
Klimaneutrale Industrie

Ausführliche Darstellung der
Schlüsseltechnologien für die Branchen
Stahl, Chemie und Zement

ANALYSE

Agora
Energiewende



Klimaneutrale Industrie

IMPRESSUM

ANALYSE

Klimaneutrale Industrie

Ausführliche Darstellung der Schlüsseltechnologien für die Branchen Stahl, Chemie und Zement

IM AUFTRAG VON

Agora Energiewende
Anna-Louisa-Karsch-Straße 2 | 10178 Berlin
T +49 (0)30 700 14 35-000
F +49 (0)30 700 14 35-129
info@agora-energiewende.de
www.agora-energiewende.de

ERSTELLT VON

Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie
Döppersberg 19 | 42103 Wuppertal
T +49 (0)202 2492-0
F +49 (0)202 2492-108
info@wupperinst.org
www.wupperinst.org

AUTOREN

Clemens Schneider (Wuppertal Institut)
Dr. Sascha Samadi (Wuppertal Institut)
Dr. Georg Holtz (Wuppertal Institut)
Dr. Georg Kobiela (Wuppertal Institut)
Prof. Dr. Stefan Lechtenböhrer (Wuppertal Institut)
Wido Witecka (Agora Energiewende)

PROJEKTLEITUNG

Wido Witecka (Agora Energiewende)

Korrektorat: Infotext
Titelfoto: Scanrail - stock.adobe.com

166/08-A-2019/DE

Version: 1.0
November 2019

GEFÖRDERT DURCH

Stiftung Mercator im Rahmen des Projekts
Klimaschutz und industrielle Wettbewerbsfähigkeit

DANKSAGUNG

Dr. Matthias Deutsch, Thorsten Lenck, Frank Peter,
Fiona Seiler (alle Agora Energiewende),
Dietmar Schüwer (Wuppertal Institut)

Erschienen in Ergänzung zur Studie
*Klimaneutrale Industrie: Schlüsseltechnologien und
Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement*



Unter diesem QR-Code steht diese
Publikation als PDF zum Download
zur Verfügung.

Bitte zitieren als:

Schneider, C. et al. (2019): *Klimaneutrale Industrie: Ausführliche Darstellung der Schlüsseltechnologien für die Branchen Stahl, Chemie und Zement.* Analyse im Auftrag von Agora Energiewende. Berlin, November 2019.

www.agora-energiewende.de

Liebe Leserin, lieber Leser,

die Grundstoffindustrie ist ein wichtiger Pfeiler des Wohlstands in Deutschland, sie garantiert Wertschöpfung und sorgt für über 550.000 hochwertige Arbeitsplätze. Um diese für die deutsche Wirtschaft wichtigen Branchen zu erhalten, müssen jetzt die Schlüsseltechnologien für eine CO₂-arme Grundstoffproduktion entwickelt und für den großtechnischen Einsatz skaliert werden.

Die vorliegende Analyse ist als Ergänzung zu der Studie *Klimaneutrale Industrie: Schlüsseltechnologien und Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement* gedacht. Die 13 in der erwähnten Studie vorgestellten Schlüsseltechnologien werden hier für die technisch interessierten Leserinnen und Leser eingehender beschrieben und diskutiert. Wir verstehen diese Publikation als Aufschlag für eine Diskussion über Technologieoptionen und Strategien für eine klimaneutrale Industrie. Alle Daten und Annahmen

in dieser Analyse wurden mit Unternehmen und Branchenverbänden intensiv besprochen. Die quantitativen Aussagen sind trotzdem als vorläufig zu betrachten, da sich viele Technologien noch in einer frühen Entwicklungsphase befinden und Abschätzungen über Kosten mit großen Unsicherheiten verbunden sind. Wir laden alle Expertinnen und Experten dazu ein, uns detaillierte Rückmeldungen zu unseren Annahmen und Berechnungen zu geben, um die Aussagen zu den Schlüsseltechnologien für die zukünftige Diskussion weiter zu verfeinern.

Wir wünschen eine spannende Lektüre!

Dr. Patrick Graichen
Direktor Agora Energiewende

Prof. Dr.-Ing. Manfred Fishedick
Vizepräsident Wuppertal Institut

Die Ergebnisse auf einen Blick:

1

Für eine klimaneutrale Grundstoffindustrie bestehen keine grundsätzlichen technischen Hürden. Die vielversprechendsten CO₂-armen Schlüsseltechnologien müssen weiterentwickelt und zur Marktreife gebracht werden. Die technischen Lösungen für (weitgehend) treibhausgasneutrale Produktionsverfahren in den Sektoren Stahl, Chemie und Zement sind bekannt und es existieren Forschungs-, Pilot- und Demonstrationsprojekte. Worum es jetzt geht, sind die Markteinführung und großskalige Anwendung dieser Technologien.

2

Für eine klimaneutrale Grundstoffindustrie stellen neue Produktionsprozesse, eine verstärkte Elektrifizierung, grüner Wasserstoff und CCS die zentralen Optionen dar. Die Markteinführung vor 2030 ist für einige Technologien machbar. Hierzu zählen die Direktreduktion mit Wasserstoff (Stahl), chemisches Recycling (Chemie) und CCS mit dem Oxyfuel-Verfahren (Zement). Sie sind in der Technologieentwicklung weit fortgeschritten und somit – bei Aufbau der benötigten Infrastruktur – schnell skalierbar.

3

Wie in der Studie *Klimaneutrale Industrie: Schlüsseltechnologien und Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement* dargestellt, erfordert die Entwicklung und Markteinführung dieser Technologien geeignete politische Rahmenbedingungen. Die CO₂-Vermeidungskosten der meisten Technologien hängen stark von den Stromkosten ab und liegen 2030 deutlich über dem heutigen CO₂-Preisniveau im EU-ETS (Emissionshandelssystem). Unternehmen brauchen deshalb zu Beginn der 2020er Jahre zusätzlich ein verlässliches Markteinführungsinstrument, um Richtung 2030 in die neuen Schlüsseltechnologien investieren zu können.

4

Das Paris-Abkommen ist nur dann einzuhalten, wenn auf absehbare Zeit die gesamte globale Grundstoffindustrie auf eine klimaneutrale Produktion einschwenkt. Wenn deutsche Unternehmen heute die neuen Verfahren entwickeln, entstehen auf den wachsenden Märkten für klimaneutrale Produktionsprozesse erhebliche Marktchancen für den deutschen Anlagenbau.

INHALT

Die Ergebnisse auf einen Blick	3
1 Einleitung.....	7
2 Stahl	10
2.1 Direktreduktion mit Wasserstoff und Einschmelzen im Elektrolichtbogenofen (Ersatz der Hochofenroute).....	10
2.2 Eisenelektrolyse und Einschmelzen im Elektrolichtbogenofen (Ersatz der Hochofenroute).....	14
2.3 Hlsarna®-Verfahren in Kombination mit CO ₂ -Abscheidung und Speicherung (Ersatz der Hochofenroute).....	17
2.4 CO ₂ -Abscheidung und Nutzung (CCU) von Hüttengasen aus integrierten Hochofenwerken (Nachrüstung an bestehenden Hochöfen)	20
3 Chemie.....	23
3.1 Wärme- und Dampferzeugung aus <i>Power-to-Heat</i> (Ersatz der fossilen Dampferzeugung in Gaskesseln und KWK-Anlagen)	23
3.2 CO ₂ -Abscheidung (CCS) an den Kraft-Wärme-Kopplungs-Anlagen (KWK-Anlagen) der chemischen Industrie.....	30
3.3 Wasserstoffproduktion aus Erneuerbaren Energien/Elektrolyse (Ersatz der Dampfreformierung zur Wasserstoffgewinnung).....	33
3.4 Alternative Verfahren wie die <i>Methanol-to-Olefin-/Aromaten-Route</i> (MTO/MTA) oder elektrochemische Prozesse zur Olefin- und Aromatenproduktion (Ersatz der Olefin- und Aromatenproduktion im <i>Steamcracker</i>)	42
3.5 Chemisches Recycling: Pyrolyse oder Gasifizierung von Altplastik für die stoffliche Nutzung (Ablösung der Verbrennung von Altplastik in Müllverbrennungsanlagen und Verzicht auf <i>Feedstock</i> aus fossilen Quellen)	48
3.6 Elektrifizierung der Hochtemperaturwärme an <i>Steamcrackern</i> (Ersatz der Verbrennung fossiler Rohstoffe im <i>Steamcracker</i>)	56
4 Zement.....	61
4.1 CO ₂ -Abscheidung mit dem Oxyfuel-Verfahren (CCS).....	61
4.2 CO ₂ -Abscheidung in Kombination mit Elektrifizierung der Hochtemperaturwärme am Kalzinator (elektrifiziertes LEILAC-Verfahren).....	65
4.3 Alternative Bindemittel.....	70

1 Einleitung

Die vorliegende Publikation ergänzt Teil F der Hauptstudie *Klimaneutrale Industrie: Schlüsseltechnologien und Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement* und bildet das analytische Fundament der dort dargestellten 13 CO₂-armen Schlüsseltechnologien. Diese Schlüsseltechnologien wurden für die genauere Betrachtung ausgewählt, weil sie das Potenzial haben, die Treibhausgasemissionen in den Sektoren Stahl, Chemie und Zement sehr stark zu senken beziehungsweise auf (nahezu) null zu reduzieren. In dieser Analyse werden sowohl die Annahmen zu den 13 Schlüsseltechnologien als auch die Quellen, die für die Bearbeitung relevant waren, transparent dargestellt.

Datenquellen für die einzelnen Teile der Technologiesteckbriefe:

→ Pilot- und Demonstrationsprojekte:

Die Angaben zu den Pilot- und Demonstrationsprojekten stammen in der Regel direkt von den Betreiberunternehmen und/oder beteiligten Forschungseinrichtungen.

→ CO₂-Minderungspotenziale:

Für die Ableitung der CO₂-Minderungspotenziale einer Schlüsseltechnologie bis 2030 beziehungsweise 2050 wurden zum einen die spezifischen Minderungspotenziale dieser Technologie gegenüber der derzeitigen Referenztechnologie zugrunde gelegt und zum anderen die Reinvestitionszyklen sowie die frühestmögliche Verfügbarkeit einer Technologie (abgeleitet vom *Technology Readiness Level (TRL)*) berücksichtigt. Bei diesen Berechnungen wurden bewusst theoretische Maximalwerte angelegt, die mögliche ökonomische oder gesellschaftliche Barrieren (zum Beispiel für den Ausbau der Technologien und Infrastrukturen, sowie die Verfügbarkeit ausreichender Mengen an Strom beziehungsweise Wasserstoff) außer Acht lassen.

→ CO₂-Vermeidungskosten:

Die Angaben zu den CO₂-Vermeidungskosten wurden in der Regel aus den berechneten Produktionskosten abgeleitet oder stammen aus der Fachliteratur. Aufgrund der erheblichen Unsicherheiten über die zukünftigen CO₂-Vermeidungskosten werden jeweils plausible Spanne angegeben.

→ Frühestmögliche Verfügbarkeit (TRL-Level):

Annahmen zur frühestmöglichen Verfügbarkeit der einzelnen Technologien stammen in der Regel aus der Fachliteratur, teilweise aber auch direkt von Unternehmen und/oder Forschungseinrichtungen, die an Pilot- und Demonstrationsprojekten beteiligt sind. Der gegenwärtige Entwicklungsstand der einzelnen Technologien wird dabei anhand des international gebräuchlichen TRL-Ansatzes abgeschätzt. Bei diesem Ansatz werden Technologien, die sich noch im Forschungs- und Laborstadium befinden, in TRL 1 bis 3 eingeordnet. Technologien, die sich bereits in Pilotphasen befinden, werden den TRL-Bereichen 4 bis 5 zugewiesen, während sich solche Technologien, die sich in Demonstrationsphasen befinden, als TRL 6 bis 7 eingestuft werden. (Weitgehend) ausgereifte Technologien befinden sich im TRL-Bereich 8 bis 9. Das TRL-Level alleine sagt jedoch noch nichts über die kommerzielle Reife aus, also die Konkurrenzfähigkeit zu konventionellen Technologien.

Ziel der Technologiesteckbriefe ist es, die komplexen physikalischen und ökonomischen Zusammenhänge der Technologien übersichtlich darzustellen und eine Basis für deren Vergleichbarkeit zu schaffen.

Die vorliegenden Technologiebeschreibungen dieser Publikation sowie die Branchenkapitel inklusive der Technologiesteckbriefe aus Teil F der Studie *Klimaneutrale Industrie: Schlüsseltechnologien und Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement* wurden ausgewählten Verbänden und Industrieunternehm-

men (darunter Betreiber von Pilot- und Demonstrationsanlagen) zur Kommentierung zur Verfügung gestellt, diskutiert und auf dieser Basis überarbeitet.

Wir bedanken uns bei allen Verbänden und Unternehmen, die uns mit erheblichem Zeitaufwand und viel Geduld dabei unterstützt haben die Annahmen zu den dargestellten Technologien gegenüber vorläufigen Fassungen deutlich zu verbessern. Alle möglicherweise noch vorhandenen Fehler sind ausschließlich die der Autoren.

Hinweise zur Einordnung der dargestellten Schlüsseltechnologien:

- Im Rahmen dieses Projekts musste eine Auswahl an detailliert zu untersuchenden Schlüsseltechnologien der Grundstoffindustrie vorgenommen werden. Diese Auswahl stellt explizit keine vollständige Sammlung aller nach heutigem Kenntnisstand potenziell bedeutenden zukünftigen Technologien für weitgehenden Klimaschutz in der Grundstoffindustrie dar. Beispielsweise wird zwar die elektrolytische Erzeugung von Wasserstoff betrachtet, nicht jedoch alternative (nahezu) klimaneutrale Arten der Wasserstofferzeugung wie der Einsatz von CCS bei der Dampfreformierung oder die Methanpyrolyse. Auch verschiedene Ansätze der Kreislaufwirtschaft (zum Beispiel Verfahren für das Recycling von Zement) und der Materialsubstitution (zum Beispiel ein verstärkter Einsatz von Holz in der Bauwirtschaft) waren nicht Teil der nachfolgenden Analyse.
- Die Angaben in den einzelnen Steckbriefen zu den CO₂-Vermeidungspotenzialen der betrachteten Schlüsseltechnologien für 2030 und 2050 sind als optimistische Werte zu verstehen, die zudem aufgrund von Wechselwirkungen nicht über mehrere Technologien hinweg aufaddiert werden können. Insbesondere werden bei diesen

Schätzungen keine möglichen ökonomischen, gesellschaftlichen oder rechtlichen Barrieren für eine schnelle Diffusion der Technologien berücksichtigt.¹ Zudem wird vereinfacht angenommen, dass der *zusätzliche* Strom- oder Wasserstoffbedarf einzelner Schlüsseltechnologien bereits im Jahr 2030 vollständig klimaneutral erzeugt werden kann, was in der Übergangsphase beziehungsweise bei Bestehen eines noch nicht vollständig klimaneutralen Stromsystems zum Beispiel durch die Gewährleistung eines *zusätzlichen* Ausbaus Erneuerbarer-Energien-Anlagen sichergestellt werden könnte.

- Die Kostenberechnungen beziehungsweise -schätzungen in diesen Steckbriefen beruhen auf einer betriebswirtschaftlichen Perspektive. Beispielsweise wird ein Diskontsatz von acht Prozent angesetzt, der eher typisch für eine betriebswirtschaftliche, nicht für eine gesamtwirtschaftliche Perspektive ist.
- Den Kostenberechnungen liegt für 2030 eine Strompreisannahme von 60 bis 70 Euro pro MWh und für 2050 von 50 bis 60 Euro pro MWh zugrunde. Dabei wird davon ausgegangen, dass die derzeitigen Verteilungsregelungen wichtiger Strompreiskomponenten (insbesondere Netzentgelte und Umlagen für die Finanzierung von Erneuerbaren-Energien-Anlagen) zwischen verschiedenen Verbrauchergruppen sowie gegebenenfalls eine Strompreiskompensation für energieintensive Unternehmen der Grundstoffindustrie erhalten bleiben. Bestimmte Fördertatbestände, deren Beibehaltung mittel- bis langfristig nicht gesichert erscheint (wie zum Beispiel der derzeitige Bonus für die KWK-Erzeugung) fließen nicht in die Kostenberechnungen ein.
- Sowohl bei den gegenwärtig dominierenden Referenztechnologien als auch bei den Schlüsseltechnologien werden in den Berechnungen nur

¹ Es werden auch keine frühzeitigen Stilllegungen von konventionellen Anlagen vor dem Ende ihrer typischen Lebensdauern angenommen.

- die während des Betriebs entstehenden (direkten) CO₂-Emissionen aufgeführt, das heißt, es werden keine vorgelagerten Emissionen (die zum Beispiel bei der Förderung fossiler Energieträger oder bei dem Bau beziehungsweise der Errichtung der unterschiedlichen Anlagen anfallen) und – sofern nicht explizit aufgeführt – auch keine nachgelagerten Emissionen berücksichtigt. Diese Betrachtungsperspektive wurde gewählt, weil in der Regel die direkten CO₂-Emissionen klar dominieren und weil die Unsicherheiten bezüglich der vor- und nachgelagerten Emissionen erheblich sind.
- Schätzungen der zukünftigen Kosten beziehungsweise Preise sind als reale (d. h. inflationsbereinigte) Werte angegeben, basieren also auf dem gegenwärtigen Preisniveau.
 - Für einige Schlüsseltechnologien ist eine integrierte Betrachtung notwendig. So spielen beispielsweise Annahmen für die Wasserstoffproduktion aus Erneuerbaren Energien eine zentrale Rolle für die Berechnung der Produktions- und CO₂-Vermeidungskosten einiger der hier dargestellten Schlüsseltechnologien. Auch in Bezug auf eine mögliche zukünftige Kohlenstoffkreislaufwirtschaft in der chemischen Industrie ist es teilweise sinnvoll, bestimmte Schlüsseltechnologien wie chemisches Recycling, elektrifizierte *Steamcracker* und methanolbasierte Verfahren gemeinsam zu betrachten. Entsprechende Verweise finden sich insbesondere in den Technologiebeschreibungen dieser Publikation.
 - Die im Rahmen der vorliegenden Arbeit abgeleiteten technischen und ökonomischen Kennzahlen der Schlüsseltechnologien dienen unter anderem als Input für das Industriemodul des technologisch differenzierten Modells WISEE-EDM des Wuppertal Instituts, mit dem auch die Zielerreichungsszenarien 2030 im Projekt berechnet wurden (s. Teil C der Hauptstudie).
- Wir laden alle Expertinnen und Experten dazu ein, uns detaillierte Rückmeldungen zu unseren Annahmen und Berechnungen zu geben, um die Aussagen zu den Schlüsseltechnologien für die zukünftige Diskussion weiter zu verfeinern.

2 Stahl

2.1 Direktreduktion mit Wasserstoff und Einschmelzen im Elektrolichtbogenofen (Ersatz der Hochofenroute)

2.1.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Bei der Direktreduktion wird zu Pellets verarbeitetes Eisenerz mit Wasserstoff in DRI-Anlagen reduziert. Hierbei entstehen Eisenschwamm (*Direct Reduced Iron*, DRI) sowie als Nebenprodukt Wasser. Der Eisenschwamm kann anschließend in einem Lichtbogenofen (bei Bedarf gemeinsam mit Schrott) zu Rohstahl geschmolzen werden. Bei der Bereitstellung des Wasserstoffs mit 100 % Erneuerbaren Energien ist diese Route nahezu CO₂-neutral. Zur Bereitstellung eines Kohlenstoffträgers zur Schaumslaggenbildung im Elektrolichtbogenofen (EAF) ist zudem die Nutzung von einem gewissen Anteil an (Bio-)Methan im DRI-Prozess sinnvoll.

2.1.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050²

Für die möglichen zukünftigen Produktionskosten der Wasserstoff-Direktreduktion (H-DRI) wurden plausible Spannweiten anhand eigener Berechnungen und auf Grundlage aktueller Literaturquellen (Material Economics 2019, Vogl et al. 2018, IRENA 2018, Hölling et al. 2018) abgeschätzt. Wesentlich beeinflusst werden die Produktionskosten von den Wasserstoffbereitstellungskosten. Diese hängen wiederum hauptsächlich von den Investitionskosten der Elektrolyseure, den Volllaststunden der Elektrolyseure, den Strom- und Transportkosten ab.

Der untere Wert der Spannweite der Produktionskosten (532 €/Tonne Rohstahl) ergibt sich unter der Annahme, dass in Europa erzeugter Wasserstoff zu Kosten von 2,78 €/kg am Stahlwerk zur Verfügung steht. Diese Kosten beruhen auf der Annahme von Investitionskosten des Elektrolyseurs in Höhe von 250 €/kW, 3.000 Volllaststunden, Stromkosten von

50 €/MWh und Transportkosten (Pipeline-Transport) in Höhe von 35 €-Cent/kg Wasserstoff sowie einen Strompreis am Ort des Stahlwerks in Höhe von 50 €/MWh. Für den Bezug von Biomethan wurden Kosten von 57 €/MWh angesetzt. Es wurde angenommen, dass analog zum Hochofenprozess knapp 170 kg Schrott pro Tonne Rohstahl eingesetzt werden, damit ergibt sich ein spezifischer DRI-Bedarf in Höhe von knapp 910 kg pro Tonne Rohstahl.

Der obere Wert der Spannweite der Produktionskosten (630 €/Tonne Rohstahl) ergibt sich unter der Annahme, dass Wasserstoff zu Kosten von 5,04 €/kg importiert wird. Diese Kosten beruhen auf der Annahme von Investitionskosten des Elektrolyseurs in Höhe von 500 €/kW (Gesamtkosten einer integrierten Anlage), 6.000 Volllaststunden und Stromkosten von 40 €/MWh. Die Transportkosten betragen hier 2,00 €/kg Wasserstoff.

2.1.3 Strombedarf

Der Strombedarf für eine Tonne Rohstahl aus der Wasserstoff-Direktreduktionsroute liegt unter Annahme einer ausschließlichen Verwendung von elektrolysebasiertem Wasserstoff bei rund 3.300 kWh (abgeleitet aus Hölling et al. 2017). Dies entspricht in etwa dem 10-fachen Strombedarf der konventionellen Primärstahlherstellung über die Hochofen-Konverter-Route. Der Strombedarf entsteht hauptsächlich (zu ca. 70 %) durch die elektrolytische Erzeugung des Wasserstoffs, während die Einschmelzung im Elektrolichtbogenofen gut 20 % des Gesamtstrombedarfs ausmacht. Die elektrische Vorwärmung des Wasserstoffs sowie die weitere Infrastruktur wie Gebläse, Pumpen und Förderbändern machen den restlichen Strombedarf aus (Hölling et al. 2017). Wird angenommen, dass im DRI-Prozess auch Methan verwendet wird, dessen Kohlenstoffanteil in das DRI überführt und im EAF als CO₂ zur Schaumslaggenbildung wieder freigesetzt wird, so liegt der Wasserstoffeffizienz im DRI-

² In realen Preisen, gegenwärtiges Preisniveau. Annahme: Diskontsatz von 8 %.

Prozess (und auch der Stromeinsatz) im EAF niedriger. Wir gehen (sehr konservativ) von einem Kohlenstoffanteil von 4% am DRI aus, daraus ergibt sich ein H₂-Bedarf in Höhe von 1,4 MWh/Tonne DRI sowie ein (Bio-)Methan-Bedarf in Höhe von 0,7 MWh/Tonne DRI. Der gesamte Strombedarf läge dann bei 2,5 MWh/t Rohstahl.

Der Kohlenstoffgehalt im DRI könnte jedoch durch weitere Forschung zur Optimierung der Schaumschlackenbildung perspektivisch weiter gesenkt werden, hierdurch wären höhere Wasserstoffanteile möglich.³

Würden 50 % (100 %) der in Deutschland über die Hochofenroute laufenden Stahlproduktion des Jahres 2017 in Höhe von 29,5 Mio. t mittels des H-DRI-Verfahrens hergestellt, so würde dadurch ein zusätzlicher Elektrizitätsbedarf von 37 TWh (74 TWh) entstehen. Für den Referenzfall der Hochofenroute wurde dabei angenommen, dass kein Nettostrombedarf vorliegt, da sich die Hochofenroute über die Kuppelgasnutzung in den Kraftwerken selbst versorgen kann.

2.1.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Für die spezifischen CO₂-Emissionen wird auf die Angaben von Vogl et al. (2018) zurückgegriffen. Demzufolge können durch H-DRI die Emissionen auf 0,053 Tonnen CO₂ (durch Elektrodenabbrand) pro Tonne Rohstahl reduziert werden. Dabei ist angenommen, dass der Strombedarf für die Wasserstoffelektrolyse sowie für den Elektrolichtbogenofen vollständig durch Erneuerbare Energien gedeckt wird und auch die Herstellung der Eisenerzpellets (außerhalb Deutschlands) ohne fossile Energieträger auskommt. Für einen nachgelagerten Walzprozess ist zusätzlicher Energiebedarf zu berücksichtigen, der direkt elektrisch oder über Wasserstoff CO₂-frei gedeckt werden kann.

³ Bei einem Kohlenstoff-Anteil im DRI von 2% könnte der Strombedarf auf 2,8 MWh / Tonne Rohstahl steigen.

Als Kohlenstoffquelle wurde Bio-Methan angenommen.

2.1.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Die CO₂-Vermeidungskosten lassen sich aus der Differenz der Produktionskosten und der Differenz der spezifischen CO₂-Emissionen zwischen H-DRI-Route und konventioneller Hochofen-Route berechnen. Für letztere wurden Produktionskosten in Höhe von 391 €/Tonne Rohstahl (Material Economics 2019)⁴ und spezifische Emissionen von 1,71 Tonnen CO₂/Tonne Rohstahl (eigene Abschätzung für Deutschland) angelegt. Da die Hochofenroute den Sinterprozess energetisch und CO₂-seitig integriert und außerdem Kuppelgase für das anschließende Warmwalzen des Rohstahls bereitstellt, wurden Mehrkosten für eine strombasierte Pelletierung des Eisenerzes (als Alternative zum Sintern) sowie die Mehrkosten für den Strombezug im Walzprozess hier zusätzlich berücksichtigt. Bei einem Strompreis von 50 €/MWh (60 €/MWh) macht das pro Tonne Rohstahl 3 € (4 €) für die Pelletierung sowie 12 € (14 €) für den zusätzlichen Strombezug im Walzwerk aus. Daraus ergeben sich für die im Steckbrief angegebene Spannweite der H-DRI-Produktionskosten für 2050 Vermeidungskosten von 85 bis 144 €/Tonne CO₂. Andere aktuelle Studien (Material Economics 2019; Bender et al. 2018) kommen zu ähnlichen Ergebnissen.

Für 2030 entstehen bei einem angenommenen Strompreis von 60 €/MWh (70 €/MWh) und Wasserstoff-Erzeugungs-(und Transport-)Kosten von 3,34 €/kg (5,67 €/MWh) Produktionskosten von 541 €/Tonne Rohstahl (641 €/t Rohstahl). Daraus ergeben sich Vermeidungskosten von 99 €/Tonne CO₂ (165 €/Tonne CO₂), sofern der Wasserstoff vollständig aus zusätzlich dafür installierten Erneuerbaren-Energien-Kapazitäten erzeugt wird. Als Kohlenstoffquelle zur Schaumschlackenbildung wurde hier Erdgas angenommen. Damit liegt die CO₂-Vermeidung gegenüber der Referenz bei 89%.

⁴ Zusätzlich zu den Angaben von Material Economics wurden 20 € pro Tonne Rohstahl für den Einsatz von Legierungsmitteln angesetzt.

Wird dagegen ausschließlich fossiles Erdgas für den DRI-Prozess eingesetzt, so reduzieren sich die Vermeidungskosten für diesen (nicht-THG-neutralen) Prozess auf 60 €/Tonne CO₂.

2.1.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Der Reinvestitionsbedarf in die Reduktionstechnologie wurde im Rahmen einer Auswertung der WISEE INDUSTRY STOCK-Datenbank des Wuppertal Instituts durch die bestehende Altersstruktur der Hochöfen (bzw. die Daten zu vergangenen *Retrofits*) sowie einem angenommenen Reinvestitionszyklus bei den Hochöfen von 20 Jahren bestimmt. Dahinter steht die Beobachtung, dass die Ausmauerung der bestehenden Hochöfen nach etwa 20 Jahren erneuert werden muss, was in Hinblick auf das Investitionsvolumen etwa 50 % einer Neuinvestition entspricht (BCG/VDEh 2013). Unberücksichtigt bleibt hierbei, dass sich der Bedarf nach Reduktionsanlagen in Zukunft in Folge von erhöhtem Schrotteeinsatz in der Sekundärroute nach unten oder durch eine erhöhte Nachfrage nach oben verändern kann.

2.1.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Der Einstieg in die Direktreduktion erfolgt unserer Annahme nach durch einen flexiblen Betrieb der DRI-Anlagen, die zunächst mit Erdgas und mit (perspektivisch) steigenden Anteilen von Wasserstoff als Reduktionsmittel betrieben werden können. Dabei unterstellen wir in einem sehr ambitionierten Ausbaupfad, dass bei allen ab 2025 anstehenden Ersatzinvestitionen – anstatt einer neuerlichen Investition in Hochöfen – eine Umstellung auf DRI-Anlagen erfolgt. Dies entspräche bis 2030 einem Ausbau der DRI-Kapazitäten von heute 0,6 auf 12 Mio. Tonnen Jahreskapazität. Insgesamt könnte dann bei einem Wasserstoffanteil von etwa 7,5 % bis 2030⁵ von einer Minderung um knapp 14 Mio. Tonnen CO₂ pro Jahr ausgegangen werden, sofern der

Großteil des DRI im Elektrolichtbogenofen aufgeschmolzen wird.

Für die Berechnung der potenziellen CO₂-Minderung im Jahr 2050 wurde vereinfacht angenommen, dass bis dahin alle Stahlerzeugungskapazitäten in Deutschland auf dem DRI-Verfahren (mit Elektrolichtbogenofen) basieren und zu 100 % mit erneuerbar erzeugtem Wasserstoff bzw. Bio-Methan betrieben werden. Unter diesen Annahmen ergibt sich eine spezifische CO₂-Einsparung von 1,66 t CO₂ pro Tonne Rohstahl (s. o.) und eine absolute Einsparung an CO₂-Emissionen von rund 50 Mio. Tonnen.

2.1.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

H-DRI-Projekt von ArcelorMittal

ArcelorMittal hat im März 2019 seine Pläne bekannt gegeben, an dem bestehenden Standort in Hamburg – einer Erdgas-DRI-Anlage mit Elektrolichtbogenofen – innerhalb der kommenden Jahre eine Wasserstoff-DRI-Demoanlage als zusätzliche Kapazität zu errichten (ArcelorMittal 2019). Für diese Anlage soll zunächst grauer Wasserstoff aus dem Gichtgas der Erdgas-DRI-Anlage genutzt werden. (Dieser Wasserstoff fehlt dann als Energieträger in der Gasvorwärmung und muss durch höhere Erdgasbeimischung kompensiert werden.) Perspektivisch kann die Anlage aber (auch) mit *grünem* Wasserstoff betrieben werden, sobald dieser in ausreichender Menge zur Verfügung steht. Die Kapazität der H-DRI-Anlage soll 100.000 Tonnen pro Jahr betragen. Der Wasserstoffbedarf wird mit 11.000 m³ pro Stunde angegeben. Nach derzeitigen Plänen soll die Anlage ihren Demonstrationsbetrieb im Jahr 2023 aufnehmen.

⁵ Für einen Beimischungsanteil von 7,5 % zur Produktion von 12 Mio. Tonnen DRI-Stahl werden ca. 1,7 TWh grüner Wasserstoff benötigt. Für die Produktion dieses Wasserstoffs wäre – je nach

Effizienz der Elektrolyse – ein Bedarf an erneuerbarem Strom von ca. 2,3 bis 2,5 TWh notwendig.

HYBRIT-Projekt

Das Joint-Venture-Projekt HYBRIT ist eine 2016 gegründete Kooperation des schwedischen Stahlkonzerns SSAB, des schwedischen Bergbauunternehmens LKAB und des schwedischen Energiekonzerns Vattenfall. Im Jahr 2018 begann die Errichtung einer H-DRI-Pilotanlage in Luleå im Nordosten Schwedens, in der Nähe einer Eisenerzmine. Die Wasserstofferzeugung soll unmittelbar vor Ort stattfinden und hauptsächlich Strom aus den im Norden Schwedens verfügbaren Erneuerbaren Energien Wind und Wasser nutzen. Die Pilotanlage, die ihren Betrieb im Jahr 2020 aufnehmen soll, wird eine Kapazität von rund 10.000 Tonnen pro Jahr aufweisen. Ab 2025 soll auf Grundlage der Erfahrungen mit den Versuchen an der Pilotanlage eine Demonstrationsanlage mit einer Kapazität von etwa 500.000 Tonnen pro Jahr errichtet werden (Simon 2018, HYBRIT 2018).

SALCOS-Projekt

Im Jahr 2015 hat die Salzgitter AG das Projekt SALCOS („Salzgitter Low CO₂ Steelmaking“) gestartet. In mehreren Stufen sollen die spezifischen CO₂-Emissionen des integrierten Stahlwerks in Salzgitter durch eine zunehmende Nutzung von Wasserstoff stark reduziert werden. Die Salzgitter AG arbeitet in dem Projekt mit der Fraunhofer-Gesellschaft zusammen. Geplant ist eine mehrstufige Einführung: Zunächst wird eine DRI-Anlage und ein EAF errichtet. Die DRI-Anlage soll zu 35 % mit vor Ort produziertem grünem Wasserstoff und 65 % Erdgas betrieben werden. Dies ermöglicht die Stilllegung eines Hochofens. Langfristig soll diese Vorgehensweise für die Stilllegung der beiden weiteren Hochöfen so wiederholt werden.

2.1.9 Referenzen

ArcelorMittal. (2019). *Weltneuheit für Stahl. ArcelorMittal untersucht industriellen Einsatz von reinem Wasserstoff*. <https://www.pressebox.de/pressemitteilung/arcelormittal-germany-holding/Weltneuheit-fuer-Stahl-ArcelorMittal-untersucht-industriellen-Einsatz-von-reinem-Wasserstoff/boxid/949554>

BCG/VDEh. (2013). *Steel's contribution to a Low Carbon Europe 2050. Technical and Economic Analysis of the sector's CO₂ abatement potential*.

Bender, M. et al. (2018). *Coupled Production of Steel and Chemicals*. In: Chem. Ing. Tech., 90, No. 11, S. 1–25.

Fasihi, M.; Bogdanov, D.; Breyer, C. et al. (2016). *Techno-Economic Assessment of Power-to-Liquids (PtL) Fuels Production and Global Trading Based on Hybrid PV-Wind Power Plants*. Energy Procedia 99, S. 243–268.

Hölling, M.; Weng, M.; Gellert, S. (2017). *Bewertung der Herstellung von Eisenschwamm unter Verwendung von Wasserstoff*. Stahl und Eisen, Ausgabe 6/2017, S. 47–56.

HYBRIT. (2018). *Summary of findings from HYBRIT Pre-Feasibility Study 2016–2017*. <http://www.hybritdevelopment.com>

IRENA. (2018). *Hydrogen from Renewable Power. Technology Outlook for the Energy Transition*.

Material Economics. (2019). *Industrial Transformation 2050. Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry*. Stockholm.

Salzgitter AG. (2019). *SALCOS-Webseite*. <https://salcos.salzgitter-ag.com/>

Simon, F. (2018). *Swedish steel boss: 'Our pilot plant will only emit water vapour'*. <https://www.euractiv.com/section/energy/interview/hybrit-ceo-our-pilot-steel-plant-will-only-emit-water-vapour/>

Vogl et al. (2018). *Assessment of hydrogen direct reduction for fossil-free steelmaking*. Journal of Cleaner Production 203, S. 736–745.

2.2 Eisenelektrolyse und Einschmelzen im Elektrolichtbogenofen (Ersatz der Hochofenroute)

2.2.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Bei der Eisenelektrolyse werden Eisenerze bei einer Temperatur von 110 °C in einer Natronlauge zu Roh-eisen reduziert und anschließend im Lichtbogenofen zu Rohstahl geschmolzen. Auf ein kohlenstoffhaltiges Reduktionsmittel kann verzichtet werden. Das Verfahren verspricht somit eine deutliche Steigerung der Energieeffizienz gegenüber der Hochofenroute und könnte bei der ausschließlichen Nutzung von erneuerbar erzeugtem Strom prinzipiell CO₂-frei sein. Der Strombedarf für die alkalische Eisenelektrolyse wäre mit rund 2,9 MWh pro Tonne Rohstahl um ein Vielfaches höher als bei der Hochofenroute, jedoch niedriger als in dem mit *grünem* Wasserstoff betriebenen Direktreduktionsverfahren, bzw. in etwa gleichauf, wenn im DRI-Verfahren zusätzlich in bedeutendem Maße Methan zum Einsatz kommt.

2.2.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050⁶

Für die Ermittlung der Produktionskosten wurden Investitionen für eine Elektrolyseeinheit entsprechend dem so genannten ULCOWIN-Verfahren mit einer Spannweite von 900 bis 3.350 €/Jahrestonne Eisen (Lavelaine de Maubeuge et al. 2016) sowie für einen Elektrolichtbogenofen in Höhe von 128 €/Jahrestonne Stahl (BCG/VDEh 2013) hinterlegt. Falls vor 2050 Produktionskapazitäten in relevantem Umfang errichtet werden, könnten die Kosten 2050 mit entsprechenden Lerneffekten eher auf dem Niveau des niedrigeren Wertes liegen. Für die engere Spannweite wurde aber ein Bereich für den Investitionsbedarf von 1.500 bis 2.700 € pro Jahrestonne Eisen für 2050 angenommen. Ein weiterer relevanter Kostenpunkt sind die Stromkosten. Hier wurden analog zu den anderen Steckbriefen für 2050 spezifische Stromkosten von 50 (60) €/MWh angelegt. Bei einem

spezifischen Strombedarf für Elektrolyse und Schmelzen in Höhe von 2,9 MWh/Tonne Rohstahl ergeben sich Strombezugskosten von 145 (174) €. Die sonstigen Materialkosten (für Schrott, Legierungsmittel, Kalk etc.) belaufen sich ähnlich wie bei den anderen Routen auf 334 bis 371 € pro Tonne Rohstahl. Insgesamt liegen die Produktionskosten pro Tonne Rohstahl damit zwischen 645 und 828 €.

2.2.3 Strombedarf

Der Strombedarf für die Herstellung von Stahl mittels des ULCOWIN-Prozesses beträgt rund 2,9 MWh pro Tonne (abgeleitet aus Lavelaine de Maubeuge et al. 2016).⁷ Dies entspricht in etwa dem 7-fachen Strombedarf der konventionellen Primärstahlherstellung über die Hochofen-Konverter-Route. Der Strombedarf entsteht hauptsächlich (zu gut 80 %) durch den elektrolytischen Reduktionsprozess. Der restliche Strombedarf ist im Wesentlichen auf den Schmelzprozess zurückzuführen. Würden 50 % (100 %) der in Deutschland über die Hochofenroute laufenden Stahlproduktion des Jahres 2017 in Höhe von 29,5 Mio. t mittels des ULCOWIN-Verfahrens hergestellt, so würde dadurch ein zusätzlicher Elektrizitätsbedarf von 43 TWh (85 TWh) entstehen. Für den Referenzfall der Hochofenroute wurde dabei angenommen, dass kein Nettostrombedarf vorliegt, da sich die Hochofenroute über die Kuppelgasnutzung in den Kraftwerken selbst versorgen kann.

2.2.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Für die spezifischen CO₂-Emissionen wird wiederum auf die Angaben von Lavelaine de Maubeuge et al. (2016) zurückgegriffen. Demzufolge können durch den ULCOWIN-Prozess die spezifischen Emissionen auf 0,217 Tonnen CO₂ pro Tonne Rohstahl reduziert werden, sofern zusätzlich angenommen wird, dass der Wärmeeintrag elektrisch geschieht. Dabei ist angenommen, dass der Strombedarf für die Eisenelektrolyse sowie für den Elektrolichtbogenofen

⁶ In realen Preisen, gegenwärtiges Preisniveau. Annahme: Diskontsatz von 8 %.

⁷ Aufgrund der hohen Unsicherheit dieser Technologie und aktualisierter Berechnungen ist der spezifische Strombedarf nicht deckungsgleich mit den Angaben (2,5 MWh pro Tonne Rohstahl) in

Teil F der Hauptstudie *Klimaneutrale Industrie: Schlüsseltechnologien und Politikoptionen für Stahl, Chemie und Zement*.

und alle Hilfsaggregate vollständig durch Erneuerbare Energien gedeckt wird. Für einen nachgelagerten Walzprozess ist zusätzlicher Energiebedarf zu berücksichtigen, der direkt elektrisch oder über Wasserstoff CO₂-frei gedeckt werden kann.

2.2.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Die CO₂-Vermeidungskosten lassen sich aus der Differenz der Produktionskosten und der Differenz der spezifischen CO₂-Emissionen zwischen Elektrolyse-Route und konventioneller Hochofen-Route berechnen. Für letztere wurden Produktionskosten in Höhe von 391 €/Tonne Rohstahl (Material Economics 2019)⁸ und spezifische Emissionen von 1,71 Tonnen CO₂/Tonne Rohstahl (eigene Abschätzung für Deutschland) angelegt. Da die Hochofenroute Kuppelgase für das anschließende Warmwalzen des Rohstahls bereitstellt, wurden Mehrkosten für den Strombezug im Walzprozess zusätzlich berücksichtigt. Bei einem Strompreis von 60 € macht das pro Tonne Rohstahl 14 € aus. Daraus ergeben sich für die im Steckbrief angegebene Spannweite der Produktionskosten Vermeidungskosten von 170 bis 292 €/Tonne CO₂.

Aufgrund der voraussichtlich erst nach 2050 erreichten Marktreife der Technologie erscheint eine separate Kostenabschätzung für das Jahr 2030 nicht sinnvoll.

2.2.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Da hier angenommen wird, dass die Eisenelektrolyse nicht vor dem Jahr 2050 marktreif sein wird und somit keine nennenswerten Investitionen in entsprechende Anlagen erfolgen werden, ist eine Diskussion des Reinvestitionsbedarfs bei der Primärstahlerzeugung in Deutschland bis 2050 für diese Technologie nicht relevant.

2.2.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Die potenziellen CO₂-Minderungen wurden statisch gegenüber der heutigen Kapazität analog zum Reinvestitionsbedarf (s. o.) bestimmt. Der Annahme folgend, dass die Technologie erst nach 2050 TRL 9 erreicht haben wird und damit großmaßstäblich erst dann zum Einsatz kommen kann, wurde der Technologie bis 2050 kein relevantes THG-Minderungspotenzial zugerechnet, sondern nur eine sehr geringe Emissionsminderung durch eine mögliche Demonstrationsanlage unterstellt. Entsprechende Demonstrationsanlagen würden in Europa allerdings möglicherweise eher nicht in Deutschland, sondern in Ländern mit günstigeren und stetigeren Erneuerbaren-Energien-Potenzialen (z. B. in Norwegen) errichtet werden.

2.2.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

SIDERWIN

Ein von ArcelorMittal geführtes Konsortium arbeitet an der Entwicklung einer experimentellen Anlage zur Eisenelektrolyse nach dem *Electrowinning*-Verfahren (ULCOWIN). Diese soll im Rahmen eines von der EU geförderten Projektes (2017 bis 2022) in Nordfrankreich entstehen. Neben der Entwicklung und Erprobung eines Prototyps einer Elektrolysezelle soll auch eine Kopplung an die Nutzung erneuerbaren Stroms durch flexible Fahrweise und Integration in das Stromnetz untersucht werden. Die Nutzung von Eisenoxiden niedriger Qualität sowie eisenhaltiger Reststoffe als Eingangsstoff in die Elektrolyse bildet einen weiteren Untersuchungsgegenstand des Projekts (Siderwin 2018).

Boston Metal

Das 2012 gegründete Start-Up Boston Electrometallurgical Corporation (Boston Metal) arbeitet an der Kommerzialisierung eines am MIT (*Massachusetts Institute of Technology*) entwickelten Verfahrens - der so genannten Oxid-Schmelz-Elektrolyse. In einer speziellen Elektrolysezelle, deren Elektrolyt aus

⁸ Zusätzlich zu den Angaben von Material Economics wurden 20 € pro Tonne Rohstahl für den Einsatz von Legierungsmitteln angesetzt.

geschmolzenen Oxidverbindungen (u. a. Kalziumoxid und Magnesiumoxid) besteht, kann Eisenerz (Fe_2O_3 sowie Fe_3O_4) ohne ein kohlenstoffhaltiges Reduktionsmittel bei bis zu 2.000 °C direkt in seine Hauptbestandteile Sauerstoff (O_2) und Roheisen (Fe) umgewandelt werden (Temple 2018; Boston Metal 2019). Das Unternehmen plant den Bau einer Demonstrationsanlage zur Herstellung von Ferrovanadium bis 2022 (Reints 2019).

2.2.9 Referenzen

BCG/VDEh. (2013). *Steel's contribution to a low-carbon Europe 2050. Technical and Economic Analysis of the sector's CO₂ abatement potential.*

Boston Metal. (2019). *A world with no pollution from metals production.* <https://www.bostonmetal.com/>

Lavelaine de Maubeuge et al. (2016). *Iron production by electrochemical reduction of its oxide for high CO₂ mitigation (IERO). Final report.* Brüssel.

Material Economics. (2019). *Industrial Transformation 2050. Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry.* Stockholm.

Reints, R. (2019). *Bill Gates-Led Venture Capital Fund Invests in Carbon-Free Steel Manufacturing.* <https://fortune.com/2019/01/09/boston-metal/>

Siderwin. (2018). *Objectives.* <https://www.siderwin-spire.eu/content/objectives>

Temple, J. (2018). *A new way to make steel could cut 5% of CO₂ emissions at a stroke.* <https://www.technologyreview.com/s/611961/this-mit-spinout-could-finally-clean-up-steel-one-of-the-globes-biggest-climate-polluters/>

2.3 HIsarna®-Verfahren in Kombination mit CO₂-Abscheidung und Speicherung (Ersatz der Hochofenroute)

2.3.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Das HIsarna®-Verfahren ist ein neuartiger kohlebasierter Schmelzreduktionsprozess, wodurch in der Stahlherstellung auf die Agglomerationsstufen (Kokerei, Sintern/Pelletieren) verzichtet werden kann. Das Eisenerz, dem bis zu 50 % Schrott beigemischt werden kann, wird durch eine spezielle Prozessführung in nur einem Reaktor direkt zu Roheisen reduziert. Das Verfahren eignet sich wegen des relativ reinen CO₂-Abgasstroms gut für die Kombination mit CCS und ermöglicht auf diese Weise CO₂-Minderungen von bis zu 86 %. Der Strombedarf für das HIsarna-Verfahren liegt bei etwa 0,5 MWh pro Tonne Rohstahl.

2.3.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050⁹

Bei der Analyse möglicher zukünftiger Produktionskosten wurde unterstellt, dass HIsarna an einem bestehenden Hochofen-Standort die Hochofenroute ersetzt. Für ein solches *Brownfield Investment* in die HIsarna-Technologie geben Croezen/Korteland (2008) einen Wert von 65 % der Investitionskosten gegenüber einem *Greenfield Investment* in die Hochofenroute an. Für letztere wurden durch BCG/VDEh (2013) ein Wert von 428 € pro Tonne Jahreskapazität (Stahl) ermittelt (für Kokerei, Sinteranlage, Hochofen und Konverter), wonach sich Kapitalkosten für den HIsarna-Prozess in Höhe von 278 € ableiten lassen. Vereinfachend wurden hier 300 € angesetzt (analog zu Material Economics 2019). BCG/VDEh (2013) geben für ein vergleichbares Schmelzreduktionsverfahren (Corex/Finex) ein Investitionsvolumen von 265 € pro Tonne Jahreskapazität (Stahl) an.

Ein Kostenvorteil von HIsarna gegenüber der Hochofenroute besteht in der Möglichkeit, konventionelle

Steinkohle anstatt hochwertiger Kokskohle zu verwenden. Zusammen mit dem Effizienzvorteil von HIsarna in Höhe von 20 % gegenüber der Hochofenroute ergibt sich somit eine deutliche Einsparung bei den Energiekosten. Beim Bezug des Erzes wurden keine Kostenvorteile unterstellt. Zwar bietet HIsarna die Möglichkeit, kostengünstige Feinerze direkt im Reaktor zu verwenden, doch bieten die Sinteranlagen, die in den Hochofenprozess integriert sind, diese Möglichkeit auch. Insofern spiegelt sich die Möglichkeit der direkten Feinerz-Verarbeitung in den niedrigeren Kapitalkosten wider, da bei HIsarna auf die Sinteranlagen verzichtet werden kann. Für die CO₂-Capture-Technologie am Reaktor wurden Investitionskosten in Höhe von 128 € pro Tonne Jahreskapazität Stahl angesetzt, sowie Betriebskosten in Höhe von 20 bis 30 € pro Tonne abgeschiedenes CO₂ (analog zu Material Economics 2019). Die weiteren Kosten für CCS setzen sich aus Kosten für den Transport (je nach Standort zwischen 11 €/Tonne CO₂ an der Küste¹⁰ und 18 €/Tonne CO₂ im Binnenland¹¹) sowie die Speicherung in einem erschöpften Erdöl- oder Erdgasfeld in der Nordsee (10 €/Tonne CO₂¹²) zusammen. Analog zu den anderen Steckbriefen wurde ein Strompreis von 50 bis 60 €/MWh angenommen.

Hinterlegt wurde außerdem ein Schrotteinsatz im Konverter in Höhe von 17 % bezogen auf die gesamte Stahlmenge. Um die Vermeidungskosten vergleichbar zu halten, wurde dieser Anteil auch bei der Referenztechnologie (Hochofenroute) sowie bei der Elektrolyse und H-DRI (siehe die weiteren Steckbriefe) hinterlegt. Daraus ergeben sich Gesamtproduktionskosten mit einer Spanne von 427 bis 454 €/Tonne Rohstahl. Die Spanne könnte tatsächlich etwas größer sein, da die Ableitung der Investitionskosten nur sehr indirekt und auf Basis älterer Quellen erfolgte.

⁹ In realen Preisen, gegenwärtiges Preisniveau. Annahme: Diskontsatz von 8 %.

¹⁰ ZEP (2011a).

¹¹ Eigene Abschätzung für einen Binnenschifftransport von CO₂ bis zu einem Seehafen sowie den Seetransport gemäß ZEP (2011a)

mit einer unterstellten Jahresmenge von 20 Mio. Tonnen CO₂ sowie einer Entfernung von 500 km vom Seehafen bis zur Speicherstätte.

¹² ZEP (2011b).

2.3.3 Strombedarf

Der Strombedarf für die Herstellung von Stahl mittels des HIsarna-Verfahrens (in Kombination mit CCS) liegt rund 40 % höher als bei der konventionellen Primärstahlherstellung über die Hochofen-Konverter-Route und somit bei etwa 500 kWh pro Tonne (Material Economics 2019). Würden 50 % (100 %) der in Deutschland über die Hochofenroute laufenden Stahlproduktion des Jahres 2017 in Höhe von 29,5 Mio. t mittels des HIsarna-Verfahrens hergestellt, so würde dadurch ein zusätzlicher Elektrizitätsbedarf von 7 TWh (14 TWh) entstehen. Für den Referenzfall der Hochofenroute wurde dabei angenommen, dass kein Nettostrombedarf vorliegt, da sich die Hochofenroute über die Kuppelgasnutzung in den Kraftwerken selbst versorgen kann.

2.3.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Bei der Berechnung der spezifischen CO₂-Emissionen wurden die Emissionen aus der Verbrennung des Konvertergases angesetzt (0,14 t CO₂/Tonne Rohstahl) sowie ein zusätzlicher Verlust an CO₂ bei der Abscheidung, woraus sich auf den gesamten Prozess bezogen eine spezifische Emission in Höhe von 0,24 t CO₂/Tonne Rohstahl und somit eine relative Minderung von 86 % ergibt.

2.3.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Referenz ist die Hochofenroute mit spezifischen Emissionen in Höhe von 1,71 t CO₂/Tonne Rohstahl. Die Emissionen aus der Verwendung der Kuppelprodukte (Hochofen- und Konvertergas) wurden bei dieser Ansetzung voll dem Rohstahl zugerechnet. Diese Gase werden vor allem beim Warmwalzen verwendet, über diesen Bedarf hinausgehende Mengen gehen in die Stromerzeugung. Im Falle der HIsarna-Route steht nur Konvertergas zur Verfügung, dessen Aufkommen jedoch nicht ausreicht, um die Wiedererwärmungsöfen einer dem Konverter entsprechenden Produktionskapazität zu befeuern. Insofern wurden zusätzliche Kosten für den Bezug emissionsfreien Stroms angesetzt, um die Differenzenergiemenge bereitzustellen. Die Verbrennung

des Konvertergases ist mit einer CO₂-Emission verbunden, die bei der Berechnung der spezifischen Emissionen (s. o.) berücksichtigt wurde.

Aufbauend auf diesen Annahmen ergeben sich CO₂-Vermeidungskosten in Höhe von 25 bis 45 € pro Tonne. Da mit einer Markteinführung der Technologie erst nach 2030 zu rechnen ist, wurden lediglich Angaben für 2050 ermittelt.

2.3.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Der Reinvestitionsbedarf in die Reduktionstechnologie wurde im Rahmen einer Auswertung der WISEE INDUSTRY STOCK-Datenbank des Wuppertal Instituts durch die bestehende Altersstruktur der Hochöfen (bzw. die Daten zu vergangenen Retrofits) sowie einem angenommenen Reinvestitionszyklus bei den Hochöfen von 20 Jahren bestimmt. Dahinter steht die Beobachtung, dass die Ausmauerung der bestehenden Hochöfen nach etwa 20 Jahren erneuert werden muss, was in Hinblick auf das Investitionsvolumen etwa 50 % einer Neuinvestition entspricht (BCG/VDEh 2013). Unberücksichtigt bleibt hierbei, dass sich der Bedarf nach Reduktionsanlagen in Zukunft in Folge von erhöhtem Schrotteinsatz in der Sekundärroute nach unten oder durch eine erhöhte Nachfrage nach oben verändern kann.

2.3.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Die potenziellen CO₂-Minderungen wurden statisch gegenüber der heutigen Kapazität analog zum Reinvestitionsbedarf (s. o.) bestimmt. Der Annahme folgend, dass die Technologie ab dem Jahr 2035 TRL 9 erreicht hat und damit großmaßstäblich zum Einsatz kommen kann, wurde ab diesem Zeitpunkt ein Ersatz der zur Reinvestition anstehenden Hochöfen durch HIsarna-Anlagen und eine spezifische CO₂-Einsparung von 1,5 t CO₂ pro Tonne Rohstahl (s. o.) berücksichtigt. Würden ab 2035 alle zur Reinvestition anstehenden Stahlerzeugungskapazitäten in Deutschland auf das HIsarna-Verfahren (inklusive CCS) umgestellt, so ergäbe sich eine absolute Einsparung an CO₂-Emissionen von rund 44 Mio. Tonnen.

Für 2030 wird aufgrund der angenommenen späteren Marktreife der Technologie kein Minderungspotenzial erwartet.

2.3.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Pilotanlage von Tata Steel in IJmuiden (NL)

Seit 2011 betreibt Tata Steel im niederländischen IJmuiden eine Pilotanlage mit einer nominellen Jahreskapazität von 60.000 Tonnen Roheisen. Seitdem wurden vier kurze Testläufe durchgeführt, während derer nach Auskunft des Unternehmens erfolgreich Roheisen hergestellt und danach daraus Stahl produziert werden konnte (Tata Steel 2018). Im Jahr 2018 wurde außerdem ein Langzeittest durchgeführt, in dem die Eisenproduktion aus dem HIsarna-Reaktor in die Abläufe des bestehenden Stahlwerks integriert wurden.

Ein weiteres Upscaling der Technologie auf eine Pilotanlage mit einer Jahreskapazität von 400.000 Tonnen Roheisen könnte gemäß Unternehmensangaben zunächst in Indien erfolgen.¹³

2.3.9 Referenzen

BCG/VDEh. (2013). *Steel's contribution to a Low Carbon Europe 2050. Technical and Economic Analysis of the sector's CO₂ abatement potential.*

Croezen, H.; Korteland, M. (2008). *Technological developments in Europe. A long-term view of CO₂ efficient manufacturing in the European region.* Delft.

Material Economics. (2019). *Industrial Transformation 2050. Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry.* Stockholm.

Tata Steel. (2018). *HIsarna: Game Changer in the Steel Industry.* https://www.tatasteeleurope.com/static_files/Downloads/Corporate/About%20us/hisarna%20factsheet.pdf

ZEP. (2011a). *The Costs of CO₂ Transport Post-demonstration CCS in the EU.* Brussels.

ZEP. (2011b). *The Costs of CO₂ Storage. Post-demonstration CCS in the EU.* Brussels.

¹³ <https://www.tatasteel.nl/nl/nieuws/HIsarna-en-de-duurzameheidsambities-van-Tata-Steel>

2.4 CO₂-Abscheidung und Nutzung (CCU) von Hüttengasen aus integrierten Hochofenwerken (Nachrüstung an bestehenden Hochöfen)

2.4.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Beim CCU-Verfahren werden die in der Hochofenroute entstehenden Hüttengase zum Teil abgeschieden und für die Produktion chemischer Wertstoffe (u. a. Methanol, Ethanol, künstlich hergestellte Kraftstoffe oder Ammoniak) genutzt. Der so verwendete Hüttengas-Anteil muss nicht mehr verbrannt werden. Allerdings ist für eine CO₂-arme Produktion von z. B. Methanol (als Ausgangsstoff für die Kunststoffproduktion) die zusätzliche Produktion von grünem Wasserstoff nötig, wodurch diese Route sehr stromintensiv ist.

2.4.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050¹⁴

Für die Ermittlung der Produktionskosten wurden (zusätzlich zum *Retrofit* einer bestehenden Hütte) Investitionen in Höhe von 129 € pro Jahrestonne Stahlkapazität für verschiedene Anlagen der Hüttengasaufbereitung (Gastrennung) sowie für eine Methanolsynthese berücksichtigt.¹⁵ Diese Kosten entsprechen einem Design, in dem das Hüttengas weiterhin zur Feuerung der Winderhitzer oder auch in den Walzwerken verwendet wird und nur der Teil, der heute den Kraftwerken zugeführt wird, stofflich genutzt wird. Andere Konzepte, beschrieben etwa von Bender et al. (2018), erlauben höheren Abscheideraten, bedürfen hierfür jedoch deutlich höherer Investitionen und erfordern einen Eingriff mit Neukonzeption des Hochofens.

Wesentlich beeinflusst werden die Produktionskosten im Jahr 2030 von den Wasserstoffbereitstellungskosten. Diese hängen wiederum hauptsächlich von den Investitionskosten der Elektrolyseure, den Volllaststunden des Elektrolyseurs und den Strom- und Transportkosten ab.

Der untere Wert der Spannweite der Produktionskosten (812 €/Tonne Rohstahl) ergibt sich unter der Annahme, dass importierter Wasserstoff zu Kosten von 3,34 €/kg am Stahlwerk zur Verfügung steht. Diese Kosten beruhen auf der Annahme von Investitionskosten des Elektrolyseurs in Höhe von 500 €/kW, 3.000 Volllaststunden, Stromkosten von 60 €/MWh und Transportkosten (Pipeline-Transport) in Höhe von 35 €-Cent/kg Wasserstoff sowie einem Strompreis am Ort des Stahlwerks in Höhe von 60 €/MWh.

Der obere Wert der Spannweite der Produktionskosten (1033 €/Tonne Rohstahl) ergibt sich unter der Annahme, dass Wasserstoff zu Kosten von 5,67 €/kg importiert wird. Diese Kosten beruhen auf der Annahme von Investitionskosten des Elektrolyseurs in Höhe von 750 €/kW (Gesamtkosten einer integrierten Anlage), 6.000 Volllaststunden und Stromkosten von 40 €/MWh sowie Transportkosten in Höhe von 2,00 €/kg Wasserstoff. Würde der Wert der heutigen Produktion von Strom aus Hüttengasen berücksichtigt, so wären die Produktionskosten sogar noch höher anzusetzen.

Entsprechend dem dargestellten Fall können pro Tonne Stahl 0,57 Tonnen Methanol erzeugt werden. Die Zahlungsbereitschaft für dieses Produkt wurde wie folgt errechnet: Die chemische Industrie könnte das Methanol als Grundstoff zur Produktion von Olefinen verwenden (s. Steckbrief *Methanol-to-Olefin*). Um 2030 Kostenparität mit dem Referenzprozess des *Steamcracking* von Naphtha (842 €/t Olefin) zu erreichen, könnte die chemische Industrie einen maximalen Einkaufspreis von 305 €/Tonne Methanol akzeptieren, was hier als möglicher Erlös bei der Stahlproduktion zu Grunde gelegt wurde.

2.4.3 Strombedarf

Der gegenüber der herkömmlichen Hochofenroute zusätzliche Strombedarf entsteht im Wesentlichen durch die Weiterverarbeitung der Hüttengase zu für

¹⁴ In realen Preisen, gegenwärtiges Preisniveau. Annahme: Diskontsatz von 8 %.

¹⁵ Die Informationen zum Konzept wurden durch das Carbon2Chem-Konsortium zur Verfügung gestellt.

die chemische Industrie nutzbaren Grundstoffen wie Methanol. Für diese Weiterverarbeitung werden große Mengen Wasserstoff benötigt. Insgesamt entsteht dadurch ein Strombedarf von 3,6 MWh/Tonne Rohstahl – zusätzlich schlägt die „verlorene“ Stromproduktion aus Hüttengasen mit ca. 0,5 MWh zu Buche. Würden 50 % (100 %) der Hüttengase der auf der Hochofenroute basierenden deutschen Stahlproduktion von 2017 (29,5 Mio. t) entsprechend dem dargestellten Konzept zu Methanol weiterverarbeitet, würden dafür 53 TWh (106 TWh) Strom aus erneuerbaren Energien benötigt. Für den Referenzfall der Hochofenroute wurde dabei angenommen, dass kein Nettostrombedarf vorliegt, da sich die Hochofenroute über die Kuppelgasnutzung in den Kraftwerken selbst versorgen kann.

2.4.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Für die spezifischen CO₂-Emissionen wurde wiederum auf Angaben aus dem *Carbon2Chem*-Konsortium zurückgegriffen. Demzufolge können durch einen Einsatz von CCU die spezifischen Emissionen auf 0,86 Tonnen CO₂ pro Tonne Rohstahl reduziert werden. Da die Stahlindustrie in unserer Rechnung die kompletten Mehrkosten für Stahl- und entsprechende Olefinproduktion trägt, so kann ihr auch die Minderung durch die Verwendung des Kuppelprodukts Methanol als Feedstock zur Produktion von Olefinen gutgeschrieben werden. Pro Tonne Methanol können 0,37 Tonnen Olefine erzeugt werden. Werden für eine Tonne Olefine eine spezifische Emission von 4,5 Tonnen CO₂ angesetzt gegenüber 3,5 Tonnen in der MtO-Route (jeweils inkl. *end-of-life* Emissionen), so ergibt sich gemeinsam mit der Minderung in der Stahlerzeugung selbst eine spezifische Minderung um 1,1 Tonnen CO₂ pro Tonne Rohstahl.

2.4.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Die CO₂-Vermeidungskosten lassen sich aus der Differenz der Produktionskosten und der Differenz der spezifischen CO₂-Emissionen zwischen CCU-

und konventioneller Hochofen-Route berechnen. Für letztere wurden Produktionskosten in Höhe von 391 €/Tonne Rohstahl (Material Economics 2019)¹⁶ und spezifische Emissionen von 1,71 Tonnen CO₂/Tonne Rohstahl (eigene Abschätzung für Deutschland) angelegt. Daraus sowie aus den Annahmen zur Minderung in der MtO-Route ergeben sich für die im Steckbrief angegebene Spannweite der Produktionskosten Vermeidungskosten von 231 bis 439€/Tonne CO₂ für das Jahr 2030.

2.4.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Nach dem dargestellten Konzept sind die Investitionen in die CCU-Technologie physisch unabhängig von den Reinvestitionen an der Hochofenroute selbst (Kokereien, Sinteranlagen, Hochöfen, Konverter), weil die neuen Anlagen *end-of-the-pipe* angeschlossen werden können. Daher erfolgt hier keine Abschätzung zum Reinvestitionsbedarf. Wahrscheinlich jedoch würden auch *end-of-the-pipe*-Anlagen nur entsprechend einem Hüttengasaufkommen investiert, das über 20 Jahre sicher zur Verfügung steht.

2.4.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

CCU in der Hochofenroute könnte prinzipiell ab frühestens 2025 großtechnisch in bestehenden Hütten zum Einsatz kommen. Allerdings ist dieses Verfahren – wenn der zusätzliche *grüne* Wasserstoffbedarf für Folgeprodukte wie Methanol berücksichtigt wird – mit 3,6 MWh/Tonne Rohstahl äußerst stromintensiv. Zudem ist für weitreichende CO₂-Minderungen dieser Technologie die Nutzung von CO₂-freiem Strom unabdingbar, was eine sinnvolle Anwendung dieser Technologie in Deutschland bis 2030 zumindest stark begrenzt. Nach unseren Analysen sind zudem die abgeschätzten CO₂-Vermeidungskosten im Jahr 2030 für CCU mit 231 bis 439 €/Tonne CO₂ um ein Vielfaches höher als die Verfahren der Direktreduktion (60 bis 165 €/Tonne CO₂). Falls bis 2030

¹⁶ Zusätzlich zu den Angaben von Material Economics wurden 20 € pro Tonne Rohstahl für den Einsatz von Legierungsmitteln angesetzt.

dennoch ein Hochofen mit einer Kapazität von 2 Mio. t Rohstahl mit CCU nachgerüstet würde und der Strombedarf komplett aus Erneuerbaren Energien gedeckt würde, wäre eine CO₂-Minderung von 2 Mio. t CO₂ pro Jahr (gegenüber einer Anwendung von bester verfügbarer Technik ohne CCS) möglich.

Da langfristig die potenzielle CO₂-Minderung dieser Technologie aus Systemsicht stark abhängig ist von der Verwendung und Entsorgung der erzeugten chemischen Wertstoffe, wird hier auf eine Abschätzung der bis 2050 maximal erreichbaren CO₂-Minderung verzichtet.

2.4.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Carbon2Chem

In diesem Projekt arbeitet ThyssenKrupp mit mehreren Partnern aus der chemischen Industrie sowie Forschungsinstituten an einem Recycling der Hüttengase am Standort Duisburg. Ziel ist es, die Kohlenstoff- und Wasserstoffanteile in Kokerei-, Hochofen- und Konvertergas einer chemischen Nutzung zuzuführen. Dafür wurden bereits im Testbetrieb der Pilotanlage aus Hüttengasen sowie vor Ort zusätzlich produziertem grünem Wasserstoff Methanol, Ammoniak sowie höherwertige Alkohole hergestellt.

Steelanol

ArcelorMittal verfolgt neben mehreren anderen Ansätzen z. B. in Hamburg und Nordfrankreich auch ein CCU-Pilot-Projekt am Standort Gent in Belgien. In einem von Lanzatech entwickelten biochemischen Verfahren soll das in den Hüttengasen enthaltene Kohlenmonoxid durch Bakterien in Ethanol umgewandelt werden.¹⁷ Dieser Alkohol soll als Kraftstoff (Blending-Anteil in Benzin) vermarktet werden. Da nur Kohlenmonoxid, nicht jedoch der Kohlendioxid-Anteil in den Gasen adressiert wird, ist der mögliche Minderungsbeitrag dieses Technologiepfades begrenzt.

Carbon4PUR

Ziel des Carbon4PUR-Ansatzes ist es, die Anteile von CO₂ und Kohlenmonoxid aus den Hüttengasen der diversen Prozesse der integrierten Hochofenroute zu Ausgangsstoffen für die Produktion von Polyurethan umzuwandeln. In dem bis zum Jahr 2020 durch die EU geförderten Projekt arbeiten verschiedene Unternehmen, Verbände und wissenschaftliche Institutionen an der Realisierung des Ansatzes, dazu gehören u. a. Covestro, Recticel, ArcelorMittal, Dechema und die RWTH Aachen. Derzeit laufen Untersuchungen für eine mögliche Pilotanlage in Südfrankreich.

2.4.9 Referenzen

BCG/VDEh. (2013). *Steel's contribution to a low-carbon Europe 2050. Technical and Economic Analysis of the sector's CO₂ abatement potential.*

Bender et al. (2018). *Coupled Production of Steel and Chemicals.* In: Chem. Ing. Tech., 90, No. 11, S. 1–25.

Fasihi, M.; Bogdanov, D.; Breyer, C. et al. (2016). *Techno-Economic Assessment of Power-to-Liquids (PtL) Fuels Production and Global Trading Based on Hybrid PV-Wind Power Plants.* Energy Procedia 99, S. 243–268.

Material Economics. (2019). *Industrial Transformation 2050. Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry.* Stockholm.

¹⁷ <http://www.steelanol.eu/en/news/arcelormittal-lanzatech-and-primetals-technologies-announce-partnership-to-construct-breakthrough-87m-biofuel-production-facility>

3 Chemie

3.1 Wärme- und Dampferzeugung aus *Power-to-Heat* (Ersatz der fossilen Dampferzeugung in Gaskesseln und KWK-Anlagen)

3.1.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Power-to-Heat ermöglicht – neben einem Beitrag zur Flexibilisierung des Stromsystems – die direkte Nutzung von Strom zur Wärme- und Dampferzeugung. Dadurch kann die Verwendung fossiler Brennstoffe in KWK-Anlagen oder Gaskesseln reduziert und bei der Nutzung von 100 % erneuerbarem Strom schließlich ersetzt werden. Als Technologien kommen sowohl Elektrodenkessel (für 200 bis 500 °C) als auch Hochtemperaturwärmepumpen sowie die mechanische Brüdenverdichtung (für bis zu etwa 200 °C) infrage.

3.1.2 Ermittlung der Produktionskosten in den Jahren 2030 und 2050

In der Chemieindustrie werden große Mengen an Wärme in Form von Dampf benötigt. Dieser Dampf wird gegenwärtig mit fossilen Energieträgern (vornehmlich Erdgas und Kohle) erzeugt, kann aber alternativ auch durch elektrische Heizsysteme bereitgestellt werden. Hierbei kommen sowohl Elektrodenkessel für Temperaturen bis etwa 500 °C als auch Hochtemperaturwärmepumpen für Temperaturen bis etwa 200 °C infrage.

Für die Kosten von Dampf aus Elektrodenkesseln haben wir zwei verschiedene Einsatzfälle betrachtet und für beide dieser Fälle eine Kostenspanne mit einem niedrigen Wert und einem hohen Wert berechnet. Für die Berechnung wurde auf unterschiedliche Literaturquellen und eigene Annahmen zurückgegriffen. Im Anhang dieses Dokuments finden sich die Tabellen mit den vollständigen Annahmen (und ihrer jeweiligen Quellen) für die Berechnungen.

a) Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2030

Im ersten Fall wird ein bivalenter Betrieb der Elektrodenkessel angenommen, das heißt, es wird unterstellt, dass die Kessel lediglich zu bestimmten Zeiten die fossile Dampferzeugung ersetzen beziehungsweise ergänzen, und zwar immer zu solchen Zeiten, in denen der Strompreis im Großhandel sehr günstig ist. Für diesen Fall unterstellen wir 2.000 Volllaststunden (VLS) pro Jahr und einen durchschnittlichen Strompreis von 15 €/MWh (für den unteren Wert) beziehungsweise 25 €/MWh (für den oberen Wert). Eine solche Betriebsweise erscheint sinnvoll, um das unter den für das Jahr 2030 zu erwartenden Rahmenbedingungen (unter anderem der höheren Anzahl an Jahresstunden mit negativen beziehungsweise sehr niedrigen Strompreisen) wirtschaftliche – wenn auch begrenzte – Potenzial von Elektrodenkesseln zu realisieren. Neben dem Strompreis unterscheiden sich auch die angenommenen Investitionskosten, die mit 125 €/kW (für den unteren Wert) beziehungsweise 300 €/kW (für den oberen Wert) veranschlagt werden. Für diesen hybriden Einsatzfall (2.000 VLS, Jahr 2030) ergibt sich unter den getroffenen Annahmen eine Kostenspanne von 2,3 bis 4,4 €-ct/kWh_{th} für die Dampferzeugung im Elektrodenkessel.

b) Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050

Im zweiten Fall wird ein monovalenter Betrieb der Elektrodenkessel angenommen. Dieser Fall wird als Standard für das Jahr 2050 unterstellt, denn bis dahin sollte die Wärmeerzeugung aus fossilen Energieträgern aus Gründen des Klimaschutzes weitgehend oder komplett durch *Power-to-Heat*-Anwendungen oder durch auf erneuerbarem Strom basierende Energieträger verdrängt sein. Bei angenommenen jährlichen 8.000 VLS ist mit einem deutlich höheren durchschnittlichen Strompreis zu rechnen. Wir nehmen hier als Kosten für den Strombezug 50 €/MWh (für den unteren Wert) beziehungsweise 60 €/MWh (für den oberen Wert) an. Bei den Investitionskosten

gehen wir bei dieser weitgehend ausgereiften Technologie von nur moderaten Senkungen zwischen 2030 und 2050 aus und legen Kosten in Höhe von 100 €/kW (für den unteren Wert) beziehungsweise 250 €/kW (für den oberen Wert) zugrunde. Für diesen monovalenten Einsatzfall (8.000 VLS, Jahr 2050) ergibt sich unter den getroffenen Annahmen eine Kostenspanne von 5,2 bis 6,4 €-ct/kWh_{th}.

Auf eine Abschätzung der Kosten von Hochtemperaturwärmepumpen wird an dieser Stelle aufgrund ihres noch nicht vollständig ausgereiften technologischen Standes und wegen der hohen Abhängigkeit der Kosten vom jeweiligen Standort beziehungsweise Anwendungsfall (unter anderem Größe der Anlage, Art und Temperaturniveau der verfügbaren Abwärme, erforderliche Dampfparameter, Komplexität der Integration der Anlagen) verzichtet. Aufgrund ihrer hohen Energieeffizienz (typischerweise Faktor 2 bis 4 im Vergleich zur direkt-elektrischen Dampferzeugung) und der hohen Kapitalkosten für das Wärmepumpenaggregat sowie für die Erschließung geeigneter Wärmequellen ist davon auszugehen, dass bei Hochtemperaturwärmepumpen nur der monovalente Anwendungsfall sinnvoll ist. Grundsätzlich könnte diese Technologie zukünftig einen erheblichen Beitrag zur Deckung des Wärmebedarfs in der Chemieindustrie liefern, häufig vermutlich auch zu niedrigeren Kosten als monovalent betriebene Elektrodenkessel. Ihr Potenzial und ihre Umsetzungsvoraussetzungen sollten daher in Zukunft genauer untersucht werden.

3.1.3 Strombedarf

Der aktuelle Dampfbedarf der deutschen Grundstoffchemie wird auf Grundlage von Modellierungen des Wuppertal Institut auf rund 70 TWh/a geschätzt. Der zukünftige Strombedarf für eine vollständige Elektrifizierung der Dampferzeugung hängt davon ab, in welchem Ausmaß Elektrodenkessel (mit einem Wirkungsgrad von knapp unter 1) und in welchem

Ausmaß Wärmepumpen (mit einem Wirkungsgrad in typischen industriellen Anwendungen von 2 bis 4) zum Einsatz kommen können. Unter der Annahme, dass langfristig 35 % des gegenwärtigen Dampfbedarfs der Grundstoffchemie über Hochtemperaturwärmepumpen (teilweise mit mechanischem Brüdenverdichter) gedeckt werden können und die restlichen 65 % durch Elektrodenkessel bereitgestellt werden (Bazzanella/Ausfelder 2017), ergibt sich – unter der Annahme eines durchschnittlichen Wirkungsgrads der Wärmepumpen von 3 – ein zusätzlicher zukünftiger Strombedarf in Höhe von rund 55 TWh.

3.1.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Für den gegenwärtig genutzten fossilen Pfad wird eine Emissionsintensität von 223 g CO₂/kWh angenommen, während die elektrische Dampferzeugung im Idealfall Nullemissionen aufweist. Dies ist allerdings stark von einer ausreichenden zukünftigen Verfügbarkeit von Strom aus Erneuerbaren Energien abhängig.

Sofern der Strombedarf für die elektrischen Dampferzeuger nicht in einem mit 100 % erneuerbarem Strom versorgten (Teil-)Netz anfällt beziehungsweise der verwendete Strom aus Erneuerbaren Energien ansonsten zur Vermeidung anderer Emissionen genutzt würde, muss die Emissionsintensität der elektrischen Dampferzeugung individuell betrachtet werden. Erst ab einem Emissionsfaktor für den individuellen Strommix von weniger als rund 220 g CO₂ pro kWh ist die Elektrifizierung der fossilen Route vorzuziehen.¹⁸

3.1.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Für die Berechnung der CO₂-Vermeidungskosten der PtH-Technologien müssen Annahmen zu den gegenwärtigen Kosten der Wärmebereitstellung in der Chemieindustrie getroffen werden. Als typische gegenwärtig zum Einsatz kommende Technologie wird

¹⁸ In vorliegenden Klimaschutzszenarien, die eine Minderung der THG-Emissionen (gegenüber 1990) um 95 % bis zum Jahr 2050 beschreiben, fallen die durchschnittlichen spezifischen Emissionen der Stromerzeugung in Deutschland um das Jahr 2030 unter diesen Schwellenwert (vgl. Gerbert et al. 2018, Repenning et al.

2015). Ein früherer Einstieg in die *Power-to-Heat*-Technologie kann aus systemischer Sicht dennoch sinnvoll sein, um den für ein klimaneutrales Energiesystem benötigten Kapazitätsaufbau bewältigen zu können und die Flexibilität der Stromnachfrage zu erhöhen.

die Wärmeerzeugung in erdgasbasierten KWK-Anlagen herangezogen.

Deren Kosten sind allerdings schwierig exakt zu bestimmen, denn sie variieren für einzelne Unternehmen, Standorte und Zeitpunkte unter anderem in Abhängigkeit vom Erdgaspreis, dem CO₂-Preis, der Menge und Gleichmäßigkeit des Wärmebedarfs sowie dem (unternehmerischen) Wert des mit der KWK-Anlage erzeugten Stroms. An dieser Stelle gehen wir für die Berechnung der CO₂-Vermeidungskosten der PtH-Technologien von Wärmeerzeugungskosten von 3,5 €-ct/kWh aus. Diesen Wert leiten wir aus Angaben in vorliegender Literatur ab (Brandstät/Fette 2014). Der Wert liegt etwas über dem durchschnittlichen Erdgaspreis der vergangenen fünf Jahre für industrielle Abnehmer (rund 2,9 ct/kWh) (destatis 2019). Außerdem werden hier für die Referenztechnologie eine Dampferzeugung über einen Dampfkessel angenommen und dafür wie erwähnt (bei einer angenommenen Effizienz von 90 %) Emissionen in Höhe von 223 g/kWh_{th} zugrunde gelegt.

Auf dieser Basis, den oben abgeleiteten Kosten der Dampferzeugung aus Elektrodenkesseln sowie der Annahme, dass deren Strombedarf vollständig auf Basis von Erneuerbaren Energien gedeckt wird¹⁹, ergeben sich für das Jahr 2030 für den Einsatz der Elektrodenkessel negative bis geringe CO₂-Vermeidungskosten in Höhe von -54 €/t CO₂ (unterer Wert) beziehungsweise 40 €/t CO₂ (oberer Wert).²⁰

Für das Jahr 2050 ergeben sich – bei dann angenommenen 8.000 VLS – aufgrund der höheren durchschnittlichen Strompreise (im monovalenten Betrieb) höhere Vermeidungskosten in Höhe von 76 €/t CO₂ (unterer Wert) beziehungsweise 131 €/t CO₂ (oberer Wert).

Weitere Maßnahmen wie der Aufbau von Energiespeichern (thermisch, thermo-chemisch), welche sich günstig auf die Betriebsbedingungen, die Zahl der Volllaststunden und die anfallenden Stromkosten auswirken können (Seitz et al. 2018), sind in dieser Abschätzung der Produktionskosten nicht berücksichtigt, ebenso wenig wie die gegebenenfalls erforderliche Verstärkung der elektrischen Anbindung am Werkort und eventuell der Stromnetze. Grundsätzlich ist darauf hinzuweisen, dass insbesondere im Jahr 2050 in einigen Fällen der Einsatz von Hochtemperaturwärmepumpen niedrigere Vermeidungskosten aufweisen könnte als der Einsatz von Elektrodenkesseln. Aufgrund der oben erwähnten Unsicherheiten bezüglich der Kosten der Hochtemperaturwärmepumpen können hierzu allerdings an dieser Stelle keine belastbaren Quantifizierungen vorgenommen werden.

3.1.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Elektrodenkessel weisen mit einem TRL von 8 bis 9 eine weitgehende Marktreife auf und werden schon in einzelnen Fällen, zum Beispiel als Reservekessel und zur Regelenergievermarktung eingesetzt. Hochtemperaturwärmepumpen weisen ein TRL von 7 auf und befinden sich noch in der Weiterentwicklung und Erprobung. Sie könnten bei optimaler Technologieentwicklung ab frühestens 2025 zur großtechnischen Anwendung kommen. Aufgrund ihres vielfältigen Einsatzbereichs in diversen industriellen Prozessen und der Möglichkeit eines bivalenten Einsatzes (das heißt des parallelen Betriebs), eignet sich die Dampferzeugung über *Power-to-Heat*-Anlagen grundsätzlich gut für eine frühe Einführung und einen anschließenden schrittweisen Ausbau.

¹⁹ Aus systemischer Sicht ist diese Annahme nur dann zutreffend, wenn sichergestellt wird, dass bei einem Ausbau der *Power-to-Heat*-Nutzung gegenüber einem Referenzfall (ohne entsprechenden Ausbau) zusätzliche Anlagen zur Stromerzeugung aus Erneuerbaren Energien zugebaut werden, die Strom in Höhe der zusätzlichen Nachfrage erzeugen.

²⁰ Dabei ist zu betonen, dass das Potenzial zur Realisierung entsprechend niedriger Vermeidungskosten limitiert ist, da ein sehr starker Einsatz dieser Technologie die Strompreise während der entsprechenden Stunden mit niedrigen Kosten deutlich ansteigen lassen würde.

3.1.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Unter der Annahme, dass bis 2030 10 % des gegenwärtigen Dampfbedarfs der Chemieindustrie über (vollständig auf Basis von erneuerbar erzeugtem Strom betriebene) PtH-Anwendungen abgedeckt wird, ergibt sich ein CO₂-Minderungspotenzial in Höhe von rund 1,6 Mio. t für 2030. Sollte der Dampfbedarf auch 2050 auf heutigem Niveau liegen und bis dahin 100 % dieses Bedarfs über entsprechende PtH-Anwendungen abgedeckt werden, so betrüge das CO₂-Minderungspotenzial im Jahr 2050 rund 16 Mio. t. Dabei ist darauf hinzuweisen, dass die zukünftige Entwicklung des Dampfbedarfs stark abhängig von der technologischen und strategischen Entwicklung der gesamten Branche ist.

3.1.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Infraserv/Parat

Seit 2014 sind im Industriepark Höchst zwei Elektrodenkessel (10-kV-Elektroden-Dampferzeuger) mit je 20 MW Leistung zur hybriden Prozessdampf-bereitstellung in Betrieb. Die Kessel stammen von der norwegischen Firma Parat und werden betrieben von Infraserv Höchst in Frankfurt am Main (Parat 2014; VDE 2015; Christidis et al. 2017)

Enerstorage/Parat

Seit 2014 sind im Industriepark Premnitz zwei Elektrodenkessel zu je 10 MW in Betrieb. Die Kessel stammen von Parat und werden betrieben von der Enerstorage GmbH als Contracting-Anbieter. Das erste Projekt wird in Partnerschaft mit der EEW Energy from Waste am Standort Premnitz durchgeführt. Der Standort Premnitz ist eine von 18 Müllverbrennungsanlagen, die EEW in Deutschland betreibt. (Enerstorage 2014)

DryFiciency-Projekt

Ziel des DryFiciency-Projekts ist es, in einem größeren Konsortium technisch und wirtschaftlich tragfähige Lösungen für die Aufrüstung ungenutzter

Abwärmeströme auf Prozesswärmeströme mit höheren Temperaturen bis 160 °C zu entwickeln. Das Projekt hat das Ziel, innerhalb von vier Jahren zwei hochtemperaturbeständige industrielle Demonstrator-Wärmepumpensysteme zur Abwärmenutzung zu entwickeln, welche bis zu 80 % der Energie bei industriellen Trocknungsprozessen einsparen, die spezifischen CO₂-Emissionen um bis zu 75 % und die spezifischen Produktionskosten um bis zu 20 % reduzieren sollen. Die Wärmepumpen sollen in industriellen Trocknungsprozessen in zwei europäischen Industrieunternehmen demonstriert werden. (DryFiciency 2019)

3.1.9 Referenzen

Agora Energiewende. (2014). *Power-to-Heat zur Integration von ansonsten abgeregeltem Strom aus Erneuerbaren Energien – Handlungsvorschläge basierend auf einer Analyse von Potenzialen und energiewirtschaftlichen Effekten.*

https://www.agora-energiewende.de/fileadmin/Projekte/2013/power-to-heat/Agora_PtH_Langfassung_WEB.pdf

Bazzanella, A. M., & Ausfelder, F. (2017). *Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry.* https://dechema.de/dechema_media/Downloads/Positionspapiere/Technology_study_Low_carbon_energy_and_feedstock_for_the_European_chemical_industry-p-20002750.pdf

Brandstätter, C., & Fette, M. (2014). *Wirtschaftlichkeit und Systemnutzen von unterschiedlichen Einsatzkonzepten für Power-to-Heat und Power-to-Gas.* https://www.ifam.fraunhofer.de/content/dam/ifam/de/documents/Formgebung_Funktionswerkstoffe/Energiesystemanalyse/140917MuG-riSto-Fette-NEIS.pdf

Christidis, A., Mollenhauer, E., Tsatsaronis, G., Schuchardt, G. K., Holler, S., Böttger, D., & Bruckner, T. (2017). *EnEff-Wärme: Einsatz von Wärmespeichern und Power-to-Heat-Anlagen in der Fernwärmeerzeugung.* https://projektinfos.energiewende-bauen.de/fileadmin/user_upload/BMWi-Fkz-03ET1188A_TUB_Waermespeicher_2017-07-17.pdf

- Destatis. (2019). *Daten zur Energiepreisentwicklung – Lange Reihen von Januar 2005 bis Juni 2019*. https://www.destatis.de/DE/Themen/Wirtschaft/Preise/Publikationen/Energiepreise/energiepreisentwicklung-pdf-5619001.pdf?__blob=publicationFile
- DryFiciency. (2019). *DryFiciency-Webseite*. <http://dry-f.eu/>
- Enerstorage. (2014). *20 MW Projekt für ENERSTORAGE in Premnitz*. <http://enerstorage.de/20-mw-projekt-fuer-enerstorage-in-premnitz/>
- Estermann, T., Pichlmaier, S., Guminski, A., Pellingner, C. (2017). *Kurzstudie Power-to-X – Ermittlung des Potenzials von PtX-Anwendungen für die Netzplanung der deutschen UNB*. https://www.netzentwicklungsplan.de/sites/default/files/media/2018-01/FfE-Gutachten_Power%20to%20X_November_2017.pdf
- Fattler, S., Böing, F., Pellingner, C. (2017). *Ladesteuerung von Elektrofahrzeugen und deren Einfluss auf betriebsbedingte Emissionen*. https://www.ffe.de/attachments/article/694/IEWT-Vortrag_Ladesteuerung_von_Elektrofahrzeugen.pdf
- Gerbert, P. et al. (2018). *Klimapfade für Deutschland*. http://image-src.bcg.com/Images/Klimapfade-fuer-Deutschland_tcm108-181356.pdf
- Höfling, H. et al. (2015). *Negative Preise auf dem Stromgroßhandelsmarkt und Auswirkungen von § 24 EEG*. https://www.erneuerbare-energien.de/EE/Redaktion/DE/Downloads/Gutachten/negative-preise-stromgrosshandelsmarkt.pdf?__blob=publicationFile&v=2
- Parat. (2014). *PARAT erhält Großaufträge für die Elektrodenkessel in Deutschland*. <https://www.parat.no/de/nachrichten/parat-erhaelt-grossauftraege-fuer-die-elektrodenkessel-in-deutschland/>
- Pfennig, M., Gerhardt, N., Pape, C., Böttger, D. (2017). *Mittel- und Langfristige Potenziale von PtL- und H2-Importen aus internationalen EE-Vorzugsregionen*. http://www.energieversorgung-elektromobilitaet.de/includes/reports/Teilbericht_Potenziale_PtL_H2_Importe_FraunhoferIWES.pdf
- Repenning, J. et al. (2015). *Klimaschutzszenario 2050 – 2. Endbericht*. <https://www.oeko.de/oeko-doc/2451/2015-608-de.pdf>
- Seitz, A., Zunft, S., & Hoyer-Klick, C. (2018). *Technologiebericht 3.3b – Energiespeicher (thermisch, thermo-chemisch und mechanisch) innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende*. In Wuppertal Institut, Fraunhofer ISI, & Fraunhofer IZES (Hrsg.): *Technologien für die Energiewende. Teilbericht 2 an das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi)*. https://www.energieforschung.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/70016A6DEDAD0237E0539A695E8684D6/current/document/3.3b_Energiespeicher__thermisch,_thermo-chemisch_und_mechanisch.pdf
- VDE (2015): *Potenziale für Strom im Wärmemarkt bis 2050*. <https://shop.vde.com/vde-studie-potenziale-f%C3%BCr-strom-im-w%C3%A4rmemarkt-bis-2050-3>

3.1.10 Anhang: Übersicht über die Berechnung der Kosten der Dampferzeugung aus Elektrodenkesseln

Tabelle 1: Berechnung der Spannweite der Kosten der Dampferzeugung aus Elektrodenkesseln im Jahr 2030 (Annahme: 2.000 VLS)

	Kenngröße	Einheit	Bandbreite - niedrig	Bandbreite - hoch	Quellen/Hinweis
1	CAPEX	€/kW	125	300	eigene Annahme auf Basis von Agora Energiewende (2014); Estermann et al. (2017)
2	Diskontsatz	%	8	8	eigene Annahme
3	Lebensdauer (ökonomisch)	Jahre	20	20	eigene Annahme
4	Kapitalkosten/Jahr	€/kW/Jahr	12,7	30,6	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 2, 3
5	Auslastung	VLS/Jahr	2.000	2.000	eigene Annahme
6	Umwandlungseffizienz	%	99	99	Pfennig et al. (2017)
7	Kapitalkosten/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	0,6	1,5	Berechnung auf Basis der Zeilen 4, 5, 6
8	Fixe OPEX	% CAPEX/a	2,0	2,0	Estermann et al. (2017)
10	Strompreis	€/MWh	15	25	eigene Annahme auf Basis von Fattler et al. (2017) und Höfling et al. (2015) a
11	Variable OPEX	€-ct/kWh _{th}	1,5	2,5	Berechnung auf Basis der Zeilen 6, 10
12	Produktionskosten	€-ct/kWh _{th}	2,3	4,4	Berechnung auf Basis der Zeilen 7, 9, 11

^a Hinter diesen Strompreisen steht die Annahme, dass zukünftig durch eine starke Begrenzung der Belastung von PtH - Anlagen in Form von Umlagen, Steuern und Entgelten ein günstiger durchschnittlicher Strompreis realisiert werden kann (mögliche Einnahmen auf dem Regelmarkt sind hier zusätzlich eingepreist). In diesem Fall von 2.000 VLS pro Jahr wird angenommen, dass die PtH - Anlagen flexibel nur bei negativen sowie bei niedrigen positiven Strompreisen betrieben werden.

Tabelle 2: Berechnung der Spannweite der Kosten der Dampferzeugung aus Elektrodenkesseln im Jahr 2050 (Annahme: 8.000 VLS)

	Kenngroße	Einheit	Bandbreite - niedrig	Bandbreite - hoch	Quellen/Hinweis
1	CAPEX	€/kW	100	250	eigene Annahme auf Basis von Agora Energiewende (2014); Estermann et al. (2017) ^a
2	Diskontsatz	%	8	8	eigene Annahme
3	Lebensdauer (ökonomisch)	Jahre	20	20	eigene Annahme
4	Kapitalkosten/Jahr	€/kW/Jahr	10,2	25,5	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 2, 3
5	Auslastung	VLS/Jahr	8.000	8.000	eigene Annahme
6	Umwandlungseffizienz	%	99	99	Pfennig et al. (2017)
7	Kapitalkosten/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	0,1	0,3	Berechnung auf Basis der Zeilen 4, 5, 6
8	Fixe OPEX	% CAPEX/a	2,0	2,0	Estermann et al. (2017)
9	Fixe OPEX/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	0,03	0,06	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 5, 6, 8
10	Strompreis	€/MWh	50	60	eigene Annahme ^b
11	Variable OPEX	€-ct/kWh _{th}	5,1	6,1	Berechnung auf Basis der Zeilen 6, 10
12	Produktionskosten	€-ct/kWh _{th}	5,2	6,4	Berechnung auf Basis der Zeilen 7, 9, 11

^a Gegenüber 2030 werden moderate weitere Kostensenkungen angenommen, vor allem durch die Nutzung von *Economies of Scale* im Herstellungsprozess infolge höherer Absatzzahlen.

^b Hinter diesen Strompreisen steht die Annahme, dass zukünftig durch eine starke Begrenzung der Belastung von PtH-Anlagen in Form von Umlagen, Steuern und Entgelten ein günstiger durchschnittlicher Strompreis realisiert werden kann (mögliche Einnahmen auf dem Regelmarkt sind hier zusätzlich eingepreist).

3.2 CO₂-Abscheidung (CCS) an den Kraft-Wärme-Kopplungs-Anlagen (KWK-Anlagen) der chemischen Industrie

3.2.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Durch die Nachrüstung von Technologien zur CO₂-Abscheidung (CCS) könnten die Emissionen bestehender KWK-Anlagen zur Strom- und Wärmeerzeugung für chemische Prozesse um bis zu 90 % reduziert werden. Das CO₂ müsste anschließend über eine CO₂-Infrastruktur, zum Beispiel Pipelines oder an flussnahen Standorten von Binnenschiffen, abtransportiert werden und könnte schließlich an geeigneten Speicherorten (zum Beispiel leere Ölfelder in der Nordsee) verpresst werden. Der zusätzliche Strombedarf für die CO₂-Abscheidung (zum Beispiel durch das Oxyfuel-Verfahren) könnte durch die KWK-Anlage selbst erzeugt werden.

3.2.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050

Die Stromgestehungskosten für wärmegeführte Erdgas-KWK – ohne CO₂-Abscheidung – belaufen sich auf circa 7,0 €-ct/kWh_{el} (Annahmen: GuD-Anlagen mit einer Leistung von 20 MW_{el}, 5.000 Volllaststunden elektrisch, Gaspreis frei Kraftwerk: 30 €/MWh) (Prognos AG et al. 2014). Werden die unten abgeleitete Spannweite der CO₂-Vermeidungskosten in Höhe von 45 bis 93 €/t angesetzt und zudem ein durch die CO₂-Abscheidung und -Kompression erhöhter Energiebedarf (*energy penalty*) von 10 % sowie eine Abscheiderate von 90 % unterstellt, so lassen sich daraus Zusatzkosten durch CCS in Höhe von 1,2 bis 2,5 €-ct/kWh beziehungsweise gesamte Stromgestehungskosten in Höhe von 8,2 bis 9,5 €-ct/kWh ableiten – sofern die Zusatzkosten alleine den Kosten der Stromerzeugung zugerechnet werden und die Kosten der Wärmeerzeugung gleich bleiben. Damit ergibt sich eine Kostensteigerung bei der Stromerzeugung von 17 bis 36 %.

²¹ Dabei wurde ein Wechselkurs von 1 Pfund = 1,10 Euro angesetzt.

3.2.3 Strombedarf

2017 lieferten KWK-Anlagen der chemischen Industrie 17 TWh Strom und 33 TWh Wärme (Destatis 2018, 2019). Unter der Annahme, dass diese Anlagen im Schnitt einen Gesamtwirkungsgrad von 85 % erreichen, beträgt der Bedarf an fossilen Energieträgern 59 TWh. Wird von einem zusätzlichen Energiebedarf durch die CCS-Technologie in Höhe von 10 % ausgegangen, so würde sich durch einen angenommenen vollständigen Umstieg auf CCS-KWK der Bedarf an fossilen Energieträgern um rund 6 TWh pro Jahr erhöhen.

3.2.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Die spezifischen CO₂-Emissionen gegenwärtiger Erdgas-KWK-GuD-Anlagen betragen – bei Anwendung der Finnischen Methode zur Zuweisung der Emissionen zwischen Strom- und Wärmeerzeugung – 297 g CO₂/kWh_{el} (Schüwer et al. 2015), während für künftige KWK-Anlagen mit CCS von Emissionen in Höhe von circa 33 g CO₂/kWh_{el} ausgegangen werden kann (jeweils ohne Vorketten-Emissionen). Dabei wird angenommen, dass 10 % des entstehenden CO₂ nicht sequestriert werden können, da die Abscheideraten unter 100 % liegen werden und mit CO₂-Verlusten beim Transport zu rechnen ist.

3.2.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Nach Harland et al. (2010) betragen die Vermeidungskosten von erdgasbasierten KWK-GuD-Anlagen mit *Post Combustion* zwischen 24 und 65 €/t CO₂ – unter anderem in Abhängigkeit der Größe der Anlagen.²¹ Dabei sind jedoch die CO₂-Transport- und -Speicherkosten noch nicht berücksichtigt. Für diese Kosten werden hier – analog zu den anderen in diesem Projekt besprochenen CCS-Technologien – 21 bis 28 €/t CO₂ angesetzt.²² Insgesamt ergibt sich

²² Für den Transport werden je nach Standort zwischen 11 €/t CO₂ an der Küste und 18 €/t CO₂ im Binnenland sowie für die Speicherung in einem erschöpften Erdöl- oder Erdgasfeld in der Nordsee 10 €/t CO₂ angesetzt.

somit eine Spanne der CO₂-Vermeidungskosten von 45 €/t bis 93 €/t.²³

3.2.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Der erhebliche Infrastrukturbedarf von KWK mit CCS lässt eine breite Anwendung erst ab circa 2035 realistisch erscheinen, während der Reinvestitionsbedarf bei bestehenden KWK-Anlagen bereits in den kommenden Jahren beträchtlich ist.

3.2.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Das CO₂-Minderungspotenzial wird für 2030 auf 0,4 Mio. t CO₂ und für 2050 auf rund 11 Mio. t CO₂ geschätzt. Dabei ist für 2030 unterstellt, dass bis dahin erste Demoanlagen in einer Größenordnung von insgesamt rund 100 MW_{el} zum Einsatz kommen, während für 2050 angenommen wird, dass die gesamte derzeitige KWK-Erzeugung der chemischen Industrie durch Erdgas-GuD-KWK-Anlagen mit CCS erfolgt (Referenz: Erdgas-GuD-KWK-Anlagen ohne CCS).

3.2.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Warme Oslo's CCS Projekt, CCS-Nachrüstung einer Müll-KWK-Anlage in Oslo

Nach derzeitigen Planungen sollen zukünftig jährlich etwa 400.000 Tonnen abgeschiedenes CO₂ aus dem Müllheizkraftwerk Klemetsrud in Oslo per Schiff in ein Zwischenlager transportiert werden. Das Kohlendioxid wird anschließend per Pipeline zu einem Offshore-Speicher unter dem Meeresboden in der Nordsee transportiert, der im Rahmen des norwegischen Northern Lights-Projekts CO₂-Emissionen aus verschiedenen Quellen aufnehmen soll. Da ein Teil des in der Anlage verbrannten Abfalls biogenen Ursprungs ist, könnte die Abscheidung und Speicherung von CO₂ an dieser Anlage zum Teil zu negativen Emissionen führen. Derzeit wird an dem

Müllheizkraftwerk bereits CO₂ testweise abgeschieden, allerdings noch nicht sequestriert. Eine endgültige Investitionsentscheidung zur Realisierung des Northern Lights-Projekts – von dem auch die Umsetzung dieses CCS-Projekts in Oslo abhängt – wird für 2020 oder 2021 erwartet. (Tandberg 2019)

Machbarkeitsstudie für eine KWK-CCS-Anlage in Gaojing, China

Eine Studie aus dem Jahr 2014 skizziert einen Pfad für die Errichtung einer erdgasbasierten KWK-Anlage mit CCS zur Elektrizitäts- und Wärmeversorgung in China (Beijing Jiaotong University 2014). Pläne für eine konkrete Umsetzung sind allerdings nicht bekannt.

3.2.9 Referenzen

- Beijing Jiaotong University. (2014). *People's Republic of China: Study on Carbon Capture and Storage in Natural Gas-Based Power Plants*.
<https://www.adb.org/sites/default/files/project-document/80242/45096-001-tacr-01.pdf>
 Destatis. (2018). *Umweltnutzung und Wirtschaft - Teil 2: Energie 2000 - 2016*. <https://www.destatis.de/DE/Themen/Gesellschaft-Umwelt/Umwelt/Publicationen/Umweltnutzung-Wirtschaft/umweltnutzung-und-wirtschaft-energie-xlsx-5850014.html>
 Destatis. (2019). *Elektrizitäts- und Wärmeerzeugung nach Energieträgern*. <https://www.destatis.de/DE/Themen/Branchen-Unternehmen/Energie/Erzeugung/Tabellen/elektrizitaet-waermeerzeugung-energietraeger-monatsbericht.html>
 Harland, K. et al. (2010). *Potential for the application of CCS to UK industry and natural gas power generation*. http://www.element-energy.co.uk/word-press/wp-content/uploads/2012/05/CCS_on_gas_and_industry_2010.pdf
 IEAGHG. (2012). *CO₂ Capture at Gas Fired Power Plants*. https://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2012-08.pdf

²³ Diese Werte decken sich weitgehend mit der berechneten Spanne für die CO₂-Vermeidungskosten von CCS an GuD-Kraft-

werken (ohne KWK) nach einer Studie der IEAGHG (2012). Demnach liegen die Vermeidungskosten entsprechender Kraftwerke bei 55 bis 85 €/t CO₂.

Prognos AG, Fraunhofer IFAM, IREES, & BHKW-Consult. (2014). *Potenzial- und Kosten-Nutzen-Analyse zu den Einsatzmöglichkeiten von Kraft-Wärme-Kopplung (Umsetzung der EU-Energieeffizienzrichtlinie) sowie Evaluierung des KWKG im Jahr 2014*. <https://ec.europa.eu/energy/sites/ener/files/documents/151221%20Mitteilung%20an%20KOM%20EED%20KWKG%20Anlage%20Analyse.pdf>

Schüwer, D., Hanke, T., Luhmann, H.-J. (2015). *Konsistenz und Aussagefähigkeit der Primärenergie-Faktoren für Endenergieträger im Rahmen der EnEV*. <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/forschung/berichte/g201505.pdf>

Tandberg, E. F. (2019). *Carbon capture and storage – Fortum on how and why?* Vortrag auf der Veranstaltung „Decarbonisation of German and European Industries“ am 12. Juni 2019 in Düsseldorf.

https://www.fortum.no/sites/g/files/rkxjap186/files/documents/eirik_folkvord_tandberg_-_fortum_oslo_varme.pdf

3.3 Wasserstoffproduktion aus Erneuerbaren Energien/Elektrolyse (Ersatz der Dampferformierung zur Wasserstoffgewinnung)

3.3.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Bei der Erzeugung von sogenanntem *grünem* Wasserstoff aus Elektrolyse wird Strom zur Trennung von Wassermolekülen verwendet, um Wasserstoff und Sauerstoff zu gewinnen. Dazu existieren unterschiedliche Verfahren, wie die alkalische, die PEM- (Polymer-Elektrolyt-Membran-) sowie die Hochtemperatur elektrolyse. Bei der ausschließlichen Nutzung von Strom aus Erneuerbaren Energien ist die Wasserstoffproduktion dann CO₂-neutral.

3.3.2 Ermittlung der Bereitstellungskosten in den Jahren 2030/2050

Für die möglichen zukünftigen Wasserstoffbereitstellungskosten in den Jahren 2030 und 2050 haben wir anhand eigener Berechnungen auf Grundlage von Annahmen aus aktuellen Literaturquellen (v. a. IEA 2019, Bothe et al. 2017, Estermann et al. 2017, Fasihi et al. 2016) eine plausible Spannweite abgeschätzt. Die Wasserstoffbereitstellungskosten hängen wesentlich von den Investitionskosten der Elektrolyseure, deren Volllaststunden, den Stromkosten sowie den Transport- und Verteilkosten ab. Im Folgenden werden die wesentlichen Annahmen für die Ermittlung der Spannweiten der Wasserstoffbereitstellungskosten für 2030 beziehungsweise 2050 getrennt nach der Herkunft des Wasserstoffs (Erzeugung im Inland gegenüber Erzeugung im Ausland) diskutiert. Im Anhang dieses Dokuments finden sich die Tabellen mit den vollständigen Annahmen (und ihrer jeweiligen Quellen) für die Berechnungen.

a) Bereitstellungskosten von inländisch erzeugtem Wasserstoff

Für den unteren Wert des inländisch erzeugten Wasserstoffs ergeben sich Bereitstellungskosten von rund 4,00 €/kg im Jahr 2030 und rund 2,80 €/kg im Jahr 2050. Diese Kosten beruhen auf der Annahme, dass die Investitionskosten der Elektrolyseure auf 500 €/kW (2030) beziehungsweise 250 €/kW (2050) sinken werden. Außerdem wird angenommen, dass für den Strombedarf der Elektrolyseure in Deutschland (zusätzliche) Windenergieanlagen mit 3.000 Volllaststunden (VLS) pro Jahr betrieben werden und die Elektrolyseure folglich auch 3.000 VLS pro Jahr erreichen²⁴. Die Kosten des Bezugs dieses Windstroms setzen wir – für die Ableitung des unteren Wertes – mit 60 €/MWh (2030) beziehungsweise 50 €/MWh (2050) an. Diese Kosten beinhalten annahmegemäß die Vollkosten der Windenergieanlagen sowie zusätzlich Netzentgelte, für die allerdings – analog zu großen industriellen Stromabnehmern heute – ein stark ermäßigter Satz unterstellt wird.²⁵ Für den oberen Wert für inländisch erzeugten Wasserstoff ergeben sich Bereitstellungskosten von rund 5,70 €/kg im Jahr 2030 und rund 4,30 €/kg im Jahr 2050. Diese Kosten beruhen insbesondere auf der Annahme, dass die Investitionskosten der Elektrolyseure moderater sinken werden – auf 750 €/kW im Jahr 2030 und 500 €/kW im Jahr 2050 – und die Strombezugskosten mit 70 €/MWh (2030) beziehungsweise 60 €/MWh (2050) etwas höher liegen werden. Zusätzlich werden für die Ableitung des oberen Wertes pessimistischere Annahmen zum Wirkungsgrad der Elektrolyseure, zu deren fixen Betriebskosten und zu den Kosten der Verteilung des Wasserstoffs getroffen.

²⁴ Auch in aktuellen Klimaschuttszenarien für Deutschland (dena 2018, BDI 2018), die eine Minderung der THG-Emissionen um 95 % bis 2050 (gegenüber 1990) beschreiben, werden für den Einsatz der Elektrolyseure ähnliche Volllaststunden im Bereich von rund 2.600 bis 3.100 pro Jahr angenommen.

²⁵ Ein noch günstigerer Strombezug wäre für Elektrolyseure mit 3.000 Volllaststunden zwar zukünftig denkbar, indem der Betrieb

auf die Stunden mit negativen und sehr niedrigen Strompreisen begrenzt wird, das Potenzial entsprechend günstiger Wasserstoffherzeugung wäre allerdings sehr begrenzt, da die niedrigen Strompreise im Großhandel bei einer großen Anzahl an flexiblen Verbrauchern (inklusive Elektromobilität und PtH-Anwendungen) schnell steigen würden.

b) Bereitstellungskosten von importiertem Wasserstoff

Für den unteren Wert der Bereitstellungskosten von importiertem Wasserstoff ergeben sich rund 3,30 €/kg im Jahr 2030 und 2,90 €/kg im Jahr 2050. Zuerst liegen hier ebenfalls (wie bei der heimischen Erzeugung) Investitionskosten der Elektrolyseure in Höhe von 500 €/kW (2030) beziehungsweise 250 €/kW (2050). Aufgrund des stetigeren und günstiger zu erschließenden Potenzials Erneuerbarer Energien in den potenziellen Erzeugungsregionen gehen wir im Falle des Imports – und jeweils basierend auf Fasihi et al. (2016) – von 6.000 Volllaststunden und Strombezugskosten von 25 €/MWh aus (sehr gute Standorte für die kombinierte Stromerzeugung aus Windenergie- und PV-Anlagen). Zudem werden Transportkosten (inklusive Umwandlung und Rückwandlung für den Schifftransport) in Höhe von rund 1,35 €/kg angesetzt. Dies entspricht 4 €/ct/kWh. Ein Kostenniveau in dieser Größenordnung könnte laut IEA (2019) realisiert werden, wenn der Wasserstoff für den Transport in Ammoniak umgewandelt wird. Für die Verteilung des Wasserstoffs werden im optimistischen Fall 1,1 €/ct/kWh angesetzt.²⁶

Für den oberen Wert der Bereitstellungskosten von importiertem Wasserstoff ergeben sich rund 5,50 €/kg im Jahr 2030 und rund 5,00 €/kg im Jahr 2050. Für diesen pessimistischeren Wert werden insbesondere höhere Investitionskosten für die Elektrolyseure (500 €/kW), eine geringere Umwandlungseffizienz (74 %, bezogen auf den Heizwert), ein höherer Strompreis (40 €/MWh) und doppelt so hohe Verteilungskosten (2,1 €/ct/kWh) unterstellt.

c) Zusammenfassung

Die folgende Tabelle fasst die sich ergebenden Bandbreiten der Bezugskosten von Wasserstoff für die Jahre 2030 und 2050 zusammen, wobei die Werte für inländische Erzeugung und Import gemeinsam betrachtet werden.

Tabelle 3: Abgeleitete Spannweite für die Kosten der Wasserstoffbereitstellung in den Jahren 2030 und 2050 (in €/kg H₂)

	Unterer Wert	Oberer Wert
2030	3,3	5,7
2050	2,8	5,0

Für 2030 ergibt sich eine Bandbreite von 3,3 bis 5,7 €/kg. Im Jahr 2050 liegt sie bei 2,8 bis 5,0 €/kg. Die relativ großen Bandbreiten spiegeln die erheblichen Unsicherheiten bezüglich zukünftiger technischer und ökonomischer Entwicklungen im Bereich der Wasserelektrolyse wider. Gleichzeitig zeigen diese Überlegungen, dass aus heutiger Sicht unklar ist, ob zukünftig die Kosten des Bezugs von Wasserstoff aus dem Inland oder dem Ausland günstiger sein werden. Nach den hier getroffenen Annahmen werden die Kostenunterschiede vermutlich gering sein. Den günstigeren Erzeugungskosten in besonders gut geeigneten Weltregionen stehen die zusätzlichen Transportkosten (inklusive der Kosten für die Um- und Rückwandlung von Wasserstoff zum Zwecke des Schifftransports) gegenüber. Eher als die Bezugskosten scheinen Grenzen bezüglich des (gesellschaftlich akzeptierten) Ausbaus der Erneuerbaren Energien in Deutschland für einen mittel- bis langfristigen Import von (großen) Teilen des Wasserstoffbedarfs zu sprechen.

3.3.3 Strombedarf

Der Strombedarf für die Wasserstoffproduktion ist vom Wirkungsgrad der Elektrolyse abhängig. Bei einer angenommenen Prozesseffizienz von 80 % werden für die elektrolytische Erzeugung von 1 MWh Wasserstoff 1,25 MWh elektrische Energie benötigt. Nach verschiedenen aktuellen Klimaschutzzszenarien für Deutschland könnte sich der gesamte Was-

²⁶ Entsprechende Verteilungskosten entstehen annahmegemäß ebenfalls bei Bezug von heimischem Wasserstoff, da hier unterstellt wird, dass dieser vor allem in Küstennähe erzeugt wird.

serstoffbedarf in Deutschland (der sich voraussichtlich vor allem aus der Nachfrage der Industrie und dem Verkehr ergeben wird) in einem CO₂-freien Energiesystem – unter Berücksichtigung des *Feedstock*-Bedarfs der chemischen Industrie – bis 2050 auf bis zu rund 700 TWh/a belaufen (Lechtenböhrer et al. 2019). Für diese Menge an Wasserstoff wären bis zu rund 900 TWh Strom nötig. Sollte sich tatsächlich dieser Bedarf ergeben, ist es sehr wahrscheinlich, dass zukünftig ein großer Teil des deutschen Wasserstoffbedarfs aus Regionen mit größeren und günstigeren Erneuerbaren-Potenzialen importiert wird.

3.3.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Sofern ausschließlich emissionsfrei operierende Erneuerbare Energien zur Bereitstellung der Elektrizität für die H₂-Elektrolyse genutzt werden – wie hier angenommen, ist die Wasserstoffproduktion (nahezu) CO₂-frei. Sofern allerdings der durch die Elektrolyse verursachte Mehrbedarf an Elektrizität nicht zu 100 % mit Strom aus Erneuerbaren Energien bereitgestellt wird beziehungsweise der Erneuerbaren-Strom ansonsten zur Vermeidung anderer Emissionen genutzt würde, fallen – abhängig vom tatsächlich genutzten Strommix – CO₂-Emissionen an. Bei einem Emissionsfaktor von weniger als 180 g CO₂ pro kWh Strom ist die H₂-Elektrolyse der Dampfmetanreformierung hinsichtlich der Treibhausgasbilanz überlegen.²⁷

3.3.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Je nach Verwendungszweck des Wasserstoffs können sich unterschiedliche CO₂-Vermeidungskosten ergeben. An dieser Stelle werden nur die Vermeidungskosten der elektrolytischen Wasserstoffherzeugung gegenüber der derzeit dominierenden Wasserstoffherzeugung durch die Dampfmetanreformierung berechnet. Unter Verwendung der oben abgeleiteten Spannweite der Wasserstoffbezugskosten und der Annahme, dass

dieser Wasserstoff CO₂-frei – ausschließlich auf Basis von Strom aus Erneuerbaren Energien – erzeugt wird, können Vermeidungskosten von rund 170 bis 430 €/Tonne CO₂ (2030) beziehungsweise 110 bis 360 €/t CO₂ (2050) abgeleitet werden.

3.3.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Die gegenwärtig bereits relativ hohe technische Ausgereiftheit der Elektrolyseverfahren, ihre modulare Skalierbarkeit und die vielfältigen Einsatzmöglichkeiten von Wasserstoff (unter anderem im Verkehr und der Stahlerzeugung) prädestinieren die elektrolytische Wasserstoffherzeugung für einen frühen Einsatz und einen schrittweisen Ausbau. Der Reinvestitionsbedarf ist aufgrund der diversen gegenwärtigen Herstellungsprozesse von Wasserstoff kaum sinnvoll bestimmbar, zumal die zusätzliche Nachfrage nach Wasserstoff zukünftig dominieren dürfte.

Der Niedertemperaturelektrolyse lässt sich ein TRL von 7 bis 8 zuschreiben, mit einer Marktreife zwischen 2025 und 2035. Bis 2050 werden auch Verfahren der Hochtemperaturelektrolyse vollständig ausgereift und im Markt verfügbar sein.

3.3.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Sollte sich bis 2050 tatsächlich ein Wasserstoffbedarf von rund 700 TWh ergeben, könnten durch die Wasserstoffelektrolyse (sofern hier der kombinierte Beitrag aus heimischer und ausländischer Erzeugung betrachtet wird) erhebliche Mengen an fossilen Energieträgern insbesondere in der Industrie und dem Verkehr ersetzt werden. Wird vereinfacht (und konservativ) die spezifische CO₂-Minderung durch den Ersatz der Dampfmetanreformierung angesetzt, so könnten im Jahr 2050 durch die (vollständig auf Strom aus Erneuerbaren Energien basierende) Elektrolyse CO₂-Emissionen in Höhe von rund 190 Mio. t vermieden werden. Sollte der Wasserstoffbedarf im

²⁷Die Emissionen des aktuellen deutschen Strommix lagen 2017 bei 486 g CO₂ pro kWh (UBA 2019). Die Dampfmetanreformierung verursacht rund 9 t CO₂ pro erzeugter Tonne Wasserstoff (Gigler und Weeda, 2018).

Jahr 2050 nur halb so hoch liegen, das heißt bei 350 TWh, ließen sich noch rund 95 Mio. t CO₂ einsparen. Sollten sich bis 2030 30 (50) TWh Wasserstoff emissionsfrei aus der Elektrolyse bereitstellen lassen, so könnten dann 8 (14) Mio. t CO₂ eingespart werden.

3.3.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

GrInHy2.0

GrInHy2.0 (01/2019–12/2022) ist das Nachfolgeprojekt von GrInHy (03/2016–02/2019). Unter der Koordination von Salzgitter Mannesmann Forschung GmbH besteht das Konsortium aus der Sunfire GmbH, der Salzgitter Flachstahl GmbH, Paul Wurth S.A., Tenova SpA und dem französischen Forschungszentrum CEA. Zentrales Element von GrInHy2.0 ist weiterhin die Hochtemperaturelektrolyse mit einer Nennleistung von 720 kW_{el}. Neben weiteren Zielen soll die Pilotanlage im Rahmen des Projektes mindestens 13.000 Stunden betrieben werden und dabei rund 100 Tonnen grünen Wasserstoff produzieren. Im Betrieb soll die Elektrolyse auf Basis von Dampf aus Abwärmequellen der Stahlherstellung des integrierten Hüttenwerks der Salzgitter Flachstahl einen elektrischen Wirkungsgrad von 84 % (bezogen auf den Heizwert des Wasserstoffs) erreichen. Damit ist die Pilotanlage von GrInHy2.0 fünfmal größer als die von GrInHy und soll im Rahmen des Projekts den Schritt von TRL 5 auf TRL 6 nehmen.

Refhyne

In Wesseling wird eine Pilotanlage zur PEM-Elektrolyse durch ein europäisches Konsortium von Shell, ITM Power, SINTEF, thinkstep und Element Energy errichtet und soll in der zweiten Hälfte des Jahres 2020 in Betrieb gehen. Mit einer Kapazität von 10 MW wird der Wasserstoff vor allem für die Verarbeitung von Produkten der Raffinerie Rheinland genutzt. Die Technologie wird zugleich für einen möglichen Einsatz in anderen Sektoren getestet. Die Rheinland-Raffinerie benötigt jährlich rund 180.000 Tonnen Wasserstoff, der derzeit vor allem durch Dampfreformierung aus Erdgas gewonnen wird. Die neue Anlage kann zukünftig jährlich bis zu

1.300 Tonnen Wasserstoff produzieren, die vollständig in die Raffinerieprozesse integriert werden, beispielsweise für die Entschwefelung konventioneller Kraftstoffe (Shell, 2018; Sampson, 2019).

Wasserstoff- und Ammoniak-Produktion in Port Lincoln, Australien

In Port Lincoln im Süden Australiens ist (durch ThyssenKrupp Industrial Solutions) der Bau einer Kombination aus 15 MW-H₂-Elektrolyseuren mit einer 10 MW-Gasturbine und 5 MW-Brennstoffzellenkapazität zur Rückverstromung und einer Ammoniaksynthese (*Haber-Bosch-Prozess*) mit einer Produktionskapazität von 610 t pro Tag geplant. Die Fertigstellung der Anlage soll 2020 erfolgen. Ziel ist es, den Ammoniak als transportfähigen Energieträger anschließend zurück zu Wasserstoff umzusetzen. Die Pilotanlage soll die Exportfähigkeit von Wasserstoff in die Märkte im asiatisch-pazifischen Raum beweisen, was längerfristig eine Alternative zu australischen LNG-Exportmöglichkeiten darstellen kann. (Brown, 2018)

3.3.9 Referenzen

- BDI. (2018). *Klimapfade für Deutschland*. <https://bdi.eu/publikation/news/klimapfade-fuer-deutschland/>
- Bothe, D. et al. (2017). *Der Wert der Gasinfrastruktur für die Energiewende in Deutschland – Eine modellbasierte Analyse*. https://www.fnb-gas.de/files/fnb_gas_wert_von_gasinfrastruktur-endbericht.pdf
- Brown, T. (2018). *Renewable ammonia demonstration plant announced in South Australia*. <https://ammoniaindustry.com/renewable-ammonia-demonstration-plant-announced-in-south-australia/>
- dena. (2018). *Leitstudie integrierte Energiewende*. <https://www.dena.de/newsroom/meldungen/dena-leitstudie-integrierte-energiewende-deutschland-braucht-klares-klimaziels-2050/>
- Estermann, T., Pichlmaier, S., Fasihi, M., Bogdanov, D., & Breyer, C. (2016). *Techno-Economic Assessment of Power-to-Liquids (PtL) Fuels Production and Global Trading Based on Hybrid PV-Wind Power Plants*. Energy

- Procedia, 99, 243–268.
<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2016.10.115>
- Estermann, T., Pichlmaier, S., Guminski, A., Pellinger, C. (2017). *Kurzstudie Power-to-X-Ermittlung des Potenzials von PtX-Anwendungen für die Netzplanung der deutschen ÜNB*. https://www.netzentwicklungsplan.de/sites/default/files/media/2018-01/FfE-Gutachten_Power%20to%20X_November_2017.pdf
- Fasihi, M., Bogdanov, D., Breyer, C. (2016). *Techno-Economic Assessment of Power-to-Liquids (PtL) Fuels Production and Global Trading Based on Hybrid PV-Wind Power Plants*. In: Energy Procedia 99, 243–268
- Gigler, J., & Weeda, M. (2018). *Outlines of a Hydrogen Roadmap*. <https://www.topsectorenergie.nl/sites/default/files/uploads/TKI%20Gas/publicaties/20180514%20Roadmap%20Hydrogen%20TKI%20Nieuw%20Gas%20May%202018.pdf>
- GrInHy. (2019). *GrInHy 2.0: Green Industrial Hydrogen 2.0*. <https://www.green-industrial-hydrogen.com/>
- Guminski, A., Pellinger, C. et al. (2017). *Kurzstudie Power-to-X – Ermittlung des Potenzials von PtX-Anwendungen für die Netzplanung der deutschen ÜNB*. https://www.netzentwicklungsplan.de/sites/default/files/media/2018-01/FfE-Gutachten_Power%20to%20X_November_2017.pdf
- Huneke, F. (2018). *Auf dem Weg in die Wettbewerbsfähigkeit: Elektrolysegas erneuerbaren Ursprungs*. https://www.dwv-info.de/wp-content/uploads/2018/04/Energy-Brainpool_auf-dem-Weg-in-die-Wettbewerbsfähigkeit_Elektrolysegase-erneuerbaren-Ursprungs.pdf
- Hydrogeneurope. (2016). *GrInHy | Hydrogen*. <https://hydrogeneurope.eu/project/grinhy>
- IEA (2019): *The Future of Hydrogen*. <https://www.iea.org/publications/reports/thefutureofhydrogen/>
- Lechtenböhrer, S., Leipprand, A.; Samadi, S., Schneider, C. (2019). *Grüner Wasserstoff, das dritte Standbein der Energiewende? Energiewirtschaftliche Tagesfragen*, 69. Jg., Heft 10, S. 10–13
- Sampson, J. (2019). *Construction starts on „world's largest“ PEM electrolyser*. <https://www.gasworld.com/construction-starts-on-plant/2017424.article>
- Shell. (2018). *Weltgrößte Wasserstoff-Elektrolyse entsteht in der Rheinland Raffinerie*. <https://www.shell.de/medien/shell-presseinformationen/2018/weltweit-groe%C3%9Fte-wasserstoff-elektrolyse-anlage-rheinland.html>
- Sunfire. (2019). *Projekt GrInHy: Grüner Wasserstoff für Stahlwerke*. <https://www.sunfire.de/de/unternehmen/news/detail/projekt-grinhy-gruener-wasserstoff-fuer-stahlwerke>
- UBA. (2019). *Strom- und Wärmeversorgung in Zahlen*. <https://www.umweltbundesamt.de/themen/klima-energie/energieversorgung/strom-waermeversorgung-in-zahlen>

3.3.10 Anhang: Übersicht über die Berechnung der Wasserstoffbereitstellungskosten

Tabelle 4: Berechnung der Spannweite der Wasserstoffbereitstellungskosten bei Erzeugung im Inland im Jahr 2030

	Kenngroße	Einheit	Bandbreite – niedrig	Bandbreite – hoch	Quelle/Hinweis
1	CAPEX	€/kW	500	750	eigene Annahme
2	Diskontsatz	%	8	8	eigene Annahme
3	Lebensdauer (Betriebsstunden)	h	95.000	95.000	IEA (2019)
4	Lebensdauer (technisch)	Jahre	32	32	Zeile 3/Zeile 7
5	Lebensdauer (ökonomisch)	Jahre	20	20	eigene Annahme
6	Kapitalkosten/Jahr	€/kW/Jahr	50,9	76,4	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 2, 5
7	Auslastung	VLS/Jahr	3.000	3.000	eigene Annahme
8	Umwandlungseffizienz (Heizwert)	%	72	69	Estermann et al. (2017); IEA (2019)
9	Kapitalkosten/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	2,4	3,7	Berechnung auf Basis der Zeilen 6, 7, 8
10	Fixe OPEX	% CAPEX/a	1,5	3	IEA (2019), Huneke (2018)
11	Fixe OPEX/kWh _{th}	€-cent/kWh _{th}	0,3	1,1	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 7, 8, 10
12	Strompreis	€/MWh	60	70	eigene Annahme ^a
13	Verteilung (über Pipelines)	€-ct/kWh _{th}	1,1	2,1	eigene Annahme ^b
14	Variable OPEX	€-ct/kWh _{th}	9,4	12,2	Berechnung auf Basis der Zeilen 8, 12, 13
15	Bereitstellungskosten	€-ct/kWh _{th}	12,1	17,0	Summe aus den Zeilen 9, 11, 14
16	Bereitstellungskosten	€/kg H ₂	4,0	5,7	Umrechnung Zeile 15

^a basierend auf erwarteten Vollkosten für Strom aus Onshore-Windenergieanlagen, zuzüglich (geringer/ermäßigter) Netzentgelte

^b Berechnung des Wuppertal Instituts auf Grundlage typischer Pipeline-Kosten. Für den Fall der geringen Kosten wurde angenommen, dass kein Pipeline-Neubau, sondern eine Umwidmung bestehender Pipelines möglich ist.

Tabelle 5: Berechnung der Spannweite der Wasserstoffbereitstellungskosten bei Erzeugung im Inland im Jahr 2050

	Kenngroße	Einheit	Bandbreite – niedrig	Bandbreite – hoch	Quelle/Hinweis
1	CAPEX	€/kW	250	500	Literatur-Review in Bothe et al. (2017)
2	Diskontsatz	%	8	8	eigene Annahme
3	Lebensdauer (Betriebsstunden)	h	95.000	95.000	IEA (2019)
4	Lebensdauer (technisch)	Jahre	32	32	Zeile 3/Zeile 7
5	Lebensdauer (ökonomisch)	Jahre	20	20	eigene Annahme
6	Kapitalkosten/Jahr	€/kW/Jahr	25,5	50,9	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 2, 5
7	Auslastung	VLS/Jahr	3.000	3.000	eigene Annahme
8	Umwandlungseffizienz (Heizwert)	%	82	74	Estermann et al. (2017); IEA (2019)
9	Kapitalkosten/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	1,0	2,3	Berechnung auf Basis der Zeilen 6, 7, 8
10	Fixe OPEX	% CAPEX/a	1,5	2	IEA (2019), Huneke (2018)
11	Fixe OPEX/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	0,2	0,5	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 7, 8, 10
12	Strompreis	€/MWh	50	60	eigene Annahme ^a
13	Verteilung (über Pipelines)	€-ct/kWh _{th}	1,1	2,1	eigene Annahme ^b
14	Variable OPEX	€-ct/kWh _{th}	7,1	10,2	Berechnung auf Basis der Zeilen 8, 12, 13
15	Bereitstellungskosten	€-ct/kWh _{th}	8,3	13,0	Summe aus den Zeilen 9, 11, 14
16	Bereitstellungskosten	€/kg H ₂	2,8	4,3	Umrechnung Zeile 15

^a basierend auf erwarteten Vollkosten für Strom aus Onshore-Windenergieanlagen, zuzüglich (geringer/ermäßigter) Netzentgelte

^b Berechnung des Wuppertal Instituts auf Grundlage typischer Pipeline-Kosten. Für den Fall der geringen Kosten wurde angenommen, dass kein Pipeline-Neubau, sondern eine Umwidmung bestehender Pipelines möglich ist.

Tabelle 6: Berechnung der Spannweite der Wasserstoffbereitstellungskosten bei Import aus dem Ausland im Jahr 2030

	Kenngröße	Einheit	Bandbreite – niedrig	Bandbreite – hoch	Quelle/Hinweis
1	CAPEX	€/kW	500	750	eigene Annahme
2	Diskontsatz	%	8	8	eigene Annahme
3	Lebensdauer (Betriebsstunden)	h	95.000	95.000	IEA (2019)
4	Lebensdauer (technisch)	Jahre	16	16	Zeile 3/Zeile 7
5	Lebensdauer (ökonomisch)	Jahre	16	16	Restriktion durch techn. Lebensdauer
6	Kapitalkosten/Jahr	€/kW/Jahr	56,8	85,2	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 2, 5
7	Auslastung	VLS/Jahr	6.000	6.000	abgeleitet auf Basis von Fasihi et al. (2016)
8	Umwandlungseffizienz (Heizwert)	%	72	69	Estermann et al. (2017); IEA (2019)
9	Kosten des H ₂ -Transports	€-ct/kWh _{th}	4	6	abgeleitet auf Basis von IEA (2019)
10	Kapitalkosten/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	5,3	8,1	Berechnung auf Basis der Zeilen 6, 7, 8, 9
11	Fixe OPEX	% CAPEX/a	1,5	3	IEA (2019), Huneke (2018)
12	Fixe OPEX/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	0,2	0,5	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 7, 8, 10
13	Strompreis	€/MWh	25	40	abgeleitet auf Basis von Fasihi et al. (2016)
14	Verteilung (über Pipelines)	€-ct/kWh _{th}	1,1	2,1	Eigene Annahme ^a
15	Variable OPEX	€-ct/kWh _{th}	4,5	7,9	Berechnung auf Basis der Zeilen 8, 13, 14
16	Bereitstellungskosten	€-ct/kWh _{th}	10,0	16,5	Summe aus den Zeilen 10, 12, 15
17	Bereitstellungskosten	€/kg H ₂	3,3	5,5	Umrechnung Zeile 16

^a Berechnung des Wuppertal Instituts auf Grundlage typischer Pipeline-Kosten. Für den Fall der geringen Kosten wurde angenommen, dass kein Pipeline-Neubau, sondern eine Umwidmung bestehender Pipelines möglich ist.

Tabelle 7: Berechnung der Spannweite der Wasserstoffbereitstellungskosten bei Import aus dem Ausland im Jahr 2050

	Kenngröße	Einheit	Bandbreite – niedrig	Bandbreite – hoch	Quelle/Hinweis
1	CAPEX	€/kW	250	500	Literatur-Review in Bothe et al. (2017)
2	Diskontsatz	%	8	8	eigene Annahme
3	Lebensdauer (Betriebsstunden)	h	95.000	95.000	IEA (2019)
4	Lebensdauer (technisch)	Jahre	16	16	Zeile 3/Zeile 7
5	Lebensdauer (ökonomisch)	Jahre	16	16	Restriktion durch techn. Lebensdauer
6	Kapitalkosten/Jahr	€/kW/Jahr	28,4	56,8	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 2, 5
7	Auslastung	VLS/Jahr	6.000	6.000	abgeleitet auf Basis von Fasihi et al. (2016)
8	Umwandlungseffizienz (Heizwert)	%	82	74	Estermann et al. (2017); IEA (2019)
9	Kosten des H ₂ - Transports	€-ct/kWh _{th}	4	6	abgeleitet auf Basis von IEA (2019)
10	Kapitalkosten/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	4,6	7,3	Berechnung auf Basis der Zeilen 6, 7, 8, 9
11	Fixe OPEX	% CAPEX/a	1,5	3	IEA (2019), Huneke (2018)
12	Fixe OPEX/kWh _{th}	€-ct/kWh _{th}	0,1	0,3	Berechnung auf Basis der Zeilen 1, 7, 8, 10
13	Strompreis	€/MWh	25	40	abgeleitet auf Basis von Fasihi et al. (2016)
14	Verteilung (über Pipelines)	€-ct/kWh _{th}	1,1	2,1	eigene Annahme ^a
15	Variable OPEX	€-ct/kWh _{th}	4,1	7,5	Berechnung auf Basis der Zeilen 8, 13, 14
16	Bereitstellungskosten	€-ct/kWh _{th}	8,8	15,1	Summe aus den Zeilen 10, 12, 15
17	Bereitstellungskosten	€/kg H ₂	2,9	5,0	Umrechnung Zeile 16

^a Berechnung des Wuppertal Instituts auf Grundlage typischer Pipeline-Kosten. Für den Fall der geringen Kosten wurde angenommen, dass kein Pipeline-Neubau, sondern eine Umwidmung bestehender Pipelines möglich ist.

3.4 Alternative Verfahren wie die *Methanol-to-Olefin-/Aromaten-Route (MTO/MTA)* oder elektrochemische Prozesse zur Olefin- und Aromatenproduktion (Ersatz der Olefin- und Aromatenproduktion im *Steamcracker*)

3.4.1 Kurzbeschreibung der Technologie

In der *Methanol-to-Olefin-* bzw. *-Aromaten-*Route (MTO/MTA) können aus grünem Methanol oder Synthesegas (H_2 und CO) Olefine und Aromaten erzeugt werden. Damit könnte deren Produktion durch *Steamcracker* ersetzt und die dabei anfallenden CO_2 -Emissionen könnten eingespart werden. Für die Methanolproduktion sollten grüner Wasserstoff und langfristig CO_2 aus nicht-fossilen Quellen (*Feedstock* aus Altplastik, Biomasse, Abtrennung von CO_2 aus der Luft) genutzt werden. Für die Nutzung von CO_2 aus Industrieprozessen müsste sichergestellt werden, dass dadurch unter Berücksichtigung des hohen Strombedarfs insgesamt CO_2 -Minderungen entstehen.

3.4.2 Ermittlung der Produktionskosten für das Jahr 2050

Die mit fossilen *Feedstocks* operierenden Naphtha-*Steamcracker* in Europa weisen nach unseren Annahmen Produktionskosten von langfristig circa 842 €/t HVC (High Value Chemicals)²⁸ auf (vgl. Material Economics 2019), wobei es sich hierbei nur um einen durchschnittlichen Wert handelt. Die spezifischen Erlöse unterscheiden sich zwischen den unterschiedlichen HVC, also Olefinen und Aromaten (BTX), jedoch deutlich. Das heißt, es wäre auch eine nicht-gewichtsäquivalente Kostenallokation auf die unterschiedlichen Produkte möglich. Die Kosten für die *Methanol-to-Olefin*-Route (MTO) belaufen sich nach unseren Berechnungen auf 1.223 bis 3.176 €/t

HVC unter Berücksichtigung einer Bereitstellung des CO_2 über *Direct Air Capture (DAC)*.²⁹ Zur Einordnung ist jedoch zu sagen, dass die vergleichsweise hohen Produktionskosten für diese Route auch damit zusammenhängen, dass von nicht-fossilem CO_2 als *Feedstock* (neben grünem Wasserstoff) ausgegangen wird. Gegenüber einer Verwendung von Kohlenmonoxid (CO) im Synthesegas erfordert dies auch höhere Wasserstoffmengen. Tatsächlich ist jedoch nicht davon auszugehen, dass zukünftig alle Kunststoffe auf Basis dieser Route hergestellt werden. Sie ist eher als einer der (erst langfristig notwendigen) letzten Lösungen zu sehen, um CO_2 aus chemischen Recyclingprozessen einzubinden und damit Kohlenstoffkreisläufe vollständig zu schließen, oder aber um zusätzliche, nicht-fossile Kohlenstoffquellen in den Kreislauf zu bringen.

Die mögliche Bandbreite der zukünftigen Gesamtkosten ist dabei stark abhängig von den Methanolproduktionskosten (448–1.179 €/t Methanol)³⁰. Bezüglich der wesentlich die Methanolkosten bestimmenden H_2 -Kosten sei auf die Erläuterungen im Hintergrundpapier Wasserstoffproduktion aus Erneuerbaren Energien/Elektrolyse verwiesen. An dieser Stelle wurde für die Herleitung der Methanolkosten die in dem genannten Hintergrundpapier abgeleitete Kostenspannweite für das Jahr 2050 von 2,80 bis 5,00 €/kg H_2 verwendet. Pro Tonne Methanol werden 6,3 MWh Wasserstoff benötigt (Bazzanella und Ausfelder 2017) und pro Tonne Olefin 2,67 t Methanol (Tian et al. 2015). Für die untere Grenze der Kosten wurde zusätzlich ein Methanolimport aus *Sweet Spots* untersucht (mit optimistischen H_2 -Gestehungskosten von 1,23 €/kg und Transportkosten

²⁸ 1,97 t HVC beinhalten 1 t Ethylen.

²⁹ Für die Berechnung der Kosten für die *Methanol-to-Olefin*-Route wurden spezifische Investitionskosten von 191 € pro Tonne Jahreskapazität HVC (Propylen beziehungsweise Ethylen) angelegt, abgeleitet aus UOP (2016) bei einem angenommenen Wechselkurs von 0,9 €/US-\$. Für die HVC-Ausbeute im MTO-Prozess wurde analog zu Tian et al. (2015) ein Wert von 2,67 t HVC/t Methanol angenommen. Für die Betriebs- und Wartungskosten der MTO-Anlage wurde ein Jahresbetrag entsprechend 3 % der Investitionssumme angelegt (eigene Annahme). Für DAC wurden der

Metaanalyse von dena (2017) folgend außerdem Investitionskosten in Höhe von 912 € pro Tonne Jahreskapazität CO_2 hinterlegt, sowie die dort angegebenen Betriebs- und Wartungskosten und spezifische Energiebedarfe übernommen. Es wurde zudem eine Auslastung der DAC-Anlage von 5.000 Volllaststunden angenommen.

³⁰ Es wurden hier spezifische Investitionskosten von 496,50 € pro Tonne Jahreskapazität Methanol angelegt (vgl. Pérez-Forbes et al. 2016). Auch DAC wurde entsprechend der vorherigen Fußnote berücksichtigt.

von 11,70 €/t Methanol bis zum Seehafen³¹). Die Gesamtproduktionskosten über diese Route liegen mit 1.223 €/t Olefin deutlich unter einer Route mit inländischer Methanolproduktion (2.003 €/t Olefin) unter den günstigsten Bedingungen (2,80 €/kg H₂), insofern bildet die Annahme des Methanolimports die untere Grenze für die Kostenabschätzungen.

Neben der Verwendung von CO₂ aus der Atmosphäre über DAC eignet sich das Verfahren jedoch auch für die Einbindung von Rest-CO₂-Strömen aus Verfahren des chemischen Recyclings. Dann müsste das Methanol jedoch in jedem Fall direkt vor Ort produziert werden.

Für den MTA-Prozess (*Methanol-to-Aromaten*) dürften aufgrund der geringeren Ausbeute bei den heute bekannten Verfahren die spezifischen Produktionskosten deutlich höher ausfallen (siehe auch Bazzanella und Ausfelder 2017; Material Economics 2019). Bei analoger Berechnung zu MTO und Annahme eines spezifischen Methanolbedarfs in Höhe von 4,3 Tonnen Methanol pro Tonne BTX (Bazzanella und Ausfelder 2017) ergibt sich eine Spannweite der Produktionskosten von 1.953 bis 5.098 €/t.

3.4.3 Strombedarf

Der spezifische Strombedarf liegt nach unseren Berechnungen bei insgesamt 22,7 MWh je Tonne Olefin und 36,5 MWh je Tonne BTX. Der Bedarf entsteht in erster Linie bei der Bereitstellung des Wasserstoffs. Die Annahme einer Umwandlungseffizienz bei der Wasserelektrolyse in Höhe von 76 % führt zu einem indirekten Strombedarf in Höhe von 21,5 MWh/t Olefin (beziehungsweise 34,6 MWh/t BTX). DAC trägt mit 0,7 MWh/t Olefin (1,2 MWh/t BTX) zum (direkten) Strombedarf bei. Der zusätzliche direkte Strombedarf in den weiteren Schritten der Methanolsynthese (0,07 MWh/t HVC) und im MTO-/MTA-Verfahren (0,04 MWh/t HVC) ist demgegenüber gering. Bei Bereitstellung der gegenwärtig (2017) in Deutschland produzierten 9,4 Millionen

Tonnen Olefine und 2,9 Millionen Tonnen Aromaten würde über die MTO- und MTA-Route ein jährlicher Strombedarf von 319 TWh entstehen, davon 17 TWh als direkter Strombedarf. Der Strombedarf des Referenzprozesses ist hier vernachlässigbar.

3.4.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Entscheidend für die Beurteilung der CO₂-Emissionen ist in erster Linie die Herkunft des Kohlenstoffs, der als *Feedstock* in die Methanolproduktion ein geht. Neben nicht-fossilen Quellen (DAC, Methanisierungsanlagen) kann auch CO₂ mit fossiler Herkunft aus Industrieprozessen (zum Beispiel Stahl, Zement) genutzt werden. Auch eine Herstellung über Kohlenmonoxid (CO) mittels Gasifizierung von Altplastik (siehe Hintergrundpapier Chemisches Recycling) ist möglich, wurde hier jedoch nicht untersucht.

Für die vollständige Bewertung der CO₂-Emissionen alternativer Produktionsprozesse ist eine vollständige *Lifecycle-Analyse* (LCA) inklusive der *End-of-Life*-Verwendung der produzierten Kunststoffe notwendig. Hierzu sei auf die Diskussion im Hintergrundpapier Chemisches Recycling verwiesen. Daneben ist die potenzielle CO₂-Last des *Feedstocks* Methanol relevant. Für bestehende Naphtha-*Steamcracker* in Deutschland gehen wir von spezifischen CO₂-Emissionen von im Mittel 0,80 t CO₂/t HVC aus (eigene Berechnung für 2017), wobei jeweils 1,97 t *High Value Chemicals* (HVC) 1 t Ethylen beinhalten. Für eine Gesamtbilanzierung wären jedoch die Gesamtemissionen für Kunststoff entlang der gesamten Wertschöpfungskette relevant, welche sich (ohne Recycling) auf circa 4,5 t CO₂/t HVC belaufen: 1,4 t in der Produktion (0,2 t in der Raffinerie, 0,8 t am *Steamcracker* und 0,4 t bei der Polymerisation³²) und 3,1 t bei der thermischen Verwertung, das heißt Verbrennung (eigene Berechnung). Für den MTO-Prozess sind 0 t CO₂/t Ethylen beziehungsweise HVC möglich (sofern der benötigte Wasserstoff und Strom

³¹ Die Transportkosten basieren auf S&P Global (2018), bei einem angenommenen Wechselkurs von 0,9 €/US-\$. Falls bestehende Pipelines für den Transport von Methanol umgewidmet werden könnten, wären kaum zusätzliche Kosten für Transport und Verteilung vom Seehafen in das Inland zu erwarten.

³² Die hier gemäß Material Economics (2019) allokierten Emissionen ließen sich fast vollständig mit einer klimaneutralen Dampfbereitstellung vermeiden.

zu 100 % auf Erneuerbaren Energien basiert und kein Zusatzrucksack des Kohlenstoff-*Feedstocks* zu berücksichtigen ist) (siehe auch Arnold et al. 2017; Otto et al. 2017).

Auch in einer Kreislaufwirtschaft und selbst bei zukünftig nicht mehr steigendem Kunststoffbedarf wird von einem jährlichen Neubedarf von mindestens 10 % Kohlenstoff in der Erzeugung ausgegangen (siehe zum Beispiel Material Economics 2019). Bei dessen Bereitstellung über die MTO/MTA-Route können sowohl stark positive (im Fall von fossilen Quellen oder ungünstigen/intensiven Landwirtschaftspraktiken für die Erzeugung der Biomasse) oder aber negative Emissionen (im Falle von regenerativer Biomasse oder *Direct Air Capture* von CO₂) auftreten. Wird davon ausgegangen, dass eine Bindung von Kohlenstoff in Kunststoffen selbst bei Kreislaufführung immer nur zeitweise gelingt, dass also der Kohlenstoff nach gegebenenfalls mehrfachem Durchlauf als CO₂-Emission in die Atmosphäre gelangt, so ist auch im Falle der Bereitstellung über DAC nicht von negativen Emissionen, sondern von CO₂-Neutralität auszugehen. Für die Berechnung der CO₂-Minderung sowie der Vermeidungskosten wurde deshalb Treibhausgasneutralität unterstellt und keine negative Emission, da die Bindung des CO₂ nicht dauerhaft ist.

3.4.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Für das MTO-Verfahren mit DAC belaufen sich die spezifischen CO₂-Vermeidungskosten unseren Berechnungen zufolge auf 84 bis 515 €/t CO₂, für MTA auf 245 bis 940 €/t CO₂. Gewichtet nach den heutigen Produktionsmengen ergäbe sich daraus eine Spanne von 122 bis 615 €/t CO₂. Material Economics hat für den mechanisch nicht recyclingfähigen Anteil von Kunststoffabfällen, in der die MTO-/MTA-Route auf Basis von CO₂ (und ohne DAC) nur einen Teil der Prozessketten beiträgt, durchschnittliche CO₂-Vermeidungskosten von 121 €/t CO₂ ermittelt. In der Vision einer Kreislaufwirtschaft erscheint dies als die relevante Kenngröße, allerdings weichen die von Material Economics (für die gesamte EU) getroffenen Annahmen zu Strom- und Wasserstoffpreisen von den hier getroffenen Annahmen für

Deutschland ab, auch ein möglicher Methanolimport wurde dort nicht berücksichtigt.

Für 2030 nehmen wir an, dass MTO mit der Hochofen-CCU-Route kombiniert werden könnte. Für die Gesamtkette ergeben sich auf Basis der hier (sowie in den Steckbriefen zur Wasserelektrolyse und zu Hochofen-CCU) diskutierten Annahmen CO₂-Vermeidungskosten in Höhe von 160 bis 355 €/t CO₂ (siehe auch Steckbrief zu Hochofen-CCU). Analog zur DAC-MTO-Route kann eine dauerhafte Bindung des (fossilen) Kohlenstoffs hier nicht unterstellt werden, des Weiteren werden in den heute verfolgten CCU-Ansätzen, je nach Konzept, die CO₂-Emissionen in der Stahlerzeugung nur zu 50 bis 78 % vermieden. Insofern wird dieser Fall nur für das Jahr 2030 als Übergangslösung angenommen.

3.4.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Die technologische Reife der MTO-Route ermöglicht einen raschen Einsatz, sofern dies ökonomisch attraktiv gemacht wird und ausreichende Kapazitäten von Erneuerbaren Energien verfügbar sind. Für die Aromatenproduktion aus Methanol (MTA) ist weitere Technologieentwicklung notwendig. MTO beziehungsweise MTA rangiert mit einem TRL von 8 beziehungsweise 6 auf der Ebene von Systemnachweis bis beginnende Marktreife (Arnold et al. 2017). Mit vollständiger Marktreife und potenziellem Technologieexport ist zwischen 2025 und 2030 zu rechnen. Die Angaben zum bestehenden Anlagenpark von *Steamcrackern* und deren Alter basieren auf Daten des am Wuppertal Institut geführten WISEE-Modells. Darauf aufbauend wurde von einer technischen Lebensdauer von *Steamcrackern* von 50 Jahren und entsprechenden Investitionszyklen ausgegangen. Die in den vergangenen Jahren erfolgten Außerbetriebnahmen in Europa stützen diese Annahme teilweise. Die hieraus generierten Abschätzungen zum Reinvestitionsbedarf haben nur indikativen Charakter, da die bestehenden Anlagen in unterschiedlich starkem Maße über die Zeit modernisiert wurden. Schломann et al. (2011) geben folgerichtig eine technische Lebensdauer von 50 bis 70 Jahren an.

3.4.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Die Produktionsmengen wurden der PRODCOM-Datenbank von Eurostat entnommen. Demnach wurden 2018 in Deutschland ca. 9,4 Millionen Tonnen Olefine und 2,9 Millionen Tonne BTX pro Jahr produziert. Bei einer angenommenen Herstellung der entsprechenden Mengen im Jahr 2050 über MTO und MTA und Bereitstellung nicht-fossilen Kohlenstoffs ließen sich über den Lebenszyklus 50 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr einsparen.³³ Bei einer Annahme von fossilem Kohlenstoff als *Feedstock* (Hochofen-CCU+MTO/MTA) ergibt sich eine mögliche Vermeidung in Höhe von 12 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr (zuzüglich der Vermeidung im Stahlsektor). Den Annahmen für die Umsetzung von CCU im Stahlsektor folgend (Umsetzung im Rahmen von *Reinvest* in Hochöfen) ergäbe sich im Zeitfenster von 2025 bis 2030 ein *Reinvest* in der Größenordnung von 12 Millionen Jahrestonnen Roheisen (entsprechend 13 Millionen Tonnen Stahl). Bei einer angenommenen Auslastung der Hochöfen von 90 % ergäbe dies über beide Sektoren hinweg eine jährliche CO₂-Minderung in Höhe von 12 Millionen Tonnen (10 Millionen Tonnen in der Stahlerzeugung, 2 Millionen Tonnen in der chemischen Industrie). Alleine dadurch würden bereits 27 % des heutigen Umfangs der Produktion an Olefinen über die CCU-MTO-Route erzeugt. Eine solche Menge (2,5 Millionen Tonnen HVC/a) liegt noch unter dem angenommenen Pfad für ein *Phase out* (beziehungsweise *Reinvest*) der bestehenden *Steamcracker* Kapazitäten im gleichen Zeitraum (3,3 Millionen Tonnen Jahreskapazität).

Da eine Nachrüstung von CCU in der Primärstahlerzeugung gemäß dem hier hinterlegten Konzept physisch nicht an eine Erneuerung der Hochöfen selbst gebunden ist (also prinzipiell unabhängig vom Erneuerungszyklus), wäre sogar eine höhere Durchdringung denkbar (siehe Steckbrief zu CCU in der

Stahlindustrie). Allerdings sind die spezifischen Bedarfe an erneuerbarem Wasserstoff beziehungsweise die entsprechenden Bezugskosten vergleichsweise sehr hoch (ebd).

3.4.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Carbon2Chem®

Ein Konsortium aus Industrie und Wissenschaft arbeitet an der Umsetzung eines flexiblen *Carbon Capture and Usage* (CCU)-Konzepts für die kohlenstoffbasierte Industrie. Ziel des von einem branchenübergreifenden Netzwerks aus Stahlindustrie, Chemie und Energiewirtschaft (unter anderem ThyssenKrupp, BASF, Evonik, Covestro und Linde) betriebenen Projektes ist es, CCU-Prozesse zu etablieren und dafür in einem ersten Schritt Hüttengase aus der Stahlproduktion³⁴ als Ausgangsstoff für chemische Produkte zu nutzen – einschließlich des darin enthaltenen CO₂. Dabei soll Überschussstrom aus Erneuerbaren Energien als Energiequelle genutzt werden. Seit September 2018 wird in Duisburg eine Pilotanlage zur Methanolherstellung aus Hüttengasen betrieben. (Deerberg et al. 2018; thyssenkrupp 2019)

Carbon4PUR

Ein Konsortium unter anderem aus Covestro, ArcelorMittal, Recticel und DECHEMA entwickelt die Umwandlung von Industrieabgasen (gemischte CO/CO₂-Ströme) in Zwischenprodukte für Polyurethankunststoffe für Hartschäume/Gebäudeisolierungen und Beschichtungen. Geplant ist der Bau einer Pilotanlage in Südfrankreich, wo ein Stahlwerk von ArcelorMittal in direkter Nachbarschaft zu einer Produktionsanlage von Covestro steht. Die Pilotanlage soll Polyurethan aus Hüttengasen herstellen. Im Rahmen des Projekts wurden in Laboruntersuchungen bereits Vorprodukte für Kunststoffe aus Abgasen wie CO₂ gewonnen (Carbon4PUR 2019).

³³ Ein Teil der Olefine (in erster Linie Ethylen) und der Aromaten entsteht auch als Kuppelprodukt in Raffinerien und wäre somit heute anders zu bewerten, als der (Haupt-)Teil aus dem *Steamcracking*-Prozess. Langfristig steht diese Kuppelproduktion mit dem Umbau der Raffinerien hin zur Produktion treibhausgasneutraler

Kraftstoffe, aber zumindest nicht im heutigen Ausmaß zur Verfügung.

³⁴ Hüttengas besteht aus 44 % Stickstoff, 23 % Kohlenstoffmonoxid, 21 % Kohlendioxid, 10 % Wasserstoff und 2 % Methan.

Rheticus

In dem Rheticus-Projekt erforschen unter anderem Evonik und Siemens die elektrochemische Reduktion von CO₂ und H₂O zu Synthesegas, gefolgt von einem Fermentationsprozess. Für die Elektrolysetechnik ist Siemens verantwortlich. Sie wandelt im ersten Schritt Kohlendioxid und Wasser mit Strom in Wasserstoff und Kohlenmonoxid (CO) um. Die Fermentation, also die Verwandlung CO-haltiger Gase zu Wertstoffen, übernimmt Evonik. Bei der Fermentation helfen spezielle Mikroorganismen. Am Evonik-Standort Marl sollen in einer Versuchsanlage die Chemikalien Butanol oder Hexanol erzeugt werden – beides Ausgangsstoffe beispielsweise für Spezialkunststoffe oder Nahrungsergänzungsmittel. Im nächsten Schritt könnte eine Anlage mit einer Produktionskapazität von bis zu 20.000 Tonnen pro Jahr entstehen. Denkbar ist auch die Herstellung von anderen Spezialchemikalien oder Treibstoffen. Die Anlagengröße soll flexibel an lokale Gegebenheiten anpassbar sein. Anlagen könnten künftig überall dort installiert werden, wo CO₂ vorhanden ist – etwa aus Kraftwerksabgasen oder Biogas. (BMBF 2018)

3.4.9 Referenzen

Arnold, K., Kobiela, G., & Pastowski, A. (2017). *Technologiebericht 4.3 – Power-to-liquids/-chemicals*. In: Wuppertal Institut, ISI, & IZES (Hrsg.): *Technologien für die Energiewende. Teilbericht 2 an das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi)*. https://www.energieforschung.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/700185BBCE132A98E0539A695E8613C1/current/document/4.3_Power-to-liquids_chemicals.pdf

Bazzanella, A. M., Ausfelder, F. (2017). *Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry*. Technology Study. Frankfurt am Main: DE-HEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V. *The European Chemical Industry Council*. https://dechema.de/Low_carbon_chemical_industry.html

BMBF. (2018). *Kopernikus Projekte: Siemens und Evonik erforschen im Rheticus-Projekt „grüne“ Chemie*.

https://www.kopernikus-projekte.de/aktuelles/archiv?news=Siemens_und_Evonik_erforschen_im_Rheticus_Projekt_gruene_Chemie

Carbon4PUR. (2019). *Carbon4PUR-Webseite*. <https://www.carbon4pur.eu/>

Deerberg, G., Oles, M., & Schlögl, R. (2018). *The Project Carbon2Chem®*. *Chemie Ingenieur Technik*, 90 (10), 1365-1368. <https://doi.org/10.1002/cite.201800060>

dena. (2017). *„E-Fuels“ Study. The potential of electricity-based fuels for low-emission transport in the EU*. Berlin.

Material Economics. (2019). *Industrial Transformation 2050 – Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry*. <https://europeanclimate.org/wp-content/uploads/2019/04/Industrial-Transformation-2050.pdf>

Otto, D. A., Markewitz, D. P., & Robinius, D. M. (2017). *Technologiebericht 2.4 – CO₂ Nutzung innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende*. In Wuppertal Institut, Fraunhofer ISI, & Fraunhofer IZES (Hrsg.), *Technologien für die Energiewende. Teilbericht 2 an das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi)*. https://www.energieforschung.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/70015DCDBFOC6D4BE0539A695E868492/current/document/2.4_CO2-Nutzung.pdf

Pérez-Fortes, M. et al. (2016): *Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment*. *Applied Energy* 161, 718-732.

S&P Global. (2018). *Clean Tankerwire*, Volume 36, Issue 150, Friday, August 3, 2018. https://www.spglobal.com/platts/plattscontent/_assets/_files/en/productsservices/market-reports/clean-tankerwire-030818.pdf

Schlomann, B. et al. (2011). *Möglichkeiten, Potenziale, Hemmnisse und Instrumente zur Senkung des Energieverbrauchs und der CO₂-Emissionen von industriellen Branchentechnologien durch Prozessoptimierung und Einführung neuer Verfahrenstechniken*. Schlussbericht im Auftrag des Umweltbundesamtes.

Thyssenkrupp. (2019). *Carbon2Chem*. thyssenkrupp-Webseite. <https://www.thyssenkrupp.com/de/unternehmen/innovation/technologien-fuer-die-energiewende/carbon2chem.html>

Tian, P., Wei, Y., Ye, M., & Liu, Z. (2015). *Methanol to Olefins (MTO): From Fundamentals to Commercialization*. *ACS Catalysis*, 5 (3), 1922-1938. <https://doi.org/10.1021/acscatal.5b00007>

UOP. (2016). *UOP Advanced MTOTM process. Natural Gas Monetization to Polyolefins*. https://vcm-study.ir/wp-content/uploads/2016/12/VCM-Study_UOP-Advanced-MTO-Tehran-Conference.pdf

3.5 Chemisches Recycling: Pyrolyse oder Gasifizierung von Altplastik für die stoffliche Nutzung (Ablösung der Verbrennung von Altplastik in Müllverbrennungsanlagen und Verzicht auf *Feedstock* aus fossilen Quellen)

3.5.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Chemisches Recycling ermöglicht die Wiederverwertung von Plastikmüll als *Feedstock* für die chemische Industrie, anstatt es zu verbrennen. Dabei wird der Plastikmüll zu nutzbaren Gasen (Gasifizierung) oder öligen Flüssigkeiten (Pyrolyse) umgewandelt und daraus alternativer *Feedstock* erzeugt, der fossilen *Feedstock* (zum Beispiel fossiles Naphtha) ersetzt. Somit können die CO₂-Emissionen aus der Verbrennung von Altplastik sowie beim Einsatz von Naphtha als *Feedstock* eingespart werden. Für das Ziel einer (nahezu) klimaneutralen Petrochemie ist langfristig die Kombination mit anderen Verfahren notwendig (elektrisches *Steamcracken*, *Methanol-to-Olefin*).

3.5.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050

Während im Hintergrundmaterial zu den elektrischen *Steamcrackern* die Elektrifizierung des Wärmeeintrags anstatt fossiler Brennstoffe im Vordergrund steht und bei der Darstellung der *Methanol-to-Olefin*-Route (MTO-Route) die Nutzung von CO₂, soll im hier vorliegenden Papier die stoffliche Nutzung von Kunststoffabfällen (chemisches Recycling) thematisiert werden.

Die drei Routen sind nicht als alternativ, sondern als komplementär anzusehen.

Für die stoffliche Verwertung von Altkunststoffen stehen unter anderem die Gasifizierung bei 1.200 bis 1.500 °C, das katalytische Cracken sowie Pyrolyseprozesse zur Verfügung. Aufgrund der Vielzahl der möglichen Ausgangsstoffe und Verfahrenswege (siehe unter anderem Ragaert et al. 2017) kann hier

lediglich eine exemplarische Kostenabschätzung angegeben werden. Material Economics (2019) schätzt die Kosten für die Bereitstellung von *high-value-chemicals* (HVC) über chemisches Recycling auf 1.320 €/t HVC; hierbei wird ein Mix (jeweils hälftig) aus Pyrolyse (kombiniert mit elektrischem *Steamcracking*) und Gasifizierung mit MTO angenommen.

Im Rahmen der vorliegenden Studie wurde nur die Pyrolyse-Route näher berücksichtigt. Unter den angenommenen, eher günstigen Bedingungen (Abfallmix aus Polyethylen, Polypropylen und Polystyrol) könnte der Einsatz des aus Kunststoffabfall gewonnenen Pyrolyseöls in Zukunft sogar kostengünstiger sein als der Einsatz von Naphtha, zumindest unter Annahme einer Anlage mit einer Abfallverarbeitungskapazität von 100 t/h (industrieller Maßstab). Beim gegenwärtigen Naphtha-Preis von etwa 450 US-\$/t³⁵ und angenommenen Kunststoffabfall-Bezugskosten in Höhe von 304 €/t bestünde nach unseren Berechnungen bei einem Produktionskostenniveau von etwa 660 €/t HVC in etwa eine Kostenparität zum Einsatz von Naphtha. Wird für 2030 eine Pyrolyse-Anlage im Demonstrationsmaßstab zugrunde gelegt (10 t/h), so ergeben sich Produktionskosten in Höhe von circa 730 €/t HVC. In Bezug auf die im Folgenden gewählte Referenz, für die sich aus einem höherem Naphtha-Bezugspreis (585 US-\$/t) entsprechend einem längerjährigen Mittel Produktionskosten im *Steamcracking*-Prozess in Höhe von 842 €/t HVC ergeben, lägen die Produktionskosten mit Pyrolyse jedoch niedriger.

Einschränkend ist jedoch zu sagen, dass nicht alle anfallenden Kunststoffabfälle innerhalb dieser Route so effizient verarbeitet werden können. Insbesondere bestimmte kritische Kunststoffe müssen zur Eliminierung giftiger Begleitstoffe bei höheren Temperaturen verarbeitet werden, hier kommt deshalb zum Beispiel die Gasifizierung in Betracht.

Relevant für die Gesamtkosten der Prozesskette sind auch die Kosten des Sortierens und Lagerns sowie

³⁵ Wechselkurs 0,9 EUR/USD

der Transport von Altplastik. Die oben angegebenen Bezugskosten folgen dabei den Angaben von Material Economics (2019).

Zur Umsetzung einer Kreislaufwirtschaft mit dem Ziel, Kohlenstoffkreisläufe zu schließen und die CO₂-Emissionen des gesamten Lebenszyklus von Kunststoffen somit auf (nahezu) null zu reduzieren, könnten Pyrolyse, elektrisches *Steamcracking* sowie

Gasifizierung und der MTO-Prozess kombiniert werden. Hierfür ergeben sich in unserem Beispiel Produktionskosten innerhalb einer Spanne von 890 € und 1.050 €/t HVC. Die hinter diesen Kosten liegenden Annahmen sind in der folgenden Tabelle dargestellt.

Tabelle 8: Übersicht über Annahmen und Quellen zum Beispiel einer integrierten Route des chemischen Recyclings

	Investitionssumme [€/t Jahreskapazität]	opex*)	Strombedarf [MWh/t]	Quelle
Pyrolyse Demo-Maßstab; full scale	167 €; 101 €	24 %; 2 %	0,36 MWh/t Abfall	Fivga und Dimitriou (2018)
Steamcracker	725 €/t HVC	5 %	konventionell: 0 MWh/t HVC elektrischer Cra- cker: 3,4 MWh/t HVC	Ren (2009) sowie weitere Quellen
Methanolsynthese**)	523 €/t MeOH	4 %	1,8 MWh/t MeOH	Pérez-Fortes (2016), Collodi (2017), eigene Annahmen
MTO-Anlage	191 €/t HVC	3 %	0,04 MWh/t HVC; elektrische Wär- mebereitstellung: 0,4 MWh/t HVC	UOP (2016)

*) Angabe als jährliche fixe Betriebskosten in % der Investitionssumme

***) inklusive Synthesegaserzeugung aus Methan, Schweröl und CO₂

3.5.3 Strombedarf

Der Strombedarf (und die CO₂-Emissionen) der Pyrolyse sind stark davon abhängig, ob die benötigte Prozesswärme elektrisch oder durch das Verbrennen von anfallenden Reststoffen bereitgestellt wird. Zudem hängt der Bedarf auch von der Prozesstemperatur ab, die zum einen durch den angestrebten Produktmix bestimmt wird, zum anderen aber auch von

gegebenenfalls eingesetzten Katalysatoren herabgesenkt werden kann. Sofern Reststoffe verbrannt werden, entfällt der Strombedarf zum Heizen. Dies hätte einen geringeren Strombedarf als im unten betrachteten Beispiel, aber dafür auch höhere verbleibende CO₂-Emissionen von 0,1 t CO₂/t HVC zur Folge (und ist mittelfristig voraussichtlich eine mögliche Option für den Einstieg in diese Technologie).

Im gewählten Beispiel werden die Kuppelprodukte der Pyrolyse stofflich genutzt, somit entsteht dort ein recht hoher Strombedarf für Wärmebereitstellung.

Ein Treiber für den indirekten Strombedarf ist der Wasserstoffeinsatz. Im gewählten Beispiel wird nur eine relativ moderate Menge von 50 kg H₂ pro Tonne HVC (entsprechend 2,0 MWh Stromeinsatz für die Elektrolyse) eingesetzt, was auch daran liegt, dass der Kohlenstoff im Ausgangsmaterial nicht vollständig recycelt wird.

Würde die 2017 in Deutschland produzierte Menge HVC (hypothetisch) vollständig aus Abfällen erzeugt, entstünde daraus nach dem gewählten Beispiel ein direkter Strombedarf in Höhe von 58 TWh/a sowie ein indirekter Strombedarf in Höhe von rund 25 TWh durch die Wasserelektrolyse (bei Annahme eines Wirkungsgrades von 82 %) und damit insgesamt 83 TWh/a. Für die Bereitstellung von HVC durch *Steamcracker* wird in der Literatur kein Strombedarf angegeben, insofern ist der hier genannte Strombedarf für die Pyrolyse als zusätzlich (gegenüber der Referenztechnologie) anzusehen.

Unter der Annahme, dass auch langfristig höchstens eine Sammel- und Recyclingquote in Höhe von 90 % erreicht werden kann, dass 25 % des Kunststoffbedarfs über mechanisches Recycling gedeckt werden können (siehe auch Material Economics 2019) sowie bei stabilem Kunststoffbedarf und einer ausgeglichenen Handelsbilanz bezogen auf HVC, Plastik und Abfall, könnten maximal 52 % des HVC-Bedarfs durch chemisches Recycling gedeckt werden.³⁶ Hierdurch entstünde ein Strombedarf in Höhe von 30 TWh/a direkt beziehungsweise 13 TWh/a indirekt. 23 % des HVC-Bedarfs müssten in diesem Fall zum Beispiel über die *Direct-Air-Capture-MTO*-Route bereitgestellt werden, was mit einem Strombedarf von 61 TWh (davon 3 TWh als direkter

Strombedarf zur Bereitstellung von Wärme) verbunden wäre.

In der Gesamtbilanz (unter Vernachlässigung des relativ geringen Energiebedarfs für mechanisches Recycling) ergeben sich somit ein direkter jährlicher Strombedarf in Höhe von 34 TWh sowie ein indirekter Strombedarf von 71 TWh und damit insgesamt ein Gesamtstrombedarf von 104 TWh.

3.5.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Für bestehende Naphtha-*Steamcracker* in Deutschland gehen wir von spezifischen CO₂-Emissionen von im Mittel 0,80 t CO₂/t HVC aus (eigene Berechnung für 2017), wobei jeweils 1,97 t High-Value Chemicals (HVC) 1 t Ethylen beinhalten. Für eine Gesamtbilanzierung wären jedoch die Gesamtemissionen für Kunststoff entlang der gesamten Wertschöpfungskette relevant, welche sich (ohne Recycling) auf circa 4,5 t CO₂/t HVC belaufen: 1,4 t in der Produktion und 3,1 t bei der thermischen Verwertung, das heißt Verbrennung (eigene Berechnung).

Im hier dargestellten Prozess-Schema mit chemischem Recycling und elektrischer Bereitstellung des Wärmeeintrags sowie einer Wasserstoffbereitstellung über Elektrolyse liegt die spezifische Emission nicht bei null, der Kohlenstoffkreislauf ist also nicht vollständig geschlossen. Anders ausgedrückt: Die spezifische CO₂-Emission von 0,30 t CO₂/t HVC entspricht bezogen auf den im Abfall enthaltenen Kohlenstoff einem Kohlenstoffverlust im System von etwa 6 %.

Die Kohlenstoffverluste beziehungsweise CO₂-Emissionen entstehen zuvorderst in der Pyrolyse, wo in unserem Beispiel etwa 70 kg Pyrolysekoks bezogen auf den eingesetzten Abfall produziert werden. Vereinfachend wurde angenommen, dass dieser Koks verbrannt wird. Auch im *Steamcracker* entste-

³⁶ Hier wurde auch die Produktausbeute über die gesamte Route von 85 % berücksichtigt.

hen etwa 15 kg Koks bezogen auf das eingesetzte Pyrolyseöl. Die MTO-Anlage stellt in unserem Beispiel das Ende der Produktionskette dar. Vereinfachend wurde kein zweiter Recyclingkreislauf eingeführt, der die MTO-Beiprodukte (verschiedene Alkane) einer stofflichen Verwendung zuführt, sondern es wurde angenommen, dass die Alkane zur Deckung des thermischen Energiebedarfs der Anlage verwendet werden und dabei entsprechend CO₂ emittieren. Bezogen auf eine Tonne HVC-Ertrag in der MTO-Anlage wurde deshalb eine spezifische CO₂-Emission in Höhe von 280 kg CO₂ je Tonne HVC aus der MTO-Route berücksichtigt. Entsprechend gewichtet geht dieser Wert in den aggregierten Wert von 0,30 t CO₂/t HVC ein.

3.5.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Gegenwärtig sind Kunststoffhersteller nicht verantwortlich für die *End-of-Life*-(EOL-) Emissionen ihrer Produkte. Die eigentliche CO₂-Vermeidung durch die Pyrolyse findet also (anders als beim elektrischen *Cracking*) außerhalb des Bilanzkreislaufs der chemischen Industrie statt.

Gegenüber dem Referenzprozess mit 4,5 Tonnen CO₂ pro Tonne HVC (inklusive EOL-Emissionen) und Produktionskosten in Höhe von 842 €/t HVC liegen die Vermeidungskosten durch Pyrolyse mit Produktionskosten von circa 660 €/t HVC und spezifischen Emissionen von 1,41 t CO₂/t HVC (inklusive EOL) bei etwa -58 €/t CO₂. Das heißt, durch jede eingesparte Tonne CO₂ lassen sich unter den hier getroffenen Annahmen sogar niedrigere Kosten realisieren. Bezogen auf den integrierten Einsatz (inklusive elektrischem *Steamcracking* und MTO) liegen die Vermeidungskosten bei Produktionskosten innerhalb einer Spanne von 888 und 1.049 €/t HVC (und spezifischen Emissionen von 0,3 t CO₂/t HVC) zwischen 11 und 49 €/t CO₂ für 2050. Für 2030 liegen die entsprechenden Kosten bei 66 bis 104 €/t CO₂. In Bezug auf die nicht integrierte Route (Pyrolyse und konventionelles *Steamcracking*) ergeben sich für 2030 Vermeidungskosten in Höhe von 19 bis 20 €/t CO₂. Wichtig ist hier noch einmal der Hinweis, dass diese

Rechnung nur Gültigkeit hat in der Beurteilung gegenüber einer Ersatzinvestition in einen konventionellen *Steamcracker* (siehe Hintergrundpapier zum elektrischen *Steamcracking*).

3.5.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Die verschiedenen Prozesse des chemischen Recyclings weisen unterschiedliche technologische Reife auf; katalytisches Cracken und Gasifizierung liegen bei TRL 6–9 (Ragaert et al. 2017; Miandad et al. 2016), die thermische Pyrolyse ebenfalls bei 6–9 (Solis 2018; Rybicka 2016). Marktreife, Technologieexport und kommerzielle Anwendung sind in den Jahren 2025 bis 2030 zu erwarten beziehungsweise möglich.

Insbesondere mittelschweres und schweres Naphtha wird zur Erzeugung von Benzin verwendet. Aufgrund des Kraftstoffplits in Europa mit einem relativ hohen Anteil an Mitteldestillat (Diesel, leichtes Heizöl und Kerosin) am Kraftstoffabsatz in Europa fällt in den Raffinerien in der Regel mehr Naphtha an, als der Markt als Benzin aufnehmen kann. Der Überschuss geht in die chemische Industrie oder wird auch exportiert. Wie gut Naphtha als Rohstoff zukünftig verfügbar sein wird, hängt also auch von der Entwicklung des Kraftstoffplits, also der Anteile von Benzin und Diesel am Kraftstoffabsatz, ab. Im Zuge von Raffineriestilllegungen beziehungsweise Kapazitätsverringern könnte der Einsatz von Pyrolyseöl auch ökonomisch attraktiver werden.

3.5.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Die potenzielle CO₂-Minderung durch Pyrolyse schätzen wir auf 13 Millionen Tonnen im Jahr 2050. Mit fast vollständiger Kohlenstoff-Kreislaufführung entsprechend dem angenommenen Beispiel (52 % Bereitstellung von HVC durch chemisches Recycling) ließen sich 24 Millionen Tonnen (von 50 Millionen) jährlich, also knapp die Hälfte, einsparen. Durch DAC und eine höhere mechanische Recyclingrate ließen sich zudem weitere 24 Millionen Tonnen einsparen, damit würde eine Menge von

knapp 2 Millionen Tonnen CO₂ als Emission pro Jahr verbleiben.

Der Einsatz von Pyrolyseöl ist in den bestehenden *Steamcrackern* möglich, allerdings sind die meisten deutschen Cracker auf einen Einsatz von Naphtha ausgelegt. Das Öl aus thermischer Pyrolyse von Polymeren enthält jedoch einen relativ hohen Anteil an schweren Bestandteilen, insofern kann das Öl zum Einsatz in den bestehenden Crackern abhängig von seiner Zusammensetzung nur bis zu einem gewissen Grad beigemischt werden (Solis 2018; Thunman et al. 2018).³⁷ Eine weitere Möglichkeit wäre die Abdestillation der leichteren Bestandteile und ihre Nutzung im Cracker und die Weiterführung der schwereren Bestandteile in die Raffinerie zur Kraftstofferzeugung. *Steamcracken* der schweren Bestandteile ist zwar auch möglich, erfordert aber Anpassungen am Design der Anlage.

Wie bereits oben gezeigt, hat die Anlagengröße erhebliche Auswirkung auf die Wirtschaftlichkeit des Betriebs. Das spricht für eine Bündelung des Pyrolysebetriebs an den bestehenden Drehscheiben für petrochemische Produkte, die gut in Produktpipelinesysteme eingebunden sind, wie etwa Rotterdam oder Köln. Von einem solchen *Hub* aus könnte das Öl an die *Steamcracker*-Standorte gelangen. Bis 2030 erscheint vor diesem Hintergrund theoretisch ein recht hoher Einsatz von Pyrolyseöl möglich, abhängig davon, ob es gelingt, geeignete Abfallfraktionen in ausreichendem Umfang zu beschaffen, ohne dass energetisch vorteilhaftere mechanische Recycling zu verdrängen.

3.5.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Sabic

Die Firma Sabic plant den Bau einer halbkommerziellen Anlage zur Reinigung und Veredelung von circa 15 Mio. t Pyrolyseöl pro Jahr. Mit der Produktion soll im Jahr 2021 begonnen werden. Die Recycling-Polymere von Sabic werden aus einem Pyrolyseöl-

Rohmaterial aus dem Recycling von gemischten Kunststoffabfällen hergestellt. Im Rahmen des geplanten Projekts führt Sabic nun diesen alternativen Rohstoff in seinen Chemelot-Produktionsstandort Geleen in den Niederlanden ein. Die daraus resultierenden Polymere sollen an Kunden wie Unilever und Tupperware Brands geliefert werden, um sie bei der Entwicklung von Konsumgütern oder Verpackungen für Lebensmittel, Getränke und Körperpflegeprodukte zu verwenden (Moore 2019).

ChemCycling

BASF kooperiert mit einer Reihe von anderen Unternehmen an verschiedenen Standorten zur Technologieentwicklung von chemischem Recycling. Im münsterländischen Enningerloh beispielsweise betreibt die Recenso GmbH eine Pilotanlage zur sogenannten Direktverölung für die Erzeugung von Naphtha-ähnlichen Ölen. Die Basis dafür bildet eine aus dem Hausmüll (graue Tonne) gewonnene heizwertreiche Fraktion. Das Naphtha-ähnliche Öl kann im *Steamcracker* bei circa 850 °C weiterverarbeitet werden, wobei vorwiegend Ethylen und Propylen erzeugt werden. ChemCycling ist eine Kooperation von BASF, Remondis, Plastic Energy und Recenso (BASF 2018; Canadian Plastics 2019; Wolter 2019).

Waste to Chemicals Rotterdam

Die geplante Gasifizierungsanlage zur Methanolproduktion im Demonstrationsmaßstab soll Methanol mit 220 kt/a Output produzieren. Ein Konsortium aus Nouryon, Enerkem, Air Liquide, Port of Rotterdam und Shell plant den Bau der Anlage in Rotterdam in den Niederlanden mit Unterstützung der Stadt Rotterdam, der Provinz Südholland und InnovationQuarter. Die geplante Anlage basiert auf der von Enerkem entwickelten Technologie und soll bis zu 360.000 Tonnen Restabfälle in Synthesegas und anschließend in 220.000 Tonnen (270 Millionen Liter) Methanol umwandeln (Waste to Chemicals Rotterdam 2019; Messenger 2018; Nouryon 2019).

³⁷ Hier bedarf es noch einer Prozessoptimierung in Hinblick auf die Systemintegration, sodass hohe Ölausbeuten auch mit einer

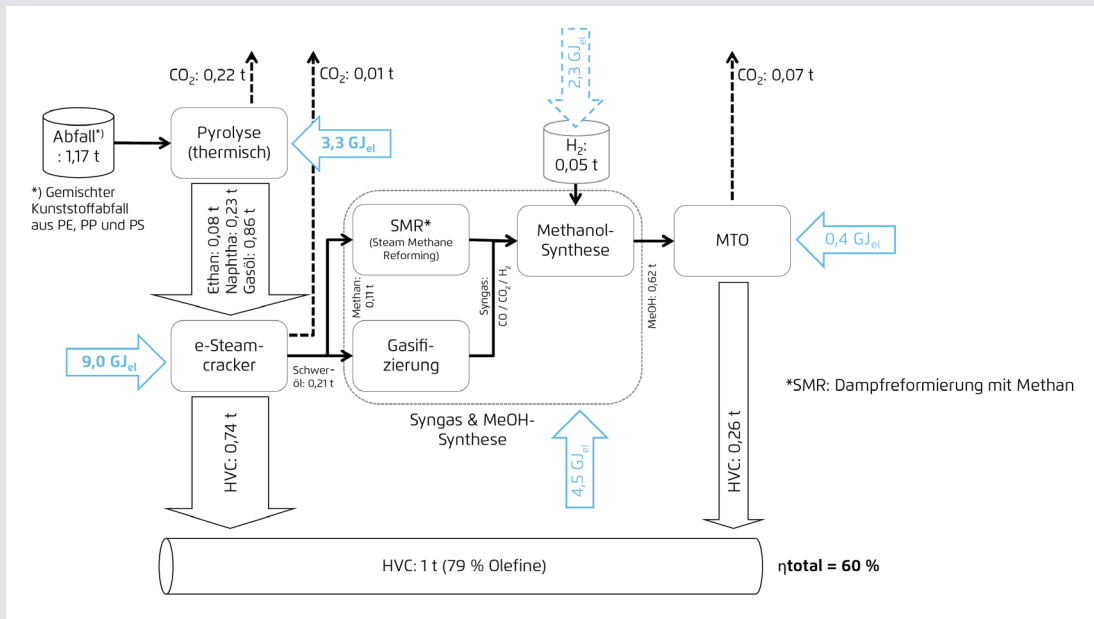
für die Weiterverarbeitung idealen Zusammensetzung einhergehen.

3.5.9 Referenzen

- BASF. (2018). *BASF for the first time makes products with chemically recycled plastics*
- Canadian Plastics. (2019). *Here's a first: BASF is making products with chemically recycled plastics*. <https://www.canplastics.com/features/heres-a-first-basf-is-making-products-with-chemically-recycled-plastics/>
- Collodi, G. et al. (2017). *Demonstrating Large Scale Industrial CCS through CCU – A Case Study for Methanol Production*. In: *Energy Procedia* 114, 122–138
- Fivga, A.; Dimitriou, I. (2018). *Pyrolysis of plastic waste for production of heavy fuel substitute: A techno-economic assessment*. In: *Energy* 149, 865–874
- Material Economics. (2019). *Industrial Transformation 2050 – Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry*. https://materialeconomics.com/material-economics-industrial-transformation-2050.pdf?cms_filed=303ee49891120acc9ea3d13bbd498d13
- Messenger, B. (2018). *Enerkem to Lead Consortium to Develop Waste to Chemical Project in Rotterdam*. <https://waste-management-world.com/a/enerkem-to-lead-consortium-to-develop-waste-to-chemical-project-in-rotterdam>
- Miandad, R.; Barakat, M. A.; Aburiazza, A. S.; Rehan, M.; Nizami, A. S. (2016). *Catalytic pyrolysis of plastic waste: A review*. In: *Process Safety and Environmental Protection* 102, 822–838
- Moore, S. (2019). *Sabco to showcase certified circular solutions at K 2019*. <https://www.plasticstoday.com/sustainability/sabco-showcase-certified-circular-solutions-k-2019/7993955861126>
- Nouryon. (2019). *Waste to Chemicals*. <https://industrialchemicals.nouryon.com/sustainable-innovation/waste-to-chemicals/>
- Pérez-Fortes, M. et al. (2016). *Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment*. In: *Applied Energy* 161, 718–732
- Ragaert, K.; Delva, L.; Van Geem, K. (2017). *Mechanical and chemical recycling of solid plastic waste*. In: *Waste Management* 69, 24–58
- Ren, T. (2009). *Petrochemicals from Oil, Natural gas, Coal and Biomass: Energy Use, Economics and Innovation*. Dissertation Utrecht University. <https://dspace.library.uu.nl/bitstream/handle/1874/32318/ren.pdf?sequence=2&isAllowed=y>
- Rybicka, J., Tiwari, A., & Leeke, G. A. (2016). *Technology readiness level assessment of composites recycling technologies*. In: *Journal of Cleaner Production* 112, 1001–1012. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2015.08.104>
- Solis, M. (2018). *Potential of chemical recycling to improve the recycling of plastic waste*. Master of Science Thesis. <https://pdfs.semanticscholar.org/c731/a6c13effb00627e9a709803ae38983fdd4b6.pdf>
- Thunman, H. et al. (2018). *Advanced biofuel production via gasification – lessons learned from 200 man-years of research activity with Chalmers' research gasifier and the GoBiGas demonstration plant*. In: *Energy Science & Engineering* 6 (1), 6–34. <https://doi.org/10.1002/ese3.188>
- UOP. (2016). *UOP Advanced MTOTM process. Natural Gas Monetization to Polyolefins*. https://vcstudy.ir/wp-content/uploads/2016/12/VCM-Study_UOP-Advanced-MTO-Tehran-Conference.pdf
- Waste to Chemicals Rotterdam. (2019). *Setting a new global standard in biofuels, chemicals and waste management*. <https://w2c-rotterdam.com/>
- Wolter, H. J. (2019). *Plastik als Rohstoff – Mittelständler Werner & Mertz sowie BASF mit Erfolgen bei Kunststoff-Recycling*. <https://www.aktiv-online.de/news/mittelstaendler-werner-mertz-so-wie-basf-mit-erfolgen-bei-kunststoff-recycling-3365>

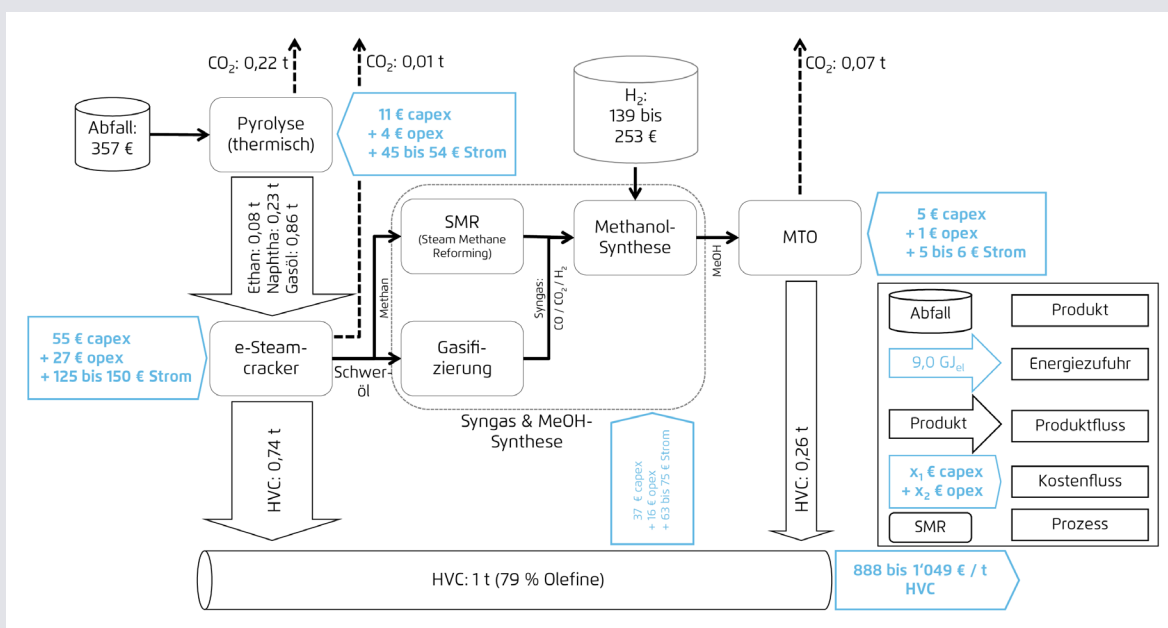
3.5.10 Anhang

Abbildung 1: Vereinfachtes Stoffflussdiagramm für 2050 und die integrierte Route von Pyrolyse, elektrischem Steamcracking und MTO (Legende siehe nächste Abbildung)



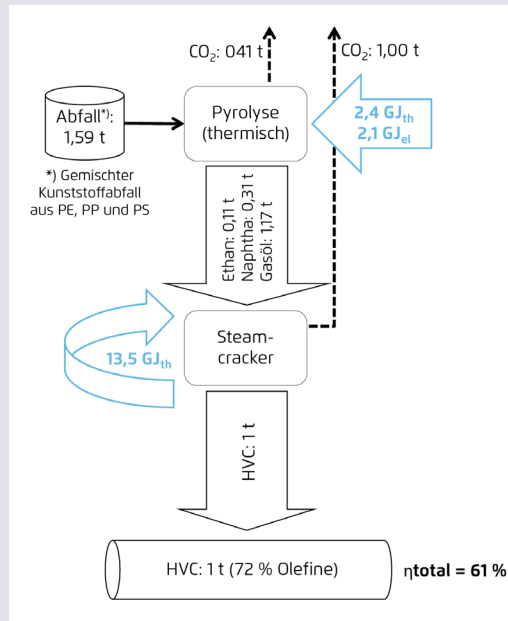
Wuppertal Institut, 2019

Abbildung 2: Vereinfachtes Kostenflussdiagramm für 2050 und die integrierte Route von Pyrolyse, elektrischem Steamcracking und MTO



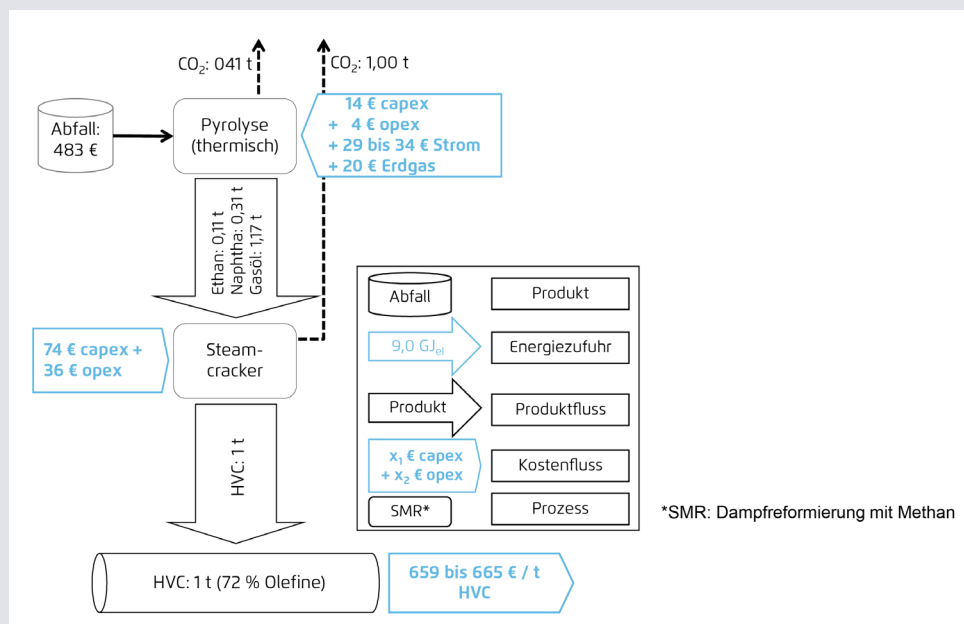
Wuppertal Institut, 2019

Abbildung 3: Vereinfachtes Stoffflussdiagramm für 2050 und die Pyrolyse-*Steamcracking*-Route (Legende siehe nächste Abbildung)



Wuppertal Institut, 2019

Abbildung 4: Vereinfachtes Kostenflussdiagramm für 2050 und die Pyrolyse-*Steamcracking*-Route



Wuppertal Institut, 2019

3.6 Elektrifizierung der Hochtemperaturwärme an *Steamcrackern* (Ersatz der Verbrennung fossiler Rohstoffe im *Steamcracker*)

3.6.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Durch die Elektrifizierung der Hochtemperaturwärme könnten die direkten CO₂-Emissionen am *Steamcracker* komplett eingespart werden. Diese entstehen heute durch die Verbrennung eines Teils des *Feedstocks* (zum Beispiel Naphtha), um die benötigte Prozesswärme (600 bis 900 °C) bereitzustellen. Auch alternativer nicht-fossiler *Feedstock* aus chemischem Recycling (zum Beispiel Pyrolyseöl) müsste nicht verbrannt werden, was es erlauben würde, den darin enthaltenen Kohlenstoff für die stoffliche Nutzung gegebenenfalls mehrfach im Kreislauf zu führen (siehe chemisches Recycling).

3.6.2 Ermittlung der Produktionskosten in den Jahren 2030 und 2050

Moderne *State-of-the-Art-Cracker* können bereits mit verschiedenen Einsatzprodukten wie Ethan, LPG und Naphtha als *Feedstock* betrieben werden. Auch der Einsatz von Pyrolyseölen, wie sie aus einer chemischen Aufarbeitung von Kunststoffabfällen erzeugt werden können, wurde bereits großmaßstäblich getestet und hat sich als machbar erwiesen. Derzeit existieren jedoch keine *Steamcracker* im industriellen Maßstab mit elektrisch betriebenen Spaltöfen.

Aus dem Betrieb eines elektrifizierten, hochflexiblen Crackers ergeben sich verschiedene Herausforderungen:

Steamcracker werden heute kontinuierlich betrieben. Bei elektrischer Betriebsweise hätte dies auch eine kontinuierliche elektrische Last zur Folge, bei monovalentem Betrieb mit entsprechender Belastung des Stromsystems.

Die nicht als Chemikalien vermarktbareren Produkte des *Cracking*-Prozesses (je nach Art des *Feedstocks* zwischen 20 und 45 % der Ausbeute) werden heute thermisch mit entsprechenden CO₂-Emissionen im

Cracker selbst genutzt oder in einem Kraftwerk verstromt. In einer Kreislaufwirtschaft ohne CO₂-Emissionen wäre dies nicht mehr möglich, stattdessen müssten die Kuppelprodukte in weiteren Prozessschritten zu stofflich nutzbaren Kohlenwasserstoffen (das heißt Plattformchemikalien) aufgewertet werden. Durch die elektrische Wärmebereitstellung kann der entsprechende Teil der Kuppelgase, die durch das Cracken anfallen, nicht im Prozess selbst verwendet werden. Dadurch erhöht sich der Anfall nicht vermarktbarer Kuppelprodukte.

Aus diesem Grund können die heute bestehenden Cracker (selbst bei elektrischer Nachrüstung) nur einen Teil zur Vermeidung von CO₂-Emissionen beitragen und es bedarf für eine vollständige Emissionsvermeidung der Entwicklung und Integration weiterer vor- und nachgelagerter Prozessschritte.

Insofern bilden die Produktionskosten für diese Einzeltechnologie nur einen Ausschnitt der gesamten benötigten Prozesskette ab. Grundsätzlich ist eine elektrische Bereitstellung von Wärme in vielen industriellen Anwendungen wie zum Beispiel den ausentwickelten Schmelzöfen weniger kapitalintensiv als eine solche über Brennstoffe (vgl. etwa Bubeck 2017). Mittel- und langfristig könnten Ersatzinvestitionen mit elektrischer Wärmebereitstellung also sogar günstiger sein. Bei einer Nachrüstung oder gar Hybridlösung wären jedoch zusätzliche Investitionen anzusetzen. Dies gilt auch für Investitionen in erste Demonstrationsanlagen (*First-of-its-Kind-Anlagen*). Vereinfachend wurde hier angenommen, dass sich die Investitionssumme für einen elektrischen Cracker nicht von der eines konventionellen Crackers unterscheidet, was kurzfristig (und für Hybridbetrieb) eine sehr optimistische Annahme darstellt, langfristig jedoch als eher konservativ anzusehen ist.

Bei einem angenommenen Bezugspreis für Naphtha in Höhe von 586 US-\$ pro Tonne, Strombezugskosten zwischen 50 und 60 €/MWh (für 2050) sowie unter Annahme, dass mit einer elektrischen Bereitstellung

gegenüber einer Verwendung von Brennstoff 10 % Energie im Spaltfenster eingespart werden können, ergeben sich nach unseren Berechnungen Produktionskosten für einen elektrischen *Steamcracker* in Höhe von 968 bis 993 €/t HVC. Ein Erlös aus dem gegenüber einem konventionellen Cracker eingesparten Brennstoff ist hier noch nicht berücksichtigt. Für 2030 könnte aber eine entsprechende Gutschrift berücksichtigt werden. Unter der Annahme, dass der gegenüber dem konventionellen *Steamcracking* eingesparte Brennstoff in Höhe von 10,2 GJ/t HVC Erdgas mit einem Wert von 30 €/MWh (zum Beispiel zur Dampferzeugung beziehungsweise Verstromung) ersetzen kann sowie Naphtha-Bezugskosten auf etwa heutigem Niveau (450 US-\$/t), ergeben sich durch die entsprechende Gutschrift verminderte Produktionskosten von 735 bis 761 € mit der für 2030 angenommenen Strombezugskostenpanne von 60 bis 70 €/MWh. In einer vollständig treibhausgasneutralen Welt muss dieser zusätzliche Anteil nicht direkt vermarktbarer Kohlenwasserstoffe jedoch integriert im Rahmen des chemischen Recyclings beurteilt werden, das heißt, die Kuppelprodukte müssten chemisch zu Plattformchemikalien aufgewertet werden. Alternativ müsste bei einer Verstromung CCS am Kraftwerk vorgesehen werden.

Eine ähnliche Rolle wie elektrisches *Steamcracking*, nämlich die Vermeidung der direkten Emissionen am Cracker selbst, könnte auch eine Carbon-Capture-Strategie für das *Steamcracking* einnehmen. Diese wäre technisch ähnlich zu beurteilen wie *Post-Combustion-CCS* an industriellen KWK-Anlagen (siehe entsprechender Steckbrief) und könnte parallel dazu eingeführt werden. Da die Überschneidung von Standorten relativ groß ist, könnten sich auf diese Weise Infrastrukturen bündeln lassen.

3.6.3 Strombedarf

Der Strombedarf eines *Steamcrackers* wird durch den Bedarf an Hochtemperaturprozesswärme dominiert. Die Anlagen in Deutschland weisen üblicherweise eine Jahreskapazität von etwa 500 kt Ethylen beziehungsweise 1 Million Tonnen HVC auf, woraus sich für effiziente konventionelle Neuanlagen eine Feuerungsleistung von etwa 300 MW ableiten lässt. Unter Berücksichtigung eines Effizienzvorteils beim elektrischen Betrieb und unter Berücksichtigung einer Reserve wäre die Anschlussleistung entsprechend etwas höher zu dimensionieren. An den großen Standorten Köln und Gelsenkirchen läge die gesamte Anschlussleistung jedoch höher. Zum Vergleich: Ein großer Elektrolichtbogenofen weist eine Anschlussleistung von knapp 200 MW auf (mit allerdings stark ausgeprägtem zeitlichen Profil), das größte Aluminiumwerk Deutschlands in Neuss hat eine Anschlussleistung von 270 MW. Allein für das Cracken, also ohne mögliche zusätzliche vor- und nachgelagerte Prozessschritte, ergäbe sich daraus ein (direkter) Jahresstrombedarf in Höhe von rund 31 TWh.

3.6.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Der CO₂-Emissionsfaktor für die im *Steamcracker* eingesetzten Gase liegt bei deutschen Crackern etwa bei 54 t/TJ und spiegelt eine Mischung aus Methan, LPG und auch Wasserstoff wider. Für bestehende Naphtha-*Steamcracker* in Deutschland gehen wir von spezifischen CO₂-Emissionen von im Mittel 0,80 t CO₂/t HVC aus (eigene Berechnung für 2017), wobei jeweils 1,97 t High-Value Chemicals (HVC) 1 t Ethylen beinhalten. Durch eine Elektrifizierung des *Steamcracker* als alleinige Maßnahme lässt sich nur dieser Teil der direkten Emissionen der gesamten Kunststoffwertschöpfungskette adressieren und bis auf nahe null senken.³⁸

Für eine Gesamtbilanzierung wären jedoch die Gesamtemissionen für Kunststoff entlang der gesamten Wertschöpfungskette relevant, welche sich (ohne

³⁸ Prozessbedingt entstehen etwa 0,01 bis 0,03 t CO₂ pro Tonne HVC im *Steamcracking*-Prozess (Ren 2009). Eine thermische Verwertung der Kuppelprodukte (in erster Linie Methan und LPG)

wäre darüber hinaus mit Emissionen verbunden, wurde hier jedoch nicht der Produktion von HVC zugerechnet.

Recycling am Ende der Lebensdauer) auf circa 4,5 t CO₂/t HVC belaufen – 1,4 t in der Produktion, 3,1 t bei der thermischen Verwertung, das heißt Verbrennung (eigene Berechnung). Eine vollständige Treibhausgasbilanz für einen elektrifizierten flexiblen *Steamcracker* hängt von seiner Einbettung in die Kreislaufwirtschaft ab, die mit weiteren Prozessschritten sichergestellt werden kann. Prozessemissionen entstehen in diesem Schritt im Idealfall nahezu keine, das heißt 0 t CO₂/t Ethylen beziehungsweise HVC bei Nutzung von Strom, der zu 100 % auf Erneuerbaren Energien basiert; Material Economics (2019) rechnet hier mit circa 0,05 t CO₂/t Plastik.

3.6.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Ausgehend von den oben genannten Werten leiten wir für einen elektrischen *Steamcracker* (ohne weitere Einbettung in eine Kreislaufwirtschaft) für 2030 CO₂-Vermeidungskosten in Höhe von 73 bis 121 €/t ab und von 157 bis 189 €/t für 2050. Die höheren Vermeidungskosten für 2050 sind hierbei auf die dann fehlende Gutschrift für die Einsparung von Crackerprodukten zurückzuführen (s.o.).

Für eine vollständige Einbettung eines elektrischen Crackers leiten Material Economics (2019) 121 € ab. Unter Berücksichtigung der in diesem Projekt abgeleiteten Wasserstoffbereitstellungskosten und angenommenen Strombezugskosten sowie der Kosten für chemisches Recycling (Pyrolyse und MTO-Verfahren) ergibt sich eine Spanne von 66 bis 104 €/t CO₂ für das Jahr 2030 und von 11 bis 49 €/t CO₂ für 2050 (siehe auch Hintergrundpapier Chemisches Recycling).³⁹

3.6.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Steamcracker stellen sowohl die größten CO₂-Emitenten als auch einige der größten Anlagen überhaupt in der Chemieindustrie dar und weisen Lebensdauern von circa 50 Jahren auf. *Steamcracker*

werden nicht immer als Gesamtanlagen ausgetauscht, sondern häufig schrittweise überholt. Der Investitionsbedarf wurde anhand der WISEE-Daten des Wuppertal Instituts abgeschätzt.

Die direkten Emissionen am *Steamcracker* entstehen durch die Verbrennung eines Teils des *Feedstocks* (zum Beispiel Naphtha), die der Bereitstellung von Hochtemperaturwärme im Spaltofen dient. Die Elektrifizierung des Heizsystems und die Nutzung von treibhausgasneutraler Elektrizität würde diese Emissionen vermeiden, jedoch existiert kaum Betriebserfahrung aufgrund bisher fehlender Demonstrationsprojekte. Da eine Elektrifizierung der *Steamcracker* in Bezug auf den Gesamtkomplex der Anlage einen vergleichsweise geringen Eingriff in das technische Gesamtsystem darstellt, erscheint ein Bau von Anlagen im Labor- beziehungsweise Pilotmaßstab nicht zielführend, denn die eigentliche Herausforderung besteht vor allem darin, Erfahrungen im Betrieb zu sammeln.

Bei in den kommenden Jahren anstehenden Reinvestitionen sollte dementsprechend die Möglichkeit eines Umrüstens auf elektrische Heizsysteme und auf erhöhte Flexibilität hinsichtlich des *Feedstocks* berücksichtigt werden; gegebenenfalls sind hierfür weitere vorgeschaltete Komponenten notwendig, um den *Feedstock* für den *Steamcracker* in eine geeignete Form zu überführen beziehungsweise schädliche Begleitstoffe wie das in PVC enthaltene Chlor abzutrennen.

Eine Demonstrationsanlage erscheint ab 2025 möglich, mit Marktreife und Technologieexport (TRL 9) ist nach 2035 zu rechnen (Schneider und Schüwer 2018). Die Angaben zum bestehenden Anlagenpark von *Steamcrackern* und deren Alter basiert auf Daten des am Wuppertal Institut geführten WISEE-Modells. Darauf aufbauend wurde von einer technischen Lebensdauer von *Steamcrackern* von 50 Jahren und entsprechenden Investitionszyklen

³⁹ Die CO₂-Vermeidung über eine Kombination von elektrischem *Steamcracking* und CCS in der Müllverbrennung (zur Vermeidung

der *End-of-Life*-Emissionen) würde gemäß Material Economics (2019) 113 €/t CO₂ kosten.

ausgegangen. Die in den vergangenen Jahren erfolgten Außerbetriebnahmen in Europa stützen diese Annahme teilweise. Die hieraus generierten Abschätzungen zum Reinvestitionsbedarf haben nur indikativen Charakter, da die bestehenden Anlagen in unterschiedlich starkem Maße über die Zeit modernisiert wurden. Schlomann et al. (2011) geben folgerichtig eine technische Lebensdauer von 50 bis 70 Jahren an.

3.6.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Die gegenwärtigen Produktionsmengen wurden der PRODCOM-Datenbank von Eurostat entnommen. Demnach wurden 2017 in Deutschland circa 9,4 Millionen Tonnen Olefine und 2,9 Millionen Tonnen BTX pro Jahr produziert. Bei einer angenommenen Herstellung der entsprechenden Mengen im Jahr 2050 über elektrische Cracker ließen sich direkt knapp 10 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr einsparen. Eine weitergehende Minderung wäre nur über zusätzliche Maßnahmen wie den Wechsel des *Feedstocks* oder aber CCS bei der Müllverbrennung (*End of Life*) zu erreichen. Falls alle im Zeitfenster 2025 bis 2030 zur Reinvestition anstehenden Anlagen mit einer elektrischen Wärmebereitstellung ausgerüstet und vollständig elektrisch betrieben würden, könnten im Jahr 2030 drei Millionen Tonnen CO₂ eingespart werden – bei einem (wahrscheinlicheren) Hybridbetrieb entsprechend weniger.

3.6.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Cracker of the Future-Konsortium

Ein Konsortium aus den sechs in der Trilateral-Region (Flandern, Belgien und Nordrhein-Westfalen) tätigen Petrochemie-Unternehmen BASF, Borealis, BP, LyondellBasell, SABIC und Total, geführt vom Brightlands Chemelot Campus, erforscht den Betrieb elektrischer, mit Strom aus Erneuerbaren Energien versorgter *Steamcracker* zur Erzeugung von Basischemikalien wie Ethylen, Propylen, Butadien und BTX. Die beteiligten Firmen haben vereinbart, in entsprechende F&E-Aktivitäten zu investieren und

Wissen zu teilen. Derzeit findet die Erkundung und Prüfung der technisch und ökonomisch tragfähigen Möglichkeiten und deren hinreichend zeitnahen Implementierung statt, an welche sich die Entwicklung und der Einsatz elektrischer Cracker-Technologie anschließen soll. Die Kollaboration ist ein Resultat der trilateralen Strategie (ECRN 2017) der Chemieindustrie zwischen dem deutschen VCI, der belgischen Essenscia und der niederländischen VNCI (Brightlands 2019).

3.6.9 Referenzen

- Bazzanella, A. M., & Ausfelder, F. (2017). *Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry*. https://dechema.de/dechema_media/Downloads/Positionspapiere/Technology_study_Low_carbon_energy_and_feedstock_for_the_European_chemical_industry-p-20002750.pdf
- Brightlands (2019). *Petrochemical companies form Cracker of the Future Consortium and sign R&D agreement*. <https://www.brightlands.com/news/2019/petrochemical-companies-form-cracker-future-consortium-and-sign-rd-agreement>
- Bubeck, S. (2017). *Potenziale elektrischer Energieanwendungstechniken zur rationellen Energieanwendung*. Dissertation am Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung der Universität Stuttgart
- ECRN (2017). *Trilateral Strategy for the Chemical Industry Cross-border Cooperation Joint Symposium*. <http://ecrn.net/trilateral-strategy-for-the-chemical-industry-cross-border-cooperation-joint-symposium/>
- Material Economics (2019). *Industrial Transformation 2050 – Pathways to Net-Zero Emissions from EU Heavy Industry*. https://materialeconomics.com/material-economics-industrial-transformation-2050.pdf?cms_fi-leid=303ee49891120acc9ea3d13bbd498d13
- Ren, T. (2009). *Petrochemicals from Oil, Natural Gas, Coal and Biomass: Energy Use, Economics and Innovation*. Dissertation an der Universität Utrecht

Schlomann, B. et al. (2011). *Möglichkeiten, Potenziale, Hemmnisse und Instrumente zur Senkung des Energieverbrauchs und der CO₂-Emissionen von industriellen Branchentechnologien durch Prozessoptimierung und Einführung neuer Verfahrenstechniken*.

Karlsruhe, Berlin

Schneider, C., & Schüwer, D. (2018). *Technologiebericht 6.4 – Low-carbon und ressourceneffiziente Industrie innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende*. In Wuppertal Institut, Fraunhofer ISI, & Fraunhofer IZES (Hrsg.), *Technologien für die Energiewende*. Teilbericht 2 an das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi).

https://www.energieforschung.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/70018EEF3F1A36B7E0539A695E86A315/current/document/6.4_Low-carbon_und_ressourceneffiziente_Industrie_final_v2.pdf

4 Zement

4.1 CO₂-Abscheidung mit dem Oxyfuel-Verfahren (CCS)

4.1.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Carbon Capture and Storage (CCS) beinhaltet die Abscheidung, den Transport und die dauerhafte Speicherung der bei der Zementklinkerherstellung anfallenden CO₂-Emissionen. Das Oxyfuel-Verfahren ist ein Verfahren zur CO₂-Abscheidung, für das der Brennprozess im Drehrohrofen und im Kalzinator mit einem Gemisch aus Sauerstoff und rezykliertem CO₂ anstelle von Luft durchgeführt wird. Dies erleichtert die Abscheidung des CO₂ aus dem Abgasstrom und ermöglicht in der Praxis eine CO₂-Abscheiderate von rund 90 Prozent. Das abgeschiedene CO₂ müsste anschließend über eine CO₂-Infrastruktur abtransportiert und schließlich an geeigneten Speicherorten verpresst werden.

4.1.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2030/2050⁴⁰

a) Produktionskosten im Jahr 2050

Eine Spannbreite der Produktionskosten bei Verwendung des Oxyfuel-Verfahrens (inklusive CO₂-Abscheidung und -Verflüssigung, aber ohne CO₂-Transport und -Speicherung) pro Tonne Zement⁴¹ im Jahr 2050 wurde auf Grundlage von Annahmen und Kostendaten aus IEAGGH (2013), CSI/ECRA (2017) und CEMCAP (2019) abgeschätzt. Zentrale Kostenfaktoren sind zum einen die (standortabhängigen) Investitionen für die Oxyfuel-Nachrüstung (inklusive Luftzerlegungsanlage und einer Anlage zur CO₂-Abscheidung, -Reinigung und -Verflüssigung⁴²) in Höhe von circa 100 bis 130 Mio. € für eine Produktionskapazität von 1 Mio. t Zementklinker/Jahr, die

sich über die angenommene ökonomische Lebensdauer in spezifische Kapitalkosten in Höhe von 7 bis 10 €/t Zement umrechnen.

Zudem erhöhen sich beim Oxyfuel-Verfahren die Betriebskosten. Zentraler Faktor hierfür ist der auf das circa 2,5-fache erhöhte Strombedarf im Vergleich zum Referenzwerk ohne *Carbon Capture* (siehe unten). Zudem werden aufgrund der höheren Anlagenkomplexität um 25 % erhöhte Kosten für Wartung und Personal erwartet (IEAGGH 2013). Die resultierenden Betriebskosten (variable und fixe Kosten)⁴³ werden unter Annahme eines Strompreises von 50 bis 60 €/MWh in der Spanne von 41 bis 46 €/t Zement abgeschätzt.

Zusammen mit den Kapitalkosten für das Referenz-Zementwerk (15 bis 17 €/t Zement) ergeben sich aus den oben dargestellten Kapitalkosten für die Oxyfuel-Nachrüstung sowie den Betriebskosten Produktionskosten (ohne CO₂-Transport und -Speicherung) in Höhe von 64 bis 73 €/t Zement.

Es wird hier davon ausgegangen, dass der Transport des abgeschiedenen CO₂ per Binnenschiff sowie anschließend per Seeschiff zum Speicherort erfolgt. Je nach Standort entstehen für das Binnenschiff⁴⁴ Kosten in Höhe von 12 bis 17 €/t CO₂, für das Seeschiff⁴⁵ 11 €/t CO₂ sowie für die Speicherung in einem erschöpften Erdöl- oder Erdgasfeld in der Nordsee 10 €/t CO₂ (ZEP 2011b).

Aus obigen Werten ergeben sich unter Annahme von spezifischen CO₂-Emissionen von 0,61 t CO₂/t Zement sowie einer CO₂-Abscheiderate von 90 % die gesamten Produktionskosten für das Jahr 2050

⁴⁰ In realen Preisen, gegenwärtiges Preisniveau. Annahmen: ökonomische Lebensdauer von 25 Jahren; Diskontsatz von 8 %; typisches modernes europäisches Zementwerk mit einer Kapazität von 1 Mio. t Zementklinker/Jahr; spezifische Emissionen (ohne *Carbon Capture*): 0,61 t CO₂/t Zement (IEAGGH 2013, CEMCAP 2019, vgl. auch VDZ Umweltdaten 2017).

⁴¹ Als Referenzgröße wurde hier eine Tonne Zement gewählt. Dabei wird ein (gleichbleibender) Klinkerfaktor von 0,737 angenommen.

⁴² Eine Verflüssigung des CO₂ ist für den angenommenen Abtransport per Schiff erforderlich (siehe unten). CEMCAP (2019) nimmt

hierfür eine Kompression mit 6,5 Bar sowie eine Kühlung auf circa -52 °C an.

⁴³ Fixe Betriebskosten umfassen zum Beispiel Personalkosten, Kosten für Versicherungen und Wartungsarbeiten. Variable Betriebskosten beinhalten unter anderem Kosten für Ausgangsstoffe und Energieträger.

⁴⁴ eigene Abschätzung

⁴⁵ Abschätzung gemäß ZEP (2011a) mit einer unterstellten Jahresmenge von 20 Mio. t CO₂ sowie einer Entfernung von 500 km vom Seehafen bis zur Speicherstätte.

(inklusive CO₂-Transport und -Speicherung) in Höhe von 82 bis 94 €/t Zement.

b) Produktionskosten im Jahr 2030

Für das Jahr 2030 bestehen bezüglich einiger der oben für das Jahr 2050 aufgeführten Kostenfaktoren höhere Unsicherheiten, da die Technologie sich dann (voraussichtlich) noch in einer sehr frühen Phase der Markteinführung befinden wird. Zum einen ist für jede der gegebenenfalls bis zum Jahr 2030 durchgeführten Oxyfuel-Nachrüstungen ein gewisser Einzelfallcharakter (*first of its kind*) zu berücksichtigen, was eine Kostenschätzung entsprechend erschwert. Zum Hintergrund: Zementwerke wurden jeweils entsprechend der historischen und standortspezifischen Gegebenheiten errichtet und weiterentwickelt; die Anlagen unterscheiden sich daher bezüglich ihrer spezifischen Ausgestaltung. Entsprechend muss das anhand von Pilot- und Demonstrationsanlagen entwickelte Oxyfuel-Design gegebenenfalls auf die Spezifika eines Standorts angepasst werden. Hierfür kann bei den ersten Umrüstungen nur auf einen geringen Erfahrungsschatz zurückgegriffen werden. Um dieser Unsicherheit Rechnung zu tragen, wird hier angenommen, dass sich die Investitionskosten für eine Nachrüstung des Oxyfuel-Verfahrens in einem Werk mit einer Produktionskapazität von 1 Mio. t Zementklinker/Jahr im Einzelfall auf bis zu 200 Mio. € erhöhen könnten, sodass die abgeschätzten Investitionskosten für das Jahr 2030 insgesamt in der Spanne 100 bis 200 Mio. € liegen. Daraus ergeben sich über die angenommene ökonomische Lebensdauer spezifische Kapitalkosten in Höhe von 7 bis 14 €/t Zement.

Eine große Unsicherheit besteht auch bezüglich der Kosten für CO₂-Transport und -Speicherung in dem sich bis zum Jahr 2030 voraussichtlich erst langsam entwickelnden Markt für die dann in (voraussichtlich) nur geringem Umfang abgeschiedenen Mengen CO₂. Basierend auf obigen eigenen Abschätzungen für das Jahr 2050 sowie Air Liquide (2019) wird die Bandbreite der Kosten für CO₂-Transport und -Speicherung im Jahr 2030 hier mit 33 bis 70 €/t CO₂ abgeschätzt.

Für den Strompreis wird in Übereinstimmung mit den Produktionskostenschätzungen in den anderen im Projekt betrachteten Branchen für das Jahr 2030 eine Spanne von 60 bis 70 €/MWh angenommen. Daraus resultieren abgeschätzte Betriebskosten in Höhe von 44 bis 49 €/t Zement.

Unter Annahme von spezifischen CO₂-Emissionen in Höhe von 0,61 t CO₂/t Zement, einer CO₂-Abscheidungsrate von 90 % sowie unter Beibehaltung der oben für das Jahr 2050 ausgewiesenen Kapitalkosten für das Referenz-Zementwerk ergeben sich für das Jahr 2030 abgeschätzte Produktionskosten in Höhe von 84 bis 118 €/t Zement.

4.1.3 Strombedarf

Der Strombedarf für die Herstellung von Zement mittels Oxyfuel-Verfahren beträgt circa 0,25 MWh/t Zement (CEMCAP 2019). Dies entspricht in etwa dem 2,5-fachen Strombedarf der konventionellen Zementherstellung ohne CCS. Der zusätzliche Strombedarf entsteht hauptsächlich durch die Bereitstellung von Sauerstoff mittels einer Luftzerlegungsanlage (circa 35%) und den Betrieb der Carbon-Capture-Anlage und der Kühlung und Verdichtung des CO₂ für den Abtransport per Schiff (circa 65 %). Würden 50 % der deutschen Zementproduktion des Jahres 2017 (insgesamt 34 Mio. t; VDZ 2019) mittels des Oxyfuel-Verfahrens hergestellt, so würde dadurch ein zusätzlicher Strombedarf von circa 5 TWh entstehen.

4.1.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Nach IEAGGH (2013), CSI/ECRA (2017) und CEMCAP (2019) können mit dem Oxyfuel-Verfahren prinzipiell CO₂-Abscheidungsrate bis zu 99 % erreicht werden, wobei hier in Übereinstimmung mit diesen Studien für die in der Praxis tatsächlich realisierbare Abscheidungsrate ein Wert von 90 % angenommen wird. Unter dieser Annahme können die spezifischen Emissionen der konventionellen Zementproduktion in Höhe von 0,61 t CO₂/t Zement unter Einsatz des Oxyfuel-Verfahrens auf 0,06 t CO₂/t Zement reduziert werden. Dabei ist angenommen, dass der

Strombedarf der gesamten Anlage (inklusive Luftzerlegungsanlage) sowie der Strombedarf entlang der CCS-Kette vollständig durch Erneuerbare Energien gedeckt wird.

4.1.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Die CO₂-Vermeidungskosten errechnen sich aus der Differenz der Produktionskosten und der Differenz der spezifischen CO₂-Emissionen zwischen Oxyfuel-Verfahren und konventioneller Zementproduktion in einem ansonsten vergleichbaren Werk. Für die Produktionskosten in einem konventionellen Werk werden basierend auf CEMCAP (2019) 46 €/t Zement angenommen. Mit obigen Spannweiten für die Produktionskosten mit dem Oxyfuel-Verfahren (Abschnitt 2) sowie den spezifischen CO₂-Emissionen (Abschnitt 4) ergeben sich für das Jahr 2030 abgeschätzte CO₂-Vermeidungskosten (inklusive CO₂-Transport und Speicherung) in Höhe von 70 bis 131 €/t CO₂ und für das Jahr 2050 CO₂-Vermeidungskosten (inklusive CO₂-Transport und Speicherung) von 65 bis 87 €/t CO₂.

4.1.6 Entwicklung der Technologiereife bis zum Jahr 2050

Die Weiterentwicklung des Oxyfuel-Verfahrens wird maßgeblich durch das ECRA CCS-Projekt sowie damit verbundene Projekte vorangetrieben (siehe unten). In Phase III des ECRA CCS-Projekts wurde festgestellt, dass bestehende Werke grundsätzlich auf das Oxyfuel-Verfahren umgerüstet werden können. Dies bedarf jedoch weiterer Forschung anhand einer Pilotanlage sowie der Errichtung einer Demonstrationsanlage. Entsprechend des in ECRA (2012) angeführten Überblicks über die (geplanten) Projektaktivitäten sind hierfür ausgehend vom aktuellen Projektstand (in 2019) noch (mindestens) fünf bis sieben Jahre zu veranschlagen, sodass mit einer

kommerziellen Umsetzung des Oxyfuel-Verfahrens nicht vor 2025 zu rechnen ist.

4.1.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Unter Berücksichtigung der vermuteten kommerziellen Verfügbarkeit des Oxyfuel-Verfahrens nach (frühestens) 2025, des Alters der in Deutschland bestehenden Anlagen und der Reinvestitionszyklen in der Zementindustrie⁴⁶ sowie der Erreichbarkeit verschiedener Standorte per Schiff wird abgeschätzt, dass bis 2030 (maximal) drei Standorte mit einer Gesamtproduktion von circa 2,7 Mio. t Zementklinker/Jahr mit Oxyfuel-CCS ausgestattet werden könnten. Dadurch könnten im Jahr 2030 CO₂-Minderungen in Höhe von circa 2 Mio. t CO₂/Jahr erreicht werden. Bezogen auf die Emissionen der deutschen Zementindustrie im Jahr 2017 (VDZ 2017) entspricht dies einer Minderung um circa 10 %. Für das Minderungspotenzial im Jahr 2050 wurde angenommen, dass im Zeitraum 2025 bis 2050 an Standorten mit einer gesamten Produktion von circa 21,7 Mio. t Zementklinker/Jahr eine Nachrüstung des Oxyfuel-Verfahrens erfolgen könnte.⁴⁷ Hieraus ergibt sich für das Jahr 2050 ein CO₂-Minderungspotenzial von circa 16,2 Mio. t CO₂/Jahr beziehungsweise von circa 79 % (bezogen auf die Emissionen der deutschen Zementindustrie im Jahr 2017).

4.1.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

ECRA CCS-Projekt⁴⁸

Seit 2007 betreibt die *European Cement Research Association* (ECRA) ein langfristig angelegtes Projekt zur CO₂-Abscheidung in der Zementindustrie, um deren technologische und ökonomische Machbarkeit zu untersuchen. Das Oxyfuel-Verfahren wurde dabei als vielversprechende Möglichkeit identifiziert und in Phase III des Projekts (2009 bis 2011) wurden

⁴⁶ Basierend auf der Datenbasis des Wuppertal Instituts. Es wird angenommen, dass eine reguläre Reinvestition nach circa 60 Jahren erfolgt. Zudem werden Standorte, bei denen der letzte Reinvest mehr als 25 Jahre zurückliegt (ökonomische Lebensdauer der Anlagen), für Nachrüstungen (in größerem Umfang) in Betracht gezogen.

⁴⁷ Basierend auf der Datenbasis des Wuppertal Instituts. Es wird angenommen, dass (nur) Standorte mit Drehrohröfen für eine Nachrüstung mit dem Oxyfuel-Verfahren geeignet sind, und dass sich für alle diese Anlagen irgendwann im Zeitraum 2025 bis 2050 ein Zeitfenster für eine Nachrüstung mit dem Oxyfuel-Verfahren öffnet.

⁴⁸ www.ecra-online.org/research/ccs

vertiefte Untersuchungen dazu durchgeführt. Die derzeit laufende Phase IV hat das Ziel der Konzeption einer Demonstrationsanlage in industrieller Größenordnung. Bezüglich des Baus einer Demonstrationsanlage für den testweisen Betrieb im Industriemaßstab werden derzeit Gespräche zur Auswahl eines geeigneten Standorts in Deutschland geführt.⁴⁹ Das ECRA-Team bewirbt sich (Stand 2018) um die finanzielle Förderung durch die EU und deren Mitgliedsstaaten (HeidelbergCement 2018).

CEMCAP-Projekt⁵⁰

CEMCAP war ein EU-H2020 finanziertes Projekt im Zeitraum 2015 bis 2018, das vier CO₂-Abscheidungstechnologien für die Zementindustrie untersucht hat, darunter das Oxyfuel-Verfahren. Basierend auf Ergebnissen des ECRA CCS-Projekts (Phase III) wurde im Rahmen des CEMCAP-Projekts ein Prototyp des weltweit ersten Klinkerkühlers, der unter Oxyfuel-Bedingungen arbeitet, erstellt und im HeidelbergCement Werk in Hannover installiert und erfolgreich getestet (HeidelbergCement 2018). Des Weiteren wurden Brenner und Kalzinator unter Oxyfuel-Bedingungen im Labormaßstab experimentell untersucht sowie ein Simulationsmodell eines kompletten Oxyfuel-Werks erstellt.

4.1.9 Referenzen

Air Liquide. (2019). *CO₂ als Rohstoff – gewinnen, transportieren, nutzen. Präsentation beim Workshop CO₂-Infrastruktur in NRW*. VDZ, Düsseldorf, 22.8.2019

CEMCAP. (2019). *D4.6 CEMCAP – comparative techno-economic analysis of CO₂ capture in cement plants* <https://www.sintef.no/projectweb/cemcap/results/>

CSI/ECRA-Technology Papers (2017). *Development of State of the Art Techniques in Cement Manufacturing: Trying to Look Ahead. European Cement Research*

ECRA. (2012). *ECRA CCS Project – Report on Phase III. Technical Report TR-ECRA-119/2012. European Cement Research Association*. www.ecra-online.org

HeidelbergCement. (2018). *Geschäftsbericht 2017*.

Bezogen von: <https://www.heidelbergcement.com>

IEAGHG. (2013). *Deployment of CCS in the Cement industry*. IEA Environmental Projects Ltd. (IEAGHG) 2013/19. www.ieaghg.org

VDZ. (2017). *Umweltdaten der deutschen Zementindustrie 2017*. Bezogen von www.vdz-online.de

VDZ. (2019). *Zementindustrie im Überblick 2018/2019*. Bezogen von www.vdz-online.de

ZEP. (2011a). *The Costs of CO₂ Transport: post-demonstration CCS in the EU*. European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants. www.zeroemissionsplatform.eu

ZEP. (2011b). *The Costs of CO₂ Storage: post-demonstration CCS in the EU*. European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants. www.zeroemissionsplatform.eu

⁴⁹ persönliche Kommunikation mit HeidelbergCement, 12.06.2019

⁵⁰ www.sintef.no/projectweb/cemcap

4.2 CO₂-Abscheidung in Kombination mit Elektrifizierung der Hochtemperaturwärme am Kalzinator (elektrifiziertes LEILAC-Verfahren)

4.2.1 Kurzbeschreibung der Technologie

In einem Ansatz für *Carbon Capture and Storage* (CCS), den das LEILAC-Projekt verfolgt (LEILAC-Verfahren), wird der Prozessschritt der Kalzination in einem speziellen indirekt beheizbaren Stahlbehälter durchgeführt. Die indirekte Beheizung des Kalzinators ermöglicht es, die prozessbedingten Emissionen der Zementklinkerproduktion zu großen Teilen und in einem vergleichsweise reinen CO₂-Strom einzufangen. Die Reinheit des Abgasstroms reduziert im Vergleich zu anderen CCS-Verfahren den Energiebedarf für die CO₂-Abscheidung und -Reinigung. Das abgeschiedene und gereinigte CO₂ müsste anschließend über eine CO₂-Infrastruktur abtransportiert und schließlich an geeigneten Speicherorten verpresst werden.

Prinzipiell erlaubt das LEILAC-Verfahren zusätzlich eine Elektrifizierung des Kalzinators, indem der Stahlbehälter anstatt durch Verbrennung fossiler Brennstoffe elektrisch erhitzt wird. Dies verringert den Bedarf an fossilen Brennstoffen und vermindert entsprechend die brennstoffbedingten CO₂-Emissionen. Diese elektrifizierte Variante des LEILAC-Verfahrens ist Gegenstand der folgenden Betrachtungen. Insgesamt könnten durch das elektrifizierte LEILAC-Verfahren rund 77 bis 80 Prozent der Emissionen des Klinkerbrennprozesses abgeschieden und gespeichert beziehungsweise vermieden werden.

4.2.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050⁵¹

Das LEILAC-Verfahren ist noch in einem frühen Stadium der Entwicklung, und eine Elektrifizierung

des Verfahrens wurde bislang nur aus technischer Sicht konzipiert. Insbesondere liegt unseres Wissens nach bislang keine ökonomische Betrachtung des elektrifizierten LEILAC-Verfahrens vor. Entsprechend wurde ein möglicher zukünftiger Kostenrahmen basierend auf verschiedenen Quellen (siehe unten) durch eigene Berechnungen grob abgeschätzt. Zusätzliche Kapitalkosten spielen für dieses Verfahren eine untergeordnete Rolle. LEILAC (2018) gibt an, dass die Kapitalkosten für den LEILAC-Kalzinator vergleichbar zu denen eines konventionellen Kalzinators seien. Unter der Annahme, dass eine Nachrüstung des LEILAC-Verfahrens im Idealfall im Rahmen regulärer Reinvestitionen stattfindet, werden als unterer Wert der abgeschätzten Bandbreite entsprechend keine erhöhten Kapitalkosten für den LEILAC-Kalzinator angenommen. Vielmehr wird angenommen, dass die Kapitalkosten für einen Kalzinator bereits in den Produktionskosten des Referenz-Zementwerks (siehe unten) beinhaltet sind. Als oberer Wert für die abgeschätzte Bandbreite wird ein Investitionsvolumen von 40 Mio. € angenommen⁵². Hierin wird berücksichtigt, dass die Investition in einen LEILAC-Kalzinator gegebenenfalls nicht im Rahmen einer regulären Reinvestition getätigt wird und möglicherweise Umbauten am Standort erforderlich sind. Unter Berücksichtigung der ökonomischen Lebensdauer sowie des angenommenen Diskontsatzes ergeben sich so (zusätzliche) Kapitalkosten für den LEILAC-Kalzinator in Höhe von 0 bis 3 €/t Zement. Die Kapitalkosten für die CO₂-Abscheide-, -Reinigungs- und -Kompressionsanlage werden basierend auf ECRA (2009)⁵³ mit 9,5 Mio. € abgeschätzt, was sich über die angenommene ökonomische Lebensdauer auf circa 0,8 €/t Zement umrechnet.⁵⁴ Kapitalkosten für einen im

⁵¹ In realen Preisen, gegenwärtiges Preisniveau. Annahmen: gleichbleibender Strompreis; ökonomische Lebensdauer von 25 Jahren; Diskontsatz von 8 %; typisches modernes europäisches Zementwerk mit der Kapazität von ca. 1 Mio. t Zementklinker/Jahr; spezifische Emissionen (ohne *Carbon Capture*): 0,61 t CO₂/t Zement (IEAGGH 2013, CEMCAP 2019, vgl. auch VDZ 2017) HeidelbergCement, persönliche Kommunikation

⁵² Die in ECRA (2009) angegebenen Kostendaten beziehen sich auf eine größere Anlage, als für das elektrifizierte LEILAC-Verfahren

benötigt würde, sowie auf eine Kompression für den Pipeline-Transport (wohingegen hier ein Abtransport per Schiff angenommen wird, der eine stärkere Kompression und Kühlung des CO₂ erfordert). Dem gegenüber ist der aufgefangene CO₂-Strom im LEILAC-Verfahren vergleichsweise rein. Es verbleibt eine Unsicherheit, wie sich diese verschiedenen Faktoren jeweils auf die angenommenen Kosten auswirken.

⁵⁴ Als Referenzgröße wurde hier 1 t Zement gewählt. Dabei wird ein (gleichbleibender) Klinkerfaktor von 0,737 angenommen.

Zuge der Elektrifizierung gegebenenfalls notwendigen Ausbau der elektrischen Infrastruktur am Standort wurden hier nicht berücksichtigt. Zentraler Faktor für die Erhöhung der Produktionskosten ist der Strombedarf für die Wärmebereitstellung am Kalzinator. Für die Wärmebereitstellung wird unter Annahme eines Widerstandserwärmungsverfahrens mit einer Effizienz von 90 bis 95 % ein Strombedarf von 0,5 bis 0,66 MWh/t Zement abgeschätzt.⁵⁵ Bei angenommenen Stromkosten von 50 bis 60 €/MWh ergeben sich daraus Kosten für die strombasierte Wärmebereitstellung am Kalzinator von 25 bis 39 €/t Zement. Dem stehen Einsparungen für primäre Brennstoffe⁵⁶ in Höhe von circa 5 €/t Zement gegenüber (Ruppert et al. 2019, CEMCAP 2019). Aus dem Strombedarf der CO₂-Abscheide-, -Reinigungs- und -Kompressionsanlage (0,14 MWh/t CO₂; ECRA 2009) sowie der Menge des abgeschiedenen CO₂ (circa 0,35 t CO₂/t Zement, siehe unten) ergeben sich weitere Kosten in Höhe von circa 2 bis 3 €/t Zement. Ausgehend von den Produktionskosten des Referenz-Zementwerks (46 €/t Zement) ergeben sich Produktionskosten (ohne CO₂-Transport und -Speicherung) in Höhe von circa 69 bis 87 €/t Zement.

Es wird hier davon ausgegangen, dass der Transport des abgeschiedenen CO₂ per Binnenschiff sowie anschließend per Seeschiff zum Speicherort erfolgt. Je nach Standort entstehen für das Binnenschiff⁵⁷ Kosten in Höhe von 12 bis 17 €/t CO₂, für das Seeschiff⁵⁸ 11 €/t CO₂ sowie für die Speicherung in einem erschöpften Erdöl- oder Erdgasfeld in der Nordsee 10 €/t CO₂ (ZEP 2011b). Insgesamt ergibt sich als Abschätzung der gesamten Produktionskosten (inklusive CO₂-Transport und -Speicherung) im Jahr 2050 eine Spannweite von 80 bis 101 €/t Zement.

4.2.3 Strombedarf

Der Strombedarf für die Herstellung von Zement mittels des elektrifizierten LEILAC-Verfahrens sowie für die Abscheidung, Reinigung und Kompression der prozessbedingten CO₂-Emissionen beträgt nach eigenen Abschätzungen basierend auf verschiedenen Quellen (siehe oben) circa 0,54 bis 0,71 MWh/t Zement. Dies entspricht in etwa dem fünf- bis siebenfachen Strombedarf der konventionellen Zementherstellung. Der zusätzliche Strombedarf entsteht überwiegend durch die Bereitstellung von Prozesswärme am Kalzinator. Würden 50 % der deutschen Zementproduktion des Jahres 2017 (insgesamt 34 Mio. t; VDZ 2019) mittels des elektrifizierten LEILAC-Verfahrens hergestellt, so würde dadurch ein zusätzlicher Strombedarf von circa 18 bis 24 TWh entstehen.

4.2.4 Spezifische CO₂-Emissionen

In modernen Zementwerken verläuft die Kalzinierung des vorgewärmten Rohmaterials bei circa 900 °C im dem Drehrohrofen vorgelagerten Kalzinator, der über eine eigene Befeuerung (Sekundärfeuer) verfügt. Der chemische Prozess der Kalzinierung ist endotherm und benötigt große Mengen an Wärmeenergie. Entsprechend fallen bis zu circa 60 % der gesamten Wärmezufuhr des Klinkerherstellungsprozesses am Kalzinator an (VDZ 2002). Zudem wird der Kalkstein in diesem Prozessschritt zu 90 bis 95 % entsäuert, das heißt, die prozessbedingten Emissionen der Zementklinkerproduktion in Höhe von circa 0,4 t CO₂/t Zement, die rund zwei Drittel der gesamten CO₂-Emissionen der Klinkerproduktion ausmachen, fallen zu diesem Anteil (circa 0,36 bis 0,38 t CO₂/t Zement) ebenfalls bereits in diesem Prozessschritt an. Durch das LEILAC-Verfahren können die im Kalzinator anfallenden prozessbedingten Emissionen nahezu vollständig (circa 95 % beziehungsweise 0,34 bis 0,36 t CO₂/t Zement) abgeschieden

⁵⁵ Quellen: Ruppert et al. (2019) sowie HeidelbergCement (persönliche Kommunikation). Der thermische Bedarf für die Kalzinierung ist unter anderem abhängig vom Rohmaterial und variiert zwischen Standorten.

⁵⁶ Als Primärstoff wird hier Kohle angenommen. Kosten für die zusätzlich verwendeten Ersatzbrennstoffe wurden hier nicht berücksichtigt.

⁵⁷ eigene Abschätzung

⁵⁸ Abschätzung gemäß ZEP (2011a) mit einer unterstellten Jahresmenge von 20 Mio. t CO₂ sowie einer Entfernung von 500 km vom Seehafen bis zur Speicherstätte

werden. Zudem ermöglicht das Verfahren eine Elektrifizierung des Wärmeeintrags am Kalzinator, wodurch – je nach Anteil von Ersatzbrennstoffen an der Sekundärfeuerung – circa 60 % der durch den Brennstoffeinsatz im Zementwerk bedingten Emissionen (circa 0,13 t CO₂/t Zement) lokal vermieden werden können. Basierend auf diesen Werten sowie den spezifischen CO₂-Emissionen des Referenzprozesses ohne CCS und Elektrifizierung (0,61 t CO₂/t Zement) werden die verbleibenden spezifischen Emissionen mit 0,12 bis 0,14 t CO₂/t Zement abgeschätzt.⁵⁹

4.2.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Die CO₂-Vermeidungskosten errechnen sich aus der Differenz der Produktionskosten und der Differenz der spezifischen CO₂-Emissionen zwischen dem elektrifizierten LEILAC-Verfahren und konventioneller Zementproduktion in einem ansonsten vergleichbaren Werk. Für die Produktionskosten in einem konventionellen Werk werden basierend auf CEMCAP (2019) 46 €/t Zement angenommen. Da die vollständige technische Marktreife des elektrifizierten LEILAC-Verfahrens erst für frühestens 2030 erwartet wird sind mögliche Unwägbarkeiten bei den ersten Anlagen ihrer Art derzeit nicht vollständig einschätzbar. Daher können für die ersten gegebenenfalls um das Jahr 2030 auf das (elektrifizierte) LEILAC-Verfahren umgestellten Anlagen keine (aussagekräftigen) CO₂-Vermeidungskosten angegeben werden. Mit obigen Spannweiten für die Produktionskosten mit dem elektrifizierten LEILAC-Verfahren im Jahr 2050 und unter Annahme einer Bereitstellung der benötigten Strommengen aus erneuerbaren Energien ergeben sich für das Jahr 2050 CO₂-Vermeidungskosten von 73 bis 112 €/t CO₂.

4.2.6 Entwicklung der Technologiereife bis zum Jahr 2050

Das LEILAC-Verfahren befindet sich derzeit im Stadium der Pilotanlage (TRL 4 bis 5). Diese Pilotanlage

wird jedoch fossil beheizt (siehe unten). LEILAC (2016) schätzt, dass ein Nachweis der Funktionalität in geeigneter Größe (*suitable scale*) für die Zementindustrie nach Abschluss des Projekts im Jahr 2020 noch circa zehn weitere Jahre dauern wird und das Konzept dann als BAT (*best available technology*) zur Verfügung stehen wird. Eine elektrifizierte Variante existiert hingegen nur als Konzeptstudie, für deren einzelne Elemente der grundsätzliche Funktionsnachweis jedoch erbracht wurde (TRL 3). Die zur Umsetzung nötigen elektrischen Erwärmungsverfahren (Widerstandserwärmung) sind schon viele Jahre in vielfältigen industriellen Anwendungen im kommerziellen Einsatz, sodass eine Elektrifizierung des Verfahrens aus verfahrenstechnischer Sicht als eher unproblematisch eingeschätzt wird.⁵⁹ Eine Pilotanlage für einen elektrifizierten LEILAC-Kalzinator ist derzeit in Planung.⁵⁹ Es wird abgeschätzt, dass ein elektrifiziertes LEILAC-Verfahren (ebenso wie die fossil befeuerte Variante) frühestens ab 2030 für den kommerziellen Einsatz verfügbar sein wird.

4.2.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Es wird abgeschätzt, dass bis zum Jahr 2030 maximal eine Demonstrationsanlage mit einer Produktion von circa 0,2 Mio. t Zementklinker/Jahr auf das elektrifizierte LEILAC-Verfahren umgerüstet wird. Diese Abschätzung ergibt zusammen mit der oberen Schätzung des spezifischen CO₂-Minderungspotenzials von 0,49 t CO₂/t Zement für 2030 ein CO₂-Minderungspotenzial von circa 0,13 Mio. t CO₂/Jahr. Bezogen auf die Emissionen der deutschen Zementindustrie im Jahr 2017 (VDZ 2017) entspricht dies einer Minderung um circa 0,6 %. Für das Minderungspotenzial im Jahr 2050 wurde angenommen, dass im Zeitraum 2035 bis 2050 an Standorten mit einer gesamten Produktion von circa 10,7 Mio. t Zementklinker/Jahr Zeitfenster für eine Nachrüstung

⁵⁹ Bezüglich der Vermeidung brennstoffbasierter Emissionen durch Elektrifizierung wird nur der fossile (und nicht der biogene) Anteil der brennstoffbedingten Emissionen berücksichtigt. Durch einen im Zuge der Elektrifizierung verringerten Gesamt-Brennstoffbedarf können gegebenenfalls – je nach Verfügbarkeit am

Standort – der Anteil alternativer Brennstoffe aus Biomasse an der Primärfeuerung erhöht und damit die (bilanziellen) CO₂-Emissionen noch weiter verringert werden. Dieser Effekt wurde in der Berechnung jedoch nicht berücksichtigt.

des elektrifizierten LEILAC-Verfahrens bestehen.⁶⁰ Hieraus ergibt sich für das Jahr 2050 ein CO₂-Min-derungspotenzial von circa 7,1 Mio. t CO₂/Jahr beziehungsweise von circa 35 % (bezogen auf die Emissionen der deutschen Zementindustrie im Jahr 2017).

4.2.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

LEILAC-Projekt⁶¹

LEILAC (*Low Emissions Intensity Lime And Cement*) ist ein von der EU im Rahmen von Horizon 2020 gefördertes Projekt mit einer Laufzeit von 2016 bis 2020. Der Kern des Projekts besteht darin, einen Kalzinator zu entwickeln, in dem das vorgewärmte Rohmaterial in einem speziellen Stahlbehälter kalziniert wird. Die Erwärmung des Rohmaterials erfolgt indirekt über Wärmeabstrahlung des Stahlbehälters, der seinerseits auf unterschiedliche Art und Weise (fossil oder elektrisch) erwärmt werden kann. Die von der australischen Firma Calix⁶² für das LEILAC-Projekt entwickelte Technologie existiert bereits für die kommerzielle Produktion von Magnesiumoxid mit nanoaktiven Eigenschaften. Der Kalzinierungsprozess von Magnesiumoxid erfordert jedoch nur Temperaturen von circa 400 °C. Die Herausforderungen bei der Übertragung auf die Zementklinkerproduktion sind die benötigten höheren Prozess-temperaturen von circa 900 °C sowie das höhere Volumen des Massenstroms. Eine Pilotanlage für die Zementklinkerproduktion in der Größe von zehn Tonnen Zementklinker pro Stunde wurde im Rahmen des LEILAC-Projekts im Zementwerk von HeidelbergCement in Lixhe (Belgien) gebaut und im April 2019 erstmalig (fossil) befeuert.⁶³

CemZero

CemZero (Vattenfall/Cementa 2018) war eine von Cementa und Vattenfall im Jahr 2018 durchgeführte Studie zur Elektrifizierung der Zementproduktion

mit dem Ziel der Vermeidung brennstoffbedingter Emissionen. Der Fokus der Studie und der Folgeaktivitäten (aktuell: Machbarkeitsstudie für eine Pilotanlage) liegt dabei auf der Plasmatechnologie. Im Rahmen der Studie wurde unter anderem auch eine Energie- und eine Massenbilanz für ein komplett elektrifiziertes Zementwerk unter Einbezug der LEILAC-Technologie und elektrischer Widerstandserwärmung erstellt.⁶⁴

4.2.9 Referenzen

- CEMCAP. (2019). *D4.6 CEMCAP – comparative techno-economic analysis of CO2 capture in cement plants*. <https://www.sintef.no/projectweb/cemcap/results/>
- ECRA. (2009). *ECRA CCS Project – Report about Phase II. Technical Report TR-ECRA-106/2009*
- LEILAC 2016: *Public LEILAC Pre-feed Summary Report*. Bezogen von: <https://www.project-leilac.eu/publications>
- LEILAC. (2018). *LEILAC Project – Research and Development Overview. Presentation given at Innovation in Industrial Carbon Capture Conference*. <https://www.project-leilac.eu/carbon-capture-conference>
- Kjärstad, J., Skagestad, R., Eldrup, N. H., & Johnsson, F. (2016). *Ship transport – A low cost and low risk CO2 transport option in the Nordic countries*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 54, 168–184
- Roussanaly, S., Brunsvold, A. L., & Hognes, E. S. (2014). *Benchmarking of CO2 transport technologies: Part II – Offshore pipeline and shipping to an offshore site*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 28, 283–299
- Ruppert, J., Wagener, C., Palm, S., Scheuer, W., & Hoenig, V. (2019). *Prozesskettenorientierte Ermittlung der Material- und Energieeffizienzpotentiale in der*

⁶⁰ Basierend auf der Datenbasis des Wuppertal Instituts unter Berücksichtigung eines Zeitraums von mindestens 25 Jahren seit dem Bau der Anlage beziehungsweise seit dem letzten größeren Umbau. Es wird angenommen, dass (nur) Standorte mit Drehrohrofen für eine Nachrüstung mit dem elektrifizierten LEILAC-Verfahren geeignet sind.

⁶¹ www.project-leilac.eu

⁶² www.calix.com.au

⁶³ www.project-leilac.eu/update-commissioning-commences; zum Vergleich: typisches neueres Zementwerk circa 3.000 t Klinker/Tag = 125 t/h

⁶⁴ Für die Sinterung im Drehrohrofen wurde ein Plasmabrenner angenommen.

Zementindustrie: Abschlussbericht [Bericht im Auftrag des im Auftrag des Umweltbundesamtes (UF-OPLAN FKZ 3716 36 320 0)]. Düsseldorf: VDZ Vattenfall/Cementa. (2018). *CemZero – A feasibility study evaluating ways to reach sustainable cement production via the use of electricity.* Bezogen von: <https://www.cementa.se/sv/cemzero>

VDZ. (2002). *Zement - Taschenbuch.* 50. Ausgabe. Verein Deutscher Zementwerke e. V. (Hrsg.), Düsseldorf. Verlag Bau+Technik

VDZ. (2017). *Umweltdaten der deutschen Zementindustrie 2017.* Bezogen von www.vdz-online.de

VDZ. (2019). *Zementindustrie im Überblick 2018/2019.* Bezogen von www.vdz-online.de

ZEP. (2011a). *The Costs of CO₂ Transport. Post-demonstration CCS in the EU. European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants.* www.zeroemissionsplatform.eu

ZEP. (2011b). *The Costs of CO₂ Storage. Post-demonstration CCS in the EU. European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants.* www.zeroemissionsplatform.eu

4.3 Alternative Bindemittel

4.3.1 Kurzbeschreibung der Technologie

Alternative Bindemittel ermöglichen die Herstellung von Beton ohne den Einsatz von konventionellem Zementklinker. Die unterschiedlichen Ansätze für alternative Bindemittel weichen bezüglich ihrer chemischen Zusammensetzung, ihrer Ausgangsmaterialien und ihrer Produktionsprozesse teilweise stark voneinander ab. Daher kann hier keine umfassende Beschreibung der Technologien erfolgen, sondern nur auf die einschlägige Literatur verwiesen werden. So bieten zum Beispiel ECRA (2017), Scrivener et al. (2018) sowie Ruppert et al. (2019) jeweils eine Übersicht über verschiedene Ansätze für alternative Bindemittel. Ein hinsichtlich der Verminderung von CO₂-Emissionen zentraler Aspekt verschiedener Ansätze ist die Verringerung des Kalksteinanteils im Rohmaterial, da hierdurch die prozessbedingten Emissionen reduziert werden können. Zudem sind die Produktionsverfahren teilweise weniger energieaufwendig, da der Herstellungsprozess auf niedrigerem Temperaturniveau erfolgt.

4.3.2 Ermittlung der Produktionskosten im Jahr 2050

Alternative Bindemittel befinden sich in unterschiedlichen Stadien des Entwicklungs- beziehungsweise Markteinführungsprozesses (siehe unten). Die unterschiedlichen Ansätze für alternative Bindemittel weichen bezüglich ihrer Ausgangsmaterialien und Anforderungen an den Produktionsprozess voneinander ab. Der jeweilige zukünftige Marktanteil verschiedener alternativer Bindemittel lässt sich aus heutiger Sicht nicht zuverlässig abschätzen. Entsprechend ist eine Kostenabschätzung der durchschnittlichen Produktionskosten alternativer Bindemittel im Jahr 2050 derzeit nicht möglich. Für einzelne alternative Bindemittel gibt es in der Literatur Aussagen zu (heutigen) Kosten. So stellen Ruppert et al. (2019) basierend auf ECRA (2017) fest,

dass alkali-aktivierte Bindemittel (im Vergleich zu Portlandzement) meist teurer sind und einen insgesamt höheren Energiebedarf für die Herstellung aufweisen. Die australische Firma Rocla konnte jedoch im Jahr 2011 die erfolgreiche kommerzielle Nutzung von alkali-aktivierten Bindemitteln (Geopolymere) vermeiden⁶⁵, sodass bei gegebener regionaler Verfügbarkeit von geeigneten Ausgangsstoffen (siehe unten) eine kommerzielle Anwendung möglich erscheint. Kalzium-Sulfoaluminat-Klinker (Ye'elimate) werden in China bereits seit 40 Jahren kommerziell hergestellt (ETH/EPFL 2018), allerdings ist ihre Herstellung aufgrund des höheren Anteils an aluminiumreichen Ausgangsstoffen teurer als bei Portlandzement und deshalb auf Nischenmärkte beschränkt (Scrivener et al. 2018). Belite-Ye'elimate-Ferrite-Zemente (BYF), wie das von HeidelbergCement entwickelte Ternocem, sind eine aktuelle Weiterentwicklung, die einen geringeren Anteil an teuren aluminiumreichen Ausgangsstoffen aufweisen und entsprechend geringere Kosten erwarten lassen. Dennoch liegen die Kosten für die verwendeten Ausgangsstoffe über denen von Portlandzement. Solidia-Zement, aus der Gruppe der karbonatisierten Kalziumsilikate, ist seit Kurzem in den USA am Markt erhältlich, zu mit herkömmlichen Zementen vergleichbaren Kosten.⁶⁶

4.3.3 Strombedarf

Zum Strombedarf verschiedener alternativer Bindemittel liegen uns keine belastbaren Informationen vor. Zudem hängt der (gemittelte) Strombedarf von den zukünftigen Marktanteilen verschiedener alternativer Bindemittel ab, welche aus heutiger Sicht schwer vorherzusehen sind. Eine Aussage zum Strombedarf alternativer Bindemittel ist daher nicht möglich.

4.3.4 Spezifische CO₂-Emissionen

Belit-Zemente weisen ein „vernachlässigbares“ (ETH/EPFL 2018) CO₂-Minderungspotenzial auf. Bei Kalzium-Sulfoaluminat-Klinker (Hauptbestandteil:

⁶⁵ www.geopolymer.org/news/world-first-production-run-2500-tonnes-of-geopolymer

⁶⁶ www.inc.com/magazine/201905/kevin-j-ryan/solidia-technologies-cement-concrete-synthetic-manufacturing-carbon-footprint.html

Ye'elimate) geht ETH/EPFL (2018) von einem spezifischen CO₂-Minderungspotenzial gegenüber Portlandzement von 20 bis 30 % aus. Für die weiterentwickelten BYF-Zemente wird ein ähnliches CO₂-Minderungspotenzial angegeben.⁶⁷ Solidia-Zement weist gemäß Herstellerangaben ein CO₂-Minderungspotenzial gegenüber Portlandzement von 30 % (Solidia o.D.) auf. Unter Berücksichtigung der Karbonatisierung beim Herstellen von Beton mit Solidia (siehe unten) erhöht sich das CO₂-Minderungspotenzial (gemäß Herstellerangaben) auf 70 %. Für eine Nutzung der Karbonatisierung als Senke in der CO₂-Bilanz (im Sinne von CCU) wird jedoch eine geeignete CO₂-Quelle benötigt. Auf Kalziumhydrosilikat basierende (CSH) Binder wie Celitement weisen (gemäß Herstellerangaben) aufgrund des reduzierten Kalksteineinsatzes und der niedrigeren benötigten Temperaturniveaus ein CO₂-Minderungspotenzial von bis zu 50 % gegenüber Portlandzement auf.⁶⁸ Zu berücksichtigen ist, dass sich diese Angaben zum spezifischen CO₂-Minderungspotenzial der alternativen Bindemittel auf den Vergleich mit Portlandzement (mit einem Klinkeranteil von mind. 95 %) beziehen. Der heutige durchschnittliche Klinkerfaktor liegt in Europa jedoch bei nur 0,74; in Deutschland sogar nur bei 0,71 (VDZ 2019). Das heißt, der heute verwendete Zement weist im Durchschnitt bereits spezifische CO₂-Emissionen auf, die circa 25 % unter denen von Portlandzement liegen. Entsprechend sind die tatsächlichen spezifischen CO₂-Minderungspotenziale in der Baupraxis auch davon abhängig, inwieweit die alternativen Bindemittel die Zumahlung von weiteren Hauptbestandteilen (äquivalent zu den Zementklassen CEM II bis CEM V) zulassen würden. Hierzu geben Stemmermann et al. (2010) an, dass Celitement ebenso wie Portlandzement mit anderen Hauptbestandteilen gemischt werden kann. Bezüglich der anderen alternativen Bindemittel liegen uns keine Informationen vor.

4.3.5 CO₂-Vermeidungskosten 2030/2050

Da keine Produktionskosten vorliegen (siehe oben), können auch keine CO₂-Vermeidungskosten abgeschätzt werden.

4.3.6 Reinvestitionsbedarf und Entwicklung der Technologiereife bis 2050

Alternative Bindemittel befinden sich in unterschiedlichen Stadien des Forschungs- und Entwicklungsprozesses beziehungsweise in einer sehr frühen Phase der Markteinführung (in den USA, Solidia-Zement). Nähere Angaben finden sich unten in den Ausführungen zu den genannten Projekten.

4.3.7 Ausführungen zur potenziellen CO₂-Minderung in Deutschland bis 2030/2050

Die alternativen Bindemittel haben zum Teil andere Eigenschaften als die heute üblichen, auf Zementklinker basierenden Zemente. Daher sind alternative Bindemittel aus heutiger Sicht in ihren Anwendungsbereichen begrenzt, und ein breiterer Einsatz erfordert weitergehende Forschung, Normierung und Akzeptanz seitens der Bauindustrie (Ruppert et al. 2019, ETH/EPFL 2018). In welchem Umfang dies für welches alternative Bindemittel gelingt, ist aus heutiger Sicht schwer abzuschätzen. Bezüglich einiger alternativer Bindemittel, wie alkali-aktivierter Bindemittel (Geopolymere), ist die Verfügbarkeit natürlicher Ausgangsstoffe (Puzzolane) in Deutschland begrenzt beziehungsweise stark regional eingegrenzt. Alternative Ausgangsstoffe wie Flugasche und Hochofenschlacke, die für die Nutzung in verschiedenen alternativen Bindemitteln infrage kommen, werden bereits in anderen Bereichen wie der Betonproduktion eingesetzt und ihre Verfügbarkeit ist aufgrund von Entwicklungen wie dem geplanten schrittweisen Ausstieg aus der Braunkohleverstromung mittelfristig rückläufig. Für alkali-aktivierte Bindemittel ist von nur einem geringen Marktpotenzial in Deutschland auszugehen. Das Marktpotenzial von Kalzium-Sulfoaluminat-Klinker (Ye'elimate) und deren Weiterentwicklung (BYF-Zemente)

⁶⁷ www.ecobinder-project.eu/en weist das Minderungspotenzial mit 30 % aus. Scrivener et al. (2018) sprechen von „20 % oder mehr“.

⁶⁸ www.celitement.de/de/das-produkt/idee-prinzip

hängt von den Kosten und der Verfügbarkeit der in größeren Mengen als bei herkömmlichen Zementen benötigten aluminiumreichen Ausgangsstoffe ab. Das größte Marktpotenzial für alternative Bindemittel mit signifikanten CO₂-Minderungspotenzial sehen wir aus heutiger Sicht für karbonatisierte Kalziumsilikate (zum Beispiel Solidia-Zement), CSH-Binder (Celitement) und BYF-Zemente (Ternocem). Cembureau (2013) geht von einem möglichen Marktanteil alternativer Bindemittel im Jahr 2050 von 5 % aus (global). ETH/EPFL (2018) sieht ein mögliches signifikantes CO₂-Minderungspotenzial nur für Kalzium-Sulfoaluminat-Klinker und karbonatisierte Kalziumsilikate (beide primär für Fertigbauteile geeignet) und schätzt einen Marktanteil dieser alternativen Bindemittel für Europa von (maximal) 5 % bis 2030 und (maximal) 10 % bis 2050. In Ergänzung zu den von ETH/EPFL (2018) identifizierten Potenzialen sehen wir einen möglichen Beitrag von CSH-Bindern (Celitement). CSH-Binder unterscheiden sich jedoch im Fertigungsprozess deutlich von heutigen Zementen, sodass das Skalierungspotenzial von CSH-Bindern aufgrund der langen Investitionszyklen in der Zementindustrie als mittelfristig eher gering eingeschätzt wird. Das Potenzial alternativer Bindemittel zur spezifischen CO₂-Minderung ist ungewiss und neben möglichen Weiterentwicklungen sowohl abhängig davon, welche alternativen Bindemittel sich am Markt durchsetzen werden, als auch davon, welche Zementsorten durch sie ersetzt werden. Das spezifische CO₂-Minderungspotenzial wird von Cembureau (2013) für das Jahr 2050 jedoch grob mit 50 % abgeschätzt.

4.3.8 Ausführungen zu den genannten Projekten

Celitement⁶⁹

Das Bindemittel Celitement gehört zu der Gruppe der CSH-Binder – einer Stoffgruppe von mineralischen Bindemitteln, die auf Kalziumhydrosilikaten mit einem breiten Spektrum an verschiedenen Rezepturen

basieren (Ruppert et al. 2019). Für die Produktion solcher Binder kann die gleiche Rohstoffbasis verwendet werden wie in der herkömmlichen Zementherstellung, allerdings ist der Herstellungsprozess komplexer (Scrivener et al. 2018). Die Hydratationseigenschaften, die Festigkeitsentwicklung und die Endfestigkeit dieses Bindemittels bewegen sich annähernd im Bereich von herkömmlichen Zementen (Ruppert et al. 2019). Im Jahr 2011 wurde eine Pilotanlage mit einer täglichen Produktionskapazität von bis zu 100 kg in Betrieb genommen. Eine industrielle Referenzanlage ist in Planung.

Solidia-Beton⁷⁰

Solidia-Beton gehört zur Gruppe der karbonatisierten Kalziumsilikate, wird aus den gleichen Rohstoffen hergestellt wie herkömmlicher Portlandzementbeton und weist nach der Karbonatisierung auch vergleichbare Eigenschaften auf (Ruppert et al. 2019). Die Aushärtung des Bindemittels geschieht nicht bei Kontakt mit Wasser, sondern in einer CO₂-reichen Atmosphäre bei Umgebungsgasdrücken. Der Aushärtungsprozess dient somit als CO₂-Senke. Vor dem Hintergrund der Erhärtung unter CO₂-Atmosphäre erscheint diese Technologie insbesondere für die Herstellung von Fertigteilenelementen, die dünn genug sind, um vom CO₂ durchdrungen zu werden, geeignet zu sein (ETH/EPFL 2018). Die Firma Solidia Technologies ist seit Kurzem in den USA kommerziell aktiv, (zunächst) in Segmenten einiger nicht tragender Bauteile wie Pflastersteine und Dachziegel.

Ternocem⁷¹

Ternocem ist ein Belite-Ye'elimit-Ferrite-Zement, in dem der Hauptbestandteil Belite sind, und der im Vergleich zu Portlandzement einen höheren Anteil an aluminiumreichen Ausgangsstoffen sowie Ferrit beinhaltet. Durch den geringeren Anteil an Kalkstein in den Ausgangsstoffen können die prozessbedingten Emissionen verringert werden. Die Produktion kann in bestehenden Zementwerken erfolgen. Im Rahmen des EU-Projekts EU-Binder wurden im

⁶⁹ <http://www.celitement.de>

⁷⁰ <https://solidiatech.com/>

⁷¹ <https://www.heidelbergcement.com/de/neuartiger-klinker>

NouvaTesi-Werk für Fertigbauteile in Italien erfolgreich Wandplatten aus Ternocem produziert (Dienemann und Haha 2018). Eine Markteinführung in einem europäischen Land wird für circa 2021 anvisiert.⁷²

VDZ. (2019). *Zementindustrie im Überblick 2018/2019*. Bezogen von www.vdz-online.de

4.3.9 Referenzen

Cembureau. (2013). *The role of Cement in the 2050 Low Carbon Economy*. https://cembureau.eu/media/1500/cembureau_2050roadmap_lowcarbon-economy_2013-09-01.pdf

Dienemann, Haha. (2018). *Progress in the development of Ternocem – a belite ye´elimate ferrite cement. Conference Paper*. Bezogen von <https://www.researchgate.net/publication/327884384>

ECRA 2017. CSI/ECRA-Technology Papers. (2017). *Development of State of the Art Techniques in Cement Manufacturing: Trying to Look Ahead*. European Cement Research Academy. www.ecra-online.org

ETH/EPFL. (2018). *A sustainable future for the European cement and concrete industry – Technology assessment for full decarbonisation of the industry by 2050*. Commissioned by the European Climate Foundation.

Ruppert, J., Wagener, C., Palm, S., Scheuer, W., & Hoenig, V. (2019). *Prozesskettenorientierte Ermittlung der Material- und Energieeffizienzpotentiale in der Zementindustrie: Abschlussbericht* [Bericht im Auftrag des im Auftrag des Umweltbundesamtes (UFOPLAN FKZ 3716 36 320 0)]. Düsseldorf: VDZ.

Scrivevener et al. (2018). *Eco-efficient cements: Potential economically viable solutions for a low-CO₂ cement-based materials industry*. Cement and Concrete Research, Volume 114, p. 2–26. DOI: 10.1016/j.cemconres.2018.03.015

Solidia. (o.D). *Solidia Broschüre*. Bezogen von <https://solidiatech.com/applications/>

Stemmermann et al. (2010): *Celitement – eine nachhaltige Perspektive für die Zementindustrie*. Cement International 5/2010 (Vol.8). Bezogen von <http://www.celitement.de>

⁷² HeidelbergCement, persönliche Kommunikation am 12.6.2019

Publikationen von Agora Energiewende

AUF DEUTSCH

Charta für eine Energiewende- Industriepolitik

Ein Diskussionsvorschlag von Agora Energiewende und Roland Berger

Dialog „Energiewende und Industriepolitik“

Abschlussbericht

Flex-Efficiency

Ein Konzept zur Integration von Effizienz und Flexibilität bei industriellen Verbrauchern

Aktionsplan Lastmanagement

Endbericht einer Studie von Connect Energy Economics

Vom Wasserbett zur Badewanne

Die Auswirkungen der EU-Emissionshandelsreform 2018 auf CO₂-Preis, Kohleausstieg und den Ausbau der Erneuerbaren

Die Kohlekommission

Ihre Empfehlungen und deren Auswirkungen auf den deutschen Stromsektor bis 2030

65 Prozent Erneuerbare bis 2030 und ein schrittweiser Kohleausstieg

Auswirkungen der Vorgaben des Koalitionsvertrags auf Strompreise, CO₂-Emissionen und Stromhandel

15 Eckpunkte für das Klimaschutzgesetz

Verteilnetzausbau für die Energiewende

Elektromobilität im Fokus

Stromnetze für 65 Prozent Erneuerbare bis 2030

Zwölf Maßnahmen für den synchronen Ausbau von Netzen und Erneuerbaren Energien

Die Kosten von unterlassenem Klimaschutz für den Bundeshaushalt

Die Klimaschutzverpflichtungen Deutschlands bei Verkehr, Gebäuden und Landwirtschaft nach der EU-Effort-Sharing-Entscheidung und der EU-Climate-Action-Verordnung

Klimaschutz auf Kurs bringen

Wie eine CO₂-Bepreisung sozial ausgewogen wirkt

Eine Neuordnung der Abgaben und Umlagen auf Strom, Wärme, Verkehr

Optionen für eine aufkommensneutrale CO₂-Bepreisung von Energieerzeugung und Energieverbrauch

Publikationen von Agora Energiewende

Ein Emissionshandelssystem für die nicht vom EU-ETS erfassten Bereiche

Praktische Umsetzungsthemen und zeitliche Erfordernisse

Die Gelbwesten-Proteste

Eine (Fehler-)Analyse der französischen CO₂-Preispolitik

Eine französisch-deutsche Agenda für die Energiewende in Europa

Wert der Effizienz im Gebäudesektor in Zeiten der Sektorenkopplung

Endbericht einer Studie vom Institut für Energie- und Umweltforschung Heidelberg (ifeu), dem Fraunhofer IEE und Consentec

AUF ENGLISCH

European Energy Transition 2030: The Big Picture

Ten Priorities for the next European Commission to meet the EU's 2030 targets and accelerate towards 2050

Unlocking Low Cost Renewables in South East Europe

Case Studies on De-risking Onshore Wind Investment

Cross-Border Renewables Cooperation

The impact of national policies and regulation on the cost of onshore wind across the PENTA region and priorities for cooperation

Comparing Electricity Prices for Industry

An elusive task - illustrated by the German case

The Southeast European power system in 2030

Flexibility challenges and regional cooperation benefits

Integrating renewables into the Japanese power grid by 2030

A frequency stability and load flow analysis of the Japanese system in response to high renewables penetration levels

A Star for China's Energy Transition

Five Golden Rules for an Efficient Transformation of China's Energy System

Alle Publikationen finden Sie auf unserer Internetseite: www.agora-energiewende.de

Wie gelingt uns die Energiewende? Welche konkreten Gesetze, Vorgaben und Maßnahmen sind notwendig, um die Energiewende zum Erfolg zu führen? Agora Energiewende will den Boden bereiten, damit Deutschland in den kommenden Jahren die Weichen richtig stellt. Wir verstehen uns als Denk- und Politiklabor, in dessen Mittelpunkt der Dialog mit den relevanten energiepolitischen Akteuren steht.



Unter diesem QR-Code steht diese Publikation als PDF zum Download zur Verfügung.

Agora Energiewende

Anna-Louisa-Karsch-Straße 2 | 10178 Berlin

T +49 (0)30 700 14 35-000

F +49 (0)30 700 14 35-129

www.agora-energiewende.de

info@agora-energiewende.de

