



Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg
Hamburg University of Applied Sciences

Masterarbeit

Nick Zeisler

Die letzten Meter zur Treibhausgasneutralität – Entwicklungspotentiale bei der Abscheidung von CO₂ aus der Luft

*Fakultät Technik und Informatik
Department Maschinenbau und Produktion*

*Faculty of Engineering and Computer Science
Department of Mechanical Engineering and
Production Management*

Nick Zeisler

**Die letzten Meter zur Treibhausgasneutralität –
Entwicklungspotentiale bei der Abscheidung von CO₂
aus der Luft**

Masterarbeit eingereicht im Rahmen der Masterprüfung

im Studiengang Nachhaltige Energiesysteme im Maschinenbau
am Department Maschinenbau und Produktion
der Fakultät Technik und Informatik
der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

in Zusammenarbeit mit:
Forschungszentrum Jülich GmbH
Abteilung: IEK-3
Wilhelm-Johnen Straße
52428 Jülich

Erstprüfer/in: Prof. Dr. Achim Schmidt
Zweitprüfer/in: Dr.-Ing Freia Harzendorf

Abgabedatum: 02.11.2022

Zusammenfassung

Direct Air Capture (DAC), das Abscheiden von Kohlendioxid aus der Umgebungsluft, ist in den letzten Jahren als vielversprechender Ansatz zum Erzielen von negativen Emissionen in den Fokus gerückt. Diese Technologie ist dennoch aufgrund des frühen Entwicklungsstadiums hinsichtlich ihrer techno-ökonomischen Eigenschaften und Potentialen von großen Unsicherheiten geprägt. In dieser Arbeit wird daher eine systematische Literaturrecherche zum techno-ökonomischen Entwicklungsstand und den Funktionsprinzipien der verschiedenen DAC-Technologien durchgeführt. Die am weitesten entwickelten DAC-Verfahren, das Hochtemperaturverfahren (HT-DAC) und das Niedertemperaturverfahren (NT-DAC), werden in einem nächsten Schritt einer detaillierten technischen Analyse unterzogen, um mögliche erwartbare technische Entwicklungen zu identifizieren. Auf Basis dieser Ergebnisse wird anschließend ein vereinfachtes Modell entwickelt mit dessen Hilfe, eine ökonomische Bewertung der beiden Verfahren möglich ist. Dieser Schritt impliziert auch die Durchführung von Sensitivitätsanalysen. Mit Hilfe von Methoden zur Technologiefortschreibung werden zudem zukünftige Kostenentwicklungen der Technologien prognostiziert. Im weiteren Verlauf werden die DAC-Technologien miteinander verglichen, um verallgemeinerbare Aussagen abzuleiten zu können. Zuletzt werden die Technologien in den Kontext von Treibhausgasminderungsstrategien eingeordnet.

Abstract

Direct Air Capture (DAC), the capture of carbon dioxide from ambient air, has come into focus in recent years as a promising approach to achieving negative emissions. However, due to its early stage of development, this technology is characterized by large uncertainties regarding its techno-economic properties and potential. Therefore, in this thesis, a systematic literature review is conducted on the techno-economic development status and operating principles of different DAC technologies. The most advanced DAC processes, the high-temperature capture (HT-DAC) and the low-temperature capture (LT-DAC) are subjected to a detailed technical analysis in the next step to identify possible technical developments. Based on these results, a simplified model will then be developed, with the help of which an economic evaluation of the two processes is possible. This step also implies the execution of sensitivity analyses. In addition, technology update methods are used to anticipate the future cost development of the technologies. The DAC technologies are compared with each other to be able to derive generalisable statements. Finally, the technologies are placed in the context of greenhouse gas reduction strategies.

Danksagungen

Die vorliegende Masterarbeit entstand während meiner Tätigkeit als Masterand am Institut für Energie- und Klimaforschung – Techno-ökonomische Systemanalyse (IEK-3) des Forschungszentrums Jülich GmbH im Zeitraum von Mai 2022 bis Oktober 2022.

Zuerst möchte ich mich bei meiner Hochschule bedanken, die mir ein sehr interessantes Masterstudium der Nachhaltigen Energiesysteme ermöglicht hat. Außerdem möchte ich mich sehr bei Herrn Prof. Dr. Achim Schmidt für die Unterstützung und die freundliche Betreuung dieser Masterarbeit bedanken.

Mein recht herzlicher Dank gebührt dem Forschungszentrum Jülich für das entgegenbrachte Vertrauen für die Entstehung dieser Arbeit.

Mein weiterer Dank gebührt Dr.-Ing. Freia Harzendorf für die hervorragende Betreuung. Sie stand mir stets als Ansprechpartnerin mit ihrem kompetenten Fachwissen und wertvollen Ratschlägen zur Seite und hat den reibungslosen Ablauf dieser Arbeit ermöglicht. Darüber hinaus möchte ich mich bei meiner Familie und Freunden bedanken, die mir jederzeit mit Rat und Tat zur Seite standen.

Aufgabenstellung

Thema: Die letzten Meter zur Treibhausgasneutralität – Entwicklungspotentiale bei der Abscheidung von CO₂ aus der Luft

Die „Pariser Beschlüsse“ der UN-Klimakonferenz (COP21) erfordern eine umfassende und schnelle Transformation der gesamten Wirtschafts- und Lebensweise auf der Erde mit einer Reduzierung der Emissionen auf Netto-Null als auch die Erzeugung von negativen Emissionen, um das vereinbarte 2 °C-Ziel zu erreichen. Laut verschiedener Szenarienanalysen (IPCC, IEA, etc.) ist für das Erreichen der Klimaziele unabdingbar, um 2050 negative Nettoemissionen zu erzielen [57, 58]. Eine vielversprechende technische Lösung zur Realisierung von negativen Emissionen ist Direct Air Capture (DAC), d.h. die Abscheidung von CO₂ aus der Umgebungsluft. Das „gewonnene“ CO₂ kann anschließend gespeichert oder genutzt werden, beispielsweise als Rohstoff für die Herstellung von Power-to-X-Erzeugnissen. Ab 2040 sind laut einer Studie negative Emissionen mit DAC in Deutschland zu realisieren [114]. Aufgrund des frühen Entwicklungsstadiums der DAC-Technologie sind Aussagen über zukünftige techno-ökonomische Eigenschaften mit großen Unsicherheiten behaftet, jedoch wichtig, um deren Rolle bei der Erreichung der Klimaziele auszuweisen. Das Ziel der Masterarbeit ist es daher, vielversprechende technische Verfahren zur Abscheidung von CO₂ aus der Umgebungsluft zu identifizieren und zukünftig erwartbare Kostenreduktionspotentiale, Effizienzverbesserungen und Abscheidepotentiale abzuleiten.

Zur Erreichung des Ziels wird eine systematische Literaturrecherche zum techno-ökonomischen Entwicklungsstand und den jeweils unterliegenden Funktionsprinzipien der verschiedenen DAC-Technologien durchgeführt. Anschließend wird eine detaillierte technische Analyse der unterschiedlichen Verfahren mit dem Ziel der transparenten, nachvollziehbaren Ableitung von erwartbaren technischen Entwicklungen durchgeführt. Der Fokus der Analyse liegt auf der Beschreibung der einzelnen Komponenten auf Basis der zugrundeliegenden physikalischen/ chemischen Zusammenhänge. Auf dieser Grundlage Erkenntnisse werden mit Hilfe von Methoden zur Technologiefortschreibung (Skaleneffekte, Lernkurven) erwartbare Kostenreduktionsmöglichkeiten, Effizienzverbesserungen und Abscheidepotenzialen sowie Anwendungsbereichen ausgewählter Verfahren identifiziert. Dieser Schritt impliziert auch die Durchführung von Sensitivitätsanalysen. Folgend werden die verschiedenen Technologien einander gegenüber gestellt um verallgemeinerbare Aussagen abzuleiten. Zuletzt werden die DAC-Technologien in den Kontext von Treibhausgasminderungsstrategien unter Berücksichtigung von nationalen und internationalen Szenario-Analysen eingeordnet.

Inhaltsverzeichnis

Zusammenfassung	II
Danksagungen	III
Aufgabenstellung	IV
Abbildungsverzeichnis	VII
Tabellenverzeichnis	IX
Abkürzungsverzeichnis	X
1 Einleitung und Ziele	1
2 Grundlagen und Stand der Technik	3
2.1 Direct Air Capture	3
2.2 Vorstellung der Technologien	5
2.2.1 Hochtemperaturverfahren	6
2.2.2 Niedertemperaturverfahren	8
2.2.3 Elektrowechseladsorption	9
2.2.4 Membranbasiertes Direct Air Capture	11
2.2.5 Elektrodialyse	13
2.2.6 Kohlenstoffmineralisierung	13
2.2.7 Kristallisation mit Guanidinsorptionsmittel	15
2.2.8 Nanofabriken	16
2.3 Entwicklungsstand	17
2.3.1 Kommerzialisierung	18
3 Techno-ökonomische Studien	22
3.1 Überblick über techno-ökonomische Analysen	24
4 Auswahl der Technologien	40
5 Technische Analyse	41
5.1 HT-DAC-Verfahren	41
5.1.1 Luftkontaktor	43
5.1.2 Pelletreaktor	48
5.1.3 Dampföfcher	50
5.1.4 Kalzinator	51
5.1.5 Weitere Systemeinheiten	54

5.2	NT-DAC-Verfahren	55
5.2.1	Adsorptions- und Desorptionszyklus	56
5.2.2	Adsorptionsmittel	65
5.2.3	Luftkontaktor	69
5.2.4	Weitere Systemeinheiten	72
6	Ökonomische Analyse	74
6.1	Kostenmodell	74
6.1.1	Modell - HT-DAC-Verfahren	77
6.1.2	Modell - NT-DAC-Verfahren	81
6.2	Ergebnisse der Kostenbewertung und Diskussion	88
6.2.1	Kosten - HT-DAC-Verfahren	88
6.2.2	Kosten - NT-DAC-Verfahren	93
6.3	Validierung der Ergebnisse	97
7	Sensitivitätsanalyse	100
7.1	Sensitivitätsanalyse - HT-DAC-Verfahren	101
7.2	Sensitivitätsanalyse - NT-DAC-Verfahren	103
8	Zukünftige Entwicklungen der DAC-Technologien	105
8.1	Lernkurve	105
8.2	Potentielle DAC-Kapazitäten und deren Auswirkungen auf die Abscheidungskosten	107
9	Vergleich der Verfahren	110
10	Einordnung in den Kontext von Treibhausgasminderungsstrategien	113
11	Zusammenfassung und Fazit	115
	Literatur	CXX
	Anhang	CXXXII
	Anhang A: Technology Readiness Level (TRL)	CXXXIII
	Anhang B: Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien	CXXXIV
	Eidesstattliche Erklärung	CXLIX

Abbildungsverzeichnis

1	Minimale thermodynamische Arbeit für die CO ₂ -Abscheidung in Abhängigkeit vom CO ₂ -Gehalt des Eingangsstroms (Annahmen: Abscheidetemperatur: 20 °C, Abscheidungsrate: 90 %, CO ₂ -Reinheit: 99 %) [24]	4
2	Verfahrensfließbild für HT-DAC mit flüssigen Sorptionsmittel (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an McQueen, N., et. al. [80]	6
3	Verfahrensfließbild für NT-DAC mit festen Sorptionsmittel (grün=gasförmig, blau=flüssig), in Anlehnung an McQueen, N., et. al. [80]	8
4	Darstellung des Elektrowechseladsorption-Prozesses, in Anlehnung an Voskian, S. und Hatton, A. [126]	10
5	Vereinfachte schematische Darstellung des mehrstufigen m-DAC-Prozesses (grün=gasförmig), in Anlehnung an Fujikawa, S., et. al. [43]	12
6	Konzept der passiven Mineralisierung (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an Abanades, C., et. al. [1]	14
7	Vereinfachte Darstellung des DAC-Kristallierungsverfahrens (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an Brethome, F., et. al. [9]	15
8	„Sortierrotor“ der Nanofabriken, in Anlehnung an Freitas, R. [60]	17
9	Übersicht DAC-Abscheidekosten der techno-ökonomischen Studien	25
10	Übersicht der DAC-Abscheidekosten 2050 der techno-ökonomischen Studien	29
11	Übersicht des Elektrizitätsbedarfes der techno-ökonomischen Studien	34
12	Übersicht des Wärmebedarfes der techno-ökonomischen Studien	35
13	Übersicht der CAPEX der techno-ökonomischen Studien	37
14	Übersicht der OPEX der techno-ökonomischen Studien	38
15	Prozessschema der DAC-Anlage von Carbon Engineering für eine Abscheidkapazität von 1 Mt _{CO2} /a mit Energieversorgung vor Ort (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an Keith, D., et al. und Long-Innes, R. u. Struchtrup, H. [62, 73]	42
16	Konzeptzeichnung des CE-Luftkontaktors [95]	45
17	Adsorption/ Desorption an einem porösen Feststoff [6]	57
18	Qualitative Darstellung eines TVSA-Prozesses im Adsorptionsisothermen-Diagramm [134]	61
19	Schematischer Aufbau des Luftkontaktors, in Anlehnung an Sabatino, F., et. al. [98]	71

20	Schematische Darstellung des TVSA-Zyklus (4 Schritte), in Anlehnung an Sabatino, F., et. al (2021) [98]	82
21	Kapitalkosten des HT-DAC-Verfahrens	90
22	Betriebskosten des HT-DAC-Verfahrens	91
23	Kapitalkosten des NT-DAC-Verfahrens	95
24	Betriebskosten des NT-DAC-Verfahrens	96
25	Abscheidekosten des HT-DAC-Modells im Vergleich zu weiteren HT-DAC-TEA-Studien	98
26	Abscheidekosten des NT-DAC-Modells im Vergleich zu weiteren NT-DAC-TEA-Studien	99
27	Sensitivitätsanalyse des HT-DAC-Verfahrens	101
28	Sensitivitätsanalyse des NT-DAC-Verfahrens	103
29	Entwicklung der Abscheidekosten in Abhängigkeit der Lernraten und den zu erwartenden DAC-Kapazitäten für das HT-DAC-Verfahren	108
30	Entwicklung der Abscheidekosten in Abhängigkeit der Lernraten und den zu erwartenden DAC-Kapazitäten für das NT-DAC-Verfahren	109

Tabellenverzeichnis

1	Technologischer Reifegrade der DAC-Technologien	18
2	Suchergebnisse der Wissensdatenbank „Scopus“	23
3	Annahmen für Multiplikationsfaktoren - HT-DAC-Verfahren	78
4	Annahmen für die Auslegung des Luftkontaktors	82
5	Annahmen für Multiplikationsfaktoren - NT-DAC-Verfahren	85
6	Geschätzte Kapital (CAPEX)- und Betriebskosten (OPEX) für eine HT-DAC-Anlage mit einer Abscheidekapazität von 1 Mt _{CO2} /a	89
7	Energiebedarfe - HT-DAC-Verfahren	92
8	Geschätzte Kapital (CAPEX)- und Betriebskosten (OPEX) für eine NT-DAC-Anlage mit einer Abscheidekapazität von 1 Mt _{CO2} /a	94
9	Energiebedarfe - NT-DAC-Verfahren	96
10	Vergleich der Technologien auf Basis der Untersuchungsergebnisse - HT-DAC-Verfahren vs. NT-DAC-Verfahren	110

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Benennung
THG	Treibhausgase
PSCC	Point Source Carbon Capture
DAC	Direct Air Capture
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change - Zwischenstaatlicher Ausschuss für Klimaänderungen
HT-DAC	Hochtemperaturverfahren
NT-DAC	Niedertemperaturverfahren
m-DAC	Membrambasiertes DAC
USA	United States of America
TEA	Techno-economic assessment/ analysis - Techno-ökonomische Bewertung/ Analyse
APS	American Physical Society
NASEM	National Academies of Sciences, Engineering, and Medicine
WACC	Weighted Average Cost of Capital - Gewichtete durchschnittliche Kapitalkosten
CRF	Capital Recovery Factor - Annuitätenfaktor
CAPEX	Capital Expenditure - Kapitalkosten
OPEX	Operational Expenditures - Betriebskosten
FOAK	First of a Kind
NOAK	Nth of a Kind
PSA	Pressure Swing Adsorption - Druckwechseladsorption
TSA	Temperature Swing Adsorption - Temperaturwechseladsorption
VSA	Vacuum Swing Adsorption - Vakuumwechseladsorption

TVSA	Temperature-Vacuum-Swing-Adsorption - Temperatur-Vakuum-Wechseladsorption
TRL	Technology Readiness Level
ISBL	Inside Battery Limits - Innerhalb der Anlagengrenzen
OSBL	Outside Battery Limits - Außerhalb der Anlagengrenzen
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index - Kostenindizes für Chemieanlagen
AACE	Association for the Advancement of Cost Estimating International
MOF	Metal Organic Framework - Metallorganische Gerüste

Chemische Symbole	Benennung
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
KOH	Kaliumhydroxid
K ₂ CO ₃	Kaliumcarbonat
Ca(OH) ₂	Calciumhydroxid
CaCO ₃	Calciumcarbonat
CaO	Calciumoxid
H ₂ O	Wasser
H ⁺	Proton
OH ⁻	Hydroxid-Ion
HCO ₃ ²⁻	Bicarbonat-Ionen
CO ₃ ²⁻	Carbonat-Ionen
NaOH	Natriumhydroxid
SO _x	Schwefeloxide
NO _x	Stickoxide
Ca ²⁺	Calcium-Ionen
[Bmim]-[TF ₂ N]	1-Butyl-3- methylimidazoliumbis(trifluormethylsulfonyl)imide
PyBIG	2,6-Pyridin-bis(iminoguanidin)
GBIG	Glyoxal-bis(iminoguanidine)

RNHCO_2^-	Ammoniumcarbonate
APDES-NFC-FD	3-Aminopropylmethyldiethoxysilan (APDES) auf nanofibrillierter Cellulose (NFC))
Stickstoff	N_2

Formelzeichen	Benennung
a	Jahr
$P_{Ventilator}$	Ventilatorleistung
Δp	Druckabfall
\dot{V}_{Luft}	Luftvolumenstrom
$\eta_{Ventilator}$	Wirkungsgrad des Ventilators
D	Kontaktortiefe
v_{Luft}	Luftgeschwindigkeit
\dot{V}_{KOH}	Volumendurchflusses KOH
P_{Pumpe}	Pumpleistung
ρ_{KOH}	Flüssigkeitsdichte KOH
H	Förderhöhe
η_{Pumpe}	Pumpwirkungsgrad
ΔH_R	Reaktionsenthalpie
S_i	Modellgröße der i-ten Komponente
S_{ref}	Referenzgröße der i-ten Komponente
C_i	Kapitalkosten (Modell) der i-ten Komponente
C_{ref}	Kapitalkosten (Referenz) der i-ten Komponente
n	Skalierungsfaktor
L	Betthöhe
μ_{Luft}	Dynamische Viskosität der Luft
v_{gas}	Luftgeschwindigkeit
ϵ	Porosität des Bettes
ρ_{Luft}	Luftdichte
d_p	Partikeldurchmesser des Adsorptionsmittels
P_{VP}	Vakuumpumpleistung

$\eta_{is,VP}$	Isotherme Wirkungsgrad der Vakuumpumpe
\dot{m}_{Luft}	Luftmassenstrom
R_{Luft}	Spezielle Gaskonstante der Luft
T_{Ads}	Adsorptionstemperatur
p_{Des}	Desorptionsdruck
p_{in}	Luftdruck bei Umgebungsbedingungen
Q_R	Regenerationswärme
Q_{Sens}	Sensible Wärme
Q_{Lat}	Latente Wärme
Δq_{CO_2}	Arbeitskapazität des Adsorptionsmittels
$c_{p,Sorbent}$	Spezifische Wärmekapazität des Adsorptionsmittels
c_{p,CO_2}	Spezifische Wärmekapazität des CO ₂
T_{Des}	Desorptionstemperaturen
ΔH_{CO_2}	Adsorptionswärme von CO ₂
$C(x_t)$	Kosten pro Einheit für die x-te Einheit der Anlagenkapazität
$C(x_0)$	Kosten pro Einheit für anfängliche Anlagenkapazität
x_t	Kumulierte Kapazität zum Zeitpunkt t
x_0	Anfängliche Kapazität zum Zeitpunkt 0
b	Exponent der Lernrate
PR	Progress ratio - Fortschrittsrate
LR	Lernrate

1 Einleitung und Ziele

Die globale Erwärmung und der damit verbundene Klimawandel werden durch den Anstieg von Treibhausgasen (THG), vor allem durch Kohlendioxid (CO_2), in der Atmosphäre verursacht. Seit Beginn der Industrialisierung stieg die globale CO_2 -Konzentration von etwa 280 ppm auf bis zu 414,7 ppm im Jahre 2021 an. Allein in den letzten 15 Jahren ist der CO_2 -Gehalt jährlich um 2,24 ppm gestiegen [118]. Diese Tatsache ist vornehmlich auf das Verbrennen von fossilen Brennstoffen, wie Erdöl und Kohle, und der großflächigen Entwaldung zurückzuführen [118]. Ohne Gegenmaßnahmen wird dies zu dramatischen Auswirkungen auf Mensch und Natur haben.

Diese Gefahr wurde von der internationalen Gemeinschaft erkannt. Im Jahre 2015 einigten sich 197 Staaten auf ein globales Klimaschutzabkommen. Das „Abkommen von Paris“ (COP21) hat das Ziel, die globale Erderwärmung im Vergleich zum vorindustriellen Zeitalter auf unter 2°C zu begrenzen mit der Anstrengung, möglichst unter $1,5^\circ\text{C}$ zu bleiben [16]. Für das Erreichen dieser Ziele ist eine umfassende und schnelle Transformation der gesamten Wirtschafts- und Lebensweise auf der Erde erforderlich. Dennoch sinken derzeit die jährlichen Treibhausmissionen nicht signifikant genug, um die Ziele zu erreichen. Daher werden in zahlreichen Szenarioanalysen zunehmend Negativemissionstechnologien aufgenommen. Beispielsweise beinhalten alle Minderungspfade des Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC)-Reportes zur Begrenzung der globalen Erwärmung Negativemissionstechnologien [59].

Eine der vielversprechenden technischen Lösungen zur Realisierung von „negativen“ Emissionen ist „Direct Air Capture“ (DAC), d.h. die Abscheidung von CO_2 aus der Umgebungsluft. Das durch DAC aus der Luft abgeschiedene CO_2 kann in geologischen Speicherstätten gespeichert oder als Quelle für klimaneutrales CO_2 für die Herstellung von synthetischen Kraftstoffen oder anderen Produkten verwendet werden [57].

Das Verfahren scheint zwar ein vielversprechender Ansatz für das Erreichen der Klimaziele zu sein, ist aktuell jedoch aufgrund des frühen Entwicklungsstandes hinsichtlich seiner techno-ökonomischen Eigenschaften von großen Unsicherheiten gekennzeichnet [124].

Das Ziel dieser Arbeit ist es, vielversprechende technische Verfahren zur Abscheidung von CO_2 aus der Umgebungsluft zu identifizieren und zukünftige Kostenreduktionspotentiale, Effizienzverbesserungen und Abscheidepotentiale abzuleiten.

Zunächst werden hierzu die Funktionsprinzipien verschiedener DAC-Verfahren erläutert und eine systematische Literaturrecherche zum techno-ökonomischen Entwicklungsstand der DAC-Technologie durchgeführt und die Ergebnisse vorgestellt. Anschließend erfolgt eine detaillierte technische Analyse ausgewählter Verfahren. Hierbei liegt der Fokus auf der

Beschreibung der einzelnen Komponenten auf Basis der zugrundeliegenden physikalischen und chemischen Zusammenhänge. Aus diesen Erkenntnissen werden zukünftig erwartbare technische Entwicklungen abgeleitet.

Auf diese Grundlage erfolgt die Modellierung der Prozesse, um mit Hilfe von Methoden zur Technologiefortschreibung erwartbare Effizienzverbesserungen, Abscheidepotentiale, Kostenreduktionsmöglichkeiten sowie Anwendungsbereichen der ausgewählten Verfahren zu identifizieren. Dieser Schritt impliziert auch die Durchführung von Sensitivitätsanalysen. In der Folge werden die verschiedenen Technologien einander gegenüber gestellt, um verallgemeinerbare Aussagen abzuleiten. Abschließend werden die DAC-Technologien in den Kontext von Treibhausgasminderungsstrategien unter Berücksichtigung von nationalen und internationalen Szenario-Analysen eingeordnet.

2 Grundlagen und Stand der Technik

In dem folgenden Kapitel wird ein Überblick über technische Grundlagen sowie den aktuellen Stand der Forschung von Techniken zur Abscheidung von Kohlenstoffdioxid (CO₂) aus der Luft gegeben. Zuerst wird die Technologie Direct Air Capture (DAC) allgemein vorgestellt, im Anschluss werden bisher bekannte Verfahren beschrieben. Es folgt ein Überblick über den Entwicklungsstand und die Kommerzialisierung der unterschiedlichen DAC-Verfahren.

2.1 Direct Air Capture

„Direct Air Capture“ bezeichnet Technologien, die Kohlenstoffdioxid direkt aus der Umgebungsluft filtern können [56]. Die Abscheidung von CO₂ aus der Luft ist nicht neu und wurde bereits in den 1930er Jahren als Vorbehandlung zur kryogenen Luftzerlegung kommerziell eingesetzt. Zudem kam die CO₂-Entfernung aus der Luft auch als Lebenserhaltungssystem für Raumfahrzeuge und U-Boote zum Einsatz [42, 55]. Die Möglichkeit zur Reduzierung der globalen CO₂-Emissionen durch die direkte Luftabscheidung wurde zuerst 1999 von Lackner, K. et. al (1999) formuliert [67].

Die Abscheidung von CO₂-Emissionen ist grundsätzlich auch aus verschiedenen Quellen möglich. Neben der Abscheidung von Kohlenstoffdioxid aus Umgebungsluft kann die Abscheidung auch aus konzentrierten Quellen, den Punktquellen, wie beispielsweise CO₂-reiche Abgasströme aus industriellen Prozessen, erfolgen. Für zahlreiche industrielle Prozesse, wie die Zement-, Kalk- oder Stahlherstellung, wird auch zukünftig keine vollständige Vermeidung von Prozessemissionen möglich sein [42]. Zur Abtrennung und Speicherung von CO₂-Emissionen aus Punktquellen (PSCC - Point Source Carbon Capture) wurden bereits einige Konzepte (z.B. Post-Combustion, Pre-Combustion) entwickelt, die zu teils ähnliche Gastrennungsmechanismen verwenden [83].

Es existieren auch zahlreiche CO₂-Emissionen, wie aus dem Flugverkehr und dem Schiffsverkehr die nicht mit herkömmlichen CO₂-Abscheidungstechnologien abgeschieden werden können [42] und genau hier setzt DAC an. Im Gegensatz dazu unterscheidet sich die DAC von der CO₂-Abscheidung aus Punktquellen, da diese CO₂ direkt aus der Umgebungsluft und nicht aus industriellen Abgasen entfernt. Die DAC ist daher in der Lage ortsunabhängig den atmosphärischen CO₂-Gehalt zur verringern. Die Abscheidung aus Punktquellen reduziert hingegen nur die Auswirkungen der Emissionen [42]. Der wichtigste Unterschied in Bezug auf die Verfahren ist die CO₂-Konzentration der Kohlenstoffquelle. In der Luft beträgt die CO₂-Konzentration nur etwa 0,04 %, wohingegen in industriellen Abgasen

mehrere Prozente (5-35 %) möglich sind [24]. Die Folge der geringeren CO_2 -Konzentration bei der DAC ist ein erheblicher größerer Mehraufwand für die CO_2 -Abscheidung. Die minimale thermodynamische Arbeit, die für die Abscheidung des CO_2 aus einem Gasgemisch erforderlich ist, kann mit Hilfe des ersten und zweiten Hauptsatzes der Thermodynamik abgeschätzt werden [24]. Diese minimale Arbeit wird in Abhängigkeit des Kohlenstoffgehaltes in der Abbildung 1 dargestellt.

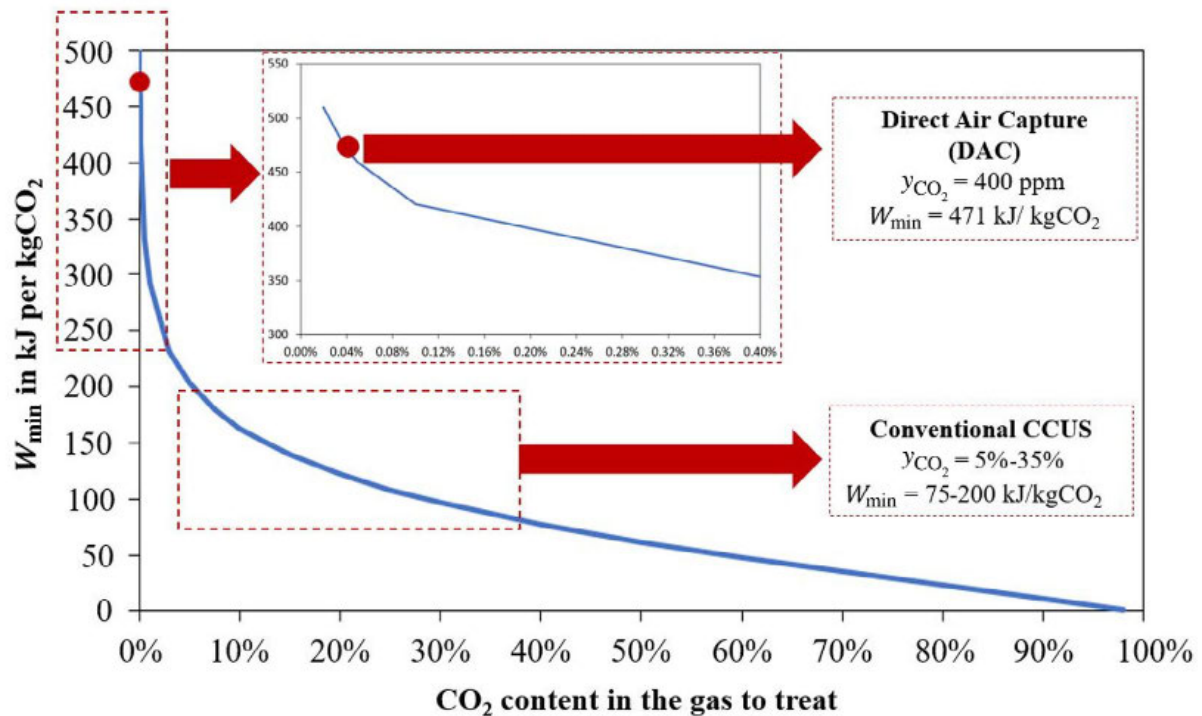


Abbildung 1: Minimale thermodynamische Arbeit für die CO_2 -Abscheidung in Abhängigkeit vom CO_2 -Gehalt des Eingangsstroms (Annahmen: Abscheidetemperatur: 20°C , Abscheidungsrate: 90 %, CO_2 -Reinheit: 99 %) [24]

Das DAC-Verfahren ist von einer minimalen thermodynamischen Arbeit von 471 kJ/kgCO_2 (131 kWh/tCO_2) gekennzeichnet. Im Gegensatz dazu fällt der Energiebedarf für die Abscheidung aus Punktquellen deutlich geringer aus. Die minimale thermodynamische Arbeit für CO_2 -Konzentration von 5-35 % beträgt 75 bis 200 kJ/kgCO_2 (21 - 56 kWh/tCO_2) [24, 129].

Eine weitere große Herausforderung stellt der geringe Partialdruck des CO_2 in der Luft dar. Der Partialdruck von CO_2 in Luft beträgt etwa 40 Pa . Die Folge dieser Tatsache ist, dass ein hochselektives Sorptionsmittel (Trägermaterial für das CO_2) für die Abscheidung notwendig ist [69].

Nach der Abscheidung und Reinigung kann das gewonnene CO_2 für verschiedene Zwecke verwenden. Das kann am Standort selbst erfolgen oder an einem CO_2 -Verwertungsstandort, wozu das Gas mit u.a. Pipelines, Schiffe oder Lastwagen transportiert werden muss. Hierbei wird zwischen der Kohlenstoffspeicherung (DACCS - Direct Air Carbon Capture and

Storage) und der -nutzung (DACCU- Direct Air Carbon Capture and Utilization) unterschieden [10, 124]. Ersteres meint die Speicherung des abgeschiedenen Kohlenstoffes in geologischen Speicherstätten, wie z.B. in salinen Aquiferen, ausgeförderten Erdöl- und Erdgasfeldern oder unterseeische Lagerung. Diese Einlagerung ermöglicht das CO₂ für mehrere tausend Jahre zu speichern und so „negative“ Emissionen zu erzielen. Bei der Nutzung des abgeschiedenen CO₂ wird das CO₂ als Rohstoff in chemischen Prozessen verwendet, wie der Herstellung von synthetischen Kraftstoffen oder Chemikalien (Power-to-X). Dabei wird das CO₂ früher oder später wieder in die Atmosphäre abgegeben [124]. Für die Direct Air Capture ist aufgrund der erläuterten thermodynamischen Anforderungen die Wahl eines geeigneten Abtrennungsverfahrens entscheidend. Zu den Verfahren zur direkten Abscheidung von CO₂ aus der Umgebungsluft gehören Absorption, Adsorption, Membranen, Mineralisierung und Kristallisierung. Die wichtigsten Mechanismen werden in der Folge kurz vorgestellt.

Die Absorption ist die am weitesten verbreitete Gastrennungstechnik. Die Absorption beschreibt den Prozess der Aufnahme eines Atoms, Moleküls oder eines Ions durch physikalische oder chemische Phänomene in eine andere feste oder flüssige Phase. Bei CO₂-Abscheidungsverfahren werden als Absorptionsmittel im Allgemeinen Lösungsmittel eingesetzt [100].

Ein weiterer Mechanismus ist die Adsorption. Diese ist im Allgemeinen der Prozess der Anlagerung von Molekülen aus einer gasförmigen oder flüssigen Phase an einer Feststoffoberfläche. Der inverse Prozess der Adsorption, die Desorption, beschreibt die Entfernung der zuvor adsorbierten Moleküle an der Oberfläche des Feststoffes [6]. Bei der Adsorption handelt es sich um einen exothermen Vorgang und bei der Desorption, um einen endothermen Prozess [6].

Membrantrennverfahren gelten ebenfalls als eine interessante Option zur CO₂-Abscheidung. Diese sind in der Lage aufgrund ihrer Werkstoffstruktur eine selektive Permeation von Gasen zu vollziehen. Die Selektivität der Membranen für verschiedene Gase ist abhängig vom Material und Transportmechanismen [39].

Im folgenden Kapitel werden die Funktionsweise der verschiedenen Technologien zur CO₂-Abscheidung aus der Umgebungsluft erklärt.

2.2 Vorstellung der Technologien

Im Folgenden werden aktuelle technische Verfahren auf Basis der im vorherigen Kapitel erläuterten Mechanismen vorgestellt. Anschließend folgt ein Überblick über weitere Technologien zur CO₂-Abscheidung aus der Luft. Hierbei wird mit den am weitesten entwickelten Verfahren begonnen.

Es wird lediglich eine Erläuterung der zugrundeliegenden Verfahrenstechnologien geben,

eine detaillierte technische Analyse ausgewählter Verfahren erfolgt im weiteren Verlauf der Masterarbeit im Kapitel 5 - Technische Analyse.

2.2.1 Hochtemperaturverfahren

Das Hochtemperaturverfahren (HT-DAC) zur CO₂-Abscheidung auf Basis eines flüssigen Sorptionsmittels aus der Luft besteht aus 2 Kreisläufen. Zunächst wird das Sorptionsmittel verwendet, um Kohlenstoffdioxid aus der Umgebungsluft zu absorbieren und um sich in einem Kontaktor mit ihm zu verbinden (Kontaktorkreislauf). Anschließend wird das abgeschiedene CO₂ von der Bindungschemikalie im Kalzinatorkreislauf getrennt. Durch eine räumliche Trennung der Prozessschritte wird ein kontinuierlicher Betrieb der Anlage ermöglicht [62, 80]. Ein repräsentatives Verfahrensfließbild des Systems mit flüssigen Sorptionsmittel wird in der Abbildung 2 gezeigt.

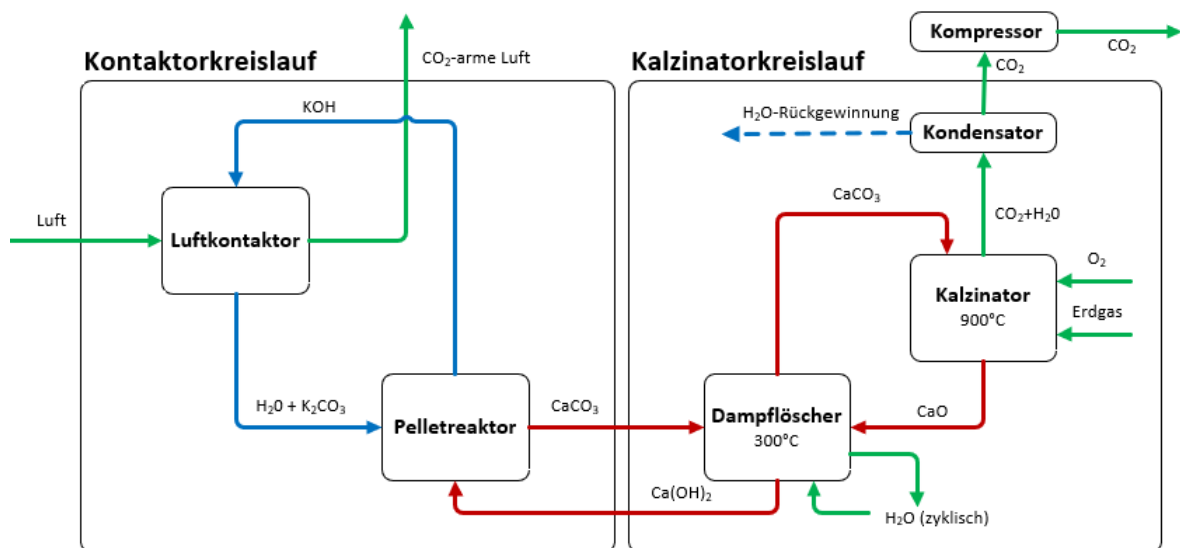
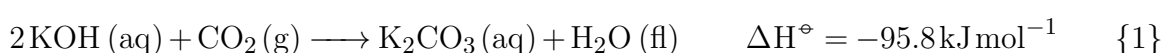
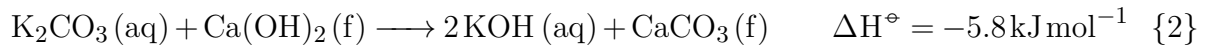


Abbildung 2: Verfahrensfliessbild für HT-DAC mit flüssigen Sorptionsmittel (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an McQueen, N., et. al. [80]

Im ersten Zyklus wird CO₂ aus der Umgebungsluft absorbiert. Mit Hilfe von Ventilatoren wird die Luft in eine Kontaktoreinheit geblasen und mit dem flüssigen Lösungsmittel in Kontakt gebracht. Hierbei handelt es sich um eine starke Base, vorwiegend um eine Hydroxidlösung, wie z.B. Kaliumhydroxidlösung (KOH), das mit dem CO₂ in der Luft unter Bildung von Kaliumcarbonat (K₂CO₃) reagiert (siehe Reaktion 1). Die Absorption findet bei Raumtemperatur und Umgebungsdruck statt. Die CO₂-arme Luft wird wieder an die Umgebung abgegeben [42, 62].



Das K_2CO_3 wird kontinuierlich aus dem Luftkontaktor abgelassen und zum Pellet-Reaktor gepumpt. Hier wird die Lösung einem anionischen Austausch mit Calciumhydroxid $Ca(OH)_2$ unterzogen, um Calciumcarbonat ($CaCO_3$) zu bilden und die KOH-Lösung zu regenerieren [62].



Gleichzeitig werden in den Pellet-Reaktoren auch größere $CaCO_3$ -Kristalle durch kontrollierte Fällungsreaktionen erzeugt, um Pellets mit einer Größe von 0,1-0,9 mm herzustellen [62]. Das regenerierte Absorptionsmittel wird anschließend wieder in die Kontaktoreinheit gepumpt und kann wieder im Kontaktorkreislauf eingesetzt werden [62, 80].

Die $CaCO_3$ -Pellets werden im nächsten Schritt in die Dampfölschanlage weitergeleitet. Hier werden die Pellets mit der Reaktionswärme aus dem nachfolgendem Kalzinierungsprozess (ca. 300 °C) getrocknet und vorgewärmt, bevor diese in den Kalzinator geleitet werden. Im Kalzinator wird das $CaCO_3$ auf ca. 900 °C erhitzt und damit zu Calciumoxid (CaO), CO_2 und Wasser (H_2O) zersetzt (siehe Reaktion 3). Gegenwärtig wird der Kalzinator mit Erdgas und Sauerstoff gespeist, um die erforderlichen Temperaturen zu erreichen [62].



Damit entsteht ein Gasgemisch, das hauptsächlich aus CO_2 und Wasser besteht. Das CaO wird zurück in den Dampfölscher geleitet, wo es mit Hilfe von Wasserdampf zu $Ca(OH)_2$ hydratisiert wird. Von hier aus kann das $Ca(OH)_2$ wieder in die Pellet-Reaktoren geleitet und wieder eingesetzt werden [62, 80].



Der gewonnene CO_2 -Strom wird im Anschluss durch einen Kondensator geleitet, um den restlichen Teil des vorhandenen Wassers zu entfernen. Abschließend kann das abgeschiedene CO_2 je nach Bedarf für die weitere Verwendung komprimiert werden [62]. Für das Verfahren beträgt der Energiebedarf thermisch 1458 kWh/ t_{CO_2} und elektrisch 366 kWh/ t_{CO_2} [62].

2.2.2 Niedertemperaturverfahren

Das Niedertemperaturverfahren (NT-DAC) zur direkten Abscheidung von CO_2 aus der Luft auf Basis fester Sorptionsmittel bestehen hauptsächlich aus einer Einheit, in der die beiden Hauptprozesse, Adsorption (Zyklus 1) und Desorption (Zyklus 2), zyklisch ablaufen [42]. In der Abbildung 3 wird eine schematische Darstellung des NT-DAC-Prozesses gezeigt.

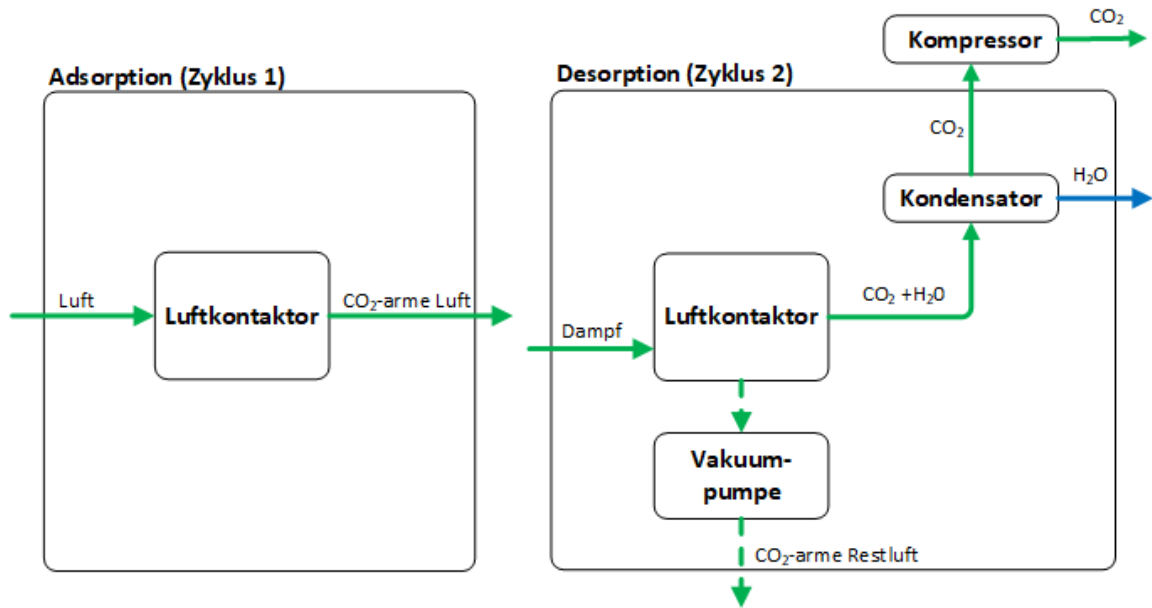


Abbildung 3: Verfahrensfliessbild für NT-DAC mit festen Sorptionsmittel (grün=gasförmig, blau=flüssig), in Anlehnung an McQueen, N., et. al. [80]

Bei diesem Verfahren wird Luft mit Hilfe von Ventilatoren durch die Kontaktoreinheit geblasen. Das Kohlenstoffdioxid aus der Luft adsorbiert mit dem festen Sorptionsmittel bei Umgebungsbedingungen. Der CO_2 -arme Luftstrom wird wieder an die Umgebung abgegeben. Dieser Vorgang dauert an bis das Adsorptionsmittel vollständig gesättigt ist oder die gewünschte CO_2 -Aufnahme erreicht hat. Die Dauer des Vorganges ist abhängig von der Art des gewählten festen Sorptionsmittels und den spezifischen Betriebsbedingungen. Anschließend wird der Luftkontaktorkontaktor vom Adsorptions- in den Desorptionsmodus umgeschaltet.

Im nächsten Schritt evakuiert eine Vakuumpumpe die restliche Luft aus dem Kontaktorkontaktor, um eine Verdünnung des aufgefangenen CO_2 durch Restsauerstoff und -stickstoff zu verhindern [46, 80]. Anschließend folgt die Desorption durch Aufheizen des Systems auf Temperaturen von $80\text{-}120\text{ }^\circ\text{C}$, was in meisten Fällen mittels Dampf erfolgt [7]. Der Dampf leitet zudem das desorbierte CO_2 aus dem Kontaktorkontaktor [80]. Die relativ niedrigen Temperaturen bei der Desorption werden durch das Vakuum ermöglicht. Zudem verhindert die geringen Temperaturen die Zersetzung des Sorptionsmittels [46, 134]. Es gibt eine

Vielzahl an möglicher Sorptionsmittel, wie z.B. Alkalicarbonate, Amine auf Oxiden, feste organische Materialien und metallorganische Gerüste. Diese unterscheiden sich anhand der Stärke der Bindungen, die diese mit den CO_2 -Molekülen ausbilden und bestimmen maßgeblich die spezifischen Bedingungen (z.B. Zykluszeit, Beladung, Temperatur) der Zyklen [33, 80]. Ähnlich wie beim HT-DAC-Verfahren besteht der Ausgangsstrom aus dem Luftkontaktor aus einem Gemisch von CO_2 und Wasser und wird analog kondensiert und je nach Anwendung komprimiert. Um einen weiteren Zyklus zu starten, wird das System wieder auf Umgebungsdruck entspannt und auf Umgebungstemperaturen abgekühlt [42]. Für den Betrieb des Verfahrens wird ein Energiebedarf von $2000 \text{ kWh/t}_{\text{CO}_2}$ (400 kWh elektrisch and $1,600 \text{ kWh}$ thermisch [7]) angeben.

Die ersten kommerziellen und am weitesten entwickelten DAC-Systeme mit festen Sorptionsmittel (siehe Kapitel 2.3.1) verwenden feste Adsorbentien in zyklischer Temperatur-Vakuum-Wechseladsorption. Dieses Verfahren wurde aus diesem Grund in diesen Abschnitt für ein allgemeines Verständnis erläutert. Weitere Methodiken sind beispielsweise die sogenannte „Feuchtigkeitswechseladsorption“. Hierbei begünstigt das verwendete Sorptionsmittel, wie z. B. anionische Austauschharze die Adsorption von Wasser im Gegensatz zum Kohlenstoffdioxid. In trockener Umgebung nimmt das Sorptionsmittel CO_2 auf, bis es die Zielkapazität erreicht hat. Die Regeneration erfolgt, indem dem System Wasser entweder bei Umgebungsbedingungen oder unter Teilvakuum zugeführt wird [69, 80]. Die zu adsorbierende Komponente (CO_2) wird damit durch eine zusätzliche Komponente, dem Wasser, verdrängt und nimmt ihre Stelle ein [6].

2.2.3 Elektrowechseladsorption

Eine aussichtsreiche DAC-Technologie ist die sogenannte Elektrowechseladsorption. Voskian, S. und Hatton, A. (2019) haben ein Verfahren entwickelt, dass dem Aufbau einer galvanischen Zelle ähnelt, in der eine Elektrode CO_2 adsorbiert, wenn sie negativ geladen ist, und wieder freisetzt, wenn diese positiv geladen ist [56, 126].

Die Zelle besteht aus zwei Kathoden-Elektrodenschichten, die mit CO_2 -bindenden Chinon-Kohlenstoff-Nanoröhrchen beschichtet sind und einer mit Polyvinylferrocene beschichteten Anoden-Elektrodenschicht. Die Elektroden sind dabei in einer Art Sandwichbauweise angeordnet und durch Separatormembranen getrennt. Als Elektrolyt dient 1-Butyl-3-methylimidazoliumbis(trifluormethylsulfonyl)imide ([Bmim]-[TF₂N]) [126].

Die äußere Schicht der Kathode reagiert beim Beladungsvorgang mit der Umgebungsluft. Aufgrund eines Elektronenüberschuss (negative Ladung) erfolgt eine Reaktion, in der das CO_2 aus der Luft an die Kathodenschicht adsorbiert wird. Die innenliegende Anodenschicht ist von der Umgebung abgeschlossen und dient als Elektronenquelle und -senke für die Reduktion bzw. Oxidation der beschichtenden Kathode, indem das Eisen

atom wahlweise als Elektronendonator bzw. als -akzeptor dient. Für die Freisetzung des abgeschiedenen Kohlenstoffdioxids wird das Eisen reduziert, um einen Elektronenmangel (positive Ladung) im carboxylierten Anthraquinon zu bewirken. Dadurch erfolgt die reversible Reaktion zur Beladung und das CO_2 wird frei. Das freigesetzte CO_2 wird abgepumpt und steht für die weitere Verwendung zur Verfügung. Durch die chemische Spezifität von Chinonen wird eine nahezu 100 %ige Reinheit des freigesetzten CO_2 ermöglicht [126]. Der schematische Prozessablauf der Technologie wird in der Abbildung 4 dargestellt.

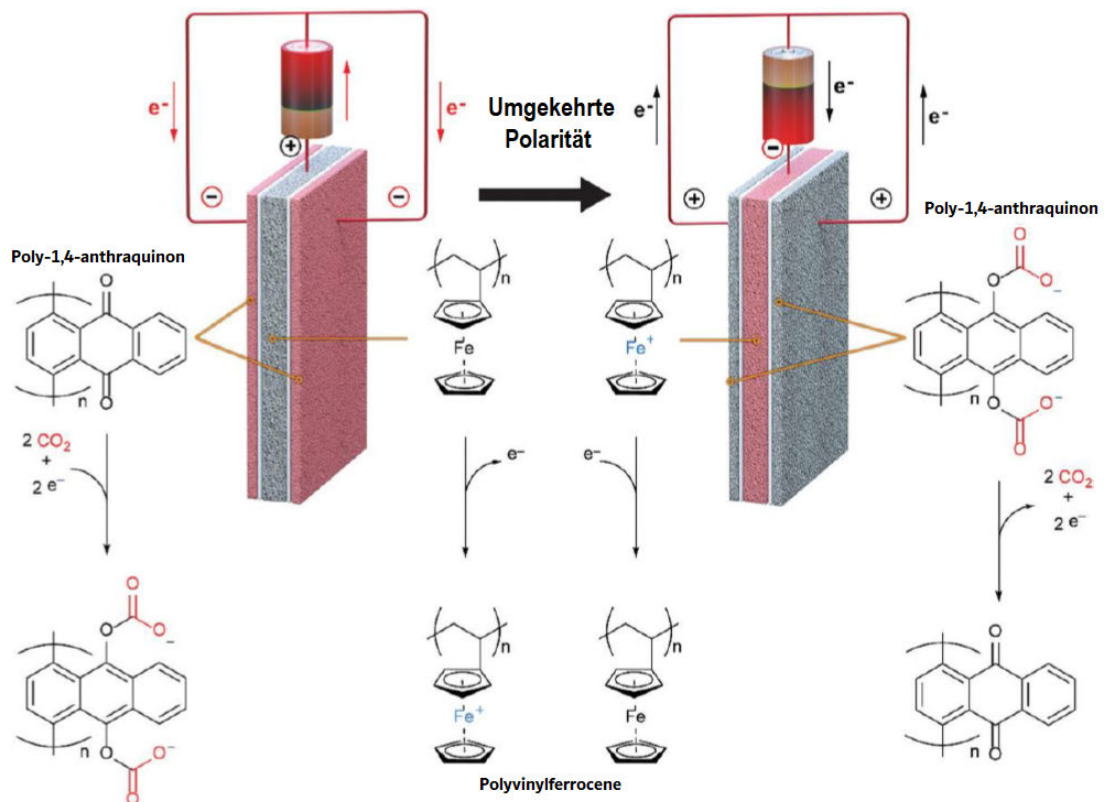


Abbildung 4: Darstellung des Elektrowechseladsorption-Prozesses, in Anlehnung an Voskian, S. und Hatton, A. [126]

Im Gegensatz zu den konventionelle sorptionsbasierten Verfahren erfordert die Elektrowechseladsorption keine Temperatur- und/oder Druckschwankungen, um das abgeschiedene CO_2 freizusetzen und das Sorptionsmittel für eine weitere Abscheidung zu regenerieren. Das vollelektrische Verfahren minimiert diese Energieverluste im Vergleich um bis zu 70 % aufgrund des Betriebes bei nahezu isothermen Bedingungen. Der benötigte elektrische Strombedarf beträgt 277-646 kWh/ t_{CO_2} in Abhängigkeit der Auslastung [126]. Außerdem operiert das Verfahren sogleich bei höheren Wirkungsgraden, da es direkt auf die Zielmoleküle (CO_2) einwirkt und nicht auf ein Medium bzw. die Moleküle, in dem sie sich befinden [125, 126].

Des Weiteren hat die Technologie das Potential sowohl aus hochkonzentrierten Quellen als auch aus der Luft abzutrennen. Das Verfahren weist einen geringen Platzbedarf auf-

grund der Tatsache, dass die Zellen theoretisch stapelbar sind und keine zusätzlichen Zusatzkomponenten, wie z.B. zum Abscheiden oder zum Konditionieren, benötigt werden. Diese Modularität und die angegebene hohe Zuverlässigkeit des Systems ermöglicht die leichte Integrierung in vorhandene Prozesse und bietet sogleich eine breite Palette von CO₂-Minderungsstrategien [125, 126].

Eine erste technisch-wirtschaftliche Bewertung (nichtöffentlich zugänglich) zeigt, dass die CO₂-Abscheidung mit solchen Anlagen je nach Einsatzgebiet mit Kosten zwischen ca. 45 und 90 €/t_{CO₂} wirtschaftlich umsetzbar ist [126].

2.2.4 Membranbasiertes Direct Air Capture

Die membranbasiertes DAC (m-DAC) gilt als weitere praktikable Option für die direkte Abscheidung von CO₂ aus der Luft. Im Vergleich zu den konventionellen DAC-Methoden weist die Technologie zahlreiche Vorteile auf, vor allem aufgrund der geringeren Kosten, den geringen Energieverbrauch und Platzbedarf, dem einfachen Aufbau (keine Regenerationabschnitt notwendig) und Betrieb der Anlage. Zudem ist m-DAC skalierbar und kann an einer Vielzahl verschiedener Standorte installiert werden. Die großtechnische Umsetzung der Membrantechnologie steht aber noch in der frühen Entwicklung und es gibt nur wenige Pilotanlagen, die an CO₂-Punktquellen in Betrieb sind [23, 43, 57].

Die Umsetzung der Abscheidung von CO₂ aus der Umgebungsluft auf Basis m-DAC gilt als umstritten und wurde jahrelang praktisch ausgeschlossen. Die größte Herausforderung stellen die thermodynamischen Anforderungen an den Prozess dar. Im Vergleich zu konzentrierten CO₂-Emissionsquellen ist der Partialdruck in der Luft von nur 40 Pa viel zu gering, um den Kohlenstoffdioxid effektiv durch die Membranen zu leiten. Ohne zusätzliche Komprimierung der Luft auf höhere Drücke, wäre der Durchfluss durch handelsübliche Membranen verschwindend gering. Diese zusätzliche Verdichtung ist jedoch sehr energie- und kostenintensiv und wurde bereits bei den Sorptionsverfahren als ineffizient bewertet [40, 43]. Darüber hinaus besteht bei den meisten Gastrennmembranen ein Kompromiss zwischen Permeabilität und Selektivität. Besonders in Situationen, wie in diesem Fall, in denen eine hohe Leistungsfähigkeit der Membran erforderlich ist, kann dies zu starken Einschränkungen in der Anwendung führen. In einer Studie wurde zudem festgestellt, dass für eine Senkung der Abscheidungskosten eine verbesserte Gasdurchlässigkeit entscheidender als eine Erhöhung der Selektivität ist [82].

Aufgrund dieser Tatsache der zu geringen Permeabilität der vorhandenen Membranen wurde m-DAC jahrelang nie wirklich in Betracht gezogen, erst mit der Entwicklung von organischen Polymermembranen mit hoher CO₂-Permeanz wurde die Umsetzung der Technologie realistischer [43].

Untersuchungen von Castel, C., et. al. (2021) haben ergeben, dass einstufige Membran-

einheiten mit konventionellen Materialien eine maximale CO_2 -Ausgangskonzentration von 2 % ermöglichen [22]. Ein zweistufiges Verfahren könnte diesen Wert auf 50 % steigern, jedoch immer noch zu gering für eine effiziente Abscheidung. Mit Hochleistungsmaterialien (kommerziell nicht erhältlich) können die CO_2 -Abscheideleistungen auf 12 % und 99 % gesteigert werden. Der Energiebedarf des m-DAC's mit kommerziellen Materialien beträgt $18000 \text{ kWh/t}_{\text{CO}_2}$, was im Vergleich zum oberen Bereich der Sorptionsverfahren sehr hoch ist [22]. Der Energiebedarf kann durch einen Vakuumpumpenbetrieb minimiert werden, allerdings wird dadurch eine größere Membranfläche benötigt. Eine sehr hohe Membranpermeanz ist daher von großer Bedeutung, um die Größe der Anlagen zu minimieren. Der Energiebedarf kann für den Betrieb mit Hochleistungsmembranen und Vakuumbetrieb auf $3.000 \text{ kWh/t}_{\text{CO}_2}$ reduziert werden. Die Kosten für diesen Prozess werden auf $2400\text{--}8030 \text{ €/t}_{\text{CO}_2}$ geschätzt [22].

Für eine hochreine CO_2 -Abtrennung aus der Luft sind jedoch nach aktuellem Stand mehrstufige Membranmodule erforderlich [43]. Eine schematische Darstellung eines mehrstufigen m-DAC-Prozesses wird in der Abbildung 5 gezeigt.

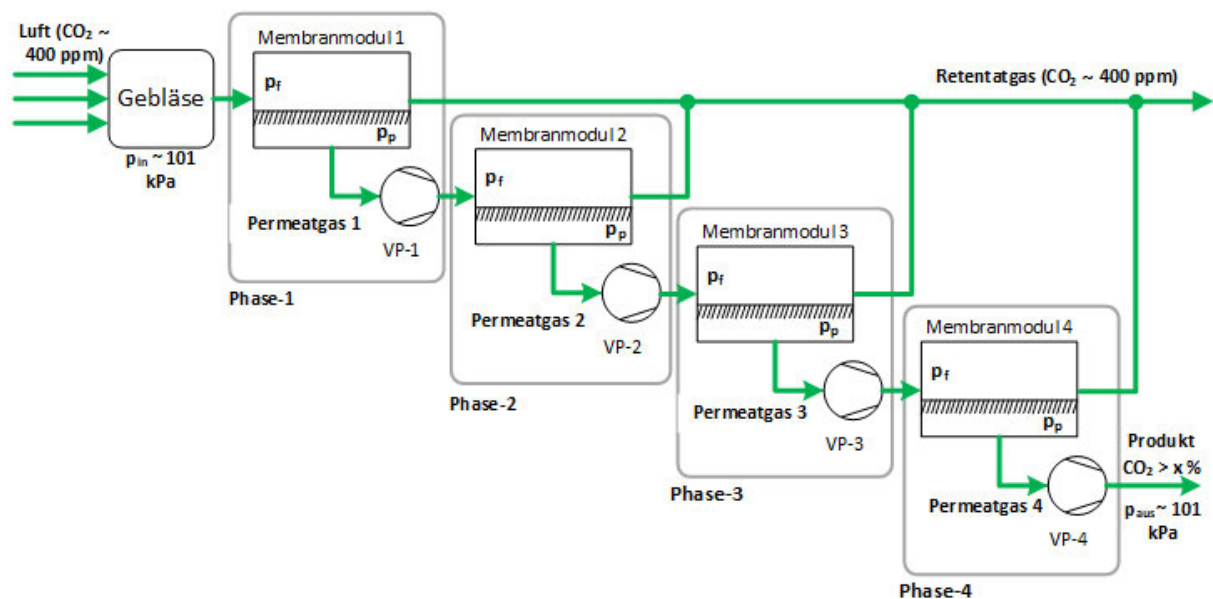


Abbildung 5: Vereinfachte schematische Darstellung des mehrstufigen m-DAC-Prozesses (grün=gasförmig), in Anlehnung an Fujikawa, S., et. al. [43]

Die größte Herausforderung dieser Prozesskonfiguration ist die Aufkonzentration des verdünnten CO_2 aus der Umgebungsluft. Je höher die Kohlenstoffdioxidkonzentration ist, desto effizienter ist die CO_2 -Abscheidung über die Membran. Die Luft wird mit einem Gebläse in die erste Membran geleitet. Die erste Membranstufe kann in einem mehrstufigen System jedoch die Funktion eines Arts „Vorkonzentrators“ einnehmen [23, 43]. Das m-DAC-Verfahren kann in näher Zukunft bei weiteren Fortschritten der Membrantechnologie sehr interessant werden. Für die Umsetzung müssen aber zeitnah künftige

technische Entwicklungsbedarfe definiert werden und detaillierte Kostenbewertungen abgegeben werden. Grundsätzlich gelten Membrantrennverfahren als sehr geeignet für die CO₂-Abscheidung aus der Luft aufgrund der Fähigkeit CO₂ selektiv zu transportieren und andere Gasmoleküle zu behindern. Ebenfalls als eine vielversprechende Option gilt die Integration des Verfahrens in bereits vorhandene DAC-Technologien [23].

2.2.5 Elektrodialyse

Ein alternatives Verfahren zur Regeneration des Hochdrucktemperaturverfahren auf Basis einer Base ist die bipolare Membran-Elektrodialyse. Bei diesem Verfahren wird CO₂ durch Ionentransport durch die Membran aus dem Lösungsmittel freigesetzt. Dieser Prozess wird durch die Differenz des elektrischen Potentials zwischen den Membranzellen angetrieben. Der Vorteil dieses Prozesses ist es, dass die Energieversorgung rein elektrisch erfolgt und der Kalzinatorkreislauf mit den hohen Temperaturanforderungen entfällt [40]. Zudem entfallen die Phasenübergänge und die Handhabung mit Feststoffen, da auch die Regeneration in der flüssigen Phase abläuft. Je nach Anzahl und Art der gewählten Membranen können verschiedene Zellkonfigurationen eingerichtet werden. Die einfachste Konfiguration besteht aus Wasser, einer Ionenaustauschmembran und einer bipolaren Membran, deren Aufgabe ist es Wasser in H⁺- und OH⁻-Ionen zu spalten. Das abgeschiedene Kohlenstoffdioxid im Kontaktor liegt als Bicarbonat (HCO₃⁻) und Carbonat (CO₃²⁻)-Ionen vor und wird über die H⁺-Ionen in CO₂ umgewandelt. Die regenerierte Lösung wird zurück in den Kontaktor geleitet [36, 99].

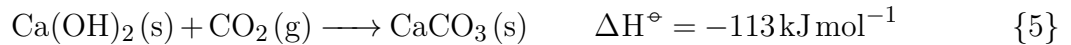
Der Energiebedarf dieses Prozess ist stark von der Anordnung der Membranen in der Zelle und dem Abstand benachbarter Membranen abhängig. Eine Reduzierung der benötigten Energie ist im Vergleich zum HT-DAC-Verfahren, um bis zu 29% möglich. Zudem erfolgt der Prozess bei hohem Druck (ca. 6 bar), um Blasenbildung des CO₂ zu verhindern [99]. Der Grund hierfür ist, dass Kohlenstoffdioxid eine sehr geringe Löslichkeit in sauren Lösungen aufweist. Das hat zu Folge, dass der größte Teil des CO₂ in Form von Blasen freigesetzt wird. Diese Blasen können zu einem Anstieg des elektrischen Widerstandes führen und somit den Energie des Prozesses erhöhen [99].

Des Weiteren gilt der Prozess als mögliche Option, um Kohlenstoffdioxid direkt aus den Ozeanen abzuscheiden. Der große Vorteil wäre, dass keine große Mengen an Luftmassen verarbeitet werden müssten [37].

2.2.6 Kohlenstoffmineralisierung

Ein alternativer Ansatz verwendet für die CO₂-Abscheidung aus der Umgebungsluft das auf der Erde reichlich vorhandene Mineral Calciumcarbonat (etwa 4% der Erdkruste). Theoretisch kann jedoch jedes mineralisches Carbonat eingesetzt werden [79]. Das Verfah-

ren ist vergleichbar mit dem erläuterten Hochtemperaturverfahren (siehe Kapitel 2.2.1), jedoch wird für die CO_2 -Abscheidung keine alkalische Hydroxidlösung eingesetzt, sondern direkt mit einem porösen Calciumhydroxid($\text{Ca}(\text{OH})_2$)-Feststoff. In Kontakt mit der Umgebungsluft karbonisiert das $\text{Ca}(\text{OH})_2$ langsam zu Calciumcarbonat (CaCO_3) [1, 79].



Das gebildete CaCO_3 wird anschließend analog zum HT-DAC-Verfahren regeneriert, indem eine Kalzinierung (siehe Reaktion 3 - HT-DAC) und Hydratisierung (siehe Reaktion 4 - HT-DAC) durchgeführt wird. Die Hydratisierung kann über Wasser oder direkte mit dem Kontakt der Luft natürlich erfolgen. Anschließend kann der erzeugte reiche CO_2 -Strom weiter verwendet werden und das $\text{Ca}(\text{OH})_2$ steht wieder für die Abscheidung bereit. Der Prozess erfolgt zyklisch, wobei das mineralische Sorptionsmittel wiederholt karbonisiert und regeneriert wird. Der zyklische Charakter soll die Betriebskosten verringern. Zudem benötigt keine Ventilatoren, um die Luft durch die Luftkontaktoren zu transportieren. Die notwendige Abscheidungseffizienz wird durch eine Maximierung der Kontaktfläche zwischen Luft und Sorptionsmittel erreicht [79].

Ein weiterer Vorteil des Verfahrens, dass nur eine Kontaktoreinheit und ein Hochtemperaturreaktor benötigt wird [1, 79]. Das Verfahren wird in der Abbildung 6 abgebildet.

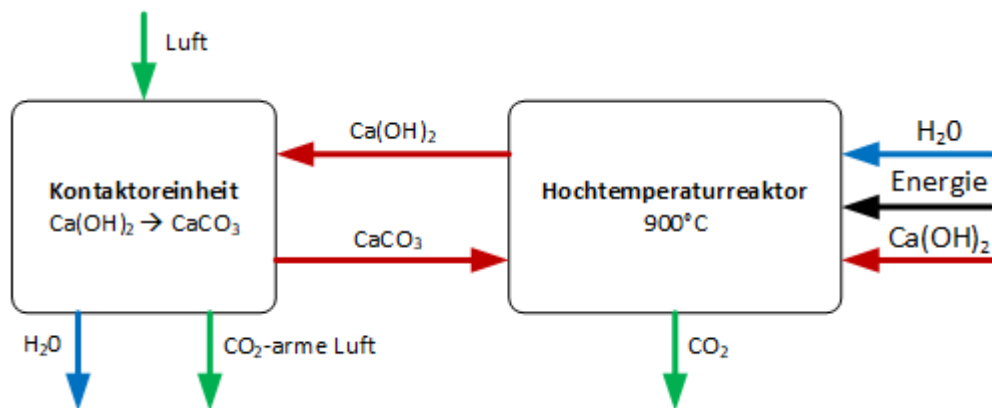


Abbildung 6: Konzept der passiven Mineralisierung (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an Abanades, C., et. al. [1]

Die größte Herausforderung des Mineralisierungsverfahrens ohne Zwangsbelüftung ist eine effiziente Abscheidungsrate. Dies erfordert eine spezielle Kontaktoreinheit. In einem Konzeptentwurf werden dünne Schichten von CaCO_3 -Pulver auf großflächige Platten gebracht, die in dem Kontaktor vertikal gestapelt werden, um den Flächenbedarf zu minimieren und den Kontakt zwischen Luft und Sorptionsmittel zu maximieren. Das Verfahren ermöglicht eine Karbonisierung von 85% des verwendeten $\text{Ca}(\text{OH})_2$ innerhalb von 3 Tage [1, 79].

Das Verfahren der Mineralisierung zur CO_2 -Abscheidung reduziert den Energieeinsatz

für die reine Abscheidung auf unter 13,8 kWh/t_{CO₂} und für den Gesamtprozess auf 1500 kWh/t_{CO₂} [79]. Gleichzeitig werden durch Verwendung von natürlichen Mineralien als Sorptionsmittel die Betriebskosten drastisch verringert [79].

2.2.7 Kristallisation mit Guanidinsorptionsmittel

Ein weiterer alternativer Ansatz zur direkten Luftabscheidung beruht im Allgemeinen auf der Kristallisation eines Guanidiniumcarbonatsalzes, das durch Erhitzen regeneriert wird und das CO₂ freisetzt [40, 106]. Untersuchungen haben ergeben, dass das Guanidin 2,6-Pyridin-bis(iminoguanidin)(PyBIG) in der Lage ist direkt CO₂ aus der Luft aufzufangen und kristallines Carbonatsalz bildet, das anschließend regeneriert wird und das CO₂ durch Erhitzung freigesetzt werden kann [106]. Jedoch weist die Reaktion für die praktische Anwendung eine zu langsame Kinetik auf und die Kontaktfläche zwischen Luft und Flüssigkeit ist für einen Kristallisationsaufbau relativ klein, was zu einer geringen CO₂-Absorptionsrate führen würde. Eine Lösung dieser Probleme besteht darin, die PyBIG-Kristallisation mit einem herkömmlichen wässrigen Sorptionsmittel zu kombinieren [9].

In dem DAC-Ansatz, wie in der Abbildung 7 dargelegt wird, erfolgt die Absorption des CO₂ aus der Umgebungsluft durch wässrige Aminosäuren. Die mit CO₂-beladenen Aminosäuren werden anschließend mit einer Guanidinverbindung umgesetzt, was zur Kristallisation eines Guanidiniumcarbonatsalzes mit sehr geringer Wasserlöslichkeit und zur Regenerierung des Aminosäuresorptionsmittels führt. Die Kristalle werden aus der Lösung herausgefiltert und das CO₂ kann durch Erhitzen der Carbonatkristalle auf 80-120 °C freigesetzt werden, wodurch sogleich das Guanidinsorptionsmittel quantitativ regeneriert wird und in einem weiteren Zyklus eingesetzt werden. Die einzige Chemikalie, die im gesamten CO₂-Abtrennungszyklus verbraucht wird, ist Wasser, das bei Bedarf leicht durch Kondensation zurückgewonnen werden kann [9, 30, 106].

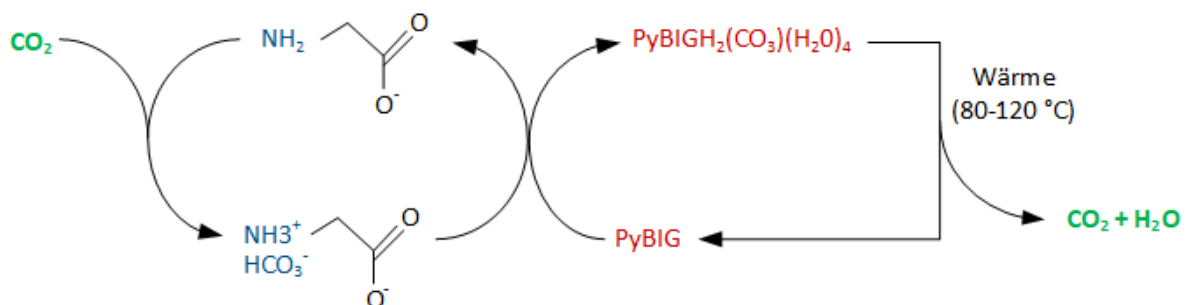


Abbildung 7: Vereinfachte Darstellung des DAC-Kristallierungsverfahrens (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an Brethome, F., et. al. [9]

Dieses Verfahren kombiniert die Vorteile von wässrigen Aminosäuresorptionsmittel mit denen von festen Adsorbentien. Die Aminosäuren weisen eine leichte Verfügbarkeit, eine schnelle Reaktionsgeschwindigkeit mit CO_2 , eine geringe Flüchtigkeit, ein einfaches Scale-up und eine sehr gute Umweltverträglichkeit auf. Das DAC-Verfahren profitiert von den festen Adsorbentien durch die geringen Energie- und Temperaturanforderungen für die Regeneration [30]. Durch den Verzicht der Erhitzung einer wässrigen Lösung während der Regeneration kann der Energiebedarf drastisch reduziert werden. Zugleich wird der Verlust des Sorptionsmittels durch Verdampfung und thermischen Abbau minimiert [9]. Als energieeffizientes Guanidinsorptionsmittel gilt Glyoxal-bis(iminoguanidine)(GBIG), welches die Regeneration mit einem geringen Energiebedarf von $960 \text{ kWh/t}_{\text{CO}_2}$ ermöglicht [130]. Aufgrund des moderaten Temperaturniveaus ist der Einsatz von erneuerbaren Energien möglich, um die Nachhaltigkeit des Prozesses zu erhöhen. Für eine möglichst große zyklische DAC-Kapazität des Verfahrens ist die Gleichgewichtskonstante der Aminosäurereaktion ein wichtiger thermodynamischer Parameter [9]. Es wird davon ausgegangen, dass eine größere zyklische Kapazität erreicht wird, in dem Absorptionsmittel gewählt werden, die der Gleichgewichtskonstante von GBIG ($p_{K_s}=7,33-8,65$) entsprechen. Eine zu basische Lösung, wie die meisten Aminosäuren ($p_{K_s}=9-10,5$), führt zu einem ineffizienten DAC-Prozess. Aus diesem Grund stellen Peptide [123], die aus mehreren Aminosäuren (z.B. Glycylglycin $p_{K_s}=8,17$) bestehen, eine interessante Alternative dar [30]. Obwohl das DAC-Verfahren thermodynamisch sehr interessant ist, müssen für eine endgültige Bewertung des energetischen, wirtschaftlichen und ökologischen Potentials weitere Studien durchgeführt werden.

2.2.8 Nanofabriken

Ein weiterer innovativer Ansatz zur direkten Luftabscheidung entwickelte Freitas, R. (2015), der auf Basis von Nanofabriken CO_2 aus der Umgebungsluft abscheiden möchte. Dabei handelt es sich sozusagen um „Molekülsortierrotoren“ (siehe Abbildung 8) [60]. Diese haben die Fähigkeit, den Kohlenstoffdioxid selektiv durch eine Barriere zu transportieren. Das Verfahren ist an natürlichen Membranen, wie die in der menschlichen Lunge, angelehnt. Die CO_2 -Moleküle haften dabei selektiv an dem Rotor und werden durch Drehung auf die andere Seite transportiert. Sobald die Bindungsstellen weit genug gedreht wurde, um die Aufnahmekammer rechts freizulegen, werden die gebundenen Moleküle durch Stäbchen (z. B. Polyne), die von der Nockenoberfläche nach außen geschoben werden, gewaltsam herausgeschleudert [60].

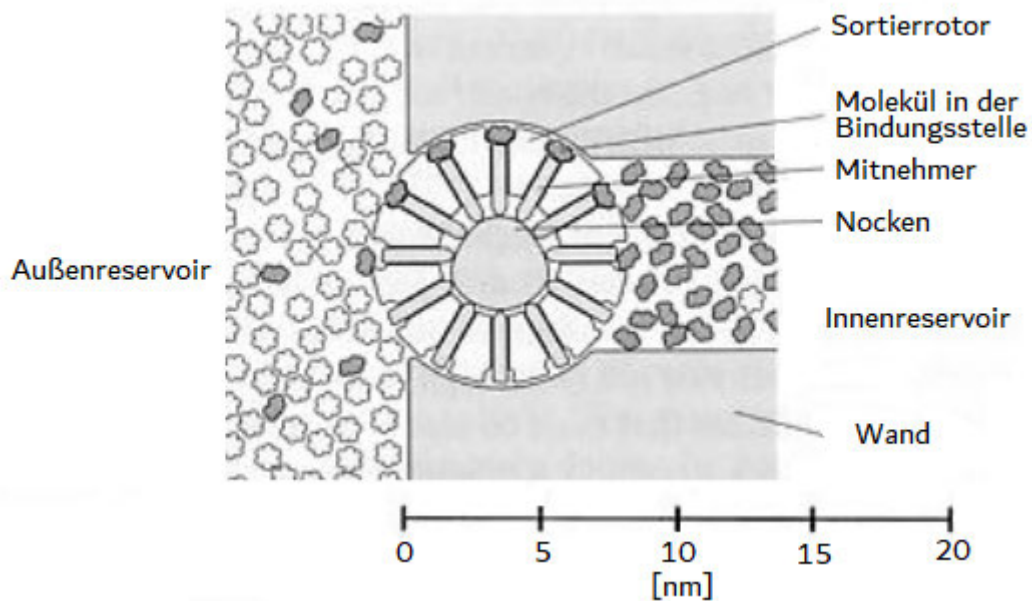


Abbildung 8: „Sortierrotor“ der Nanofabriken, in Anlehnung an Freitas, R. [60]

Das abgeschiedene CO_2 kann anschließend zur Weiterverarbeitung transportiert werden. Es ist keine weitere Kompression notwendig, da das abgeschiedene CO_2 bereits während des Prozesses auf den gewünschten Druck (ca. 100 bar) verdichtet werden kann [60]. Das Verfahren weist einen Energiebedarf von $333,33 \text{ kWh/t}_{\text{CO}_2}$ auf und ermöglicht eine Abscheidung mit einer Reinheit von 99 % [60]. Bei flächenhafter Umsetzung kann die Technologie eine kostengünstige Alternative darstellen. In Kombination mit erneuerbarem Strom können Abscheidungskosten von $18,94 \text{ €/t}_{\text{CO}_2}$ erreicht werden [60]. Zukünftige Generationen des Systems sollen sogar die Abscheidung und Sequestrierung des atmosphärischen CO_2 zu Gesamtkosten von etwa $0,07 \text{ €/t}_{\text{CO}_2}$ ermöglichen [60]. Trotz der günstigen prognostizierten Kosten sind aufgrund des sehr frühen Status der Entwicklung Aussagen zur möglichen Umsetzung des Verfahrens schwierig.

2.3 Entwicklungsstand

Seit der ersten Erwähnung mit DAC die globalen CO_2 -Emissionen zu reduzieren, wurden zahlreiche Technologien (siehe Kapitel 2.2) zur CO_2 -Abscheidung entwickelt und vorgestellt. Die meisten dieser Technologien, wie das Hochtemperatur- und Niedertemperaturverfahren, beruhen auf sehr ähnliche Grundsätze wie die Abscheidung bei industriellen Rauchgasen. Diese wurden lediglich auf die besonderen Anforderungen der Abscheidung aus der Umgebungsluft modifiziert. Zudem wurden zahlreiche neuartige Technologien zur Kohlenstoffdioxidabscheidung vorgeschlagen. Die entwickelten DAC-Technologien weisen allesamt unterschiedliche Reife- und Leistungsgrade auf.

Eine international anerkannte Methodik zur Bewertung des Entwicklungsstandes von Zu-

kunftstechnologien ist die Technology Readiness Level (TRL)-Skala. Diese Skala bietet die Möglichkeit, den Stand einer innovativen Technologie auf ihrem Weg von der ersten Idee (TRL 1) bis zur vollständigen kommerziellen Umsetzung (TRL 9) zu beurteilen [57]. Ein weiterer Vorteil ist, dass die Methodik konsequent auf jede Technologie angewandt werden kann und damit eine sektorübergreifende Bewertung und Vergleichbarkeit ermöglicht [57]. Die komplette TRL-Skala ist im Anhang A - Technology Readiness Level (TRL) [91] erläutert.

In der Tabelle 1 werden die jeweiligen vorgestellten Technologien nach ihrem technologischen Reifegrad charakterisiert.

Tabelle 1: Technologischer Reifegrade der DAC-Technologien

Art der Technologie	Technology Readiness Level	Referenz
Hochtemperaturverfahren	7-8	[62]
Niedertemperaturverfahren	8-9	[7, 48]
Feuchtigkeitwechseladsorption	7-8	[57, 69]
Elektrowechseladsorption	4	[125, 126]
Membranbasiertes Direct Air Capture	1-3	[43]
Elektrodialyse	3-4	[99]
Kristallisation mit Guanidinsorptionsmittel	1-3	[9, 30, 106]
Nanofabriken	1-3	[60]
Kohlenstoffmineralisierung mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$	3-4	[79]

2.3.1 Kommerzialisierung

Ein wichtiger Schritt zur vollständigen Umsetzung einer innovativen Technologie ist die Kommerzialisierung [91]. Seit dem Jahr 2009 sind kommerzielle Bestrebungen auf dem DAC-Markt zu erkennen. Die größten industriellen Unternehmen und Entwickler sind Carbon Engineering (Kanada), Climeworks (Schweiz) und Global Thermostat (USA) [57]. Die Entwicklungsstände der Unternehmen unterscheiden sich stark, weisen jedoch allesamt keine Marktreife auf.

Aktuell sind weltweit 19 DAC-Anlagen als Demonstrations- oder Pilotanlagen in Betrieb,

die mehr als $10 \text{ kt}_{\text{CO}_2}$ pro Jahr abscheiden. Die Anlagen verteilen sich auf Kanada, die USA und Europa [56, 57].

Das Unternehmen Carbon Engineering (CE) wurde 2009 gegründet und wendet das beschriebene Hochtemperaturverfahren aus dem Kapitel 2.2.1 an. Im Jahre 2015 wurde die erste Pilotanlage in Squamish mit einer Abscheidung von 1 t CO_2 am Tag in Betrieb genommen. Aktuell entwickelt das Unternehmen in Kooperation mit 1PointFive die erste groß angelegte kommerzielle DAC-Anlage mit einer Kapazität zur CO_2 -Abscheidung von $1 \text{ Mt}_{\text{CO}_2}/\text{a}$, die voraussichtlich 2024 im Perm-Becken (USA) in Betrieb gehen soll [19, 57, 62]. Weitere DAC-Anlagen, auch mit angeschlossenen Anlagen zur Verwendung des Kohlenstoffdioxids für die synthetische Kraftstoffherzeugung („Air-to-Fuel“), werden an mehreren Standorten in den Kanada, den USA und Europa geplant und entwickelt. Beispielweise wird in Schottland eine Anlage (Betrieb ab 2024) geplant, die jährlich zwischen 500.000 und einer Million Tonnen CO_2 abscheiden soll [19]. Zudem haben die Planungen für die erste kommerzielle Air-to-Fuel-Anlage in British Columbia (Kanada) begonnen, die spätestens 2026 in Betrieb genommen werden soll [18].

Climeworks wurde 2009 als Spin-Off der ETH Zürich gegründet und betreibt aktuell 15 Demonstrationsanlagen, die auf dem NT-DAC-Verfahren (siehe Kapitel 2.2.2) basieren [57]. In den verschiedenen Projekten werden sowohl die geologische Speicherung, als auch die Verwendung des abgeschiedenen CO_2 für die Herstellung von synthetischen Kraftstoff, erprobt. Die erste DAC-Anlage in industriellen Maßstab mit einer CO_2 -Kapazität von $900 \text{ t}_{\text{CO}_2}$ im Jahr wurde 2017 in Hinwil (Schweiz) in Betrieb genommen. Diese Anlage befindet sich auf dem Gelände der örtlichen Müllverbrennungsanlage, aus der die Abwärme in den Prozess integriert wird. Das gewonnene CO_2 wird in ein nahegelegenes Gewächshaus zur Düngung von Gemüse eingesetzt [26, 57]. Nachdem eine kleinere Anlage (Kapazität: $50 \text{ t}_{\text{CO}_2}/\text{a}$) mit angeschlossener geologischer Speicherung bereits im Jahre 2017 auf Island erfolgreich installiert wurde, ist schließlich 2021 eine großangelegte Anlage („Orca“) in Hellisheidi (Island) in Kooperation mit Carbfix zur Abscheidung von $4000 \text{ t}_{\text{CO}_2}$ im Jahr in Betrieb gegangen. Die benötigte Energie wird durch ein Geothermiekraftwerk bereitgestellt [25, 28]. Die DAC-Anlagen werden zudem im Rahmen des Industriekonsortium „Norsk e-Fuel“ zur Herstellung von synthetische Kraftstoffen verwendet und untersucht. In Rahmen des Projekts soll in Norwegen eine Anlage entstehen, mit der stufenweise bis 2026 jährlich 25 Mio. Liter erneuerbarer Flugkraftstoff produziert werden können [34]. Zudem bietet Climeworks seit 2019 den ersten Dienst zur Kohlenstoffabscheidung für Privatkunden an [27, 80].

Das dritte große DAC-Unternehmen Global Thermostat, im Jahre 2010 gegründet, forscht ebenfalls an einem Adsorption-/ Desorptionsverfahren. Das Unternehmen betreibt 2 Demonstrationsanlagen mit einer Kapazität von bis zu $4000 \text{ t}_{\text{CO}_2}$ im Jahr in den USA [57]. Global Thermostat erprobt in Zusammenarbeit mit ExxonMobil die Hochskalierung der

DAC-Technologie, um jährlich 1 Megatonne CO_2 abscheiden zu können [48]. In Chile wird die Technologie im Rahmen der „Haru Oni eFuels“-Pilotanlage zur Extraktion von CO_2 aus der Atmosphäre eingesetzt, um in Kombination mit elektrolytischem Wasserstoff aus Windenergie synthetisches Methanol herstellen zu können. Anschließend wird das Methanol in synthetischen Kraftstoff umgewandelt. Die integrierte Anlage ist für die Abscheidung von bis zu $250 \text{ kg}_{\text{CO}_2}$ pro Stunde (ca. $2000 \text{ t}_{\text{CO}_2}/\text{a}$) ausgelegt [49].

Neben diesen großen etablierten Unternehmen auf dem DAC-Markt existieren zahlreiche kleinere Unternehmen, die vor allem spezielle Lösungen anbieten. Diese Unternehmen verwenden neben den weit entwickelten Technologieansätze auch bisher weniger betrachtete Ansätze zur CO_2 -Abscheidung. In der Folge werden verschiedene Start-ups, die sich der Kohlenstoffdioxidabscheidung verschrieben haben, vorgestellt.

Das finnische Unternehmen Hydrocell betreibt eine adsorption- und desorptionbasierte Testanlage am technischen Forschungszentrum Finnland VTT mit einer Kapazität von $1387 \text{ t}_{\text{CO}_2}/\text{a}$ [5].

Die Unternehmen Skytree und Infinitree bieten NT-DAC-Lösungen an, die auf der Feuchtigkeitswechseladsorption basieren. Skytree aus den Niederlanden entwickelt dezentrale DAC-Einheiten für den Einsatz in Klimaanlagen von Elektrofahrzeugen. Das Ziel ist es die Energieeffizienz und somit die Reichweite der E-Fahrzeuge zu steigern. Hierzu wird anstatt Frischluft anzusaugen, Kohlenstoffdioxid, Wasser und andere Schadstoffen wie NO_X und SO_X aus der Raumluft entfernt. Das System dient vorwiegend der Steigerung der Luftqualität und nicht der Aufnahme von atmosphärischem CO_2 [112]. Das Unternehmen Infinitree vertreibt Lösungen zur CO_2 -Anreicherung für geschlossene Landwirtschaftsanwendungen [57].

Ein weiteres spannendes Projekt vermarktet aktuell das Unternehmen Carbon Collect, die sogenannte „Mechanical Trees“ anbieten. Diese „Bäume“ benötigen keine externe Energiezufuhr um CO_2 aus der Umgebungsluft abzuscheiden. Die Kohlenstoffdioxidabscheidung erfolgt mit Wind und die Regeneration unter Verwendung von Wasser [29].

Das Elektrowechseladsorptionsverfahren wird aktuell von der Firma Verdox kommerziell verfolgt, mit dem Ziel das System zeitnah zur Marktreife zu bringen. Jedoch bedarf es für eine kommerzielle Anwendung weitere Erkenntnisse über Leistung, Kosten, Materialien, Betrieb und Wartung [125].

Das einzige bekannte Unternehmen, dass im Bereich der membranbasiertes DAC-Verfahren entwickelt, ist das Unternehmen Carbyon. Hier wird eine dünne Membranfolie verwendet, die ursprünglich für Photovoltaikanwendungen bestimmt war. Die Folie ist eine poröse Struktur mit einer großen inneren Oberfläche, die mit einem festen Sorptionsmittel beschichtet ist [21]. Zudem wird eine rotierende Trommel zur CO_2 -Abscheidung verwendet. Durch dieses Verfahren erhofft sich das Unternehmen eine drastische Reduzierung des Energiebedarfes auf bis zu $1000 \text{ kWh}/\text{t}_{\text{CO}_2}$ und strebt für 2024 die erste kommerzielle

erhältliche Maschine mit einer Kapazität von 50-100 t_{CO2}/a an [20, 21].

Das Unternehmen Heirloom hat ein fortschrittliches hybrides Konzept zur Kohlenstoffmineralisierung entwickelt, dass energetisch günstig ist, schnell und natürliche vorhandene Mineralien (Ca(OH)₂) verwendet [79]. Die Unternehmen Soletair Power und Noya bietet die Integration von DAC-Systemen in Gebäudebelüftungsanlagen bzw. in Kühltürmen an [86, 94].

3 Techno-ökonomische Studien

Die bisherigen vorgestellten Technologien weisen unterschiedliche Reifegrade auf. Ein geeignetes Instrument für die Bewertung des Potentials und Durchführbarkeit einer neuartigen Technologie ist eine techno-ökonomische Bewertung (TEA). TEA ist ein methodischer Rahmen für die Analyse der technischen und wirtschaftlichen Leistung eines Prozesses, eines Produkts oder einer Dienstleistung und berücksichtigt die Auswirkungen von Forschung, Entwicklung, Demonstration und den Einsatz der Technologie [137]. Um den Entwicklungsstand und die ökonomische Leistungsfähigkeit der unterschiedlichen DAC-Technologieansätze bewerten zu können, wird in dieser Arbeit eine systematische Literaturrecherche über bisherige techno-ökonomische Analysen durchgeführt.

Hierzu werden zu Beginn Suchbegriffe definiert. Nach ersten Literaturrecherchen ergibt sich, dass die Fachliteratur hauptsächlich in der englischen Sprache gehalten ist. Die Suche wurde somit auf englischsprachige Suchbegriffe ausgeweitet. Die Suchbegriffe lauteten „Direct Air Capture“ UND „Techno-economic assessment“, „Direct Air Capture“ UND „Techno-economic“ UND „Assessment“, „Direct Air Capture“ UND „Techno-economic analysis“, „Direct Air Capture“ UND „Techno-economic“ UND „Analysis“ und „Direct Air Capture“ UND „Techno-economic“. Zudem wurde auch nach sämtlichen Kombinationsmöglichkeiten der vorherigen Suchbegriffe mit den Abkürzungen der Begriffe „DAC“ und „TEA“ gesucht. Die systematische Literaturrecherche wurde mit der englischsprachigen Internetsuchmaschine „Scopus“, die als größte Abstract- und Zitationsdatenbank für Peer-Review-Literatur gilt [104], am 01.06.2022 durchgeführt. Es wird mit Hilfe der Suchbegriffe neben den Titeln, auch in den Schlüsselwörtern und den Abstracts möglicher Artikel gesucht. Die Suche wurde ohne zeitlichen Rahmen durchgeführt. Der Fokus lag jedoch auf neueren Arbeiten (ab 2010), um den Forschungs- und Entwicklungsstands der verschiedenen Verfahren darlegen zu können. Die Ergebnisse der Suche werden in der Tabelle 2 dargelegt.

Tabelle 2: Suchergebnisse der Wissensdatenbank „Scopus“

Suchbegriff	Anzahl Dokumente	Anzahl Sekundärdokumente ¹
„Direct Air Capture“ + „Techno-economic assessment“	4	0
„Direct Air Capture“ + „Techno-economic“ + „Assessment“	11	1
„Direct Air Capture“ + „Techno-economic analysis“	18	1
„Direct Air Capture“ + „Techno-economic“ + „Analysis“	28	1
„Direct Air Capture“ + „Techno-economic“	35	2
„DAC“ + „TEA“	8	0
„Direct Air Capture“ + „TEA“	2	0
„DAC“ + „Techno-economic assessment“	3	0
„DAC“ + „Techno-economic“ + „Assessment“	6	0
„DAC“ + „Techno-economic analysis“	13	0
„DAC“ + „Techno-economic“ + „Analysis“	16	0

Die erfolgreichste Recherche ist die Suche nach den Suchbegriffen „Direct Air Capture“ UND „Techno-economic“ mit 37 relevanten Titeln. Um einen Literaturüberblick der verschiedenen Suchergebnisse zu erhalten, werden die Titel und die Abstracts der Arbeiten gelesen. Der Fokus liegt darauf, dass die CO₂-Abscheidung aus der Umgebungsluft (CO₂-Konzentration: max. 500 ppm) inkl. einer techno-ökonomischen Bewertung durchgeführt wird. Im nächsten Schritt wird sich Zugang zu den entsprechenden Artikeln verschafft und diese nach techno-ökonomischen Gesichtspunkten ausgewertet. Arbeiten, die auch die weitere Verwendung des abgeschiedenen Kohlenstoffdioxids bewerten, werden aufgrund des thematischen Fokus dieser Arbeit nur betrachtet, wenn eine ausführliche techno-ökonomische Analyse des Abschnittes DAC vorliegt. Außerdem werden wissenschaftliche Arbeiten mit anfänglichen Kostenschätzungen nicht beachtet, es sei denn die Arbeit gilt als eine Benchmark-Analyse eines innovativen Technologieansatzes. Zahlreiche Artikel scheidet nach den vorgestellten Auswahlkriterien bereits aus. Auf Basis dieser Analyse wurden schließlich 29 Artikel in den Review mit aufgenommen. Nach ausführlicher Analyse werden die Ergebnisse in Form einer Excel-Tabelle zusammengetragen (siehe Anhang B - Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien).

Im nächsten Schritt wird das jeweilige Literaturverzeichnis der relevanten Quellen betrachtet. Durch die zitierte Literatur ist es möglich, sich einen noch tiefgreifenden Einblick in den aktuellen Forschungsstand zu verschaffen und gleichzeitig auf vorhergegangenen Arbei-

¹Sekundärdokument sind Dokumente, die aus einer Scopus-Dokumentenreferenzliste ausgelesen wurden, aber nicht direkt in der Scopus-Datenbank verfügbar sind, da diese nicht katalogisiert wurden [105].

ten zu der Thematik zu treffen. Auf diesem Wege werden weitere Arbeiten identifiziert und ebenfalls nach den dargelegten Kriterien ausgewertet.

Die systematische Literaturrecherche zum techno-ökonomischen Entwicklungsstand zeigt nach intensiver Auswertung 34 relevante Quellen auf. Auf Grund der umfassenden Recherche mit der Internetsuchmaschine „Scopus“ und der anschließenden Backward-Search der wissenschaftlichen Arbeiten kann von einer umfassenden Erfassung relevanter Arbeiten ausgegangen werden. Im Folgenden werden die Quellen vor dem Hintergrund der Forschungsfrage vorgestellt und ausgewertet.

3.1 Überblick über techno-ökonomische Analysen

In diesem Kapitel wird ein Gesamtüberblick über verschiedene TEA-Studien gegeben, die in der Literatur über DAC-Verfahren durchgeführt wurden. Seit der ersten Formulierung der Möglichkeit zur Reduzierung der globalen CO₂-Emissionen durch DAC Ende der 1990er Jahre lag, anfänglich die Konzentration auf der Entwicklung und technischen Optimierung von Technologien um den Anforderungen der Abscheidung des stark verdünnten Kohlenstoffdioxids aus der Umgebungsluft gerecht zu werden [67]. Aufgrund der extrem verdünnten CO₂-Konzentration in der Luft wurden anfänglich chemische Sorptionsmittel mit starken Bindungseigenschaften in der Literatur breit diskutiert. Zudem werden flüssige Sorptionsmittel auf Basis starker Basen bereits seit langer Zeit in konventionellen PSCC-Technologien eingesetzt [42].

Es wird in der Literatur über verschiedene Arten von Kosten im Zusammenhang mit DAC berichtet. Auf der einen Seite gibt es die Kosten, die das Verfahren pro Tonne abgeschiedenes CO₂ kosten wird (Bruttokosten), auf der anderen die Kosten für das pro Tonne vermiedene CO₂ (Nettokosten). Die Abscheidekosten geben damit sozusagen an, zu welchen Kosten das CO₂ verkauft werden muss, damit das Verfahren kostendeckend ist. Die Vermeidungskosten erhöhen diese Kosten, da die kompletten durch den DAC-Prozess verursachten Emissionen berücksichtigt werden müssen [80]. Für eine detaillierte Bewertung dieser Kosten ist die Durchführung einer möglichst vollständigen Lebenszyklusanalyse notwendig. Diese geht weit über den Rahmen dieser Arbeit hinaus. Um eine Vergleichbarkeit mit den Literaturangaben zu garantieren, werden in der Folge außer bei explizierter Angabe die Kosten pro Tonne abgeschiedenes CO₂ angegeben. Die Kosten wurden bei Bedarf mit dem jährlichen durchschnittlichen Wechselkurs (siehe Anhang B - Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien) des jeweiligen Betrachtungsjahres von Dollar in Euro umgerechnet.

Eine Übersicht über alle Kostenprognosen der techno-ökonomischen Bewertungen zu den unterschiedlichen DAC-Technologien ist nach den Technologien aufgeschlüsselt und wird in chronologischer Reihenfolge in der Abbildung 9 dargelegt.

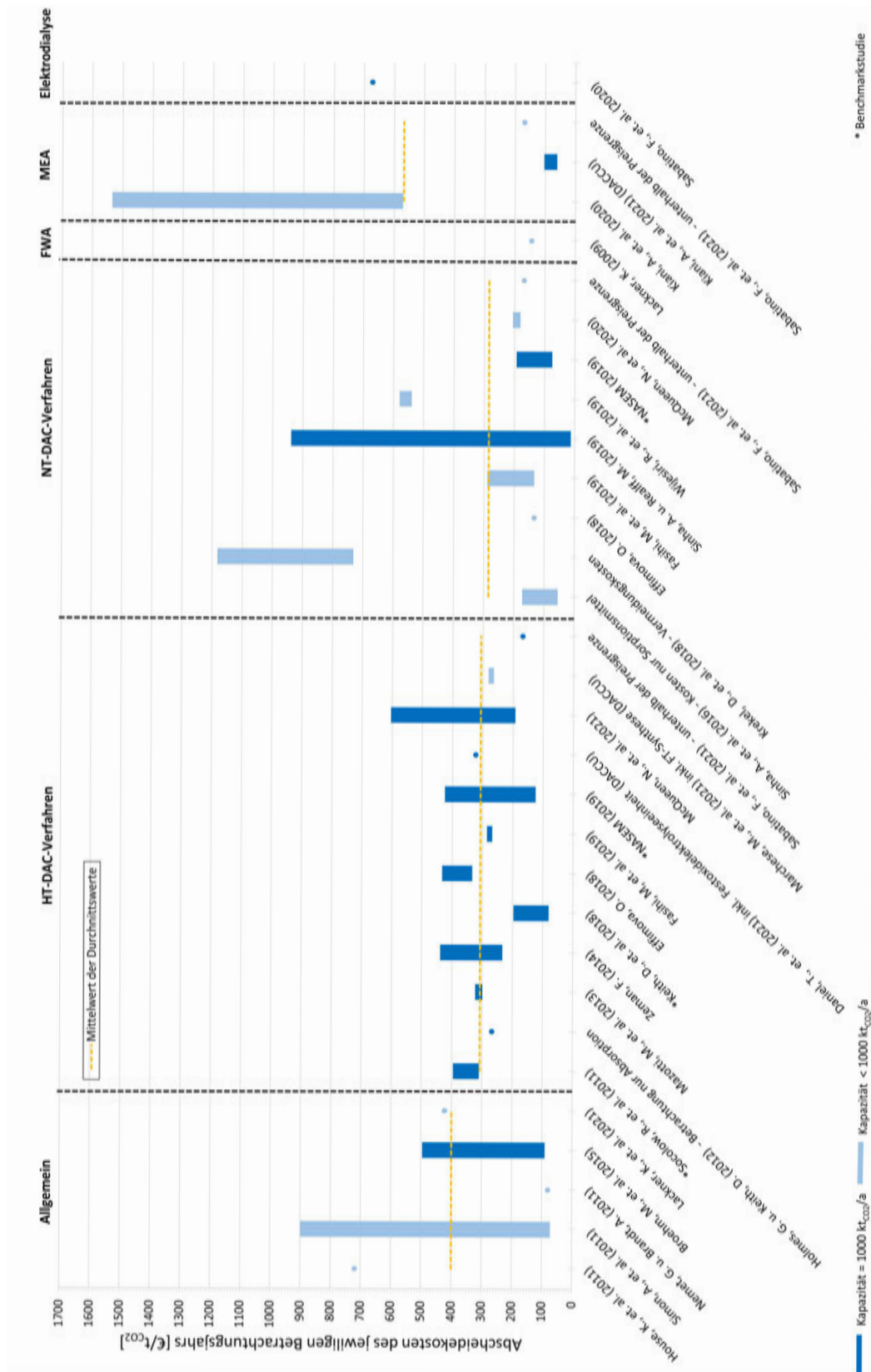


Abbildung 9: Übersicht DAC-Abscheidkosten der techno-ökonomischen Studien

Die Grafik zeigt, dass die notwendigen Kosten für die Abscheidung von CO₂ aus der Luft von großen Unklarheiten geprägt sind. Die meisten Arbeiten beziehen sich auf die beiden am weitesten entwickelten DAC-Technologien, das Hoch- (13 Studien) und das Niedertemperaturverfahren (9 Studien). Es ist auffällig, dass zahlreiche zumeist initiale Arbeiten (5), DAC unabhängig der Technologie analysieren, um Anforderungen für zukünftige Systeme zu identifizieren und die Umsetzbarkeit bewerten. Die Ergebnisse der unterschiedlichen TEA-Studien werden im Folgenden vorgestellt.

Simon, A., et al. (2011) führten Untersuchungen an einer generischen DAC-Technologie durch, die nur durch ihren Energieverbrauch, ihren CO₂-Fußabdruck und ihren Wasserverbrauch charakterisiert ist. In den 3 untersuchten Szenarien werden Kosten für die Abscheidung von 72-899 € pro Tonne geschätzt. Zugleich wird darauf hingewiesen, dass ausführliche Forschungen zur Kinetik und Thermodynamik des Abscheidungsprozesses erforderlich seien, um die Prognosen zu bestätigen [109]. In einer empirischen Bewertung existierender DAC-Systemen kamen House, K., et al. (2011) zu dem Schluss, dass die Kosten für die direkte Luftabscheidung unterschätzt werden. Es wird im Vergleich zu heutigen Erkenntnissen ein deutlich größerer Energiebedarf ($>3156 \text{ kWh/t}_{CO_2}$) erwartet und die Stromgestehungskosten erneuerbarer Energien mit Kosten von 75-150 €/MWh_{el} sehr hoch angesetzt. Die Kosten werden für DAC auf 719 €/t_{CO₂} prognostiziert [55]. In einer weiteren Arbeit werden von Nemet, G. und Brandt, A. (2011) Kostenschätzungen für die Entwicklung einer wettbewerbsfähigen direkten CO₂-Luftabscheidungstechnologie abgegeben. Auf Basis einer Lebensdauer von 50 Jahren werden Kosten von 79 €/t_{CO₂} erwartet [85]. Diese geringen Kosten sind hauptsächlich auf die lange Lebensdauer der Anlage zurückzuführen. Im Vergleich dazu ist in der Literatur hauptsächlich von einer Lebensdauer um die 20 Jahre die Rede.

Eine weitere Bewertung führten Broehm, M., et al. (2015) durch. Die Kosten werden für optimistische, realistische und pessimistische Annahmen in einer Größenordnung von 90-496 €/t_{CO₂} prognostizieren [12]. Eine erste Kostenschätzung für das HT-DAC-Verfahren ohne Angabe von Kosten für die Anlage und Energiebedarfe wurde 2005 mit ca. 400 € pro Tonne CO₂ angegeben [61]. Eine DAC-Benchmarkstudie wurde von der American Physical Society (APS) im Jahre 2011 veröffentlicht. In dieser Arbeit erfolgt eine umfangreiche Analyse der Energiebilanzen und wirtschaftlicher Aspekte der DAC-Technologie. Das vorgestellte System ermöglicht die Abscheidung des Kohlenstoffdioxids aus der Luft für Kosten im realistischen Szenario von 395 €/t_{CO₂} bis zu 309 €/t_{CO₂} im optimistischen Szenario [113].

Dieses beschriebenes Referenzsystem wurde von Mazzotti, M. et al. (2013) und Zeman, F. (2014) in weiteren Studien untersucht und optimiert. In der ersten Studie wurde eine Optimierung des Kontaktors auf Basis neuartiger Packungsmaterialien vorgeschlagen. In Abhängigkeit des Preises und der Energieverbräuche der unterschiedlichen Materialien

können die Kosten für die Abscheidung auf 299-323 € pro Tonne reduziert werden [77]. Zeman, F. hat die vorgeschlagenen Optimierungen aus dem APS-Bericht angewendet und konnte die Kosten auf bis 233,50 €/t_{CO2} minimieren [136].

Eine weitere Kostenreduzierung haben Holmes, G. und Keith, D. (2012) durch eine grundlegende Änderung des Kontaktordesigns erreicht. Dieses Design wird im Verfahren von Carbon Engineering eingesetzt. Die Kosten sanken damit für die „reine“ CO₂-Abscheidung auf 267 €/t_{CO2} [52]. Keith, D., et al. lieferten 2018 erstmalig eine detaillierte techno-ökonomische Analyse einer 1 Mt_{CO2}/a-Anlage der HT-DAC-Technologie von Carbon Engineering. Auf Grundlage der Pilotanlage in Squamish und Simulationsergebnissen werden Abscheidungskosten in einem Bereich von 80-197 € pro Tonne CO₂ erwartet. Zudem wurde zum ersten Mal ein vollständiges nachhaltiges elektrisches System zur Kostenminimierung vorgeschlagen [62]. Efimova, O. (2018) und Fasihi, M., et al. (2019) haben eine Bewertung eines vollelektrischen HT-DAC-Verfahrens für das Jahr 2020 vorgenommen. Erstere schätzt die Kosten in Höhe von 344-433 €/t_{CO2} in Abhängigkeit der Auslastung [35]. Hingegen erwartet Fasihi, M., et al. sogar geringere Kosten im Bereich von 268-286 €/t_{CO2} je nach Ausnutzung [42].

Eine weitere Benchmarkstudie der National Academies of Sciences, Engineering and Medicine (NASEM) (2018) untersucht mögliche Energiequellen. In diesem Bericht werden Kosten für ein rein erdgasbetriebenes System von 125-224 €/t_{CO2} bis hin zu einem neuartigen solarbetriebenen Prozess mit wasserstoffbefeueltem Kalzinator von 269-425 €/t_{CO2} erwartet [84]. Ein Vergleich des Betriebes mit Erdgas und der vollelektrischen Energieversorgung auf Basis verschiedener erneuerbarer Energiequellen, wie Wind, Solar, Geothermie und Kernenergie, erstellte McQueen, N., et al. (2021) in ihrer Studie. Zusätzlich wurde die horizontale und vertikale Strömungsrichtung im Kontaktor betrachtet. Für das konventionelle DAC-Designs werden Kosten von 193-342 €/t_{CO2} geschätzt. Für ein vollelektronisches System werden im günstigen Fall der Energieversorgung auf Basis von Geothermie Abscheidungskosten von 219-386 €/t_{CO2} geschätzt. Im teuersten Szenario wird die Energie in Form von Photovoltaik auf Basis des saisonalen Minimum zur Verfügung gestellt. Es werden Kosten von 403-605 €/t_{CO2} prognostiziert [78]. Marchese, M., et al. (2021) und Daniel, T., et al. (2022) haben eine weiterführende Analyse mit Verwendung des abgeschiedenen CO₂ mit angeschlossener Fischer-Tropsch-Synthese mit unterschiedlichen Energiequellen bzw. einer Festoxid-Elektrolyseeinheit durchgeführt. In der detaillierten Kostenanalyse des DAC-Abschnittes werden in den Studien Prognosen von 264-282 €/t_{CO2} bzw. im Basisfall von 323 €/t_{CO2} abgegeben [31, 75].

Eine weitere große Anzahl von wissenschaftlichen Veröffentlichungen in der Literatur konzentriert sich auf das NT-DAC-Verfahren. In der Studie von Sinha, A., et al. (2016) wurden als Adsorptionsmittel eines Temperatur-Vakuum-Wechsel-Adsorptionsverfahrens 2 unterschiedliche metallorganische Gerüste (MIL-101(Cr)-PEI-800, mmen-Mg₂(dobpdc)) bewer-

tet. Die prognostizierten Kosten für die Sorptionsmitteln betragen 68-127 € bzw. 54-172 € pro Tonne abgeschiedenes Kohlenstoffdioxids [110]. Efimova, O. und Fasihi, M., et al. legen ebenfalls für diesen Technologieansatz Analysen vor und prognostizieren Preise von 133 bzw. 133-289 € pro Tonne CO₂ [35, 42]. Ein NT-DAC-Systemlayout auf Basis eines amin-/iminbasierten Adsorptionsmittels und eines Zyklons zur CO₂-Abscheidung entworfen und untersuchten Krekel, D., et. al.. Aufgrund des hohen Energiebedarfes schwanken die Vermeidungskosten für CO₂-Emissionen (Abscheidekosten nicht angegeben) zwischen 703 und 1182 €/t_{CO2} je nach eingesetzter Energiequelle [66]. Der DAC-Benchmark-Bericht der NASEM legte ebenfalls eine Bewertung des Adsorptions- und Desorptionsverfahren vor. Für den mittleren Prognosebereich werden Kosten von 75-193 €/t_{CO2} erwartet [84]. Aufbauend auf dieses Referenzsystem und unter Verwendung eines Monolith-Kontaktors analysierte McQueen, N., et. al. die direkte Luftabscheidung und Sequestrierung mit Integration von kohlenstoffarmer Wärmeenergie in den USA. Es werden Kosten zwischen 181-205 €/t_{CO2} in Abhängigkeit der gewählten Energiequelle prognostiziert [81].

Sinha, A. u. Realf, M. (2019) untersuchen das Verfahren auf Basis eines Temperaturwechsels unter Verwendung von Niederdruckdampf in 1300 unterschiedlichen Szenarien. Für die mittlere Kostenschätzung werden 76-195 € pro Tonne CO₂ erwartet [111]. In einer Studie bewertet Wijesiri, R., et al. (2019) den Einfluss von trockener und feuchter Luft auf die Adsorption/ Desorption des Kohlenstoffdioxids. Als Ergebnis ergibt sich, dass trockene Luft (539 €/t_{CO2}) ökonomischer als feuchte Luft (579 €/t_{CO2}) ist [128].

Für die Feuchtigkeitswechseladsorption wurden von Lackner, K. (2009) in einer ersten Prognose Kosten von 144 €/t_{CO2} erwartet [69]. Aufgrund der Kosten wirkt das Verfahren sehr interessant, dennoch existiert in der Literatur bis heute keine weitere Arbeit für diese Technologie. Eine erste techno-ökonomische Analyse des DAC-Prozesses, der die Absorption des Hochtemperaturverfahrens und die Regeneration auf Basis von Elektrodialyse untersuchten, haben Sabatino, F., et al. (2020) vorgelegt. Für das untersuchte Verfahren in der Studie wird die Luftkontaktoreinheit von Carbon Engineering verwendet. Aufgrund der hohen Kosten für die bipolare Membran und den Ionenaustauschmembranen werden Abscheidungskosten von 673 € pro Tonne prognostiziert. Diese Technologie wird daher erst interessant, wenn verbesserte Membranen und preiswerte erneuerbare Energien zukünftig zu Verfügung stehen [99].

Weitere Studien (3) haben die Anwendung der fortschrittlichsten Technologie zur Abscheidung von Kohlenstoffdioxids aus Punktquellen (TRL9) für den Einsatz in der Umgebungsluft untersucht. Dabei handelt es sich um das Absorptions-/ Regenerationsverfahren unter Verwendung von aminbasierten Lösungsmittel (Aminwäsche). Kiani, A., et. al. (2020) prognostizierten Kosten für die Aminwäsche auf Basis einer Monoethanolamin (30 Gew.%) -Lösung im Ausgangsszenario in Höhe von 1535 €/t_{CO2}. Durch Designoptimierungen wurden die Kosten auf bis zu 571 €/t_{CO2} gesenkt [63]. In einer weiterführenden

Studie untersuchten die Forscher die Kombination der Technologie mit einer anschließenden Methanisierung. Im Zuge der Optimierung des Verfahrens konnten die Kosten für die CO₂-Abscheidung weiter auf bis zu 61 €/t_{CO₂} reduziert werden [64]. Sabatino, F., et al. (2021) optimiert die Abscheidungskosten für das HT-DAC-Verfahren, NT-DAC-Verfahren und Aminwäsche allesamt in einer Prozesssimulation unterhalb der Preisgrenze von 169 € pro Tonne CO₂ (keine genaue Angaben, nur graphische Darstellungen) [98].

Des Weiteren ist es sehr interessant, zukünftige Abscheidungskosten unter Berücksichtigung zukünftiger Entwicklungen der Technologie zu bewerten. Nur wenige Arbeiten haben eine zukünftige Kostenprognose abgegeben. Die Ergebnisse der Technologiefortschreibung der DAC-Technologie werden zu meist für das Jahr 2050 dargelegt, um das Kostenreduzierungspotential im Zuge der Anforderungen des Pariser Abkommens darstellen zu können. Die möglichen zukünftigen Abscheidungskosten der techno-ökonomischen Studien werden in der folgenden Abbildung 10 abgebildet.

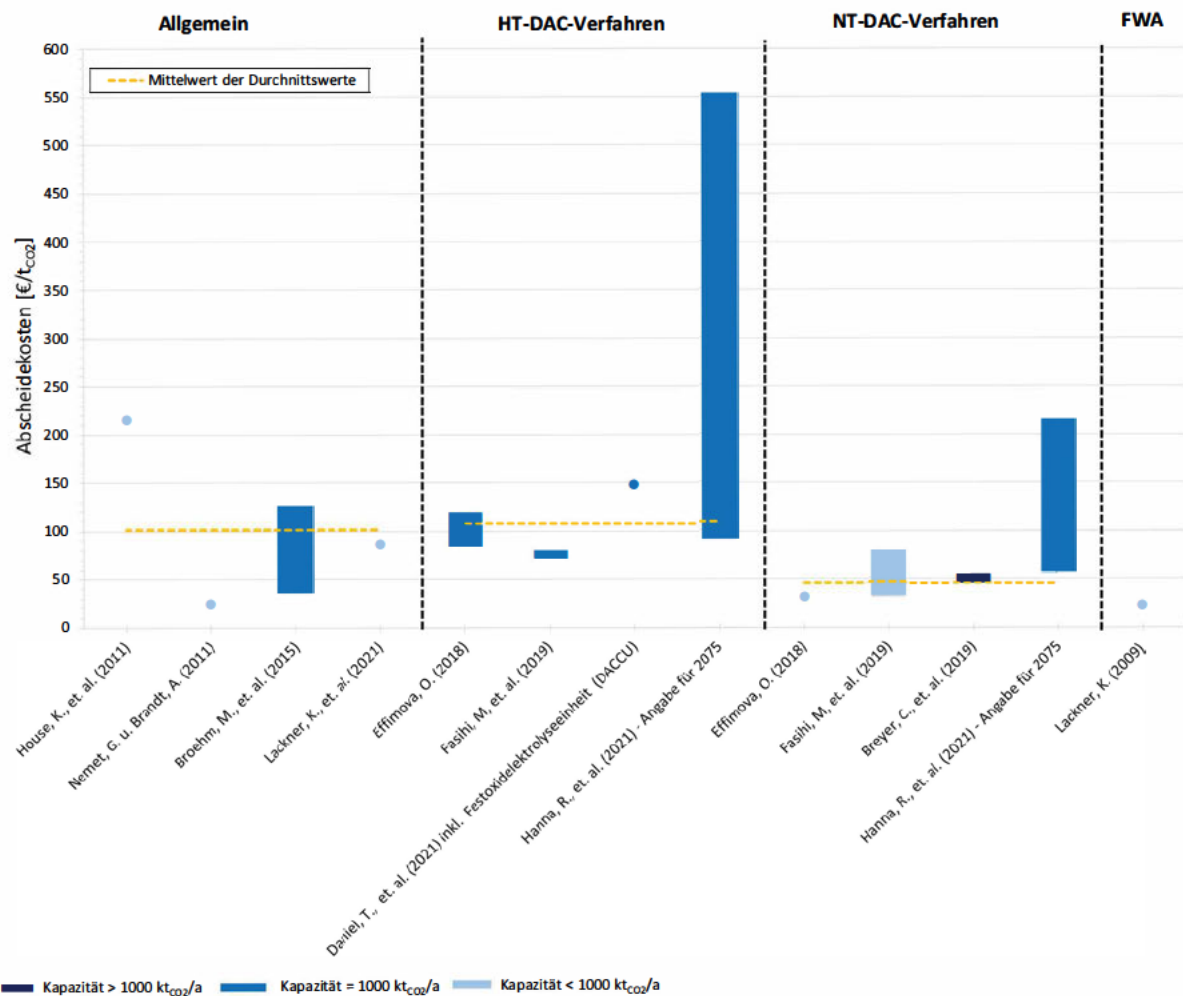


Abbildung 10: Übersicht der DAC-Abscheidungskosten 2050 der techno-ökonomischen Studien

Die anfänglichen technologieunspezifischen Arbeiten haben zur Potentialbewertung der DAC-Technologie zahlreich die zukünftigen Abscheidekosten untersucht. Broehm, M., et al. Nemet, G. und Brandt, A. bewerten die CO₂-Abscheidungskosten für das Jahr 2050 mit 24 €/t_{CO2} bzw. 36-127 €/t_{CO2} [12, 85]. Selbst in der kritischen Analyse des DAC-Verfahrens von House, K., et al. wird eine Reduzierung der Kosten auf 216 € pro Tonne CO₂ prognostiziert [55]. Lackner, K. und Azarabadi, H. (2021) haben ein Buy-Down-Modell entwickelt, um zu untersuchen, welche Maßnahmen nötig sind, um die Kosten unter der Grenze von 100 \$/t_{CO2} (<85 €/t_{CO2}) zu reduzieren. Im analysierten Basisfall wird von Abscheidungskosten von 422 € pro Tonne CO₂ ausgegangen. [68].

Eine Bewertung der zukünftiger Kosten des NT-DAC-Verfahrens sowie des HT-DAC-Verfahren geben Efimova, O. und Fasihi, M., et al. ab. Für das Hochtemperaturverfahren werden Abscheidekosten in Höhe von 84-120 €/t_{CO2} bzw. 71-80 €/t_{CO2} erwartet. Hingegen werden für das Niedertemperaturverfahren noch geringere Kosten prognostiziert. Für das Jahr 2050 werden Kosten von 31 €/t_{CO2} bzw. 32-80 €/t_{CO2} berechnet [35, 42]. Daniel, T. et. al. reduziert die Kosten für die Abscheidung in seiner weiterführenden Studie auf bis zu 147 € pro Tonne CO₂ [31]. Eine spezielle techno-ökonomische Analyse bewertet das zukünftige Potential der NT-DAC-Technologie mit Kopplung erneuerbarer Energien in der Maghreb-Region. Auf Basis der außergewöhnlichen Leistungsfähigkeit für Photovoltaik und Windenergie in dieser Region werden Kosten von 45-55 €/t_{CO2} prognostiziert [11]. Hanna, R., et al. (2021) analysiert einen kriegsähnlichen Einsatz des Verfahrens als politische Antwort auf einer Klimakrise und prognostiziert Abscheidekosten für das Jahr 2075 (keine genaue Angabe 2050, nur graphische Darstellung) für das HT-DAC-Verfahren von 91-553 €/t_{CO2} und für das NT-DAC-Verfahren von 56-215 €/t_{CO2} [51]. Für die Feuchtigkeitwechseladsorption wird auf Basis weiterer Fortschritte in der Entwicklung eine Reduzierung der Kosten auf 22 €/t_{CO2} erwartet [69].

Die Kostenanalysen der Studien sind allesamt schwer miteinander zu vergleichen. Um die geschätzten Kosten, die in der Literatur zu finden sind, vergleichen zu können, müssen sie die gleichen Randbedingungen aufzeigen. Leider weisen die Studien zumeist stark unterschiedliche Rahmenbedingungen auf. Außerdem stehen zahlreiche wichtige Parameter trotz begleitendem Informationsmaterial nicht zur Verfügung. Zu den wichtigsten Überlegungen gehören bei der Bewertung der Direct Air Capture-Technologie die Systemgrenzen, welche Komponenten in den Kosten enthalten sind und inwieweit die betrachte Anlage sowohl vorgelagerte als auch nachgelagerte Verarbeitungsprozesse umfasst. Ein auffälliger Punkt hierfür ist die Einbeziehung der CO₂-Kompression in den Studie. Es variiert sehr stark zwischen den verschiedenen Arbeiten, ob die notwendige Verdichtung bis zu einem Druck von 150 bar für die Weiterverarbeitung des CO₂ berücksichtigt wird oder nicht. Hier ist auffällig, dass die meisten Studien zu den NT-DAC-Verfahren die CO₂-Kompression nicht beachten. Die meisten Arbeiten zu HT-DAC-Verfahren führen jedoch eine Bewer-

tung durch.

Für die Kostenbewertung werden eine Handvoll wirtschaftlicher Parameter herangezogen. Die Kosten werden maßgeblich von den Kapital- (CAPEX - Capital Expenditure) und den Betriebsausgaben (OPEX - Operational Expenditures) für die Anlage bestimmt. Die CAPEX umfassen sämtliche Investitionen für die DAC-Anlage, wie die benötigten Maschinen, Gebäude und Erstausrüstungen. Außerdem gehören auch Reperaturen und Instandhaltungsmaßnahmen dazu. Die OPEX sind die Ausgaben, um den kontinuierlichen Betrieb der Anlage zu ermöglichen. Dazu gehören die Kosten für Roh- und Betriebsstoffe, Personalkosten, Energiekosten und Kosten für Vertrieb und Verwaltung. Für die Kostenschätzung ist die Verwendung eines Skalierungsfaktors ein geeignetes Instrument, um die reinen Modulkosten der Anlage in vollständig installierte Kosten umzuwandeln, die sowohl die Kosten innerhalb als auch außerhalb der Anlagegrenzen berücksichtigen. [80, 90, 113].

Zu den weiteren zu betrachtenden Parametern gehören die gewichteten durchschnittlichen Kapitalkosten (WACC - Weighted Average Cost of Capital), die das Risiko der Investition für die Investoren als Kapitalkosten darstellen, die sowohl die Zinsen für das geliehene Kapital als auch die zu erwarteten Renditen der Investoren beinhalten. Je höher das Risiko des Verfahrens ist, desto höher fallen die WACC aus [80]. In Kombination mit der wirtschaftlichen Lebensdauer der Anlage kann der Annuitätenfaktor (CRF - Capital Recovery Factor) bestimmt werden. Dieser bestimmt die annualisierten Kapitalkosten für das System, was auf eine große Abhängigkeit der Kosten pro Tonne abgeschiedenen CO₂ auf der Grundlage des in der Analyse verwendeten Faktors hinweist [80].

Zusätzlich werden die Abscheidungskosten maßgeblich vom Preis und Bedarf der Energie bestimmt. Die Energie muss in elektrischer und thermische Form bereitgestellt werden, um die entsprechenden Teile der DAC-Systeme mit Strom und Wärme zu versorgen. Als Energiequellen stehen Sonne, Wind, Erdgas, Kohle und Kernkraft zur Verfügung [81]. Des Weiteren sind auch die Emissionen der verwendeten Energiequelle zu berücksichtigen. Bei der Verwendung von Strom oder Wärmeenergie auf fossiler Grundlage sind die mit der Energieerzeugung verbundenen Emissionen in der Regel höher als bei erneuerbaren Energiequellen [80]. Zugleich sind die erneuerbaren Energiequellen im Sinne des Erreichens der Ziele des Klimawandels von besonderer Bedeutung und bedürfen die Integration in den Prozess. Hier ist zu berücksichtigen, dass die Energiekosten für die verschiedenen Ressourcen sich regional stark unterscheiden, was sich auch auf die wirtschaftliche Rentabilität des Verfahrens auswirkt. Ein weiterer zu berücksichtigender Faktor ist die zukünftige Entwicklung dieser Energiequellen. Die wichtigsten Randbedingungen und Parameter der verschiedenen Studien sind im Anhang B - Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien dargelegt.

Ein weiterer Grund für die großen Unklarheiten der Arbeiten ist, dass sich kein allge-

mein anerkannter Standard für die Erstellung von technisch-ökonomische Bewertungen von DAC herausgebildet hat [137].

Diese Tatsachen führen zu einer schwierigen Vergleichbarkeit der Studien, dennoch können aus der systematischen Literaturrecherche zum techno-ökonomischen Entwicklungsstand Rückschlüsse abgeleitet werden. Die großen Ungewissheiten aufgrund des Reifegrades der DAC-Technologien zeigen sich auch in den Kostenprognosen der Studien wieder, wie in der Abbildung 9 dargestellt. Die Kostenprognosen zu den einzelnen DAC-Technologien schwanken stark. Besonders die anfänglichen generischen DAC-Studien prognostizierten stark verschiedene Kosten von 72-899 €/t_{CO2}, zeigen aber das die Technologie unter bestimmten Voraussetzungen grundsätzlich wirtschaftlich umsetzbar ist. Die Studien zu den Hochtemperaturverfahren bewertet die Kosten zwischen 80-605 €/t_{CO2}. Trotz des jahrelangen industriellen Einsatzes von großen Teilen, bes. Kalzinatorkreislauf, dieser Technologie schwanken die erwartbaren Preise für die CO₂-Abscheidung relativ stark. Damit wird die große Abhängigkeit von den verwendeten Ausgangsparametern und den Systemwürfen der jeweiligen Studie bestätigt. Außerdem ist es auffällig, dass die Kostenbewertungen sich unabhängig des jeweiligen Betrachtungsjahrs unterscheiden.

Die deutlich niedrigsten Abscheidekosten (80-197 €/t_{CO2}) geben Keith, D., et. al. an. Hier ist zu berücksichtigen, dass die Autoren Mitarbeiter von Carbon Engineering und kommerzielle Beweggründe zu beachten sind. Diese Studie baut auf den Erkenntnissen aus einer Pilotanlage auf [62].

Die Kostenschätzungen (12-939 €/t_{CO2}) des Niedertemperaturverfahrens schwanken stärker. Die größten Kosten sind jedoch auf spezifische Referenzanlagen zurückzuführen [66]. Dennoch ist festzustellen, dass die prognostizierten Abscheidekosten leicht geringer als beim HT-DAC-Verfahren ausfallen.

Die weiteren betrachteten DAC-Technologien zeigen nach aktuellem Stand in den Analysen zu große Unsicherheiten und Kosten auf. Die Aminwäsche, die aufgrund ihres langes Einsatzes für die CO₂-Abscheidung aus Punktquellen ein sehr geringes Einsatzrisiko darstellt, zeigt jedoch hohe Kosten bis zu 1535 €/t_{CO2} aufgrund des extremen Energiebedarfes. Die Integration in eine weiterführende Anlage könnte jedoch interessant sein, durch die Integration der vorhandenen Prozesswärme. Die erste und bisher einzige Analyse zur Feuchtigkeitwechseladsorption führt im Jahr 2009 Kosten in Höhe von 144 € pro abgeschiedenes CO₂ auf. Für die rein elektrische Regeneration auf Basis von Elektrodialyse wurde in einer ersten Prozesssimulation Kosten von 673 €/t_{CO2} ermittelt und auf das große Optimierungspotential hingewiesen. Um eine vertrauenswürdige Aussage über die zu erwartenden Kosten dieser Technologien treffen zu können, müssen weitere techno-ökonomische Analysen durchgeführt werden, die Techniken in Rahmen von Demonstrations- und Pilotanlagen erprobt und das Verfahren optimiert werden.

Die Unklarheiten zeigen sich ebenfalls bei den zukünftigen Kostenbewertungen der Tech-

nologien, dennoch werden signifikante Kostenreduzierungen erwartet. Die Kosten für 2050 sinken wahrscheinlich für die direkte Luftabscheidung des Kohlenstoffdioxids unter die Grenze von 100 €/t_{CO2} technologieunabhängig. Die Reduzierung der Kosten für das NT-DAC-Verfahren werden deutlich größer ausfallen als die des HT-DAC-Verfahrens. Dies ist auf die technische Spezifikation und das Optimierungspotential der Technologie zurückzuführen. Für die Feuchtigkeitwechseladsorption gilt das gleiche wie bei der aktuellen Prognose. Die erwartenden geringen Kosten in Höhe von 22 €/t_{CO2} zeigen, dass diese Technologie zukünftig durchaus interessant sein könnte.

Die großen Ungewissheiten, wie viel DAC heute und langfristig kosten, stammen auch davon, dass in vielen Studien von NOAK-Anlagen (Nth of a kind) ausgegangen wird, die nicht repräsentativ für eine FOAK-Anlage (First of a kind) sind [135]. Ein großer Einflussfaktor auf die Abscheidekosten ist der Energiebedarf und die verbundenen Kosten des jeweiligen Referenzsystems der techno-ökonomischen Analysen. Um die Kosten bewerten zu können, müssen daher auch der betrachtende Energiebedarf inkl. des Preises der jeweiligen Studien für eine Bewertung ausgewertet und berücksichtigt werden. Zahlreiche Energieangaben verschiedener Arbeiten standen aus den erwähnten Gründen nicht zur Verfügung. Die zugänglichen Elektrizitätsbedarfe und Wärmebedarfe der verschiedenen Studien werden in den Abbildungen 11 und 12 dargestellt.

Nicht in den Abbildungen zu sehen sind die Preise der gewählten Energiequelle, die oft die Kostenentlastung der Technologie begrenzen [55]. Diese sind im Anhang B - Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien hinterlegt.

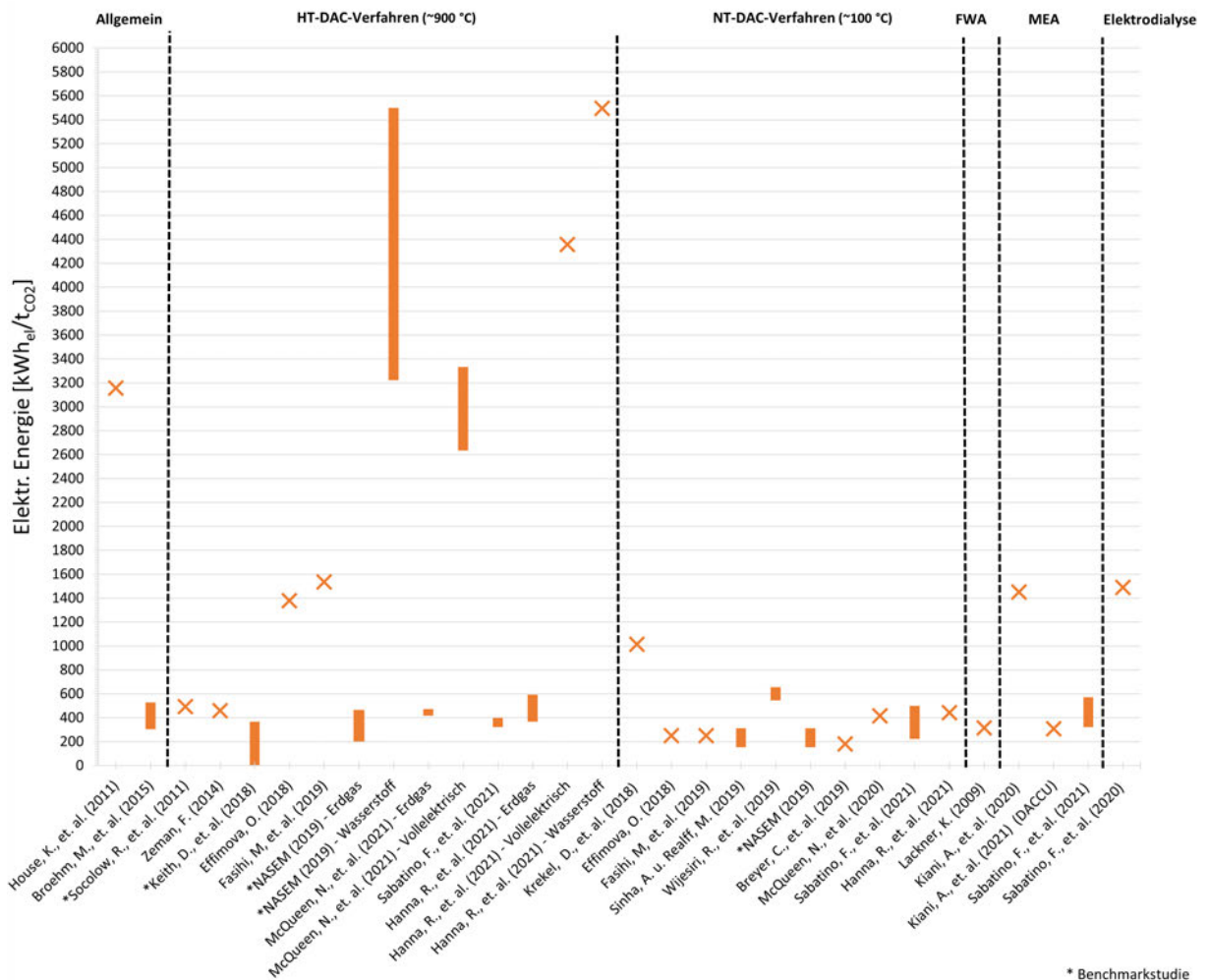


Abbildung 11: Übersicht des Elektrizitätsbedarfes der techno-ökonomischen Studien

In den unspezifischen Analysen schätzen House, K. et al. den Elektrizitätsbedarf auf 3156 kWh_{el}/t_{CO2}. Unter Berücksichtigung der Stromkosten von 75-100 €/MWh weist dies auf die Annahme von zu hoch prognostizierten Abscheidungskosten hin [55]. Broehm, M., et al. bewertet ein Strombedarf von 417-528 kWh_{el}/t_{CO2} [12].

Die Studien zu den HT-DAC-Verfahren weisen stark unterschiedliche Energiebedarfe von 0 bis zu 5500 kWh_{el}/t_{CO2} auf. Anfängliche Studien (z.B. Socolow, R., et al. (2011), Zeman, F. (2014)) speisen den Kalzinator, um den hohen thermischen Anforderungen (900 °C) gerecht zu werden, mit Erdgas und betreiben hauptsächlich den Kontaktor und die Pumpen mit Strom [113, 136]. Keith, D., et al. untersucht sogar den Fall, dass die elektrische Energieversorgung komplett über den Betrieb einer Gasturbine erfolgt [62]. Aufgrund des entstehenden CO₂-Fußabdruck durch die Verbrennung des Erdgases ist man sich anschließend einig, dass eine nachhaltige Anwendung dieser Technologie nur entstehen kann, wenn erneuerbare Energien in den Prozess integriert werden. Effimova, O., Fasihi, M., et al., Hanna, R., et. al. und Daniel, T., et al. bewerten die rein elektrische Variante (1380-4358 kWh_{el}/t_{CO2}) des Hochtemperaturverfahrens [31, 35, 42, 51]. Zudem wird ebenfalls

ein wasserstoffbefeuerter Kalzinator in Betracht gezogen. Jedoch weist die Technologie einen sehr hohen Energiebedarf aufgrund der Elektrolyse des Wasserstoffes mit bis zu 5500 kWh_{el}/t_{CO2} auf [51, 84].

Die Arbeiten zu den NT-DAC-Verfahren weisen auf einen geringeren Elektrizitätsbedarf von bis zu ca. 650 kWh_{el}/t_{CO2} hin. Der größere Strombedarf (1014 kWh_{el}/t_{CO2}) der Arbeit von Krekel, D., et al. stammt vom verwendeten Zyklon für die CO₂-Abscheidung [66]. Die Feuchtigkeitwechseladsorption, bei der die Adsorption keine thermische Energie erfordert, benötigt elektrische Energie in Höhe von 316 kWh_{el}/t_{CO2} [69]. Dieser geringe Energiebedarf zeigt die Konkurrenzfähigkeit dieser Technologie. In den aminwäschebasierten Studien werden für die Bewertung ein Elektrizitätsbedarf von 308-1452 kWh_{el}/t_{CO2} herangezogen [63, 64, 98]. Aufgrund des niedrigen CO₂-Partialdrucks in der Luft ist eine Rezirkulation des Lösungsmittels um die Absorptionssäule erforderlich, um eine ausreichend hohe CO₂-Beladung vor dem Regenerationschritt zu erreichen [64]. Für das voll-elektrisches Elektrodialyse-Verfahren beträgt der Strombedarf 1489 kWh_{el}/t_{CO2} [99] und befindet sich daher im gleichen Rahmen der vollelektrischen HT-DAC-Verfahren.

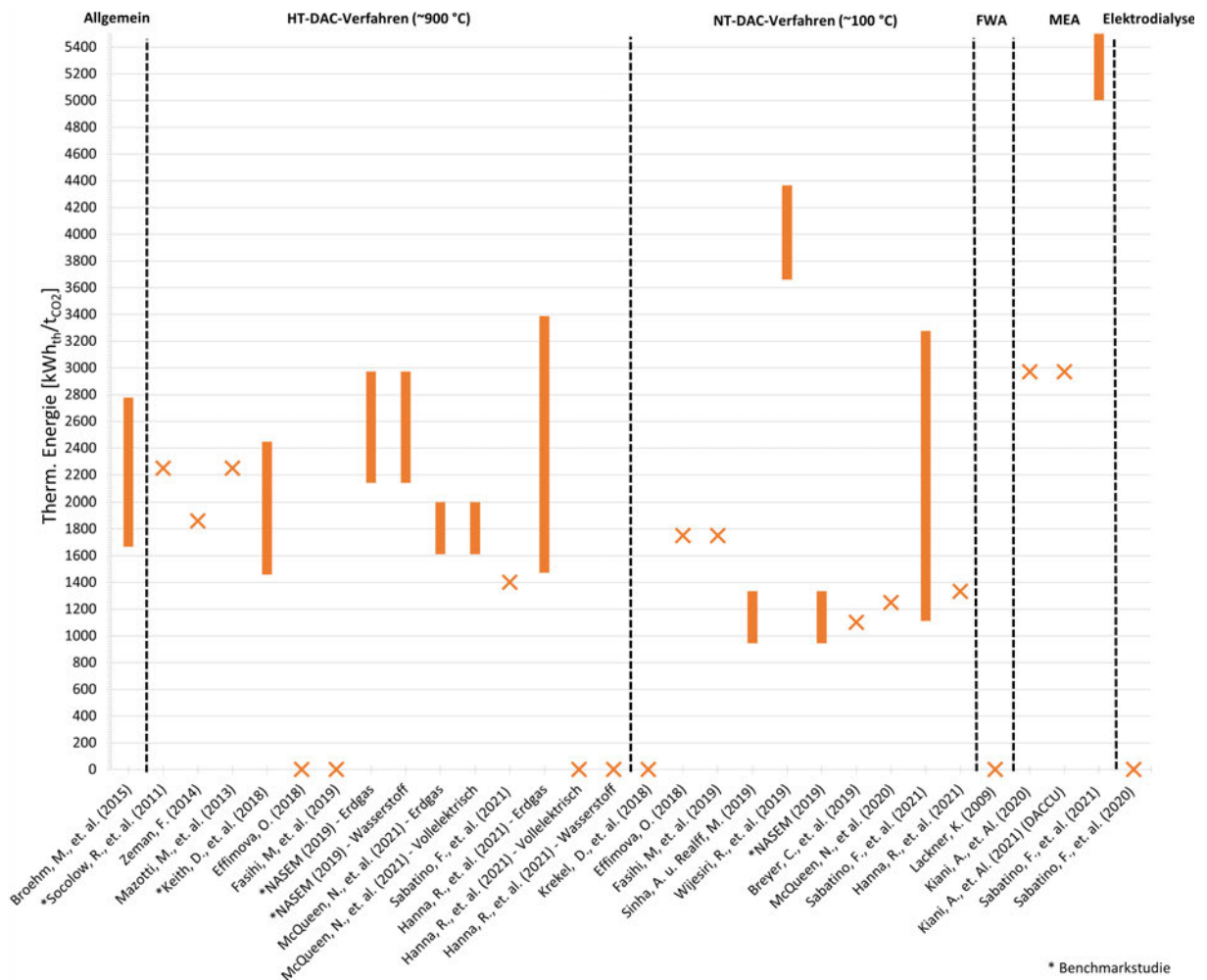


Abbildung 12: Übersicht des Wärmebedarfes der techno-ökonomischen Studien

Neben den elektrischen Energienanforderungen spielen bei der Beurteilung der DAC-Technologien die geforderten thermischen Energien eine wichtige Rolle. In den anfänglichen unspezifischen Arbeiten gibt Broehm, M., et al. einen Bedarf in Höhe von 1667-2778 kWh_{th}/t_{CO2} an [12]. Die rein elektrischen Varianten benötigen zusätzlich keine thermische Energien. Die angenommenen Wärmebedarfe der HT-DAC-Verfahren unterscheiden sich stark aus. Die Referenzsystem, die um die hohen Temperaturen (900 °) zu erreichen den Kalzinator mit Erdgas betreiben, benötigen zwischen 1400-2972 kWh_{th}/t_{CO2}. Der Brennstoff Wasserstoff ersetzt lediglich das fossile Erdgas, wodurch sich jedoch nicht der Bedarf an thermischer Energie ändert [78, 84]. Die wasserstoffbefeuerte Variante der Studie von Hanna, R., et. al. geben keinen spezifischen Wärmebedarf an, da das Wasserstoff innerhalb des Systems durch den zugeführten Strom produziert wird [51].

Die Studien der NT-DAC-Verfahren geben einen Wärmebedarf von 944-4364 kWh_{th}/t_{CO2} an. Auffällig ist hier, dass die Studie von Wijesiri, R., et al. ein weit höheren Bedarf (3661-4364 kWh_{th}/t_{CO2}) für ihre Bewertung zugrunde legen [128]. Aufgrund des geringen erforderlichen Temperaturniveaus (80-120 °C) des Niedertemperaturverfahrens ist neben der Verwendung von erneuerbarer Energie die Integration von industrieller Abwärme bzw. bei weiterführenden Anlagen die Verwendung von auftretender Prozesswärme, wie z.B. der Wasserstoffelektrolyse möglich. Die Integration dieser Wärme hat zudem den Vorteil, dass diese Energie quasi kostenfrei zur Verfügung steht, die Energiekosten damit drastisch sinken und damit auch die Abscheidkosten reduziert werden können. Der nicht vorhandene Wärmebedarf der Studie Krekel, D., et al. liegt daran, dass von einer vollständigen Wärmerückgewinnung ausgegangen wird und der thermische Bedarf des Prozesses nicht explizit angegeben wird [66].

Die direkte Luftabscheidung auf Basis der Aminwäsche erfordert große Mengen an thermischer Energie. Kiani, A., et. al. erwartet einen Wärmebedarf von 2972 kWh_{th}/t_{CO2} [63, 64], wobei Sabatino, F., et al. in seiner Prozesssimulation sogar bis zu 13378 kWh_{th}/t_{CO2} prognostiziert [98]. Der Energiebedarf und die verbundenen Energiekosten dieser Technologie scheinen zu hoch, jedoch zeigt die Analyse einer weiterführenden Anlage zur Herstellung von synthetischen Methan, dass die Abscheidung zur akzeptablen Preisen möglich ist [64]. Es ist offensichtlich, dass die verschiedenen notwendigen Energien und Quellen die Abscheidungskosten von DAC-Systemen und damit ihre Attraktivität stark beeinflussen können. Dies stellt eine komplexe Herausforderung für DAC dar. So strebt die DAC-Technologie auf der einen Seite nach einer hohen CO₂-Abscheiderate, gleichzeitig aber auch nach niedrigeren Kosten bei geringen Emissionen. Erneuerbare Energiequellen können zu hohen Abscheidkosten führen, reduzieren jedoch den CO₂-Fußabdruck der Technologie. Mit fossilen Brennstoffen lassen sich ebenfalls hohe Abscheideraten erzielen, allerdings zu niedrigeren Kosten und mit einem größeren Emissionsfußabdruck.

Ein weiterer wichtiger Faktor sind die jeweiligen zugrundeliegenden Kapital- und Betriebs-

kosten der Studien. Um die Kosten zu bewerten zu können, müssen diese transparent und nachvollziehbar für die einzelnen betrachtenden Komponenten des Systems dargelegt werden. Zahlreiche Studien enthalten jedoch keine Informationen bzw. unzureichende Angaben über die jeweils betrachteten Kosten und deren Herkunft der analysierten DAC-Systeme. Zudem muss für die Bewertung die Kapazität der betrachtenden DAC-Anlage berücksichtigt werden. Die vorhandenen Daten zu den CAPEX und OPEX der Studien werden in den Abbildungen 13 und 14 dargelegt.

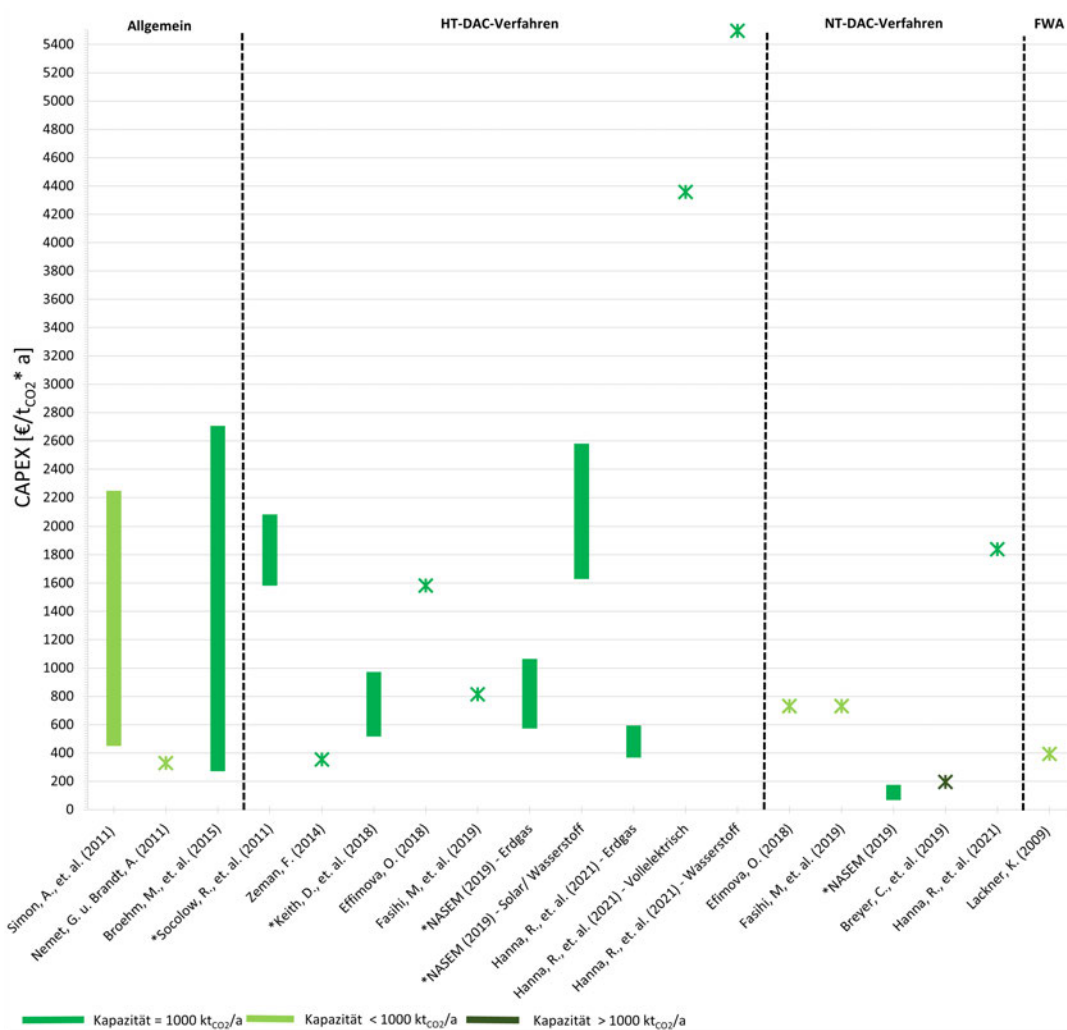


Abbildung 13: Übersicht der CAPEX der techno-ökonomischen Studien

Die geschätzten Kapitalausgaben der Studien variieren stark, selbst für die gleiche Technologie, stark. Das zeigt die Schwierigkeit dieser Angaben und gleichzeitig die Bedeutung der transparenten Darlegungen von Annahmen. Gleichzeitig wird der Einfluss des verwendeten Skalierungsfaktors deutlich. Mit zunehmender Systemreife kann der Faktor reduziert werden und die Kosten sinken [84]. Trotz des jahrelangen Einsatzes der HT-DAC-Verfahren für die CO₂-Abscheidung aus Punktquellen weist diese deutlich höhere Kapitalkosten als die NT-DAC-Technologie auf. Der Grund hierfür ist der konstruktivi-

onstechnisch aufwändige Kalzinatorkreislauf des Verfahrens. Dieser muss speziell an die Anforderungen der direkten Luftabscheidung aus der Umgebungsluft angepasst werden und ist daher schwer abzuschätzen. Im Gegensatz dazu kann das Niedertemperaturverfahren in einer Einheit ablaufen, was zu deutlich geringeren initialen Kosten führt [80]. Die Kosten für die wasserstoffbefeuerte Variante fallen deutlich größer aus aufgrund der berücksichtigten Elektrolyseeinheit für die Produktion des Wasserstoffes. [51, 84]. Die höheren Kapitalschätzungen der Studie von Hanna, R., et al. sind auf den kriegsähnlichen Einsatz der Technologie als Reaktion einer Klimakrise zurückzuführen [51]. Für die Feuchtigkeitwechseladsorption werden geringe Abscheidungskosten in Höhe von 394 €/t_{CO2} geschätzt [69]. Diese Angabe ist aufgrund der fehlenden Vergleichbarkeit schwer zu beurteilen.

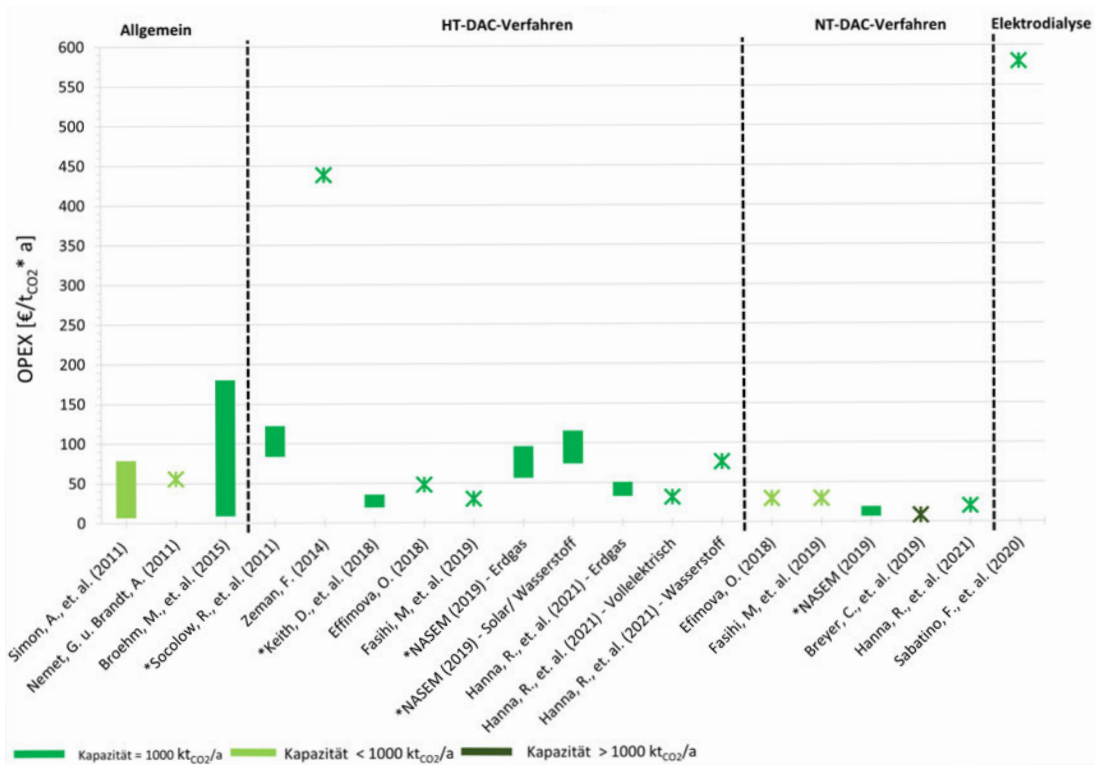


Abbildung 14: Übersicht der OPEX der techno-ökonomischen Studien

Die benötigten Betriebskosten einer Technologie haben ebenfalls einen großen Einflussfaktor auf die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens. Ebenfalls weist das HT-DAC-Verfahren deutlich größere OPEX als das NT-DAC-Verfahren auf. Das Hochtemperaturverfahren benötigt vor allem einen hohen Energiebedarf, das flüssige Sorptionsmittel und auch Wasser wird im Prozess zersetzt [62]. Im Vergleich dazu kann das NT-DAC-Verfahren sogar Wasser produzieren und das feste Sorptionsmittel besitzt eine längere Lebenszeit. Nichtsdestotrotz sind die erforderlichen Energiekosten nicht zu unterschätzen. Das untersuchte Absorption/ Elektrodialyse-Verfahren von Sabatino, F., et al. weist aufgrund der hohen Kosten für die bipolare Membranen und den Ionenaustauschmembranen diese

hohen Betriebskosten (580 €/t_{CO2}*a) auf. Dies führt auch hauptsächlich zu den hohen Abscheidekosten [99].

Die Bewertung der Angaben der Studien sind jedoch schwierig, da diese oft subjektiv und vom Umfang und den Rahmenbedingungen der jeweiligen Referenzsysteme abhängen. Wichtig ist hier auch zu berücksichtigen, auf welche Basis die verwendeten Studiendaten ermittelt wurden. Eine reine literaturbasierte Studie wird weniger aussagekräftig sein, als eine Prozesssimulation oder sogar die Verwendung von Daten aus Pilotanlagen. Die Betrachtungsgrundlage der jeweiligen Studie ist im Anhang B - Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien hinterlegt.

Deutlich wird auch die Abhängigkeit bestimmter Parameter auf die Abscheidekosten der jeweiligen Studien. Aus diesen Grund müssen für eine Bewertung stets auch die zugrundeliegenden Annahmen transparent sein. Gleichzeitig zeigt sich aber auch die Notwendigkeit der Durchführung weiterer Bewertungen und das Potential für Optimierungen aufgrund der zahlreichen Unklarheiten. Mit dem Ziel der Effektivität und der niedrigen Kosten erfordert die DAC-Technologien zahlreiche Prozessbewertungen, um ein effektiveres System zu bestimmen.

Im weiteren Verlauf der Arbeit wird daher eine eigene Bewertung ausgewählter DAC-Verfahren durchgeführt. Nach Auswahl der Verfahren wird in der Folge eine eigene technische und ökonomische Analyse vollzogen.

4 Auswahl der Technologien

Als ein Hauptbestandteil dieser Arbeit wird eine detaillierte technische Analyse ausgewählter Verfahren durchgeführt. Die technische Analyse dient dazu, die Funktionalität der einzelnen Komponenten auf Basis der physikalischen bzw. chemischer Grundlagen beschreiben zu können und die verschiedenen Design-Trade-Offs der Auslegung zu erkennen. Darüber hinaus werden mögliche Entwicklungspotentiale identifiziert und deren Einfluss bewertet.

Das Ergebnis der durchgeführten Literaturrecherche zeigt, dass das Hoch- und Nieder-temperaturverfahren die meist bewerteten DAC-Technologien sind und vielversprechende Ansätze aufweisen. Diese sind dennoch von zahlreichen Fragezeichen aufgrund des geringen technologischen Reifegrades gekennzeichnet.

Für die Analyse werden detaillierte Informationen, wie Prozessparameter oder zur Systemintegration der einzelnen Komponenten, benötigt, diese werden in der Literatur zumeist nur zu Teilen bereitgestellt.

Die weiteren DAC-Technologien, wie die Elektrowechseladsorption, membranbasierte DAC oder die Kristallisation mit Guanidinsorptionsmittel, wurden bisher in der Literatur hauptsächlich vorgestellt oder in ersten Labor- und Demonstrationsversuchen untersucht und bestätigt. Dieser sehr frühe Entwicklungsstand ermöglicht jedoch keine detaillierte Bewertung einer möglichen Umsetzung im industriellen Maßstab. Für eine genaue Abschätzung des Potentials der Verfahren müssen zukünftig Prozesssimulationen in kommerziellen Maßstab durchgeführt und mögliche Optimierungen identifiziert werden. Das ist mit erheblichem Aufwand verbunden und kann in weiteren Arbeiten erfolgen.

Der Fokus im weiteren Verlauf der Arbeit wird daher auf die am weitesten in der Literatur untersuchten Verfahren, dem Hoch- und Niedertemperaturverfahren, gelegt. Diese zeigen trotz der bisherigen getätigten Untersuchungen aufgrund der verfahrenstechnischen Komplexität weiteres Analyse- und Optimierungspotential.

5 Technische Analyse

Aufbauend auf den Vorstellungen der ausgewählten Technologien aus den Kapitel 2.2.1 - Hochtemperaturverfahren und 2.2.2 - Niedertemperaturverfahren erfolgt im Folgenden eine detaillierte technische Analyse. Zudem werden die zugrundeliegenden physikalischen und chemischen Prinzipien der Verfahren näher erläutert. Als Ausgangslage der Analysen dienen die weit fortschrittlichen Benchmark-DAC-Prozesse von Carbon Engineering mit flüssigen Sorptionsmittel bzw. von Climeworks mit festen Sorptionsmittel. Die erarbeiteten Erkenntnisse werden in Form von Komponentensteckbriefen am jeweiligen Ende der Unterkapitel zusammengefasst.

5.1 HT-DAC-Verfahren

Für das Hochtemperaturverfahren wurden verschiedene Designs und Materialien vorgeschlagen. Die einzige kurz vor der kommerziellen Umsetzung stehende Anlage auf Basis von flüssigen Sorptionsmittel, die Kaliumhydroxid verwenden, ist das Verfahren von der kanadischen Firma Carbon Engineering [62, 107]. Ein vereinfachtes Prozessschema der Anlage wird in der Abbildung 15 dargestellt. Bei Bedarf ist ein detailliertes Anlagenschema unter Keith, D., et al. (2018) [62] zu finden. Aufgrund der sehr guten Zugänglichkeit von Prozessdaten dient diese System im Folgenden als Referenz.

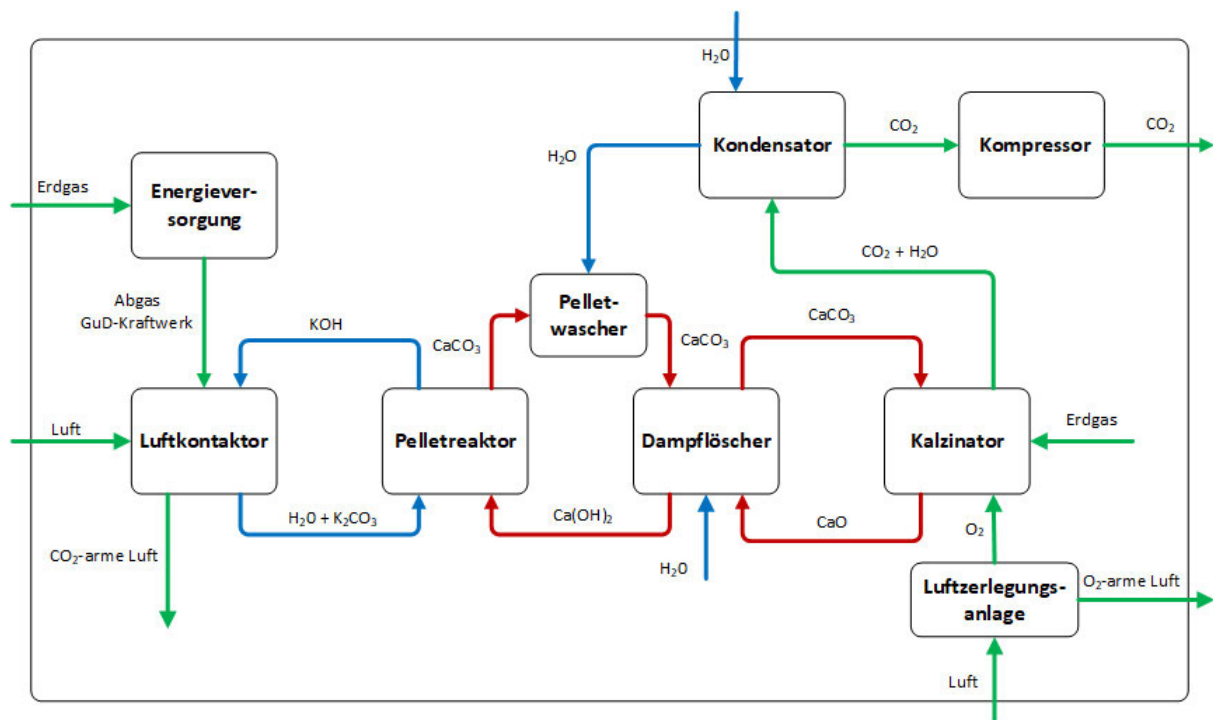


Abbildung 15: Prozessschema der DAC-Anlage von Carbon Engineering für eine Abscheidkapazität von $1\text{Mt}_{\text{CO}_2}/\text{a}$ mit Energieversorgung vor Ort (grün=gasförmig, blau=flüssig, rot=fest), in Anlehnung an Keith, D., et al. und Long-Innes, R. u. Struchtrup, H. [62, 73]

Das Hochtemperaturverfahren (HT-DAC) zur CO_2 -Abscheidung auf Basis eines flüssigen Sorptionsmittels aus der Luft besteht aus 2 Kreisläufen (siehe Kapitel 2.2.1). Die Extraktion des CO_2 und die Regeneration des flüssigen Sorptionsmittels erfolgt über einen thermochemischen Zyklus auf Calciumbasis, ein Verfahren, das von der in der Papierindustrie weit verbreiteten Herstellung von Kraftzellstoff übernommen wurde [98].

Die HT-DAC-Anlage beinhaltet Luftkontaktoren, den Pelletreaktor, den Dampflöcher, den Kalzinator, den Kondensator und einen Kompressor [62, 98].

Die unterschiedlichen Verfahrenskomponenten weisen allesamt ihre technologiespezifischen Anforderungen auf. Für jede Verfahrenseinheit wurde möglichst vorhandene kommerzielle Hardware identifiziert und angewendet. Beispielsweise wurde der verwendete Pellet-Reaktor ursprünglich für die Verwendung in der Abwasserbehandlung entwickelt. Dennoch unterscheidet sich die Auslegung oder die Betriebsbedingungen mehrerer wichtiger Betriebseinheiten hinreichend von ihren industriellen Gegenstücken und erfordern daher eine Prozessoptimierung und -prüfung [62].

Die Anlage ist von einem hohen Wasserverbrauch gekennzeichnet, die bereits angespannten Wasserressourcen weiter belasten könnte. Sie verbraucht für die Abscheidung bis zu $4,7\text{t}$ Wasser pro Tonne CO_2 (20°C , 64% rel. Luftfeuchtigkeit) [62]. Bei HT-DAC-Verfahren hängt der Wasserverbrauch von der Konzentration des flüssigen Sorptionsmittels, der ört-

lichen Temperatur und Luftfeuchtigkeit ab. Hoher Wasserverbrauch wird bei stärkeren Konzentrationen der Base, niedrige Temperaturen und hoher Luftfeuchtigkeit registriert [62, 84]. Diese Tatsache ist zudem mit erhöhten Kosten für die Abscheidung verbunden und muss bei der Standortwahl beachtet werden [84]. Nach Schätzungen benötigt eine Anlage mit einer Kapazität von $1 \text{ Mt}_{\text{CO}_2}/\text{a}$ ohne Berücksichtigung der Energiebereitstellung eine Fläche von $0,4 \text{ km}^2$ [57].

In den folgenden Abschnitten werden die 4 Hauptbetriebseinheiten auf Grundlage ihrer physikalischen und chemischen Prinzipien erläutert.

5.1.1 Luftkontaktork

Die meist analysierte Verfahrenseinheit in der Literatur ist der Luftkontaktork, da dieser direkt mit der Luft in Kontakt steht und aufgrund der erläuterten thermodynamischen Anforderungen besonderem Augenmerk unterliegt. Die grundlegende Definition des Absorptionsprozesses erfolgte bereits im Kapitel 2.1. Aufbauend auf diesem Verständnis werden im folgenden Unterkapitel die Auswahl des Absorptionsmittels für den Betrieb des Luftontaktors erläutert.

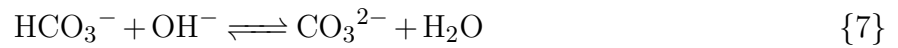
Auswahl des Sorbents

Bei der Absorption wird zwischen physikalischer und chemischer Absorption unterschieden [100]. Die physikalische Absorption bezeichnet die Bindung einer Substanz (Absorbat) an eine andere Substanz (Absorptionsmittel). Beim Eindringen eines Moleküls, eines Atoms oder eines Ion in das Innere des Absorptionsmittels und eine chemische Reaktion erfolgt, spricht man von chemischer Absorption [100].

Um den thermodynamischen Anforderungen, vor allem die des geringen Partialdruckes, der CO_2 -Abscheidung aus der Umgebungsluft gerecht zu werden, ist eine chemische Reaktion mit einer starken Base erforderlich. Die chemische Absorption bewirkt eine schwache chemische Bindung der Gaskomponenten mit den funktionellen Gruppen (OH^-) des Absorptionsmittels, die eine stabilere und effektivere Bindung zu Folge hat [100]. Zudem ist es sehr wichtig für den industriellen Einsatz, dass das Lösungsmittel regenerierbar ist und im Absorptionsprozess wiederverwendet werden kann [100]. Die starke Base führt aber aufgrund der chemischen Bindungen zu einem Prozess zur Regenerierung des Sorptionsmittels mit einem hohem Energiebedarf [80].

Der Absorptionsmechanismus von Kohlendioxid in Alkalihydroxidlösungen ist bekannt und erfolgt auf Basis eines zweistufigen Prozesses [3]:





Dieser Absorptionsmechanismus gilt grundsätzlich für alle Alkalihydroxidsorbentien, wie z.B. Natriumhydroxid (NaOH), Kaliumhydroxid (KOH). Die Geschwindigkeit des Prozesses wird durch die oberere Reaktion limitiert. Das bewertete DAC-Referenzverfahren in der Benchmark-Studie der APS (2011) basiert auf eine NaOH-Lösung [113]. Der Vorteil der verwendeten Kaliumhydroxidlösung (Reaktion 1) im CE-Verfahren ist, dass diese eine schnellere Reaktionskinetik aufweist und zudem stark selektiv wirkt [52, 53]. Außerdem wurde in anfänglichen experimentellen Versuchen festgestellt, dass KOH-Lösungen eine wesentliche größere CO₂-Abscheidung bei geringeren Energiebedarf im Vergleich zu NaOH-Lösungen aufweisen [74]. Der Chloralkaliprozess zur Herstellung der Alkalihydroxidlösung ist sehr energieintensiv. Die Herstellung von KOH erfordert einen Energiebedarf von ca. 1950 kWh/t_{KOH} [84].

Konstruktion des Kontaktors

Die Konstruktion des Luftkontaktors ist nicht neu und basiert auf dem Konzept industrieller Kühltürme [62]. Diese weisen ähnliche interne Komponenten, wie z. B. Ventilatoren, strukturierte Packungen, Flüssigkeitsverteilungssysteme, Verteilsysteme auf, jedoch unterscheidet sich die Geometrie und die Flüssigkeitschemie wesentlich [62, 108]. Außerdem birgt das System kaum technische Risiken, da KOH-Lösungen bereits in kommerziellen Systemen als Vorbehandlung für die kryogene Luftzerlegung weit verbreitet sind [52]. Der verwendete Kontaktor im CE-Verfahren, der in der Abbildung 16 abgebildet wird, wurde in einer gesonderten Arbeit von Holmes, G. und Keith, D. (2012) vorgestellt [52].



Abbildung 16: Konzeptzeichnung des CE-Luftkontaktors [95]

Die CO_2 -Abscheiderate ist abhängig von der Kontaktortiefe und der Luftgeschwindigkeit. Die Kontaktortiefe beeinflusst die Investitionskosten, wohingegen die Luftgeschwindigkeit sich auf die Betriebskosten auswirkt. In der Literatur wird auch die Verwendung von natürlichen Winden erwähnt. Jedoch wurde festgestellt, dass die Investitionskosten für die Ausrüstung einen ausreichend großen Anteil an den Gesamtabseidekosten haben, so dass eine Zwangsbelüftung auf Basis eines Ventilators unerlässlich ist. Damit können Ausfallzeiten bei zu wenig Wind vermieden werden und der kontinuierliche Betrieb des gesamten Prozesses gewährleistet werden [52]. Zugleich kann auch die Einlassfläche und der Druckabfall über dem Kontaktor bei einer höheren Luftgeschwindigkeit auf Kosten eines höheren Energieverbrauches reduziert werden. Die optimale Abscheiderate wird durch Abwägen dieser Kosten bestimmt [108].

Die Tiefe des Kontaktors steht zudem in einem direkten Zusammenhang mit dem Druckabfall über den Kontaktor und der prozentualen CO_2 -Abscheidung aus dem Zuluftstrom, was den Einfluss auf den Energiebedarf zusätzlich kompliziert [80].

In der Arbeit gehen Holmes, G. und Keith, D. (2012) davon aus, dass für ihr Konzept eine Abscheiderate von 75 % optimal ist. Es wird bei einer Luftgeschwindigkeit von 1,5 m/s für eine jährliche Abtrennung von 1 Mt_{CO_2} eine erforderliche Kontaktorfläche von 38.000 m^2 berechnet [52]. Das Ergebnis der Untersuchungen ist ein Kontaktor-Design mit den Abmaßen von 20 x 8 x 200 m. Um eine 1 $\text{Mt}_{\text{CO}_2}/\text{a}$ abzuscheiden zu können, werden 10 Stück dieser Kontaktoren benötigt. Eine Auslegung in dieser Größenordnung wird als notwendig betrachtet, um Skaleneffekte im Kalzinatorkreislauf ausnutzen zu können [52].

Die Kontaktoren müssen um eine zentrale Regenerationsanlage herum angeordnet werden, um die Kosten für Rohrleitungen und der verbundenen Infrastruktur zu minimieren. Darüber hinaus sind besonders die Bereiche, in dem die CO_2 -arme Luft den Kontaktor

verlässt, zu beachten. Für eine Maximierung der Abscheideleistung sollten diese Bereich nicht in den Einlass eines benachbarten Kontaktors münden. Aus diesem Grund werden die Kontaktoren in gewissen Abständen (standortabhängig) zu einander angeordnet, um eine Durchmischung der Luft in der Troposphäre zu garantieren und gleichbleibende Umgebungsbedingungen (400 ppm) für den Betrieb zu gewährleisten [84].

Das Herzstück des Kontaktors ist das strukturierte Packungsmaterial, das das CO₂-Absorptionsmittel über eine große Oberfläche verteilt und durch Minimierung des Reibungswiderstandes in den Strömungskäneln einen effizienten Kontakt mit der Luft herstellt. Eine große Flüssigkeitsoberfläche ist notwendig, um möglichst einen großen Teil des Kohlenstoffdioxids in der Luft zu absorbieren. Der resultierende geringere Druckabfall ist erforderlich, um den Energiebedarf des Ventilators bei hohen Luftdurchsätzen zu minimieren. Neben der Packungskonstruktion ist die Strömungsgeometrie des Kontaktors ein entscheidender Parameter [52].

Bei Post-Combustion-Capture-Verfahren wird die Strömungsführung häufig als Gegenstrom konzipiert. Das geschah auch in dem anfänglichen Referenzsystem der APS und der Optimierung neuartiger Packungsmaterialien in der Arbeit von Mazzotti, M., et. al. (2013). Holmes, G. und Keith, D. (2012) haben jedoch festgestellt, dass die Diffusionsfähigkeit von CO₂ in der Umgebungsluft und die Stoffübertragungseigenschaften von starken Hydroxidlösungen sich stark von den Gegebenheiten in Wärmeübertragungskühltürmen oder Füllkörperwäschern unterscheiden [52]. Sie erkennen hier großes Optimierungspotential und schlagen daher aufgrund der großen benötigten Luftdurchsätze eine Kreuzstromgeometrie vor. Die Abscheidung erfolgt an der Oberfläche eines $\sim 50 \mu\text{m}$ dicken Lösungsfilms, der von oben nach unten durch die Packung fließt, während die Luft horizontal strömt [62].

Zusätzlich muss auch das Packungsmaterial (z.B. Metall, Kunststoff, Keramik) berücksichtigt werden. Um den Kontakt zwischen der Gasphase und dem flüssigen Absorptionsmittel zu erleichtern, werden Packungsstrukturen mit großer Oberfläche verwendet. In Füllkörpertürmen in der Chemieindustrie wird herkömmlich rostfreier Stahl verwendet [62]. In ihren Untersuchungen haben Holmes, G. und Keith, D. gezeigt, dass ein Packungsmaterial auf Basis von Polyvinylchlorid (PVC) den Druckabfall im Kontaktor und damit auch die Investitionskosten signifikant reduziert [52, 80]. In weiteren Untersuchungen wurde zudem festgestellt, dass im Vergleich zu den in den Pilotversuchen verwendeten kommerziell erhältlichen Packungsmaterial Brentwood XF12560 bei gleichen Bedingungen eine weitere Reduzierung des Druckabfalls um mehr als 30 % möglich ist [52, 62].

Außerdem wird ein zyklisch pulsierendes Lösungsstromverfahren vorgeschlagen, um eine ausreichend gute Benetzung der Packung zu gewährleisten und gleichzeitig die Pumpenenergie zu minimieren [52]. Gelegentlich werden die Packungen geflutet, um eine vollständige Benetzung sicherzustellen [62]. Der Energiebedarf im Luftkontaktor ergibt sich aus

den Pumpen des Absorptionsmittels und den Ventilatoren zur Überwindung des Druckabfalls im Kontaktor [80].

Die Verwendung einer schwachen Base im Luftkontaktor ist grundsätzlich möglich. Die Vorteile der Energiereduzierung für die Regeneration des Absorptionsmittels werden jedoch durch eine erhebliche Vergrößerung der Kontaktorfläche und einer proportionalen Erhöhung der Ventilatorleistung ausgeglichen [73].

Für die Optimierung der Abscheidung ist der Schlüssel eine Maximierung der Anzahl der Wechselwirkungen zwischen dem CO_2 aus der Luft und der im Kontaktor vorhandenen chemischen Base. Die entscheidenden Faktoren hierfür sind hauptsächlich die Basizität der Base, die Beladung des Sorptionsmittels auf einer Trägerstruktur und die exponierte Oberfläche des Sorptionsmittels [80].

Im lösungsmittelbasierten Abtrennungsverfahren darf das Absorptionsmittel aufgrund der korrosiven Eigenschaften von Basen nur bis zu 30 Gew.% vorhanden sein, was wiederum die Anzahl der Wechselwirkungen mit CO_2 begrenzt [80]. Ein potenzielles Gesundheitsrisiko dieser Konstruktion besteht dadurch, dass Tröpfchen des Absorptionsmittels durch Vernebelung in die Umgebung entweichen können [52, 62]. Weitere Risiken, besonders für die Langzeitleistung, sind Verschmutzungen durch atmosphärische Verunreinigungen, wie z.B. Insekten, Vögel, Feinstaub, Schwefeloxide (SO_x) und Stickoxide (NO_x), und insbesondere eine gewisse Wechselwirkung zwischen Verunreinigungen und der Packungsoberfläche. Das kann zu Problemen zur Aufrechterhaltung der Benetzung führen und damit die CO_2 -Absorptionsleistung beeinträchtigen [52, 84].

Trotz der Regeneration des Sorptionsmittels treten Verluste (Aerosolbildung und Sprühdift) an die Umwelt auf, was einen ständigen Zufluss der KOH-Lösung (ca. 5 kg KOH pro Tonne abgeschiedenem CO_2) erfordert [80, 84]). Jedoch wird durch die kontinuierliche Erneuerung der flüssigen Oberfläche auch eine sehr lange Lebensdauer des Kontaktors ermöglicht [62]. Die Erkenntnisse der Untersuchungen und die zahlreichen zu bewertenden Trade-Offs des Luftkontaktors des Verfahrens werden im folgenden Steckbrief zusammengefasst. Des Weiteren wird im Vergleich zu den anderen Komponenten eine Bewertung der technischen Komplexität vorgenommen.

Luftkontaktator

Funktion: Kontaktherstellung CO₂ aus der Luft mit dem Absorptionsmittel

Inspiration: Industrielle Kühltürme

Zielgröße: Hohe Abscheideeffizienz bei geringem Energiebedarf und Minimierung der Kontaktorfläche

Design Trade-off:

- Basizität des Absorptionsmittels → Abscheideeffizienz ↔ Energiebedarf
- Kontaktortiefe (Kapitalkosten) u. Luftgeschwindigkeit (Betriebskosten) ↔ Abscheiderate
- Luftgeschwindigkeit u. Druckabfall ↔ Energiebedarf für Ventilator
- Packungsmaterial ↔ Druckabfall ↔ Kosten
- Maximierung Flüssigkeitsbenetzung ↔ Minimierung Reibungswiderstand
- Flüssigkeitsverteilung ↔ Pumpenenergie
- Anpassung an jeweilige Umgebungsbedingungen

Wichtige Parameter: Partialdruck Umgebungsluft, Stoffübertragungskoeffizienten des Absorptionsmittels, Abscheideeffizienz, Luftgeschwindigkeit, Kontaktorfläche, Druckverlust in Strömungskanälen, Ventilator- u. Pumpenenergie

Design-Entscheidungen: Absorptionsmittel (KOH), Packungsmaterial (PVC), Strömungsgeometrie (Kreuzstrom), Konstruktion (Material, Größe), Energiebedarf (Ventilator + Pumpe), Maximierung Wechselwirkungen CO₂ und Absorptionsmittel

Risiken: Vernebelung, Aerosolbildung, Sprühdraft, Verschmutzungen durch atmosph. Verunreinigungen

Komplexität: ★★☆☆☆

5.1.2 Pelletreaktor

Die CO₂-reiche Lösung aus dem Luftkontaktator wird in den Pelletreaktor geleitet. Das Carbonat-Ion (CO₃²⁻) wurde durch Kaustifizierung aus der Lösung entfernt [62]. Die Kaustifizierung ist ein altes Verfahren der technischen Chemie zur Herstellung von Natriumhydroxid und Kaliumhydroxid [87]. Dabei wird die Lösung aus dem Kontaktator mit Calciumhydroxid (Löschkalk) umgesetzt. Das gebildete Calciumcarbonat (Reaktion 2) hat eine extrem geringe Löslichkeit in Wasser, fällt daher komplett aus und lässt sich sogleich leicht von der flüssigen Phase (KOH) trennen. Das Kaliumhydroxid wird in den Luftkontaktator zurückgeführt [62]. Typische Kaustizierungswirkungsgrade liegen zwischen 80 und 90 % [84].

Der Pelletreaktor ist von der Konstruktion einfach gehalten, aber die interne Physik ist recht komplex [108]. Das verwendete Pelletreaktor-Verfahren basiert grundsätzlich, wie bereits erwähnt, auf eine Wasseraufbereitungstechnologie zur Entfernung mehrwertiger Ionen, unterscheidet sich aber in der Konstruktion und den Betriebsbedingungen [62].

Eine Aufschlämmung einer 30 % (m/m)-Ca(OH)₂-Lösung wird in den Boden des Reaktorgefäßes eingespritzt. Bei der Reaktion der Calcium-Ionen (Ca²⁺) des Ca(OH)₂ mit den Carbonat-Ionen fällt CaCO₃ aus. Der Anteil von Ca²⁺, der an den Pellets ausgefällt wird, hängt von der Aufrechterhaltung einer großen Oberfläche der Pellets im Verhältnis zur Fläche des zirkulierenden Feingutes ab, während gleichzeitig lokale Übersättigungen des CaCO₃ minimiert werden. In dem Wirbelschichtreaktor schweben Pellets mit einem Durchmesser von 0,1-0,9 mm mit einer Geschwindigkeit von ~1,1-2,5 cm/s aufwärts [62]. Im Konzept von CE-Verfahren werden Saatpellets am oberen Ende des Bettes zu gegeben, während die Pellets wachsen, sinken diese durch den Reaktor. Die fertigen Pellets, die kugelförmig sind und eine vernachlässigbare Porosität aufweisen, werden am Reaktorboden aus dem Bett über ein Rüttelsieb mit 20 Maschen (Öffnungsgröße: 0,85 mm) ausgetragen. Der Zyklus von der Zugabe der Samenpellets, der Entladung der Pellets bis zur Wiederherstellung des Dichteprofiles des Bettes dauert etwa 2 Tage [62].

Der Vorteil der Herstellung von Pellets anstatt eines Kalkschlammes im traditionellen Kraftprozesses, der aus ausgefallten Kristallen mit einem Durchmesser von 10-50 μm besteht, sind Leistungssteigerungen und damit Energiereduzierungen. Gründe hierfür sind, dass die Pellets leicht gewaschen und getrocknet werden können, so dass keine Vakuumfiltration erforderlich ist. Damit sind die Pellets trockener und weisen eine geringere Alkaliverschleppung auf. Das Fehlen der Vakuumfiltration und die geringe Wasserverschleppung senken den Energieverbrauch des Kalzinators [62].

Etwa 10 % des Calciums verlassen den Reaktor als Feinanteile. Diese müssen mit einem nachgeschalteten Filter ausgeschieden werden. Trotzdem verlassen 1 % des Calciums bei jedem Zyklus die Anlage als Abfall. Gleichzeitig dient dies aber auch zur Reinigung prozessfremder Bestandteile, wie z.B. Staub oder Dreck [62].

Die Reaktorleistung ist von verschiedenen Parametern abhängig. Dazu gehören die Bett Höhe, die Ca-Beladungsrate, die Fließgeschwindigkeit, die Pelletgröße am Boden und die zirkulierende Konzentration der CaCO₃-Partikel (<50 μm). Die kleinen Calcitpartikel stellen die Keimbildungspunkte für die CaCO₃-Ausfällung zur Verfügung. In Untersuchungen wurde festgestellt, dass die Pumpenergie des Ca-Flusses sich proportional zur Betthöhe und Fließgeschwindigkeit verhält und umgekehrt proportional zu Calciumbeladungsrate [62].

Außerdem ist eine Standardisierung des Reaktors theoretisch möglich. Jedoch wird aufgrund der Verbindung mit den anderen Einheiten des Kalzinatorkreislaufes eine individuelle Anpassung an jede Systemumgebung erwartet. Zusätzlich wird bei Großanlagen vor dem Betriebsaufwand (Arbeitsintensität) des Pelletreaktors gewarnt [108].

Die Ergebnisse der technischen Analyse des Pelletreaktors werden in dem folgenden Steckbrief zusammengestellt. Der Pelletreaktor wird technisch komplexer als der Luftkontaktor bewertet.

Pelletreaktor

Funktion: Regeneration des Absorptionsmittels, Bildung Calciumcarbonat-Pellets

Inspiration: Kaustifizierung (altes Verfahren), Reaktor zur Wasseraufbereitung

Zielgröße: Maximierung Regeneration des Absorptionsmittels + Bildung von Pellets (> 85 mm)

Design Trade-off:

- Maximierung Keimbildungspunkte (CaCO_3 -Partikel (<50 μm))
- Anteil Ca^{2+} -Ausfällung: Aufrechterhaltung großer Oberfläche der Pellets im Verhältnis zur Fläche des zirkulierenden Feingutes $\text{Ca}(\text{OH})_2$ bei gleichzeitiger Minimierung lokaler CaCO_3 -Übersättigungen
- Maximierung Wachstum der Pellets \leftrightarrow Betriebskosten
- Betthöhe, Fluidisierungsgeschwindigkeit \leftrightarrow Calciumbeladungsrate \rightarrow Pumpenenergie
- Wassergehalt des Produktes \leftrightarrow Energiebedarf für Kalzinieren
- Anpassung an jeweilige Systemumgebung

Wichtige Parameter: Fluidisierungsgeschwindigkeit, Betthöhe, Wassergehalt, Verluste, Calciumbeladungsrate, Konzentration CaCO_3 -Partikel, Pelletgröße am Boden, Menge Nachspeisung CaCO_3

Design Entscheidungen: Bildung CaCO_3 -Pellets statt Kalkschlamm (Vorteil: Leistungssteigerung \rightarrow Energiereduzierung, leicht waschbar, trocknungsfähig, einfache Austragung, geringe Wasserverschleppung, keine Vakuumfiltration notwendig), Strömungsgeometrie (Gegenstrom), Zugabe von Samenpellets (Wachstumsförderung)

Risiken: hoher Betriebsaufwand bei Großanlagen

Komplexität: ★★☆☆☆

5.1.3 Dampflöcher

Der Dampflöcher hat die Aufgabe die Pellets aus dem Reaktor zu trocknen und für den Kalzinator vorzuwärmen. Zudem wird das im Kalzinator entstehende Calciumoxid (CaO) durch Löschen zu Calciumhydroxid $\text{Ca}(\text{OH})_2$ zersetzt. Anschließend kann die $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -Lösung in den Pelletreaktor weitergeleitet werden [62].

Durch die wechselseitige Speisung aus Pelletreaktor und Kalzinator kann, die beim Löschvorgang des Kalkes (CaO) (Reaktion 4) entstehende Wärme zum Trocknen und zum Vorwärmen der Pellets genutzt werden. Beim Trocknen der Pellets entsteht zudem ausreichend Dampf zur Aufrechterhaltung der Löschreaktion [62, 80].

Der thermodynamische Vorteil des Dampflöschens im Vergleich zum konventionellen Wasserlöschen ist außerdem, dass die Reaktionsenthalpie der Löschung bei höheren Temperaturen freigesetzt wird. Als Löschtemperatur wird 300 °C (max. 520 °C bei 1 bar - Dampf) ausgewählt, um eine schnellere Reaktionskinetik ausnutzen zu können [62].

Beim Löschvorgang können Feinteile in den Prozess gelangen und diese müssen geson-

dert entfernt werden. Kleine Branntkalkpartikel werden hierbei von einem Zyklon und einer Umlaufschleuse abgeschieden. Feinere Kalkpartikel (CaCO_3), die den Zyklon teilweise umgehen können, werden von einem Staubabscheider herausgefiltert [62].

Der Dampflescher ist aufgrund seiner Wechselbeziehung zum Pelletreaktor und Kalzinator mit mehreren Ein- und Ausgängen als technisch komplex zu betrachten. Jedoch ist der

Dampflescher

Funktion: Trocknen und Vorerwärmung der Pellets, Löschen Calciumoxid aus Kalzinator

Inspiration: Kalklöschten, Neuentwicklung

Zielgröße: Hohe Wärmeübertragung, schnelle Reaktionskinetik, geringer Wasser- und Energiebedarf

Design Trade-off:

- Wasserbedarf für Kalklöschten ↔ Betriebskosten
- Temperatur für Löschen ↔ Reaktionskinetik
- Minimierung Verlust in Form von Partikel ↔ Kapitalkosten (Verzicht auf Zusatzkomponenten)
- Zahlreiche Wechselbeziehungen zw. Pelletreaktor u. Kalzinator
- Anpassung an Systemumgebung

Wichtige Parameter: Betriebstemperatur, Reaktionskinetik, Anzahl kleiner Branntkalkpartikel (CaO) u. Kalkpartikel (CaCO_3)

Design-Entscheidungen: Wahl des Löschverfahrens (Dampfleschen), Konstruktion, Prozesswärmeintegration aus Kalzinator (keine zusätzl. Energiezufuhr), Wasserdampf aus feuchten Pellets, Transport der Pellets zum Kalzinator (pneumatischer Förderkreislauf)

Komplexität: ★★☆☆☆

5.1.4 Kalzinator

Im Kalzinator werden die CaCO_3 -Pellets erhitzt und zersetzt, um einen CO_2 -Strom zu erzeugen [62]. Das Kalzinieren ist ein Wärmebehandlungsverfahren eines festen Materials, um eine thermische Zersetzung, einen Phasenübergang oder die Abtrennung einer flüchtigen Komponente zu bewirken. Der Prozess wird in der Regel unterhalb des Schmelzpunktes der Produktmaterialien durchgeführt [88]. Die Mindesttemperatur des Prozesses liegt oberhalb des Schmelzpunktes von CaCO_3 (Kalkstein), der bei 825 °C liegt [89]. Bei Betriebstemperaturen von ca. 900 °C und einem Druck bei Umgebungsdruck werden die Pellets in CaO und CO_2 zersetzt [62].

Aufgrund der hohen Temperaturanforderungen muss der Kalzinator im Vergleich zum Pelletreaktor und Dampföfcher sorgfältig konstruiert werden. Die Kalzinatoren ähneln Drehrohröfen, die in der Herstellung von Kraftzellstoff verwendet werden. Die Konstruktion und der Betrieb unterscheiden sich jedoch, da sauerstoffbefeuerte Wirbelschichtkalzinator verwendet werden [62]. Die Verwendung eines Ofen mit zirkulierender Wirbelschicht ermöglicht die Verbrennung mit reinem Sauerstoff (95,60 % (m/m)) statt mit Luft [62]. Diese Bauart wird auch durch die Verwendung von Pellets (Vorerwärmung, geringere Alkaliverschleppung) im Reaktor ermöglicht und reduziert neben den Energiekosten auch die Investitionskosten im Vergleich zu einem Drehrohröfen. Die Kapazität der CaO-Produktion wird sogleich bei geringerem Platzbedarf erhöht [62, 73].

Im HT-DAC-Verfahren von CE durchlaufen die Pellets aus dem Dampföfcher zwei im Gegenstrom angeordnete Wärmerückgewinnungszyklone. Im ersten Vorwärmezyklon werden die eingehenden Pellets von 300 °C auf 450 °C erwärmt, indem die ausströmenden Gase von 650 °C auf 450 °C abgekühlt werden. In der 2. Vorwärmstufe werden die Pellets auf 650 °C erhitzt. Hierfür wird der Gasstrom von 900 °C auf 650 °C abgekühlt. Durch den austretenden Gasstrom wird anschließend ein Dampfüberhitzer angetrieben, der den Gasstrom weiter auf 325 °C abkühlt und Dampf für die Stromerzeugung erzeugt. Das aus dem Kalzinator austretende Calciumoxid wird in einem Zyklon herabgekühlt (674 °C), bevor dieses in den Dampföfcher geleitet wird. Diese Wärme wird verwendet, um den einströmenden Sauerstoff auf dieselbe Temperatur vorzuwärmen. Der Kalzinator und die Zyklone sind große Stahlbehälter, die mit feuerfesten Steinen ausgekleidet sind. Der Vorteil dieses Designs ist eine höhere Energieeffizienz bei gleichzeitiger Minimierung des technischen Risikos und der Investitionskosten im Vergleich zu alternativen Designs [62, 73].

Der hochreine Sauerstoff wird über eine Verteilungsplatte, einem Bogen aus feuerfesten Material, in dem Boden des Kalzinators geleitet. Als Brennstoff wird im ursprünglichen Verfahren Erdgas verwendet, um den hohen Temperaturanforderungen gerecht zu werden. Das Erdgas wird über einer Reihe von Einblaslanzen oberhalb der Verteilungsplatte direkt in die Wirbelschicht injiziert [62]. Das mögliche Eintreten von Stickstoff in das System wird durch eine Umlaufschleuse verhindert [62].

Die Kalzinierung erfordert einen hohen Energiebedarf, um die erforderlichen Temperaturen der Zersetzung zu erreichen. Zur Zersetzung des Calciumoxid wird eine erforderliche thermische Mindestenergie von 883,33 kWh/t_{CaO} bestimmt. Das CE-Verfahren benötigt 1130,56 kWh/t_{CaO} (1458,33 kWh/t_{CO₂}) aufgrund von Verlusten bei der Erwärmung der Einlassströme an die Umgebung. Das entspricht einen thermischen Wirkungsgrad von 78 % bei einem Reaktionsumsatz CaCO₃/ CaO von 98 % [62].

Die benötigte Energie wird im ursprünglichen CE-Design über die Verbrennung von Erdgas zur Verfügung gestellt. Erdgas ist eine endliche fossile Ressource und die Verbrennung ist mit umweltschädlichen CO₂-Emissionen verbunden. Bei einer Anlage von 1 Mt_{CO₂}/a

werden zusätzlich bis zu $0,48 \text{ Mt}_{\text{CO}_2}/\text{a}$ ausgestoßen [62]. Die Anlage von CE ist so ausgelegt, dass die Anlage den produzierenden CO_2 über einem CO_2 -Absorber ohne zusätzliche Abscheidungsanlagen mitabscheidet. Durch die Integration werden die Emissionen zwar reduziert, dennoch ist eine CO_2 -Abscheidung in die Umgebung möglich [56, 73].

Aus ökologischer Sicht ist der Betrieb mit erneuerbarem Energien ohne CO_2 -Ausstoß somit alternativlos. Betriebstemperaturen von mehr als 500°C können auf Basis kommerziellen Technologien elektrisch zur Verfügung gestellt werden, leider bisher nur für spezifische großtechnische Anwendungen, wie beispielsweise im Eisen- und Stahlsektor (z.B. Schmelzreduktion, Elektrolichtbogenofen) oder dem Aluminiumsektor (z. B. Hall-Héroult-Verfahren) [56]. Die strombasierte Kalzinierung befindet sich derzeit in einem frühen Entwicklungsstatus (TRL 3) und wird noch eine gewisse Zeit benötigen, um für den großtechnischen Einsatz bereit zu sein [56]. Allerdings ist die Verwendung einer elektrischen Wärmequelle mit neuen Problemen verbunden. Beispielsweise muss geregelt werden, wie die Pellets fluidisiert werden sollen. Möglicherweise kann dies unter Verwendung eines rezirkulierenden CO_2 -Stroms erfolgen, jedoch ist mit zusätzlichem Energiebedarf für dieses System ist zurechnen[73].

Ein vollelektrischer Regenerationszyklus wurde bereits von Carbon Engineering in Betracht gezogen und bewertet, jedoch nicht veröffentlicht [62]. McQueen, N., et al. (2021) haben in ihrem untersuchten System auf Basis erneuerbarer Energie festgestellt, dass der Betrieb mit erheblichen Zusatzkosten für die erforderlichen Kapazitäten der verwendeten Energien und benötigter Batterienspeichern verbunden ist [78].

Zahlreiche weitere erneuerbaren Energien stehen dem HT-DAC-Verfahren aufgrund der hohen Temperaturanforderungen nicht zur Verfügung. Eine weitere Möglichkeit wäre ein Betrieb mit synthetischen Kraftstoffen aus erneuerbarer Energien, wie elektrolytischem Wasserstoff oder Biomethan, wobei diese auch mit einem großen Energiebedarf und zusätzlichen Prozessverlusten verbunden sind [57, 73].

Eine mögliche Reduzierung der erforderlichen Betriebstemperaturen auf Basis einer Verringerung des Innendruckes des Kalzinators ist grundsätzlich möglich. Jedoch ist eine signifikante Senkung der Temperaturen mit nahezu vakuumähnlichen Bedingungen verbunden. Die Pumpenarbeit zur Aufrechterhaltung des Vakuums würde jede Energieeinsparung durch eine geringfügige Senkung der Betriebstemperatur des Kalzinators übersteigen. Zudem würde die Gesamtkomplexität und -kosten des Systems aufgrund der benötigten Abdichtung signifikant steigen. Die Umsetzung eines Vakuums für den Kalzinator kann zum aktuellen Zeitpunkt als unpraktisch und zu teuer angesehen werden [73].

Die Ergebnisse der technischen Analyse des Kalzinators und dessen Anforderungen an den Betrieb werden in folgenden Steckbrief dargestellt.

Kalzinator

Funktion: Zersetzung der CaCO_3 -Pellets zur Freisetzung des abgeschiedenen CO_2

Inspiration: Kraftzellstoffprozess

Zielgröße: Hoher CO_2 -Gehalt im Produkt

Design Trade-off:

- Betriebstemperatur \leftrightarrow Kapitalkosten
- Art des Kalzinators \leftrightarrow Kapitalkosten, Energiebedarf, Platzbedarf
- Betriebsdruck: Energiebedarf \leftrightarrow Kapitalkosten
- Komplexität \leftrightarrow Energieeffizienz
- Anpassung an geringen CO_2 -Gehalt in der Luft

Wichtige Parameter: Betriebstemperatur, therm. Wirkungsgrad, Anteil N_2 während der Verbrennung, Energiebedarf, Kapitalkosten, Reinheit des erzeugten CO_2 , Kapazität CaO -Produktion, Verluste an Umgebung

Design Entscheidungen: Verbrennung mit hochreinem Sauerstoff statt Luft \rightarrow hochreines Produkt, Wahl des Kalzinators (Wirbelschichtkalzinator), Systemintegration von CaCO_3 -Pellets, Energiequelle (aktuell: Erdgas), Wärmerückgewinnung/ Stromerzeugung, Verwendung von Vorwärmzyklone, Mitabscheidung des ausgestoßenen CO_2 während der Verbrennung, Betrieb bei Umgebungsdruck (Kosten für Vakuum größer als Energieeinsparungen)

Risiken: Hohe Betriebstemperatur, mögliche CO_2 -Emission bei Verbrennung von Erdgas

Komplexität: ★★★★★

5.1.5 Weitere Systemeinheiten

Neben den 4 beschriebenen Haupteinheiten (Luftkontaktator, Pelletreaktor, Dampföfcher, Kalzinator) werden für den Betrieb des Hochtemperaturverfahrens weitere Einheiten benötigt. Neben der bereits erwähnten Energiequelle für den Energiebedarf werden eine Luftzerlegungsanlage, ein Kondensator und ein Kompressor in die Anlage integriert. In weiteren Verlauf werden die einzelnen Komponenten mit ihren technischen Spezifikationen vorgestellt.

Luftzerlegungsanlage

Der Betrieb des Kalzinators mit Erdgas und Sauerstoff erfordert für die Bereitstellung des reinen Sauerstoff eine kryogene Luftzerlegungsanlage. Die im CE-Konzept verwendete herkömmlich zu erhaltende Anlage produziert Sauerstoff mit einer Reinheit von bis zu 99,8% (m/m) bei einem Druck von bis zu 100 bar. Der reine Sauerstoff wird dem Kalzinator nach der Vorerwärmung mit einem Druck von 1,2 bar zugeführt [62].

Jedoch ist die Verwendung einer Luftzerlegungsanlage neben zusätzlichen Kapitalkosten mit einem großen Energiebedarf (ca. 238 kWh/t_{O2}) verbunden. Bei der Kombination mit

einer Kraftstoffsyntheseanlage kann die Luftzerlegungsanlage aus dem Prozess herausgenommen werden, da der benötigte Sauerstoff bereits in der Elektrolyse zur Verfügung gestellt wird [62, 73].

Wasserabscheider

Nach dem Verlassen der Vorwärmzyklone wird der heiße Abgasstrom des Kalzinators zur Überhitzung von Dampf für die Stromerzeugung verwendet. Der abgekühlte CO₂-Abgasstrom, der bis zu 15 % (m/m) Wasser enthält, wird anschließend im CE-Designkonzept durch eine Knock-Out-Drum geleitet. In dieser wird das Gas mit Wasser besprüht, um einen Teil der Restfeuchte aus dem Prozess zu kondensieren und zu entfernen. Anschließend wird der nahezu wasserfreie CO₂-Strom in das Kompressionssystem gepumpt. Das zurückgewonnene Wasser wird zum Waschen der CaCO₃-Pellets, bevor es in den Dampf löschten geleitet wird, verwendet [62, 73].

Kompressor

Die Verdichtung ist notwendig, um den ausgehenden CO₂-Strom aus dem Kalzinator für den Weitertransport, Lagerung bzw. Speicherung erforderlichen Druck zu komprimieren. Der erforderliche Betriebsdruck und der damit verbundene Energiebedarf für Verdichtung variiert je nach Art der Technologie, der für die Verwendung des Kohlenstoffdioxids vorgesehen ist. Die Verwendung ist sowohl sofort mit niedrigem Druck, z.B. bei großangelegte Kraftstoffsyntheseanlagen, aber auch bei sehr hohem Druck möglich. Beispielsweise ist für die CO₂-Speicherung in die geologische Formationen sehr hoher Druck notwendig [57, 62]. Für den Transport in Pipelines ist ebenso ein sehr hoher Druck notwendig. Das CO₂ muss für den Transport auf seinem überkritischen Zustand, die Dichte und das Fließverhalten ähneln einer Flüssigkeit, verdichtet werden. Für das Beibehalten der Transporteigenschaften über einige 100 km-Strecke muss das CO₂ auf einen Anfangsdruck von 150 bar und mehr verdichtet werden [122].

Im CE-Design erfolgt die Verdichtung des reinen CO₂-Stromes auf Basis eines vierstufigen Zentrifugalkompressor [62]. Im betrachteten Fall wird für eine Verdichtung von atmosphärischen Druck auf 150 bar bei 40 °C ein zusätzlicher Energiebedarf von 132 kWh/t_{CO2} angegeben [62, 98].

5.2 NT-DAC-Verfahren

Das Niedertemperaturverfahren basiert auf festen Adsorbentien, die in einem Adsorptions-/ Desorptionszyklusverfahren arbeiten [57]. Die NT-Anlage beinhaltet neben dem Luftkontakt (mit Ventilator, Wärmetauscher, Regelventilen, Sorptionsfilter), eine Vaku-

umpumpe, einen Kondensator und einen Kompressor [80, 98]. Im Vergleich zum Hochtemperaturverfahren laufen die CO₂-Abscheidung (Adsorption) und Regeneration (Desorption) des Adsorptionsmittels zyklisch ab [80, 98]. Der größte Vorteil des Verfahrens gegenüber dem HT-DAC-Verfahren ist, dass die Kontaktoreinheit einen modulareren Aufbau aufweist [7]. Hinzukommend benötigt die Regeneration ein deutlich geringeres Temperaturniveau. Dies wird durch die Verwendung von festen Sorptionsmittel ermöglicht. Der Grund hierfür, dass im Vergleich zum Absorptionsmittels des HT-DAC-Verfahrens die Verdampfung von Wasser verhindert wird und die zum Aufheizen des Sorptionsmittels auf die Regenerationstemperatur erforderliche Energie aufgrund der geringeren spezifischen Wärmekapazität von festen Adsorptionsmittel im Vergleich zu Wasser viel geringer ist [121].

Analog zum HT-DAC-Verfahren werden in der Literatur auch für das Hochtemperaturverfahren viele verschiedene Prozessdesigns und Materialien vorgeschlagen. Jedoch wird aktuell nur von zwei Unternehmen (Climeworks, Global Thermostat) diese Technologie im kommerziellen Maßstab umgesetzt [107].

Das Niedertemperaturverfahren besteht hauptsächlich aus einer Verfahreseinheit, dem Luftkontaktorkontaktor. Nichtsdestotrotz gilt der Kontaktorkontaktor als ein hochtechnisches Gerät und komplexer als der statische HT-DAC-Kontaktorkontaktor. Der Grund ist, dass für die Regeneration die Einheit mechanisch isoliert werden muss. Hierfür ist eine gute Abdichtung erforderlich, das der Kontaktorkontaktor für den Umschaltvorgang geöffnet und geschlossen werden kann [108]. Die Technologie wurde komplett neu entwickelt und basiert auf keinem bereits bekannten Prozess, wie beim HT-DAC-Verfahren. Es gibt zwar bereits Gaskontaktoren, aber die Neuheit des Verfahrens basiert im Sorptionsmittel selbst und dessen Integration in den Sorptionsfilter und der Luftkontaktorkontaktorrichtung [80, 108]. Aufbauend auf der grundlegenden Definition der Adsorption und Desorption im Kapitel 2.1 ist im Folgenden als Grundlage für die detaillierte technische Analyse des Verfahrens ein tiefer greifendes Verständnis der Prozesse notwendig.

5.2.1 Adsorptions- und Desorptionszyklus

In technischen Prozessen werden vor allem poröse Feststoffe aufgrund der großen inneren Oberfläche eingesetzt. Dieser poröse Feststoff (Adsorbens) bindet das zu adsorbierende Molekül (Adsorptiv) [6]. Beim DAC-Ansatz auf Basis eines festen Sorptionsmittels interagieren die CO₂-Moleküle mit dem hierarchisch porösen Materialien, die das Kohlenstoffdioxid aus dem einströmenden Gasgemisch entfernen können. Die hierarchisch porösen Materialien sind von unterschiedlichen Porengrößen und gezielter Konnektivität gekennzeichnet, um den Stoffübergangswiderstand zu minimieren und gleichzeitig ein ausreichendes Porenvolumen für eine große Oberfläche und Chemie zu erhalten [80]. In der

Abbildung 17 wird dieser Prozess dargestellt.

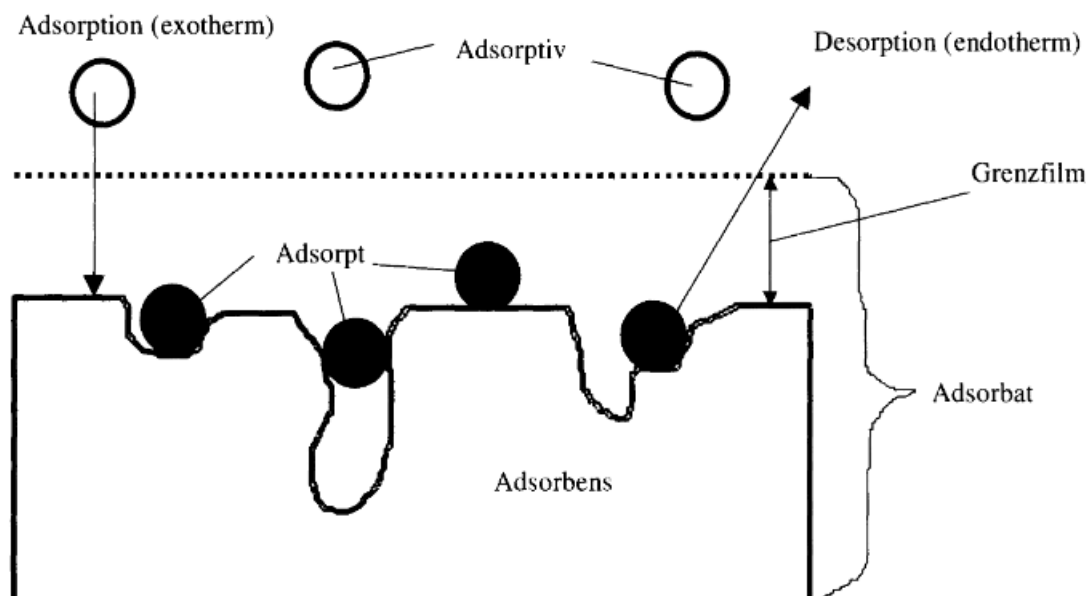


Abbildung 17: Adsorption/ Desorption an einem porösen Feststoff [6]

Die Adsorption ist eine der essentiellen Grundoperationen in der thermischen Verfahrenstechnik und für ihre Wirksamkeit auch bei der Trennung von verdünnten Gasgemischen bekannt [6, 80]. Grundsätzlich ist die Beladung des Adsorptionsmittels vom Partialdruck des adsorbierten Stoffes in der Gasphase und von der Temperatur abhängig [6]. Je nach Art und Stärke der Bindung zwischen dem Adsorbens und Adsorbat unterscheidet man zwischen physikalischer Adsorption (Physisorption) und chemischer Adsorption (Chemisorption) [71].

Bei der Physisorption beruht die Bindung zwischen dem CO_2 und der Oberfläche des festen Sorptionsmittels nur auf relativ schwachen physikalischen Kräften. Zu diesen schwachen intramolekularen Kräften gehören die van-der-Waals-Dipol-, Dispersions- und Induktionskräfte [6, 71]. Die physikalische Adsorption ist ein reversibler Vorgang. Es findet keine chemische Veränderung des Adsorbens oder des Adsorptivs statt und der Adsorptionsvorgang verläuft relativ schnell. Die Beladung erfolgt während des Prozesses entweder monokular oder mehrschichtig [6, 70]. Diese Adsorption weist eine geringe Adsorptionskapazität von CO_2 auf [71].

Bei der Chemisorption findet eine chemische Reaktion mit Elektronenübergang unter Bildung einer kovalenten Bindung zwischen dem CO_2 und dem Sorptionsmittel an der Oberfläche statt. Ein wichtiger Punkt bei der Chemisorption ist, dass eine chemische Veränderung der Oberfläche des Adsorbens erfolgt, weshalb der Vorgang mitunter irreversibel ist. Die Beladung erfolgt im Vergleich zur Physisorption rein monomolekular

[6, 70]. Des Weiteren ist die Chemisorbentien von einer hohen CO₂-Aufnahmekapazität, großer Selektivität und Widerstandsfähigkeit gegenüber Feuchtigkeit, was sich positiv auf die CO₂-Abscheidung auswirkt, gekennzeichnet [71].

Die Bindungsstärke zwischen einem CO₂-Molekül und der Oberfläche des Sorptionsmittels wird als Adsorptionswärme bezeichnet. Die Physisorption liegt grob gesagt vor, wenn die Adsorptionswärme weniger als 50 kcal/mol beträgt. Chemisorption liegt hingegen bei Werten über 50 kcal/mol vor. Die Trennung zwischen Physisorption und Chemisorption ist jedoch in der Praxis oft fließend [6, 80]. Einige Ausnahmen von dieser Faustregel gibt es bei Chemisorptionsprozessen auf Zeolithbasis [80].

Die festen Adsorptionsmittel können mit einer Amin-Oberflächenfunktionalisierung versehen werden. Damit werden die Wechselwirkungen mit CO₂-Molekülen verbessert und die Selektivität erhöht. Zahlreiche verschiedene Trägerstrukturen für die Verwendung als festes Sorptionsmittel für DAC wurden erforscht und bewertet, wie u.a. die genannten Zeolithe, metallorganische Gerüste, Aktivkohle, Siliziumdioxidmaterialien, Kohlenstoffnanoröhren, poröse organische Polymere und Kohlenstoffmolekularsiebe [80].

Die Triebkraft im Rahmen eines technischen Prozesses für die selektive Trennung ist ein von außen einwirkendes Ungleichgewicht. Das System versucht im Laufe der Zeit wieder von diesem Ungleichgewicht einen neuen Gleichgewichtszustand herzustellen. Bei ausreichend Zeit für die Adsorption stellt sich somit ein dynamisches Gleichgewicht zwischen der Konzentration einer Komponente in der Gasphase und seiner Beladung auf dem Adsorbens ein. Dieser stabile Zustand, zwischen Adsorption und Desorption, wird als Adsorptionsgleichgewicht bezeichnet. Diese Gleichgewichtsbeladung nimmt mit zunehmender Temperatur ab und steigt mit zunehmendem Partialdruck [6, 50]. Die Adsorption läuft bevorzugt bei niedrigen Temperaturen, hohen Drücken und hohen Adsorptivkonzentration ab [6].

Für die großindustrielle und wirtschaftliche Umsetzung des NT-DAC-Verfahrens ist analog zum HT-DAC-Verfahren eine Wiederverwendung und eine Stabilität des Adsorptionsmittels unabdingbar. Für die Regeneration des beladenen Adsorbens muss das zuvor entstandene thermodynamische Gleichgewicht zwischen der Adsorption und Desorption in Richtung der Desorption verschoben werden. Alle Desorptionsverfahren beruhen auf dem Prinzip von LeChatelier (Prinzip des kleinsten Zwanges) [6, 50].

Der beschriebene Einfluss der Temperatur und des Druckes auf die Beladung des Adsorbens, wird beim Temperaturwechselverfahren (TSA) und das Druckwechselverfahren (PSA) technisch genutzt [6, 80].

Bei der Temperaturwechseladsorption (TSA) wird das CO₂ bei einem bestimmten Partialdruck an das Sorptionsmittel adsorbiert, bis es die Zielkapazität erreicht hat. Anschließend erfolgt durch Erhöhung der Temperatur, indem in der Regel Dampf durch den Kontaktor (0,2-0,4 kg Dampf pro kg CO₂) geleitet wird, die Regeneration des Adsorberbettes

[80]. Die Temperaturerhöhung führt dazu, dass das Beladungsgleichgewicht zu niedrigeren Werten verschoben wird und die CO₂-Moleküle desorbiert werden. Hierdurch kommt es zu einem Sprung auf eine andere Isotherme, welche eine höhere Temperatur und eine geringere Beladungskapazität aufweist. Aufgrund der exothermen Adsorption erfordert der Prozess eine aktive Kühlung des Adsorptionsmaterials, um das gewünschte Temperaturniveau aufrechtzuerhalten. Aufgrund der geringen spezifischen Wärmekapazität des Spülgases werden grundsätzlich höhere Temperaturen für die Desorption bevorzugt [6]. Die TSA-Systeme reagieren sehr empfindlich auf Temperaturänderungen. Ein geringer Temperaturanstieg führt zu einer starken Abnahme der CO₂-Konzentration im Sorptionsbett [80].

Eine weitere Methodik zur Desorption ist die Druckwechseladsorption (PSA). Die Beladung des Adsorbens steigt mit zunehmendem Druck. Um diese Tatsache ausnutzen zu können wird das CO₂ bei erhöhtem Druck (>1 bar) adsorbiert. Für die Regeneration wird der Druck im Kontaktor abgesenkt, um die zuvor adsorbierten Moleküle wieder zu entfernen. Wenn der eingestellte Druck unter dem Atmosphärendruck liegt, wird das Verfahren auch als Vakuumwechseladsorption (VSA) bezeichnet [6, 80]. Der Zyklus bestehend aus Beladen mit Druckaufbau, Druckenlastung, Regenerierung und erneutem Druckaufbau benötigt nur wenig Zeit und verläuft wesentlich schneller als der TSA-Zyklus [6]. Die Investitionskosten der PSA-Systeme, die unter anderem für die Gewinnung von Sauerstoff oder Stickstoff aus der Luft eingesetzt werden [50], sind aufgrund der Handhabung der Druckgase höher. Die Vakuumwechseladsorption verringert zwar die verbundenen Kosten und Gefahren der Druckgase, benötigt aber ein Industrievakuum, das mit zusätzlichen Kosten behaftet ist [80]. Des Weiteren kann auch die bereits im Kapitel 2.2.2 erwähnte Feuchtigkeitswechseladsorption zur Steuerung der Regenerationsphase eingesetzt werden. Die Adsorptionszyklen können neben dem Einfluss von Temperatur, Druck und Konzentration auch die Kombination dieser Faktoren nutzen, um den Sättigungs- und Regenerationsphasen zu erleichtern [6].

Ein wichtiger Parameter zur Beurteilung der Leistung des Verfahrens ist die Arbeitskapazität des Adsorptionsmittels, die gleich die Differenz der Beladung, die unter den gegebenen Bedingungen maximal während der Adsorption erreicht werden kann und die Beladung an Adsorbat, die nach der Regenerierung im Adsorbens verbleibt [6].

Grundsätzlich ist die PSA der TSA wegen ihres geringeren thermischen und mechanischen Energiebedarfs überlegen [8]. Die Druckwechseladsorption ist energetisch betrachtet die günstige Option, jedoch mit einer sehr geringen Arbeitskapazität gekennzeichnet [8]. Das Verfahren ist für die punktuelle Kohlenstoffabscheidung eine praktikable Regenerationsoption. Durch die notwendigen großen Durchflussmengen und die CO₂-Abscheidung bei Umgebungsbedingungen ist eine umfangreiche Luftkomprimierung oder niedrige Vakuumdrücke für diese Methodik unabdingbar [38, 98]. Dieser enormen Energiebedarf stellt

jedoch keine praxistaugliche Option dar. Die Temperaturwechseladsorption weist einen einfachen Aufbau auf. Jedoch hat sie auch den Nachteil, dass das abgeschiedene CO_2 verdünnt wird und bei Desorptionstemperaturen über 100°C ein erheblicher oxidativer Abbau des Adsorptionsmittels stattfinden kann. Der oxidativer Abbau kann zwar durch die Verwendung eines Inertgases reduziert werden, was im Prozessmaßstab sehr teuer ist [38]. Bei den bestehenden DAC-Verfahren mit festen Sorptionsmitteln wird ein kombiniertes Temperatur-Vakuum-Wechsel-Adsorptionsverfahren (TVSA) eingesetzt. Der Temperatur-Vakuum-Wechsel-Adsorptionszyklus wird im folgenden Unterkapitel detailliert erläutert. Bei den Adsorption- und Desorptionszyklen findet eine Co-Extraktion von Kohlenstoffdioxid und Wasser statt. Im Gegensatz zu Rauchgasen ist der molare Wassergehalt von Luft in der Regel ein bis zwei Größenordnungen höher als ihr CO_2 -Gehalt. Daher kann die Wasseradsorption pro Gramm Sorptionsmittel die CO_2 -Adsorption erheblich übersteigen [133]. Die Mitadsorption von Wasser erfolgt vermutlich durch physikalische Adsorption [102]. Es können 0,8-2 Tonnen Wasser pro Tonne abgeschiedenes CO_2 je nach Umgebungsbedingungen der jeweiligen Standortes der Anlage gewonnen werden [57].

Diese Tatsache bedeutet einen erheblichen thermischen Energiebedarf für die Wasserdesorption während der Desorption, da sowohl die CO_2 als auch die H_2O -Desorption endotherme Prozesse sind. Die Korrosion und Verschmutzung durch den kondensierten Wasserdampf kann ebenfalls, besonders für die großtechnischen Anwendung, problematisch sein. Die Mitextraktion von H_2O aus der Umgebungsluft kann auch vorteilhaft sein. Beispielsweise bei Kopplung der Anlage mit Photovoltaik, die bevorzugt in sehr sonnenintensiven und trockenen Gebiete aufgestellt werden, kann das Wasser ein wertvolles Nebenprodukt sein [133].

Um eine CO_2 -Kapazität von einer 1 Mt CO_2 im Jahr zu erreichen, wären nach aktuellen Stand eine Fläche von 1,2-1,7 km^2 notwendig [57]. Die erforderliche Fläche kann je nach Wahl der gewählten Energiequellen erheblich ansteigen [57].

TVSA-Zyklus

Der große Vorteil des kombinierten Temperatur-Vakuum-Wechsel-Adsorptionsverfahrens ist, dass durch die Erhöhung der Temperatur im Desorptionsschritt die Nutzung eines schwächeren Vakuums für die CO_2 -Entfernung ermöglicht wird. Damit wird sogleich eine hohe Reinheit des abgeschiedenes CO_2 (bis zu 99% v/v) erreicht und gleichzeitig wird der Energiebedarf aufgrund der nicht vorhandenen umfangreichen Kompression verringert [8, 38].

Für das Verfahren ist lediglich der Betrieb bei moderatem Vakuum während der Desorption notwendig. Typische Vakuumdrücke liegen zwischen 25 und 250 mbar, die mit handelsüblichen Flüssigkeitsring-Vakuumpumpen erreicht werden können [7]. Darüber hinaus ermöglicht die Methodik die Desorption bei relativ niedrigen Temperaturen ($80\text{-}120^\circ\text{C}$),

wodurch eine Zersetzung des Sorptionsmaterials verhindert und die Energieeffizienz des Verfahrens erhöht wird [7, 134]. Das Verfahren weist im Vergleich einen geringen Strombedarf und einen mittleren Wärmebedarf auf [8, 33].

Das Niedertemperaturverfahren kann wie das Hochtemperaturverfahren mit erneuerbaren Energien betrieben werden. Aufgrund des Bedarfes von thermischer Energie auf einem geringeren Temperaturniveau kann das Verfahren mit einer Vielzahl von erneuerbaren Energiequellen betrieben werden, wie u.a. Wärmepumpen, Geothermie, Solarthermie, Wasserkraft, Brennstoffe auf Basis von Biomasse. Des Weiteren ist die Integrierung von industrieller Abwärme möglich. Aufgrund dieser Tatsache ist das Verfahren aus ökologischer Sicht sehr attraktiv und bietet zahlreiche Anwendungsmöglichkeiten [57].

In der Abbildung 18 werden das kombinierende Temperatur-Vakuum-Wechsel-Adsorptionsverfahren für einen trockenen Gasstrom unter Gleichgewichtsbedingungen in einem Adsorptionsisothermen-Diagramm qualitativ dargestellt.

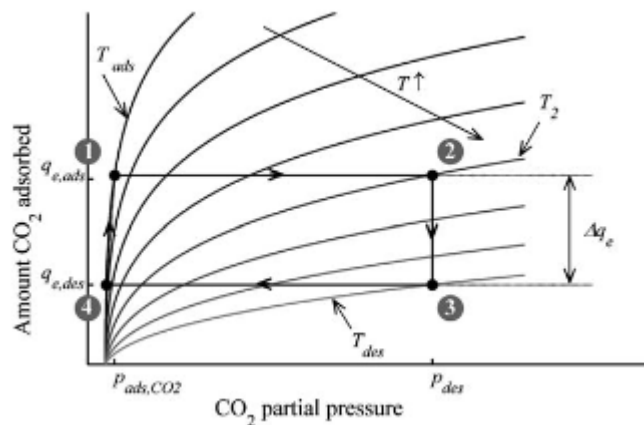


Abbildung 18: Qualitative Darstellung eines TVSA-Prozesses im Adsorptionsisothermen-Diagramm [134]

Die grundlegenden Schritte des 4-stufigen TVSA-Zyklus bestehen aus Adsorption, Vorerwärmung, Desorption und Vorkühlung. Während des Schrittes 4 → 1 (Adsorption) strömt die Umgebungsluft in den Kontaktor und CO₂ wird am Adsorptionsmittel selektiv adsorbiert. Der Punkt 1 stellt den Gleichgewichtszustand dar, nachdem das Sorptionsmittel mit dem CO₂ gesättigt wurde. Da es sich bei der Adsorption um einen Nicht-Gleichgewichtsprozess handelt, stellt die Linie 4 → 1 keine Zwischenzustände im Diagramm der Adsorptionsisotherme dar [72, 134].

Der Desorptionsprozess beginnt mit einer Evakuierung des Systems auf den gewünschten Desorptionsdruck. In der Regel ist der Prozess innerhalb weniger Minuten abgeschlossen. Während der anschließenden ersten Phase des Aufheizvorganges auf eine Zwischentemperatur, werden geringe Mengen CO₂ in das Volumen um das Sorptionsmittel desorbiert. Der Vorgang dauert an, bis der Partialdruck des Kohlenstoffdioxides den Desorptionsdruck

(Punkt 2) erreicht hat. In der Darstellung wird die Verringerung der Sorptionsmittelbeladung vernachlässigt und nicht dargestellt. Im nächsten Schritt $2 \rightarrow 3$, der tatsächlichen Desorption, wird die Temperatur des Adsorptionsreaktors weiter erhöht und das CO_2 wird ständig desorbiert und durch die Vakuumpumpe entfernt. Dieser Vorgang dauert an bis die Temperatur des Adsorptionsmittels der Desorptionstemperatur entspricht. Anschließend erfolgt die Abkühlung ($3 \rightarrow 4$) und der Zyklus ist abgeschlossen. Nach einer erneuten Aussetzung des Sorptionsmittels mit der CO_2 -reichen Umgebungsluft, startet der Adsorptionsprozess von Neuem [72, 134].

Die Temperaturschwankungen des Verfahrens sind erforderlich, um eine nennenswerte Arbeitskapazität zu erreichen. Die Druckschwankungen hingegen werden für die Reduzierung der benötigten sensiblen Wärme eingesetzt. Die Kombination von Druck- und Temperaturwechseladsorption führt damit im Vergleich zu TSA und PSA zu höheren Arbeitskapazitäten bei niedrigeren Temperaturen und höherem Druck. Die Abwägung zwischen diesen beiden Parametern ist Gegenstand der technischen und wirtschaftlichen Optimierung des Prozesses [8]. Eine zu hohe Arbeitskapazität kann die Produktivität des NT-DAC-Verfahrens einschränken, ist aber andererseits aus energetischer Sicht vorteilhaft [102].

Im Vergleich zum Temperaturwechselverfahren verringert das Verfahren jedoch seine erreichbare Arbeitskapazität und erhöht den erforderlichen Temperaturwechsel. Der Grund hierfür, dass beim TVSA-Verfahren der Einlass während der Desorption geschlossen wird, um eine Produktverdünnung zu verhindern. Das führt jedoch dazu, dass die Desorption in einer hochkonzentrierten CO_2 -Atmosphäre stattfindet [38]. Der erforderliche Temperaturwechsel erhöht zwar den Energiebedarf, verkürzt jedoch auch gleichzeitig die Desorptionszeit und damit auch die notwendige Verdichtung [102].

Die Adsorption läuft bekanntlich bevorzugt bei niedrigen Temperaturen, hohen Drücken und hohen Adsorptivkonzentration ab [6]. Die beiden Parameter Druck und Temperatur können auch beim TVSA-Zyklus optimiert werden. Grundsätzlich läuft der DAC-Prozess bei den örtlichen Umgebungsbedingungen ab. Der geringe Partialdruck der Umgebungsluft ist somit nicht optimal für den Prozess. Jedoch ist eine Erhöhung des Adsorptionsdrucks nicht zu empfehlen, um eine höhere Arbeitskapazität zu erreichen, da der notwendige Kompressionsschritt sehr energieintensiv ist. Mit steigenden Temperaturen nimmt die Adsorptionskapazität ab. Diese Tatsache muss bei der Wahl des Adsorbens in Abhängigkeit des Standortes beachtet werden. In Hochtemperaturklimazonen kann es dazu kommen, dass die Adsorptionskapazität drastisch reduziert wird [72]. Die Adsorptionsrate sinkt mit fortschreitender Adsorption, da diese durch die CO_2 -Gleichgewichtskapazität begrenzt ist [102]. Eine zu hohe Adsorptionskapazität kann aber auch für den Desorptionsprozess eine zu hohe Energiebarriere schaffen [80].

Die resultierende Arbeitskapazität des Sorptionsmittels ist ein Maß für die Adsorptions-

und Desorptionszeit des Prozesses, die sowohl für die CO₂-Produktivität als auch für den Energiebedarf von großer Bedeutung ist. In Untersuchungen wurde festgestellt, dass die Desorptionszeit im Vergleich zu TSA und VSA wesentlich kürzer ist und damit der Energiebedarf beträchtlich verringert wird [8]. Des Weiteren bedeutet eine intensivere Regeneration eine längere, energieintensivere Desorptionsphase, während eine höhere verbleibende CO₂-Beladung zu einer schlechteren Ausnutzung des Sorptionsmittels führt [102].

Des Weiteren spielt auch die Desorptionsrate eine wichtige Rolle. Diese wird vom Gleichgewicht zwischen der Gas- und der Festphase beeinflusst. Die Desorptionsrate und damit auch die Arbeitskapazität steigt mit zunehmender Desorptionstemperatur. Eine Erhöhung der Temperatur ist aber auch mit einem größeren Energiebedarf verbunden und gleichzeitig besteht auch das Risiko der thermischen Degradation des Adsorptionsmittels. Dennoch sollte die Desorptionstemperatur vorzugsweise hoch sein, begrenzt durch die chemische Stabilität des Sorptionsmaterials. Außerdem steigt der elektrische Energiebedarf der Vakuumpumpe an. Doch auch wenn niedrige Temperaturen für die Desorption ausreichen, um das Adsorptionsmittel zu regenerieren, kann sich die Reaktionskinetik erheblich verlangsamen und damit die Zykluszeit verlängern und somit die Produktivität der Anlage verschlechtern. Damit zeigt sich auch die Wichtigkeit der Wärmeübertragung bei der Auslegung des Adsorptions-/Desorptionssystems. Ein besserer Wärmeübergang führt zu einer schnelleren Erhöhung/ Senkung der Kontaktortemperatur und damit zu einer Steigerung der Arbeitskapazität, so dass die Anlageneinheit kleiner dimensioniert werden kann. Der Wärmebedarf des Systems ist von der Arbeitskapazität und der Adsorptionswärme bestimmt [8, 38, 102].

Eine weitere Möglichkeit zur Steigerung der Arbeitskapazität besteht darin einen Luft- oder Inertgasstrom mit dem Prozess zu koppeln. Das Spülgas verringert den CO₂-Partialdruck und erhöht daher die Desorptionsrate. Jedoch wurde diese Methodik lange nicht vorgeschlagen, aufgrund des zu erwartenden hohen Energiebedarfs für das Vakuumieren und der geringen Produktreinheit [38, 102]. In den Untersuchungen von Elfving, J., et. al. (2021) wurde jedoch festgestellt, dass sogar eine Desorptionstemperatur von 60 °C bei der Verwendung von inerten Spülstrom oder CO₂ (400 ppm) für das Verfahren vergleichbare Ergebnisse der Arbeitskapazität für die Desorption bei Temperaturen von 100 °C erreicht. Die Regenerationsoptionen mit Spülstrom sind grundsätzlich unabhängig von der Reinheit des CO₂-Stromes flexibler als die geschlossene TVSA-Methodik [38].

Die Reinheit des produzierten CO₂ (bis zu 99 % (v/v) [33]) ist abhängig von der Arbeitskapazität. Bei konstantem Durchfluss ist die durchschnittliche Reinheit umso höher, je mehr Arbeitskapazität in einer bestimmten Zeit produziert wird [38].

Der Einfluss der Co-Wasseradsorption und -desorption auf das CO₂-Abscheidungsverfahren wurde in zahlreichen Studien untersucht. Schellevis, H.M., et. al. (2021) hat festgestellt,

dass mit zunehmender CO₂-Arbeitskapazität sich der Energieaufwand für die Wasserdesorption verringert [102]. Trotz der steigender Arbeitskapazität des CO₂ führt dies nicht zu einer höheren Arbeitskapazität des Wassers, da das Sorptionsmittel schnell mit dem reichlich vorhandenen Wasserdampf gesättigt ist. Eine höhere CO₂-Arbeitskapazität führt sogleich zu einer Erhöhung der CO₂-Selektivität des Prozesses [102].

Zusätzlich muss der Einfluss der Witterungsverhältnisse auf das Verfahren berücksichtigt werden. In den zahlreichen erwähnten techno-ökonomischen Studien wird zumeist von standardisierten Bedingungen (Temperatur: 20-25 °C, rel. Luftfeuchtigkeit: 50 %) ausgegangen. Der DAC-Prozess ist jedoch im Laufe des Jahres abhängig vom Standort und ist während des ständigen Betriebes zahlreichen unterschiedlichen klimatischen Bedingungen ausgesetzt. Die tatsächlichen Umgebungsbedingungen unterscheiden sich somit signifikant. Wichtige Faktoren für die Produktivität und den Energiebedarf der Anlage, wie die Adsorptionskapazität und die Reaktionskinetik, stehen in einem nichtlinearen Verhältnis zur Temperatur und/oder zur relativen Luftfeuchtigkeit [102].

Die niedrigste Adsorptionsrate tritt bei niedrigen Temperaturen auf, wobei die Adsorptionskapazität am höchsten ist. Die Adsorption wird somit zwar durch niedrige Temperaturen begünstigt, dennoch durch die Reaktionskinetik begrenzt [102]. Die relative Luftfeuchtigkeit beeinflusst stark die CO₂- und H₂O-Kapazität während der Adsorption bei gleichbleibender Temperatur. Der Einfluss ist bei der H₂O-Adsorption größer als bei der CO₂-Adsorption. Es wird eine fördernde Wirkung der relativen Luftfeuchtigkeit auf die Adsorption- und Desorptionkapazitäten von Wasser und CO₂ registriert. Ein Betrieb bei hoher relativer Luftfeuchtigkeit fördert zwar die CO₂-Adsorption, kann aber auch aufgrund der höheren Co-Adsorption von H₂O zu einem größeren Gesamtwärmebedarf führen. Daher ist es günstiger, das DAC-System bei geringerer relativer Luftfeuchtigkeit zu betreiben, außer Wasser ist ausdrücklich als Nebenprodukt erwünscht [133]. Bei niedrigen Temperaturen ist der Einfluss der relativen Luftfeuchtigkeit geringer. Mit steigenden Temperaturen nimmt zwar die Reaktionskinetik zu, aber wie bereits erläutert, die Adsorptionskapazität ab. Bei hoher Luftfeuchtigkeit ist diese Einschränkung weniger ausgeprägt, da sich die CO₂-Gleichgewichtskapazität erhöht. Die Adsorption wird besonders bei hohen Temperatur und niedriger Luftfeuchtigkeit begrenzt [102].

Die klimatischen Bedingungen haben damit Einfluss auf die Adsorptionsrate und somit auch auf die Produktivität und Energiebedarf der Anlage. In zahlreichen techno-ökonomischen Studien wird diese Tatsache kaum berücksichtigt, womit es höchstwahrscheinlich zu einer Überschätzung der Produktivität der Referenzanlagen und zu Unterschätzung der Energiekosten kommt. Die optimalen Betriebsbedingungen sind somit sehr abhängig von den tagesaktuellen Gegebenheiten, was zu einer dynamischen Steuerung der Betriebsparameter der Anlage führt. Die wirtschaftliche Rentabilität kann je nach Standort stark variieren [102].

Die Systemauslegung des Temperatur-Vakuum-Swing-Adsorptionszyklus ist daher sehr komplex. Der spezifische Energiebedarf, die Arbeitskapazität und Regenerierbarkeit des Adsorptionsmittels sind die wichtigsten Faktoren für das NT-DAC-Verfahrens. Im Folgenden Abschnitt wird dem Adsorptionsmittel besondere Bedeutung beigemessen.

5.2.2 Adsorptionsmittel

Das Adsorptionsmittel ist der Hauptfaktor, der bestimmt, ob der Abscheidungsprozess effizient und energiesparend ist. In Anbetracht der geringen CO_2 -Konzentration in der Umgebungsluft ist die Auswahl eines geeigneten Adsorptionsmittels von entscheidender Bedeutung [102]. Die Betriebsbedingungen des NT-DAC-Prozesses werden hauptsächlich durch das verwendete Adsorptionsmittel bestimmt. Feste Sorptionsmittel verfügen über eine große Auswahl an Materialien, die sich leicht synthetisieren lassen, die aber oft keine nennenswerte CO_2 -Adsorptionskapazität aufweisen [71].

Wie bereits erwähnt wird die Adsorption (Kapitel 5.2.1) in 2 Kategorien eingeteilt, die Physisorption und Chemisorption. Zu den potenziellen Physisorbentien gehören Zeolithe, Aktivkohle, metallorganische Gerüste und andere neuartige Materialien, wie z. B. Bornitrid-Nanoblätter und -Nanoröhren. Bei den Chemisorbentien handelt es sich zumeist, um feste Träger, wie z.B. Aluminiumoxid, Cellulose, auf denen Amine oder Alkalicarbonate gebunden werden [33, 71].

Die Physisorbentien weisen im Allgemeinen eine geringere Adsorptionskapazität bei niedrigem CO_2 -Partialdruck. Diese Problematik zeigen Chemisorbentien hingegen nicht und können auch CO_2 -Moleküle mit einer hohen Adsorptionskapazität bei sehr geringen Partialdruck adsorbieren. Dies ist jedoch auch mit einem höheren Energiebedarf gekennzeichnet, da die chemischen Bindungen zwischen dem Adsorbat und Adsorptionsmittel aufgebrochen werden müssen [32]. Des Weiteren sind diese von einer CO_2 -Selektivität, Widerstandsfähigkeit gegenüber Feuchtigkeit (positiv für die CO_2 -Abscheidung) und einer Regeneration unter milden Bedingungen gekennzeichnet [71].

Eine Übersicht möglicher Adsorptionsmittel für den NT-DAC-Verfahren würde aufgrund der starken Abhängigkeit der zyklischen Bedingungen den Rahmen dieser Arbeit überreffen. In der Literatur sind zahlreiche umfangreiche vergleichende Arbeiten bereits vorhanden, wie u.a. Sanz-Perez, E., et al. (2016), Leonzio, G., et al. (2022) oder Ozkan, M., et al.(2022) [71, 93, 101].

Bei den ausgereiftesten CO_2 -Abscheidungsverfahren werden hauptsächlich Sorbentien auf Basis von Aminen verwendet. Die Aminwäsche ist die am weiteste entwickelte Technologie zur Abtrennung von Kohlenstoffdioxid aus Erdgas und Rauchgas [93]. Aminlösungen haben den Vorteil einer hohen Reaktionsgeschwindigkeit und einer angemessenen Absorptionskapazität, doch schränken eine hohe Regeneration, Korrosion, geringe Stabilität und

Langlebigkeit die ausgezeichnete Leistung ein. Um diese Nachteile zu bekämpfen, wurde ein alternativer Ansatz zur CO₂-Bindung in festen Sorptionsmittel entwickelt [72, 93]. Feste Amine weisen eine geringe Diffusionsrate im Vergleich zu ihren flüssigen Verwandten auf und führen damit auch zu schlechteren Betriebsbedingungen (geringere Adsorptionskapazität, längere Zyklusdauer, etc.) für den DAC-Prozess. Diese Tatsache kann durch eine geeignete Systemauslegung umgangen werden, um das Potenzial des Materials zu maximieren. Die niedrige Diffusionsrate kann überwunden werden, in dem die für die Diffusion erforderliche Strecke minimiert wird. Hierzu werden die festen Amine in einen hochporösen Schaum, eine Beschichtung oder ein Pulver umgewandelt, um die Adsorptionsoberfläche und -kinetik zu maximieren. Die Wechselwirkungen mit dem CO₂-Molekülen werden somit vermehrt und sie sind selektiver für das CO₂, womit sogleich die Adsorptionskapazität erhöht wird [71, 80]. Der feste Zustand der Amine verbessert außerdem auch die langfristige zyklische Stabilität, da das Entweichen als Dampfkomponente minimiert wird. Die Anwendung von Vakuum und Dampf zur Regeneration wird dadurch auch ermöglicht [93].

Durch die Feuchtigkeitsresistenz der Amine ist im Vergleich zu Physisorbentien unter feuchten Bedingungen eine Erhöhung der CO₂-Adsorptionskapazität erreichbar [133].

Die Adsorption von Kohlenstoffdioxid mit primären oder sekundären Aminen auf festen Sorptionsmittel beruht auf 2 Grundmechanismen. Unter trockenen Bedingungen werden ausschließlich Ammoniumcarbamate (RNHCO₂⁻) gebildet [101, 134]:



Unter feuchten Bedingungen bilden sich außerdem Bicarbonate (HCO₃⁻):



Das R symbolisiert das Trägermaterial, auf dem die Aminogruppen gebunden sind [101]. Für die Carbamatbildung sind zwei Aminogruppen erforderlich, um ein CO₂-Molekül zu binden. Die maximale Amineffizienz, definiert als Mol CO₂ pro Mol Aminogruppe, beträgt somit 0,5. Für die Bildung von Bicarbonat beträgt analog der maximale Aminwirkungsgrad 1 [134]. Tertiäre Amine reagieren mit CO₂ nur in Anwesenheit von Wasser oder andere protische Spezies, wie z.B. Alkohole und werden daher weniger betrachtet [101]. Das aminfunktionalisierte Adsorptionsmittel weist eine möglichst hohe und gleichmäßige Aminfunktionalität auf, da die Amine auf der Oberfläche die Wechselwirkungen mit den CO₂-Molekülen erleichtern und die Selektivität erhöhen. Im Bestenfall besitzt das Adsorptionsmittel eine hierarchische Porengrößenverteilung, um die Oberfläche zu maximieren und den Transport zu erleichtern [80, 134]. Das feste Sorptionsmittel weist eine Kombination von Mikro- (Durchmesser: <2 nm), Mesoporen (Durchmesser: 2-50 nm) und

Makroporen (Durchmesser: >50 nm) auf [6]. Die kleineren Poren ermöglichen eine große Oberfläche des Adsorptionsmittels, während die größeren Poren den Durchgang des Materials bestimmen. Die Oberfläche legt die Anzahl der Wechselwirkungen des Materials mit den CO_2 -Molekülen fest. Bei größerer Oberfläche steigt sogleich die Kontaktfläche mit dem Luftstrom und somit die Adsorptionskapazität. Auf der anderen Seite haben die größeren Partikel Einfluss auf den Transport durch den Kontaktor. Diese können den Druckabfall über das Sorptionsbett verringern, wodurch der Energiebedarf der Ventilatoren während der Adsorption innerhalb tolerierbarer Grenzen bleibt. Es muss also ein Gleichgewicht dieser Komponenten gefunden werden [80, 134].

Das Adsorptionsmittel muss unter atmosphärischen Bedingungen stabil sein, was den Kontakt mit Sauerstoff und Wasserdampf sowie Schwankungen der Umgebungstemperatur einschließt [80].

Die Unternehmen Climeworks verwendet in einer Anlage in der Schweiz ein aminfunktionalisiertes Zellulose-Chemisorbent (APDES-NFC-FD-(3-Aminopropylmethyldiethoxysilan (APDES) auf nanofibrillierter Cellulose (NFC))) Climeworks zieht aber auch weitere Adsorptionsmittel in Betracht [71]. Die Wahl des Adsorptionsmittels ist Hauptbestandteil ihrer Forschungs- und Entwicklungsbemühungen [33]. Global Thermostat gibt lediglich an, ein aminbasiertes Adsorptionsmittel in ihren Anlagen einzusetzen [7].

Das Adsorptionsmittel baut sich nach einer bestimmten Anzahl an Zyklen ab. Der Abbau findet hauptsächlich bei der Wärmezufuhr während der Desorption statt. Mögliche Nebenprodukte der Zersetzung, wie Ammoniak, verbleiben aufgrund der Isolierung des Systems in der Einheit und werden nicht an die Umgebung abgegeben [33]. Bei geträgerten Aminsorbentien wurde eine Harnstoffbildung beobachtet, die die verfügbaren Adsorptionsstellen erheblich verringert [8]. Ein hoher Verschmutzungsgrad kann den Sorptionsfilter verstopfen, so dass eine häufigere Wartung erforderlich ist, was die Betriebskosten erhöht [57]. Bei Erreichen einer Mindestschwelle für die effektive CO_2 -Abscheidung muss das Adsorptionsmittel ausgetauscht werden. Heutige Adsorptionsmittel weisen eine Lebensdauer von etwa 3 Monaten bis zu 5 Jahren auf [84]. Die Verlängerung der Lebensdauer ist einer der Schwerpunkte der Forschung, da sich neben den damit verbundenen Kosten auch die Umweltauswirkungen bei der häufigen Herstellung und Entsorgung des Sorptionsmittels verringern würden [80].

Neben der Lebenszeit des Adsorptionsmittels muss auch beachtet werden, dass die Sorbentien in großen Mengen hergestellt werden müssen. Beispielweise werden zwar Aktivkohle und synthetische Zeolithe im industriellen Maßstab produziert, womit ein Scale-up technisch und wirtschaftlich machbar sein sollte. Nichtsdestotrotz spiegelt es aber auch nicht den Fokus auf aminfunktionalisierte Adsorptionsmittel wieder. Die Schaffung bzw. Ausweitung von Sorptionsmittelproduktionskapazitäten muss somit auch berücksichtigt werden und eingeplant werden [33, 80].

Das Adsorptionsmittel muss zahlreiche verschiedene Aspekte, wie in den zurückliegenden Abschnitten ausführlich erläutert, vereinen. Ein optimales Adsorptionsmittel wäre gekennzeichnet von einer hohen Adsorptionskapazität bei niedrigem CO₂-Partialdruck, hoher CO₂-Selektivität, leichte Regenerierbarkeit, geringem Energiebedarf bei der Desorption, schneller Kinetik, hoher Beständigkeit (mechanisch, chemisch und thermisch), langer Lebensdauer, hoher Verfügbarkeit, Wärmeübertragung geringer Druckabfall, geringer Toxizität und niedrigen Kosten [32, 80].

Zahlreiche Adsorptionsmittel zeigen zwar interessante Ergebnisse für die direkte Luftabscheidung aus der Umgebungsluft mittels des Niedertemperaturverfahrens, dennoch gibt es zahlreiche Vor- und Nachteile der bisher untersuchten Adsorbentien [93]. Nach aktuellem Kenntnisstand sollen derzeitig „mehr als zwei und weniger als sechs“ [108] Adsorptionsmittel in der Lage sein, die Anforderungen für einen großtechnischen Einsatz von NT-DAC-Verfahren zu erfüllen. Für die industrielle Umsetzung des Verfahrens bedarf es weiterer Forschung und Entwicklung, um möglichst viele der erläuterten Aspekte zu vereinen bzw. abzuwägen. Der Forschungsfokus liegt darauf, diese Parameter mit Sorbentien zu optimieren, die keine übermäßig teuren Ausgangsstoffe benötigen oder bei der Synthese einen hohen Energiebedarf aufweisen [80].

Die Ergebnisse der Analyse des Adsorptionsmittels auf Basis von Amininen und seinen zahlreichen abzuwägenden Parametern werden in dem folgenden Steckbrief zusammengestellt.

Sorptionsfilter (Adsorptionsmittel)

Funktion: Bindung CO₂ aus der Luft, Freisetzung des abgeschiedenen CO₂

Inspiration: Neuentwicklung

Zielgröße: Hohe Abscheidungseffizienz bei geringen Kosten und niedrigen Energiebedarf

Design Trade-off:

- Individuelle Anpassung an jeweilige Standort-, Umgebungsbedingungen
- Wahl Adsorptionsmittel ↔ Spezifische Systemauslegung
- Anpassung an geringen CO₂-Gehalt in der Luft
- Lebensdauer Adsorptionsmittel ↔ Wartungskosten, Umweltauswirkungen
- CO₂-Aufnahmekapazität ↔ Selektivität ↔ Widerstandsfähigkeit gegenüber Feuchtigkeit
- Adsorptionskapazität ↔ therm. Energiebedarf
- Co-Adsorption von Wasser ↔ therm. Energiebedarf
- Betriebstemperatur ↔ Desorptionskapazität, therm. Beständigkeit
- Hierarchische Porengrößenverteilung (Oberfläche (Kontaktfläche) ↔ Transportfähigkeit (Druckabfall))

Wichtige Parameter: Partialdruck Umgebungsluft, Betriebstemperatur, -druck, Luftfeuchtigkeit, Luftschadstoffe, Arbeitskapazität, Porengröße, Bettporosität, Wiederverwendbarkeit, Stabilität (mechanisch, chemisch, thermisch), Reaktionskinetik, Wasseradsorptionskapazität, -desorptionskapazität, Wärmeübertragung, Druckabfall, CO₂-Arbeitskapazität, CO₂-Selektivität, therm. Energiebedarf, gleichmäßige Verteilung der Oberflächenfunktionalisierung, leichte Regeneration, langfristige zyklische Stabilität, Zyklusabbau, geringe Toxizität, Kosten für Anschaffung, hohe Verfügbarkeit

Design-Entscheidungen: Wahl des Adsorptionsmittel (aktuell: Aminbasis), Optimierung u. Abwägung der zahlreichen Betriebsparameter unter Berücksichtigung des gewählten Adsorptionsmittels, Suche nach optimalen Adsorptionsmittel → starkes Kostenreduzierungspotential

Risiken: Verschmutzungen (Verstopfungsgefahr), mögliche Nebenprodukte (z.B. Ammoniak) bei Zersetzung, Harnstoffbildung

Komplexität: ★★★★★

5.2.3 Luftkontaktor

Das TVSA-Verfahren ist ein vielversprechender Ansatz für die Desorption von konzentriertem CO₂. Die praktische Umsetzung ist jedoch mit einer Reihe von Herausforderungen verbunden. Das Niedertemperaturverfahren benötigt eine Optimierung und Abwägung der zahlreichen genannten Parameter unter Berücksichtigung des gewählten Adsorptionsmittels. Es ist ein Kompromiss zwischen Produktivität und Energieverbrauch erforderlich, der dann im Hinblick auf die Gesamtkosten der Abscheidung optimiert werden muss.

Beim Ansatz auf Basis eines festen Sorptionsmittels sind die grundsätzlichen Verfahrensschritte (CO₂-Abscheidung und Regeneration) dieselben, aber im Gegensatz zu dem flüssigen Absorptionsmittel wird das Adsorptionsmittel nicht gepumpt, sondern verbleibt stationär in der Einheit und muss jeden dieser Schritte durchlaufen. Das Adsorptionsmittel befindet sich im Sorptionsfilter direkt im Kontaktor, durch das die CO₂-reiche

Umgebungsluft geleitet wird. Zudem kann die Co-Adsorption von H_2O , insbesondere bei hoher relativer Luftfeuchtigkeit, ein Problem darstellen [93].

Konstruktionstechnisch stellt die Isolierung während der Desorptionsphase, die geöffnet und geschlossen werden muss und die Wärmeübertragung unter Vakuumbedingungen die größten Herausforderungen der Kontaktoreinheit dar. Um eine schnelle Wärmeübertragung zu ermöglichen, müssen effiziente Wärmeaustauschstrukturen eingesetzt werden. Hierbei liegt der Fokus darauf die Masse des Kontaktors zu minimieren und die Masse des Sorptionsmittels zu maximieren. Damit sollen die Verluste an sensibler Wärmeenergie reduziert werden. Des Weiteren wird versucht, den Druckabfall über dem Adsorptionsmittel zu minimieren [84]. Diese Faktoren bieten für die CO_2 -Desorption vorteilhafte Antriebskräfte.

Analog zum HT-DAC-Verfahren ist die Abscheiderate eine Funktion der Kontaktortiefe und der Luftgeschwindigkeit, die für die Kosten optimiert werden müssen. Eine Erhöhung der Luftgeschwindigkeit mittels Ventilator führt zu einer schnelleren Adsorptionsrate, da die durchschnittliche CO_2 -Konzentration im gesamten Bett steigt. Die Produktivität der Anlage steigt ebenfalls. Mit zunehmender Gasgeschwindigkeit wird jedoch der interne Stoffaustausch und die Reaktionskinetik relevanter. Der Druckabfall steigt und der Vorteil flacht ab. Die längere Adsorption führt außerdem zu einem zusätzlichen Energieaufwand für die Verdichtung. Bei sehr hoher Arbeitskapazität und hoher Gasgeschwindigkeit steigen die Gesamtenergiekosten wieder an, da die Verdichtung energieintensiver als der Ventilator ist [102].

Die erhöhte Arbeitskapazität kann aber auch wiederum vorteilhaft sein, da bei einer höheren Arbeitskapazität eine geringere Menge an Adsorptionsmittel für die gleiche CO_2 -Adsorptionskapazität benötigt wird. Der geringere Bedarf an Sorptionsmittel führt zu einer geringen Kontaktortiefe, der Druckverlust im Filter sinkt folglich und die Investitionskosten des Kontaktors reduzieren sich. Der Druckabfall kann sogar in Abhängigkeit der Tiefe vernachlässigbar werden [38].

Für die Konstruktion des Luftkontaktors sind zahlreiche verschiedene Geometrien möglich. Während das Unternehmen Climeworks luftfilterähnliche Strukturen einsetzt, verwendet Global Thermostat hingegen wabenförmige Monolithe [98]. Beispielweise wird der Luftkontaktors von Climeworks vorgestellt. Dieser ähnelt eher einem Belüftungssystem als einer herkömmlichen Absorberkolonne. Der Kontaktors besteht aus einer Reihe von Platten, die das Adsorptionsmittel enthalten [98]. Der schematische Aufbau, der in einer Studie von Wurzbacher, J. (2016) [132] vorgestellt wurde, ist in der Abbildung 19 dargestellt.

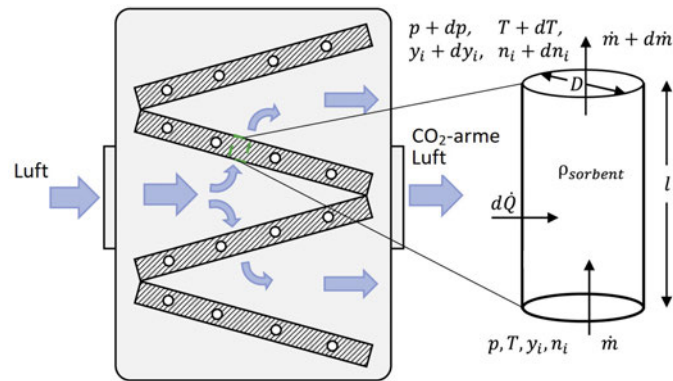


Abbildung 19: Schematischer Aufbau des Luftkontaktors, in Anlehnung an Sabatino, F., et. al. [98]

Eine einzelne Kontaktoreinheit kann etwa $50 \text{ t}_{\text{CO}_2}$ im Jahr abscheiden [71, 80]. Die Kontaktoreinheit hat eine Grundfläche von 20 m^2 und eine Höhe von $3,2 \text{ m}$. Die Zyklusdauer kann bis zu $4\text{-}6 \text{ h}$ betragen. Das Adsorptionsmittel ist in mindestens 2 übereinander gestapelten Schichten angeordnet [71]. Jede Schicht kann als ein sehr kurzes, gepacktes Bett angesehen werden [71, 80]. Diese Konstruktion ermöglicht eine durchschnittliche Abscheiderate von 90% [71]. Zukünftig soll dieser Wert auf 96% gesteigert werden können [33]. Der Vorteil der Modularität des Verfahrens im Gegensatz zum HT-DAC-Verfahren ist, dass ein Einsatz auch in kleinem Maßstab möglich ist. Die Einheit kann in Massenproduktion hergestellt werden und ist sehr gut skalierbar [57, 108].

Beim NT-DAC-Verfahren bestehen ähnliche Einschränkungen hinsichtlich der Kontaktorabstände wie beim HT-DAC-Verfahren. Die modularen Kontaktoreinheiten können in Reihen angeordnet und übereinander gestapelt werden. In Abhängigkeit der Größe der Anlage und des Standortes müssen die Veränderungen der Umgebungsbedingungen beachtet werden und bei der Konzeption der Anlage berücksichtigt werden [71, 84].

Abschließend werden die Ergebnisse der technischen Analyse des Luftkontaktors in dem folgenden Steckbrief dargestellt.

Luftkontaktaktor

Funktion: Kontaktherstellung CO₂ aus der Luft mit dem Adsorptionsmittel, Freisetzung des abgeschiedenen CO₂

Inspiration: Neuartiges Verfahren, Gaskontaktoren (keine direkte Analogien)

Zielgröße: Hohe Abscheideeffizienz bei geringem Energiebedarf und Abscheidekosten

Design Trade-off:

- Arbeitskapazität des Adsorptionsmittels ↔ Abscheideeffizienz (Produktivität) ↔ Energiebedarf
- Art Verschiebung des thermo. Gleichgewichtes (Prinzip von Le Chatelier) ↔ Energiebedarf/ Kapitalkosten
- Betriebstemperatur ↔ Adsorptionsrate ↔ Energiebedarf ↔ therm. Beständigkeit Adsorptionsmittel
- Betriebsdruck (Isolierung) ↔ Kapital-/ Energiekosten
- Kontaktortiefe (Kapitalkosten) u. Luftgeschwindigkeit (Betriebskosten) ↔ Abscheiderate
- Kontaktortiefe u. Druckabfall ↔ Menge an Adsorptionsmittel
- Luftgeschwindigkeit u. Druckabfall ↔ Energiebedarf für Ventilator
- Co-Wasseradsorption ↔ CO₂-Adsorptionskapazität, Energiebedarf u. korrosive Wirkung
- Energiequelle ↔ Betriebskosten, CO₂-Emissionen
- Starke Anpassung an jeweilige Umgebungsbedingungen → dyn. Steuerung notwendig

Wichtige Parameter: Partialdruck Umgebungsluft, Abscheideeffizienz, Wahl des Adsorptionsmittels, Betriebstemperatur, -druck, Luftfeuchtigkeit, Wassergehalt, Arbeitskapazität, Produktivität, Adsorptions-/ Desorptionsrate, Zyklusdauer (Adsorptions-/ Desorptionszeit), Luftgeschwindigkeit, Kontaktorfläche, Druckverlust in Strömungskanälen, Wärmeübertragung (Erhöhung/ Senkung der Kontaktortemperatur), Ventilator- u. Vakuumpumpenergie, Reinheit des erzeugten CO₂

Design-Entscheidungen: Wahl des Adsorptionsmittels, TVSA-Zyklus (Temperaturerhöhung im Desorptionsschritt → Ermöglichung eines schwächeren Vakuumdrucks (25-250 mbar) → Verwendung handelsüblicher Vakuumpumpen), Strömungsgeometrie, Konstruktion (Material, Größe), effiziente Wärmeaustauschstrukturen, Energiebedarf (Ventilator + Pumpe), Maximierung Wechselwirkungen CO₂ und Adsorptionsmittel, stationärer Verbleib des Adsorptionsmittels

Risiken: Verschmutzungen durch atmos. Verunreinigungen

Komplexität: ★★☆☆☆

5.2.4 Weitere Systemeinheiten

Für den Betrieb des Niedertemperaturverfahrens werden neben der ausführlich beschriebenen Haupteinheit, dem Luftkontaktaktor inkl. Sorptionsfilter, weitere Einheiten benötigt. Neben der bereits erwähnten Energiequelle für den Energiebedarf und der Vakuumpumpe für die Isolierung des Systems werden Wärmetauscher, eine Wasserabscheidungseinheit (Kondensator) und ein Kompressor in die Anlage integriert. Im Gegensatz zum HT-DAC-Verfahren stehen leider keine detaillierten Informationen für den Gesamtprozess der Anlage zur Verfügung. Aus diesem Grund wird auf eine Einzelbetrachtung verzichtet.

Das abgezogene CO₂/H₂O-Gasgemisch während der Desorption muss anschließend gekühlt und vom Wasser getrennt werden. Das entstandene Wasser wird vom CO₂ abgetrennt, indem der Gasstrom gekühlt wird, um eine Wasserkondensation zu bewirken. Die größte Kühlleistung wird durch Luftkühler erbracht, die ausreichen, um den größten Teil des Wassers zu entfernen und das CO₂ auf Umgebungstemperatur zu bringen. Der Vor-

teil dieser Konstruktion ist, dass ein Teil der Wärme zurückgewonnen und in den Prozess integriert werden kann. Der Stoffgemisch wird anschließend in einer Wasserabscheidungseinheit endgültig getrennt und es entsteht ein CO₂-Strom mit einer Reinheit von bis zu 99 % v/v und das Wasser kann als Nebenprodukt verwendet werden. Der hochreine CO₂-Strom muss anschließend je nach Bedarf komprimiert werden [33, 80].

Die Schritte nach dem Verlassen des CO₂/H₂O-Gasgemisch aus dem Luftkontaktors sind somit vergleichbar mit dem HT-DAC-Verfahren. Die weiteren Systemeinheiten dieses Verfahrens wurden bereits im Kapitel 5.1.5 - Kondensator und Kompressor ausführlich erläutert.

6 Ökonomische Analyse

Aufbauend auf den detaillierten technischen Analysen wird in diesem Kapitel ein vereinfachtes Modell entwickelt mit Hilfe dessen, eine ökonomische Bewertung der zwei ausgewählten Verfahren möglich ist. Anschließend werden die Ergebnisse der Analyse vorgestellt und validiert. Auf dieser Basis werden Sensitivitätsanalysen durchgeführt und versucht Prognosen über zukünftige Kostenentwicklungen abzuleiten.

6.1 Kostenmodell

Die Kosten einer DAC-Anlage zur Abscheidung des Kohlenstoffdioxids unterteilen sich in Kapital- (CAPEX) und Betriebsausgaben (OPEX). Mögliche End of Life-Kosten werden in dieser Arbeit vernachlässigt, da die Technologien noch nicht etabliert sind. Die CAPEX umfassen sämtliche Kosten für den Erwerb von Anlagenkomponenten, Grundstücke, die Planung und Konstruktion, die Genehmigung und Bau der Anlage. Bei der Bewertung chemischer Verfahren werden die Kapitalkosten häufig in Kosten innerhalb der Anlagengrenze (ISBL - Inside Battery Limits) und außerhalb der Anlagengrenze (OSBL - Outside Battery Limits) unterteilt. Damit sind die Kosten für die Anlage selbst (ISBL) gemeint und die Kosten, die für Änderungen und Verbesserungen an der Infrastruktur des jeweiligen Standortes (OSBL) vorgenommen werden müssen, wie beispielsweise der Aufbau einer Energie- und Wasserinfrastruktur für den Betrieb der Anlage [117]. Zusätzlich müssen Prozess- und Projektunsicherheiten in den Kosten berücksichtigt werden. Beispielsweise sind alle Kostenkalkulationen mit Unsicherheiten behaftet und die endgültigen Kosten vieler Posten sind erst nach der erfolgreichen Installation einer Anlage bekannt [96, 117].

Die OPEX können in variable und fixe Kosten unterschieden werden. Zu den variablen OPEX zählen die Energiekosten (Strom, Wärme), der Wasserbedarf und die Kosten für weitere Verbrauchsgüter, wie die Sorptionsmittel, etc., da sie mit der Ausbringungsmenge variieren. Die fixen Betriebskosten umfassen u.a. die Personal-, Wartungs- und Reparaturkosten sowie die Versicherungen der Anlage. Diese fallen jährlich zu einem festen Satz an und skalieren nicht mit der Ausbringungsmenge [117].

Die Grundlage der Kostenanalyse sind Anlagen- und Prozessfließbilder mit festgelegter Systemgrenze des jeweiligen untersuchten Verfahrens, in denen die wichtigsten Anlagenkomponenten zusammen mit den Massen- und Energieströmen festgelegt werden. Auf Basis des Verfahrensfließbildes können die erforderlichen Energie- und Massenströme der Anlage berechnet und zur Dimensionierung aller wichtigen Anlagenkomponenten verwen-

det werden. Die Modellierung der Prozessenergien und Massenbilanzen kann in sehr unterschiedlichen Detaillierungsgrad in Abhängigkeit der Verfügbarkeit der Prozessdaten erfolgen. Auf Basis dieser Komponentenauslegung können anschließend die Kapital- und Betriebskosten abgeschätzt werden [96].

Die Basis der Kostenschätzung der Kapitalkosten ist eine Ausrüstungsliste mit der eine bestimmte Betriebsleistung der Anlage während ihrer Lebensdauer erreicht werden kann. Weitere Kapitalkostenelemente werden zumeist auf Basis dieses Betrages als Prozentsatz berechnet. Die Genauigkeit der Kostenschätzungen für die Ausrüstungen der Anlagen können sich je nach technologischem Reifegrad (siehe Kapitel - 2.3 - Entwicklungsstand) unterscheiden. Bei kommerziellen Technologien basieren die Kosten zumeist auf Angebote möglicher Lieferanten und/oder kürzlich veröffentlichten Kosten für wichtige Komponenten. Falls detaillierte Angaben nicht ohne weiteres zur Verfügung stehen, können die Kosten für die Ausrüstung auch anhand von technischen Fachbüchern, Modellierungsprogramme oder anderen Methoden geschätzt werden [96].

Der Verbrauch der variablen Betriebskosten ist abhängig von der jeweiligen Leistungskapazität und der Betriebsdauer der Anlage pro Jahr. Auf Basis der modellierten Leistungsbedarfe der einzelne Komponenten können diese als Produkt der benötigten Menge und den (Energie-)Preis berechnet werden. Die fixen Betriebskosten sind grundsätzlich unabhängig von der Auslastung der Anlage und können, falls nicht genauer bekannt ebenfalls als prozentuale Anteile der Kapitalkosten abgeschätzt werden. Die Annahmen werden aufgrund mangelnder Informationen aus großen bestehenden CO₂-Abscheidungsanlagen von Punktquellen in der Regel auf der Grundlage der in der Chemie- und Prozessindustrie realisierten Kosten bewertet [117].

Die Ergebnisse der systematischen Literaturrecherche im Kapitel - 3.1 Überblick über techno-ökonomische Analysen zeigen stark unterschiedliche Kostenprognosen der analysierten Hoch- und Niedertemperaturverfahren. Die Arbeiten zeigen eine schwere Vergleichbarkeit der Kostenschätzungen aufgrund der unterschiedlichen angenommen Referenzfälle (Fallparameter, Systemgrenzen, etc.). Je nach Falldefinition, welche Teile der Verfahren in die Analyse einbezogen werden, treten starke Unterschiede auf. Zudem werden zahlreiche essentielle Prozessannahmen der Bewertungen nicht zur Verfügung gestellt. Der prognostizierte Abscheidungspreis ist stark von den jeweiligen technischen Spezifikationen, Systemgrenzen und Standorten abhängig [137]. Für eine Vergleichbarkeit ist die einheitliche Definition eines Referenzfalls unabdingbar.

Auf Basis der bisherigen Untersuchungsergebnisse dieser Arbeit und um eine Vergleichbarkeit der beiden Verfahren zu gewährleisten wird ein Referenzfall definiert. Im weiteren Verlauf der Arbeit durchgeführten Kostenanalysen basieren, falls nicht anders dargestellt auf den folgenden Annahmen:

- **Jährliche Abscheidungsmenge:** 1.000.000 t_{CO₂}/a

- **CO₂-Konzentration in der Luft:** 400 ppmv CO₂
- **Kostenbetrachtung:** April 2022
- **Reinheit des erzeugten CO₂:** $\leq 97\%$
- **Systemgrenze:** Direkte Luftabscheidung, Erzeugung von hochreinem CO₂ (Wasserabscheider), CO₂-Kompression (150 bar für Weitertransport in Pipelines)
- Nur CO₂ und H₂O interagieren mit dem Sorptionsmittel, atmosphärische Verunreinigungen werden nicht berücksichtigt
- Keine Abschreibungen und Steuern für eine standortunabhängige Betrachtung

Für die Bewertung der Wettbewerbsfähigkeit der neuartigen Technologien werden die Kosten einer Anlage im kommerziellen Maßstab bewertet [96]. Der festgestellte Entwicklungsstand der Verfahren zeigt, dass die großangelegte Umsetzung im Gange ist bzw. unmittelbar bevorsteht.

Als Informationsquelle der Referenzanlage des jeweiligen Verfahrens dienen Daten bestehender Anlagen aus der Literatur. Bei weiterem Bedarf werden Literaturangaben aus verschiedensten Literaturquellen zu Hilfe gezogen. Aufbauend auf diesen Angaben erfolgt die vereinfachte Prozessmodellierung für die Kostenbewertung der Anlagen. Die Massen- und Energiebedarfe werden anhand von Massen- sowie Energieströmen der einzelnen Verfahrenseinheiten unter Einbeziehung typischer Wirkungsgrade und anderer Leistungsfaktoren bestimmt.

Die durchgeführte ökonomische Analyse führt somit die bisherigen gesammelten Erkenntnisse aus den vorherigen Arbeiten, Angaben von Hersteller und technischen Analyse zusammen, um auf Basis des aktuellen Stands der Technik die Verfahren vergleichen zu können. Zudem wird die transparente Nachvollziehbarkeit verschiedener relevanter Kostenparameter generiert und deren Einfluss bewertet, um zukünftige Kostenreduktionspotentiale der analysierten möglichen Prozessverbesserungen aufzeigen zu können.

Die berechneten Abscheidungskosten geben an, wie viel das jeweilige Verfahren pro Tonne abgeschiedenes CO₂ kostet würde. Diese CO₂-Kosten ergeben sich aus dem Vergleich der anfallenden Kosten über die gesamte Lebensdauer der Anlage für die Errichtung und den Betrieb und der Menge des abgeschiedenen CO₂ [65]. Die Berechnung erfolgt anhand der Annuitätenmethode [65, 80]. Die jährlichen Betriebs- und Wartungskosten werden hierbei in der Regel für alle Betriebsjahre als konstant angenommen [96]. Um möglichst zahlreiche verschiedene Energiequellen, vor allem die der Erneuerbaren Energien, in dem Modell bewerten zu können, werden diese über die jeweiligen Strom- und Wärme-gestehungskosten der Erzeugungstechnologie in die Betrachtung integriert und mit den jeweiligen Leistungsbedarfen der Komponenten multipliziert werden.

Die Methodik ist eine Abstraktion von der Realität und hat das Ziel verschiedene DAC-Verfahren zu vergleichen, um die Wirtschaftlichkeit zu bewerten zu können [65]. Für eine detaillierte Berechnung der Wirtschaftlichkeit einer konkreten Anlage muss eine Berechnung unter Berücksichtigung aller Einnahmen und Ausgaben durchgeführt werden

Die verwendete Methodik der Kostenbetrachtung hat sich bereits als wertvolle Vergleichsgröße unterschiedlicher Technologien zur Erzeugung von Strom und Wärme bewährt [65]. Die Abscheidekosten stellen eine mit Unsicherheiten behaftete Kennzahl der Verfahren dar.

Eine Optimierung der zahlreichen relevanten Prozessparameter, die im Rahmen der detaillierten technischen Analysen (siehe Kapitel 5) festgestellt wurden, ist nicht Bestandteil der Ausführungen, da diese eine detaillierte Prozessmodellierung mit Hilfe von Modellierungssoftware und Anlagenprozessdaten bedarf. Durch die weitere Optimierung der zahlreichen Prozessparameter der Verfahren ist eine weitere signifikante Kostenreduzierung zu erwarten. Die detaillierte Kostenmodellierung würde den Umfang dieser Arbeit übersteigen. Die technologische Spezifikation der bewerteten Referenzanlage und die Erstellung des Kostenmodells der jeweiligen Verfahren wird in den folgenden Kapiteln erläutert.

6.1.1 Modell - HT-DAC-Verfahren

Aufbauend auf der technischen Analyse des Hochtemperaturverfahrens in dem Kapitel 5.1, die auf dem Designkonzept von Carbon Engineering beruht, werden die Anschaffungskosten der einzelnen Verfahrenseinheiten bestimmt. Hierzu wird eine vollständige Ausrüstungsliste des vorgestellten DAC-Designs erstellt. Die Gerätekosten umfassen neben den Kosten der Hauptverfahrenseinheiten (Luftkontaktoren, Pelletreaktor, Dampflescher, Kalzinator) auch die Kosten der Luftzerlegungsanlage, Feingutfilter, des Branntkalk-Mischers, des Wasserabscheiders und eines Kompressors für die Verdichtung und den Weitertransport des abgeschiedenen CO₂ [62].

Bei den Hauptverfahrenseinheiten des Hochtemperaturverfahrens handelt es sich um nicht-standardisierte Komponenten, die in enger Zusammenarbeit mit Entwicklungspartnern speziell auf die jeweiligen Anforderungen entwickelt wurden [62]. Aufgrund dieser Tatsache werden zur Berechnung der Anschaffungskosten der Komponenten, die veröffentlichten Anschaffungskosten der einzelnen Komponenten einer HT-DAC-Anlage einer späteren Generation verwendet (NOAK), um die Kosten einer Anlage im kommerziellen Maßstab bewerten zu können. Die Kosten beinhalten die Anschaffungskosten der Geräte, die zusätzlichen Materialkosten (Rohrleitungen, etc.) und die Arbeitskosten zur Installation der einzelnen Komponenten [62]. Die angegebenen Kosten basieren auf Angaben aus dem Jahr 2016 und können unter der Zuhilfenahme eines Kostenindex für Chemieanlagen für den

Betrachtungszeitpunkt (April 2022) aktualisiert werden:

$$\frac{Kosten_{2022}}{Kosten_{2016}} = \frac{CEPCI_{2022}}{CEPCI_{2016}} \quad (1)$$

Der verwendete CEPCI-Index (Chemical Engineering Plant Cost Index) berücksichtigt die Kostenveränderungen für eine Chemieanlage aufgrund von Inflation und Deflation [76]. Auf Basis dieser Kosten werden unter Verwendung von Multiplikationsfaktoren für Chemieanlagen die weiteren Kosten der Anlage berechnet. Die weiteren Kapitalposten umfassen die Kosten für außerhalb der Anlagengrenze (OSBL), Planung und Konstruktion und unvorhergesehene Risiken für den Bau der Anlage [115]. Zusätzlich werden die jährlichen Versicherungs-, Wartungs- und Reparaturkosten anteilig auf die gesamten Kapitalkosten innerhalb und außerhalb der Anlagengrenze bestimmt. Die benötigten Arbeitskosten für den Betrieb der Anlage werden anschließend anteilig der bestimmten Wartungs- und Reparaturkosten bestimmt [84]. Die Annahmen der Multiplikationsfaktoren für die Schätzung der Kapital- und Betriebskosten einer Flüssig-Fest-Chemieanlage werden in der Tabelle 3 aufgeführt.

Tabelle 3: Annahmen für Multiplikationsfaktoren - HT-DAC-Verfahren

Posten	Spezifikation	Referenz
Außerhalb der Anlagengrenze (OSBL)	40 % der Maschinen-/ Gerätekosten	[115]
Konstruktion & Planung	10 % der Gesamtkapitalkosten	[62]
Unvorhergesehenes	20 % der Gesamtkapitalkosten	[62]
Versicherungen	1 % der Gesamtkapitalkosten	[115]
Wartung & Reparatur	3 % der Gesamtkapitalkosten	[84]
Personalkosten	30 % der Wartungs- und Reparaturkosten	[84]

Die Kapitalkosten der Anlage werden zudem durch die Renditeerwartungen der Eigenkapitalgeber und die von den Fremdkapitalgebern geforderten Zinssätze für Fremdkapital festgelegt. Die Renditen und Zinssätze werden durch das technische, betriebliche und finanzielle Risiko der Anlage bestimmt. Je größer das Risiko ist, desto höher fallen die Zinssätze und die Renditen aus. Das Verhältnis von Eigen- und Fremdkapital kann variieren, und ihre Anteile bestimmen einen gewichteten durchschnittlichen Kapitalkostensatz (WACC) für das Projekt [78, 80].

In dieser Arbeit wird ein WACC von 8 % als Kompromisswert angenommen, der sowohl die Neuartigkeit der Technologie als auch eine wohlwollende Politik zur Einführung von

nachhaltigen Technologien berücksichtigt. Für die HT-DAC-Anlage wird eine wirtschaftliche Lebensdauer von 25 Jahren erwartet [62]. Mit Hilfe dieser Parameter lässt sich der Annuitätenfaktor berechnen und damit können die Kapitalkosten auf gleichbleibende jährliche Kapitalkosten aufgeteilt werden [80].

Darüber hinaus dient die Prozessmodellierung der Arbeit von Keith, D., et. al. (2018) aufgrund der festgestellten Komplexität des Verfahrens als Grundlage für die Bilanzierung der Energie- und Massenströme der Verfahrenseinheiten, um die Energiebedarfe des Verfahrens zu ermitteln. Dies ist erforderlich, da vor allem der nachgelagerte Regenerationskreislauf mit seinen zahlreichen Wechselbeziehungen, äußerst komplex ist und eine detaillierte Prozessmodellierung für die jeweilige gewählte Anlagenkapazität erfordert. Im Rahmen der verwendeten Arbeit werden die Prozessdaten so detailliert vorgestellt, dass eine Bewertung auch durch Dritte ermöglicht wird. Zudem basieren die Prozessparameter auf eine Kombination von Daten aus einer Pilotanlage und Angaben möglicher Hersteller der Komponenten [62]. Die Verwendung der veröffentlichten Betriebsparameter erlaubt somit eine möglichst detaillierte Abbildung und Kostenbewertung des aktuellen Entwicklungsstandes des Verfahrens.

Die berücksichtigten elektrischen Energien des Verfahrens sind die Leistungsbedarfe für den Betrieb des Luftkontaktors (Ventilator, Flüssigkeitspumpen), des Pelletreaktors, des Dampföschers, des Kalzinators, der Luftzerlegungsanlage, des Pelletwäschers, des Branntkalk-Mischtanks, des zusätzlichen Equipments und der CO₂-Kompression [62]. Der Energiebedarf des Wasserabscheiders für die Steuerung und Kontrolle wird als sehr gering bewertet und wird daher als vernachlässigbar bewertet [84]. Für den Betrieb des Kalzinators wird zudem thermische Energie auf einem hohen Temperaturniveau (-900 °C) benötigt.

Die Ventilatorleistung des Kontaktors kann auf Basis des Druckabfalls Δp [Pa] über dem benetzten Packungsmaterial und des Luftvolumenstroms \dot{V}_{Luft} [m³/s] unter Berücksichtigung des Wirkungsgrades η des Ventilators berechnet werden [84]:

$$P_{Ventilator} = \frac{\Delta p * \dot{V}_{Luft}}{\eta_{Ven}} \quad (2)$$

Bei der Berechnung des Druckabfalls muss neben der Luftströmung durch das benetzte Packungsmaterial auch dessen Materialzusammensetzung (z.B. Metall, Kunststoff, Keramik) berücksichtigt werden. Das verwendete Packungsmaterial im CE-Konzeptdesigns ist ein PVC-Packungsmaterial (Brentwood XF12560). Für dieses Material wurde eine spezielle Korrelation für die Berechnung des Druckabfalls entwickelt [53]:

$$\Delta p = 7,4 D v_{Luft}^{2,14} \quad (3)$$

Dabei ist Δp der Druckabfall [Pa] über dem Packungsmaterial, D die Kontaktortiefe [m] und v_{Luft} die Luftgeschwindigkeit [m/s].

Die erforderliche Pumpleistung, um das Kaliumhydroxid gleichmäßig vertikal über das Packungsmaterial zirkulieren zu lassen, kann mit Hilfe des Volumendurchflusses des Absorptionsmittels \dot{V}_{KOH} , der Flüssigkeitsdichte ρ_{KOH} , der Förderhöhe H und des Wirkungsgrades η_{Pumpe} der Pumpe bestimmt werden [62]:

$$P_{Pumpe} = \frac{\rho_{KOH} * g * \dot{V}_{KOH} * H}{\eta_{Pumpe}} \quad (4)$$

Die Energiebedarfe des Regenerationskreislaufes für Pelletreaktor, Dampflescher, Kalzinator inkl. Luftzerlegungsanlage, Branntkalk-Mischtanks und des zusätzlichen Equipments werden aufgrund der erläuterten Gründe aus der Prozessmodellierung von Keith, D., et. al. (2018) [62] übernommen.

Die CO₂-Kompression für den Weitertransport in Pipelines auf 150 bar erfolgt mit einem vierstufigen Zentrifugalkompressor mit Zwischenkühlung [62]. Die Verdichtung wird aufgrund der zahlreichen Zwischenkühlvorgänge (Wärmeabfuhr) als isotherm betrachtet. Bei der Berechnung der Verdichterarbeit muss neben dem abgeschiedenen CO₂ aus der Luft auch der zusätzliche reine CO₂-Strom, der im Zuge der Verbrennung von Erdgas im Kalzinator entsteht, berücksichtigt werden [73].

Der hohe thermische Energiebedarf des Kalzinators ist aufgrund der hohen Reaktionsenthalpie ($\Delta H_R = 178,3 \text{ kJmol}^{-1}$), die für die endotherme Zersetzung von Calciumcarbonat zu Calciumoxid und Kohlendioxid erforderlich (siehe Reaktion 3) ist, nahezu unvermeidbar. Der erforderliche thermische Energiebedarf des Kalzinators pro Tonne CO₂ wird berechnet, indem die Reaktionsenthalpie durch die molare Masse des CO₂ unter Berücksichtigung des thermischen Wirkungsgrades des sauerstoffbefeueten Wirbelschichtkalzinators geteilt wird [8, 62, 73]. Weitere Energiebedarfe, wie u.a. die benötigten Pumpen für den Transport zwischen den einzelnen Verfahreseinheiten, Bürogebäude werden nicht berücksichtigt.

Methoden zur Energie- und Wärmerückgewinnung werden nicht berücksichtigt, stellen aber ein Kostenreduktionspotential dar. Mögliche Rückgewinnungsmaßnahmen müssen individuell an den jeweiligen Prozess angepasst und modelliert werden, um das genaue Einsparpotential bewerten zu können. Erdgas wird aufgrund des hohen erforderlichen Temperaturniveaus für den Kalzinator in dem Kostenmodell bewertet [62]. Alternative Lösungen, wie z.B. ein vollelektrischer Kalzinator stehen in einem frühen Entwicklungsstatus und sind aktuell mit großen Kosten verbunden [57]. Zukünftig sind die Alternativen angesichts des möglichen CO₂-Mitausstoßes bei der Erdgasverbrennung unabdingbar.

Für die Berechnung der jährlichen Betriebskosten wird davon ausgegangen, dass alle Verfahreseinheiten des Verfahrens über die gleichen jährlichen Betriebsstunden (Verfügbar-

keit: 90 %) laufen.

Der Strompreis wird mit 0,06 €/kWh für eine Energieversorgung auf Basis erneuerbarer Energien festgelegt. Dieser Preis wurde im Rahmen von Ausschreibungen für Windenergie auf dem Land geboten und würde die Kosten einer Versorgung vor Ort decken [17]. Der Erdgaspreis beträgt in der Bewertung des Basisfalls bei 0,03 €/kWh [14]. Der betrachtete Wasserpreis für den Wasserbedarf der Anlage liegt bei 0,1 €/m³ [92]. Die Kosten für das Absorptionsmittel Kaliumhydroxid liegen bei ca. 625 €/t_{KOH} und für das Calciumcarbonat bei ca. 250 €/t_{CaCO₃} [113]. Die benötigten Mengen werden unter Berücksichtigung der Verluste bei der Prozessmodellierung von Keith, D. et. al. (2018) entnommen [62].

Die benötigte Fläche wird überschlägig für die Anlage bestimmt. Hier ist der Abstand zwischen Luftkontakoren zu berücksichtigen und die Regenerationsanlage wurde als Anteil von 20 % der Luftkontakoranordnung angenommen [62, 84]. Der Preis der Anlagenfläche wird mit ca. 200 €/m² bestimmt [120].

6.1.2 Modell - NT-DAC-Verfahren

Im Gegensatz zum Hochtemperaturverfahren existieren beim Niedertemperaturverfahren, wie in der technischen Analyse im Kapitel 5.2 erläutert, zahlreiche verschiedene Konzeptgeometrien. Des Weiteren wurde keine detaillierte Prozessmodellierung eines Unternehmens in der Literatur veröffentlicht.

Auf Grund dieser Tatsache wird eine eigenständige ökonomische Bewertung des Niedertemperaturverfahrens auf Basis des vorgestellten Luftkontakors von Climeworks durchgeführt. Das Konzeptdesign in dieser Arbeit basiert auf einem von Climeworks veröffentlichten Patent [45] und zahlreichen Arbeiten [46, 47, 131–134], die von den Gründern von Climeworks veröffentlicht wurden. Bei Bedarf werden ebenfalls benötigte Informationen aus weiteren Arbeiten, vor allem Leonzio, G., et. al. (2022) [71] und Sabatino, F., et. al. (2021) [98], hinzugezogen, die ebenfalls das Verfahren von Climeworks bewerten.

Analog zur der Bewertung des Hochtemperaturverfahrens wird eine Ausrüstungsliste des Verfahrens erstellt. Die Gerätekosten beinhalten neben den Luftkontaktoren, bestehend aus Behälter, Ventilator, Vakuumpumpe und Sorptionsfilter, auch den Wasserabscheider und den Kompressor für die Verdichtung des Kohlenstoffdioxids [98].

Der TVSA-Zyklus des NT-DAC-Verfahrens, der im Luftkontaktoren abläuft, besteht aus 4 separaten Schritten, die Adsorption des CO₂ aus der Umgebungsluft, das Vorwärmen unter Vakuum zur Entfernung des Stickstoffes, das Erhitzen unter Vakuumbedingungen zur Desorption des CO₂ und das erneute unter Druck setzen und Abkühlen der Einheit [98, 134]. Zur Übersichtlichkeit und als Grundlage zur Bilanzierung der Massen- und Energieströme des TVSA-Zyklus wird der Prozess in der Abbildung 20 spaltenweise dargestellt.

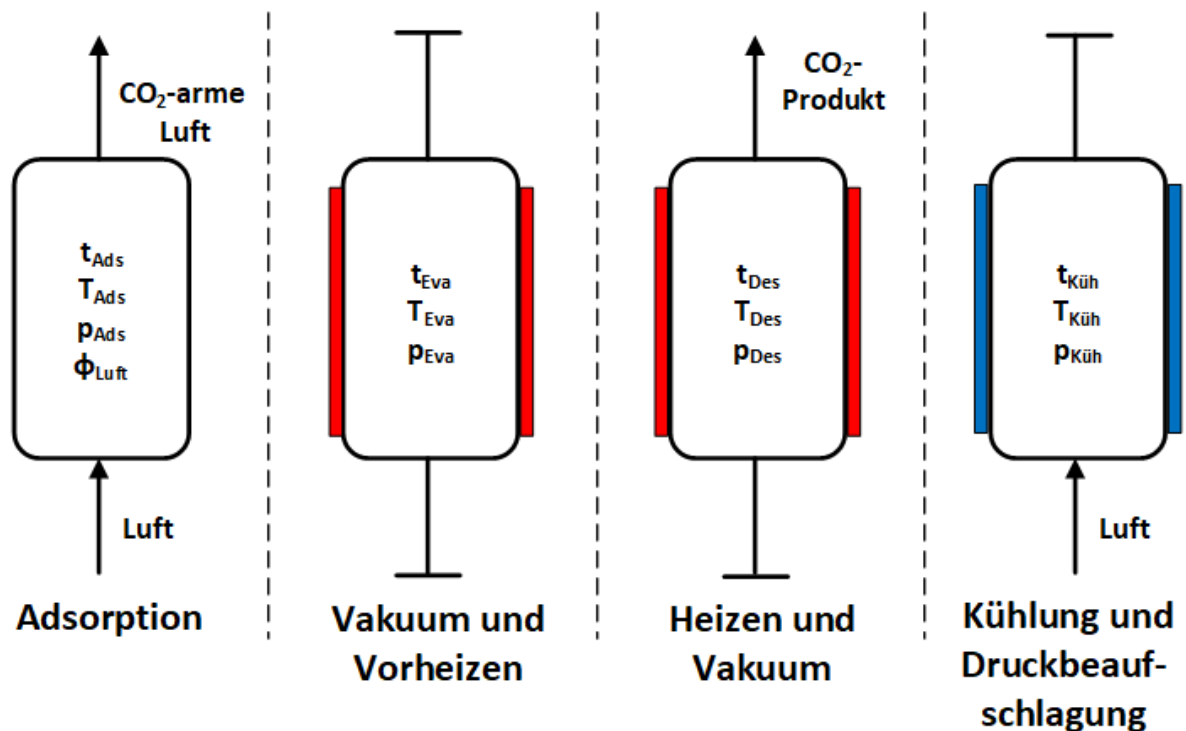


Abbildung 20: Schematische Darstellung des TVSA-Zyklus (4 Schritte), in Anlehnung an Sabatino, F., et. al (2021) [98]

Der entwickelte Luftkontaktors des Verfahrens ist durch seine Modularität gekennzeichnet. Um das Verfahren auf eine gewünschte Abscheidkapazität zu erweitern, müssen eine bestimmte Anzahl an Kontaktoren miteinander kombiniert werden [108].

Der bewertete Luftkontaktors basiert soweit möglich auf Daten der ersten halb-kommerziellen Anlage des Unternehmens in Hinwil (Schweiz) [71]. Weitere benötigte Parameter werden durch Festlegung aus angegebenen Auslegungsbereichen verschiedener Arbeiten bestimmt. Die getroffenen Annahmen für den Luftkontaktors werden in der Tabelle 4 erläutert.

Tabelle 4: Annahmen für die Auslegung des Luftkontaktors

Parameter	Wert	Einheit	Referenz
CO ₂ -Abscheidemenge	180	kg/d	[71]
Luftvolumenstrom	2,86	m ³ /s	[71]
Kontaktorsvolumen	1,6 x 1,6 x 2,5	m	in Anlehnung an [45]
Kontaktordicke	0,015	m	
Einlassradius	0,6	m	in Anlehnung an [45]
Grundfläche	20	m ²	[71]

Die benötigte Anzahl an Kontaktoren für eine bestimmte Abscheidekapazität wird auf Basis des angegebenen Wertes der Abscheidemenge einer Kontaktoreinheit berechnet (z.B. 1.000.000 t_{CO2}/a entsprechen 16.901 Kontaktoren).

Für die Modellierung des Adsorptionsprozesses werden detaillierte Daten (siehe Kapitel 5.2) benötigt, wie die Isotherme des Adsorptionsmittels, Transportparameter (Stoff- und Wärmeübergangskoeffizienten), etc.. Die Prozessleistung des DAC-Verfahrens ist allgemein stark vom gewählten Adsorptionsmittel abhängig. Im Gegensatz zu anderen technisch-ökonomischen Studien vorgestellt im Kapitel 3), in denen in der Regel von einem spezifischen Sorptionsmittel die Rede ist, welches nicht genauer aufgeführt wird, wird in dieser Arbeit das Adsorptionsmittel „APDES-NFC-FD“ (siehe Kapitel 5.2.2) betrachtet. Für dieses Adsorptionsmittel stehen zahlreiche experimentelle Daten in der Literatur zur Verfügung und es wird in der betrachteten Anlage von Climeworks eingesetzt [7, 71].

In dieser Bewertung wird für die Modellierung der Massen- und Energiebedarfe der einzelnen Verfahrensschritte des Luftkontaktors von trockenen Bedingungen ausgegangen und die Wirkung von Wasser (Feuchtigkeit in der Luft) auf die CO₂-Isotherme wird vernachlässigt. Das Vorhandensein von Luftfeuchtigkeit in der Zuluft erhöht die CO₂-Adsorptionskapazität von aminbasierten Sorptionsmittel in Abhängigkeit der Temperatur und des Partialdruckes des Wassers in der Luft [121, 133].

Die CO₂-Abscheidung des Verfahrens wird stark von den jeweiligen Standortbedingungen beeinflusst und muss individuell bewertet werden. Die Komplexität der Wechselwirkungen der Co-Adsorption von Wasser und CO₂, die zu teils noch nicht vollständig ist, bedarf es einer vollständigen Prozessmodellierung auf Basis fundierter Daten für die jeweils individuellen Anforderungen. Diese stehen in dem geforderten Detaillierungsgrad nicht zur Verfügung. Der Einfluss der kooperativen Adsorption von H₂O und CO₂ des verwendeten Adsorptionsmittels auf den Prozess wurde bereits in experimentellen Arbeiten [121, 133] untersucht und wird in der Sensitivitätsanalyse im späteren Teil der Arbeit im Kapitel 7.2 näher betrachtet.

In Rahmen dieser Analyse werden die Kapital- und Betriebskosten der Kontaktoren bestimmt, indem Massen-, Energie- und Stoffströme einer Einheit anhand einer Input-Output-Analyse der einzelnen Zyklusschritte aufgestellt und die benötigten Komponenten grob ausgelegt werden. Anschließend werden die Gesamtkosten auf Basis der benötigten Anzahl von Kontaktoren berechnet.

Die Berechnung der Gerätekosten des Kostenmodells für den Ventilator und der Vakuumpumpe erfolgt auf Basis eines Kostenkataloges [116] für Chemieanlagen, der von der AssessCCUS, der führenden Datenbank von Ressourcen für die Lebenszyklus- und techno-ökonomische Bewertung von Technologien zur CCUS [2], veröffentlicht wurde. Bei den angegebenen Preisen der Komponenten handelt es sich um die Investitionskosten in Massenproduktion [116]. Die gelisteten Referenzkomponenten können unter Berücksichtigung

des aufgeführten Skalierungsbereiches mit Hilfe eines Skalierungsfaktors an die geforderte Größe der ausgelegten Komponente der Referenzanlage angepasst werden. Die Kosten der jeweiligen ausgelegten Komponente können unter Verwendung folgenden Zusammenhanges bestimmt werden [75, 117]:

$$C_i = C_{ref} \left(\frac{S_i}{S_{ref}} \right)^n \left(\frac{CEPCI_{2022}}{CEPCI_{ref}} \right) \quad (5)$$

Dabei stellt S_i und S_{ref} die Modell- und Referenzgröße der i-ten Komponente, C_i und C_{ref} die Kapitalkosten der i-ten Komponente und n den Skalierungsfaktor dar. Der Größenparameter bezieht sich in der Regel auf die Leistung der Komponenten. Die ermittelten Kosten der ausgelegten Komponenten werden anschließend mit Hilfe des bereits beim Hochtemperaturverfahren verwendeten CEPCI-Index an den Betrachtungszeitpunkt angepasst [75, 117].

Der Luftkontaktor von Climeworks ist eine eigenständige Entwicklung des Unternehmens. Aufgrund mangelnder Informationen müssen die Kosten der Behälter und das Gestell des Sorptionsfilter über Annahmen bestimmt werden. Mit Hilfe der angenommenen Abmaße in Anlehnung an das Patent [45] des Kontaktors wird über den benötigten Stahl die Kosten abgeschätzt. Bei der Berechnung der Kosten wird mit einem 0,015 m dicken Druckstahlbehälter ausgegangen. Die installierten Kosten des Behälters, d.h. inkl. Rohrleitungen, Messtechnik, Abdichtung für Vakuum usw., werden anschließend mit Hilfe eines Multiplikationsfaktors (hier: 4 für Druckbehälter) bestimmt [54]. Die Kosten für das Gestell des Sorptionsfilters, indem sich das Absorptionsmittel befindet, werden anteilig in Höhe von 10 % angenommen.

Die Kostenschätzung des Wasserabscheiders und der Kompression erfolgt analog der Bestimmung der Ventilator- und der Vakuumpumpenkosten. Die so ermittelten Kosten sind trotz größerer Ungenauigkeiten für eine Kostenbewertung und einen Vergleich der beiden Verfahren im kommerziellem Maßstab ausreichend.

Auf Grundlage dieser Kosten können ebenfalls die weiteren Kosten der Anlage bestimmt werden. Die Annahmen für die Berechnung der einzelnen Kapital- und Betriebskosten einer Feststoffanlage werden in der folgenden Tabelle 5 präsentiert.

Tabelle 5: Annahmen für Multiplikationsfaktoren - NT-DAC-Verfahren

Posten	Spezifikation	Referenz
Außerhalb der Anlagengrenze (OSBL)	40 % der Maschinen-/ Gerätekosten	[115]
Konstruktion & Planung	20 % der Gesamtkapitalkosten	[115]
Unvorhergesehenes	10 % der Gesamtkapitalkosten	[115]
Versicherungen	1 % der Gesamtkapitalkosten	[115]
Wartung & Reparatur	4 % der Gesamtkapitalkosten	[115]
Personalkosten	30 % der Wartungs- und Reparaturkosten	[84]

Das Investitionsrisiko der Anlage wird ebenfalls mit einem WACC von 8 % angenommen. Für die NT-DAC-Anlage wird im kommerziellen Maßstab eine Lebensdauer von 20 Jahren erwartet [7]. Anschließend können ebenfalls die Kapitalkosten auf Basis des Annuitätenfaktors auf gleichbleibende jährliche Kapitalkosten für das System aufgeteilt werden.

Der zu berücksichtigende Energiebedarf ist die elektrische Energie für den Betrieb des Ventilators in der Adsorptionsstufe, der Vakuumpumpe in der Evakuierungsphase und der Kompression des gewonnenen CO₂ und die thermische Energie auf dem Temperaturniveau von 80-120 °C [7]) zur Regeneration in der Desorptionsphase. Der Energiebedarf des Wasserabscheiders wird wie beim HT-DAC-Verfahren als vernachlässigbar betrachtet [84].

Das Adsorptionsmittel ist in mindestens zwei übereinander liegenden Schichten (siehe Abbildung 19) angeordnet [45]. Jede dieser Schichten kann als ein sehr kurzes, gepacktes Adsorptionsbett angesehen werden. Auf Basis dieser Annahme wird der Kontaktor als Festbett modelliert [71, 128]. Für die Modellierung der Adsorptionsphase wird das Bett als isotherm betrachtet aufgrund der niedrigen Partialdrücke und Konzentrationen der zu adsorbierenden Moleküle und der Vernachlässigung der Adsorptionswärme und -geschwindigkeit [13]. Die Adsorptionstemperatur beträgt 25 °C (Annahme für Betrachtung).

Die Ventilatorleistung des Kontaktors kann ebenfalls auf Basis (siehe Gleichung 2) des Druckabfalls über dem Adsorptionsbett und des Luftvolumenstroms unter Berücksichtigung des Wirkungsgrades des Ventilators berechnet werden. Der Druckabfall über dem Adsorptionsbett kann auf Basis der Ergun-Gleichung, die für den Druckverlust gasdurchströmter Schüttungen in Reaktoren entwickelt wurde, bestimmt werden. Diese Gleichung

lautet [71, 128]:

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{150 * \mu_{Luft} * v_{Luft}}{d_p^2} * \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} + 1,75 * \frac{\rho_{Luft} * v_{Luft}^2}{d_p} * \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \quad (6)$$

Hierbei ist Δp der Druckabfall [Pa] über dem Bett, L die Betthöhe [m], μ_{Luft} die dynamische Viskosität der Luft [Pas], v_{gas} die Luftgeschwindigkeit [m/s], ϵ die Porosität des Bettes [-], ρ_{Luft} die Luftdichte [kg/m^3] und d_p der Partikeldurchmesser des Adsorptionsmittels [m]. Die Porosität und der Partikeldurchmesser des Adsorptionsmittels wird über dem Bett als konstant betrachtet [71]. Die elektrische Energiezufuhr der Vakuumpumpe während der Evakuierungsphase wird als isotherme Zustandsänderung betrachtet, da dem Gas bereits in dieser Phase Wärme zugeführt wird [134]:

$$P_{VP} = \frac{1}{\eta_{is,VP}} * \dot{m}_{Luft} * R_{Luft} * T_{Ads} * \ln \left(\frac{p_{Des}}{p_{in}} \right) \quad (7)$$

Dabei ist $\eta_{is,VP}$ der isotherme Wirkungsgrad der Vakuumpumpe, \dot{m}_{Luft} der Luftmassenstrom der zu entfernenden Luft [kg/s], R_{Luft} die spezielle Gaskonstante der Luft [J/kgK], T_{Ads} die Adsorptionstemperatur [K], p_{Des} der Desorptionsdruck [Pa] und p_{in} der Druck der Luft bei Umgebungsbedingungen [Pa].

In der Betrachtung wird zudem ein moderater Vakuumdruck (25000 Pa) gewählt. Dieser Schritt dient außerdem dazu möglichen Stickstoff (N_2) aus dem Kontaktor zu entfernen, um ein möglichst hohe CO_2 -Reinheit zu erzeugen [98, 131]. In der Analyse wird damit die Anwesenheit von N_2 in der Luft und im Kontaktorbett berücksichtigt, jedoch nicht die Mitadsorption von N_2 . Die Adsorption von N_2 sollte aufgrund der stattfindenden Chemisorption sehr begrenzt sein [98]. Während der Evakuierung werden bereits sehr geringe Mengen von CO_2 und H_2O mitdesorbiert. Zur Vereinfachung wird dieser Effekt nicht berücksichtigt.

Die Berechnung der CO_2 -Kompression für den Weitertransport erfolgt wie beim Hochtemperaturverfahren unter Annahme einer isothermen Verdichtung. In der Modellierung wird angenommen, dass die erzeugten CO_2 -Ströme der einzelnen Kontaktoren zusammen unter Berücksichtigung der maximalen Verdichtungskapazität der gewählten Kompressoreinheit verdichtet werden.

Die Regeneration des Adsorptionsmittels erfolgt durch Änderung der Betttemperatur des Kontaktors. Der benötigte Wärmebedarf ist hauptsächlich von den Eigenschaften des Adsorptionsmittels bestimmt und lässt sich mit Hilfe einer einfachen Methodik abschätzen. Die thermische Energie für die Regeneration des Adsorptionsmittels ist die Summe der sensiblen Wärme und der latenten Wärme (Gleichung 8). Die sensible Wärme ist erforderlich, um das Adsorptionsmittel auf die Desorptionstemperatur (Gleichung 9) zu bringen und die latente Wärme ist die benötigte Energie, die erforderlich ist, um die Bindung zwi-

schen den adsorbierten Molekülen und dem Adsorptionsmittel aufzubrechen (Gleichung 10) [71, 134]. Die benötigte thermische Gesamtenergie kann mit folgenden Gleichungen unter den getroffenen Annahmen (keine Wasseradsorption) berechnet werden:

$$Q_R = \sum Q_{Sens} + \sum Q_{Lat} \quad (8)$$

$$Q_{Sens} = \left(\frac{1}{\Delta q_{CO_2}} * c_{p,Sorbent} + c_{p,CO_2} \right) * (T_{Des} - T_{Ads}) \quad (9)$$

$$Q_{Lat} = \Delta H_{CO_2} \quad (10)$$

Dabei ist Δq_{CO_2} die Arbeitskapazität des Adsorptionsmittels [mol/kg], $c_{p,Sorbent}$ die spezifische Wärmekapazität des Adsorptionsmittels [J/kgK], c_{p,CO_2} die spezifische Wärmekapazität des adsorbierten CO₂ [J/molK], T_{Ads} und T_{Des} die Adsorptions- bzw. Desorptionstemperaturen [K] und ΔH_{CO_2} ist der absolute Wert der Adsorptionswärme von CO₂ [J/mol]. In der Modellierung wird auf Basis des Adsorptionsmittels eine Desorptionstemperatur von 100 °C betrachtet [134]. Weitere Energiebedarfe und Maßnahmen zur Energie- und Wärmerückgewinnung werden wie beim Hochtemperaturverfahren nicht beachtet.

Die jährlichen Energiekosten des Luftkontaktors werden bestimmt, indem die einzelnen Energiebedarfe der Komponenten unter Verwendung der jeweiligen Dauer der Verfahrensschritte und die Anzahl der jährlich durchgeführten Zyklen aller Kontaktoren einer Anlage hochgerechnet werden. Die Dauer der einzelnen Verfahrensschritte und die Desorptions-/Arbeitskapazitäten werden anhand von Literaturangaben experimenteller Ergebnisse des untersuchten Adsorptionsmittels [47, 101, 110] bestimmt und modelliert. Für eine genauere Berechnung der zyklische CO₂-Arbeitskapazität und der Zyklusdauer des Prozesses ist eine detaillierte Modellierung und Abwägung des gesamten Desorptionsprozesses unter Berücksichtigung der Reinheit des CO₂-Auslassstroms erforderlich.

Nach erfolgreicher Desorption wird das CO₂ als Wasserdampfgemisch aus dem Kontaktor per Ventilöffnung herausgelassen [33].

Die Elektrizitätskosten betragen wie in der Betrachtung des HT-DAC-Verfahrens auf 0,06 €/kWh [17]. Die benötigte Wärme wird, wie in der DAC-Anlage in Hinwil, in Form von industrieller Abwärme bereitgestellt. Die benötigte thermische Energie wird dort aus einer kommunalen Müllverbrennungsanlage zugeführt [71]. Für die Verwendung der Abwärme fallen Kosten von 0,02 €/kWh an [4].

Die Kühlung im 4. Schritt des TVSA-Zyklus erfolgt auf Basis von Wasserkühlung. Bei der Bestimmung der Kühlwassermenge wird davon ausgegangen, dass die zugeführte thermische Energie während der Desorption vollständig (keine Wärmeabgabe an die Umge-

bung) abgeführt werden muss. Der Wasserpreis liegt bei $0,1 \text{ €/m}^3$ [92].

Der Adsorptionsmittelbedarf der Anlage wird bestimmt, indem die benötigte Menge an Adsorptionsmittel auf Basis des desorbierten (gewonnenen) CO_2 in jedem Zyklus auf die jährliche Abscheidungsmenge hochgerechnet wird. Anschließend wird der Bedarf über die Lebensdauer der Anlage (Erstbeschaffung, Austausch) bestimmt und unter Beachtung der Lebensdauer auf jährliche Betriebskosten aufgeteilt. Im betrachtenden Basisfall wird davon ausgegangen, dass das ganze Adsorptionsmittel nach einer Lebensdauer von einem Jahr ausgetauscht werden muss. Die Kosten für das Adsorptionsmittel APDES-NFC-FD betragen $1,07 \text{ €/kg}$ (Kosten unter der Annahme einer effizienten Skalierung der Produktion) [71].

6.2 Ergebnisse der Kostenbewertung und Diskussion

Unter der Anwendung der vorgestellten Kostenmodelle werden die Kosten für das HT-DAC-Verfahren und NT-DAC-Verfahren für einen definierten Referenzfall bestimmt. Die Ergebnisse der Kostenanalyse werden in den folgenden Unterkapiteln vorgestellt.

6.2.1 Kosten - HT-DAC-Verfahren

Die geschätzten Kapital- und Betriebskosten für eine HT-DAC-Anlage zur direkten Abscheidung von $1 \text{ Mt}_{\text{CO}_2}/\text{a}$ werden in der folgenden Tabelle 6 aufgeführt. Die Kostenanalyse stellt ein optimistisches Szenario auf der Grundlage optimierter Parameter der Arbeiten Holmes, G. u. Keith, D. (2012) und Keith, D., et al. (2018) dar, die voneinander abhängige Prozessparameter gegenseitig optimieren, um die Anlagenkosten zu minimieren [52, 62].

Tabelle 6: Geschätzte Kapital (CAPEX)- und Betriebskosten (OPEX) für eine HT-DAC-Anlage mit einer Abscheidekapazität von 1 Mt_{CO2}/a

CAPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂)
Maschinen/ Geräte	641,963
Luftkontaktor	185,010
Pelletreaktor	132,070
Kalzinator-Dampflöscher	88,604
Luftzerlegungsanlage	65,060
Feinfilter	34,550
CO ₂ -Kompressor mit Wasserabscheider	21,593
Gebäude	8,080
Weiteres Equipment	106,993
Grundstück	77,134
Außerhalb der Anlagengrenze (OSBL)	287,639
Planung/ Konstruktion	100,674
Unvorhergesehenes	201,37
CAPEX - Gesamt	1.308,758
CAPEX annualisiert	122,603
CAPEX (€/t_{CO2})	122,60
OPEX	
Variable OPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂/a)
Sorptionsmittel	
KOH-Lösung (Ersetzung)	0,211
CaCO ₃ (Ersetzung)	7,459
Wasserverbrauch	0,471
CO ₂ -Kosten (Zertifikate)	22,588
Energiekosten	
Elektr. Energie	27,509
Therm. Energie	44,405
Variable OPEX - Gesamt	102,643
Variable OPEX (€/t_{CO2})	102,64
Fixe OPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂/a)
Sorptionsmittel	
KOH-Lösung (Erstbefüllung)	2,051
CaCO ₃ (Erstbefüllung)	0,000080
Wartungs- und Reparaturkosten	27,888
Personalkosten	8,366
Versicherungen	9,296
Fixe OPEX - Gesamt	47,602
Fixe OPEX (€/t_{CO2})	47,60
OPEX - Gesamt	150,245
OPEX (€/t_{CO2})	150,25
Abscheidekosten (€/t_{CO2})	272,85

Als Ergebnis der Kostenmodellierung des HT-DAC-Verfahrens unter Berücksichtigung der angenommenen Kosten der Verbrauchsgüter ergeben sich Abscheidekosten von 272,85 € pro Tonne abgeschiedenes CO₂.

Für den Bau einer Anlage des HT-DAC-Verfahrens ist ein geschätztes Gesamtinvestitionsvolumen von 1.308 Mio. € nötig. Die Kostenstruktur gibt einen sehr guten Hinweis darauf, welche der Kostenkomponenten für das jeweilige Verfahren am kritischsten sind. Der maßgebliche Anteil der Kapitalkosten (22 % der Gesamtkosten bzw. 45 % der Maschinen- und Gerätekosten) entfällt auf die Regenerationsanlage (Pelletreaktor, Dampflöcher, Kalzinator (inkl. Luftzerlegungsanlage)). Ein weiterer größerer Kostenfaktor der Anlage sind die Luftkontaktoren (10 Stück) mit einer Kapitalinvestition von 185 Mio.€ (14 %). In der Abbildung 21 werden die Kapitalkosten der jeweiligen Komponenten der HT-DAC-Anlage gezeigt.

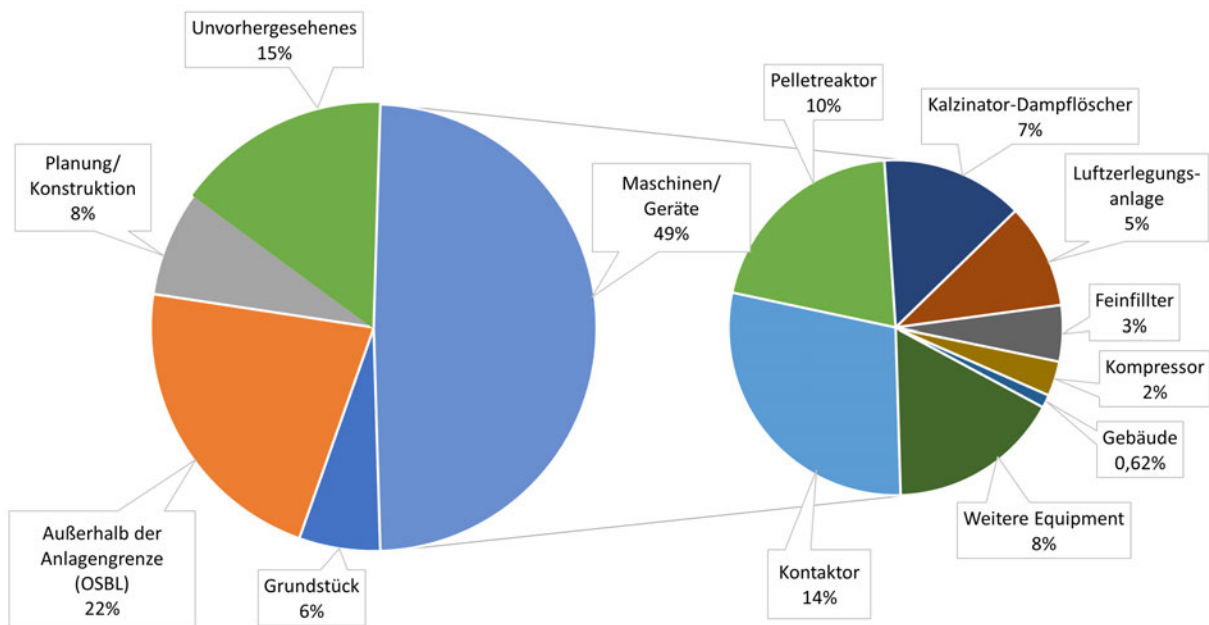


Abbildung 21: Kapitalkosten des HT-DAC-Verfahrens

Unter Berücksichtigung aller betrachtenden Betriebskosten ergeben sich Kosten für den Betrieb der HT-DAC-Anlagen in Höhe von 150 Mio. € pro Jahr.

Der Hauptanteil der Betriebskosten entfällt auf den elektrischen (18 %) und thermischen Energiebedarf (30 %) der Anlage. Die Instandhaltungskosten tragen für 19 % der Kosten bei. Das Absorptionsmittel (KOH, CaCO₃) hat lediglich einen geringeren Anteil von 6 % und kann daher als kostengünstig betrachtet werden. Aufgrund der Tatsache, dass die aktuelle Anlagenkonfiguration des Verfahrens Erdgas im Kalzinator verbrennt, müssen bei Betrieb in Europa CO₂-Zertifikate des Europäischen Emissionshandels (EU-ETS) erworben werden. Der Erwerb der CO₂-Zertifikate hat bereits jetzt einen Anteil von 15 % an den Betriebskosten [119].

Der Emissionshandel von CO₂-Zertifikaten ist aber noch nicht auf allen Kontinenten etabliert. In Abhängigkeit des Standortes können daher die Betriebskosten des Verfahrens, um bis 22 €/t_{CO2} sinken, wenn kein Erwerb von CO₂-Zertifikaten zu erwerben sind. Die prozentualen Anteile der einzelnen Kostenkomponenten der Betriebskosten ist in der Abbildung 22 dargestellt.

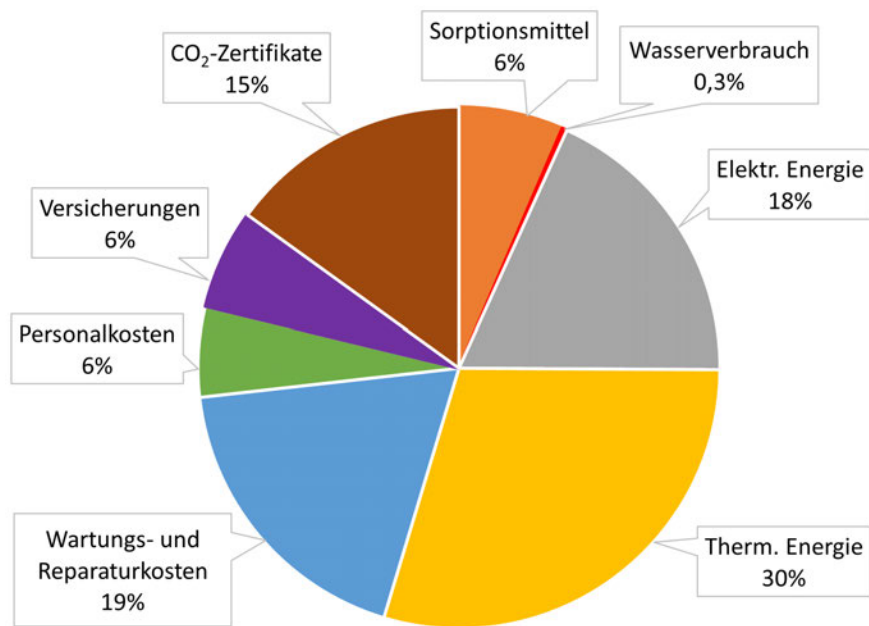


Abbildung 22: Betriebskosten des HT-DAC-Verfahrens

Aufgrund des besonders großen Einflusses der Energiekosten auf die Betriebskosten werden im Folgenden die Energiebedarfe der einzelnen Komponenten besonders betrachtet. Zugleich kann das Kostenreduzierungspotential der festgestellten Entwicklungspotentiale bewertet werden. Die prognostizierten Energiebedarfe der Komponenten für das System werden in der Tabelle 7 angegeben.

Tabelle 7: Energiebedarfe - HT-DAC-Verfahren

Energiebedarf	Einheit
Elektr. Energie	[kWh/t_{CO2}]
Luftkontaktor - Ventilator	71,10
Luftkontaktor - Pumpe	22,01
Pelletreaktor	26,82
Dampflöcher	28,40
Kalzinator	6,31
Luftzerlegungsanlage	104,93
Pelletwäscher	2,37
Branntkalk-Mischtank	1,58
Zusätzliches Equipment	20,51
Kompression	174,46
Gesamt	458,49
Therm. Energie	
Kalzinator	1.442,79
Gesamt	1.442,79

Der Energiebedarf des Verfahrens beläuft sich insgesamt auf ca. 460 kWh/t_{CO2} und 1440 kWh/t_{CO2} für den Strom- bzw. Wärmeenergiebedarf des Prozesses. Der Hauptteil des Energiebedarfes des Prozesses entfällt auf den thermischen Energiebedarf des Kalzinators (76 %) für die Zersetzung des Calciumoxides. Diese große Menge an thermischer Energie ist auch schwer zu vermeiden, wie in der technischen Analyse des Kalzinators (Kapitel 5.1.4) des HT-DAC-Verfahrens detailliert erklärt wurde.

Der Energiebedarf für den Betrieb der elektrischen Komponenten des Verfahrens beläuft sich auf 24 % des gesamten Energiebedarfes. Dabei stellen die CO₂-Kompression (175 kWh/t_{CO2}) und die Luftzerlegungsanlage (105 kWh/t_{CO2}) die energieintensivsten Komponenten dar. Außerdem ist der Energiebedarf des Luftkontaktors für den Betrieb des Ventilators und der Flüssigkeitspumpen (Gesamt: 93 kWh/t_{CO2}) zu berücksichtigen. Damit ist zu erkennen, dass die Kompression des CO₂ durchaus zu beachten ist und die Regeneration auf Basis eines Kalzinators und seiner zusätzlichen Komponenten einen erheblichen Einfluss auf die Prozesskosten haben. Das zeigt sogleich das Potential alternativer Lösungen auf. Der Energiebedarf und auch die Kapitalkosten können durch weitere Optimierungen der Abscheideeffizienz in Abhängigkeit der Kontaktorfläche und des verwendeten Materials (Druckabfall) zukünftig reduziert werden.

6.2.2 Kosten - NT-DAC-Verfahren

Analog zum Hochtemperaturverfahren werden zuerst die Ergebnisse der geschätzten Kapital- und Betriebskosten für eine NT-DAC-Anlage mit einer Abscheidekapazität von 1 Mt_{CO2}/a in der folgenden Tabelle 8 vorgestellt. Die betrachtete Kostenanalyse stellt ein optimistisches Szenario aufgrund der Annahme von trockener Luft dar. Je nach Höhe der Luftfeuchtigkeit steigt der Energiebedarf für die Desorption infolge des mit zu desorbierenden Wassers [127]. Der Einfluss wird im weiteren Verlauf des Unterkapitels beleuchtet. Zudem wurden für die Kostenanalyse günstige Energiequellen (Wind, industrielle Abwärme) angenommen.

Tabelle 8: Geschätzte Kapital (CAPEX)- und Betriebskosten (OPEX) für eine NT-DAC-Anlage mit einer Abscheidekapazität von 1 Mt_{CO2}/a

CAPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂)
Maschinen/ Geräte	400,922
Luftkontaktor - Behälter mit Gestell	220,458
Luftkontaktor - Ventilator	5,143
Luftkontaktor - Vakuumpumpe	36,967
Wasserabscheider	0,4
CO ₂ -Kompressor	10,683
Gebäude, Weiteres Equipment	36,447
Grundstück	303,193
Außerhalb der Anlagengrenze (OSBL)	281,646
Planung/ Konstruktion	197,152
Unvorhergesehenes	98,576
CAPEX - Gesamt	1.281,490
CAPEX annualisiert	130,523
CAPEX (€/t_{CO2})	130,52
OPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂/a)
Variable OPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂/a)
Sorptionsmittel	10,888
Wasserverbrauch	3,124
Energiekosten	
Elektr. Energie	39,514
Therm. Energie	38,449
Variable OPEX - Gesamt	91,975
Variable OPEX (€/t_{CO2})	91,98
Fixe OPEX	Kosten (Mio.€₂₀₂₂/a)
Wartungs- und Reparaturkosten	27,303
Personalkosten	8,191
Versicherungen	6,825
Fixe OPEX - Gesamt	42,319
Fixe OPEX (€/t_{CO2})	42,32
OPEX - Gesamt	134,295
OPEX (€/t_{CO2})	134,29
Abscheidekosten (€/t_{CO2})	264,82

Als Ergebnis der Kostenmodellierung des NT-DAC-Verfahrens wurden Abscheidekosten für eine Tonne CO₂ von 264,82 € ermittelt.

Die Gesamtinvestitionen für den Bau der Anlage sind mit Kosten in Höhe von 1.281 Mio.€ vergleichbar mit den Kosten des Hochtemperaturverfahrens. Der größte Teil der Kosten (27% der Gesamtkosten bzw. 86% der Maschinen- und Gerätekosten) entfällt auf den modularen Luftkontaktor (inkl. Ventilator, Vakuumpumpe, Behälter, Sorptionsfilter). Der Grund hierfür ist die große Anzahl an benötigten Moduleinheiten (16901 Stück)

und deren erheblicher Flächenbedarf (24 % der Gesamtkosten), um die gewünschte CO₂-Abscheidekapazität der Anlage zu erreichen. Auffällig ist zudem, dass die Nachbehandlung des erzeugten CO₂/H₂O-Gemisches einen sehr geringen Anteil (ca. 4%) an den Kapitalkosten der Anlage aufweisen. Die prozentuale Verteilung der CAPEX der NT-DAC-Anlage werden in der Abbildung 23 dargestellt.

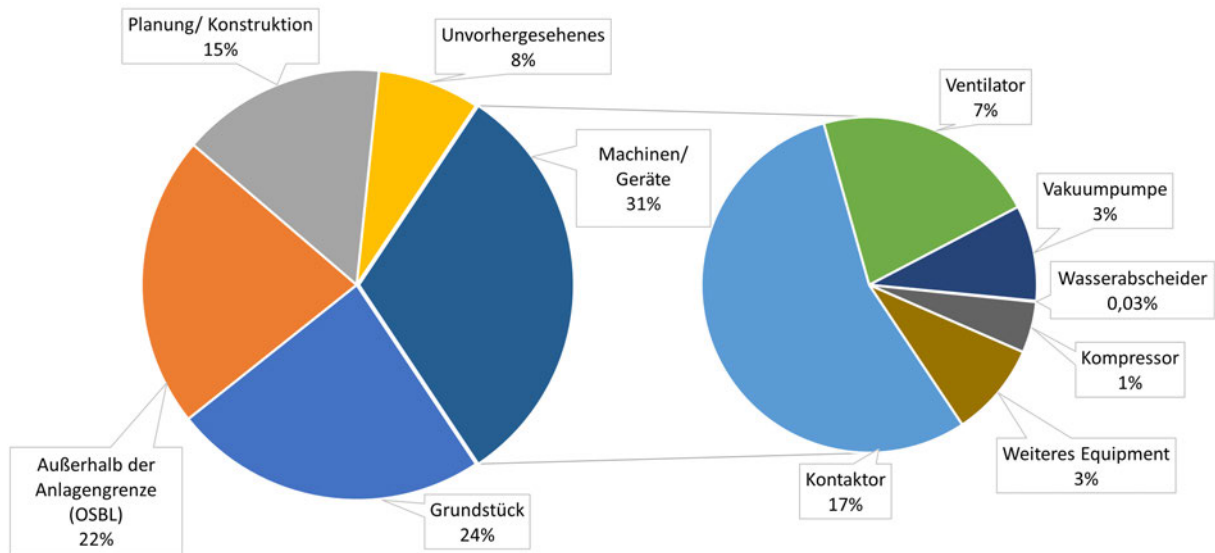


Abbildung 23: Kapitalkosten des NT-DAC-Verfahrens

Auf Basis der dargelegten wirtschaftlichen Parameter (siehe Kapitel 6.1.2) werden für das Verfahren jährliche Kapitalkosten von 131 Mio. €/a erwartet.

Der Hauptanteil der Betriebskosten entfällt ebenfalls auf den Energieverbrauch (59 %) des Verfahrens. Der elektrische und thermische Energiebedarf der Anlage trägt jeweils Kosten von 39 bzw. 38 Mio.€ pro Jahr zu den Betriebskosten bei. Das Adsorptionsmittel weist einen geringen Anteil von 8 % der Betriebskosten auf. Die Kosten für das Adsorptionsmittel (APDES-NFC-FD) sind jedoch stark abhängig von der Auswahl dieser [71]. Die Wartungs- und Reparaturkosten weisen einen Anteil von 19 % auf. Diese entstehen hauptsächlich durch den Austausch des Adsorptionsmittels [84]. Aufgrund der verwendeten nachhaltigen Energiequellen (Wind, industrielle Abwärme) für die Anlage ist kein Erwerb von CO₂-Zertifikate notwendig. In der Abbildung 24 wird die Verteilung der Betriebskosten dargestellt.

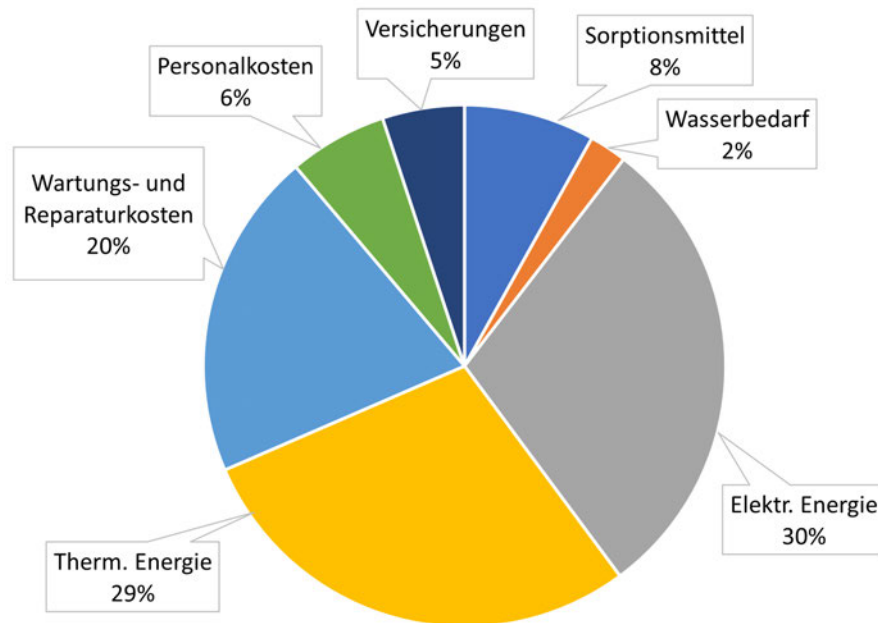


Abbildung 24: Betriebskosten des NT-DAC-Verfahrens

Den größten Einfluss auf die Betriebskosten weisen, wie beim HT-DAC-Verfahren, die Energiebedarfe der Anlage auf und daher wird ebenfalls eine gesonderte Betrachtung durchgeführt. Die berechneten Energiebedarfe der einzelnen Komponenten werden in der folgenden Tabelle 9 aufgeführt.

Tabelle 9: Energiebedarfe - NT-DAC-Verfahren

Energiebedarf	Einheit
Elektr. Energie	[kWh/t_{CO2}]
Luftkontaktor - Ventilator	525,01
Luftkontaktor - Vakuumpumpe	12,58
Kompression	134,33
Gesamt	671,92
Therm. Energie	
Desorption	1806,13
Gesamt	1806,13

Der elektrische und thermische Energiebedarf für den Betrieb der NT-DAC-Anlage betragen ca. 670 kWh/t_{CO2} bzw. 1800 kWh/t_{CO2}. Der energieintensivste Verfahrensschritt stellt die Desorption des adsorbierten CO₂ dar. Dieser Wert kann aufgrund der Annahme von trockener Luft in Abhängigkeit der Luftfeuchtigkeit des jeweiligen Standortes und der stattfindenden Co-Adsorption von Wasser weiter ansteigen. Wurzbacher, J.A., et al. berichten in ihrer Arbeit, dass sich der Energieverbrauch für die Regeneration um bis zu 20 % erhöht, wenn die relative Luftfeuchtigkeit von 20 % auf 80 % in der Umgebungsluft ansteigt [133].

Der elektrische Energiebedarf stellt nur einen Anteil von 27 % des gesamten Energiebedarfes des Verfahrens dar, wobei allein 525 kWh/t_{CO₂} (80 %) des elektrischen Energiebedarfes auf den Betrieb des Ventilators zurückzuführen sind.

Der Betrieb ohne Ventilator wird bei entsprechender Entwicklung eines Adsorptionsmittels zu mindestens zukünftig nicht ausgeschlossen [38]. Ein Verzicht könnte die Abscheidekosten um bis zu 25 € pro Tonne CO₂ reduzieren.

Ein weiterer großer Energieaufwand ist für die CO₂-Kompression (134 kWh/t_{CO₂}) zu verzeichnen. Die Berechtigung der Mitberücksichtigung dieses Verfahrensschrittes wird hier ebenfalls bestätigt. Die Vakuumeistung für die Evakuierung der Kontaktoreinheit ist verschwindend gering.

Durch Optimierung der zahlreichen abzuwägenden Prozessparameter (siehe Kapitel - 5.2) können sowohl die Energie- als auch die Kapitalkosten weiter reduziert werden.

6.3 Validierung der Ergebnisse

In diesem Unterkapitel werden die ermittelten Abscheidekosten für eine Tonne CO₂ validiert. Die Kostenanalysen beruhen auf die am weitesten entwickelten Verfahren der Unternehmen Carbon Engineering und Climeworks für das Hoch- bzw. Niedertemperaturverfahren. Daher werden die ermittelten Werte zuerst mit den Herstellerangaben verglichen und bewertet. Anschließend werden die Ergebnisse in den Zusammenhang mit den techno-ökonomischen Studien der jeweiligen Verfahren gebracht.

Das Unternehmen Carbon Engineering gibt für die bewertete Anlagenkonfiguration des HT-DAC-Verfahrens Abscheidekosten von 96-138 €/t_{CO₂} an [62]. Die große Abweichung von den ermittelten Kosten (272,85 €/t_{CO₂}) ist darauf zurückzuführen, dass die Kosten für das Jahr 2016 bei gleichen Bilanzgrenzen ermittelt wurden und die einzelnen Kosten der Anlage nicht transparent nachvollziehbar sind. Allein die Berücksichtigung der Inflation auf Basis des CEPCI-Indexes steigert die Kosten auf bis zu 210 €/t_{CO₂}. Zudem werden keine Kosten für den Erwerb von CO₂-Zertifikaten berücksichtigt.

Für den Prozess wird ein elektrischer und thermischer Energiebedarf von 366 kWh/t_{CO₂} bzw. 1458 kWh/t_{CO₂} angegeben [62]. Die Differenz der elektrischen Energie (ca. 460 kWh/t_{CO₂}) ist auf die Nicht-Berücksichtigung von Methoden zur Energierückgewinnung in dieser Arbeit zurückzuführen.

Für das NT-DAC-Verfahren berichtete Climeworks 2017, dass sich die Kosten pro Tonne CO₂ auf etwa 530 € belaufen [41]. Bis 2025 wird eine Reduzierung der Kosten durch Forschung, Entwicklung und Massenproduktion auf bis zu 180-270 €/t_{CO₂} erwartet [41, 80]. Die berechneten Abscheidekosten (265 €/t_{CO₂}) für das Verfahren liegen im Rahmen der Prognosen des Unternehmens.

Der elektrische Energiebedarf des Verfahrens wird von dem Unternehmen zwischen 200

und 450 kWh/t_{CO2} prognostiziert [41, 71]. Der erhöhte elektrische Energiebedarf (ca. 670 kWh//t_{CO2}) der Modellierung ist einerseits auf die Mitberücksichtigung der CO₂-Kompression (134 kWh//t_{CO2}) zurückzuführen, andererseits auf einen höheren Energiebedarf für den Betrieb des Ventilators. Der Energiebedarf des Ventilators ist jedoch stark abhängig vom gewählten Adsorptionsmittel und des zu überwindenden Druckabfalls. Der erforderliche thermische Energieverbrauch liegt laut Herstellerangabe bei 1500-2000 kWh/t_{CO2} [41, 71]. Die durchgeführte Schätzung des thermischen Energiebedarfes von 1800 kWh/t_{CO2} für die Desorption liegt somit im erwartbaren Bereich.

Im Folgenden werden die Ergebnisse in den Rahmen der durchgeführten wissenschaftlichen Arbeiten zum techno-ökonomischen Entwicklungsstand eingeordnet. Der Vergleich der Abscheidkosten der verschiedenen TEA-Studien des HT-DAC-Verfahrens mit dem Ergebnis der Kostenmodellierung dieser Arbeit werden in der folgenden Abbildung 25 dargestellt.

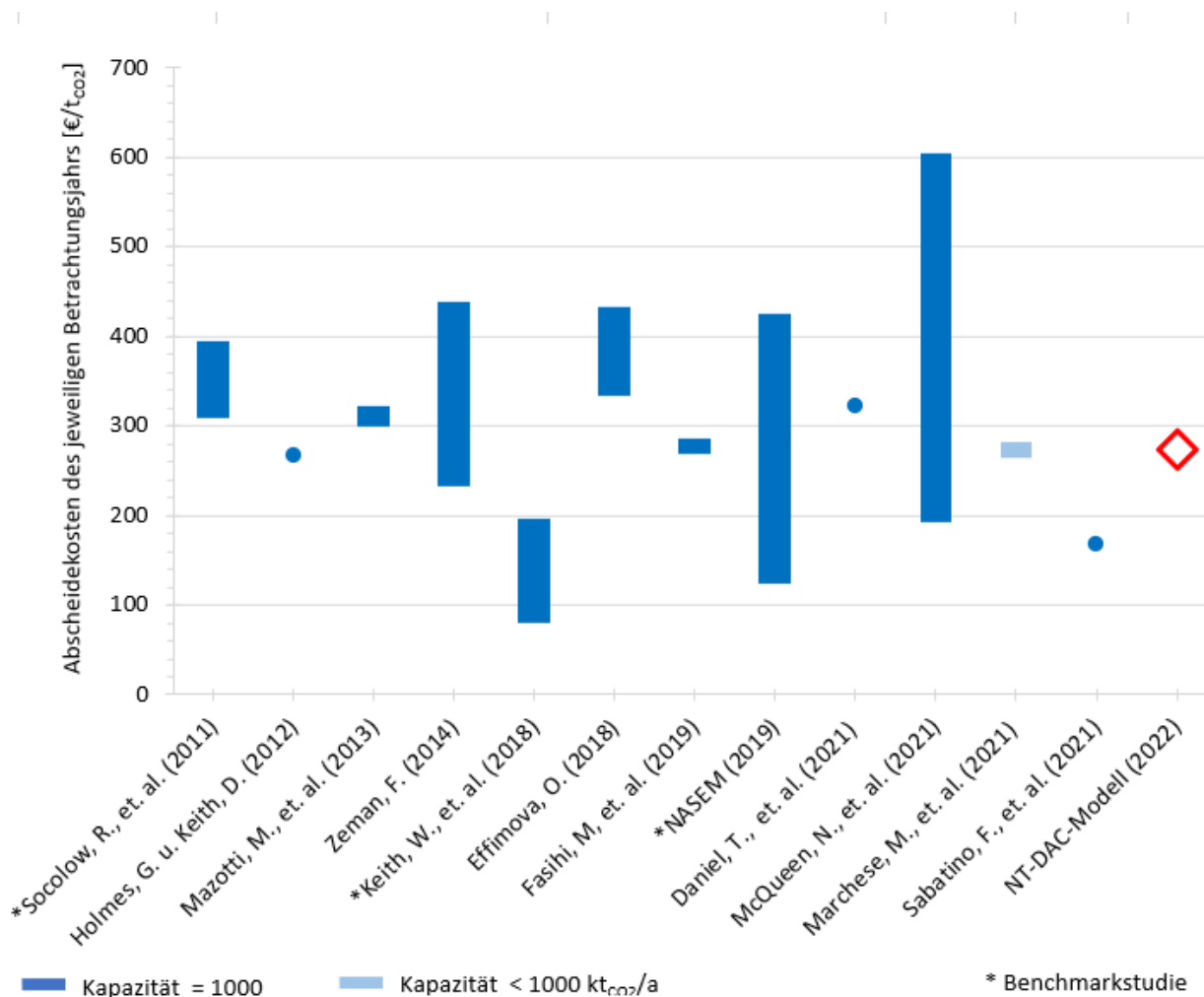


Abbildung 25: Abscheidkosten des HT-DAC-Modells im Vergleich zu weiteren HT-DAC-TEA-Studien

Die berechneten Abscheidungskosten des HT-DAC-Verfahrens befinden sich im mittleren Bereich der verschiedenen Kostenschätzungen der zahlreichen wissenschaftlichen Arbeiten. Damit zeigt sich, dass die berechneten Abscheidungskosten des Modells als realistisch zu bewerten sind. In der Abbildung 26 werden ebenfalls die Abscheidungskosten des NT-DAC-Modells mit weiteren TEA-Studien des Verfahrens verglichen.

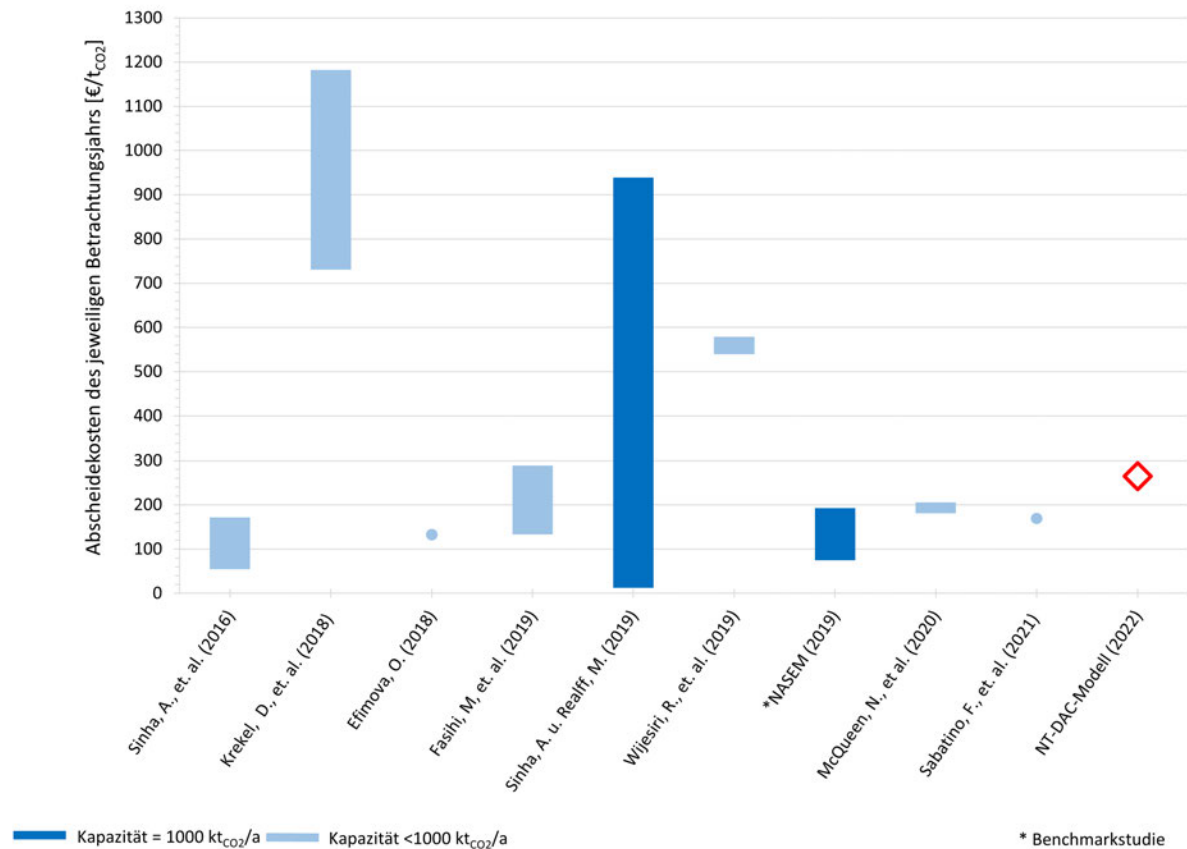


Abbildung 26: Abscheidungskosten des NT-DAC-Modells im Vergleich zu weiteren NT-DAC-TEA-Studien

Die Kosten pro Tonne abgeschiedenes CO₂ des Modells liegen leicht oberhalb der meisten Kostenprognosen der techno-ökonomischen Studien. Dies ist einerseits auf die unterschiedlichen bewerteten Verfahrenskonzepte, wie z.B. Monolithische Kanäle (Sinha, A., et al. (2016) [110]) oder die Integration von Zyklonen (Krekel, D., et al. (2018) [66]), zurückzuführen. Andererseits wird im Rahmen dieser Arbeit die CO₂-Kompression des gewonnenen CO₂ mit betrachtet, was in den meisten Studien nicht der Fall ist.

Insgesamt können somit die berechneten Referenzfälle der beiden Technologien als valide eingestuft werden.

7 Sensitivitätsanalyse

Um den Einfluss einiger getroffener Annahmen und gewählter Betriebsparameter zu evaluieren und zukünftige Verbesserungen einordnen zu können, werden diese im Rahmen der Sensitivitätsanalyse für den Referenzfall variiert. Für die beiden Verfahren werden die folgenden Parameter betrachtet:

- Kapitalkosten (CAPEX) der Anlage [€]
- Stromkosten [€/a]
- Heizkosten [€/a]
- Gewichtete durchschnittliche Kapitalkosten (WACC) [%]
- Kosten des Sorptionsmittels [€/kg_{Sorbent}]
- Nutzungsdauer [a]
- CO₂-Zertifikatspreis für HT-DAC-Verfahren [€/t_{CO2}]
- Lebensdauer des Sorptionsmittels für NT-DAC-Verfahren [a_{Sorbent}]

Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse des Hoch- und Niedertemperaturverfahrens werden in den folgenden Unterkapiteln vorgestellt.

7.1 Sensitivitätsanalyse - HT-DAC-Verfahren

Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse des HT-DAC-Verfahrens werden in der folgenden Abbildung 27 dargestellt.

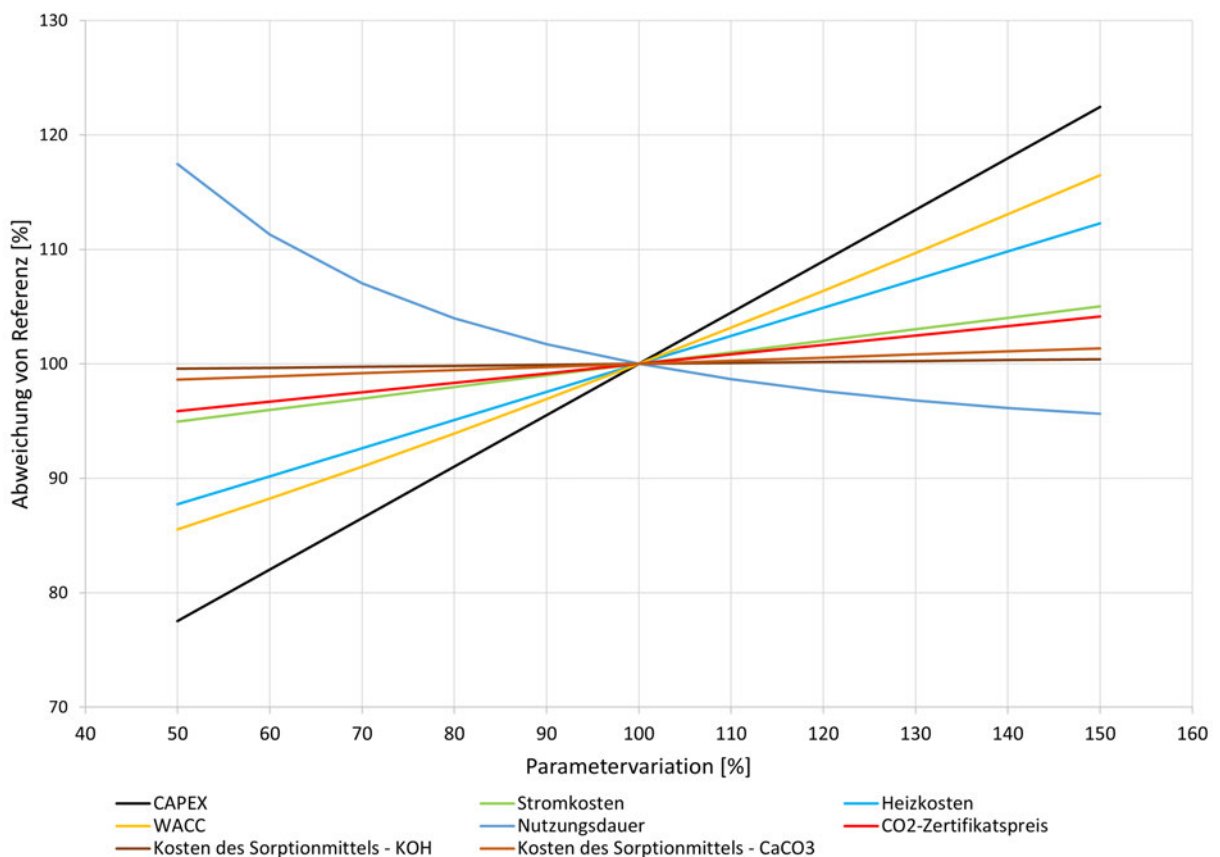


Abbildung 27: Sensitivitätsanalyse des HT-DAC-Verfahrens

Die Kapitalkosten (CAPEX) stehen in linearer Abhängigkeit zu den Abscheidekosten und haben den größten Einfluss auf eine potenzielle Reduzierung dieser. Die Kostenschätzung ist von gewissen Ungenauigkeiten gekennzeichnet. In Abhängigkeit der Planungsphase einer Anlage unterscheiden sich der Detaillierungsgrad und die zu erwartende Genauigkeit. Für die vorgenommene Bewertung kann nach der Klassifizierung der Association for the Advancement of Cost Estimating International (AAACE) eine Genauigkeit von $\pm 20\%$ (Abscheidekosten: 248-297 €/t_{CO2}) angenommen werden [62, 115]. Zudem kann durch eine weitere Optimierung der zahlreichen Design-Trade-Offs der Verfahrenseinheit, vor allem beim Kontaktor (Kontaktorfläche) weiteres Material eingespart werden.

Daher ist auch in der Literatur eine große Bandbreite der Kapitalkostenschätzungen zu finden, sowohl für aktuelle Anlagen, als auch bei den Prognosen für die kommenden Jahrzehnte. Bei einer zu erwartbaren Reduzierung der Kapitalkosten um 20 % können die Abscheidekosten auf bis zu 248 €/t_{CO2} (9 %) reduziert werden.

Ein weiteren großen Einfluss weisen die Kosten für den thermischen Energiebedarf des Verfahrens (Aktuell: Betrieb mit Erdgas) auf. Jedoch benötigt die Zersetzung von Calciumoxid eine Temperatur von ca. 900 °C. Diese Tatsache ist kurzfristig nicht zu ändern [84]. Eine Reduzierung des Energiebedarfes um 10 % könnte die Kosten zu Abscheidung des CO₂ um bis zu 2,5 % reduzieren. Der Anteil der Stromkosten fallen für das Verfahren relativ gering aus und haben daher einen geringeren Effekt auf die Abscheidungskosten (10 % Effizienzverbesserung: - 1 % Kosten). Ein weiteren großen Einfluss auf diese Kosten haben die Strom- und Wärmegestungskosten der jeweiligen Energiequelle. Bei einem Elektrizitätspreis von 0,01 €/kWh können die Abscheidungskosten auf bis zu 250 €/t_{CO2} reduziert werden. Bei zusätzlichen günstigen Kosten (0,01 €/kWh) für den benötigten thermischen Energiebedarf werden die Kosten für eine Tonne abgeschiedenes CO₂ auf bis zu 220 € weiter reduziert.

Durch die Definition des Annuitätenfaktors stehen die Nutzungsdauer und die gewichteten durchschnittliche Kapitalkosten (WACC) in einer nicht-linearen Beziehung zu den Abscheidungskosten [115].

Der Einfluss des WACC ist durch das Risiko der Investition des Verfahrens relativ hoch. Zudem werden in der Literatur zahlreiche verschiedene WACC (0-11,7 %) betrachtet, womit auch die starken Differenzen der zu erwartenden Kosten zu begründen sind. In dem betrachtenden Basisfall des Kostenmodells würden die Abscheidungskosten zwischen 201 und 314 €/t_{CO2} variieren. Eine Reduzierung der Nutzungsdauer der Anlage weist einen erheblichen Einfluss auf die Abscheidungskosten auf, wohingegen eine Erhöhung der Nutzungsdauer wiederum geringfügigere Auswirkungen hat. Dies ist mit der recht langen betrachtenden Lebensdauer der Anlage von 25 Jahre zu begründen [62]. Der Einfluss der Kosten des Absorptionsmittels fallen sowohl für Kaliumhydroxid und Calciumcarbonat grundsätzlich gering aus.

Der CO₂-Zertifikatspreis wird in den nächsten Jahren wahrscheinlich ansteigen. Eine Erhöhung um 50 % kann die Abscheidungskosten des Verfahrens um bis 12 €/t_{CO2} steigern. Insbesondere durch zu erwartende Reduzierung der Kapitalkosten zukünftiger Anlagen und der Effizienzsteigerung durch zukünftige Forschung und Entwicklung wirken sich signifikant auf die Abscheidungskosten des abgeschiedenen CO₂ aus. Jedoch kann der Betrieb mit Erdgas zukünftig große Problematiken darstellen und zeigt die Bedeutung einer alternativen thermischen Energieversorgung auf Basis nicht-fossiler Energieträger.

7.2 Sensitivitätsanalyse - NT-DAC-Verfahren

Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse des NT-DAC-Verfahrens werden in der folgenden Abbildung 28 vorgestellt.

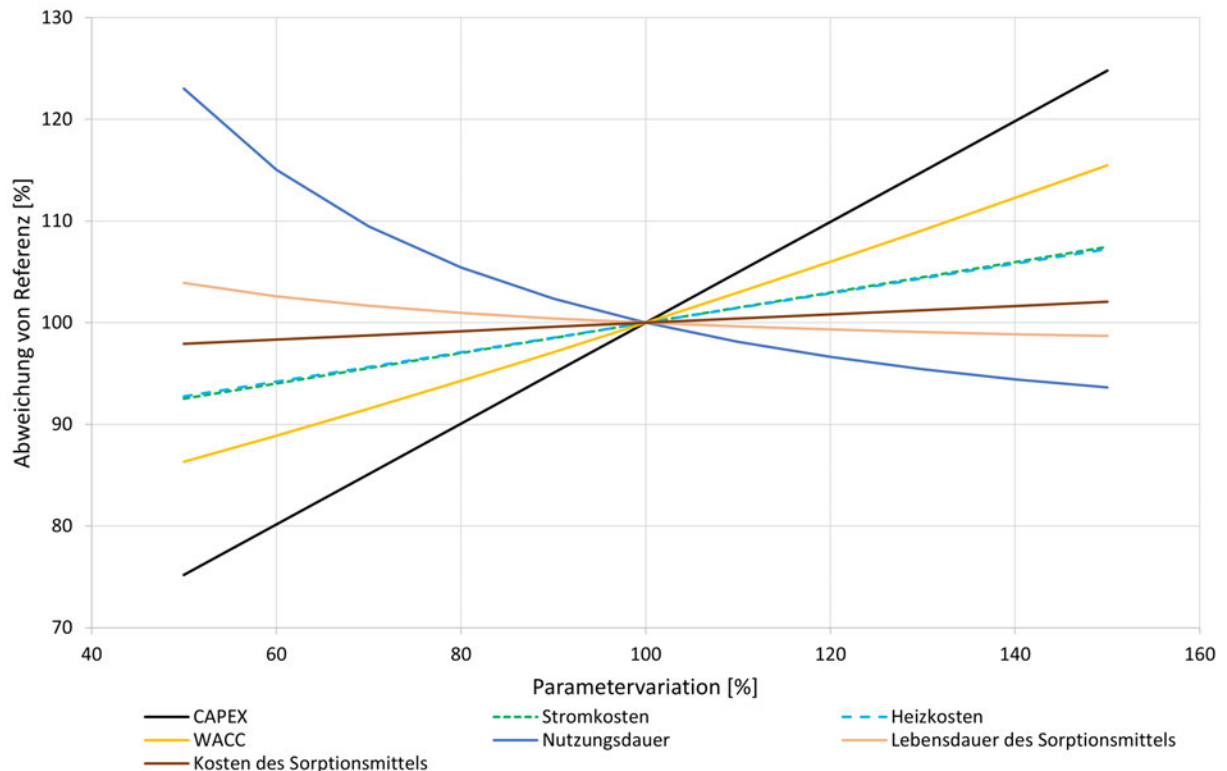


Abbildung 28: Sensitivitätsanalyse des NT-DAC-Verfahrens

Die Kapitalkosten (CAPEX) haben ebenfalls den größten Einfluss auf die Abscheidungskosten. Die verwendete Methodik der Kostenschätzung auf Basis von Faktormethoden kann nach der ACCE mit einer Genauigkeit $\pm 30\%$ (Abscheidungskosten: 226-304 €/t_{CO2}) klassifiziert werden [115].

Die NT-DAC-Anlage ist von dem modularen Charakter des Luftkontaktors gekennzeichnet. Eine minimale Veränderung der Kosten einer der Komponenten der Einheit kann somit erheblichen Einfluss auf die Kapitalkosten der gesamten Anlagen haben. Eine Reduzierung der Kapitalkosten einer Einheit um 20% kann die Abscheidungskosten um bis zu 7% reduzieren.

Die Anlagengröße hat auf die Kosten aufgrund der Modularität des Kontaktors kaum einen Einfluss auf die Abscheidungskosten pro Tonne CO₂. Lediglich die restlichen Anlagenkomponenten (Wasserabscheider, CO₂-Kompressor) weisen einen Scale-Up-Effekt auf. Die jeweiligen Kapitalkosten der Komponenten sinken in Abhängigkeit der gewünschten Systemgröße [117].

Der Einfluss der Strom- und Heizkosten für den Betrieb der Anlage ist aufgrund der na-

hezu gleichen Verteilung der Energiekosten auf die Abscheidekosten fast identisch. Durch die lineare Abhängigkeit der Strom- und Heizkosten kann eine Veränderung der Energiepreise und/ oder der Energieeffizienz von 10 % die Abscheidekosten um bis zu $\pm 1,5\%$ beeinflussen. Bei Vorhandensein einer hohen Luftfeuchtigkeit und einer damit womöglichen Erhöhung des thermischen Energiebedarfes um 20 % [133] steigt der Abscheidepreis für eine Tonne CO₂ um bis zu 3 % (8 €/t_{CO2}) an. Eine erhebliche Reduzierung der Energiekosten und damit der Abscheidekosten kann durch Minimierung der Energiepreise bei gleichzeitiger Steigerung der Energieeffizienz erreicht werden. Bei einem Elektrizitäts- und Wärmepreis von 0,01 €/kWh und einer zu erwartenden Reduzierung des elektrischen und thermischen Energiebedarfes von 10% können die Kosten pro Tonne abgeschiedenes CO₂ auf bis zu 209 € sinken.

Der Einfluss des WACC auf die Kosten und das damit verbundene Risiko des Verfahrens ist wie beim Hochtemperaturverfahren hoch. In der Literatur werden ebenfalls zahlreiche verschiedene WACC (0-12,5 %) bewertet. Für den betrachtenden Referenzfall würden die Abscheidekosten zwischen 201 und 314 €/t_{CO2} schwanken. Die Nutzungsdauer der Anlage weist analog zum HT-DAC-Verfahren eine starke exponentielle Abhängigkeit auf. Die Erhöhung der Lebensdauer einer Kontaktoreinheit von anfänglichen 12 Jahren auf 20 Jahre [7] war daher essentiell für die wirtschaftliche Rentabilität des Verfahrens.

Zuletzt wird die Sensitivität der Kosten und Lebensdauer des Adsorptionsmittels auf die Abscheidekosten bewertet, diese zeigen eine lineare Abhängigkeit auf die Abscheidekosten. Die Lebensdauer des Adsorptionsmittels, die angibt, wie oft die benötigte Menge über die Lebensdauer der Anlage ausgetauscht werden muss, weist hingegen eine exponentielle Abhängigkeit auf. Eine sehr geringe Lebensdauer und ein damit verbundener häufiger Austausch des gesamten Adsorptionsmittels führt zu einer erheblichen Steigerung der Kosten. Eine Erhöhung der Lebensdauer von einem Jahr auf 5 Jahre hingegen kann die Abscheidekosten weiter reduzieren (3 %).

In der Literatur werden zahlreiche verschiedene Adsorptionsmittel mit unterschiedlichsten Kosten diskutiert. Die Kosten schwanken in der Literatur je nach gewählten Adsorptionsmittel (bis zu 80 €/kg [110]) erheblich. Eine Erhöhung der Kosten von ca. 1 €/kg auf 10 €/kg kann die Kosten pro Tonne abgeschiedenes CO₂ auf bis zu 355 € steigern. Hierbei muss zugleich beachtet werden, dass die Wahl des Adsorptionsmittels einen erheblichen Einfluss auf die Prozessparameter (v.a. Bettporosität, Druckabfall, Adsorptionskapazität, Desorptionstemperatur) des Verfahrens hat.

8 Zukünftige Entwicklungen der DAC-Technologien

Für das Erreichen der Klimaziele müssen bis Mitte des Jahrhunderts gigantische Mengen CO₂ aus der Luft abgeschieden werden. Das bedarf einer Einführung der DAC-Technologien in nie dagewesener Geschwindigkeit. Der großflächige Einsatz der Technologie wird die Kosten signifikant senken. Gründe hierfür sind sehr vielfältig, wie die Zunahme der Erfahrung der Planung, Herstellung, Inbetriebnahme und dem Betrieb der DAC-Anlage oder auch die Standardisierung von Lieferketten benötigter Komponenten [57]. Die Kostenreduzierung kann entlang eines Lernkurvenmusters beschrieben werden [80]. Zuerst wird in diesem Unterkapitel die Methodik der Lernkurve detaillierter vorgestellt und anschließend eine Bewertung des Kostenreduzierungspotentials der DAC-Verfahren unter Berücksichtigung benötigter CO₂-Abscheidungsmengen verschiedener Minderungspfade durchgeführt.

8.1 Lernkurve

Das Konzept der Lernkurve beschreibt die empirische Feststellung, dass die Kosten für die Produktion der nächsten Einheit einer Technologie in Abhängigkeit der kumulativen Produktionsmenge oder der installierten Kapazität um einen mehr oder weniger konstanten Prozentsatz sinken. Die Methodik hat ihren Ursprung in der Untersuchung des Flugzeugbaus in den 1930er Jahren. Hierbei wurde festgestellt, dass die für den Bau eines bestimmten Flugzeugtyps benötigte Zeit in vorhersehbarer Weise abnimmt, wenn die Tätigkeit wiederholt wird [96]. Dieser Zusammenhang lässt sich mathematisch als log-lineare Funktion darstellen [65, 96].

$$C(x_t) = C(x_0) \left(\frac{x_t}{x_0} \right)^{-b} \quad (11)$$

$C(x_t)$ = Kosten pro Einheit für die x-te Einheit der Anlagenkapazität

$C(x_0)$ = Kosten pro Einheit für die erste (oder anfängliche) Anlagenkapazität

x_t = Kumulierte Kapazität zum Zeitpunkt t

x_0 = Anfängliche Kapazität zum Zeitpunkt 0

b = Exponent der Lernrate

Ein wichtiger Parameter ist die Fortschrittsrate (PR - Progress ratio), die als der Bruchteil der Anfangskosten nach einer Verdoppelung der Anfangskapazität ausgedrückt wird. Sie

definiert als [96]:

$$PR = 2^{-b} \quad (12)$$

Noch häufiger als die Fortschrittsrate wird die Lernrate (LR) verwendet, die die Kostenreduzierung bei einer Verdoppelung der Anfangskapazität beschreibt [96]:

$$LR = 1 - PR = 1 - 2^{-b} \quad (13)$$

Mit Hilfe dieser Methodik lassen sich zukünftige Kosten einer Technologie auf der Basis von historischen Trends vergleichbarer Technologien abschätzen. Bei einem beobachteten Wert der Lernrate kann der numerische Wert des Exponenten b folgendermaßen berechnet werden [96]:

$$b = -\frac{\log(1 - LR)}{\log(2)} \quad (14)$$

Die Methodik der Lernkurve wurde in unterschiedlichsten Studien auf zahlreiche verschiedene Branchen bzw. Technologien angewendet. Dabei wurde festgestellt, dass die Kosten für die Produktion der nächsten Einheit in Folge eines bestimmten Lernkurvenmusters sinken. Dieses Phänomen wird als „Learning-by-doing“ bezeichnet. Die dahinter stehenden Effekte sind sehr vielfältig, umfassen beispielsweise die Standardisierung von Lieferketten (Einbeziehung von standardisierten Komponenten, Massenproduktion) oder grundlegende Verbesserungen bei der Konstruktion und Fertigung der Technologie [80, 96].

Die Anwendung des Lernkurvenmodells erfordert die Bestimmung einer geeigneten Lernrate für die gewünschte Technologie. Die beobachteten Werte der Lernrate verschiedener Energietechnologien liegen üblicherweise im Bereich von 0 % (vernachlässigbarer Lernprozess) bis 30 % (sehr schneller Lernprozess). Es ist zwar generell nicht möglich vorherzusagen, welche Lernrate für eine neu entwickelte Technologie tatsächlich zu beobachten sein wird, jedoch kann eine zu erwartende Lernrate auf Grundlage der technischen Komplexität und den Erfahrungen vergleichbarer Technologien prognostiziert werden [80, 96]. Im Folgenden wird der Lernkurvenansatz unter Berücksichtigung verschiedener Minderungs-szenarien auf die beiden DAC-Verfahren angewendet.

8.2 Potentielle DAC-Kapazitäten und deren Auswirkungen auf die Abscheidungskosten

Für die Bewertung zukünftiger DAC-Kosten sind damit verbundene Kenntnisse über zukünftige benötigte DAC-Kapazitäten und prognostizierbare Lernraten der DAC-Verfahren notwendig.

In dem Bericht „Net Zero Scenario by 2050“ der Internationalen Energieagentur (IEA) werden globale Bedarfe der DAC-Abscheidung für das Erreichen des Netto-Null-Ziels im Jahre 2050 genannt. Im dem Szenario werden global durch DAC im Jahre 2030 mehr als 85 Mt_{CO₂} im Jahr, im Jahre 2040 620 Mt_{CO₂}/a und etwa 980 Mt_{CO₂} im Jahr 2050 abgeschieden [57].

Im 6. Sachstandsbericht des IPCC werden ebenfalls DACCS-Bedarfe für das Erreichen der Klimaziele (2°C bzw. 1,5°C über der vorindustriellen globalen Durchschnittstemperatur) genannt. In den zahlreichen bewerteten Minderungszenarien des Berichts, die eine Begrenzung der Erwärmung auf 2°C oder weniger vorsehen, wird eine kumulativen Mengen von DACCS in dem Zeitraum von 2020-2100 von 29 (0-339) Gt_{CO₂} angegeben [58]. Die jährlichen Mengen für DACCS erreichen 0 (0-0,02) Gt_{CO₂}/a bis 2030, 0,02 (0-1,74) Gt_{CO₂} bis 2050 und 1,02 (0-12,6) Gt_{CO₂} bis zum Jahr 2100 [58]. Die angegebenen Werte entsprechen den Min-, Max- und Medianwerten der statistischen Auswertung der verschiedenen Szenarien des IPCC-Berichts [58].

Des Weiteren werden die zu erwartenden Lernraten der DAC-Technologien bestimmt. Aufgrund des jungen Alters und des geringen technologischen Reifegrades der DAC-Technologien werde diese mit Hilfe vergleichbarer Technologien ermittelt. Festgestellte Lernraten für kommerzialisierte Stromversorgungstechnologien verhalten sich im Durchschnitt von 10-15 % [97]. Beispielweise wurde bei Photovoltaik-Solarmodulen sogar eine mittlere Lernrate von bis zu 23% nachgewiesen [96, 97]. Das wird hauptsächlich auf den modularen Charakter und die Massenproduktion der Module der Verfahren zurückgeführt [96]. Weitere hochmodulare Energietechnologien, wie Elektrolyseure oder Lithium-Ionen-Batteriesysteme, werden mit einer Lernrate von 18 % bzw. 11-16 % beziffert [103]. Aufgrund des modularen Aufbaus des Niedertemperaturverfahrens (siehe Kapitel 5.2) kann erwartet werden, dass diese Technologie ähnliche Lernraten folgt.

Für komplexere Technologien, die auf spezifische Umstände zugeschnitten und in kleineren Mengen produziert werden müssen, wie z.B. Kernkraftwerke, wurden geringere Lernraten beobachtet [96]. Für das HT-DAC-Verfahren (siehe Kapitel 5.1) kann daher von geringeren Lernraten ausgegangen werden. Das Verfahren kann mit CO₂-Abscheidungsverfahren aus Punktquellen verglichen werden. Die Lernraten schwanken hierbei zwischen 3 % und 18 % [96]. In der Literatur wird häufig eine Lernrate von 10 % für Aminwäsche angegeben [57].

Das genaue Abschätzen der Lernrate neuartiger Technologien ist jedoch sehr schwer. Aus diesen Grund wird jeweils eine realistische Lernrate für „schnelles“ und „langsames“ Lernen der beiden Technologien betrachtet. Hierzu wird eine Lernkurve für das HT-DAC-Verfahren von 5 % und 10 % bzw. für das NT-DAC-Verfahren von 15 % und 20 % festgelegt. Außerdem wird davon ausgegangen, dass sich das Lernen nur auf die Kapitalkosten (CAPEX) auswirken wird und nicht auf die Betriebskosten (OPEX). Der Grund hierfür ist, dass die Betriebskosten hauptsächlich vom Energieverbrauch und dessen Preisen abhängig sind und dies schwer in ein Lernkurvenmuster zu integrieren ist. Hierbei ist zudem vermutlich der Einfluss von Forschung relevanter auf die Effizienz. Zusätzlich sind die Entwicklungen der weiteren Kostenposten, wie die Preise der CO₂-Zertifikate oder Versicherungen, schwer vorausszusehen. Zudem sind die meisten veröffentlichten Lernraten der verschiedenen Technologien, die als Orientierung dienen, ebenfalls nur auf die CAPEX bezogen [96]. Darüber hinaus werden die beiden DAC-Technologien aufgrund des immensen DAC-Bedarfes der Berichte (IEA, IPCC) gleichmäßig auf die geforderten Mengen aufgeteilt. Als Referenzabscheidungskapazität des jeweiligen Verfahrens wird 1 Mt_{CO2}/a angenommen.

Die Ergebnisse des Lernkurvenansatzes zur Abschätzung zukünftiger Abscheidekosten in Abhängigkeit der erforderlichen DAC-Kapazitäten der verschiedenen Minderungsszenarien werden in der Abbildung 29 für das HT-DAC-Verfahren dargestellt.

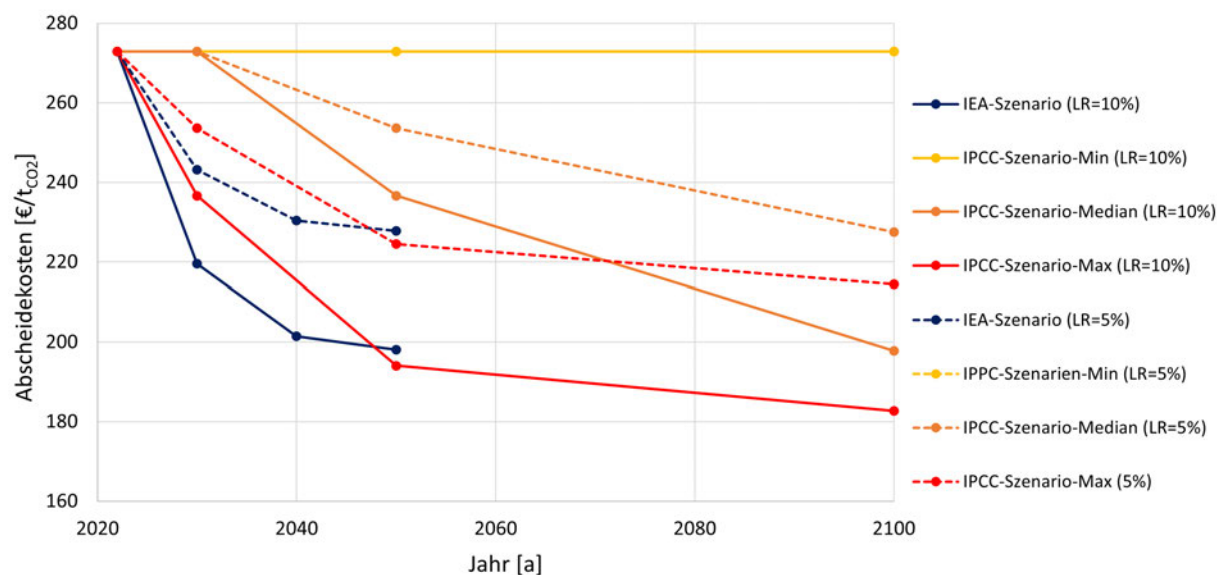


Abbildung 29: Entwicklung der Abscheidekosten in Abhängigkeit der Lernraten und den zu erwartenden DAC-Kapazitäten für das HT-DAC-Verfahren

Die Abbildung zeigt, dass die Abscheidekosten des HT-DAC-Verfahrens pro Tonne CO₂ im IEA-Szenario unter Berücksichtigung der erforderlichen weltweiten DAC-Kapazitäten auf bis zu 227,77 € (LR=5%) bzw. 198,06 € (LR=10%) im Jahre 2050 sinken können.

Auf Basis der erforderlichen DAC-Bedarfe des 6. IPCC-Sachstandberichtes ist für eine Lernrate von 5 % Abscheidekosten in Höhe von 253,64 (272,85; 224,54) €/t_{CO₂} im Jahre 2050 zu erwarten. Durch „schnelleres“ Lernen ist eine Reduzierung der Kosten für eine Tonne CO₂ auf bis zu 236,64 (272,85; 194,07) € möglich. Im IPCC-Bericht werden des Weiteren mögliche weitere Angaben benötigter Abscheidungsmengen mit anschließender Speicherung bis zum Jahre 2100 genannt. Die Abscheidekosten können maximal bis auf 214,4 € (LR=5%) bzw. 182,68 € (LR=10%) bzw. pro Tonne CO₂ sinken. In der Abbildung 30 werden analog zum HT-DAC-Verfahren die Kostenreduzierungspotentiale des NT-DAC-Verfahrens präsentiert.

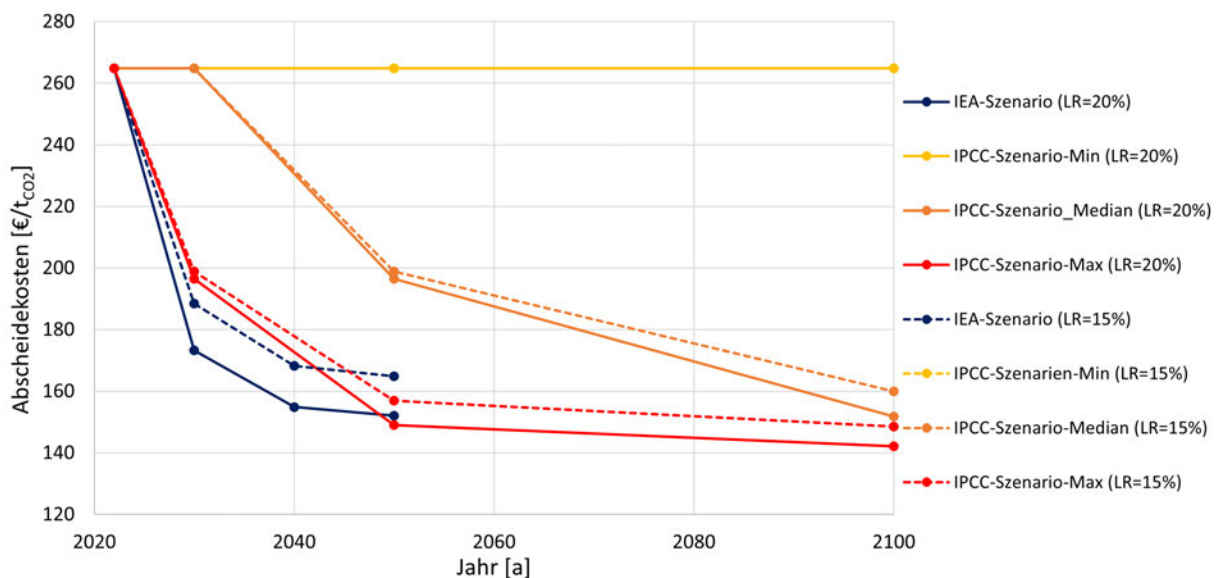


Abbildung 30: Entwicklung der Abscheidekosten in Abhängigkeit der Lernraten und den zu erwartenden DAC-Kapazitäten für das NT-DAC-Verfahren

Aufgrund der höheren betrachtenden Lernraten des Verfahrens wird ein größeres Kostenreduzierungspotential als beim Hochtemperaturverfahren festgestellt. Im „Net Zero Scenario by 2050“ können die Abscheidekosten im Jahre 2050 164,84 €/t_{CO₂} (LR=15%) bzw. 152,06 € (LR=20%) betragen. Die Kosten für eine Tonne abgeschiedenes CO₂ des Verfahrens können im IPCC-Bericht im Jahre 2050 für „langsames“ Lernen (LR=15%) auf 198,96 (264,82; 156,99) € reduziert werden. Im Vergleich dazu können sich bei einer schnelleren Lernrate (LR=20%) die Abscheidekosten im Jahr 2050 auf bis zu 196,49 (264,82; 149,06) €/t_{CO₂} verringern. Bis zum Jahr 2100 können die Kosten für eine Tonne CO₂ für das NT-DAC-Verfahren je nach Lernrate weiter auf 160,01 (264,82; 148,56) € bzw. 151,84 (264,82; 142,10) € sinken.

9 Vergleich der Verfahren

Abschließend werden die Untersuchungsergebnisse der Analyse der beiden Verfahren einander gegenübergestellt, um verallgemeinerbare Aussagen abzuleiten. Hierzu werden die Ergebnisse in der folgenden Tabelle 10 zusammengeführt.

Tabelle 10: Vergleich der Technologien auf Basis der Untersuchungsergebnisse - HT-DAC-Verfahren vs. NT-DAC-Verfahren

	HT-DAC-Verfahren	NT-DAC-Verfahren
CO₂-Abscheidung	Flüssiges Sorptionsmittel	Festes Sorptionsmittel
Abscheidungsbedingungen	Umgebung	Umgebung
Skalierung	Großskaliert (~ 1 Mt _{CO2} /a)	Modularität (~ 50 t _{CO2} /a pro Einheit)
Aktueller Elektr. Energiebedarf [kWh_{el}/t_{CO2}]	ca. 460	ca. 670
Aktueller Therm. Energiebedarf [kWh_{th}/t_{CO2}]	ca. 1.440	ca. 1800
Regenerationstemperatur [°C]	~ 900	~ 100
Regenerationsdruck	Umgebung	Vakuum (25-250 mbar)
Aktueller Wasserbedarf [t_{H2O}/t_{CO2}]	4,7	-(0,8-2)
Flächenbedarf [km²/Mt_{CO2}]	0,4	1,5
Hauptverfahrenseinheiten	Luftkontaktor Pelletreaktor Dampflöscher Kalzinator	Luftkontaktor
Aktuelle Abscheidungskosten [€/t_{CO2}]	248-297	226-304
Mögliche zukünftige Kosten (2050) [€/t_{CO2}]	193-257	142-199

Das Hoch- und das Niedertemperaturverfahren unterscheiden sich hauptsächlich durch das verwendete Sorptionsmittel für die Abscheidung des CO₂ aus der Umgebungsluft. Die Verwendung eines festen aminfunktionalisierten Adsorptionsmittels beim NT-DAC-Verfahren

ermöglicht die Regeneration bei einem geringeren Temperaturniveau (80-120 °C) als beim HT-DAC-Verfahren (ca. 900 °C). Durch die benötigten geringeren Temperaturen ergeben sich zahlreiche Vorteile gegenüber dem HT-DAC-Verfahren. Im Gegensatz zum nahezu alternativlosen Einsatz von Erdgas zum Erreichen des hohen Temperaturniveaus beim Hochtemperaturverfahren können beim NT-DAC-Verfahren zahlreiche Energiequellen in den Betrieb integriert werden. Der Betrieb auf rein Erneuerbarer Energien (elektrisch, thermisch) ist möglich. Damit wird eine große Flexibilität des Verfahrens erreicht und gleichzeitig ein großes Potential zur Reduzierung der CO₂-Abscheidungskosten in Abhängigkeit der standortabhängigen Energiekosten geschaffen. Jedoch weist das NT-DAC-Verfahren einen größeren Energiebedarf als das HT-DAC-Verfahren auf. Für das Nieder-temperaturverfahren wurde ein elektrischer und thermischer Energiebedarf von 460 bzw. 1440 kWh/t_{CO2} ermittelt. Das Hochtemperaturverfahren weist trotz seiner größeren Anzahl an Verfahrenseinheiten geringere Energiebedarfe (670 kWh_{el}/t_{CO2} bzw. 1800 kWh_{th}/t_{CO2}) auf. Bei beiden Verfahren sind die jeweiligen Energiebedarfe jedoch stark abhängig von den jeweiligen standortabhängigen Umgebungsbedingungen und müssen individuell betrachtet werden.

Das HT-DAC-Verfahren setzt auf bewährte Technologien und handelsübliche Lösungsmittel, wohingegen es sich beim NT-DAC-Verfahren um ein neuartiges Verfahren mit nicht herkömmlichen Sorptionsmittel handelt.

Eine NT-DAC-Anlage ist von der Modularität des Luftkontaktors gekennzeichnet, die je nach Anlagenkapazität beliebig kombiniert werden kann. Das HT-DAC-Verfahren wird hingegen als großangelegte Anlage (1 Mt_{CO2}) betrieben. Das NT-DAC-Verfahren stellt somit die flexiblere Lösung zur DAC-Abscheidung von CO₂ dar, während bei der HT-DAC nur der Aufbau großer Kapazitäten sinnvoll ist. Zusätzlich wird für die Abscheidung von 1 Mt_{CO2}/a mit dem HT-DAC-Verfahren eine deutlich geringere Fläche (0,4 km²/Mt_{CO2}) benötigt als beim Nieder-temperaturverfahren. Hier werden durch die große Anzahl benötigter Luftkontaktoren unter Berücksichtigung der aktuellen CO₂-Abscheidekapazität (50 t_{CO2}) einer Einheit eine bis zu 4 mal größere Fläche (1,5 km²/Mt_{CO2}) gebraucht.

Das NT-DAC-Verfahren ist in der Lage Wasser aus der Luft als Nebenprodukt mit abzuschneiden. Im Gegensatz dazu müssen beim HT-DAC- Prozess große Mengen an Wasser zugeführt werden. Die jeweilige Menge ist jedoch stark von den Standortbedingungen (Temperatur, rel. Luftfeuchtigkeit) der Anlage abhängig.

Während das Hochtemperaturverfahren theoretisch ohne Unterbrechung im Dauerbetrieb (kontinuierlich) mit der Ausnahme von regelmäßigen Wartungsarbeiten arbeiten kann, ist das Nieder-temperaturverfahren durch den Austausch des Adsorptionsmittels in Abhängigkeit von dessen Lebensdauer auf häufigere Wartungsintervalle angewiesen.

Die aktuellen Kosten für eine Tonne abgeschiedenes CO₂, die im Rahmen dieser Arbeit ermittelt wurden, belaufen sich für das Hochtemperaturverfahren auf 272,85 (226-304) €

bzw. für das Niedertemperaturverfahren auf 264,82 (248-297) €. Zukünftig sind für die NT-DAC-Anlagen größere Kostenreduzierungen aufgrund der Modularität und Neuartigkeit des Verfahrens zu erwarten. Die Abscheidungskosten können auf bis zu 142 €/t_{CO2} je nach Szenario sinken. Beim HT-DAC-Verfahren, das auf bereits kommerziell umgesetzte Technologien setzt, wird voraussichtlich eine geringe Reduzierung der Kosten erfahren auf bis zu 193 €/t_{CO2}. Hier ist zugleich anzumerken, dass zukünftig eine alternative Bereitstellung der hohen Temperaturanforderungen anstatt von Erdgas nötig sein wird, da davon auszugehen ist, dass die Verbrennung fossiler Ressourcen weiter eingeschränkt wird. Diese Alternativen sind aktuell mit sehr hohen Zusatzkosten verbunden.

Jede der Technologien zeigt derzeit ihre technologiespezifischen Vor- und Nachteile auf. Zum aktuellen Zeitpunkt setzt sich momentan keine der Technologien sichtbar durch. Das zeigt sich auch bei den fast identischen Abscheidungskosten für eine Tonne CO₂. Zukünftig ist jedoch beim NT-DAC-Verfahren von größeren Entwicklungsschritten, besonders durch erhebliche Fortschritte beim verwendeten Adsorptionsmittel, zu rechnen. Des Weiteren haben Entwicklungsfortschritte durch den modularen Charakter des Verfahrens ein größeres Potential Kosten zu reduzieren. Die größte Herausforderung für die Umsetzung des HT-DAC-Verfahrens stellt der komplexe Regenerationsapparat dar, der mit großen Kapital- und Energiekosten verbunden ist. Das wird auch in der Literatur, in der bereits Alternativen, wie Elektrodialyse (siehe Kapitel 2.2.5) oder der Kohlenstoffmineralisierung (siehe Kapitel 2.2.6), aufgezeigt. Zusätzlich werden die angestrebten Zielkosten von 100 €/t_{CO2} [7, 42] aus der Literatur so nicht erreicht werden können. Für das NT-DAC-Verfahren sind diese Kosten nur bei der Verwendung von günstigen Energiequellen und Effizienzverbesserungen zu realisieren.

10 Einordnung in den Kontext von Treibhausgasminderungsstrategien

Aufbauend auf den vorgestellten DAC-Kapazitätsbedarfen der internationalen Szenario-Analysen des IPCC- und IEA-Berichtes im Kapitel 8.2 werden die Technologie in den Kontext von Treibhausgasminderungsstrategien eingeordnet. Allein die geforderten 980 Mt_{CO₂} des IEA-Szenarios im Jahre 2050 würden bedeuten, dass in den Jahren bis 2050 bei einem linearen Verlauf jährlich bis zu 35 Anlagen mit einer Kapazität von 1 Mt_{CO₂}/a weltweit gebaut werden müssen [57]. Aktuell befindet sich die erste Anlage dieser Größenordnung im Bau und soll erst 2024 in Betrieb gehen [19]. Das zeigt die Bedeutung einer zeitnahen massenhaften Einführung der Technologien. Gleichzeitig aber auch, dass beide bewertete Verfahren ihre Daseinsberechtigung aufweisen, um die ambitionierten Klimaziele erreichen zu können.

Das Erreichen der Ziele ist mit größeren Herausforderungen verbunden. Um die erforderlichen Größenordnungen abschätzen zu können, wird eine gleichmäßige Verteilung der analysierten Verfahren angenommen. Für eine genauere Verteilung ist über technologie-spezifische Anwendungsbereiche der einzelnen Verfahren zu wenig bekannt.

Um die im „Net Zero Scenario by 2050“-Bericht der IEA genannten fast eine 1 Gt CO₂ im Jahre 2050 durch DAC abzuscheiden können, werden Kosten für die CO₂-Abscheidung von bis zu 171 Mrd. € jährlich anfallen. Zudem wird ein Energiebedarf ohne mögliche Effizienzverbesserungen von etwa 553,7 TWh elektrisch und 1,59 PWh thermisch jährlich erforderlich sein. Allein der elektrische Energiebedarf entspreche mehr als der Stromerzeugung (ca. 518 TWh) von Deutschland im Jahre 2021 [15]. Für die CO₂-Abscheidung kann ein immenser Wasserbedarf anfallen, je nach gewählter Technologie und den Standortbedingungen der Anlage können bis ca. 5 Gt Wasser pro Jahr zugeführt werden. Außerdem wird für die reine DAC-Anlage eine Fläche von bis zu 930 km² benötigt. Das entspricht in etwa der Fläche von Berlin. Hier muss jedoch berücksichtigt werden, dass durch die Energieversorgung auf Basis Erneuerbarer Energien ein weiterer erheblichen Flächenbedarf zu erwarten ist. Beispielsweise kann die benötigte Fläche bei einem reinen Betrieb mit Photovoltaik auf bis zu 23.000 km² (Größe von Sardinien) anwachsen [57].

Im 6. Sachstandsbericht des IPCC werden sogar Abscheidemengen von maximal 1,74 Gt_{CO₂}/a im Jahre 2050 berichtet und die bis zum Jahr 2100 auf bis zu 12,06 Gt_{CO₂}/a steigen können. Die genannten Kosten und Energiebedarfe können sich damit im Jahre 2050 sogar nochmal fast verdoppeln. Für das Jahr 2100 stehen weitere signifikante Steigerungen der Leistungsbedarfe bevor.

Die erforderlichen DAC-Kapazitäten für Deutschland wurden ebenfalls in Szenario-Analysen bewertet. Deutschland hat sich mit dem neuem Bundes-Klimaschutzgesetz (KSG) verpflichtet bis zum Jahre 2045 hinsichtlich der anthropogenen Emissionen treibhausgasneutral („Netto-Null“) zu werden. Anschließend sollen sogar negative Treibhausgasemissionen erreicht werden [44].

In einer Studie von Stolten, D., et. al.(2022) wird deutlich, dass zum kosteneffizienten Erreichen dieser Ziele im Jahre 2045 DAC-Verfahren in Deutschland installiert werden müssen und eine nachhaltige Einführung ab 2035 unabdingbar ist [114]. Die neue Gesetzgebung erfordert eine THG-Minderungsrate von ca. 32 MtCO_{2äq} pro Jahr [114]. Hierfür müssen unvermeidbare Emissionen durch negative Emissionen ausgeglichen werden. Im Jahre 2045 müssen hierfür unter Berücksichtigung von natürlichen Emissionssenken (Landnutzung, Forstwirtschaft) 21,8 Mt CO₂ pro Jahr aus der Luft durch DAC abgeschieden werden [114].

Im Jahre 2045 können auf Basis dieser Arbeit jährliche Abscheidekosten von bis zu 4,7 Mrd.€ anfallen. DAC erfordert darüber hinaus einen Strom- und Wärmeeinsatz im Jahre 2045 von ca. 12,3 TWh bzw. ca. 35,3 TWh. Der Flächenbedarf der benötigten Anlagen zur DAC in Deutschland beträgt theoretisch 20,4 km². Das entspricht in etwa 2.850 Fußballfelder.

11 Zusammenfassung und Fazit

Die zukünftige Erzielung „negativer“ Emissionen ist unabdingbar zur Erreichung der Klimaziele. Eine vielversprechende technische Lösung zur Realisierung dieser Ziele ist Direct Air Capture. Es existieren eine Vielzahl aussichtsreicher technologischer Ansätze zur Umsetzung der Idee CO₂ aus der Umgebungsluft abzuscheiden und im Anschluss zu speichern und damit zu einer Reduktion der CO₂-Konzentration in der Atmosphäre zu führen. Die am weitesten entwickelten und vielversprechenden Technologien sind das Hoch- und Niedertemperaturverfahren. Beide nutzen chemische Prozesse um CO₂ aus der Umgebungsluft abzuscheiden, sie unterscheiden sich jedoch stark in ihren materiellen und konstruktiven Eigenschaften. Das Hochtemperaturverfahren verwendet zur Abscheidung flüssige Lösungsmittel, wohingegen das Niedertemperaturverfahren auf feste Adsorbentien setzt.

Eine systematische Literaturrecherche hat bestätigt, dass in diesem frühen Entwicklungsstadium dieser Technologien große Unsicherheiten in der Bewertung der techno-ökonomischen Eigenschaften bestehen. Kostenprognosen für die Abscheidung für eine Tonne CO₂ weisen große Schwankungen auf, so werden Technologieabscheidekosten von 12-1535 €/t_{CO2} prognostiziert, auch für die einzelnen technologischen Lösungen gibt es Abweichungen von bis 50 %. Die prognostizierten Abscheidekosten sind stark abhängig von den betrachtenden Systemgrenzen. Die vorhandene Literatur legt die angenommenen Systemgrenzen, Prozessparameter und Annahmen für Kosten der Komponenten jedoch meist nicht transparent dar, sodass die Vergleichbarkeit nicht gegeben ist.

Im Rahmen dieser Arbeit wurden daher für das Hoch- und Niedertemperaturverfahren Modelle entwickelt mit Hilfe derer die Analyse der unterschiedlichen Verfahren mit dem Ziel der transparenten, nachvollziehbaren Ableitung von erwartbaren techno-ökonomischen Entwicklungen möglich ist. Aufgrund der transparenten Berücksichtigung der Systemgrenzen und Annahmen setzt sich diese Arbeit erheblich von vorherigen Studien ab, in denen zumeist verschiedene Konzeptdesigns (u.a. Socolow, R., et. al. (2011), Sinha, A., et. al. (2016), Krekel, D., et. al. (2018)) begutachtet und der Fokus auf einen Schwerpunkt, wie z.B. Erneuerbare Energien (u.a. McQueen, N., et. al. (2020), Breyer, C., et. al. (2019)) oder Konstruktionsverbesserungen (u.a. Mazotti, M., et. al. (2013), Zeman, F. (2014)) gelegt wurden. Zusätzlich werden die Energiebedarfe auf Basis der zugrundeliegenden physikalischen und chemischen Zusammenhänge bestimmt.

Die durchgeführte Analyse zeigt, dass das Abscheiden von CO₂ aus der Umgebungsluft grundsätzlich technisch möglich ist, dass zeigen auch vorhandene Pilotanlagen und der Baubeginn großangelegter Anlagen. Nach aktuellem Stand ist die Umsetzung von DAC

weiterhin eine große Herausforderung, vor allem in Bezug auf Kosten und Energiebedarfe. Beide Technologien sind äußerst komplexe Verfahren mit zahlreichen Einflussparametern. Die einzelnen Komponenten weisen zahlreiche Design-Trade-Offs auf, bei denen es eine Abwägung zwischen Effizienz des Prozesses und den verbundenen Kosten bedarf. Eine Effizienzverbesserung des Prozesses kann auch zu konstruktiven Änderungen führen und damit die Kosten weiter reduzieren. Im Folgenden werden die technologischen Entwicklungspotentiale der beiden Verfahren dargelegt.

Das HT-DAC-Verfahren ist aufgrund des hohen Integrationsgrades des Kalzinatorkreislaufes nur für große Abscheidemengen in absehbarer Zeit wirtschaftlich. Durch die 4 benötigten Hauptverfahrenseinheiten des HT-DAC-Verfahrens bedarf es für eine signifikante Kostenreduzierung Effizienzverbesserungen mehrerer Komponenten. Die Verfahrenseinheiten weisen jedoch zahlreiche wechselseitige Beziehungen zueinander auf und werden zusätzlich von unterschiedlichen Herstellern produziert. Außerdem benötigt die Regeneration Temperaturen von 900 °C. Diese können zum aktuellen Stand der Technik nur mit Erdgas zur Verfügung gestellt werden, was aus ökologischer Sicht bedenklich und in Anbetracht von steigenden CO₂-Zertifikatspreisen zukünftig unwirtschaftlich ist. Das zeigt die Bedeutung möglicher alternativen Lösungen zur Regeneration (z.B. Elektrodialyse) und der damit verbundenen möglichen Effizienzverbesserung.

Das NT-DAC-Verfahren ist von dem modularen Charakter seiner Haupteinheit, dem Luftkontaktator, gekennzeichnet. Der Betrieb, die Effizienz und die Auslegung der Technologie wird durch das gewählte Adsorptionsmittel im Luftkontaktator bestimmt. Das Adsorptionsmittel muss zahlreiche Eigenschaften für den optimalen Prozess vereinen. Bei diesem Verfahren besteht damit weiteres enormes Potential zur Optimierung, Effizienzverbesserung und Kostenreduzierung durch Forschung und Entwicklung des verwendeten Adsorptionsmittels, vor allem durch Verbesserung der CO₂-Aufnahme, der Erhöhung der zyklischen Stabilität und Verringerung der benötigten Desorptionswärme. Bei einer Steigerung der abgeschiedenen CO₂-Menge einer Einheit, kann zusätzlich die Anzahl an benötigten Luftkontaktoreinheiten für eine bestimmte Abscheidekapazität verringert und damit signifikante Kostenreduzierungen erreicht werden. Durch die Modularität des Verfahrens kann zusätzlich das Verfahren schnell auf den Markt gebracht und erprobt werden, um zeitnah Erfahrungen zu sammeln und den Kontaktator zu optimieren.

Die Abscheideleistung und der Energiebedarf beider Verfahren ist stark von den klimatischen Umgebungsbedingungen (Temperatur, rel. Luftfeuchtigkeit, Luftschadstoffen) abhängig. Die richtige Wahl des Standortes und die individuelle Anpassung der jeweiligen Technologie ist für die Abscheideeffizienz und die wirtschaftliche Rentabilität entscheidend. Dabei muss die Verfügbarkeit von kostengünstigen Erneuerbarer Energien und den benötigten Wasserressourcen beachten werden. Hier besteht weiterer Forschungsbedarf. Dieser Schritt bedarf der Durchführung von detaillierten Prozessmodellierungen. Durch eine in-

dividuelle Anpassung an den jeweiligen Standort der Verfahren ist eine weitere signifikante Effizienzverbesserung und Reduzierung der Kosten zur Abscheidung zu erwarten.

Im betrachteten Referenzfall der Arbeit wurden vergleichbare Kosten pro Tonne CO₂ des Hoch- und Niedertemperaturverfahren für das Jahr 2022 von 272,85 (248-297) €/t_{CO2} bzw. 264,82 (226-304) €/t_{CO2} bestimmt. Zukünftig können die Abscheidekosten beider Verfahren für das Jahr 2050 je nach Minderungszenario auf 197-253 €/t_{CO2} bzw. 142-199 €/t_{CO2} sinken. Die angestrebten Zielkosten von 100 €/t_{CO2} scheinen nur bei sehr kostengünstigen Energiepreisen und zukünftiger drastischer Reduzierungen der Anschaffungskosten einer Anlage erreichbar.

Die Analyse der Verteilung der Abscheidekosten zeigt, dass die Investitionskosten den größten Einfluss haben gefolgt von den Energiekosten. Eine DAC-Anlage mit einer Abscheidekapazität von 1 Mt_{CO2}/a ist mit hohen Anschaffungskosten (ca. 1,3 Mrd.€) verbunden, was bei den erforderlichen DAC-Mengen der Treibhausgasminderungszenarien zu hohen Kosten führt. Die hohen Energiekosten resultieren aus dem großen Energiebedarf der Technologien. Das NT-DAC-Verfahren weist einen größeren Energieverbrauch als das HT-DAC-Verfahren auf. Diese Technologie ist jedoch aufgrund seines geringeren Temperaturniveaus (80-120 °C) flexibler in der Wahl seiner Wärmequelle als das Hochtemperaturverfahren (ca. 900 °C) und dem Betrieb mit Erdgas. Damit wird außerdem ein größeres Potential zur Reduzierung der Abscheidekosten in Abhängigkeit der standortabhängigen Energiekosten erreicht. Unter Berücksichtigung der erforderlichen DAC-Kapazität der verschiedenen Minderungszenarien stellt der Energiebedarf der Verfahren eine große Herausforderung dar. Für eine Abscheidung von etwa 1 Gt CO₂ im Jahr 2050 (Netto-Null-Szenario der IEA) werden weltweit jährliche Energiebedarfe von 553,7 TWh elektrisch und 1,59 PWh thermisch benötigt. Allein der elektrische Energiebedarf entspricht mehr als die jährliche Stromerzeugung von Deutschland (518 TWh) im Jahr 2021. Durch den Energiebedarf der DAC wird die globale Energieerzeugung weiter stark beansprucht.

Die Bewertung zukünftiger möglicher Abscheidekosten der Verfahren zeigt, dass beim NT-DAC-Verfahren größere Reduzierungen als beim HT-DAC-Verfahren zu erwarten sind. Das ist auf den modularen Charakter der Luftkontaktoreinheit und des weniger ausgereiften Entwicklungsstandes des Verfahrens zurückzuführen. In der Vergangenheit haben vergleichbare Technologien gezeigt, dass hier ein schnelleres Lernen möglich ist. Durch die Konzentration auf eine Einheit, die je nach Anlagenkapazität beliebig kombiniert werden kann, können Erkenntnisse schneller auf die gesamte Anlage angewendet werden. Das HT-DAC-Verfahren ist hingegen komplex und ähnelt in seinem Aufbau einer großangelegten industriellen Anlage. Aufgrund der zahlreichen Verfahrenseinheiten bewirken einzelne Optimierungen und Effizienzverbesserungen eine geringere Reduzierung der Kosten. Bei weiteren Erkenntnissen in der Forschung und Entwicklung kann auch eine Bewertung zukünftiger Energiekosten vollzogen werden. Außerdem kann in weiteren Forschungsarbeiten

bei weiterem Erkenntnisfortschritt der Verfahren ein komponentenbasiertes Lernkurvenmodell entwickelt werden, um die zukünftigen Reduzierung der Abscheidungskosten weiter zu quantifizieren.

Als weiteres Ergebnis dieser Arbeit kann man erkennen, dass kein anerkannter Standard für die Erstellung von technisch-ökonomischen Bewertungen von DAC-Technologien existiert. Um in Zukunft diese Technologien bewerten zu können, muss ein einheitlicher Bewertungsrahmen mit gleichen Bilanzierungsgrenzen geschaffen werden.

Für eine vollständige Bewertung der Technologien muss zukünftig die Durchführung einer vollständigen Lebenszyklusanalyse angestrebt werden. Anlagen dieser Größenordnung sind mit einem massiven Emissionsausstoß für die Errichtung und der Materialbestellung verbunden. Hinsichtlich der Funktion der Technologie zur Erzielung von „negativen“ Emissionen, müssen diese unbedingt mitberücksichtigt werden. Damit können auch die tatsächlichen CO₂-Vermeidungskosten bestimmt werden. Hier stellt vor allem beim HT-DAC-Verfahren der mögliche CO₂-Mitausstoß bei der Verbrennung von Erdgas große Problematiken dar. Das unterstreicht die Bedeutung alternativer Lösungen zur Regeneration des Absorptionsmittels, diese müssen in weiteren Forschungen näher bewertet werden. Die dargelegte Arbeit basiert auf Literaturdaten, um weitere Unklarheiten aus der Bewertung zu nehmen, müssen daher detaillierte Prozessmodellierungen auf Basis von Prozessdaten aus Anlagen dieser Größenordnung erfolgen. Dieser Schritt impliziert auch die Mitberücksichtigung von Energie- und Wärmerückgewinnungsmaßnahmen.

Die Untersuchungen haben gezeigt, dass für das rechtzeitige Umsetzen der Klimaziele zeitnah große Investitionen in die Forschung, Weiterentwicklung und den Markthochlauf der DAC-Technologie getätigt werden müssen. Weiterhin muss für beide Verfahren trotz grundlegender Auslegung und Optimierung der Komponenten weitere Grundlagenforschung erfolgen, beispielsweise können neuartige Kontaktorstrukturen oder Sorptionsmittel den Prozess erheblich effizienter und damit kostengünstiger gestalten.

Eine Senkung des Energieverbrauches der DAC-Technologien ist aufgrund der festgestellten zukünftigen benötigten Energiemengen unabdingbar. Hier können ebenfalls die weiteren Technologienansätze, wie z.B. die Feuchtigkeitswechseladsorption, Elektrowechseladsorption oder die membranbasierte DAC, die niedrigere Temperaturenniveaus zur Regeneration benötigen, zum Einsatz kommen. Aufgrund der benötigten zukünftigen DAC-Kapazitäten der Treibhausgasreduzierungszenarien entsteht ein ausreichend großer Markt, in dem mehrere Mitbewerber existieren können. Die wirtschaftliche Rentabilität und technische Umsetzbarkeit für die Abscheidung in großem Maßstab dieser Verfahren muss in weiteren Arbeiten erforscht werden. Außerdem muss die Nutzung des abgeschiedenen CO₂ in zusammenhängenden Konzepten untersucht werden. Durch die Kombination weiterer Verfahrensschritte, z.B. für die Herstellung von synthetischen Kraftstoffen, kann beispielsweise Abwärme in den DAC-Prozess integriert werden, um damit den Energiebe-

darf und die Kosten zu reduzieren. Des Weiteren bedarf es gesetzlicher Vorschriften zur geologischen Speicherung und für den Verkauf des abgeschiedenen CO₂ als Rohstoff.

Literaturverzeichnis

- [1] J. Carlos Abanades, Yolanda A. Criado, and José Ramón Fernández. An air CO₂ capture system based on the passive carbonation of large Ca(OH)₂ structures. *Sustainable Energy Fuels*, 4:3409–3417, 2020.
- [2] AssessCCUS. Techno-Economic and Life Cycle Assessment for Carbon Capture, Utilization, and Storage. "<https://assessccus.globalco2initiative.org/>". Abruf am 19.10.2022.
- [3] Gianni Astarita. Absorption of Carbon Dioxide into Alkaline Solutions in Packed Towers. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 2(4):294–297, 1963.
- [4] Eva Augsten. Switzerland: plans for solar district heating pilot system. "<https://www.solar-district-heating.eu/switzerland-plans-for-solar-district-heating-pilot-system/>". Abruf am 19.10.2022.
- [5] Cyril Jose E Bajamundi, Jere Elfving, and Juho Kauppinen. Direct air capture of CO₂: Opportunities and Challenges. 2017.
- [6] Dieter Bathen and Marc Breitbach. *Adsorptionstechnik*. Springer Verlag, Berlin, New York, 2001.
- [7] Christoph Beuttler, Louise Charles, and Jan Wurzbacher. The Role of Direct Air Capture in Mitigation of Anthropogenic Greenhouse Gas Emissions. *Frontiers in Climate*, 2019.
- [8] Martin J. Bos, Vincent Kroeze, Stevia Sutanto, and Derk W. F. Brilman. Evaluating Regeneration Options of Solid Amine Sorbent for CO₂ Removal. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57(32):11141–11153, 2018.
- [9] Flavien Brethomé, Neil Williams, Charles Seipp, Michelle Kidder, and Radu Custelcean. Direct air capture of CO₂ via aqueous-phase absorption and crystalline-phase release using concentrated solar power. *Nature Energy*, 3, 07 2018.
- [10] Christian Breyer, Mahdi Fasihi, Cyril Bajamundi, and Felix Creutzig. Direct Air Capture of CO₂: A Key Technology for Ambitious Climate Change Mitigation. *Joule*, 3(9):2053–2057, 2019.
- [11] Cristian Breyer, Mahdi Fasihi, and Arman Aghahosseini. Carbon dioxide direct air capture for effective climate change mitigation based on renewable electricity:

- a new type of energy system sector coupling. *Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change*, 2020.
- [12] Micah Broehm, Jessica Strefler, and Nico Bauer. Techno-Economic Review of Direct Air Capture Systems for Large Scale Mitigation of Atmospheric CO₂. *SSRN Electronic Journal*, 2015.
- [13] Wim Buijs and Stijn de Flart. Direct Air Capture of CO₂ with an Amine Resin: A Molecular Modeling Study of the CO₂ Capturing Process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2017.
- [14] Statistisches Bundesamt. Gaspreise für Haushalte im 2. Halbjahr 2021 um 6,6
"https://www.destatis.de/DE/Presse/Pressemitteilungen/2022/04/PD22_144_431.html;jsessionid=3FFE16DB3F715AD69ABB4E3B8F67B6D9.live711".
Abruf am 18.10.2022.
- [15] Statistisches Bundesamt. Stromerzeugung 2021: Anteil konventioneller Energieträger deutlich gestiegen. "https://www.destatis.de/DE/Presse/Pressemitteilungen/2022/03/PD22_116_43312.html#:~:text=Insgesamt%20wurden%202021%20knapp%20518,Corona%2DKrise%20unbeeinflussten%20Jahr%202019.". Abruf am 18.10.2022.
- [16] BMWK Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz. Abkommen von Paris. "<https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Artikel/Industrie/klimaschutz-abkommen-von-paris.html>". Abruf am 09.10.2022.
- [17] Bundesnetzagentur. Ergebnisse der Ausschreibungen für Windenergieanlagen an Land zum 1. Februar 2022. "https://www.bundesnetzagentur.de/SharedDocs/Pressemitteilungen/DE/2022/20220310_Ausschreibungen.html". Abruf am 17.10.2022.
- [18] Carbon Engineering. Engineering begins on large-scale commercial facility in canada to produce fuel from air. "<https://carbonengineering.com/news-updates/large-scale-commercial-facility-fuel-from-air/>". Abruf am 27.05.2022.
- [19] Carbon Engineering. Our story. "<https://carbonengineering.com/our-story/>". Abruf am 27.05.2022.
- [20] Carbyon. We are scientists and engineers on a mission to tackle climate change. "<https://carbyon.com/mission/>". Abruf am 05.07.2022.
- [21] Carbyon. We develop affordable direct air capture technology. "<https://carbyon.com/technology/>". Abruf am 05.07.2022.

- [22] Christophe Castel, Roda Bounaceur, and Eric Favre. Membrane Processes for Direct Carbon Dioxide Capture From Air: Possibilities and Limitations. *Frontiers in Chemical Engineering*, 2021.
- [23] Roberto Castro-Muñoz, Mohd Zamidi Ahmad, Magdalena Malankowska, and Joaquín Coronas. A new relevant membrane application: CO₂ direct air capture (DAC). *Chemical Engineering Journal*, 446, 2022.
- [24] Remi Chauvy and Lionel Dubois. Life cycle and techno-economic assessments of direct air capture processes: An integrated review. *International Journal of Energy Research*, 46, 2022.
- [25] Climeworks. Arctic Fox - the worlds first climate-positive direct air capture facility. "<https://climeworks.com/roadmap/arctic-fox>". Abruf am 27.05.2022.
- [26] Climeworks. Capricorn - the beginning of our scale-up journey. "<https://climeworks.com/roadmap/capricorn>". Abruf am 27.05.2022.
- [27] Climeworks. Climeworks - Choose your CO₂ removal plan. "<https://climeworks.com/subscriptions>". Abruf am 27.05.2022.
- [28] Climeworks. Orca: The first large-scale plant - From vision to reality: Orca is launched. "<https://climeworks.com/roadmap/orca>". Abruf am 27.05.2022.
- [29] Carbon Collect. MechanicalTrees. "<https://mechanicaltrees.com/mechanicaltrees/>". Abruf am 31.05.2022.
- [30] Radu Custelcean, Kathleen A. Garrabrant, Pierrick Agullo, and Neil J. Williams. Direct air capture of CO₂ with aqueous peptides and crystalline guanidines. *Cell Reports Physical Science*, 2(4):100385, 2021.
- [31] Thorin Daniel, Alice Masini, Cameron Milne, Neeka Nourshagh, Cameron Iranpour, and Jin Xuan. Techno-economic Analysis of Direct Air Carbon Capture with CO₂ Utilisation. *Carbon Capture Science & Technology*, 2022.
- [32] Thomas Deschamps, Mohamed Kanniche, Laurent Grandjean, and Olivier Authier. Modeling of Vacuum Temperature Swing Adsorption for Direct Air Capture Using Aspen Adsorption. *Clean Technologies*, 4(2):258–275, 2022.
- [33] Sarah Deutz and André Bardow. Life-cycle assessment of an industrial direct air capture process based on temperature–vacuum swing adsorption. *Nature Energy*, 6(2):203–213, 2021.

- [34] Norsk e fuel. About us - let's take on the biggest challenge of our lifetime. "<https://www.norsk-e-fuel.com/about-us>". Abruf am 27.05.2022.
- [35] Olga Efimova. Techno-Economic Assessment of Atmospheric CO₂ Capture Plants. *Lappeenranta University of Technology*, 2018.
- [36] Matthew D. Eisaman, Luis Alvarado, Daniel Larner, Peng Wang, Bhaskar Garg, and Karl A. Littau. CO₂ separation using bipolar membrane electro dialysis. *Energy Environ. Sci.*, 4:1319–1328, 2011.
- [37] Matthew D. Eisaman, Keshav Parajuly, Alexander Tuganov, Craig Eldershaw, Norine Chang, and Karl A. Littau. CO₂ extraction from seawater using bipolar membrane electro dialysis. *Energy Environ. Sci.*, 5:7346–7352, 2012.
- [38] Jere Elfving, Juho Kauppinen, Mikko Jegoroff, Vesa Ruuskanen, Lauri Järvinen, and Tuomo Sainio. Experimental comparison of regeneration methods for CO₂ concentration from air using amine-based adsorbent. *Chemical Engineering Journal*, 404:126337, 2021.
- [39] EnArgus. Membranverfahren. "https://www.enargus.de/pub/bscw.cgi/d17190-2/*/*/%c3%bcber%20EnArgus.html?op=WebFolder.getweb". Abruf am 17.10.2022.
- [40] María Erans, Eloy S. Sanz-Pérez, Dawid P. Hanak, Zeynep Clulow, David M. Reiner, and Greg A. Mutch. Direct air capture: process technology, techno-economic and socio-political challenges. *Energy Environ. Sci.*, 2022.
- [41] Simon Evans. The swiss company hoping to capture 12025. "<https://www.carbonbrief.org/swiss-company-hoping-capture-1-global-co2-emissions-2025/>". Abruf am 12.10.2022.
- [42] Mahdi Fasihi, Olga Efimova, and Christian Breyer. Techno-economic assessment of CO₂ direct air capture plants. *Journal of Cleaner Production*, pages 957–980, 2019.
- [43] Shigenori Fujikawa, Roman Selyanchyn, and Toyoki Kunitake. A new strategy for membrane-based direct air capture. *Polymer Journal*, 53(1):111 – 119, 2021.
- [44] Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz, nukleare Sicherheit, and Verbraucherschutz (BMUV). Bundes-Klimaschutzgesetz (KSG). "<https://www.bmuv.de/gesetz/bundes-klimaschutzgesetz>". Abruf am 19.10.2022.
- [45] Christoph Gebald, Nicolas Piatkowsko, Tobias Rüesch, and Jan Andre Wurzbacher. Patent WO 2014/170184A1. *World Intellectual Property Organization - International Bureau*, 2014.

- [46] Christoph Gebald, Jan A. Wurzbacher, Philippe Tingaut, and Aldo Steinfeld. Stability of Amine-Functionalized Cellulose during Temperature-Vacuum-Swing Cycling for CO₂ Capture from Air. *Environmental Science & Technology*, pages 10063–10070, 2013.
- [47] Christoph Gebald, Jan Andre Wurzbacher, Philippe Tingaut, Tanja Zimmermann, and Aldo Steinfeld. Amine-Based Nanofibrillated Cellulose As Adsorbent for CO₂ Capture from Air. *Environmental Science & Technology*, 45(20):9101–9108, 2011.
- [48] Global Thermostat. ExxonMobil expands agreement with Global Thermostat, sees promise in direct air capture technology. "https://corporate.exxonmobil.com/News/Newsroom/News-releases/2020/0921_ExxonMobil-expands-agreement-with-Global-Thermostat-re-direct-air-capture-technology". Abruf am 30.05.2022.
- [49] Global Thermostat. Global thermostat to Supply Equipment Needed to Remove Atmospheric CO₂ for HIF's Haru Oni eFuels Pilot Plant. "<https://globalthermostat.com/2021/04/global-thermostat-to-supply-equipment-needed-to-remove-atmospheric-co2-for-hifs-haru-oni-efuels-pilot-plant/>". Abruf am 30.05.2022.
- [50] Ralf Goedecke, editor. *Fluidverfahrenstechnik: Grundlagen, Methodik, Technik, Praxis*. Wiley-VCH, Weinheim, 1. Aufl edition, 2011.
- [51] Ryan Hanna, Ahmed Abdulla, Yangyang Xu, and David Victor. Emergency deployment of direct air capture as a response to the climate crisis. *Nature Communications*, page 368, 2021.
- [52] Geoffrey Holmes and David W. Keith. An air-liquid contactor for large-scale capture of CO₂ from air. *Philosophical Transactions of the Royal Society A: Mathematical, Physical and Engineering Sciences*, 370(1974):4380–4403, 2012.
- [53] Geoffrey Holmes, Kevin Nold, Tylor Walsh, Kenton Heidel, Matthew A. Henderson, Jane Ritchie, Paul Klavins, Arvinder Singh, and David W. Keith. Outdoor Prototype Results for Direct Atmospheric Capture of Carbon Dioxide. *Energy Procedia*, 37:6079–6095, 2013. GHGT-11 Proceedings of the 11th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, 18-22 November 2012, Kyoto, Japan.
- [54] Stephan Horst, Jannik Höfer, Peter Kleine-Möllhoff, Fabienne Wennagel, Nils Wiech, Michael Pfof, Bercan Atmaca, Julia Gries, and Rolf Epple. Kostenkalkulation im Anlagenbau: Modell zur Bewertung der Konkurrenzfähigkeit im Entwicklungsstadium. *Chemie Ingenieur Technik*, 2020.

- [55] Kurt Zenz House, Antonio C. Baclig, Manya Ranjan, Ernst A. van Nierop, Jennifer Wilcox, and Howard J. Herzog. Economic and energetic analysis of capturing CO₂ from ambient air. *Proceedings of the National Academy of Sciences*, 108(51):20428–20433, 2011.
- [56] International Energy Agency. Direct Air Capture. "<https://www.iea.org/reports/direct-air-capture>". Abruf am 27.05.2022.
- [57] International Energy Agency. *Direct Air Capture: A key technology for net zero*. OECD iLibrary, 2022.
- [58] IPCC. *Climate Change 2022: Mitigation of Climate Change. Contribution of Working Group III to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge University Press, Cambridge, UK and New York, NY, USA, 2022.
- [59] IPCC. *Global Warming of 1.5°C: IPCC Special Report on Impacts of Global Warming of 1.5°C above Pre-industrial Levels in Context of Strengthening Response to Climate Change, Sustainable Development, and Efforts to Eradicate Poverty - Summary for Policymakers*, page 1–24. 2022.
- [60] Robert A. Freitas Jr. The Nanofactory Solution to Global Climate Change: Atmospheric Carbon Capture. *IMM Report No. 45*, 2015.
- [61] David W. Keith, Minh Ha-Duong, and Joshua K. Stolaroff. Climate Strategy with CO₂ Capture from the Air. *Climatic Change*, 2005.
- [62] David W. Keith, Geoffrey Holmes, David St Angelo, and Kenton Heidel. A Process for Capturing CO₂ from the Atmosphere. *Joule*, pages 1573–1594, 2018.
- [63] Ali Kiani, Kaiqi Jiang, and Paul Feron. Techno-Economic Assessment for CO₂ Capture From Air Using a Conventional Liquid-Based Absorption Process. *Frontiers in Energy Research*, 2020.
- [64] Ali Kiani, Michael Lejeune, Chaoen Li, Jim Patel, and Paul Feron. Liquefied synthetic methane from ambient CO₂ and renewable H₂ - a technoeconomic study. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 94:104079, 2021.
- [65] Christoph Kost, Shivenes Shammugam, Verena Fluri, Dominik Peper, Aschkan Davoodi Memar, and Thomas Schlegl. Studie Stromgestehungskosten Erneuerbare Energien. *Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme (ISE)*, 2021.

- [66] Daniel Krekel, Remzi Can Samsun, Ralf Peters, and Detlef Stolten. The separation of CO₂ from ambient air – A techno-economic assessment. *Applied Energy*, 218:361–381, 2018.
- [67] Klaus Lackner, Hans-Joachim Ziock, and Patrick Grimes. Carbon Dioxide Extraction from Air: Is It An Option? 1999.
- [68] Klaus S. Lackner and Habib Azarabadi. Buying down the Cost of Direct Air Capture. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 60(22):8196–8208, 2021.
- [69] K.S. Lackner. Capture of carbon dioxide from ambient air. *The European Physical Journal Special Topics*, 176:93–106, 2009.
- [70] Günter Jakob Lauth and Jürgen Kowalczyk. *Einführung in die Physik und Chemie der Grenzflächen und Kolloide*. Springer Berlin Heidelberg, Berlin, Heidelberg, 2016.
- [71] Grazia Leonzio, Paul S. Fennell, and Nilay Shah. A Comparative Study of Different Sorbents in the Context of Direct Air Capture (DAC): Evaluation of Key Performance Indicators and Comparisons. *Applied Sciences*, 12(5), 2022.
- [72] W. Liu, Y.C. Lin, Y. Ji, J.Y. Yong, X.J. Zhang, and L. Jiang. Thermodynamic study on two adsorption working cycles for direct air capture. *Applied Thermal Engineering*, 214:118920, 2022.
- [73] Ryan Long-Innes and Henning Struchtrup. Thermodynamic loss analysis of a liquid-sorbent direct air carbon capture plant. *Cell Reports Physical Science*, 3:100791, 2022.
- [74] Maryam Mahmoudkhani, K.R. Heidel, J.C. Ferreira, David Keith, and R.S. Cherry. Low energy packed tower and caustic recovery for direct capture of CO₂ from air. *Energy Procedia*, pages 1535–1542, 2009.
- [75] Marco Marchese, Giulio Buffo, Massimo Santarelli, and Andrea Lanzini. Co₂ from direct air capture as carbon feedstock for Fischer-Tropsch chemicals and fuels: Energy and economic analysis. *Journal of CO₂ Utilization*, 2021.
- [76] Charles Maxwell. Cost indices. "<https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>". Abruf am 03.10.2022.
- [77] Marco Mazzotti, Renato Baciocchi, Michael Desmond, and Robert Socolow. Direct air capture of CO₂ with chemicals: optimization of a two-loop hydroxide carbonate system using a countercurrent air-liquid contactor. *Climatic Change*, 118(1):119–135, 2013.

- [78] Noah McQueen, Michael J. Desmond, Robert H. Socolow, Peter Psarras, and Jennifer Wilcox. Natural Gas vs. Electricity for Solvent-Based Direct Air Capture. *Frontiers in Climate*, 2021.
- [79] Noah McQueen, Mireille Ghossoub, Jennifer Mills, and Max Scholten. A scalable direct air capture process based on accelerated weathering of calcium hydroxide. 2022.
- [80] Noah McQueen, Katherine Vaz Gomes, Colin McCormick, Katherine Blumanthal, Maxwell Pisciotta, and Jennifer Wilcox. A review of direct air capture (DAC): scaling up commercial technologies and innovating for the future. *Progress in Energy*, 2021.
- [81] Noah McQueen, Peter Psarras, Hélène Pilorg e, Simona Liguori, Jiajun He, Mengyao Yuan, Caleb M. Woodall, Kouros Kian, Lara Pierpoint, Jacob Jurewicz, J. Matthew Lucas, Rory Jacobson, Noah Deich, and Jennifer Wilcox. Cost Analysis of Direct Air Capture and Sequestration Coupled to Low-Carbon Thermal Energy in the United States. *Environmental Science & Technology*, 54(12):7542–7551, 2020.
- [82] Tim Merkel, Haiqing Lin, Xiaotong Wei, and Richard Baker. Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for membranes. *Journal of Membrane Science*, 359:126–139, 2010.
- [83] Bert Metz, Ogunlade Davidson, Heleen de Coninck, Manuela Loos, and Leo Meyer. IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. *Cambridge University Press*, 2005.
- [84] National Academies of Science, Engineering, and Medicine. *Negative Emissions Technologies and Reliable Sequestration: A Research Agenda*. National Academies Press, Washington, D.C., 2018.
- [85] Gregory Nemet and Adam Brandt. Willingness to Pay for a Climate Backstop: Liquid Fuel Producers and Direct CO₂ Air Capture. *Energy Journal -Cambridge Ma then Cleveland Oh-*, 2011.
- [86] Noya. Capture CO₂ with your cooling tower. "<https://www.noya.co/>". Abruf am 17.10.2022.
- [87] Hermann Ost. *Lehrbuch der technischen Chemie*. Verlag von Robert Oppenheim,, 1890.
- [88] O.Verf. Calcinieren. "<http://www.chemgapedia.de/vsengine/glossary/de/calcinieren.glos.html>". Abruf am 01.08.2022.

- [89] O.Verf. Calciumcarbonat. "https://www.chemie.de/lexikon/Calciumcarbonat.html#_note-Merck/". Abruf am 01.08.2022.
- [90] O.Verf. CapEx vs. OpEx: Ein Vergleich. "<https://www.lendis.io/ratgeber/bueroausstattung-finanzieren/capex-vs-opex/#was-sind-capex-und-opex>". Abruf am 06.07.2022.
- [91] O.Verf. Technology readiness levels (TRL). "https://ec.europa.eu/research/participants/data/ref/h2020/wp/2014_2015/annexes/h2020-wp1415-annex-g-trl_en.pdf". Abruf am 17.08.2022.
- [92] O.Verf. § 16 LWaG, Entgelt für Wasserentnahme - Gesetze des Bundes und der Länder. "[http://www.lexsoft.de/cgi-bin/lexsoft/justizportal_nrw.cgi?xid=188086,17#:~:text=\(3\)%20F%C3%BCr%20das%20Entnehmen%2C,Abgabesatz%200%2C02%20Euroje%20Kubikmete](http://www.lexsoft.de/cgi-bin/lexsoft/justizportal_nrw.cgi?xid=188086,17#:~:text=(3)%20F%C3%BCr%20das%20Entnehmen%2C,Abgabesatz%200%2C02%20Euroje%20Kubikmete)". Abruf am 04.10.2022.
- [93] Mihrimah Ozkan, Amir-Ali Akhavi, William C. Coley, Ruoxu Shang, and Yi Ma. Progress in carbon dioxide capture materials for deep decarbonization. *Chem*, 8(1):141–173, 2022.
- [94] Soletair Power. Turning Buildings into Carbon Sinks. "<https://www.soletairpower.fi/>". Abruf am 17.10.2022.
- [95] Len Rosen. Carbon Engineering Launches Pilot Project to Capture CO2 from Air. "<https://www.21stcentech.com/carbon-engineering-launches-pilot-project-capture-co2-air/>". Abruf am 27.07.2022.
- [96] Simon Roussanaly, Edward S. Rubin, Mijndert van der Spek, George Booras, Niels Berghout, Tim Fout, Monica Garcia, Stefania Gardarsdottir, Vishalini Nair Kuncheekanna, Michael Matuszewski, Sean McCoy, Joshua Morgan, Shareq Mohd Nazir, and Andrea Ramirez. Towards improved guidelines for cost evaluation of carbon capture and storage, 2021.
- [97] Edward S. Rubin, Inês M.L. Azevedo, Paulina Jaramillo, and Sonia Yeh. A review of learning rates for electricity supply technologies. *Energy Policy*, 86:198–218, 2015.
- [98] Francesco Sabatino, Alexa Grimm, Fausto Gallucci, Martin van Sint Annaland, Gert Jan Kramer, and Matteo Gazzani. A comparative energy and costs assessment and optimization for direct air capture technologies. *Joule*, 2021.
- [99] Francesco Sabatino, Mayank Mehta, Alexa Grimm, Matteo Gazzani, Fausto Gallucci, Gert Jan Kramer, and Martin van Sint Annaland. Evaluation of a Direct Air

- Capture Process Combining Wet Scrubbing and Bipolar Membrane Electrodialysis. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 59(15):7007–7020, 2020.
- [100] Bahareh Sadeghalvad, Hamid Ebrahimi, Niyayesh Khorshidi, and Amirreza Azadmehr. Chapter 2 - CO₂ capture by absorption. In *Emerging Carbon Capture Technologies*, pages 33–61. Elsevier, 2022.
- [101] Eloy S. Sanz-Perez, Christopher R. Murdock, Stephanie A. Didas, and Christopher W. Jones. Direct Capture of CO₂ from Ambient Air. *Chemical Reviews*, 116(19):11840–11876, 2016.
- [102] H.M. Schellevis, T.N. van Schagen, and D.W.F. Brilman. Process optimization of a fixed bed reactor system for direct air capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 110:103431, 2021.
- [103] Oliver Schmidt, Adam D. Hawkes, Ajay Gambhir, and Iain Staffell. The future cost of electrical energy storage based on experience rates. *Nature Energy*, 6:17110, 2017.
- [104] Scopus. Scopus. "<https://blog.scopus.com/about>". Abruf am 21.06.2022.
- [105] Scopus. What are Scopus secondary documents? "https://service.elsevier.com/app/answers/detail/a_id/11239/supporthub/scopus/". Abruf am 21.06.2022.
- [106] Charles A. Seipp, Neil J. Williams, Michelle K. Kidder, and Radu Custelcean. CO₂ Capture from Ambient Air by Crystallization with a Guanidine Sorbent. *Angewandte Chemie International Edition*, 56(4):1042–1045, 2017.
- [107] Soheil Shayegh, Valentina Bosetti, and Massimo Tavoni. Future Prospects of Direct Air Capture Technologies: Insights From an Expert Elicitation Survey. *Frontiers in Climate*, 3, 2021.
- [108] Katrin Sievert, Tobias S Schmidt, and Bjarne Steffen. Projecting future costs of direct air capture using component- based experience curves. 2022. 2nd International Conference on Negative CO₂ Emissions, June 14-17, 2022.
- [109] A.J. Simon, Naluahi B. Kaahaaina, S. Julio Friedmann, and Roger D. Aines. Systems analysis and cost estimates for large scale capture of carbon dioxide from air. *Energy Procedia*, 4:2893–2900, 2011. 10th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies.
- [110] Anshuman Sinha, Lalit A. Darunte, Christopher W. Jones, Matthew J. Realff, and Yoshiaki Kawajiri. Systems Design and Economic Analysis of Direct Air C]apture of

- CO₂ through Temperature Vacuum Swing Adsorption Using MIL-101(Cr)-PEI-800 and mmen-Mg₂(dobpdc) MOF Adsorbents. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2017.
- [111] Anshuman Sinha and Matthew J. Realf. A parametric study of the techno-economics of direct CO₂ air capture systems using solid adsorbents. *AIChE Journal*, 2019.
- [112] Skytree. Skytree - ERSA. "https://solarimpulse.com/companies_file/skytree.eu-1.pdf". Abruf am 31.05.2022.
- [113] Robert Socolow, Michael Desmond, Roger Aines, Jason Blackstock, Olav Bolland, Tina Kaarsberg, Nathan Lewis, Marco Mazzotti, Allen Pfeffer, Karma Sawyer, Jeffrey Sirola, Berend Smit, and Jennifer Wilcox. *Direct Air Capture of CO₂ with Chemicals: A Technology Assessment for the APS Panel on Public Affairs*. American Physical Society, 2011.
- [114] Detlef Stolten, Peter Markewitz, Thomas Schöb, Felix Kullmann, Stanley Risch, Theresa Groß, Maximilian Hoffmann, David Franzmann, Tobias Triesch, Stefan Kraus, Rachel Maier, Bastian Gillessen, Heidi Heinrichs, Noah Pflugradt, Thomas Grube, Jochen Linssen, and Leander Kotzur. *Neue Ziele auf alten Wegen? Strategien für eine treibhausgasneutrale Energieversorgung bis zum Jahr 2045*, volume 577 of *Schriften des Forschungszentrums Jülich Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment*. Forschungszentrum Jülich GmbH Zentralbibliothek, Verlag, Jülich, 2022.
- [115] Gavin P. Towler and R. K. Sinnott. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Elsevier/Butterworth-Heinemann, Amsterdam ; Boston, 2008.
- [116] William Townsend and Grant Faber. Capital equipment cost database (2021). "<https://assessccus.globalco2initiative.org/wp-content/uploads/Capital-Equipment-Cost-Database.xlsx>". Abruf am 01.09.2022.
- [117] Tero Tynjälä. Chapter 11 - techno-economic analysis and optimization models for CO₂ capture processes. In *Emerging Carbon Capture Technologies*, pages 321–345. Elsevier, 2022.
- [118] Umweltbundesamt. Atmosphärische Treibhausgas-Konzentrationen. "<https://www.umweltbundesamt.de/daten/klima/atmosphaerische-treibhausgas-konzentrationen#kohlendioxid->". Abruf am 09.10.2022.

- [119] Umweltbundesamt. Nationalen Emissionshandel verstehen. "https://www.dehst.de/DE/Nationaler-Emissionshandel/nEHS-verstehen/neh-verstehen_node.html". Abruf am 23.10.2022.
- [120] Florian Unterfrauner. Grundstückspreise 2022: So viel müssen sie in Deutschland zahlen. "<https://www.drklein.de/grundstueckspreise.html>". Abruf am 04.10.2022.
- [121] R. Veneman, Wenying Zhao, Zhenshan Li, Ningsheng Cai, and Wim Brilman. Adsorption of CO₂ and H₂O on supported amine sorbents. *Energy Procedia*, 63:2336–2345, 2014.
- [122] O. Verf. CO₂-transport. "https://www.enargus.de/pub/bscw.cgi/d1956-2/*/*CO2-Transport.html?op=Wiki.getwiki". Abruf am 03.08.2022.
- [123] O. Verf. Peptide. "<https://www.spektrum.de/lexikon/biologie/peptide/50151>". Abruf am 05.07.2022.
- [124] Peter Viebahn, J. v.d. Horst, Alexander Scholz, and Ole Zelt. Technologiebericht 4.4 Verfahren der CO₂-Abtrennung aus Faulgasen und Umgebungsluft innerhalb des Forschungsprojekts TF-Energiewende. 2018.
- [125] Dr. Sahag Voskian and Jonte Boysen. This is CDR Ep. 30: Verdox's Electrochemical DAC - with Dr. Sahag Voskian and Jonte Boysen. "https://www.youtube.com/watch?v=Av_Sbd2cx3s&ab_channel=OpenAir". Abruf am 31.05.2022.
- [126] Sahag Voskian and T. Alan Hatton. Faradaic electro-swing reactive adsorption for CO₂ capture. *Energy Environ. Sci.*, 12:3530–3547, 2019.
- [127] Jan F. Wiegner, Alexa Grimm, Lukas Weimann, and Matteo Gazzani. Optimal Design and Operation of Solid Sorbent Direct Air Capture Processes at Varying Ambient Conditions. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 61(34):12649–12667, 2022.
- [128] Romesh Pramodya Wijesiri, Gregory Paul Knowles, Hasina Yeasmin, Andrew Forbes Alexander Hoadley, and Alan Loyd Chaffee. Technoeconomic Evaluation of a Process Capturing CO₂ Directly from Air. *Processes*, 7(8), 2019.
- [129] Jennifer Wilcox, Peter C Psarras, and Simona Liguori. Assessment of reasonable opportunities for direct air capture. *Environmental Research Letters*, 12(6):065001, 2017.

- [130] Neil J. Williams, Charles A. Seipp, Flavien M. Brethomé, Ying-Zhong Ma, Alexander S. Ivanov, Vyacheslav S. Bryantsev, Michelle K. Kidder, Halie J. Martin, Erick Holguin, Kathleen A. Garrabrant, and Radu Custelcean. CO₂ Capture via Crystalline Hydrogen-Bonded Bicarbonate Dimers. *Chem*, 5(3):719–730, 2019.
- [131] Jan Andre Wurzbacher. *Development of a temperature-vacuum swing process for CO₂ capture from ambient air*. PhD thesis, ETH Zurich, 2015.
- [132] Jan Andre Wurzbacher, Christoph Gebald, Samuel Brunner, and Aldo Steinfeld. Heat and mass transfer of temperature–vacuum swing desorption for CO₂ capture from air. *Chemical Engineering Journal*, 283:1329–1338, 2016.
- [133] Jan Andre Wurzbacher, Christoph Gebald, Nicolas Piatkowski, and Aldo Steinfeld. Concurrent Separation of CO₂ and H₂O from Air by a Temperature-Vacuum Swing Adsorption/Desorption Cycle. *Environmental Science & Technology*, 46(16):9191–9198, 2012.
- [134] Jan Andre Wurzbacher, Christoph Gebald, and Aldo Steinfeld. Separation of CO₂ from air by temperature-vacuum swing adsorption using diamine-functionalized silica gel. *Energy & Environmental Science*, 2011.
- [135] John Young, Noah McQueen, Charithea Charalambous, Spyros Foteinis, Olivia Hawrot, Manuel Ojeda, Hélène Pilorg e, John Andresen, Susana Garcia, and Peter Psarras. Minimising the cost of direct air capture with intelligent policy design and technology deployment. *2nd International Conference on Negative CO₂ Emissions*, 2022.
- [136] Frank Zeman. Reducing the Cost of Ca-Based Direct Air Capture of CO₂. *Environmental Science & Technology*, 48(19):11730–11735, 2014.
- [137] Arno W. Zimmermann, Johannes Wunderlich, Leonard Müller, Georg A. Buchner, Annika Marxen, Stavros Michailos, Katy Armstrong, Henriette Naims, Stephen McCord, Peter Styring, Volker Sick, and Reinhard Schom acker. Techno-economic assessment guidelines for CO₂ Utilization. *Frontiers in Energy Research*, 2020.

Anhang

Anhang A: Technology Readiness Level (TRL) [91]

- **TRL 1** Grundprinzipien beobachtet und berichtet
- **TRL 2** Technologiekonzept formuliert
- **TRL 3** Experimenteller Nachweis des Konzepts
- **TRL 4** Technologie validiert im Labor
- **TRL 5** Technologie validiert in Einsatzumgebung
- **TRL 6** Technologie demonstriert in der Einsatzumgebung
- **TRL 7** Demonstration des Systemprototyps in einer betrieblichen Umgebung
- **TRL 8** System vollständig und qualifiziert
- **TRL 9** Tatsächliches System in Betriebsumgebung erprobt

Anhang B: Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien

Übersicht der Tabellen -Systematische Literaturrecherche TEA

- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Allgemein (1)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Allgemein (2)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (1)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (2)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (3)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (4)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (5)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (1)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (2)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (3)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (4)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (5)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Weitere Verfahren (1)
- Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Weitere Verfahren (2)

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Allgemein (1)

Referenz			House, K., et. al. (2011) [55]	Nemet, G. u. Brandt, A. (2011)[85]	Simon, A., et. al. (2011) [109]		
Betrachtungsjahr			2011	2012	2011		
Datenquelle			Literatur, neu berechnete Werte	Literatur	Berechnung mit Excel		
Betrachtungsfall		Prozess	Unspez.	DAC-Anlage für Kraftstoffe	Unspezifischer Prozess		
Umrechnung \$/€			0,7192	0,7789	Ref..	Opt.	Pess.
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	-	500	0,4	0,4	0,4
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	-	-	-	-
CO ₂ -Reinheit		[%]	99	-	-	-	-
Sorptionsmittel			Unspezifisch	Unspez.	Unspez.	Unspez.	Unspez.
Tempera- turniveau		[°C]	-	-	-	-	-
		[°C]	-	-	-	-	-
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	3155,8	-	-	-	-
	Quelle	-	-	-	-	-	-
	Kosten	[€/MWh _{el}]	75-150	-	Mittel	Gering	Hoch
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	-	-	-	-	-
	Quelle	-	-	-	Erdgas		
	Kosten	[€/MWh _{th}]	-	-	-	-	-
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	-	-	899	449,5	2247,5
	OPEX	[€/t _{CO2}]	-	55,74	22,48	6,74	78,66
	Skalie- rungs- faktor	[-]	-	-	-	-	-
	WACC	[%]	-	2	10,6	10,6	10,6
	Lebens- dauer	[Jahre]	-	50	30	30	30
Abschei- dekosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	719,20	79,45	244,49	71,92	899
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	215,76	24,15	-	-	-
Systemgrenzen			DAC, keine CO ₂ - Kompression	DAC, keine CO ₂ - Kompression	DAC, Wasseraufbereitung, CO ₂ -Kompression, Sequestration		
Kostenreduzie- rungspotential			-	Verwendung für Kraftstoffe, Gesetzgebung	Energiequelle		

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Allgemein (2)

Referenz			Broehm, M., et. al. (2015) [12]			Lackner, K., et. al. (2021) [68]	
Betrachtungsjahr			2015			2021	
Datenquelle			Literatur			Literatur	
Betrachtungsfall			Unspezifischer Prozess			Kostenmodell (Buy-down-Effekt, Learning by doing), Lernrate ca. 20%	
			Real.	Pess.	Opt.		
Umrechnung \$/€			0,9019			0,8443	
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	1000	1000	1000	1	
CO ₂ -Konz.		[ppm]	-	-	-	400	
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	-	-	
Sorptionsmittel			Unspez.	Unspez.	Unspez.	Unspez.	
Temperaturniveau		[°C]	-	-	-	-	
		[°C]	-	-	-	-	
Energiebedarf		Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	416,67	305,56	527,78	-
		Quelle	-	Agnostisch			-
		Kosten	[€/MWh _{el}]	-	-	-	-
		Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	2222,22	1666,67	2777,78	-
		Quelle	-	Agnostisch			-
		Kosten	[€/MWh _{th}]	-	-	-	-
Wirtschaftlichkeit		CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	1443,04	270,57	2705,7	396 €/t _{CO2}
		OPEX	[€/t _{CO2}]	90,19	9,02	180,38	25,33
		Skalierungsfaktor	[-]	-	-	-	-
		WACC	[%]	-	-	-	-
		Lebensdauer	[Jahre]	-	-	-	50
Abscheidungskosten		Prognose	[€/t _{CO2}]	180,38	90,19	496,05	422,15
		Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	85,68	36,08	126,27	84,43
Systemgrenzen			DAC, keine CO ₂ -Kompression			DAC, CO ₂ -Kompression	
Kostenreduzierungspotential			Abwärmeintegrierung			Hochskalierung	

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (1)

Referenz		Socolow, R., et. al. (2011) - APS-Bericht [113]		Holmes, G. u. Keith, D. (2012) - Betrachtung nur Absorp. [52]	Mazotti, M., et. al. (2013) [77]
Betrachtungsjahr		2010, Komponenten: 2009		2012 (Kontaktor: 2008-2009)	2013
Datenquelle		Literatur, Modell nach Baciocchi, R., et. al. (2006)		-	APS-Bericht , Optimierung mit MatLab, Berechnung Druckverlust Sulcol 3.0
Betrachtungsfall		baufähiges Benchmarksystem		Kontaktor → Designoptimierung	APS-Modell, 3 Packungsmaterialien (Mellapak-250Y, Mellapak-500Y, Mellapak-CC)
		Opt.	Real.		
Umrechnung \$/€		0,7559 (2010)/0,7190 (2009)		0,7532	0,7532
Kapazität	[kt _{CO2} /a]	1000	1000	1000	1000
CO ₂ -Konz.	[ppm]	500	500	400	500
CO ₂ -Reinheit	[%]	-	-	-	-
Absorptionsmittel		NaOH, Ca(OH) ₂		NaOH	NaOH, Ca(OH) ₂
Temperaturniveau	Absorp.	[°C]	25	25	Umgebung
	Kalz.	[°C]	900	900	-
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	494,44	494,44	-
	Quelle	-	US-Stromnetz		Stromnetz
	Kosten	[€/MWh _{el}]	53,67	53,67	62,31
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	2250	2250	-
	Quelle	-	Erdgas		-
	Kosten	[€/MWh _{th}]	15,48	15,48	-
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	1582	2085,1	-
	OPEX	[€/t _{CO2}]	122,23	83,4	-
	Faktor	[-]	4,5 (6)	6	-
	WACC	[%]	10,3	10,3	-
	Lebensdauer	[Jahre]	20	20	-
Abscheidkosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	309,17	395,45	267,16
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	-	-	-
Systemgrenzen		DAC, CO ₂ -Kompression (bis 100 bar)		DAC, keine CO ₂ -Kompression	DAC, CO ₂ -Kompression (bis 100 bar)
Kostenreduzierungspotential		Sorptionmittel, Kontaktor: Konstruktion/ Packungsmaterial		Kontaktor: Konstruktionsdesign	Kontaktor: Packungsmaterial

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (2)

Referenz			Zeman, F. (2014) [136]	Keith, D., et. al. (2018) - (Carbon Engineering) [62]			
Betrachtungsjahr			2014	2018			
Datenquelle			APS-Bericht (2011)	Pilotanlage (CE-Squamish), Simulationswerte			
Betrachtungsfall			Kontaktor-modifikationen (Grundlage: APS-Bericht u. späteren Veröffentlichungen)	Benchmarksystem			
				Basis: Gasbe-feuert/ CO ₂ -Kom- pression auf 15 MPa	Basis: Gasbe- feuert n-te Anlage	Gas- und Stro- mein- satz/ CO ₂ - Komp. auf 15 MPa	Gas- und Strom/ CO ₂ - Komp. auf 0,1 MPa, O ₂ zum Nulltarif
Umrechnung \$/€			0,7557	0,8476			
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	1000	1000	1000	1000	1000
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	400	400	400	400
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	97,1	97,1	97,1	97,1
Absorptionsmittel			NaOH, Ca(OH) ₂	KOH, Ca(OH) ₂			
Tempera- turniveau	Absorp.	[°C]	25	Umg.	Umg.	Umg.	Umg.
	Kalz.	[°C]	900	900	900	900	900
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	460	0	0	366	77
	Quelle	-	Stromnetz	-	-	Stromnetz	
	Kosten	[€/MWh _{el}]	53,65	-	-	25,43-50,86	
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	1861,11	2447,2	2447,2	1458,3	1458,3
	Quelle		Erdgas	Erdgas	Erdgas	Erdgas	Erdgas
	Kosten	[€/MWh _{th}]	1,33	10,68	10,68	10,68	10,68
Wirtschaft- lichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	354	971,35	672,15	588,23	516,19
	OPEX	[€/t _{CO2}]	438,31	35,60	25,43	22,04	19,49
	Faktor	[-]	4,5	3,2	3,2	3,2	3,2
	WACC	[%]	10,3	5,6/ 11,7	5,6/ 11,7	5,6/ 11,7	5,6/ 11,7
	Lebens- dauer	[Jahre]	20	25	25	25	25
Abschei- dekosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	438,31-233,51 *Vermeidungs- kosten	142,40; 196,64	106,80; 144,10	95,78- 105,10; 128,84- 138,16	79,67- 82,22; 108,49- 110,19
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	-	-	-	-	-
Systemgrenzen			DAC, CO ₂ - Kompression (bis 10 bar)	DAC, CO ₂ - Kompression (bis 150(10) bar)			
Kostenreduzie- rungspotential			Modifizierung Kontator	Vollelektrische Variante, Verwendung eines Membran verstärktem Swing-DAC-Prozess			

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (3)

Referenz			Efimova, O. (2018) [35]	Fasihi, M, et. al. (2019) [42]	NASEM (2019)[84]	
Betrachtungsjahr			2020	2020	2012/ 2018	
Datenquelle			Literatur, neuberechnete Werte	Literatur, neuberechnete Werte	Literatur (Kosten aus Holmes, G. und Keith, D. (2012), Keith, D. et. al. (2018)	
Betrachtungsfall			Vollelektrisches Modell	Vollelektrisches Modell	Allg. System	Fall Solar,
			Konserv. Szenario - 50 % Implement. + 10 % Lernrate	Konserv. Szenario - 50 % Imp. + 10 % Lernrate	Erdgas/ Elektri- zität (Basis)	Speiche- rung, H ₂ - Kalzinator
Umrechnung \$/€			1,33 €//\$	-	0,8476	
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	1000	1000	1000	1000
CO ₂ -Konz.		[ppm]	500	400	400	400
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	>97	98	98
Absorptionsmittel			KOH, Ca(OH) ₂	KOH, Ca(OH) ₂	KOH, Ca(OH) ₂	
Tempera- turniveau	Absorp.	[°C]	Umgebung	Umgebung	25	25
	Kalz.	[°C]	900	900	900	900
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	1380	1535	205,56- 461,11	3222,22- 5500
	Quelle	-	Elektrisch (Agnostisch)	Elektrisch (Agnostisch)	Strom- netz	Solar
	Kosten	[€/MWh _{el}]	20	50	50,86	-
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	0	0	2138,89- 2972,22	2138,89- 2972,22
	Quelle		-	-	Erdgas	H ₂ aus Elektro- lyse
	Kosten	[€/MWh _{th}]	-	-	9,92	-
Wirtschaft- lichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	1583	815	572,13- 1063,74	1628,24- 2580,94
	OPEX	[€/t _{CO2}]	47,79	30,16	55,94- 95,78	73,74- 115,27
	Faktor	[-]	-	-	1,5/ 4,5	1,5/ 4,5
	WACC	[%]	7	7	11,5	11,5
	Lebens- dauer	[Jahre]	30	25	30	30
Abschei- dekosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	433 (4000 Vls); 334 (8000 Vls)	286 (4000 Vls); 268 (8000 Vls)	124,60- 223,767	268,69- 424,65
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	120 (4000 Vls); 84 (8000 Vls)	80 (4000 Vls); 71 (8000 Vls)	-	-
Systemgrenzen			DAC, keine CO ₂ - Komp.	DAC, keine CO ₂ - Komp.	DAC, keine CO ₂ - Kompression	
Kostenreduzie- rungspotential			Verbesserung Kontaktor, kostengünstiger Strom, erhöhte Nachfrage	Verbesserung Kontaktor, kostengünstiger Strom	Packungsmaterial, Kreuzstrom- Konnektor, Energiequelle	

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (4)

Referenz			Daniel, T., et. al. (2022) [31]	McQueen, N., et. al. (2021) [78]		Sabatino, F., et. al. (2021) [98]
Betrachtungsjahr			2021	2021		2021
Datenquelle			Literatur	Literatur		Literatur
Betrachtungsfall			DACCU mit Festoxidelektrolyseeinheit	Kontaktor: Horizontaler (HF)/ vertikaler Fluss (VF)		Modellierung AspenPlus mit MatLab
			Basis	Erdgas Basis	Elektr. System (7 Fälle)	Optimierung Prozessparameter
Umrechnung \$/€			0,846	0,8762		0,8443
Kapazität	[kt _{CO2} /a]		-	1000	1000	-
CO ₂ -Konz.	[ppm]		400	400	400	400
CO ₂ -Reinheit	[%]		97	≥ 98	≥ 98	94,7
Absorptionsmittel			KOH, Ca(OH) ₂	KOH, Ca(OH) ₂		KOH, Ca(OH) ₂
Temperaturniveau	Absorp.	[°C]	Umgebung	Umg.	Umgebung	25
	Kalz.	[°C]	900-1600	900	900	900
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	486417,66	416,67/472,22	2633,89/3333,33	322,22-397,22
	Quelle	-	Agnostisch	Erdgas-Turbine	Erdgas/ Elekt., Solar, Wind, Kernenergie, Geothermie	Agnostisch
	Kosten	[€/MWh _{el}]	118,44	87,62/86,74	166,48-46,44	8,44-84,43
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	0	1611,11/2000	1611,11/ 2000	1402,78
	Quelle		-	Erdgas	Erdgas/ Elekt., Solar, Wind, Kern., Geoth.	Agnostisch
	Kosten	[€/MWh _{th}]	-	87,62/86,74	166,48-46,44	8,44-84,43
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	2.876.400.000 € (Gesamt)	900,80/	820,20/	-
	OPEX	[€/t _{CO2}]	680.184.000 €	1776,06	1693,60	-
	Faktor	[-]	-	VF:4,5, HF: 3,5	VF:4,5, HF: 3,5	-
	WACC	[%]	7	8,5	8,5	10
	Lebensdauer	[Jahre]	25	20	20	20
Abscheidungskosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	323,17	192,764/341,718	Geoth.: 219,05/ 385,53 Solar: 403,05/ 604,58	<168,86 (graph. Darstellung)
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	147,20	-	-	-
Systemgrenzen			DAC, Elektrolyse, keine CO ₂ -Komp. (direkt)	DAC, Energiesystem, CO ₂ - Komp. (bis 150 bar)		DAC, CO ₂ -Komp. (bis 150 bar)
Kostenreduzierungspotential			Synthesegaspreis, Stromkosten, Lebensdauer	Kombination mit preisgünstigen erneuerbaren Energiequellen		Optimierung Prozessparameter

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - HT-DAC-Verfahren (5)

Referenz			Marchese, M., et. al. (2021) [75]		Hanna, R., et. al. (2021) [51]			
Betrachtungsjahr			2019		2018			
Datenquelle			Literatur, Simulation Aspen Plus		Literatur, Modellierung in MatLab			
Betrachtungsfall			DAC (Design: CE) mit Fischer-Tropsch-Synthese, Wärmeintegration, -rückgewinnung		Modellierung kriegsähnlicher Einsatz von DAC als pol. Antwort auf Klimakrise (viele Szenarien, aber nur grap. Darstellungen, Angabe der angebenen Werte)			
			Erdgas	Elektr.	HT-Gas (CE)	HT- Gas (NA-SEM)	HT- Elektr.	HT- Wasserstoff
Umrechnung \$/€			1,145 €/ \$		0,8476			
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	250	250	1000	1000	1000	100
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	400	-	-	-	-
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	-	-	-	-
Absorptionsmittel			KOH, Ca(OH) ₂		KOH, Ca(OH) ₂			
Temperaturniveau	Absorp.	[°C]	25	25	Umg.	Umg.	Umg.	Umg.
	Kalz.	[°C]	900	900	900	900	-	-
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	962120 (Gesamt)	707270 (Ges.)	366	594	4358	5497
	Quelle		Stromnetz	Elektr. (Wasserkraft)	Erdgas	Erdgas	Elektrisch	Wasserstoff
	Kosten	[€/MWh _{el}]	75	41,05	61,11	61,11	-	-
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	168200 (Ges.)	111800 (Ges.)	1472,22	3388,89	0	0
	Quelle		Erdgas	Elektr. (Wasserk.)	Erdgas	Erdgas	-	-
	Kosten	[€/MWh _{th}]	11,30	41,05	61,11	61,11	-	-
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	1.871.000.000 € (Ges.)	1.440.000.000 € (Ges.)	892,52	1130,7	651,8	1790,13
	OPEX	[€/t _{CO2}]	1.996.300.000 €/a	1.465.600.000 €/a	32,38	50,26	31,62	76,03
	Faktor	[-]	-	-	-	-	-	-
	WACC	[%]	9	9	0	0	0	0
	Lebensdauer	[Jahre]	25	25	25	25	25	25
Abscheidungskosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	282	264	-	-	-	-
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	-	-	*2075: 90,69-255,13		*2075: 131,38-410,24	*2075: 233,09-553,48
Systemgrenzen			DAC, FT-Synthese, CO ₂ -Komp.		DAC, CO ₂ -Kompression (bis 15 bar)			
Kostenreduzierungspotential			Wärmeintegration, -rückgewinnung, Stromquelle		Energiequelle			

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (1)

Referenz			Sinha, A., et. al. (2016) [110]		Krekel, D., et. al. (2018) [66]		
Betrachtungsjahr			2016		2017		
Datenquelle			Literatur		Literatur, Neuberechnete Werte		
Betrachtungsfall			2 MOF, Kostenschätzung: Energiebedarf, Sorptionsmittel		Modellierung Systementwurf mit Zyklon - Systemlayout Zhang, et. al. (2014)		
Umrechnung \$/€			0,9039		0,887		
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	0,001	0,001	14,15	14,15	14,15
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	400	500	500	500
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	100	100	100
Absorptionsmittel			MIL-101(Cr)-PEI-800	mmen-Mg ₂ (dobpdc)	Amine/Imine (Polyethylenimin)		
Temperaturniveau	Adsorp.	[°C]	25	25	20	20	20
	Desorp.	[°C]	135-480	135-480	130	130	130
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	1420 (Zus.)	997 (Zus.)	1013,89	1013,89	1013,89
	Quelle		Agnostisch	Agnostisch	Erdgas	Wind	Solartherm.
	Kosten	[€/MWh _{el}]	-	-	58,63	88,70	266,10
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	1420 (Zus.)	997 (Zus.)	0 (652,78)	0 (652,78)	0 (652,78)
	Quelle		Dampf	Dampf	Abwärme (Wärmerück.)		
	Kosten	[€/MWh _{th}]	-	-	-	-	-
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	65,96-124,70 €/t _{CO2}	53,31-171,68 €/t _{CO2}	3631,8	-	-
	OPEX	[€/t _{CO2}]	1,81 (Vakuum.)	0,90 (Vakuum.)	997,88	-	-
	Faktor	[-]	4 (Adsorptm.)	4 (Adsorptm.)	-	-	-
	WACC	[%]	-	-	7,2	7,2	7,2
	Lebensdauer	[Jahre]	10	10	20	20	20
Abscheidungskosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	67,77-126,50	54,22-171,68	702,5	730,89	923,37
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	(nur Adsorptm.)		*Vermeidungskosten		
Systemgrenzen			5-Stufiger TVSA-Zyklus, keine CO ₂ -Komp.		DAC (kontinuierl. Betrieb, Integrierung Zyklon), CO ₂ -Komp. (bis 10 bar)		
Kostenreduzierungspotential			Sorptionsmittel		Abwärmennutzung, Wärmeintegration, -rückgewinnung, natürlicher Luftzug, Materialien/ Systemdesign		

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (2)

Referenz			Efimova, O. (2018) [35]	Fasihi, M, et. al. (2019) [42]		Sinha, A. u. Realff, M. (2019)[111]
Betrachtungsjahr			2020	2020		2019
Datenquelle			Literatur, neuberechnete Werte	Literatur, neuberechnete Werte		Literatur, Simulation mit gPROMS V 4.0
Betrachtungsfall						3 Szenarien (Worst-Case, Best-Case, Mittel), Temperaturwechsel: Niederdruckdampf, Angabe mittlere Schätzungen
Umrechnung \$/€			1,33 €//\$	-		0,8814
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	-	360	360	1000
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	400	400	-
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	>99	>99	95
Adsorptionsmittel			spezif. Sorpti- onmaterial	spezifisches Sorptionsmaterial		spezif. Sorptionsmaterial
Tempera- turniveau	Adsorp.	[°C]	Umgebung	Umg.	Umg.	Umg.
	Desorp.	[°C]	100	100	100	87
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	250	250	250	152,78-311,11
	Quelle	-	Agnostisch	Agnostisch		Agnostisch
	Kosten	[€/MWh _{el}]	20	50	50	68,07
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	1750	1750	1750	944,44-1333,33
	Quelle		Abwärme	Wärme- pumpe	Abwärme	Dampf
	Kosten	[€/MWh _{th}]	8	20	20	0,0013 €/kg
Wirtschaft- lichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	730	730	730	65,40-175,49 €/t _{CO2}
	OPEX	[€/t _{CO2}]	29,20	29,20	29,20	10,04-19,60 €/t _{CO2}
	Faktor	[-]	-	-	-	-
	WACC	[%]	7	7	7	-
	Lebens- dauer	[Jahre]	20	20	20	10
Abschei- dekosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	133 (4000 Vls); 133 (8000 Vls)	289 (4000 Vls); 222 (8000 Vls)	226 (4000 Vls); 133 (8000 Vls)	75,80-194,79 (Worst-Case: 938,69; Best-Case: 12,33)
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	31 (4000 Vls); 31 (8000 Vls)	80 (4000 Vls); 54 (8000 Vls)	56 (4000 Vls); 32 (8000 Vls)	-
Systemgrenzen			DAC, keine CO ₂ -Komp.	DAC, keine CO ₂ - Kompression		5-Stufiger TVSA, keine CO ₂ -Komp.
Kostenreduzie- rungspotential			Abwärme, Kon- taktaktor, preis- werter Strom, erhöhte Nachf.	Integrierung Wärmepumpe/ Abwärme		-

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (3)

Referenz			Wijesiri, R., et. al. (2019) [128]		NASEM (2019) [84]
Betrachtungsjahr			2019		2012/2018
Datenquelle			Laborergebnisse, Simulationswerte mit MatLab		Literatur
Betrachtungsfall			Basisfall		TVSA-Mittlerer Bereich (2 (gering) - 4 (hoch)) - Fall: Erdgas/ Erdgas
			Trockene Luft (rF: 0 %, 25 °C)	Feuchte Luft (rF: 39 %, 22 °C)	
Umrechnung \$/€			0,8814		0,8476
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	-	-	1000
CO ₂ -Konz.		[ppm]	420	420	400
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	99
Adsorptionsmittel			Polyethylenimin (PEI) beladenen mesozellulären Silizium-Schaumstoff		spezif. Sorptionsmaterial (k.A.)
Temperaturniveau	Adsorp.	[°C]	25	25.	25
	Desorp.	[°C]	100	100	87
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	544,44	655,56	1152,78-311,11
	Quelle		Solarthermisches Warmwassersystem, Photovoltaik		Erdgas (Wind, Solar, Kern-energie, Kohle)
	Kosten	[€/MWh _{el}]	88,14	88,14	50,86
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	3661,11	4363,89	944,44-1333,33
	Quelle		Solarthermisches Warmwassersystem, Photovoltaik		Erdgas (Solar, Kernenergie, Kohle)
	Kosten	[€/MWh _{th}]	44,07	44,07	9,92
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	-	-	67,48-174,10
	OPEX	[€/t _{CO2}]	-	-	6,66-18,85
	Faktor	[-]	3 (Adsorptionm.)		4/ 6
	WACC	[%]	10	10	0
	Lebensdauer	[Jahre]	20	20	10
Abscheidkosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	539,42	579,08	74,59-193,25
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	-	-	-
Systemgrenzen			DAC, keine CO ₂ -Kompression		DAC, keine CO ₂ -Kompression
Kostenreduzierungspotential			Optimierung Prozessparameter		Optimierung Prozessparameter

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (4)

Referenz			Breyer, C., et. al. (2019) [11]		McQueen, N., et al. (2020) [81]		
Betrachtungsjahr			2018		2019		
Datenquelle			Literatur (Fasihi, et. al. 2019), Modellierung mit LUT-Energiesystemmodell		Literatur, Prozess aus NASEM-Studie		
Betrachtungsfall			DAC mit Energieversorgung aus EE in Maghreb-Region (2050) - Kons. Betrachtung		Kostenanalyse DAC und Sequestrierung in Verbindung mit kohlenstoffarmer Wärmeenergie in USA		
			Lernrate: 10 %	Lernrate: 15 %	Basisfall	Geothermie	Kernenergie
Umrechnung \$/€			0,8476		0,8814		
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	11000000	22000000	100	100	100
CO ₂ -Konz.		[ppm]	-	-	400	400	400
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	97,1	97,1	97,1
Adsorptionsmittel			spezif. Sorptionsmittel (k.A.)		spezif. Sorptionsmaterial (k.A.)		
Temperaturniveau	Adsorp.	[°C]	25	25	Umg.	Umg.	Umg.
	Desorp.	[°C]	100	100	100	100	100
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	182	182	416,67	416,67	416,67
	Quelle		Photovoltaik, Wind (Onshore), Speicherung in Batterien		US-Stromnetz		
	Kosten	[€/MWh _{el}]	Solar: 12,8 Wind: 26		52,88	52,88	52,88
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	1102	1102	1250	1250	1250
	Quelle		Elektr. Kompressionswärmepumpe		Basisfall	Geothermie	Kernenergie
	Kosten	[€/MWh _{th}]	-	-	8,88	0	12,37
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	196	196	-	-	-
	OPEX	[€/t _{CO2}]	7,84	7,84	-	-	-
	Faktor	[-]	-	-	4,5	4,5	4,5
	WACC	[%]	7	7	12,5	12,5	12,5
	Lebensdauer	[Jahre]	30	30	10	10	10
Abscheidkosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	-	-	196,55	180,69	205,37
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	55,3	45,6	-	-	-
Systemgrenzen			Energieversorgung, DAC, keine CO ₂ -Komp.		5-stufiger TVSA-Zyklus, keine CO ₂ -Komp.		
Kostenreduzierungspotential			Energieversorgung mit EE in Gebieten mit optimalen klimatischen Voraus.		Abwärmeintegration		

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - NT-DAC-Verfahren (5)

Referenz			Sabatino, F., et. al. (2021) [98]	Hanna, R., et. al. (2021) [51]
Betrachtungsjahr			2021	2018
Datenquelle			Literatur, Modellierung mit Matlab	Literatur, Modellierung mit MatLab
Betrachtungsfall			Optimierung Prozessparameter - 4 Sorptionsmittel	Modellierung kriegsähnlicher Einsatz von DAC als politische Antwort auf Klimakrise (viele Szenarien, aber meist nur graph. Darstellungen)
				Referenzsystem - NASEM (2019)
Umrechnung \$/€			0,8443	0,8476
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	-	1000
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	-
CO ₂ -Reinheit		[%]	94,7	-
Adsorptionsmittel			PAPDES-NFC, Tri-PE-MCM-41, MIL-101(Cr)-PEI-800, Lewatit VP OC 106	spezif. Sorptionsmaterial (k.A.)
Temperaturniveau	Adsorp.	[°C]	25	Umgebung
	Desorp.	[°C]	max. 120	150
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	222,22-500	444
	Quelle		Agnostisch	Abwärme, Verbrennung (Erdgas), Wärmepumpe
	Kosten	[€/MWh _{el}]	8,44-84,43	-
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	1111,11-3277,78	1333,33
	Quelle		Agnostisch	Abwärme, Verbrennung (Erdgas), Wärmepumpe
	Kosten	[€/MWh _{th}]	8,44-84,43	-
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	-	1839,29
	OPEX	[€/t _{CO2}]	-	19,75
	Faktor	[-]	-	-
	WACC	[%]	10	0
	Lebensdauer	[Jahre]	20	25
Abscheidungskosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	<168,86 (nur graph. Darstellung, im Vgl. am geringsten)	-
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	-	55,94-215,29
Systemgrenzen			DAC, CO ₂ -Kompression	DAC, CO ₂ -Komp. (bis 15 bar)
Kostenreduzierungspotential			Optimierung Prozessparameter	Energiequelle

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Weitere Verfahren (1)

Referenz			Feuchtigkeits- wechseladsorption - Lackner, K. (2009) [69]	Absorption- Regenerations- verfahren mit Monoethanolamin (MEA) - Kiani, A., et. al. (2020) [63]	
Betrachtungsjahr			2009	2020: Kosten: 1.Qtr. 2016	
Datenquelle			Schätzung ohne weitere Nach- weise und Studien	Literatur, Simulation mit Aspen Plus	
Betrachtungsfall			Kostenschätzung für festes Sorptions- mittel mit Befeuchtung - System für Frachtcontainer	Konventionelles MEA- Absorptionsverfahren	
				Basis	Designopti- mierung
Umrechnung \$/€			0,7190	0,8476/ 0,9076	
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	0,365	2,3	2,3
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	400	400
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	-
Sorptionsmittel			Ionenaustausch- harz	Monoethanolamin (30 %wt)	
Tempera- turniveau	Adsorp.	[°C]	Umgebung	25	25
	Desorp.	[°C]	45 (Wasserdampf)	Verdampfer: 123	
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	315,58	1452	1452
	Quelle		Agnostisch	Agnostisch	
	Kosten	[€/MWh _{el}]	35,95	90,76	90,76
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	-	2972,22	2972,22
	Quelle		Selbsterhitzung	Agnostisch	
	Kosten	[€/MWh _{th}]	-	32,67	32,67
Wirtschaft- lichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	393,98; zukünftig: 54,79	937,55 €/t _{CO2}	287,71 €/t _{CO2}
	OPEX	[€/t _{CO2}]	-	596,29	325,83
	Faktor	[-]	-	-	-
	WACC	[%]	-	8	8
	Lebens- dauer	[Jahre]	10	20	20
Abschei- dekosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	143,80	1534,75	570,75
	Zukunft (2050)	[€/t _{CO2}]	21,57	-	-
Systemgrenzen			DAC, CO ₂ - Komp. (bis 67 bar)	DAC, keine CO ₂ -Komp.	
Kostenreduzie- rungspotential			keine Erhitzung notwendig	Desorber, Optimie- rung Verpackung- material (Kunststoff), Absorptionsmittel, Material Absorber	

Ergebnisse der techno-ökonomischen Studien - Weitere Verfahren (2)

Referenz			Aminwäsche mit MEA - Kiani, A., et. al. (2021) (DACCU) [64]		Aminwäsche mit MEA - Sabatino, F., et. al. (2021) [98]	Absorption/ Elektrodialyse - Sabatino, F., et. al. (2020) [99]
Betrachtungsjahr			2020: Kosten: 2016		2021	2019
Datenquelle			Literatur, Simulation mit Aspen Plus		Literatur, Modellierung Aspen Plus mit MatLab	Literatur, Modellierung Aspen Plus mit MatLab
Betrachtungsfall			Mit Herstellung flüssiges synthetisches Methan		Optimierung Prozessparameter	Kombination Nasswäsche und Elektrodialyse (energieeffizienter)
			Ohne Wärmeintegration	Mit Wärmeintegration		
Umrechnung \$/€			0,8476/ 0,9076		0,8443	0,8705
Kapazität		[kt _{CO2} /a]	1000	1000	-	1000
CO ₂ -Konz.		[ppm]	400	400	400	400
CO ₂ -Reinheit		[%]	-	-	97	-
Sorptionsmittel			Monoethanolamin (30 %wt)		Monoethanolamin (30 %wt)	KOH
Temperaturniveau	Adsorp.	[°C]	25	25	25	21
	Desorp.	[°C]	Verdampfer: 120		Verdampfer: 124; Kondensator: 35	k.A.
Energiebedarf	Elektr. Energie	[kWh _{el} /t]	308	308	572,22/ 322,22	1489,4
	Quelle		Agnostisch		Agnostisch	Elektrisch (Agnostisch)
	Kosten	[€/MWh _{el}]	54,46	54,46	8,44-84,43	52,23
	Therm. Energie	[kWh _{th} /t]	2972,22	2972,22	5002,78/ 13377,78	-
	Quelle		Agnostisch		Agnostisch	-
	Kosten	[€/MWh _{th}]	32,67	32,67	8,44-84,43	-
Wirtschaftlichkeit	CAPEX	[€/t _{CO2} * a]	195,13	195,13	-	-
	OPEX	[€/t _{CO2}]	156,26	156,26	-	580,01
	Faktor	[-]	0,7 (Studie Kiani, A., et. al. (2020))		-	-
	WACC	[%]	8	8	10	11
	Lebensdauer	[Jahre]	20	20	20	20
Abscheidungskosten	Prognose	[€/t _{CO2}]	103,47	60,81	<168,86 (graph. Darstellung)	672,9
	Zukunft	[€/t _{CO2}]	-	-	-	-
Systemgrenzen			DAC, CO ₂ -Komp. (bis 10 bar), Methanisierung		DAC, CO ₂ -Kompression	DAC, CO ₂ - Komp. (bis 150 bar)
Kostenreduzierungspotential			Konstruktion Kontaktor, Ventile, Gebläse, Energie für Umwälzpumpen		Optimierung Prozessparameter	Bipolare Membraneinheit



Erklärung zur selbstständigen Bearbeitung einer Abschlussarbeit

Gemäß der Allgemeinen Prüfungs- und Studienordnung ist zusammen mit der Abschlussarbeit eine schriftliche Erklärung abzugeben, in der der Studierende bestätigt, dass die Abschlussarbeit „– bei einer Gruppenarbeit die entsprechend gekennzeichneten Teile der Arbeit [(§ 18 Abs. 1 APSO-TI-BM bzw. § 21 Abs. 1 APSO-INGI)] – ohne fremde Hilfe selbstständig verfasst und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt wurden. Wörtlich oder dem Sinn nach aus anderen Werken entnommene Stellen sind unter Angabe der Quellen kenntlich zu machen.“

Quelle: § 16 Abs. 5 APSO-TI-BM bzw. § 15 Abs. 6 APSO-INGI

Dieses Blatt, mit der folgenden Erklärung, ist nach Fertigstellung der Abschlussarbeit durch den Studierenden auszufüllen und jeweils mit Originalunterschrift als letztes Blatt in das Prüfungsexemplar der Abschlussarbeit einzubinden.

Eine unrichtig abgegebene Erklärung kann -auch nachträglich- zur Ungültigkeit des Studienabschlusses führen.

Erklärung zur selbstständigen Bearbeitung der Arbeit

Hiermit versichere ich,

Name: Zeisler

Vorname: Nick

dass ich die vorliegende Masterarbeit bzw. bei einer Gruppenarbeit die entsprechend gekennzeichneten Teile der Arbeit – mit dem Thema:

Die letzten Meter zur Treibhausgasneutralität –Entwicklungspotentiale bei der Abscheidung von CO₂ aus der Luft

ohne fremde Hilfe selbstständig verfasst und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt habe. Wörtlich oder dem Sinn nach aus anderen Werken entnommene Stellen sind unter Angabe der Quellen kenntlich gemacht.

- die folgende Aussage ist bei Gruppenarbeiten auszufüllen und entfällt bei Einzelarbeiten -

Die Kennzeichnung der von mir erstellten und verantworteten Teile der -bitte auswählen- ist erfolgt durch:

Hamburg

Ort

02.11.2022

Datum


Unterschrift im Original