



TransHyDE-Projekt LNG2Hydrogen

Erarbeitung einer wissenschaftlich fundierten, nachhaltigen Datenbasis und Empfehlung als Entscheidungsbasis für die zukunftsfähige und langfristige Nutzung von LNG-Terminal-Standorten als logistische Knotenpunkte für Wasserstoff und dessen Derivate

Sachbericht zum Verwendungsnachweis Teil I: Kurzbericht

Stand:	30.11.2024
Einreichungsdatum (TIB):	10.07.2025
Partnerin/Partner:	DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des Karlsruher Instituts für Technologie (KIT)
Autorin/Autor:	Dr. Frank Graf, Dr. Sabine Malzkuhn, Dr. Friedemann Mörs, Christiane Zeller, Florentin Glockner, Maximilian Heneka
Fördertitel:	Verbundvorhaben TransHyDE-LNG-Terminals
Förderkennzeichen:	03HY210C
Disclaimer:	<i>Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei der Autorin/beim Autor/den Autoren.</i>

GEFÖRDERT VOM



Bundesministerium
für Bildung
und Forschung



Finanziert von der
Europäischen Union
NextGenerationEU

Inhaltsverzeichnis

Abkürzungsverzeichnis	3
Abbildungsverzeichnis	4
Tabellenverzeichnis	5
I. Ursprüngliche Aufgabenstellung	6
II. Vormaliger Stand des Wissens	6
III. Ablauf des Vorhabens	6
IV. Wesentliche Ergebnisse	7
Literaturverzeichnis	8

Abkürzungsverzeichnis

LNG Liquid Natural Gas

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1 Systemgrenze (grau) der betrachteten Terminalkonzepte.	7
Abbildung 2 Spezifische Treibhausgasemissionen des CO ₂ -Transportes in den Weiternutzungsszenarien in Abhängigkeit der Transportdistanz.	7

Tabellenverzeichnis

Es konnten keine Einträge für ein Abbildungsverzeichnis gefunden werden.

I. Ursprüngliche Aufgabenstellung

Das Verbundprojekt LNG2Hydrogen baute auf den TransHyDE-Projekten auf und untersucht, wie LNG-Importterminals für den zukünftigen Import von grünem Wasserstoff und Wasserstoffderivaten vorbereitet werden können. Es wurden technologische, regulatorische und normative Herausforderungen bei der Umstellung analysiert, um eine fundierte Datenbasis und Empfehlungen für die langfristige Nutzung der LNG-Terminalstandorte als Wasserstoff-Knotenpunkte zu schaffen. Die DVGW-Forschungsstelle konzentriert sich auf die verfahrenstechnische Analyse von Terminalkonzepten für die H₂-Transportvektoren SNG und Methanol, um technische Optionen für die Nutzung der LNG-Infrastruktur zu bewerten und die techno-ökonomische Bedeutung der Umstellung hervorzuheben. Hauptziele sind die Erweiterung der Analysen zum Import von grünem Wasserstoff, die Bewertung verschiedener H₂-Bereitstellungsoptionen und die Entwicklung eines Kriterienkatalogs zur objektiven Bewertung der H₂-Readiness der LNG-Terminals.

II. Vormaliger Stand des Wissens

In den letzten Jahrzehnten haben LNG-Terminals erhebliche technische Fortschritte erzielt, wie die Kombination des Regasifizierungsprozesses mit dem Kältebedarf von Industrieprozessen zur Effizienzsteigerung. Die Infrastrukturkomponenten sind speziell auf Methan (CH₄) abgestimmt, was ihre Eignung für andere Energieträger einschränkt. Eine Fraunhofer ISI-Studie untersuchte die Umrüstung von LNG-Terminals auf flüssigen Wasserstoff (LH₂) oder Ammoniak (NH₃) anhand von Literaturrecherchen und Experteninterviews. Dabei wurden technologische, materialbezogene und kostenseitige Daten erfasst und Forschungsfragen identifiziert, jedoch keine neuen Untersuchungen durchgeführt. Darüber hinaus gab es erste Einschätzungen aus der Industrie bzgl. der Umrüstung von LNG-Terminals auf den Betrieb mit NH₃.

III. Ablauf des Vorhabens

Die Ergebnisse der Arbeitspakete wurden in AP 1 kontinuierlich erfasst. Als Leitlinie galt der Kriterienkatalog (M 1.1) der in Projektmonat 3 fertiggestellt wurde und insgesamt 22 Kriterien für die H₂-Readiness des Terminals bzw. der Transportvektoren enthält.

In AP 2 wurden die Transportvektoren für die weitere Bearbeitung in den anderen APs definiert und DVGW-EBI arbeitete hierbei vor allem an den Definitionen sowie an den weiteren Beschreibungen von SNG, LNG, MeOH und CO₂ mit.

DVGW-EBI leitete AP 3 und übernahm interne sowie externe Kommunikationsaufgaben. Zunächst wurden die Rahmenbedingungen festgelegt, um eine Vergleichbarkeit der Terminalkonzepte zu gewährleisten.

In AP 8 erfolgte die techno-ökonomische und ökologische Bewertung der betrachteten H₂-Transportvektoren und -importrouten. DVGW-EBI untersuchte das CO₂-Management beim Import von SNG, DME und MeOH (AP 8.2) und arbeitete Fraunhofer ISE in AP 8.3 und AP 8.4 bei der Durchführung der techno-ökonomischen Analyse und der Ökobilanz (LCA) durch die Bereitstellung der relevanten Parameter und Ergebnisse zu.

IV. Wesentliche Ergebnisse

Eine Zusammenfassung der Projektergebnisse wurden in einem ausführliche Synthesebericht vorgenommen (Veröffentlichung Mai 2025). Des Weiteren koordinierte DVGW-EBI die Ergebnissynthese und die Erstellung des Syntheseberichts, dazu gehörte die redaktionelle Bearbeitung und Abstimmung mit den Verbänden.

Am 7. November 2024 stellte DVGW-EBI die technischen und ökonomischen Ergebnisse beim parlamentarischen Abend in Berlin vor.

In AP 2 wurden die Transportvektoren definiert sowie eine Marktübersicht erstellt. DVGW-EBI war hier federführend für die Vektoren SNG, LNG, MeOH sowie den zugehörigen CO₂-Transport verantwortlich.

In AP 3 erfolgte die Auslegung der Terminalkonzepte. Hierzu wurde zunächst ein Lastenheft erstellt, um die Vergleichbarkeit der für die verschiedenen Vektoren ausgelegten Terminals gewährleisten zu können. Die Systemgrenzen (s. Abbildung 1) der Terminalkonzepte wurden im Konsortium erarbeitet. Die Terminalkonzepte umfassen die Lagertanks, Pumpen, Umwandlungs-, bzw. Regasifizierungsanlagen sowie ggf. die benötigte CO₂-Abscheidung und -Verflüssigung. DVGW-EBI erstellte das Terminalkonzept für den Transportvektor SNG zum Import von 100 TWh H₂, die Hauptkomponenten wurden ermittelt sowie Prozess-Modellierungen durchgeführt. Neben Stoff- und Energiebilanzen wurde der Flächenbedarf bestimmt. Basierend auf einem bestehenden LNG-Terminal wurden der Umrüstungsbedarf identifiziert und die Investitionskosten abgeschätzt. Außerdem erfolgte eine energetische Bewertung der Terminalkonzepte.

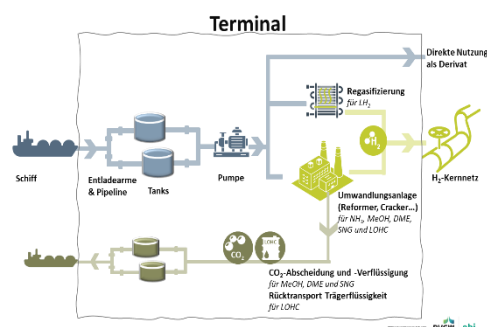


Abbildung 1 Systemgrenze (grau) der betrachteten Terminalkonzepte.

In AP 8 wurde als bevorzugte CO₂-Transportmethode für den Terminal-zu-Terminal-Transport (Closed-Carbon-Loop) der Schiffstransport mit Niederdruck-Tankschiffen identifiziert, da dieser eine hohe Volumeneffizienz bei vertretbaren Kosten bietet. Für CO₂-Transporte innerhalb von Europa stellt der Pipelinetransport in der dichten Phase die wirtschaftlichste Lösung dar, insbesondere bei kontinuierlich hohen Durchsätzen. Alternativen wie der Transport per Lkw oder Zug sind dagegen nur für kleine, diskontinuierlich anfallende CO₂-Mengen geeignet. Technisch erfordert insbesondere der CO₂-Transport per Pipeline eine genaue Auslegung hinsichtlich Druck, Temperatur und Reinheit, da das Phasenverhalten von CO₂ und mögliche Verunreinigungen erhebliche Auswirkungen auf die Pipeline-Integrität haben. Für den insbesondere bei großen CO₂-Flüssen bevorzugten Transport in der dichten Phase müssen CO₂-Pipelines im Vergleich zu Erdgas- oder Wasserstoffpipelines auf höhere Drücke ausgelegt und u.a. gegen langlaufende Scherrisse gesichert werden. Des Weiteren wurden die anfallenden THG-Emissionen betrachtet. Einerseits

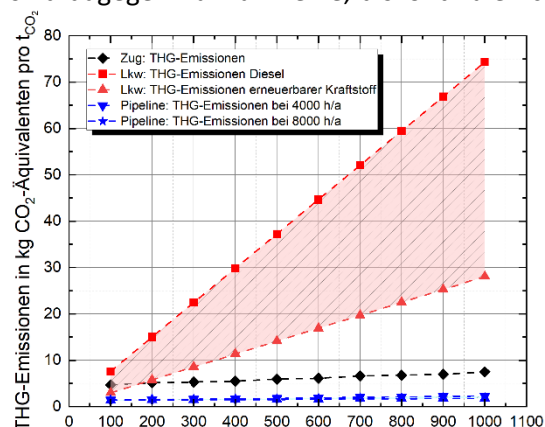


Abbildung 2 Spezifische Treibhausgasemissionen des CO₂-Transportes in den Weiternutzungsszenarien in Abhängigkeit der Transportdistanz.

wurden die Well-to-Gate-Emissionen betrachtet sowie die spezifischen THG-Emissionen des CO₂-Transportes per Pipeline, Straße und Schiene (s. Abbildung 2).

Literaturverzeichnis

Im aktuellen Dokument sind keine Quellen vorhanden.



TransHyDE-Projekt LNG2Hydrogen

Erarbeitung einer wissenschaftlich fundierten, nachhaltigen Datenbasis und Empfehlung als Entscheidungsbasis für die zukunftsfähige und langfristige Nutzung von LNG-Terminal-Standorten als logistische Knotenpunkte für Wasserstoff und dessen Derivate

Sachbericht zum Verwendungsnachweis Teil II: Langfassung

Stand:	30.11.2024
Einreichungsdatum (TIB):	10.07.2024
Partnerin/Partner:	DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des Karlsruher Instituts für Technologie (KIT)
Autorin/Autor:	Dr. Frank Graf, Dr. Sabine Malzkuhn, Dr. Friedemann Mörs, Christiane Zeller, Florentin Glockner, Maximilian Heneka
Fördertitel:	Verbundvorhaben TransHyDE-LNG-Terminals
Förderkennzeichen:	03HY210C
Disclaimer:	Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei der Autorin/beim Autor/den Autoren.

GEFÖRDERT VOM



Bundesministerium
für Bildung
und Forschung



Finanziert von der
Europäischen Union
NextGenerationEU

Inhaltsverzeichnis

Abkürzungsverzeichnis	4
Abbildungsverzeichnis	6
Tabellenverzeichnis	7
I. Ursprüngliche Aufgabenstellung	8
II. Vormaliger Stand des Wissens	8
III. Ausführliche Darstellung der durchgeführten Arbeiten	9
III.1 Verbundkoordination, Ergebnissynthese und Handlungsempfehlung (AP 1).....	9
III.1.1 AP 1.1 Koordination.....	9
III.1.2 AP 1.2 Kommunikation	9
III.1.3 Ergebnissynthese.....	9
III.2 Technologische Bestandsaufnahme von Terminals zum Import von LNG und weiteren H ₂ - Vektoren (AP 2)	11
III.2.1 Definition von H ₂ -Transportvektoren im Kontext mit LNG-Terminals	11
III.3 Konzept eines Import-Terminals für H ₂ -Transportvektoren mit wesentlichen Komponenten (AP 3)	16
III.3.1 AP 3.1 Festlegen von Randbedingungen für Terminalkonzepte	16
III.3.2 AP 3.2 Verfahrenstechnische Auslegung von Terminalkonzepten für verschiedene H ₂ - Transportvektoren.....	18
III.3.2.1 Verfahrenstechnisches Konzept SNG	18
III.3.2.2 Energie und Stoffbilanzen SNG.....	20
III.3.2.3 Flächenbedarf SNG	22
III.3.2.4 Weiternutzung und Umrüstung SNG.....	23
III.3.2.5 Investitionskosten SNG.....	24
III.3.3 AP 3.3 Umsetzungsaspekte für verschiedene Terminalkonzepte	26
III.4 Techno-ökonomische Betrachtung der Prozessketten, Weiternutzungsszenarien (AP 8) ...	27
III.4.1 AP 8.2 CO ₂ -Management bei dem Import von SNG, DME und MeOH.....	29
III.4.1.1 Transportrelevante Eigenschaften von CO ₂	32
III.4.1.2 Terminal-zu-Terminal-Transport	35
III.4.1.2.1 Infrastruktur	39
III.4.1.3 CO ₂ -Transportoptionen in den Weiternutzungsszenarien	41
III.4.1.3.1 Pipeline	41
III.4.1.3.2 Schiene und Straße.....	47

III.4.2	AP 8.3: Techno-ökonomische Bewertung der Weiternutzungsszenarien für die verschiedenen H ₂ -Transportvektoren	50
III.4.2.1	Terminal-zu-Terminal-Transport	52
III.4.2.1.1	Methodik und Datenbasis	52
III.4.2.1.2	Ergebnisse	58
III.4.2.2	CO ₂ -Transportoptionen für die Weiternutzungsszenarien	61
III.4.2.2.1	Methodik und Datenbasis	61
III.4.2.2.2	Ergebnisse	74
III.4.3	AP 8.4: Bilanzierung der Treibhausgas-Emissionen.....	76
III.4.3.1	Terminal-zu-Terminal-Transport	80
III.4.3.2	CO ₂ -Transportoptionen für die Weiternutzungsszenarien	83
IV.	Wesentliche Ergebnisse	84
IV.1	Verbundkoordination, Ergebnissynthese und Handlungsempfehlung (AP 1).....	84
IV.2	Technologische Bestandsaufnahme von Terminals zum Import von LNG und weiteren H ₂ -Vektoren (AP 2)	84
IV.3	Konzept eines Import-Terminals für H ₂ -Transportvektoren mit wesentlichen Komponenten (AP 3).....	84
IV.4	Techno-ökonomische Betrachtung der Prozessketten, Weiternutzungsszenarien (AP 8) ...	86
IV.4.1	Terminal-zu-Terminal-Transport	86
IV.4.2	Weiternutzungsszenarien (Transport per Pipeline, Straße, Schiene)	88
V.	Verwendung der Zuwendung	89
V.1	Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises	89
V.2	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Projektarbeiten.....	89
VI.	Voraussichtlicher Nutzen und Verwertbarkeit der Ergebnisse im Sinne des Verwertungsplans .	89
VII.	Fortschritt des Projektumfelds während der Laufzeit.....	90
VIII.	Erfolgte Veröffentlichungen	90
IX.	Literaturverzeichnis.....	91

Abkürzungsverzeichnis

BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion
BOG	Boil-off Gas
CAPEX	Investitionsausgaben (engl. capital expenditure)
CCS	Carbon Capture and Storage
CCU	Carbon Capture and Utilization
CH₄	Methan
CNG	Compressed Natural Gas
CO₂	Kohlenstoffdioxid
DAC	Direct Air Capture
DME	Dimethylether
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V.
dwt	Tragfähigkeit (engl. deadweight tonnage)
GASA	General Approval for Ship Application
GWP	Treibhauspotenzial (engl. Global Warming Potential)
H₂	Wasserstoff
LCA	Life Cycle Assessment (Ökobilanz)
LH₂	Verflüssigter, tiefkalter Wasserstoff
LHV	Heizwert (engl. Lower Heating Value)
LNG	Verflüssigtes Erdgas (Liquefied Natural Gas)
LOHC	Liquid Organic Hydrogen Carrier
LPG	Liquefied Petroleum Gas
LSNG	Verflüssigtes, synthetisches Methan
MeOH	Methanol
NH₃	Ammoniak
OPEX	Betriebskosten (engl. operational expenditure)
SNG	Synthetic Natural Gas

THG	Treibhausgas
WtG	Well-to-Gate
HT-DAC	High Temperature Direct Air Capture
LT-DAC	Low Temperature Direct Air Capture

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1 Volumetrische Energiedichte in kWh/m ³ aufgetragen gegen die gravimetrische Energiedichte in kWh/kg (unterer Heizwert).	11
Abbildung 2: Systemgrenze (grau) der betrachteten Terminalkonzepte.	18
Abbildung 3 Terminalkonzept SNG.	19
Abbildung 4 Bilanzkreis der energetischen Effizienz der Terminalkonzepte.	20
Abbildung 5: Flächenbedarf Terminalkonzept SNG.	22
Abbildung 6: Bilanzraum für das CO ₂ -Management am Beispiel der LSNG-Bereitstellungskette.	28
Abbildung 7: CO ₂ -Transportbedarf für SNG, DME und MeOH im betrachteten H ₂ -Importszenario im Vergleich zum CO ₂ -Transportaufkommen in Deutschland im Jahr 2045 durch die Abtrennung unvermeidbarer CO ₂ -Emissionen aus der Zement-, Kalk- und Abfallwirtschaft [16].	31
Abbildung 8: Typische Transportbedingungen für CO ₂ für unterschiedliche Transportmittel Stoffdaten nach [19].	32
Abbildung 9: Dichte von CO ₂ in Abhängigkeit von Druck und Temperatur. Eigene Darstellung. Stoffdaten nach [19].	34
Abbildung 10: Transportkapazitäten aktueller und zukünftiger CO ₂ -Tankschiffe. Eigene Auswertung basierend auf Pressemeldungen [27, 28, 44–50].	37
Abbildung 11: Schematische Darstellung der CO ₂ -Terminal-zu-Terminal-Transportkette in LNG2Hydrogen.	39
Abbildung 12: Nenndruckverteilung über die Pipelinelänge im deutschen Gastransportnetz. Daten basierend auf [67].	44
Abbildung 13: Prozesskette des pipelinegebundenen CO ₂ -Transports.	47
Abbildung 14: Vergleich der Transportkapazität der betrachteten Transportmittel für die Weiternutzungsszenarien.	48
Abbildung 15: Prozesskette beim CO ₂ -Transport auf Schiene und Straße.	49
Abbildung 16: Investitionskosten für CO ₂ -Tankschiffe. Eigene Darstellung. Daten basierend auf [18, 21, 53, 79, 86–88].	53
Abbildung 17: Spezifische CO ₂ -Transportkosten in Abhängigkeit der Transportdistanz.	58
Abbildung 18: Spezifische Kosten des Closed-Carbon-Loops aufgeschlüsselt nach Prozesskettenbestandteilen.	59
Abbildung 19: Auslastung der CO ₂ -Transportschiffe in den drei Szenarien.	60
Abbildung 20: Spezifische Kosten des Closed-Carbon-Loops für das Exportland Ägypten - aufgeschlüsselt nach CAPEX und OPEX.	61
Abbildung 21: Iterative Berechnung des Rohrreibungsbeiwerts. Eigene Darstellung basierend auf [93].	67
Abbildung 22: Investitionskosten für CO ₂ -Pipelines in Abhängigkeit des Nenndurchmessers [65, 76, 90, 95].	70
Abbildung 23: Spezifische CO ₂ -Transportkosten in den Weiternutzungsszenarien.	75
Abbildung 24: Vereinfachter Bilanzraum zur Berechnung der THG-Emissionen der CO ₂ -Prozesskette am Beispiel von SNG.	77
Abbildung 25: Treibhausgasemissionen der Prozesskette in kg-CO ₂ -Äquivalenten pro Jahr	81
Abbildung 26: Treibhausgasemissionen in kg-CO ₂ -Äquivalenten pro transportierter Tonne CO ₂ .	82
Abbildung 27: Spezifische Treibhausgasemissionen des CO ₂ -Transportes in den Weiternutzungsszenarien in Abhängigkeit der Transportdistanz.	83

Tabellenverzeichnis

Tabelle III-1 Zusammenfassung der Eigenschaften und Definitionen der Vektoren.....	13
Tabelle III-2 Marktübersicht der Vektoren für das Ankerjahr 2022 sowie ein Ausblick auf 2030.....	15
Tabelle III-3 Auszug aus dem in AP 3.1 erstellten Lastenheft der Terminalkonzepte	17
Tabelle III-4: Bilanz der Terminalkonzepte nach Abbildung 4.	21
Tabelle III-5: Umrüstbarkeit der Anlagenkomponenten eines konventionellen LNG-Terminals.	24
Tabelle III-6: In der Investitionskostenschätzung verwendeten Lang-Faktoren. Die Faktoren wurden nach Absprache im Konsortium festgelegt.	25
Tabelle III-7: Spezifische Investitionskosten des Terminalneubaus für alle Vektoren.	25
Tabelle III-8: Massenbezogene, prozesstechnische Verhältnisse zwischen Derivat, CO ₂ und H ₂	30
Tabelle III-9: Ausgewählte Stoffeigenschaften von CO ₂ [19].	33
Tabelle III-10: Transportbedingungen für den CO ₂ -Transport per CO ₂ -Tankschiff. Eigene Darstellung basierend auf [51, 52].	38
Tabelle III-11: Globale CO ₂ -Pipeline Infrastruktur im Jahr 2020 [57].	42
Tabelle III-12: Mögliche Transportbedingungen für den CO ₂ -Pipelinetransport [62, 63, 63, 63–65].	43
Tabelle III-13: Auswirkungen von Verunreinigungen auf den Dampfdruck von CO ₂ [52].	45
Tabelle III-14: Wanddicke gegen Innendruck und für Rissarrest bei verschiedenen Nenndrücken und Nenndurchmessern. Quelle: Eigene Berechnung und Berechnungsbeispiel für Rissarrest aus DVGW C 463 (Entwurf) [73].	46
Tabelle III-15: Transportdistanzen der betrachteten H ₂ -Exportländer in LNG2Hydrogen.	50
Tabelle III-16: Annahmen zur Berechnung der Kosten der CO ₂ -Tankschiffe.....	55
Tabelle III-17: Annahmen zur Berechnung der Kosten der CO ₂ -Verflüssigung.	56
Tabelle III-18: Annahmen zur Berechnung der Kosten der CO ₂ -Speicherung am Hafen.....	56
Tabelle III-19: Annahmen zur Berechnung der Kosten des CO ₂ -Umschlags am Hafen.....	57
Tabelle III-20: Annahmen zur Berechnung der Kosten für den Einspeiseverdichter.	64
Tabelle III-21: Annahmen zur Berechnung der Kosten für den CO ₂ -Pipelinetransport in der dichten Phase.....	71
Tabelle III-22: Annahmen zur Berechnung der Transportkosten per Straße.	73
Tabelle III-23: Annahmen zur Berechnung der Transportkosten per Schiene.	74
Tabelle III-24: Treibhausgasfaktoren bezogen auf 100 Jahre (GWP ₁₀₀) nach [104] S. 714.....	78
Tabelle III-25: Emissionsfaktoren für das Bezugsjahr 2040. Quelle: AP 8.4 (LCA) und eigene Annahmen.	79
Tabelle IV-1: Wesentliche Ergebnisse des AP 3.	85
Tabelle VIII-1: Erfolgte Veröffentlichungen	90

I. Ursprüngliche Aufgabenstellung

Das Verbundprojekt LNG-Terminals baut auf den bestehenden TransHyDE-Projekten auf und konzentriert sich darauf, wie die derzeit im Bau oder in Planung befindlichen LNG-Importterminals für den zukünftigen Import von grünem Wasserstoff (H_2) und Wasserstoffderivaten vorbereitet oder angepasst werden können. Dabei werden die technologischen, regulatorischen und normativen Herausforderungen untersucht, die bei der Umstellung von LNG-Terminals auf Wasserstoff und dessen Derivate auftreten. Ziel des Projekts ist es, eine wissenschaftlich fundierte und nachhaltige Datenbasis sowie Empfehlungen zu erarbeiten, die als Entscheidungsgrundlage für die langfristige und zukunftsfähige Nutzung von LNG-Terminalstandorten als logistische Knotenpunkte für Wasserstoff und dessen Derivate dienen.

Der Schwerpunkt des Teilprojekts der DVGW-Forschungsstelle liegt auf der verfahrenstechnischen Analyse von Terminalkonzepten für die H_2 -Transportvektoren SNG und Methanol ($MeOH$). Ziel ist es, die heute möglichen technischen Optionen für eine zukunftsfähige Nutzung von LNG-Terminalinfrastrukturen zu analysieren, darzustellen und zu bewerten sowie die techno-ökonomische Bedeutung der Umstellung hervorzuheben. Die Hauptziele der DVGW-Forschungsstelle umfassen die Erweiterung und Detaillierung der bisherigen verfahrenstechnischen Analysen zum Import von grünem Wasserstoff und Wasserstoffderivaten sowie die detaillierte technoökonomische und ökologische Bewertung verschiedener H_2 -Bereitstellungsoptionen. Zudem soll durch die Entwicklung eines standardisierten Kriterienkatalogs eine neutrale und objektive Bewertung der H_2 -Readiness aller im Verbundprojekt LNG-Terminals betrachteten H_2 -Transportvektoren ermöglicht werden.

II. Vormaliger Stand des Wissens

In den letzten Jahrzehnten haben LNG-Terminals erhebliche technische Fortschritte und Effizienzsteigerungen erlebt. Ein Beispiel dafür ist die Kombination des Regasifizierungsprozesses zur Einspeisung in die Gasnetze mit dem Kältebedarf von Industrieprozessen, was zu einer höheren Gesamteffizienz führte. Die Komponenten der Terminalinfrastruktur wurden speziell auf die Eigenschaften des Hauptbestandteils Methan (CH_4) abgestimmt. Dazu gehören das Design der Zwischenspeichertanks für Flüssiggas und deren thermische Isolierung, die verwendeten Strukturmaterialien sowie die Pumpen, Kompressoren und Rohrleitungen. Es ist offensichtlich, dass solche auf CH_4 optimierten Terminalinfrastrukturen und -komponenten für andere Energieträger nur bedingt geeignet oder sogar ungeeignet sein können.

In einer Studie des Fraunhofer ISI wurde der aktuelle Wissensstand zur Umrüstung von LNG-Terminals auf den Betrieb mit flüssigem Wasserstoff (LH₂) oder Ammoniak (NH₃) untersucht. [1] Die Studie basiert auf einer Literaturrecherche mit 54 Referenzen und Experteninterviews mit 16 Fachleuten aus Wissenschaft und Industrie. Dabei wurden technologische, materialbezogene und kostenseitige Daten für die Hauptkomponenten von LNG-Terminals erfasst. Abschließend wurden Forschungs- und Entwicklungsfragen identifiziert, die für eine detailliertere Bewertung beantwortet werden müssen. Die Studie bietet eine sehr strukturierte Einführung in das Thema, enthielt jedoch für Experten wenig neue Erkenntnisse, da keine neuen Untersuchungen, Berechnungen, verfahrenstechnischen Auslegungen oder Materialuntersuchungen durchgeführt wurden.

III. Ausführliche Darstellung der durchgeführten Arbeiten

III.1 Verbundkoordination, Ergebnissynthese und Handlungsempfehlung (AP 1)

Das AP 1 hat als übergeordnetes AP die Aufgabe sicherzustellen, dass die Projektziele erreicht werden und den Fortschritt in den einzelnen APs zu überwachen. Hierbei hat DVGW-EBI die Ergebnissynthese (AP 1.3) federführend übernommen, sowie bei der Kommunikation (AP 1.2) in das Projekt und nach außen.

III.1.1 AP 1.1 Koordination

DVGW-EBI war in der Koordination (AP 1.1) unterstützend tätig und hat sich im 2-wöchigem Jour fixe eingebracht. Des Weiteren wurde bei der Organisation des Schnittstellenworkshops zugearbeitet und die Projekttreffen mit organisiert.

III.1.2 AP 1.2 Kommunikation

DVGW-EBI hat die Kommunikation nach innen und außen unterstützt und forciert. Es wurden die Schnittstellen der APs intern identifiziert und die Ansprechpersonen verknüpft. Ergebnisse aus dem Projekt wurden in verschiedenen Präsentationen, unter anderem bei einem parlamentarischen Abend und Veröffentlichungen der Öffentlichkeit zugänglich gemacht. Als AP-Leitende in AP 1 und AP 3 wurde am AP-LeiterInnen Treffen teilgenommen.

III.1.3 Ergebnissynthese

Die Ergebnisse der Arbeitspakete 2 – 8 wurden kontinuierlich erfasst. Als Leitlinie galt der Kriterienkatalog (**M1.1** Kriterienkatalog zur Beurteilung der H₂-Readiness für verschiedene Transportoptionen) der in Projektmonat 3 fertiggestellt wurde und folgende Kategorien enthielt:

Für die H₂-Readiness des Terminals:

- ▮ Reifegrad der benötigten Technologien

- ⌞ Markthochlauf der benötigten Technologien
- ⌞ (Umrüst-)Kosten im Vergleich zum LNG-Terminal
- ⌞ Energetische Bewertung
- ⌞ Einsatzszenarien und technologische Möglichkeiten der Vektoren
- ⌞ Flächenbedarf
- ⌞ Eignung und Verfügbarkeit von Materialien
- ⌞ Technisches Regelwerk
- ⌞ Sicherheitsaspekte und Genehmigungsfragen
- ⌞ Personalkompetenzen und Qualifikationsprofile
- ⌞ Umwelt- und Gesundheitsaspekte
- ⌞ Regulatorik

H₂-Readiness der Transportvektoren:

- ⌞ Reifegrad der benötigten Technologien
- ⌞ Markthochlauf der benötigten Technologien
- ⌞ Bedarfe von Materialien/Hilfsstoffen (z.B. LOHC-Bedarfe)
- ⌞ Bereitstellungskosten Energieträger
- ⌞ Internationale Erzeugungs-/Bereitstellungskapazitäten
- ⌞ Nachfrageentwicklung Energieträger
- ⌞ Entwicklung Transportkapazitäten (Schiffe und Eisenbahn)
- ⌞ Entwicklung deutschlandweite-Logistik
- ⌞ Regulatorik Gesamtprozesskette
- ⌞ Umwelt- und Gesundheitsaspekte Gesamtprozesskette

Des Weiteren koordinierte DVGW-EBI die Ergebnissynthese und die Erstellung des Syntheseberichts, dazu gehörte die redaktionelle Bearbeitung und Abstimmung mit den Verbänden.

III.2 Technologische Bestandsaufnahme von Terminals zum Import von LNG und weiteren H₂-Vektoren (AP 2)

Das AP 2 legt die Wissens- und Arbeitsbasis für alle weiteren Arbeitspakete, indem es zunächst eine Definition der H₂-Transportvektoren im Zusammenhang mit LNG-Terminals liefert und die relevanten Begriffe festlegt. Anschließend wurde eine technologische Bestandsaufnahme der Terminals für den Import von SNG, LNG, LH₂, NH₃, LOHC, MeOH und DME durchgeführt, um die wesentlichen Infrastrukturkomponenten zu identifizieren.

III.2.1 Definition von H₂-Transportvektoren im Kontext mit LNG-Terminals

Hierfür wurde eine Literaturrecherche durchgeführt und die wichtigsten Größen tabellarisch zusammengefasst. Zusätzlich zu den Energievektoren wurde auch CO₂ mitbetrachtet. Besonderes Augenmerk wurde auf die physikalischen Eigenschaften wie Energiedichte (s. Abbildung 1), Stoffeigenschaften bei Schiffstransport, Wasserstoffgehalt sowie Explosivität, Toxizität und Korrosionseigenschaften gelegt (**M 2.1 „Definition von H₂-Transportvektoren“**).

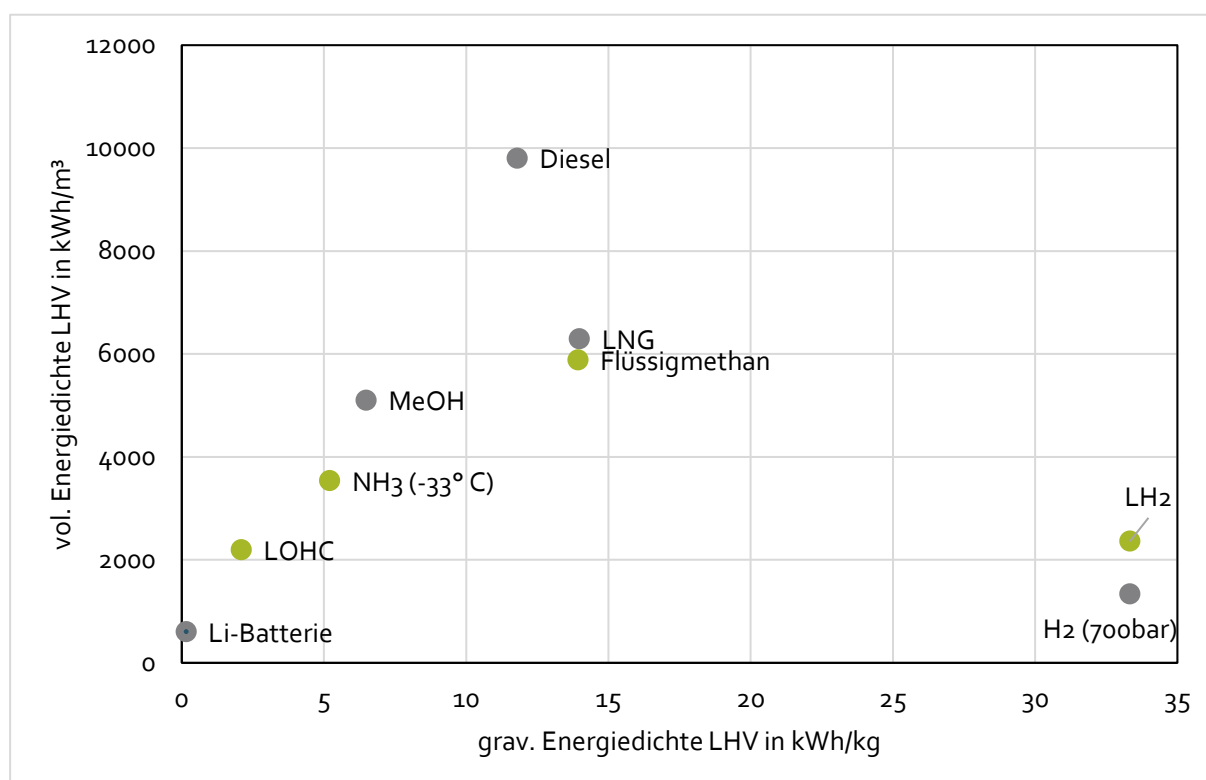


Abbildung 1 Volumetrische Energiedichte in kWh/m³ aufgetragen gegen die gravimetrische Energiedichte in kWh/kg (unterer Heizwert).

Die Eigenschaften sind in Tabelle III-1 zusammengefasst.

Aufbauend auf diesen Arbeiten wurde eine Marktübersicht erstellt in der vor allem Fokus auf folgende Punkte gelegt wurde:

- ⌞ Handels- und Transportrouten
- ⌞ Globale Regasifizierungs-/Verflüssigungskapazitäten
- ⌞ Marktanteile, Produktion und Verbrauch bzw. Bedarf in Europa
- ⌞ Schiffskapazitäten/Redereien
- ⌞ Anlagenbetreiber
- ⌞ Historischer Markthochlauf

DVGW-EBI arbeitete hier vor allem an der Zusammenstellung für die Vektoren SNG, LNG, Methanol und den zugehörigen CO₂-Transport. Die Marktübersicht wurde tabellarisch zusammengefasst, s. Tabelle III-2.

Des Weiteren wurde an der Transportschiffstudie mitgearbeitet, welche als White Paper veröffentlicht werden soll.

Tabelle III-1 Zusammenfassung der Eigenschaften und Definitionen der Vektoren.

Derivat	Kohlenstoffdioxid[2]	Synthetic Natural Gas	Dimethylether[3]	Methanol[4]	Ammoniak[5]	Liquid Organic Hydrogen Carrier[6, 7]	Liquified Natural Gas[8]	Flüssigwasserstoff [9]	Gasförmiger Wasserstoff[10, 11]
Summenformel	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆ O	CH ₃ OH	NH ₃		CH ₄ (vorwiegend)	H ₂	H ₂
Abkürzung		SNG	DME	MeOH	NH ₃	LOHC	LNG	LH ₂	H ₂
Definition	Bei CO ₂ handelt es sich um vollständig oxidierten Kohlenstoff, wodurch das Gas inert ist und als Schutzgas eingesetzt werden kann.	SNG (eng. Synthetic Natural Gas) ist definiert als hergestelltes Gas oder Mischgas, dessen Eigenschaften einen Austausch mit Erdgas erlauben (ISO 14532:2001, 2.1.1.3).		Methanol ist ein leichter, volatiler, brennbarer, giftiger, flüssiger Alkohol (CH ₃ OH), der zur Verhinderung der Hydratbildung in nassen Hochdruckgasleitungen verwendet wird (DIN EN ISO 14532 : 2017-07)		LOHC sind flüssige, organische Substanzen, die Wasserstoff durch Hydrierung chemisch binden und durch Dehydrierung wieder freisetzen können (DIN SPEC 91437 : 2023-05). Bekannte Trägersysteme sind Toluol, Benzyltoluol, N-Ethylcarbazol und Dibenzyltoluol. Diese Technologie ermöglicht eine Speicherung von Wasserstoff.	LNG ist eine tiefkalte Flüssigkeit, die durch Reduktion der Temperatur von Erdgas auf ungefähr -162 °C unter atmosphärischem Druck hergestellt wird (DIN EN ISO 12617:2017-09 (3.6))	LH ₂ ist Wasserstoffgas im tiefkalt verflüssigten Zustand. Der Normalsiedepunkt liegt bei 20,3 K (-252,9 °C)	
Erscheinungsbild unter Normalbedingungen	farb-, geruch- und geschmackloses Gas.		farbloses Gas, das schwerer als Luft ist. Es riecht leicht ätherisch und ist hochentzündlich.	klare, farblose leicht entzündbare Flüssigkeit mit einem leicht stechenden Geruch, dessen Dämpfe mit der Luft explosive Gemische bilden	Das Gas ist farblos, stark stechend riechend	chemisch stabil, in flüssigem Zustand. Gelbliche Farbe, schwacher Geruch.	Unter Normalbedingungen liegt es als Gas vor. Unter atmosphärischem Druck und einer Temperatur von --162°C ist LNG eine farb- und geruchslose Flüssigkeit und weder giftig noch metallzersetzend. Es ist nicht löslich in Wasser und leichter als Wasser	Flüssigkeit ist klar und farblos	farb-, geruch- und geschmackloses Gas
Verflüssigungstemperatur/Temperaturbereich und Bedingungen für flüssigen Aggregatzustand	Es lässt sich unter hohem Druck verflüssigen (p=5,75 MPa bei T=20°C)		verflüssigt sich bei geringem Druck. 141,5°C bis -24,8°C	-97,8 °C bis -64,7 °C im flüssigen Zustand	-33°C bis -77,7 °C liegt Ammoniak als		-162 °C unter atmosphärischem Druck	von 20,3 K (-252,9 °C) bis -259°C bei 1 atm	

Derivat	Kohlenstoffdioxid[2]	Synthetic Natural Gas	Dimethylether[3]	Methanol[4]	Ammoniak[5]	Liquid Organic Hydrogen Carrier[6, 7]	Liquified Natural Gas[8]	Flüssigwasserstoff [9]	Gasförmiger Wasserstoff[10, 11]
			im flüssigen Zustand		farblose Flüssigkeit vor				
Flamme			DME kann explosive Gasgemische mit der Luft und explosionsfähige Peroxide bilden.	blaue, fast unsichtbare Flamme	Das Gas ist reaktiv und lässt sich an der Luft leicht entzünden. Flamme wird schnell instabil		Brennendes LNG ist schlecht sichtbar (ähnlich wie Hitzeflimmern). Flammen werden gelb, wenn höhere Kohlenwasserstoffe brennen		Unsichtbar, ca. 10% der Strahlungswärme einer Propanflamme, theoretische Temperatur ca 2045°C
Versprödung								Da tiefkalt grundsätzlich die Werkstoffauswahl beachten	Ja, auf einige Metalle und Metalllegierungen
Gefährdung			DME ist ein Treibgas. Es ist der WGK 1 zugeordnet.	Anlagen mit bis zu 1 m³ oder 1 Tonne werden der Gefährdungsstufe A zugeordnet. Methanol ist der WGK 2 zugeordnet.	Biologisch schwer abbaubar und sehr giftig für Wasserorganismen mit langfristiger Wirkung (WGK2). Übergang in den gasförmigen Zustand erfolgt schnell, bildet kalte, giftige und ätzende Nebel, die schwerer als Luft sind. Dämpfe können explosionsfähige Gemische mit Luft bilden.	Es ist derzeit nachgewiesen, dass einige aromatische LOHC-Verbindungen spezifische Arten der toxischen Wirkung ausüben können. Die Toxizität wird weiterhin untersucht.	Es sind keine toxikologischen Angaben bekannt.	Es wird keine Umweltbelastung verursacht	als nicht wassergefährdend eingestuft
Komprimierter Zustand									CH ₂ : Bei 700 bar als komprimiertes Gas vorliegend

Tabelle III-2 Marktübersicht der Vektoren für das Ankerjahr 2022 sowie ein Ausblick auf 2030.

Marktübersicht 2022								
	H ₂	LH ₂	LNG	LOHC	NH ₃	MeOH	DME	SNG
Produktion weltweit	75 Mt + 45 Mt im Gasmisch	Verflüssigungskapazitäten: 355 - 370 t/d fast 30 Anlagen mit Kapazitäten von 1 - 35 t/d LH ₂ 130.000 bis 135.000 t/a	487,4 Mt		>220 Mt	106 Mt	4,52 Mt	
Seegehender Transport		1 Schiff bislang, 2,96 GWh 1250 m ³	401,5 Mt		18-20 Mt			
Importterminalkapazitäten weltweit		2250 m ³	970,6 Mt					
Bedarf innerhalb der EU / Europa			Ca. 175 Mt		30 Terminals im Betrieb			
Ausblick 2030								
	H ₂	LH ₂	LNG	LOHC	NH ₃	MeOH	DME	SNG
Produktion weltweit		2025: Verflüssigungskapazitäten: 565 – 720 t/d 200.000 bis 255.000 t/a	Ca. 650 Mt		290 Mt	137 Mt	6,88 Mt	
Seegehender Transport		Angekündigt: 567.000 m ³ Transportkapazitäten	700 Mt					
Importterminalkapazitäten weltweit			>1200 Mt					
Bedarf innerhalb der EU / Europa	1350 - 1800 TWh (2050) 2500 TWh	s. H ₂	150 Mt					

III.3 Konzept eines Import-Terminals für H₂-Transportvektoren mit wesentlichen Komponenten (AP 3)

Inhalt des AP 3 sind Konzepte zur Weiternutzung von LNG-Terminals für andere H₂-Transportvektoren. Ausgehend von geplanten stationären LNG-Terminals in Deutschland wurden verfahrenstechnische Konzepte für H₂-Importterminals für alle Transportvektoren erstellt.

DVGW-EBI übernahm die Kommunikation und Koordination dieses APs. Es wurden monatliche Jour-Fixe, sowie zahlreiche bilaterale, AP-interne Besprechungen durchgeführt. Außerdem fand ein AP-übergreifender Austausch mit anderen AP-Leitenden statt.

DVGW-EBI war für die Zusammenführung und Dokumentation der AP-Ergebnisse zuständig und wurde dabei von den entsprechenden Projektpartnern unterstützt.

III.3.1 AP 3.1 Festlegen von Randbedingungen für Terminalkonzepte

Um eine Vergleichbarkeit der Terminalkonzepte zu gewährleisten, wurden in AP 3.1 die Rahmenbedingungen festgelegt. Diese wurden in einem Lastenheft festgehalten.

Wichtige Rahmenbedingungen zur Auslegung der Terminalkonzepte sind in Tabelle III-3 dargestellt.

Tabelle III-3 Auszug aus dem in AP 3.1 erstellten Lastenheft der Terminalkonzepte

	Größe	Referenzterminal	Vektor
Schiffsanleger	Länge Mole	250-300 m	
	Tiefgang an Schiffsanleger	12 m	
	Anzahl Schiffsanleger	2	
Lagertanks	Lagertanks	2 x 165.000 m ³	
	Werkstoff Lagertanks	9% Nickel Stahl Isolierung: Wand: Perlit Boden: Schaumglas	
Produktstrom der in das Gasnetz eingespeist wird	Druck	80 bar	80 bar
	Qualität	G 260 2. Gasfamilie	G 260 5. Gasfamilie Gruppe A
	Energiestrom	100 TWh CH ₄ /a	100 TWh H ₂ /a
	Volumenstrom	10 · 10 ⁹ m ³ CH ₄	
	Betriebsweise		stationär

Die Systemgrenzen der Terminalkonzepte wurden im Konsortium erarbeitet und sind in Abbildung 2 dargestellt. Die in AP 3 erstellten verfahrenstechnischen Konzepte umfassen die Lagertanks, Pumpen, Umwandlungs-, bzw. Regasifizierungsanlagen sowie ggf. die benötigte CO₂-Abscheidung und -Verflüssigung.

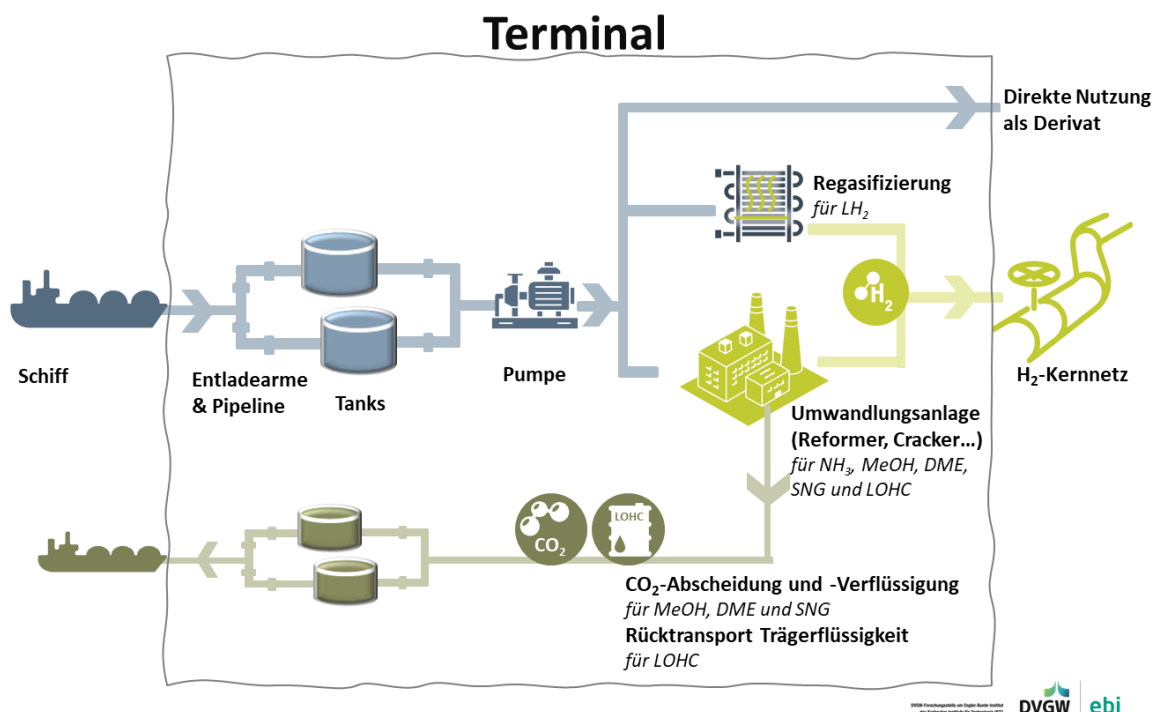


Abbildung 2: Systemgrenze (grau) der betrachteten Terminalkonzepte.

III.3.2 AP 3.2 Verfahrenstechnische Auslegung von Terminalkonzepten für verschiedene H₂-Transportvektoren

DVGW-EBI erstellt das Terminalkonzept für den Transportvektor SNG zum Import von 100 TWh H₂. Für das SNG-Terminal wurde ein verfahrenstechnisches Konzept erstellt und die Hauptkomponenten des Terminals ermittelt. Basierend auf dem Konzept konnten Prozess-Modellierungen durchgeführt werden, aus denen sich die Stoff- und Energiebilanzen ergaben. Der Flächenbedarf wurde ermittelt. Ausgehend von den Komponenten eines bestehenden LNG-Terminals konnten die Weiternutzung und der Umrüstungsbedarf für ein SNG-Terminal identifiziert werden. Die Investitionskosten wurden basierend auf den Hauptkomponenten des SNG-Terminals geschätzt.

III.3.2.1 Verfahrenstechnisches Konzept SNG

Kernstück der Anlage zur Herstellung von Wasserstoff aus SNG ist der Autotherme Reformer (ATR). In diesem wird das Methan bei über 1.000 °C und understöchiometrischer Zufuhr von Sauerstoff in ein Wasserstoff- und Kohlenmonoxid-reiches Gas gespalten (Abbildung 3). Die Anlage ist so konzipiert, dass neben SNG (reines Methan) auch LNG verarbeitet werden kann. Dazu sind vor dem ATR eine Entschwefelung sowie ein Pre-Reformer angeordnet. Letzterer dient der Spaltung höherer Kohlenwasserstoffe, wie sie im LNG vorliegen. Nach dem ATR wird in zwei Shift-Stufen Kohlenmonoxid mit Wasserdampf zu Kohlendioxid und Wasserstoff umgesetzt. Das CO₂ wird durch physikalische

Gaswäsche abgetrennt, unter Druck kalt verflüssigt, durch Destillation gereinigt und gespeichert. In einer Druckwechsel-Adsorptionsanlage (PSA)¹ wird der Wasserstoff vor der Einspeisung ins Netz fein gereinigt. Das Rückspülgas aus der PSA wird einer Feuerung zugeführt. In einer chemischen Gaswäsche wird das Kohlendioxid aus dem Feuerungsabgas abgetrennt. Dadurch wird ein CO₂-Rückgewinnungsgrad von 99 % bezogen auf die Gesamtanlage erreicht.

Das Wärmeintegrationskonzept der Gesamtanlage sieht eine Vorwärmung des Gases vor dem ATR mit abzukühlendem Prozessgas hinter dem ATR vor. Die maximale Wandtemperatur in den Wärmetauschern wird auf ca. 600 °C begrenzt, um auf den Einsatz teurer Nickelbasis-Legierungen verzichten zu können. Die Kälte des eingespeisten flüssigen Methans wird zur CO₂-Verflüssigung genutzt.

Überschüssige Wärme aus dem Prozess wird zur Produktion von überhitztem Hochdruck-Dampf genutzt. Mit diesem wird durch Turbinenantrieb der Haupt-Prozessgaskompressor betrieben. Da die Kompression des Prozessgases vor der CO₂-Abtrennung erfolgt, kann auf Kolbenverdichter zur Wasserstoffkompression verzichtet werden.

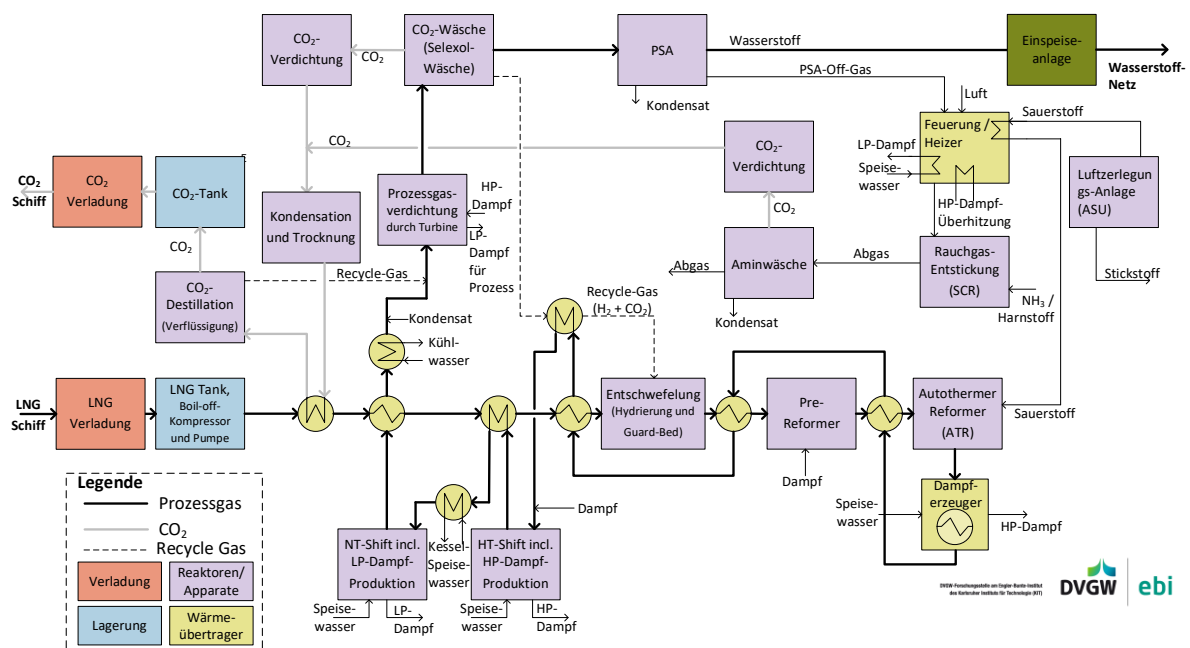


Abbildung 3 Terminalkonzept SNG

¹ In der Praxis werden PSA zur H₂-Erzeugung mit rund 30 bar betrieben. Damit liegt der übliche Betriebsdruck unterhalb den in diesem Projekt angenommenen 80 bar

III.3.2.2 Energie und Stoffbilanzen SNG

Zur Bewertung der Terminalkonzepte wird die energetische Effizienz der Terminalkonzepte der Vektoren ermittelt. Der Bilanzkreis zur Berechnung der energetischen Effizienz ist in Abbildung 4 dargestellt. Die im Terminal nicht genutzte Wärme $\dot{Q}_{\text{Wärme}}$ ist die Wärme, die bei der Umwandlung der Vektoren zu H_2 entsteht, aber nicht am Terminal genutzt werden kann. Sie ist daher nicht in der energetischen Effizienz enthalten.

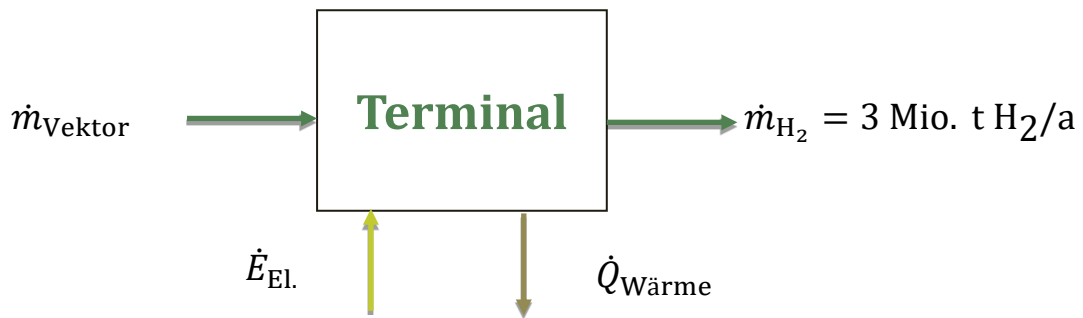


Abbildung 4 Bilanzkreis der energetischen Effizienz der Terminalkonzepte.

Die energetische Effizienz des jeweiligen Terminals η_{Terminal} wird nach Formel Gl. 1 berechnet. Die Energie, die das Terminal in Form von Wasserstoff verlässt, wird durch das Produkt aus dem Wasserstoff-Massenstrom $\dot{m}_{\text{H}_2}$ und dem Heizwert des Wasserstoffs $H_{\text{LHV},\text{H}_2}$ beschrieben. Die Energie, die in Form des Vektors benötigt wird, wird durch das Produkt des Vektor-Massenstroms $\dot{m}_{\text{Vektor}}$ und dem Heizwert des Vektors $H_{\text{LHV},\text{Vektor}}$ abgebildet. Darin enthalten ist nicht nur die nach der Reaktionsgleichung stöchiometrisch notwendige Menge des Vektors, sondern auch die Menge an Vektor, die in einigen Verfahren zur Wärmeerzeugung verwendet wird. Die Summe, der zuzuführenden elektrischen Energie z. B. für Pumpen und Verdichter ist $\sum \dot{E}_{\text{El}}$. Für die Vektoren MeOH,

$$\eta_{\text{Terminal}} = \frac{\dot{m}_{\text{H}_2} \cdot H_{\text{LHV},\text{H}_2}}{\dot{m}_{\text{Vektor}} \cdot H_{\text{LHV},\text{Vektor}} + \sum \dot{E}_{\text{El}}} \quad \text{Gl. 1}$$

SNG und DME wird außerdem der Abscheidegrad des CO_2 definiert nach Formel Gl. 2. Dieser wird aus dem Quotienten des Massenstroms des abgeschiedenen CO_2 ($\dot{m}_{\text{CO}_2,\text{abgeschieden}}$) und des CO_2 , das im Prozess entsteht ($\dot{m}_{\text{CO}_2,0}$) gebildet. Der Abscheidegrad wurde im Projekt gemeinsam auf 99 % festgelegt.

$$\text{Abscheidegrad CO}_2 = \frac{\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{abgeschieden}}}{\dot{m}_{\text{CO}_2, 0}} \quad \text{Gl. 2}$$

Die Energie-, Wärme- und Massenströme für die jeweiligen Terminalkonzepte wurden durch Modellierungen der Terminalkonzepte ermittelt.

Um 1 kg H₂ am Terminal zu erzeugen müssen 3,13 kg SNG angeliefert werden (Tabelle III-4). Stöchiometrisch werden 2 kg SNG pro kg H₂ benötigt. Die zusätzliche Menge an SNG wird zur Bereitstellung der Prozesswärme der Methanreformierung benötigt.

Der Strombedarf des SNG-Terminals beträgt 0,058 kWh el. pro kWh H₂ (H_i). Der Strombedarf entfällt hauptsächlich auf Pumpen in dem Prozess, wie die SNG-Pumpe zu Beginn des Terminalkonzeptes. Der Hauptkompressor, der das Prozessgas auf die geforderten 80 bar verdichtet wird mit Hochdruckdampf betrieben. Dieser kann aus der überschüssigen Prozesswärme der Reformierung erzeugt werden.

Die energetische Effizienz des Terminals wird nach Formel Gl. 1 berechnet und beträgt 74 %.

0,34 kWh thermische Energie fallen pro kWh H₂ (H_i) bei 3,5 bar und 148 °C am Terminal an ungenutzter Abwärme an. Diese Abwärme kann am Terminal nicht genutzt werden, aber in den Hafen oder die lokale Infrastruktur eingebunden werden. Die Nutzung dieser Abwärme würde die Effizienz des Terminalkonzeptes erhöhen.

Tabelle III-4: Bilanz der Terminalkonzepte nach Abbildung 4. *Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.*

	SNG
Vektor-Bedarf pro kg H₂ <i>in kg Vektor / kg H₂ (kg Vektor / kWh H₂ LHV)</i>	3,13 (0,1)
Spez. Strombedarf (netto) <i>in kWh el. / kWh H₂ LHV</i>	0,058
Spez. ungenutzte Abwärme <i>in kWh_{th} / kWh H₂ LHV</i>	0,34 (@3,5 bar und 148 °C)
Abscheidegrad CO₂ <i>in %</i>	99
Energetische Effizienz Terminal <i>in %</i>	74

III.3.2.3 Flächenbedarf SNG

Der Flächenbedarf der Reformierungsanlagen und Lagertanks wurde aus Gesprächen mit Partnern aus der Industrie und Satellitenbildern von existierenden Anlagen abgeschätzt (Abbildung 5). Reformierungsanlagen, die als Beispiel dienen sind der Steam-Reformer mit CCS am Port Arthur in den USA oder die Ammoniak-Anlage OCI Nitrogen in Iowa USA. Für die Reformereinheit wurde eine Fläche von 100 m x 150 m angenommen. Eine Reformereinheit hat eine Kapazität von rund 500 t H₂/d. Die LNG-Lagertanks haben einen Durchmesser von 85 m und einer Fläche um die Tanks von 140 m x 140 m. Als Beispiel wurden LNG-Lagertanks in europäischen Häfen wie Rotterdam verwendet. Die Lagertanks haben ein Fassungsvermögen von 165.000 m³ LNG. Zur Lagerung von CO₂ wurden Kugeltanks mit einem Durchmesser von 37 m angenommen, die eine Fläche von rund 70 m x 70 m umgibt. Die CO₂-Kugeltanks haben ein Fassungsvermögen von rund 27.000 m³ CO₂. Zusätzlicher Platzbedarf wurden für Infrastruktur, Einspeisestation, LKW-Verladung und Betriebsgebäude berücksichtigt. Zwischen den einzelnen Anlagen und Lagertanks wurde Platz für Betriebswege und -straßen berücksichtigt.

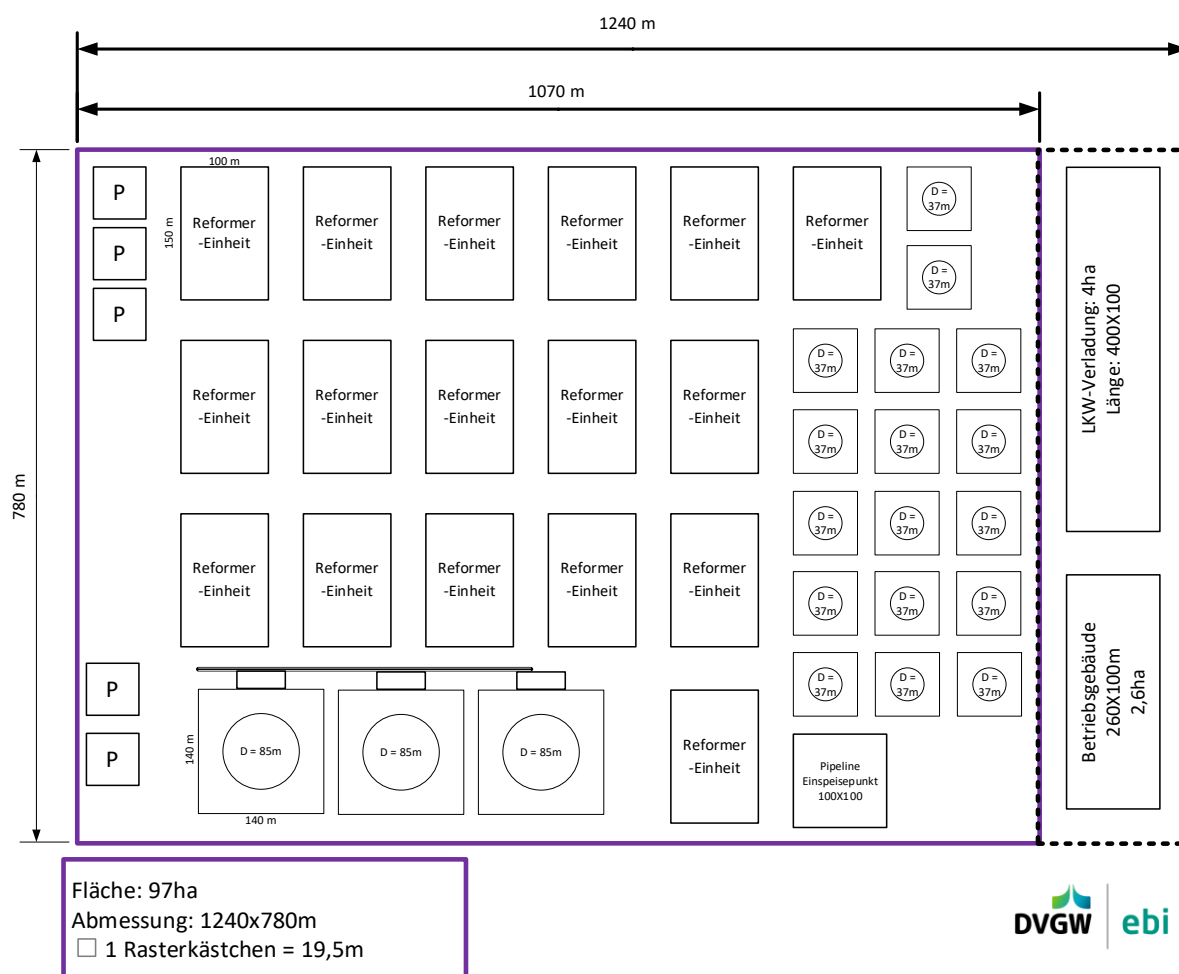


Abbildung 5: Flächenbedarf Terminalkonzept SNG.

Der Flächenbedarf des SNG Terminals beträgt 97 ha. Ein konventionelles LNG-Terminal weist eine Fläche von 5 - 15 ha auf. Der zusätzliche Platzbedarf ist auf die benötigten Flächen für die Reformierungseinheiten und zusätzlich benötigten Lagertanks für SNG und CO₂ zurückzuführen.

III.3.2.4 Weiternutzung und Umrüstung SNG

Die Hauptkomponenten eines LNG-Terminals wurden in AP 2 definiert und die Materialverträglichkeiten in AP 4 analysiert. Da LNG überwiegend aus Methan besteht (> 95 %) lassen sich fast alle Komponenten ohne Umrüstung weiterverwenden. In

Tabelle III-5 ist die Umrüstbarkeit der Anlagenkomponenten eines konventionellen LNG-Terminals dargestellt.

Die Rohrleitungen und Ladearme am Jetty können weiterverwendet werden. Ebenso kann SNG in dem LNG-Tank samt Boil-Off-Gas-Management ohne Umrüstungen verwendet werden. LNG-Tanks eignen sich allerdings nicht zur Lagerung von CO₂, da dieses unter Druck (7 bar, -55 °C) gelagert wird und LNG-Tanks in der Regel drucklos ausgeführt sind. Die LNG Pumpe kann ebenfalls zum Pumpen von SNG verwendet werden. Hier muss lediglich der geänderte Zieldruck (80 bar für konventionelle Terminals, 30 bar für SNG-Reformierung) beachtet werden. Die Instrumente und Kontrolleinrichtungen können für die Lagerung weiterverwendet werden, müssen aber um Instrumente, Kontrolleinrichtungen und Sicherheitssysteme für die Reformierungsanlagen und CO₂-Lagerung ergänzt werden. Die LNG-Regasifizierungsanlage kann theoretisch ohne Umrüstung für SNG verwendet werden, allerdings sieht das zuvor diskutierte Terminalkonzept eine Wärmekopplung der SNG-Regasifizierung und CO₂-Verflüssigung vor. Die vorhandene Regasifizierungsanlage ist in diesem Fall überflüssig.

Tabelle III-5: Umrüstbarkeit der Anlagenkomponenten eines konventionellen LNG-Terminals.

		SNG
Anleger	Anleger	
	Ladearme	
	Jetty (Steg)	
LNG-Tank	LNG Tank	
	Tankanschluss	
	Niederdruckpumpe	
BOG Management	BOG-Kompressor	
	Re-Kondenser	
LNG-Pumpe	LNG-Pumpe	
Regasifizierung	Verdampfer	
Rohrleitungen	Rohrleitungen	
Instrumentierung, Kontroll- und Steuerungssystem	Instrumentierung, Kontroll- und Steuerungssystem	
Sicherheitssystem	Sicherheitssystem Leckagedetektion	

Legende:

Ohne Umrüstung verwendbar	Mit Umrüstung verwendbar	Keine Umrüstung möglich, Bau H ₂ - ready möglich	Keine Umrüstung möglich, Bau nicht H ₂ -ready möglich à Neubau	Komponente wird nicht benötigt

III.3.2.5 Investitionskosten SNG

Die Investitionen, die für die verschiedenen Terminalkonzepte notwendig sind, wurden basierend auf den zuvor erstellten Verfahrenskonzepten durchgeführt. In diesen wurden die notwendigen Hauptkomponenten definiert. Für die Kostenschätzung wurden die Kosten dieser Hauptkomponenten ermittelt. Die Investitionskosten basieren zum einen aus Berechnungen nach [12] und Gesprächen mit

Partnern und Kontakten aus der Industrie. Zur Berechnung des CAPEX wurde in diesem Projekt die Strukturmethode, auch Faktoren-Methode genannt, verwendet. Sie basieren darauf, die Gesamtkosten einer Anlage abzuschätzen, indem die Investitionskosten für die Hauptausrüstung (z. B. Reaktoren, Kolonnen) mit einem Faktor multipliziert werden. Dieser Faktor berücksichtigt die Kosten für Peripherie und Infrastruktur (wie Rohrleitungen, Instrumentierung, Gebäude und Montage). In dieser Studie wurden die Faktoren nach Lang angewandt. Die verwendeten Lang-Faktoren wurden projektintern abgestimmt und sind in Tabelle III-6 dargestellt. Die Kostenschätzung befindet sich nach AACE [13] in der Klasse 5 mit einer erwarteten Genauigkeit von -20 % bis -50 % und +30 % bis +100 %.

Tabelle III-6: In der Investitionskostenschätzung verwendeten Lang-Faktoren. Die Faktoren wurden nach Absprache im Konsortium festgelegt.

	Lang-Faktor
Reaktoren und Wärmeübertrager	5,93
Große Anlagen und Package Units	1,3
Elektrische Anlagen (Kompressoren usw.)	2,67

Die spezifischen CAPEX in €/kW H₂ der Prozessschritte Anlanden, Lagerung, Umwandlung und Einspeisung sind in Tabelle III-7 aufgeführt. Die Kosten für die Anlandung umfassen Jetty und Anleger und belaufen sich auf 18 €/kW H₂. Die Lagerung von SNG und CO₂ benötigt Investitionen von 130 €/kW H₂. Die 17 Reformierungsanlagen kosten 677 €/kW H₂. Die Einspeisung fällt mit 1 €/kW H₂ im Vergleich zu den Gesamtkosten von 825 €/kW H₂ nicht ins Gewicht.

Tabelle III-7: Spezifische Investitionskosten des Terminalneubaus für alle Vektoren.

€/kW H ₂	SNG
Anlandung	18
Lagerung (Vektor und CO₂)	130
Umwandlung	677
Einspeisung	1
Summe	825

III.3.3 AP 3.3 Umsetzungsaspekte für verschiedene Terminalkonzepte

Während der Projektlaufzeit stand das AP 3 im kontinuierlichen Austausch mit den anderen Arbeitspaketen. DVGW-EBI koordinierte diesen Austausch und übernahm die Kommunikation zwischen den APs für AP 3.

Im Engen Austausch mit AP 6 wurden genehmigungsrechtliche und regulatorische Aspekte der Terminalkonzepte geklärt. Die Ergebnisse wurden unter anderem in der Studie „Rechtliche Aspekte der Umrüstung von LNG-Terminals auf Wasserstofftransportvektoren“ (Stand 05/25 in Veröffentlichungsprozess) festgehalten. Gemeinsam wurden die Systemgrenzen der Terminalkonzepte definiert, stoffliche Eigenschaften und Fakten zur Lagerung abgestimmt.

Um die Systemgrenzen in AP 3 (Abbildung 2) zu definieren fand eine Abstimmung mit AP 7 statt, in dem offenen Fragen zwischen den APs geklärt werden konnten.

Nach Abstimmungen mit AP 8 wurde festgehalten, dass Terminalkonzepte zur Bereitstellung von 100 TWh H₂ LHV (basierend auf einem Referenzterminal mit einem Volumenstrom von $10 \cdot 10^9 \text{ m}^3 \text{ CH}_4$) betrachtet werden.

Im Rahmen der Prozessmodellierungen wurde auch eine detaillierte Betrachtung der Wärmeintegration durchgeführt. Für das SNG-Konzept wurde ein Abwärmepotenzial von 0,34 kWh therm. / kWh H₂ LHV (@3,5 bar und 148 °C) ausgewiesen. Diese Abwärme kann lokal am Hafen, aber auch in Nah- und Fernwärmenetzen genutzt werden. Durch die Nutzung der Abwärme kann der Ausnutzungsgrad des Terminalkonzeptes gesteigert werden. Um eine Vergleichbarkeit zwischen den verschiedenen Terminalkonzepten zu gewährleisten und eine Standort-Unabhängigkeit sicher zu stellen, wurde zur Berechnung der Effizienz der Terminalkonzepten keine Abwärmepotenziale berücksichtigt.

III.4 Techno-ökonomische Betrachtung der Prozessketten, Weiternutzungsszenarien (AP 8)

Ziel des Arbeitspakets ist die techno-ökonomische und ökologische Bewertung der betrachteten H₂-Transportvektoren und -importrouten. DVGW-EBI übernahm in AP 8 die Leitung des Unterarbeitspakets AP 8.2 (CO₂-Management beim Import von SNG, DME und MeOH) und unterstützte das Fraunhofer ISE in den Arbeitspaketen AP 8.3 und AP 8.4 bei der Durchführung der techno-ökonomischen Analyse und der Ökobilanz (LCA) durch die Bereitstellung der relevanten Parameter und Ergebnisse zu den analysierten CO₂-Prozessketten. Abbildung 6 veranschaulicht am Beispiel von SNG den übergeordneten Bilanzraum des Projekts LNG2Hydrogen und hebt die von DVGW-EBI im Rahmen von AP 8 betrachteten Prozessschritte hervor. Die grau hinterlegten Prozesse befinden sich außerhalb des Bilanzraums von DVGW-EBI oder werden im Rahmen von anderen Arbeitspaketen behandelt. Dies beinhaltet mit der Verflüssigung und der CO₂-Abscheidung auch Teile des CO₂-Managements, die aufgrund der Integration dieser Anlagen in die Terminalkonzepte innerhalb von AP 3 ausgelegt wurden (s. Abschnitt III.3).

Ergänzend zu den übergeordneten „Terminal-zu-Terminal“-Konzepten, die den CO₂-Transport per CO₂-Tankschiff zwischen dem Import- und dem Exportterminal sowie die dazugehörige Infrastruktur adressieren, wurden auch CO₂-Transportoptionen auf nationaler Ebene untersucht. Hierzu zählen der Transport per Pipeline sowie der Transport per Schiene und Straße. Diese Transportoptionen sind dann relevant, wenn durch die Weiternutzung der Derivate im Importland das CO₂ direkt bei den Endnutzern abgeschieden und anschließend in bestehende Kreislaufkonzepte integriert oder zu entsprechenden Endlagerstätten transportiert werden soll. Darüber hinaus können diese Transportmittel auch beim Weitertransport des CO₂ hin zu den entsprechenden Syntheseeinrichtungen relevant sein. Die Analyse der Transportoptionen für „Weiternutzungsszenarien“ erfolgte ergänzend zu den Terminal-zu-Terminal-Untersuchungen.

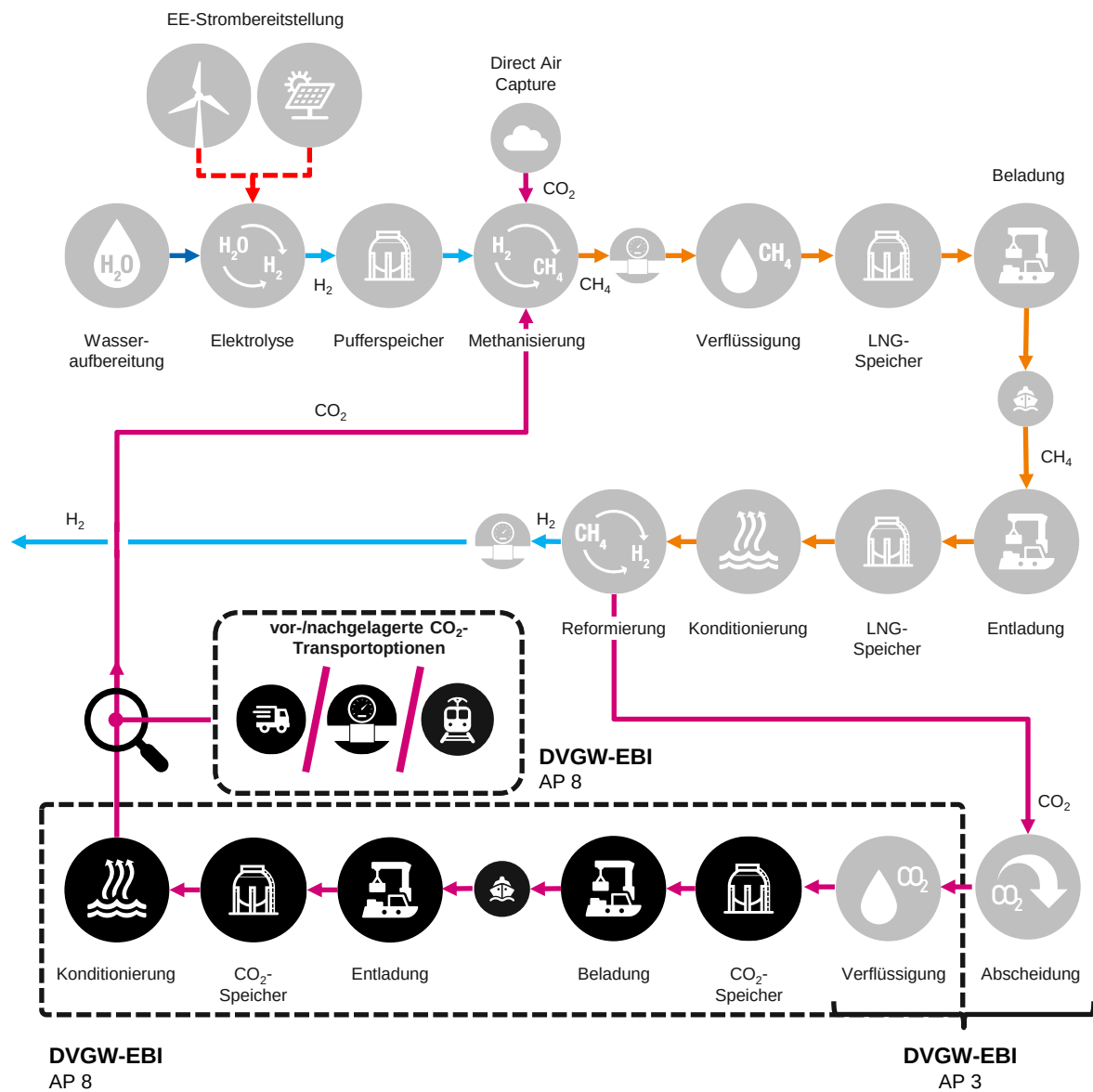
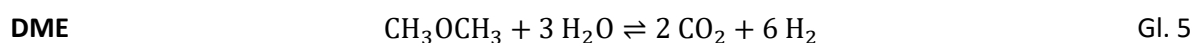
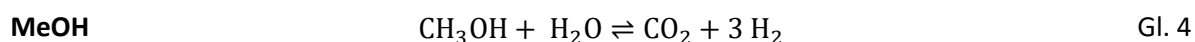
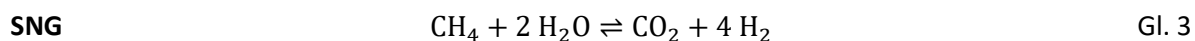


Abbildung 6: Bilanzraum für das CO₂-Management am Beispiel der LSNG-Bereitstellungskette.

III.4.1 AP 8.2 CO₂-Management bei dem Import von SNG, DME und MeOH

Die Wasserstoffderivate Synthetic Natural Gas (SNG), Methanol (MeOH) und Dimethylether (DME) unterscheiden sich grundlegend von den übrigen im Projekt LNG2Hydrogen betrachteten Derivaten bzw. Transportvektoren, da sie neben Wasserstoff (H₂) auch Kohlenstoff (C) enthalten. Dieser fungiert, je nach Molekül zusammen mit Sauerstoff oder allein, als Träger für den Wasserstoff. Folglich wird für die Herstellung dieser drei Derivate neben grünem Wasserstoff auch Kohlenstoffdioxid (CO₂) benötigt. Entsprechend wird bei der Rückumwandlung der Derivate, also bei der Bereitstellung des Wasserstoffs, CO₂ freigesetzt. In Gleichung Gl. 3 ist die Gesamtreaktionsgleichung des Autotherm-Reformings mit anschließendem Wassergas-Shift aufgeführt. Gleichung Gl. 4 zeigt die Methanol-Reformierung und Gleichung Gl. 5 die Gesamtreaktion für die DME Hydrierung mit anschließender Methanol-Reformierung. Diese drei Reaktionsgleichungen beschreiben von links nach rechts gelesen den Weg vom Derivat zurück zum Wasserstoff. Von rechts nach links gelesen zeigen sie die Rolle von CO₂ als Einsatzstoff. Für die Herstellung von einem Mol DME müssen demnach zwei Mol CO₂ bereitgestellt werden, da jedes DME Molekül zwei Kohlenstoffatome enthält. SNG und MeOH benötigen jeweils nur ein Mol CO₂.



Nach der Dehydrierung gibt es in der Regel wenig weitere Verwendungsmöglichkeiten für das verbleibende CO₂. Gleichzeitig wird CO₂ in großen Mengen am Herstellungsort für die Derivate-Synthesen benötigt. Daher erscheint es sowohl aus ökonomischer, als auch aus ökologischer Sicht sinnvoll Konzepte für eine CO₂-Rückführung vom Abtrennungsort im Importland hin zur Derivate-Herstellung im Exportland auszuarbeiten [14]. Das am Terminal abgetrennte CO₂ wird dadurch Teil eines geschlossenen Kreislaufrs (Closed Carbon Loop). In Abbildung 6 wird beispielhaft anhand des Wasserstoff-Derivats SNG gezeigt, wie ausgehend von der Methanisierung, das verflüssigte SNG (Liquefied SNG, LSNG) über das Export-Terminal in das Importland transportiert und reformiert wird. Gleichzeitig nimmt das nach der Reformierung abgeschiedene CO₂ den entgegengesetzten Weg zurück zum Standort der Syntheseanlage. Im Idealfall deckt die im Importland abgeschiedene CO₂-Menge den Bedarf der Derivat-Produktion im Exportland. In der Realität ist entlang der gesamten Transportkette und insbesondere bei der CO₂-Abscheidung mit Verlusten zu rechnen [15]. Um diese zu kompensieren, ist der Einsatz von Direct Air Capture (DAC)-Anlagen erforderlich, die zusätzliches CO₂ aus der Umgebungsluft bereitstellen und der Derivat-Synthese zuführen.

Abbildung 7 zeigt die CO₂-Mengen, die für die drei betrachteten Derivate pro Jahr am Importterminal anfallen. Die Mengen ergeben sich durch die im Rahmen von AP 3 festgelegte Import-Terminalgröße von 100 TWh (LHV) Wasserstoff frei Einspeisepunkt (s. Abschnitt III.3.1). Die Unterschiede sind auf die jeweilige molekulare Zusammensetzung der betrachteten Derivate zurückzuführen. Während SNG und Methanol (MeOH) ein vergleichbares H₂/CO₂-Verhältnis aufweisen (etwa 0,117 bei SNG und 0,111 bei MeOH, siehe Tabelle III-8), liegt dieses Verhältnis bei Dimethylether (DME) mit 0,137 deutlich höher. Dies führt dazu, dass im DME-Szenario mit 18,44 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr der geringste CO₂-Transportbedarf entsteht – im Vergleich zu 21,55 Mio. t CO₂/a (SNG) bzw. 22,76 Mio. t CO₂/a (MeOH). Ein höheres H₂/CO₂-Verhältnis bedeutet prozesstechnisch, dass bei gleicher Zielmenge an Wasserstoff weniger CO₂ anfällt. Dies stellt im Hinblick auf die CO₂-Transportinfrastruktur einen Vorteil des DME-Derivats gegenüber den beiden anderen kohlenstoffbasierten Wasserstoffderivaten dar.

Tabelle III-8: Massenbezogene, prozesstechnische Verhältnisse zwischen Derivat, CO₂ und H₂

Derivat	CO ₂ /Derivat in g/kg	H ₂ /Derivat in g/kg	H ₂ /CO ₂ in kg/kg
SNG	2,741	0,320	0,117
MeOH	1,345	0,150	0,111
DME	1,913	0,263	0,137

Zur Einordnung des jährlichen CO₂-Transportbedarfs, der sich aus dem in LNG2Hydrogen betrachteten H₂-Import-Szenario ergibt, wird auf eine Studie des Vereins Deutscher Zementwerke (VDZ) verwiesen. [16]. In dieser Studie wird das CO₂-Transportaufkommen in Deutschland durch die Abtrennung unvermeidbarer CO₂-Emissionen aus der Zement- und Kalkindustrie sowie der Abfallwirtschaft bis 2045 auf 35 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr geschätzt. Die im Rahmen von LNG2Hydrogen abgetrennten CO₂-Mengen entsprechen damit etwa 53 - 65 % des für Deutschland prognostizierten CO₂-Aufkommens aus Carbon Capture-Aktivitäten in der Zement-, Kalk- und Abfallwirtschaft.

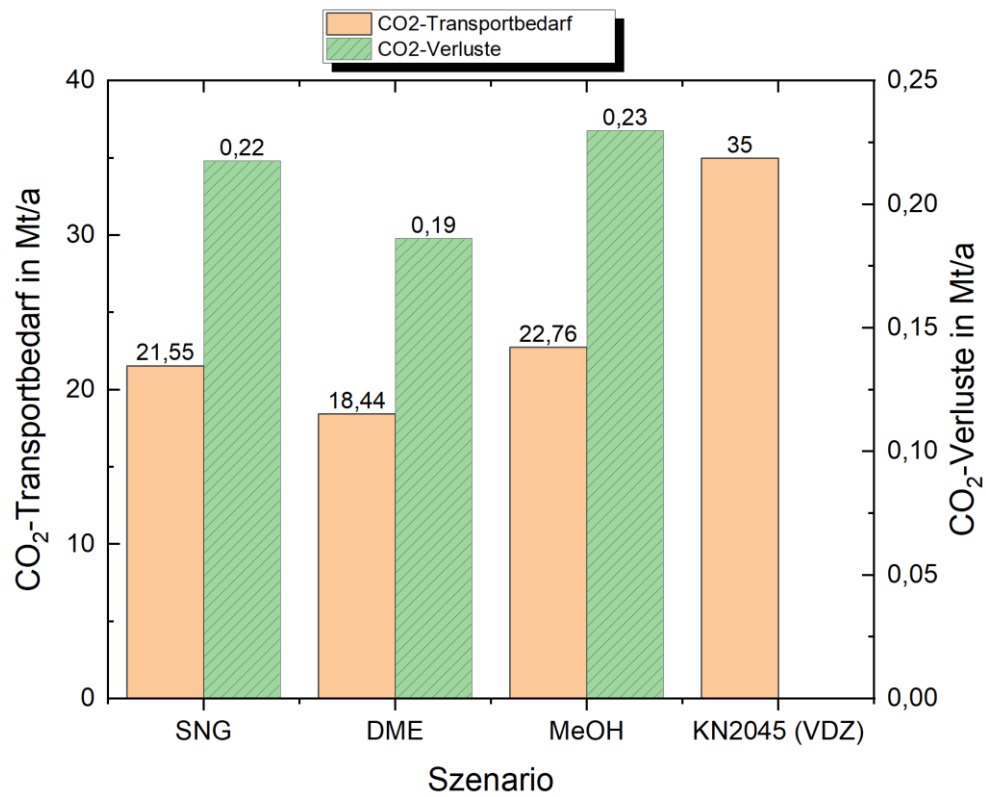


Abbildung 7: CO₂-Transportbedarf für SNG, DME und MeOH im betrachteten H₂-Importszenario im Vergleich zum CO₂-Transportaufkommen in Deutschland im Jahr 2045 durch die Abtrennung unvermeidbarer CO₂-Emissionen aus der Zement-, Kalk- und Abfallwirtschaft [16].

III.4.1.1 Transportrelevante Eigenschaften von CO₂

Der Transport von CO₂ kann mit verschiedenen Transportmitteln, ggf. auch kombiniert, erfolgen. Die wesentlichen Faktoren für die Wahl des Transportmittels sind die zu überbrückende Transportdistanz, die zu transportierenden CO₂-Mengen sowie deren Kontinuität. Während Pipelines für große, kontinuierlich anfallende Mengen und mittlere Entfernungen als kostengünstigste Lösung gelten [17], kommen bei mittleren bis großen Entfernungen auch Schiffe in Frage [18], die im Vergleich zu Pipelines eine höhere Flexibilität bieten und den Transport über internationale Gewässer ermöglichen. Daneben gibt es noch den Schienen- und Straßentransport, die jedoch vor allem beim Transport kleinerer Volumina auf nationaler Ebene eine Rolle spielen. Die verschiedenen Transportmittel unterscheiden sich hinsichtlich der zugrundeliegenden Transportbedingungen und der erforderlichen Transportinfrastruktur. Abbildung 8 zeigt die typischen Betriebsfenster der CO₂-Transportmittel im Phasendiagramm.

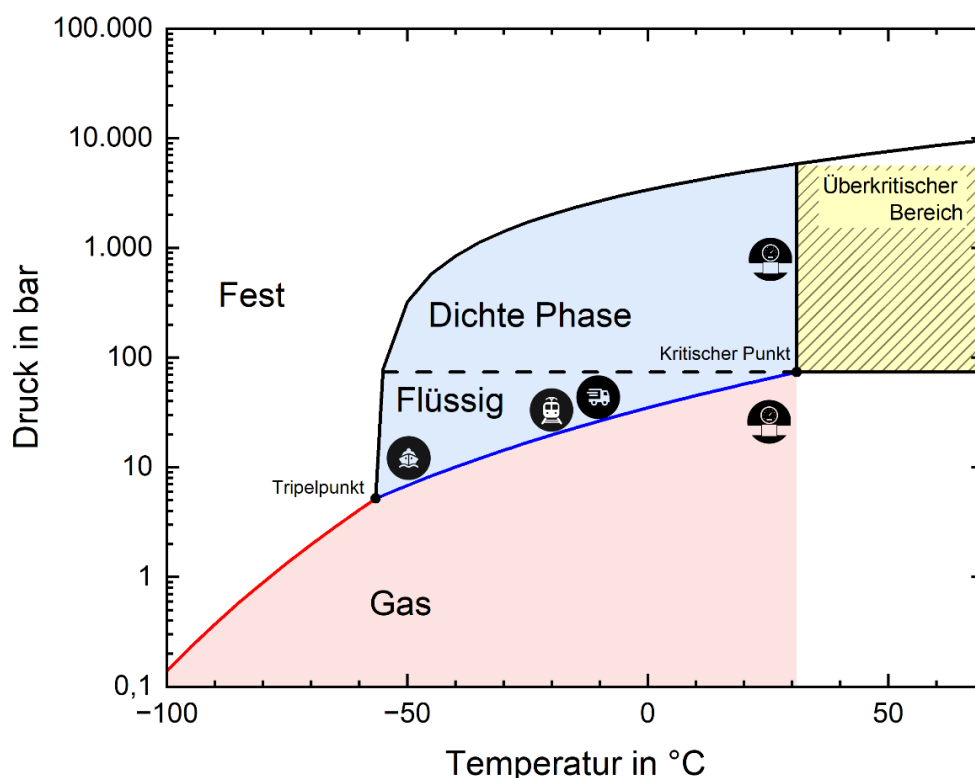


Abbildung 8: Typische Transportbedingungen für CO₂ für unterschiedliche Transportmittel Stoffdaten nach [19].

Unter Umgebungsbedingungen ist CO_2 ein farbloses, geruchloses und nicht brennbares Gas. Entsprechend seiner molaren Masse von 44 g/mol ist es schwerer als Luft ($\approx 28,8$ g/mol). Im Vergleich zu anderen Gasen weist CO_2 ein außergewöhnliches Phasenverhalten auf. Wie aus dem Phasendiagramm in Abbildung 8 hervorgeht, hat CO_2 bei Umgebungsdruck keinen Schmelz- oder Siedepunkt, sondern liegt entweder gasförmig oder bei Temperaturen unterhalb von $-78,5^\circ\text{C}$ als Feststoff in Form von Trockeneis vor. Erst bei Drücken oberhalb des Tripeldrucks von 5,18 bar liegt CO_2 in der flüssigen Phase vor. Bei Raumtemperatur wäre beispielsweise ein Druck von 59 bar erforderlich, um CO_2 zu verflüssigen. Neben dem bemerkenswerten Phasenverhalten verfügt CO_2 auch über einen ausgeprägten Joule-Thomson-Effekt, wodurch ein plötzlicher Druckabfall ausgehend von der flüssigen Phase zu sehr tiefen Temperaturen und damit auch zu Trockeneisbildung führen kann, was insbesondere an Ventilen, Kompressoren oder bei Leckagen zu Problemen führen kann (z. B. durch Verblocken oder Spröbruch). Tabelle III-9 fasst die wichtigsten Stoffeigenschaften von CO_2 zusammen.

Tabelle III-9: Ausgewählte Stoffeigenschaften von CO_2 [19].

Stoffeigenschaft	Wert
Molare Masse	44,0095 kg/kmol
Kritischer Druck	73,77 bar
Kritische Temperatur	30,98 °C
Kritische Dichte	467,6 kg/m ³
Tripelpunktdruck	5,18 bar
Tripelpunkttemperatur	-56,56 °C
Gasdichte (bei 0 °C und 1.013 bar)	1,977 kg/m ³
Flüssigkeitsdichte (bei -20 °C und 19,7 bar)	1032 kg/m ³

Abbildung 9 zeigt die Dichte von CO_2 in Abhängigkeit des Drucks für unterschiedliche, transportrelevante Temperaturbereiche.

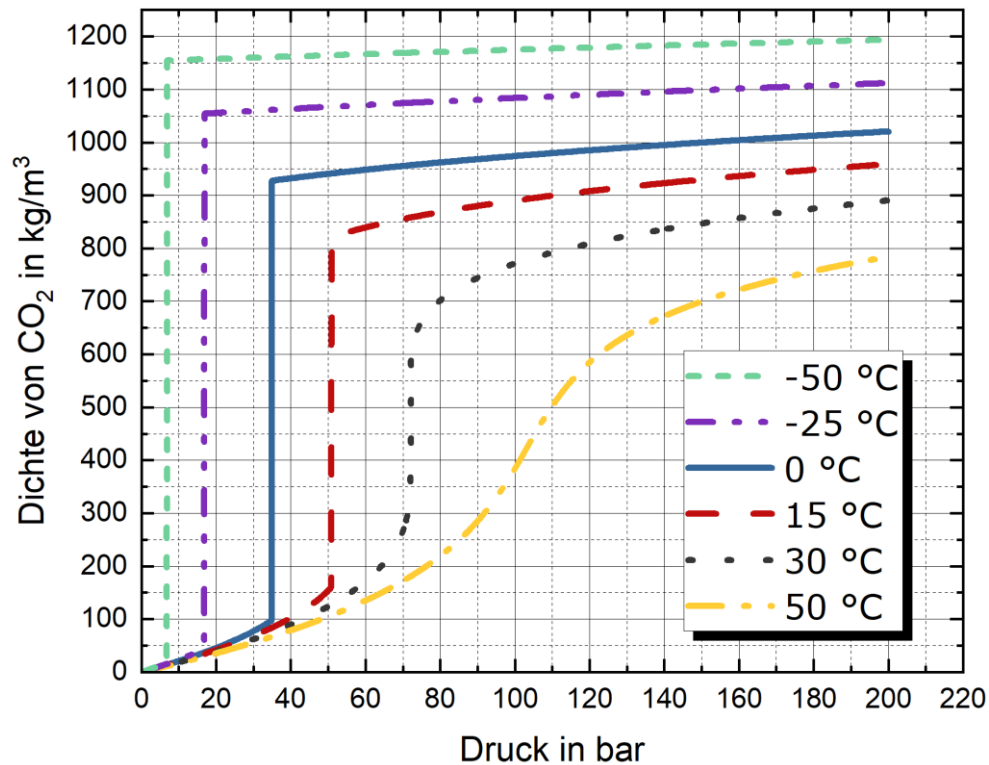


Abbildung 9: Dichte von CO₂ in Abhängigkeit von Druck und Temperatur. Eigene Darstellung. Stoffdaten nach [19].

Für den Transport von Gasen werden aus Gründen der Volumen- und damit der Kosteneffizienz hohe Transportdichten bevorzugt. In Anbetracht der in Abbildung 9 gezeigten Abhängigkeit der Dichte von Druck und Temperatur ergeben sich aus rein physikalischer Sicht dadurch drei mögliche Transportbedingungen für den Transport von CO₂:

- Transport bei Umgebungstemperatur (0 bis 10 °C) und hohem Druck (> 35 bar)
- Transport bei niedrigen Temperaturen (-20 bis -30 °C) und moderatem Druck (10 bis 30 bar)
- Transport nahe des Tripelpunkts (-45 bis -55 °C, 6 bis 10 bar)

Eine Herausforderung beim Transport von CO₂ stellt aufgrund der Lage des kritischen Punkts und des Tripelpunkts, die sich jeweils nahe an den typischen Transportbedingungen befinden, die Möglichkeit von Phasenwechseln dar. Die damit verbundenen Dichteänderungen können u.a. zu Druckschwankungen und damit zu Schäden innerhalb der Transportinfrastruktur oder zu sicherheitsrelevanten Zwischenfällen führen und müssen vermieden werden [17]. Daher muss bei der Auslegung von Pipelines und Speichertanks ein besonderes Augenmerk auf die Druck- und Temperaturüberwachung gelegt werden [17, 20, 21].

Eine weitere Besonderheit von CO₂ ist der starke Einfluss von Verunreinigungen auf die Fluideigenschaften [22, 23]. Demnach bildet sich in Anwesenheit von Verunreinigungen ein Zwei-Phasen-Gebiet aus, welches sich mit steigendem Anteil an Verunreinigungen ausweitet und u.a. den erforderlichen Mindestdruck zur Vermeidung von Phasenwechseln erhöht. Insbesondere Wasserstoff und Stickoxide haben einen großen Einfluss auf die Größe des entstehenden Zwei-Phasen Gebiets [17]. Gleichzeitig vermindern Verunreinigungen auch die Transportkapazität und verursachen höhere Transportkosten [24, 25]. Herausfordernd ist zudem das Korrosionsverhalten und die Hydratbildung in Anwesenheit von Wasser [17, 25], weshalb die Trocknung ein zentraler Aspekt bei der Konditionierung darstellt [25].

III.4.1.2 Terminal-zu-Terminal-Transport

Der Transport von CO₂ per (Übersee-)Schiff ist seit Jahrzehnten industrielle Praxis. Dabei transportieren Schiffe flüssiges CO₂ in Lebensmittelqualität von großen Punktquellen, wie z.B. Ammoniakanlagen, zu Verteilerterminals an der Küste. Von dort gelangt das CO₂ per Lkw zu den Endabnehmern [26]. Der CO₂-Handel in Europa beläuft sich (Stand: 2020) auf ca. 3 Mio. Tonnen pro Jahr, wovon ca. 2 Mio. Tonnen auf die Lebensmittel- und Getränkeindustrie entfallen [22]. Entsprechend überschaubar ist die bestehende Flotte an CO₂-Tankschiffen. Im Jahr 2022 waren lediglich vier kleinere CO₂-Carrier für die Belieferung von Industriekunden in Nordeuropa im Einsatz [27]. Mit Kapazitäten von 1.200 bis 1.800 Tonnen CO₂ sind diese Schiffe im Vergleich zu den Transportvolumina, die im Rahmen des CCS/CCU-Rollouts benötigt werden, deutlich unterdimensioniert.

Das weltweit erste speziell für den CO₂-Transport konzipierte Schiff, die CORAL CARBONIC, wurde von der friesischen Werft Welgelegen in den Niederlanden nach dem Vorbild gängiger LPG-Tanker gebaut und 1999 vom Stapel gelassen [28]. Heute ist der CO₂-Tanker unter dem Namen „Helle“ unter norwegischer Flagge für Nippon Gases im Einsatz. Das Schiff verfügt über einen zylindrischen Typ C Drucktank mit einem Innendurchmesser von 6.400 mm und einer Länge von 40.182 mm [28]. Das Fassungsvermögen beträgt 1.250 m³, was einer Kapazität von 1400 Tonnen CO₂ entspricht [28]. Der Tank ist für einen maximalen Betriebsdruck von 18 bar ausgelegt und ruht auf je einem festen und einem verschiebbaren Tanksattel, um thermische Ausdehnung oder Kontraktion zu ermöglichen. Da das CO₂ bei Temperaturen zwischen - 20 bis - 30 °C transportiert wird, ist der Tank zur Minimierung des Wärmeeintrags und der damit verbundenen Boil-off-Gasbildung mit einer 150 mm dicken Polyurethanschaum-Isolierung ummantelt [29].

Mit dem in jüngster Vergangenheit steigenden Interesse an CCS-Projekten und der damit verbundenen Endlagerung von CO₂ in Offshore-Speicherstätten ist ein deutlicher Entwicklungssprung hin zu größeren CO₂-Carriern zu verzeichnen. So wurde in Japan im Jahr 2022 das Demonstrationsschiff „EXCOOL“ fertiggestellt, das CO₂ sowohl unter Mitteldruck- (20 bar, -20 °C), als auch unter Niederdruckbedingungen (-50 °C, 7 bar) bei einer Transportkapazität von 1.450 m³ transportieren kann [30]. Derzeit ist im Rahmen von „Northern Lights“ der Einsatz von vier CO₂-Transportschiffen vorgesehen. Die Schiffe zählen zu den ersten speziell für den CCS-Einsatzbereich entworfenen Schiffen. Zwei der Schiffe, die „Northern Pioneer“ und die „Northern Pathfinder“ wurden 2024 fertiggestellt [31, 32]. Zwei weitere CO₂-Carrier befinden sich derzeit im Bau [33]. Die Schiffe verfügen über eine Speicherkapazität von 7.500 m³, aufgeteilt auf jeweils zwei zylindrische Typ C Drucktanks [34]. Die Tanks sind auf eine minimale Temperatur von - 35°C und einem maximalen Druck von 19 bar ausgelegt [34]. Zur Minimierung des wirtschaftlichen Risikos wurde für die Konzeptionierung der Schiffe überwiegend auf bekannte Technologien aus dem LPG-Bereich zurückgegriffen und diese auf die CO₂-Transportbedingungen angepasst [35].

>Exkurs: Northern Lights

Northern Lights ist ein Gemeinschaftsunternehmen von Equinor, Shell und Total Energies und Teil des norwegischen „Longship“ CCS-Projekts, das von der norwegischen Regierung mit dem Ziel initiiert wurde, CO₂-Abscheidung, -Transport und -Speicherung im industriellen Maßstab zu demonstrieren. Das aus mehreren industriellen Quellen abgeschiedene CO₂ wird dabei per CO₂-Tankschiff zum Onshore-Empfangsterminal in Øygarden transportiert und von dort aus über eine Offshore-Pipeline zu der Offshore Speicherstätte in der Nordsee transportiert, wo es sicher und dauerhaft gelagert wird. Die erste Phase des Projekts startet im Sommer 2025 und stellt eine Speicherkapazität von 1,5 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr bereit. Phase 2 beginnt im Jahr 2028 und erweitert die Speicherkapazität um weitere 3,5 Millionen Tonnen auf insgesamt 5 Millionen Tonnen CO₂. <

Neue Speichertankkonzepte für den Transport von größeren CO₂-Volumina setzen zunehmend auf den Transport in sog. Niederdruck-Speichertanks, die aufgrund des niedrigeren Drucks geringere Wandstärken und damit ein höheres Transportvolumen pro Tank ermöglichen. Für die Jahre 2025 und 2026 wurden von Capital Maritime zwei Niederdruck CO₂-Carrier mit einer Kapazität von 22.000 m³ angekündigt [23, 36]. Die Speichertanks sind auf eine Temperatur von - 55 °C ausgelegt [36]. Auch andere Schiffsbauer und Zulieferer wie z. B. TGE Marine, Hyundai Heavy Industries und Korea Shipbuilding & Offshore Engineering (KSOE) arbeiten an Niederdruck- Tanksystemen für Large Scale CO₂-Carrier mit Kapazitäten von 40.000 bis zu 80.000 m³ [24, 26, 37–40]. Die Tankschiffe werden häufig so designt, dass diese neben CO₂ auch für den Einsatz von Ammoniak und LPG eingesetzt werden können, um insbesondere in der Hochlaufphase das wirtschaftliche Risiko zu minimieren und den Wiederverkaufswert der Schiffe zu erhöhen. Die Tanksystem-Konzepte sind in der Regel auf Drücke von 6 - 9 bar und Temperaturen von - 50 °C ausgelegt, sodass das CO₂ beim Transport nahe des Tripelpunkts gespeichert wird.

Ein alternativer Ansatz zu Nieder- und Mitteldrucktanksystemen wurde 2023 im Rahmen einer Konzeptstudie von Knutsen NYK Carbon Carriers (KNCC) vorgestellt. Dieses Konzept basiert auf dem Transport von CO₂ unter hohem Druck (35 bis 45 bar) und bei Temperaturen von 0 bis 10 °C [41, 42]. Statt in großen Tanks wird das CO₂ in Bündeln von vertikal gestapelten Druckzylindern gespeichert [43]. Das Konzept basiert auf den Prinzipien des Transports von komprimiertem Erdgas (CNG) und hat am 9. Juni 2023 von DNV ein "General Approval for Ship Application" (GASA) Zertifikat erhalten [41].

Abbildung 10 gibt einen Überblick über die Kapazitäten aktueller und zukünftig geplanter CO₂-Carrier sowie von bisher veröffentlichten Konzeptstudien.

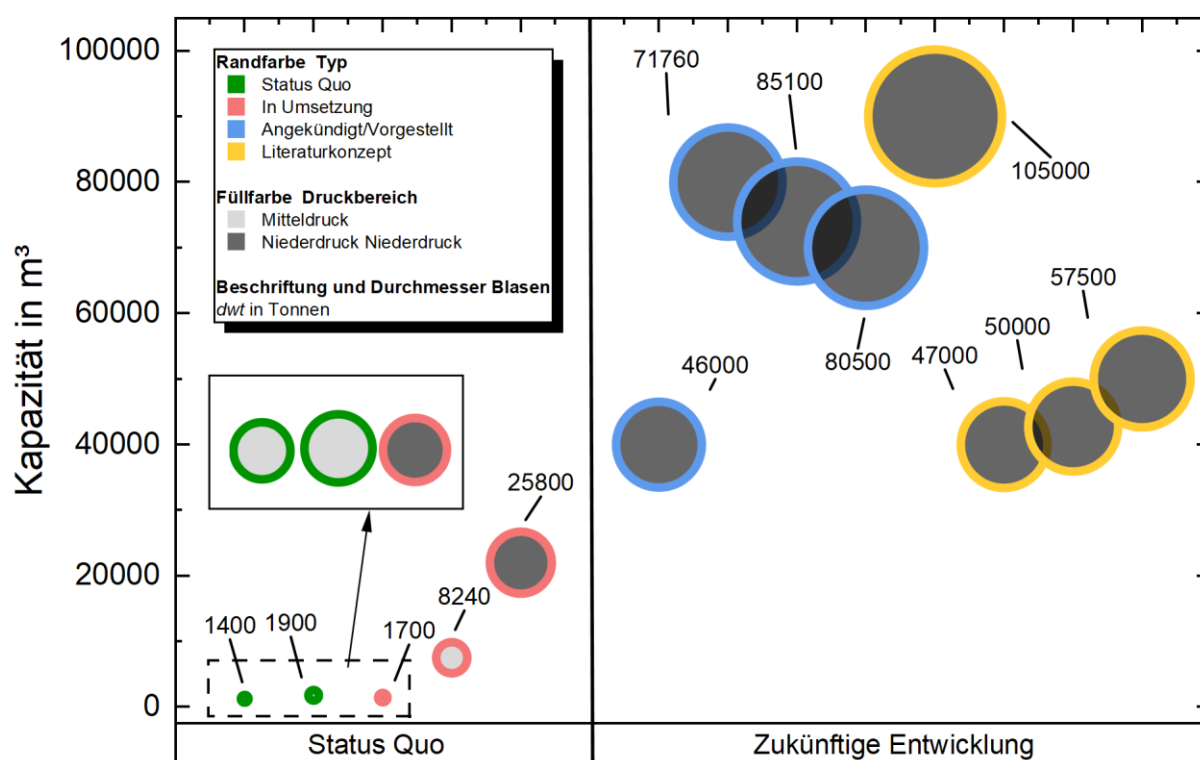


Abbildung 10: Transportkapazitäten aktueller und zukünftiger CO₂-Tankschiffe. Eigene Auswertung basierend auf Pressemeldungen [27, 28, 44–50]

Eine Zusammenfassung der Transportbedingungen sowie der Vor- und Nachteile der genannten Schiffs- bzw. Speichertankkonzepte ist in Tabelle III-10 dargestellt.

Tabelle III-10: Transportbedingungen für den CO₂-Transport per CO₂-Tankschiff. Eigene Darstellung basierend auf [51, 52].

Typ	Druck in bar	Temperatur in °C	Dichte in kg/m ³	Vor- und Nachteile
Niederdruck	6...10	-45...-55	ca. 1100	Die hohe CO ₂ -Transportdichte unter Niederdruckbedingungen führt zu einer verbesserten Volumeneffizienz, wodurch weniger Fahrten erforderlich sind. Zudem sinken die Materialkosten, da durch den geringeren Speicherdruck leichtere und kostengünstigere Behälter eingesetzt werden können. Allerdings erfordert der geringere Druck auch niedrigere Temperaturen, was den Energieaufwand für die Verflüssigung erhöht. Da die Transportbedingungen nahe am Tripelpunkt liegen, ist das Handling technisch anspruchsvoll - insbesondere wegen der erhöhten Gefahr der Trockeneisbildung.
Mitteldruck	15...18	-25...-30	ca. 1000	Die Speicherung unter Mitteldruckbedingungen ist eine etablierte Technologie, die bereits heute für den Transport von CO ₂ eingesetzt wird. Ein Vorteil ist der geringere Energiebedarf für die Verflüssigung im Vergleich zur Niederdrucktechnologie. Allerdings sind die Transportkapazitäten pro Schiff derzeit auf ca. 10.000 Tonnen CO ₂ begrenzt. Dies führt bei großvolumigen Anwendungen zu höheren Investitions- und Betriebskosten, da mehr Schiffe benötigt werden.
Hochdruck	35...45	0...10	ca. 900	Durch den Transport bei vergleichsweise hohen Temperaturen wird der Energiebedarf für die Konditionierung bzw. Kühlung deutlich reduziert. Aufgrund des höheren Drucks müssen jedoch spezielle, dickwandige Druckbehälter eingesetzt werden, was zu höheren Investitionskosten führt. Zudem ist der Transport sicherheitstechnisch besonders anspruchsvoll, da bei plötzlichem Druckabfall ein erhöhtes Risiko einer so genannten „Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion“ (BLEVE) besteht.

Die Transportbedingungen haben neben dem Schiffsdesign und der maximalen Transportkapazität auch einen starken Einfluss auf die Auslegung der notwendigen Infrastruktur am Terminal (Ladearme, Speichertanks, Verflüssigung) und stellen somit einen zentralen Aspekt bei der Auslegung von Closed-Carbon-Loops dar. Aufgrund von Skaleneffekten bei großen Transportvolumina wird der Niederdrucktransport trotz des komplexeren Handlings derzeit für den Transport von CO₂ über große Entfernungen bevorzugt [51]. Vor dem Hintergrund der im Rahmen dieser Studie betrachteten CO₂-Mengen (s. Abbildung 7) wird daher der Transport mittels Niederdruck-Tankschiffen betrachtet.

III.4.1.2.1 Infrastruktur

Im Folgenden wird die für den Terminal-zu-Terminal-Transport von CO₂ per Seeschiff benötigte Infrastruktur beschrieben. Abbildung 11 zeigt eine schematische Darstellung der Transportkette und der betrachteten Prozesskettenbestandteile. Die CO₂-Abscheidung ist dem Bilanzraum von AP 3 zugeordnet. Die Auslegung der Verflüssigung erfolgte ebenfalls in AP 3.

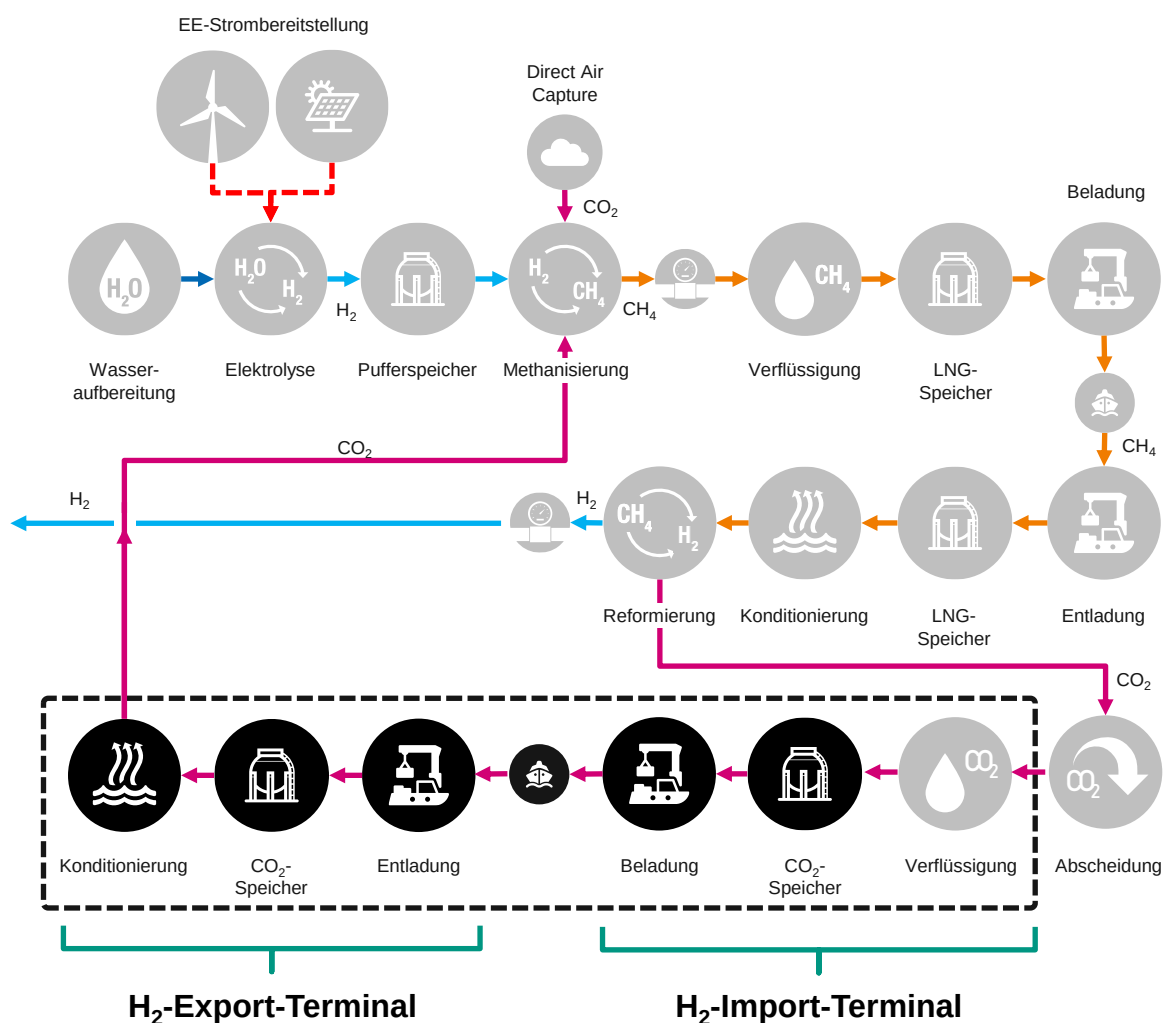


Abbildung 11: Schematische Darstellung der CO₂-Terminal-zu-Terminal-Transportkette in LNG2Hydrogen.

Verflüssigung und Speicherung am Importterminal

Vor dem Transport muss das CO₂ aus dem jeweiligen Abscheideprozess (s. AP 3) zunächst aufbereitet und anschließend verflüssigt werden. Nach der Abscheidung des CO₂ vom übrigen Prozessgas in einer Destillation wird es unter Druck kalt verflüssigt, wobei das CO₂ entsprechend der gewählten Transportlogistik (hier: Niederdruck-Tankschiff) bei Temperaturen von -55 °C bis -50 °C und Drücken zwischen 6 und 8 bar in den flüssigen Aggregatzustand überführt wird. Nach der Verflüssigung wird das CO₂ in temporären Pufferspeichern am Hafen zwischengelagert. Diese Speicher dienen dazu, den kontinuierlich anfallenden CO₂-Strom aus der CO₂-Abscheidung an den diskontinuierlichen Verladebetrieb anzugleichen. Je nach Auslegung des Gesamtsystems können so mehrere Stunden bis Tage überbrückt werden. Da im Rahmen dieses Projekts täglich ein Schiff anlegt (s. Abschnitt III.3.1), wurde die Speichergröße auf das Siebenfache der Schiffskapazität ausgelegt. Dadurch kann die Versorgung im Fall eines temporären Ausfalls für etwa eine Woche aufrechterhalten werden. [21, 53, 54]

Verladung und Seetransport

Die Verladung des verflüssigten CO₂ erfolgt über spezielle Ladeeinrichtungen in die isolierten Drucktanks an Bord der Hochseeschiffe. Während des Seetransports müssen Druck und Temperatur kontinuierlich überwacht und gegebenenfalls durch Rückverflüssigungssysteme stabilisiert werden, um „Boil-off“ und damit verbundene Druckanstiege zu minimieren und die Sicherheit des Transports zu gewährleisten. Verschiedene Kühlkonzepte nutzen Meerwasser als Wärmeüberträgermedium, um den Energiebedarf für die Rückverflüssigung gering zu halten. Falls das Schiff Liquefied Natural Gas (LNG) als Treibstoff verwendet, kann dessen tiefe Temperatur (ca. - 162 °C) ebenfalls zur Kühlung des CO₂ genutzt werden. Für diese Arbeit wird jedoch von einer konventionellen Rückverflüssigung mittels zweistufiger Verdichtung ausgegangen. [21, 53–55]

Entladung und Zwischenlagerung am Exportterminal

Nach der Ankunft des CO₂-Tankschiffs am Export-Terminal wird das flüssige CO₂ über Entladeeinrichtungen aus den Schiffstanks in lokale Zwischen- oder Pufferspeicher überführt. Auch hier dienen die Speicher der zeitlichen Entkopplung zwischen Schiffstransport und nachgelagerten Verwertungs- bzw. Transportprozessen. In Abhängigkeit vom weiteren Verwendungszweck wird das CO₂ entweder direkt in flüssiger Form weitertransportiert oder regasifiziert. Die Regasifizierung erfolgt durch eine kontrollierte Erwärmung und Druckabsenkung, häufig unter Einsatz von Wärmeübertragern, die z. B. mit Meerwasser oder industrieller Abwärme betrieben werden. [21, 53, 54]

Ausgleich von CO₂-Verlusten durch Direct Air Capture

Beim Transport von CO₂ kann Boil-off-Gas (BOG) entstehen, da der Transport überwiegend in flüssiger Phase erfolgt. Aus Sicherheitsgründen muss dieses Boil-off-Gas entweder kontrolliert in die Umgebung abgegeben oder durch geeignete Maßnahmen rückverflüssigt werden. Für den größten Teil der Transportkette - insbesondere für die CO₂-Tankschiffe - wurde angenommen, dass das BOG rückverflüssigt wird. Für alle weiteren Bestandteile der CO₂-Prozesskette wurde in Abstimmung mit AP 8.3 und AP 8.4 angenommen, dass kein zusätzlicher CO₂-Verlust auftritt, weder durch Boil-off noch durch sonstige flüchtige Emissionen (Schlupf).

Der größte unvermeidbare CO₂-Verlust entsteht am Importterminal bei der Dehydrierung der kohlenstoffbasierten Wasserstoffderivate. Die Derivate werden dort unter Zugabe von Dampf reformiert. Aus dem Produktgas wird Wasserstoff und CO₂ abgeschieden. Eine vollständige Trennung ist technisch nicht möglich, weshalb CO₂-Verluste in Höhe von 1 % bezogen auf den abgeschiedenen CO₂-Massenstrom entstehen (s. AP 3). Um dennoch einen geschlossenen Kohlenstoffkreislauf sicherzustellen, wird der verbleibende CO₂-Bedarf durch eine Direct Air Capture Anlage (DAC) am Standort der Derivatsynthese ausgeglichen. DAC-Verfahren entfernen CO₂ direkt aus der Umgebungsluft und lassen sich in zwei Hauptkategorien einteilen: Hochtemperatur- (HT-DAC) und Tieftemperaturverfahren (LT-DAC). HT-DAC-Verfahren nutzen Alkalilösungen wie NaOH oder KOH zur Absorption von CO₂, das anschließend durch chemische Umwandlung und Kalzinierung bei rund 900 °C freigesetzt wird. Ein entsprechendes Verfahren wird vom Unternehmen Carbon Engineering industriell umgesetzt. Der spezifische Energiebedarf liegt bei etwa 2,78 MWh pro Tonne CO₂. LT-DAC-Verfahren beruhen auf der Adsorption von CO₂ an Feststoffoberflächen, z. B. an aminfunktionalisierten Materialien. Die Freisetzung erfolgt durch moderate Temperaturerhöhung. Climeworks betreibt hierzu die aktuell größte kommerzielle Anlage mit einem thermischen Energiebedarf von rund 2,5 kWh pro kg CO₂. Neben diesen beiden Haupttechnologien sind elektrochemische Verfahren und neuartige Sorbentien wie metallorganische Gerüstverbindungen (MOF) in der Entwicklung, befinden sich jedoch noch in frühen Stadien [56].

III.4.1.3 CO₂-Transportoptionen in den Weaternutzungsszenarien

III.4.1.3.1 Pipeline

Der Transport von CO₂ in Pipelines ist eine technisch ausgereifte Technologie. Weltweit existieren Stand 2020 rund 9.000 km CO₂-Pipelines [57]. Das größte CO₂-Netz mit einer Länge von knapp 8.000 km und einer jährlich transportierten Menge von rund 70 Millionen Tonnen CO₂ befindet sich in den USA. Ein Großteil dieser Pipelines wurde zwischen 2007 und 2014 für die Enhanced Oil Recovery (EOR) errichtet [58]. Neben den USA verfügt auch Kanada aufgrund der hiesigen EOR-Aktivitäten über eine signifikante Anzahl an CO₂-Pipelinekilometern [59]. Außerhalb Nordamerikas sind die praktischen Erfahrungen mit CO₂-Pipelines bislang auf einzelne Projekte begrenzt (s. Tabelle III-11).

Tabelle III-11: Globale CO₂-Pipeline Infrastruktur im Jahr 2020 [57].

Land	Standort der CO ₂ -Pipelines	Länge in km
Vereinigte Staaten	Permian-Becken (West-Texas, New-Mexico, Colorado)	4.180
	Golfküste (Mississippi, Louisiana, Ost-Texas)	1.190
	Rocky Mountains (Colorado, Wyoming, Montana)	1.175
	Mittlerer Westen (Oklahoma, Kansas)	770
	Sonstige (Oklahoma, Michigan)	345
Kanada	Alberta	324
	Saskatchewan	66
	Weyburn	330
Norwegen	Hammerfest	153
Niederlande	Rotterdam	85
Vereinigte Arabische Emirate	Abu Dhabi	45
Saudi-Arabien	Uthmaniyah	85
Türkei	Bati Raman	90

In Europa befindet sich die CO₂-Pipeline-Infrastruktur noch in einem frühen Entwicklungsstadium. Mit Ausnahme der Niederlande und Norwegens sind keine CO₂-Transportleitungen in Betrieb. Europa hat sich jedoch ehrgeizige Ziele gesetzt: Seit der Verabschiedung des „Fit for 55“ Pakets, das unter anderem Anreize und Erleichterungen für den Aufbau einer grenzüberschreitenden Transport- und Speicherinfrastruktur für CO₂ enthält, wurden in der EU zahlreiche Projekte für CO₂-Hubs und den grenzüberschreitenden CO₂-Pipelinetransport als Vorhaben von gemeinsamen Interesse (projects of common interest - PCI) und Vorhaben von gegenseitigem Interesse (Projects of mutual interest – PMI) ausgewählt und gefördert ((EU) 2024/1041). Aktuelle Szenarien gehen davon aus, dass bis zum Jahr 2050 ein europäisches CO₂-Netz mit einer Länge von 15.000 bis 19.000 km entstehen könnte [60]. In Deutschland plant der Fernleitungsnetzbetreiber OGE derzeit ein rund 1.000 km langes CO₂-Transportnetz, durch das perspektivisch bis zu 18 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr fließen könnten. Die schrittweise Inbetriebnahme des Netzes soll ab 2028 beginnen [61].

Obwohl die Planung und Errichtung von CO₂-Pipelines in vielerlei Hinsicht auf den etablierten Verfahren für den Bau von Erdgas-Hochdruckleitungen basieren, gibt es wesentliche technologische Unterschiede bei der Auslegung und dem Betrieb, die u.a. auf die physikalischen Eigenschaften von CO₂ und die damit verbundenen unterschiedlichen Fluidphasen, die für den Transport von CO₂ in Pipelines infrage kommen, zurückzuführen sind. Tabelle III-12 zeigt die verschiedenen Zustände die für den CO₂-Pipelinetransport infrage kommen.

Tabelle III-12: Mögliche Transportbedingungen für den CO₂-Pipelinetransport [62, 63, 63, 63–65].

Phase	Temperatur in °C	Druck in bar	Dichte in kg/m ³	Kommentar
Gas	5 bis 25	25 bis 35	< 100	Aufgrund der geringen Kapazität nur für kleine Volumenströme und kurze Distanzen geeignet. Umrüstung bestehender Erdgaspipelines ist möglich, muss aber im Einzelfall geprüft werden.
Flüssig	-30 bis -10	15 bis 30	950 bis 1100	CO ₂ liegt sehr dicht vor, was einen kostengünstigen Transport ermöglicht. Aufgrund der Gefahr von Phasenwechseln ist eine sehr genaue Temperaturüberwachung notwendig. Wird überwiegend für kurze Transportdistanzen eingesetzt.
Dichte Phase	< 30	80 bis 175	800 bis 1000	Kostengünstigste Option für den Transport von großen Mengen an CO ₂ über große Distanzen. Der Transport erfolgt bei hohem Druck und Umgebungstemperatur.
Überkritisch	> 31	> 75	< 600	Kann ebenfalls für den Transport von großen Mengen an CO ₂ über weite Strecken genutzt werden. Im Vergleich zum Transport in der dichten Phase ist das Phasenverhalten schwieriger zu kontrollieren. Pipeline muss ggf. beheizt werden.

Aus Kosteneffizienzgründen sollten die Transportbedingungen beim Pipelinetransport immer so gewählt werden, dass diese einen guten Kompromiss zwischen Transportdichte, Handhabbarkeit des Betriebs sowie der Robustheit des Betriebsfensters gegenüber leicht veränderten Betriebsbedingungen (z. B. Druck- oder Temperaturschwankungen) darstellen. Für den großskaligen Transport von CO₂ über weite Strecken hat sich aus diesen Gründen der Transport in der sog. dichten Phase durchgesetzt, da hier hohe Transportdichten auf vergleichsweise moderate Anforderungen beim Pipelinetransport treffen [59, 66]. Der Transport in der Gasphase bietet sich vor allem bei geringen Transportdistanzen und niedrigen Durchsätzen an. Aber auch für den Transport in der flüssigen und überkritischen Phase existieren kommerzielle Anwendungsfälle [52]. Nachfolgend soll der Fokus jedoch auf den Transport in der dichten Phase gelegt werden.

Um das CO₂ in der dichten Phase zu halten und unerwünschte Mehrphasenströmungen in den Pipelines zu vermeiden, sind wie aus Abbildung 8 und Tabelle III-12 hervorgeht, hohe Drücke erforderlich. So liegen die typischen Betriebsdrücke von CO₂-Pipelines im Bereich von 80 bar bis 175 bar, in Einzelfällen bis 200 bar, und damit deutlich über den Nenndrücken klassischer Erdgas- und Wasserstoff-Transportleitungen (s. Abbildung 12).

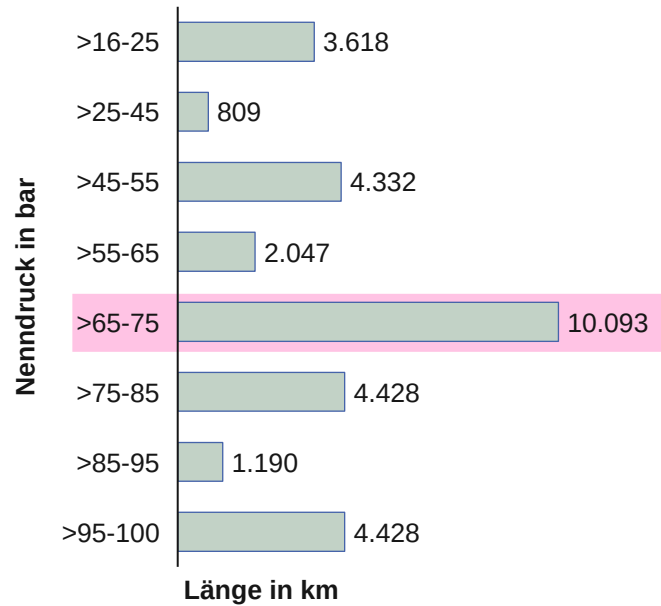


Abbildung 12: Nenndruckverteilung über die Pipelinelänge im deutschen Gastransportnetz. Daten basierend auf [67].

Durch die hohen Betriebsdrücke und dem daraus resultierenden Transportzustand („dichte Phase“) ist der Volumenstrom und damit der erforderliche Pipelinedurchmesser beim CO₂-Pipelinetransport bei gleicher Transportkapazität deutlich geringer, was sich wiederum positiv auf die Rohrreibungsverluste und die spezifischen Transportkosten auswirkt [17].

Die gegenüber Erdgas bzw. Methan anspruchsvolleren Transportbedingungen erfordern eine spezielle Berücksichtigung bei der Auslegung der Pipelines. Aufgrund der hohen Betriebsdrücke werden zur Gewährleistung der strukturellen Integrität größere Wandstärken benötigt [68]. Darüber hinaus muss beim Transport über längere Distanzen ein besonderes Augenmerk auf den Druckverlust gerichtet werden. Um die unerwünschten Mehrphasenströmungen innerhalb der Pipelines zu vermeiden, darf der Sättigungsdruck nicht unterschritten werden. Dementsprechend muss ein ausreichend hoher Abstand zwischen Betriebs- und Sättigungsdruck gewählt werden. Gegebenenfalls müssen Druckverluste aufgrund von Rohrreibung oder Höhendifferenzen durch Verdichter- bzw. Pumpstationen ausgeglichen werden. Dabei ist zu beachten, dass die Lage des Mehrphasengebiets und damit der Sättigungsdampfdruck stark von der Zusammensetzung des CO₂-Stromes abhängt [69]. Bereits geringe Verunreinigungen führen zu einem deutlich höheren Sättigungsdruck (s. Tabelle III-13).

Tabelle III-13: Auswirkungen von Verunreinigungen auf den Dampfdruck von CO₂ [52].

Gemisch	Dampfdruck bei - 50 °C
CO ₂ (100 %)	6,7 bar
CO ₂ mit 0,05 mol-% N ₂	7,0 bar
CO ₂ mit 0,1 mol-% N ₂	7,3 bar
CO ₂ mit 0,5 mol-% N ₂	9,7 bar
CO ₂ mit 0,05 mol-% O ₂	6,9 bar
CO ₂ mit 0,05 mol-% H ₂	10,3 bar

Hinsichtlich der Verunreinigungen sind zudem die niedrigen Grenzwerte für u. a. O₂ (40 ppm-mol), H₂O (≤ 30 ppm-mol) und H₂S (≤ 5 ppm-mol) gemäß DVGW-Arbeitsblatt C 260 [70] (z. Zt. in Überarbeitung) aufgrund der möglichen Hydratbildung und des stark korrosiven Verhaltens der Verbindungen in Gegenwart von CO₂ zu beachten.

Eine weitere Besonderheit bei der Auslegung von CO₂-Pipelines für den Transport in der dichten Phase sind die speziellen Anforderungen zur Absicherung gegen langlaufende Scherrisse, die sich ausgehend von einem initialen Riss unter ungünstigen Umständen entlang einer Rohrleitung fortpflanzen können. CO₂-Pipelines sind aufgrund der Dekompressionseigenschaften des Gases anfälliger für langlaufende Scherrisse als Pipelines für Kohlenwasserstoffe [71]. Im Erdgasbereich wird zur Abschätzung der Rissarresteigenschaften das Battelle-Two-Curve-Modell verwendet, deren zugrundeliegenden empirischen Untersuchungen zu den in DIN EN ISO 3183 genormten Stahlsorten und Güteanforderungen für Pipelineestähle führte [71].

Für CO₂ haben sich diese Bemessungsgrundlagen jedoch als nicht ausreichend konservativ erwiesen. Grund dafür ist das abweichende Verhalten von CO₂ bei einem initialen Riss mit Freisetzung. Bei einem plötzlichen Druckabfall kühlt sich das CO₂ ab und der Druck sinkt bis auf die Phasengrenze, wo dieser dann über einen längeren Zeitraum verharret, bis der Phasenwechsel hin zur Gasphase vollständig vollzogen ist. Diese Plateauphase wirkt als treibende Kraft für die Rissfortpflanzung, wodurch sich Risse in CO₂-Pipelines über große Entfernungen (im Extremfall über mehrere 100 m) ausbreiten können [71]. Um eine derartige Rissausbreitung zu verhindern („Rissarrest“), muss die Wanddickenberechnung bei CO₂-Transportleitungen entsprechend erweitert werden. Daher beinhaltet die Ermittlung der Mindestwanddicke bei CO₂-Pipelines neben der Auslegung gegen Innendruck auch die Auslegung gegen langlaufende Scherrisse und Druckstöße. Der aktuelle Kenntnisstand hinsichtlich der Wanddickenberechnung bei CO₂-Pipelines wird in ISO 27913 [72] bzw. DVGW-Arbeitsblatt C 463 [73] (z. Zt. in Überarbeitung) beschrieben. Hierbei ist zu beachten, dass durch die höheren Anforderungen an die Wanddicke auch die maximalen Nennweiten für CO₂-Pipelines beim Transport in der dichten Phase derzeit auf DN 800 begrenzt werden [68, 71]. Grund dafür ist die eingeschränkte Handhabbarkeit auf den Baustellen aufgrund des hohen Gewichts der Rohrleitungsabschnitte sowie die eingeschränkte Schweißbarkeit [68]. Tabelle III-14 zeigt beispielhaft anhand des DVGW-Arbeitsblatts C 463 (Entwurf) die Auswirkung der Auslegung gegen langlaufende Scherrisse gegenüber der konventionellen Auslegung gegen Innendruck auf die Mindestwanddicke für unterschiedliche Auslegungsdrücke (Rohrleitungsmaterial: L415MB).

*Tabelle III-14: Wanddicke gegen Innendruck und für Rissarrest bei verschiedenen Nenndrücken und Nenndurchmessern.
Quelle: Eigene Berechnung und Berechnungsbeispiel für Rissarrest aus DVGW C 463 (Entwurf) [73].*

	Nenndurchmesser DN in mm				
	400	500	600	700	800
Mindestwanddicke in mm					
gegen Innendruck (100 bar)	7,6	9,6	11,5	13,4	15,3
gegen Innendruck (150 bar)	11,5	14,3	17,2	20,1	22,9
für Rissarrest	13,5	16,8	20,0	23,4	26,8

Aus rein wirtschaftlicher Sicht wirken sich die im Vergleich zu Erdgaspipelines höheren Wandstärken nur moderat auf die Gesamtinvestition aus, da das Material selbst nur mit 20 bis 40 % zu den Pipelinekosten beiträgt [74]. Der überwiegende Teil der Kosten wird von den Trassierungs- und Verlegekosten dominiert. In Bezug auf die Umrüstbarkeit bestehender Erdgastransportleitungen auf CO₂ bedeuten die anspruchsvollen Betriebsbedingungen des CO₂-Pipelinetransports, dass eine Umstellung nur in sehr begrenztem Umfang und ausschließlich für den Transport von gasförmigem CO₂ in Frage kommt, da die maximalen Betriebsdrücke bzw. Wandstärken der bestehenden Erdgastransportleitungen in der Regel nicht den Anforderungen für einen Transport von CO₂ in der dichten Phase entsprechen [60, 75]. Bei geringen Transportmengen ist jedoch eine Umstellung auf den Transport von gasförmigem CO₂ möglich [60]. Hier ist jedoch zu beachten, dass, falls eine Zwischenverdichtung benötigt wird, die Verdichter ausschließlich elektrisch betrieben werden können und entsprechende Netzanschlüsse in unmittelbarer Nähe der Verdichterstationen vorhanden sein müssen.

III.4.1.3.1.1 Infrastruktur

Der CO₂-Pipelinetransport beinhaltet die in Abbildung 13 gezeigten Prozessschritte.

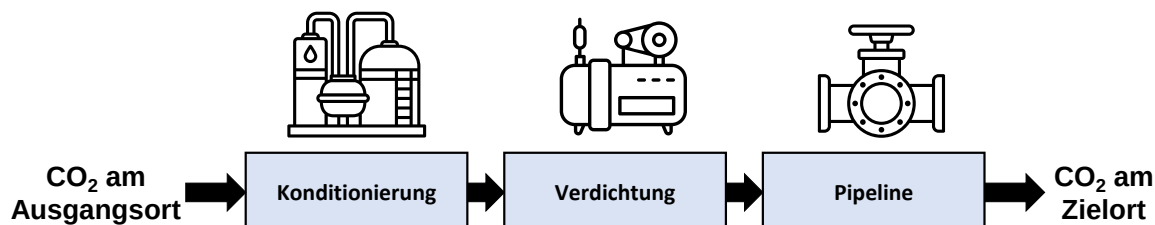


Abbildung 13: Prozesskette des pipelinegebundenen CO₂-Transports.

Für den Transport in Pipelines wird das CO₂ zunächst gereinigt und getrocknet. Anschließend wird das CO₂ auf den festgelegten Einspeisedruck komprimiert bzw. in die „dichte Phase“ überführt. Da bei der Kompression nicht nur der Druck, sondern auch die Temperatur des Fluids erhöht wird, wird der Gasstrom nach jeder Verdichter-Stufe gekühlt. Dadurch wird das durch den Temperaturanstieg zunehmende Volumen wieder reduziert, was sich positiv auf die Verdichterarbeit auswirkt. Die Einspeisung enthält zudem verschiedene Trocknungs-Einheiten, bestehend aus Abscheidern, einem Adsorber und einer Nachkühlung, um den Wasseranteil im CO₂-Strom unter den Grenzwert von ≤ 30 ppm-mol zu reduzieren [70].

Im Rahmen dieser Studie wird angelehnt an [76] ein 5-stufiger Verdichter betrachtet, der den anfallenden CO₂-Strom zunächst auf den kritischen Druck von 73,8 bar erhöht und anschließend mit einer Pumpe auf den jeweiligen Betriebsdruck der Pipeline (150 bar) verdichtet. Nach der Initialverdichtung erfolgt der Transport in der Pipeline.

III.4.1.3.2 Schiene und Straße

Neben dem pipelinebasierten Transport kann CO₂ auch auf der Straße oder der Schiene transportiert werden. Diese diskontinuierlichen Transportoptionen sind insbesondere bei Jahresmengen unter 100.000 Tonnen und Transportdistanzen bis etwa 250 Kilometer relevant [77]. Dabei wird CO₂ in der Regel in der flüssigen Phase befördert. Beim Straßentransport kommen speziell ausgelegte Tankfahrzeuge zum Einsatz, die pro Fahrt rund 20 Tonnen flüssiges CO₂ transportieren können [78, 79]. Der Schienentransport erfolgt in entsprechend konzipierten Kesselwagen und eignet sich für mittlere bis große Transportvolumina [80]. Ein Ganzzug, bestehend aus 40 Kesselwagen kann dabei eine Gesamtmenge von bis zu 2.500 Tonnen befördern. Die Betriebsbedingungen ähneln denen des Hochseetransportes – meist erfolgt der Transport bei Drücken von etwa 20 bar und Temperaturen bis -40 °C [16, 81]. Diskontinuierliche Transportformen erfordern aufgrund der kontinuierlichen Arbeitsweise der Abscheidungsprozesse zusätzliche Infrastruktur in Form von Zwischenspeichern. Zudem begrenzen lange Be- und Entladezeiten sowie infrastrukturelle Faktoren – etwa die maximale Zuglänge – den realisierbaren Durchsatz. Eine grobe Abschätzung soll im Folgenden verdeutlichen, dass diskontinuierliche Transportformen bei sehr großen CO₂-Mengen, wie sie z.B. bei CCS-Kraftwerken mit CO₂-Abscheideraten von mehreren Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr anfallen, aus

wirtschaftlichen Gründen kaum realisierbar sind (Lkw) bzw. hohe Anforderungen an die Infrastruktur und deren Verfügbarkeit stellen (Zug).

>Abschätzung: Vergleich der Transportkapazitäten von Pipeline, Zug und Lkw

Abbildung 14 zeigt die erforderlichen Transportkapazitäten für den Transport von 1 Million Tonnen CO₂ pro Jahr per Pipeline, Zug und Lkw über eine Strecke von 250 km. Demnach wären für Transportvolumina in dieser Größenordnung 24 Ganzzüge, bestehend aus insgesamt 960 Kesselwagen oder 179 Lkw erforderlich, während bei der Pipeline unter typischen Betriebsbedingungen ein mittlerer Nenndurchmesser von 400 mm ausreichen würde. Neben den reinen Transportkapazitäten müssen aber auch infrastrukturelle Einschränkungen, etwa durch das Straßen- oder Schienennetz sowie die Verfügbarkeit der Transportmittel berücksichtigt werden. Demnach stehen in Deutschland derzeit nur etwa 50 Waggon für den Transport von CO₂ zur Verfügung [82].<

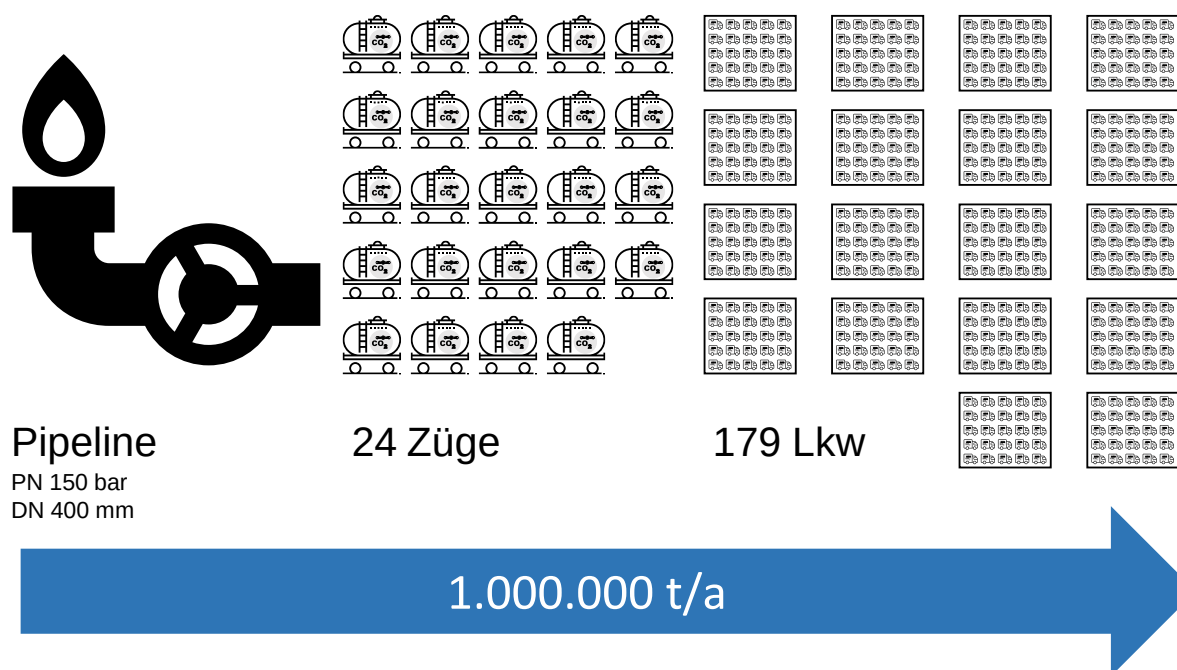


Abbildung 14: Vergleich der Transportkapazität der betrachteten Transportmittel für die Weiternutzungsszenarien.

Trotz der begrenzten Kapazitäten und infrastruktureller Limitierungen sind der Transport per Zug und Lkw weltweit verbreitet und stellen insbesondere im Rahmen dezentraler CO₂-Abscheidungsprojekte eine praktikable Lösung dar [16, 78, 81, 83, 84].

III.4.1.3.2.1 Infrastruktur

Wie bereits im vorherigen Abschnitt erläutert, erfordert der diskontinuierliche Transport von CO₂ zusätzliche Prozessschritte (siehe Abbildung 15). Nach der Abscheidung wird das CO₂ zunächst verflüssigt und auf die typischen Transportbedingungen konditioniert. Anschließend wird es in einem Zwischenspeicher gelagert, bevor eine Verladung auf Straßentankfahrzeuge oder Eisenbahnkesselwagen erfolgen kann. Die Befüllung erfolgt über spezielle Ladeeinrichtungen direkt aus den Zwischenspeichertanks. In dieser Arbeit wird für den Straßentransport ein Tankauflieger mit einer Kapazität von 24,6 Tonnen CO₂ angenommen. Der Transport erfolgt bei einem Druck von 24 bar und einer Temperatur von -40 °C. Die Kesselwagen für den Schienengüterverkehr fassen jeweils 61,7 Tonnen bei einem Druck von 15 bar und einer Temperatur von -30 °C. Für die Be- und Entladung stehen kommerziell verfügbare Verladestationen von Herstellern wie z. B. Pentair oder Airco Process Technologies zur Verfügung. Die typischen Füllraten dieser Systeme liegen bei etwa 20 Tonnen pro Stunde, können je nach Anwendung aber auch erweitert werden. Eine Standardverladeeinheit mit einem Durchsatz von 20 t/h benötigt je nach Hersteller eine elektrische Anschlussleistung von etwa 7,5 kW. Während des Transports kann es - abhängig von Umgebungsbedingungen wie Temperatur und Transportdauer - zur Bildung von Boil-off-Gas kommen. Derartige Verluste wurden im Rahmen dieser Arbeit vernachlässigt [83–85].

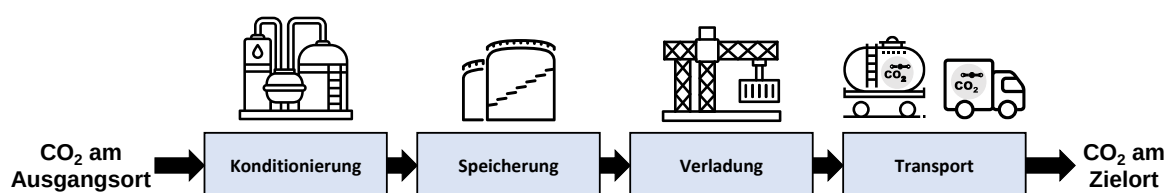


Abbildung 15: Prozesskette beim CO₂-Transport auf Schiene und Straße.

III.4.2 AP 8.3: Techno-ökonomische Bewertung der Weiternutzungsszenarien für die verschiedenen H₂-Transportvektoren

In AP 8.3 erfolgt die techno-ökonomische Analyse des H₂-Imports der betrachteten H₂-Transportvektoren. DVGW-EBI hat in diesem Arbeitspaket die Kosten für das CO₂-Management berechnet und die Ergebnisse für die techno-ökonomischen Jahressimulationen an Fraunhofer ISE übergeben. Die techno-ökonomische Analyse wurde für verschiedene Importszenarien durchgeführt. Die zugehörigen Transportdistanzen sind in Tabelle III-15 zusammengefasst.

Tabelle III-15: Transportdistanzen der betrachteten H₂-Exportländer in LNG2Hydrogen.

Land	Transportdistanz
Ägypten	6.910 km
Australien	18.142 km
Brasilien	8.032 km
Kanada	4.808 km
Namibia	11.142 km
Vereinigte Staaten von Amerika (USA)	9.942 km
Vereinigte Arabische Emirate (VAE)	12.470 km

Die techno-ökonomischen Analyse des „Terminal-zu-Terminal“-Transports wurde durch eine Analyse der CO₂-Transportkosten im Falle der Weiternutzung der Derivate im Importland bzw. im Falle des Weitertransports des CO₂ im Exportland ergänzt („Weiternutzungsszenarien“).

Den Bilanzraum für die Kostenberechnungen bilden die in Abschnitt III.4.1 definierten CO₂-Prozessketten. Als Kostenblöcke wurden die Annuität A der Investitionskosten K_{inv} sowie die betriebsgebundenen Kosten K_{fix} und verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} berücksichtigt. Die Kosten werden auf die pro Jahr transportierte Menge $\dot{m}_{CO_2}$ frei Bestimmungsort (Terminal bzw. Syntheseanlage) bezogen (s. Gleichung Gl. 6 und Gleichung Gl. 7). Als Bezugsjahr für die Kostenrechnung wurde das Jahr 2020 gewählt.

$$k_{CO_2} = \sum_i \frac{K_{m,i}}{\dot{m}_{CO_2}} = \sum_i \frac{A_i + K_{fix,i} + K_{var,i}}{\dot{m}_{CO_2}} \quad \text{Gl. 6}$$

k_{CO_2} Spezifische Kosten der CO₂-Bereitstellung in €/2020/t

$K_{m,i}$ Gesamtkosten des CO₂-Prozesskettenbestandteils i in €/2020/t

K_{var} Verbrauchsgebundene Kosten in €/2020/a

A Annuität in €/2020/a

K_{fix} Betriebsgebundene Kosten in €/2020/a

$\dot{m}_{CO_2}$ Transportierte Menge CO₂ in t/a

Für die Annuität A gilt der folgende Zusammenhang:

$$A = AF \cdot K_{inv} = \frac{K_{inv} \cdot i}{(1 - (1 + i)^{-n})} \quad \text{Gl. 7}$$

n	Abschreibungsdauer in a	K_{inv}	Investitionskosten in € ₂₀₂₀
i	Kalkulatorischer Zins	AF	Annuitätsfaktor in 1/a

Die betriebsgebundenen Kosten K_{fix} umfassen u. a. Wartung, Inspektion, Reinigung und die Bedienung der Anlage(n) bzw. Transportmittel, die dazugehörigen Personalkosten sowie sonstige betriebsgebundene Gebühren.

$$K_{fix} = K_W + K_{OM} + K_G = K_W + k_{OM} \cdot K_{inv} + K_G \quad \text{Gl. 8}$$

K_W	Personalkosten in € ₂₀₂₀ /a
K_{OM}	Wartung- und Instandhaltung in € ₂₀₂₀ /a
K_G	Sonstige betriebsgebundene Gebühren in € ₂₀₂₀ /a
K_{inv}	Investitionskosten in € ₂₀₂₀
k_{OM}	Faktor für betriebsgebundene Zahlungen in % des Investitionsbetrags pro Jahr

Die verbrauchsgebundenen Kosten beinhalten alle Kosten, die im Rahmen der Bereitstellung von Energie, Einsatzstoffen und Hilfsmitteln aufzuwenden sind.

$$K_{var} = \sum_i E_i \cdot k_i + \sum_j B_j \cdot k_j \quad \text{Gl. 9}$$

E_i	Energie(träger)bedarf in kWh/a	k_i	Energie(träger)kosten in € ₂₀₂₀ /kWh (LHV)
B_j	Betriebsstoffbedarf in kg/a	k_j	Betriebsstoffkosten in € ₂₀₂₀ /kg

III.4.2.1 Terminal-zu-Terminal-Transport

III.4.2.1.1 Methodik und Datenbasis

Die spezifischen Kosten für den CO₂-Transport von Terminal zu Terminal beinhalten entsprechend Abschnitt III.4.1.2.1 die folgenden Kostenelemente:

- Transport per CO₂-Tankschiff
- Verflüssigung am Importterminal
- Pufferspeicher am Import- und Exportterminal
- Be- und Entladung am Import- bzw. Exportterminal

Transport per CO₂-Tankschiff

Die spezifischen Kosten für den Transport per CO₂-Tankschiff werden mithilfe der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Für die Ermittlung des Investitionsbedarfs K_{inv} bzw. der Annuität A wird zunächst die erforderliche Anzahl an Tankschiffen für die zugrundeliegende Transportaufgabe (s. Abschnitt III.4.1) ermittelt.

Die Anzahl der benötigten Schiffe n_S pro Jahr ergibt sich aus der pro Jahr zu transportierenden CO₂-Menge $\dot{m}_{CO_2}$ in Tonnen pro Jahr, der Tragfähigkeit dwt (engl. deadweight tonnage) pro CO₂-Tankschiff in Tonnen, dem Anteil A_F , der für die Fracht zur Verfügung steht und den jährlichen Umläufen pro CO₂-Tankschiff U in a⁻¹:

$$n_S = \left\lceil \frac{\dot{m}_{CO_2}}{dwt \cdot A_F \cdot U} \right\rceil \quad \text{Gl. 10}$$

Die Anzahl der Umläufe U ergibt sich wiederum aus der durchschnittlichen Fahrtgeschwindigkeit $\bar{v}$ in m/s, der Transportdistanz d in km, den Wartungszeiten t_W in h/a und den Umschlagzeiten (Be- und Entladedauer) t_H in h berechnet wird.

$$U = \left\lceil \frac{8760 - t_W}{2 \cdot \frac{d}{\bar{v}} + t_H} \right\rceil \quad \text{Gl. 11}$$

Wie in Abschnitt III.4.1.2 erläutert, sind die derzeit verfügbaren Schiffskapazitäten für den Transport von CO₂ auf kleinskalige CCS-Anwendungen (Demonstrationsprojekte) bzw. Transportaufgaben im Lebensmittelbereich zugeschnitten. Die zukünftige Schiffskapazität für den großvolumigen Transport von CO₂ per Niederdruck-Tankschiff wurde daher auf Basis verschiedener Literaturquellen mit 70.000 m³ angenommen. (vgl. Abbildung 10) Die entsprechenden Investitionskosten K_{inv} pro Tankschiff wurden aus Literaturwerten mithilfe einer Regressionsanalyse abgeschätzt (s. Abbildung 16).

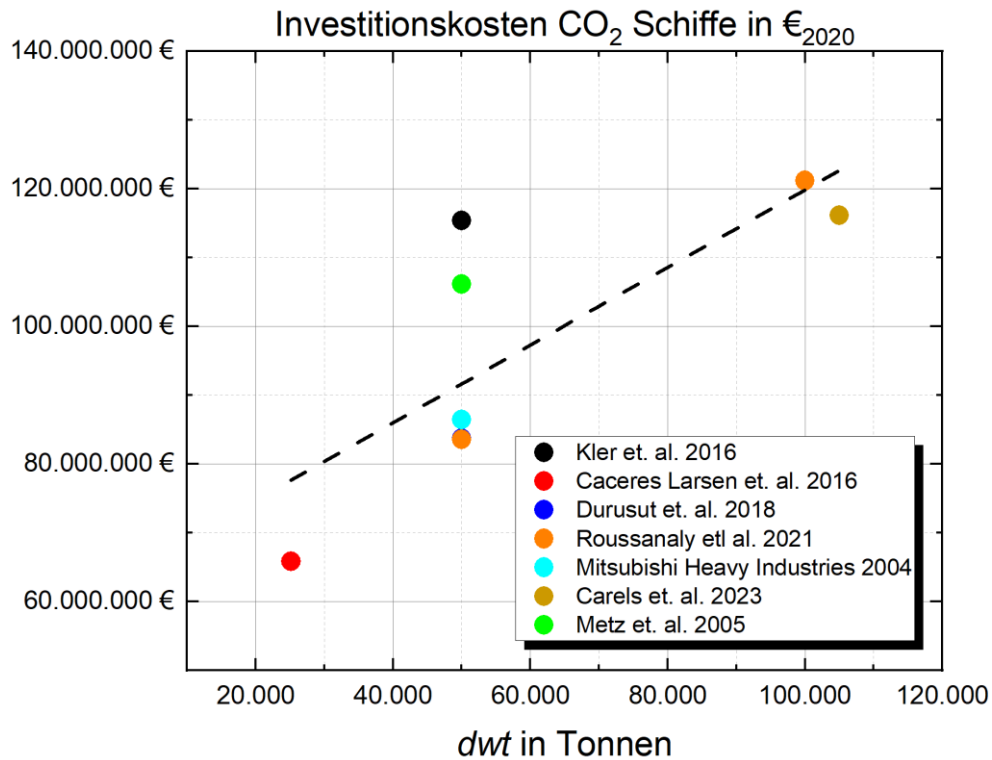


Abbildung 16: Investitionskosten für CO₂-Tankschiffe. Eigene Darstellung. Daten basierend auf [18, 21, 53, 79, 86–88].

Die fixen Betriebskosten K_{fix} beinhalten die Personalkosten K_W in €₂₀₂₀/a, die Wartungs- und Instandhaltungskosten K_{OM} in €₂₀₂₀/a sowie die Hafengebühren H in €₂₀₂₀/a (s. Gleichung Gl. 12).

$$K_{fix} = K_W + K_{OM} + H = K_W + k_{OM} \cdot K_{inv} + H \quad \text{Gl. 12}$$

Die variablen Betriebskosten K_{var} werden aus den Treibstoffkosten k_T in €₂₀₂₀/t und dem Treibstoffbedarf E_T in Tonnen pro Jahr berechnet.

$$K_{var} = E_T \cdot k_T = 2 d U e_T \cdot k_T \quad \text{Gl. 13}$$

Der Treibstoffbedarf E_T pro Jahr setzt sich aus dem spezifischen Treibstoffbedarf e_T in Tonnen pro Kilometer, der Anzahl der Umläufe U pro Jahr (s. Gleichung Gl. 11) und der Transportdistanz d (Hin- und Rückfahrt) in km zusammen.

Der spezifische Treibstoffbedarf e_t in Tonnen pro Tag wird nach [89] mit einer empirischen Näherungsformel berechnet, welche mit öffentlich verfügbaren Datensätzen zu Containerschiffen verschiedener Größenklassen parametrisiert wurde (s. Gleichung Gl. 14).

$$e_t = \frac{H_{U,HFO}}{157.000.000 \cdot H_{U,MeOH}} \frac{t}{day} \cdot \bar{v}^{3,3} \cdot dwt^{1,2} \quad \text{Gl. 14}$$

$\bar{v}$ Mittlere Geschwindigkeit in kn

$H_{U,HFO}$ Heizwert HFO in kWh/kg

$H_{U,MeOH}$ Heizwert MeOH in kWh/kg

dwt Tragfähigkeit in t

Als Treibstoff wurde in Abstimmung mit AP 8.3 und AP 8.4 e-Methanol angenommen. Zusätzlich zu dem nach Gleichung Gl. 14 berechneten Treibstoffbedarf werden noch einmal 334 t e-Methanol pro Jahr pro Schiff für die BOG-Rückverflüssigung benötigt [55].

In Tabelle III-16 sind die Annahmen zur Berechnung der Annuität A sowie der betriebsgebundenen Kosten K_{fix} und der verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} des CO₂-Schifftransports zusammengefasst.

Tabelle III-16: Annahmen zur Berechnung der Kosten der CO₂-Tankschiffe.

Größe		Wert	Quellen
Transportdruck	p_t	7 bar	[16, 21, 53, 79, 89, 90]
Transporttemperatur	T_t	-55 °C	[16, 21, 79, 90]
Transportdichte	ρ_t	1.173 kg/m ³	[16, 21, 79, 90]
Tragfähigkeit	dwt	82.000 t	Eigene Annahme
Anteil Fracht an Nutzlast	A_F	0,95	[89]
Kapazität	V	70.000 m ³	Eigene Annahme
Abschreibungsdauer	n	25 Jahre	[91]
Kalkulatorischer Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten	K_{inv}	106.245.540 € ₂₀₂₀	Siehe Abbildung 16
Wartungs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	5 % von Capex	[91]
Hafengebühren	H	66.000 €/a	[89]
Personalkosten	K_w	960.000 € ₂₀₂₀ /a	[89]
Treibstoffbedarf	e_t	30.072 t/day	Nach [89]
Heizwert HFO (heavy fuel oil)	$H_{U,HFO}$	11,17 kWh/kg (LHV)	[89]
Heizwert e-Methanol	$H_{U,MeOH}$	5,536 kWh/kg (LHV)	[89]
Treibstoffkosten	k_T	875,5 € ₂₀₂₀ /t	Eigene Annahme
Mittlere Geschwindigkeit	$\bar{v}$	16 kn	Eigene Annahme
Wartungszeiten	t_W	350 h/a	[21, 53, 79, 91]
Umschlagzeiten	t_H	24 h	[21, 53, 79, 91]

Verflüssigung

Die spezifischen Kosten für die Verflüssigung werden mithilfe der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Die variablen Kosten setzen sich aus dem spezifischen elektrischen Energiebedarf e_s in kWh/kg der Anlage, dem Strompreis k_s in €₂₀₂₀/kWh und dem Massenstrom $\dot{m}_{CO_2}$ in kg/a zusammen.

$$K_{var} = e_s \cdot k_s \cdot \dot{m}_{CO_2} \quad \text{Gl. 15}$$

Die Verflüssigung wurde in AP 3 dimensioniert. Die Investitionskosten wurde mit der Faktoren-Methode ermittelt (s. Abschnitt III.3.2.5). Alle weiteren Annahmen zur Berechnung der Annuität A , der betriebsgebundenen Kosten K_{fix} und der verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} der Verflüssigung sind in Tabelle III-17 zusammengefasst.

Tabelle III-17: Annahmen zur Berechnung der Kosten der CO₂-Verflüssigung.

Größe		Wert	Quellen
Abschreibungsdauer	n	20 Jahre	Eigene Annahme
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten	K_{inv}	50.191.748 € ₂₀₂₀	Intern Berechnet (AP 3)
Strompreis	k_S	0,10 € ₂₀₂₀ /kWh	Eigene Annahme
Energiebedarf	e_S	0,0883 kWh/kg	[21, 53]
Betriebs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	4 % von Capex	Eigene Annahme

Speichertanks

Die spezifischen Kosten für die Speicherung an den Terminals werden mithilfe der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Die Speichertanks wurden in Abstimmung mit AP 3 so dimensioniert, dass eine Ausfallzeit der Schiffe in Höhe von einer Woche überbrückt werden kann. Die spezifischen Investitionskosten wurden auf Basis von [21, 53] mit 573,9 €₂₀₂₀/t CO₂ angenommen. Für das während der Lagerung in den Tanks entstehende Boil-off-Gas wird eine Rückverflüssigung berücksichtigt. Hierfür wird eine elektrische Leistung von 137,1 kW benötigt [55]. Die variablen Kosten setzen sich aus dem spezifischen Energiebedarf der Rückverflüssigung e_S in kWh/kg, dem Strompreis k_S in €₂₀₂₀/kWh und dem BOG-Massenstrom $\dot{m}_{\text{BOG}}$ in kg/a zusammen.

$$K_{\text{var}} = e_S \cdot k_S \cdot \dot{m}_{\text{BOG}} \quad \text{Gl. 16}$$

Alle Annahmen zur Berechnung der Annuität A sowie der betriebsgebundenen Kosten K_{OM} und der verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} der Zwischenspeicherung sind in Tabelle III-18 zusammengefasst.

Tabelle III-18: Annahmen zur Berechnung der Kosten der CO₂-Speicherung am Hafen.

Größe		Wert	Quellen
Abschreibungsdauer	n	20 Jahre	Eigene Annahme
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten	K_{inv}	246.132.490 € ₂₀₂₀	Nach [21, 53]
Strompreis	k_S	0,10 € ₂₀₂₀ /kWh	Eigene Annahme
Energiebedarf	e_S	0,0279 kWh/kg	[55]
Betriebs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	5 % von Capex	[21, 53]

Be- und Entladung

Die Kosten für die Be- und Entladung werden mithilfe der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Die variablen Kosten setzen sich aus dem spezifischen elektrischen Energiebedarf e_S in kWh/kg der Anlage und dem Strompreis k_S in €/2020/kWh zusammen. Der spezifische Energiebedarf für die Be- und Entladung e_S wurde mit Gleichung Gl. 18 aus der elektrischen Leistung der Pumpe P_P in kW, der Verfügbarkeit des Ladearms flh_L in h/a und dem Massenstrom $\dot{m}_{CO_2}$ in kg/a berechnet.

$$K_{\text{var}} = e_S \cdot k_S \cdot \dot{m}_{CO_2} \quad \text{Gl. 17}$$

$$e_S = \frac{flh_L}{\dot{m}_{CO_2}} \cdot P_P \quad \text{Gl. 18}$$

Es wird angenommen, dass bei der Verladung kein CO₂ Schlupf entsteht. Alle weiteren Annahmen zur Berechnung der Annuität A sowie der betriebsgebundenen Kosten K_{fix} und der verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} der Be- und Entladung sind in Tabelle III-19 zusammengefasst.

Tabelle III-19: Annahmen zur Berechnung der Kosten des CO₂-Umschlags am Hafen.

Größe		Wert	Quellen
Abschreibungsdauer	n	20 Jahre	Eigene Annahme
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten	K_{inv}	47.663.955€ ₂₀₂₀	[21, 53]
Strompreis	k_S	0,10 €/2020/kWh	Eigene Annahme
Leistung Pumpe	P_P	44,6 kW	Eigene Annahme
Verfügbarkeit	flh_L	8.562 h/a	Analog Schiff
Betriebs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	2 % von Capex	[21, 53]

III.4.2.1.2 Ergebnisse

Die jährlichen Gesamtkosten für das CO₂-Management werden maßgeblich von zwei Faktoren bestimmt: der jährlich zu transportierenden CO₂-Menge und der Transportdistanz. Da die bei der Dehydrierung mit anschließender CO₂-Abtrennung anfallenden CO₂-Mengen je nach Derivat variieren, wirken sich diese direkt auf den wirtschaftlichen Gesamtaufwand des Closed-Carbon-Loops aus. Im DME-Szenario fällt mit 18,44 Mio. t CO₂ pro Jahr die geringste CO₂-Transportmenge an, im Vergleich zu 21,55 Mio. t bei SNG und 22,76 Mio. t bei MeOH (s. Abbildung 7). Dementsprechend weist DME die geringsten jährlichen Gesamtkosten auf, da für die gleiche Menge an importiertem Wasserstoff (hier: 100 TWh, bezogen auf den Brennwert) weniger CO₂ zurückgeführt werden muss. Bei den spezifischen Kosten in Euro pro Tonne CO₂ sind dagegen ähnliche Kosten zu erwarten, da bei steigenden Gesamtkosten auch größere Mengen an CO₂ pro Jahr transportiert werden.

Wie in Abbildung 17 dargestellt, steigen die spezifischen Kosten pro Tonne CO₂ unabhängig vom jeweiligen Derivat mit zunehmender Transportdistanz deutlich an. Gleichzeitig ist ein linearer Anstieg bei der benötigten Anzahl an Schiffen pro Jahr zu beobachten, was auf längere Umlaufzeiten pro Schiff infolge größerer Transportdistanzen zurückzuführen ist.

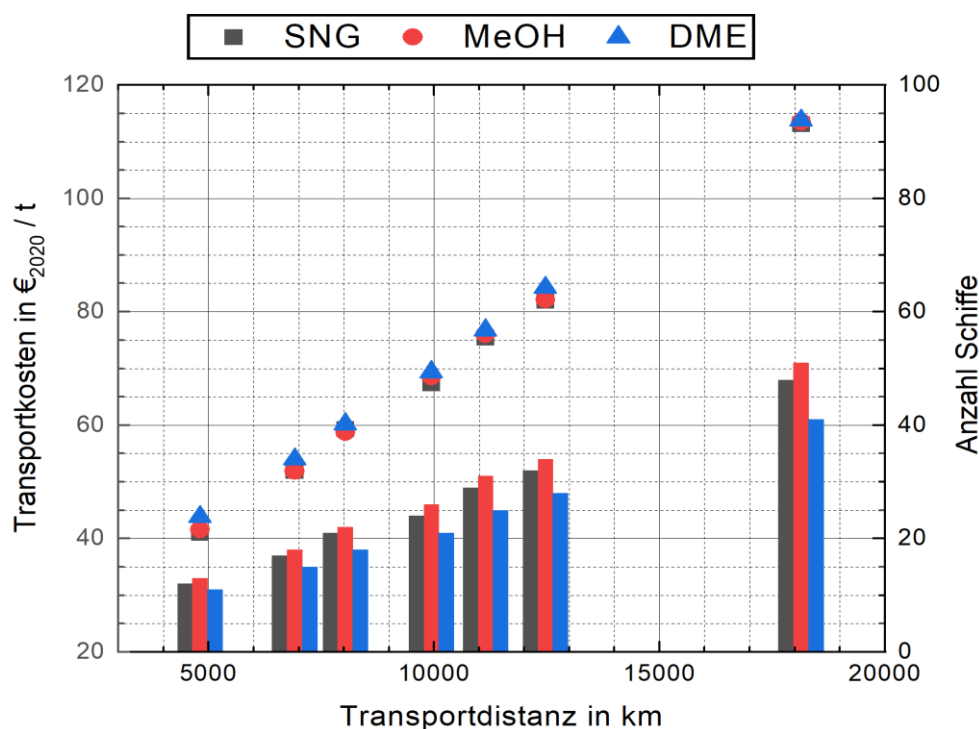


Abbildung 17: Spezifische CO₂-Transportkosten in Abhängigkeit der Transportdistanz.

Abbildung 18 zeigt die spezifischen Kostenanteile der einzelnen Komponenten des Closed-Carbon-Loops. Die Gesamtkosten liegen je nach Transportdistanz zwischen 41 €/t_{CO₂} (SNG aus Kanada) und rund 114 €/t_{CO₂} (DME aus Australien). Zwischen den Derivaten besteht hinsichtlich der Gesamtkosten nur ein vergleichsweise geringer Kostenunterschied von 0,6 % bis maximal 6,4 %. Die Aufschlüsselung der Kostenanteile verdeutlicht, dass der Schiffstransport mit 62,1 % bis 87,2 % den größten Anteil an den spezifischen Gesamtkosten hat und erwartungsgemäß stark von der Transportdistanz abhängt.

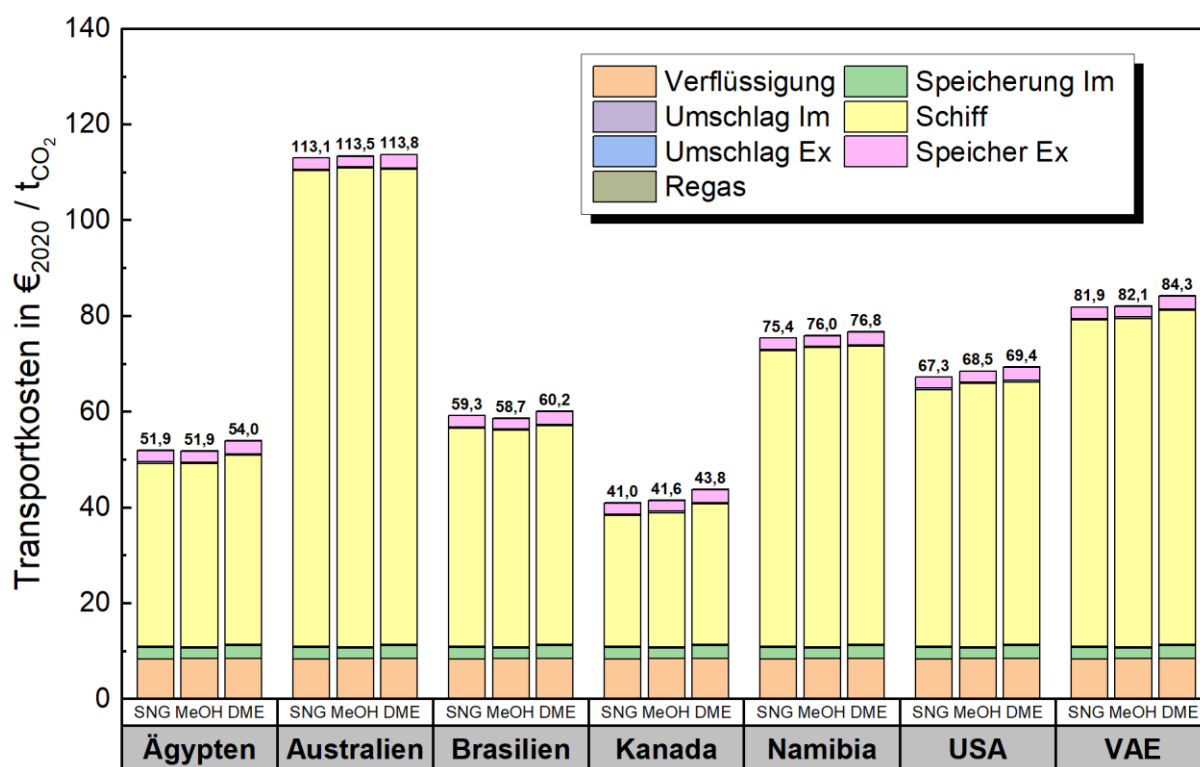


Abbildung 18: Spezifische Kosten des Closed-Carbon-Loops aufgeschlüsselt nach Prozesskettenbestandteilen.

Der Vergleich zwischen SNG, MeOH und DME zeigt, dass sich die spezifischen Kosten pro Tonne CO₂ bei gleicher Transportdistanz nur geringfügig unterscheiden. Die Unterschiede sind vor allem auf den Schiffstransport zurückzuführen. DME weist die höchsten spezifischen Kosten auf, was auf die geringere Menge an transportiertem CO₂ zurückzuführen ist. Aufgrund der fixen Transportkapazität von 70.000 m³ pro CO₂-Tankschiff kommt es im Falle von DME häufiger zu einer geringeren Auslastung der verfügbaren Transportkapazität (Auslastung). Muss ein zusätzliches, aber nur teilweise ausgelastetes Schiff eingesetzt werden, steigen die spezifischen Transportkosten überproportional an. Die unterschiedliche Auslastung der Schiffe in den drei Derivate-Szenarien erklärt auch, weshalb im SNG-Szenario häufig die geringsten spezifischen CO₂-Managementkosten erzielt werden, obwohl die pro Jahr transportierte Menge an CO₂ etwas geringer ist als im MeOH-Szenario. Wie aus Abbildung 19 hervorgeht werden im SNG-Szenario grundsätzlich sehr hohe Schiffsauslastungen von (96,6 bis 98,6 %) erreicht. Dementsprechend würde eine Optimierung der Schiffskapazitäten je Derivat-Szenario die Unterschiede in den spezifischen CO₂-Managementkosten weitgehend ausgleichen.

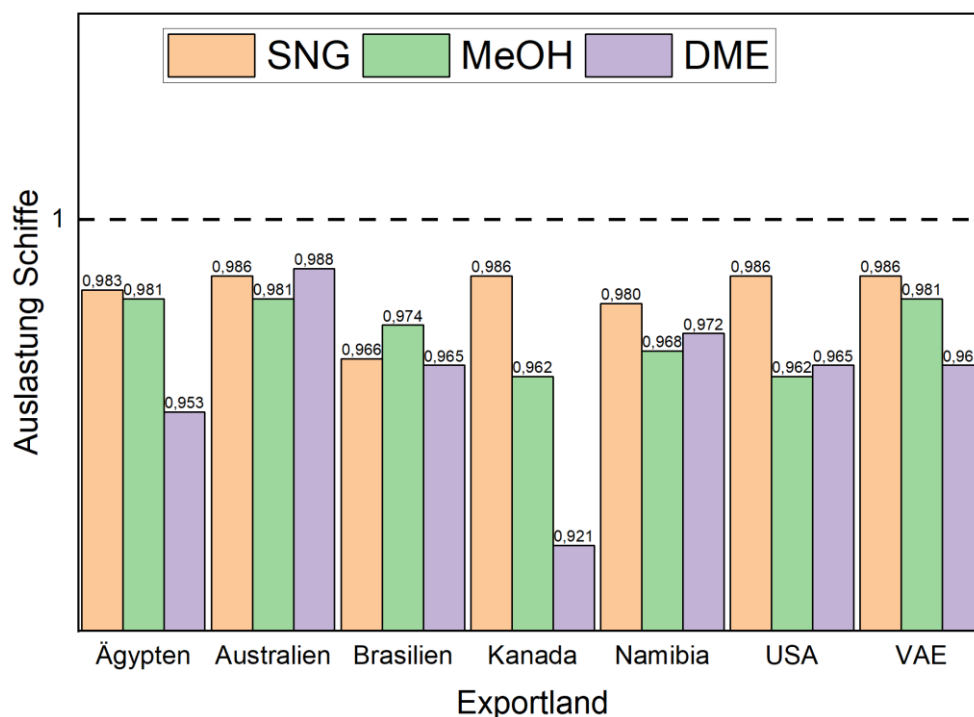


Abbildung 19: Auslastung der CO₂-Transportschiffe in den drei Szenarien

Abbildung 20 zeigt die Aufteilung der Gesamtkosten in Investitionskosten (CAPEX) und Betriebskosten (OPEX). Die OPEX dominieren dabei deutlich und sind mehr als dreimal so hoch wie die CAPEX. Innerhalb der OPEX stellen die Hochseeschiffe - bedingt durch den hohen Treibstoffverbrauch - den größten Kostenfaktor dar, gefolgt von der energieintensiven CO₂-Verflüssigung. Auch bei den CAPEX weisen die CO₂-Tankschiffe die größten Kostenanteile auf. Die Kosten für den CO₂-Umschlag am Hafenterminal sowie für die Regasifizierung sind dagegen vernachlässigbar.

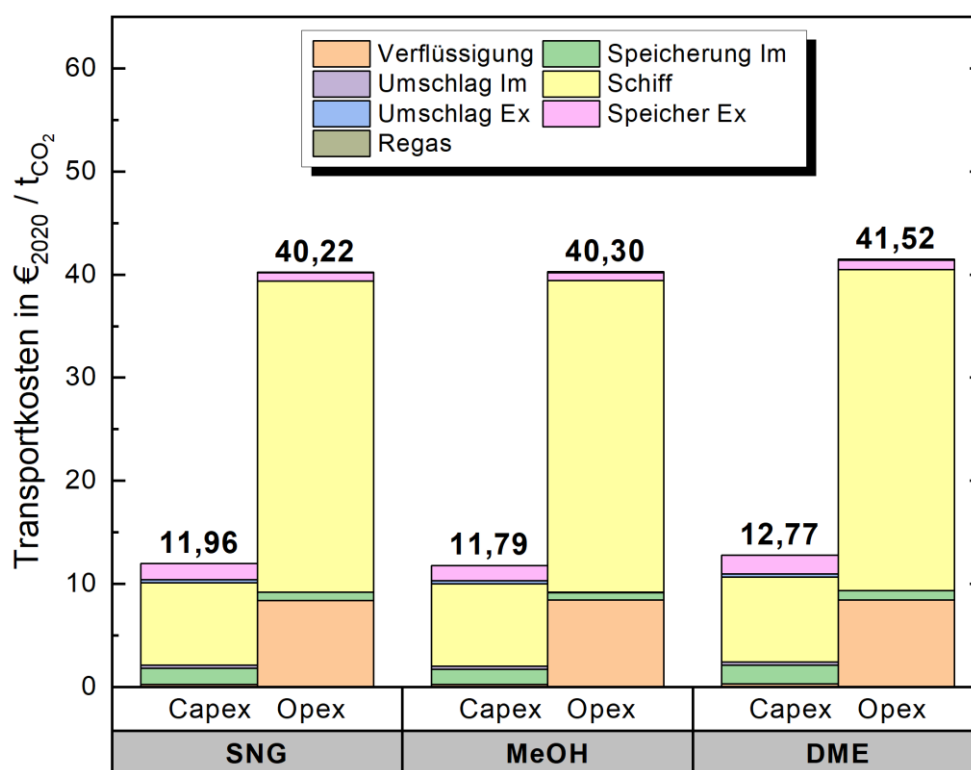


Abbildung 20: Spezifische Kosten des Closed-Carbon-Loops für das Exportland Ägypten - aufgeschlüsselt nach CAPEX und OPEX.

III.4.2.2 CO₂-Transportoptionen für die Weiternutzungsszenarien

III.4.2.2.1 Methodik und Datenbasis

III.4.2.2.1.1 Pipeline

Die spezifischen Kosten für den CO₂-Transport per Pipeline beinhalten entsprechend Abschnitt III.4.1.3.1.1 die folgenden Kostenelemente:

- Einspeisung
- Pipeline mit Zwischen-Pumpstationen zum Ausgleich von Reibungsverlusten

Die Kosten für die Einspeisung werden mithilfe der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Für die Berechnung des Investitionsbedarfs bzw. der Annuität werden zunächst die erforderliche Verdichter- und Pumpleistung berechnet.

Die Berechnung der Verdichterleistung und des damit verbundenen elektrischen Energiebedarfs wurde auf Basis von McCollum & Ogden [92] durchgeführt (s. Gleichung Gl. 19).

$$P_{V,i} = \frac{\dot{m}_{CO_2} \cdot \left(R_{CO_2} T_1 \cdot \frac{\kappa_{12,i}}{\kappa_{12,i} - 1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa_{12,i} - 1}{\kappa_{12,i}}} - 1 \right] Z_{12,i} \right)}{\eta_{isen}} \quad \text{Gl. 19}$$

$P_{V,i}$	Verdichterleistung für Stufe i in W	$Z_{12,i}$	Mittlerer Realgasfaktor für Stufe i
$\dot{m}_{CO_2}$	Massenstrom in kg/s	p_1	Druck (Eintritt) in [bar]
R_{CO_2}	Spezifische Gaskonstante in [J/mol K ⁻¹]	p_2	Druck (Austritt) in [bar]
T_1	Temperatur (Eintritt) in K	η_{isen}	Isentroper Wirkungsgrad
$\kappa_{12,i}$	Mittlerer Isentropenexponent für Stufe i		

Für das als konstant angenommene Kompressionsverhältnis pro Verdichterstufe gilt nach [92]:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{p_{crit}}{p_{init}} \right)^{\left(\frac{1}{N_V} \right)} \quad \text{Gl. 20}$$

p_{crit}	Druck nach Austritt aus letzter Stufe (kritischer Druck); 73,8 bar
p_{init}	Druck vor dem Eintritt in die erste Stufe in bar
N_V	Anzahl Verdichterstufen

Damit folgt für den Gesamtenergiebedarf des Verdichters P_A :

$$P_{A,V} = \frac{\sum_i^N P_{V,i}}{\eta_e} \quad \text{Gl. 21}$$

$P_{A,V}$	Energiebedarf Verdichter in W	N	Anzahl Verdichterstufen
$P_{V,i}$	Verdichterleistung für Stufe i in W	η_e	Wirkungsgrad Antrieb

Solomon et al. [76] geben an, dass die maximale Leistung eines einzelnen Verdichterstrangs auf eine Leistung von 35 MW begrenzt ist. Bei höheren Verdichterleistungen werden demnach mehrere parallele Stränge benötigt.

Für die Antriebsleistung der nachgeschalteten Pumpe gilt nach McCollum & Ogden [92] der folgende Zusammenhang:

$$P_{A,P} = \frac{\dot{m}_{CO_2} \cdot (p_2 - p_1)}{\rho_{CO_2} \cdot \eta_P \cdot \eta_e} \quad \text{Gl. 22}$$

$P_{A,P}$	Antriebsleistung Pumpe in W	p_1	Druck (Eintritt) in [bar]
$\dot{m}_{CO_2}$	Massenstrom in kg/s	p_2	Druck (Austritt) in [bar]
R_{CO_2}	Spezifische Gaskonstante in [J/mol K ⁻¹]	η_P	Wirkungsgrad Pumpe
ρ_{CO_2}	Mittlere Dichte	η_e	Wirkungsgrad Antrieb

Die variablen Kosten setzen sich aus dem Energiebedarf des Verdichters und der nachgeschalteten Pumpe zusammen. Für die spezifischen elektrischen Energiebedarfe e_S in kWh/kg gilt:

$$e_S = \frac{flh_A}{\dot{m}_{CO_2}} \cdot P_A \quad \text{Gl. 23}$$

P_A	Antriebsleistung Pumpe bzw. Verdichter in kW
$\dot{m}_{CO_2}$	Massenstrom in kg/a
flh_A	Betriebsstunden Pumpe bzw. Verdichter in h/a

In Tabelle III-20 sind alle Annahmen zur Berechnung der Annuität A sowie für die verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} und die betriebsgebundenen Kosten K_{OM} der Einspeisung zusammengefasst.

Tabelle III-20: Annahmen zur Berechnung der Kosten für den Einspeiseverdichter.

Größe		Wert	Quellen
Anfangsdruck	p_0	7 bar	Eigene Annahme
Anfangstemperatur	T_0	15 °C	Eigene Annahme
Druck Inject	p_I	150 bar	Eigene Annahme
Minimaler Druck	$p_{\min}$	85 bar	Eigene Annahme
Mittlere Temperatur	$\bar{T}$	25 °C	Eigene Annahme
Isentroper Wirkungsgrad	η_{isen}	0,8	[76]
Wirkungsgrad Pumpen/Verdichter	η_P	0,9	Eigene Annahme
Max. Verdichterleistung	$P_{V,\max}$	35 MW	[76]
Max. Pumpleistung	$P_{P,\max}$	2 MW	[76]
Abschreibungsdauer	n	15 Jahre	[76]
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten Verdichter	$K_{\text{Inv},V}$	21,9 M€ ₂₀₁₀	[76]
Investitionskosten Pumpe	$K_{\text{Inv},P}$	74,3 k€ ₂₀₁₀	[76]
Betriebs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	3 % von Capex	Eigene Annahme
Anzahl Verdichterstufen	N_V	5	[76]

Die Kosten für den **CO₂-Pipelinetransport** werden - analog zur Einspeisung – auf Basis der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Die verbrauchsgebundenen Kosten ergeben sich aus dem Energiebedarf der Zwischenpumpstationen, die erforderlich sind, um Druckverluste infolge von Rohrreibung auszugleichen². Für die Berechnung des Investitionsbedarfs muss die Pipeline zunächst entsprechend der Transportaufgabe ausgelegt werden.

Die Auslegung der CO₂-Pipelines erfolgt, abgesehen von den Besonderheiten bei der Dimensionierung der erforderlichen Wandstärke (s. Abschnitt III.4.1.3.1), analog zu Erdgas- oder Wasserstoffpipelines und ist ein mehrstufiger, iterativer Prozess. Die im Folgenden beschriebene Vorgehensweise bezieht sich dabei auf den in diesem Projekt betrachteten Onshore-Leitungstransport von CO₂ in der dichten Phase. Die zentrale Auslegungsgröße stellt dabei der Durchfluss dar, welcher zusammen mit der Dichte und der Strömungsgeschwindigkeit maßgebend für die Ermittlung des optimalen Innendurchmesser ist [58]. Zu klein dimensionierte Rohrleitungen führen zu hohen Strömungsgeschwindigkeiten und damit zu hohen Druckverlusten, was den Betrieb der Pipeline ineffizient gestaltet und den Bedarf an Zwischenverdichtung bzw. Pumpstationen erhöht.

² Druckverluste infolge von Höhenunterschieden wurden vernachlässigt.

Außerdem führen hohe Strömungsgeschwindigkeiten zu Erosion an den Rohrrinnenwänden, was zu erhöhten Wartungskosten und sicherheitsrelevanten Problemen führen kann sowie zu einer hohen Geräuschentwicklung. Zu groß dimensionierte Rohrleitungen beeinträchtigen dagegen die Wirtschaftlichkeit der Pipeline. Ziel der Auslegung von Rohrleitungen ist es daher, einen Innendurchmesser zu wählen, der gerade groß genug ist, um die Transportaufgabe zu lösen, ohne dass überhöhte Strömungsgeschwindigkeiten und Druckverluste auftreten. Als Grenze für die maximale Strömungsgeschwindigkeit wird in der Praxis die sog. Erosions-Geschwindigkeit definiert [58]. Dabei handelt es sich um die Geschwindigkeit, bei der noch keine signifikante Materialabtragung (Erosion) an der Innenwand der Pipeline auftritt. Verschiedene Studien haben sich in der Vergangenheit mit der maximalen Strömungsgeschwindigkeit in Pipelines auseinandergesetzt und empirische Formeln zur Bestimmung der Erosionsgeschwindigkeit entwickelt [58]. Im Falle des Transports von CO₂ in der dichten Phase werden häufig Geschwindigkeiten im Bereich von 0,5 bis 6 m/s verwendet [74]. Beim Transport in der Gasphase sind es 5 m/s bis 20 m/s [74]. Dabei ist zu beachten, dass die Fluidgeschwindigkeit innerhalb einer Pipeline mit zunehmendem Druckverlust steigt. Dementsprechend liegt die maximale Geschwindigkeit immer am Ende eines Pipelineabschnitts vor. Wird die maximale Fluidgeschwindigkeit überschritten, muss die Auslegung der Pipeline durch die Wahl eines höheren Eingangsdrucks oder ggfs. eine Erhöhung des Innendurchmessers angepasst werden.

Der Durchfluss wird im hier betrachteten Fall durch die Carbon Capture-Anlagen vorgegeben und kann entweder als Massenstrom oder Volumenstrom definiert werden. Der zuvor beschriebene Zusammenhang zwischen Strömungsgeschwindigkeit, Durchfluss und Innendurchmesser, ohne Berücksichtigung des Druckverlusts, wird durch die Kontinuitätsgleichung (Integralform über Rohrquerschnitt) beschrieben:

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{4 \cdot Q_m}{D^2 \cdot \pi \cdot \rho} \quad \text{Gl. 24}$$

D	Innendurchmesser in m	A	Strömungsquerschnittsfläche in m ²
Q_m	Maximaler Massenstrom in kg/s	Q_v	Volumenstrom in m ³ /s
v	Strömungsgeschwindigkeit in m/s	ρ	Dichte von CO ₂ in kg/m ³

Für den Druckverlust infolge von Rohrreibung³ gilt entsprechend der Darcy-Weisbach-Gleichung der folgende Zusammenhang:

³ Druckverluste infolge von Höhenunterschieden wurden vernachlässigt.

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\rho v^2}{2} \quad \text{Gl. 25}$$

Δp	Druckverlust durch Reibung in Pa	D	Innendurchmesser in m
λ	Rohrreibungsbeiwert	ρ	Fluidichte in kg/m ³
L	Rohrleitungslänge in m	v	Mittlere Strömungsgeschw. in m/s

Einsetzen von Gleichung Gl. 24 in Gleichung Gl. 25 liefert:

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \frac{8 \cdot \lambda \cdot L \cdot Q_m^2}{\pi^2 \cdot \rho \cdot D^5} \quad \text{Gl. 26}$$

Der in Gleichung Gl. 26 enthaltene Rohrreibungsbeiwert wird nach der empirischen Formel von Colebrook-White iterativ berechnet (s. Gleichung Gl. 27 und Abbildung 21)

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \log \left(\frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{\lambda}} + \frac{k_s}{3,71 \cdot D} \right) \quad \text{Gl. 27}$$

λ	Rohrreibungsbeiwert
Re	Reynoldszahl
k_s	Rohrrauigkeit
D	Innendurchmesser in m

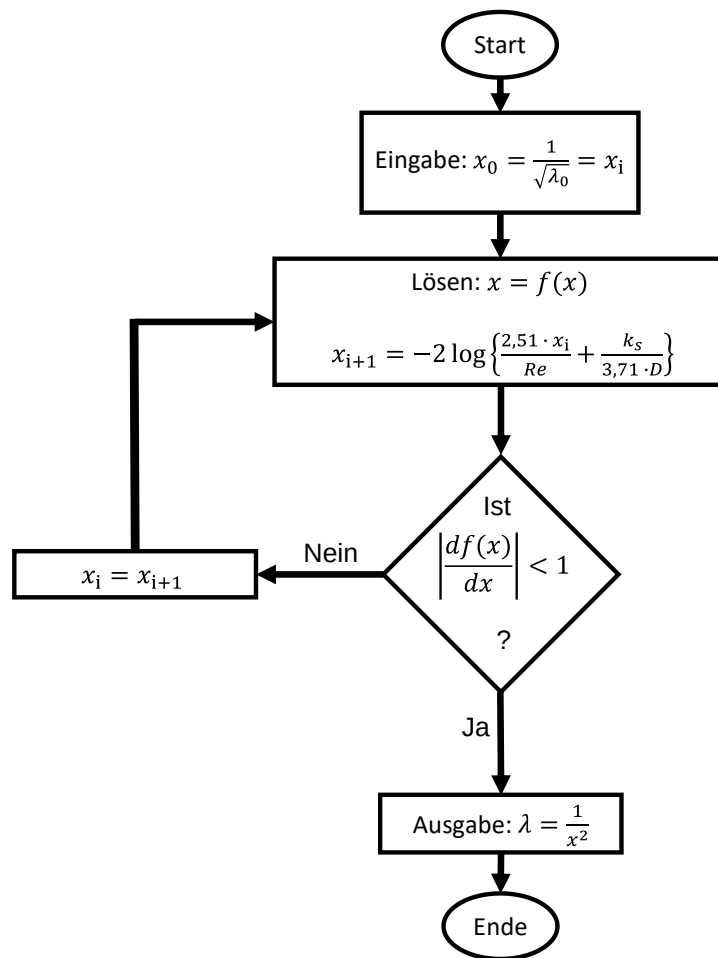


Abbildung 21: Iterative Berechnung des Rohrreibungsbeiwerts. Eigene Darstellung basierend auf [93].

Wie aus Gleichung Gl. 27 hervorgeht, hängt der Rohrreibungsbeiwert von der Reynolds-Zahl, der Rohrrauigkeit und dem Innendurchmesser ab. Die Reynoldszahl selbst ist ebenfalls vom Innendurchmesser abhängig (s. Gl. 28).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad \text{Gl. 28}$$

Re	Reynoldszahl	v	Strömungsgeschwindigkeit in m/s
ρ	Dichte in kg/m ³	D	Innendurchmesser in m
μ	Dynamische Viskosität in kg·m ⁻¹ ·s ⁻¹		

Eine weitere zentrale Größe zur Berechnung des erforderlichen Pipeline-Innendurchmessers ist der Maximaldruck und der Mindestdruck der Pipeline.

Unter der Annahme, dass sowohl der Betriebsdruck der Pipeline, als auch der Mindestdruck bekannt sind, lässt sich durch Umformen von Gleichung Gl. 26 diejenige Pipelinelänge ermitteln, innerhalb derer der Mindestdruck nicht unterschritten wird.

$$L_{A,max} = \frac{(p_1 - p_2) \cdot \pi^2 \cdot \rho \cdot D^5}{8 \cdot \lambda \cdot Q_m^2} \quad \text{Gl. 29}$$

N_{Pump}	Anzahl Pumpstationen	v	Strömungsgeschwindigkeit in m/s
L	Gesamtlänge der Pipeline in m	D	Innendurchmesser in m
$L_{A,max}$	Max. Länge Pipelineabschnitt in m		

$L_{A,max}$ repräsentiert dabei die maximale Länge des Pipelineabschnitts, die den von der Carbon Capture Anlage vorgegebenen maximalen CO₂-Massenstrom und die Überwindung der Rohrreibungsverluste bei dem gegebenen Druckabfall über den Pipelineabschnitt und bei dem gewählten Innendurchmesser ermöglicht.

Der Mindestdruck p_2 wird in der Regel mit ausreichend Abstand zum kritischen Druck des Fluids (für CO₂: 73,8 bar) gewählt. Der Eingangsdruck entspricht dem Betriebsdruck der Leitung. Ist die Länge des Pipelineabschnitts geringer, als die Gesamtlänge der Pipeline müssen sog. Boosterstationen bzw. Pumpstationen berücksichtigt werden, welche den Druck wieder auf das ursprüngliche Niveau anheben. Für die Anzahl der benötigten Pumpstationen gilt:

$$N_{Pump} = \frac{L}{L_{A,max}} \quad \text{Gl. 30}$$

N_{Pump}	Anzahl Pumpstationen	v	Strömungsgeschwindigkeit in m/s
L	Gesamtlänge der Pipeline in m	D	Innendurchmesser in m
$L_{A,max}$	Max. Länge Pipelineabschnitt in m		

Die erforderliche Antriebsleistung je Pumpstation wird analog zu Gleichung Gl. 22 berechnet. Zhang et al. [94] empfehlen die über Gleichung Gl. 30 berechnete Distanz um 10 % zu reduzieren, um einen sicheren Pipelinebetrieb zu gewährleisten.

Mithilfe der Gleichungen Gl. 26 bis Gl. 30 lässt sich der für die Transportaufgabe benötigte Innendurchmesser sowie die ggfs. benötigte Anzahl an Boosterstationen berechnen. Die Berechnungen wurden aufgrund der Komplexität mit einem am DVGW-EBI entwickelten Python-Tool durchgeführt. Da zentrale Größen der Berechnung stark voneinander abhängen und nicht explizit vorliegen, erfolgt ihre Bestimmung innerhalb des Tools iterativ über die Minimierung einer Residuenfunktion. Die hierzu notwendigen Informationen und Randbedingungen beinhaltet die Ermittlung der maximal zu transportierenden Menge an CO₂ (Massenstrom), die zu überbrückende Transportdistanz sowie sonstige Randbedingungen wie z. B. Ein- und Ausspeisedruck, Mindestdruck, Pipelinelänge und Umgebungstemperatur oder die zugehörigen Stoffdaten.

Basierend auf der Auslegung der Pipeline (erforderlicher Nenndurchmesser bzw. Pipelinekapazität und Länge der Pipeline) können die Kosten für den Pipelinetransport berechnet werden. Für die Investitionskosten K_{inv} der Pipeline wurden Literaturdaten verwendet (s. Abbildung 22). Aufgrund der großen Bandbreite dieser Daten, wird die Kostenrechnung bzgl. des Investitionsbedarfs mit Minimum- und Maximum Werten durchgeführt, um die Unsicherheit in Bezug auf den Investitionsbedarf zu adressieren.

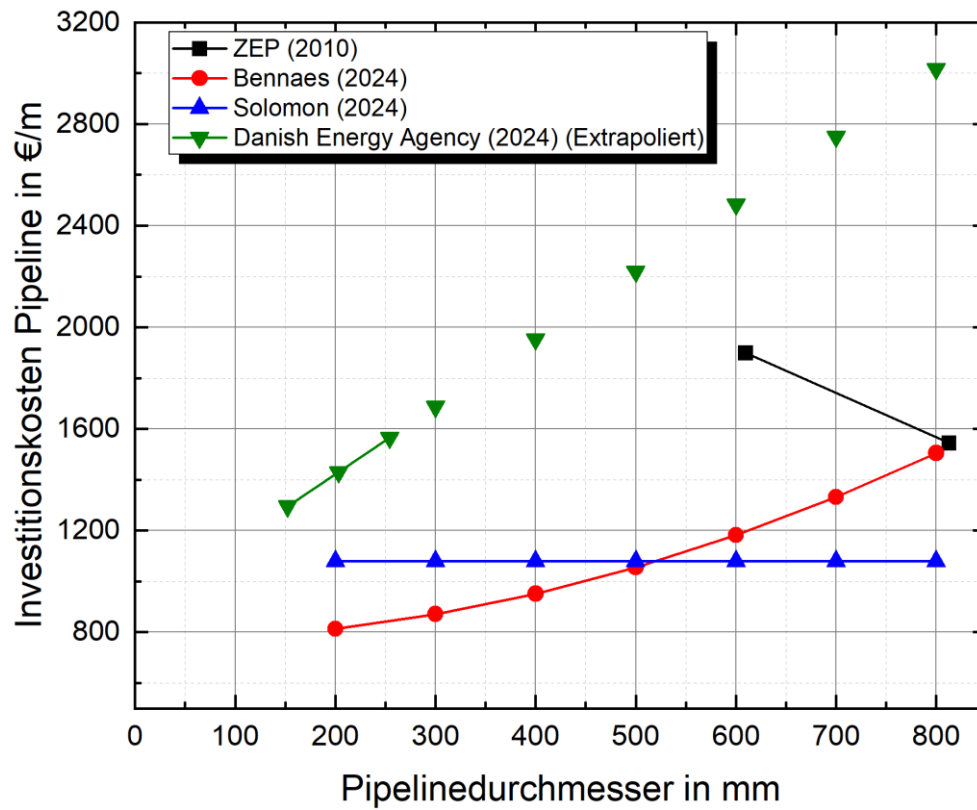


Abbildung 22: Investitionskosten für CO₂-Pipelines in Abhängigkeit des Nenndurchmessers [65, 76, 90, 95].

Der spezifische Energiebedarf pro Boosterstation wird über Gleichung Gl. 23 berechnet. Alle weiteren Annahmen zur Berechnung der verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} sowie für die Annuität A und die betriebsgebundenen Kosten K_{fix} des CO₂-Pipelinetransports (bestehend aus Rohrleitung und Boosterstationen) sind in Tabelle III-21 zusammengefasst.

Tabelle III-21: Annahmen zur Berechnung der Kosten für den CO₂-Pipelinetransport in der dichten Phase.

Größe		Wert	Quellen
Anfangsdruck	p_0	7 bar	Eigene Annahme
Anfangstemperatur	T_0	15 °C	Eigene Annahme
Druck Inject	p_I	150 bar	[59, 64]
Minimaler Druck	$p_{\min}$	85 bar	[59, 64]
Mittlere Temperatur	$\bar{T}$	25 °C	Eigene Annahme
Rohrreibung	k	0,1 mm	[93]
Abschreibungsdauer	n	40 Jahre	Eigene Annahme
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Minimale Auslastung	$flh_{\min}$	4000 h/a	Eigene Annahme
Maximale Auslastung	$flh_{\max}$	8000 h/a	Eigene Annahme
Durchmesser	d_i	800 mm	Eigene Annahme
Minimale Investitionskosten	$K_{\text{inv},\min}$	1078,4 €/m	[76]
Maximale Investitionskosten	$K_{\text{inv},\max}$	3015,98 €/m	[65]
Fixe Betriebskosten	k_{OM}	1,5 % Capex	[91]

III.4.2.2.1.2 Schiene und Straße

Die spezifischen Kosten für den CO₂-Transport per Schiene und Straße beinhalten entsprechend Abschnitt III.4.1.3.2.1 die folgenden Kostenelemente:

- Transport per Lkw bzw. Zug
- Konditionierung
- Pufferspeicher
- Beladung der Kesselwagen bzw. Tankauflieger

Die Kosten für den Transport per Schiene und Straße werden mithilfe der Gleichungen Gl. 6 bis Gl. 9 berechnet. Für die Ermittlung des Investitionsbedarfs K_{inv} bzw. der Annuität A wird zunächst die erforderliche Anzahl an Lkw bzw. Zügen und Kesselwagen für die zugrundeliegende Transportaufgabe (s. Abschnitt III.4.1) ermittelt.

Im Falle des **Transports per Lkw** ergibt sich die Anzahl an benötigten Fahrzeugen n_F aus der Transportkapazität pro Fahrzeug m_T in Tonnen, der erforderlichen Anzahl an Umläufen pro Jahr sowie der zu transportierenden CO₂-Menge $\dot{m}_{CO_2}$ in Tonnen pro Jahr.

$$n_F = \left\lceil \frac{\dot{m}_{CO_2}}{U \cdot m_T} \right\rceil \quad \text{Gl. 31}$$

Die Anzahl der Umläufe pro Fahrzeug und Jahr wird aus der Umlaufzeit t_U in h und der jährlichen Verfügbarkeit des Fahrzeugs h_a in h/a berechnet:

$$U = \left\lfloor \frac{h_a}{t_U} \right\rfloor \quad \text{Gl. 32}$$

Die Verfügbarkeit wird aus der typischen Jahresfahrleistung in der straßengebundenen Güterlogistik L_a in km/a und der durchschnittlichen Transportgeschwindigkeit $\bar{v}$ in km/h ermittelt.

$$h_a = \frac{L_a}{\bar{v}} \quad \text{Gl. 33}$$

Die Umlaufzeit t_U setzt sich aus der Transportdistanz d in km, der mittleren Transportgeschwindigkeit $\bar{v}$ in km/h und dem Zeitbedarf für die Be- und Entladung t_{BE} in h zusammen.

$$t_U = \frac{2d}{\bar{v}} + 2t_{BE} \quad \text{Gl. 34}$$

Die Anzahl der benötigten **Güterzüge** wird analog zu Gleichung Gl. 31 berechnet. Bei der Berechnung der maximalen Kapazität pro Ganzzug $m_{T,max}$ ist die maximal mögliche Länge der Ganzzüge von 600 m berücksichtigen [83]. Basierend auf VTG [81] wird somit von 40 Kesselwägen pro Ganzzug ausgegangen, was einer maximalen Kapazität von ca. 2500 Tonnen CO₂ pro Güterzug (exkl. Lok) entspricht.

Als verbrauchsgebundene Kosten K_{var} setzen sich aus den spezifischen Kraftstoffkosten k_K (Lkw) in €/2020/l bzw. den Stromkosten k_S (Güterzug) in €/2020/kWh und dem mittleren spezifischen Kraftstoffbedarf e_K in l/km (Lkw) bzw. dem mittleren spezifischen Strombedarf e_S in kWh/km (Güterzug) zusammen:

$$K_{\text{var,Lkw}} = e_K \cdot 2 d U \cdot k_K \quad \text{Gl. 35}$$

$$K_{\text{var,Zug}} = e_S \cdot 2 d U \cdot k_S \quad \text{Gl. 36}$$

Die betriebsgebundenen Kosten K_{fix} beinhalten die Personalkosten K_W in €/2020/a, die Wartungs- und Instandhaltungskosten K_{OM} in €/2020/a sowie die Trassenentgelte bzw. Mautgebühren k_T in €/2020/km.

$$K_{\text{fix}} = K_W + K_{OM} + K_G = w \cdot h_a + k_{OM} \cdot K_{\text{inv}} + d \cdot k_T \quad \text{Gl. 37}$$

In Tabelle III-22 und Tabelle III-23 sind die Annahmen zur Berechnung der Annuität A sowie der betriebsgebundenen Kosten K_{fix} und der verbrauchsgebundenen Kosten K_{var} des CO₂-Transports per Straße bzw. Schiene zusammengefasst.

Tabelle III-22: Annahmen zur Berechnung der Transportkosten per Straße.

Größe		Wert	Quelle
Transportdruck	p_t	24 bar	[78]
Transporttemperatur	T_t	-40 °C	[78]
Abschreibungsdauer	n	8 Jahre	Eigene Annahme
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten (Zugmaschine + Tankauflieger)	K_{inv}	421.671 € ₂₀₂₀	[84, 96]
Kapazität Kesselwagen	m_{KW}	24,6 t	(ASCO)
Stundenlohn Fahrer	w	16,30 € ₂₀₂₀ /h	[97]
Mittlerer Kraftstoffbedarf (Hin- und Rückfahrt)	e_k	35 l/100 km	[96]
Jahresfahrleistung	L_a	150.000 km/a	[96]
Mittlere Geschwindigkeit	$\bar{v}$	60 km/h	Annahme
Kraftstoffkosten	k_K	1673 € ₂₀₂₀ /1000 l	[98]
Betriebs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	5 % von Capex	[84]
Be- und Entladedauer	t_{BE}	1,3 h (jeweils)	Eigene Annahme
Emissionsfaktor Diesel		0,288 kg-CO ₂ -eq / kWh	[99]

Tabelle III-23: Annahmen zur Berechnung der Transportkosten per Schiene.

Größe		Wert	Quelle
Transportdruck	p_t	15 bar	[81]
Transporttemperatur	T_t	-30 °C	[81]
Abschreibungsdauer	n	20 Jahre	Eigene Annahme
Kalkulatorische Zins	i	8 %	Eigene Annahme
Investitionskosten (Ganzzug inkl. Lok)	K_{inv}	5.239.347 € ₂₀₂₀	Nach [84]
Kapazität Kesselwagen	m_{KW}	61,7 t	[81]
Max. Länge Ganzzug	L_{zug}	600 m	[83]
Länge Lok	L_{Lok}	20 m	Eigene Annahme
Stundenlohn Fahrer	w	27,17 € ₂₀₂₀ /h	[100]
Mittlerer Energiebedarf (Hin- und Rückfahrt)	e_s	321 MJ/km	Nach [101]
Jahresfahrleistung	L_a	150.000 km/a	[102]
Mittlere Geschwindigkeit	$\bar{v}$	60 km/h	[83]
Strompreis	k_s	0,10 € ₂₀₂₀ /kWh	Eigene Annahme
Trassenentgelt	k_T	3,18 € ₂₀₂₀ /km	[103]
Betriebs- und Instandhaltungskosten	k_{OM}	5 % von Capex	[84]
Be- und Entladedauer	t_{BE}	10 h (pro Waggon)	Eigene Annahme

III.4.2.2.2 Ergebnisse

Die spezifischen Transportkosten des nachgelagerten CO₂-Transports per Pipeline, Straße und Schiene sind in Abhängigkeit von der Transportdistanz in Abbildung 23 dargestellt. Die spezifischen Kosten wurden exemplarisch für das SNG-Szenario mit einer jährlichen CO₂-Menge von 21,55 Millionen Tonnen berechnet. Wie aus der Abbildung hervorgeht, ist der Transport per Pipeline mit durchschnittlich 0,033 €₂₀₂₀/(t·km) am kostengünstigsten. Der Transport auf Schiene und Straße ist mit 0,125 €₂₀₂₀/(t·km) bzw. 0,130 €₂₀₂₀/(t·km) deutlich teurer. Es ist zu beachten, dass die Kosten von Pipelineprojekten stark von der gewählten Trassenführung abhängen und je nach lokalen Randbedingungen stark variieren. Die hier verwendeten Investitionsbedarfe basieren auf Literaturwerten spezifischer Projekte und sind daher mit Unsicherheiten behaftet. Aufgrund der großen Bandbreite der Literaturdaten wurden die Pipelinetransportkosten für minimale und maximal Investitionsausgaben berechnet. Zusätzlich wurden zwei unterschiedliche Auslastungsszenarien (4.000 und 8.000 Betriebsstunden pro Jahr) berücksichtigt. Im günstigsten Fall werden für den Pipelinetransport Transportkosten in Höhe von 0,027 €₂₀₂₀/(t·km) erzielt. Bei geringerer Auslastung steigen die Kosten auf bis zu 0,041 €₂₀₂₀/(t·km) an. Für den Transport großer Volumina über weite Distanzen stellt der Pipeline-Transport damit die wirtschaftlichste und realistischste Option dar. Der Straßentransport ist bis zu einer Entfernung von etwa 300 km eine günstige Option für den diskontinuierlichen oder temporären Transport von geringen CO₂-Mengen. Für größere Entfernungen ist der Schienentransport die wirtschaftlichere Alternative. Erwartungsgemäß steigen die Transportkosten bei allen Transportoptionen mit zunehmender Transportdistanz an. Besonders

ausgeprägt ist dieser Effekt beim Straßentransport, dessen spezifischer Energiebedarf im Vergleich zu den übrigen Transportoptionen höher ist. Beim Transport per Schiene und Straße sind zudem infrastrukturelle Einschränkungen zu berücksichtigen, wie z. B. die Verfügbarkeit und Auslastung des Schienen- und Straßennetzes.

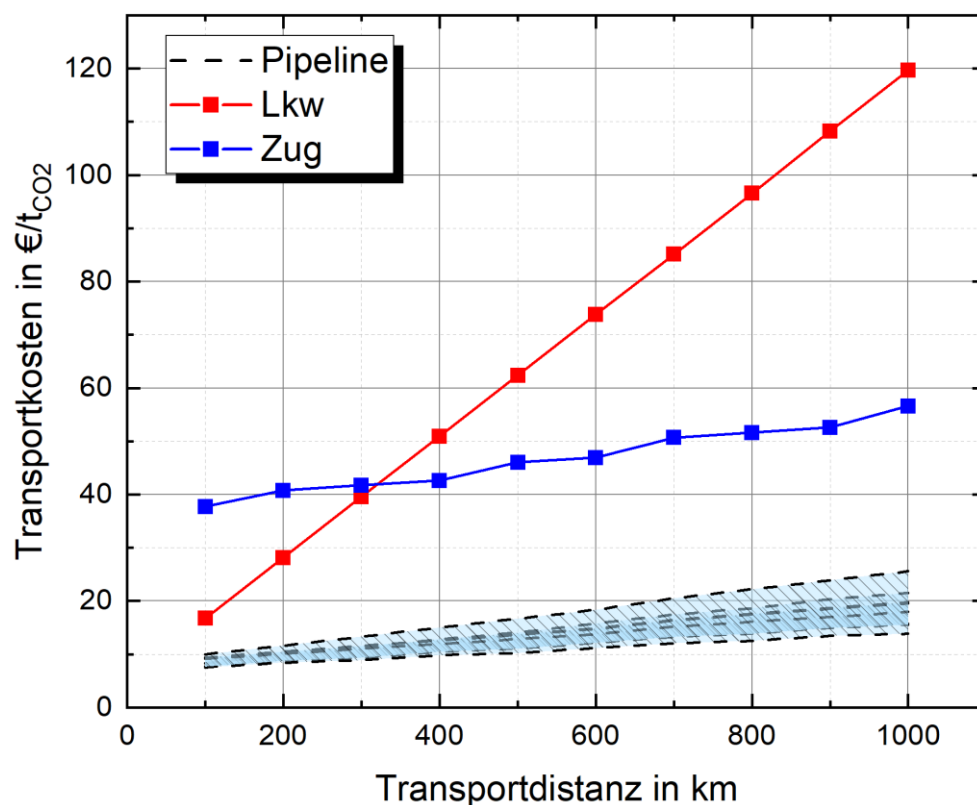


Abbildung 23: Spezifische CO₂-Transportkosten in den Weiternutzungsszenarien.

III.4.3 AP 8.4: Bilanzierung der Treibhausgas-Emissionen

In AP 8.4 werden die im Rahmen von AP 8.3 durchgeführten techno-ökonomischen Analysen um eine ökologische Bewertung (Life Cycle Assessment) der Bereitstellungspfade erweitert. DVGW-EBI hat in diesem Arbeitspaket die Well-to-Gate-Emissionen für den Terminal-zu-Terminal-Transport (Closed Carbon Loop) und die „Weiternutzungsszenarien“ durchgeführt. Die Ergebnisse und die zugehörige Sachbilanz wurden an das Fraunhofer ISE zur Durchführung der Ökobilanz (LCA) übergeben.

Zur Bestimmung der Well-to-Gate-Emissionen (WtG), also der THG-Emissionen, die ab dem Ort der Entstehung (CO₂-Abscheidung) bis zum Ort der Nutzung (hier: Derivatsynthese) entlang der gesamten Prozesskette entstehen, wurde zunächst für alle betrachteten Prozesskettenbestandteile eine vollständige Massen- und Energiebilanz auf Basis der eingehenden Rohstoffe und Energien sowie der emittierten Treibhausgase erstellt (s. Abbildung 24).

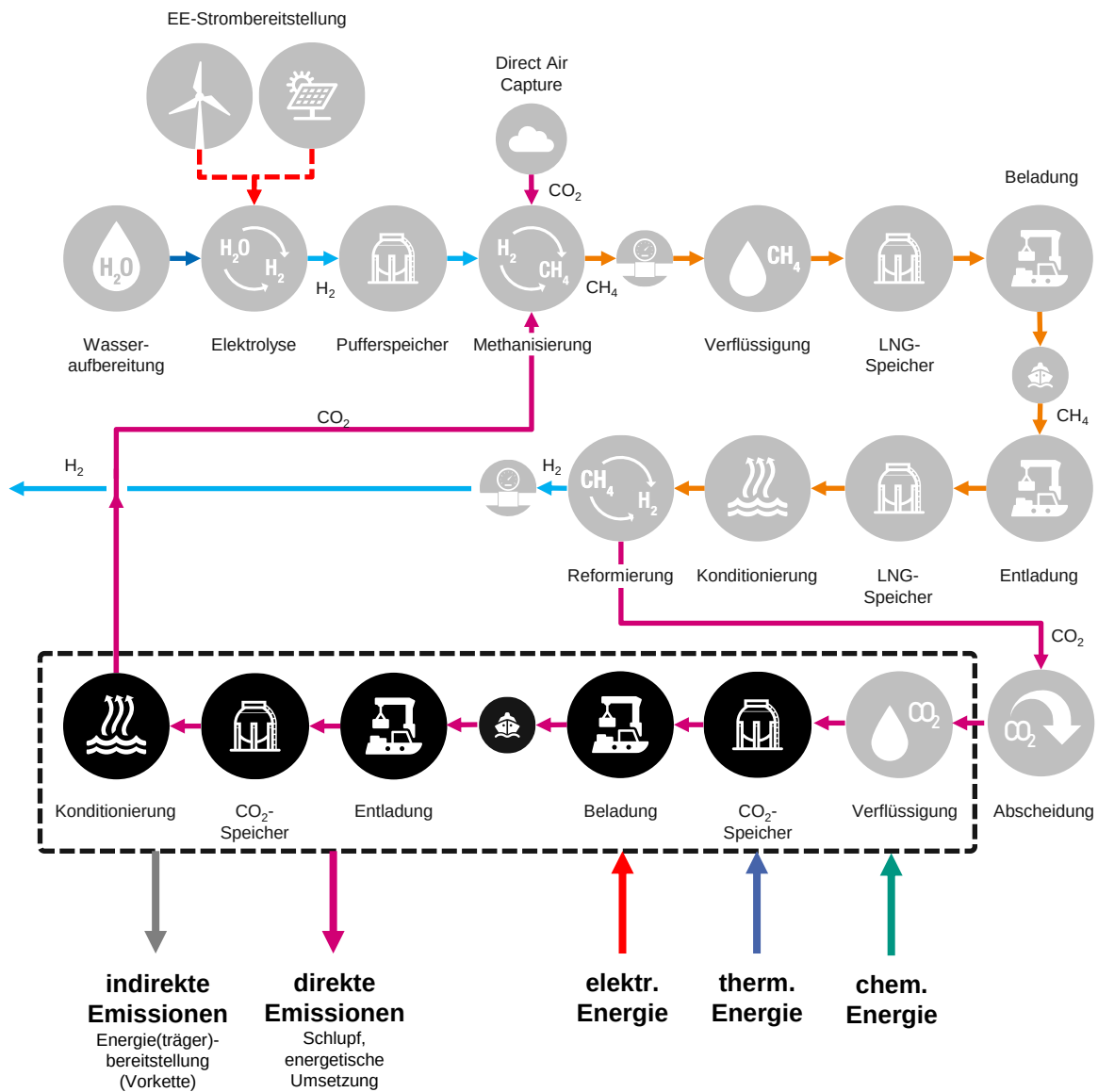


Abbildung 24: Vereinfachter Bilanzraum zur Berechnung der THG-Emissionen der CO₂-Prozesskette am Beispiel von SNG.

Dabei werden ausschließlich direkte⁴ und indirekte⁵ THG-Emissionen berücksichtigt. THG-Emissionen, die mit dem Bau von Gebäuden oder Anlagen verbunden sind (Bauvorleistungen), sind nicht im Well-to-Gate-Bilanzraum enthalten bzw. werden im Rahmen der vollständigen Ökobilanz (LCA) durch das Fraunhofer ISE ermittelt. Als Bezugsjahr wurde das Jahr 2040 festgelegt.

Die Berechnung der THG-Emissionen erfolgt analog zu der Berechnung der verbrauchsgebundenen Kosten (vgl. Gleichung Gl. 9). Statt mit den spezifischen Energieträgerkosten werden die Stoff- und Energieflüsse $E_{i,k}$ der einzelnen Prozesskettenbestandteile i hier jedoch mit den jeweiligen Emissionsfaktoren EF_k multipliziert. Analog werden die direkten Emissionen $B_{i,j}$ mit dem zugehörigen Treibhauspotenzial (GWP_j) in CO₂-Äquivalente (CO₂-eq) umgerechnet.

$$THG_{WtG} = \sum_i \left(\sum_j B_{i,j} \cdot GWP_j + \sum_k E_{i,k} \cdot EF_k \right) \quad \text{Gl. 38}$$

THG_{WtG} Well-to-Gate THG-Emissionen in kg CO₂-eq/a

$B_{i,j}$ Direkte Emissionen des Treibhausgases j in kg/a

GWP_j Treibhauspotenzial des Treibhausgases j in kg CO₂-eq/kg

$E_{i,k}$ Stoff- oder Energiefluss der Komponente k in kg/a bzw. kWh/a

EF_k Emissionsfaktor der Komponente k in kg CO₂-eq/kg bzw. kg CO₂-eq/kWh

Im Rahmen von LNG2Hydrogen wurden die THG-Emissionsberechnungen auf Basis des GWP₁₀₀ für die Treibhausgase CO₂, CH₄ und N₂O durchgeführt (s. Tabelle III-24).

Tabelle III-24: Treibhausgasfaktoren bezogen auf 100 Jahre (GWP₁₀₀) nach [104] S. 714.

Treibhausgas	Summenformel	GWP ₁₀₀ in g CO ₂ -eq/g
Kohlenstoffdioxid	CO ₂	1
Methan	CH ₄	28
Distickstoffoxid	N ₂ O	265

⁴ Direkte Emissionen umfassen alle Emissionen von Treibhausgasen, die infolge von Schlupf oder durch die energetische Umwandlung von fossilen, chemischen Energieträgern entstehen. Da im Rahmen von LNG2Hydrogen ausschließlich erneuerbare Energieträger betrachtet werden und eine vollständige Verbrennung angenommen wird, beschränken sich die direkten Emissionen auf die flüchtigen CO₂-Emissionen entlang der Prozesskette.

⁵ Indirekte Emissionen sind Emissionen, die bei der Bereitstellung von Energie- und Energieträgern entstehen (Vorkettenemissionen).

Tabelle III-25 ist die der Berechnung der direkten und indirekten THG-Emissionen zugrundeliegende Datenbasis zusammengefasst.

Tabelle III-25: Emissionsfaktoren für das Bezugsjahr 2040. Quelle: AP 8.4 (LCA) und eigene Annahmen.

Emissionsfaktoren in kg CO₂-eq/kWh	Strommix	Dieselmkraftstoff	e-Methanol	Kraftstoff (erneuerbar)
Deutschland	0,023	0,266	0,1	0,1
Ägypten	0,164	0,266	0,1	0,1
Australien	0,019	0,266	0,1	0,1
Brasilien	0,037	0,266	0,1	0,1
Kanada	0,019	0,266	0,1	0,1
Namibia	0,057	0,266	0,1	0,1
USA	0,018	0,266	0,1	0,1
VAE	0,164	0,266	0,1	0,1

Prozessschritt	Energiebedarf	Wert	Einheit
Terminal zu Terminal SNG			
Verflüssigung	Spez. Strombedarf	88,3	kWh/t _{CO2}
Speicherung Import	Spez. Strombedarf	0,056	kWh/t _{CO2}
Umschlag Import	Spez. Strombedarf	0,017	kWh/t _{CO2}
Schiffe	Spez. Kraftstoffbedarf (e-MeOH)	1.059	kWh/t _{CO2} (pro Schiff)
Umschlag Export	Spez. Strombedarf	0,017	kWh/t _{CO2}
Speicher Export	Spez. Strombedarf	0,056	kWh/t _{CO2}
Regasifizierung	Spez. Strombedarf	0,642	kWh/t _{CO2}
Terminal zu Terminal MeOH			
Verflüssigung	Spez. Strombedarf	88,3	kWh/t _{CO2}
Speicherung Import	Spez. Strombedarf	0,053	kWh/t _{CO2}
Umschlag Import	Spez. Strombedarf	0,016	kWh/t _{CO2}
Schiffe	Kraftstoff (e-MeOH)	1.003	kWh/t _{CO2} (pro Schiff)
Umschlag Export	Spez. Strombedarf	0,016	kWh/t _{CO2}
Speicher Export	Spez. Strombedarf	0,053	kWh/t _{CO2}
Regasifizierung	Spez. Strombedarf	1,285	kWh/t _{CO202}
Terminal zu Terminal DME			
Verflüssigung	Spez. Strombedarf	88,3	kWh/t _{CO2}
Speicherung Import	Spez. Strombedarf	0,065	kWh/t _{CO2}
Umschlag Import	Spez. Strombedarf	0,020	kWh/t _{CO2}
Schiffe	Spez. Kraftstoffbedarf (e-MeOH)	1238	kWh/t _{CO2} (pro Schiff)
Umschlag Export	Spez. Strombedarf	0,020	kWh/t _{CO2}
Speicher Export	Spez. Strombedarf	0,065	kWh/t _{CO2}
Regasifizierung	Spez. Strombedarf	1,285	kWh/t _{CO202}
Nachgelagerter Transport in tkm			
Lkw	Spez. Kraftstoffbedarf (e-MeOH, Diesel)	0,14	kWh/tkm (pro Fahrzeug)
Zug	Spez. Strombedarf	0,07	kWh/tkm
Pipeline	Spez. Strombedarf	0,01	kWh/tkm

III.4.3.1 Terminal-zu-Terminal-Transport

Die jährlichen Treibhausgasemissionen für die verschiedenen Transportszenarien und -distanzen sind in Abbildung 25 dargestellt. Dabei zeigen sich deutliche Unterschiede zwischen den drei betrachteten Derivaten: Im DME-Szenario sind die THG-Emissionen mit 227 bis 703 Mio. t CO₂-Äquivalent pro Jahr am geringsten, gefolgt von SNG mit 250 bis 823 Mio. t CO₂-Äquivalent pro Jahr und MeOH mit 270 bis 874 Mio. t CO₂-Äquivalent pro Jahr. Diese Unterschiede lassen sich auf die unterschiedlichen CO₂-Gesamtmenngen zurückführen, die im Rahmen des CO₂-Loops transportiert werden müssen (vgl. Abbildung 7). Wie bereits in Abschnitt III.4.2.1.2 erläutert, steigen sowohl die Transportkosten als auch die THG-Emissionen mit zunehmendem CO₂-Aufkommen. Grund dafür ist der starke Einfluss des Energiebedarfs. Insbesondere die energieintensiven Prozessschritte – der Schiffstransport sowie die CO₂-Verflüssigung – stechen im Vergleich zu den übrigen Komponenten der Kette hervor. Ein höheres Transportaufkommen infolge größerer CO₂-Mengen erhöht somit nicht nur den Energiebedarf, sondern führt auch zu höheren, absoluten THG-Emissionen.

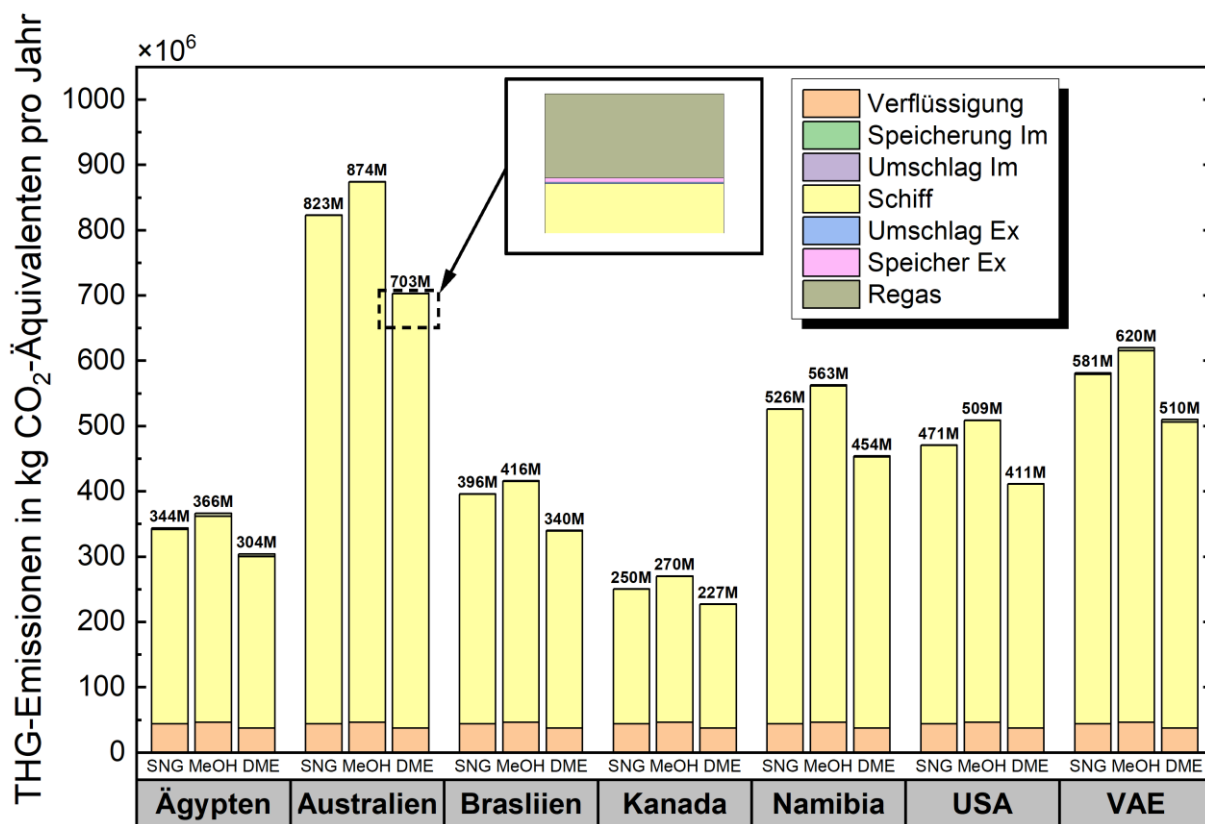


Abbildung 25: Treibhausgasemissionen der Prozesskette in kg-CO₂-Äquivalenten pro Jahr

Abbildung 26 zeigt die spezifischen Treibhausgasemissionen bezogen auf die insgesamt transportierte CO₂-Menge. Analog zu den Kostenbetrachtungen in Abschnitt III.4.2.1, unterscheiden sich die drei Derivat-Szenarien dabei nur geringfügig. Die im Vergleich zum DME-Szenario höheren absoluten Emissionen bei SNG und Methanol werden durch die größeren CO₂-Transportmengen relativiert. Das führt dazu, dass sich die Unterschiede bei den emissionsbezogenen Kennzahlen weitgehend ausgleichen. Auch hier führt die unterschiedliche Auslastung der Schiffskapazitäten zu leichten Verzerrungen (vgl. Abschnitt III.4.2.1.2), wodurch SNG mit 11,6 bis 38,2 kg CO₂-eq/t im Vergleich zu MeOH (11,9 bis 38,4 kg CO₂-eq/t) und DME (12,3 bis 38,1 kg CO₂-eq/t) die geringsten spezifischen THG-Emissionen aufweist. Die Unterschiede zwischen den Derivaten sind mit 0,1 bis 5,6 % jedoch vernachlässigbar.

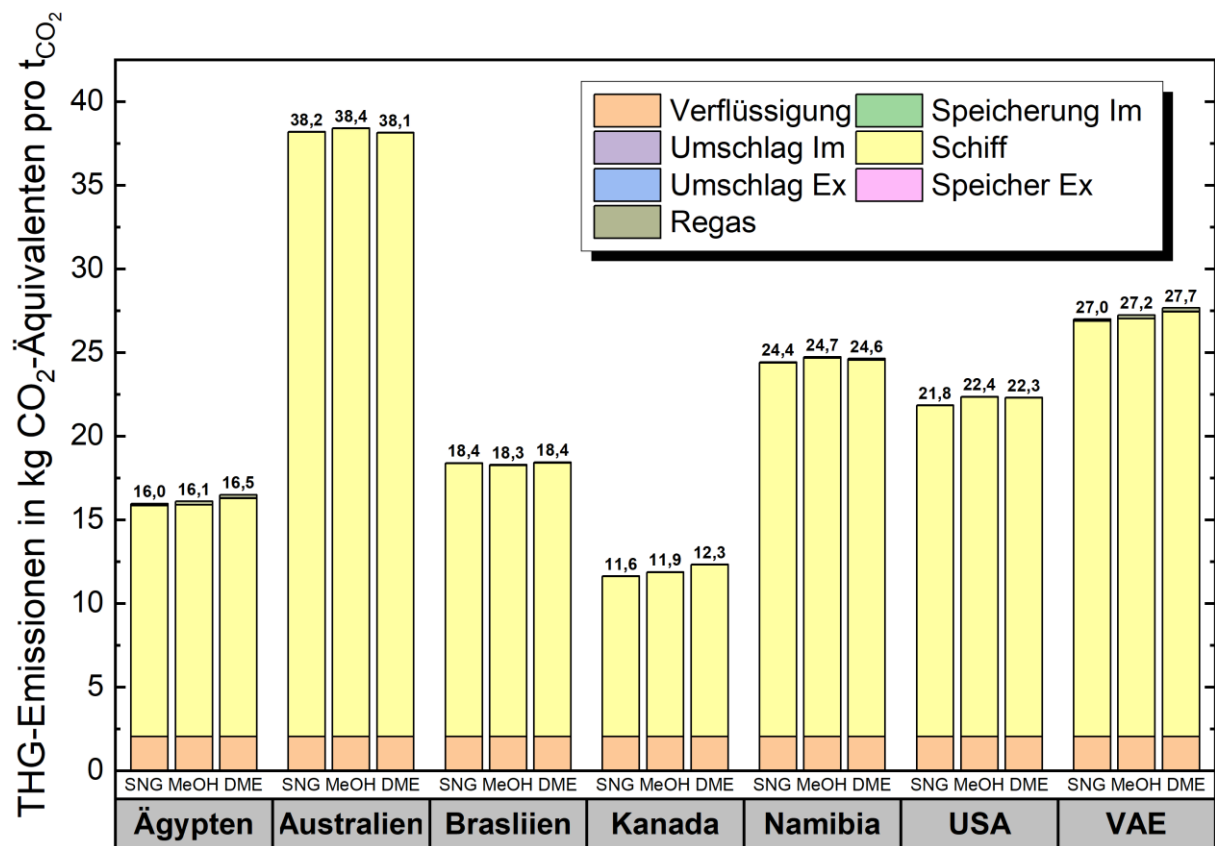


Abbildung 26: Treibhausgasemissionen in kg-CO₂-Äquivalenten pro transportierter Tonne CO₂

III.4.3.2 CO₂-Transportoptionen für die Weiternutzungsszenarien

Die spezifischen THG-Emissionen des CO₂-Transports per Pipeline, Straße und Schiene sind in Abbildung 27 in Abhängigkeit von der Transportdistanz dargestellt. Die THG-Emissionen wurden exemplarisch für das SNG-Szenario mit einer jährlichen CO₂-Menge von 21,55 Millionen Tonnen berechnet. Alle Berechnungen beziehen sich auf den Standort Deutschland im Jahr 2040. Wie aus der Abbildung hervorgeht, weist der Transport per Pipeline mit durchschnittlich 0,005 kg CO₂-eq/(t·km) die geringsten THG-Emissionen auf. Die THG-Emissionen beim Transport auf Schiene und Straße sind mit 0,016 kg CO₂-eq/(t·km) bzw. 0,028 kg CO₂-eq/(t·km) bis 0,075 kg CO₂-eq/(t·km) deutlich höher. Für den Transport großer CO₂-Mengenströme über weite Distanzen stellt der Pipelinetransport damit auch aus Sicht der THG-Emissionen die beste Option dar. Unter Berücksichtigung der zugrundeliegenden Emissionsfaktoren weist der Straßentransport bei Verwendung von ausschließlich erneuerbarem Kraftstoff bis zu einer Distanz von etwa 200 km geringere spezifischere THG-Emissionen als der Transport per Schiene auf. Bei größeren Distanzen ist der Schienentransport dem Straßentransport aus Sicht der THG-Minderung vorzuziehen.

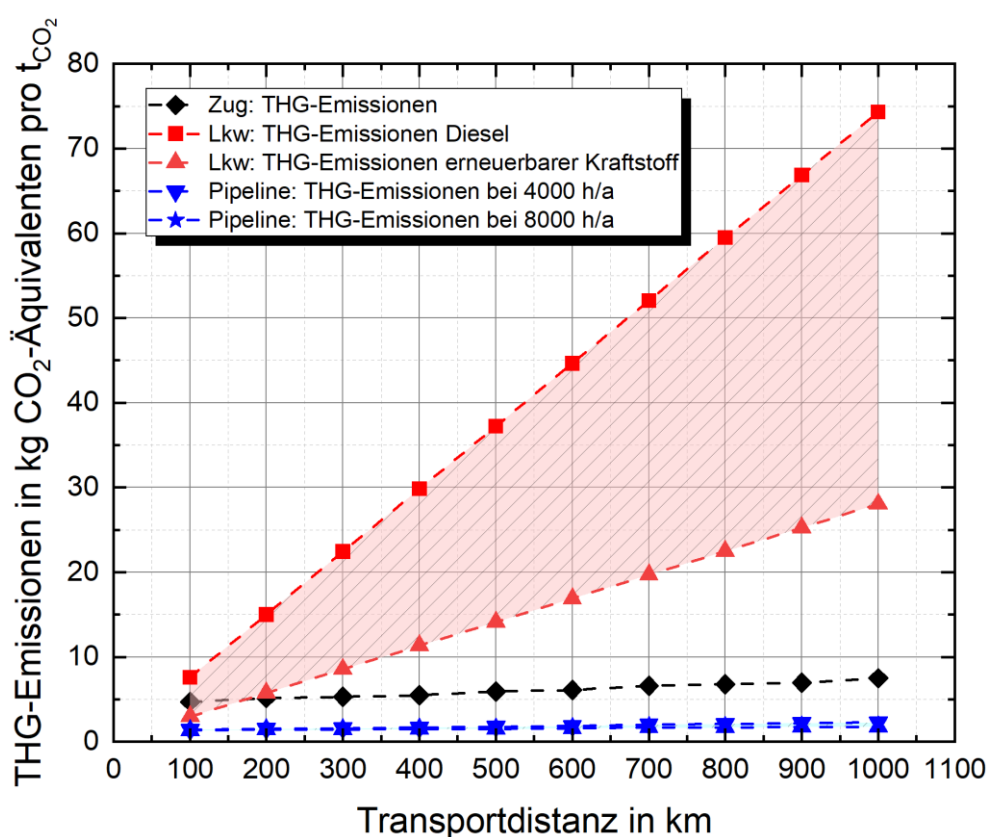


Abbildung 27: Spezifische Treibhausgasemissionen des CO₂-Transportes in den Weiternutzungsszenarien in Abhängigkeit der Transportdistanz.

IV. Wesentliche Ergebnisse

IV.1 Verbundkoordination, Ergebnissynthese und Handlungsempfehlung (AP 1)

Der Kriterienkatalog wurde erstellt und darauf aufbauend wurde der Synthesebericht zusammengetragen. Die Koordination und redaktionelle Bearbeitung wurde von DVGW-EBI übernommen.

IV.2 Technologische Bestandsaufnahme von Terminals zum Import von LNG und weiteren H₂-Vektoren (AP 2)

Die Literaturrecherchen wurden erfolgreich durchgeführt und die Meilensteine im Zeitplan erreicht. Des Weiteren wurde zur Publikation: „Transportschiffe für den Transport nachhaltiger Energieträger: Stand der Technik und Entwicklungen“ mitgearbeitet.

IV.3 Konzept eines Import-Terminals für H₂-Transportvektoren mit wesentlichen Komponenten (AP 3)

Das Arbeitspaket wurde erfolgreich geleitet. Die Ergebnisse des APs wurden im Synthesebericht zusammengetragen und am Parlamentarischen Abend am 07. November 2024 interessierten Parlamentariern vorgestellt. Für den Vektor SNG wurde ein Verfahrenstechnisches Konzept des H₂-Terminals erstellt, die Energie- und Stoffbilanzen erstellt. Der Flächenbedarf wurde ermittelt und die benötigten Investitionen abgeschätzt. In

Tabelle IV-1 sind die wesentlichen Ergebnisse des AP 3 für SNG zusammengefasst. Das SNG-Terminal benötigt eine Fläche von 97 ha. Es müssen 3 Schiffe SNG pro Woche anlegen und rund 8 Schiffe mit CO₂ pro Woche ablegen. Es werden 17 Reformierungsanlagen zur Erzeugung von 100 TWh/a H₂ benötigt. Das dafür nötige SNG wird in 2,5 Tanks mit einer Größe von 165.000 m³ gelagert. Zur Lagerung des CO₂ sind 17 Kugeltanks mit einem Fassungsvermögen von 27.000 m³ vorgesehen. Pro kWh H₂ (H_i) werden 1,4 kWh SNG benötigt. Zusätzlich bedarf es 0,058 kWh elektrischer Energie pro kWh H₂ (H_i). Im SNG-Terminal fallen 0,34 kWh thermische Abwärme pro kWh H₂ (H_i) an, die im Rahmen des Terminals nicht genutzt werden. Das Terminal hat eine Effizienz von 74 %. Die spezifischen Investitionen der Hauptkomponenten belaufen sich auf 825 €/kW H₂, wobei über 80 % der Investitionen auf die Umwandlungsanlagen entfallen. Es können alle Komponenten des LNG-Terminals im SNG-Terminal weitergenutzt werden, müssen aber um zusätzliche Komponenten wie Umwandlungsanlagen und CO₂-Infrastruktur ergänzt werden.

Tabelle IV-1: Wesentliche Ergebnisse des AP 3.

		SNG
Fläche in ha	Gesamtfläche	97
	Reformer	26
	Lagerung	7 (SNG) 9 (CO ₂)
	Sonstiges*	55
Schiffe pro Woche	Vektor	3
	CO ₂	8
Schiffsgröße in m³	Vektor	174.000
	CO ₂	84.000
Energiekonzept Terminal	Vektorbedarf in kWh Vektor / kWh H ₂ (H _i)	1,4
	Spez. Strombedarf in kWh el. / kWh H ₂ (H _i)	0,058
	Abwärme in kWh th. / kWh H ₂ (H _i)	0,34
	Energetische Effizienz in %	74
Umwandlung	Anzahl Reformer	17
	Größe Reformer in t H ₂ /d	500
Anzahl Tanks	Vektor	2,5
	CO ₂	17
Tankgröße in m³	Vektor	165.000
	CO ₂	27.000
Spezifische Investitionen in €/kW	Anlandung	18
	Lagerung (Vektor und CO ₂)	130
	Umwandlung	677
	Einspeisung	1

* Sonstige Flächenbedarfe für: LKW-Verladeflächen, Betriebsgebäude, Einspeisestation, Verkehrsflächen

IV.4 Techno-ökonomische Betrachtung der Prozessketten, Weiternutzungsszenarien (AP 8)

Ziel des Arbeitspakets ist die techno-ökonomische und ökologische Bewertung der betrachteten H₂-Transportvektoren und -Importrouten. DVGW-EBI übernahm in AP 8 die Leitung des Unterarbeitspakets AP 8.2 (CO₂-Management beim Import von SNG, DME und MeOH) und unterstützte das Fraunhofer ISE in den Arbeitspaketen AP 8.3 und AP 8.4 bei der Durchführung der techno-ökonomischen Analyse und der Ökobilanz (LCA) durch die Bereitstellung der relevanten Parameter und Ergebnisse zu den analysierten CO₂-Prozessketten. Ergänzend zu den übergeordneten „Terminal-zu-Terminal“-Konzepten, die den CO₂-Transport per CO₂-Tankschiff zwischen dem Import- und dem Exportterminal sowie die dazugehörige Infrastruktur adressieren, wurden auch CO₂-Transportoptionen auf nationaler Ebene untersucht („Weiternutzungsszenarien“). Hierzu zählen der Transport per Pipeline sowie der Transport per Schiene und Straße.

Als bevorzugte Transportmethode für den Terminal-zu-Terminal-Transport (Closed-Carbon-Loop) wurde der Schiffstransport mit Niederdruck-Tankschiffen identifiziert, da dieser eine hohe Volumeneffizienz bei vertretbaren Kosten bietet. Für nationale Transporte z. B. innerhalb von Europa stellt der Pipelinetransport in der dichten Phase die wirtschaftlichste Lösung dar, insbesondere bei kontinuierlich hohen Durchsätzen. Alternativen wie der Transport per Lkw oder Zug sind dagegen nur für kleine, diskontinuierlich anfallende CO₂-Mengen geeignet. Technisch erfordert insbesondere der CO₂-Transport per Pipeline eine genaue Auslegung hinsichtlich Druck, Temperatur und Reinheit, da das besondere Phasenverhalten von CO₂ und mögliche Verunreinigungen erhebliche Auswirkungen auf die Sicherheit des Pipelinebetriebs haben. Für den insbesondere bei großen CO₂-Flüssen bevorzugten Transport in der dichten Phase müssen CO₂-Pipelines im Vergleich zu Erdgas- oder Wasserstoffpipelines auf höhere Drücke ausgelegt und u.a. gegen langlaufende Scherrisse gesichert werden.

Zusammenfassend wurden von DVGW-EBI in AP 8 die folgenden Ergebnisse erzielt:

IV.4.1 Terminal-zu-Terminal-Transport

Einflussfaktoren auf die Gesamtkosten und THG-Emissionen

- Die Haupttreiber sind:
 - Jährlich zu transportierende CO₂-Menge
 - Transportdistanz
- Unterschiedliche Derivate (DME, SNG, MeOH) erzeugen unterschiedliche CO₂-Mengen:
 - DME: 18,44 Mio. t CO₂/Jahr
 - SNG: 21,55 Mio. t CO₂/Jahr
 - MeOH: 22,76 Mio. t CO₂/Jahr

- DME weist aufgrund der geringsten CO₂-Menge die niedrigsten jährlichen Gesamtkosten und THG-Emissionen auf.

Spezifische Kosten pro Tonne CO₂ beim Terminal-zu-Terminal-Transport:

- Die spezifischen Gesamtkosten für das CO₂-Management liegen je nach Transportdistanz zwischen 41 €/2020/t CO₂ (SNG aus Kanada) und rund 114 €/2020/t CO₂ (DME aus Australien)
- Der Schiffstransport ist mit einem Anteil von 62,1 bis 87,2 % an den Gesamtkosten der größte Kostenfaktor und aufgrund des hohen Einflusses der Treibstoffkosten besonders abhängig von der Transportdistanz.
- Unterschiede in den spezifischen Kosten zwischen den Derivaten SNG, MeOH und DME sind auf eine unterschiedliche Auslastung der als konstant angenommenen Transportkapazität der Schiffe (70.000 m³) zurückzuführen. Für die betrachteten Exportländer ergeben sich dadurch die folgenden Bandbreiten:
 - DME: Auslastung (92,1 - 98,8 %) → spezifische Kosten 43,8 bis 113,8 €/2020/t CO₂
 - SNG: Auslastung (98 - 98,6 %) → spezifische Kosten 41 bis 113,1 €/2020/t CO₂
 - MeOH: Auslastung (96,2 - 98,1 %) → spezifische Kosten 41,6 bis 113,5 €/2020/t CO₂
- Eine optimierte Auslegung der Transportkapazitäten würde die Unterschiede zwischen den Derivate-Szenarien nahezu vollständig ausgleichen.
- Die Unterschiede bei den spezifischen Kosten des CO₂-Loops sind zwischen den betrachteten kohlenstoffbasierten Derivaten bei gleichen Transportdistanzen mit 0,6 % bis 6,4 % vernachlässigbar.

Treibhausgasemissionen

- Analog zu den Kostenbetrachtungen steigen infolge des hohen Einflusses der THG-Emissionen des Schiffsbetriebs auch die THG-Emissionen mit zunehmender Transportdistanz an.
- DME verursacht die geringsten jährlichen THG-Emissionen, gefolgt von SNG und MeOH:
 - DME: 227·10⁶ t CO₂-eq/a bis 703·10⁶ t CO₂-eq/a
 - SNG: 250·10⁶ t CO₂-eq/a bis 823·10⁶ t CO₂-eq/a
 - MeOH: 270·10⁶ t CO₂-eq/a bis 874·10⁶ t CO₂-eq/a
- Bei den spezifischen THG-Emissionen werden die höheren jährlichen THG-Emissionen im Falle von SNG und MeOH durch die größeren CO₂-Transportmengen relativiert. Auch hier führt die unterschiedliche Auslastung der Schiffskapazitäten zu leichten Verzerrungen, die durch eine optimierte Auslegung des Schiffstransports ausgeglichen würden.

- DME: Auslastung (92,1 - 98,8 %) → spezifische THG-Emissionen 12,3 bis 38,1 kg CO₂-eq/t CO₂
- SNG: Auslastung (98 - 98,6 %) → spezifische THG-Emissionen 11,6 bis 38,2 kg CO₂-eq/t CO₂
- MeOH: Auslastung (96,2 - 98,1 %) → spezifische THG-Emissionen 11,9 bis 38,4 kg CO₂-eq/t CO₂
- Analog zu den Kosten sind die Unterschiede bei den spezifischen THG-Emissionen des CO₂-Loops zwischen den betrachteten kohlenstoffbasierten Derivaten bei gleichen Transportdistanzen mit 0,1 % bis 5,6 % vernachlässigbar.

IV.4.2 Weiternutzungsszenarien (Transport per Pipeline, Straße, Schiene)

Transportkosten und THG-Emissionen in den Weiternutzungsszenarien (Pipeline, Straße, Schiene)

- Der Pipelinetransport ist mit durchschnittlichen Transportkosten in Höhe von 0,033 €/2020/(t·km) die kostengünstigste Transportoption.
- Für kleinere, diskontinuierlich oder temporär anfallende CO₂-Mengen ist der Transport per Lkw bis zu einer Distanz von etwa 300 km attraktiv. Die durchschnittlichen Transportkosten liegen bei 0,130 €/2020/(t·km)
- Für größere Transportdistanzen ist der Transport auf der Schiene eine wirtschaftliche Alternative zum Lkw-Transport mit durchschnittlichen Transportkosten von 0,125 €/2020/(t·km)
- Analog zu den Kostenbetrachtungen zeigt sich auch bei den THG-Emissionen, dass der Pipelinetransport mit spezifischen THG-Emissionen in Höhe von 0,005 kg CO₂-eq/(t·km), gefolgt von 0,016 kg CO₂-eq/(t·km) für den Schienentransport und 0,028 kg CO₂-eq/(t·km) bis 0,075 kg CO₂-eq/(t·km) für den Lkw-Transport die beste Option darstellt.

V. Verwendung der Zuwendung

V.1 Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Die beschriebenen Arbeiten wurden von erfahrenen, langjährigen Mitarbeitenden durchgeführt. Die wichtigsten Positionen sind dementsprechend die Personalkosten.

V.2 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Projektarbeiten

Die im Rahmen des Projekts durchgeführten Arbeiten erwiesen sich als notwendig, um die definierten Projektziele vollständig und termingerecht zu erreichen. Die beschriebenen Arbeiten wurden auf Basis der Projektplanung systematisch umgesetzt und trugen zur erfolgreichen Realisierung des Gesamtvorhabens bei.

VI. Voraussichtlicher Nutzen und Verwertbarkeit der Ergebnisse im Sinne des Verwertungsplans

Die enge Zusammenarbeit mit der Industrie in dem Projekt hat zu neuen Kontakten geführt und bietet außerordentliches Potential für eine Weiterarbeit. DVGW-EBI ist bereits an Ausschreibungen zu Aufträgen beteiligt und kann seine gewonnene Expertise aus dem Projekt mit anführen.

Die Erkenntnisse sollen in den nächsten 1 – 3 Jahren dazu genutzt werden, Terminalbetreiber und potenzielle Händler von LH2 und Derivaten beim Aufbau der notwendigen Infrastrukturen und beim Markthochlauf zu unterstützen.

Das DVGW-Projekt E-IMPORT⁶ baut auf den Ergebnissen teilweise auf und erforscht die adressierten Themenfelder weiter.

Zudem können die Ergebnisse aus LNG2Hydrogen in unterschiedlichen nationalen und internationalen Gremien wie bspw. der DVGW-Fokusgruppe Ammoniak oder der Marcogaz Arbeitsgruppe New Gases einfließen.

Die im Projekt gewonnenen Erkenntnisse können auch zu weiteren wissenschaftlichen Veröffentlichungen führen.

⁶ <https://www.dvgw.de/themen/forschung-und-innovation/forschungsprojekte/dvgw-forschungsprojekt-e-import>

VII. Fortschritt des Projektumfelds während der Laufzeit

VIII. Erfolgte Veröffentlichungen

Tabelle VIII-1: Erfolgte Veröffentlichungen

Datum	Art der Veröffentlichung	Titel	Autoren
2025	White Paper	Transportschiffe für den Transport nachhaltiger Energieträger: Stand der Technik und Entwicklungen	Marius Holst Anna Wunsch Sophia Binnerger David Burger Sabine Malzkuhn Christiane Zeller Björn Munko
2025	Synthesebericht	Erarbeitung einer wissenschaftlich fundierten, nachhaltigen Datenbasis und Empfehlung als Entscheidungsbasis für die zukunftsfähige und langfristige Nutzung von LNG-Terminal-Standorten als logistische Knotenpunkte für Wasserstoff und dessen Transportvektoren	Gesamtkonsortium

IX. Literaturverzeichnis

- [1] RIEMER, Matia ; SCHREINER, Florian ; WACHSMUTH, Jakob; Fraunhofer-Gesellschaft (Mitarb.): *Conversion of LNG terminals for liquid hydrogen or ammonia*. 2022
- [2] LINDE: *Sicherheitsdatenblatt Kohlendioxid, unter Druck verflüssigt*. URL https://produkte.linde-gas.at/sdb_konform/CO2_10021714DE.pdf – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [3] AIR LIQUIDE: *Sicherheitsdatenblatt Dimethylether*. URL <https://gasekatalog.airliquide.de/documents/sb1679318744650.pdf> – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [4] CARL ROTH GMBH + CO. KG: *Sicherheitsdatenblatt: Methanol* 2023. URL <https://www.carlroth.com/medias/SDB-4627-AT-DE.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wzODg0NzI4YXBwbGljYXRpb24vcGRmfGFHTXdMMmd4Tnk4NU1UZ3hOek0yTVRjek5UazRMMU5FUWw4ME5qSTNYMEZVWDBSRkxuQmtaZ3xhYzI2YTY3Yjg1MmIxMWUzZWQ0Njc2MTMwYTRlZWVmOGUwYTNjMTljZTkxYWQyNGlyM2UxY2I1NjIwZTZkZjVh> – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [5] LINDE AG: *Sicherheitsdatenblatt: Ammoniak, wasserfrei*. URL https://produkte.linde-gas.at/sdb_konform/NH3_10021772DE.pdf – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [6] PETERS, Ralf ; BALTRUWEIT, Maxana ; GRUBE, Thomas ; SAMSUN, Remzi Can ; STOLTEN, Detlef: *A techno economic analysis of the power to gas route*. In: *Journal of CO2 Utilization* 34 (2019), S. 616–634. URL <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2212982019304731>
- [7] CARL ROTH GMBH + CO. KG: *Sicherheitsdatenblatt: Toluol*. URL <https://www.carlroth.com/medias/SDB-9558-DE-DE.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wzMjkzODh4YXBwbGljYXRpb24vcGRmfGFHTNMmd3T1M4NU1qQXlOVGt6TnpVNU1qWXIMMU5FUWw4NU5UVTRYMFJGWDBSRkxuQmtaZ3w3OTExMzQwMGQyNzAwNGZlOGQ5NjNkNmM3NTBiMjEyMmFIZWlyNmU3ZmYzMGY5NDc4ZmM1NDA1ZTM5YzEwYmM0> – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [8] DOPGAS: *1 : Sicherheitsdatenblatt: LNG*. URL <https://www.dopgas.at/wp-content/uploads/2025/01/Sicherheitsdatenblatt-LNG-Dopgas.pdf> – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [9] LINDE AG: *Sicherheitsdatenblatt: Wasserstoff, tiefgekühlt, flüssig*. URL https://produkte.linde-gas.at/sdb_konform/LH2_10021827DE.pdf – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [10] BÄR, Katharina ; LEIBLEIN, Janina ; GRAF, Frank ; KÜHN, Michael ; MÜLLER, Sarah ; BÄUERLE, Miriam ; BENTHIN, Jörn: *Bewertung von alternativen Verfahren zur Bereitstellung von grünem und blauem H2 : Roadmap Gas: Deliverable 1.1*. 2021
- [11] LINDE AG: *Sicherheitsdatenblatt: Wasserstoff, verdichtet*. URL https://produkte.linde-gas.at/sdb_konform/H2_10021694DE.pdf – Überprüfungsdatum 2025-03-10
- [12] PETERS, Max S. ; TIMMERHAUS, Klaus. D.: *Plant design and economics for chemical engineers* (2004)
- [13] Standard 18R-97. 2011-11-29. *Cost Estimate Classification System - As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries*

- [14] SCHLUND, David ; JUNKERMANN, Jakob ; DIEHL, Michael: *Impulspapier - Systemische und volkswirtschaftliche Potenziale von synthetischem Erdgas (SNG)*. 2024
- [15] JANKE, Leandro ; DEUTSCH, Matthias ; EW, Agora ; CARELS, Fabian ; SENS, Lucas ; SCHULTHOFF, Michael ; KALTSCHMITT, Martin: *Synthetic Natural Gas Imports with a Closed Carbon Cycle. Stakeholder Workshop*. Berlin, Hamburg, 2022
- [16] VDZ: *Anforderungen an eine CO₂-Infrastruktur in Deutschland Voraussetzungen für Klimaneutralität in den Sektoren Zement, Kalk und Abfallverbrennung*. Düsseldorf, 2024
- [17] NIMTZ, Michael: *Modellierung des Pipelinetransportes von CO₂-reichen Fluiden*. Senftenberg, Brandenburgische Technische Universität Cottbus-Senftenberg. Dissertation. 2016
- [18] METZ, Bert (Hrsg.): *IPCC special report on carbon dioxide capture and storage*. 1. publ. Cambridge : Cambridge Univ. Press, 2005
- [19] BELL, Ian H. ; WRONSKI, Jorrit ; QUOILIN, Sylvain ; LEMORT, Vincent: *Pure and Pseudo-pure Fluid Thermophysical Property Evaluation and the Open-Source Thermophysical Property Library CoolProp*. In: *Industrial & engineering chemistry research* 53 (2014), Nr. 6, S. 2498–2508
- [20] IEAGHG: *CO₂ Pipeline Infrastructure - Report 2013/18*. 2014
- [21] DURUSUT, Emrah ; JOOS, Michael: *Shipping CO₂ - UK cost estimation study : Final report for Business, Energy & Industrial Strategy Department*. 2018
- [22] IEAGHG (Hrsg.): *The Status and Challenges of CO₂ Shipping Infrastructures*. Cheltenham, July 2020
- [23] GLOBAL CENTRE FOR MARITIME DECARBONISATION: *Concept Study to Offload Onboard Captured Carbon Dioxide*. 2024
- [24] VERMEULEN, N., T.: *CO₂ Liquid Logistics Shipping Concept (LLSC). Overall Supply Chain Optimization*. 2011
- [25] AL BAROUDI, Hisham ; AWOYOMI, Adeola ; PATCHIGOLLA, Kumar ; JONNALAGADDA, Kranthi ; ANTHONY, E. J.: *A review of large-scale CO₂ shipping and marine emissions management for carbon capture, utilisation and storage*. In: *Applied Energy* 287 (2021), S. 116510. URL <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0306261921000684> – Überprüfungsdatum 2025-05-06
- [26] DEUTSCHER BUNDESTAG (Hrsg.): *Evaluierungsbericht der Bundesregierung zum Kohlendioxid-Speicherungsgesetz*. 2022 (Drucksache 20/5145)
- [27] TAYLOR, Elwin: *Liquid CO₂ carriage by sea: An introduction*. URL <https://www.clarksons.com/home/news-and-insights/2022/liquid-co2-carriage-by-sea-an-introduction/>. – Aktualisierungsdatum: 2022-07-06 – Überprüfungsdatum 2025-05-12
- [28] MARINETRAFFIC.COM: *Vessel Characteristics: Ship HELLE (CO₂ Tanker) Registered in Norway : Vessel details, Current position and Voyage information*. IMO 9201906MMSI 9201906Call Sign LAJE8 | AIS Marine Traffic. URL <https://www.marinetraffic.com/en/ais/details/ships/shipid:258317/mmsi:257510000/imo:9201906/vessel:HELLE>. – Aktualisierungsdatum: 2025-05-12 – Überprüfungsdatum 2025-05-12
- [29] WÄRTSILÄ: *WÄRTSILÄ Encyclopedia of Marine and Energy Technology*. URL <https://www.wartsila.com/encyclopedia/term/liquefied-co2-carrier-coral-carbonic> – Überprüfungsdatum 2025-04-30

- [30] S&P GLOBAL: *Japan set for world's first transport of liquefied CO₂*. 26.04.2024. URL <https://www.spglobal.com/commodity-insights/en/news-research/latest-news/energy-transition/042624-japan-set-for-worlds-first-transport-of-liquefied-co2> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [31] NORTHERN LIGHTS JV: *Northern Lights' first CO₂ transport ship ready for delivery*. 25.11.2024. URL <https://norlights.com/news/northern-lights-first-co2-transport-ship-ready-for-delivery/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [32] NORTHERN LIGHTS JV: *Northern Pathfinder ship delivered*. 27.12.2024. URL <https://norlights.com/news/northern-pathfinder-ship-ready-for-delivery/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [33] NORTHERN LIGHTS JV: *Northern Lights enters charter agreement to expand fleet with a fourth CO₂ ship*. 14.12.2023. URL <https://norlights.com/news/northern-lights-enters-charter-agreement-to-expand-fleet-with-a-fourth-co2-ship/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [34] NOTARO, Gabriele ; BELGAROU, Jed ; MARÅK, Knut ; TVERRÅ, Roe ; BURTHOM, Steve ; SØRHAUG, Erik Mathias: *Ceto: Technology Qualification of Low-Pressure CO₂ Ship Transport*. Lyon, France : 2022
- [35] EQUINOR: *Northern Lights Project Concept report*. 2019 (RE-PM673-00001)
- [36] GCAPTAIN: *New Details on the World's Largest Liquid CO₂ Carriers*. 21.07.2023. URL <https://gcaptain.com/new-details-on-the-worlds-largest-liquid-co2-carriers/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [37] TGE MARINE: *CO₂ Carriers. Safe and efficient cargo handling systems for liquid CO₂ transportation*. URL https://www.tge-marine.com/fileadmin/PDFs/CO2_Carrier/01_Brochure_CO2-2023-08.pdf – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [38] BREVIK ENGINEERING AS, SINTEF INDUSTRY (Hrsg.): *CO₂LOS III - Final Report*. 2023
- [39] MARINELOG: *Liquid CO₂ carriers: The next big thing?* 24.09.2021. URL <https://www.marinelog.com/technology/liquid-co2-carriers-the-next-big-thing/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [40] THE MARITIME EXECUTIVE: *KSOE Competes to Design World's Largest LCO₂ Carrier*. 06.06.2022. URL <https://maritime-executive.com/article/ksoe-competes-to-design-world-s-largest-lco2-carrier> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [41] DNV: *KNCC Liquid CO₂ Concept moves forward with DNV GASA*. Oslo, Norway, 09.06.2023. URL <https://www.dnv.com/news/kncc-liquid-co2-concept-moves-forward-with-dnv-gasa-244351/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [42] DNV: *DNV supports innovations in CO₂ carrier design*. URL <https://www.dnv.com/expert-story/maritime-impact/dnv-supports-innovations-in-co2-carrier-design/> – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [43] KNUSTEN NYK CARBON CARRIERS: *Marine transportation of CO₂ - a new shipping segment in the making*. 2022

- [44] *Daewoo Receives Design Approval from ABS for Largest LCO2 Carrier*. URL <https://maritime-executive.com/article/daewoo-receives-design-approval-from-abs-for-largest-lco2-carrier>. – Aktualisierungsdatum: 2024-11-08
- [45] *Design Considerations for CO2 Transportation Pipelines*
- [46] *DSME to develop 70,000-m3 LCO2 carrier design*. URL <https://www.rivieramm.com/news-content-hub/news-content-hub/dsme-to-develop-70000m3-lco2-carrier-design-67561> – Überprüfungsdatum 2024-11-08
- [47] *KR, DSME target large-scale LCO2 carrier development, green fuels*. URL <https://www.offshore-energy.biz/kr-dsme-target-large-scale-lco2-carrier-development/> – Überprüfungsdatum 2024-11-08
- [48] *Weltweit erster Flüssig-CO2-Tanker geordert - THB*. URL <https://www.thb.info/rubriken/international/detail/news/fluessig-co2tanker-geordert.html> – Überprüfungsdatum 2024-03-19
- [49] *What it takes to ship CO2 - Northern Lights*. URL <https://norlights.com/news/what-it-takes-to-shipco2/> – Überprüfungsdatum 2024-05-02
- [50] *World's First Liquid CO2 Carrier for CCUS Launched*. URL <https://www.ccus-expo.com/industry-news/worldsfirst-liquid-co2-carrier-ccus-launched> – Überprüfungsdatum 2024-03-19
- [51] BARLOW, Hugh ; SHAHI, Shahrzad S. M. ; KEARNS, David T.: *Advancements in CCS Technologies and Costs*. 2025
- [52] DANISH ENERGY AGENCY: *Carbon capture, transport and storage*. Copenhagen, 2024
- [53] ROUSSANALY, Simon ; DENG, Han ; SKAUGEN, Geir ; GUNDERSEN, Truls: *At what Pressure Shall CO2 Be Transported by Ship? An in-Depth Cost Comparison of 7 and 15 Barg Shipping*. In: *Energies* 14 (2021), Nr. 18, S. 5635
- [54] PARMITER, Philippa J. M.: *CO2 Shipping Interoperability*. Deliverable. 2022 (D2.2.1)
- [55] YOO, Byeong-Yong: *The development and comparison of CO 2 BOG re-liquefaction processes for LNG fueled CO 2 carriers*. In: *Energy* 127 (2017), S. 186–197
- [56] KUSSIN, Peter ; STEGMAIER, Tobias ; MÜLLER, Christian ; MÖRS, Friedemann ; GRAF, Frank: *Ein neues Konzept zur CO 2 -Bereitstellung aus Luft als Gaswäsche mit ionischen Flüssigkeiten*. In: *Chemie Ingenieur Technik* 97 (2025), 1-2, S. 32–42
- [57] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY: *CCUS in clean energy transitions*. 2020
- [58] PELETIRI, Suoton P. ; RAHMANIAN, Nejat ; MUJTABA, Iqbal M.: *CO2 Pipeline Design: A Review*. In: *Energies* 11 (2018), Nr. 9, S. 2184
- [59] KING, Graeme ; MAH-PAULSON, Tran ; ROBERTSON, Nicki: *Carbon Dioxide Pipelines*. In: MECHANI, ABCM –. Brazilian Society of; FRANÇA FREIRE, José Luiz de; RENNÓ GOMES, Marcelo Rosa; GUEDES GOMES, Marcelino (Hrsg.): *Handbook of Pipeline Engineering*. Cham : Springer International Publishing, 2024, S. 1533–1573
- [60] TUMARA, Drazen ; UIHLEIN, A. ; HIDALGO GONZALES, I.: *Shaping the future CO2 transport network for Europe*. Luxembourg, 2024

- [61] TES H2: *TES und OGE entwickeln gemeinsamen ein 1000 km langes CO₂-Transportnetz* | TES H2. URL <https://tes-h2.com/de/news/tes-und-oge-entwickeln-gemeinsamen-ein-1000-km-langes-co2-transportnetz>. – Aktualisierungsdatum: 2025-05-12 – Überprüfungsdatum 2025-05-12
- [62] MOHITPOUR, M. ; GOLSHAN, H. ; MURRAY, A.: Specialty Fluid Transmission. In: MOHITPOUR, M.; GOLSHAN, H.; MURRAY, A. (Hrsg.): *Pipeline Design & Construction: A Practical Approach, Third Edition*. Three Park Avenue New York, NY 10016-5990 : ASME, 2007, S. 565–681
- [63] YOUSEFI, S.: *Design considerations for developing an underground hydrogen storage facility in porous reservoirs*. University of Twente. Dezember 2021. URL https://ris.utwente.nl/ws/portalfiles/portal/269008008/PDEng_Thesis_Seyedhamidreza_Yousefi_public_.pdf – Überprüfungsdatum 2025-05-13
- [64] LU, Hongfang ; MA, Xin ; HUANG, Kun ; FU, Lingdi ; AZIMI, Mohammadamin: *Carbon dioxide transport via pipelines: A systematic review*. In: *Journal of Cleaner Production* 266 (2020)
- [65] SØREN LYNG EBBEJ: *Carbon capture, transport and storage*. Copenhagen, 2024
- [66] BUIT, Luuk ; BAKKER, Roel ; KLEIN, Klaus ; VAN DEN BURGT, Anton ; HOFSTEE, Cor ; APELAND, Sigve ; HAGE, Fred: *Transport network design and CO₂ management*. Deliverable. 2011 (D3.1.1)
- [67] LANGE, Ronny ; KRANZ, Carsten ; SCHWIGON, Agnes ; SCHUHMANN, Kai-Uwe ; STEINER, Michael: *Bestands- und Ereignisdatenerfassung Gas – : Ergebnisse aus den Jahren 2011 bis 2022*. In: *energie | wasser-praxis* (2024), Nr. 01, S. 2–15. URL https://www.dvgw.de/medien/dvgw/gas/sicherheit/strukturdatenerfassung/Bestands-_und_Ereignisdatenerfassung_Gas.pdf – Überprüfungsdatum 2025-04-30
- [68] HILGENSTOCK, Achim: *ISO 27913 – Ein neuer Standard zum leitungsgebundenen CO₂ Transport*. In: *gwf Gas+Energie* (2017), 4-5, S. 44–49
- [69] HILGENSTOCK, Achim: *Besonderheiten bei der Planung von CO₂-Leitungen*. Dorsten, 2018
- [70] DVGW E.V.: *Properties of Carbon Dioxide and Carbon Dioxide Streams (Draft)*. Bonn : 2024
- [71] ERFURTH, Jens: *Überblick CO₂-Transport*. Essen : 2023
- [72] ISO 27913. 2024. *Carbon dioxide capture, transportation and geological storage — Pipeline transportation systems*
- [73] DVGW E.V.: *Kohlenstoffdioxidleitungen aus Stahlrohren – Planung und Errichtung (Entwurf)*. Bonn : 2024
- [74] KNOOPE, M.M.J. ; RAMÍREZ, A. ; FAJIL, A.P.C.: *A state-of-the-art review of techno-economic models predicting the costs of CO₂ pipeline transport*. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 16 (2013), S. 241–270. URL <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S175058361300011X> – Überprüfungsdatum 2025-05-05
- [75] SMITH, Erin E.: *The Cost of CO₂ Transport and Storage in Global Integrated Assessment Modeling*. Massachusetts Institute of Technology,
- [76] SOLOMON, Mithran Daniel ; SCHEFFLER, Marcel ; HEINEKEN, Wolfram ; ASHKAVAND, Mostafa ; BIRTH-REICHERT, Torsten: *Pipeline Infrastructure for CO₂ Transport: Cost Analysis and Design Optimization*. In: *Energies* 17 (2024), Nr. 12, S. 2911

- [77] GALIMOVA, Tansu ; RAM, Manish ; BOGDANOV, Dmitrii ; FASIHI, Mahdi ; KHALILI, Siavash ; GULAGI, Ashish ; KARJUNEN, Hannu ; MENSAH, Theophilus Nii Odai ; BREYER, Christian: *Global demand analysis for carbon dioxide as raw material from key industrial sources and direct air capture to produce renewable electricity-based fuels and chemicals*. In: *Journal of Cleaner Production* 373 (2022), S. 133920. URL <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0959652622034928> – Überprüfungsdatum 2025-05-06
- [78] ASCO: *Transportable CO2 Tanks*
- [79] CARELS, Fabian ; SENS, Lucas ; KALTSCHMITT, Martin ; JANKE, Leandro ; DEUTSCH, Matthias: *Wasserstoffimportoptionen für Deutschland : Analyse mit einer Vertiefung zu Synthetischem Erdgas (SNG) bei nahezu geschlossenem Kohlenstoffkreislauf*. 2023
- [80] SVENSSON, Rickard ; ODENBERGER, Mikael ; JOHNSON, Filip ; STRÖMBERG, Lars: *Transportation systems for CO2—application to carbon capture and storage*. In: *Energy Conversion and Management* 45 (2004), 15-16, S. 2343–2353. URL <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0196890403003662> – Überprüfungsdatum 2025-05-06
- [81] VTG: *Flüssiggas-Kesselwagen für Tiefkalte Gase - Kohlendioxid*. URL https://www.vtg.de/fileadmin/VTG/Dokumente/waggon_datenblaetter/Fluessiggas-Kesselwagen-tiefkalte-Gase-Kohlendioxid-G92.062D.pdf. – Aktualisierungsdatum: 2024
- [82] NITZSCHE, Jörg ; ROCKMANN, Rico: *CapTransCO2 - Machbarkeit einer klimaneutralen mitteldeutschen Industrie durch den Aufbau einer vernetzten CO2-Transportinfrastruktur für CCU/CCS*. Leipzig, 2025
- [83] ROUSSANALY, Simon ; SKAUGEN, Geir ; AASEN, Ailo ; JAKOBSEN, Jana ; VESELY, Ladislav: *Techno-economic evaluation of CO2 transport from a lignite-fired IGCC plant in the Czech Republic*. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 65 (2017), S. 235–250
- [84] MYERS, Corey ; LI, Wenqin ; MARKHAM, Gregory: *The cost of CO2 transport by truck and rail in the United States*. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 134 (2024)
- [85] PENTAIR UNION ENGINEERING: *CO2 Truck Filling Unit*
- [86] CACERES LARSEN, Daniel Asger ; HANSEN, Jacob Ask ; BJORN, William Norvold ; WINTHER, Kim ; SORENSEN, Ketil Bernt ; EIKELAND, Anna Zink: *Maritime Transport of CO2*. 2022
- [87] MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES: *Report on Ship Transport of CO2*. 2004
- [88] KLER, Robert de ; NEELE, Filip ; NIENOORD, Michiel ; BROWNSORT, Peter ; KOORNEEF, Joris ; BELFROID, Stefan ; PETERS, Lies ; VAN WIJHE, Andries ; LOEVE, Daniel: *Transportation and unloading of CO2 by ship - a comparative assessment : WP9 Final Report CO2 shipping*. 2016 (CCUS-T2013-09-D08)
- [89] STAIB, Frithjof ; SCHMIDT, Maike ; STEPHANOS, Cyril ; STÖCKER, Philipp ; WURBS, Sven; Nationale Akademie der Wissenschaften Leopoldina (Mitarb.); Union der deutschen Akademien der Wissenschaften e. V. (Mitarb.) : *Optionen für den Import grünen Wasserstoffs nach Deutschland bis zum Jahr 2030*. 2022
- [90] EUROPEAN TECHNOLOGY PLATFORM FOR ZERO EMISSION FUEL POWER PLANTS: *The Costs of CO2 Transport : Post-demonstrations CCS in the EU*. 2010
- [91] PATHA, Andreas ; KATHAN, Johannes ; KAPPELLER, Judith ; REUTER, Stefan ; ORTMANN, Philipp ; ZAUNER, Christoph: *Techno-Economic Assessment Of Production And Transport Of Synthetic Methane*

- From PV And Wind Energy, Bd. 32. In: DROEGE, Peter; QUINT, Lelia (Hrsg.): *Proceedings of the International Renewable Energy Storage and Systems Conference (IRES 2023)*. Dordrecht : Atlantis Press International BV, 2024 (Atlantis Highlights in Engineering), S. 86–98
- [92] MCCOLLUM, David L. ; OGDEN, Joan M.: *Techno-Economic Models for Carbon Dioxide Compression, Transport, and Storage & Correlations for Estimating Carbon Dioxide Density and Viscosity*. Davis, California, 2006
- [93] HORLACHER, Hans-Burkhard (Hrsg.); HELBIG, Ulf (Hrsg.): *Rohrleitungen 2 : Einsatz, Verlegung, Berechnung, Rehabilitation*. 3rd ed. 2023. Berlin, Heidelberg : Springer Berlin Heidelberg; Imprint Springer Vieweg, 2023
- [94] ZHANG, Z. X. ; WANG, G. X. ; MASSAROTTO, P. ; RUDOLPH, V.: *Optimization of pipeline transport for CO₂ sequestration*. In: *Energy Conversion and Management* 47 (2006), Nr. 6, S. 702–715
- [95] BENNÆS, Anders ; SKOGSET, Martin ; SVORKDAL, Tormod ; FAGERHOLT, Kjetil ; HERLICKA, Lisa ; MEISEL, Frank ; RICKELS, Wilfried: *Modeling a supply chain for carbon capture and offshore storage—A German–Norwegian case study*. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 132 (2024). URL <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1750583623001986>
- [96] *Lastauto Omnibus*. In: *Lastauto Omnibus* (2018)
- [97] BÜNGER, Paula ; HERRBERG, Heike ; LÜBKER, Malte: *Was verdienen Berufskraftfahrer/innen im Güterverkehr? : Eine Analyse auf Basis der WSI-Lohnspiegel-Datenbank*. Düsseldorf, Dezember 2023 (61)
- [98] EUROPÄISCHE KOMMISSION: *Ölbuletin (weekly oil bulletin)*
- [99] BUNDESAMT FÜR WIRTSCHAFT UND AUSFUHRKONTROLLE: *Informationsblatt CO₂-Faktoren : Bundesförderung für Energie- und Ressourceneffizienz in der Wirtschaft- Zuschuss*. 2024
- [100] EVG: *Entgelttaelle : FGr 4-TV – Überprüfungsdatum 2025-03-18*
- [101] DEUTSCHE BAHN: *Energy efficiency : Deutsche Bahn Annual Report*. URL <https://ibir.deutschebahn.com/2022/en/group-management-report/green-transformation/climate-protection/energy-efficiency/>. – Aktualisierungsdatum: 2025-03-18 – Überprüfungsdatum 2025-03-18
- [102] HANDELSBLATT: *Schienenverkehr: Welche Strecke legt ein Zug insgesamt zurück?* In: *Handelsblatt* (2013-10-08)
- [103] DB INFRAGO: *TraFöG : Trassenentgelt-Förderung im Güterverkehr*. 2024
- [104] STOCKER, Thomas (Hrsg.): *Climate change 2013 : The physical science basis : Working Group I contribution to the Fifth assessment report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge : Cambridge University Press, 2014