlicher Rohstoffströme

Die Variabilität der Rohstoffe hinsichtlich ihrer Zusammensetzung, ihres Asche- und Feuchtigkeitsgehalts, ihrer Verunreinigungen und ihre saisonal fluktuierende Verfügbarkeit stellen hohe Anforderungen an die Flexibilität des Prozesses. Neben der Synthesegas-Aufreinigung ist insbesondere die Einstellung des H_2/CO -Verhältnisses von dieser Heterogenität betroffen, was eine kontinuierliche Prozessführung mit integrierter Downstream-Prozessierung erschwert.

Vorbehandlung

Die Zerkleinerung der Rohstoffe – häufig begleitet von einer vorangestellten Trocknung – stellt einen zentralen Vorbehandlungsschritt dar, um die Biomasse in Wirbelschicht- oder Flugstromgasifizierern thermochemisch effizient umzusetzen. Mit zunehmender Partikelgröße und verringertem Feuchtigkeitsgehalt der Biomasse steigt die Umwandlungseffizienz, sodass die Zerkleinerung und Trocknung energieintensive, aber notwendige Vorbehandlungsschritte sind (bis zu 10 % der produzierten Energiemenge (Maitlo u. a. 2019)). In Kombination mit thermischen Vorbehandlungen (Torrefizierung, hydrothermale Carbo-nisierung, Pyrolyse) muss eine effiziente Wärmeintegration realisiert werden, die durch die Dezentralität der Biomassequellen erschwert wird (Ciolkosz & Wallace 2011b).

Teerbildung

Eine der zentralen Herausforderungen beim Einsatz von Biomasse ist die Verringerung der Teerbildung, da diese die Umwandlungseffizienz um 5–15 % reduziert und Blockaden, Korrosion oder Katalysatordeaktivierungen in nachfolgenden Prozessschritten verursacht (Cortazar u. a. 2023). Die Teerbildung lässt sich durch synergetisches Co-Feeding mit Kunststoffen, die Reaktor-konfiguration, die Gasifizierungsparameter sowie den Einsatz von Katalysatoren zum Teer cracking beeinflussen.

Trenntechnik und Synthesegas-Aufreinigung

Bei der Abtrennung und Konditionierung des Synthesegases müssen in mehrstufigen Reinigungssequenzen unter anderem saure Gase, Alkali- und Schwermetalle sowie insbesondere Teer-, Schwefel-, Halogen- und Stickstoff-Komponenten entfernt werden. Dabei werden signifikante Mengen der Prozessenergie benötigt (4–5 % für eine Kaltgasreinigung). Gegenüber Kaltgas-Reinigungssequenzen reduziert die Heißgas-Aufreinigung den Energieaufwand. Aufgrund der extremen Reinigungsbedingungen ist jedoch weiterer Forschungsbedarf für robuste und leistungsfähige Technologien erforderlich. Zudem muss das resultierende Synthesegas konditioniert werden. Da das stöchiometrische H_2/CO -Verhältnis oft bei oder unter 1 liegt, für die Methanol- oder Fischer-Tropsch-Synthese jedoch ein stöchiometrisches Verhältnis von ca. 2 benötigt wird, muss für die nachfolgende Downstream-Verwendung eine Konditionierung über WGS-Reaktionen erfolgen oder zusätzlich Wasserstoff bereitgestellt werden.

3.3.2. Standortspezifische Faktoren

Die Dezentralität und die geringe Energiedichte saisonaler Biomassequellen stellen eine Herausforderung für die wettbewerbsfähige Bereitstellung dieser Rohstoffe dar. Dezentrale thermische Vorbehandlungen können den Transport der verdichteten Biomasse ökonomisch tragfähig gestalten (vgl. BiotFuel in Frankreich oder Bioliq in Karlsruhe) oder machen die biogenen Rohstoffe überhaupt erst für die Gasifizierungstechnologie verfügbar. Es fehlt jedoch an dieser Infrastruktur. Durch die intelligente Kopp-lung von dezentraler Vorbehandlung und zentraler, skaliertem Gasifizierung kann die regionale Bereitstellung von Rohstoffen erweitert und die Gesamteffizienz durch die Hochskalierung des Gasifizierungsprozesses verbessert werden. Zudem sind vor allem homogene, lignocellulose-reiche Biomasseströme für effiziente Gasifizierungsprozesse attraktiv, deren Verfügbarkeit jedoch häufig durch Nutzungskonkurrenzen limitiert ist. Ebenfalls relevant ist die Integration in existierende Downstream-Prozesse wie Methanol- oder Fischer-Tropsch-Anlagen, auch um die Wärme der Gasifizierung an Verbundstandorten nutzen zu können.

3.3.3. Weitere Hemmnisse

Im Vergleich zur bereits etablierten energetischen Nutzung gasförmiger Produkte erfordert die stoffliche Nutzung eine komplexere Prozessarchitektur und höhere CAPEX-Kosten: 10-20 M€ statt 3-10 M€ für jede MW an installierter Kapazität (Agapova u. a. 2024). Gleichzeitig hängt die Wirtschaftlichkeit stark von der Skalierung der Gasifizierung ab, sodass die Errichtung dieser kapitalintensiven Gasifizierungsanlagen in Europa häufig eine öffentliche Co-Finanzierung erfordert. Regulatorische Rahmenbedingungen (wie die Erneuerbare-Energien-Richtlinie RED II/III) forcieren zudem die energetische Nutzung biogener Rest- und Abfallströme, die auch für die Gasifizierung zur anschließenden stofflichen Downstream-Verwertung infrage kommen.

Forschungsbedarf

Während die Gasifizierung historisch überwiegend auf Kohle als einheitlichem Rohstoff basierte, wird die Nutzung einer biogenen Rohstoffbasis durch die Heterogenität der Rohstoffe stark limitiert. Dadurch gewinnen Vorbehandlungssequenzen an Bedeutung, die die Stoffströme für die Gasifizierung vorbereiten und vereinheitlichen sowie eine dezentrale Bereitstellung und tragfähige Logistikketten ermöglichen. Dabei ist zu betonen, dass die Effizienz der gesamten Prozesskette – vom Rohstoffaufkommen bis zum Produkt – betrachtet werden muss. Gleichzeitig rückt die stoffliche Nutzung des Synthesegases in den Fokus. Im Gegensatz zur etablierten energetischen Nutzung der gasförmigen Produkte geht die stoffliche Nutzung mit höheren Anforderungen an die Reinheit des Synthesegases sowie an ein konstantes stöchiometrisches Synthesegas-Verhältnis einher. Insgesamt leitet sich daraus der nachfolgende Forschungsbedarf ab:

Tabelle 50: Forschungsbedarf Biomassegasifizierung

Themenfeld	Forschungsbedarf
Vorbehandlung	Intelligente Kopplung der Wärme- und Stoffströme in den Vorbehandlungssequenzen: Die thermische Vorbehandlung holzartiger Biomasse (z.B. über die Torrefizierung oder die Pyrolyse) kann die Mahlbarkeit der Rohstoffe und die Umwandlungseffizienz in der Gasifizierung erhöhen, sowie die Teerbildung reduzieren (Prins u. a. 2006b) Entwicklung und Integration zusätzlicher biologischer und chemischer Vorbehandlungsschritte, wie beispielsweise das chemische Leaching von Alkalimetallen zur Verringerung der Schlackebildung Entwicklung der Vorbehandlungssequenzen zur Vereinheitlichung heterogener Stoffströme hinsichtlich der resultierenden Synthesegas-Qualität Identifikation günstiger Standorte und tragfähiger Logistiklösungen für eine invariable Verfügbarkeit einheitlicher Rohstoffströme: dezentrale Bereitstellung für zentrale, hochskalierte Anlagen

Tabelle 50: Forschungsbedarf Biomassegasifizierung

Themenfeld	Forschungsbedarf
Reaktionsführung	Untersuchung des Einflusses von Spezifikationsschwankungen und unterschiedlichen Brennstoffmengen auf die Qualität des Synthesegases und die Umwandlungseffizienz Verbessertes Verständnis und Modellierung der Gasifizierungsprozesse, die die Ascheeffekte, Schlacke-, Teer- und Rußbildung realitätsnah abbilden, eine prä-diktive Steuerung der Gasifizierungsparameter ermöglichen, und die Variabilität der Brennstoffzusammensetzung berücksichtigen Weiterentwicklung verbesserter Gasifizierer-Konfigurationen (z.B. Chemical Looping, Flugstrom- oder Dual Fluidized Bed Gasifizierer) mit hoher Qualität des Synthesegases und resilienten Gasifizierungsprozessen für den Einsatz variabler Rohstoffe, wie z.B. die Reaktionsführung in Wirbelbettgasifizierern unter Druck Einbindung von elektrischer Energie in Flugstrom-Gasifizierern zur kohlenstoffeffizienteren Nutzung des Brennstoffs Vertiefte Untersuchung des Einsatzes von Katalysatoren (Nickel-basiert, Olivine oder Zeolithe) zum (in situ) Teer cracking bzw. von alternativen Bettmaterialien mit Fokus auf die Langzeitstabilität unter realen Bedingungen Untersuchung der Co-Gasifizierung von Biomasse und Kunststoffen, bei der durch synergetische Effekte höhere Umwandlungseffizienzen erzielt werden und die Teerbildung signifikant verringert werden kann
Aufreinigung und Konditionierung	Optimierung und Flexibilisierung der Reinigungssequenzen für die jeweiligen Kombinationen aus Brennstoff, Gasifizierer-Konfiguration und Downstream-Prozess; Validierung der Reinigungssequenzen in Langzeittests unter realen Bedingungen und fluktuierenden Gaszusammensetzungen, um die Langzeitstabilität der regenerativen Materialien sicherzustellen: • Weiterentwicklung von Heißgas-Reinigungssequenzen ($T > 300\text{ °C}$), die im Vergleich zu den Kaltgas-Reinigungstechnologien ($T < 100\text{ °C}$) einen geringeren energy penalty aufweisen • Entwicklung von robusten katalytischen Verfahren zum Teer cracking, mit einem Fokus auf die Toleranz gegenüber Katalysatorgiften wie Schwefel- und Halogenid-Verbindungen sowie Verkokung • Design von regenerierbaren (festen) Sorptionsmitteln zur Entfernung von Schwefel-, Stickstoff- und Halogenid-Verbindungen aus dem Gasstrom bei hohen Temperaturen, die resistent gegenüber den vielfältigen Verunreinigungen sind Kopplung mit Elektrolyseprozessen, bei denen O_2 als Gasifizierungsmedium und H_2 zur Anpassung des H_2/CO-Verhältnisses im kohlenstoffreichen Synthesegasstrom eingesetzt wird



3.4. Pyrolyse von Kunststoffabfällen

3.4.1. Technische Hemmnisse

Zusammensetzung und Eigenschaften der Einsatzstoffe

Für den Einsatz in der Pyrolyse sollten die eingesetzten Kunststoffabfallströme überwiegend aus Polyolefinen (z.B. PE/PP) bestehen. Als Richtwert wird ein Mindestanteil von etwa 85% PE/PP genannt; geringere Anteile erhöhen Heteroatome und verschlechtern Ausbeute und Ölqualität. (Gendell & Lahme 2022)

Inhaltsstoffe wie Chlorverbindungen, die z.B. in PVC enthalten sind, können bei der Freisetzung im Pyrolyseprozess zu Korrosionsproblemen der Anlagenteile führen. In Kunststoff enthaltene Füllstoffe, wie z.B. Calcium, können Ablagerungen in der Anlage verursachen.

Die in den Einsatzstoffen enthaltenen Schadstoffe und Heteroatome werden zu relevanten Anteilen in die Kohlenwasserstofffraktionen überführt. Quelle für die Verunreinigungen bei Polyolefinen sind Füllstoffe, Farbstoffe, Lackierungen und andere Additive. Da der Gehalt der Schadkomponenten in den Pyrolyseölen oft weit über den Richtwerten für den Einsatz im Steamcracker liegen, müssen sie vor der weiteren Verwertung entfernt werden, soweit eine angemessene Verdünnung der Öle nicht gewährleistet werden kann. Eine Aufbereitung der Öle (Wäsche, Destillation, Filterung, Adsorption, Hydrierung) ist erforderlich, um Metalle, Asche, Chlor, Stickstoff, Sauerstoff und andere Verunreinigungen, aber auch den hohen Anteil an ungesättigten Verbindungen zu entfernen oder zu hydrieren. (Quicker & Seitz 2024)

Die Herausforderung besteht darin, aus den zur Verfügung stehenden heterogenen Kunststoffabfallströmen mit geeigneten Verfahren der Vorsortierung und Vorbehandlung möglichst optimal zusammengesetzte Einsatzströme zu generieren und somit den Aufwand, welcher für die nachgelagerte Aufreinigung der Pyrolyseprodukte für den Weitereinsatz, z.B. im Steamcracker, notwendig ist, möglichst gering zu halten.

Bei sehr leichten Kunststoffen (z.B. Folien oder Schäumen) ist eine Vorbehandlung des Einsatzstoffes, z.B. durch Zerkleinerung oder Kompaktierung, notwendig, um eine optimale Zugabe in den Reaktor zu ermöglichen.

Technische Herausforderungen bei der Pyrolyse von Kunststoffabfällen sind die Stoffeigenschaften von Kunststoffen wie PE und PP, wie eine niedrige Wärmeleitfähigkeit und eine hohe Schmelzviskosität, wodurch es zu Hotspots, Anbackungen oder einer unvollständigen Umsetzung im Reaktor kommen kann. Diesen muss z.B. durch ein geeignetes Reaktordesign (z.B. Wirbelschichtreaktor) und eine entsprechende Betriebsweise begegnet werden.

Katalysatoren

Katalysatoren senken zwar Temperatur- und Energiebedarf und beeinflussen das Produktspektrum, sind aber empfindlich gegenüber Heteroatomen (N, S) und Ablagerungen (Koks, Füllstoffe). Die Regeneration und vollständige Katalysator-Abtrennung aus dem Produkt stellen zusätzliche apparative und Qualitätsanforderungen dar.

Forschungsbedarf

Für eine Optimierung der Pyrolyse von Kunststoffabfällen wird folgender Forschungsbedarf gesehen:

Tabelle 51: Forschungsbedarf Pyrolyse

Themenfeld	Forschungsbedarf
Katalysatoren	Optimierung von Katalysatoren, damit im Pyrolyseprozess weniger Koks und somit mehr Wertstoff entsteht, d.h. die Ausbeute insbesondere der Pyrolyseöle sich erhöht, was die Wirtschaftlichkeit der Anlagen verbessert.

Tabelle 51 (Fortsetzung): Forschungsbedarf Pyrolyse

Themenfeld	Forschungsbedarf
Aufreinigung Pyrolyseprodukte	Mit Blick auf die Aufreinigung der entstehenden flüssigen und gasförmigen Pyrolyseprodukte wird Forschungsbedarf gesehen, um z.B. für Destillationsprozesse bessere Membranen zu entwickeln, welche selektiver auf den abzutrennenden Zielstoff sind.
Verwendung Pyrolyseprodukte	Das entstehende Pyrolysegas sowie der entstehende Koks werden überwiegend energetisch verwertet. Es besteht Forschungsbedarf, um auch diese beiden entstehenden Pyrolyseprodukte bzw. darin enthaltene Wertstoffe stofflich nutzen und so die Gesamtausbeute des Pyrolyseprozesses zu erhöhen.
Einsatzstoffe	Durch Pyrolyse sollen – als komplementäres Verfahren zum mechanischen Recycling – Stoffströme in Rohstoffe umgewandelt werden, die durch mechanisches Recycling nicht im Kreis geführt werden können. Für viele der massenmäßig kleineren und sehr heterogenen Stoffströme besteht noch Forschungsbedarf zu deren Verhalten im Reaktor, z.B. hinsichtlich der Kinetik, in diesem Fall der Zersetzung der Kunststoffe im Reaktor, um die Reaktion noch besser und gezielter steuern zu können. Darüber hinaus fehlen für viele der oft komplexen Abfallströme, die derzeit energetisch verwertet werden, Daten zu deren Zusammensetzung – diese sollten erhoben werden.
Prozessoptimierung	Trotz allen Anstrengungen, durch geeignete Verfahren der Vorsortierung und Vorbehandlung der Kunststoffabfallströme eine bestmögliche Betriebsweise der Pyrolyseanlagen zu erreichen, sollte weiterhin an der Robustheit der Verfahren geforscht und diese so gestaltet werden, dass auch bei Schwankungen in der Qualität und Zusammensetzung des Einsatzstroms dennoch annehmbare Produkte erzeugt werden können.

3.4.2. Standortspezifische Faktoren

Für einen wirtschaftlichen Betrieb von Pyrolyseanlagen ist eine Grundvoraussetzung, dass ausreichende Mengen polyolefinreicher Kunststoffabfälle in geeigneten Qualitäten zur Verfügung stehen. Bei leichten Kunststoffen, wie z.B. Folien, dominiert oft das Volumen anstatt der Masse. Eine räumliche Nähe der Pyrolyseanlage zu den Sammelregionen reduziert Transportkosten.

Mit Blick auf die Erzeugung entsprechender Qualitäten der Eingangsströme der Pyrolyseanlagen ist eine räumliche Nähe zu Infrastruktur für die Sortierung, Vorbehandlung und Aufbereitung von Vorteil.

Für den Einsatz der erzeugten Pyrolyseprodukte ist eine räumliche Nähe zu oder die Integration in Raffinerie- und/oder Steamcracker-Standorte von Vorteil. Um die zumeist notwendige Nachbehandlung der erzeugten Pyrolyseöle gewährleisten zu können, ist die Verfügbarkeit von (vorhandenen) Hydrotreatment-Kapazitäten, Destillationsanlagen und H_2 von Vorteil. Integrierte Standorte bieten zudem die Möglichkeit, Energie- und Produktströme zu optimieren und auf vorhandene Infrastruktur zuzugreifen.

Um für den nachfolgenden Einsatz im Steamcracker die notwendige Qualität gewährleisten zu können, ist es von Vorteil, wenn eine entsprechende standardisierte Analytik zur Untersuchung der Pyrolyseprodukte verfügbar ist.

3.4.3. Weitere Hemmnisse

Eine fehlende, EU-weit harmonisierte Anerkennung des Massenbilanzansatzes für chemisches Recycling, welche auch die Einführung einer harmonisierten Methode zur Berechnung des chemisch recycelten Anteils umfassen und die rechnerische Basis für eine Anrechnung der Produkte des chemischen Recyclings auf Recyclingquoten liefern würde, erschwert Investitionsentscheidungen.



dungen. Industrieverbände fordern eine übergreifende regulatorische Anerkennung (u. a. in der Einwegkunststoffrichtlinie und der EU-Verpackungsverordnung) zur Schaffung von Planungssicherheit. (O A 2023). Die Anerkennung des Massenbilanzansatzes wird derzeit schrittweise und sektorspezifisch geregelt. Am weitesten fortgeschritten ist der Prozess der Anerkennung für Einweg-Getränkeflaschen. Im Rahmen der Einwegkunststoffrichtlinie (Richtlinie (EU) 2019/904) wurde der Entwurf eines Durchführungsbeschlusses der Europäischen Kommission für die Berechnung, Überprüfung und Meldung von Daten über den Anteil an recyceltem Kunststoff in Einweg-Getränkeflaschen im Sommer 2025 zur Kommentierung veröffentlicht. (European Commission 2025b)

Pyrolyseöle müssen nach der Aufbereitung die Spezifikationen für Steamcracker-Feeds (z.B. Naphtha) erfüllen. Die petrochemischen Steamcracker für die Produktion leichter Olefine sind für gesättigte C₅-C₁₂ Kohlenwasserstoffe ausgelegt, während die Hauptbestandteile des Pyrolyseöls aromatische und ungesättigte Kohlenwasserstoffe umfassen. Um fossiles Naphtha in größerem Umfang durch Pyrolyseöl zu ersetzen, muss häufig eine Nachbehandlung der Pyrolyseprodukte (z.B. Hydrotreatment oder Cracking) erfolgen, um die notwendigen Spezifikationen zu erzielen, was zusätzliche Kosten verursacht. Je niedriger die Preise für fossiles Naphtha, desto größer schwerer ist es, Pyrolyseöl als Ersatz für fossiles Naphtha wirtschaftlich konkurrenzfähig zu machen und neue Anlagen zu finanzieren.

Während es für einige Kunststoffprodukte, wie z.B. PET-Flaschen oder expandiertes Polystyrol (EPS), bekannt unter dem Handelsnamen Styropor, bereits gut funktionierende Sammelsysteme gibt, existieren für andere Kunststoffprodukte (z.B. Dämmstoffe aus Polyurethan-Hartschaum) in Deutschland noch keine etablierten Sammelsysteme oder Vorgaben zur Getrennterfassung. Dies erschwert es, entsprechende Mengen in geeigneter Qualität zu erfassen und für Pyrolyseanlagen zur Verfügung zu stellen.

Für den grenzüberschreitenden Transport von Kunststoffabfällen ist oft eine Notifizierung notwendig (Gerke u. a. 2023), welche die Beschaffung von Inputmaterial für Betreiber von Pyrolyseanlagen oftmals zeitlich aufwändig macht.

Ein weiteres Hemmnis ist die große Vielfalt der Kunststoffarten, deren Recycling oftmals aufgrund der Komplexität der Produkte, in welchen sie zum Einsatz kommen, eine große Herausforderung darstellt. Für Verpackungen soll gemäß der seit Februar 2025 in Kraft getretenen EU-Verpackungs- und Verpackungsabfallverordnung sichergestellt werden, dass Verpackungen bis 2030 „wiederverwendbar oder in wirtschaftlich tragfähiger Weise recycelbar“ sind. Ziel ist u. a. die Reduktion von unnötiger Verpackung und die Verbesserung der Rezyklierbarkeit durch Designvorgaben. Damit wird die Vielfalt und Komplexität von Verpackungsmaterialien indirekt begrenzt und stärker auf monomaterialtaugliche Designs ausgerichtet. (O A 2025)

4. Betrachtung von Wechselwirkungen

In Kapitel 4 werden bestehende und im Zuge der Umstellung auf alternative Rohstoffe zukünftig mögliche Wechselwirkungen und Konkurrenzsituationen zwischen verschiedenen Verfahren bzw. mit anderen Sektoren betrachtet.

Als Bezugspunkt können die Langfristszenarien für die Transformation des Energiesystems in Deutschland dienen, die jeweils mögliche Entwicklungen eines treibhausgasneutralen Energiesystems bis 2045 in verschiedenen Sektoren beschreiben. Die Orientierungsszenarien „O45“ aus dem Modul Industriesektor (S. Sensfuß & C. Maurer 2024) umfassen zwei Schwerpunkte: O45-Strom setzt auf eine starke Elektrifizierung des Energiesystems, das Szenario O45-H₂ setzt auf eine starke Nutzung von Wasserstoff im Energiesystem. Die zentralen Annahmen und Aussagen in den beiden Szenarien sollen hinsichtlich der in dieser Studie beschriebenen zukünftigen Verfahren eingeordnet werden:

- Eine weitgehende Elektrifizierung der Prozesswärme (O45-Strom), für Hochtemperaturwärme evtl. ergänzt durch grünen Wasserstoff scheint für die hier beschriebenen PtX-Prozesse realistisch. Eine direkte Stromnutzung zur Wärmebereitstellung ist gegenüber dem Einsatz von Wasserstoff für Prozesswärme (O45-H₂) zu bevorzugen; der Einsatz von Wasserstoff beschränkt sich dann im Wesentlichen auf die stoffliche Nutzung ggf. ergänzt durch die Bereitstellung von Hochtemperaturwärme. Entwicklungen wie der eCracker zielen allerdings auch auf die elektrische Wärmeversorgung >500 °C ab, so dass möglicherweise auf Wasserstoff als Brennstoff in der Grundstoffchemie verzichtet werden kann.
- Das in den Langfristszenarien angenommene Prozessportfolio zur Herstellung von Grundchemikalien umfasst die auch in dieser Studie beschriebenen Routen zu Methanol und Olefinen über Power-to-X/CO₂-Nutzung. Die heute fossil betriebenen Steamcracker werden durch elektrische Steamcracker und MTO/MTA-Routen ersetzt. Die Anteile der Verfahren unterscheiden sich in den beiden Szenarien, im O45-H₂ Szenario dominiert MTO/MTA. Beide Szenarien gehen von einem Import von synthetischem Naphtha aus.
- Die stoffliche Nutzung von Biomasse wird in dieser Studie als Bestandteil einer zukünftigen Rohstoffbasis für die Chemie angesehen. Auch wenn die Spezialchemie dabei ein wesentlicher Faktor ist, werden Verfahren aufgezeigt, die zu Chemiegrundstoffen führen und Synergien zu anderen beschriebenen Prozessen haben (siehe Gasifizierung). In den beiden O45 Szenarien beschränkt sich der Einsatz von Biomasse ausschließlich auf die energetische Nutzung und umfasst keine stofflichen Anteile. Auch für den Einsatz von Biomasse sind Nutzungskonkurrenzen zu beachten (siehe Kapitel 4.2).
- Verfahren zum chemischen Recycling von Kunststoffabfällen kommen in dieser Studie eine wichtige Rolle zu, auch im Hinblick auf Synergien mit anderen Verfahren wie der Gasifizierung von Biomasse. Dies entspricht eher der Sichtweise des Szenarios O45-Strom, hier wird von einem chemischen Recycling von 80 % des nicht mechanisch recycelten gesammelten Kunststoffabfalls bis 2050 ausgegangen, während in O45-H₂ kein chemisches Recycling angenommen wird. Zu beachten ist bei einem verstärkten Recycling von Kunststoffen jedoch eine Nutzungskonkurrenz um Altkunststoffe als Sekundärrohstoff (siehe Kapitel 4.2).
- CCU und CCS sind Bestandteil der Langfristszenarien, wobei Zement- und Kalkwerke durch ihre rohstofflichen Emissionen zugrunde gelegt werden. Diese wären nach der hier vorliegenden Studie um biogene Quellen zu ergänzen, insbesondere bei einspeisenden Biogasanlagen gibt es durch die bestehende Methanaufreinigung große Synergien und der zusätzliche Investitionsbedarf ist begrenzt.

4.1. Konkurrenzsituation zu anderen alternativen Verfahren

Bestehende Konkurrenzen zwischen Verfahren werden auf qualitativer Ebene bereits in der Betrachtung der technischen Verfahren in Kapitel 2 aufgedeckt und werden hier noch einmal zusammengetragen. Konkurrenzen treten dann auf, wenn z.B. verschiedene Verfahrensketten zu den gleichen Produkten führen oder diese denselben, örtlich oder zeitlich begrenzten Rohstoff verwenden. Diese Studie zeigt verschiedene Verfahren auf, die zu den gleichen Grundstoffen führen. Diese unterschiedlichen Produktionspfade stehen zunächst in einer Konkurrenzsituation zueinander. Jedoch ist die Wahl einer Route stark vom Anwendungsfall und den Rahmenbedingungen abhängig, so dass eine pauschale Aussage über zukünftige Anteile der jeweiligen Verfahren, wie sie etwa in den o.g. Langfristszenarien angenommen wurden, schwer zu treffen ist.

CO₂ Abtrennverfahren können heute bereits mit hoher technischer Reife durchgeführt werden. Dies trifft insbesondere auf die chemische Absorption mit Aminen zu, die in großindustriellen Dimensionen eingesetzt wird (z.B. MEA, TLR 9, State-of-the-Art-Technologie). Die Wahl eines geeigneten Abtrennverfahrens ist wesentlich von den Volumenströmen und der Skalierbarkeit der Verfahren abhängig. Um die Abtrennung von CO₂ bei kleinen Anlagen auch wirtschaftlich betreiben zu können, sind Membranbasierte Verfahren besser geeignet. Beispielsweise sind bei der Biogasaufbereitung vergleichbar kleinere Volumenströme vorzufinden. So kann in der CO₂-Abtrennung von komplementären Anwendungsfeldern gesprochen werden und eine Konkurrenz zwischen den Abtrennverfahren ist nicht zwingend gegeben. Vergleichsweise neue Technologien wie DAC sind aufgrund des energieintensiven Betriebs und der Kosten nicht konkurrenzfähig, was durch Optimierung in der Energieeffizienz (bspw. effizientere Regeneration des Absorbentmaterials, oder neue Absorber wie z.B. MOFs, bzw. durch bessere Wärmeintegration) verbessert werden kann, ein Gleichziehen bei den Kosten ist jedoch sehr fraglich.

Die Herstellung von Ethanol aus der **Fermentation** zuckerhaltiger Agrarprodukte ist ein ausgereiftes Verfahren, welches vor allem in Ländern wie Brasilien etabliert ist (Zuckerrohr-Ethanol). In Europa ist die Verwendung von Agrarprodukten aufgrund der Konkurrenz in der Landnutzung für Lebensmittel umstritten (siehe u.a. REDII/III). Eine Verarbeitung von **Biomassereststoffen** steht daher eher im Vordergrund, diese sind aber in der Quantität begrenzt. Da alternative, **industrielle Kohlenstoffquellen** allein den Kohlenstoffbedarf einer Grundstoffchemie nicht decken können, ist die Gewinnung von Kohlenstoff aus Biomasse (und Folgeprodukten wie Ethanol) trotz begrenzter Kapazitäten eine wichtige Ergänzung. CO₂ aus Biomassevergasung muss für eine weitere Verarbeitung als Synthesegas mehrere Aufreinigungsschritte durchlaufen, da vor allem schwefelhaltige Komponenten entfernt werden müssen, die als Katalysatorgift wirken.

Mittels **Pyrolyse** von Kunststoffen können zwar weitere Kohlenstoffquellen erschlossen werden, jedoch ist das Recycling auf Polymere wie PE/PP beschränkt. Pyrolyseprodukte werden petrochemisch weiterverarbeitet und erfordern daher Anlagen und Infrastrukturen, wie sie für Raffinerien vorzufinden sind (Drop-in-Lösung, Co-Processing). So könnten Pyrolyseöle auch zusammen mit Fischer-Tropsch-Crude verarbeitet werden, wodurch sich keine Konkurrenz, sondern eine Synergie mit der Fischer-Tropsch-Route ergibt.

Die **Fischer-Tropsch-Route** hat den Vorteil, neben Kraftstoffen auch Grundchemikalien herzustellen und somit ein breites Portfolio anbieten zu können. Ein direktes Konkurrenzverfahren besteht mit der **Methanol-to-X-Route**, über die ebenfalls zahlreiche Olefine hergestellt werden können. Jedoch haben beide Routen ihre Vorzüge. Die Methanol-Route hat den Vorteil, dass Methanol selbst mit hoher Ausbeute hergestellt und skaliert werden kann. Die Fischer-Tropsch-Route ist auf der anderen Seite gut erforscht und kann ähnlich wie in der Petrochemie zum Einsatz kommen. Auch hier kann nicht von Konkurrenz gesprochen werden, sondern mehr von komplementären Pfaden. Die FT-Route wird auch für nachhaltige Flug- und Dieselmotorkraftstoffe erschlossen (u.a. auch langkettige Kohlenwasserstoffe) das Produktspektrum kann dann auch in Richtung Olefine getrimmt werden. Die Methanol-Route ist für die Herstellung von Basischemikalien und leicht transportierbarer Energieträger nutzbar. Direkte Verfahren aus Synthesegas (Syngas-to-Olefin) sind in der Erforschung und bieten langfristig günstige und energieeffiziente Prozessalternativen.

4.2. Wechselwirkungen mit anderen Industrien bezüglich der Rohstoffbasis

Verzahnungen und Abhängigkeiten mit anderen Branchen mit Blick auf die sich verändernde Kohlenstoffbasis werden in Ansätzen in Kapitel 2.1 bezüglich der industriellen Punktquellen von CO₂ aufgegriffen und werden hier weiter untersucht. Für die Nutzung von CO₂ zur Produktion von Grundchemikalien besteht potenziell eine Nutzungskonkurrenz mit der Herstellung synthetischer Kraftstoffe, z.B. für die Luftfahrt (sustainable aviation fuels). Für (gemischte) Kunststoffabfälle sind die Abfallverbrennung und die Nutzung als Sekundärbrennstoffe in der Zementindustrie Konkurrenzpfade. Eine erhebliche Konkurrenz ist bei der Nutzung von bestimmten Biomasseströmen zu erwarten.

4.2.1. Nutzung von CO₂

Neben der stofflichen Nutzung von CO₂ als Kohlenstoffquelle in der chemischen Industrie (CCU) besteht ein begrenzter Bedarf für die physikalische Nutzung in verschiedensten Anwendungen:

- Nutzung als Kältemittel (R744) in Kühlsystemen und Klimaanlage
- Nutzung als Trockeneis
- Nutzung als Kohlensäure in der Lebensmittel- und Getränkeindustrie



- Anreicherung der Luft mit CO₂ in Gewächshäusern für besseres Pflanzenwachstum
- Nutzung im überkritischen Zustand als Extraktionsmittel (z.B. Entkoffeinierung von Kaffee)
- Nutzung als Schutzgas beim Schweißen
- Weitere: in der Chirurgie, Feuerlöschern, bei chemischer Reinigung etc.

Diese Anwendungen werden heute schon mit CO₂ versorgt und sind mengenmäßig gegenüber der stofflichen Nutzung in der Chemie vernachlässigbar. Eine Nutzungskonkurrenz ist nicht zu erwarten. Eine stoffliche Nutzung von CO₂ in anderen Sektoren außerhalb der chemischen Industrie ist nicht gegeben, sofern man die Herstellung nachhaltiger, synthetischer Kraftstoffe dem Chemiesektor zuordnet. Eine weitreichende Implementierung der Herstellung von Kraftstoffen über Power-to-X-Verfahren wäre allerdings aufgrund der potenziell hohen erforderlichen Mengen, die den Bedarf an Grundchemikalien weit übersteigen, eine große Nutzungskonkurrenz, die insbesondere beim verfügbaren Strom aus erneuerbaren Quellen liegen würde. Nach den EU-Zielen der RED III und ReFuelEU Aviation soll die Quote für synthetische Flugkraftstoffe bis 2050 auf 35% ansteigen, hierfür wären ca. 12 Mio. t CO₂ erforderlich.

4.2.2. Nutzung von Biomasse

Für Biomasse ist generell von einer hohen Nutzungskonkurrenz auszugehen. Dies betrifft zunächst die Anbaufläche, die sowohl für die Nahrungsmittelproduktion als auch für Biomasse zur stofflichen und energetischen Nutzung dienen muss, wobei eine Sicherstellung von der Nahrungsmittelbereitstellung oberste Priorität hat.

So werden aktuell in Deutschland von insgesamt 35,8 Mio. ha, 11,4 Mio. ha für die Forstwirtschaft und 16,6 Mio. ha landwirtschaftlich genutzt (Zahlen aus 2022/23). Während die Anbaufläche für Industriepflanzen wie z.B. Industriestärke und -Zucker, technisches Pflanzenöl oder Pflanzenfasern nur 2 %, also etwa 300.000 ha ausmacht, werden für Energiepflanzen bereits 2,6 Mio. ha genutzt. Für Futter- und Nahrungsmittel aber werden aktuell mit 80 % der Großteil aller in Deutschland aktuell verfügbaren landwirtschaftlichen Flächen (etwa 13,3 Mio. ha) genutzt (FNR 2023).

Es ist nicht zu erwarten, dass die Anbauflächen in Deutschland in Zukunft steigen. Ziel der deutschen Nachhaltigkeitsstrategie und den entsprechenden Maßnahmen des BMEL ist es vielmehr, aktuell landwirtschaftliche Flächenverluste zu reduzieren und die vorhandene landwirtschaftliche Fläche zu erhalten (z.B. durch Reduktion der Flächeninanspruchnahme für Siedlungs- und Verkehrszwecke) (BMEL 2019).

Neue Verfahren wie Smart Farming könnten zwar dazu führen, dass Erträge steigen, doch könnten diese Erfolge zum Teil auch durch die Folgen der Klimaerwärmung wieder zunichte gemacht werden. Das sich abzeichnende verändernde Konsumverhalten des Verbrauchers, hin zu weniger tierischen Produkten in Kombination mit sich gerade stark entwickelnden Verfahren (siehe z.B. Präzisionsfermentation) und neuen Proteinquellen (siehe z.B. Gelbe Erbse (Nordzucker 2023)) könnten theoretisch dazu führen, dass weniger landwirtschaftliche Fläche für den Anbau von Futtermitteln gebraucht wird (immerhin aktuell über 50% der gesamten Agrarfläche; etwa 10 Mio. ha (FNR 2023)). Tatsächlich werden aktuell noch große Mengen Proteinfuttermittel aus Übersee importiert (siehe "Eiweißlücke"; (Bundesinformationszentrum Landwirtschaft 2024a)) und Deutschland exportiert einen erheblichen Teil tierischer Produkte ins Ausland (BMEL 2025).

Da zudem die Nutzung von Agrarflächen für die menschliche Ernährung priorisiert wird, ist es unsicher, inwieweit in Zukunft vermehrt Fläche zur Produktion biogener Primärrohstoffe für die Herstellung von Grundchemikalien zur Verfügung steht. Allerdings entspricht der aktuelle fossile Kohlenstoffbedarf der chemischen Industrie mit rund 10 Mio. t Im Vergleich dazu umfasst die Produktion von Getreide in Deutschland in 2025 eine Menge von 57 Mio. t auf einer Anbaufläche von rund 6 Mio. ha. Bei einer angenommenen Feuchte von 85% und einem Kohlenhydratanteil von 65% (Kohlenhydrate als C(H₂O) berechnet), ergibt sich daraus eine Kohlenstoffmenge von 12,6 Mio. t C (BMEL 2026).

Diese Unsicherheit gilt auch für die 11,4 Mio. ha Forstfläche in Deutschland: Diese stehen ebenfalls unter erheblichem Nutzungsdruck, u.a. da Energiewirtschaft, Papier- und Zellstoffindustrie oder Bauwirtschaft um denselben Rohstoff konkurrieren. Gleichzeitig wächst die Anforderung, Waldflächen als CO₂-Senke und Biodiversitätsraum zu erhalten. (Hennenberg u. a. 2024)

Zudem werden Anbauflächen (siehe z.B. Ausbau von Freiflächen-PV und Agri-PV) bzw. Biomassepotentiale auch für die Energieversorgung eingeplant und es entstehen weitere Konkurrenzsituationen. Es ist beispielsweise davon auszugehen, dass durch Regelungen wie dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) (BMJ 2024) und damit garantierten Einspeisevergütungen in der Vergangenheit und auch aktuell noch wichtige Investitionen in z.B. Konzepte der stofflichen Nutzung von Biomasse (siehe z.B. Bio-raffinerien) zurückgehalten wurden und werden. Auch die Europäische Erneuerbare-Energierichtlinie (RED; insbesondere ältere Versionen) mit ihren verbindlichen Zielen für den Anteil erneuerbarer Energien könnten entsprechende Effekte in der Vergangenheit verstärkt haben. Die Priorisierung der stofflichen Nutzung wie sie beispielsweise in der Biomassestrategie der Bundesregierung (BMWK & BMEL BMUV 2022) und auch anderen Gesetzen und Strategien (wie z.B. RED III; (Europäisches Parlament & Rat der Europäischen Union 2023)) niedergeschrieben wurden (oder werden sollen), wird jedoch dazu führen, dass entsprechende Konzepte in Zukunft mehr Investitionen für dringend notwendige FuE-Aktivitäten werden akquirieren können. Auch das Emissionshandelssystem der Europäischen Union (EU-ETS) (European Commission 2025a) bzw. ein Steigen des CO₂-Preises wird weiterhin einen „Market pull“ bei der stofflichen Nutzung befördern und entsprechende Projekte fördern.

4.2.3. Nutzung von Kunststoffabfällen

Von den insgesamt rund 5,91 Mio. t Post-consumer und Post-industrial Kunststoffabfällen, welche 2023 angefallen sind, wurden 2,27 Mio. t stofflich verwertet, vorwiegend durch mechanisches Recycling (Conversio 2024a). Die Produkte des mechanischen Recyclings werden zwar nicht für die Herstellung von Grundchemikalien genutzt, durch den Wiedereinsatz der gewonnenen Rezyklate aus dem mechanischen Recycling wird jedoch der Bedarf an Rohmaterial (virgin material) und somit auch indirekt der Kohlenstoffbedarf gesenkt. Aufgrund der ökologischen und ökonomischen Vorteilhaftigkeit des mechanischen Recyclings im Vergleich zu dem aufwändigeren Verfahren der Pyrolyse werden die beiden Recyclingwege nicht als konkurrierende, sondern als komplementäre Recyclingansätze betrachtet.

Im Fokus als Einsatzstoffe für die Pyrolyse stehen Kunststoffabfälle, welche durch das mechanische Recycling nicht im Kreislauf gehalten werden können und derzeit energetisch verwertet werden. 2023 wurden 3,61 Mio. t Kunststoffabfälle einer energetischen Verwertung zugeführt. Davon wurden 2,25 Mio. t in Müllverbrennungsanlagen verbrannt und z.B. für die Erzeugung von Fernwärme oder Strom genutzt, d.h. die Fernwärme und der Strom musste nicht auf Basis fossiler Brennstoffe erzeugt werden. 1,36 Mio. t kamen z.B. als Ersatzbrennstoffe zum Einsatz (Conversio 2024a). In deutschen Zementwerken waren 2020 rund 22 % der insgesamt 5 Mio. t Brennstoffe Kunststoffabfälle. Durch den Einsatz der Kunststoffabfälle im energieintensiven Prozess der Zementherstellung können fossile Brennstoffe eingespart werden. Mineralische Bestandteile der Kunststoffabfälle können ebenfalls im Prozess verbleiben und zu Klinker gebrannt werden (Verein Deutscher Zementwerke e.V. 2022).

4.3. Produktionsperspektiven und Anwendungsfelder

Die Umstellung der chemischen Produktionsketten für Grundstoffe von fossilen zu anderen kohlenstoffhaltigen Rohstoffen geht mit erheblichen Prozessveränderungen und Neuinvestitionen einher. In diesem Kapitel werden Aspekte der Nachfragestabilität, einer zu erwartenden Auslagerung von Teilproduktionen ins Ausland und der Autarkie adressiert.

4.3.1. Entwicklung der Produktion von Grundchemikalien

Tabelle 52 zeigt die zeitliche Entwicklung der Produktionsvolumina ausgewählter Grundchemikalien in Deutschland über die letzten Jahre. Auch wenn es Schwankungen zwischen den einzelnen Jahren gibt, ist als genereller Trend eine Abnahme der Produktion in Deutschland zu verzeichnen. Das gilt auch für die nachgelagerte Produktion von Kunststoffen, siehe Tabelle 7 in Kapitel 1.3 (Conversio 2024b). Das VCI Wirtschaftsbriefing im Dezember 2025 thematisierte den Rückgang der Produktion in allen Chemiesparten, sinkende Umsätze und eine Kapazitätsauslastung auf einem 30-Jahres-Tief.⁶⁸ Neben den häufig genannten hohen Energiepreisen und strukturellen Wettbewerbsnachteilen der Chemie in Deutschland ist hier aber auch insgesamt die konjunkturelle Lage aller Industriezweige zu beachten, für die die Chemieindustrie Zulieferer von Rohstoffen und Ausgangsmaterialien ist.

Tabelle 52: Zeitliche Entwicklung der Produktionsvolumina von Grundchemikalien in Deutschland (in Tonnen)(VCI 2025a)

Bezugsjahr	Ethylen	Propylen	C4 Olefine	Methanol	Benzol	Toluol
2017	5 200 449	4 149 683	2 281 786	1 046 777	1 799 216	597 208
2018	4 763 842	3 725 346	2 111 145	1 129 557	1 514 480	546 630
2019	4 524 215	3 438 966	2 128 998	1 398 146	1 514 568	547 256
2020	4 968 741	3 479 721	2 147 435	1 523 239	1 527 703	571 290
2021	5 195 811	3 552 875	2 185 790	1 358 942	1 577 905	566 647
2022	4 320 108	3 061 771	1 886 227	1 089 413	1 422 518	564 302
2023	3 876 991	2 885 957	1 927 979	729 625	1 238 716	532 464
2024	4 052 899	3 092 311	2 102 778	757 097	1 260 470	510 611

Neben den inländischen Produktionsvolumina sind für den Bedarf an Grundchemikalien in Deutschland auch die Importe zu betrachten. Laut statista war Deutschland 2023 der global fünftgrößte Importeur von Methanol mit einem Wert von 535 Mio. USD, der drittgrößte Importeur von Ethylen mit 560 Mio. USD und der zweitgrößte Importeur von Propylen mit 621 Mio. USD. Mit dem durchschnittlichen Preis für diese Grundchemikalien 2023 gerechnet, entspricht dies 1,14 Mio. t Methanol, 625 kt Ethylen und 777 kt Propylen. Gleichzeitig hat Deutschland 174 kt Ethylen im Wert von 193 Mio. USD und 249 kt Propylen im Wert von 265 Mio. USD exportiert (United Nations 2025). Deutschland ist ein Nettoimporteur, aber die Import- und Exportmengen zeigen auch die starke Vernetzung der deutschen chemischen Industrie mit den Nachbarländern auf.

4.3.2. Nachfragestabilität

Die in der Einleitung zu Kapitel 4 beschriebenen Langzeitszenarien prognostizieren eine langfristige Nachfragereduktion für HVC durch Materialeffizienz in der Produkt- und Verpackungsgestaltung von Kunststoffen. Auch vor dem Hintergrund steigender Anforderungen an die Schließung von Stoffkreisläufen und höheren Recyclingquoten sind Effizienzsteigerungen und der verstärkte Einsatz von Rezyklaten zu erwarten. Andererseits sind die Produktionskapazitäten für Ethylen und Propylen in Europa zwischen 2018 und 2023 insgesamt gestiegen, wie die globalen Zahlen und europäische Marktaktivitäten zeigen. Im globalen Kontext wuchs die Ethylen-Produktion laut statista von etwa 185 Mio. Tonnen (2018) auf 228 Mio. Tonnen (2023), was einem Anstieg von über 20% entspricht. Europa ist einer der wichtigsten Produzenten und Exportregionen für Ethylen, wobei die Produktionskapazitäten kontinuierlich ausgebaut wurden. Ähnlich entwickelte sich Propylen: Die globale Kapazität stieg von rund 120 Mio. Tonnen (2018) auf 160,02 Mio. Tonnen (2023). Auch hier ist Europa zentral im Export und der Verarbeitung, was auf steigende Kapazitäten in der Region hindeutet.

Zwar kann es zu Verschiebungen in der Produktion innerhalb Europas oder zwischen den Weltregionen (siehe nachfolgendes Kapitel) kommen, signifikante Einbrüche der Nachfrage sind jedoch nicht zu erwarten.

4.3.3. Auslagerung von Teilproduktionen ins Ausland und Autarkie

Auch heute ist die deutsche chemische Industrie nicht autark, sondern ist stark auf Importe von Rohstoffen und Energieträgern angewiesen. Rund 98% des Rohöls werden importiert⁶⁸, entsprechend hoch ist der Anteil für Naphtha als Nebenprodukt der Erdölraffination. Ähnliches gilt für Erdgas, hier liegt der Importanteil bei 95%. Eine Umstellung der Rohstoffbasis in Deutschland verringert perspektivisch diese Abhängigkeiten, verlagert diese aber auf den Import von Wasserstoff bzw. Wasserstoffderivaten wie Ammoniak und Methanol. Dies liegt im außerordentlich hohen Strombedarf für die Wasserstoffproduktion begründet. Die Chemistry4Climate-Studie beziffern den Strombedarf für eine vollständig transformierte chemische Industrie in Deutschland, je nach Szenario, auf 260-400 TWh (VCI & VDI 2024). Die jährliche Stromerzeugung aus erneuerbaren Energien in Deutschland lag

⁶⁸ <https://www.vci.de/services/termine-veranstaltungen/vci-wirtschaftsbriefing-deutschland-in-der-krise.jsp>

⁶⁹ <https://www.umweltbundesamt.de/daten/energie/primaerenergiegewinnung-importe#importabhängigkeit-verringern>

2024 bei rund 284,2 TWh.⁷⁰ Eine Entwicklung, bei der Wasserstoff vollständig autark im Inland erzeugt wird, würde den massiven Ausbau von erneuerbaren Energiequellen, des Stromnetzes und der Elektrolysekapazitäten nach sich ziehen. Die Bereitstellung von Wasserstoff bzw. Wasserstoffderivaten aus anderen Weltregionen mit günstigen Standortbedingungen ist vor diesem Hintergrund unerlässlich. Die Fortschreibung der Nationalen Wasserstoffstrategie (BMWK 2024b) erwartet für 2030 einen Bedarf von etwa 95–130 TWh an Wasserstoff und Wasserstoffderivaten; davon sollen voraussichtlich rund 50–70 % durch Importe gedeckt werden. Methanol ist neben Ammoniak ein leicht transportierbares Wasserstoffderivat. Zumindest teilweise könnte eine Chemieproduktion in Deutschland daher mit importiertem Methanol beginnen und ein für MTO/MTA-Verfahren erforderlicher Ausbau von Methanolkapazitäten mit entsprechend hohen Investitionen reduziert werden. Für synthetisches Naphtha gelten ähnliche Überlegungen. Ein Schlüsselfaktor bei der Einschätzung eines Autarkiegrades und des Einsetzens der Wertschöpfung der Chemie in Deutschland ist u.a. die Nachrüstfähigkeit der neuen Verfahren im Brownfield, da notwendige Greenfield-Investitionen eine wesentlich größere Hürde darstellen und die Produktionsverlagerung in andere Weltregionen begünstigen könnten.

4.4. Rolle von Carbon Capture and Utilization/Storage (CCU/CCS) in der Chemieindustrie im Vergleich zu einer defossilisierten Grundchemie

Eine prinzipiell mögliche Alternative zur Erreichung von Klimaneutralität in der Grundstoffchemie ist die Weiterführung der fossil-basierten Produktionsprozesse mit Abtrennung und geologischer Speicherung des anfallenden CO₂. Dabei kommen die in Kapitel 2.1.1 beschriebenen Verfahren zum Einsatz.

Prioritär ist die Abtrennung von CO₂ bei chemischen Prozessen vorteilhaft, die CO₂ kontinuierlich in hohen Konzentrationen von nahezu 100% liefern. Dazu zählt insbesondere die Ammoniaksynthese durch Dampfreformierung aus Erdgas, die durch den Fokus auf kohlenstoffhaltige Grundchemikalien in dieser Studie aber nicht betrachtet wird.

Ein weiterer Prozess ist die Ethylenoxidsynthese, bei der CO₂ durch Überoxidation entsteht. Eine prozesseitige CO₂-Entfernung erfolgt mit heißer Kaliumcarbonat-Lösung. Nach Lösungsmittel-Regeneration verbleibende Kohlenwasserstoffe werden durch katalytische Oxidation umgesetzt, woraus relativ reines CO₂ mit Wasser und nur noch Spuren an Methan und Ethylen resultiert.

Neben den Prozessemissionen fallen CO₂-Emissionen in der chemischen Industrie auch in den Kraftwerken, bei der Wärmeerzeugung und Sondermüllverbrennung an. Generell weisen diese Abgasströme eine geringere CO₂-Konzentration und eine geringere Reinheit auf, so dass von höheren Kosten für die Abtrennung im Vergleich zu den Prozessemissionen auszugehen ist. Eine Anpassung auf klimaneutrale Energieträger reduziert hier das Potential. Sollte allerdings Biomasse eingesetzt werden, können durch CCS im Prinzip auch anteilig negative Emissionen erzeugt werden. Je nach regulatorischer Ausgestaltung könnte dies einen Beitrag auf dem Weg zur Klimaneutralität der Branche leisten.

Für den Aufbau einer CCS-Infrastruktur für Chemieanlagen gibt es Pilotprojekte. Zu nennen ist hier insbesondere Kairos@C, ein gemeinsames CO₂-Capture-Projekt von Air Liquide und BASF am Chemiestandort Antwerpen, konzipiert als erste Phase des Antwerp@C-CCUS-Hubs, der eine offene Infrastruktur zur Abtrennung, Verflüssigung, Zwischenspeicherung und Transport von CO₂ zur Speicherung in der Nordsee aufbaut⁷¹ (vgl. auch Kapitel 3.1.3). Kairos@C zielt darauf ab, CO₂ aus fünf Anlagen abzuscheiden: zwei Wasserstoff-, zwei Ethylenoxid- und einer Ammoniakanlage.

Für Cracker-Öfen hat TNO die Nachrüstung mit MEA-Captureanlagen in einem Datenblatt beschrieben⁷². TNO gibt den TRL (Stand 2021) mit 6 an und beziffert die Investition auf 170 €/t CO₂ und die Betriebskosten auf 6,8 €/tCO₂.

Für die Synthesegaserzeugung gibt es ebenfalls Pilotversuche zur CO₂-Abscheidung aus ReformerAbgas. (Biermann u. a. 2022) berichten über den Pilotbetrieb mit einer mobilen MEAEinheit an einem ReformerRauchgasSlipstream mit 18–20 Vol.-% CO₂ über ca. 500 Betriebsstunden. Bei Abtrennungsrate von 90% betrug der spezifische Regenerationsenergiebedarf 3,6–3,8 MJ/kg CO₂.

Insgesamt ist die CO₂-Abtrennung aus Prozessen der chemischen Grundstoffindustrie für einige Prozesse (Ammoniak, Ethylenoxid) integraler Prozessbestandteil und gängige Praxis, für andere gibt es Pilotaktivitäten. Hier hängt die Möglichkeit einer Nachrüstung an bestehenden Anlagen u.a. vom verfügbaren Platz ab. Da in einem CCS-basierten Szenario der bestehende Chemieanlagenbestand vorhanden ist, beschränken sich die Investitionen auf die Capture-Einrichtungen. Ein Großteil des Investitionsbedarfs liegt auf einer Transport- und Speicherinfrastruktur (siehe auch Kapitel 3.1.3).

⁷⁰ https://www.bdew.de/media/documents/Die_Energieversorgung_2024_Update_FINAL_1.pdf

⁷¹ <https://www.portofantwerpbruges.com/en/our-port/climate-and-energy-transition/antwerpc>

⁷² <https://energy.nl/data/retrofit-of-post-combustion-co2-capture-for-steam-crackers-using-mea-solvents/>

Die Rolle und die relative Bedeutung von CCU und CCS für die Erreichung von Klimaneutralität in der Chemieindustrie ist ein zentrales Thema für die Abschätzung des Bedarfs an alternativen Kohlenstoffquellen im Gegensatz zur Weiternutzung fossiler Rohstoffe. In verfügbaren Studien werden häufig entweder CCS oder CCU betrachtet. Die IEA-Studie "Transforming Industry through CCUS" (IEA 2019b) behandelt beides, legt aber keine Anteile zwischen CCU (Nutzung) und CCS (Speicherung) fest. Der Bericht betont, dass großskalige, verlässliche CO₂-Speicherkapazitäten der entscheidende Hebel für die Dekarbonisierung sind, als prioritär werden die Sektoren Zement, Eisen/Stahl und Chemie benannt.

Unsicherheiten bestehen bezüglich der verfügbaren Speicherkapazitäten; eine Limitierung treibt die Kosten stark nach oben, im IEA-Szenario verdoppeln sich die CO₂-Vermeidungskosten bis 2060 gegenüber einem Szenario mit breiter CCUS-Verfügbarkeit. Das unterstreicht, dass ausreichende geologische Speicherkapazitäten und entsprechende Infrastruktur zentral sind. Bei der Infrastruktur ist zu beachten, dass CO₂-Pipelines und insbesondere neue Speicherstandorte langjährige Vorlaufzeiten haben und ohne rechtzeitigen Aufbau die Skalierung von CCS limitieren können. Die Novelle des Kohlendioxid-Speicherungsgesetz ermöglicht die Speicherung in der deutschen ausschließlichen Wirtschaftszone (AWZ) in der Nordsee. Für die Speicherung auf dem Festland gilt gegenwärtig die "Opt-in"-Regelung, nach der die Bundesländer jeweils selbst entscheiden können.

CCU profitiert vom Auf- und Ausbau einer CO₂-Infrastruktur, der Aufbau für CCU alleine wäre aufgrund der begrenzten Rohstoffbedarfe der Chemie an CO₂ wirtschaftlich nicht tragbar. Ein Transportnetz muss aber nicht nur den Transport von CO₂ von Chemiestandorten zu Speicherstätten ermöglichen, sondern für CCU auch den Transport von anderen CO₂-Quellen zu Chemiestandorten.

Dementsprechend kann CCS für die Chemieindustrie eine Übergangs- oder Überbrückungstechnik darstellen, die eine Verschiebung von Neuinvestitionen in alternative Produktionsprozesse ermöglichen kann. Andererseits ist der Ausbau der Infrastruktur und die Nachrüstung mit Capture-Anlagen ebenfalls mit einem zeitlichen Vorlauf verbunden und somit nicht unmittelbar einsetzbar. Insbesondere für den Transport zu Speicherorten wären vorübergehende alternative Transportoptionen zu prüfen.

Als nachteilig für ein solches Szenario mit CCS als Brückentechnik ist zu sehen, dass der Übergang auf neue Verfahren zumindest teilweise mit dem Bau von Neuanlagen verbunden ist; Der Betrieb von Capture-Einrichtungen an bestehenden Anlagen wäre in diesen Fällen zeitlich limitiert. Die damit verbundenen Investitionen müssen sich dann in diesem Zeitraum amortisieren, außerdem folgen Neuinvestitionen durch den Übergang auf die neuen Verfahren, was über den gesamten betrachteten Zeitraum den Investitionsbedarf wesentlich erhöht und die Wirtschaftlichkeit mindert.

Es ist damit zu rechnen, dass die chemische Industrie eine Portfoliostrategie verfolgt, in der auch CCS einen Anteil haben wird. Eine Abschätzung der Anteile von CCS vs. CCU ist schwierig vorherzusagen, zumal sich diese Anteile im zeitlichen Verlauf ändern werden. Tabelle 53 zeigt eine Aufstellung von CCS- vs. CCU-Aktivitäten an verschiedenen Chemiestandorten in Deutschland, die belegen, dass CCS als Strategie zur CO₂-Minderung verfolgt werden, aber immer auch in Kombination mit CCU.

Tabelle 53: CCS- und CCU-Aktivitäten an Chemiestandorten

Standort	CCS	CCU/PtX
Ludwigshafen (BASF)	Partner beim Delta Rhine Corridor (DRC) H ₂ /CO ₂ -Pipelineprojekt gemeinsam mit Gasunie, OGE und Shell. Ziel: Transport von in DE/NL abgeschiedenem CO ₂ zu Offshore-Speichern in der Nordsee Zeitplan/Risiko: Die DRC-Anbindung auf deutscher Seite wird voraussichtlich erst um 2032 verfügbar sein ⁷³	RWEBASF-„Offshore-to-X Initiative zur Versorgung Ludwigshafen mit grünem Strom und H ₂ , um Prozesse zu defossilisieren ⁷⁴ ; eCracker Aktivitäten (BASF, Sabic und Linde)
NRW: Leverkusen, Dormagen, Marl, Knappsack	Der Delta Rhine Corridor (DRC) Pipelineverlauf soll das Ruhrgebiet durchqueren und bis in den Kölner Süden reichen, wodurch auch die großen Chemiestandorte potenziell angeschlossen werden können; Ankündigungen dazu sind nicht bekannt	Der Chemieparks Marl ist Teil des "Get H ₂ Nukleus" Projekts (bp, Evonik, Nowega, OGE and RWE Generation); Anbindung an das zukünftige Wasserstoffkernnetz mit grünem H ₂ aus Niedersachsen

Tabelle 53 (Fortsetzung): CCS- und CCU-Aktivitäten an Chemiestandorten

Standort	CCS	CCU/PtX
Sachsen-Anhalt: Leuna	Projekt zur Errichtung einer CO ₂ -Transportinfrastruktur in Mitteldeutschland (TotalEnergies und Partner); perspektivisch Anbindung an "Northern Lights" um das in Leuna abgeschiedene CO ₂ per Pipeline an die Küste zu transportieren; die Machbarkeitsstudie "CapTransCO ₂ " untersuchte die Anbindung industrieller Emittenten aus dem gesamten mitteldeutschen Chemiedreieck ⁷⁵	Leuna entwickelt parallel CCU-Wertschöpfung (Methanol/PtL); TotalEnergies baut in Leuna die Versorgung mit grünem Wasserstoff aus, um die Emissionen direkt am Standort zu senken;
Bayern: Chemiedreieck Burghausen/Gendorf	Die Notwendigkeit einer CO ₂ -Pipeline für das Chemiedreieck ist offiziell anerkannt und wird in regionalen Transformationsstudien (z.B. Trans4In) sowie im bayerischen Aktionsplan CCU/CCS adressiert ⁷⁶ ; Burghausen/Gendorf soll über eine Ost-West-Verbindung an das Kernnetz angeschlossen werden; im o.g. Aktionsplan ist aber auch die Prüfung von Speicheroptionen in Bayern adressiert.	Projekte zu PtX wie RHYME Bavaria (Wacker Chemie): zur Errichtung einer 20-MW-Elektrolyseanlage für grünen Wasserstoff (seit 2024 on hold) ⁷⁷

⁷³ <https://www.cleanenergywire.org/news/german-connection-dutch-carbon-storage-project-see-years-long-delay-media-report>

⁷⁴ <https://www.rwe.com/forschung-und-entwicklung/projektvorhaben/offshore-to-x/>

⁷⁵ <https://www.enargus.de/pub/bscw.cgi/?op=enargus.eps2&q=Euro-K%20GmbH&v=10&id=8187785>

⁷⁶ https://www.stmwi.bayern.de/fileadmin/user_upload/stmwi/publikationen/pdf/2025-07-16_AktionsplanCCUCCS_Layout.pdf

⁷⁷ <https://www.wacker.com/cms/en-us/press-and-media/press/press-releases/2024/detail-228416.html>

5. Schlussfolgerungen

Die vorliegende Studie zeigt, dass es verschiedene alternative Kohlenstoffquellen sowie technische Wege gibt, um zu denselben chemischen Grundstoffen zu gelangen, die heute auf Basis fossiler Rohstoffe gewonnen werden. Die Umstellung auf diese alternativen Rohstoffe in Kombination mit der Deckung des Energiebedarfs über erneuerbare Energiequellen führt zu klimaneutralen Verfahrensketten. Für einige Verfahren zeigen sich Synergien, beispielsweise bei der Co-Gasifizierung von Kunststoffen und Biomasse oder bei der Herstellung von synthetischen Rohstoffen für Cracker aus der Kunststoffpyrolyse und dem Fischer-Tropsch-Verfahren.

Die Implementierung der beschriebenen Prozessketten erfordert weitere Forschung und Entwicklung der einzelnen Verfahrensschritte bzw. bei höheren TRL auch konkrete Prozess Erfahrungen in Pilot- und Demonstrationsanlagen, die dann auch zu einem stärkeren Fokus auf Effizienzsteigerungen führen und die Basis für weitergehende Investitionsentscheidungen schaffen.

Der abgeleitete F&E-Bedarf bei den Herstellungsverfahren ist vielschichtig und stellt immer eine Kombination aus mehreren technischen Innovationen in der Rohstoffvorbehandlung, Katalysatorentwicklung, Reaktionstechnik und Produktaufarbeitung dar, die für eine bestmögliche Energie- und Rohstoffeffizienz zusammenspielen und somit parallel bzw. gemeinsam betrachtet werden müssen. Rohstoffflexible Gasifizierungsverfahren insbesondere aus biogenen und Kunststoffabfällen, Power-to-X-Verfahren zu Methanol, Olefinen und Aromaten und das chemische Recycling von Kunststoffen über Pyrolyse gehören zu den prioritären Forschungsfeldern.

Disruptive Verfahren wie die homogen katalysierte Methanolsynthese oder die Direktsynthese von Olefinen aus Synthesegas sollten, trotz niedrigerer Technologiereife, ebenso verfolgt werden, weil sie ein hohes Effizienzpotential versprechen.

Die Rohstoffaufbereitung ist integraler Bestandteil der Prozessketten. Für Biomasse ist dies u.a. die Zerkleinerung und Trocknung, ggf. auch biologische, chemische oder thermische Vorbehandlungen bzw. Aufschlussverfahren, für die Kunststoffpyrolyse das Sortieren, Waschen, Trocknen, Zerkleinern und ggf. Kompaktieren.

Für die Bereitstellung von CO₂ sind Abscheideanlagen in verschiedenen Sektoren außerhalb der Chemie erforderlich, diese können als Bestandteil von Dekarbonisierungsstrategien dieser Sektoren betrachtet werden. Die Abscheideverfahren sind mit einzelnen Ausnahmen⁷⁸ in der Regel nicht spezifisch für einzelne Sektoren zu entwickeln, entsprechende F&E-Anstrengungen sind sektorübergreifend vorteilhaft.

Die verschiedenen, beschriebenen Produktionspfade stehen zunächst scheinbar in Konkurrenz zueinander, in der Praxis ist ihre Eignung jedoch stark vom bereits bestehenden Anlagen- und Produktionsportfolio einzelner Unternehmen oder Chemiestandorte, strategischen Überlegungen und von Standortbedingungen (z.B. verfügbare Energie, Rohstoffverfügbarkeit, Infrastruktur) abhängig.

Die Verfahren sind als weitgehend Szenario-invariant zu betrachten, wobei sich einzelne gegenseitige Abhängigkeiten ergeben können. So sind Infrastrukturprojekte wie CO₂-Pipelines sowohl für CCU als auch CCS relevant, entsprechende Investitionen alleine für den Zweck der stofflichen CO₂-Nutzung in der Chemie sind aber nicht rentabel. Aktuelle Industrieprojekte wie die Entwicklung des eCrackers zielen auf die bestehenden petrochemischen Prozessketten ab, erfordern dann aber die langfristige Sicherstellung der Rohstoffzufuhr, die bei einem Auslaufen fossiler Feedstocks durch Pyrolyse- oder Fischer-Tropsch-Produkte auf Basis alternativer Kohlenstoffquellen gedeckt werden müssen.

Aufgrund der weitgehenden technischen Szenario-Invarianz sind pauschale Aussagen über künftige „Marktanteile“ einzelner Verfahren – wie sie in verschiedenen veröffentlichten Szenarien angenommen werden – nur begrenzt belastbar. Häufig ergibt sich eher ein Bild komplementärer Optionen als ein klarer Wettbewerb der Verfahren. Einzelne Szenarien oder Prozessanteile resultieren damit vielmehr aus regulativen Rahmenbedingungen (z.B. energetische vs. stoffliche Biomassenutzung, Erneuerbare-Energien-Richtlinie RED II/III) oder individuellen Unternehmensstrategien. Auch bezüglich der Kohlenstoffquellen ist ein Portfolio zu erwarten, Biomasse und Kunststoffabfälle alleine reichen, auch unabhängig von der Problematik der Nutzungskonkurrenzen, nicht aus, um den Bedarf an Kohlenstoff für Chemieprodukte zu decken. CO₂ aus stationären Punktquellen ist zwar auch länger-

⁷⁸ Als Ausnahme wäre z.B. die spezifische Anpassung von Zementanlagen auf Oxyfuel und Carbonat-Looping anzusehen.



fristig in großen Mengen verfügbar, die Nutzung in CCU/PtX-Prozessen ist aber ebenfalls limitiert, in diesem Fall durch verfügbare Mengen an Strom aus erneuerbaren Energiequellen bzw. nachgelagert an grünem Wasserstoff.

Unabhängig von den Anteilen der verschiedenen Prozesse und Kohlenstoffquellen geht die Umstellung der chemischen Produktionsketten für Grundstoffe mit erheblichen Prozessveränderungen und Neuinvestitionen einher. Die Transformation vermindert die Abhängigkeit von Importen fossiler Rohstoffe, führt aber nicht in eine neue Autarkie der chemischen Industrie. Vielmehr wird die Abhängigkeit perspektivisch verlagert zu Importen von Wasserstoff und seiner Derivate für PtX-Verfahren aus globalen Regionen mit entsprechenden Standortvorteilen für erneuerbare Energien. Importiertes Methanol könnte als Einstiegspfad dienen, um Investitions- und Ausbauhürden für Methanol-basierte Olefinrouten zu reduzieren. Ein wichtiger Faktor für den Verbleib von Wertschöpfung in Deutschland und Europa ist die Nachrüstbarkeit (Brownfield) bestehender Infrastruktur in der Grundstoffchemie gegenüber teureren Greenfield-Neubauten, die Produktionsverlagerungen begünstigen könnten.

6. Anhang

6.1. Anhang 1: Details zu Direct Air Capture

Die DAC_{fest} besteht aus porösen Materialien, die CO₂ aus einem Gasstrom abtrennen können (McQueen u. a. 2021) und arbeitet typischerweise bei Umgebungsdruck bis Unterdruck und Temperaturen von 80-120°C (McQueen u. a. 2021; Budinis, Sara 2022). Die Ad- und Desorptionsprozesse laufen zyklisch bzw. sukzessive ab, d.h. nach vollständiger Beladung der Oberfläche ist der Einfangprozess so lange unterbrochen, bis die Oberfläche wieder regeneriert wurde (Block u. a. 2024). So sind kontinuierlich laufende Prozesse nur möglich, wenn mehrere Module alternierend betrieben werden (Block u. a. 2024). Zu den Vorteilen der DAC_{fest} zählt die gute Skalierbarkeit in kleinere Containerlösungen und den Betrieb bei vergleichsweise moderaten Temperaturen. Etwa 17 Adsorptionsanlagen sind in Betrieb (hauptsächlich in Europa) und stammen alle von Climeworks oder Global Thermostat (Block u. a. 2024; Ozkan u. a. 2022). Climeworks unterteilt den DAC-Prozess in Segmente mit kleinen Einheiten, die 50 tCO₂ pro Jahr einfangen (Beuttler u. a. 2019; Tollefson 2018). Global Thermostat setzte in seiner ersten Pilotanlage Container als Module mit einer Kapazität von 1.000-4.000 tCO₂ pro Jahr ein (McQueen u. a. 2021).

DAC_{fl} absorbiert gasförmiges CO₂ in einer basischen Lösung (McQueen u. a. 2021). Die DAC_{fl} erfordert hohe Temperaturen von 300 - 900°C, um das CO₂ aus ausgefälltem Calciumcarbonat freizusetzen (Budinis, Sara 2022). Der Vorteil gegenüber DAC_{fest} ist, dass DAC_{fl} in einem kontinuierlichen Betrieb angewendet werden kann. Jedoch sind die DAC_{fl}-Anlagen größer dimensioniert als DAC_{fest} und erschweren somit einen modularen Ansatz (zusätzliche Komponenten wie z.B. Kalzinator erforderlich) (Block u. a. 2024; Ozkan u. a. 2022). DAC_{fl} ist wesentlich schwieriger in kleinen Modulen zu entwickeln, da es sich hier um ein hochintegriertes System handelt, bei dem die Prozesse schwer zu segmentieren sind (McQueen u. a. 2021). Kleinere Anlagen werden mit einer Mindestkapazität von 10 ktCO₂ pro Jahr betreiben (McQueen u. a. 2021; Keith u. a. 2018). Zusätzlich erfordert DAC_{fl} einen hohen Wärmebedarf, um die hohen Betriebstemperaturen von 900°C zu erreichen. Des Weiteren muss berücksichtigt werden, dass der Betrieb mit einer wässrigen, basischen Lösung auch zu einem stärkeren Wasserverbrauch führt (1-13 Tonnen Wasser pro Tonne CO₂) (Block u. a. 2024). Die einzige bekannte Anlage betreibt Carbon Engineering und diese setzt Erdgas für die Wärmerzeugung ein.

Energiebedarf von DAC-Anlagen

DAC	elektrisch [MWh/tCO ₂]	Wärme [GJ/t CO ₂]	Referenz
Flüssig (Hochtemperatur)	0,21-0,47	7,7-10,7	(Committee on Developing a Research Agenda for Carbon Dioxide Removal and Reliable Sequestration u. a. 2019; Kazemifar 2022; Ozkan u. a. 2022)
	0,077	5,25	(Kazemifar 2022; Keith u. a. 2018; Ozkan u. a. 2022)
	0,366	5,25	(Kazemifar 2022; Keith u. a. 2018; Ozkan u. a. 2022)
	0	8,81	(Kazemifar 2022; Keith u. a. 2018; Ozkan u. a. 2022)
Fest (Niedertemperatur)	0,15-0,31	3,4-4,8	(Committee on Developing a Research Agenda for Carbon Dioxide Removal and Reliable Sequestration u. a. 2019; Kazemifar 2022; Ozkan u. a. 2022)
	1,01	2,35	(Kazemifar 2022; Krekel u. a. 2018; Ozkan u. a. 2022)
	0,82	2,35	(Kazemifar 2022; Krekel u. a. 2018; Ozkan u. a. 2022)
	0,59	14,25	(Kazemifar 2022; Ozkan u. a. 2022; Wijesiri u. a. 2019)
	0,15-0,31	3,4-4,8	(Kazemifar 2022; Ozkan u. a. 2022; Sinha & Realff 2019)
	0,286	3,3984	(Block u. a. 2024)

Generell gilt für beide DAC-Typen, dass der Hauptanteil des Energiebedarfs (bis zu 80%) für die thermische Energie aufzuwenden sind) (McQueen u. a. 2021; McQueen u. a. 2020; Kazemifar 2022). Die DAC_{fest} hat den Vorteil, dass sie mit verschiedenen nach-

haltigen Energiequellen betrieben werden kann. Die Quelle kann an die Anforderungen des Standorts angepasst werden (Abwärme, Geothermie usw.). Da der DAC_{fest} bei Temperaturen zwischen 80-130°C arbeitet, kann die thermische Energie auch über eine kommerzielle industrielle Wärmepumpe bereitgestellt werden (McQueen u. a. 2021; Arpagaus u. a. 2018).

Im Falle der DAC_{fl} ist der Zugang zu Energiequellen aufgrund der höheren Betriebstemperatur von etwa 900 °C stärker eingeschränkt (McQueen u. a. 2021). Die relativ hohe Temperatur ist notwendig, um $CaCO_3$ in CaO und CO_2 umzuwandeln (McQueen u. a. 2021; Keith u. a. 2018). Bei der großtechnischen DAC_{fl} wird die Wärme durch Erdgas bereitgestellt, und das emittierte CO_2 wird bei der Verbrennung abgeschieden (Budinis, Sara 2022). Eine elektrische Option könnte in Zukunft durch die Entwicklung kommerzieller elektrischer Kalzinierungstechnologien zur Verfügung stehen (Budinis, Sara 2022).

6.2. Anhang 2: Berechnung Investitionskosten für Power-to-X Prozessketten in Kapitel 2.3.1 und Biomass-to-X-Prozessketten in Kapitel 2.3.2

Power-to-X Prozessketten

Berechnung auf Basis der erforderlichen Mengen und Einzelinvestitionen

Prozesskette 1				Prozesskette 2			
	Kosten €/t	Bedarf t	Summe		Kosten €/t	Bedarf t	Summe
CO₂ Bereitstellung	24,4	3,93	95,89 €	CO ₂ Bereitstellung	24,4	4,72	115,17 €
Wasserstoff	1020	0,43	438,60 €	Wasserstoff	1020	0,65	663,00 €
MeOH	60,5	2,86	173,03 €	FT	213	1,43	304,59 €
MTO	120	1	120,00 €	Cracker	300	1	300,00 €
		Summe	827,52 €				1.382,76 €

Berechnung aus Invest/kW in Kapitel 2.3.1, Tabelle 33 nach:

$$CAPEX_{linear} = \frac{CAPEX_{spezifisch} \times CRF \times SEC}{Auslastung}; \text{ und}$$

$$\text{Kapitalrückgewinnungsfaktor } CRF = \frac{Ci \times (1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$



Annahmen

Anlagenlebensdauern	20 Jahre (einheitlich für alle Prozessschritte)
Zinssatz i	10% (einheitlich für alle Prozessschritte)
Elektrolyse	CAPEXspez = 800 €/kW
	SEC = 49,7 kWh/kg (aus n=67%)
	Auslastung 0,52 (4600h/Jahr)
MeOH-Synthese	CAPEXspez = 700 €/kW
	SEC = 6,5 kWh/kg (aus n =85%)
	Auslastung 1 (8760h/Jahr)
MTO	CAPEXspez = 600 €/kW
	SEC = 15,24 kWh/kg (aus n =86%)
	Auslastung 1 (8760h/Jahr)
FT	CAPEXspez = 1000 €/kW
	SEC = 15,92 kWh/kg (aus n =75%)
	Auslastung 1 (8760h/Jahr)
Cracker	Annahme 25% des Vollinvests für Retrofit

SEC: Specific Energy Consumption

Biomass-to-X Prozessketten

Annahmen

Anlagenlebensdauern	20 Jahre (einheitlich für alle Prozessschritte)
Zinssatz i	10% (einheitlich für alle Prozessschritte)
MeOH-Synthese aus Biomasse	CAPEXspez = 1700-2100 €/kW _{Feed}
	SEC = 8,3-9 kWh _{Feed} /kg
	Auslastung 1 (8000 h/Jahr)
MTO	CAPEXspez = 600 €/kW
	SEC = 15,24 kWh/kg (aus n =86%)
	Auslastung 1 (8760h/Jahr)
FT-Synthese aus Biomasse	CAPEXspez = 1350-1700 €/kW _{Feed}
	SEC = 24,6-27,0 kWh _{Feed} /kg
	Auslastung 1 (8000h/Jahr)
Cracker	Annahme 25% des Vollinvests für Retrofit

6.3. Anhang 3: Ausführliche Analysen zu internationalen Patentanmeldungen und Publikationen für zwei Verfahren in der organischen Grundstoffchemie - Pyrolyse und Gasifizierung

U. Schmoch: Fraunhofer ISI, E. Jochem: IREES GmbH

Einführung

Zur Bestimmung des Standes einer neuen Technik in ihrem Technikzyklus dienen sowohl internationale Patentanmeldungen als auch internationale wissenschaftliche Publikationen. Sie weiten auch den Blick auf die Forschungsaktivitäten zu einer neuen Technik weltweit. Sie ermöglichen Informationen zu einzelnen Teilaspekten einer neuen Technik wie z.B. die Korrosionseigenschaften von Wärmetauschern in Pyrolyseanlagen oder die Namen der führenden forschenden Institutionen und Erst-Autoren.

Der Technikzyklus einer neuen Technik ist ein ähnliches Konzept wie der „Technology Readiness Level“; er teilt sich in sechs Phasen auf (vgl. Abbildung 1);

- In der Entdeckungsphase werden die Möglichkeiten im Hinblick auf physikalisch-chemische Wirkungsmechanismen geklärt.
- Es folgt eine Euphorie-Phase, in der man sehr viele Anwendungsmöglichkeiten sieht.
- Diese werden aber durch Erfahrungen und Überlegungen technischer Nichtmachbarkeit oder völlig fehlender Aussicht auf Wirtschaftlichkeit in der Ernüchterungsphase erheblich geschrumpft.
- In der Phase der Neuorientierung fokussiert sich die Forschung auf jene technischen Lösungen, die sich als technisch machbar erwiesen haben und auch ein als ausreichend eingeschätztes Potential haben, in ausgewählten Anwendungsfällen eine Markstellung erreichen zu können.
- In der Phase des Aufstiegs werden erste Pilot- und Demonstrationsanlagen erfolgreich getestet und günstige Erstanwendermärkte erschlossen.
- In der Diffusionsphase werden Lern- und Skaleneffekte realisiert, die der neuen Technik eine breitere Anwendung und größere Marktanteile ermöglichen.

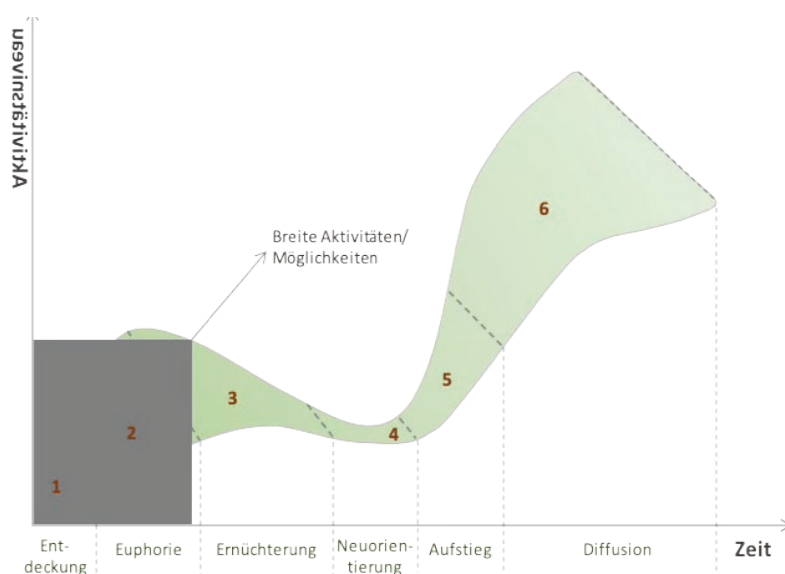


Abbildung 1: Der Technikzyklus und seine sechs verschiedenen Phasen

Quelle: Mayer-Krahmer & Dreher 2004, Abbildung IREES

Zur Einordnung einer Technikentwicklung wird auch der Technikreifegrad (TRL, engl. technology readiness level) betrachtet. Mit der von der NASA entwickelten neunstufigen Skala kann die Marktnähe eines neuen Produkts ebenfalls beurteilt werden.

1. Zielsetzung der Patent- und Publikationsanalysen

Für zwei zentrale Techniken zur Erzeugung von organischen Grundchemikalien aus nicht fossilen Quellen wurden in dieser Untersuchung

- die Pyrolyse von Kunststoffen und
 - die Gasifizierung von Biomasse
- ausgewählt (vgl. Abschnitte 2.1.7. und 2.1.4).

Beide Techniken sind heute im Technikzyklus in der Phase des Aufstiegs zu lokalisieren. Dies bedeutet, dass sie sehr schnell in die Situation des Wettbewerbs auf den internationalen Handelsmärkten kommen könnten. Dabei stellt sich die Frage, wie weit deutsche Forschende und Hersteller bei diesen beiden Techniken mit an der Spitze der Entwicklung liegen und welche Hersteller auf den internationalen Märkten als mögliche Player angesehen werden können.

Hinzu kommt auch die Überlegung, ob sich deutsche Hersteller auf eine oder beide Techniken in Zukunft spezialisieren sollten. Denn je mehr chinesische Hersteller in verschiedenen Teilmärkten große Marktanteile gewinnen könnten, desto schärfer stellt sich die Frage nach der rechtzeitigen Spezialisierung auf ausgewählte Technikbereiche – ähnlich wie dies die Schweiz oder Schweden vor Jahrzehnten gegenüber der deutschen Industrie auch erfolgreich gemacht hatten. Denn im neuesten Welt-Innovationsindikator von 2025 stehen die beiden Länder auf Platz 1 und 2 (mit 66 bzw. 62,6 Punkten), während Deutschland seinen 10. Platz (mit 55,5 Punkten) in 2025 an China (56,6 Punkte) abgeben musste.

Der Welt-Innovations-Indikator verwendet ca. 80 Teil-Indikatoren auf der Input- und Output-Seite:

- inputseitig:
 - politische Stabilität, Rechtsstaatlichkeit, Regulierung, Unternehmens-freund-lichkeit,
 - Bildungsniveau, Hochschulen, F&E-Ausgaben (% des BIP), Zahl der Wissen-schaftler,
 - digitale Infrastruktur, Energieversorgung, Logistik, Nachhaltigkeit,
 - Zugang zu Kapital, Investitionen, Kreditwesen, Venture Capital-Investitionen,
 - Innovationsfähigkeit von Firmen, Zusammenarbeit mit Forschung, Wissens-arbeiter, Technologie-Transfer zwischen Hoch-schulen und Industrie.
- outputseitig:
 - Patente, wissenschaftliche Publikationen,
 - Unternehmensgründungen, Hightech-Exporte, Produktivität,
 - Marken, Designs, Medien, Software, kreative Industrien

Die deutsche Industrie war bisher auf chemische Verfahren, pharmazeutische Produkte, Medizintechnik und ausgewählte Bereich des Maschinenbaus sowie die Kfz-Industrie spezialisiert (Danne/Schiersch 2026). Angesichts der intensiven Innovationstätigkeit und der schnellen Marktdiffusion neuer Techniken in China stellt sich auch die Frage, ob in diesen zwei hier untersuchten Transformations-Verfahren der chemischen Grundstoffindustrie auch die chine-sische Forschung und Innovationstätigkeit zu einer erheblichen Wettbewerbssituation auf den zukünftigen Weltmärkten führen könnten.

2. Methodische Hinweise für die Patent- und Publikationsanalysen

Methodisch konzentriert sich die Analyse auf die internationalen Patentanalysen und die internationalen wissenschaftlichen Publikationen. Die internationalen Patentanmeldungen sind relativ kostenintensiv mit gut 100.000 € je Anmeldung. Daher wird davon ausgegangen, dass derartige Anmeldungen eine inhaltliche Bedeutung für Antragsteller haben.

Im ersten Schritt werden die relevanten Patentklassen für die beiden Techniken identifiziert. Hierbei werden die Technik-Suchbegriffe mit speziellen Suchworten wie z.B. Energie oder Energieeffizienz kombiniert, um die Energieeffizienz-relevanten Verfahrens-aspekte und deren Patentanmeldungen herauszufinden.

Im zweiten Schritt werden bei den Patent-Analysen die Entwicklung über der Zeit analysiert, um die Position der betrachteten Technik im Technikzyklus bzw. den TRL zu erkennen. Diese Analysen werden pro Land durchgeführt, so dass man jeweils anhand der Anzahl der internationalen Patentanmeldungen die Position der deutschen Anmelder sehen kann.

In dritten Schritt werden die Patentanmeldungen weiter nach einzelnen technischen Aspekten gruppiert und dabei auch versucht, energieeffizienz-relevante Techniken und Teilaspekte zu identifizieren.

Im vierten Schritt wird eine Liste der deutschen Anmelder erzeugt, um anhand der Häufigkeit der Anmeldungen die vermutlichen Hauptakteure zu identifizieren.

In methodisch gleicher Weise wird beiden internationalen wissenschaftlichen Publikationen verfahren. Hier sind es die Erst-Autoren, die den Hinweis geben, wo wahrscheinlich die intensivste FuE zu der jeweiligen Technik erfolgt.

3. Analyse der internationalen Patentanmeldungen - Pyrolyse von Kunststoffabfälle

In der Verfahrenstechnik meint man mit dem Begriff Pyrolyse verschiedene thermo-chemische Umwandlungsprozesse, in denen organische Verbindungen (Feedmaterialien wie Biomasse oder organische Post-consumer Abfälle, darunter auch Kunststoffabfälle) bei hohen Temperaturen und weitgehend unter Ausschluss von Sauerstoff gespalten werden. Die Temperaturen liegen meist unter 400 oC und damit niedriger als bei der Vergasung von Biomasse oder Kunststoffabfällen (vgl. Abschn. 4). Außerdem kommt bei der Vergasung Sauerstoff zum Einsatz.

Für die Pyrolyse gibt es keine präzise Patentklassifikation, weshalb bei der Patentrecherche ausschließlich mit Stichworten gearbeitet werden musste. Die Recherche wurde in der Datenbank World Patents Index (WPI) beim Host STN durchgeführt, da dort die juristischen Texte der Patentanmeldungen nach technischen Inhalten aufbereitet wurden. Damit ergibt sich eine deutlich bessere Effizienz von Stichwortrecherchen. Es wurde der Suchstring

S L1 and pyroly? And (plastic? Or polymer?)

genutzt. Die Recherche wird auf der Basis von transnationalen Patenten durchgeführt. Das sind Patentanmeldungen, bei denen ein Familienmitglied eine europäische und oder eine internationale Anmeldung⁷⁹ ist. Das sind Anmeldungen mit mehreren Auslandsanmeldungen, die besonders wertvoll sind. Außerdem ermöglichen sie einen guten, realistischen Ländervergleich. Vergleicht man die Patente als Auslands- und Inlandspatente, lässt sich auch beobachten, wie stark die Patentanmelder ihren zukünftigen Wettbewerb im Ausland einschätzen. Bei der Analyse des weltweiten Trends ergibt sich ab dem Jahr 2018 nach einer achtjährigen Stagnation der Anmeldungen bei etwa 150 fast eine Verdreifachung bis zum Jahre 2023 (auf 425 Anmeldungen, vgl. Abbildung 2).

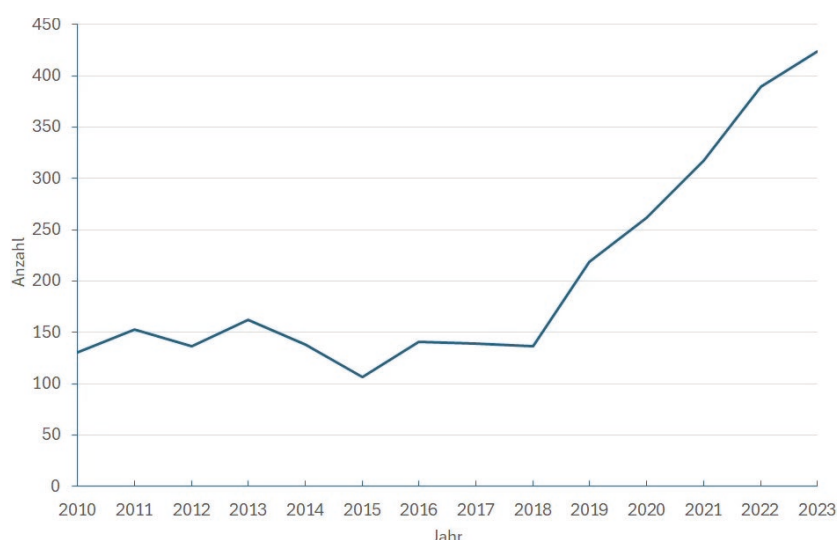


Abbildung 2: Transnationale Patente weltweit für Pyrolyse von Kunststoffabfällen 2020 - 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

⁷⁹ PCT-Anmeldungen bei der WIPO.

Betrachtet man einzelne Länder, ergibt sich ein ähnlicher Anstieg ab etwa 2018 bis 2023 für fast alle Länder bzw. die EU 28 (vgl. Abbildung 3). Dabei behalten die USA und die EU28 ihre Führungs-rolle bei. Auch Südkorea und Deutschland verzeichnen markante Steigerungen.

Bei den asiatischen Ländern liegt Südkorea vor Japan vorne, während China ähnlich wie bei der Gasifizierung nur schwach vertreten ist. Deutschlands Patentanmeldungen liegen bei der Pyrolyse deutlich höher als die der asiatischen Länder (Ausnahme Südkorea).

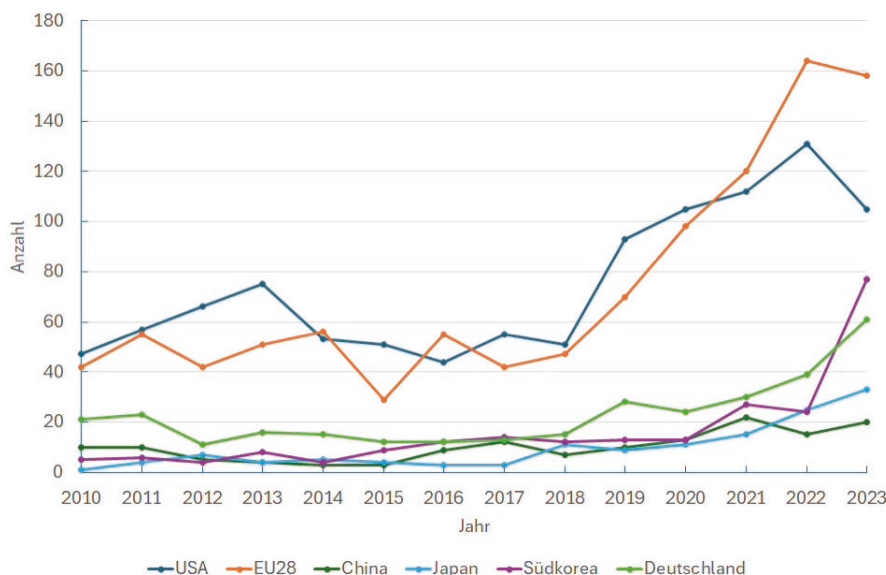


Abbildung 3: Transnationale Patente für Pyrolyse von Kunststoffabfällen nach ausgewählten Ländern, 2010 – 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Gründe des erheblichen Anmeldezuwachses der Patente zur Kunststoff-Pyrolyse ab 2018

Für das Verständnis der möglichen technischen Entwicklung der Pyrolyse ist die Beantwortung der Frage nach technischen Gründen zentral, die den Patentanmeldungsanstieg ab 2018 bewirkt haben. Zur Beantwortung dieser Frage wurden die wichtigsten Unterklassen (4-Steller) der Internationalen Patentklassifikation für 10 Aspekte untersucht (vgl. Abbildung 4).

- Der größte Zuwachs bei den Unterklassen zeigt sich bei der Erzeugung von Kohlen-wasserstoffen: eine Verzehnfachung der Anmeldungen von etwa 20 in 2018 auf 200 im Jahre 2023. Das zentrale Produkt der Pyrolyse, das Pyrolyseöl, kann einmal als energetische Ersatz für Heizöl oder Diesel dienen, es kann auch als Ausgangsstoff für die Herstellung von organischen Grundchemikalien genutzt werden. Ein wichtiger Beitrag zum Anmelde-Zuwachs der Unterklasse Kohlenwasserstoffen ist die Verwendung von Gummi (Autoreifen), also ein Input für die Pyrolyse.
- Die zersetzende Destillation (Anstieg von etwa 20 auf 70 Anmeldungen während der letzten Fünfjahresperiode) ist ein Anschluss-Verfahren, bei dem nicht-verdampfbare feste Stoffe in kleinere Moleküle zerlegt werden, um z.B. bei der trockenen Destillation von Holz den „Holzgeist“ zu gewinnen.
- Bei Verarbeitung makromolekularer Verbindungen geht es um die Rückgewinnung von Kunststoffen (Monomere oder Polymere), also ein Recycling im engeren Sinne.

Die übrigen sieben technischen Gruppen haben etwa den gleichen Aufwuchs von Patent-anmeldungen im letzten Jahrfünft von 20 auf 50:

- Die chemisch-physikalischen Verfahren und die Stofftrennung beziehen sich auf Verfahrensverbesserungen.
- Auch mit der Pyrolyse ist eine Wasserstoffherstellung möglich.
- Die Unterklasse zu Batterien beinhaltet die Nutzung von Pyrolyseoutputs zur Herstellung von Elektroden.

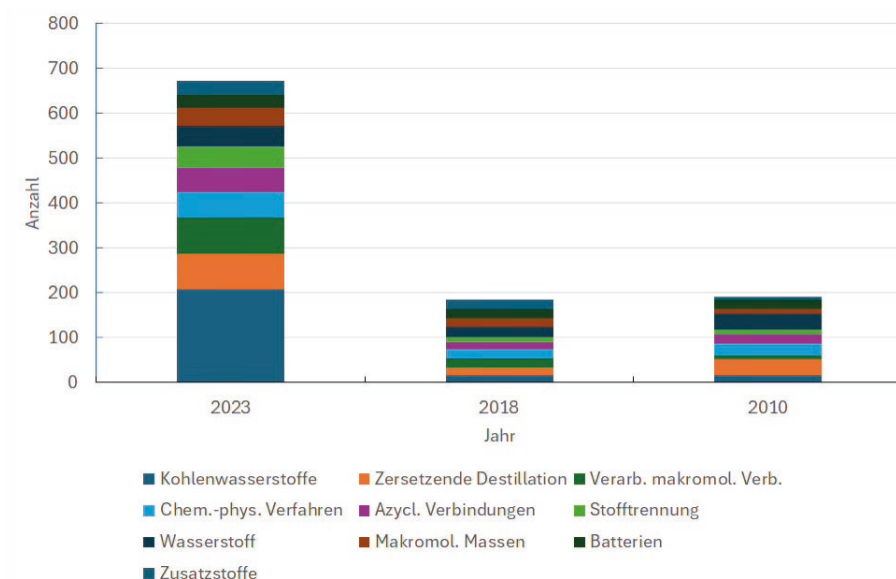


Abbildung 4: Größte Unterklassen bei Patentanmeldungen zur Pyrolyse für ausgewählte Jahre, 2010 – 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Die geprüften technischen Veränderungen, darunter auch die Erzeugung von Kohlenwasserstoffen, können das steile Wachstum der Patentanmeldungen seit 2018 nicht schlüssig erklären. Wahrscheinlicher sind zwei Einflüsse auf der politischen Entscheidungsebene,

- auf EU-Ebene wurde im Zeitraum 2019 bis 2024 zu verschiedenen Gesetzgebungsverfahren (z.B. zur Verpackungsverordnung oder zu „mass balance“) lange diskutiert, ob Pyrolyse als Recycling gelten kann. Es war in dieser Zeit absehbar, dass ein erzeugtes Pyrolyseöl dann als Recycling-Prozess anerkannt würden, wenn die eingesetzten Kunststoffabfälle wieder zur Herstellung neuer Kunststoffe eingesetzt werden (nicht aber zur energetischen Nutzung). Dies wurde Ende 2025 auch beschlossen (EU Kommission 2025).
- Dabei geht es darum, Prozessketten, in denen Polymere ganz oder teilweise in ihre chemischen Bestandteile zerlegt und diese anschließend stofflich, zur Erzeugung neuer Polymere oder anderer Stoffe, verwendet und – abgesehen von Nebenprodukten oder Reststoffen – nicht energetisch genutzt werden, als Recycling anzuerkennen (VCI 2023)). Verschiedene Umweltverbände sehen die Pyrolyse jedoch kritisch wegen des hohen spezifischen Energiebedarfs und umweltschädlicher Nebenprodukte (Rethink Plastic Alliance 2026).
- Auf die Entscheidung der COP20 im Jahre 2015 in Paris, den Anstieg der globalen Oberflächentemperatur infolge des Klimawandels möglichst bei 1,5 °C zu stabilisieren. Durch diesen Beschluss wurde offensichtlich, dass die organische Chemie auf andere Rohstoffe als fossile Energieträger würde zurückgreifen müssen, wenn nicht in hohem Ausmaß die CCS-Technik eingesetzt würde. Diese Option wurde nicht von vornherein als rentabel eingeschätzt und hatte zudem in vielen Ländern Akzeptanzprobleme (Lopez et al. 2023). Insofern war das 1,5 °C-Ziel ein entscheidender Impuls für Politik, Industrie und Forschung, rohstoffliche Optionen mit geeigneten Verfahren für die Defossilisierung der organischen Grundstoffe zu suchen. Forschungsinstitutionen und Unternehmen versuchten seitdem verständlicherweise, ihr Knowhow zu den neuen Verfahren rechtlich abzusichern.

Die Rolle der Energieeffizienz bei den Patentanmeldungen zur Pyrolyse von Kunststoffen

Bei der Analyse von Patenten zur Energieeffizienz der Pyrolyse (mit Stichwortsuche) ergibt sich ein Anteil von rund 25 % der Gesamtanmeldungen, der dann bis 2023 auf 30 % ansteigt, ähnlich wie Mitte der 2010er Jahre (vgl. Abbildung 5, orangene Linie, rechte Ordinate). Die Anzahl der für Energieeffizienz relevanten Patente stieg dann mit dem oben beschriebenen Trend um den Faktor sechs binnen fünf Jahren (von 20 Patentanmeldungen auf 120; vgl. Abbildung 5). Dies ist verständlich, da der Prozess sehr energieintensiv ist, d.h. einen hohen Anteil der Kunststoffabfälle nur energetisch nutzt, anstatt ihn durch verbesserte Prozesseffizienz mehr stofflich nutzen zu können.

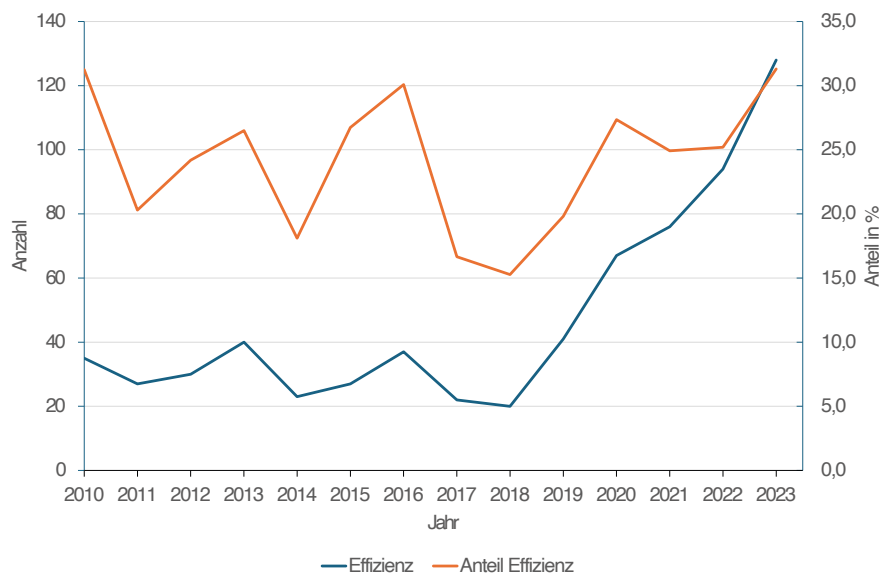


Abbildung 5: Transnationale Patentanmeldungen zur Energieeffizienz der Pyrolyse, 2010 – 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Bei der Bedeutung von einzelnen Verfahren zur Erhöhung der Energieeffizienz zeigt sich anhand einer Stichwortanalyse, dass die Verfahren und Katalysatoren die häufigsten Ansatzpunkte für Effizienzgewinne sind (vgl. Tabelle 1). An dritter Stelle folgt die Abwärmerückgewinnung mit der Häufigkeit von immer noch 21 %. Es folgt dann die verbesserte Regelung der Prozesse mit 15,4 % der Nennungen an allen Patentanmeldungen.

Tabelle 1: Häufigkeit von Stichworten zur Energieeffizienz in transnationalen Patent-Anmeldungen zur Pyrolyse und Anteil an allen Patenten, 2015-2023

Stichwort	Anzahl	Häufigkeit in %
FEEDSTOCK	387	23,2
ALLOTHERMAL	0	0,0
AUTOTHERMAL	8	0,5
PROCESS	1081	64,7
ENTRAINED	17	1,0
RECOVER?	349	20,9
WASTE HEAT	6	0,4
HEAT EXCHANG?	84	5,0
(FLUIDISED OR FLUIDIZED)	102	6,1
(ROTARY OR REVOLVING)	35	2,1
SCREW	84	5,0
SORPTION	14	0,8
REACTOR	550	32,9
INSULATE	115	6,9
CATALYST	547	32,8
DISINTEGRATION	3	0,2



Tabelle 1: Häufigkeit von Stichworten zur Energieeffizienz in transnationalen Patent-Anmeldungen zur Pyrolyse und Anteil an allen Patenten, 2015-2023

Stichwort	Anzahl	Häufigkeit in %
GRIND?	65	3,9
HOMOGEN?	67	4,0
MICROWAVE	50	3,0
INDUCTIVE	4	0,2
REGULATION, CONTROL	258	15,4
USE OF GAS	5	0,3

Zur Struktur der deutschen Patentanmelder

Bei den 34 zur Pyrolyse von Kunststoffen gibt es im Jahre 2023 eine breite Streuung von anmeldenden Akteuren, allerdings mit einer starken Konzentration auf die BASF mit 35 Anmeldungen von insgesamt 69 Anmeldungen (vgl. Tabelle 2). Patentanmelder, deren Interessen eher auf Seiten der Nutzung des Pyrolyseöls für Kraftstoffe liegen, sind sehr gering (z.B. Volkswagen, Shell oder Würth mit jeweils einer Patentanmeldung).

Tabelle 2: Deutsche Anmelder von Patenten zur Pyrolyse 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Stichwort	Anzahl
BASF SE	31
BASF CORP	4
EVONIK OPERATIONS GMBH	3
FRAUNHOFER GES FOERDERUNG AN-GEWANDTEN EV	3
LINDE GMBH	2
ALUCHA WORKS BV	1
ARVOS GMBH	1
BASELL POLIOLEFINE ITAL SRL	1
BASELL POLYOLEFINE ITAL SRL	1
BASF CHINA CO LTD	1
BATTELLE MEMORIAL INST PACIFIC	1
CERTOPLAST TAPE TECHNOLOGY CO LTD	1
CERTOPLAST TECH KLEBEBAENDER GMBH	1
DEUT ZENT LUFT & RAUMFAHRT e.V.	1
DOW SILICONES CORP	1
FARADAIC SENSORS GMBH	1
HOCHSCHULE AALEN KOERPERSCHAFT OEFFENTLI	1

Stichwort	Anzahl
INNOSPEC LTD	1
KARIUS INC	1
LINDE AG	1
MOMENTIVE PERFORMANCE MATERIALS INC	1
NIPPON KORNMEYER CARBON GROUP GMBH	1
ORION ENGINEERED CARBONS GMBH	1
PHOENIX NON WOVEN GMBH & CO KG	1
POLYTEX SPORTBELAEGE PRODN GMBH	1
PYRUM INNOVATIONS INT SA	1
SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES BV	1
SGL CARBON SE	1
SHELL INT RES MIJ BV	1
SHELL USA INC	1
SULZER MANAGEMENT AG	1
TU BERGAKADEMIE FREIBERG	1
VOLKSWAGEN AG	1
WURTH SA PAUL	1

Gemessen an der Zahl der Patentanmeldungen hat die Pyrolyse derzeit eine höhere technisch-bezogene Aufmerksamkeit als die Gasifizierung (Vergasung) von Kunststoffen. Die Gründe dafür sind derzeit unklar: Nachholeffekt einer alternativen Verfahrenstechnik? Technisch komplexere Technik? Ökonomisch aussichtsreichere Technik?

Möglicherweise hängt diese höhere Anzahl auch mit unterschiedlichen Apparatetypen zusammen, die bei der Pyrolyse zum Einsatz kommen können; (Wirbelschicht- und Schneckenreaktoren mit etwa doppelter Anzahl (knapp 30 in 2022) und von Drehrohrreaktoren (rund 10 Anmeldungen; vgl. Abb. 6).

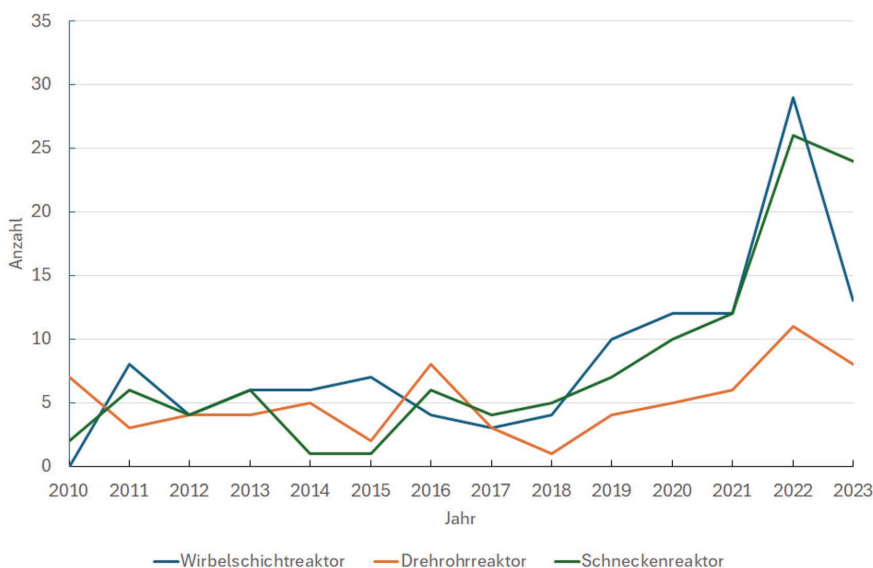


Abbildung 6: Transnationale Patente zur Pyrolyse mit Bezug auf verschiedene Reaktortypen (2010 bis 2023)

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Internationale Publikationen zur Pyrolyse von Kunststoffen

Bei den Publikationen (gezählt wird die Nationalität des Erstautors) zur Pyrolyse von Kunststoffen fällt auf, dass (vgl. Abbildung 7):

- ihre Anzahl viel kontinuierlicher und moderat zwischen 2010 und 2024 ansteigt als die Patentanmeldungen mit ihrem sehr starken Anstieg in der Periode 2018 – 2023,
- China (ähnlich wie bei der Gasifizierung, vgl. Abschn. 2) seit Mitte der 2010er Jahre an erster Stelle (in 2024 mit knapp 1.000 Veröffentlichungen), gefolgt von der EU 28 mit 500 Veröffentlichungen in 2024). Hier mag auch die schnell gewachsene Anzahl chinesischer Wissenschaftler einen wesentlichen Einfluss auf diese Entwicklung haben. Ihre Zahl pro 1 Mio. Einwohner verdoppelte sich zwischen 2010 und 2024 auf rund 2.000 im Jahre 2024 (Knoema 2025). Korrigiert man diesen Einfluss, so verdreifachten sich die Publikationen zur Pyrolyse von Kunststoffen in China zwischen 2010 und 2024; das wäre etwa vergleichbar mit dem Anstieg europäischer Publikationen.
- Japan, Südkorea und Deutschland liegen auf einem ähnlichen Niveau um die 100 Veröffentlichungen pro Jahr.

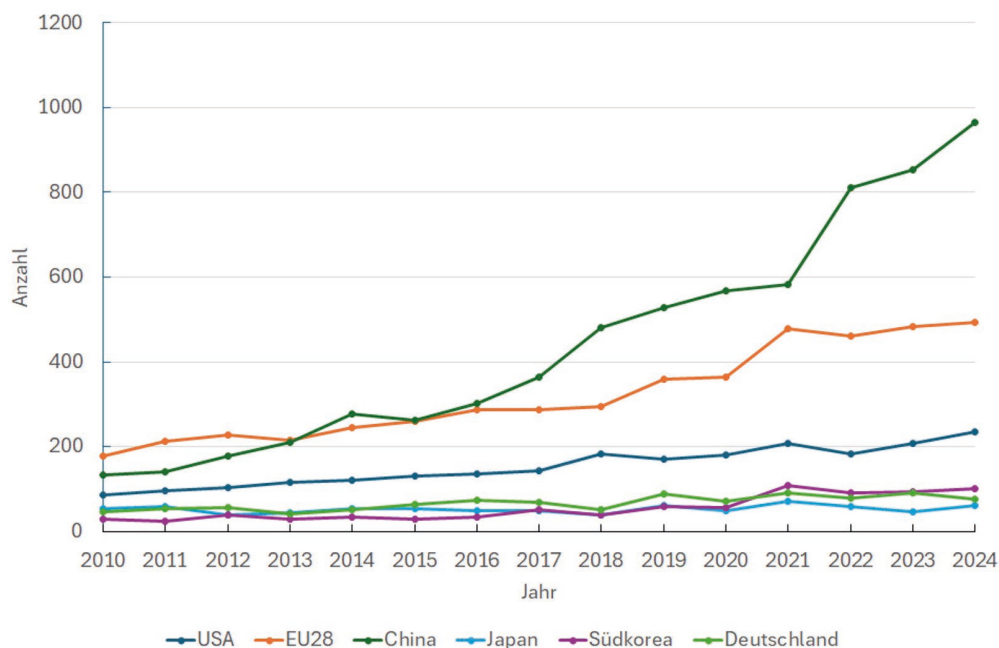


Abbildung 7: Anzahl der Publikationen im Web of Science zur Pyrolyse von Kunststoffabfällen für ausgewählte Länder, 2010 – 2024
Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Internationale Publikationen zur Pyrolyse von Kunststoffen: Fokus Energieeffizienz

Bei der Untersuchung der Publikationen zur Pyrolyse auf Energieeffizienz ergibt sich eine deutliche Erhöhung des Anteils von Publikationen zur Energieeffizienz von 9 % auf 31 % der analysierten Publikationen zwischen 2010 und 2024 (vgl. Abbildung 8).

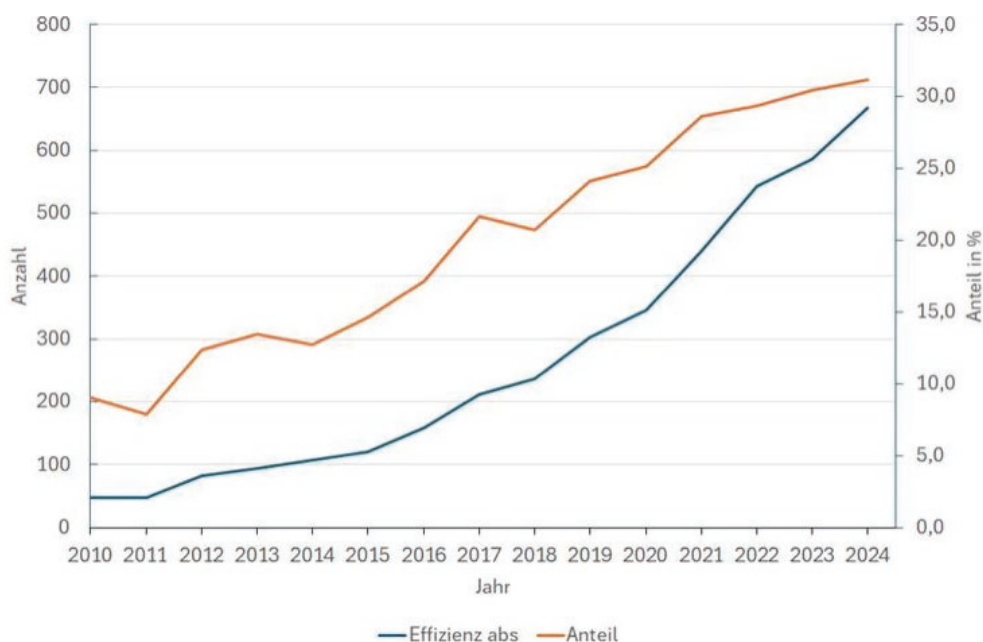


Abbildung 8: Publikationen zur Pyrolyse mit Bezug auf Energieeffizienz, 2010 - 2024
Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Bei den technischen Kategorien von WoS ergibt sich eine deutliche Verminderung der Materialwissenschaften von 21,6 auf 14,3 %. Die Verfahrenstechnik steigt von 17,7 % auf 29,3 %. Der deutlichste Zuwachs ist bei der Umwelttechnik von 5,0 % auf 15,3 % zu verzeichnen.

Bei den Zeitschriften liegt 2024 CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL vorne, der hohe Anteil der Materialwissenschaften im Jahr 2010 erklärt sich aus Zeitschriften zu Polymeren und zu Keramik. Der wichtigste Neuzugang ist 2024 JOURNAL OF ENVIRONMENTAL CHEMICAL ENGINEERING. Außerdem ist die Zeitschrift FUEL von 1,5 % auf 4,5 % aufgestiegen.

4. Gasifizierung von biogenen Roh- und Reststoffen sowie Kunststoffabfällen

Als Gasifizierung (Vergasung) werden in diesem Zusammenhang Prozesse bezeichnet, bei denen biogene Rohstoffe oder Kunststoffabfälle unter hohen Temperaturen (in der Regel > 700 °C) in Synthesegas umgewandelt werden.

4.1 Analyse der internationalen Patentanmeldungen

Für die Gasifizierung gibt es keine präzise Patentklassifikation, weshalb bei der Patentrecherche ausschließlich mit Stichworten gearbeitet wurde. Die Recherche wurde in der Datenbank World Patents Index (WPI) beim Host STN durchgeführt, da dort die juristischen Texte der Patentanmeldungen nach technischen Inhalten aufbereitet wurden. Damit ergibt sich eine deutlich bessere Effizienz von Stichwortrecherchen. Es wurde der Suchstring

S gasific? and (biomass or organic waste?)

verwendet. Die Recherche wird auf der Basis der Anmeldung von Transnationalen Patenten durchgeführt. Das sind Patentanmeldungen, bei denen ein Familienmitglied eine europäische und oder eine internationale Anmeldung ist. Das sind Anmeldungen mit mehreren Auslandsanmeldungen, die besonders wertvoll sind. Außerdem ermöglichen sie einen guten, realistischen Ländervergleich.

¹ PCT-Anmeldungen bei der WIPO.

Bei der Analyse des weltweiten Trends ergibt sich ein wechselhafter Verlauf (vgl. Abbildung 9):

- zwischen 2010 und 2018 nehmen die weltweiten Patentanmeldungen um etwa 150 auf 75 Anmeldungen, d.h. um zwei Drittel ab. Dies könnte interpretiert werden als Abschluss einer Enttäuschungsphase oder einer Re-Orientierungsphase im Technikzyklus dieser Vergasungstechnik.
- In den darauffolgenden Jahren verdoppeln sich die Anmeldezahlen wieder auf 150 im Jahre 2023.

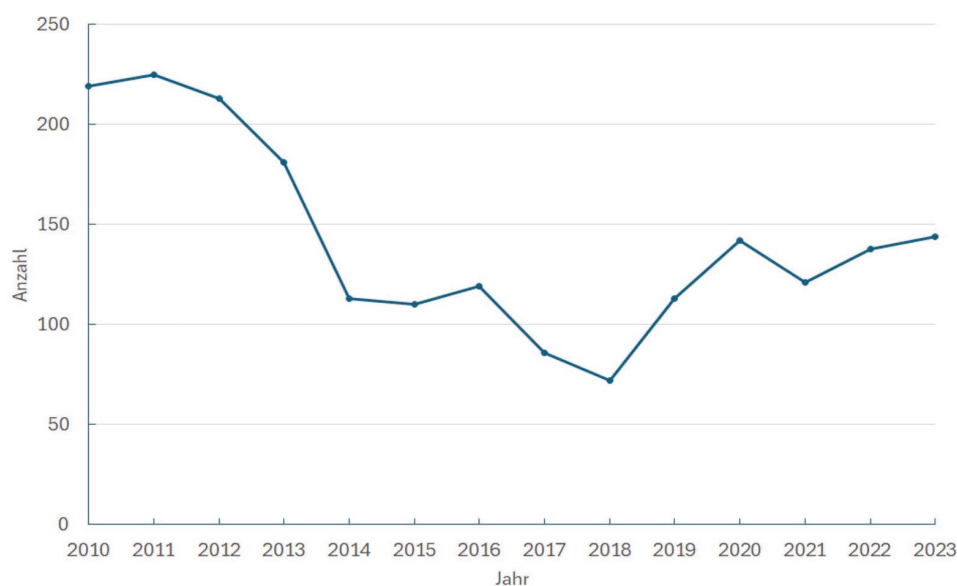


Abbildung 9: Transnationale Patente weltweit für Gasifizierung von biogenen Rohstoffen und Kunststoffabfällen, 2010 - 2023
Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Bei der Aufschlüsselung nach Ländern zeigt sich eine führende Rolle der USA und der EU28, wobei letztere seit 2021 die meisten Anmeldungen verzeichnen (15 Anmeldungen oder 40 % mehr als die USA; vgl. Abbildung 10):

- Bei den asiatischen Ländern steht Japan an erster Stelle, während Südkorea und vor allem China sehr viel weniger Patentanmeldungen haben.
- Deutschland liegt etwa 15 Anmeldungen pro Jahr auf der Höhe von Südkorea.

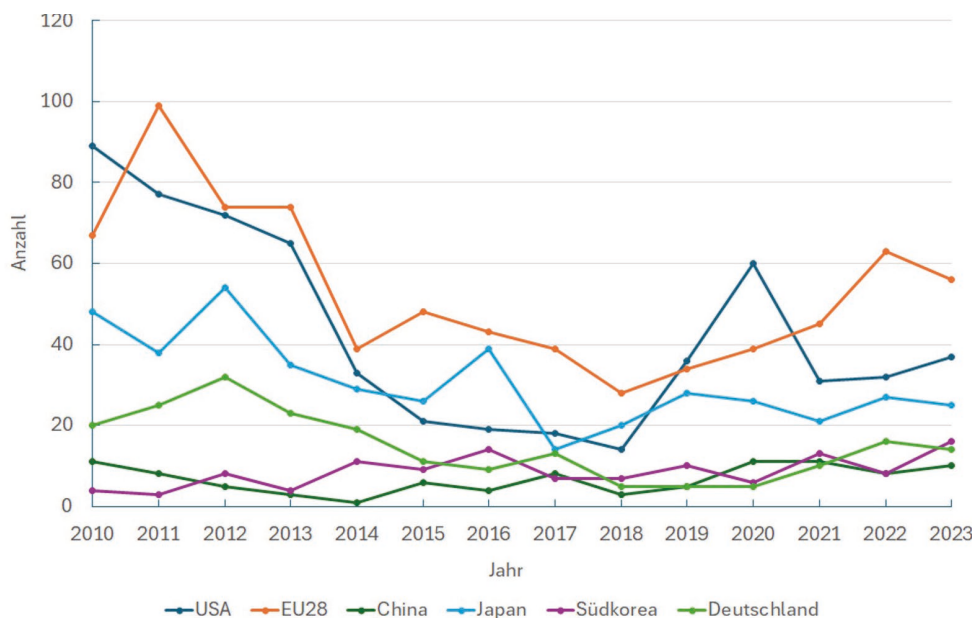


Abbildung 10: Transnationale Patente für Gasifizierung von biogenen Rohstoffen und Kunststoffabfällen nach ausgewählten Ländern, 2010 bis 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Gründe der erheblichen Fluktuation der Patentanmeldungen in der Periode 2010 -2023

Eine grundsätzliche Frage ist, welche technischen Veränderungen oder äußeren Rahmenbedingungen zum Wiederanstieg der Gasifizierung bei den Patenten geführt haben. Zu diesem Zweck wurden die Unterklassen (4-Steller) der Patentklassifikation für 2020, 2018 und 2023 ausgewertet (vgl. Abbildung 11). Allerdings ist die Gesamtanzahl der Patente dieser Auswertung mit gut 700 Anmeldungen gegenüber der Auswertungsgesamtheit von 220 Anmeldungen (vgl. Abbildung 6) unterschiedlich groß. Folgende Unterklassen trugen entscheidend zum Wiederaufwuchs der Anmeldungen ab 2018 bei (vgl. Abbildung 11):

- die Herstellung von Synthesegas um etwa zusätzlich 30 Anmeldungen (+10%) zwischen 2018 und 2023,
- die Produktion von Wasserstoff um zusätzlich knapp 40 Anmeldungen (rund 70%) über diese Verfahrensrouten als Option der Wasserstoffgewinnung über die Elektrolyse sowie
- die Trennung der gewonnenen Gase in einzelne Fraktionen mit einer annähernden Verdopplung auf rund 70 Anmeldungen im Jahr 2023
- Bei der Analyse auf der Ebene der Patent-Hauptgruppen stellt sich heraus, dass es bei Kohlenwasserstoffen vor allem um die Herstellung von verbesserten Brennstoffen geht.
- Ein Wiederanstieg der Anmeldungen ist bei den chemisch-physikalischen Verfahren und Produktionsverfahren von Kohlenwasserstoffen zu beobachten.
- Relativ unverändert bleiben die Anmeldungen für synthetisches Erdgas und Spalten von Kohlenwasserstoff-Ölen.

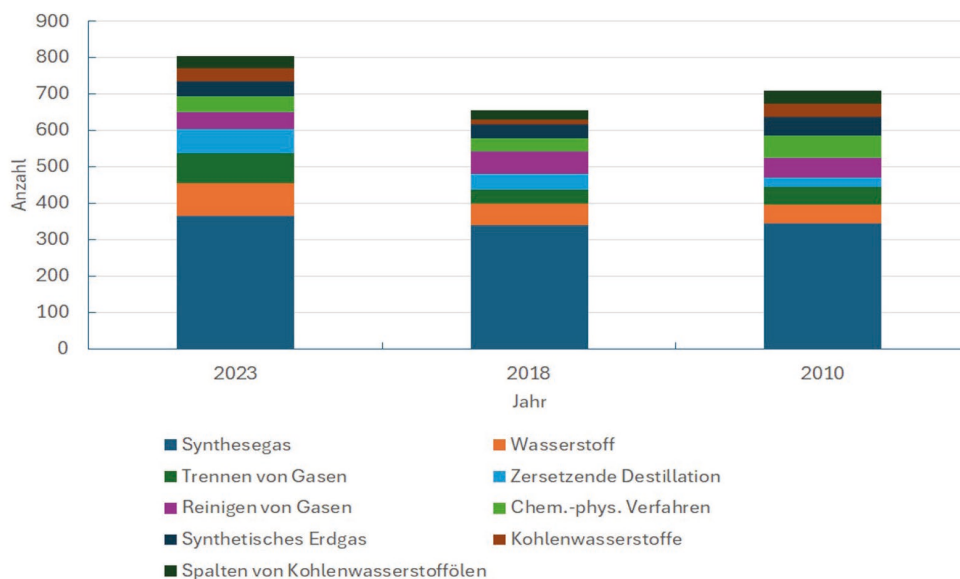


Abbildung 11: Größte Unterklassen bei Patentanmeldungen zu Gasifizierung biogenen Roh- und Reststoffen sowie Kunststoffabfällen für ausgewählte Jahre, 2010, 2018 und 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Die Rolle der Energieeffizienz bei den Patentanmeldungen zur Gazifizierung

Bei einer Recherche zur Frage der Energieeffizienz als Teil der beantragten Patentrechte wurde mit folgenden Stichworten gesucht: (HEAT INTEGRATION OR HEAT RECOVERY OR FEEDSTOCK DRYING OR HEAT LOSSES OR ENERGY SAV? OR ENERGY REDUCT? OR SAVE ENERGY OR REDUC? ENERGY OR ENERGY RECOVER? OR EFFICIEN?.)

Dabei zeigt sich anhand des Anteils bei rund 30 % der angemeldeten Patente ein Bild, dass fast permanent an der Steigerung der Effizienz zwischen 2010 und 2023 gearbeitet wurde (vgl. Abbildung 12). Der Tiefpunkt im Jahr 2020 mit 20 % Anteil dürfte keine besondere Bedeutung haben.

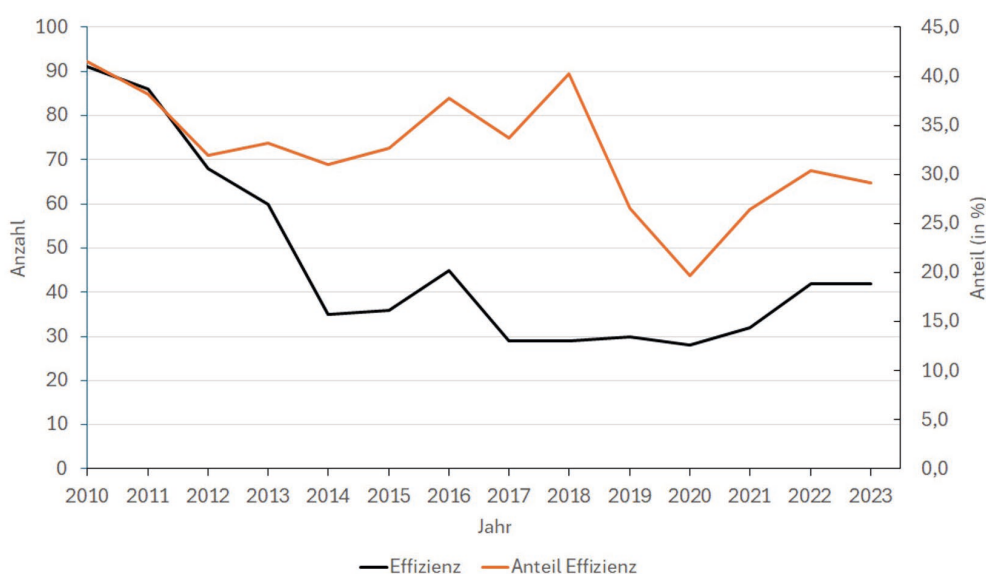


Abbildung 12: Transnationale Patentanmeldungen zur Energieeffizienz der Gasifizierung von biogenen Roh- und Reststoffen sowie Kunststoffabfällen, 2010 bis 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche



Zur Struktur der deutschen Patentanmelder

Deutsche Unternehmen mit transnationalen Patenten zur Gasifizierung von biogenen Roh- und Reststoffen sowie Kunststoffabfällen sind breit gestreut. Auch bei dem breiten Zeitraum 2015 bis 2023 mit 82 deutschen Patentanmeldern verfügen die größten Anmelder über nur wenige Patente. Es gibt keine wirkliche Konzentration auf einige Anmelder. Eine Vielzahl von Anmeldern hat jeweils nur eine Anmeldung (vgl. Tabelle 3).

Tabelle 3: Anmelder mit deutschen Erfindern von transnationalen Patenten zur Gasifizierung, im Zeitraum 2015-2023

Quelle: Schmoch 2026

Stichwort	Anzahl
AIR LIQUIDE SA	6
BASF SE	6
HITES HOLDING GMBH	4
ROSMARIN HOLDINGS LTD	3
THYSSEN KRUPP AG	3
THYSSENKRUPP IND SOLUTIONS AG	3
ENTRADE ENERGIESYSTEME AG	2
IGAS ENERGY GMBH	2
LATENT ENERGIE GBR	2
MHR HOLDING PTE LTD	2
SIEMENS AG	2
THYSSENKRUPP UHDE CHLORINE ENGINEERS	2
WS WAERMEPROZESSTECHNIK GMBH	2
AIR LIQUIDE ETUDE & EXPL PROCEDES CLAUDE	1
AVIL GROUP	1
AVL LIST GMBH	1
AVRIL SRL	1
AVRIL	1
AXENS	1
BIOMASS-TO-HYDROGEN GMBH	1
BIONEXT CORP	1
BIONEXT	1
CLARIANT INT LTD	1
CLAUDE METHODS STUDY & DEV GEORGES	1
COMMISSARIAT ENERGIE ATOMIQUE	1
CONCORD BLUE PATENT GMBH	1
COVESTRO DEUT AG	1

Stichwort	Anzahl
COVESTRO GERMANY AG	1
DOOSAN LENTJES GMBH	1
ERNST SCHMITZ GMBH & CO MASCH & APP KG	1
FRAUNHOFER GES FOERDERUNG ANGEWANDTEN EV	1
FRENCH ALTERNATIVE ENERGIES & ATOMIC ENE	1
GREEN HYDROGEN TECHNOLOGY GMBH	1
HALDOR TOPSOE AS	1
HOWAEST GMBH HOLZ-WAERME STROM	1
HOWAEST GMBH HOLZ-WARME-STROM	1
IFP ENERGIES NOUVELLES	1
KARLSRUHER INST TECHNOLOGIE KIT	1
KARLSRUHER INST TECHNOLOGIE	1
KLAERSCHLAMMVERWERTUNG REGION NUERNBERG	1
LATENT ENERGIE GBR VERTRETUNGSBE-RECHTIGTE GESELLSCHAFTERIN	1
LIGENTO GREEN POWER GMBH	1
LINDE GMBH	1
MASTER ENG SCHMITZ GMBH & CO KG	1
METAFUELS AG	1
MFC MULTI FUEL CONVERSION GMBH	1
MODELL & FORMENBAU BLASIUS GERG GMBH	1
NEXT GENERATION ELEMENTS GMBH	1
OSTBAYERISCHE TECH HOCHSCHULE REGENSBURG	1
OZKAN ABDULBARI	1
ROSNEFT DEUT GMBH	1



Tabelle 3: Anmelder mit deutschen Erfindern von transnationalen Patenten zur Gasifizierung, im Zeitraum 2015-2023

Quelle: Schmoch 2026

Stichwort	Anzahl
SCHERRER INST PAUL	1
SCHMITZ GMBH & CO MASCH & APP KG ERNST	1
SCHMITZ MASCH & APP GMBH & CO KG ERNST	1
SIEMENS ENERGY GLOBAL GMBH & CO KG	1
SOLVAY SA	1
THYSSENKRUPP FOERDERTECH GMBH	1
THYSSENKRUPP FOERDERTECHNIK GMBH	1
THYSSENKRUPP UHDE GMBH	1

Stichwort	Anzahl
TOPSCHE AS	1
TOPSOE AS	1
TOTAL RAFFINAGE CHIM	1
TOTALENERGIES ONETECH	1
UNIV STUTTGART	1
UNIV TECH MUENCHEN	1
VPC GMBH	1
WINCIP GMBH	1
WS-WAERMEPROZESSTECHNIK GMBH	1

Für die Gasifizierung wurde für deutsche Anmelder geprüft, wie viele Patente im Inland und wie viele im Ausland angemeldet wurden (vgl. Abbildung 13). Dabei ergibt sich, dass seit 2020 die Zahl der Patente mit Auslandsanmeldungen die im Inland übersteigt, insbesondere im Jahre 2023.



Abbildung 13: Anmeldungen zur Gasifizierung deutscher Anmelder im Inland und im Ausland

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Eine vergleichbare Analyse zum Verhältnis zwischen Auslands- und Inlands-Patentanmeldungen wurde für alle Patentanmeldungen gemacht. Dabei zeigt sich bei der Gasifizierung gegenüber dem Durchschnitt für alle Technikgebiete eine deutliche Auslandsorientierung. Insgesamt ist die Außenorientierung gestiegen. Noch in den 1990er Jahren lag der Anteil der Patente mit Auslandsanmeldungen bei etwa 60 %, 2010 bei 80 %, 2022 bei 90 %.

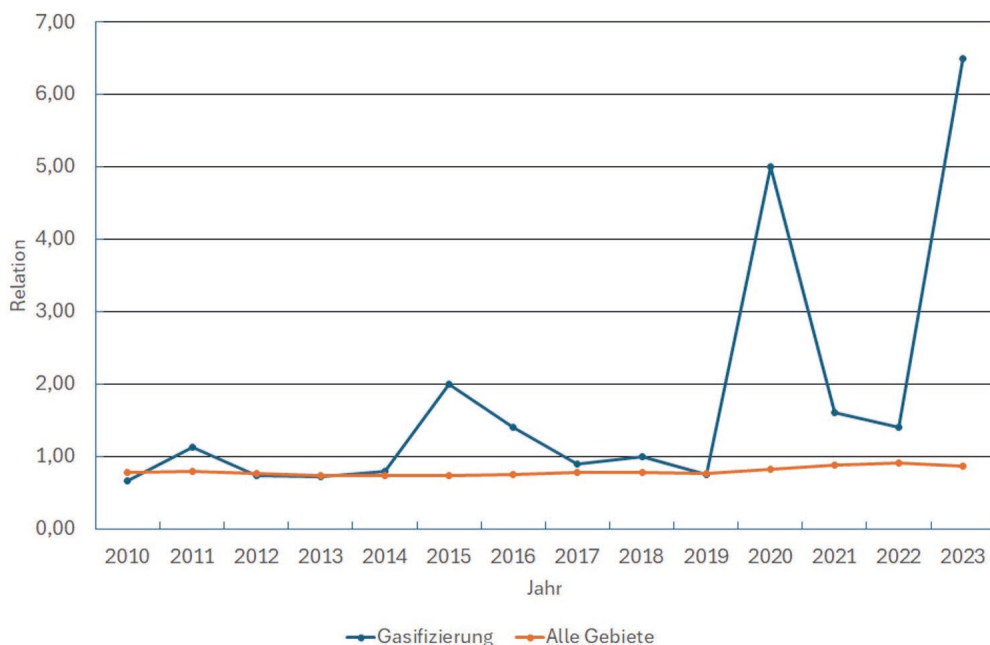


Abbildung 14: Relation von Auslands- zu Inlandsanmeldungen bei der Gasifizierung und bei Patentanmeldungen insgesamt
Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Abschließend wurde die Analyse auf die unterschiedlichen Reaktortypen ausgedehnt. Hier ergibt sich eine deutliche Präferenz für die Wirbelschichttechnik (vgl. Abbildung 15).

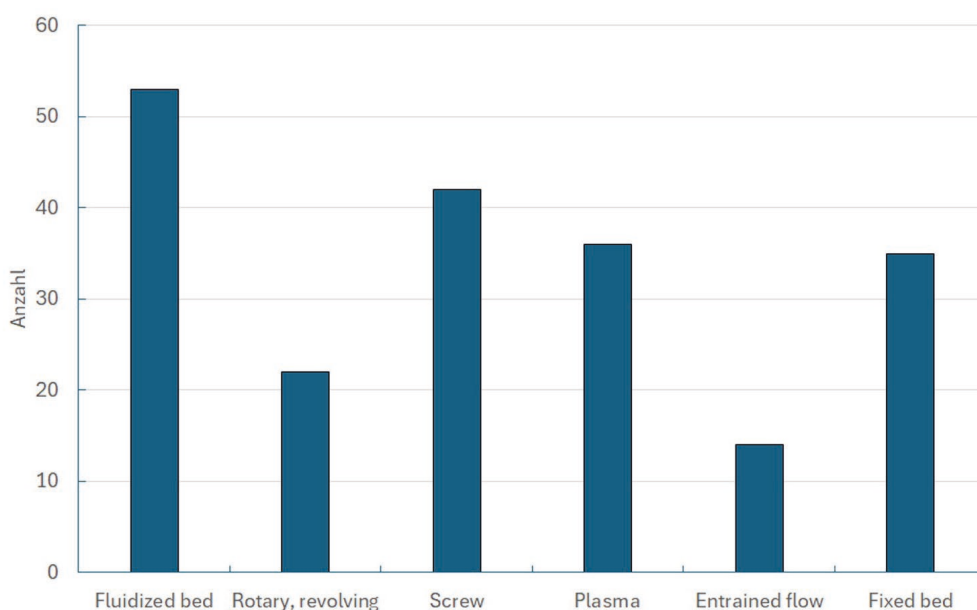


Abbildung 15: Zahl der unterschiedlichen Reaktortypen bei transnationalen Patentanmeldungen zur Gasifizierung, 2015-2023
Quelle: Schmoch, eigene Recherche

4.2 Internationale Publikationen zur Gasifizierung von biogenen Roh- und Reststoffen sowie Kunststoffabfällen

Bei der Betrachtung der Publikationszahlen für die ausgewählten Länder ergibt sich ein deutlich anderes Bild als bei den Patenten (Abbildung 16). Die EU28 lag über viele Jahre an erster Stelle; wurde dann aber 2019 bei einer Publikationsrate von rund 500 pro Jahr von chinesischen Autoren überholt. Der erheblich höheren Zahlen bei den Publikationen im Vergleich zu den Patenten bei China sind darauf zurückzuführen, dass in dem alten kommunistischen System die angewandte Forschung nicht von Unternehmen, sondern von der Akademie der Wissenschaften durchgeführt wurde. Von daher hat die akademische Forschung immer noch ein großes Gewicht. Die Zahlen zeigen letztlich, dass das Potential in China erheblich ist und in wenigen Jahren ein Anschluss bei den Patenten möglich bis wahrscheinlich ist.

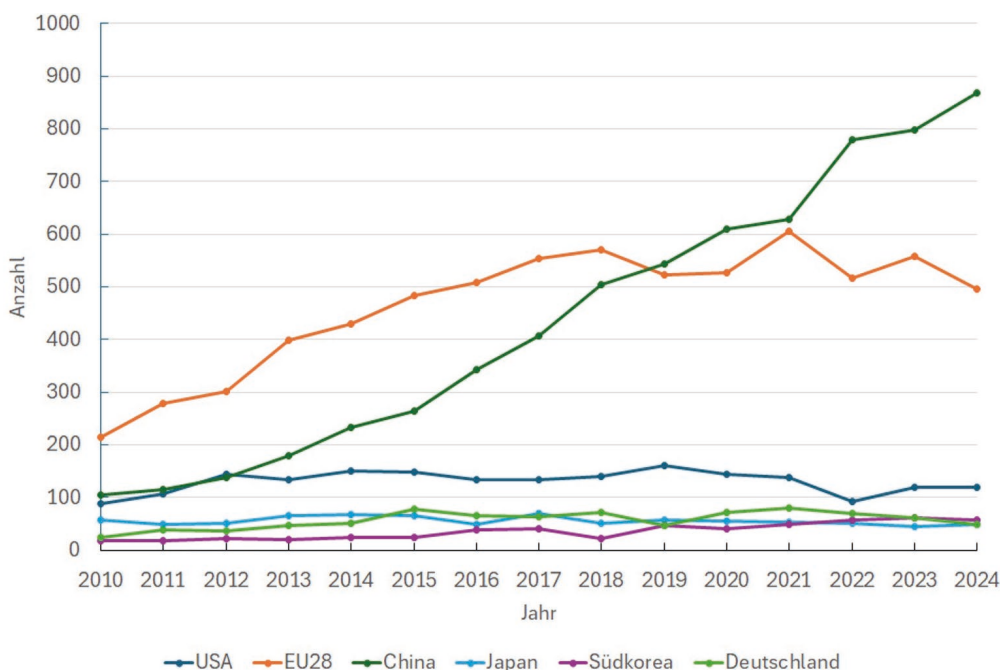


Abbildung 16: Publikationen im WoS zur Gasifizierung von biogenen Rohstoffen und Kunststoffabfällen nach ausgewählten Ländern, 2010 bis 2023

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Die anderen Länder sind mit Publikationsraten um 50 pro Jahr deutlich schwächer. Hierbei fällt auf, dass Süd-Korea seit 2018 seine Publikationen zu dem Thema mehr als verdoppelt hat.

Insgesamt hat es bei der Gasifizierung seit 2010 erhebliche technische Fortschritte gegeben. Eine zunehmende Anwendung ist die Erzeugung von Wasserstoff. Wenn dafür die Abwärme anderer Verfahren, etwa Zement- oder Stahlherstellung, ist da eine Alternative zur grünen Wasserstoffherstellung über Elektrolyse.

Internationale Publikationen zur Gasifizierung von biogenen Rohstoffen und Kunststoffabfällen: Fokus Energieeffizienz

Zunächst wurde bei den WoS-Publikationen zur Gasifizierung geprüft, welcher Anteil sich auf Energieeffizienz bezieht. Dabei wurden für die Recherche dieselben Stichworte wie bei Patenten genutzt:

TS=(gasific* and ((biomass or "organic waste*") or (plastics or polymer*))) and TS=("heat integration" or "heat recovery" or "feedstock drying" or "heat losses" or "energy sav*" Or "energy reduct*" Or "Save energy" or "reduc* Energy" or "energy recover*" or efficien*)

Danach ergibt sich, dass der Anteil der Publikationen, die sich mit Energieeffizienz beschäftigen, zwischen 2010 und 2024 von 36 % auf 47 % gestiegen ist (Abbildung 17).

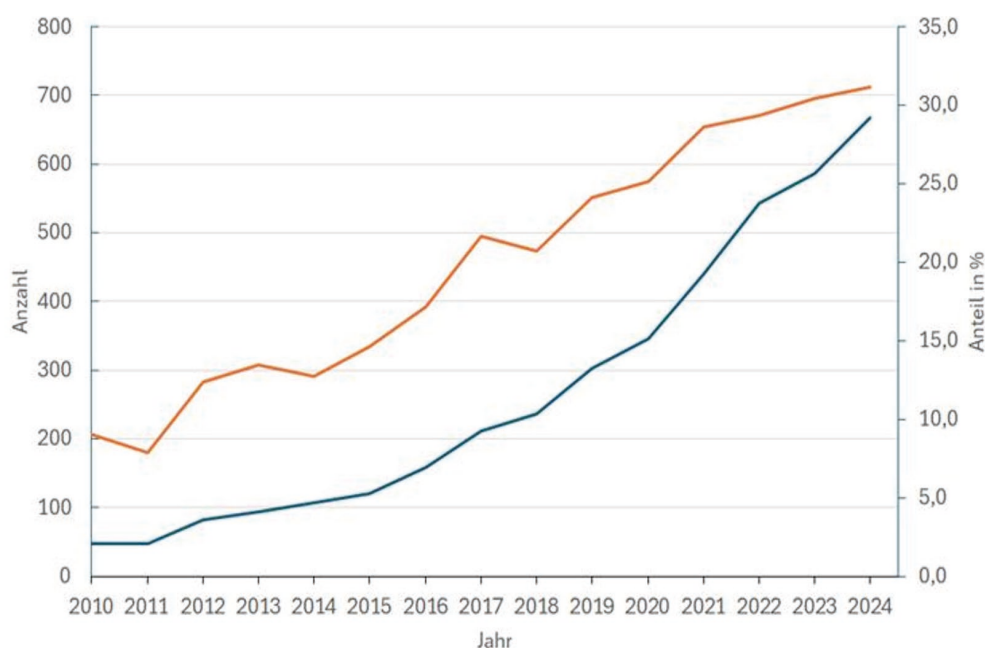


Abbildung 17: Internationale Publikationen zur Gasifizierung mit Bezug auf Energieeffizienz, 2010 bis 2024

Quelle: Schmoch, eigene Recherche

Die inhaltlichen Veränderungen zwischen 2010 und 2024 sind mit Publikationen schwer analysierbar, da die Klassifikation von Publikationen anders als bei Patenten sehr grob ist. Bei den Kategorien des Web of Science sind die wesentlichen Veränderungen ein geringer Anstieg von „energy fuels“ von 59,7 % auf 60,8 %, ein bedeutender Rückgang der Biotechnologie von 12,2 % auf 4,5 % - ähnlich wie der der Agrarwissenschaften von 10,2 % auf 4,0 %, umgekehrt sind die Umweltwissenschaften von 10,2 auf 11,9 % leicht gestiegen.

Eine feinere Auflösung ergibt sich bei einer Betrachtung der wichtigsten Zeitschriften: hier steht zwischen 2010 und 2024 die INTERNATIONAL JOURNAL OF HYDROGEN ENERGY an erster Stelle, die stärkste Zunahme zeigt sich bei ENERGY CONVERSION AND MANAGEMENT von 1,5 auf 3,4 % und bei RENEWABLE ENERGY von 1,5 auf 3,4 %. Neu bei den Top 25-Zeitschriften ist 2024 WASTE MANAGEMENT mit 1,0 %.

Insgesamt ergibt sich somit eine Verschiebung zu den Umweltwissenschaften und zu erneuerbaren Energien. An erster Stelle steht die Erzeugung von Wasserstoff.



Literatur zu Anhang 3

Danne, Ch., Schiersch, A. (2026) Wertschöpfung und Spezialisierung im internationalen Vergleich. Studien zum deutschen Innovationssystem, No. 3-2026, Expertenkommission Forschung und Innovation (EFI), Berlin

EU Kommission (2025): Commission Implementing Decision. Directive (EU) 2019/904, Art. 6(5) und 13(4); On the calculation, verification and reporting of recycled plastic content in single-use plastic beverage bottles. Brüssel

Knoema (2025): Chinese Researchers in R & D 1960 -2024. Beging. knoema.de

Lopez, G., Keiber, D., Fasihi, M., Koironen, T., Breyer, Ch. (2023): From fossil to green chemicals: sustainable pathways and new carbon feedstocks for the global chemical industry. Energy Environ. Sci., 2023, 16, 2879-2909. DOI: 10.1039/D3EE00478C

Meyer-Krahmer, F., Dreher, C. (2004). Neuere Betrachtungen zu Technikzyklen und Implikationen für die Fraunhofer-Gesellschaft. Publica Fraunhofer-Gesellschaft. München.

Rethink Plastic Alliance (2026): European Commission embraces problematic “chemical recycling” technologies despite their harmful environmental impacts and low yields. https://rethinkplasticalliance.eu/news/european-commission-embraces-problematic-chemical-recycling-technologies-despite-their-harmful-environmental-impacts-and-low-yields/?utm_source=chatgpt.com (geprüft 10.3.2026)

VCI (2023): Positionspapier, Anerkennung des chemischen Recyclings in § 16 Abs. 2 Verpackungsgesetz (VerpackG).

Umweltbundesamt (2020): Chemisches Recycling.

Umweltverbände (2020): Die Umweltauswirkungen des chemischen Recyclings von Kunststoffen. Zehn Kritikpunkte an vorliegenden Ökobilanzen.



7. Referenzen

- A Sanni u. a. 2022. Sustainability analysis of bioethanol production from grain and tuber starchy feedstocks. Nature Scientific Reports . <https://www.nature.com/articles/s41598-022-24854-7>.
- Aamir Bashir, Muhammad u. a. 2025. Plastic waste gasification for low-carbon hydrogen production: a comprehensive review. Energy Advances 4, 3, 330–363.
- Adler, Philipp u. a. 2014. Leitfaden Biogasaufbereitung und -einspeisung. 5., vollständig überarbeitete Auflage. Gülzow-Prützen: Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR).
- Agapova, asiya, Cancian, Giulia & Sever, Lucile 2024. Gasification - Diversification of biomass processing and waste utilisation. European Biogas Association.
- agrarheute 2011. Mais wandelt CO₂ effektiver in Sauerstoff um als andere Pflanzen. <https://www.agrarheute.com/pflanze/mais/mais-wandelt-CO2-effektiver-sauerstoff-um-andere-pflanzen-477959> [Stand 2025-02-18].
- Alengebawy, Ahmed u. a. 2024. Anaerobic digestion of agricultural waste for biogas production and sustainable bioenergy recovery: a review. Environmental Chemistry Letters 22, 6, 2641–2668. <https://link.springer.com/10.1007/s10311-024-01789-1> [Stand 2025-01-9].
- Amin, Muhammad u. a. 2024. Issues and challenges of Fischer–Tropsch synthesis catalysts. Frontiers in Chemistry 12, 1462503. <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/fchem.2024.1462503/full> [Stand 2025-01-9].
- Anderson, Eric 2022. Corn Bioethanol Production Facility Design - Technical report. https://www.google.com/url?sa=t&source=web&rct=j&opi=89978449&url=https://libraetd.lib.virginia.edu/downloads/6682x509w%3Ffilename%3D3_Peterson_Riley_2022_BS.pdf&ved=2ahUKEwif7fnP8MWOAxWRnPoHHSloJlUQFnoECBoQAQ&usg=AOvVaw1R1ndPfdxs83PjpOwl_ajj [Stand 2025-07-18].
- Anetjärvi, Eemeli u. a. 2025. Comparative techno-economic assessment of Fischer Tropsch syncrude production via directly and indirectly electrified biomass gasification routes. Applied Thermal Engineering 278, 127278.
- Arbeitsgemeinschaft Branchenenergiekonzept Recycling 2009. Leitfaden Energieeffizienz für die Recyclingindustrie.
- Arena, Umberto, Zaccariello, Lucio & Mastellone, Maria Laura 2009. Tar removal during the fluidized bed gasification of plastic waste. Waste Management 29, 2, 783–791.
- Arkenol 2016. C.A.H. Technology Overview Arkenol-AKR. <http://akrcorp.kr/en/our-technology/c-a-h-technology-overview/> [Stand 2025-01-9].
- Aromada, Solomon Aforkoghene, Eldrup, Nils Henrik & Erik Øi, Lars 2021. Capital cost estimation of CO₂ capture plant using Enhanced Detailed Factor (EDF) method: Installation factors and plant construction characteristic factors. International Journal of Greenhouse Gas Control 110, 103394. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1750583621001468> [Stand 2025-04-3].
- Arpagaus, Cordin u. a. 2018. High temperature heat pumps: Market overview, state of the art, research status, refrigerants, and application potentials. Energy 152, 985–1010.
- Ausfelder, Florian u. a. 2024. Umweltauswirkungen der stofflichen Nutzung von CO₂ - Analyse des Standes der Technik, Ausblick für die Zukunft. <https://www.umweltbundesamt.de/publikationen/umweltauswirkungen-der-stofflichen-nutzung-von-CO2>.
- Bäcker, Werner u. a. 2008. Chancen zu Innovation und Nachhaltigkeit in der Bioindustrie und bei der Nutzung nachwachsender Rohstoffe. https://dechema.de/dechema_media/Downloads/Positionspapiere/Selektionfinal-called_by-dechema-original_page-124930-original_site-dechema_eV-view_image-1.pdf.



Bär, Katharina u. a. 2025. Schlussbericht zum Vorhaben Entwicklung von innovativen Konzepten zur Clusterung von Bestandsbiogasanlagen für die Bereitstellung von Biomethan (BGA-Cluster). <https://www.fnr.de/fileadmin/projektdatenbank/2220NR157A.pdf>.

BASF 2024. BASF and ENGIE signed a long term Biomethane Purchase Agreement in Europe. <https://www.basf.com/basf/www/global/en/media/news-releases/2024/07/p-24-235> [Stand 2025-01-9].

BASF 2023. BASF-Gruppe: Berichterstattung zum Geschäftsjahr 2022. <https://www.basf.com/global/de/media/news-releases/2023/02/p-23-131.html> [Stand 2023-08-8].

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> [Stand 2021-08-29].

Bechlarz, Dominik 2023. Mit Pyrolyse ran an die gemischten Kunststoffabfälle. PlastXnow . <https://www.plastxnow.de/mit-pyrolyse-ran-an-die-gemischten-kunststoffabfaelle-a-1e7ada9dbf91288abceb18ede55c634b/>.

Benavides, Pahola Thathiana u. a. 2025. Cradle-to-Gate greenhouse gas emissions of the production of ethylene from U.S. Corn ethanol and comparison to fossil-derived ethylene production. *Bioresource Technology* 430, 132565. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852425005310>.

Bergthaller, W.J., Witt, W.G.O. & Seiler, M. 2004. WHEAT | Wet Milling. In *Encyclopedia of Grain Science*. Elsevier, 383–391. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/B0127654909001890> [Stand 2025-01-9].

Bertau, Martin 2014. *Methanol: Asinger's Vision Today*. 1st ed. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin / Heidelberg.

Beuttler, Christoph, Charles, Louise & Wurzbacher, Jan 2019. The Role of Direct Air Capture in Mitigation of Anthropogenic Greenhouse Gas Emissions. *Frontiers in Climate* 1, 10.

Biermann, M. u. a. 2022. Capture of CO₂ from Steam Reformer Flue Gases Using Monoethanolamine: Pilot Plant Validation and Process Design for Partial Capture. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 61, 38, 14305–14323. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.iecr.2c02205> [Stand 2026-01-22].

Bioökonomie.de 2023. Clariant: Aus für kommerzielle Bioraffinerie in Rumänien. <https://biooekonomie.de/nachrichten/neues-aus-der-biooekonomie/clariant-aus-fuer-kommerzielle-bioraffinerie-rumaenien> [Stand 2025-01-9].

Block, Simon, Viebahn, Peter & Jungbluth, Christian 2024. Analysing direct air capture for enabling negative emissions in Germany: an assessment of the resource requirements and costs of a potential rollout in 2045. *Frontiers in Climate* 6, 1353939. <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/fclim.2024.1353939/full> [Stand 2025-06-27].

BMEL 2026. Getreide. <https://www.bmel-statistik.de/landwirtschaft/bodennutzung-und-pflanzliche-erzeugung/getreide> [Stand 2026-05-13].

BMEL 2019. Strategien für eine nachhaltige Landwirtschaft und Ernährung - Nachhaltigkeitsbericht des BMEL. <https://www.bundesregierung.de/resource/blob/975274/1631010/d34f5cc2d87769ae4bc00e13c722a9ec/2019-05-28-bmel-ressortbericht-strategien-nachhaltige-landwirtschaft-data.pdf?download=1> [Stand 2025-01-9].

BMEL 2025. Versorgungsbilanzen Fleisch. <https://www.bmel-statistik.de/ernaehrung/versorgungsbilanzen/fleisch> [Stand 2025-01-9].

BMJ 2024. Gesetz für den Ausbau erneuerbarer Energien (Erneuerbare- Energien-Gesetz - EEG 2023). https://www.gesetze-im-internet.de/eeg_2014/EEG_2023.pdf [Stand 2025-01-9].



BMWK 2024a. Eckpunkte der Bundesregierung für eine Carbon Management-Strategie. https://www.bundeswirtschaftsministerium.de/Redaktion/DE/Downloads/E/240226-eckpunkte-cms.pdf?__blob=publicationFile&v=1 [Stand 2024-12-6].

BMWK 2024b. Importstrategie für Wasserstoff und Wasserstoffderivate. https://www.bundeswirtschaftsministerium.de/Redaktion/DE/Publikationen/Energie/importstrategie-wasserstoff.pdf?__blob=publicationFile&v=18.

BMWK & BMEL BMUV 2022. Eckpunkte für eine Nationale Biomassestrategie (NABIS).

Bogaerts, Annemie u. a. 2020. The 2020 plasma catalysis roadmap. *Journal of Physics D: Applied Physics* 53, 44, 443001. <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1361-6463/ab9048> [Stand 2025-06-2].

Braskem 2024. Braskem - I'm green. <https://www.braskem.com.br/imgreen/home-en> [Stand 2025-01-9].

Braune, Maria u. a. 2016. Die Biokraftstoffproduktion in Deutschland - Stand der Technik und Optimierungsansätze. 1. Auflage. Leipzig: Deutsches Biomasseforschungszentrum gemeinnützige GmbH.

Brosowski, André u. a. 2016. A review of biomass potential and current utilisation – Status quo for 93 biogenic wastes and residues in Germany. *Biomass and Bioenergy* 95, 257–272. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953416303415> [Stand 2025-02-13].

Brown, Adam 2020. Advanced Biofuels – Potential for Cost Reduction.

Brübach, Lucas u. a. 2022. Detailed Kinetic Modeling of CO₂-Based Fischer–Tropsch Synthesis. *Catalysts* 12, 6, 630. <https://www.mdpi.com/2073-4344/12/6/630> [Stand 2025-01-31].

Brynolf, Selma u. a. 2018. Electrofuels for the transport sector: A review of production costs. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 81, 1887–1905. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1364032117309358> [Stand 2025-08-11].

Budinis, Sara 2022. Direct Air Capture. Paris: IEA. <https://www.iea.org/reports/direct-air-capture> [Stand 2022-11-15].

Bundesanstalt für Landwirtschaft und Ernährung 2023. BLE - Pressemitteilungen - Versorgungsbilanz 2022: Selbstversorgungsgrade von Raps- und Sonnenblumenöl steigen weiter leicht an. Versorgungsbilanz 2022: Selbstversorgungsgrade von Raps- und Sonnenblumenöl steigen weiter leicht an. https://www.ble.de/SharedDocs/Pressemitteilungen/DE/2023/230524_Versorgung_Oele-Fette.html [Stand 2025-01-9].

Bundesinformationszentrum Landwirtschaft 2024a. Was wächst auf Deutschlands Feldern?. <https://www.landwirtschaft.de/tier-und-pflanze/pflanze/nutzpflanzen-allgemein/was-waechst-auf-deutschlands-feldern> [Stand 2025-01-9].

Bundesinformationszentrum Landwirtschaft 2024b. Werden Algen auch bei uns erzeugt?. <https://www.landwirtschaft.de/wirtschaft/beruf-und-betrieb/trends-und-innovationen/werden-algen-auch-bei-uns-erzeugt> [Stand 2025-01-9].

Burkhardt, M., Koschack, T. & Busch, G. 2015. Biocatalytic methanation of hydrogen and carbon dioxide in an anaerobic three-phase system. *Bioresource Technology* 178, 330–333. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0960852414011304> [Stand 2025-02-13].

Bušić, Arijana u. a. 2018. Bioethanol Production from Renewable Raw Materials and Its Separation and Purification: A Review. *Food Technology & Biotechnology* 3, 56, 289–311. <https://pmc.ncbi.nlm.nih.gov/articles/PMC6233010/>.

Busto, Mariana u. a. 2025. Review of Gasification of Thermoplastics and Thermosets. *Processes* 13, 3, 647.

Cardona, Carlos Ariel, Orrego, Carlos Eduardo & Paz, Isabel Cristina 2008. The Potential for Production of Bioethanol and Bioplastics from Potato Starch in Columbia. *Fruit, Vegetable and Cereal Science and Biotechnology Special Issue* 1, 102–114. [http://globalsciencebooks.info/Online/GSBOnline/images/0906/FVCSB_3\(S1\)/FVCSB_3\(S1\)102-1140.pdf](http://globalsciencebooks.info/Online/GSBOnline/images/0906/FVCSB_3(S1)/FVCSB_3(S1)102-1140.pdf).

Cargill 2025. Cargill - Standort Riesa. Cargill - Standort Riesa. <https://www.cargill.de/de/standort-riesa> [Stand 2025-01-9].



Chemistry4Climate 2023. Abschlussberichts von Chemistry4Climate. <https://www.vci.de/vci/downloads-vci/publikation/broschueren-und-faltblaetter/final-c4c-broschure-langfassung.pdf> [Stand 2025-01-9].

Chen, Wei-Hsin u. a. 2013. A comparison of gasification phenomena among raw biomass, torrefied biomass and coal in an entrained-flow reactor. *Applied Energy* 112, 421–430.

Chen, Wei-Hsin u. a. 2021. Progress in biomass torrefaction: Principles, applications and challenges. *Progress in Energy and Combustion Science* 82, 100887.

Chen, Wei-Hsin 2015. Torrefaction. In *Pretreatment of Biomass*. Elsevier, 173–192. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/B9780128000809000104> [Stand 2025-08-4].

Chen, Yih-Hang u. a. 2022. Design and economic analysis of industrial-scale methanol-to-olefins plants. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers* 130, 103893. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1876107021002972> [Stand 2025-08-20].

Christiane Köllner 2024. Das müssen Sie zur Diesel-Alternative HVO wissen. <https://www.springerprofessional.de/betriebsstoffe/diesel/das-muessen-sie-zur-diesel-alternative-hvo-wissen/23641558> [Stand 2025-01-9].

Ciolkosz, Daniel & Wallace, Robert 2011a. A review of torrefaction for bioenergy feedstock production. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining* 5, 3, 317–329.

Ciolkosz, Daniel & Wallace, Robert 2011b. A review of torrefaction for bioenergy feedstock production. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining* 5, 3, 317–329. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/bbb.275> [Stand 2025-08-4].

Clariant 2022. Persönliche Mitteilung.

Clariant 2024. sunliquid®. Clariant. <https://www.clariant.com/de/Business-Units/Catalysts/Sunliquid> [Stand 2025-01-9].

Committee on Developing a Research Agenda for Carbon Dioxide Removal and Reliable Sequestration u. a. 2019. *Negative Emissions Technologies and Reliable Sequestration: A Research Agenda*. Washington, D.C.: National Academies Press. <https://www.nap.edu/catalog/25259> [Stand 2022-11-16].

Conde-Mejía, Carolina & Jiménez-Gutiérrez, Arturo 2020. Analysis of ethanol dehydration using membrane separation processes. 15, 1, 122–132. <https://doi.org/10.1515/biol-2020-0013> [Stand 2025-10-1].

Conversio 2024a. Kurzfassung Conversio-Studie „Stoffstrombild Kunststoffe in Deutschland 2023 - Zahlen und Fakten zum Lebensweg von Kunststoffen.“

Conversio 2024b. Langfassung Conversio-Studie „Stoffstrombild Kunststoffe in Deutschland 2023 - Zahlen und Fakten zum Lebensweg von Kunststoffen.“

Cortazar, M. u. a. 2023. A comprehensive review of primary strategies for tar removal in biomass gasification. *Energy Conversion and Management* 276, 116496.

Couhert, C., Salvador, S. & Commandré, J-M. 2009. Impact of torrefaction on syngas production from wood. *Fuel* 88, 11, 2286–2290.

CPM 2024. Economics of Grinding for Pelleted Feeds. https://onecpm.com/wp-content/uploads/2024/06/Animal-Feed_Economics-of-Grinding-for-Pelleted_Whitepaper_May-2024-3.pdf.

Cremers, Marcel u. a. 2015. Status overview of torrefaction technologies (IEA Bioenergy).



Cripwell, Rosemary A. u. a. 2019. Construction of industrial *Saccharomyces cerevisiae* strains for the efficient consolidated bio-processing of raw starch. *Biotechnology for biofuels* 12, 201.

D. Rotman 1994. *Chemical Week* 1994 54, 11, 14.

Davis, B. u. a. 2011. (2011). Sensitivity of fischer-tropsch synthesis and water-gas shift catalysts to poisons from high-temperature high-pressure entrained-flow (ef) oxygen-blown gasifier gasification of coal/biomass mixtures. <https://www.osti.gov/servlets/purl/1052997/> [Stand 2025-01-26].

DBFZ 2025. Hydrothermale Prozesse. Deutsches Biomasseforschungszentrum. <https://www.dbfz.de/projektseiten/hydrothermale-prozesse> [Stand 2025-02-13].

De Fournas, Nicolas & Wei, Max 2022. Techno-economic assessment of renewable methanol from biomass gasification and PEM electrolysis for decarbonization of the maritime sector in California. *Energy Conversion and Management* 257, 115440.

DERA (Hg.) 2022. Mineralische Rohstoffe für die Wasserelektrolyse. Berlin: Deutsche Rohstoffagentur (DERA).

Detz, R.J. 2019. Technology Factsheet - Fischer-Tropsch-Production. <https://energy.nl/wp-content/uploads/technology-factsheets-ft-fuel-production-7.pdf> [Stand 2022-07-6].

Deutsche Emissionshandelsstelle 2024. Emissionssituation im Europäischen Emissionshandel 2023 Emissionshandelspflichtige stationäre Anlagen und Luftverkehr in Deutschland. https://www.dehst.de/SharedDocs/downloads/DE/publikationen/VET-Bericht-2023.pdf?__blob=publicationFile&v=2.

Deutsches Biomasseforschungszentrum 2024. DBFZ Ressourcendatenbank. <https://datalab.dbfz.de/resdb?lang=de> [Stand 2025-01-9].

Deutz, Sarah & Bardow, André 2021. Life-cycle assessment of an industrial direct air capture process based on temperature–vacuum swing adsorption. *Nature Energy* 6, 2, 203–213. <http://www.nature.com/articles/s41560-020-00771-9> [Stand 2021-05-28].

Dimian, Alexandre C. & Bildea, Costin Sorin 2018. Energy efficient methanol-to-olefins process. *Chemical Engineering Research and Design* 131, 41–54. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876217306123> [Stand 2020-10-26].

Doug Kitch 2024. Grinding away costs. *Biofuels International* 28–29. https://onecpm.com/wp-content/uploads/2024/06/CPM_Biofuels-International_May-June-2024.pdf.

Drosos, Athanasios u. a. 2021. Consolidated bioprocessing of starch based on a bilayer cell factory without genetic modification of yeast. *Environmental Technology & Innovation* 24, 101844. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2352186421004922>.

ecoloop GmbH 2024. Produktdatenblatt ecoloop Synthesegasanlage. https://www.ecoloop.eu/wp-content/uploads/2024/10/BBV1200-Synthesegasanlage_mit-BHKW_Produktdatenblatt_Rev.1.pdf.

ecoprog GmbH 2024. Marktstudie Klärschlamm Entsorgung in Europa.

Edeh, Ifeanyichukwu 2021. Bioethanol Production: An Overview. In F. Inambao, hg. *Bioethanol Technologies*. IntechOpen. <https://www.intechopen.com/books/bioethanol-technologies/bioethanol-production-an-overview> [Stand 2023-01-5].

Edwards, Ryan W. J. & Celia, Michael A. 2018. Infrastructure to enable deployment of carbon capture, utilization, and storage in the United States. *Proceedings of the National Academy of Sciences* 115, 38, E8815.

Europäisches Parlament & Rat der Europäischen Union 2023. Richtlinie (EU) 2023/2413 des Europäischen Parlaments und des Rates vom 18. Oktober 2023 zur Änderung der Richtlinie (EU) 2018/2001, der Verordnung (EU) 2018/1999 und der Richtlinie 98/70/EG im Hinblick auf die Förderung von Energie aus erneuerbaren Quellen und zur Aufhebung der Richtlinie (EU) 2015/652 des Rates. https://eur-lex.europa.eu/legal-content/DE/TXT/PDF/?uri=OJ:L_202302413.



European Biogas Association (EBA) 2022. BIOGENIC CO₂ FROM THE BIOGAS INDUSTRY. [https://www.europeanbiogas.eu/wp-content/uploads/2022/10/Biogenic-CO₂-from-the-biogas-industry_Sept2022-1.pdf](https://www.europeanbiogas.eu/wp-content/uploads/2022/10/Biogenic-CO2-from-the-biogas-industry_Sept2022-1.pdf) [Stand 2023-08-4].

European Commission 2025a. EU Emissions Trading System (EU ETS) - European Commission. https://climate.ec.europa.eu/eu-action/eu-emissions-trading-system-eu-ets_en [Stand 2025-01-9].

European Commission 2024. LIFE project: Novel energy efficient process for potato protein extraction. Novel energy efficient process for potato protein extraction. <https://webgate.ec.europa.eu/life/publicWebsite/project/LIFEo4-ENV-DK-000067/novel-energy-efficient-process-for-potato-protein-extraction> [Stand 2025-01-9].

European Commission 2025b. Single-use plastic beverage bottles – EU rules for calculating, verifying and reporting on recycled plastic content. https://ec.europa.eu/info/law/better-regulation/have-your-say/initiatives/13467-Single-use-plastic-beverage-bottles-EU-rules-for-calculating-verifying-and-reporting-on-recycled-plastic-content_en.

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. http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/lvic_aaf.pdf [Stand 2019-06-3].

European Commission. Joint Research Centre. 2023. Decarbonisation options for the cement industry. LU: Publications Office. <https://data.europa.eu/doi/10.2760/174037> [Stand 2025-06-27].

Eva Gruber u. a. 1997. Pfeifer & Langen - Zuckergewinnung. <https://www.chemie.schule/WP/wpo4-zuckergewinnung/wpo4-tex/pfeifer.pdf> [Stand 2025-01-9].

Farshchi, Mahdi Ebrahimi u. a. 2024. Bimetallic MOF@CdS nanorod composite for highly efficient piezo-photocatalytic CO₂ methanation under visible light. Journal of Environmental Chemical Engineering 12, 5, 113909. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2213343724020402> [Stand 2025-02-13].

Fasihi, Mahdi, Efimova, Olga & Breyer, Christian 2019. Techno-economic assessment of CO₂ direct air capture plants. Journal of Cleaner Production 224, 957–980. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0959652619307772> [Stand 2022-11-16].

Fazil, A., Kumar, Sandeep & Mahajani, Sanjay M. 2022. Downdraft co-gasification of high ash biomass and plastics. Energy 243, 123055.

Fehling, Angee u. a. 2025. Ressourcenbedarf und -verfügbarkeit für treibhausgasneutralen Flugverkehr. Cottbus: PtX Lab Lausitz. <https://ptxlablausitz.de/publikationen/> [Stand 2025-06-26].

Fichtl, Matthias B. u. a. 2015. Kinetics of deactivation on Cu/ZnO/Al₂O₃ methanol synthesis catalysts. Applied Catalysis A: General 502, 262–270. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0926860X15300302> [Stand 2025-03-13].

Fischedick, Manfred 2015. CO₂: Abtrennung, Speicherung, Nutzung Ganzheitliche Bewertung im Bereich von Energiewirtschaft und Industrie. Berlin: Springer.

FIZ Karlsruhe 2014. CO₂ aus Kraftwerken mit Kalk abtrennen. <https://idw-online.de/de/news575932> [Stand 2019-11-10].

Flottweg 2021. Natural all-round talent: The potato shows its strength. Natural all-round talent: The potato shows its strength. <https://www.flottweg.com/newsroom/case-studies/detail/lyckeby-starch/> [Stand 2025-01-9].

Flottweg 2025. Weizenstärke Herstellung. Weizenstärke Herstellung. <https://www.flottweg.com/de/anwendungen/chemie-pharma-lebensmittel/weizenstaerke/> [Stand 2025-01-9].

FNR 2024a. Anbau und Verwendung nachwachsender Rohstoffe in Deutschland. https://www.fnr.de/fileadmin/Statistik/Statistikbericht_der_FNR_2024_web.pdf [Stand 2025-09-1].



- FNR 2023. Basisdaten Bioenergie Deutschland 2024. https://www.fnr.de/fileadmin/Projekte/2023/Mediathek/Broschuere_Basisdaten_Bioenergie_2023_web.pdf [Stand 2025-01-9].
- FNR 2025. Biogasproduktion. Biogasproduktion. <https://biogas.fnr.de/biogas-gewinnung/anlagentechnik/biogasproduktion> [Stand 2025-01-9].
- FNR 2024b. Substrateinsatz in Biogasanlagen. Substrateinsatz in Biogasanlagen. <https://mediathek.fnr.de/grafiken/bioenergie/biogas/substrateinsatz-in-biogasanlagen.html> [Stand 2025-01-9].
- FNR 2020. THG-Emissionen von Biogasanlagen im Vergleich zum deutschen Strommix.
- Forschungsstelle für Energiewirtschaft e. V. 2024. Beitragsreihe Carbon Management: Wie kann CO₂ transportiert werden? <https://www.ffe.de/veroeffentlichungen/beitragsreihe-carbon-management-ccs-wie-kann-co2-transportiert-werden/>.
- Fraunhofer Gesellschaft 2024. Lignocellulose-Bioraffinerie. Fraunhofer-Zentrum für Chemisch-Biotechnologische Prozesse CBP. <https://www.cbp.fraunhofer.de/de/leistungsangebot/rohstoffaufbereitung/lignocellulose-bioraffinerie.html> [Stand 2025-01-9].
- Frey, Julian u. a. 2013. Cutting the Electric Power Consumption of Biogas Plants: the Impact of New Technologies. *Landtechnik* 68, 1, 58–63.
- Friedemann Mörs 2024. Aktuelle Entwicklungen zur Biogasaufbereitung, Einspeisung und Verflüssigung - Präsentation zum 2. Biomethantag an der Landesanstalt für Agrartechnik und Bioenergie, 5.2.2024. https://la-bioenergie.uni-hohenheim.de/fileadmin/einrichtungen/la-bioenergie/Veranstaltungen/Vortraege_Biomethantag_2024/Friedemann_Moers_DVGW_Aktuelle_Entwicklungen_zur_Biogasaufbereitung__Einspeisung_u._Verfluessigung.pdf [Stand 2025-02-6].
- Frontera, Patrizia u. a. 2017. Supported Catalysts for CO₂ Methanation: A Review. *Catalysts* 7, 2, 59. <https://www.mdpi.com/2073-4344/7/2/59> [Stand 2025-02-12].
- Fu, Tingjun u. a. 2022. Selective conversion of methanol to aromatics with superior catalytic stability by relay catalysis over quadruple ZSM-5 sequence beds with gradient-increasing acidity. *Fuel* 315, 123241. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236122001120> [Stand 2025-11-14].
- Galloy, A., Ströhle, J. & Eppe, B. 2011. Design and operation of a 1 MWth carbonate and chemical looping CCS test rig. *VGB Powertech* 91, 64–68.
- Gary Punter u. a. 2004. Well-to-Wheel Evaluation for Production of Ethanol from Wheat. British Sugar, ExxonMobil/CONCAWE, JRC Ispra, North Energy Associates Ltd, Sheffield Hallam University, ICEPT. hatgpt.com/c/67ab460f-7640-8010-9045-d9db5f725be3?model=03-mini.
- Gendell, Adam & Lahme, Vera 2022. Feedstock Quality Guidelines for Pyrolysis of Plastic Waste. <https://api.publuu.com/publishers/179931/issues/1494662/pdf?&cm=o> [Stand 2025-09-24].
- Genuino, Homer C. u. a. 2022. Pyrolysis of mixed plastic waste (DKR-350): Effect of washing pre-treatment and fate of chlorine. *Fuel Processing Technology* 233, 107304. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382022001448> [Stand 2025-08-6].
- Gerke, Gilian, Janousch, Erik & Tegtmeier, Lars 2023. Auslegung der neuen Einträge für Kunststoffabfälle in der grenzüberschreitenden Abfallverbringung. https://www.proenvi.de/recht/EU/Auslegung_der_neuen_Eintraege_fuer_Kunststoffabfaelle_in_der_grenzueberschreitenden_Abfallverbringung.pdf [Stand 2026-01-25].
- Gholami, Zahra u. a. 2022. Production of Light Olefins via Fischer-Tropsch Process Using Iron-Based Catalysts: A Review. *Catalysts* 12, 2, 174. <https://www.mdpi.com/2073-4344/12/2/174> [Stand 2025-10-27].
- Göbelbecker, Jona 2022. Eastman will milliardenschwere Recycling-Anlage bauen. *Chemie Technik*. <https://www.chemietechnik.de/anlagenbau/eastman-will-milliardenschwere-recycling-anlage-bauen-65-82-51.html> [Stand 2025-04-4].



- Goehna, H. & Koenig, P. 1994. Producing methanol from CO₂. CHEMTECH; (United States) 24:6, .
- Goetze, Joris u. a. 2017. Insights into the Activity and Deactivation of the Methanol-to-Olefins Process over Different Small-Pore Zeolites As Studied with Operando UV–vis Spectroscopy. ACS Catalysis 7, 6, 4033–4046. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acscatal.6b03677> [Stand 2025-11-13].
- Gogulancea, Valentina u. a. 2023. Technoeconomic and Environmental Assessment of Biomass Chemical Looping Gasification for Advanced Biofuel Production A. E. Gürel, hg. International Journal of Energy Research 2023, 1–17.
- Grahn, Maria u. a. 2022. Review of electrofuel feasibility—cost and environmental impact. Progress in Energy 4, 3, 032010. <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/2516-1083/ac7937> [Stand 2025-08-12].
- Greiff, Kathrin 2025. ReVise-UP: Verbesserung der Prozesseffizienz des werkstofflichen Recyclings von Post-Consumer Kunststoff-Verpackungsabfällen durch intelligentes Stoffstrommanagement. https://bmbf-kurt.de/Projekte/ReVise_UP.html.
- Gumienna, Małgorzata u. a. 2016. Effect of corn grain variety on the bioethanol production efficiency. Fuel 164, 386–392. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236115010388>.
- Gunter Festel u. a. 2013. Modelling Production Cost Scenarios for Biofuels and Fossil Fuels in Europe. Zentrum für Europäische Wirtschaftsforschung GmbH. <https://ftp.zew.de/pub/zew-docs/dp/dp13075.pdf>.
- H. Göhna & P. König 1997. Process of producing Methanol.
- Hanna Klikocka u. a. 2019. The Energy Efficiency of the Production and Conversion of Spring Triticale Grain into Bioethanol. MDPI 9, 8, 423. <https://www.mdpi.com/2073-4395/9/8/423>.
- Hanna, Ryan u. a. 2021. Emergency deployment of direct air capture as a response to the climate crisis. Nature Communications 12, 1, 368. <https://www.nature.com/articles/s41467-020-20437-0> [Stand 2025-06-27].
- Harrandt, Jörn u. a. 2024. Evaluation of Recent Reports on the Future of a Net-Zero Chemical Industry in 2050. Renewable Carbon Initiative (RCI). <https://renewable-carbon.eu/publications/product/evaluation-of-recent-reports-on-the-future-of-a-net-zero-chemical-industry-in-2050-pdf/> [Stand 2025-01-9].
- Heidelberg Materials CCUS: more future with less CO₂. <https://www.heidelbergmaterials.com/en/sustainability/we-decarbonize-the-construction-industry/ccus> [Stand 2024-a-12-2].
- Heidelberg Materials Oxyfuel-Technologie zur CO₂-Abscheidung im HeidelbergCement-Werk Colleferro. <https://www.heidelbergmaterials.com/de/ecra-oxyfuel> [Stand 2024-b-12-2].
- HeidelbergCement 2018. Oxyfuel-Technologie zur CO₂-Abscheidung im HeidelbergCement-Werk Colleferro. <https://www.heidelbergcement.com/de/ecra-oxyfuel> [Stand 2021-08-31].
- Helbig, Martin 2019. Experimentelle Untersuchung des Langzeitverhaltens des Carbonate-Looping-Verfahrens im Megawatt-Technikum. TU Darmstadt, Darmstadt. <http://tuprints.ulb.tu-darmstadt.de/8406> [Stand 2021-12-14].
- Hennenberg, Klaus u. a. 2024. Hintergrundinformationen zum Status Quo der Land- und Forstwirtschaft in Deutschland und zukünftigen Biomassepotenzial für die Erarbeitung der NABIS. https://www.ifeu.de/fileadmin/uploads/Publikationen/Ressourcen/NABIS/Hintergrundinformationen_NABIS_OEko_ifeu_TI_DBFZ_UFZ_2024_02_05_Final_V2_Lit.pdf.
- Hernández, Juan J., Aranda-Almansa, Guadalupe & Bula, Antonio 2010. Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time. Fuel Processing Technology 91, 6, 681–692.
- Hills, Thomas u. a. 2016. Carbon Capture in the Cement Industry: Technologies, Progress, and Retrofitting. Environmental Science & Technology 50, 1, 368–377.



- HL Agro Products 2016. A brief description of the Corn Starch Production Process. A brief description of the Corn Starch Production Process. <https://hlagro.com/blog/a-brief-description-of-the-corn-starch-production-process/> [Stand 2025-01-9].
- Hoffmeister, Dr. Jochen u. a. 2020. Studie Perspektiven der thermischen Abfallbehandlung - Roadmap 2040 -.
- Hrbek, Jitka & Biebighäuser, Antonia 2025. Status report on gasification in member countries (IEA Bioenergy).
- Husebye, Jo u. a. 2012. Techno Economic Evaluation of Amine based CO₂ Capture: Impact of CO₂ Concentration and Steam Supply. Energy Procedia 23, 381–390. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1876610212010934> [Stand 2025-04-3].
- IEA 2019a. Putting CO₂ to Use - Creating value from emissions. <https://www.iea.org/reports/putting-co2-to-use>.
- IEA 2019b. Transforming Industry through CCUS. <https://www.iea.org/reports/transforming-industry-through-ccus>.
- IEAGHG 2020. IEAGHG Technical Report 2020-06 CCS on Waste to Energy. <https://ieaghg-publications.s3.eu-north-1.amazonaws.com/Technical+Reports/2020-06+CCS+on+Waste+to+Energy.pdf>.
- IEAGHG 2021. IEAGHG Technical Report 2021-05 - Global Assessment of Direct Air Capture Costs. <https://publications.ieaghg.org/technicalreports/2021-05%20Global%20Assessment%20of%20Direct%20Air%20Capture%20Costs.pdf>.
- IKTS 2024. MemFermOI-Projekt. https://www.ikts.fraunhofer.de/de/abteilungen/umwelttechnik_verfahrenstechnik/nanoporose_membranen/polymer_mixed_matrix_membranen/oeffentlich_gefoerdete_projekte/memfermol---innovative-membranverfahren-in-der-fermentativen-bio.html.
- Isaksson J., Asblad A., & Berntsson T. 2013. Influence of different pretreatment methods on biomass gasification and production of fischer-tropsch crude integrated with a pulp and paper mill. Chemical Engineering Transactions 35, 559–564.
- Jess, Andreas, Kragl, Udo & Wasserscheid, Peter 2009. Chemical technology: an integral textbook. Weinheim: Wiley-VCH.
- Jiang, Wufeng u. a. 2023. Effect of water on CO₂ absorption by a novel anhydrous biphasic absorbent: Phase change behavior, absorption performance, reaction heat, and absorption mechanism. Separation and Purification Technology 325, 124624. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1383586623015320> [Stand 2025-12-2].
- Kaiser, Philipp u. a. 2013. Production of Liquid Hydrocarbons with CO₂ as Carbon Source based on Reverse Water Gas Shift and Fischer Tropsch Synthesis. Chemie Ingenieur Technik 85, 4, 489–499. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/cite.201200179> [Stand 2024-02-16].
- Kang, Seungwoo u. a. 2021a. Innovation outlook: renewable methanol. D. Gielen & G. Dolan, hg. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency.
- Kang, Seungwoo u. a. 2021b. Innovation outlook: renewable methanol. D. Gielen & G. Dolan, hg. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency.
- Kansy, Martin u. a. 2023. Vergleich verschiedener Ansätze zur nachhaltigen Olefinproduktion nach dem MtO und FT Verfahren. Chemie Ingenieur Technik 95, 9, 1476–1481. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/cite.202200032> [Stand 2025-10-27].
- Karaba, Adam u. a. 2021. Fischer Tropsch Wax from Renewable Resources as an Excellent Feedstock for the Steam Cracking Process. Chemical Engineering & Technology 44, 2, 329–338. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/ceat.202000400> [Stand 2025-10-27].
- Karlsruher Institut für Technologie 2021. KIT - IKFT - Abteilungen - Skalierung von Prozessen mit erneuerbaren Kohlenstoffquellen - Schnellpyrolyse zur Biomasse-Umwandlung. Jede Biomasse. <https://www.ikft.kit.edu/255.php> [Stand 2025-01-10].



Karupiah, Ramkumar u. a. 2008. Energy optimization for the design of corn-based ethanol plants. *AIChE Journal* 54, 6, 1499–1525. <https://doi.org/10.1002/aic.11480>.

Kazemifar, Farzan 2022. A review of technologies for carbon capture, sequestration, and utilization: Cost, capacity, and technology readiness. *Greenhouse Gases: Science and Technology* 12, 1, 200–230.

Keilbach, Franz-Xaver 2023. PET-Recycling in großen Mengen. *Umweltmagazin* 53 (2023), Nr. 7-8, 38–40. <https://api.kraussmaffe.com/media/datastore/cms/media/fachbeitraege/umweltmagazin-7-8-2023-kraussmaffe-bearbeitet.pdf> [Stand 2025-04-4].

Keith, David W. u. a. 2018. A Process for Capturing CO₂ from the Atmosphere. *Joule* 2, 8, 1573–1594. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2542435118302253> [Stand 2021-06-26].

Keunecke, Arthur u. a. 2024. Insights into Fischer–Tropsch catalysis: current perspectives, mechanisms, and emerging trends in energy research. *Frontiers in Energy Research* 12, 1344179. <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/fenrg.2024.1344179/full> [Stand 2025-01-30].

Khalid, Azqa u. a. 2019. Membrane separation processes for dehydration of bioethanol from fermentation broths: Recent developments, challenges, and prospects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 105, 427–443. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032119300863>.

KI-Anwendungshub 2025. KI-Anwendungshub Kunststoffverpackungen – nachhaltige Kreislaufwirtschaft durch Künstliche Intelligenz. <https://ki-hub-kunststoffverpackungen.de/>.

Kim, Jungpil 2024. Ni Catalysts for Thermochemical CO₂ Methanation: A Review. *Coatings* 14, 10, 1322. <https://www.mdpi.com/2079-6412/14/10/1322> [Stand 2025-02-12].

Kintek 2024. What Are The Problems With Biomass Pyrolysis? 7 Key Challenges You Need To Know. What are the Problems with Biomass Pyrolysis? 7 Key Challenges You Need to Know. <https://kindle-tech.com/faqs/what-are-the-problems-with-biomass-pyrolysis> [Stand 2025-01-10].

Kirsch, Andreas Gärprodukte - Abtrennung von Störstoffen und Fremdstoffen in Biogasanlagen. https://www.kompost.de/fileadmin/user_upload/Dateien/HUK-Dateien/10_2016/Abtrennung_von_Stoerstoffen_und_Fremdstoffen_in_Biogasanlagen_HUK_10_2016.pdf [Stand 2025-01-9].

Klüh, Daniel u. a. 2024. Comparative techno-economic assessment of methanol production via directly and indirectly electrified biomass gasification routes. *Energy Conversion and Management* 314, 118649.

Kohlheb, Norbert u. a. 2021. Environmental-Economic Assessment of the Pressure Swing Adsorption Biogas Upgrading Technology. *BioEnergy Research* 14, 3, 901–909. <https://link.springer.com/10.1007/s12155-020-10205-9> [Stand 2025-05-14].

Kompetenzzentrum Klimaschutz in energieintensiven Industrien (kei) Papier- und Zellstoffindustrie. <https://www.klimaschutz-industrie.de/themen/branchen/papier-und-zellstoffindustrie/> [Stand 2024-12-2].

Krekel, Daniel u. a. 2018. The separation of CO₂ from ambient air – A techno-economic assessment. *Applied Energy* 218, 361–381. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0306261918302794> [Stand 2025-06-27].

Krótki, Aleksander u. a. 2025. Carbon capture pilot study in Solvay soda ash process. *Applied Energy* 380, 124995. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0306261924023791> [Stand 2025-01-2].

Kumakiri, Izumi u. a. 2021. Process Intensification in Bio-Ethanol Production–Recent Developments in Membrane Separation. *Processes* 9, 6, .

Kunz, Sebastian 2020. Korrespondenz Südzucker/Crop Energies.



- Lamsal, B. P., Wang, H. & Johnson, L. A. 2011. Effect of corn preparation methods on dry-grind ethanol production by granular starch hydrolysis and partitioning of spent beer solids. *Bioresource Technology* 102, 12, 6680–6686. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852411003828> [Stand 2025-10-23].
- Lang, Stefan 2025. Tubis AG geht mit Pyrolyseanlage für gemischte Kunststoffabfälle an den Start. EUWID . <https://www.euwid-recycling.de/news/wirtschaft/tubis-ag-geht-mit-pyrolyseanlage-fuer-gemischte-kunststoffabfaelle-an-den-start/>.
- Le, Ngoc Lieu & Nunes, Suzana P. 2016. Materials and membrane technologies for water and energy sustainability. *Sustainable Materials and Technologies* 7, 1–28. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2214993715300105>.
- Lechleitner, A. u. a. 2020. Chemisches Recycling von gemischten Kunststoffabfällen als ergänzender Recyclingpfad zur Erhöhung der Recyclingquote. *Österreichische Wasser- und Abfallwirtschaft* 72, 1–2, 47–60. <http://link.springer.com/10.1007/s00506-019-00628-w> [Stand 2025-01-10].
- Li, Jun u. a. 2022. Fuel ethanol production from starchy grain and other crops: An overview on feedstocks, affecting factors, and technical advances. *Renewable Energy* 188, 223–239. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096014812200180X>.
- Li, Ming u. a. 2024. CO₂ methanation through gliding arc discharge over Ni/Al₂O₃. <https://doi.org/10.34343/ijpest.2024.18.e02005> [Stand 2025-02-13].
- Li, Teng u. a. 2021. Aromatics Production via Methanol-Mediated Transformation Routes. *ACS Catalysis* 11, 13, 7780–7819. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acscatal.1c01422> [Stand 2025-03-13].
- Li, Tian u. a. 2017. Understanding Hydrothermal Dechlorination of PVC by Focusing on the Operating Conditions and Hydrochar Characteristics. *Applied Sciences* 7, 3, 256.
- Li, Zhibin u. a. 2015. Conversion of methanol to olefins: Stabilization of nanosized SAPO-34 by hydrothermal treatment. *Journal of Catalysis* 329, 379–388. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0021951715001918> [Stand 2025-11-14].
- Lok, Brent M. u. a. 1984. Silicoaluminophosphate molecular sieves: another new class of microporous crystalline inorganic solids. *Journal of the American Chemical Society* 106, 20, 6092–6093. <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ja00332a063> [Stand 2025-02-18].
- Longo, Victor u. a. 2024. CO₂ utilisation with plasma technologies. *Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry* 46, 100893. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2452223624000142> [Stand 2025-06-6].
- Lonis, Francesco, Tola, Vittorio & Cau, Giorgio 2021. Assessment of integrated energy systems for the production and use of renewable methanol by water electrolysis and CO₂ hydrogenation. *Fuel* 285, 119160. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236120321566> [Stand 2025-03-29].
- Lyondell Basell 2024. LyondellBasell legt den Grundstein für die erste großtechnische Anlage für chemisches Recycling am Standort Wesseling. <https://www.lyondellbasell.com/de/wesseling-site/neuigkeiten/LYB-legt-Grundstein-fuer-chemische-Recyclinganlage/> [Stand 2025-04-7].
- LyondellBasell 2023. LyondellBasell baut großtechnische Anlage für das chemische Recycling von Kunststoffen am Standort Wesseling. <https://www.lyondellbasell.com/de/wesseling-site/neuigkeiten/lyondellbasell-baut-grobtechnische-anlage-fur-das-chemische-recycling-von-kunststoffen-am-standort-wesseling/> [Stand 2025-04-7].
- Madejski, Paweł u. a. 2022. Methods and Techniques for CO₂ Capture: Review of Potential Solutions and Applications in Modern Energy Technologies. *Energies* 15, 3, 887. <https://www.mdpi.com/1996-1073/15/3/887> [Stand 2025-05-21].
- Maitlo, Ghulamullah u. a. 2019. A Comprehensive Literature Review of Thermochemical Conversion of Biomass for Syngas Production and Associated Challenge. *Mehran University Research Journal of Engineering and Technology* 38, 2, 495–512.



- Majer, Stefan u. a. 2015. Technische und methodische Grundlagen der THG-Bilanzierung von Biodiesel. DBFZ. https://www.dbfz.de/fileadmin/user_upload/Referenzen/Broschueren/Handreichung_Biodiesel.pdf [Stand 2025-01-9].
- Mamvura, T. A. & Danha, G. 2020. Biomass torrefaction as an emerging technology to aid in energy production. *Heliyon* 6, 3, . [https://www.cell.com/heliyon/abstract/S2405-8440\(20\)30376-5](https://www.cell.com/heliyon/abstract/S2405-8440(20)30376-5) [Stand 2025-07-31].
- Mangindaan, Dave, Khoiruddin, K. & Wenten, I.G. 2018. Beverage dealcoholization processes: Past, present, and future. *Trends in Food Science & Technology* 71, 36–45. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0924224417303813>.
- Marek Pawel Checinski u. a. 2020. Verfahren zur Herstellung von Methanol.
- Mariyam, Sabah u. a. 2022. A critical review on co-gasification and co-pyrolysis for gas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 161, 112349.
- Markewitz, Dr. Peter, Dr. Li Zhao, & Dr. Martin Robinius 2017. Technologiebericht 2.3 CO₂-Abscheidung und Speicherung (CCS) innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende. Bd. Teilbericht 2 an das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi), Wuppertal, Karlsruhe, Saarbrücken: In: Wuppertal Institut, ISI, IZES (Hrsg.): Technologien für die Energiewende.
- Martin, Adam R. & Thomas, Sean C. 2011. A Reassessment of Carbon Content in Tropical Trees. *PLOS ONE* 6, 8, e23533. <https://journals.plos.org/plosone/article?id=10.1371/journal.pone.0023533> [Stand 2025-02-26].
- Martin Mayer 2009. Herausforderung an die Gärrestbehandlung bei Biogasanlagen durch die Forcierung von erneuerbaren Energien. Universität für Bodenkultur Wien, . <https://epub.boku.ac.at/download/pdf/1930934.pdf> [Stand 2025-01-9].
- Martin Odening & Günther Filler 2007. Zur Effizienz von Biogasanlagen. <https://subs.emis.de/LNI/Proceedings/Proceedings101/gi-proc-101-037.pdf> [Stand 2025-01-9].
- McQueen, Noah u. a. 2021. A review of direct air capture (DAC): scaling up commercial technologies and innovating for the future. *Progress in Energy* 3, 3, 032001.
- McQueen, Noah u. a. 2020. Cost Analysis of Direct Air Capture and Sequestration Coupled to Low-Carbon Thermal Energy in the United States. *Environmental Science & Technology* 54, 12, 7542–7551.
- Mei, Fan 2006. Mass and energy balance for a corn-ethanol plant. [https://crelonweb.che.wustl.edu/theses/Masters/Fan Mei -Master thesis.pdf](https://crelonweb.che.wustl.edu/theses/Masters/Fan%20Mei-Master%20thesis.pdf).
- Mesfun, Sennai Asmelas 2022. Biomass to liquids (BTL) via Fischer-Tropsch - A brief review.
- Mettler, Matthew S., Vlachos, Dionisios G. & Dauenhauer, Paul J. 2012. Top ten fundamental challenges of biomass pyrolysis for biofuels. *Energy & Environmental Science* 5, 7, 7797–7809. <https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2012/ee/c2ee21679e> [Stand 2025-01-10].
- Miah, Roni u. a. 2022. Development of high temperature simultaneous saccharification and fermentation by thermosensitive *Saccharomyces cerevisiae* and *Bacillus amyloliquefaciens*. *Scientific Reports* 12, 1, 3630. <https://doi.org/10.1038/s41598-022-07589-3>.
- Michels, Jochen 2009. Schlussbericht Pilotprojekt „Lignocellulose-Bioraffinerie.“ <https://www.fnr.de/fileadmin/projektdatenbank/22014406.pdf> [Stand 2025-01-9].
- Míguez, José u. a. 2018. Technology Evolution in Membrane-Based CCS. *Energies* 11, 11, 3153.
- Minnesota Technical Assistance Program 2008. Ethanol Benchmarking and Best Practices. <http://www.mntap.umn.edu/wp-content/uploads/simple-file-list/Publications/Reports/Ethanol-benchmarking-and-best-practices.pdf>.



Mishra, Somya & Upadhyay, Rajesh Kumar 2021. Review on biomass gasification: Gasifiers, gasifying mediums, and operational parameters. *Materials Science for Energy Technologies* 4, 329–340.

Mohsenzadeh, Abas, Zamani, Akram & Taherzadeh, Mohammad J. 2017. Bioethylene Production from Ethanol: A Review and Techno-economical Evaluation. *ChemBioEng Reviews* 4, 2, 75–91. <https://doi.org/10.1002/cben.201600025> [Stand 2025-10-15].

Mole, T 1983. Aromatic co-catalysis of methanol conversion over zeolite catalysts. *Journal of Catalysis* 82, 2, 261–266. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0021951783901926> [Stand 2025-11-13].

Morris, David & Ahmed, Irshad 1992. How much energy does it take to make a gallon of ethanol?. Institute for Local Reliance. <https://afdc.energy.gov/files/pdfs/0039.pdf>.

Moser, Peter u. a. 2021. Results of the 18-month test with aqueous AMP/PZ solvent at the pilot plant at Niederaussem – solvent management, emissions and dynamic behavior. *International Journal of Greenhouse Gas Control* in press, .

Motola, Vincenzo u. a. (Hg.) 2024. Clean Energy Technology Observatory, Bioenergy in the European Union: status report on technology development, trends, value chains and markets: 2024. Luxembourg: Publications Office.

Naidu, Kalpana u. a. 2007. Effects of Ground Corn Particle Size on Ethanol Yield and Thin Stillage Soluble Solids. *Cereal Chemistry* 84, 1, 6–9. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1094/CCEM-84-1-0006> [Stand 2025-10-23].

Nair, Lakshana G., Agrawal, Komal & Verma, Pradeep 2023. Organosolv pretreatment: an in-depth purview of mechanics of the system. *Bioresources and Bioprocessing* 10, 1, 50. <https://bioresourcesbioprocessing.springeropen.com/articles/10.1186/s40643-023-00673-0> [Stand 2025-01-9].

Negrão, Leonardo Boiadeiro Ayres, Pöllmann, Herbert & Costa, Marcondes Lima Da 2021. Production of low-CO₂ cements using abundant bauxite overburden “Belterra Clay”. *Sustainable Materials and Technologies* 29, e00299. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2214993721000543> [Stand 2025-02-2].

Nestler, Florian u. a. 2018. Methanol Synthesis – Industrial Challenges within a Changing Raw Material Landscape. *Chemie Ingenieur Technik* 90, 10, 1409–1418. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/cite.201800026> [Stand 2025-03-13].

Nieß, Selina u. a. 2023. Methanisierung : Bereitstellung von erneuerbarem Methan aus Biogas und Wasserstoff: Fokusheft im Projekt Pilot-SBG. 41 Seiten. <https://www.dbfz.de/pressemediathek/weitere-publikationen/broschueren/pilot-sbg-methanisierung> [Stand 2025-02-13].

Niu, Xianjun u. a. 2022. Size controllable synthesis of ZSM-5 zeolite and its catalytic performance in the reaction of methanol conversion to aromatics. *Royal Society Open Science* 9, 3, 211284. <https://royalsocietypublishing.org/doi/10.1098/rsos.211284> [Stand 2025-11-14].

Nobuhisa Koga u. a. 2013. Energy efficiency of potato production practices for bioethanol feedstock in northern Japan. *European Journal of Agronomy* 44, 1–8. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1161030112000998>.

Nordzucker 2023. Neues Geschäftsfeld: Nordzucker investiert in pflanzen-basierte Proteine – neues Werk geht 2026 in Betrieb. <https://www.nordzucker.com/de/sugar-news/neues-geschaeftsfeld-nordzucker-investiert-in-pflanzen-basierte-proteine-neues-werk-geht-2026-in-betrieb> [Stand 2025-01-9].

Nordzucker 2024. Transparenz und Messbarkeit – für Ergebnisse, die zählen. https://www.nordzucker.com/de/wp-content/uploads/sites/2/2024/03/240305-NZ_Nh_Transparenz_D.pdf [Stand 2025-01-9].

Nordzucker 2022. Von der Rübe zum Zucker. https://www.nordzucker.com/de/wp-content/uploads/sites/2/2020/08/NZ_Zuckerflyer_D_2022_online.pdf [Stand 2025-01-9].

O A 2023. Verbände fordern Anerkennung von „Fuel Use Exempt“-Massenbilanzierung. *K-Zeitung* . <https://www.k-zeitung.de/verbaende-fordern-anerkennung-von-fuel-use-exempt-massenbilanzierung> [Stand 2025-11-14].



- O A 2025. Verordnung (EU) 2025/40 des europäischen Parlaments und des Rates. https://eur-lex.europa.eu/legal-content/DE/TXT/HTML/?uri=OJ:L_202500040 [Stand 2025-11-13].
- O A 2020. Wasserstoff - DIHK-Faktenpapier. <https://www.dihk.de/resource/blob/24872/fd2c89df9484cf912199041a9587a3d6/energie-dihk-faktenpapier-wasserstoff-data.pdf> [Stand 2025-08-20].
- Oladipo, Babatunde, Taiwo, Abiola E. & Ojumu, Tunde V. 2023. Bioethanol Recovery and Dehydration Techniques. In E. Betiku & M. M. Ishola, hg. Bioethanol: A Green Energy Substitute for Fossil Fuels. Cham: Springer International Publishing, 229–254. https://doi.org/10.1007/978-3-031-36542-3_9.
- Otto, Eric & Escovar-Kousen, José 2004. Ethanol production by simultaneous saccharification and fermentation (ssf). https://patents.google.com/patent/WO_004046333A2/en.
- Ozkan, Mihrimah u. a. 2022. Current status and pillars of direct air capture technologies. iScience 25, 4, 103990.
- Peng, Ping u. a. 2021. Membranes for bioethanol production by pervaporation. Biotechnology for Biofuels 14, 1, 10. <https://doi.org/10.1186/s13068-020-01857-y>.
- PennState 6.3b How Corn is Processed to Make Ethanol | EGEE 439: Alternative Fuels from Biomass Sources. <https://courses.ems.psu.edu/egge439/node/673> [Stand 2025-10-23].
- Pfeifer & Langen 2018. 360° plus - Der Pfeifer & Langen Nachhaltigkeitsbericht. https://www.pfeifer-langen.com/wp-content/uploads/Nachhaltigkeitsbericht_PL_2018_DE.pdf [Stand 2025-01-9].
- plasticker 2025. Tubis: Neue PTO-Anlage in Plauen geht in die Inbetriebnahme. https://plasticker.de/Kunststoff_News_46692_Tubis_Neue_PTO_Anlage_in_Plauen_geht_in_die_Inbetriebnahme.
- Pleyer, Olga u. a. 2020. Hydrocracking of Fischer-Tropsch Wax. Paliva 26–33. <http://paliva.vscht.cz/download.php?id=235> [Stand 2026-01-26].
- Poluzzi, A. u. a. 2022. Flexible Power and Biomass-To-Methanol Plants With Different Gasification Technologies. Frontiers in Energy Research 9, . <https://www.frontiersin.org/journals/energy-research/articles/10.3389/fenrg.2021.795673/full> [Stand 2025-12-3].
- Portillo, Ander u. a. 2022. Conditions for the Joint Conversion of CO₂ and Syngas in the Direct Synthesis of Light Olefins Using In₂O₃–ZrO₂/SAPO-34 Catalyst. Industrial & Engineering Chemistry Research 61, 29, 10365–10376. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.iecr.1c03556> [Stand 2026-02-25].
- PowerUP 2023. Warum wird Biogas noch nicht so häufig genutzt? Herausforderungen und Potenziale - PowerUp – Parts for Gas-engines. <https://www.powerup.at/de/wissen/biogas/herausforderungen-biogas/> [Stand 2025-01-9].
- Prins, Mark J., Ptasinski, Krzysztof J. & Janssen, Frans J.J.G. 2006a. More efficient biomass gasification via torrefaction. Energy 31, 15, 3458–3470.
- Prins, Mark J., Ptasinski, Krzysztof J. & Janssen, Frans J.J.G. 2006b. More efficient biomass gasification via torrefaction. Energy 31, 15, 3458–3470. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S036054420600065X> [Stand 2025-08-4].
- Prodcom, Eurostat Urea Production_2022_Ger. <https://ec.europa.eu/eurostat/de/web/prodcom/database> [Stand 2025-01-7].
- Qian, Weizhong & Wei, Fei 2017. RECTOR TECHNOLOGY FOR METHANOL TO AROMATICS. In Y. Cheng, F. Wei, & Y. Jin, hg. Multi-phase Reactor Engineering for Clean and Low Carbon Energy Applications. Wiley, 295–311. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9781119251101.ch9> [Stand 2025-03-13].



Qin, YuHong u. a. 2015. The influence of different chemical compositions in biomass on gasification tar formation. *Biomass and Bioenergy* 83, 77–84.

Quicker, Peter & Seitz, Mathias 2024. Abschätzung der Potenziale und Bewertung der Techniken des thermochemischen Kunststoffrecyclings.

Rakkapao, Natthida, Marthosa, Sutida & Ananchaenwong, Ekasit 2023. Review on Membrane Materials for Ethanol/Water Separation by Pervaporation. *Journal of Applied Membrane Science & Technology* 27, 3, 1–18. <https://amst.utm.my/index.php/amst/article/view/273> [Stand 2025-10-1].

Ramesohl, Stephan u. a. 2020. Chemisches Kunststoffrecycling - Potenziale und Entwicklungsperspektiven.

Ren, T, Patel, M & Blok, K 2006. Olefins from conventional and heavy feedstocks: Energy use in steam cracking and alternative processes. *Energy* 31, 4, 425–451. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360544205000745> [Stand 2021-05-6].

Robert J. Argauer & George R. Landolt 1972. Crystalline Zeolite ZSM-5 and method of preparing the same.

Röder, Lilli Sophia u. a. 2023. Assessing the demand side management potential in biofuel production; A theoretical study for biodiesel, bioethanol, and biomethane in Germany. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining* 17, 1, 56–70. <https://doi.org/10.1002/bbb.2452> [Stand 2025-06-30].

Rodin, Valerie u. a. 2020. Assessing the potential of carbon dioxide valorisation in Europe with focus on biogenic CO₂. *Journal of CO₂ Utilization* 41, 101219. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2212982020304522> [Stand 2025-04-4].

Rösel, Leonhard 2024. Biogas: Vor diesen großen Herausforderungen steht die Branche. <https://www.agrarheute.com/energie/biogas-diesen-grossen-herausforderungen-steht-brache-617029> [Stand 2025-01-9].

S. Sensfuß & C. Maurer 2024. Langfristszenarien für die Transformation des Energiesystems in Deutschland 3 - Modul Industriesektor. https://langfristszenarien.de/enertile-explorer-wAssets/docs/LFS3_O45_Industriebericht_v11.pdf.

Saaten-Union 2025. Risikomanagement im Maisanbau II: Klimawandel – Wärmesumme – Sortenwahl - Saaten Union. www.saaten-union.de. <https://www.saaten-union.de/> [Stand 2025-02-18].

Saito, Masahiro u. a. 2000. Advances in joint research between NIRE and RITE for developing a novel technology for methanol synthesis from CO₂ and H₂. *Applied Organometallic Chemistry* 14, 12, 763–772. [https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/1099-0739\(200012\)14:12<763::AID-AOC98>3.0.CO;2-4](https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/1099-0739(200012)14:12<763::AID-AOC98>3.0.CO;2-4) [Stand 2025-03-25].

Sánchez, Óscar J. & Cardona, Carlos A. 2008. Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. *Bioresource Technology* 99, 13, 5270–5295. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852407009376>.

Sarmad, Shokat, Mikkola, Jyri Pekka & Ji, Xiaoyan 2017. Carbon Dioxide Capture with Ionic Liquids and Deep Eutectic Solvents: A New Generation of Sorbents. *ChemSusChem* 10, 2, 324–352. <https://chemistry-europe.onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/cssc.201600987> [Stand 2025-12-2].

Schäffer, Johannes u. a. 2019. Bewertung von Quellen und Abtrennungsverfahren zur Bereitstellung von CO₂ für PtG-Prozesse. DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V. Technisch-wissenschaftlicher Verein.

Schemme, Steffen u. a. 2020. H₂-based synthetic fuels: A techno-economic comparison of alcohol, ether and hydrocarbon production. *International Journal of Hydrogen Energy* 45, 8, 5395–5414. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360319919318580> [Stand 2025-04-1].

Schmidt, Christian u. a. 2024. Flexible Wandlung von CO₂ und EE-H₂ zu Mitteldestillat-Komponenten durch Fischer-Tropsch-Synthese in Mikroreaktoren mit Hilfe neuartiger Fe-Katalysatoren (MikroFe): Laufzeit: 01.01.2021-30.06.2024 = Flexible direct CO₂ conversion to middle distillate hydrocarbons by Fischer-Tropsch synthesis using novel Fe-based catalysts in micro reactors from CO₂ and H₂ (MikroFe). Als Manuskript gedruckt. Hamburg: DGMK e.V.



Selvaraj, Munirasu & Banat, Fawzi 2019. Ethanol-Water Separation Using Membrane Technology. In J.-R. Bastidas-Oyanedel & J. E. Schmidt, hg. Biorefinery: Integrated Sustainable Processes for Biomass Conversion to Biomaterials, Biofuels, and Fertilizers. Cham: Springer International Publishing, 211–232. https://doi.org/10.1007/978-3-030-10961-5_9.

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> [Stand 2022-10-25].

Shen, Yafei 2024. Biomass pretreatment for steam gasification toward H₂-rich syngas production – An overview. *International Journal of Hydrogen Energy* 66, 90–102.

Shigechi Hisayori u. a. 2004. Direct Production of Ethanol from Raw Corn Starch via Fermentation by Use of a Novel Surface-Engineered Yeast Strain Codisplaying Glucoamylase and α -Amylase. *Applied and Environmental Microbiology* 70, 8, 5037–5040. <https://doi.org/10.1128/AEM.70.8.5037-5040.2004> [Stand 2025-07-18].

Sinha, Anshuman & Realff, Matthew J. 2019. A parametric study of the techno-economics of direct CO₂ air capture systems using solid adsorbents. *AIChE Journal* 65, 7, e16607. <https://aiche.onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/aic.16607> [Stand 2025-06-27].

Snoeckx, Ramses & Bogaerts, Annemie 2017. Plasma technology – a novel solution for CO₂ conversion? *Chemical Society Reviews* 46, 19, 5805–5863. <https://xlink.rsc.org/?DOI=C6CS00066E> [Stand 2025-06-5].

Sollai, Stefano u. a. 2023. Renewable methanol production from green hydrogen and captured CO₂: A techno-economic assessment. *Journal of CO₂ Utilization* 68, 102345. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2212982022004644> [Stand 2025-03-28].

Sonja Beyer 2010. Energieeffizienz in Biogasanlagen. *PROCESS*. <https://www.process.vogel.de/energieeffizienz-in-biogasanlagen-a-275152/> [Stand 2025-01-9].

Starch Europe 2025. The EU starch industry's contribution to the Commission's consultation on the Farm to Fork strategy. The EU starch industry's contribution to the Commission's consultation on the Farm to Fork strategy. <https://starch.eu/priority/the-eu-starch-industrys-contribution-to-the-commissions-consultation-on-the-farm-to-fork-strategy/> [Stand 2025-01-9].

Studer, Michael & Poldervaart, Pieter 2017. Neue Wege zur holzbasierten Bioraffinerie. https://www.nfp66.ch/media/en/RRc2G85TBf5RufkW/NFP66_Teilsynthese_2_Bioraffinerie_DE.pdf [Stand 2025-01-9].

Su, Junjie u. a. 2019. Syngas to light olefins conversion with high olefin/paraffin ratio using ZnCrOx/AlPO-18 bifunctional catalysts. *Nature Communications* 10, 1, 1297. <https://www.nature.com/articles/s41467-019-09336-1> [Stand 2026-02-25].

Svensson, Elin, Wiertzema, Holger & Harvey, Simon 2021. Potential for Negative Emissions by Carbon Capture and Storage From a Novel Electric Plasma Calcination Process for Pulp and Paper Mills. *Frontiers in Climate* 3, 705032. <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/fclim.2021.705032/full> [Stand 2023-06-14].

Swanson, R. M. u. a. 2010. Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification. <http://www.osti.gov/servlets/purl/994017-23lpBb/> [Stand 2025-12-3].

Tian, Haifeng u. a. 2021. Methanol aromatization over Zn-modified HZSM-5 catalysts derived from ZIF-8. *Fuel* 302, 121224. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236121011030> [Stand 2025-11-14].

Tollefson, Jeff 2018. Sucking carbon dioxide from air is cheaper than scientists thought. *Nature* 558, 7709, 173–173.

Tommasi, Matteo u. a. 2024. Advancements in CO₂ methanation: A comprehensive review of catalysis, reactor design and process optimization. *Chemical Engineering Research and Design* 201, 457–482. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876223007700> [Stand 2025-02-12].



Topsoe 2025. Topsoe Website. <https://www.topsoe.com/>.

Toribio-Ramirez, Daniela Anahi u. a. 2025. Cost reduction analysis for sustainable ethylene production technologies. *Sustainable Energy Technologies and Assessments* 77, 104306. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2213138825001377>.

Torres Galvis, Hirsu M. & De Jong, Krijn P. 2013. Catalysts for Production of Lower Olefins from Synthesis Gas: A Review. *ACS Catalysis* 3, 9, 2130–2149. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/cs4003436> [Stand 2026-02-25].

Troy, Stefanie, Schreiber, Andrea & Zapp, Petra 2016. Life cycle assessment of membrane-based carbon capture and storage. *Clean Technologies and Environmental Policy* 18, 6, 1641–1654.

TU Darmstadt 2013a. Schlussbericht - Entwicklung eines Konzepts zur CO₂-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 [Stand 2021-12-14].

TU Darmstadt 2013b. Schlussbericht - Entwicklung eines Konzepts zur CO₂-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 [Stand 2021-12-14].

TU Darmstadt 2019. TU Darmstadt: Forscher entwickeln Verfahren zur CO₂-Umwandlung durch Nutzung von Strom aus Müllverbrennung. <https://www.presseportal.de/pm/53715/4223203> [Stand 2021-08-13].

Tubis AG 2026. Tubis: Verarbeitungsmengen am Standort Plauen, Einsatzstoffe. <https://tubis-group.de/lieferanten/> [Stand 2026-03-6].

Uddin, Md Mosleh & Wright, Mark Mba 2023. Anaerobic digestion fundamentals, challenges, and technological advances. *Physical Sciences Reviews* 8, 9, 2819–2837. <https://www.degruyter.com/document/doi/10.1515/psr-2021-0068/html> [Stand 2025-01-9].

UFOP 2025. Union zur Förderung von Oel- und Proteinpflanzen - Herstellung von Rapsöl. Von der Saat zum Rapsöl – der Herstellungsprozess. <https://www.ufop.de/ernaehrung/rapsoel/herstellung-von-rapsoel/> [Stand 2025-01-9].

Umweltbundesamt 2023. Zellstoff- und Papierindustrie. <https://www.umweltbundesamt.de/themen/wirtschaft-konsum/industriearbeiten/holz-zellstoff-papierindustrie/zellstoff-papierindustrie#umweltauswirkungen-> [Stand 2024-12-2].

Unisol 2024. Saving fossil fuels in the production of ethanol from fermentative fermentation processes using innovative membrane processes. <https://wta-unisol.com/en/membrane-process-for-bioethanol-production-with-sustainable-reduction-of-fossil-fuels/>.

United Nations 2025. UN Comtrade Database. <https://comtradeplus.un.org/>.

UPM Biochemicals 2025. Building a state-of-the-art biorefinery in Leuna. Building a state-of-the-art biorefinery in Leuna. <https://www.upmbiochemicals.com/about-upm-biochemicals/biorefinery-leuna/> [Stand 2025-01-9].

U.S. Grains & BioProducts Council 2018. Dry-Grind Production of Ethanol, Distillers Corn Oil and Corn Co-Products. In *DDGS User Handbook*. 8–14. <https://grains.org/wp-content/uploads/2018/06/Chapter-3.pdf>.

VCI 2025a. Chemiewirtschaft in Zahlen 2025. <https://www.vci.de/services/publikationen/broschueren-faltblaetter/chemiewirtschaft-in-zahlen.jsp> [Stand 2025-02-3].

VCI 2025b. Daten und Fakten - Energie, Rohstoffe, Preise. <https://www.vci.de/ergaenzende-downloads/energiestatistik-gesamt-7.pdf> [Stand 2025-02-2].



VCI u. a. 2021. Diskussionspapier „Forschungspolitische Empfehlungen zum chemischen Kunststoffrecycling – neue Verfahren und Konzepte.“

VCI 2023. VCI-Position: Einsatz nachwachsender Rohstoffe in der chemischen Industrie unter der Anwendung von Massenbilanzansätzen. <https://www.vci.de/ergaenzende-downloads/230926-vci-position-einsatz-nachwachsender-rohstoffe-unter-der-anwendung-von-massenbilanzansaetzen-final.pdf> [Stand 2025-01-9].

VCI, VDI 2023. Chemistry4Climate Abschlussbericht 2023. <https://www.vci.de/vci/downloads-vci/publikation/broschueren-und-faltblaetter/final-c4c-broschure-langfassung.pdf>.

VCI & VDI 2024. Chemistry4Climate Wie die Transformation der Chemie gelingen kann - Ein Update. https://dechema.de/Forschung/Studien+und+Positionspapiere/2025+15+C4C+Studien_Update-p-20546152/_/C4C-Broschu_re_Kurzfassung_v21_Web.pdf [Stand 2025-02-3].

VDZ 2024. CLEANKER – Integrated calcium looping process for CO₂ capture. [https://www.vdz-online.de/en/knowledge-base/research-projects/cleanker-integrated-calcium-looping-process-for-CO₂-capture](https://www.vdz-online.de/en/knowledge-base/research-projects/cleanker-integrated-calcium-looping-process-for-CO2-capture) [Stand 2024-12-2].

Verein Deutscher Zementwerke e.V. 2022. Ressourcen der Zukunft für Zement und Beton – Potenziale und Handlungsstrategien. https://www.vdz-online.de/fileadmin/wissensportal/publikationen/zementindustrie/VDZ-Studie_Ressourcenroadmap_2022.pdf.

VGMS 2025a. Stärkeindustrie - Herstellung. Stärkeindustrie - Herstellung. <https://www.vgms.de/staerkeindustrie/staerkeindustrie/herstellung> [Stand 2025-01-9].

VGMS 2025b. Stärkeindustrie - Unternehmen. Stärkeindustrie - Unternehmen. <https://www.vgms.de/staerkeindustrie/staerkeindustrie/unternehmen> [Stand 2025-01-9].

Viebahn, Peter u. a. 2018. Technologiebericht 4.4 Verfahren der CO₂-Abtrennung aus Faulgasen und Umgebungsluft innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende. Bd. Teilbericht 2 an das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi), Wuppertal, Karlsruhe, Saarbrücken: In: Wuppertal Institut, ISI, IZES (Hrsg.): Technologien für die Energiewende.

Wagemann, Kurt & Tippkötter, Nils (Hg.) 2019. Biorefineries. Bd. 166, Cham: Springer International Publishing. <http://link.springer.com/10.1007/978-3-319-97119-3> [Stand 2025-05-20].

Wang, Danfeng u. a. 2023. Direct conversion of syngas to alpha olefins via Fischer–Tropsch synthesis: Process development and comparative techno-economic-environmental analysis. *Energy* 263, 125991. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360544222028778> [Stand 2025-10-27].

Wang, Li u. a. 2018. Atmospheric Pressure and Room Temperature Synthesis of Methanol through Plasma-Catalytic Hydrogenation of CO₂. *ACS Catalysis* 8, 1, 90–100. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acscatal.7b02733> [Stand 2025-06-5].

Wang, Lu u. a. 2025. A Comprehensive Review of Biomass Gasification Characteristics in Fluidized Bed Reactors: Progress, Challenges, and Future Directions. *Fluids* 10, 6, 147.

Waterschoot, Jasmien u. a. 2015. Production, structure, physicochemical and functional properties of maize, cassava, wheat, potato and rice starches. *Starch - Stärke* 67, 1–2, 14–29. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/star.201300238> [Stand 2025-02-18].

Wesselbaum, Sebastian u. a. 2015. Hydrogenation of carbon dioxide to methanol using a homogeneous ruthenium–Triphos catalyst: from mechanistic investigations to multiphase catalysis. *Chemical Science* 6, 1, 693–704. <https://xlink.rsc.org/?DOI=C4SC02087A> [Stand 2025-03-25].

Wickwire, Susan 2007. Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies.

Wijesiri, Romesh Pramodya u. a. 2019. Technoeconomic Evaluation of a Process Capturing CO₂ Directly from Air. *Processes* 7, 8, 503. <https://www.mdpi.com/2227-9717/7/8/503> [Stand 2025-06-27].



Wilson, Sean M.W. 2022. High purity CO₂ from direct air capture using a single TVSA cycle with Na-X zeolites. *Separation and Purification Technology* 294, 121186. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1383586622007432> [Stand 2024-12-16].

WVZ & VdZ 2021. Jahresbericht 2020/2021 Wirtschaftliche Vereinigung Zucker & Verein der Zuckerindustrie. https://www.zuckerverbaende.de/wp-content/uploads/2021/06/WVZ_VdZ_Jahresbericht_2020-2021.pdf [Stand 2025-01-9].

WVZ & VdZ 2025. Wirtschaftliche Vereinigung Zucker & Verein der Zuckerindustrie - Deutschland/Standorte. <https://www.zuckerverbaende.de/zahlen-fakten/deutschland/> [Stand 2025-01-9].

Xu, Xiaoying u. a. 2017. Clean coal technologies in China based on methanol platform. *Catalysis Today* 298, 61–68. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0920586117304017> [Stand 2025-03-13].

Young, John u. a. 2023. The cost of direct air capture and storage can be reduced via strategic deployment but is unlikely to fall below stated cost targets. *One Earth* 6, 7, 899–917. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2590332223003007> [Stand 2025-06-27].

Yu, Ju-Kyung & Moon, Yong-Sun 2021. Corn Starch: Quality and Quantity Improvement for Industrial Uses. *Plants* 11, 1, 92. <https://www.mdpi.com/2223-7747/11/1/92> [Stand 2025-01-9].

Zaccariello, Lucio & Mastellone, Maria Laura 2015. Fluidized-Bed Gasification of Plastic Waste, Wood, and Their Blends with Coal. *Energies* 8, 8, 8052–8068.

Zahab, Zach El 2022. Challenges for Biomass Gasification to Fuels and Chemicals. <https://www.energy.gov/sites/default/files/2022-12/beto-02-gasification-wkshp-nov-2022-elzahab.pdf> [Stand 2025-01-9].

Zainul, Rahadian u. a. 2024. Biphenyl monolayer construction with single transition metal doping as electrocatalysts for conversion CO₂ to fuel. *International Journal of Hydrogen Energy* So360319924033871. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360319924033871> [Stand 2025-02-13].

Zanco, Stefano E. u. a. 2021. Postcombustion CO₂ Capture: A Comparative Techno-Economic Assessment of Three Technologies Using a Solvent, an Adsorbent, and a Membrane. *ACS Engineering Au* 1, 1, 50–72. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acsengineeringau.1c00002> [Stand 2025-05-21].

Zapater, Diego u. a. 2021. MTO with SAPO-34 in a Fixed-Bed Reactor: Deactivation Profiles. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 60, 45, 16162–16170. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.iecr.1c02718> [Stand 2025-11-13].

Zeeshan, Muhammad u. a. 2023. Direct air capture of CO₂: from insights into the current and emerging approaches to future opportunities. *Frontiers in Sustainability* 4, 1167713. <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/frsus.2023.1167713/full> [Stand 2024-12-16].

Zeller, Michael u. a. 2021. Chemisches Recycling kunststoffhaltiger Abfälle - Das Potenzial der Pyrolyse.

Zhang, Lan u. a. 2023. Recent advances in shape selectivity of MFI zeolite and its effect on the catalytic performance. *Chemical Synthesis* 3, 2. <https://www.oaepublish.com/articles/cs.2022.31> [Stand 2025-11-14].

Zhang, Runyang u. a. 2021. Comprehensive utilization of corn starch processing by-products: A review. *Grain & Oil Science and Technology* 4, 3, 89–107. <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2590259821000248> [Stand 2025-01-9].

Zhou, Jibin u. a. 2021. Directed transforming of coke to active intermediates in methanol-to-olefins catalyst to boost light olefins selectivity. *Nature Communications* 12, 1, 17. <https://www.nature.com/articles/s41467-020-20193-1> [Stand 2025-11-14].

Zolfaghari, Zahra u. a. 2022. Direct air capture from demonstration to commercialization stage: A bibliometric analysis. *International Journal of Energy Research* 46, 1, 383–396.



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

Telefon (069) 75 64-0
info@dechema.de
www.dechema.de