

# **Verbund CLUSTER: Auswirkungen von Begleitstoffen in den abgeschiedenen CO<sub>2</sub>-Strömen eines regionalen Clusters verschiedener Emittenten auf Transport, Injektion und Speicherung**

## **Endbericht des Teilprojekts CLUSTER – TUHH**

### **Definition der CO<sub>2</sub>-Quellen, Quellenbilanzierung, Interaktion Quelle/Transportnetz, Schiffstransport**

**Berichtszeitraum:  
01.07.2015 – 31.12.2018**

Prof. Dr.-Ing.  
A. Kather

M.Sc.  
S.-L. Kahlke

M.Sc.  
F. Engel

**Hamburg, 29. März 2019**

Gefördert durch:



Bundesministerium  
für Wirtschaft  
und Energie

aufgrund eines Beschlusses  
des Deutschen Bundestages

*Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung  
liegt bei den Autoren*

Zuwendungsempfänger:

Technische Universität Hamburg  
Institut für Energietechnik (IET)

Förderkennzeichen:

03ET7031F

Vorhabensbezeichnung:

**Verbund CLUSTER: Auswirkungen von Begleitstoffen in den  
abgeschiedenen CO<sub>2</sub>-Strömen eines regionalen Clusters  
verschiedener Emittenten auf Transport, Injektion und Speicherung**

**Teilprojekt CLUSTER – TUHH**

**Definition der CO<sub>2</sub>-Quellen, Quellenbilanzierung,  
Interaktion Quelle/Transportnetz, Schiffstransport**

Laufzeit des Vorhabens:

01.07.2015 – 31.12.2018

Berichtszeitraum:

01.07.2015 – 31.12.2018

## Inhaltsverzeichnis

<b>I. Kurzdarstellung</b> .....	<b>1</b>
<b>1 Aufgabenstellung</b> .....	<b>1</b>
<b>2 Voraussetzungen, unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde</b> .....	<b>1</b>
<b>3 Planung und Ablauf des Vorhabens</b> .....	<b>3</b>
<b>4 Wissenschaftlicher und technischer Stand</b> .....	<b>3</b>
<b>5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen</b> .....	<b>5</b>
<b>II. Eingehende Darstellung</b> .....	<b>6</b>
<b>1 Arbeitsfeld 0</b> .....	<b>6</b>
1.1 Anlagenauswahl und -modellierung für das Ausgangsszenario.....	6
1.1.1 Weitere Szenarien.....	19
1.2 CO <sub>2</sub> -Bilanzierungssystem .....	23
1.2.1 Regularien zur Erfassung von CO <sub>2</sub> -Emissionen.....	23
1.2.2 Messtechnik.....	28
1.2.3 Entwickeltes CO <sub>2</sub> -Bilanzierungssystem .....	30
<b>2 Arbeitsfeld 1</b> .....	<b>36</b>
2.1 Gesamtmodell.....	36
2.1.1 Verdichterkonfiguration.....	37
2.2 Auslegung einer Übergabestelle Pipeline – Schiff.....	46
2.2.1 Verflüssigung von CO <sub>2</sub> -Strömen .....	47
2.2.2 Verflüssigungsprozesse .....	49
2.2.3 Onshore-Zwischenspeicherung.....	57
2.2.4 Beladung .....	57
2.2.5 Transport.....	58
2.2.6 Injektion.....	59
2.2.7 Gesamtmodell der Schiffstransportkette .....	63
2.2.8 Energiebedarf der Beispielszenarien .....	67
2.3 Boil-off-Gas .....	70
2.4 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen.....	75
2.4.1 Kostenbetrachtung für die einzelnen Anlagen .....	75

2.4.2 Kostenbetrachtung für den Schiffstransport.....	84
<b>Literaturverzeichnis.....</b>	<b>90</b>
<b>Anhang.....</b>	<b>95</b>
<b>III. Veröffentlichungen der Projektergebnisse.....</b>	<b>101</b>

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Treibhausgasemissionen Deutschlands nach Sektoren mit Aufschlüsselung der Energiewirtschaft nach eingesetztem Brennstoff für das Referenzjahr 2016 [1] .....	7
Abbildung 2: Wirkungsgrad der betrachteten Kraftwerke mit CO <sub>2</sub> -Abtrennungstechnologie in Abhängigkeit der relativen Feuerungswärmeleistung, Pipelineeintrittsdruck 100 bar.....	10
Abbildung 3: Gesamter anfallender CO <sub>2</sub> -Massenstrom (jeweils linke Säule) und abgetrennter Pipelinemassenstrom je Anlage (jeweils rechte Säule) .....	11
Abbildung 4: Jahresverlauf des Pipelinemassenstroms der betrachteten Energie- und Industrieanlagen.....	13
Abbildung 5: Gesamtpipelinemassenströme aller Anlagen für alle Szenarien.....	21
Abbildung 6: Das Bilanzierungssystem für Kraftwerke und Industrieanlagen mit Post-Combustion-Abscheidung.....	31
Abbildung 7: Bilanzierungssystem für Kraftwerke und Zementwerke mit Oxyfuel-Technologie.....	33
Abbildung 8: Bilanzierungssystem für das Kraftwerk mit Pre-Combustion-Technologie.....	35
Abbildung 9: Wirkungsgradverlust in %-Punkten je CO <sub>2</sub> -Abtrennungstechnologie; PCC: Steinkohlekraftwerk; Oxyfuel: Steinkohlekraftwerk; IGCC-CCS: Braunkohlekraftwerk .....	36
Abbildung 10: Prozessschema eines sechsstufigen, zwischengekühlten PCC-Getriebeturboverdichterstrangs mit integriertem Molsieb zur Trocknung.....	38
Abbildung 11: Spezifischer elektrischer Bedarf (ausgefüllte Symbole) und auf den Vollastfall bezogener spezifischer elektrischer Bedarf (offene Symbole) des viersträngigen PCC-Getriebeturboverdichters mit Rückführungsbetrieb in Abhängigkeit von der Last.....	39
Abbildung 12: Auf den Vollastfall bei einem Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogener spezifischer elektrischer Bedarf der PCC-Verdichteranlage bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der Last; Bezugspunkt entspricht 299,92 kJ <sub>el</sub> /kg CO <sub>2</sub> .....	40
Abbildung 13: Kennfeld der verwendeten drehzahlgeregelten Oxy-Pipelinemassenstrompumpe; durchgezogene Kurven beziehen sich auf das Förderhöhenverhältnis (linke Ordinate), gestrichelte Kurven auf den Wirkungsgrad (rechte Ordinate); eingezeichnete Punkte gelten für das Oxy-SK.....	42
Abbildung 14: Relativer, auf den Vollastfall und einen Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogener spezifischer elektrischer Bedarf der GPU inkl. Oxy-Pipelinemassenstrompumpe bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der relativen Last für das Oxy-SK. Der Bezugspunkt entspricht 479,1 kJ/kg CO <sub>2</sub> .....	43

Abbildung 15: Relativer, auf den Vollastfall und einem Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogener spezifischer elektrischer Bedarf der IGCC-Verdichteranlage bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der relativen Last. Der Bezugspunkt entspricht 91,8 kJ/kg CO <sub>2</sub> .....	45
Abbildung 16: Die in CLUSTER betrachtete schiffsbasierte CO <sub>2</sub> -Transportkette.....	47
Abbildung 17: Siededruck in Abhängigkeit von der Siedetemperatur für die in CLUSTER betrachteten CO <sub>2</sub> -Ströme sowie die Dichte von reinem CO <sub>2</sub> ....	48
Abbildung 18: Zweistufiger geschlossener Basisprozess zur CO <sub>2</sub> -Verflüssigung .....	51
Abbildung 19: Minimaler spezifischer Energiebedarf der 1-, 2- und 3-stufigen Basisprozesse zur Verflüssigung verschiedener CO <sub>2</sub> -Ströme.....	53
Abbildung 20: Optimierter 2-stufiger geschlossener Verflüssigungsprozess .....	55
Abbildung 21: Einfluss der Optimierungsmaßnahmen auf den minimalen spezifischen Energiebedarf der 2- und 3- stufigen Prozesse .....	57
Abbildung 22: Funktionsprinzip des Beladungsvorgangs.....	58
Abbildung 23: Entwickelter Injektionsprozess mit der Integration von Seewasserwärme und Motorabwärme.....	60
Abbildung 24: Elektrischer und thermische Energiebedarf der Injektion in Abhängigkeit vom Injektionsdruck.....	61
Abbildung 25: Zusätzlicher Wärmebedarf für die Injektion in Abhängigkeit von der Seewassertemperatur und vom Injektionsdruck .....	62
Abbildung 26: Gesamtmodell der Transportkette mit den einzelnen Komponenten sowie den Eingangs- und Ausgangsgrößen.....	63
Abbildung 27: Transportketten der drei betrachteten Beispielszenarien.....	67
Abbildung 28: 2-stufiger geschlossener Prozess zur Boil-off-Gas-Rückverflüssigung an Bord der Schiffe.....	71
Abbildung 29: Spezifischer elektrischer Energiebedarf für die Boil-off-Gas-Rückverflüssigung verschiedener CO <sub>2</sub> -Ströme sowie die dazugehörigen Verdampfungsenthalpien.....	72
Abbildung 30: Boil-off-Gas-Zusammensetzung für verschiedene CO <sub>2</sub> -Ströme .....	72
Abbildung 31: Stromgestehungskosten der einzelnen Kraftwerke mit entsprechender CCS-Technologie bei 6000 VLS .....	77
Abbildung 32: Stromgestehungskosten der einzelnen Kraftwerke mit entsprechender CCS-Technologie im Ausgangsszenario .....	79
Abbildung 33: CO <sub>2</sub> -Vermeidungskosten im Ausgangsszenario für die Kraftwerke und Industrieanlagen mit jeweiliger CCS-Technologie in €/t CO <sub>2</sub> .....	82
Abbildung 34: Spezifische Transportkosten (LCoT) für den Schiffstransport für die in Abschnitt 2.2.7 vorgestellten Szenarien (Transportstrecke von 100 km) .....	87
Abbildung 35: Spezifische Transportkosten (LCoT) des Szenarios „2 Mt/a – Oxy98“ im Vergleich zu einem fiktiven Szenario ohne Offshore-Zwischenspeicher.....	89

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Berücksichtigte Energie- und Industrieanlagen mit jeweiliger CO <sub>2</sub> -Abtrennungstechnologie.....	8
Tabelle 2:	Übersicht über die CO <sub>2</sub> -Emittenten im Ausgangsszenario .....	14
Tabelle 3:	Vergleich der weiteren Szenarien mit dem Ausgangsszenario – Teil 1.....	20
Tabelle 4:	Vergleich der weiteren Szenarien mit dem Ausgangsszenario – Teil 2.....	22
Tabelle 5:	Randbedingungen für die Simulationen .....	52
Tabelle 6:	Transportketten der drei betrachteten Szenarien.....	65
Tabelle 7:	Energiebedarf für die Verflüssigung für die drei in Tabelle 6 dargestellten Szenarien.....	68
Tabelle 8:	Energiebedarf für die Injektion für die drei Szenarien. Es wird ein Bohrkopfdruck von 120 bar und eine Meerwassertemperatur von 6°C angenommen.....	70
Tabelle 9:	Vergleich verschiedener Handlungsstrategien zum Umgang mit Boil-off-Gas aus den Schiffstanks.....	73
Tabelle 10:	Ergebnisse für das Boil-off-Gas des Onshore-Zwischenspeichers.....	74
Tabelle 11:	Allgemeine Randbedingungen für die Berechnung der Stromgestehungskosten, Angaben für CO <sub>2</sub> -Zertifikatskosten (6,5 €/t CO <sub>2</sub> ), fixe Betriebskosten und Investitionskosten der Basiskraftwerke auf 6000 VLS bezogen .....	76
Tabelle 12:	Stromgestehungskosten der Kraftwerke in den unterschiedlichen Szenarien.....	80
Tabelle 13:	Zusätzliche Randbedingungen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der Industrieanlagen.....	81
Tabelle 14:	CO <sub>2</sub> -Vermeidungskosten der Kraftwerke in den unterschiedlichen Szenarien.....	83
Tabelle 15:	Annahmen für die Investitions- und Betriebskosten (CAPEX und OPEX) beim Schifftransport.....	85

## Abkürzungs- und Symbolverzeichnis

### Abkürzungen

AF	Arbeitsfeld
BAM	Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung
BGR	Bundesanstalt für Geowissenschaften und Rohstoffe
BK	Braunkohle
BOG	Boil-off-Gas
BMWi	Bundesministerium für Wirtschaft und Energie
BS	Brennstoff
BTK	Betriebskosten
BvT	Beste Verfügbare Technologien
CAPEX	Capital Expenditure (Investitionskosten)
CCS	Carbon Capture and Storage
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
CoE	Cost of Electricity
DBI	Deutsches Brennstoffinstitut
DEHst	Deutsche Emissionshandelsstelle
EE	Erneuerbare Energien
EF	Emissionsfaktor
EGR	Exhaust Gas Recirculation
ENTSO-E	Verband Europäischer Übertragungsnetzbetreiber
EOR	Enhanced Oil Recovery
EVU	Energieversorgungsunternehmen
FKZ	Förderkennzeichen
FuE	Forschung und Entwicklung
GPU	Gas processing unit
GuD	Gas- und Dampfkraftwerk
IET	Institut für Energietechnik (TUHH)



IGCC	Kombikraftwerk mit integrierter Kohlevergasung
IGCC-CCS-BK	Pre-Combustion-Braunkohlekraftwerk
KW	Kraftwerk
LCOE	Levelised Cost of Electricity
LZA	Luftzerlegungsanlage
OPEX	Operating Expenditure (Betriebskosten)
OF	Oxidationsfaktor
Oxy	Oxyfuel
Oxy-SK	Oxyfuel-Steinkohlekraftwerk
Oxy-SK2	2. Oxyfuel-Steinkohlekraftwerk
Oxy-BK	Oxyfuel-Braunkohlekraftwerk
Oxy-ZW	Oxyfuel-Zementwerk
PCC	Post Combustion Capture
PCC-SK	Post-Combustion-Steinkohlekraftwerk
PCC-SK2	2. Post-Combustion-Steinkohlekraftwerk
PCC-BK	Post-Combustion-Braunkohlekraftwerk
PCC-GuD1	1. Post-Combustion-Gas- und Dampfkraftwerk
PCC-GuD2	2. Post-Combustion-Gas- und Dampfkraftwerk
PCC-GuD3	3. Post-Combustion-Gas- und Dampfkraftwerk
PCC-ZW	Post-Combustion-Zementwerk
PCC-SW	Post-Combustion-Stahlwerk
PCC-ER	Post-Combustion-Erdölraffinerie
PRE	Pre-Combustion
PreCC	Pre Combustion Capture
TCI	Total Capital Investition (Gesamtinvestitionskosten)
VLS	Volllaststunden

### Chemische Symbole

Ar	Argon
CO	Kohlenstoffmonoxid
CO <sub>2</sub>	Kohlenstoffdioxid
H <sub>2</sub> O	Wasser
H <sub>2</sub> S	Schwefelwasserstoff
N <sub>2</sub>	Stickstoff
NO <sub>x</sub>	Stickoxide
O <sub>2</sub>	Sauerstoff
SO <sub>2</sub>	Schwefeldioxid
SO <sub>3</sub>	Schwefeltrioxid
SO <sub>x</sub>	Schwefeloxide

### Lateinische Symbole

E	Stromkosten
F	Brennstoffkosten
I	Investitionskosten
i	Zinssatz
n	Zeit
O	Sonstige Betriebskosten
P	Leistung
T	Transportierte Menge

### Griechische Symbole

Δ	Änderung
---	----------

## Indizes

A	Abgas
B, BS	Brennstoff
BTK	Betriebskosten
CCS	Mit Abscheidetechnologie
el	Elektrisch
Em	Emissionen
ETAI	Isentroper Wirkungsgrad
ex	Extern
Nenn	Nennpunkt
net	Netto
Totex	Gesamtkosten
R	Rohstoff
Ref	Referenz
Var	Variabel

## **I. Kurzdarstellung**

### **1 Aufgabenstellung**

Im Projekt CLUSTER werden mehrere fossile Kraftwerke (erdgas-, braunkohle- und steinkohlebefeuerte) sowie Anlagen aus CO<sub>2</sub>-intensiver Industrie (Zementwerk, Stahlwerk und Erdölraffinerien) mit CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologien versehen und als gemeinsames Cluster betrachtet werden. Die abgeschiedenen CO<sub>2</sub>-Ströme weisen je nach Abtrennungstechnologie und Prozessführung unterschiedlich hohe Konzentrationen an Begleitstoffen wie SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, CO auf, die bestimmt und für die nachfolgenden Schritte der CCS-Prozesskette berücksichtigt werden. Durch die Nutzung einer gemeinsamen CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur ist es möglich, Investitions- und Betriebskosten zu sparen, sowie höhere Begleitstoffkonzentrationen einzelner Anlagen durch Mischung mit reineren CO<sub>2</sub>-Strömen anderer Anlagen zu verringern. Für den gemeinsamen CO<sub>2</sub>-Transport aus mehreren Erzeugerquellen ist vor allem die zeitliche Änderung der Einspeisung der Anlagen aufgrund von Lastschwankungen oder Ausfällen zu berücksichtigen. Diese haben einen großen Einfluss auf die Auslegung und den Betrieb der CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur inklusive der für einen wirtschaftlichen Transport benötigten Erhöhung der Dichte der CO<sub>2</sub>-Ströme durch Druckanstieg oder Temperatursenkung. Neben der Auslegung der gemeinsam genutzten Pipelineinfrastruktur wird für den Transport zu einer Offshore-Speicherstätte auch der Schiffstransport in Betracht gezogen. Zu diesem Zweck wird eine schiffsbasierte CO<sub>2</sub>-Transportkette entwickelt und im Hinblick auf einen möglichst geringen Energiebedarf optimiert. Dabei wird angenommen, dass der CO<sub>2</sub>-Strom vor dem Schiffstransport per Onshore-Pipeline zur Küste transportiert wurde, sodass die Entwicklung einer entsprechenden Übergabestelle notwendig ist.

### **2 Voraussetzungen, unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde**

Zum Erreichen des Übereinkommens von Paris, die Erderwärmung auf 2 °C, möglichst sogar auf 1,5 °C gegenüber dem vorindustriellen Niveau zu beschränken, müssten die weltweiten Treibhausgasemissionen ab dem Jahr 2020 pro Jahrzehnt halbiert werden. Deutschland hat im Zuge von Paris seine langfristigen Ziele zur Reduzierung von Treibhausgasen bekräftigt [1]. Es wird eine Reduktion der Treibhausgase von mindestens 80 %

bis zum Jahr 2050, bezogen auf das Jahr 1990, angestrebt [2, 3]. CCS-Technologien stellen eine verhältnismäßig kostengünstige Lösung dar, diese Ziele zu erreichen.

In bisherigen FuE-Projekten sind bereits sämtliche Teilprozesse der CCS-Prozesskette mit einem zum Teil sehr hohen Detaillierungsgrad untersucht worden. Allerdings enden die Untersuchungen dabei häufig an der Übergabestelle zum nächsten Prozessschritt, sodass keine ganzheitlichen Betrachtungen der CCS-Prozesskette durchgeführt worden sind. Im Projekt CLUSTER wird als Modellszenario ein repräsentativer regionaler Cluster unterschiedlicher CO<sub>2</sub>-Quellen betrachtet, deren abgeschiedene CO<sub>2</sub>-Ströme in einem Pipeline-netz zusammengefasst transportiert und in einen geologischen Speicher injiziert werden. Dabei werden sowohl Kraftwerke als auch Industrieanlagen mit einem breiten Spektrum an CCS-Technologien kombiniert. Es sollen insbesondere die Auswirkungen von zeitlichen Variationen von Massenstrom und Zusammensetzung des resultierenden CO<sub>2</sub>-Stroms, z. B. durch unterschiedliche Nutzungszeiten und -intensitäten, auf die nachfolgenden CCS-Prozessschritte untersucht werden.

Als geologischer Speicher wird in CLUSTER eine 100 km von der Küste entfernte Offshore-Speicherstätte angenommen. Für den Offshore-Transport von der Küste zur Speicherstätte kommen sowohl Pipelines als auch Schiffe in Betracht. Die wesentlichen Vorteile des Pipelinetransports liegen in der vorhandenen kommerziellen Erfahrung und den für kleine und mittlere Distanzen geringen Kosten pro transportierte Tonne CO<sub>2</sub>. Die Vorteile des Schiffstransports liegen in dessen Flexibilität hinsichtlich der Transportkapazität sowie der angebotenen CO<sub>2</sub>-Quellen und -Senken. Da Flexibilität gerade in der Frühphase der großtechnischen Nutzung von CCS einen wesentlichen Vorteil darstellt, wird der Schiffstransport auch für geringere Distanzen in Betracht gezogen und daher im Rahmen des Teilprojekts betrachtet.

Das Institut für Energietechnik (IET) der Technischen Universität Hamburg kann bereits umfangreiche Erfahrungen in der Simulation von CCS-Prozessen in der Anwendung bei Kohle- und Gaskraftwerken und deren Vergleich vorweisen. An dieser Stelle sei auf drei vom BMWi geförderte antragsrelevante Forschungsvorhaben, welche am IET erfolgreich zum Abschluss gebracht werden konnten, verwiesen:

- Post-Combustion CO<sub>2</sub>-Abtrennung: Evaluierung der Integration, Dynamik und Optimierung nachgeschalteter Rauchgaswäschen (POSEIDON) – Förderkennzeichen: BMWi/PtJ/0327785
- GuD-POXY: CO<sub>2</sub>-Abtrennung in GuD-Kraftwerksprozessen mit Post-Combustion und Oxyfuel – Förderkennzeichen: BMWi/PtJ/03ET7013A
- Vergleich der in COORETEC verfolgten Kraftwerksprozesse unter einheitlichen realitätsnahen Randbedingungen – Förderkennzeichen: BMWi/PtJ/0327742.

In den beiden erstgenannten Projekten wurden die Abtrennungsanlage der PCC bzw. die Luftzerlegung und CO<sub>2</sub>-Aufbereitung des Oxyfuel-Prozesses detailliert untersucht. Auf den im letztgenannten Projekt erarbeiteten Randbedingungen kann für weitere Untersu-

chungen aufgebaut werden, um eine möglichst gute Vergleichbarkeit zu erreichen. Innerhalb der Vorhaben kamen mit EBSILON Professional® und Aspen Plus® kommerziell verfügbare Simulationsprogramme zum Einsatz, sodass eine umfangreiche Abbildung der Gesamtprozesse mit anschließender Analyse umgesetzt werden konnte. Des Weiteren wurde die fachliche Kooperation der im CLUSTER-Verbundvorhaben teilnehmenden Forschungseinrichtungen durch die erfolgreiche Durchführung des Verbundvorhabens COORAL (FKZ: BMWi/PtJ/0327790E) erprobt und die dabei erzielten Ergebnisse bildeten die Grundlage für die Durchführung des Projekts CLUSTER.

### **3 Planung und Ablauf des Vorhabens**

Das Projekt „CLUSTER: Auswirkungen der Begleitstoffe in den abgeschiedenen CO<sub>2</sub>-Strömen unterschiedlicher Emittenten eines regionalen Clusters auf Transport, Injektion und Speicherung“ wurde rückwirkend zum 01.07.2015 bewilligt. Die Durchführung des Forschungsvorhabens wurde für den Zeitraum vom 01.07.2015 - 31.12.2018 geplant.

Der Arbeitsumfang wurde während der Projektlaufzeit im Einvernehmen mit dem BMWi und den Projektpartnern durch weitere Szenarien erweitert (siehe dazu auch Kapitel 1.1.1 und Kapitel 2). Die Laufzeit wurde an der Projektverlängerung des Verbundvorhabens angepasst. Ansonsten kam es in diesem Teilprojekt nicht zu unvorhergesehenen Änderungen und die ursprünglich gesetzten Ziele wurden erreicht. Der vorliegende Bericht umfasst sämtliche erzielten Ergebnisse des Forschungsvorhabens.

### **4 Wissenschaftlicher und technischer Stand**

Für alle der drei hier untersuchten CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologiepfade besteht bis zur Einsatzreife für den großindustriellen Einsatz noch Forschungsbedarf. Es gibt derzeit nur zwei Kraftwerke im Leistungsbereich von mehreren hundert MW, die mit PCC-Technologie ausgestattet sind (Boundary Dam in Kanada und Petra Nova in den USA). In beiden Fällen wird die Post-Combustion Anlagen zur Bereitstellung von CO<sub>2</sub> für EGR/EOR genutzt. Das Fehlen von Demonstrationsanlagen für die übrigen CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologiepfade ist neben noch offenen technischen Fragen insbesondere den politischen Rahmenbedingungen sowie der mangelnden Wirtschaftlichkeit der CO<sub>2</sub>-Abtrennung geschuldet.

In diesem Teilprojekt wird aufbauend auf den bisherigen FuE-Projekten ein Ausgangsszenario erstellt, welches bezüglich der CO<sub>2</sub>-Ströme aus elf verschiedenen Kraftwerks- und

Industrieanlagen die Spannbreiten an Zusammensetzungen, Einspeisemenge und zeitlichem Verlauf berücksichtigt. Die Daten werden in engen zeitlichen Abständen den Projektpartner zur Durchführung ihrer Arbeiten zur Verfügung gestellt. So werden die CO<sub>2</sub>-Stromzusammensetzungen zur Durchführung der Experimente der Projektpartner und der zeitliche Verlauf der CO<sub>2</sub>-Produktion zur Modellierung des Pipelinenetzes sowie des Injektionsvorgangs genutzt.

CO<sub>2</sub>-Schiffstransport wird bereits heute kommerziell im kleinen Rahmen in der Ammoniak-Produktion genutzt [4]. Dabei wird das CO<sub>2</sub> bei Temperaturen zwischen -30 °C und -40 °C und Drücken von bis zu 18 bar in flüssigem Zustand transportiert. Für die großtechnische Umsetzung von CCS wird meist eine Temperatur von -50 °C vorgeschlagen, um einen geringeren Transportdruck zu erreichen [4–11]. Hintergrund ist, dass die Investitionskosten für den CO<sub>2</sub>-Schiffstransport mit steigendem Transportdruck signifikant ansteigen. Es existieren bereits einige Studien zu den Themen CO<sub>2</sub>-Verflüssigung [5, 6, 12–15] und CO<sub>2</sub>-Injektion [14, 16–23], allerdings fehlt eine ganzheitliche Betrachtung der schiffsbasierten CO<sub>2</sub>-Transportkette. Zudem basieren die bisherigen Berechnungen meist auf reinem CO<sub>2</sub>, sodass der Einfluss von Begleitstoffen auf den CO<sub>2</sub>-Schiffstransport bisher kaum untersucht wurde.

Vor der Aufnahme der eigentlichen Forschungsaktivitäten und begleitend dazu wurden in regelmäßigen Abständen Literaturrecherchen durchgeführt. Diese basieren überwiegend auf Ressourcen der Universitätsbibliothek der TUHH und auf Recherchen in online verfügbaren Suchmaschinen und Verzeichnissen wie:

- Dissertationsverzeichnis DissOnline
- Science Citation Index und Journal Citation Reports
- Web of Science
- ScienceDirect
- Google Scholar
- projektrelevante Online-Datenbanken von Verlagshäusern wie Blackwell Synergy / Blackwell Publishing Journal Backfiles, ScienceDirect / Elsevier Journal Backfiles, SpringerLink / Springer Online Journal Archives, Wiley InterScience / Wiley Interscience Backfile Collections
- Patentserver wie z. B. BMWi-PATENTSERVER, FIZ-INPADOCDB, EPO-ESP@CENET, WIPO-PATENTSCOPE.

Zudem lieferten besuchte Konferenzen und Workshops wesentliche Beiträge zum Wissenstand und trugen so zum Projektfortschritt bei. Maßgeblich hierfür waren auch Informationen, die durch Gespräche mit Vertretern anderer Forschungseinrichtungen oder Industrieunternehmen gewonnen werden konnten.

## **5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen**

Im Rahmen des Projektes erfolgte eine enge Zusammenarbeit mit den am Projekt beteiligten Partnern BAM Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung, Bundesanstalt für Geowissenschaften und Rohstoffe, DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Eurotechnica GmbH, Institut für Geowissenschaften der Martin-Luther Universität Halle-Wittenberg und Institut für Erdöl- und Erdgastechnik der Technischen Universität Clausthal. Weitere wichtige Informationen von Firmen bzw. Institutionen, die nicht formell am Projekt beteiligten waren, wurden in wiederkehrender Weise, bei weitergehenden Diskussionen auf bilateraler Ebene und insbesondere auf Tagungen zusammengetragen. Weiterhin wurde auf den besuchten Tagungen und Workshops der Kontakt zu anderen Forschungsstellen hergestellt. Außerdem wurde mit dem für das Projekt CLUSTER installiertem Beratergremium ein intensiver Kontakt gepflegt.



## **II. Eingehende Darstellung**

Die im Projekt CLUSTER vorgesehenen Arbeiten sind in sieben Arbeitsfeldern organisiert. Die Arbeiten des IET sind in den Arbeitsfeldern AF0 und AF1 zugeordnet und werden im Folgenden umfassend dargestellt.

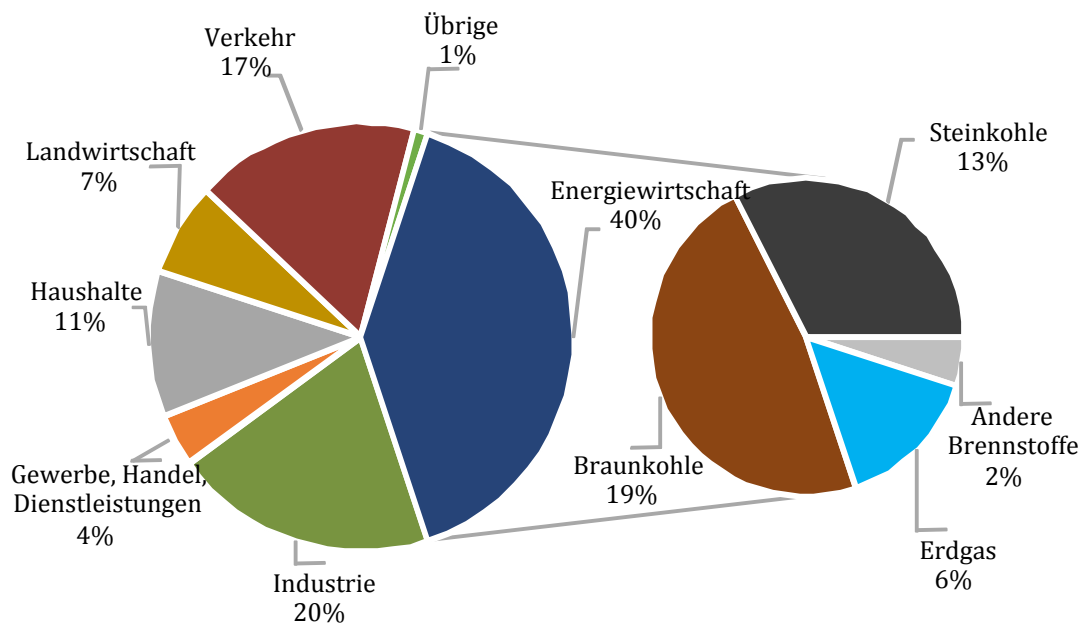
### **1 Arbeitsfeld 0**

#### **1.1 Anlagenauswahl und -modellierung für das Ausgangsszenario**

Zur Auswahl der betrachteten Energie- und Industrieanlagen wurden die Verhältnisse in Deutschland im Jahr 2016 (Schaltjahr mit 8784 h) herangezogen. In Abbildung 1 sind die Anteile der Sektoren an den Treibhausgasemissionen Deutschlands für das Jahr 2016 abgebildet. Zusätzlich ist der Sektor Energiewirtschaft nach dem Brennstoffeinsatz aufgeschlüsselt.

Aus Abbildung 1 kann entnommen werden, dass die Energiewirtschaft und die Industrieanlagen zusammen für 60 % der deutschen Treibhausgasemissionen verantwortlich sind. Des Weiteren sind in diesen beiden Sektoren die großen stationären Anlagen zu finden, welche sich für die Installation von CO<sub>2</sub>-Abtrennungsverfahren aus technischen und wirtschaftlichen Gesichtspunkten als besonders geeignet erwiesen haben [24]. In den Sektoren Gewerbe, Handel, Dienstleistung, Haushalte und Verkehr ist die installierte Leistung je Verbrennungsanlage klein, weshalb die Installation eines CO<sub>2</sub>-Abtrennungsverfahrens spezifisch hohe Kosten verursachen würde. Im Sektor Landwirtschaft treten die Treibhausgasemissionen diffus auf und können somit nicht aus der Atmosphäre ferngehalten werden. Alle Unternehmen sind durch das Europäische Emissionshandelssystem dazu verpflichtet, ihre Treibhausgasemissionen zu bilanzieren und zu melden [25]. Die dabei in Deutschland erfassten 952 Anlagen der Energiewirtschaft emittierten 330 Mt und die 911 Industrieanlagen 123 Mt CO<sub>2</sub>. Durch die Berücksichtigung von Kraftwerken, die mit Braunkohle, Steinkohle oder Erdgas befeuert werden, kann ein repräsentatives Ausgangsszenario erstellt werden, welches die Gegebenheiten in Deutschland widerspiegelt. Die Auswahl der betrachteten Industrieanlagen erfolgt über die im DEHSt-Bericht veröffentlichten Treibhausgasemissionen der Industrie [25]. Dafür wurden zwei Auswahlkri-

terien – Treibhausgasemission je Industriesektor größer 0,5 % der Gesamttreibhausgasemissionen der Industrie sowie Treibhausgasemission je Anlage größer 0,1 % der Gesamttreibhausgasemissionen der Industrie – definiert, um die höhere Wirtschaftlichkeit von CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologien bei großen, stationären Anlagen zu berücksichtigen. Eine Analyse der Daten unter Berücksichtigung der beiden Auswahlkriterien ergab, dass folgende Industrieanlagentypen für ein repräsentatives Ausgangsszenario berücksichtigt werden sollten: Stahlwerke, Zementwerke sowie Erdölraffinerien. Diese drei Industrieanlagentypen sind für 54 % der deutschen Industrie-Treibhausgasemissionen und demnach für knapp 11,5 % der gesamtdeutschen Treibhausgasemissionen verantwortlich.



**Abbildung 1: Treibhausgasemissionen Deutschlands nach Sektoren mit Aufschlüsselung der Energiewirtschaft nach eingesetztem Brennstoff für das Referenzjahr 2016 [1]**

Die ausgewählten konventionellen Basisanlagen (Kraftwerke und Industrieanlagen) werden mit einem möglichst breiten Spektrum an CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologien kombiniert. Es werden drei unterschiedliche Technologiepfade zur Abtrennung von CO<sub>2</sub> unterschieden:

- Post-Combustion: CO<sub>2</sub>-Abtrennung in einer CO<sub>2</sub>-Wäsche nach der Verbrennung
- Oxyfuel: Erzeugung eines CO<sub>2</sub>-reichen Rauch- bzw. Abgasstroms durch Abtrennung des Stickstoffs aus dem Sauerstoffträger
- Pre-Combustion: CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Synthesegas nach Kohlevergasung.

Alle drei Technologiepfade erscheinen momentan gleich vielversprechend bzw. weisen unterschiedliche Vor- und Nachteile auf, sodass nach heutigen Erkenntnissen alle drei betrachtet werden sollten. Sie können momentan aber nicht als Stand der Technik bezeichnet werden.

net werden. Allerdings sind zu jeder Abtrennungstechnologie bereits Erfahrungen in Pilot- und Demonstrationsanlagen gewonnen worden [26–28]. Es wird nicht jede Basisanlage mit jedem Technologiepfad zur Abtrennung von CO<sub>2</sub> kombiniert, sondern es wird eine Auswahl unter Berücksichtigung aktueller Forschungsergebnisse getroffen. In Tabelle 1 sind die im Ausgangsszenario betrachteten elf Anlagen zusammenfassend dargestellt.

**Tabelle 1: Berücksichtigte Energie- und Industrieanlagen mit jeweiliger CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologie**

Anlagentypen	CO <sub>2</sub> -Abtrennungstechnologie	verwendete Bezeichnungen
Steinkohlekraftwerk	Post-Combustion	PCC-SK
	Oxyfuel	Oxy-SK
Braunkohlekraftwerk	Post-Combustion	PCC-BK
	Oxyfuel	Oxy-BK
	Pre-Combustion	IGCC-CCS-BK
Erdgaskraftwerk	Post-Combustion 1	PCC-GuD1
	Post-Combustion 2	PCC-GuD2
Stahlwerk	Post-Combustion	PCC-SW
Zementwerk	Post-Combustion	PCC-ZW
	Oxyfuel	Oxy-ZW
Erdölraffinerie	Post-Combustion	PCC-ER

Für die Modellierung der gesamten CCS-Kette – von den CO<sub>2</sub>-Emittenten über den Transport bis zur dauerhaften Speicherung des CO<sub>2</sub> – muss der aus den Kraftwerken und Industrieanlagen abgetrennte CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom bestimmt werden. Der aus den Rauchgasen der Kraftwerke bzw. aus den Abgasen der Industrieanlagen abgetrennte CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom enthält neben der wesentlichen Komponente CO<sub>2</sub> auch einige Begleitstoffe, weshalb im Folgenden der Begriff Pipelinemassenstrom genutzt wird. Zur Bestimmung des Pipelinemassenstroms muss für jede Anlage die eingespeiste Pipeline-menge, das dynamische Verhalten der Anlagen sowie die Zusammensetzung ermittelt werden.

Eine Literaturrecherche zum Thema Begleitstoffe in den abgetrennten Pipelinemassenströmen hat gezeigt, dass sich die meisten Veröffentlichungen auf nur wenige Primärquellen beziehen [29–33]. Die Angaben in den Primärquellen stimmen weitestgehend mit den aus dem Vorgängerprojekt COORAL resultierenden Begleitstoffkonzentrationen überein [31]. Die Begleitstoffkonzentrationen aus COORAL wurden für das Ausgangsszenario übernommen, da die Angaben auf nachvollziehbaren Randbedingungen beruhen. Mit entsprechend positivem oder negativem Einfluss auf den anlagentechnischen und ökonomischen Aufwand lassen sich höhere oder niedrigere als die hier angenommenen Begleit-

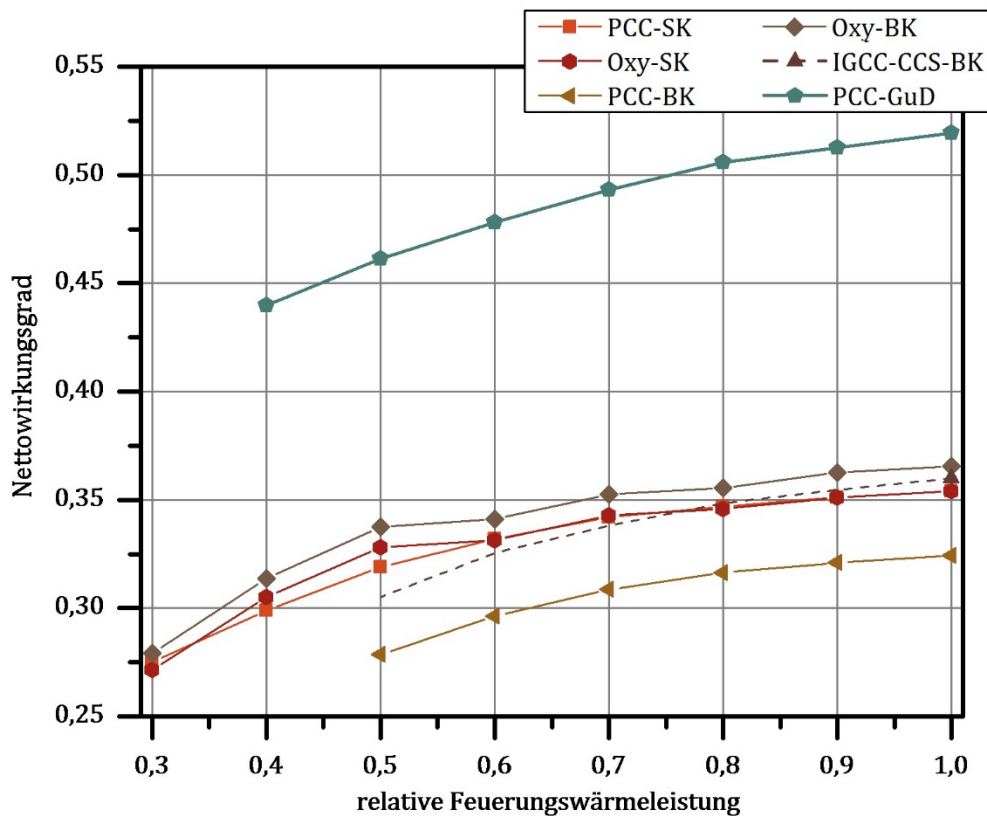
stoffkonzentrationen realisieren. In [31] wurde durch Korrosionsversuche nachgewiesen, dass vor allem die Begleitstoffkomponenten Wasser, Sauerstoff sowie die Sauerstoffe  $\text{NO}_x$  und  $\text{SO}_x$  zum Korrosionsrisiko beitragen. Durch eine Begrenzung des Wassergehalts wird nicht nur die Kondensation von Wasser im Pipelinesystem verhindert, sondern gleichzeitig auch die Säuretaupunkttemperatur gesenkt und somit ein Auskondensieren von Salpeter- und Schwefelsäure reduziert. Daher wird der Wassergehalt im Pipelinemasstrom auf 0,005 Vol.-% begrenzt.

Die Modellierung der Anlagen ist detailliert in [34] enthalten. An dieser Stelle soll nur kurz auf die jeweiligen zur Modellierung genutzten Basisanlagen, welche für Deutschland in Hinblick auf Größe und Ausführung repräsentativ sind, sowie weitere ausgewählte Randbedingungen erläutert werden. Neben [34] sei auch auf Tabelle 2 am Ende dieses Kapitels verwiesen, in welcher die wesentlichen Randbedingungen sowie die wesentlichen Ergebnisse der Modellierung der Anlagen enthalten sind.

Die Modellierung der konventionellen Kraftwerksprozesse wurde für die betrachteten Steinkohlekraftwerksblöcke auf der Konzeptstudie „Referenzkraftwerk Nordrhein-Westfalen“ durchgeführt [35]. Um möglichst reale Randbedingungen sicherzustellen, wird bei der Auslegung des Braunkohle-Basiskraftwerks der 2012 fertiggestellte Kraftwerksblock Boxberg R und für das Erdgas-Basiskraftwerk der 2010 in Betrieb genommenen GuD-Kraftwerksblock in Lingen als Modellierungsvorlage verwendet [36, 37]. Es wurde jeweils eine Feuerungswärmeleistung von 1220 MW, ein Pipelineeintrittsdruck von 100 bar und eine  $\text{CO}_2$ -Abtrennungsrate von 0,9 festgelegt. Einzig das Braunkohlekraftwerk mit Pre-Combustion Abtrennungstechnologie wurde mit einer Feuerungswärmeleistung von 900 MW und einer  $\text{CO}_2$ -Abtrennrate von 0,85 modelliert. Die Reduzierung der Abtrennungsrate und Minderung der Feuerungswärmeleistung ist nötig, da sowohl konventionelle IGCC-Kraftwerke als auch IGCC-CCS-Kraftwerke noch in der Entwicklung sind und die vorrangigen Entwicklungsziele ein stabiler Volllastzustand mit hoher Verfügbarkeit sowie eine Reduzierung der Investitionskosten sind. Aus diesen Gründen ist die Bestimmung der Kraftwerkskennzahlen auf verfügbaren Studien aufgebaut, was mit einigen Unsicherheiten behaftet ist (diese sind auch in Kapitel 2.4 zu beachten).

Zur Abtrennung des  $\text{CO}_2$  aus dem Rauchgas werden die Basiskraftwerke an die geänderten Prozessführungen und Prozessbedingungen angepasst, wodurch sich eine Verringerung des Kraftwerkswirkungsgrads ergibt. Die sich aus der Modellierung ergebene Wirkungsgradkurve ist für alle Kraftwerke in Abhängigkeit der relativen Feuerungswärmeleistung in Abbildung 2 dargestellt. Für die PCC-Kraftwerke ist mit abnehmender Feuerungswärmeleistung eine Zunahme der Steigung des Nettowirkungsgradverlaufs zu erkennen. Diese ist auch bereits bei den jeweiligen konventionellen Kraftwerken zu beobachten, wird aber durch die bei zunehmender Teillast stärkere Androsselung der Druckhalteklappe in der MD/ND-Überströmleitung verstärkt. Bei den Oxyfuel-Kraftwerken fällt der deutlich ungleichmäßigere Verlauf der Nettowirkungsgradkurven auf. Aufgrund der Verwendung eines viersträngigen Rauchgasverdichters werden bei den Lasten 0,78 bzw. 0,52 ein bzw. zwei Verdichterstränge abgeschaltet, was zu einer reduzierten

Leistungsaufnahme führt, da die übrigen Verdichterstränge wieder näher am Optimum betrieben werden können (siehe dazu auch Kapitel 2.1.1). Da für das IGCC-CCS-BK keine Simulation des Teillastfalls möglich war, ist nur der Vollastfall als Wert notiert. Die gestrichelte Kurve stellt die Annahme für einen möglichen Wirkungsgradverlauf dar.

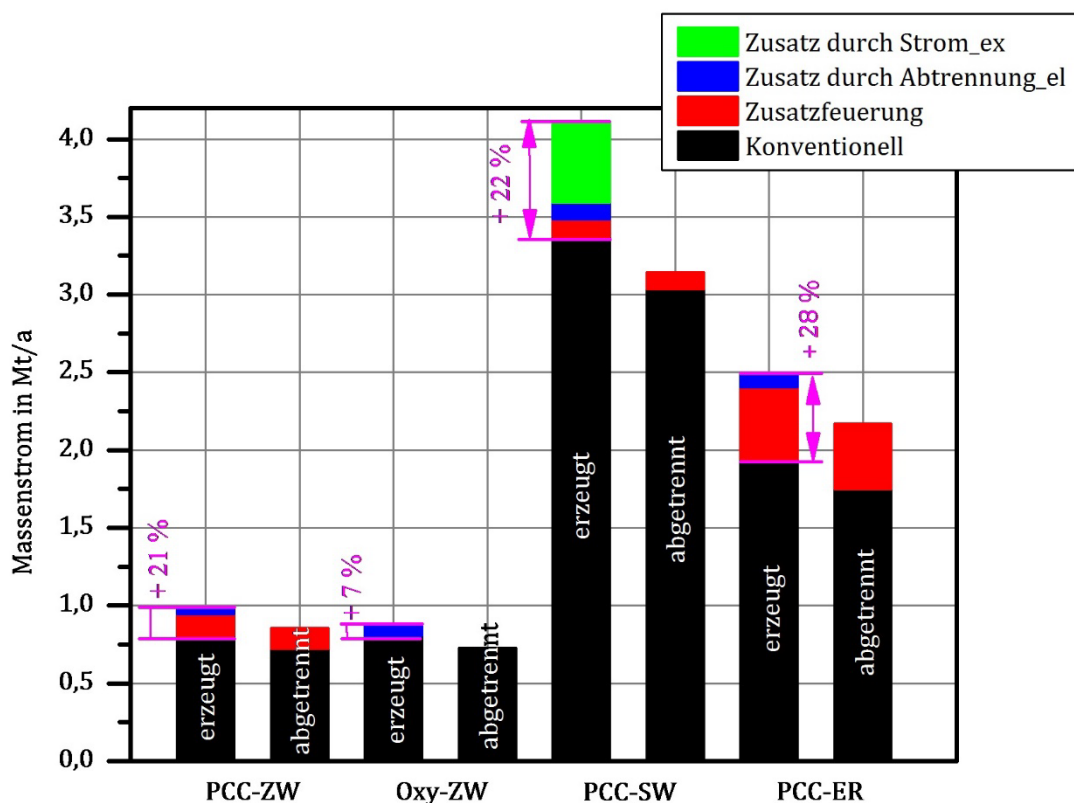


**Abbildung 2: Wirkungsgrad der betrachteten Kraftwerke mit CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologie in Abhängigkeit der relativen Feuerungswärmeleistung, Pipelineeintrittsdruck 100 bar**

Die Pipelinemassenströme der Industrieprozesse – Stahl, Zement, Raffinerie – basieren auf Berechnungen ausgehend von Anlagen typischer Größen in Deutschland. Hierfür wurden wiederum Basisanlagen bestimmt. Für die betrachteten Industrieanlagen sind die Basisanlagen aus den jeweiligen BVT-Merkblättern – BVT: Beste Verfügbare Technologien – entnommen worden [38–40]. Zur Abtrennung des CO<sub>2</sub> aus dem Rauchgas werden die Basisindustrieanlagen an die geänderten Prozessführungen und -bedingungen angepasst.

In Abbildung 3 sind neben den CO<sub>2</sub>-Emissionen der konventionellen Industrieprozesse auch die zusätzlich anfallenden CO<sub>2</sub>-Emissionen sowie der sich daraus ergebende Pipeline-massenstrom dargestellt. Für die Industrieanlagen, die mit einer PCC-Abtrennungstechnologie nachgerüstet worden sind, muss eine zusätzliche Wärmebereitstellung (Zusatzfeuerung) zur Regeneration des Lösungsmittels berücksichtigt werden, wodurch es zu einer Erhöhung der CO<sub>2</sub>-Emissionen vor Ort im Vergleich zu der konventionellen industriellen Anlage kommt. Zusätzlich entstehen, wie auch bei dem Zementwerk mit Oxyfuel-Technologie, CO<sub>2</sub>-Emissionen durch den erhöhten elektrischen Bedarf (Zusatz durch Ab-

trennung\_ele), welche nicht am Industriestandort anfallen und daher nicht zu einer Erhöhung des Pipelinemassenstroms führen. Mit „Zusatz durch Strom\_ex“ ist eine Besonderheit des Stahlwerks dargestellt. Im konventionellen Stahlwerk werden die Prozessgase – Hochofengas, Kokereigas, etc. – zum Teil zur Strom- und Wärmeerzeugung verwendet. Für das um eine PCC-Anlage erweiterte Stahlwerk werden allerdings die Prozessgase vollständig zur Bereitstellung der Regenerationswärme verwendet, sodass die Stromproduktion am Stahlwerksstandort wegfällt. Es entstehen somit zusätzliche CO<sub>2</sub>-Emissionen bei der Stromproduktion durch ein externes Kraftwerk. Alle angegebenen zusätzlichen CO<sub>2</sub>-Emissionen entstehen durch die Nutzung von Erdgas zur Wärme- oder Stromerzeugung.



**Abbildung 3: Gesamter anfallender CO<sub>2</sub>-Massenstrom (jeweils linke Säule) und abgetrennter Pipelinemassenstrom je Anlage (jeweils rechte Säule)**

Für den in Abbildung 3 und in Tabelle 2 dargestellten Pipelinemassenstrom der Industrieanlagen wurde jeweils eine charakteristische Fahrweise der Industrieanlagen angenommen. Sowohl Raffinerien als auch Stahlwerke sind mit einer konstanten Einspeisung über das Jahr berücksichtigt. Für die Zementwerke ist die charakteristische Betriebsunterbrechung in den Wintermonaten aufgrund des Nachfragerückgangs der Bauindustrie und des benötigten Revisionszeitraums einbezogen. In Tabelle 2 ist die summierte Menge des Pipelinemassenstroms (Pipeline-Menge) für ein Jahr dargestellt.

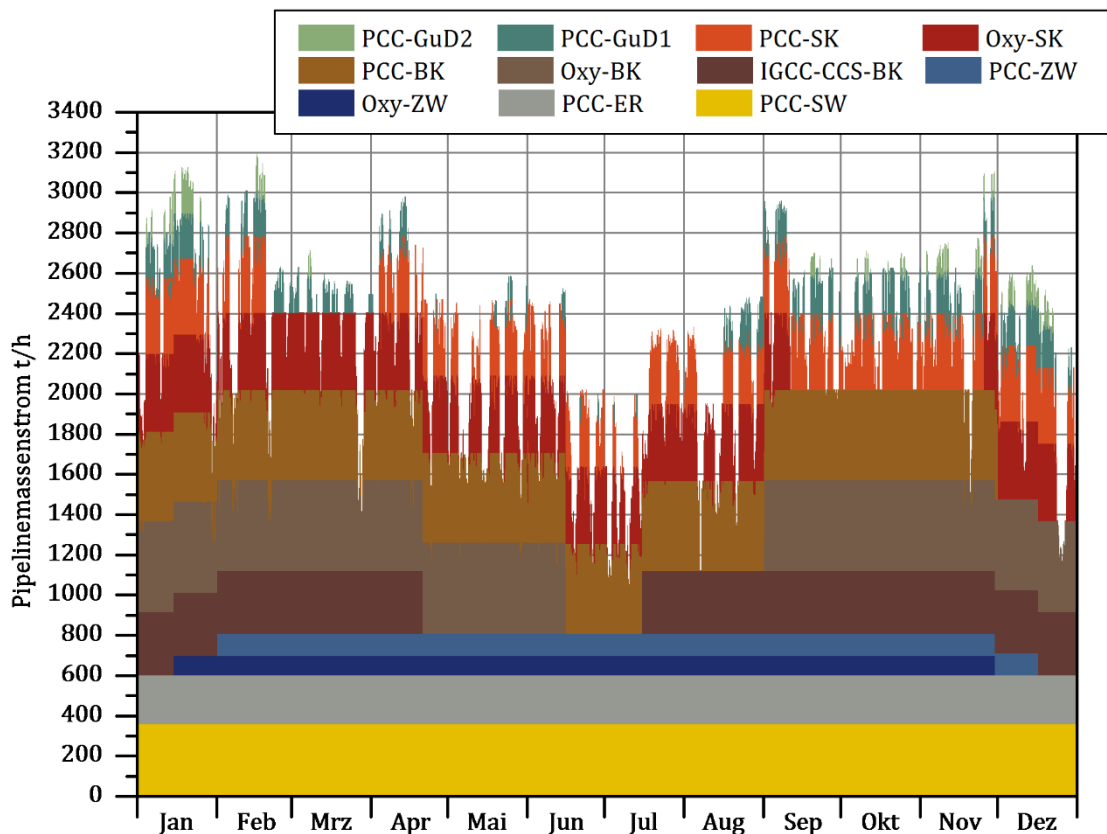
Da die zusätzlichen CO<sub>2</sub>-Emissionen aus der Zusatzfeuerung zur Wärmebereitstellung zu 100 % abgetrennt werden, gilt, dass am Industriestandort selbst eine CO<sub>2</sub>-Abtrennungsrate von 90 % gegenüber dem konventionellen Basisprozess erfüllt ist. Die zusätzlichen elektrischen Bedarfe sowohl für die PCC-Anlagen als auch für den Oxyfuel-Prozess

werden von den am Pipelinesystem angeschlossenen CCS-Kraftwerken gedeckt. Da diese eine CO<sub>2</sub>-Abtrennungsrate von 90 % aufweisen, gelangt zusätzliches CO<sub>2</sub> an die Atmosphäre, wodurch insgesamt für die Industrieanlagen eine um 0,003 bis 0,016 %-Punkte reduzierte CO<sub>2</sub>-Abtrennungsrate festzustellen ist.

Die Einsatzplanung der Kraftwerke wird auf der Basis der tatsächlichen Produktion in Deutschland für ein Jahr vorgenommen. Als Datenquelle dienen die „Transparency Plattform“ des Verbands Europäischer Übertragungsnetzbetreiber (kurz ENTSO-E) sowie die von der European Energy Exchange AG bereitgestellten Marktdaten zur tatsächlichen Stromproduktion [41, 42]. Dort kann, aufgeteilt nach den verschiedenen Erzeugungstechnologien, die erzeugte Leistung in Viertelstunden- bzw. Einstundenwerten entnommen werden. Ausgehend von dieser Datengrundlage wurde ein Einsatzplan für die im Ausgangsszenario betrachteten Kraftwerke erstellt. Zur Übertragung der Verhältnisse der Stromerzeugung in Deutschland auf den im Ausgangsszenario betrachteten kleineren Kraftwerkspark wurde ein Skalierungsfaktor verwendet, welcher die in dem Modell installierte Kraftwerksleistung zu der in Deutschland installierten Kraftwerksleistung ins Verhältnis setzt. Es wurden sowohl die anlagenspezifischen Daten für Voll- und Teillast als auch die mögliche Mindestlast des jeweiligen Kraftwerks berücksichtigt. Zusätzlich wurden die möglichen Laständerungsgradienten, Mindeststillstands- und Mindestlaufzeiten sowie Stillstandszeiten für Wartungsarbeiten vorgesehen. Die letzten drei genannten Randbedingungen führen dazu, dass nicht von einem abgeschlossenen Inselnetz ausgegangen werden kann, da die Stromnachfrage nicht zu jedem Zeitpunkt gedeckt ist. Vor allem die Stillstandszeiten für Wartungsarbeiten führen zu einem Wegfall von benötigter Kraftwerksleistung zur Deckung der Stromnachfrage. Ein Ausgleich der nicht zur Verfügung stehenden Kraftwerksleistung durch die anderen im Cluster enthaltenen Kraftwerke wird nicht berücksichtigt. Über dieses Vorgehen soll für die Transportinfrastruktur vermehrt Extremwerte erzeugt werden. Des Weiteren wurde der Kraftwerkseinsatz nach der Merit-Order vorgenommen. Das heißt, dass diejenigen Kraftwerke mit den geringsten Stromgestehungskosten zuerst zur Deckung der Stromnachfrage eingesetzt werden (die Berechnung der Stromgestehungskosten der einzelnen Kraftwerke ist in Kapitel 2.4 dargestellt). Zusätzlich wurde berücksichtigt, dass für die Erneuerbaren Energien der sogenannte Einspeisevorrang besteht. Somit müssen sich die fossilbefeuerten Kraftwerke an die fluktuierenden Verhältnisse aus der regenerativen Stromerzeugung anpassen. Der An- und Abfahrvorgang der Kraftwerke wird nicht betrachtet. So wird beispielsweise für den Betrieb einer PCC-Einheit Kraftwerksdampf benötigt, welcher erst nach dem Anfahren des Kraftwerks zur Verfügung steht. Beim Oxyfuel-Kraftwerk wird der Anfahrvorgang im Luftbetrieb durchgeführt und erst später auf den von Stickstoff befreiten Sauerstoffträger umgeschaltet [43]. Für eine detaillierte Ausführung wird auf [34] verwiesen.

In Abbildung 4 ist der Jahresverlauf für den Pipelinemassenstrom unter Berücksichtigung der anlagenspezifischen Kennzahlen der betrachteten Kraftwerke und Industrieanlagen dargestellt. Erkennbar ist die sich ergebene geringere Auslastung des CO<sub>2</sub>-Transportsystems in den Sommermonaten. Zu dieser Zeit ist zum einen die Stromnachfrage geringer und zum anderen wird mehr regenerativ erzeugter Strom – unter anderem wegen der

höheren Auslastung der Photovoltaikanlagen – ins Netz eingespeist als im Winter. Zusätzlich wird der zu transportierende Pipelinemassenstrom durch die Wahl der Stillstandszeiten der Kraftwerke zu Wartungszwecken in den Sommermonaten – geringere Stromnachfrage – kleiner.



**Abbildung 4: Jahresverlauf des Pipelinemassenstroms der betrachteten Energie- und Industrieanlagen**

Der maximale Pipelinemassenstrom beträgt 3195,5 t/h und der minimale 1032,7 t/h. Demnach liegt die minimale Auslastung des CO<sub>2</sub>-Transportsystems bei knapp 32,3 % der maximalen Auslastung. Außerdem ist in Abbildung 4 erkennbar, dass die beiden mit Erdgas befeuerten Kraftwerke nur einen geringen Anteil zu dem Pipelinemassenstrom beitragen. Das liegt zum einen an den geringeren spezifischen CO<sub>2</sub>-Emissionen des Brennstoffs Erdgas im Vergleich zu den Brennstoffen Braun- und Steinkohle sowie am höheren Kraftwerkswirkungsgrad des mit erdgasbefeuerten Kraftwerks – siehe dazu auch Abbildung 2. Zum anderen ist der Kraftwerkseinsatz nach der Merit-Order vorgenommen. Dadurch werden die erdgasbefeuerten Kraftwerke aufgrund ihrer höheren Brennstoffkosten als Letztes zur Deckung der Stromnachfrage eingesetzt. Das eine der beiden Erdgaskraftwerke weist somit nur 330 Volllaststunden auf und ist immer nur dann im Betrieb, wenn die fluktuierenden Erneuerbaren Energien keinen Betrag zur Deckung der Stromnachfrage leisten können. Unter dem Begriff Volllaststunden wird eine fiktive jährliche Anzahl an Betriebsstunden einer Anlage verstanden, die benötigt wird, bis die jeweilige Anlage bei Volllast die jährliche Pipeline-Menge erreicht hat.





	Ausgangsszenario	0,005 H <sub>2</sub> O Pipelinemenge: 3,10 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 98,1 kg/s Vollaststunden: 6856 h
PCC-SK	Art	Steinkohlekraftwerk (1 Block)
	Basiskraftwerk	Referenzkraftwerk NRW
	Abscheidetechnologie	spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 757 g CO <sub>2</sub> /kWh <sub>netto</sub> Post-Combustion
	Ausgewählte Kraftwerkskennzahlen	Feuerungswärmeleistung: 1220 MW Nettoleistung: 431,9 MW Mindestleistung: 100,7 MW Abtrennrage: 0,9 Einspeiseverhalten: variabel 0, 30-100 % Max. Pipelinemassenstrom: 105,4 kg/s Wartungsstillstandzeiten: 21.02. – 01.04.
	Pipelinemassenstrom-zusammensetzung in Vol-%	99,931 CO <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>2</sub> 0,015 O <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>3</sub> 0,0225 N <sub>2</sub> 0,002 NO <sub>x</sub> 0,0225 Ar                         0,001 CO 0,005 H <sub>2</sub> O
	Ausgangsszenario	Pipelinemenge: 1,38 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 43,5 kg/s Vollaststunden: 3628 h
PCC-BK	Art	Braunkohlekraftwerk (1 Block)
	Basiskraftwerk	Boxberg R
	Abscheidetechnologie	Spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 950,0 g CO <sub>2</sub> /kWh <sub>netto</sub> Pre-Combustion
	Ausgewählte Kraftwerkskennzahlen	Feuerungswärmeleistung: 1220 MW Nettoleistung: 395,7 MW Mindestleistung: 170,0 MW Abtrennrage: 0,9 Einspeiseverhalten: variabel 0, 50-100 % Max. Pipelinemassenstrom: 123,8 kg/s Wartungsstillstandzeiten: 01.12. – 31.12.
	Pipelinemassenstrom-zusammensetzung in Vol-%	99,931 CO <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>2</sub> 0,015 O <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>3</sub> 0,0225 N <sub>2</sub> 0,002 NO <sub>x</sub> 0,0225 Ar                         0,001 CO 0,005 H <sub>2</sub>
	Ausgangsszenario	Pipelinemenge: 3,41 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 107,7 kg/s Vollaststunden: 7645 h
PCC-GuD1	Art	Erdgaskraftwerk (GuD-Kraftwerk)

	Basiskraftwerk	GuD-Kraftwerksblöcke Lingen spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 347,3 g CO <sub>2</sub> /kWh <sub>netto</sub>
	Abscheidetechnologie	Post-Combustion Feuerungswärmeleistung: 1220 MW Nettoleistung: 633,5 MW Mindestleistung: 214,6 MW
	Ausgewählte Kraftwerkskennzahlen	Abtrennrage: 0,9 Einspeiseverhalten: variabel 0, 40-100 % Max. Pipelinemassenstrom: 62,7 kg/s Wartungsstillstandzeiten: 15.07. – 31.07.
	Pipelinemassenstrom-zusammensetzung in Vol-%	99,931 CO <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>2</sub> 0,015 O <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>3</sub> 0,0225 N <sub>2</sub> 0,002 NO <sub>x</sub> 0,0225 Ar                         0,001 CO 0,005 H <sub>2</sub> O
	Ausgangsszenario	Pipelinemenge: 0,41 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 13,0 kg/s Vollaststunden: 1817 h
PCC-GuD2	Art	Erdgaskraftwerk (GuD-Kraftwerk)
	Basiskraftwerk	GuD-Kraftwerksblöcke Lingen spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 347,3 g CO <sub>2</sub> /kWh <sub>netto</sub>
	Abscheidetechnologie	Post-Combustion Feuerungswärmeleistung: 1220 MW Nettoleistung: 633,5 MW Mindestleistung: 214,6 MW
	Ausgewählte Kraftwerkskennzahlen	Abtrennrage: 0,9 Einspeiseverhalten: variabel 0, 40-100 % Max. Pipelinemassenstrom: 62,7 kg/s Wartungsstillstandzeiten: 05.08. – 10.09.
	Pipelinemassenstrom-zusammensetzung in Vol-%	99,931 CO <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>2</sub> 0,015 O <sub>2</sub> 0,0005 SO <sub>3</sub> 0,0225 N <sub>2</sub> 0,002 NO <sub>x</sub> 0,0225 Ar                         0,001 CO 0,005 H <sub>2</sub> O
	Ausgangsszenario	Pipelinemenge: 0,07 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 2,4 kg/s Vollaststunden: 330 h
IGCC-CCS-BK	Art	Braunkohlekraftwerk
	Basiskraftwerk	RWE IGCC-CCS Demonstrationskraftwerk spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 912,7 g CO <sub>2</sub> /kWh <sub>netto</sub>
	Abscheidetechnologie	Pre-Combustion (IGCC-CCS)
	Ausgewählte Kraftwerkskennzahlen	Feuerungswärmeleistung: 900 MW Nettoleistung: 324 MW



	Ausgangsszenario	0,005 H <sub>2</sub> O Pipelinemenge: 0,74 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 23,3 kg/s Vollaststunden: 7680 h
PCC-SW	Art	Integriertes Stahlwerk
	Basisindustrieanlage	Produktionsmenge: 2,5 Mt Stahl/a spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 1,35 t CO <sub>2</sub> /t_Rohstahl
	Abscheidetechnologie	Post-Combustion Abtrennrage: 0,90
	Ausgewählte Kennzahlen	Einspeiseverhalten: 100 % Max. Pipelinemassenstrom: 99,7 kg/s Betriebszeit: 01.01. - 31.12.
	Pipelinemassenstrom-zusammensetzung in Vol-%	99,931 CO <sub>2</sub> 0,003 NO <sub>x</sub> 0,023 N <sub>2</sub> 0,000 SO <sub>2</sub> 0,015 O <sub>2</sub> 0,000 SO <sub>3</sub> 0,023 Ar                            0,001 CO 0,005 H <sub>2</sub> O
	Ausgangsszenario	Pipelinemenge: 3,15 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 99,7 kg/s Vollaststunden: 8784 h
PCC-ER	Art	Erdöl-Raffinerie
	Basisindustrieanlage	Produktionsmenge: 30 000 t Rohöl/d spez. CO <sub>2</sub> -Emissionen: 0,78 t CO <sub>2</sub> /t_Rohöl
	Abscheidetechnologie	Post-Combustion Abtrennrage: 0,90
	Ausgewählte Kennzahlen	Einspeiseverhalten: 100 % Max. Pipelinemassenstrom: 68,2 kg/s Betriebszeit: 01.01. - 31.12.
	Pipelinemassenstrom-zusammensetzung in Vol-%	99,931 CO <sub>2</sub> 0,003 NO <sub>x</sub> 0,023 N <sub>2</sub> 0,000 SO <sub>2</sub> 0,015 O <sub>2</sub> 0,000 SO <sub>3</sub> 0,023 Ar                            0,001 CO 0,005 H <sub>2</sub> O
	Ausgangsszenario	Pipelinemenge: 2,18 Mt/a Durchs. Pipelinemassenstrom: 68,2 kg/s Vollaststunden: 8784 h

### 1.1.1 Weitere Szenarien

Anfang 2017 wurde zusammen mit der BGR und dem DBI entschieden, weitere Szenarien zu betrachten, damit Variationsberechnungen des nachgeschalteten Transport- und Speichersystems durchgeführt werden können.

Aufbauend auf den Daten des Ausgangsszenarios werden zunächst zwei weitere Szenarien entwickelt, die die Erhöhung des Anteils an Erneuerbaren Energien an der Stromzeugung berücksichtigen sollen. Im Ausgangsszenario beträgt der Anteil der Erneuerbaren Energien an der Stromerzeugung 29 %. Es wird ein Szenario mit einem Anteil von 45 % Erneuerbarer Energien an der Stromerzeugung, was der oberen Zielmarke der Bundesregierung für den Anteil Erneuerbarer Energien an der Stromerzeugung im Jahr 2025 entspricht, sowie ein Szenario mit einem Anteil von 80 % Erneuerbarer Energien an der Stromerzeugung, was im Jahr 2050 erreicht werden soll, betrachtet [44, 45]. Bei der Modellierung dieser beiden zukünftigen Szenarien wird die Stromnachfrage aus dem Ausgangsszenario übernommen und nicht durch mögliche zukünftige Effizienzsteigerungen reduziert oder durch weitere Verbraucher, wie die Elektromobilität, erhöht. Des Weiteren wird der Anlagenpark nicht verändert. Für die Industrieanlagen wird die gleiche Betriebsweise wie im Ausgangsszenario angenommen. Für die Kraftwerke ändert sich nur die Einsatzplanung aufgrund der Erhöhung des Anteils der Erneuerbaren Energien. Es wird von der gleichen Angebotscharakteristik der Erneuerbaren Energien wie im Ausgangsszenario ausgegangen. Das heißt, dass z. B. bei den Photovoltaikanlagen für die Intensität und Dauer der Solareinstrahlung die gleichen Werte wie im Jahr 2016 angesetzt werden. Einzig die Anzahl der Photovoltaikanlagen und der Windkraftanlagen wird erhöht, um damit einen größeren Anteil der Stromnachfrage mit regenerativen Energien zu decken.

In Tabelle 3 sind die wesentlichen Veränderungen der Szenarien „EE 45%“ und „EE 80%“ zum Ausgangsszenario sowie die sich aus Modellierung ergebenden Werte für den jährlichen Pipelinemassenstrom und für die Volllaststunden der Kraftwerke aufgeführt.

**Tabelle 3: Vergleich der weiteren Szenarien mit dem Ausgangsszenario – Teil 1**

		EE 45%	EE 80%
<b>HAUPTÄNDERUNG</b>		Anteil der EE an der Stromerzeugung von 29 % auf 45 % erhöht	Anteil der EE an der Stromerzeugung von 29 % auf 80 % erhöht
<b>AUSWIRKUNGEN</b>			
	Ausgangsszenario	EE 45%	EE 80%
<b>Vollaststunden</b>			
IGCC-CCS	6738	6264	3759
Oxy-BK	6856	5934	3040
PCC-BK	7645	6347	2706
Oxy-SK	5036	4226	1519
PCC-SK	3628	3424	1250
PCC-GuD1	1817	1879	540
PCC-GuD2	330	294	55
Industrie		unverändert	
<b>Pipelinemassenstrom</b>			
Gesamt	19,30 Mt/a	17,77 Mt/a	11,83 Mt/a
Max.	887,6 kg/s	885,1 kg/s	869,5kg/s
Min.	286,8 kg/s	167,8 kg/s	167,8 kg/s
Durchsch.	612,0 kg/s	563,4 kg/s	375,2 kg/s

Um die Auswirkungen eines möglichen Brennstoffshifts zu untersuchen, werden im ebenfalls modellierten Szenario „Keine BK“ die Braunkohlekraftwerke durch zwei weitere Steinkohlekraftwerke (Oxy-SK2 und PCC-SK2) sowie ein weiteres GuD-Kraftwerk (PCC-GuD3) ersetzt. Ansonsten gelten dieselben Annahmen und Randbedingungen wie im Ausgangsszenario. Die letzte Szenarienvariation ist die Reduzierung des CO<sub>2</sub>-Anteils im Pipelinemassenstrom der Oxyfuelanlagen von 98 Vol-% auf 96 Vol-%. Alle anderen Annahmen und Randbedingungen sind für das Szenario „2016 Oxy\_96“ identisch mit denen im Ausgangsszenario. Mit Hilfe des Szenarios „2016 Oxy\_96“ wird der Einfluss der geforderten Reinheit auf die Wirtschaftlichkeit der CO<sub>2</sub>-Abscheidung überprüft (siehe Kapitel 2.4). Vor allem die Oxyfuelanlagen bieten sich aufgrund der installierten Gasaufbereitungseinheit für eine solche Variationsrechnung an. Durch die Vorgabe des Drucks und der Temperatur in den Phasentrenngefäßen kann die Reinheit des Pipelinemassenstroms bei festgelegter Abtrennungsrate vorgegeben werden. Analog zu der Abbildung 4 sind im Anhang Abbildungen für die weiteren Szenarien enthalten. Zum Vergleich der Szenarien ist in Abbildung 5 der Pipelinemassenstrom pro Jahr für jedes Szenario gegenübergestellt. Zusätzlich ist im Anhang eine weitere Abbildung der Pipelinemassenstrom-Jahresdauerlinien der fünf betrachteten Szenarien enthalten.

Im Ausgangsszenario wird ein Pipelinemassenstrom von 19,30 Mt/a erzeugt. Durch den höheren Anteil der Erneuerbaren Energien an der Stromerzeugung sinkt im Szenario „EE 80%“ der Pipelinemassenstrom aus den Kraftwerksanlagen und führt zu einer Verringerung jenes um 38,8 % gegenüber dem Ausgangsszenario. Es wird im Szenario „EE 80%“ nur noch ein Pipelinemassenstrom von 11,83 Mt/a erzeugt. Im Szenario „EE 45%“ sind es 17,77 Mt/a. Im Szenario „Keine BK“ werden aufgrund des Brennstoffshifts 1,9 Mt weniger Pipelinemassenstrom pro Jahr erzeugt. Hingegen führt die Reduzierung der Reinheit des Pipelinemassenstroms der Oxyfuel-Anlagen zu einem Zugewinn um 0,03 Mt ebenjenes. Der Anstieg des Pipelinemassenstroms beruht ausschließlich auf einem Anstieg der Begleitstoffe in diesem. Die abgetrennte CO<sub>2</sub>-Menge ist identisch zum Ausgangsszenario. Der maximal vorkommende Pipelinemassenstrom im Szenario „Keine BK“ ist mit 2876 t/h 319 t/h geringer als im Ausgangsszenario. Dieses liegt an den geringeren spezifischen CO<sub>2</sub>-Emissionen der Brennstoffe Steinkohle und Erdgas im Vergleich zu dem ersetzten Brennstoff Braunkohle. Somit wird bei gleicher Leistung weniger Pipelinemassenstrom über das Jahr erzeugt.

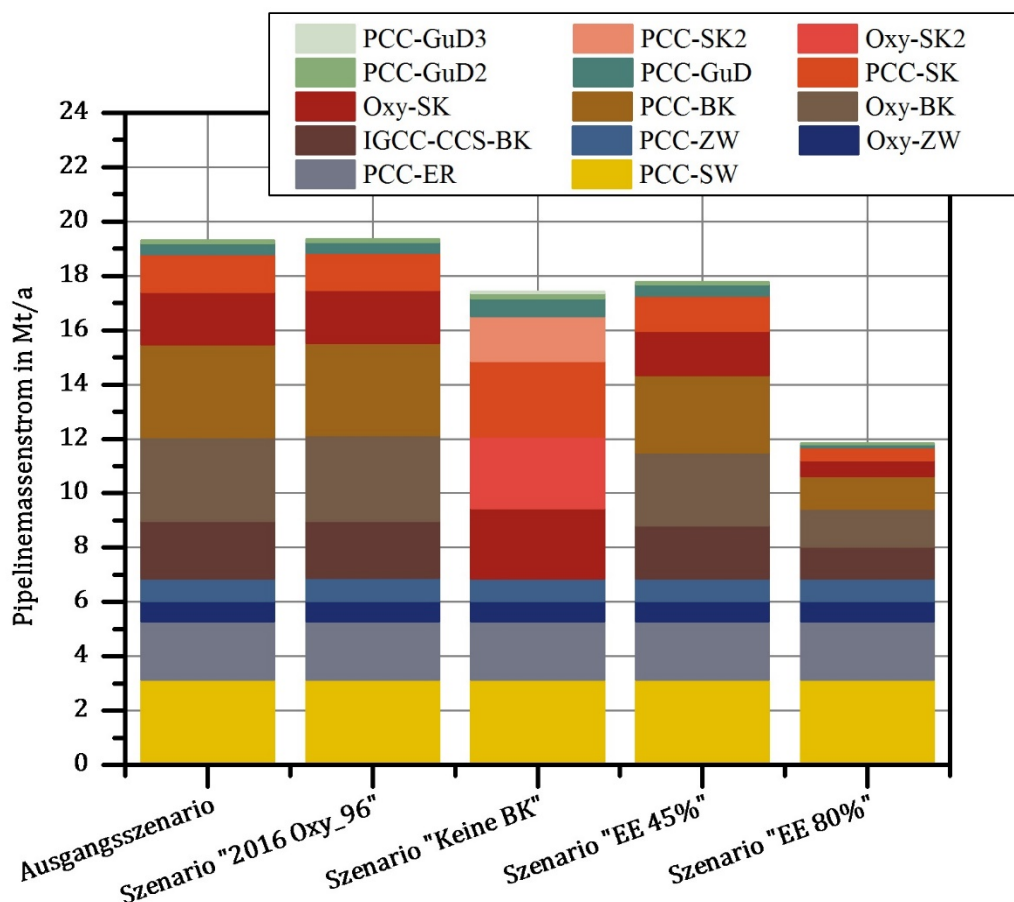


Abbildung 5: Gesamtpipelinemassenströme aller Anlagen für alle Szenarien

In Tabelle 4 sind die wesentlichen Veränderungen der Szenarien „Keine BK“ und „2016 Oxy\_96“ zum Ausgangsszenario sowie die sich aus Modellierung ergebenden Werte für den Pipelinemassenstrom aller Anlagen aufgeführt. Die berechneten Volllaststunden der Kraftwerke sind im Anhang in Tabelle A1.1 enthalten.



**Tabelle 4: Vergleich der weiteren Szenarien mit dem Ausgangsszenario – Teil 2**

		2016 Oxy_96	Keine BK
<b>HAUPTÄNDERUNG</b>		Reinheit des Pipelinemassenstro m der Oxyfuel- Anlagen von 98 % auf 96 % reduziert	Brennstoffshift
<b>AUSWIRKUNGEN</b>			
	Ausgangsszenario	2016 Oxy_96	Keine BK
<b>Kraftwerkspark</b>			
	IGCC-CC-BK		Oxy-SK2
	Oxy-BK	Keine Änderung	PCC-SK2
	PCC-BK		PCC-GuD3
<b>Begleitstoffkonz.</b>			
Oxy-SK	98,003 CO <sub>2</sub>	96,008 CO <sub>2</sub>	Ersatzkraftwerke weisen die gleiche Begleitstoff- konzentration wie im Ausgangsszenario auf
Oxy-BK	0,710 N <sub>2</sub>	1,999 N <sub>2</sub>	
in [Mol-%]	0,670 O <sub>2</sub>	1,096 O <sub>2</sub>	
	0,590 Ar	0,799 Ar	
	0,005 H <sub>2</sub> O	0,005 H <sub>2</sub> O	
	0,010 NO <sub>x</sub>	0,010 NO <sub>x</sub>	
	0,005 SO <sub>2</sub>	0,005 SO <sub>2</sub>	
	0,002 SO <sub>3</sub>	0,002 SO <sub>3</sub>	
	0,005 CO	0,075 CO	
Oxy-ZW	98,005 CO <sub>2</sub>	96,008 CO <sub>2</sub>	
in [Mol-%]	0,840 N <sub>2</sub>	1,999 N <sub>2</sub>	
	0,590 O <sub>2</sub>	1,096 O <sub>2</sub>	
	0,540 Ar	0,799 Ar	
	0,005 H <sub>2</sub> O	0,005 H <sub>2</sub> O	
	0,010 NO <sub>x</sub>	0,017 NO <sub>x</sub>	
	0,000 SO <sub>2</sub>	0,000 SO <sub>2</sub>	
	0,000 SO <sub>3</sub>	0,000 SO <sub>3</sub>	
	0,001 CO	0,075 CO	
<b>Pipelinemassenstrom</b>			
Gesamt	19,30 Mt/a	19,33 Mt/a	17,40 Mt/a
Max.	887,6 kg/s	891,2 kg/s	798,8 kg/s
Min.	286,8 kg/s	287,2 kg/s	224,9 kg/s
Durchsch.	612,0 kg/s	612,9 kg/s	551,8 kg/s

## 1.2 CO<sub>2</sub>-Bilanzierungssystem

In CLUSTER soll untersucht werden, mit welchen Methoden eine möglichst genaue und kostengünstige CO<sub>2</sub>-Bilanzierung für die einzelnen Prozesse möglich ist. Dazu werden zunächst die regulatorischen Anforderungen sowie die industriell verfügbare CO<sub>2</sub>-Messtechnik vorgestellt. Anschließend erfolgt die Vorstellung der entwickelten CO<sub>2</sub>-Bilanzierungssysteme. Die CO<sub>2</sub>-Messtechnik und die entwickelten CO<sub>2</sub>-Bilanzierungssysteme werden ausführlich in [46] erläutert.

### 1.2.1 Regularien zur Erfassung von CO<sub>2</sub>-Emissionen

In Europa sind industrielle CO<sub>2</sub>-Emittenten wie Stahl- und Zementwerke, Raffinerien und Kraftwerke ab einer thermischen Leistung von 20 MW dazu verpflichtet, am Emissionshandel teilzunehmen. Dabei müssen die Anlagen für jede ausgestoßene Tonne CO<sub>2</sub> ein CO<sub>2</sub>-Zertifikat vorweisen. Eine gewisse Anzahl an Zertifikaten wird von der Deutschen Emissionshandelsstelle (DEHSt) zu Beginn eines Handelszeitraums kostenlos an die Unternehmen ausgegeben. Die Gesamtmenge der in Europa in jeder Handelsperiode ausgegebenen CO<sub>2</sub>-Emissionen wird durch das Zuteilungsgesetz (ZuG) festgelegt. Übersteigen die ausgestoßenen CO<sub>2</sub>-Emissionen die durch kostenlose Zertifikate eingeräumten Emissionen, müssen zusätzliche CO<sub>2</sub>-Zertifikate von einem anderen Unternehmen erworben werden, das seinerseits auf den Ausstoß der entsprechenden Menge CO<sub>2</sub> verzichten muss. Wird also durch die Umsetzung von Effizienzmaßnahmen die eingeräumte CO<sub>2</sub>-Gesamtmenge einer Anlage unterschritten, kann durch den Verkauf kostenlos zugeteilter Emissionen eine zusätzliche Einnahmequelle generiert werden. Im Gegenzug müssen bei Überschreitung der kostenlos zugeteilten CO<sub>2</sub>-Emissionen zusätzliche Emissionsrechte erworben werden. Dadurch entsteht für die Unternehmen der Anreiz den CO<sub>2</sub>-Ausstoß, z. B. durch Effizienzmaßnahmen zu minimieren. Durch den Zertifikate-Handel soll sichergestellt werden, dass die angestrebte CO<sub>2</sub>-Ersparnis zu den volkswirtschaftlich geringsten Gesamtkosten erreicht wird. Der Emissionshandel wird durch die EU-Emissionshandelsrichtlinie 2003/87/EG geregelt. In Deutschland wurde diese Richtlinie im Treibhausgas-Emissionshandelsgesetz (TEHG) umgesetzt.

Die Ermittlung und die Überwachung von Treibhausgasemissionen werden in Deutschland durch die Monitoring-Verordnung (MVO) [47] geregelt. Gemäß dem TEHG ist der Betreiber einer emissionshandelspflichtigen Anlage dazu verpflichtet, ein so genanntes Monitoring-Konzept bei der DEHSt gemäß den in der MVO festgelegten Vorgaben einzureichen. Inhalt des Monitoring-Konzepts ist eine „vollständige und transparente Dokumentation der Überwachungsmethodik“. Dazu müssen die eingesetzten Verfahren und Instrumente mit Ihrer Funktionsweise und Genauigkeit sowie die einzelnen Verfahrensschritte beschrieben werden. Zusätzlich müssen alle emissionsbehafteten Tätigkeiten einer Anlage - alle Stoffströme und Emissionsquellen sowie die verwendeten Standard- und

Berechnungsfaktoren (siehe unten) - aufgelistet werden. Auf Basis des Monitoring-Konzepts wird ein Emissionsbericht erstellt und der DEHst übergeben.

Zur Ermittlung der CO<sub>2</sub>-Emissionen können verschiedene Überwachungsmethoden genutzt werden. Ziel sei laut MVO, den Gesamtaufwand für den Anlagenbetreiber zu minimieren. Grundsätzlich können sowohl Berechnungs- als auch Messverfahren verwendet werden [48]. Innerhalb einer Anlage können Messverfahren und Berechnungsverfahren kombiniert werden, sofern der Betreiber sicherstellt, dass alle CO<sub>2</sub>-Emissionen erfasst sind und Doppelerfassung ausgeschlossen werden kann.

Grundlage dieser Verfahren ist die Berechnung der CO<sub>2</sub>-Emissionen anhand ihrer Stoffströme und so genannter Tätigkeitsdaten. Tätigkeitsdaten sind in der MVO als „die in einem Prozess verbrauchte oder erzeugte, für die auf Berechnungen beruhende Überwachungsmethodik relevante Menge von Brennstoffen oder Materialien, ausgedrückt in Terajoule, als Masse in Tonnen oder — bei Gasen — als Volumen in Normkubikmetern“ definiert. Die Tätigkeitsdaten beziehen sich auf die in der Anlage auftretende Menge und Art der Kohlenstoffnutzung, z. B. Verbrennung oder Stahlproduktion. Sie können entweder durch Standardfaktoren oder durch Laboranalysen berücksichtigt werden. Bei den Berechnungsverfahren wird zwischen der Standardmethodik und dem Massenbilanzansatz unterschieden.

## Standardmethodik

Für die Standardmethodik wird zwischen Emissionen aus Verbrennungsprozessen und Prozessemissionen unterschieden. Bei Verbrennungsprozessen zählen die eingesetzte Brennstoffmenge und der untere Heizwert zu den Tätigkeitsdaten. Das Produkt dieser beiden Größen wird mit einem Emissionsfaktor und einem Oxidationsfaktor multipliziert:

$$m_{\text{CO}_2} = m_{\text{B}} \cdot H_{\text{u}} \cdot \text{EF} \cdot \text{OF} \quad (1.1)$$

$m_{\text{CO}_2}$	-	CO <sub>2</sub> -Emissionen in Tonnen
$m_{\text{B}}$	-	Eingesetzte Brennstoffmenge in Tonnen
$H_{\text{u}}$	-	Unterer Heizwert des Brennstoffes in t CO <sub>2</sub> /TJ
EF	-	Emissionsfaktor in t CO <sub>2</sub> /TJ
OF	-	Oxidationsfaktor

Der Emissionsfaktor gibt den Kohlenstoffgehalt eines Brennstoffs im Verhältnis zu dessen unteren Heizwert an. Der Oxidationsfaktor gibt an, welcher Anteil des im Brennstoff enthaltenen Kohlenstoffs verbrannt wurde. Er nimmt Werte zwischen 0 und 1 an und wird üblicherweise gleich 1 gesetzt (vollständige Verbrennung).

Analog zu verbrennungsbedingten CO<sub>2</sub>-Emissionen wird bei zur Erfassung von Prozessmissionen das eingesetzte kohlenstoffhaltige Rohmaterial zu den Tätigkeitsdaten gezählt:

$$m_{\text{CO}_2} = m_{\text{R}} \cdot \text{EF} \cdot \text{UF} \quad (1.2)$$

$m_{\text{CO}_2}$  - CO<sub>2</sub>-Emissionen in Tonnen

$m_{\text{R}}$  - Eingesetzte Rohstoffmenge in Tonnen

EF - Emissionsfaktor in t CO<sub>2</sub>/t Rohstoff

UF - Umsetzungsfaktor

Der Emissionsfaktor gibt dabei an, wieviel Tonnen CO<sub>2</sub> pro Tonne Rohmaterial erzeugt wird. Der Umsetzungsfaktor ist analog zum Oxidationsfaktor bei Verbrennungsprozessen definiert und gibt an, wieviel des im Rohmaterial enthaltenen Kohlenstoffs zu CO<sub>2</sub> oxidiert wird.

## Massenbilanzansatz

Beim Massenbilanzansatz werden die in die Anlage eintretenden oder die Anlage verlassenden Kohlenstoffströme bilanziert. Anschließend werden die austretenden Kohlenstoffmassenströme mit dem Umrechnungsfaktor 3,665 t CO<sub>2</sub>/t C multipliziert, welcher dem Molmassenverhältnis von CO<sub>2</sub> zu Kohlenstoff entspricht. Beim Massenbilanzansatz wird somit von einer vollständigen Umsetzung des Kohlenstoffs in CO<sub>2</sub> ausgegangen.

## Anforderungen an die Genauigkeit der Erfassung

Die für die Berechnungsverfahren benötigten Tätigkeitsdaten (d. h. die Brennstoff bzw. Rohmaterialmenge) können entweder durch kontinuierliche Messungen oder durch Mengenbestimmungen anhand von Lagerbestandsveränderungen ermittelt werden. Sowohl bei der Ermittlung der Tätigkeitsdaten als auch bei den Emissionsfaktoren müssen abhängig von den durchschnittlichen jährlichen CO<sub>2</sub>-Emissionen gewisse Genauigkeitsanforderungen erfüllt werden. Für die hier betrachteten Anlagen ist die höchste Genauigkeitsebene zu berücksichtigen, die ab einer Jahresemissionsmenge von mehr als 500000 t CO<sub>2</sub> relevant ist. Für die Verbrennung fester Brennstoffe und die Roheisen-,

Stahl- und Zementklinkerproduktion ist die maximal zulässige Unsicherheit dabei mit  $\pm 1,5\%$  festgelegt, für Mineralöl-Raffinerien gilt ein Wert von  $\pm 2,5\%$  [47]. Für die Berechnungsfaktoren sind in der höchsten Genauigkeitsebene Stoffanalysen vorgeschrieben [47].

## Messung von CO<sub>2</sub>-Emissionen

Die Messung von CO<sub>2</sub>-Emissionen kann einer Berechnung dann vorgezogen werden, wenn sie nachweislich genauere Ergebnisse liefert. Für den Betreiber einer Anlage lohnt sich unter Umständen der Mehraufwand einer Messung, wenn dadurch geringere Emissionen als durch die Berechnungsmethoden zu erwarten sind. Wie später erläutert muss sogar unter gewissen Umständen eine Messung durchgeführt werden.

Die CO<sub>2</sub>-Emissionen einer Anlage werden mithilfe eines kontinuierlichen Emissionsmesssystems (KEMS) erfasst. Dabei werden der jeweilige CO<sub>2</sub>-haltige Massenstrom und dessen CO<sub>2</sub>-Konzentration bestimmt. Diese Größen können grundsätzlich direkt oder indirekt gemessen werden. Beispielsweise kann sich bei einer hohen CO<sub>2</sub>-Konzentration eine indirekte Messung anbieten, bei der die Konzentrationen aller übrigen Komponenten im jeweiligen Massenstrom bestimmt werden. Konzentration und Massenstrom muss mindestens einmal pro Betriebsstunde gemessen werden, wobei im Falle von mehr als einer Messung pro Betriebsstunde ein Durchschnittswert gebildet wird [47]. Aus den Stundenwerten werden die Jahresemissionen wie folgt berechnet:

$$m_{\text{CO}_2,\text{a}} = \sum_{i=1}^n c_{\text{CO}_2,i} \cdot V_{\text{A}} \cdot 10^{-6} \text{ t/g} \quad (1.3)$$

$m_{\text{CO}_2,\text{a}}$  - CO<sub>2</sub>-Jahresemissionen in Tonnen

$n$  - Anzahl der Betriebsstunden pro Jahr

$c_{\text{CO}_2,i}$  - Durchschnittliche CO<sub>2</sub>-Konzentration in Betriebsstunde  $i$   
in  $\text{g/m}_\text{N}^3$

$V_{\text{A}}$  - Abgas-Menge in Betriebsstunde  $i$  in  $\text{m}_\text{N}^3$

## Emissionsbestimmung bei CCS-Anlagen

Als CO<sub>2</sub>-Emissionen gemäß Monitoring-Verordnung gelten die durch das Abgas in die Umgebungsluft abgegebenen CO<sub>2</sub>-Ströme. In der Monitoring-Verordnung ist auch ausdrücklich die Emissionserfassung bei CO<sub>2</sub>-Abscheidungsanlagen geregelt. Dazu wird in Artikel 49 der Begriff *weitergeleitetes CO<sub>2</sub>* definiert. Danach gilt ein CO<sub>2</sub> nicht als emittiertes sondern als weitergeleitetes CO<sub>2</sub>, wenn es über eine Abscheideanlage zu einer Speicherstätte weitergeleitet wird (Fall 1), aus einer Abscheideanlage in ein Transportnetz und von dort aus in eine Speicherstätte weitergeleitet wird (Fall 2) oder es direkt von der jeweiligen Anlage in eine Speicherstätte weitergeleitet wird (Fall 3). In allen drei Fällen muss für das weitergeleitete CO<sub>2</sub> eine Messmethodik angewandt werden, jedoch nicht notwendigerweise für die übrigen Stoffströme der Anlage.

Bei CO<sub>2</sub>-Abscheideanlagen wird das CO<sub>2</sub> üblicherweise nicht vollständig in die Pipeline oder eine Speicherstätte weitergeleitet, sondern es wird ein gewisser Restanteil emittiert. Dieser Anteil wird mithilfe einer Massenbilanz berechnet:

$$m_E = m_{\text{Intern}} + m_{\text{Ein}} - m_{\text{Trans}} \quad (1.4)$$

Dabei entspricht  $m_{\text{Intern}}$  der intern produzierten CO<sub>2</sub>-Menge aus eigenen Prozessen zur Energiebereitstellung,  $m_{\text{Ein}}$  der mit dem zu reinigenden Rauchgas eingebrachten und  $m_{\text{Trans}}$  der abgetrennten und zum Transport oder der Speicherstätte weitergeleiteten CO<sub>2</sub>-Menge.

Die intern entstehenden CO<sub>2</sub>-Emissionen  $m_{\text{Intern}}$  werden dabei mittels eines Messverfahrens oder einer der vorgestellten Berechnungsmethoden bestimmt. Die in die Abscheideanlage hineingeleitete CO<sub>2</sub>-Menge  $m_{\text{Ein}}$  muss in der Regel mittels eines Messverfahrens bestimmt werden. Diese Messung kann entweder vom Betreiber der weiterleitenden Anlage (also dem Kraftwerk oder der Industrieanlage) oder vom Betreiber der Abscheideanlage durchgeführt werden. Wenn die weiterleitende Anlage dabei selbst kein CO<sub>2</sub> produziert und  $m_{\text{Ein}}$  damit der gesamten im Kraftwerk oder der Industrieanlage produzierten CO<sub>2</sub>-Menge entspricht, kann die an die Abscheideanlage weitergeleitete CO<sub>2</sub>-Menge auch berechnet werden. Handelt es sich allerdings nur um einen Teilstrom, muss dieser mittels einer kontinuierlichen Emissionsmessung bestimmt werden. Die aus der Abscheideanlage in ein Transportnetz oder eine Speicherstätte weitergeleitete CO<sub>2</sub>-Menge muss in jedem Fall messtechnisch erfasst werden. Bei allen hier genannten Messungen muss die Genauigkeitsanforderung von  $\pm 2,5\%$  eingehalten werden. Kraftwerk und Industrieanlagen können auch in Kombination mit der Abscheideanlage als eine Gesamtanlage betrachtet werden, falls diese an einem gemeinsamen Standort installiert sind. In diesem Fall wird die o. g. Massenbilanz vereinfacht, da keine in die Anlage eingebrachten CO<sub>2</sub> berücksichtigt werden müssen ( $m_{\text{Trans}} = 0$ ):

$$m_E = m_{\text{Intern}} - m_{\text{Trans}} \quad (1.5)$$

## 1.2.2 Messtechnik

### Durchflussmessung

Für die Durchflussmessung bei CCS-Anlagen eignen sich insbesondere das Differenzdruckverfahren, die Ultraschall-Durchflussmessung und die Coriolis-Massenstrommessung [49]. Allen drei Verfahren gemeinsam ist, dass sie den Volumenstrom aus der Strömungsgeschwindigkeit und dem Rohrquerschnitt bestimmen. Die Strömungsgeschwindigkeit wird ihrerseits indirekt durch die Messung einer vom Messverfahren abhängigen Messgröße bestimmt (z. B. Druckdifferenz, Ultraschall-Laufzeit oder eine Schwingungsamplitude).

In Kraftwerken werden vor allem Messblenden verwendet, die nach dem Differenzdruckverfahren arbeiten [49]. Wichtig bei diesem Messverfahren ist, dass eine einphasige Strömung vorliegt. Messblenden können Hochtemperatur- und Druckbeständig ausgeführt werden, sodass diesbezüglich keine Einschränkungen zu erwarten sind. Ein Messsystem von Endress und Hauser kann bei Drücken von bis zu 420 bar und Temperaturen bis zu 1000 °C verwendet werden [50]. Aufgrund des Messprinzips müssen jedoch konstante Temperatur- und Druckverhältnisse eingehalten werden. Die maximale Messabweichung ist von der Einbausituation und der Kalibrierung abhängig, liegt aber in der Regel bei unter 1 % vom Messwert (v.M.) [51].

Der Vorteil von Ultraschallmessungen besteht durch das berührungslose Messprinzip. Im Gegensatz zu Messblenden ist ein Eingriff in die Strömung nicht notwendig. Außerdem ist die Messung unabhängig von Druck, Temperatur, Viskosität und elektrischer Leitfähigkeit des Mediums. Ultraschall-Messgeräte werden in der Öl- und Gasbranche bei Flüssigerdgaspipelines eingesetzt [52, 53].

Coriolis-Massendurchflussverfahren nutzen den Coriolis-Effekt, um die Strömungsgeschwindigkeit und den Massenstrom eines Mediums zu bestimmen. Gleichzeitig kann auch die Dichte gemessen werden, sodass auch eine Berechnung des Volumenstroms möglich ist. Das Messverfahren kann für Flüssigkeiten und Gase eingesetzt werden und findet in der Öl- und Gasindustrie Anwendung [54]. Bei einem Messgerät von Endress und Hauser wird die Messgenauigkeit von ca.  $\pm 0,1$  % v.M. für Flüssigkeiten und  $\pm 0,35$  % v.M. für Gase angegeben. Der Einsatz ist auf Temperaturen bis 170 °C und Drücke bis 100 bar beschränkt [54].

### Konzentrationsmessung

Zur Konzentrationsmessung bei CCS-Anlagen eignen sich besonders die Nicht-Dispersive Infrarot-Fotometrie (NDIR), die Fourier-Transformation Infrarot-Spektrometrie (FTIR), die Ultraviolett-Absorptionsspektroskopie (UV), die Laserspektrometrie sowie die Prozessgaschromatographie (PGC) [55].

Kommerziell verfügbare NDIR-Gassensoren für Rauchgasströme können Konzentrationen zwischen 0 und ca. 20 Vol-% mit einer Messgenauigkeit von  $\pm 2$  % v.M. ermitteln [56, 57]. Druck- und Temperaturschwankungen können die Genauigkeit verringern. Daneben gibt es Multi-Gasanalytoren, die neben der  $\text{CO}_2$ -Konzentration auch die Konzentration von IR-aktiven Begleitstoffen bestimmen können. Dazu zählen unter anderem CO, NO,  $\text{NO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ,  $\text{CH}_4$ , HCL,  $\text{H}_2\text{O}$  und  $\text{NH}_3$ . IR-inaktive Stoffe wie Edelgase,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$  können grundsätzlich mit dem NDIR-Verfahren nicht bestimmt werden, werden aber häufig im selben Messgerät mithilfe eines elektrochemischen Verfahrens bestimmt [58]. Die Genauigkeit liegt bei ca.  $\pm 1$  % bis  $\pm 2$  % vom Messbereichsendwert [58, 59]. Dabei können unterschiedliche Messbereiche eingestellt werden, sodass bei  $\text{CO}_2$ -reichen Strömen sowohl die  $\text{CO}_2$ -Konzentration als auch die Konzentration der Begleitstoffe mit entsprechender Genauigkeit gemessen werden können. Da für jede Komponente ein einzelner IR-Detektor benötigt wird, werden in der Regel maximal zehn Komponenten von einem Messgerät erfasst.

Ähnlich wie mit NDIR-Gassensoren kann mit FTIR-Gassensoren die Konzentration IR-aktiver Komponenten bestimmt werden. Im Gegensatz zu NDIR-Gassensoren wird jedoch keine breitbandige IR-Strahlung detektiert, sondern von der Gemischzusammensetzung abhängige Strahlung mit spezifischen Wellenlängen, sodass unter der Verwendung der Fourier-Transformation mit einem einzigen Detektor auf die Konzentration aller Gemischkomponenten geschlossen werden kann. Der Vorteil besteht in der hohen Anzahl von Stoffen, die von einem Messgerät erfasst werden können. Kommerziell verfügbar ist ein System der Firma Ansyco, das beispielsweise auch Amin- und Ammoniakreste in Rauchgasströmen detektieren kann [60]. Grundsätzlich können auch mit FTIR-Systemen IR-inaktive Stoffe nicht bestimmt werden, weshalb die Messgeräte häufig mit separaten Messzellen zu Bestimmung dieser Stoffe mittels anderer Messverfahren ausgestattet sind.

Analog zu den IR-Verfahren basiert die UV-Absorptionsfotometrie auf der Strahlungsabsorption im UV-Bereich. Nachweisen lassen sich vor allem die Begleitstoffe wie  $\text{SO}_2$ ,  $\text{NH}_3$ , NO,  $\text{NO}_2$ ,  $\text{SO}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$ . Da  $\text{CO}_2$  keine UV-Strahlung absorbiert, lässt es sich mit einem UV-basierten Messverfahren nur indirekt bestimmen.

Die Laserspektrometrie basiert ebenfalls auf dem Messprinzip der Strahlungsabsorption. Im Vergleich zu IR- und UV-basierten Verfahren wird elektromagnetische Strahlung mit einer hohen Strahlungsintensität verwendet. Diese Strahlung kann über große Entfernungen übertragen werden und ist daher besonders für berührungsloses Messen geeignet. Ein Messgerät der Firma Siemens wird unter anderem in Kraftwerken sowie Stahl- und Zementwerken eingesetzt und kann  $\text{CO}_2$ , CO,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NH}_3$ , HF und HCL bis in den zweistelligen ppmv-Bereich hinein detektieren [61]. Die Genauigkeit beträgt 2 % v.M.

Bei der Prozesschromatographie werden die einzelnen Komponenten durch Adsorptions- und Desorptionsprozesse voneinander separiert. Das Verfahren unterscheidet sich also deutlich von den übrigen Verfahren, die auf Strahlungsabsorption beruhen. Obwohl das Messverfahren grundsätzlich diskontinuierlich nach einem Batch-Prinzip durchgeführt



werden muss (Probenahme, Aufbereitung, Injektion, Analyse) gibt es kommerziell verfügbare Geräte, in denen die einzelnen Schritte automatisiert ablaufen, sodass eine quasi-kontinuierliche Messung möglich ist. Ein Vorteil des Verfahrens ist, dass sich alle Stoffe nachweisen lassen, die sich ohne Zersetzung verdampfen lassen.

### 1.2.3 Entwickeltes CO<sub>2</sub>-Bilanzierungssystem

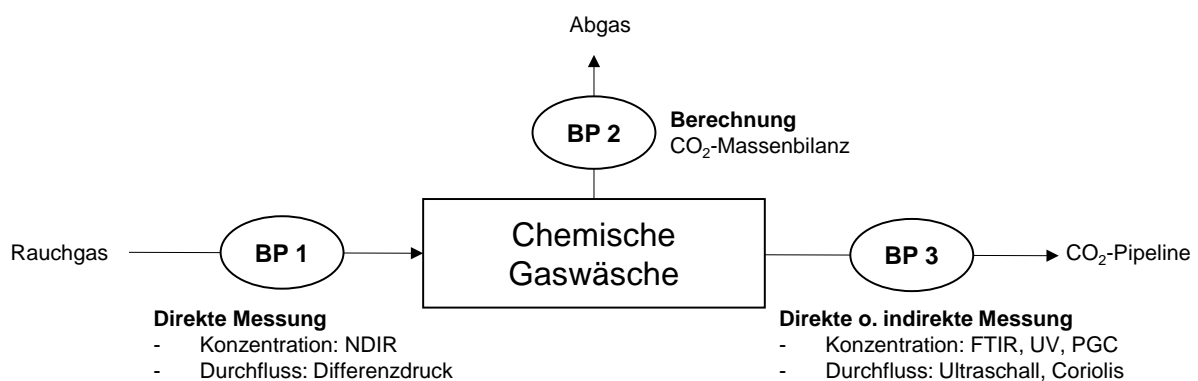
In CLUSTER soll ein Bilanzierungssystem für jedes der betrachteten Kraftwerke und Industrieanlagen in Kombination mit verschiedenen Abscheidetechnologien entwickelt werden. Bei der Entwicklung dieses Bilanzierungssystems stellte sich heraus, dass die Bilanzierungsmethodik sowie die ggf. angewandte Messtechnik in größerem Maße durch die Abscheidetechnologie als durch das Kraftwerk oder den Industrieprozess beeinflusst sind. Aus diesem Grund wird in diesem Abschnitt für jede Abscheidetechnologie ein mögliches Bilanzierungssystem vorgestellt. Falls notwendig wird auf den Einfluss des jeweiligen Grundprozesses eingegangen. Bei der Auswahl der Messpunkte und insbesondere bei der Auswahl konkreter Messverfahren sind meist mehrere Optionen denkbar, sodass die hier vorgestellten Bilanzierungssysteme nur ein Beispiel für die mögliche Ausgestaltung darstellen. Ziel ist es, darzustellen, was im Rahmen der Regularien erforderlich und sinnvoll ist. In der Realität würde vermutlich bei Demonstrations-Anlagen ggf. mehr Messaufwand getrieben, um möglichst viele Daten über die Anlage zu erhalten. Auf diese Überlegungen wird im Folgenden ebenfalls eingegangen.

### Post-Combustion-Abscheidung

Die nachgeschaltete chemische Rauchgaswäsche (Post-Combustion-Abscheidung) wird in dieser Arbeit in Kombination mit allen untersuchten Kraftwerken und Industrieprozessen betrachtet. Für die Rauchgaswaschanlage wurden drei Bilanzierungsstellen definiert: Die Bilanzierungsstelle 1 befindet am Eintritt in die Rauchgaswaschanlage, in der das aus dem Kraftwerk oder der Industrieanlage weitergeleitete CO<sub>2</sub>-haltige Rauchgas einströmt. Bilanzierungsstelle 2 bilanziert das Abgas der Waschanlage, in dem neben den CO<sub>2</sub>-Begleitstoffen ein Restanteil von nicht abgetrenntem CO<sub>2</sub> enthalten ist. Bilanzierungsstelle 3 befindet sich hinter dem CO<sub>2</sub> Verdichter und betrachtet damit das zur Pipeline weitergeleitete CO<sub>2</sub>. An dieser Stelle liegt überkritisches, hochreines CO<sub>2</sub> vor.

Das Bilanzierungssystem für Post-Combustion-Anlagen ist in Abbildung 6 dargestellt. Am Bilanzierungspunkt 1 (BP 1) muss gemäß MVO zwischen drei Fällen unterschieden werden: Im ersten Fall handelt es sich beim Industrieprozess und der Abscheideanlage um zwei separate Anlagen. Hier können grundsätzlich Mess- und Berechnungsmethoden zum Einsatz kommen sofern das CO<sub>2</sub> vollständig an die Abscheideanlage weitergeleitet wird (Fall 1). Wird jedoch nur ein CO<sub>2</sub>-Teilstrom an die Abscheideanlage weitergeleitet, muss diese CO<sub>2</sub>-Menge mit einem Messverfahren ermittelt werden (Fall 2). Wenn die Abschei-

deanlage in den Industrieprozess integriert ist, liegt am Bilanzierungspunkt 1 nur ein interner CO<sub>2</sub>-Strom vor, der laut MVO nicht notwendigerweise erfasst werden müsste (Fall 3). Da die in die Abscheideanlage eintretende CO<sub>2</sub>-Menge Auswirkungen auf den Betrieb der Abscheideanlage hat (z. B. den Lösungsmittelumlauf oder den Wärmebedarf im Reboiler), wird eine direkte Messung der CO<sub>2</sub>-Emissionen am Bilanzierungspunkt 1 in allen drei Fällen für sinnvoll erachtet. Bei allen betrachteten Industrieanlagen liegt die CO<sub>2</sub>-Konzentration im Rauchgas im Bereich von 15-35 Vol-%. Für diesen Konzentrationsbereich eignen sich vor allem NDIR-CO<sub>2</sub>-Sensoren. Die Messgenauigkeit liegt je nach Gerät und Konfiguration im Bereich von ±1 % bis ±2 % v.M. Für die Durchflussmessung am Bilanzierungspunkt 1 eignen sich in der Industrie etablierte Verfahren auf Basis des Differenzdruckprinzips, z. B. Messblenden.



**Abbildung 6: Das Bilanzierungssystem für Kraftwerke und Industrieanlagen mit Post-Combustion-Abscheidung**

Am Bilanzierungspunkt 2 kann die CO<sub>2</sub>-Menge laut MVO mithilfe des Massenbilanzansatzes (1.4) bestimmt werden, unabhängig davon, ob die Abscheideanlage in den Industrieprozess integriert ist oder es sich um zwei separate Anlagen handelt. Im Falle von separatem Industrieprozess und Rauchgaswaschanlage entspricht der Term  $m_{\text{Intern}}$  der in der Rauchgaswaschanlage intern produzierten CO<sub>2</sub>-Menge. Die beiden übrigen Terme  $m_{\text{Ein}}$  und  $m_{\text{Trans}}$  entsprechen der CO<sub>2</sub>-Menge am Bilanzierungspunkt 1 bzw. 3. Im Falle der vollständig integrierten Waschanlage muss zum Term  $m_{\text{Intern}}$  die im Industrieprozess produzierte CO<sub>2</sub> dazugezählt werden, dafür fällt der Term  $m_{\text{Ein}}$  weg. Auf eine Messung der CO<sub>2</sub>-Emissionen kann im Bilanzierungspunkt 2 verzichtet werden, allerdings müssen die in die Umgebung abgegebenen Schadstoffemissionen wie SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub> etc. im Rahmen der regulatorischen Anforderungen überwacht werden. In der Praxis würde vermutlich ebenfalls eine Durchflussmessung durchgeführt.

Am Bilanzierungspunkt 3 liegt überkritisches, hochkonzentriertes CO<sub>2</sub> vor, das stromabwärts in eine Pipeline gespeist wird. Nach den Bestimmungen der MVO muss dieses „weitergeleitete CO<sub>2</sub>“ mithilfe eines Messverfahrens erfasst werden. Konzentration und Durchfluss müssen also mindestens einmal pro Stunde mithilfe eines kontinuierlichen Messsystems protokolliert werden. Neben der direkten CO<sub>2</sub>-Messung kann die CO<sub>2</sub>-

Menge auch indirekt durch die Bestimmung aller übrigen Komponenten ermittelt werden. Hierbei kann im Allgemeinen eine höhere Genauigkeit als bei der direkten Messung von CO<sub>2</sub> mit einer Reinheit >99 % erzielt werden, da die absolute Messunsicherheit ca.  $\pm 2$  % v.M. beträgt und somit abhängig vom eingestellten Messbereichsendwert ist. Da der Messbereichsendwert für die Begleitstoffe im Gegensatz zum CO<sub>2</sub> nicht bei 100 % sondern im zwei- bis dreistelligen ppmv-Bereich liegt, kann die Messunsicherheit durch die indirekte Messung der CO<sub>2</sub>-Konzentration signifikant reduziert werden. Für die indirekte Konzentrationsmessung bietet sich vor allem das FTIR-Verfahren an, bei dem in einem Multianalysegerät viele IR-aktive Begleitstoffe gleichzeitig gemessen werden können. Für die wenigen IR-inaktiven Begleitstoffe wie O<sub>2</sub> oder N<sub>2</sub> können separate Messzellen eingesetzt werden, die z. B. auf elektrochemischen Verfahren basieren. Eine Alternative zum FTIR-Verfahren stellt die Prozesschromatographie dar. Mit diesem Verfahren können sowohl die CO<sub>2</sub>-Konzentration als auch die Begleitstoffkonzentrationen mit hoher Genauigkeit bestimmt werden. Ein weiterer Vorteil ist, dass alle sich im Stoffstrom befindlichen Komponenten analysiert werden und somit auch unerwartet vorhandene Begleitstoffe identifiziert werden können. Zur Durchflussmessung am Bilanzierungspunkt 3 eignen sich Verfahren, die bereits in der Erdgas- und Erdölindustrie zum Einsatz kommen. Dazu zählen das Coriolis-Massendurchfluss- sowie das Ultraschall-Durchflussmessverfahren. Kommerziell verfügbare Coriolis-Massendurchflussmessgeräte bieten eine sehr hohe Messgenauigkeit im Bereich von 0,1 % v. M., sind allerdings bisher nicht für Drücke über 100 bar zertifiziert. Im Gegensatz dazu können vorhandene Ultraschall-Durchflussmessgeräte auch bei höheren Drücken eingesetzt werden, weisen allerdings mit einer Messgenauigkeit von 0,5 % v. M. nur eine geringere Genauigkeit auf.

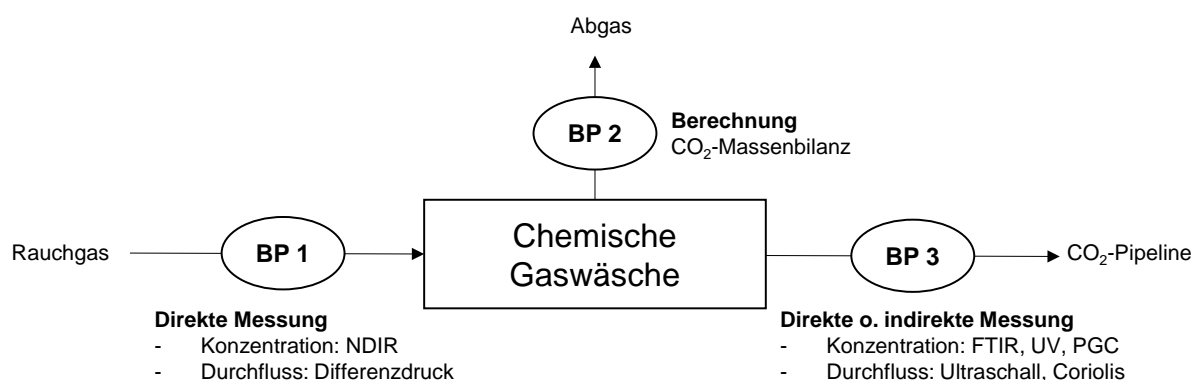
Das in Abbildung 6 dargestellte Bilanzierungssystem stellt grundsätzlich nur eine Möglichkeit der CO<sub>2</sub>-Bilanzierung dar. Gemäß MVO kann jede Emissionsquelle messtechnisch überwacht werden, sofern die Genauigkeitsanforderungen eingehalten werden -  $\pm 1,5$  % für Kraftwerke, Stahl- und Zementwerke,  $\pm 2,5$  % für Raffinerien. Durch die Verwendung eines Messgeräts am Bilanzierungspunkt 2 könnte die Genauigkeit gesteigert werden, sofern die Messgenauigkeit die kumulierte Messunsicherheit für die CO<sub>2</sub>-Menge am Bilanzierungspunkt 1 und 3 übertrifft. Soll auf der anderen Seite die Anzahl der Messungen minimiert werden, müsste man lediglich an Bilanzierungspunkt 3 eine Messung durchführen, wo eine Messung zwingend vorgeschrieben ist. Am Bilanzierungspunkt 1 könnte alternativ auch durch ein Berechnungsverfahren bilanziert werden. Wie bereits dargelegt ist es zur Sicherstellung des zuverlässigen Anlagenbetriebs jedoch vorteilhaft, vor Eintritt die Abscheideanlage eine CO<sub>2</sub>-Messung durchzuführen, sodass das in Abbildung 6 dargestellte Bilanzierungssystem eine Messung vorsieht.

## **Oxyfuel-Combustion-Abscheidung**

Die Oxyfuel-Combustion-Abscheidung wird in Kombination mit Kohlekraftwerken und Zementwerken betrachtet. Das entwickelte Bilanzierungssystem ähnelt dem für das Post-

Combustion-Verfahren: Bilanzierungsstelle 1 befindet sich am Eintritt in die Gas Processing Unit (GPU). Bilanzierungsstelle 2 befindet sich im Abgasstrom der GPU, der neben dem Großteil der Begleitstoffe einen kleinen Anteil an nicht abgetrenntem CO<sub>2</sub> enthält. Die Bilanzierungsstelle 3 umfasst den in die Pipeline gespeisten CO<sub>2</sub>-Strom. Im Gegensatz zum Bilanzierungssystem für die Post-Combustion-Anlagen wird bei Oxyfuel-Combustion-Anlagen immer davon ausgegangen, dass die GPU in den Kraftwerks- oder Zementproduktionsprozess integriert ist. Da das Oxyfuel-Verfahren direkte Auswirkungen auf den davor geschalteten Prozess hat bzw. in diesen integriert ist, wird der Fall von zwei separat betriebenen Anlagen nicht betrachtet.

Das Bilanzierung-System für Oxyfuel-Combustion-Anlagen ist in Abbildung 7 dargestellt. Es wird davon ausgegangen, dass der vollständige Rauchgasmassenstrom vom Kraftwerk oder der Zementklinkerherstellung in die GPU geleitet wird. Daher muss der CO<sub>2</sub>-Massenstrom und dessen Zusammensetzung am Bilanzierungspunkt 1 aus regulatorischer Sicht nicht notwendigerweise bestimmt werden. Um die GPU zuverlässig zu betreiben, bietet sich jedoch eine Messung der Rauchgaszusammensetzung und des Rauchgasmassenstroms an. Die CO<sub>2</sub>-Konzentration an dieser Stelle liegt für Kraftwerke und Zementwerke üblicherweise im Bereich von 80 Vol-% bis 85 Vol-%. Weitere wesentliche Bestandteile sind Sauerstoff, Stickstoff und Argon. Für die Messung der Rauchgaszusammensetzung eignet sich besonders das FTIR-Verfahren, da mit diesem eine große Anzahl an Begleitstoffen mittels eines Messgeräts bestimmt werden kann. Für die Messung der IR-inaktiven Komponenten Sauerstoff, Stickstoff und Argon werden weitere Messzellen benötigt, die auf anderen Verfahren basieren. Da die CO<sub>2</sub>-Konzentration relativ hoch ist und die Messgenauigkeit prozentual vom Messwert abhängt, kann eine indirekte CO<sub>2</sub>-Bestimmung unter Umständen genauere Ergebnisse als die direkte Bestimmung durch das FTIR-Verfahren liefern. Für die Durchflussmessung an den Bilanzierungspunkten 1-3 gelten analog die für das Bilanzierungssystem der Post-Combustion-Anlage getätigten Aussagen.



**Abbildung 7: Bilanzierungssystem für Kraftwerke und Zementwerke mit Oxyfuel-Technologie**

Der Bilanzierungspunkt 2 stellt den Abgasstrom der GPU in die Umgebung dar. Die CO<sub>2</sub>-Emissionen müssen an dieser Stelle im Rahmen des Emissionshandels ermittelt werden. Dazu können entweder die vorgestellten Berechnungsmethoden oder ein Messverfahren zum Einsatz kommen. Bei Anwendung des Massenbilanz-Verfahrens entspricht die CO<sub>2</sub>-

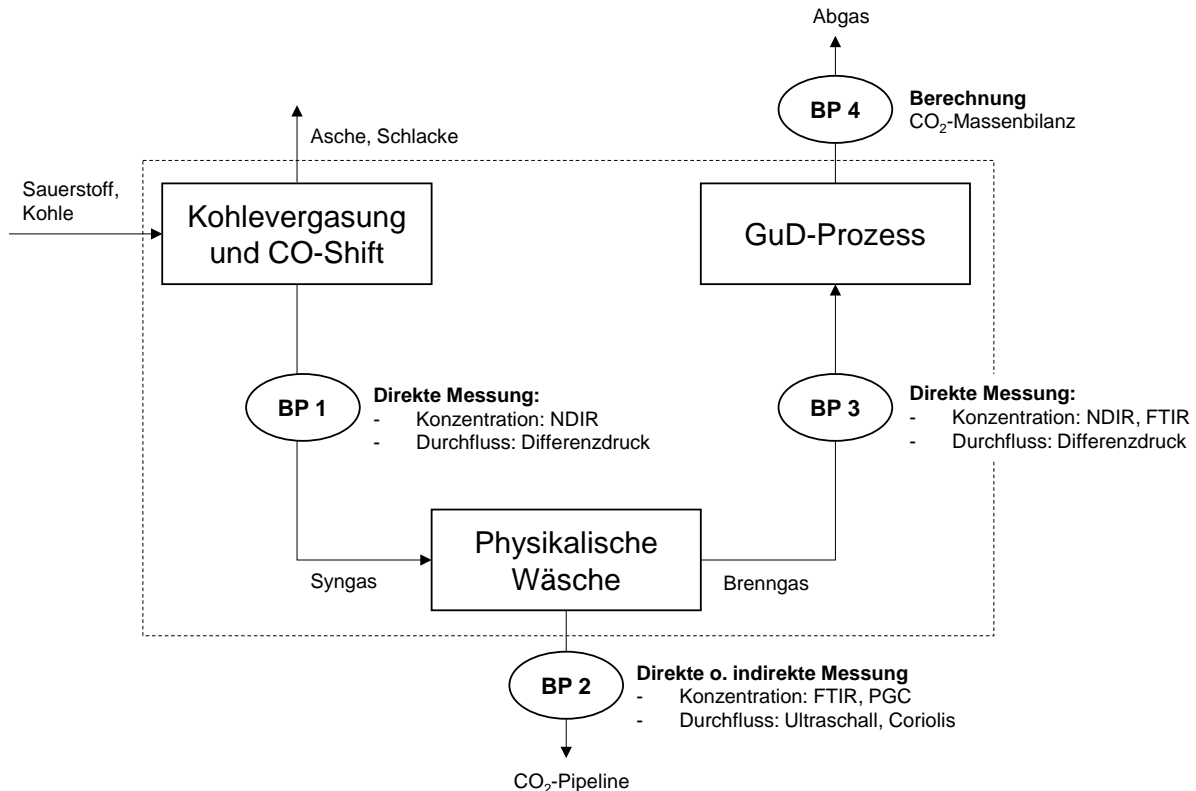
Menge am Bilanzierungspunkt 2 der Differenz der CO<sub>2</sub>-Mengen an den Bilanzierungspunkt 1 und 3. Da diese CO<sub>2</sub>-Ströme ohnehin ermittelt werden, kann die CO<sub>2</sub>-Menge am Bilanzierungspunkt 2 mit dem Massenbilanz-Verfahren ohne Mehraufwand bestimmt werden.

Am Bilanzierungspunkt 3 gelangt der gereinigte CO<sub>2</sub>-Strom bei überkritischem Druck in die Pipeline. An dieser Stelle muss die CO<sub>2</sub>-Menge laut MVO messtechnisch erfasst werden. Aufgrund der hohen CO<sub>2</sub>-Konzentration bietet sich eine indirekte Bestimmung über die Aufsummierung der Begleitstoffkonzentrationen an. Analog zum Bilanzierungssystem der Post-Combustion-Anlage bietet sich zur Konzentrationsmessung der Begleitstoffe ein FTIR-basiertes Multianalysegerät oder die Prozesschromatographie an.

### **Pre-Combustion-Abscheidung**

Das Pre-Combustion-Verfahren wird in Kombination mit einem Kohlekraftwerk eingesetzt. Im Gegensatz zum Bilanzierungssystem für das Post-Combustion- und das Oxyfuel-Verfahren wurden 4 Bilanzierungsstellen definiert: Bilanzierungsstelle 1 befindet sich am Eintritt in die physikalische Waschanlage. An dieser Stelle liegt ein CO<sub>2</sub>-reiches Synthesegas vor. Bilanzierungsstelle 2 liegt hinter dem CO<sub>2</sub>-Verdichter, d. h. vor dem Eintritt in die CO<sub>2</sub>-Pipeline. Der nicht abgetrennte CO<sub>2</sub>-Anteil, der mit dem wasserstoffreichen Brenngas in den GuD-Prozess geleitet wird, wird an Bilanzierungsstelle 3 ermittelt. An Bilanzierungsstelle 4 wird schließlich das in die Umgebung emittierte CO<sub>2</sub>-haltige Abgas erfasst.

Das Bilanzierung-System für das Pre-Combustion-Kraftwerk ist in Abbildung 8 dargestellt. An Bilanzierungsstelle 1 wird mit dem Synthesegas ein intern im Prozess verwendeter Stoffstrom bilanziert. Da dieser nicht über die Systemgrenze hinaus in Verbindung mit der Umgebung steht, ist hier aus regulatorischer Sicht keine CO<sub>2</sub>-Bilanzierung notwendig. Aus den bereits genannten Gründen ist es jedoch sinnvoll, die in die physikalische Wäsche eintretende CO<sub>2</sub>-Menge zu bestimmen. Analog zum Post-Combustion-Verfahren bietet sich hier wieder das NDIR-Verfahren für die Konzentrationsmessung sowie ein Differenzdruckverfahren für die Durchflussmessung an.



**Abbildung 8: Bilanzierungssystem für das Kraftwerk mit Pre-Combustion-Technologie**

An Bilanzierungsstelle 2 liegt ein hochkonzentrierter CO<sub>2</sub>-Strom bei überkritischem Druck vor. Dieser CO<sub>2</sub>-Strom gilt als „weitergeleitetes CO<sub>2</sub>“ und muss im Rahmen der MVO mit einem Berechnungs- oder Messverfahren ermittelt werden. Analog zum Post-Combustion und dem Oxyfuel-Verfahren eignet sich für die Konzentrationsmessung eine indirekte Bestimmung über die Messung der Begleitstoffkonzentrationen. Dazu kann ein FTIR-basiertes Multianalysegerät oder die Prozesschromatographie verwendet werden. Für die Durchflussmessung bei überkritischem Druck eignet sich aus den genannten Gründen ein Ultraschall- oder ein Coriolis-Messverfahren.

An Bilanzierungsstelle 3 liegt die CO<sub>2</sub>-Konzentration im einstelligen Vol.-%-Bereich. Da dieser Stoffstrom nur intern im Prozess verwendet wird, müsste gemäß MVO keine CO<sub>2</sub>-Bilanzierung an dieser Stelle vorgenommen werden. Da dieser Stoffstrom jedoch in die Gasturbine der GuD-Anlage gegeben wird, würde vermutlich ohnehin eine Konzentrationsmessung der übrigen Gasbestandteile (H<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>S, etc.) vorgenommen werden. Daher ist hier im Bilanzierungssystem auch CO<sub>2</sub>-Messung vorgesehen. Für die Konzentrationsmessungen eignet sich ein NDIR- oder FTIR-basiertes Messgerät, zur Durchflussmessung ein Differenzdruckverfahren.

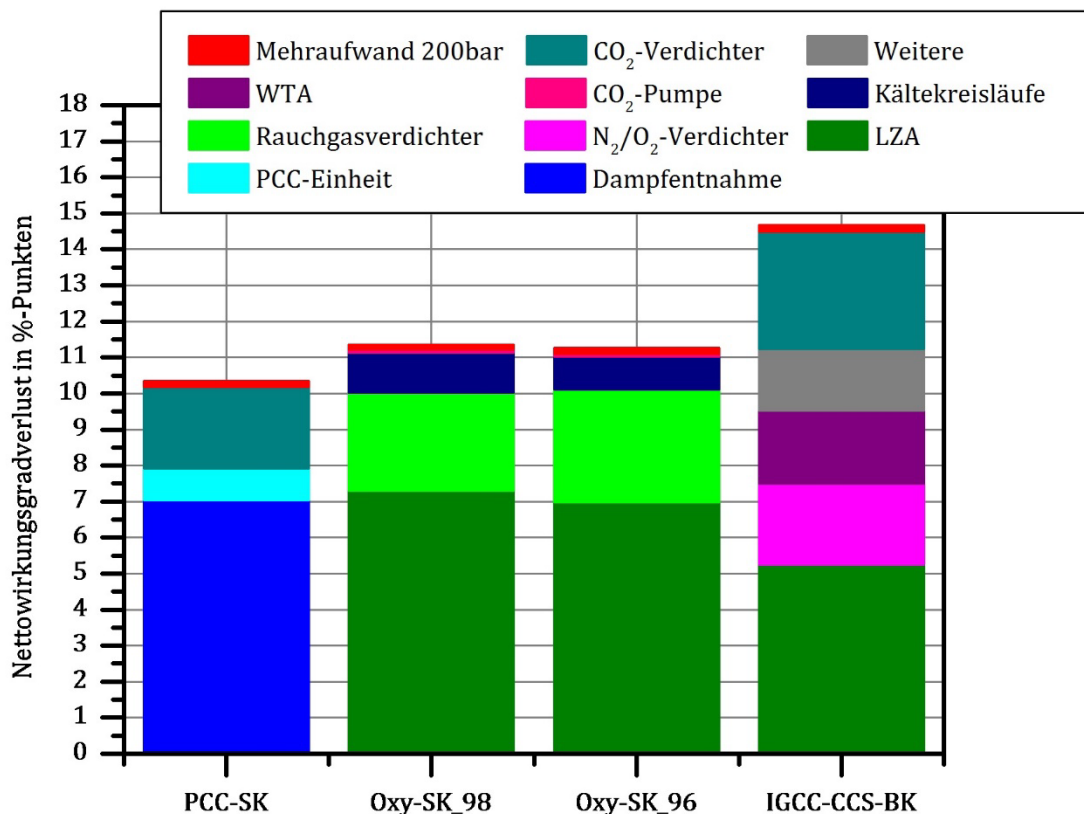
Am Bilanzierungspunkt 4 wird das CO<sub>2</sub>-haltige Abgas in die Umgebung gegeben. Aus diesem Grund muss an dieser Stelle die CO<sub>2</sub>-Menge erfasst werden. Da die CO<sub>2</sub>-Menge an den Bilanzierungspunkten 1 bis 3 jeweils mit einem Messverfahren bestimmt wird, bietet sich für Bilanzierungspunkt 4 der Massenbilanzansatz an. Für die Schadstoffemissionen an dieser Stelle müssen jedoch mit einem Messverfahren überwacht werden.

## 2 Arbeitsfeld 1

### 2.1 Gesamtmodell

Zur Abgrenzung der Arbeiten der TUHH und des DBI sowie zur Vermeidung der Ausführung von doppelten Arbeiten haben die beteiligten Projektpartner folgende Aufteilung für die Arbeiten am Gesamtmodell getroffen: Die TUHH bearbeitet alle anlagentechnischen Fragestellungen inkl. der CO<sub>2</sub>-Verdichtung. Neben den im Arbeitsfeld 0 durchgeführten Arbeiten ist hierfür im Arbeitsfeld 1 der elektrische Bedarf der CO<sub>2</sub>-Verdichtung für einen Druckbereich zwischen 80-200 bar bestimmt worden.

Zur Einordnung der im Folgenden getroffenen Aussagen ist in Abbildung 9 der Anteil der Verdichtung auf unterschiedliche Pipelineintrittsdrücke am Nettowirkungsgradverlust in %-Punkten für die drei CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologien dargestellt. Dabei wird als Initialpipelineintrittsdruck 100 bar verwendet und der Mehrbedarf für die Verdichtung des Pipelinemassenstroms auf 200 bar gekennzeichnet.



**Abbildung 9:** Wirkungsgradverlust in %-Punkten je CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologie; PCC: Steinkohlekraftwerk; Oxyfuel: Steinkohlekraftwerk; IGCC-CCS: Braunkohlekraftwerk

Der Nettowirkungsgradverlust fällt durch die Nachrüstung einer CO<sub>2</sub>-Abtrennungstechnologie in dem Bereich von 10,3 bis 14,7 %-Punkten. Dabei ist der Mehrbedarf für die

CO<sub>2</sub>-Verdichtung auf 200 bar mit 0,1 %-Punkten (bzw. 0,2 %-Punkte für das IGCC-CCS-BK) gering. Dieses liegt an der Berücksichtigung einer drehzahlgeregelten Pumpe für Drücke ab 100 bar. Der Großteil des Energiebedarfs der Verdichtung und damit der größere Nettowirkungsgradverlust muss dafür aufgebracht werden, sodass das CO<sub>2</sub> in einem pumpbaren Zustand vorliegt.

### 2.1.1 Verdichterkonfiguration

Der die Abtrennungsanlagen verlassende CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom weist je nach verwendeter Abtrennungstechnologie unterschiedliche Druckniveaus – Post-Combustion 2 bar, Oxyfuel 20-40 bar und Pre-Combustion 26 bar –, Temperaturen und Aggregatzustände auf. Dennoch gilt für alle Abtrennungstechnologien, dass eine weitere Druckerhöhung für den Transport zur Speicherstätte notwendig ist. Für Post- und Pre-Combustion-Anlagen eignen sich aufgrund des gasförmigen Aggregatzustands des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms im Wesentlichen mehrstufige Getriebeturboverdichter. Diese werden zur Verdichtung auf bis zu 100 bar und Trocknung des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms eingesetzt [62]. Anschließend erfolgt die weitere Verdichtung auf Drücke von bis zu 200 bar mit einer drehzahlgeregelten Pumpe. Der Einsatz einer Pumpe ab 100 bar ist möglich, da bei 100 bar und 40 °C der Pipelinemassenstrom im pumpbaren Zustand vorliegt. Über die verwendete Verdichterkonfiguration können zusätzliche Verdichterstufen des Getriebeturboverdichters eingesparrt werden, die eine höhere spezifische Verdichtungsarbeit als die Pumpe aufweisen würden. Bei den Oxyfuel-Anlagen liegt der CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom nach der partiellen Kondensation prozessbedingt flüssig vor, sodass eine Druckerhöhung energetisch günstig durch eine drehzahlgeregelte Pumpe realisiert werden kann.

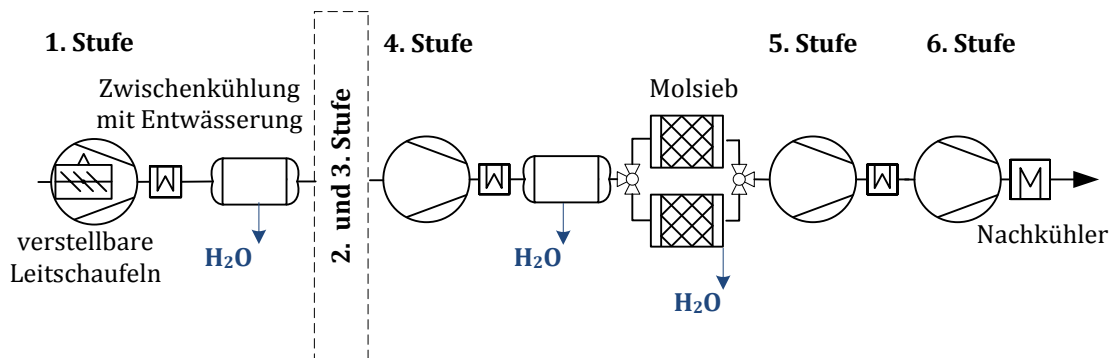
### Post-Combustion CO<sub>2</sub>-Abtrennung

Der CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom verlässt den Desorberkopfkondensator der PCC-Anlage über den gesamten Lastbereich gasförmig mit einer Temperatur von 40 °C und einem Druck von 2 bar und ist vollständig mit Wasser gesättigt, was bei den genannten Druck- und Temperaturbedingungen 1,5 Massen-% Wasser entspricht. Um Korrosionsvorgänge während des Transports zu vermeiden, soll für den Pipelinemassenstrom ein Wassergehalt von 50 ppmv nicht überschritten werden (siehe dazu Kapitel 1.1). Es ist daher erforderlich, neben der für einen wirtschaftlichen Pipelinetransport notwendigen Verdichtung des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms auf Drücke von bis zu 200 bar auch eine Trocknung jenes vorzusehen. Die Kriterien zur Auswahl der verwendeten PCC-Verdichteranlage sind das hohe Druckverhältnis, der hohe Massenstrom, ein gutes Teillastverhalten sowie ein generell hoher Wirkungsgrad. Die PCC-Verdichteranlage besteht aus einem mehrstufigen PCC-Getriebeturboverdichter und einer nachfolgenden PCC-Pipelinemassenstrompumpe. Im nächsten Abschnitt „Oxyfuel CO<sub>2</sub>-Abtrennung“ wird ausführlich auf die Auslegung einer



drehzahlregulierten Pumpe für die Oxyfuel-Anlagen eingegangen. Die Ausführungen, insbesondere zum Kennfeld, sind bei Beachtung der unterschiedlichen Eingangsdrücke und -temperaturen auf die hier verwendeten PCC-Pipelinemassenstrompumpe übertragbar.

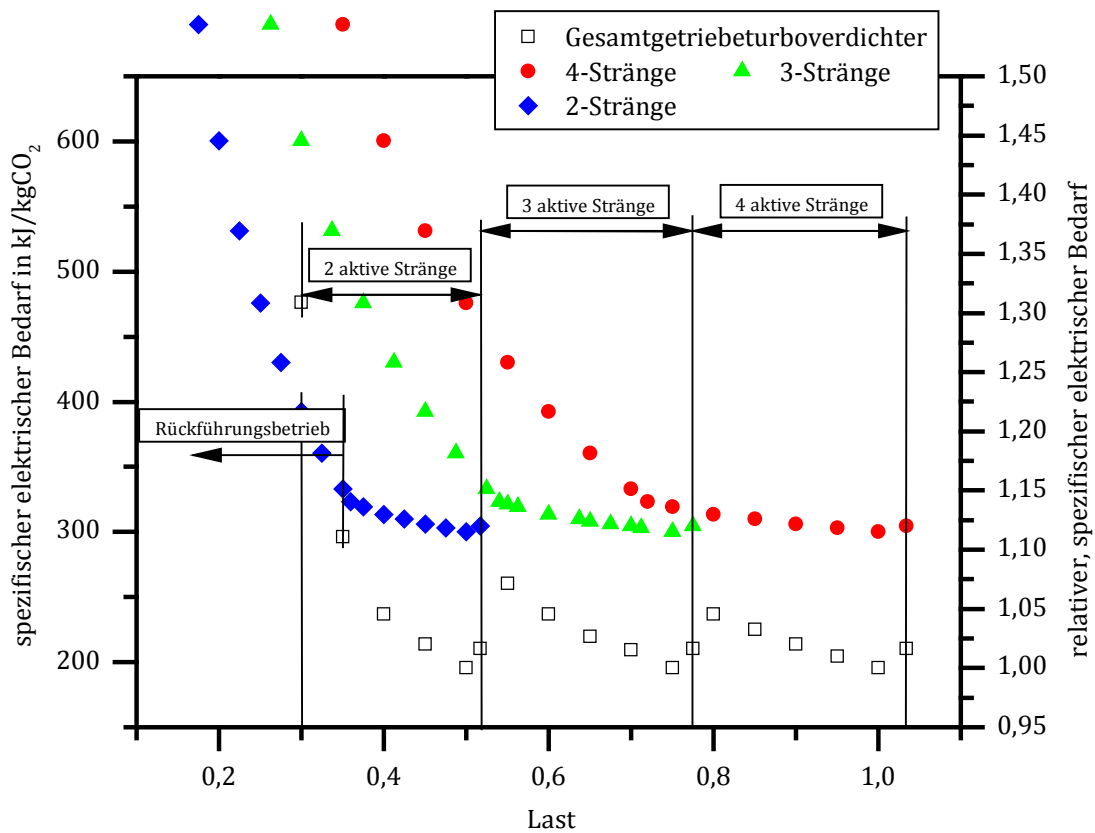
Der PCC-Getriebeturboverdichter wird sechsstufig mit Zwischenkühlung des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms auf 40 °C und der Abführung des anfallenden Kondensats nach jeder Stufe ausgeführt, sodass sich der Prozess der energetisch günstigeren isothermen Verdichtung annähert. Des Weiteren erfolgt vor der fünften Stufe eine Trocknung durch Adsorption über ein Molsieb, um den geforderten geringen Wassergehalt von 0,005 Vol.-% zu erreichen. Dies führt zu einem zusätzlichen Druckverlust von 0,5 bar und zu einem zusätzlichen Wärmebedarf zur Regeneration des Adsorbens. Der Aufbau des PCC-Getriebeturboverdichterstrangs für die Post-Combustion CO<sub>2</sub>-Abtrennung ist in Abbildung 10 dargestellt. Zur Erweiterung des Arbeitsbereichs des PCC-Getriebeturboverdichters wird für die erste Stufe eine Leitschaufelverstellung verwendet, wodurch das Druckverhältnis geregelt sowie der PCC-Getriebeturboverdichter mit variablen Massenströmen im Bereich von 72–103,5 %, bezogen auf den Volllastfall, betrieben werden kann [63]. Zusätzlich ist eine Rückführungsregelung zur Erweiterung des Arbeitsbereichs für geringe Massenströme vorhanden. Über die Rückführungsleitung kann ein Teil des bereits verdichteten Massenstroms wieder entspannt der ersten Stufe des PCC-Getriebeturboverdichters zugeführt werden, um dadurch ein Unterschreiten der Pumpgrenze zu vermeiden. Dies führt allerdings zu einem deutlichen Anstieg des elektrischen Bedarfs der Verdichtung.



**Abbildung 10:** Prozessschema eines sechsstufigen, zwischengekühlten PCC-Getriebeturboverdichterstrangs mit integriertem Molsieb zur Trocknung

Um den Arbeitsbereich des PCC-Getriebeturboverdichters zu erweitern und gleichzeitig einen hohen Wirkungsgrad zu realisieren, werden vier der in Abbildung 10 dargestellten PCC-Getriebeturboverdichterstränge parallelgeschaltet. Je nach Lastfall können die PCC-Getriebeturboverdichterstränge ab- oder zugeschaltet werden. In Abbildung 11 sind der spezifische elektrische Bedarf für den vier-, drei und zweisträngigen PCC-Getriebeturboverdichter (linke Ordinate) und der sich durch Ab- und Zuschalten einzelner Verdichterstränge ergebende, auf den spezifischen elektrischen Bedarf des Volllastfalls bezogene spezifische elektrische Bedarf (nachfolgend immer als „auf den Volllastfall bezogener spezifischer elektrischer Bedarf“ bezeichnet) des PCC-Gesamtgetriebeturboverdichters in

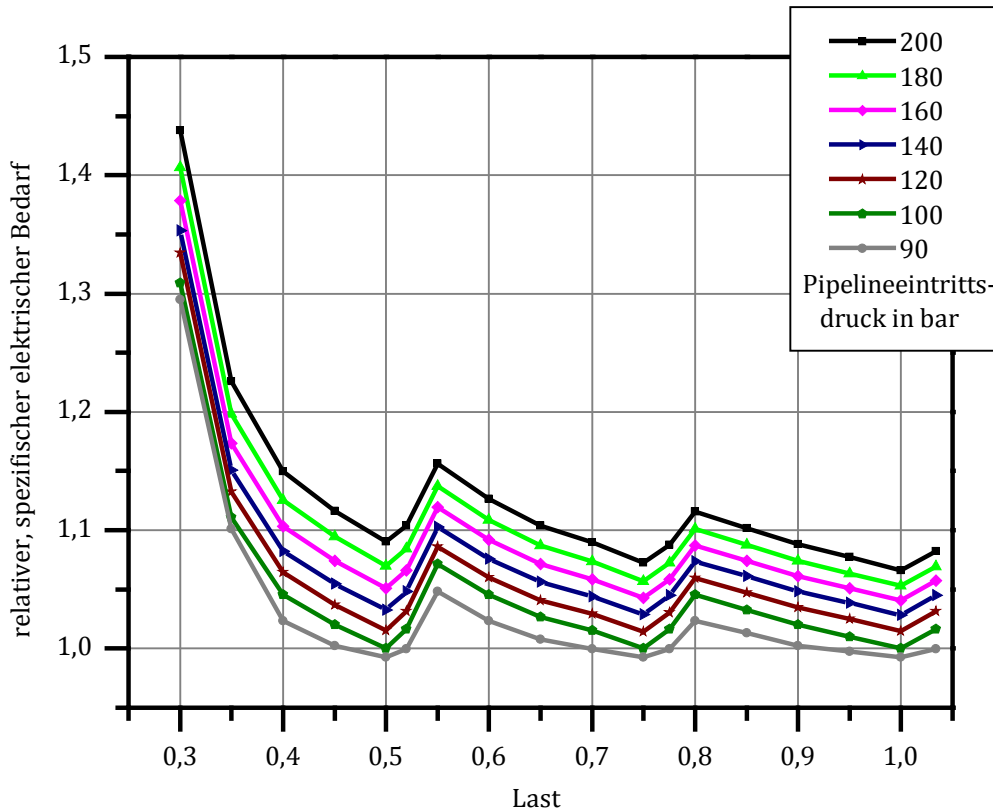
Abhängigkeit von der Last für die Verdichtung von 2 bar auf 100 bar dargestellt (rechte Ordinate).



**Abbildung 11: Spezifischer elektrischer Bedarf (ausgefüllte Symbole) und auf den Vollastfall bezogener spezifischer elektrischer Bedarf (offene Symbole) des viersträngigen PCC-Getriebeturboverdichters mit Rückführungsbetrieb in Abhängigkeit von der Last**

Der spezifische elektrische Bedarf beträgt bei Vollast für die Verdichtung auf 100 bar 299,92 kJ<sub>el</sub>/kg CO<sub>2</sub>. Mit abnehmender Last steigt bei vier aktiven Verdichtersträngen der spezifische elektrische Bedarf zunächst langsam an. Bei 0,72 relativer Last muss allerdings in den Rückführungsbetrieb gewechselt werden, wodurch ein starker Anstieg des spezifischen elektrischen Bedarfs resultieren würde. Der spezifische elektrische Bedarf bei einer Last von 0,78 liegt bei drei in Betrieb befindlichen Verdichtersträngen mit 305 kJ<sub>el</sub>/kg CO<sub>2</sub> ca. 11 kJ<sub>el</sub>/kg CO<sub>2</sub> unterhalb des spezifischen elektrischen Bedarfs bei vier in Betrieb befindlichen Verdichtersträngen. Durch das Abschalten eines Verdichterstrangs kann somit elektrische Energie eingespart werden. Der Abschaltungspunkt des nächsten Verdichterstrangs liegt bei einer Lastansteig die Schluckgrenze der in Betrieb befindlichen Verdichterstränge erreicht wird. Auf diese Weise kann der auf den Vollastfall bezogene spezifische elektrische Bedarf des Gesamtgetriebeturboverdichters im Lastbereich von 0,36 bis 1,035 zwischen 1 und 1,1 gehalten werden. Wenn die Last unter 0,36 fällt, muss auf den Rückführungsbetrieb zurückgegriffen werden, wodurch der auf den Vollastfall bezogene spezifische elektrische Bedarf auf bis zu 1,31 bei einer Last von 0,3 ansteigt.

Nach der Verdichtung und Trocknung des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms im PCC-Getriebe-turboverdichter auf 100 bar erfolgt die weitere Druckerhöhung auf bis zu 200 bar über die PCC-Pipelinemassenstrompumpe. Je nach Auslastung des Pipelinesystems kann ein höherer oder niedrigerer Pipelineeintrittsdruck für den Transport des Pipelinemassenstroms notwendig sein. Der damit verbundene Mehr- oder Minderaufwand für die Verdichtung und Trocknung des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms ist in Abbildung 12 dargestellt.



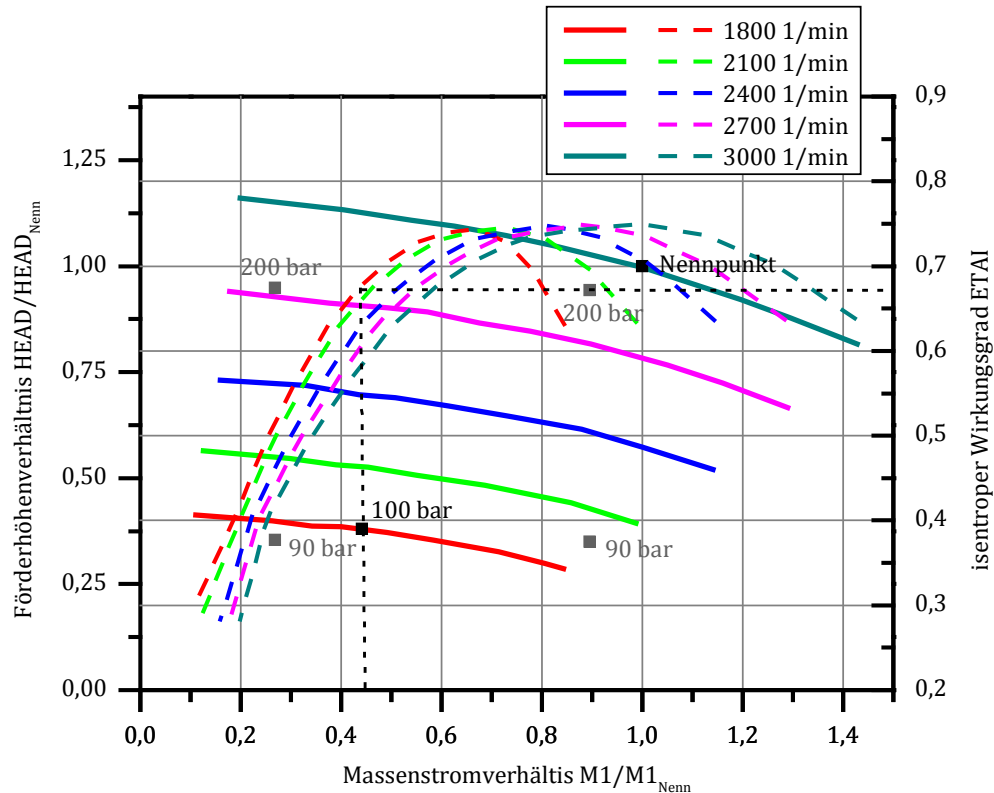
**Abbildung 12:** Auf den Vollastfall bei einem Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogener spezifischer elektrischer Bedarf der PCC-Verdichteranlage bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der Last; Bezugspunkt entspricht 299,92 kJ<sub>el</sub>/kg CO<sub>2</sub>

Der Verlauf der Kurve für den Pipelineeintrittsdruck von 100 bar entspricht demnach dem in Abbildung 11 gezeigten Verlauf des Gesamtgetriebe-turboverdichters mit den Abschaltpunkten einzelner Verdichterstränge bei Lasten von 0,78 und 0,52. Die Pipelineeintrittsdrücke 100 und 90 bar werden ausschließlich durch den PCC-Getriebe-turboverdichter aufgebracht. Durch eine Erhöhung des Pipelineeintrittsdrucks auf Werte über 100 bar steigt der relative, spezifische elektrische Bedarf durch die Verwendung der PCC-Pipelinemassenstrompumpe an. Die PCC-Pipelinemassenstrompumpe ist als drehzahlge-regelte Kreiselpumpe ausgeführt. Sie weist über einen weiten Last- und Druckbereich einen hohen Wirkungsgrad auf. Auf die PCC-Pipelinemassenstrompumpe entfallen bei einem Pipelineeintrittsdruck von 200 bar und Vollast nur 7,2 % des gesamtelektrischen Bedarfs der PCC-Verdichteranlage. Dadurch und durch den über einen weiten Druck- und Lastbereich hohen Wirkungsgrad ist der Einfluss der PCC-Pipelinemassenstrompumpe auf das Profil

des relativen, spezifischen elektrischen Bedarfs bei Teillast nicht erkennbar. Das in Abbildung 12 gezeigte Profil wird bei Teillast durch den PCC-Getriebeturboverdichter bestimmt.

## Oxyfuel CO<sub>2</sub>-Abtrennung

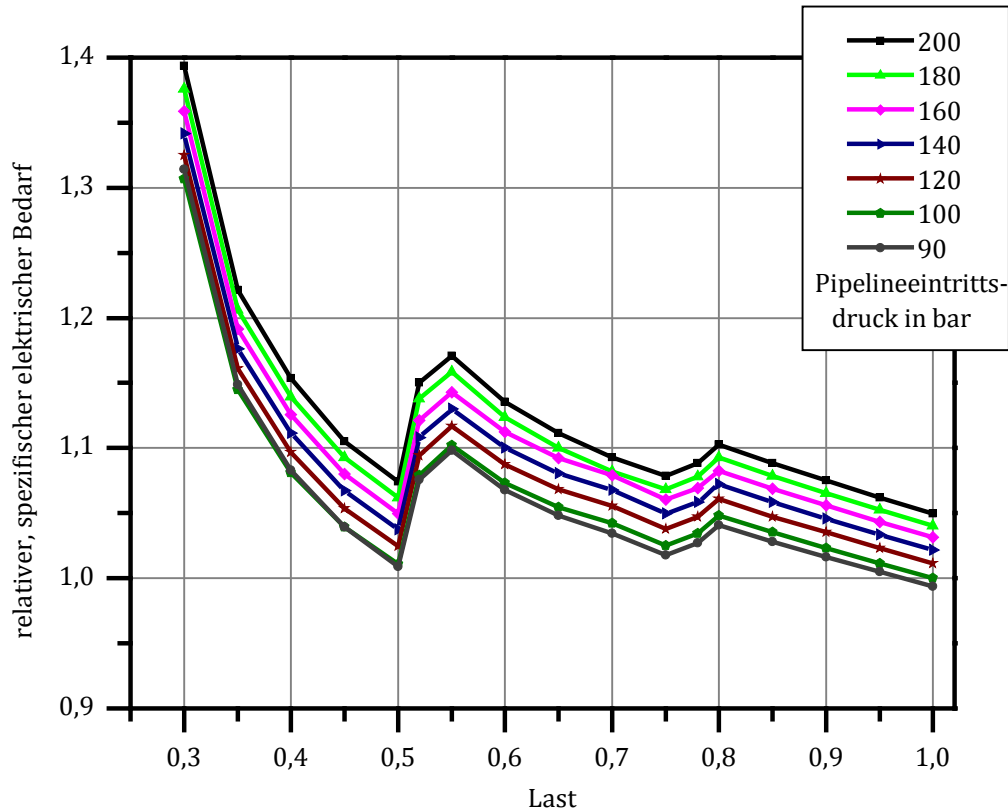
Nach der partiellen Kondensation in der GPU liegt der CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom bei einem Druck zwischen 20 und 40 bar sowie bei Temperaturen von -20 bis -45 °C und damit flüssig vor (die ausführliche Beschreibung der verwendeten GPU-Konfiguration ist in [34] enthalten). Somit kann der erforderliche Pipelineeintrittsdruck von einer drehzahlgeregelten Pumpe aufgebracht werden. In Abbildung 13 ist das Kennfeld der verwendeten drehzahlgeregelten Oxy-Pipelinemassenstrompumpe dargestellt. Die durchgezogenen Kurven beziehen sich auf das Förderhöhenverhältnis (linke Ordinate) und die gestrichelten Kurven geben den Wirkungsgrad (rechte Ordinate) an. Die eingezeichneten Punkte sind exemplarisch für das Oxy-SK berechnet. Mithilfe der Drehzahlregelung kann die Oxy-Pipelinemassenstrompumpe über einen weiten Massenstrom- und Druckbereich betrieben werden. Für das Oxy-SK wird ein maximaler Pipelineeintrittsdruck von 200 bar bei einem maximalen Pipelinemassenstrom von 106,9 kg/s benötigt. Der Nennpunkt der Oxy-Pipelinemassenstrompumpe liegt allerdings bei 210,5 bar und einem Massenstrom von 117,6 kg/s. Dadurch wird eine Vergrößerung des Betriebsbereichs der Oxy-Pipelinemassenstrompumpe im benötigten Druck- und Massenstrombereich erreicht, sodass nahezu sowohl der gesamte Massenstrombereich als auch der gesamte Pipelineeintrittsdruckbereich mit einer Oxy-Pipelinemassenstrompumpe abgedeckt werden können. Im Nennpunkt ( $\dot{m}/\dot{m}_{Nenn}=1$ , HEAD/HEAD<sub>Nenn</sub>=1, Drehzahl=3000 min<sup>-1</sup>) weist die Oxy-Pipelinemassenstrompumpe einen isotropen Wirkungsgrad von 0,75 und einen mechanischen Wirkungsgrad von 0,99 auf. Für den 50 %-Lastfall des Oxy-SK ergibt sich ein Massenstromverhältnis  $M1/M1_{Nenn}$  der Oxy-Pipelinemassenstrompumpe von 0,45. Wenn für diesen Fall ein Pipelineeintrittsdruck von 100 bar erreicht werden soll, weist die Oxy-Pipelinemassenstrompumpe mit einer Drehzahl von 1835 1/min einen isotropen Wirkungsgrad von 0,67 auf.



**Abbildung 13:** Kennfeld der verwendeten drehzahleregelten Oxy-Pipelinemassenstrompumpe; durchgezogene Kurven beziehen sich auf das Förderhöhenverhältnis (linke Ordinate), gestrichelte Kurven auf den Wirkungsgrad (rechte Ordinate); eingezeichnete Punkte gelten für das Oxy-SK

Des Weiteren ist in Abbildung 13 zu sehen, dass bei einem Pipelineeintrittsdruck von 100 bar und einem Massenstromverhältnis von unter 0,45 die minimal zulässige Drehzahl von 1800 1/min unterschritten wird. Ein Betrieb bei kleineren Massenstromverhältnissen ist nur durch die Integration einer Rückführungsleitung möglich, über die ein Teil des bereits verdichteten Massenstroms wieder entspannt dem Pumpeneintritt zugeführt wird.

Die verwendete GPU-Konfiguration sieht eine Kühlung des verdichteten Rauchgasmassenstroms vor Eintritt in das erste Phasentrenngefäß über den bereits verdichteten Pipelinemassenstrom vor (siehe dazu in [34]). Damit hat der Pipelineeintrittsdruck Auswirkungen auf die Temperatur des Rauchgasmassenstroms und damit auf den elektrischen Bedarf der externen Kältemaschinen. Je höher der Pipelineeintrittsdruck, desto höher ist seine Temperatur und desto weniger kann der Rauchgasmassenstrom gekühlt und teilverflüssigt werden. Diese Aufgabe muss dann von den externen Kältemaschinen übernommen werden. Daher muss die Oxy-Pipelinemassenstrompumpe in Kombination mit der GPU, also dem Rauchgasverdichter und den externen Kältemaschinen, betrachtet werden. In Abbildung 14 ist der relative, auf den Vollastfall und einen Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogene spezifische elektrische Bedarf der GPU inkl. Oxy-Pipelinemassenstrompumpe bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der Last für das Oxy-SK dargestellt.



**Abbildung 14:** Relativer, auf den Volllastfall und einen Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogener spezifischer elektrischer Bedarf der GPU inkl. Oxy-Pipelinemassenstrompumpe bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der relativen Last für das Oxy-SK. Der Bezugspunkt entspricht 479,1 kJ/kg CO<sub>2</sub>

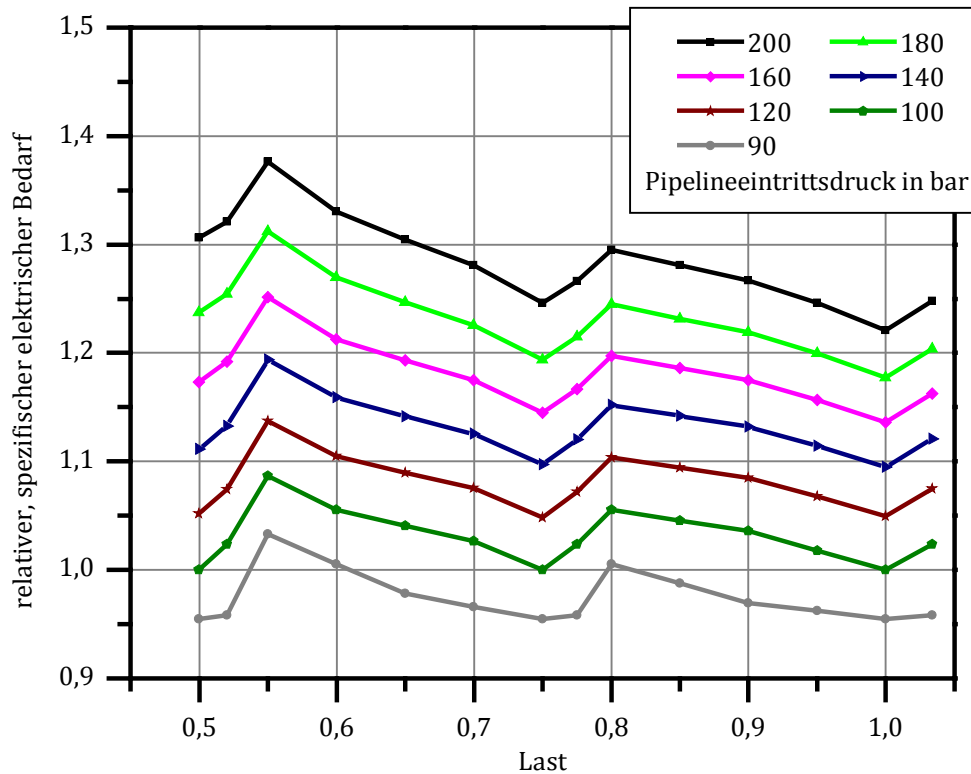
Der elektrische Gesamtbedarf der GPU inkl. Oxy-Pipelinemassenstrompumpe teilt sich zum Erreichen des Pipelineeintrittsdrucks von 100 bar bei einer Last von 1,0 wie folgt auf: Rauchgasverdichtung von 1 auf 25,4 bar 69,8 %, NH<sub>3</sub>- sowie CO<sub>2</sub>-Kältekreislauf 28,0 % und Oxy-Pipelinemassenstrompumpe 2,2 % für die Verdichtung des abgetrennten Pipelinemassenstroms von 25,4 auf 100 bar. Der elektrische Bedarf ist demnach geprägt durch den Bedarf des Rauchgasverdichters. Er ist als viersträngiger Getriebeturboverdichter ausgeführt, weshalb mit abnehmender Last einzelne Verdichterstränge abgeschaltet werden können. Der erste Abschaltzeitpunkt liegt bei einer Last von 0,78. Von Volllast aus betrachtet, sind bis dahin alle vier Verdichterstränge des Rauchgasverdichters in Betrieb. Ab einer Last von 0,78 kann ein Verdichterstrang abgeschaltet werden, sodass die übrigen wieder näher an ihrem Nennpunkt und damit mit höherem Wirkungsgrad betrieben werden können. Der zweite Abschaltzeitpunkt liegt bei Unterschreiten der Last von 0,52. Bei einer Last von 0,78 bzw. 0,52 werden die drei bzw. zwei Verdichterstränge oberhalb ihres Nennpunkts betrieben, weshalb bei Lastabnahme auf eine Last von 0,5 bzw. 0,75 ebenfalls eine Reduzierung des relativen, spezifischen elektrischen Bedarfs auftritt. Bei Abnahme der Last auf 0,5 ist ein steilerer Gradient der Kurven zu erkennen als bei einer Lastabnahme auf 0,75. Dies liegt am einzigen Abschaltzeitpunkt der zweisträngig ausgeführten Kältemaschinen bei der Last von 0,5. Der starke Anstieg der Kurven bei einer Lastabnahme von 0,35 auf 0,3 liegt an der Umschaltung des Rauchgasverdichters in den

Rückführungsbetrieb. Es kann insgesamt eine Änderung des elektrischen Gesamtbedarfs in Abhängigkeit von dem Pipelineeintrittsdruck von nur etwas über 5 % festgestellt werden, da die Rauchgasverdichtung als größter Verbraucher unabhängig vom Pipelineeintrittsdruck. Das in Abbildung 14 dargestellte Profil ist stark von der gewählten Konfiguration abhängig. Die Strängigkeit der Anlagenkomponenten und die Lage des Nennbetriebspunkts im Kennfeld der Arbeitsmaschinen haben einen großen Einfluss auf den berechneten Verlauf.

## **Pre-Combustion CO<sub>2</sub>-Abtrennung**

Die CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfolgt mehrstufig durch Druckabsenkung. Der CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom ist anschließend mit Wasser gesättigt und besitzt 26 bar. Obwohl ein ähnliches Druckniveau wie beim Oxy-SK herrscht, liegt der CO<sub>2</sub>-reiche Massenstrom gasförmig vor, da eine Kühlung nur auf 40 °C durchgeführt wird. Aus diesem Grund wird eine IGCC-Verdichteranlage aus einem zweistufigen IGCC-Getriebeturboverdichter und einer nachfolgenden IGCC-Pipelinemassenstrompumpe zum Erreichen des Pipelineeintrittsdrucks vorgesehen. Wie schon beim PCC-SK (siehe dazu Kapitel 1.1). ist auch hier zur Einhaltung des Wassergehalts von 0,005 Vol.-% eine Trocknung des CO<sub>2</sub>-reichen Massenstroms vorgesehen. Der IGCC-Getriebeturboverdichter übernimmt, wie bei der PCC-Verdichteranlage, die Verdichtung auf 100 bar. Anschließend erfolgt die weitere Druckerhöhung auf den benötigten Pipelineeintrittsdruck mit einer drehzahlgeregelten IGCC-Pipelinemassenstrompumpe.

In Abbildung 15 ist der auf den Vollastfall bei einem Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogene spezifische elektrische Bedarf des viersträngigen IGCC-Getriebeturboverdichters mit nachgeschalteter IGCC-Pipelinemassenstrompumpe bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der Last dargestellt.



**Abbildung 15: Relativer, auf den Vollastfall und einem Pipelineeintrittsdruck von 100 bar bezogener spezifischer elektrischer Bedarf der IGCC-Verdichteranlage bei variablem Pipelineeintrittsdruck in Abhängigkeit von der relativen Last. Der Bezugspunkt entspricht 91,8 kJ/kg CO<sub>2</sub>**

Die im Abschnitt „Post-Combustion CO<sub>2</sub>-Abtrennung“ getroffenen Aussagen über die Auswirkungen der PCC-Verdichteranlage, bestehend aus einem PCC-Getriebeturboverdichter und einer nachgeschalteten PCC-Pipelinemassenstrompumpe, gelten auch hier. Die Abschaltung der einzelnen Verdichterstränge wird wieder bei 0,78 und 0,52 relativer Last realisiert. Unterschiede im Verlauf der Kurven zwischen Abbildung 15 und Abbildung 12 entstehen aufgrund des geänderten Anteils der beiden Verdichtertypen am gesamtelektrischen Bedarf.

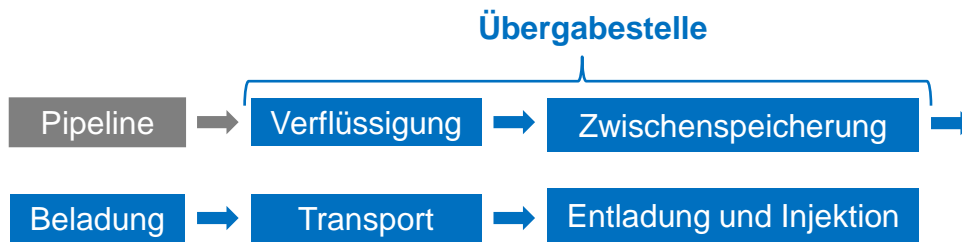
Der PCC-Getriebeturboverdichter muss den CO<sub>2</sub>-reichen Massenstrom von 2 auf 100 bar verdichten, wohingegen beim IGCC-CCS-BK aufgrund des Austrittsdrucks aus der Selexol-Wäsche nur eine Verdichtung von 26 auf 100 bar nötig ist. Die PCC- und IGCC-Pipelinemassenstrompumpen hingegen besitzen die gleichen Eintrittsbedingungen (Druck und Temperatur). Für das IGCC-CCS-BK resultiert daraus, dass die IGCC-Pipelinemassenstrompumpe bei einem Pipelineeintrittsdruck von 200 bar und Vollast 21,0 % des gesamtelektrischen Bedarfs benötigt. Daher liegen die einzelnen Kurven, die jeweils einen anderen Pipelineeintrittsdruck repräsentieren, weiter auseinander als die in Abbildung 12 gezeigten Kurven für die PCC-Verdichteranlage. Die IGCC-Pipelinemassenstrompumpe weist ebenfalls über einen weiten Last- und Druckbereich einen hohen Wirkungsgrad auf. Deshalb ist vor allem der IGCC-Getriebeturboverdichter bestimmend für das Profil des relativen, spezifischen elektrischen Bedarfs.



## 2.2 Auslegung einer Übergabestelle Pipeline – Schiff

Abbildung 16 zeigt die in CLUSTER untersuchte schiffsbasierte CO<sub>2</sub>-Transportkette: Der CO<sub>2</sub>-Strom aus der Pipeline wird verflüssigt, im Hafen zwischengespeichert (Onshore-Zwischenspeicher), per Schiff transportiert und in eine Offshore-Speicherstätte injiziert. Die auszulegende Übergabestelle Pipeline-Schiff besteht im Wesentlichen aus der Verflüssigungsanlage und dem Onshore-Zwischenspeicher. Für die Verflüssigungsanlage ist ein geeigneter Prozess zu entwickeln und dessen Energiebedarf zu bestimmen. Außerdem muss die Kapazität des Onshore-Zwischenspeichers bestimmt werden. Während der Energiebedarf der Verflüssigung nur von der Prozesskonfiguration und dem Eingangsmassenstrom aus der Pipeline abhängt, kann die Größe des Onshore-Zwischenspeichers nicht unabhängig von den nachgeschalteten Komponenten der Schiffstransportkette (Beladung, Transport und Entladung bzw. Injektion) dimensioniert werden. Aus diesem Grund wird ein Transportmodell entwickelt, das die gesamte in Abbildung 16 dargestellte Transportkette umfasst.

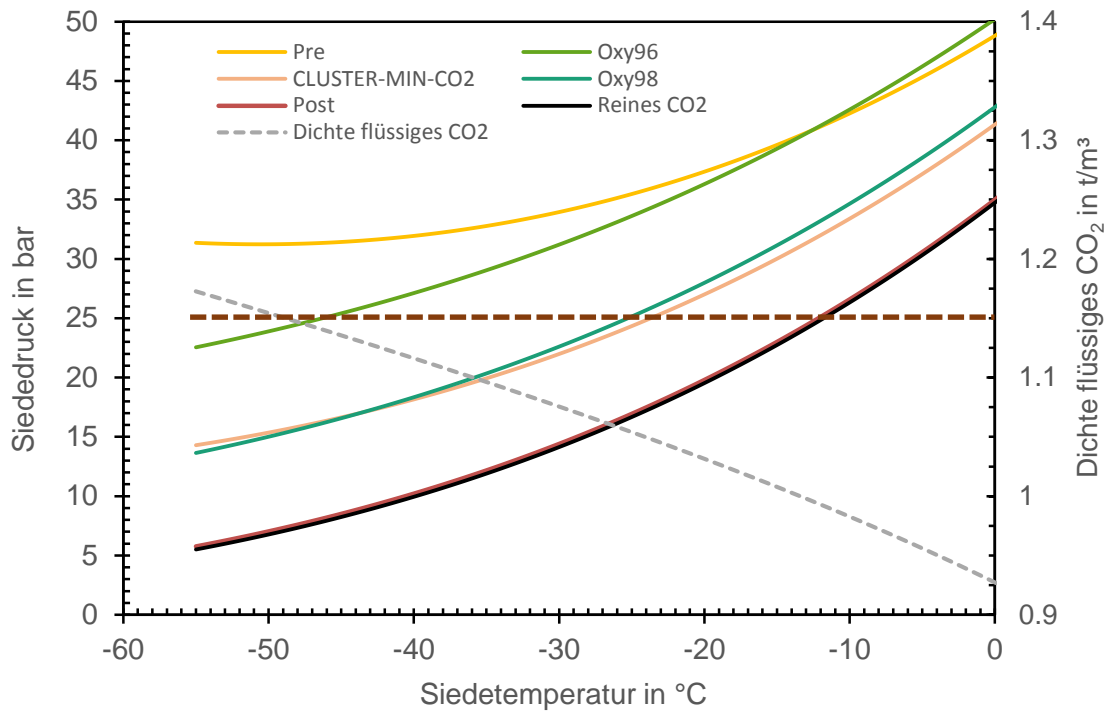
Für die Entladung des Schiffes an der Speicherstätte werden zwei verschiedene Varianten berücksichtigt: Zum einen kann die Injektion direkt vom Schiff aus erfolgen, zum anderen kann das Schiff mit einem Offshore-Zwischenspeicher entladen werden. Vorteil der letztgenannten Variante ist, dass das Schiff bereits nach kurzer Zeit in den Hafen zurückkehren kann während die Injektion weiter fortgesetzt wird. Analog zur Verflüssigung wird ein Injektionsprozess entwickelt und dessen Energiebedarf bestimmt. Die CO<sub>2</sub>-Verflüssigung und -Injektion werden in Aspen Plus V8.6<sup>®</sup> modelliert. Ziel ist die Minimierung des spezifischen Energiebedarfs pro Tonne CO<sub>2</sub>. Ein besonderer Schwerpunkt dabei ist die Optimierung des Verflüssigungsprozesses, da dieser den größten Anteil am Energiebedarf der in Abbildung 16 dargestellten Transportkette hat. Dazu wird der Einfluss der Prozessparameter sowie verschiedener Optimierungsmaßnahmen untersucht. Für den Injektionsprozess werden verschiedene Wärmequellen wie Seewasserwärme und Motor-Abwärme genutzt.



**Abbildung 16:** Die in CLUSTER betrachtete schiffsbasierte CO<sub>2</sub>-Transportkette

### 2.2.1 Verflüssigung von CO<sub>2</sub>-Strömen

CO<sub>2</sub>-Schiffstransport wird bei tiefen Temperaturen im verflüssigten Zustand durchgeführt, um einen möglichst niedrigen Transportdruck und damit möglichst geringe Investitionskosten für die CO<sub>2</sub>-Tanks zu erreichen. Die untere Temperatur- und Druckgrenze für den verflüssigten Transport stellt dabei der Tripelpunkt dar (ca. -56 °C und 5.2 bar bei reinem CO<sub>2</sub>). Die obere Temperaturgrenze ist der kritische Punkt (ca. 31 °C und 37.7 bar bei reinem CO<sub>2</sub>). Zwischen der Tripelpunkttemperatur und der Temperatur am kritischen Punkt liegt dann flüssiges CO<sub>2</sub> vor, wenn der Druck höher als der Siededruck des CO<sub>2</sub> bei der jeweiligen Temperatur ist. Für CO<sub>2</sub> mit Begleitstoffen muss der Druck höher als der Siedepunkt der Mischung sein (englisch „bubble pressure“), damit der gesamte CO<sub>2</sub>-Strom im verflüssigten Zustand vorliegt. Der Siededruck von CO<sub>2</sub> mit Begleitstoffen ist höher als der von reinem CO<sub>2</sub>, da die Begleitstoffe (insbesondere Wasserstoff, Argon, Stickstoff und Sauerstoff) bei gegebener Siedetemperatur einen höheren Siededruck als CO<sub>2</sub> aufweisen.



**Abbildung 17: Siededruck in Abhängigkeit von der Siedetemperatur für die in CLUSTER betrachteten CO<sub>2</sub>-Ströme sowie die Dichte von reinem CO<sub>2</sub>**

In Abbildung 17 ist der Siededruck in Abhängigkeit von der Siedetemperatur für die in CLUSTER betrachteten CO<sub>2</sub>-Ströme dargestellt. Die CO<sub>2</sub>-Ströme Post, Pre und Oxy98 entsprechen den in Tabelle 2 für die jeweiligen Kraftwerke definierten CO<sub>2</sub>-Strömen. Der CO<sub>2</sub>-Strom Oxy96 ist in Tabelle 4 definiert. Der CO<sub>2</sub>-Strom CL-MIN-CO<sub>2</sub> bezieht sich dabei auf das CLUSTER-Ausgangsszenario und bezeichnet die maximal auftretende Begleitstoffkonzentration (siehe Tabelle A1.2 im Anhang). Abbildung 17 zeigt, dass der Siededruck mit einer zunehmenden Temperatur sowie einer zunehmenden Konzentration an Begleitstoffen ansteigt. Der eingezeichnete Wert von 25 bar gilt dabei als Maximum für den wirtschaftlichen CO<sub>2</sub>-Transport. Dieser Druck leitet sich aus einer Festigkeitsberechnung ab, die in [64] detailliert beschrieben wird. Bei 25 bar Siededruck liegt der Auslegungsdruck für einen CO<sub>2</sub>-Schiffstanks typischerweise zwischen 26 bar und 27 bar. Für eine Tanklänge von 50 m ergibt sich dabei in Abhängigkeit der zulässigen Spannung ein Tankvolumen von ca. 400 m<sup>3</sup> bis 900 m<sup>3</sup>. Wenn der Auslegungsdruck nur 13 bar beträgt, also halb so hoch ist, ergibt sich bei gleicher Länge ein etwa viermal höheres maximales Tankvolumen (1800 m<sup>3</sup> bis 3600 m<sup>3</sup>). Aus diesem Grund wird ein möglichst niedriger Siededruck angestrebt und die damit verbundene geringere Siedetemperatur in Kauf genommen.

Aufgrund des hohen Anteils an flüchtigen Bestandteilen (H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>) ist der Siededruck des Pre-Combustion-CO<sub>2</sub>-Stroms („Pre“) im betrachteten Temperaturbereich generell höher als 25 bar. Aus diesem Grund lässt sich der Pre-Combustion-CO<sub>2</sub>-Strom im Rahmen der hier getroffenen Annahmen nicht wirtschaftlich per Schiff transportieren und wird daher nicht weiter betrachtet. Die hohen Begleitstoffkonzentrationen des in CLUSTER betrachteten Pre-Combustion-CO<sub>2</sub>-Stroms lassen sich auf den zugrundeliegenden Selexol-Prozess

zurückführen. Beim Rectisol-Prozess werden grundsätzlich weit höhere Reinheiten erreicht, sodass sich ein solcher CO<sub>2</sub>-Strom vermutlich wirtschaftlich transportieren ließe. Der Siededruck des Oxyfuel-CO<sub>2</sub>-Stroms mit 96-prozentiger CO<sub>2</sub>-Reinheit (Oxy96) ist bei Temperaturen unter -43 °C geringer als 25 bar. Für den Oxyfuel-CO<sub>2</sub>-Strom mit 98-prozentiger CO<sub>2</sub>-Reinheit (Oxy98) liegt der Siededruck bis zu einer Temperatur von ca. -25 °C unter der Grenze von 25 bar. Beim Post-Combustion-CO<sub>2</sub>-Strom und bei reinem CO<sub>2</sub> liegt der Siededruck bis zu einer Temperatur von etwa -12 °C unter dieser Grenze.

In diesem Projekt wird eine Transporttemperatur von -50 °C angenommen. Diese Temperatur wird in der Literatur in der Regel für großtechnischen CO<sub>2</sub>-Transport empfohlen [4–11]. Mit Ausnahme des Pre-Combustion-CO<sub>2</sub>-Stroms können alle betrachteten CO<sub>2</sub>-Ströme bei dieser Temperatur transportiert werden. Bei Erhöhung des Transportdrucks wäre eine höhere Transporttemperatur ebenfalls möglich, jedoch wird eine tiefere Temperatur gegenüber einem höheren Transportdruck üblicherweise aus wirtschaftlichen Gründen bevorzugt [65–68]. Ein weiterer Vorteil der niedrigen Transporttemperatur ist die in Abbildung 17 dargestellte höhere Dichte, die bei gegebenen Tankvolumen zu einer Erhöhung der transportierten Masse an CO<sub>2</sub> führt.

## 2.2.2 Verflüssigungsprozesse

Verflüssigungsprozesse lassen sich in geschlossene und offene Prozesse unterteilen. Beim geschlossenen Prozess wird ein externer Kältekreislauf verwendet, um den CO<sub>2</sub>-Strom zu verflüssigen, beim offenen Prozess wird ein Teil des CO<sub>2</sub>-Stroms rezirkuliert und als Arbeitsmittel für den Kälteprozess verwendet. In [64] wurde gezeigt, dass sich der offene Prozess nur mit reinem CO<sub>2</sub> ohne weiteren Aufwand realisieren lässt. Aus diesem Grund wird er im Folgenden nicht näher betrachtet. Der geschlossene Prozess basiert üblicherweise auf dem Kompressionskältekreislauf. Bei einem Kompressionskältekreislauf wird die Kälteleistung durch das Verdampfen eines Arbeitsmediums, dem Kältemittel, bei niedrigem Druck und niedriger Temperatur erreicht. Nach der Verdampfung wird das Kältemittel komprimiert und auf einem höheren Druckniveau kondensiert. Anschließend wird das Kältemittel wieder auf den Verdampfungsdruck entspannt, was zu einer Temperaturverminderung führt (adiabate Entspannung), und der Kreislauf beginnt von vorn.

In diesem Projekt wurden ein 2-stufiger und ein 3-stufiger geschlossener Basisprozess zur CO<sub>2</sub>-Verflüssigung betrachtet. In Abbildung 18 ist der 2-stufige geschlossene Basisprozess dargestellt. Bei diesem Prozess wird der Druck des CO<sub>2</sub>-Stroms von  $p_{in}$  auf  $p_{liq}$  vermindert, d. h. vom überkritischen Pipelinedruck (100 bar in Abbildung 18) auf einen bestimmten Siededruck  $p_{liq}$  (45 bar in Abbildung 18). Die Entspannung auf  $p_{liq}$  wird in den 2- und 3-stufigen geschlossenen Basisprozessen durchgeführt, um sie mit den optimierten Prozessen vergleichbar zu machen, bei denen die Entspannung  $p_{liq}$  zur Energie-Rückgewinnung genutzt wird. Anschließend wird die Temperatur im Wärmeübertrager *PH1* leicht reduziert (um ca. 0.2 K bei reinem CO<sub>2</sub>), um eine Überhitzung des Kältemittels um 5 K in Kreislauf I zu erreichen. Anschließend wird der CO<sub>2</sub>-Strom ins Zwei-Phasen-Gebiet

hinein auf den Druck  $p_1$  entspannt und der Dampfanteil des  $\text{CO}_2$ -Stroms im Wärmeübertrager  $HE1$  kondensiert. Danach wird der  $\text{CO}_2$ -Strom in  $PH2$  leicht unterkühlt um die notwendige Wärmemenge für die Überhitzung des Kältemittels in Kreislauf II bereit zu stellen. Nach Entspannung des  $\text{CO}_2$ -Stroms auf den Druck  $p_2$  und anschließender Kondensation in  $HE2$  liegt an Stelle  $2b$  schließlich verflüssigtes  $\text{CO}_2$  mit den für den Schiffstransport geeigneten Druck- und Temperaturbedingungen vor.

In Abbildung 18 werden zwei Kältemittel-Kreisläufe verwendet, Kreislauf I und Kreislauf II. Das Kältemittel wird in  $PH1$  (Kreislauf I) und  $PH2$  (Kreislauf 2) überhitzt und anschließend in  $CI$  bzw.  $CII$  komprimiert. Im Kreislauf I ist der Druck nach der Kompression ( $p_{Ia}$ ) durch die Seewassertemperatur und die obere Grädigkeit des Wärmeübertragers  $SWI$  festgelegt. In Kreislauf II wird der Druck an dieser Stelle ( $p_{IIe}$ ) durch den  $\text{CO}_2$ -Druck  $p_1$  bestimmt: Der Druck  $p_1$  bestimmt die dazugehörige  $\text{CO}_2$ -Temperatur  $T_{1a}$  und – in Kombination mit der oberen Grädigkeit des  $\text{CO}_2$ -Kondensators  $HE1$  – die Kältemitteldrücke und Kältemitteltemperaturen des Ströme „Ic“, „Id“ und „Ie“. Zusammen mit der oberen Grädigkeit von  $HEI$  legen die Drücke und die Temperaturen der Ströme „Ic“ und „Id“ den Druck und die Temperatur nach der Kompression in Kreislauf II,  $T_{IIe}$  und  $p_{IIe}$  fest. Das Kältemittel wird in  $SWI$  (Kreislauf I) bzw.  $HEI$  (Kreislauf II) kondensiert und anschließend in das Zwei-Phasen-Gebiet hinein entspannt. Die zur Kondensation des  $\text{CO}_2$ -Stroms notwendige Kälteleistung wird durch die Verdampfung des Kältemittels in  $HE1$  (Kreislauf I) bzw.  $HE2$  (Kreislauf II) zu Verfügung gestellt. Der minimale spezifische Energiebedarf des 2-stufigen geschlossenen Prozesses ist wie folgt definiert:

$$P_{\min, \text{spec}} = \frac{P_{CI} + P_{CII}}{\dot{m}_{\text{CO}_2}} \quad (2.1)$$

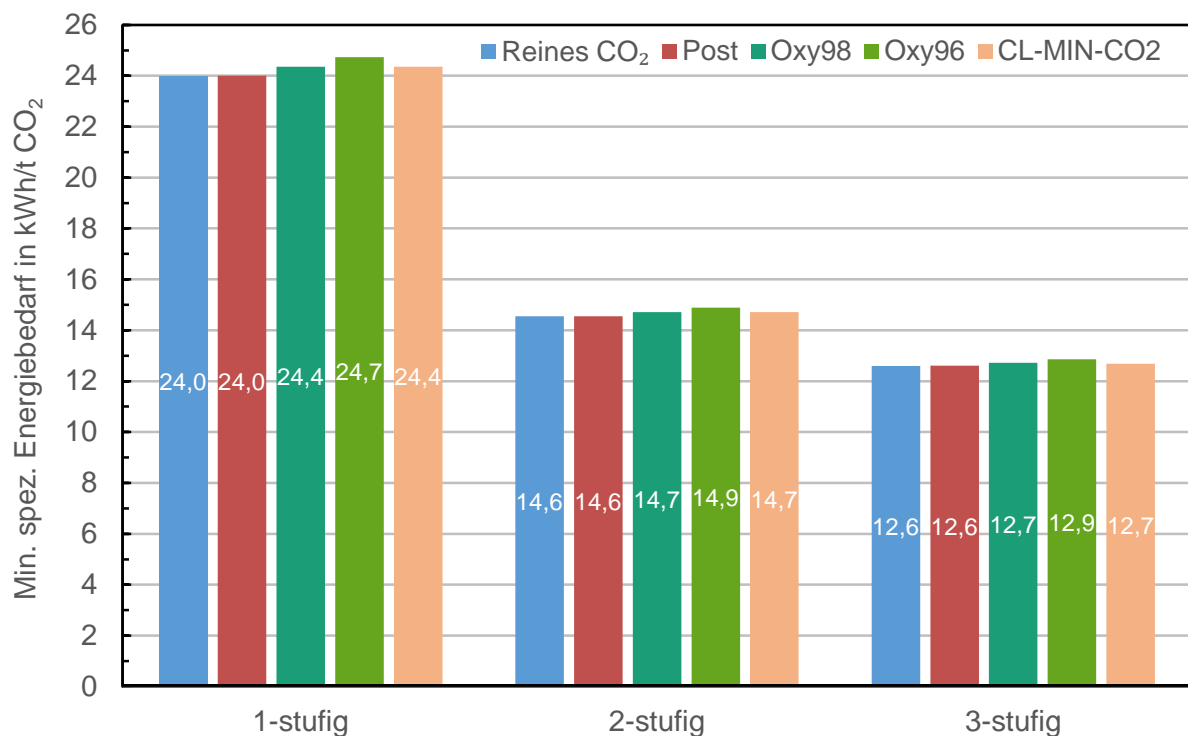
Die Randbedingungen für die Simulation der Verflüssigungsprozesse sind in Tabelle 5 aufgeführt.



**Tabelle 5: Randbedingungen für die Simulationen**

Parameter	
CO <sub>2</sub> -Strom Eingangsbedingungen	15 °C, 100 bar
CO <sub>2</sub> -Strom Ausgangsbedingungen	-50 °C, Druck abhängig von Begleitstoffkonzentrationen
Umgebungstemperatur	20 °C
Kühlwassertemperatur (Seewasser)	15 °C
Obere Grädigkeit Seewasser-Wärmeübertrager	5 K
Obere Grädigkeit interne-Wärmeübertrager	3 K
Kompressor-Wirkungsgrade	85 % polytrop 97 % elektromechanisch
Überhitzung am Kompressor-Eintritt	5 K
Wirkungsgrad CO <sub>2</sub> -Expander	90 % flüssiges CO <sub>2</sub> 70 % zweiphasiges CO <sub>2</sub>

In Abbildung 19 ist der minimale spezifische Energiebedarf der 1-, 2- und 3-stufigen Basisprozesse für verschiedene CO<sub>2</sub>-Ströme dargestellt. Die Abbildung zeigt, dass die unterschiedlichen minimalen spezifischen Energiebedarfe hauptsächlich aus der Anzahl der Stufen des Kälteprozesses und weniger aus der Zusammensetzung der CO<sub>2</sub>-Ströme resultieren. Der minimale spezifische Energiebedarf des 2-stufigen Prozesses ist um ca. 39 % geringer als der minimale spezifische Energiebedarf des 1-stufigen Prozesses. Die Nutzung eines 3-stufigen Prozesses führt zu einer weiteren Reduktion um ca. 13 % im Vergleich zum 2-stufigen Prozess. Für jeden betrachteten Prozess nimmt der Energiebedarf mit steigender Begleitstoffkonzentration leicht zu, sodass jeweils der geringste Energiebedarf für den reinen CO<sub>2</sub>-Strom und der höchste für den Oxy96 CO<sub>2</sub>-Strom ermittelt wurden. In der Praxis würde der 1-stufige Prozess nicht nur aufgrund seines hohen Energiebedarfs, sondern auch aufgrund des hohen Druckverhältnisses des Kältemittel-Kompessors (ca. 25) nicht verwendet werden und wird daher im Folgenden nicht weiter betrachtet.



**Abbildung 19: Minimaler spezifischer Energiebedarf der 1-, 2- und 3-stufigen Basisprozesse zur Verflüssigung verschiedener CO<sub>2</sub>-Ströme**

Es werden fünf Verbesserungsmaßnahmen für den geschlossenen Verflüssigungsprozess untersucht. Diese fünf Maßnahmen sind in Abbildung 20 am Beispiel des 2-stufigen geschlossenen Prozesses dargestellt. Für den CO<sub>2</sub>-Strom wird die Energierückgewinnung mittels eines CO<sub>2</sub>-Expanders betrachtet. Der Expander EX0 wird zur Entspannung von überkritischem Druck auf den Siededruck  $p_{liq}$  verwendet. Die Expander EX1 und EX2 dienen zur weiteren Entspannung innerhalb des Zwei-Phasen-Gebiets. Für die Kältekreisläufe werden drei Verbesserungsmaßnahmen untersucht: Das Ersetzen des Kaskadenwärmertragers durch einen Phasentrenner (PSI), das Ersetzen des Kältemittelüberhitzers durch einen internen Wärmeübertrager (PH1, PH2) sowie die Installation eines Kompressor-Nachkühlers (SWII). Der Kaskadenwärmertrager kann durch einen Phasentrenner ersetzt werden, da in beiden Kreisläufen dasselbe Kältemittel (Ammoniak) verwendet wird. Im Gegensatz zum Kaskadenwärmertrager wird beim Phasentrenner keine Temperaturdifferenz zwischen dem zu verdampfenden Kältemittel in Kreislauf I und dem zu kondensierenden Kältemittel in Kreislauf II benötigt. Daher kann der Kompressorausstrittsdruck  $p_{lle}$  und damit die Kondensationstemperatur im Kreislauf II im Vergleich zum Basisprozess verringert und eine Energieeinsparung erzielt werden. Das Ersetzen des Kältemittelüberhitzers durch einen internen Wärmeübertrager sorgt dafür, dass die für die Überhitzung notwendige Wärmemenge durch die Unterkühlung des Kältemittels vor der Entspannung (Strom „Ib2“ bzw. „IIa2“) erreicht wird. Durch die Unterkühlung verringert sich der Dampfanteil des Kältemittels nach der Entspannung und damit die Enthalpie des Kältemittelstroms. Dieser Effekt führt wiederum dazu, dass bei gegebener Kälteleistung ein



geringerer Kältemittelmassenstrom benötigt wird. Durch die Installation eines Kompressor-Nachkühlers kann die Eintrittstemperatur des Kältemittels in den Kaskadenwärmeübertrager bzw. den Phasentrenner (Strom „II“) und damit die von Kreislauf II zu Kreislauf I übertragende Wärmemenge reduziert werden.

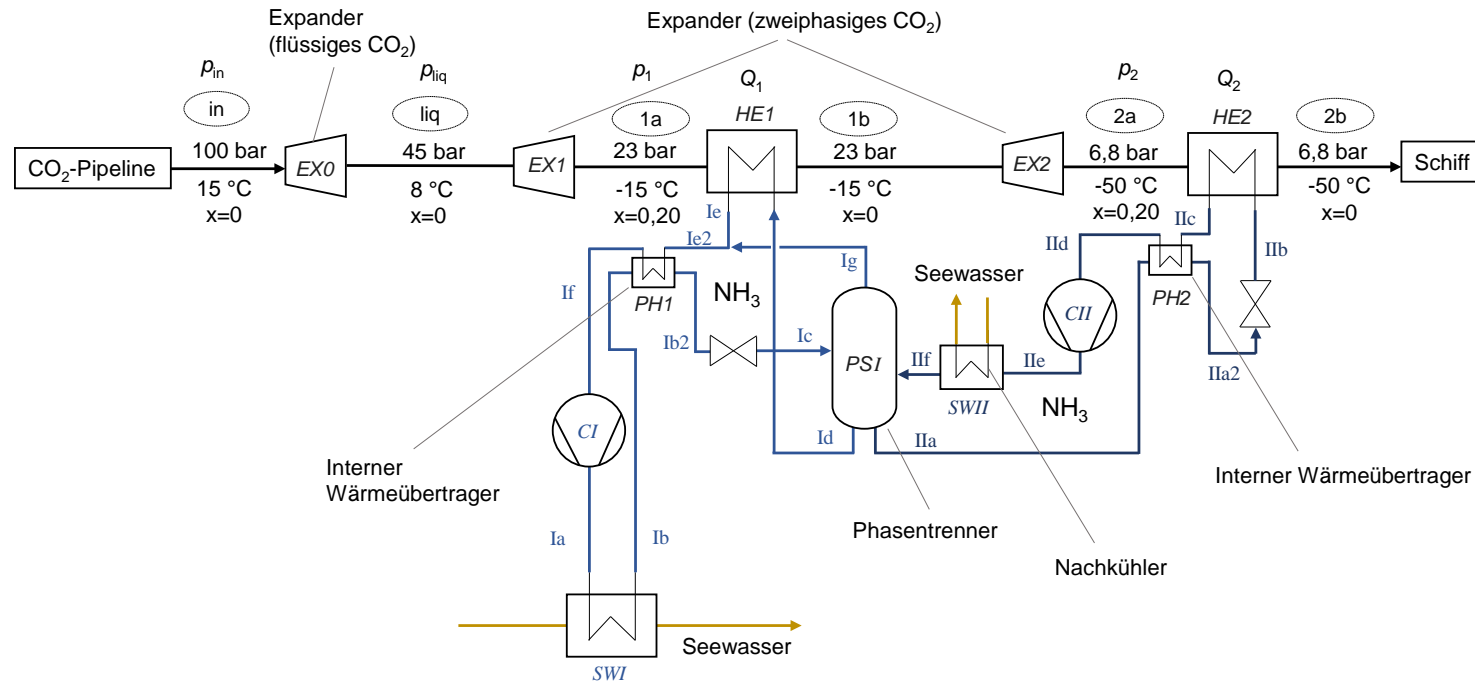


Abbildung 20: Optimierter 2-stufiger geschlossener Verflüssigungsprozess

In Abbildung 21 ist der Einfluss der fünf Optimierungsmaßnahmen auf den minimalen spezifischen Energiebedarf dargestellt. Die blauen Balken repräsentieren den minimalen spezifischen Energiebedarf, wenn alle Optimierungsmaßnahmen umgesetzt werden, die übrigen Balken illustrieren den Einfluss einer Optimierungsmaßnahme. Abbildung 21 zeigt, dass die Energiebedarfe der optimierten Prozesse zwischen 27 % und 41 % niedriger sind als die Energiebedarfe der jeweiligen Basisprozesse (Abbildung 19). Die Differenz der Energiebedarfe zwischen dem Basisprozess und dem jeweiligen optimierten Prozess ist niedriger als die Summe der durch die Umsetzung von nur einer Optimierungsmaßnahme erzielten Energieeinsparungen (Werte in den gepunkteten Balken): Beispielsweise beträgt die Summe der Energieeinsparungen beim 3-stufigen Prozess mit reinem CO<sub>2</sub> 5,5 kWh/t CO<sub>2</sub> während die Differenz zwischen den minimalen spezifischen Energiebedarf des Basisprozesses und des optimierten Prozesses 5,3 kWh/t CO<sub>2</sub> beträgt (12,6 kWh/t CO<sub>2</sub> – 7,3 kWh/t CO<sub>2</sub>). Das bedeutet, dass bei Umsetzung aller fünf Maßnahmen der Einfluss einer einzelnen Maßnahme etwas geringer ist. Z. B. hat ein Nachkühler beim Basisprozess einen größeren Effekt, da das Druckverhältnis der Kältemittel-Kompressoren größer ist und somit eine höhere Kompressor-Austrittstemperatur vorliegt. Das Druckverhältnis ist im optimierten Prozess geringer, da durch den Phasentrenner keine Temperatur- und Druckdifferenz zwischen den Kältemittel-Kreisläufen benötigt wird.

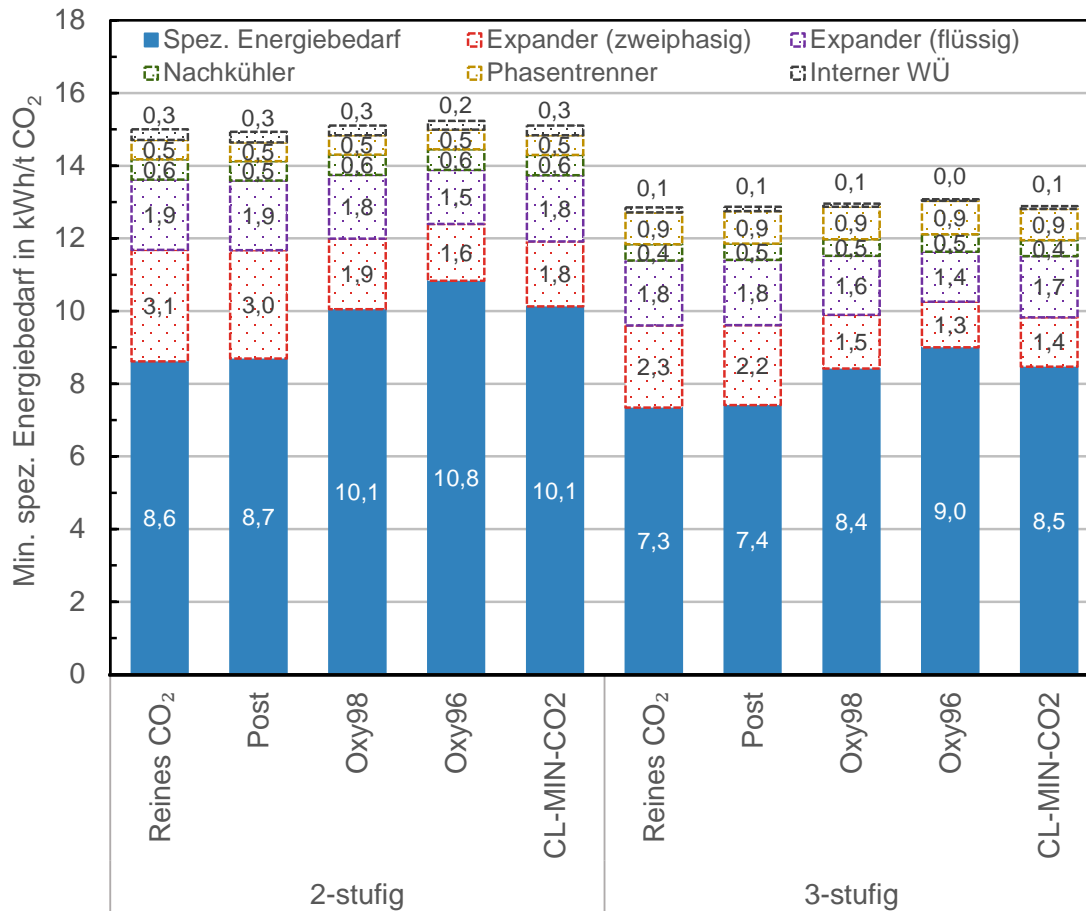


Abbildung 21: Einfluss der Optimierungsmaßnahmen auf den minimalen spezifischen Energiebedarf der 2- und 3- stufigen Prozesse

### 2.2.3 Onshore-Zwischenspeicherung

Der Onshore-Zwischenspeicher fungiert als Puffer zwischen dem kontinuierlich operierenden Verflüssigungsprozess und der diskontinuierlich operierenden Schiffs-Beladung. Der Onshore-Zwischenspeicher besteht aus ein oder mehreren thermisch isolierten Druckbehältern. Zur Auslegung der Druckbehälter werden gängige Druckbehälter-Richtlinien wie DIN EN 13445, AD 2000 Merkblätter oder der ASME Boiler and Pressure Vessel Code verwendet. Die Dimensionierung des Onshore-Zwischenspeichers hängt von der Dimensionierung der übrigen Glieder der Schiffstransportkette ab und wird daher in Abschnitt 2.2.7 in Zusammenhang mit dem Gesamtmodell behandelt.

### 2.2.4 Beladung

Für die Verbindung des Onshore-Zwischenspeichers mit den CO<sub>2</sub>-Tanks an Bord des Schiffes können flexible Ladungsarme eingesetzt werden. Flexible Ladungsarme dienen dazu, die wellenbedingten Bewegungen des Schiffes zu kompensieren. Eine typische Instal-

lation besteht aus drei bis fünf Ladearmen (zwei bis vier für flüssiges CO<sub>2</sub>, einer für gasförmiges). Das Grundprinzip des Beladungsprozesses ist in Abbildung 22 dargestellt: Während des Beladens wird flüssiges CO<sub>2</sub> vom Onshore-Zwischenspeicher in die CO<sub>2</sub>-Tanks an Bord des Schiffes übertragen. Bei Beginn des Beladungsvorgangs enthalten die CO<sub>2</sub> Tanks an Bord des Schiffs hauptsächlich gasförmiges CO<sub>2</sub>. Um den Druck in den Tanks aufrecht zu erhalten, muss das gasförmige CO<sub>2</sub> während des Beladungsvorgangs von den CO<sub>2</sub> Tanks an Bord des Schiffes zum Zwischenspeicher übertragen werden. Dazu dient ein separater Beladungsarm (grün dargestellt). Aufgrund der unterschiedlichen Dichten ist der Massenstrom des flüssigen CO<sub>2</sub> wesentlich größer als der Massenstrom des gasförmigen CO<sub>2</sub> (ca. um Faktor 64 bei -50 °C). Die Rezirkulationsleitung wird dazu verwendet, das Verdampfen von CO<sub>2</sub> in der Beladungsleitung zu verhindern wenn keine Beladung stattfindet

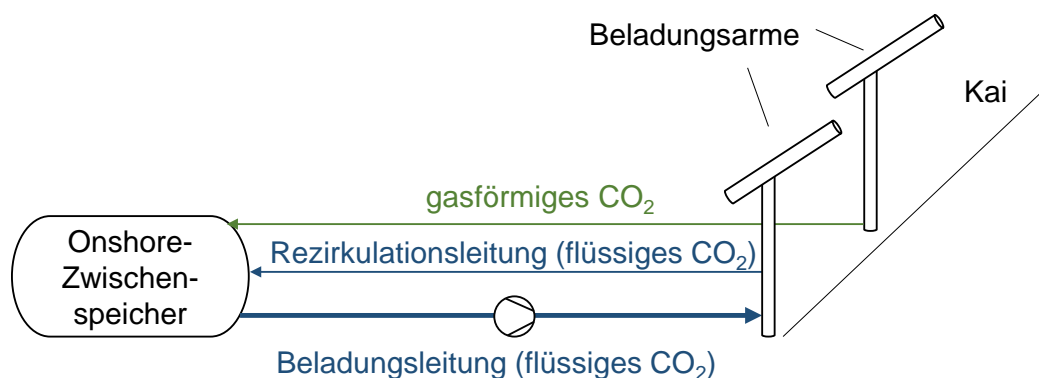


Abbildung 22: Funktionsprinzip des Beladungsvorgangs

## 2.2.5 Transport

Stand 2018 gibt es vier kommerziell betriebene CO<sub>2</sub>-Schiffe: Die Coral Carbonic (Kapazität ca. 1375 t), die von der Charter-Firma Anthony Veder betrieben wird, kann verflüssigtes CO<sub>2</sub> bei einem Druck von bis zu 18 bar und einer Temperatur von bis zu -40 °C transportieren. Die anderen drei CO<sub>2</sub>-Schiffe, Froya, Gerda und Embla, werden von Yara betrieben und haben eine Kapazität von jeweils 1800 t. Diese Schiffe können verflüssigtes CO<sub>2</sub> bei Drücken von bis zu 18 bar und einer Temperatur von -28 °C transportieren.

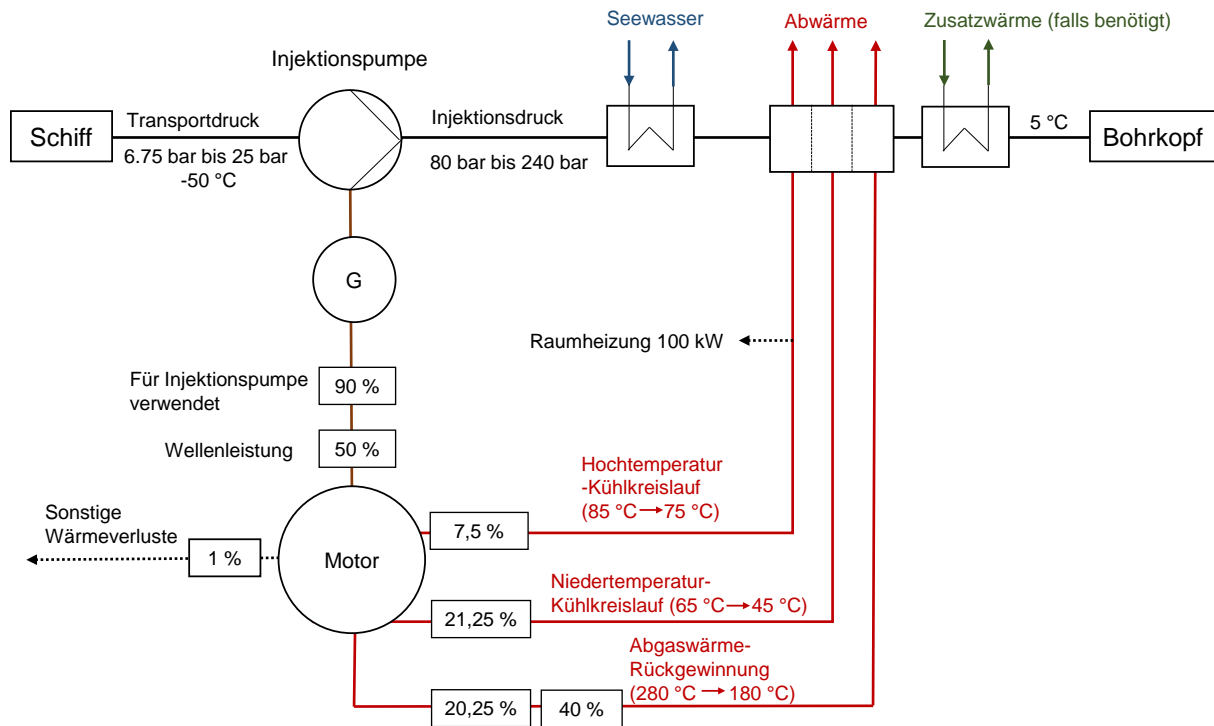
Im Kontext von CCS werden meist größere CO<sub>2</sub>-Schiffe mit Kapazitäten zwischen 10000 m<sup>3</sup> (ca. 11000 t) und 50000 m<sup>3</sup> (ca. 56000 t) vorgeschlagen [7, 69–72]. In der Literatur gibt es bereits einige Vorentwürfe für größere CO<sub>2</sub>-Schiffe [7, 11, 73, 74]. Mit Kapazitäten zwischen 23000 t und 46000 t sind diese CO<sub>2</sub>-Schiffe deutlich größer als die bisher kommerziell betriebenen Schiffe. Neben der größeren Kapazität besteht der wesentliche Unterschied darin, dass in den o. g. Vorentwürfen eine niedrigere Transporttemperatur von -50 °C (d. h. nahe der Tripelpunkttemperatur) verwendet wird, um einen niedrigen Transportdruck zu erreichen (z. B. 6,5 bar bei reinem CO<sub>2</sub>). Hintergrund ist, dass ein niedrigerer Transportdruck als wirtschaftlicher erachtet wird.

Die Konstruktion von CO<sub>2</sub>-Schiffen unterliegt dem Standard „International Code for the Construction and Equipment of Ships Carrying Liquefied Gases in Bulk (IGC-Code)“ der International Maritime Organisation (IMO). Dieser Standard umfasst u. a. Anforderungen an die Strukturanalyse, die Fertigung des Schiffskörpers und an die notwendigen Sicherheitseinrichtungen. Die CO<sub>2</sub>-Tanks an Board des Schiffes werden gemäß dem DNV GL Standard „Rules for the Classification of Ships“ [75] ausgelegt. Die Berechnungsmethode ist in [64] beschrieben.

### 2.2.6 Injektion

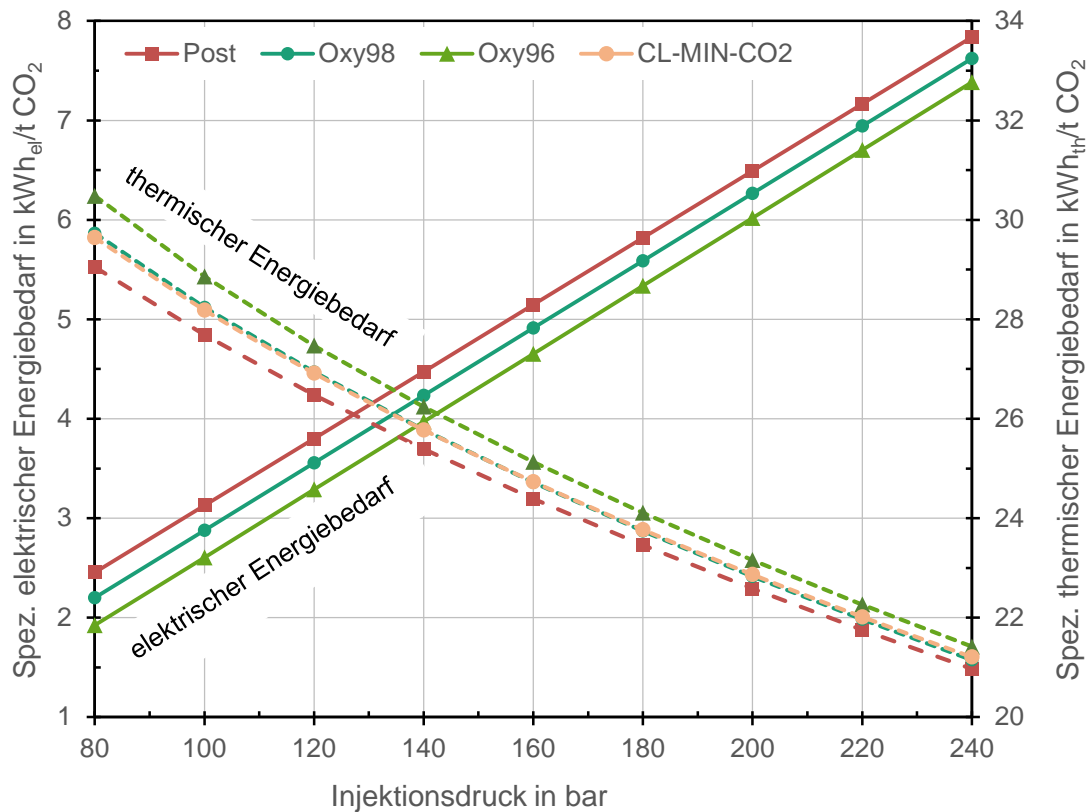
Beim Injektionsprozess muss der Druck von Transportdruck auf den Injektionsdruck (Druck am Bohrkopf) erhöht werden. Außerdem muss die Temperatur des CO<sub>2</sub> erhöht werden, um Hydratbildung zu vermeiden. In der Literatur werden Mindesttemperaturen zwischen -7 °C [11] und 15 °C [16] am Bohrkopf vorgeschlagen. In dieser Arbeit wird gemäß einer detaillierten Studie zum CO<sub>2</sub>-Injektionsprozess [18] eine Injektionstemperatur von 5 °C angenommen.

Abbildung 23 zeigt das entwickelte Modell des Injektionsprozesses. Der abgebildete Prozess wird detaillierter in [64] erläutert. Der Druck des CO<sub>2</sub> wird mit einer von einem Dieselgenerator angetriebenen Pumpe vom Transportdruck auf den Injektionsdruck erhöht. Für die Erwärmung des CO<sub>2</sub> werden verschiedene Wärmequellen verwendet – Motorabwärme, Seewasserwärme und, falls notwendig, Zusatzwärme. Die zur Verfügung stehende Motorabwärme hängt vom elektrischen Bedarf der Injektionspumpe, d. h. vom Transportdruck und vom Injektionsdruck ab. Als Wärmequellen stehen der Hochtemperatur-Kühlkreislauf, der Niedertemperatur-Kühlkreislauf sowie Abgaswärme zur Verfügung. Die nutzbare Seewasser-Wärmemenge hängt von der Seewassertemperatur ab. Je nach zur Verfügung stehender Motorabwärme- und Seewasserwärmemenge kann eine geringe zusätzliche Wärmemenge notwendig sein, um die Injektionstemperatur von 5 °C zu erreichen. Diese muss durch eine Zusatzheizung bereitgestellt werden.



**Abbildung 23:Entwickelter Injektionsprozess mit der Integration von Seewasserwärme und Motorabwärme**

Abbildung 24 zeigt den spezifischen elektrischen Energiebedarf der Injektionspumpe sowie den spezifischen Wärmebedarf für die Erwärmung des CO<sub>2</sub> in Abhängigkeit vom Injektionsdruck (Bohrkopfdruck) für verschiedene CO<sub>2</sub>-Ströme. Es ist zu erkennen, dass der elektrische Energiebedarf proportional zum Injektionsdruck steigt, da beide linear vom Druckverhältnis der Injektionspumpe abhängen. Das Druckverhältnis hängt linear vom Injektionsdruck (Pumpenausstrittsdruck) ab, da der Transportdruck (Pumpeneintrittsdruck) nur von der Zusammensetzung des CO<sub>2</sub>-Stroms abhängt und daher für alle Injektionsdrücke gleich ist. Mit steigender Konzentration an Begleitstoffen sinkt der elektrische Energiebedarf, da der Transportdruck steigt. Gleichzeitig nimmt der spezifische Wärmebedarf mit steigender Konzentration an Begleitstoffen zu und sinkt mit steigendem Injektionsdruck. Diese Zusammenhänge können dadurch erklärt werden, dass die Pumpenaustrittstemperatur mit steigendem Druckverhältnis ansteigt und der Wärmebedarf somit sinkt.



**Abbildung 24: Elektrischer und thermischer Energiebedarf der Injektion in Abhängigkeit vom Injektionsdruck**

Abbildung 25 zeigt, unter welchen Bedingungen eine zusätzliche Wärmequelle benötigt wird, um den Wärmebedarf gemäß Abbildung 24 zu decken. Die Ergebnisse für reines CO<sub>2</sub> können einer anderen Publikation entnommen werden [76]. Der Bedarf an Zusatzwärme hängt vom Injektionsdruck, der CO<sub>2</sub>-Strom-Zusammensetzung und der Meerwassertemperatur ab. Bei Meerwassertemperaturen von 10 °C oder mehr ist keine Zusatzwärme erforderlich. Bei einer Meerwassertemperatur von 8 °C wird lediglich bei einem Injektionsdruck von 100 bar oder weniger eine geringe Menge an Zusatzwärme benötigt.



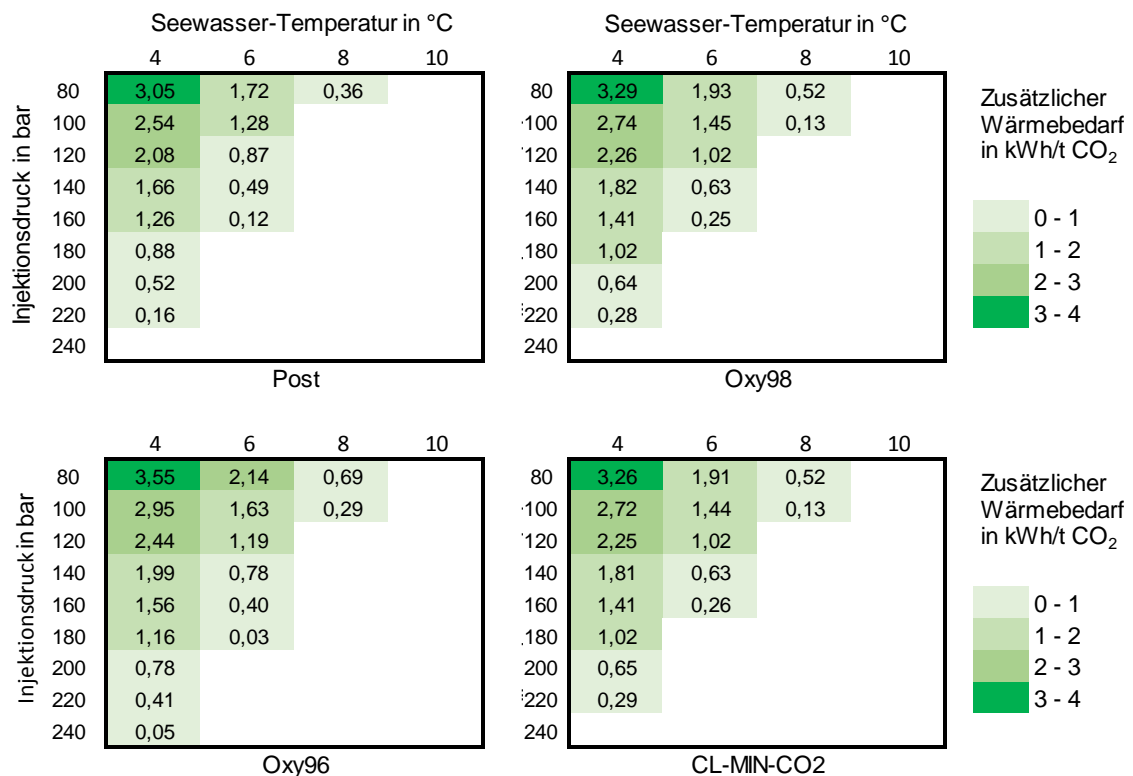
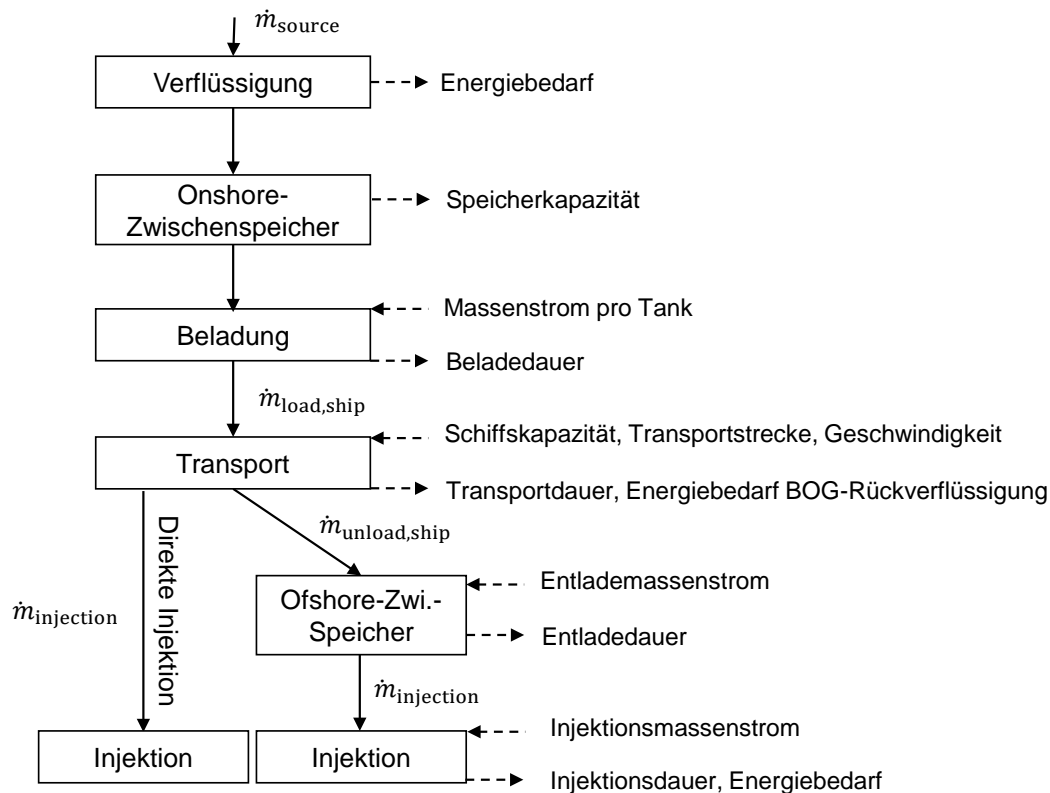


Abbildung 25: Zusätzlicher Wärmebedarf für die Injektion in Abhängigkeit von der Seewassertemperatur und vom Injektionsdruck

Es gibt drei grundsätzliche Optionen zur Installation der Injektionspumpe und des Meerwasser-Wärmeübertragers. Alle drei Möglichkeiten werden in der Öl- und Gasindustrie angewandt. Eine Möglichkeit ist die Nutzung einer permanent installierten Plattform, auf der die Injektionspumpe und der Meerwasser-Wärmeübertrager installiert sind. Der Vorteil dieser Lösung ist, dass unabhängig von der Anzahl der eingesetzten Schiffe nur eine Injektionspumpe und nur ein Meerwasser-Wärmeübertrager benötigt werden. Die zweite Möglichkeit ist die direkte Injektion vom Schiff aus. Hierbei sind die beiden Komponenten auf dem Schiff installiert. Für die Injektion wird je nach technischer Umsetzung eine Pipeline oder ein Hochdruckschlauch mit dem Schiff verbunden. Das Schiff wird mithilfe eines so genannten Dynamic Position System (DPS) in Position gehalten. Vorteil dieser Lösung ist, dass nur wenige Komponenten an der Injektionsstelle benötigt werden. Die dritte Möglichkeit besteht darin, ein weiteres Schiff permanent an der Injektionsstelle zu vertäuen, das als Offshore-Zwischenspeicher fungiert (eine so genannte Barge). Bei dieser Lösung können die Injektionspumpe und der Meerwasser-Wärmeübertrager auf der Barge installiert werden. Nachteil dieser Lösung ist, dass ein zusätzliches Schiff (die Barge) benötigt wird. Ob ein Offshore-Zwischenspeicher wirtschaftlich ist, hängt davon ab, ob die durch die reduzierte Umlaufzeit der Transportschiffe eingesparten Kosten die zusätzlichen Kosten für eine Offshore-Barge kompensieren. Dies wird in Abschnitt 2.4.2 anhand eines Beispiels untersucht.

## 2.2.7 Gesamtmodell der Schiffstransportkette

Das Gesamtmodell der Schiffstransportkette umfasst die Verflüssigung, die Onshore-Zwischenspeicherung, die Beladung, den Transport sowie die Injektion des CO<sub>2</sub>. Abbildung 26 stellt die Bestandteile des implementierten Gesamtmodells mit den wichtigsten Eingangs- und Ausgangsgrößen dar. Die Modellierung ist detailliert in [64] beschrieben. Das Gesamtmodell wird genutzt, um die einzelnen Komponenten der Schiffstransportkette zu dimensionieren und den Energiebedarf für die Verflüssigung, die Boil-off-Gas-Rückverflüssigung und die Injektion zu bestimmen. Während der Energiebedarf für die Verflüssigung direkt auf Basis des Ausgangsmassenstroms der Abscheideanlage(n) bestimmt werden kann, d. h. ohne dass eine Dimensionierung der gesamten Transportkette notwendig wäre, hängt der Injektionsmassenstrom und damit der Energiebedarf der Injektion maßgeblich von den einzelnen Parametern der Transportkette ab.



**Abbildung 26: Gesamtmodell der Transportkette mit den einzelnen Komponenten sowie den Eingangs- und Ausgangsgrößen**

Um die Auswirkungen verschiedener CO<sub>2</sub>-Mengen und Verunreinigungen auf die einzelnen Komponenten der Transportkette analysieren zu können, wird das in Abbildung 26 dargestellte Gesamtmodell exemplarisch auf drei verschiedene Szenarien angewandt - „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“, „2 Mt/a – Oxy98“ und „20 Mt/a – Cluster“. Im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ wird ein reiner, konstanter CO<sub>2</sub>-Massenstrom mit einer Menge von 1 Mt/a angenommen. Die Massenströme der beiden anderen Szenarien basieren auf den Einspeisecharakteristiken typischer Kraftwerke und Industrieanlagen und sind im Gegensatz

zum Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ variabel. Das Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ basiert auf dem SK-Oxy-Kraftwerk, für das gemäß dem Ausgangsszenario die CO<sub>2</sub>-Stromzusammensetzung „Oxy98“ angenommen wird. Das Szenario „20 Mt/a – Cluster“ entspricht dem CLUSTER-Ausgangsszenario. Als konservative Abschätzung wird die CO<sub>2</sub>-Stromzusammensetzung CL-MIN-CO<sub>2</sub> (siehe Tabelle A1.2) angenommen.

Die wesentlichen Eigenschaften der drei Szenarien sind in Tabelle 6 dargestellt. Der Auslegungsmassenstrom ist der maximale in der Pipeline auftretende Massenstrom. Damit ist garantiert, dass der gesamte CO<sub>2</sub>-Strom zu jeder Zeit transportiert werden kann. Die Kapazität der Transportkette pro Jahr entspricht dem Auslegungsmassenstrom, lediglich in der Einheit Mt/a angegeben. Mit Ausnahme des Szenarios „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ ist die Kapazität der Transportkette pro Jahr größer als die tatsächlich transportierte Menge (2 Mt/a bzw. 19,8 Mt/a, da das Kraftwerk SK-Oxy bzw. die Anlagen des CLUSTER-Ausgangsszenarios nicht ständig auf Volllast betrieben werden. Die Anzahl der notwendigen Fahrten (summiert für beide Schiffe) hängt von der Fahrzeit, der Anzahl der Schiffe und dem Verhältnis von transportierter Menge zur Transportkapazität ab. Die Anzahl der Fahrten ist für das Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ am größten, da die Umlaufzeit am geringsten ist. Die Umlaufzeit entspricht der Zeitspanne für einen vollständigen Zyklus bestehend aus Beladung, Transport, Entladung (bzw. Injektion) und Rückfahrt, inklusive der entsprechenden Abfertigungszeiten. Auch wenn die Umlaufzeit für das Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ und für das Szenario „20 Mt/a – Cluster“ gleich sind, bestehen Unterschiede beim Verhältnis von transportierter CO<sub>2</sub>-Menge zur Transportkapazität. Da die gesamte Transportkapazität beim Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ verwendet wird (Verhältnis von 1), ist die Anzahl an Fahrten für dieses Szenario am größten.

**Tabelle 6: Transportketten der drei betrachteten Szenarien**

Kategorie	Parameter	Einheit	1 Mt/a – Reines CO <sub>2</sub>	2 Mt/a – Oxy98	20 Mt/a - Cluster
Allgemein	Auslegungsmassenstrom	t/h	114	379	3236
	Transportkapazität pro Jahr	Mt/a	1,0	3,32	28,35
	Transportierte CO <sub>2</sub> -Menge pro Jahr	Mt/a	1	2	19,8
	Umlaufzeit	h	18,3	11,2	18,3
	Anzahl der Fahrten pro Jahr	-	955,2	1064,6	666,6
	Dichte des flüssigen CO <sub>2</sub>	t/m <sup>3</sup>	1,154	1,143	1,147
	Dichte des gasförmigen CO <sub>2</sub>	t/m <sup>3</sup>	0,018	0,034	0,028
	Onshore- Zwischen- speicher	Brutto-Kapazität Onshore- Zwischenspeicher	t	1005	1992
Beladung	Beladungsmassenstrom pro Tank	t/h	2094	2123	2968
	Beladedauer	h	0,5	0,5	0,5
	Abfertigungsdauer	h	1	1	1
Schiff	Brutto-Tankkapazität	t	1063	1094	1522
	Anzahl der Tanks	-	1	2	20
	Brutto-Schiffskapazität	t	1063	2188	30434
	Anzahl der Schiffe	-	2	2	2
	Netto-Gesamtkapazität der Schiffe	t	2094	4246	59358
Transport	Entfernung	km	100	100	100
	Geschwindigkeit	kn	15	15	15
	Transportdauer	h	3,6	3,6	3,6
Entladung	Entladungsmassenstrom pro Tank	t/h	137	2123	194
	Entladedauer	h	7,6	0,5	7,6
	Abfertigungsdauer	h	0,5	0,5	0,5
	Brutto-Kapazität Offshore- Zwischenspeicher	t	0	1953	0
Injektion	Injektionsmassenstrom je Bohrung	t/h	137	455	431
	Anzahl der Bohrungen	-	1	1	9
	Injektionsdauer	h	7,6	4,7	7,6

Die Brutto-Schiffskapazität wird durch die Brutto-Tankkapazität und die Anzahl der Tanks bestimmt. Im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ ist lediglich ein Tank mit einer Bruttokapazität von 1063 t notwendig. Im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ werden 2 Tanks mit einer Bruttokapazität von jeweils 1094 t benötigt. Im Szenario „20 Mt/a – Cluster“ werden 20 Tanks mit einer Bruttokapazität von jeweils 1522 t eingesetzt. Die Anzahl der Tanks könnte um die Hälfte reduziert werden, wenn die Tanklänge von 50 m auf 100 m erhöht würde. In diesem Fall müsste der Belademassenstrom Beladedauer je Tank verdoppelt werden um die Gesamtkapazität der Transportkette konstant zu halten. Daraus folgt, dass die Tankkapazität, die Anzahl der Tanks und der Massenstrom pro Tank immer als Ganzes betrachtet werden müssen. Aus diesem Grund stellen die Ergebnisse in Tabelle 6 nur eine der möglichen Lösungen für jedes Szenario dar.

Abbildung 27 zeigt eine graphische Darstellung der Zeitpläne für die drei betrachteten Szenarien. Der Anschaulichkeit halber sind jeweils zwei Fahrtzyklen dargestellt. Es ist zu erkennen, dass das Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ und das Szenario „20 Mt/a – Cluster“ die gleiche Umlaufzeit und den gleichen Zeitplan haben. Ein Vergleich der Kapazitäten (z. B. der Onshore-Zwischenspeicher oder der Schiffskapazität) in Tabelle 14 zeigt, dass die Werte im Szenario „20 Mt/a – Cluster“ um etwa den Faktor 28 größer sind als im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“. Die Kapazität der Transportkette und die Netto-Gesamtkapazität der Schiffe unterscheiden sich um den Faktor 28,35, während sich die Brutto-Schiffskapazität und die Brutto-Kapazität des Onshore-Zwischenspeichers aufgrund der unterschiedlichen Dichten um den Faktor 28,6 unterscheiden. Das Szenario „20 Mt/a – Cluster“ stellt daher lediglich eine hochskalierte Version des Szenarios „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ dar. Obwohl beide Szenarien sich nicht nur in der Auslegungskapazität, sondern auch bei der Zusammensetzung des CO<sub>2</sub>-Massenstroms und bei den CO<sub>2</sub>-Einspeisecharakteristiken (konstanter oder variabler Massenstrom) unterscheiden, ist lediglich die transportierte Menge für die Bestimmung des Transport-Zeitplans und der Netto-Kapazitäten der Komponenten relevant. Dennoch haben die unterschiedliche Zusammensetzungen der CO<sub>2</sub>-Ströme und die unterschiedlichen Einspeisecharakteristika der CO<sub>2</sub>-Emissionen Auswirkungen auf den Energiebedarf der gesamten Transportkette. Dies wird in Abschnitt 2.2.8 diskutiert.

Im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ wird die Entkopplung von Entladung und Injektion illustriert. Durch die Nutzung eines Offshore-Zwischenspeichers kann die Entladedauer (blaue Balken in Abbildung 27) unabhängig vom Injektionsmassenstrom reduziert werden. Der Entlademassenstrom wurde dabei so gewählt, dass die Entladedauer der Beladedauer entspricht (0,5 h). Im Vergleich zu den anderen beiden Szenarien wird dadurch eine geringere Umlaufzeit erreicht. Das bedeutet, dass für eine bestimmte Transportkapazität geringere Schiffs- und Onshore-Zwischenspeicherkapazitäten als in den anderen beiden Szenarien benötigt werden. So ist die Brutto-Schiffskapazität im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ mit 2188 t nur ungefähr doppelt so groß ist wie im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“, die Transportkapazität ist jedoch um den Faktor 3,3 höher. Andererseits wird zusätzlich

ein Offshore-Zwischenspeicher mit einer Bruttokapazität von 1953 t benötigt. In der Praxis müssen daher die Kosten für einen Offshore-Zwischenspeicher mit den Kosten höherer Zwischenspeicher- und Schiffskapazitäten verglichen werden (siehe Abschnitt 2.4.2).

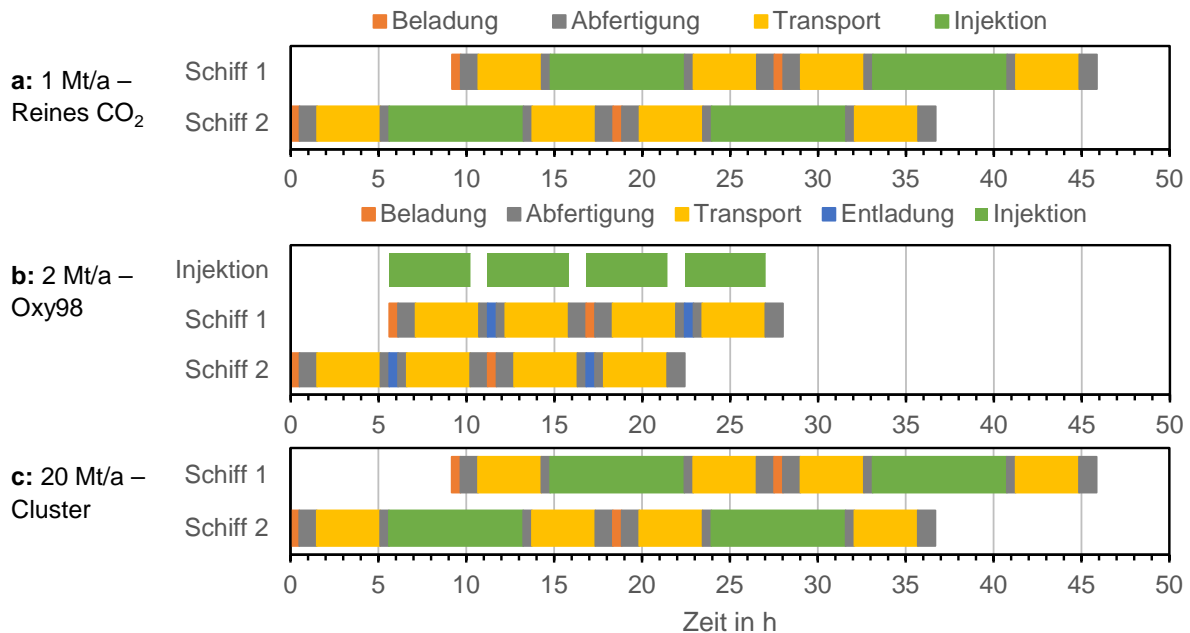


Abbildung 27: Transportketten der drei betrachteten Beispielszenarien

## 2.2.8 Energiebedarf der Beispielszenarien

Für die drei in Tabelle 6 dargestellten Szenarien wurde der Energiebedarf für die Verflüssigung und für die Injektion berechnet. Im Folgenden wird der 3-stufige geschlossene Verflüssigungsprozess verwendet, da angenommen wird, dass die dadurch erreichten Energieeinsparungen die zusätzlichen Kosten für den 3-stufigen Prozess kompensieren. Es wird dabei sowohl der 3-stufige Basisprozess als auch der 3-stufige optimierte Prozess betrachtet. Die Ergebnisse sind in Tabelle 7 dargestellt. Für das Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ wurde reines CO<sub>2</sub> angenommen. Für das Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ wurde der Oxy98 CO<sub>2</sub>-Strom und für das Szenario „20 Mt/a – Cluster“ der CL-MIN-CO<sub>2</sub>-Strom verwendet.

**Tabelle 7: Energiebedarf für die Verflüssigung für die drei in Tabelle 6 dargestellten Szenarien.**

Parameter	Einheit	1 Mt/a – Reines CO <sub>2</sub>	2 Mt/a – Oxy98	20 Mt/a – Cluster
Auslegungsmassenstrom	t/h	114	379	3236
Verflüssigte CO <sub>2</sub> -Menge pro Jahr	Mt/a	1	2	19,8
Spez. Energiebedarf	kWh/t	12,6	12,7	12,7
Basisprozess	CO <sub>2</sub>			
Spez. Energiebedarf	kWh/t	7,3	8,4	8,5
optimierter Prozess	CO <sub>2</sub>			
Elektrischer Energiebedarf	MW	1,4	4,8	41,0
Basisprozess				
Elektrischer Energiebedarf	MW	0,8	3,2	27,4
optimierter Prozess				
Strombedarf pro Jahr	GWh	12,6	26,8	260,0
Basisprozess				
Strombedarf pro Jahr	GWh	7,3	17,7	173,7
optimierter Prozess				
Übertragene Wärmemenge	MW	4,2	14,3	121,5
Basisprozess				
Übertragene Wärmemenge	MW	3,8	13,3	113,1
optimierter Prozess				

Der elektrische Energiebedarf entspricht der zur Verflüssigung des Auslegungsmassenstroms benötigten elektrischen Leistung der Kältemittelkompressoren. Im Gegensatz dazu hängt der Strombedarf pro Jahr von der jährlich verflüssigten CO<sub>2</sub>-Menge ab (1 Mt/a, 2 Mt/a oder 20 Mt/a). Beim Strombedarf ist der Wirkungsgradverlust im Teillastbetrieb berücksichtigt, der hauptsächlich durch den Wirkungsgradverlust der Kältemittelkompressor verursacht wird. Das Teillastverhalten anderer Komponenten, insbesondere der Wirkungsgradverlust der Expander beim optimierten Prozess, wird hierbei vernachlässigt. Als Kältemittelkompressoren werden Schraubenverdichter angenommen, die im industriellen Maßstab meist eingesetzt werden [77]. Für den Teillastbetrieb wurde die Wirkungsgradkennlinie eines drehzahlgeregelten Ammoniak-Kompressors verwendet [78]. Die in Tabelle 7 aufgeführte übertragene Wärmemenge ist vom Verflüssigungsprozess und vom CO<sub>2</sub>-Strom abhängig. Sie beschreibt die in den CO<sub>2</sub>-Kondensatoren übertragene Wärmemenge und stellt keinen zusätzlichen Wärmebedarf dar.

Tabelle 7 zeigt dass der Energiebedarf für die Verflüssigung von der Zusammensetzung des CO<sub>2</sub>-Stroms und der jeweiligen Einspeisecharakteristik abhängt. Bei Verwendung des 3-stufigen geschlossenen Basisprozesses ist der elektrische Energiebedarf im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ um Faktor 3,4 größer als im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“, was in erster Linie auf den höheren Auslegungsmassenstrom zurückzuführen ist. Hinzu kommt, dass der spezifische Energiebedarf für die Verflüssigung des Oxy98 CO<sub>2</sub>-Stroms etwas höher ist als für die Verflüssigung von reinem CO<sub>2</sub> (siehe Abschnitt 2.2.1). Im Fall des opti-

mierten 3-stufigen Prozesses ist der Unterschied zwischen den verschiedenen CO<sub>2</sub>-Strömen beim spezifischen Energiebedarf größer. Daher erhöht sich der Unterschied beim elektrischen Energiebedarf auf den Faktor 4.

Der Strombedarf im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ ist 2,1-mal (Basisprozess) oder 2,4-mal (optimierter Prozess) so groß wie der Strombedarf im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“, obwohl die verflüssigte CO<sub>2</sub>-Menge pro Jahr lediglich doppelt so groß ist. Der höhere Strombedarf im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ lässt sich zum einen auf den höheren spezifischen Energiebedarf für die Verflüssigung des Oxy98 CO<sub>2</sub>-Stroms zurückführen, zum anderen auf den Wirkungsgradverlust im Teillastbetrieb, der lediglich im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ auftritt. Im Szenario „20 Mt/a – Cluster“ ist die Variation des CO<sub>2</sub>-Massenstroms über das Jahr im Vergleich zum Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ geringer und es kann im Jahresdurchschnitt eine höhere Auslastung der Pipeline erzielt werden. Daher ist der elektrische Energiebedarf sowohl für den Basisprozess als auch den optimierten Prozess nur ungefähr 8,5-mal so groß wie im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“, obwohl die verflüssigte CO<sub>2</sub>-Menge pro Jahr um den Faktor 9,9 größer ist. Der Strombedarf erhöht dabei um den Faktor 9,7 (Basisprozess) bzw. um den Faktor 9,8 (optimierter Prozess).

In allen drei Szenarien ist die übertragene Wärmemenge prinzipiell größer für den Basisprozess als für den optimierten Prozess. Im Gegensatz zum Basisprozess wird im optimierten Prozess durch den Einsatz von CO<sub>2</sub>-Expandern eine Enthalpie-Verringerung erzielt. Damit muss im optimierten Prozess weniger Wärme vom CO<sub>2</sub>-Strom zum Kältemittelkreislauf übertragen werden.

Der elektrische und der thermische Energiebedarf für die Injektion sind in Tabelle 8 für die drei betrachteten Szenarien aufgeführt. Es werden ein Injektionsdruck von 120 bar (am Bohrkopf) und eine Meerwassertemperatur von 6 °C angenommen. Es zeigt sich, dass der Energiebedarf proportional vom Injektionsmassenstrom abhängt. Signifikante Unterschiede zwischen den Szenarien bestehen nicht, da die spezifischen elektrischen und thermischen Energiebedarfe nahezu gleich sind (vgl. Abschnitt 2.2.2).



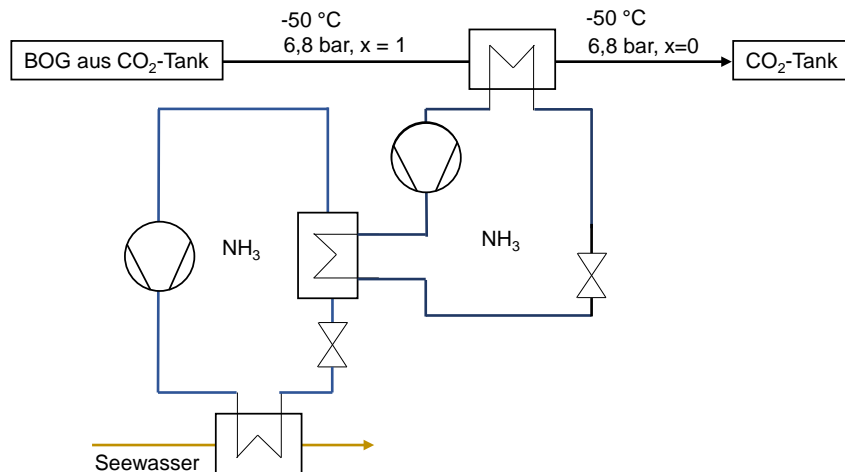
**Tabelle 8: Energiebedarf für die Injektion für die drei Szenarien. Es wird ein Bohrkopfdruck von 120 bar und eine Meerwassertemperatur von 6°C angenommen.**

Parameter	Einheit	1 Mt/a Reines CO <sub>2</sub>	2 Mt/a - Oxy98	20 Mt/a - Cluster
Injektionsmassenstrom	t/h	137	455	3883
Spez. elektrischer Energiebedarf	kWh/t	3,8	3,6	3,5
Spez. Wärmeenergiebedarf	kWh/t CO <sub>2</sub>	26,5	26,9	26,9
Wärmeenergie vom Motor	%	6,1	5,6	5,6
Wärmeenergie vom Meerwasser	%	90,6	90,6	90,6
Zusätzlicher Wärmebedarf	%	3,3	3,2	3,79
Elektrischer Energiebedarf	MW	0,5	1,6	13,7
Gesamter Wärmebedarf	MW	3,6	12,3	104,5
Wärmemenge durch Meerwasser	MW	3,3	11,1	94,7
Wärmemenge durch Motor	MW	0,2	0,7	5,8
Zusätzlicher Energiebedarf	MW	0,1	0,4	4,0

## 2.3 Boil-off-Gas

Boil-off-Gas (BOG) bezeichnet den Anteil des CO<sub>2</sub>-Stroms, der in den Onshore-Zwischenpeicher- oder Schiffstanks während der Fahrt der Schiffe durch Wärmeeintrag von außen verdampft. In der Literatur werden typische BOG-Raten zwischen 0.1 Massen-%/d [79] und 0.15 Massen-%/d [11] angegeben. Durch die Verdampfung erhöhen sich der Druck und die Temperatur. Falls der Druckanstieg verhindert oder begrenzt werden soll, kann das CO<sub>2</sub> entweder in die Atmosphäre gegeben oder durch einen geeigneten Prozess rückverflüssigt werden. Das Boil-off-Gas aus dem Onshore-Zwischenspeicher kann zurück zur Verflüssigungsanlage gesendet werden, sodass kein separater BOG-Rückverflüssigungsprozess benötigt wird. Boil-off-Gas aus den CO<sub>2</sub>-Tanks an Bord der Schiffe kann entweder in den Tanks behalten, in die Atmosphäre gegeben oder rückverflüssigt werden.

Für die BOG-Rückverflüssigung an Bord der Schiffe wurden der 2-stufige und der 3-stufige geschlossene Prozess untersucht. Als Randbedingungen werden die in Tabelle 5 angegebenen Werte verwendet. Der 2-stufige geschlossene Prozess ist in Abbildung 28 dargestellt. Im Gegensatz zum 2-stufigen geschlossenen Prozess für die CO<sub>2</sub>-Verflüssigung (siehe Abschnitt 2.2.2) liegt als Eingangsstrom ein vollständig verdampfter CO<sub>2</sub>-Strom bei -50 °C und Tankdruck (6.8 bar für reines CO<sub>2</sub>) vor.



**Abbildung 28:2-stufiger geschlossener Prozess zur Boil-off-Gas-Rückverflüssigung an Bord der Schiffe**

In Abbildung 29 ist der spezifische elektrische Energiebedarf zur BOG-Rückverflüssigung sowie die Verdampfungsenthalpie von Boil-off-Gasen verschiedener CO<sub>2</sub>-Ströme dargestellt. Im Vergleich zur Verflüssigung eines CO<sub>2</sub>-Stroms aus einer Pipeline ist der Unterschied zwischen den Boil-off-Gasen in Bezug auf den spezifischen elektrischen Energiebedarf zur BOG-Verflüssigung wesentlich größer. Dies lässt sich auf die großen Unterschiede zwischen den jeweiligen Verdampfungsenthalpien zurückführen: Wie in Abbildung 29 ersichtlich steigt die Verdampfungsenthalpie mit steigendem Anteil an volatilen Komponenten wie Sauerstoff, Argon oder Wasserstoff und der spezifische elektrische Energiebedarf zur BOG-Rückverflüssigung nimmt zu. Die Zusammensetzung des Boil-off-Gases von verschiedenen CO<sub>2</sub>-Strömen ist in Abbildung 30 dargestellt. Man erkennt, dass der CO<sub>2</sub>-Anteil im Boil-off-Gas bei den meisten CO<sub>2</sub>-Ströme kleiner als 50 Mol-% ist. Obwohl der Oxy96 BOG-Strom den höchsten Gesamtanteil an Begleitstoffen aufweist, ist die Verdampfungsenthalpie für den CL-MIN-CO<sub>2</sub> BOG-Strom aufgrund des hohen Wasserstoff-Anteils am höchsten.

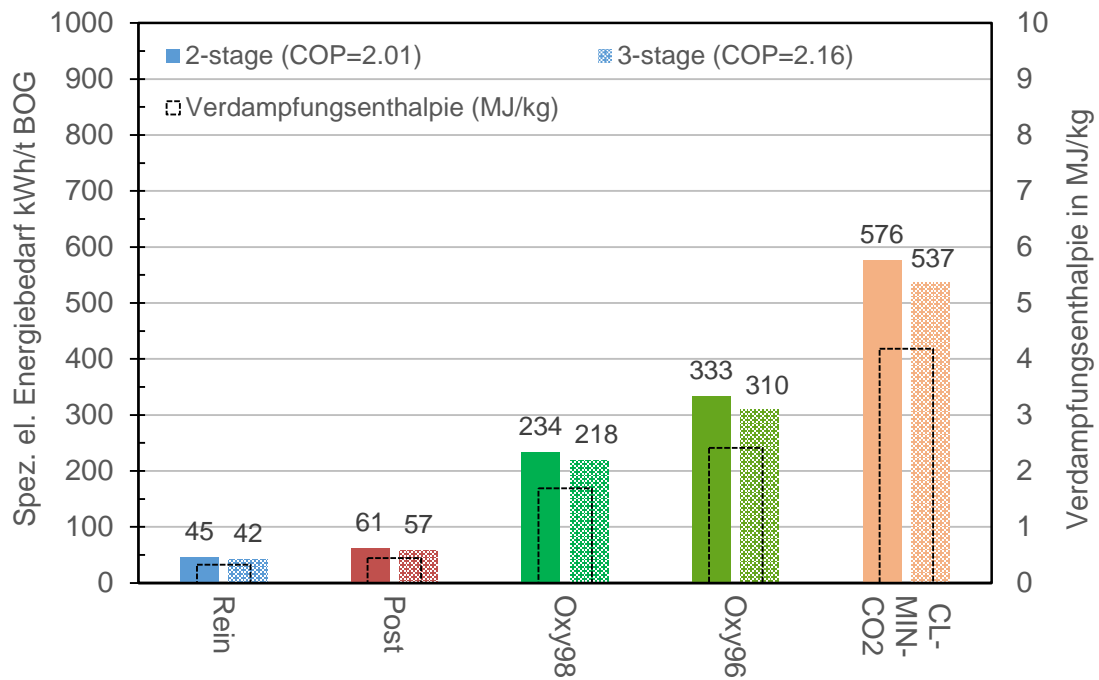


Abbildung 29: Spezifischer elektrischer Energiebedarf für die Boil-off-Gas-Rückverflüssigung verschiedener CO<sub>2</sub>-Ströme sowie die dazugehörigen Verdampfungsenthalpien

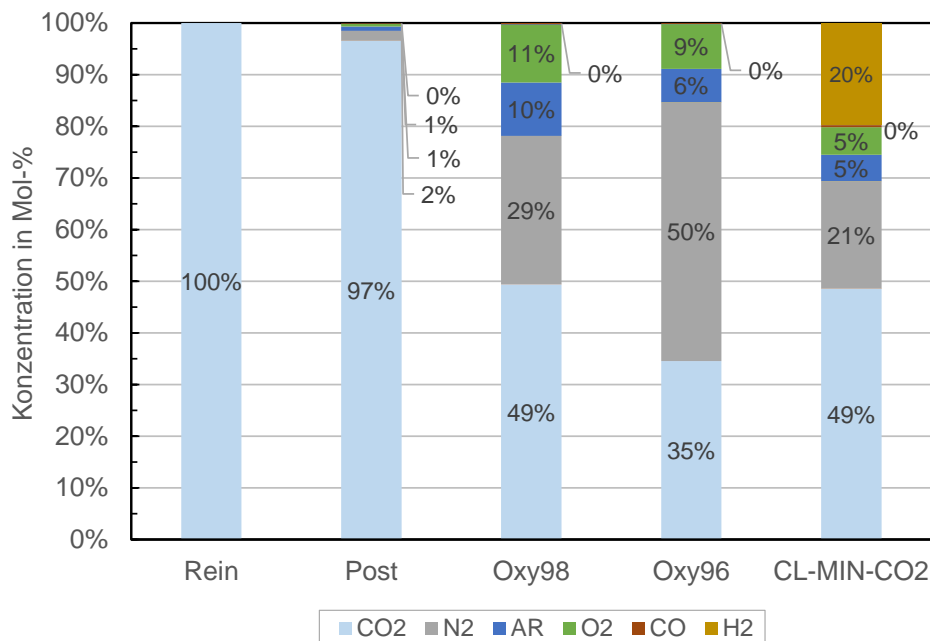


Abbildung 30: Boil-off-Gas-Zusammensetzung für verschiedene CO<sub>2</sub>-Ströme

Für die drei in Abschnitt 2.2.7 eingeführten Szenarien wurde die im Onshore-Zwischenspeicher und die in den Schiffstanks entstehenden BOG-Mengen berechnet. In Tabelle 9 sind die Ergebnisse für die drei Strategien im Umgang mit Boil-off-Gas aus den Schiffstanks dargestellt. Die Werte beziehen sich auf ein Schiff im jeweiligen Szenario. Wie oben

beschrieben kann das Boil-off-Gas in den Tanks behalten, in die Atmosphäre gegeben oder rückverflüssigt werden.

**Tabelle 9: Vergleich verschiedener Handlungsstrategien zum Umgang mit Boil-off-Gas aus den Schiffstanks**

Strategie	Parameter	Einheit	1 Mt/a – Reines CO <sub>2</sub>	2 Mt/a – Oxy98	20 Mt/a - Cluster
	Wärmeeintrag	kW	4,96	13,92	162,62
	BOG-Rate	kg/s	0,015	0,008	0,039
	BOG-Rate pro Tag	mass- %/d	0,124	0,032	0,011
	BOG-Menge pro Fahrt	mass-%	0,055	0,014	0,005
Strategie 1: Verflüssigung	Coefficient of Performance (COP)	-	2,16	2,16	2,16
	Leistungsbedarf (elektrisch)	kW	2,29	6,44	75,29
	Verhältnis von erzeugten CO <sub>2</sub> -Emissionen und verflüssigter CO <sub>2</sub> -Menge	%	1,0	5,4	13,4
Strategie 2: In den Tanks behalten	Temperaturanstieg $\Delta T$	K	0,10	0,13	0,09
	Druckanstieg $\Delta p/K$ at - 50 °C	bar/K	0,28	0,30	0,24
	Druckanstieg	%	0,42	0,37	0,14
Strategie 3: Abgabe in Atmosphäre	CO <sub>2</sub> -Anteil in BOG	mass-%	100,0 %	34,6 %	48,6 %
	CO <sub>2</sub> -Menge pro Fahrt	t	0,589	0,110	0,728

Die BOG-Rate ergibt sich aus dem Wärmeeintrag und der Verdampfungsenthalpie. Insbesondere aufgrund der unterschiedlichen Verdampfungsenthalpien ist die prozentuale BOG-Rate pro Tag im Szenario 1 Mt/a – reines CO<sub>2</sub> am geringsten während sie im Szenario 20 Mt/a – Cluster am höchsten ist. Für die Rückverflüssigung wird ein 3-stufiger geschlossener Prozess angenommen. Der elektrische Leistungsbedarf ergibt sich aus dem Wärmeeintrag um den Coefficient of Performance des Prozesses (COP), der unabhängig vom BOG-Strom 2,16 beträgt [64]. Da die elektrische Leistung für die Rückverflüssigung von einem Dieselmotor an Bord des Schiffes zur Verfügung gestellt werden muss, entsteht ein zusätzlicher CO<sub>2</sub>-Ausstoß. Das Verhältnis dieser zusätzlichen CO<sub>2</sub>-Emissionen zur rückverflüssigten CO<sub>2</sub>-Menge beträgt je nach Szenario zwischen 1 % (1 Mt/a – reines CO<sub>2</sub>) und 13,4 % (20 Mt/a – Cluster). Dadurch ist die Effektivität der BOG-Rückverflüssigung in Bezug auf die nicht in die Atmosphäre gelangten CO<sub>2</sub>-Emissionen bei einem hohen Begleitstoffanteil also deutlich reduziert.

Als Alternative zur BOG-Rückverflüssigung kann das Boil-off-Gas auch in den Tanks verbleiben und der dadurch entstehende Druck- und Temperaturanstieg bei der Auslegung

berücksichtigt werden. Da sich die CO<sub>2</sub>-Tanks im Siedezustand befinden, steigt sowohl der Druck als auch die Temperatur. Der prozentuale Druckanstieg ist für die drei betrachteten Szenarien gering und beträgt weniger als 0,5 % pro Fahrt. Die dritte Möglichkeit ist, das Boil-off-Gas in die Atmosphäre zu geben, um den Druck im Tank konstant zu halten. Die dadurch emittierte CO<sub>2</sub>-Menge hängt von der BOG-Rate und der Zusammensetzung des Boil-off-Gases ab. Die Ergebnisse in Tabelle 9 zeigen, dass die emittierte CO<sub>2</sub>-Menge mit steigender Begleitstoffkonzentration abnimmt. Das liegt zum einen daran, dass die BOG-Rate abnimmt, zum anderen daran, dass der CO<sub>2</sub>-Anteil im Boil-off-Gas nur ca. 50 Mol-% beträgt. Aus dem Vergleich der drei Strategien lässt sich schlussfolgern, dass BOG-Rückverflüssigung für die drei betrachteten Szenarien nicht sinnvoll erscheint, da die Energie hauptsächlich für die Kondensation der volatilen Bestandteile aufgewendet werden. Stattdessen ist es vermutlich am sinnvollsten, den geringen Druckanstieg (< 0,5 %) bei der Dimensionierung der Tanks zu berücksichtigen und das Boil-off-Gas in den Tanks zu behalten. Selbst bei einer Transportstrecke von 1000 km liegt der Druckanstieg immer noch bei unter 2 % [64]. Auch hier ist es vermutlich wirtschaftlicher, den Auslegungsdruck entsprechend zu erhöhen, anstatt eine Rückverflüssigung vorzusehen.

In Tabelle 10 sind die Ergebnisse für das Boil-off-Gas des Onshore-Zwischenspeichers dargestellt. Die Ergebnisse für den Wärmeeintrag und die BOG-Rate sind etwas niedriger als die in Tabelle 9 dargestellten Werte, da die Kapazitäten der Onshore-Zwischenspeicher etwas geringer als die Schiffskapazitäten sind. Für den Onshore-Zwischenspeicher bietet sich die BOG-Rückverflüssigung an, da das Boil-off-Gas zur Verflüssigungsanlage zurückgesendet werden kann und somit kein größerer Investitionsaufwand entsteht. Für den in Tabelle 10 dargestellten Energiebedarf wurde ein 3-stufiger geschlossener Prozess angenommen. In der Praxis würde der BOG-Strom jedoch zum Pipeline-Massenstrom dazugemischt werden und nicht separat verflüssigt werden. Zur Vereinfachung wird dieser Umstand hier vernachlässigt, da der Energiebedarf für die BOG-Rückverflüssigung im Vergleich zum Gesamt-Energiebedarf der Verflüssigungsanlage gering ist.

**Tabelle 10: Ergebnisse für das Boil-off-Gas des Onshore-Zwischenspeichers**

Parameter	Einheit	1 Mt/a – 2 Mt/a – 20 Mt/a		
		Reines CO <sub>2</sub>	Oxy98	- Cluster
Wärmeeintrag	kW	4,82	13,31	160,44
BOG-Rate	kg/s	0,015	0,008	0,038
BOG-Rate pro Tag	mass-%/d	0,128	0,034	0,012
Coefficient of Performance (COP)	-	2,16	2,16	2,16
Leistungsbedarf (elektrisch)	kW	2,23	6,16	74,28

## 2.4 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

### 2.4.1 Kostenbetrachtung für die einzelnen Anlagen

Zur Untersuchung der Wirtschaftlichkeit werden für die betrachteten Kraftwerke die Stromgestehungskosten berechnet und für die Industrieanlagen die Investitions- und Betriebskosten der jeweiligen CCS-Anlagen bestimmt. Weiterhin werden die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für die einzelnen Anlagen ermittelt und verglichen.

#### Kraftwerke

Die Stromgestehungskosten (Cost of Electricity, CoE) werden nach der LCOE-Methode (Levelized Cost of Electricity) berechnet. Dazu werden die im Jahr anfallenden Kosten für den Kraftwerksbetrieb ins Verhältnis zu der generierten Strommenge gesetzt, wobei zwischen den anteiligen Investitionskosten (Capital Expenditure, CAPEX) und den laufenden Betriebskosten (Operating Expenditure, OPEX) unterschieden wird.

$$CoE_{totex} = CoE_{capex} + CoE_{opex} \quad (2.2)$$

Die erzeugte Strommenge wird über die jährlichen Volllaststunden (VLS) und die elektrische Nettoleistung  $P_{el,net}$  der Anlagen berechnet. Zur Bestimmung der CAPEX wird die gesamte Investitionssumme (TCI) benötigt. Es wird die Annuität der TCI mit der Abschreibungsdauer  $n$  des Vorhabens und mit dem Zinssatz  $i$  berechnet.

$$CoE_{capex} = \frac{TCI \left[ \frac{(i(1+i)^n)}{(1+i)^n - 1} \right]}{VLS \cdot P_{el,net}} \quad (2.3)$$

Die OPEX lassen sich nach der Art ihrer Entstehung in verschiedene Anteile untergliedern: Brennstoffkosten (BS), CO<sub>2</sub>-Zertifikatskosten (CO<sub>2</sub>-Em.), fixe und variable Betriebskosten (BTK<sub>fix</sub> und BTK<sub>var</sub>).

$$CoE_{opex} = CoE_{BS} + CoE_{BTK,fix} + CoE_{BTK,var} + CoE_{CO_2-Em.} \quad (2.4)$$

Die Formeln 2.3 und 2.4 gelten prinzipiell sowohl für die konventionellen Basiskraftwerke als auch für die Kraftwerke mit CCS-Technologie. Für die CCS-Technologien würden neben den direkten CO<sub>2</sub>-Abscheidungskosten ergänzend die Kosten für den Transport und der Speicherung des CO<sub>2</sub> hinzukommen. Diese sind jedoch nicht Bestandteil dieser Wirtschaftlichkeitsbetrachtung, sondern werden im Verbundprojekt CLUSTER vom DBI und der BGR ermittelt. In der Tabelle 11 sind die allgemeinen Randbedingungen für die Berechnung der Stromgestehungskosten aufgeführt. Die Kosten für die CO<sub>2</sub>-Zertifikate wurden auf einen durchschnittlichen Börsenpreis für das Jahr 2016 festgelegt. Die Werte

für die Brennstoffkosten, die spezifischen Investitionskosten der Basiskraftwerke und die fixen sowie variablen Betriebskosten orientieren sich an [80–83].

**Tabelle 11: Allgemeine Randbedingungen für die Berechnung der Stromgestehungskosten, Angaben für CO<sub>2</sub>-Zertifikatskosten (6,5 €/t CO<sub>2</sub>), fixe Betriebskosten und Investitionskosten der Basiskraftwerke auf 6000 VLS bezogen**

		PCC- GuD1&2	PCC- BK	Oxy- BK	IGCC- CCS-BK	PCC- & Oxy-SK
<b>Abschreibungsdauer</b>	a	20	40	40	40	40
<b>Zinssatz</b>	%			8,00		
<b>Brennstoffkosten</b>	€/MWh	59,1	11,7	10,7	11,3	26,3
<b>CO<sub>2</sub>-Zertifikatskosten</b>	€/MWh	2,3	6,0	5,5	5,9	4,9
<b>Fixe Betriebskosten</b>	€/MWh	3,3	4,2	5,8	4,2	5,8
<b>Var. Betriebskosten</b>	€/MWh	2,0	4,2	4,6	4,6	4,3
<b>Investitionskosten der Basiskraftwerke</b>	€/MWh	13,6	21,0	23,8	26,6	21,0

## Kosten der Kraftwerke mit CCS-Technologie

Die Kosten der PCC-Kraftwerke setzen sich aus den jeweiligen Kosten der Basiskraftwerke und der zusätzlichen Kosten durch die PCC-Technologie zusammen. In [84] ist eine detaillierte Beschreibung der Komponentenkostenrechnung für die PCC-Technologie bei Steinkohlekraftwerken enthalten. Auf Basis des CO<sub>2</sub>-Partialdrucks im Rauchgas und des abzutrennenden CO<sub>2</sub>-Massenstroms werden diese auf die übrigen Kraftwerke übertragen. Alle Werte werden dabei auf Grundlage des CEPCI-Indexes auf das Referenzjahr 2016 umgerechnet. Auf der Grundlage der Kosten für die zusätzlichen Anlagenteile lassen sich die tatsächlichen Investitionskosten in Anlehnung an [85] mit Hilfe von festgelegten Faktoren für Installation, Verrohrung, Lieferkosten etc. bestimmen. Auch die zusätzlichen Betriebskosten werden mit Hilfe von entsprechenden Faktoren aus [85] berechnet.

Die Stromgestehungskosten der PCC-Anlagen lassen sich ausgehend von den Kosten der Basiskraftwerke  $CoE_{ref}$  wie folgt aufteilen:

$$CoE_{PCC} = CoE_{ref} + \Delta CoE_{output} + \Delta CoE_{capex} + \Delta CoE_{opex} \quad (2.5)$$

Durch die Integration der PCC-Technologie kommt es zu einer Verringerung der Nettoleistung der Anlagen und somit zu einer Erhöhung der Stromgestehungskosten. Dieser Anstieg wird mit dem Term  $\Delta CoE_{output}$  beschrieben. Der Anstieg aufgrund zusätzlicher CAPEX und OPEX wird in den Termen  $\Delta CoE_{capex}$  und  $\Delta CoE_{opex}$  erfasst.

Die Berechnung der Stromgestehungskosten für das Braunkohlekraftwerk IGCC-CCS-BK erfolgt ebenfalls mit der Formel 2.5, die für die Kraftwerke mit PCC-Technologie eingeführt worden ist. Wie schon in Kapitel 1.1 erläutert, ist die Modellierung des IGCC-CCS-BK aufbauend auf vorhandenen Studien durchgeführt worden. Daher ist auch die Bestimmung der Stromgestehungskosten mit einigen Unsicherheiten behaftet. Bei der Betrachtung der Wirtschaftlichkeit der Oxyfuel-Technologie ist eine Unterteilung in die drei Systeme Dampfkraftwerk, LZA (Luftzerlegungsanlage) und GPU (Gas Processing Unit) sinnvoll. Die Kosten für den Dampfkraftprozess orientieren sich dabei am Basiskraftwerk und werden wegen der erhöhten Komplexität durch die Integration der Oxyfuel-Technologie mit einem Technologiefaktor von 1,05 erhöht [86]. Zusätzlich wird ein Betriebskostenaufschlag von 50 % berücksichtigt. In Anlehnung an [86] werden die Komponentenkosten für LZA und GPU über eine Kostendegressionsfunktion bestimmt, die sich auf charakteristische Massenströme bezieht. Die Berechnung der Stromgestehungskosten der unterschiedlichen Kraftwerkstypen wird für drei verschiedene Fälle durchgeführt, die sich hinsichtlich der angenommenen Volllaststunden (4000 VLS, 6000 VLS, 8000 VLS) unterscheiden. In Abbildung 31 sind die Ergebnisse der Berechnungen für alle Kraftwerke mit der jeweiligen CCS-Technologie für 6000 VLS dargestellt.

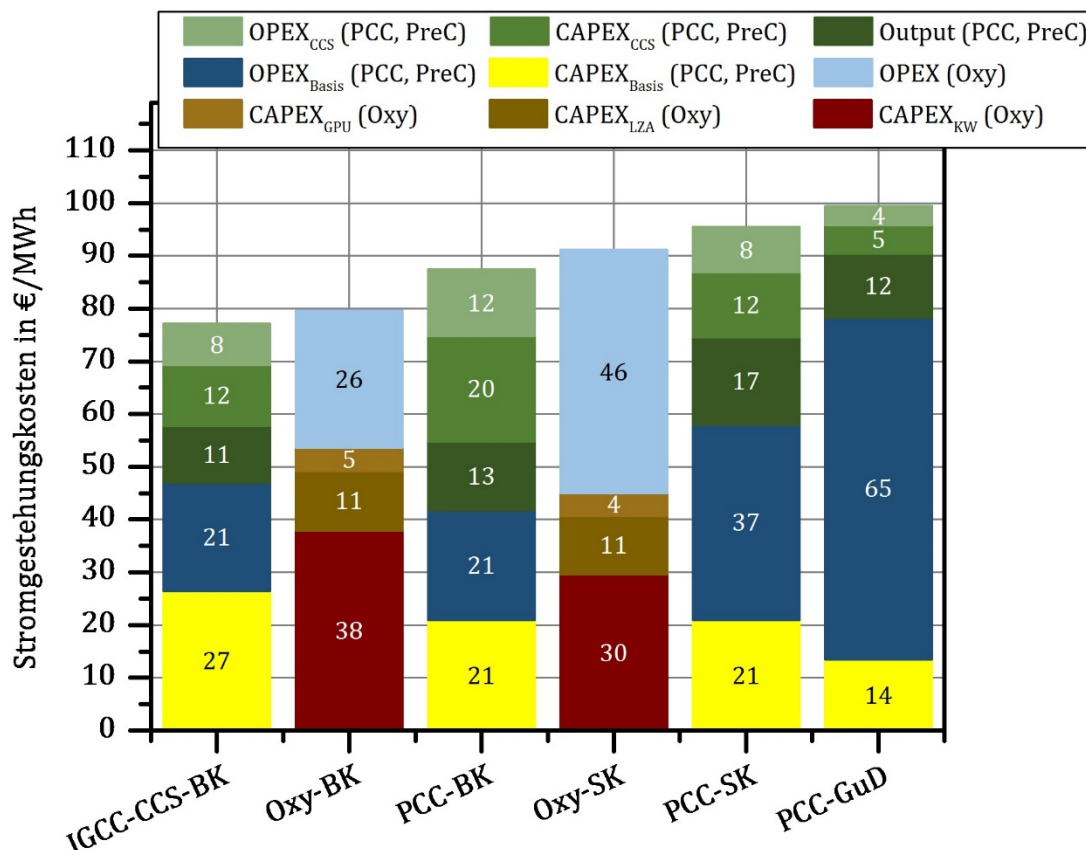


Abbildung 31: Stromgestehungskosten der einzelnen Kraftwerke mit entsprechender CCS-Technologie bei 6000 VLS

Aufgrund des unterschiedlichen Vorgehens bei der Berechnung unterscheiden sich die Einteilungen der Graphen zwischen den Kraftwerken mit Oxyfuel-Technologie und denen



mit PCC- oder PreC-Technologie. Für die Kraftwerke mit PCC- oder PreC-Technologie werden zunächst die Kosten für die CAPEX (gelb) und OPEX (dunkelblau) der Basiskraftwerke dargestellt. Die Kosten, die zusätzlich durch die Verwendung der CCS-Technologien entstehen, lassen sich unterteilen in: Kosten verursacht durch die verringerte Nettoleistung der Kraftwerke sowie die Kosten für Anlagenteile und Betrieb (alle drei Terme in unterschiedlichen Grüntönen dargestellt). Die Graphen der Kraftwerke mit Oxyfuel-Technologie lassen sich in CAPEX (Brauntöne) und OPEX (hellblau) unterteilen. Weiterhin lassen sich die CAPEX in die Kosten für die Kraftwerke (dunkelbraun), die LZA (braun) und die GPU (hellbraun) unterteilen. Es zeigt sich, dass das IGCC-CCS-BK die geringsten und das PCC-GUD die höchsten Stromgestehungskosten aufweist. Dabei ist jedoch zu beachten, dass die zusätzlichen Kosten durch die Integration der PCC-Technologie beim Gas- und Dampfkraftwerk insgesamt geringer als bei den fünf anderen Kraftwerken mit CCS-Technologien sind. Allerdings weist das PCC-GuD die höchsten OPEX des Basiskraftwerks auf, was vor allem an den hohen Erdgaspreisen liegt. Insgesamt zeigt sich eine deutliche Erhöhung der Stromgestehungskosten durch die Verwendung der verschiedenen CCS-Technologien (Vergleich zwischen Tabelle 11 und Abbildung 31). Die Stromgestehungskosten bei 6000 VLS werden als Grundlage für die Einsatzreihenfolge der Kraftwerke auf Basis der Merit-Order in Kapitel 1.1 verwendet.

In Abbildung 32 ist die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der Kraftwerke für das Ausgangsszenario enthalten.

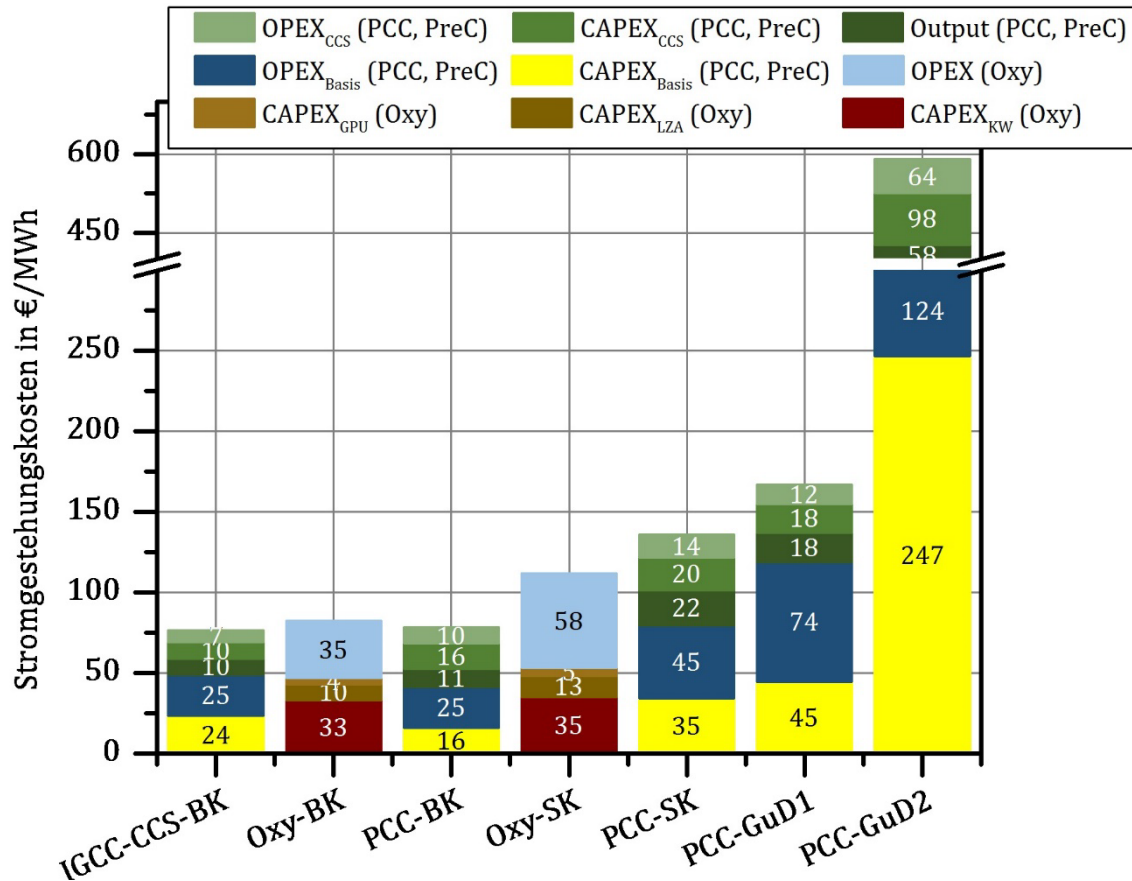


Abbildung 32: Stromgestehungskosten der einzelnen Kraftwerke mit entsprechender CCS-Technologie im Ausgangsszenario

Dafür wurden anstelle der 6000 VLS für jedes Kraftwerke, die berechneten VLS der einzelnen Kraftwerke des Ausgangsszenarios verwendet. Die Volllaststunden der Kraftwerke für das Ausgangsszenario sind in Tabelle 2 dargestellt.

Durch die Anpassung der betrachteten VLS an die tatsächliche Laufzeit der jeweiligen Kraftwerkstypen zeigt sich, dass die Stromgestehungskosten beim PCC-GuD2 am größten sind. Zu beachten ist, dass hier eine Unterteilung in die PCC-GUD1 und 2 nach Anzahl der VLS vorgenommen wurde. Zuvor wurden beide zusammen betrachtet, da sie sich nur bezüglich der VLS unterscheiden und diese in der vorangegangenen Betrachtung für alle Anlagen auf 6000 VLS festgelegt wurde. Die niedrigsten Stromgestehungskosten weist diesmal nicht das IGCC-CCS-BK auf, sondern aufgrund der höheren VLS das PCC-BK. Bei den Kraftwerken mit Oxyfuel-Technologie zeigen sich nur geringe Unterschiede zum Beispiel mit 6000 VLS, da die tatsächlichen Betriebszeiten der Kraftwerke in einer ähnlichen Größenordnung liegen. Zusammenfassend lässt sich festhalten, dass die Stromgestehungskosten mit abnehmender Anzahl an VLS zunehmen.

In Tabelle 12 sind die Stromgestehungskosten der einzelnen Kraftwerke für das Ausgangsszenario sowie für alle in Kapitel 1.1.1 betrachteten Szenarien aufgeführt. Die zur Berechnung angesetzten VLS sind in Tabelle 3 für die Szenarien „EE 45%“ und „EE 80%“ und in Tabelle A1.1 im Anhang für die Szenarien „Oxy\_96“ und „Keine BK“ enthalten.

**Tabelle 12: Stromgestehungskosten der Kraftwerke in den unterschiedlichen Szenarien**

	IGCC- CCS-BK	Oxy- BK	PCC- BK	Oxy- SK	PCC- SK	PCC- GuD1	PCC- GuD2
Ausgangsszenario	76	82	78	112	136	167	590
Szenario „EE 45%“	80	91	89	124	141	164	654
Szenario „EE 80%“	117	91	172	101	310	389	3176
Szenario „Oxy_96“	76	80	79	109	137	220	605
	Oxy-SK2	PCC- SK2	PCC- GuD3	Oxy- SK1	PCC- SK1	PCC- GuD1	PCC- GuD2
Szenario „Keine BK“	94	116	2906	95	90	132	265

## Industrie

Die Bestimmung der Investitions- und Betriebskosten der CCS-Technologien für die Industrieanlagen erfolgt prinzipiell analog zur Betrachtung der Stromgestehungskosten der Kraftwerke. Für die Industrieanlagen gilt im Gegensatz zu den Kraftwerken, dass kein einheitliches Produkt (Klinker, Rohstahl, verarbeitetes Rohöl) erzeugt wird. Produktgestehungskosten (für die Kraftwerke waren es die Stromgestehungskosten) werden daher nicht ermittelt. Für die Industrieanlagen werden die CAPEX und OPEX der CCS-Technologie und darauf aufbauend die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten bestimmt.

Für die Industrieanlagen mit PCC-Technologie werden wiederum als Basis die in [84] enthaltenen Komponentenkosten der PCC-Technologie über den CO<sub>2</sub>-Partialdruck im Abgas und den abzutrennenden CO<sub>2</sub>-Massenstrom auf die Industrieanlagen übertragen. Das Vorgehen entspricht somit dem bei den Kraftwerken mit PCC-Technologie verwendeten. Im Unterschied zu den Kraftwerken kommen bei den Industrieanlagen mit PCC-Technologie weitere Anlagenteile hinzu, da die für den Betrieb benötigte Prozesswärme zur Regeneration des Lösungsmittel nicht oder nur zu Teilen aus der konventionellen Industrieanlage entnommen werden kann. Außerdem ist zum Teil die Nachrüstung von Abgasreinigungsanlagen sowie bei der PCC-ER ein Abgassammelsystem nötig. Die OPEX werden ebenfalls wie bei den Kraftwerken berechnet. Es müssen jedoch weitere Brennstoffkosten für die zusätzlich benötigte Prozesswärme sowie den zusätzlichen elektrischen Bedarf betrachtet werden.

Für die einzige Industrieanlage mit Oxyfuel-Technologie, das Oxy-ZW, werden analog zu den Kraftwerken die erhöhten CAPEX für die Integration der Oxyfuel-Technologie in das Basiszementwerk sowie die CAPEX für die LZA und GPU bestimmt. Das Oxy-ZW weist ebenfalls einen zusätzlichen Strombedarf für die Abtrennung des CO<sub>2</sub> auf.

Für alle Industrieanlagen wird der zusätzliche Wärmebedarf durch einem mit erdgasbeheizten Brennwertkessel und der zusätzliche Strombedarf durch ein PCC-GuD gedeckt. Um die jeweiligen Kosten zu berechnen, werden die benötigte Erdgas- und Strommenge bestimmt. Für alle CCS-Anlagen der Industrieprozesse werden eine Abschreibungsdauer von 40 Jahren und ein Zinssatz von 8 % angenommen. Die für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen benötigten weiteren Randbedingungen sind Tabelle 13 zu entnehmen.

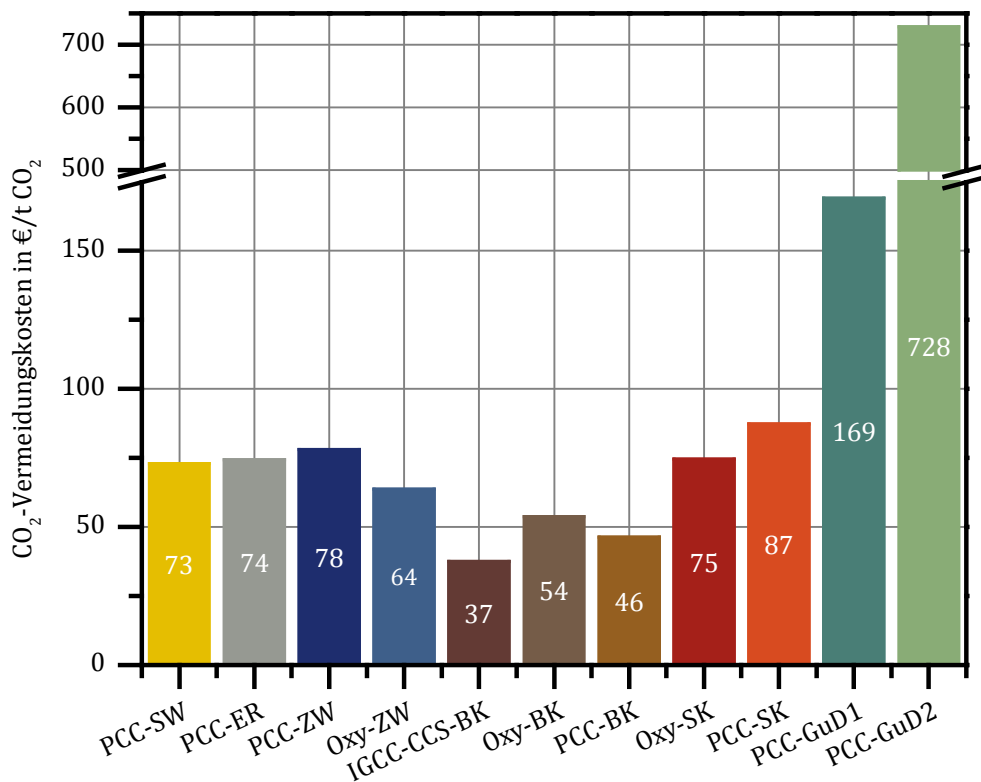
**Tabelle 13: Zusätzliche Randbedingungen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der Industrieanlagen.**

		PCC-ZW	PCC-SW	PCC-ER	Oxy-ZW
<b>Randbedingungen</b>					
Produktionsmenge	[t <sub>Produkt</sub> /d]	3000	6830	30000	3000
Laufzeit	[d/a]	320	366	366	320
Stromkosten	[€/MWh]		80		
Erdgaskosten	[€/m <sup>3</sup> ]		0,32		
<b>CCS-Wärmebedarf</b>					
Erdgasbedarf	[Mio. m <sup>3</sup> /a]	61	49	200	
Zusätzliches CO <sub>2</sub>	[t <sub>CO2</sub> /t <sub>Produkt</sub> ]	0,13	0,04	0,04	
<b>CCS-Strombedarf</b>					
Strombedarf	[MW/a]	78028	282260	208342	155463
Zusätzliches CO <sub>2</sub>	[t <sub>CO2</sub> /t <sub>Produkt</sub> ]	0,03	0,04	0,01	0,06

Das Stahlkraftwerk hat vor der Erweiterung durch die CCS-Anlage Strom erzeugt, in dem die heizwertreichen Abgase zur kombinierten Strom- und Wärmeerzeugung eingesetzt wurden. Aufgrund des gestiegenen Wärmebedarfs durch die Integration der PCC-Technologie werden die heizwertreichen Abgase ausschließlich zur Wärmeerzeugung verwendet. Der somit nicht mehr erzeugte Strom wird durch ein PCC-GuD bereitgestellt. Dadurch ergibt sich für das PCC-SW eine zusätzliche benötigte Strommenge von 1,34 Mio. MW/a.

## CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten

Um die Kosten sowohl von den Kraftwerken als auch von den Industrieanlagen vergleichend bewerten zu können, wurden die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten bestimmt. Die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten geben an, wie viel eine eingesparte Tonne an CO<sub>2</sub> kostet. Dazu wurden die zusätzlichen Kosten für die Abscheidung auf die abgeschiedene Menge CO<sub>2</sub> bezogen. Die Ergebnisse für die einzelnen Anlagen sind in Abbildung 33 dargestellt. Bei den Kraftwerken werden dabei die Volllaststunden des Ausgangsszenarios herangezogen.



**Abbildung 33: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten im Ausgangsszenario für die Kraftwerke und Industrieanlagen mit jeweiliger CCS-Technologie in €/t CO<sub>2</sub>**

Ein direkter Vergleich zwischen Kraftwerken und Industrieanlagen sollte jedoch immer vor den Hintergrund der unterschiedlichen VLS durchgeführt werden. Die Industrieanlagen werden mit Ausnahme einer sechswöchigen Unterbrechung für die Zementwerke immer in Volllast betrieben. Dagegen kommen die Kraftwerke nur auf die in Tabelle 2 aufgeführten VLS kommen. Darüber lassen sich auch die hohen Vermeidungskosten beim PCC-GUD2 erklären, da hier die niedrigsten VLS auftreten. Die in Abbildung 33 gezeigten CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten der Industrieanlagen gelten sowohl für das Ausgangsszenario als auch für alle in Kapitel 1.1.1 betrachteten Szenarienvariationen, da der Einsatz der Industrieanlagen nicht variiert wird.

In Tabelle 14 sind die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten der Kraftwerke in den unterschiedlichen Szenarien aufgeführt. Aufgrund der reduzierten Kraftwerksauslastung in den Szenarien „EE 45%“ und „EE 80%“ sowie der Kraftwerksparkänderung im Szenario „Keine BK“ und der damit einhergehenden Änderung der Volllaststunden gelten für die einzelnen Kraftwerke in den unterschiedlichen Szenarien jeweils andere CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten. Im Szenario „Oxy\_96“ sinken die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten der Kraftwerke mit Oxyfuel-Technologie, da der reduzierte elektrische Bedarf der LZA dem elektrischen Mehrbedarf der GPU überwiegt. Analog zu Abbildung 33 sind im Anhang entsprechende Abbildungen für die weiteren Szenarien enthalten.

**Tabelle 14: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten der Kraftwerke in den unterschiedlichen Szenarien**

CO <sub>2</sub> -Vermeidungskosten in €/t CO <sub>2</sub>	IGCC- CCS-BK	Oxy- BK	PCC- BK	Oxy- SK	PCC- SK	PCC- GuD1	PCC- GuD2
Ausgangsszenario	37	54	46	75	87	169	728
Szenario „EE 45%“	40	61	55	86	92	165	812
Szenario „EE 80%“	63	113	119	211	223	463	4145
Szenario „Oxy_96“	37	51	47	70	88	171	747
	Oxy-SK2	PCC- SK2	PCC- GuD3	Oxy- SK1	PCC- SK1	PCC- GuD1	PCC- GuD2
Szenario „Keine BK“	59	69	3264	60	51	123	299

Abschließend lässt sich festhalten, dass die bestimmten CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten weit über den angenommenen CO<sub>2</sub>-Zertifikatskosten von 6,50 €/t CO<sub>2</sub> liegen (Stand: Börse 2016). Eine Abscheidung ist damit bei keiner der betrachteten Anlagen wirtschaftlich sinnvoll, solange die Preise für das Emittieren von CO<sub>2</sub> nicht maßgeblich steigen. Erst ab CO<sub>2</sub>-Zertifikatskosten von 80 €/t CO<sub>2</sub> ist ein wirtschaftlicher Betrieb der CCS-Anlagen gegeben.

## 2.4.2 Kostenbetrachtung für den Schiffstransport

Die Kosten für den Schiffstransport werden in Anlehnung an die LCOE-Methode zur Bestimmung der Stromgestehungskosten eines Kraftwerks mit der Methode der *Levelized Costs of Transportation (LCoT)* berechnet. Die *LCoT* setzen sich aus den durch das eingesetzte Kapital entstehenden Kosten (capital expenditures, CAPEX) sowie den Betriebskosten (operating expenditures, OPEX) zusammen:

$$LCoT_{TOTEX} = LCoT_{CAPEX} + LCoT_{OPEX} \quad (2.6)$$

Die spezifischen Kapitalkosten  $LCoT_{CAPEX}$  ergeben sich aus der Annuität der Investitionskosten  $I_0$ , die über einen Zeitraum von  $n$  Jahren abgeschrieben und mit dem Zinssatz  $i$  verzinst werden, sowie der jährlich transportierten  $CO_2$ -Menge  $T_t$ :

$$LCoT_{CAPEX} = \frac{I_0 i (1 + i)^n}{((1 + i)^n - 1) T_t} \quad (2.7)$$

Für die folgenden Untersuchungen wird ein Zinssatz  $i$  von 8 % sowie eine Abschreibungsdauer von 20 Jahren angenommen. Die jährlich transportierte  $CO_2$ -Menge ergibt sich aus dem jeweils betrachteten Szenario. Es werden die in Abschnitt 2.2.7 vorgestellten Szenarien „1 Mt/a – Reines  $CO_2$ “, „2 Mt/a – Oxy98“ und „20 Mt/a – Cluster“ betrachtet.

Die Betriebskosten setzen sich aus den Wartungskosten  $M_t$ , den Kraftstoffkosten  $F_t$ , den Energiekosten  $E_t$  sowie den sonstigen Betriebskosten  $O_t$  zusammen. Auch sie werden auf die jährlich transportierte  $CO_2$ -Menge bezogen:

$$LCoT_{OPEX} = \frac{M_t + F_t + E_t + O_t}{T_t} \quad (2.8)$$

Die Investitions- und Betriebskosten werden separat für die einzelnen Komponenten der Transportkette – Verflüssigung, Onshore-Zwischenspeicherung, Beladung, Transport und Entladung/Injektion – bestimmt. Die jeweiligen Annahmen sind in Tabelle 15 aufgeführt.

**Tabelle 15: Annahmen für die Investitions- und Betriebskosten (CAPEX und OPEX) beim Schifftransport**

Komponente		Annahme	Quelle
Verflüssigung	CAPEX	$23 \cdot \left( \frac{P_{\text{th,verflüssigung}}}{10 \text{ MW}_{\text{th}}} \right)^{0,5} \text{ M€}$	Literaturdaten [5], Annahme von Kostendegression
	OPEX	80 % Kostenanteil Elektrizität an Gesamt-OPEX	Basierend auf Literaturdaten [68]
Onshore-Zw.speich..	CAPEX	1 M€/1000m <sup>3</sup>	[68]
	OPEX	5 %/a von CAPEX	[87]
Beladung	CAPEX	Kostenberechnung für Infrastruktur $\left( 0,6189 \cdot \left( \frac{M_{\text{trans}}}{\text{Mt CO}_2 / \text{a}} \right) + 5,4396 \right) \text{ M€}$	Regressionsfunkt. auf Basis von Lit.-Daten [67, 88, 89]
	OPEX	2 %/a von CAPEX	[87]
Schiff	CAPEX	Schiff $10,245 \cdot \left( \frac{M_{\text{schiff}}}{1000 \text{ t}} \right)^{0,4799} \text{ M€}$	[87]
		Aufbereitung durch Pumpen und Wärmeübertrager $2 \cdot \left( \frac{m_{\text{injektion}}}{350 \frac{\text{tCO}_2}{\text{h}}} \right)^{0,56} \cdot \left( \frac{p_{\text{speicher}}}{70 \text{ bar}} \right)^{0,56} \text{ M€}$	Für erhöhten Druck erweiterte Skalierungsfunkt. aus der Literatur [88]
	OPEX	Kraftstoffpreis	560 \$/tMGO [90]
		Kraftstoffverbrauch $(-6 \cdot 10^{-4} \cdot \ln(M_{\text{schiff}}/\text{t}) + 0.0081) \text{ t/d}$	Regressionsfunkt. auf Basis von Lit.-Daten [91, 92]
		Wartung und Instandhaltung $2,2 \cdot \left( \frac{M_{\text{schiff}}}{25000 \text{ t}} \right)^{0,35} \text{ M€}$	Regressionsfunkt. auf Basis von Lit.-Daten [91, 93]
		Hafengebühren	0,10 €/tCO <sub>2</sub> t [94]
		Unterer Heizwert Marine Gasöl H <sub>u,MGO</sub>	45 MJ/kg [95]
Injektion	CAPEX	Vertäuungs- und Entladungssystem Offshore-Zwischenspeicher $30 \cdot \left( \frac{m_{\text{injektion}}}{1200 \frac{\text{tCO}_2}{\text{h}}} \right)^{0,29} \text{ M€}$ Wie CAPEX Schiff	[88, 89]
	OPEX	5 % von CAPEX pro Jahr	[87]

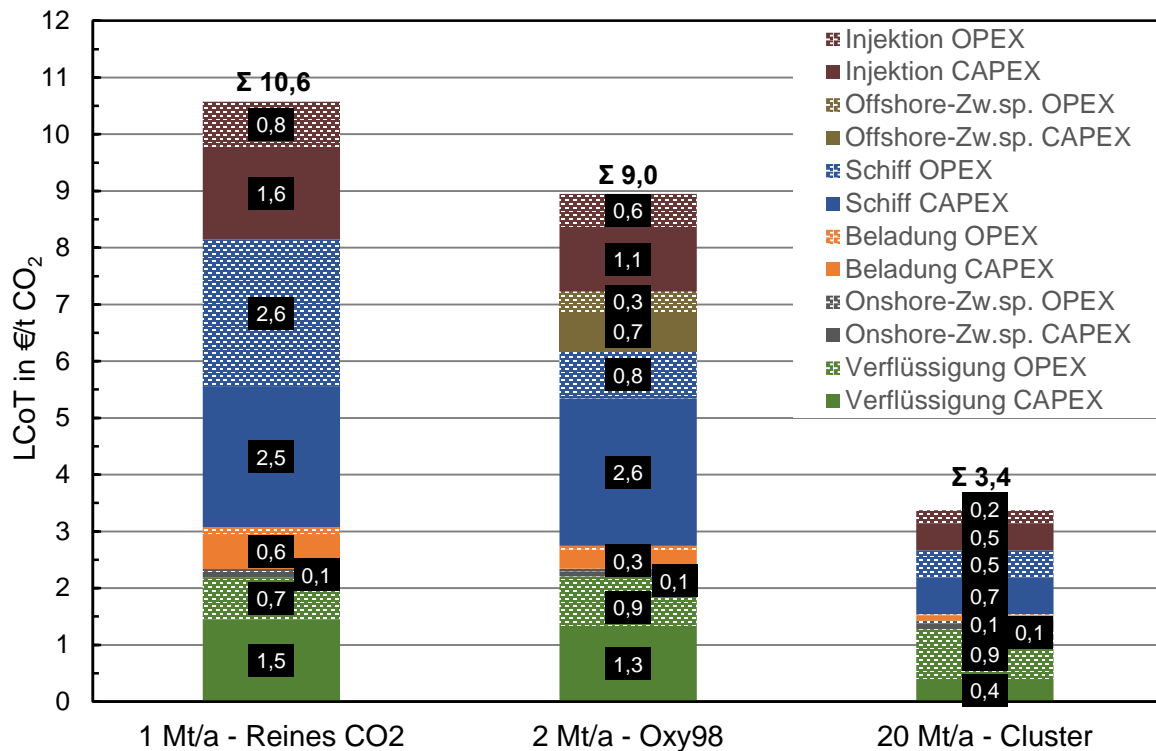
Für die Verflüssigung werden spezifische Investitionskosten von 23 Mio. € für 10 MW<sub>th</sub> [5] angenommen und eine Kostendegression unterstellt. Für die Bestimmung der Stromkosten wird ein Strompreis von 0,08 €/kWh angesetzt. Die Kosten für Wartung und Instandhaltung werden unter der Annahme bestimmt, dass 80 % der Gesamtbetriebskosten auf den Stromverbrauch zurückzuführen sind. Für den Onshore-Zwischenspeicher werden spezifische Investitionskosten von 1 Mio. € pro 1000m<sup>3</sup> angenommen [68]. Die jährlichen Betriebskosten der Zwischenspeicherung betragen 5 % der Investitionssumme [87]. Für die Investitionskosten der Beladungsinfrastruktur wurde basierend auf Literaturdaten [88, 89, 96] eine Regressionsfunktion erstellt. Für die Betriebskosten wird ein prozentualer Anteil von 2 % des CAPEX angenommen [87].



Für die Investitionskosten der Schiffe wird eine Regressionsfunktion aus der Literatur verwendet [87]. Zusätzliche Kosten ergeben sich durch die an Bord benötigten Pumpen und Wärmeüberträger zur Entladung bzw. Injektion des CO<sub>2</sub>, die ebenfalls durch eine Kostenfunktion aus der Literatur bestimmt werden [88]. Die Betriebskosten setzen sich aus den Kosten für Kraftstoff, Wartung und Instandhaltung sowie den Hafengebühren zusammen. Die benötigte Kraftstoffmenge setzt sich aus dem Treibstoffverbrauch für den Betrieb der Schiffe, der aus einer Regressionsfunktion mit Literaturdaten [91, 92] abgeschätzt wird, sowie dem Treibstoffverbrauch zur Stromerzeugung für die Pumpen zusammen. Als Kraftstoff wird Marinedieselöl angenommen und dessen Handelspreis mit Hilfe eines Umrechnungskurses von 0,844 €/€ in Euro umgerechnet. Die Kosten für Wartung und Instandhaltung werden nach einer Kostenfunktion aus der Literatur in Abhängigkeit von der Schiffsgröße bestimmt [91, 93]. Die jährlichen Ausgaben für die Hafengebühren orientieren sich an den Hafengebühren für Chemikalientankschiffe im Hafen von Brunsbüttel [94].

Als Kapitalkosten für die Injektion werden Investitions- und Betriebskosten für ein STL-System (submerged turret loading) zur Vertäuung und Offshoreentladung berücksichtigt. Die Investitionskosten werden auf Grundlage von Literaturdaten berechnet [88, 89]. Die Betriebskosten dieser Einrichtungen werden mit jährlich 5 % des CAPEX abgeschätzt [87]. Im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ wird ein Offshore-Zwischenspeicher verwendet. Die Investitionskosten werden analog zu den Schiffen mit der Kostenfunktion aus der Literatur berechnet [87]. Für die Betriebskosten wird von einem prozentualen Anteil von 2 % des CAPEX ausgegangen [87].

Abbildung 34 zeigt die spezifischen Transportkosten (LCoT) bei einer Transportdistanz von 100 km. Die Kosten der einzelnen Prozessabschnitte sind dabei in Kapital- und Betriebskosten unterteilt, wobei die CAPEX als ganzfarbige Anteile und die OPEX als Farbgrün dargestellt sind. Es werden die drei in Abschnitt 2.2.7 eingeführten Szenarien „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“, „2 Mt/a – Oxy98“ und „20 Mt/a - Cluster“ dargestellt. Beim Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ ergeben sich spezifische Transport- und Aufbereitungskosten von 10,6 €/tCO<sub>2</sub>. Das Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ führt zu spezifischen Kosten von 9,0 €/tCO<sub>2</sub>, während beim Szenario „20 Mt/a – Cluster“ Kosten von 3,4 € pro transportierter Tonne CO<sub>2</sub> anfallen. Die Gesamtkosten pro Jahr betragen damit je nach Szenario zwischen 11,0 Mio. € und 68 Mio. €.



**Abbildung 34: Spezifische Transportkosten (LCoT) für den Schifftransport für die in Abschnitt 2.2.7 vorgestellten Szenarien (Transportstrecke von 100 km)**

Abbildung 34 zeigt, dass mit steigender transportierter CO<sub>2</sub>-Menge für die betrachteten Szenarien deutliche Skalierungseffekte auftreten. So sind die spezifischen Gesamtkosten beim Szenario „20 Mt/a – Cluster“ ca. 68 % geringer als im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“. Im Gegensatz dazu sind die spezifischen Kosten im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ nur etwa 15 % geringer als im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“. Die Skalierungseffekte werden teilweise dadurch kompensiert, dass die Schiffs-Transportkette für den Vollastmassenstrom der vorgeschalteten Pipeline ausgelegt wird während die spezifischen CAPEX auf die tatsächlich transportierte CO<sub>2</sub>-Menge bezogen werden. Dadurch ergibt sich eine deutlich niedrigere jährliche Auslastung der Transportkapazität. So ist der Auslegungsmassenstrom im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ etwa 3,2-mal so groß wie im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ während die transportierte CO<sub>2</sub>-Menge im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ nur etwa 2-mal so groß ist. Dadurch ergibt sich eine Auslastung von  $2,0/3,2 = 62,5\%$  im Vergleich zu 100 % im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“. Die bei einer Erhöhung des Auslegungsmassenstroms auftretenden Skalierungseffekte werden daher durch die deutlich niedrigere jährliche Auslastung der Transportkapazität teilweise zunichte gemacht. Beim Szenario „20 Mt/a – Cluster“ ergibt sich durch die ca. 28-fache Auslegungskapazität in Bezug auf das Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ ein deutlich stärkerer Skalierungseffekt für die spezifischen CAPEX. Außerdem wird durch die Zusammenschaltung mehrerer Emittenten zu einem Cluster im Durchschnitt eine höhere jährliche Auslastung erreicht ( $19,8/28,4 = 70\%$ ). Daher ergeben sich für alle Komponenten der Transportkette deutlich geringere spezifische CAPEX.

Die Betriebskosten lassen sich im Wesentlichen auf Stromkosten (Verflüssigung) sowie Treibstoffkosten (Schiffstransport und Injektion) zurückführen. Bei der Verflüssigung treten nur geringe Unterschiede zwischen den Szenarien in Bezug auf den spezifischen Strombedarf (vgl. Ergebnisse in Abschnitt 2.2.8) und damit auch in Bezug auf die Betriebskosten auf. Im Gegensatz dazu gibt es erheblich größere Unterschiede zwischen den drei Szenarien in Bezug auf die spezifischen Betriebskosten für den Schiffstransport. So betragen die spezifischen Betriebskosten im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ mit ca. 0,8 €/t CO<sub>2</sub> nur etwa ein Drittel der Betriebskosten im Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“. Diese Unterschiede lassen sich auf die deutlichen Skalierungseffekte beim spezifischen Kraftstoffverbrauch zurückführen (vgl. Tabelle 4). Ewas geringer sind die Skalierungseffekte bei den Betriebskosten für die Injektion, die sich beim Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ um etwa 25 % und beim Szenario „20 Mt/a – Cluster“ um etwa 75 % gegenüber dem Szenario „1 Mt/a – Reines CO<sub>2</sub>“ verringern.

Im Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ wird ein Offshore-Zwischenspeicher verwendet, dessen Investitionskosten ca. 0,7 €/t CO<sub>2</sub> betragen. Diese Kosten entsprechen den Kosten für ein weiteres (also drittes) Schiff. Ohne Offshore-Zwischenspeicher müssten die beiden vorhandenen Schiffskapazitäten erhöht werden. Um zu beurteilen, ob die Installation eines Offshore-Zwischenspeichers ökonomisch sinnvoll ist, wird das Szenario „2 Mt/a – Oxy98“ mit einem Szenario ohne Offshore-Zwischenspeicher verglichen. Abbildung 35 zeigt die LCoT für diese beiden Szenarien. Es ist erkennbar, dass die LCoT ohne Offshore-Zwischenspeicher ca. 1,3 €/t CO<sub>2</sub> kleiner sind. Das liegt daran, dass bei einer Erhöhung der Schiffskapazität deutliche Skalierungseffekte auftreten, während die Dimensionierung der Verflüssigung und der Injektion und damit die aus ihnen resultierenden Kosten unverändert bleiben. Die Ergebnisse in Abbildung 35 zeigen, dass die Nutzung eines Offshore-Zwischenspeichers unter den in dieser Arbeit getroffenen Annahmen unwirtschaftlich ist.

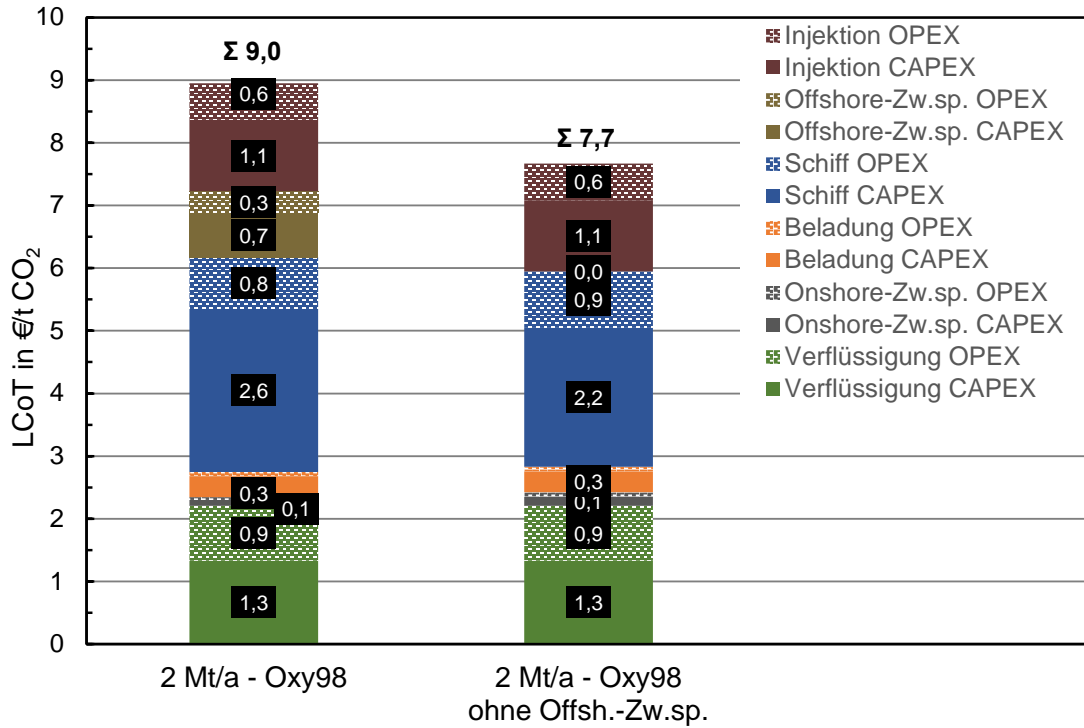


Abbildung 35: Spezifische Transportkosten (LCoT) des Szenarios „2 Mt/a - Oxy98“ im Vergleich zu einem fiktiven Szenario ohne Offshore-Zwischenspeicher

## Literaturverzeichnis

- [1] J. Rogelj, G. Luderer, R.C. Pietzcker, E. Kriegler, M. Schaeffer, V. Krey and K. Riahi, *Energy System Transformations for Limiting End-of-Century Warming to below 1.5 °C*, *Nature Climate Change*, vol. 5, 2015, pp. 519–527.
- [2] BMUB, *Klimaagenda 2020: Der Umbau der Industriegesellschaft*, Berlin: Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz, Bau und Reaktorsicherheit, 2007.
- [3] Bundesregierung, *Das Integrierte Energie- und Klimaprogramm der Bundesregierung*, Berlin: 2007.
- [4] A. Engebø and N. Ahmed, “Det Norske Veritas - Report Activity 5: CO<sub>2</sub> Transport”, 2012.
- [5] L.E. Øi, N. Eldrup, U. Adhikari, M.H. Bentsen, J.L. Badalge and S. Yang, “Simulation and Cost Comparison of CO<sub>2</sub> Liquefaction”, *Energy Procedia*, vol. 86, 2016, pp. 500–510.
- [6] A. Alabdulkarem, Y. Hwang and R. Radermacher, “Development of CO<sub>2</sub> liquefaction cycles for CO<sub>2</sub> sequestration”, *Applied Thermal Engineering*, vol. 33, 2012, pp. 144–156.
- [7] A. Aspelund, M. Mølnvik and G. De Koeijer, “Ship Transport of CO<sub>2</sub> Technical Solutions and Analysis of Costs, Energy Utilization, Exergy Efficiency and CO<sub>2</sub> Emissions”, *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 84, 2006, pp. 847–855.
- [8] M. Barrio, A. Aspelund, T. Weydahl, T. Sandvik, L. Wongraven, H. Krogstad, R. Henningsen, M. Mølnvik and S. Eide, “Ship-based transport of CO<sub>2</sub>”, *7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-7)*, 2005.
- [9] U. Lee, Y. Lim, S. Lee, J. Jung and C. Han, “CO<sub>2</sub> storage terminal for ship transportation”, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 51, 2011, pp. 389–397.
- [10] D. Stolten and V. Scherer, “Efficient carbon capture for coal power plants”, 2011.
- [11] B.-Y. Yoo, D.-K. Choi, H.-J. Kim, Y.-S. Moon, H.-S. Na and S.-G. Lee, “Development of CO<sub>2</sub> terminal and CO<sub>2</sub> carrier for future commercialized CCS market”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 12, 2013, pp. 323–332.
- [12] A. Aspelund and K. Jordal, “Gas conditioning—The interface between CO<sub>2</sub> capture and transport”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 1, 2007, pp. 343–354.
- [13] A. Aspelund, T. Sandvik, H. Krogstad and G. De Koeijer, “Liquefaction of captured CO<sub>2</sub> for ship-based transport”, *Proceedings of the 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*, 2005, pp. 2545–2549.
- [14] S. Decarre, J. Berthiaud, N. Butin and J.-L. Guillaume-Combecave, “CO<sub>2</sub> maritime transportation”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 4, 2010, pp. 857–864.
- [15] U. Lee, S. Yang, Y.S. Jeong, Y. Lim, C.S. Lee and C. Han, “Carbon dioxide liquefaction process for ship transportation”, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 51, 2012, pp. 15122–15131.
- [16] A. Aspelund, T. Weydahl, T. Sandvik, H. Krogstad, L. Wongraven, R. Henningsen, J. Fivelstad, N. Oma and T. Hilden, “Offshore unloading of semipressurized CO<sub>2</sub> to an oilfield”, *Proceedings of the 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control (GHGT-7), Vancouver, Canada*, 2005, pp. 2551-2554.
- [17] P. Brownsort, “Ship transport of CO<sub>2</sub> for Enhanced Oil Recovery – Literature Survey”, *Scottish Carbon Capture & Storage*, 2015.

- [18] R. A. Kajiyama Omata, "Preliminary Feasibility Study on CO<sub>2</sub> Carrier for Ship-based CCS", *Global CCS Institute*, 2011.
- [19] B.-Y. Yoo, S.-G. Lee, K. Rhee, H.-S. Na and J.-M. Park, "New CCS system integration with CO<sub>2</sub> carrier and liquefaction process", *Energy Procedia*, vol. 4, 2011, pp. 2308–2314.
- [20] H. You, Y. Seo, C. Huh and D. Chang, "Performance Analysis of Cold Energy Recovery from CO<sub>2</sub> Injection in Ship-Based Carbon Capture and Storage (CCS)", *Energies*, vol. 7, 2014, pp. 7266–7281.
- [21] E. Krogh, R. Nilsen and R. Henningsen, "Liquefied CO<sub>2</sub> injection modelling", *Energy Procedia*, vol. 23, 2012, pp. 527–555.
- [22] M. Ozaki, T. Ohsumi and R. Kajiyama, "Ship-based offshore CCS featuring CO<sub>2</sub> shuttle ships equipped with injection facilities", *Energy Procedia*, vol. 37, 2013, pp. 3184–3190.
- [23] F. Neele, R. de Kler, M. Nienoord, P. Brownsort, J. Koornneef, S. Belfroid, L. Peters, A. van Wijhe and D. Loeve, "CO<sub>2</sub> transport by ship: the way forward in Europe", *Energy Procedia*, vol. 114, 2017, pp. 6824–6834.
- [24] M. Fishedick, K. Görner and M. Thomeczek, *CO<sub>2</sub>: Abtrennung, Speicherung, Nutzung*, Heidelberg: Springer-Verlag, 2015.
- [25] DEHSt, *Treibhausgasemissionen 2016*, Deutsche Emissionshandelsstelle, 2017.
- [26] M. Abu-Zahra, Z. Abbas, P. Singh and P. Feron, *Carbon Dioxide Post-Combustion Capture Solvent Technologies Overview, Status and Future Directions*, Newcastle: 2013.
- [27] M. Hoeven, *Technology Roadmap Carbon Capture and Storage*, Paris: International Energy Agency, 2013.
- [28] Global-CCS-Institute, "Global CCS Institute website <http://www.globalccsinstitute.com/>", 2016.
- [29] A. Oosterkamp and J. Ramsen, *State-of-the-art overview of CO<sub>2</sub> pipeline transport with relevance to offshore pipelines*, Polytech Report No: POL-O-2007-138-A, 2008.
- [30] B. Metz, O. Davidson, H. Coninck, M. Loos and L. Meyer, *IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage*, Cambridge: 2005.
- [31] A. Kather, B. Paschke and S. Kownatzki, *COORAL, CO<sub>2</sub>-Reinheit für Abscheidung und Lagerung*, Hamburg: TUHH, 2013, DOI: <https://doi.org/10.2314/GBV:773445129>.
- [32] M. Halseid, A. Dugstad and B. Morland, *Corrosion and bulk phase reactions in CO<sub>2</sub> transport pipelines with impurities: review of recent published studies*, *Energy Procedia*, Elsevier, 2014.
- [33] S. Brown, S. Martynov and H. Mahgerefteh, *CO<sub>2</sub>-Quest: Techno-economic assessment of CO<sub>2</sub> quality effect on its storage and transport*, Austin: 2014.
- [34] S.-L. Kahlke, *CO<sub>2</sub>-Abtrennung in Kraftwerks- und Industrieanlagen und Transport des CO<sub>2</sub> in einem gemeinsamen Pipelinesystem*, Dissertation, Technische Universität Hamburg, Cuvillier Verlag Göttingen, 2018.
- [35] VGB-PowerTech, *Konzeptstudie Referenzkraftwerk Nordrhein-Westfalen*, VGB PowerTech Service GmbH, 2004.
- [36] S. Ehlers, J. Hitzweibel and A. Kather, *GuD-Poxy: CO<sub>2</sub>-Abtrennung in GuD-Kraftwerksprozessen mit Post-Combustion und Oxyfuel*, Hamburg: TUHH, 2017, DOI: <https://doi.org/10.2314/GBV:898472768>.
- [37] H. Breuer, *Boxberg R - Konzept der Vattenfall Europe Generation AG & Co. KG für einen neuen Braunkohlekraftwerksblock in der Lausitz*, Dresden: 2005.
- [38] Umweltbundesamt, *Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken in der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie*, Dessau: Umweltbundesamt, 2010.

- [39] Umweltbundesamt, *BVT-Merkblatt über beste verfügbare Techniken für Mineralöl- und Gasraffinerien*, Dessau: Umweltbundesamt, 2003.
- [40] Umweltbundesamt, *BVT der Eisen und Stahlerzeugung*, Dessau: Umweltbundesamt, 2012.
- [41] European Energy Exchange AG, "eex-transparency, URL: <https://www.eex-transparency.com/>, 07.04.2016".
- [42] entsoe, *Actual Generation per Production Type*, European Network of Transmission System Operators for Electricity, 2016.
- [43] R. Stanger, T. Wall, R. Spörl, M. Paneru, S. Grathwohl, M. Weidmann, G. Scheffknecht, D. McDonald, K. Myöhänen, J. Ritvanen, S. Rahiala, T. Hyppänen, J. Mletzko, A. Kather and S. Santos, *Oxyfuel combustion for CO<sub>2</sub> capture in power plants*, International Journal of Greenhouse Gas Control, 2015.
- [44] BMWi, *Die Energie der Zukunft*, Bundesministerium für Wirtschaft und Energie, 2015.
- [45] J. Schmid, A. Hauer, D. Schmidt, M. Schmidt, F. Staiß, G. Stadermann, M. Sterner and G. Stryi-Hipp, *Energiekonzept 2050*, ForschungVerbund Erneuerbare Energien, 2010.
- [46] A. Kuhlmann, "Entwicklung eines CO<sub>2</sub>-Bilanzierungssystems für die Emittenten eines CO<sub>2</sub>-Clusters (Projektarbeit)", 2017.
- [47] Amtsblatt der Europäischen Union, "Verordnung (EU) Nr. 601/2012 der Kommission über die Überwachung von und die Berichterstattung über Treibhausgasemissionen gemäß der Richtlinie 2003/87/EG des Europäischen Parlaments und des Rates", 2012.
- [48] Deutsche Emissionshandelsstelle (DEHSt), "Leitfaden zur Erstellung von Überwachungsplänen und Emissionsberichten für stationäre Anlagen in der 3. Handelsperiode (2013-2020)", 2016.
- [49] TÜV/SÜD Industrie Service, "Validation and quality assurance of methods for the substance flow analysis for large carbon dioxide loads from CO<sub>2</sub> separation in CCS power stations", 2013.
- [50] Endress+Hauser, "Deltatop DP61D, DP62D, DP63D - Differenzdruck-Durchflussmessung mit Staudrucksonden", 2016.
- [51] Endress+Hauser, "Deltatop Universelle Differenzdruck-Durchfluss-Messsysteme", 2016.
- [52] Endress+Hauser, "Ultraschall-Durchflussmessung für alle Industrien," 2017. Web: <https://www.de.endress.com/de/messgeraete-fuer-die-prozesstechnik/Durchflussmessung-Produkt%C3%BCbersicht/Ultra-schall-Durchflussmessung>. [Zugriff am 19.09.2017]", 2017.
- [53] KROHNE, "OPTISONIC 6300 Ultraschall Clamp-On Durchflussmessgerät", 2009.
- [54] Endress+Hauser, "Proline Promass X 300 Coriolis-Durchflussmessgerät", 2016.
- [55] Siemens Industry Automation, "CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus der Perspektive der Analysetechnik", 2012.
- [56] T. Eick, A. Magi, O. Sausemuth, S. Biermann and P. Sachse, "High Temperature NDIR Gas Measurement Module", 2009.
- [57] SmartGas Mikrosensorik, "Technische Daten smartMODUL PREMIUM 2", 2015.
- [58] Dr. Födisch Umweltmesstechnik AG, "MCA 14 Produktinformation", 2016.
- [59] Siemens AG, "Process Analytical Instruments Catalog", 2016.
- [60] Ansyco, "GASMET CEMS II Eigenschaften", 2016.
- [61] Siemens AG, "Kontinuierliche Gasanalysengeräte, in-situ", 2016.

- [62] D. Surek, *Handbuch Maschinenbau - Grundlagen und Anwendungen der Maschinenbau-Technik*, Vieweg+Teubner Verlag, 2017.
- [63] B. Eckert and E. Schnell, *Axial- und Radialkompressoren*, Springer-Verlag, 1980.
- [64] F. Engel, "Development of a Ship-Based CO<sub>2</sub> Transport Chain (submitted)", 2018.
- [65] C. Han, U. Zahid, J. An, K. Kim and C. Kim, "CO<sub>2</sub> transport: design considerations and project outlook", *Current Opinion in Chemical Engineering*, vol. 10, 2015, pp. 42–48.
- [66] P. Seevam, J. Race and M. Downie, "Infrastructure and pipeline technology for carbon dioxide transport", *Developments and Innovation in Carbon Dioxide (CO<sub>2</sub>) Capture and Storage Technology: Carbon Dioxide (CO<sub>2</sub>) capture, transport and industrial applications*, Elsevier, 2010.
- [67] B. Walter, "Ship transport of CO<sub>2</sub>", *IEA*, 2004.
- [68] Zero emissions platform, *The costs of CO<sub>2</sub> transport*, 2011.
- [69] F. Neele, H.A. Haugen and R. Skagestad, "Ship transport of CO<sub>2</sub>-breaking the CO<sub>2</sub>-EOR deadlock", *Energy Procedia*, vol. 63, 2014, pp. 2638–2644.
- [70] M. Ozaki and T. Ohsumi, "CCS from multiple sources to offshore storage site complex via ship transport", *Energy Procedia*, vol. 4, 2011, pp. 2992–2999.
- [71] CICERO, "Carbon Capture and Storage (CCS) in a Nordic perspective", *Nordic Council of Ministers*, 2007.
- [72] L. Kujanpää, J. Rauramo and A. Arasto, "Cross-border CO<sub>2</sub> infrastructure options for a CCS demonstration in Finland", *Energy Procedia*, vol. 4, 2011, pp. 2425–2431.
- [73] Ø. Vesterdal, A. Hovland, A. Martinsen, T. Solvin and S. Sole, "Carbon Chain Gas Carrier", *Norwegian University of Science and Technology*, 2009.
- [74] T.N. Vermeulen, "Knowledge Sharing Report – CO<sub>2</sub> Liquid Logistics Shipping Concept (Ilsc) Overall Supply Chain Optimization", *Tebodin Netherlands*, 2011.
- [75] DNV, "Rules for the classification of ships - Liquefied Gas Carriers", 2013.
- [76] F. Engel and A. Kather, "Improvements on the liquefaction of a pipeline CO<sub>2</sub> stream for ship transport", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 72, 2018, pp. 214–221.
- [77] G. Lorentzen, "Ammonia: an excellent alternative", *International journal of refrigeration*, vol. 11, 1988, pp. 248–252.
- [78] J. Cosner, "Improving rotary screw compressor performance using variable speed drives", 2009.
- [79] B. Chu, D. Chang and H. Chung, "Optimum liquefaction fraction for boil-off gas reliquefaction system of semi-pressurized liquid CO<sub>2</sub> carriers based on economic evaluation", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 10, 2012, pp. 46–55.
- [80] H. Groscurth and S. Bode, *Anreize für Investitionen in konventionelle Kraftwerke - Reformbedarf im liberalisierten Strommarkt*, Institut für Energie- und Klimapolitik, 2009.
- [81] M. Blesl, S. Wissel and U. Fahl, *Stromerzeugung 2030 - mit welchen Kosten ist zu rechnen?*, 2012.
- [82] J. Blank, *Die Kostenstruktur der Stromerzeugung in Deutschland*, Technische Universität Kaiserslautern, 2015.
- [83] D. Dürr, *Carbon Capture and Storage*, Inagendo, 2009.
- [84] A. Kather, S. Linnenberg and J. Oexmann, *POSEIDON, Post-Combustion CO<sub>2</sub>-Abtrennung: Evaluierung der Integration, Dynamik und Optimierung nachgeschalteter Rauchgaswäschen*, Hamburg: TUHH, 2011, [https://www.tib.eu/de/suchen/download/?tx\\_tibsearch\\_search%5Bdocid%5D=TI](https://www.tib.eu/de/suchen/download/?tx_tibsearch_search%5Bdocid%5D=TI)



- BKAT%3A664121233&cHash=4ebddc6969e0cc5e8c17f6d8dd492dfe#download-mark.
- [85] M. Peters, K. Timmerhaus and E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 2003.
- [86] G. Claas, M. Weng and A. Kather, *Weiterentwicklung und Untersuchung des Oxyfuel-Prozesses mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung auf Realisierbarkeit und Wirtschaftlichkeit*, Hamburg, 2013, DOI: <https://doi.org/10.2314/GBV:785810692>.
- [87] M. Knoope, A. Ramirez and A. Faaij, "Investing in CO<sub>2</sub> transport infrastructure under uncertainty: A comparison between ships and pipelines", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 41, 2015, pp. 174–193.
- [88] S. Apeland, S. Belfroid, S. Santen, C. Hustad, M. Tettero and K. Klein, "Towards a transport infrastructure for large-scale CCS in Europe. Kårstø offshore CO<sub>2</sub> pipeline design", *CO<sub>2</sub> Europipe D4. 3.1*, 2011, pp. 1–95.
- [89] R. Skagestad, N. Eldrup, H. Hansen, S. Belfroid, A. Mathisen, A. Lach and H. Haugen, "Ship transport of CO<sub>2</sub>-status and technology gaps", *Tel-Tek report*, 2014.
- [90] Marine gas oil, Schwefelgehalt 0,1%, "URL: <https://shipandbunker.com/prices/emea> für Hamburg (08.11.2017)", 2017.
- [91] S. Roussanaly, A.L. Brunsvold and E.S. Hognes, "Benchmarking of CO<sub>2</sub> transport technologies: Part II–Offshore pipeline and shipping to an offshore site", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 28, 2014, pp. 283–299.
- [92] Ø. Endresen, E. Sjørgård, H.L. Behrens, P.O. Brett and I.S. Isaksen, "A historical reconstruction of ships' fuel consumption and emissions", *Journal of Geophysical Research: Atmospheres*, vol. 112, 2007.
- [93] S. Roussanaly, G. Bureau-Cauchois and J. Husebye, "Costs benchmark of CO<sub>2</sub> transport technologies for a group of various size industries", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 12, 2013, pp. 341–350.
- [94] Brunsbüttel ports, "Hafenabgaben in den Häfen Brunsbüttel, URL: [http://www.brunsbuettel-ports.de/tl\\_files/brunsbuettel\\_ports/upload\\_brunsbuettel\\_ports/download\\_dateien/Hafenabgaben\\_Brunsbuettel\\_01%2001%202017.pdf](http://www.brunsbuettel-ports.de/tl_files/brunsbuettel_ports/upload_brunsbuettel_ports/download_dateien/Hafenabgaben_Brunsbuettel_01%2001%202017.pdf) (Zugriff: 03.05.2018)", 2018.
- [95] DNV GL Maritime Academy, "Fuels and Fuel Converters, URL: [https://www.ntnu.edu/documents/20587845/1266707380/01\\_Fuels.pdf/1073c862-2354-4ccf-9732-0906380f601e](https://www.ntnu.edu/documents/20587845/1266707380/01_Fuels.pdf/1073c862-2354-4ccf-9732-0906380f601e) (04.05.2018)", 2018.
- [96] R. Doctor and A. Palmer, "Transport of CO<sub>2</sub>", *Prepared by working group III of the intergovernmental panel on climate change Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge, UK*, 2005.

## Anhang

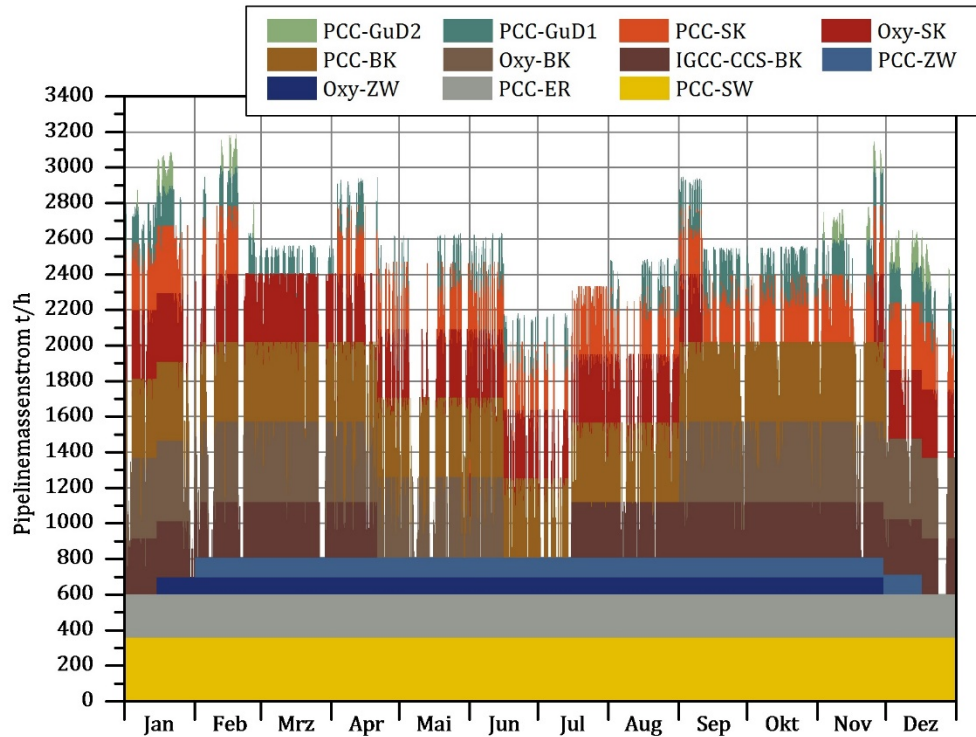


Abbildung A1.1: Jahresverlauf des Pipelinemassenstroms für das Szenario „EE 45%“

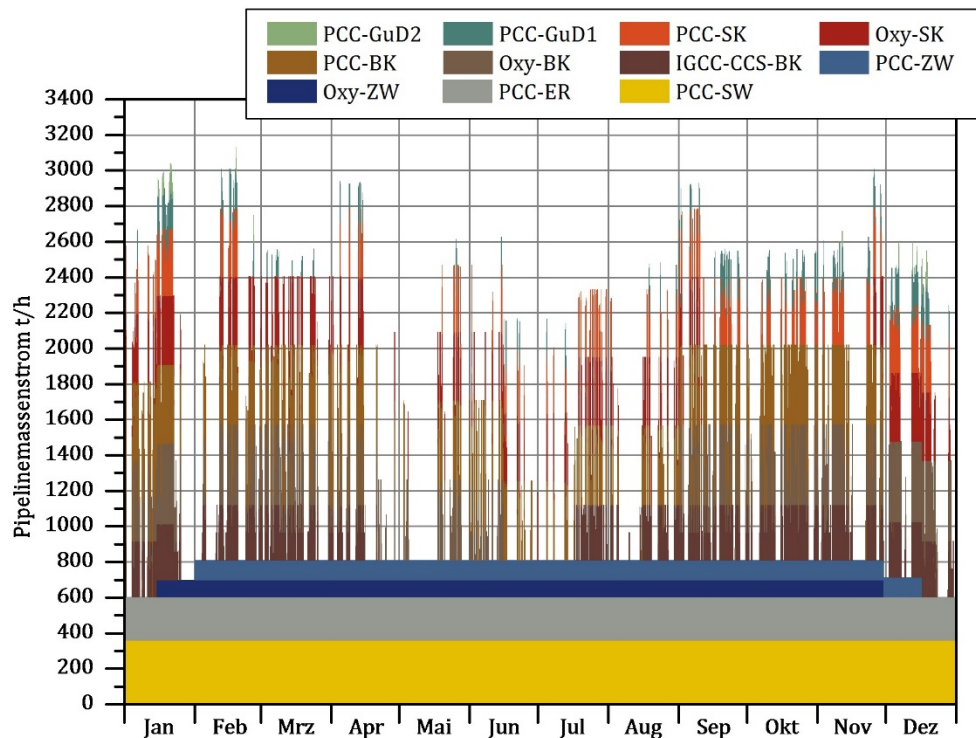


Abbildung A1.2: Jahresverlauf des Pipelinemassenstroms für das Szenario „EE 80%“

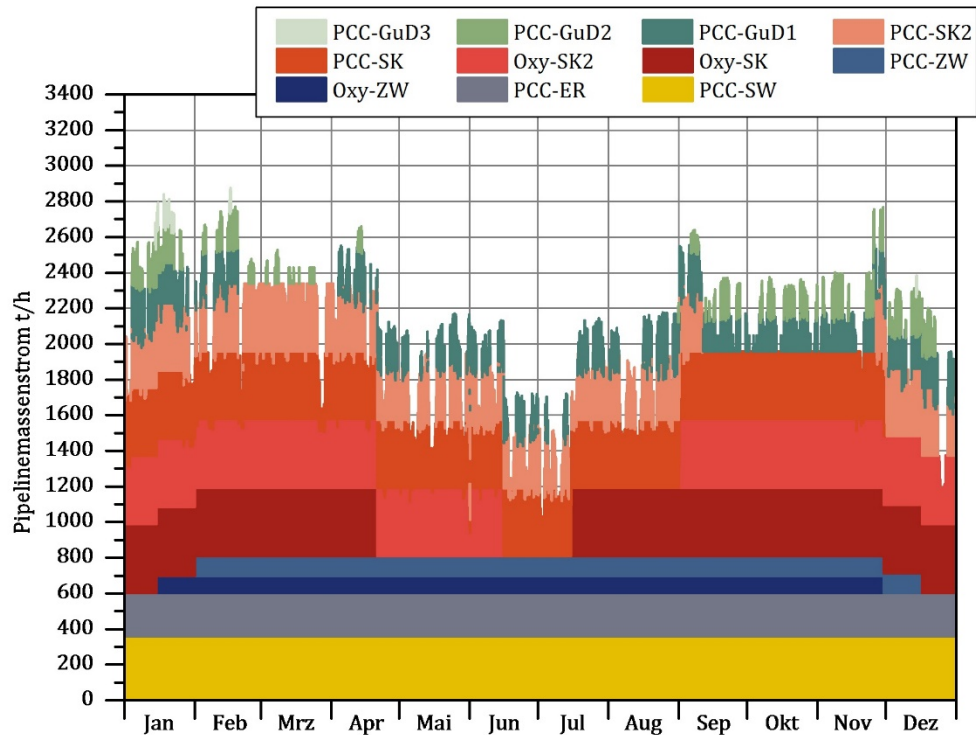


Abbildung A1.3: Jahresverlauf des Pipelinemassenstroms für das Szenario „Keine BK“

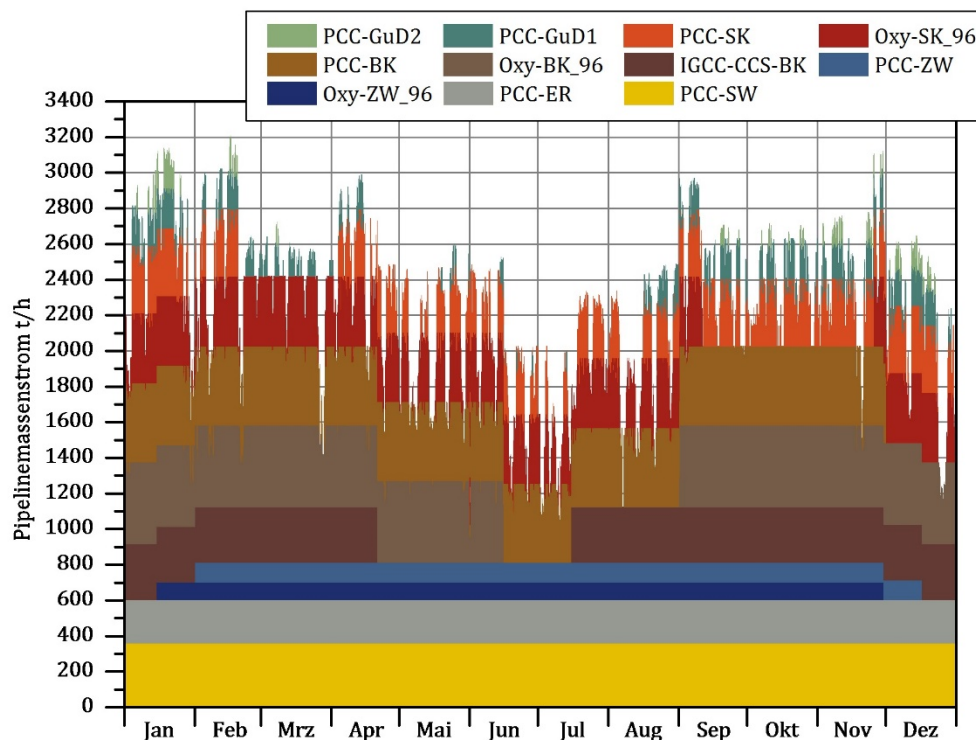


Abbildung A1.4: Jahresverlauf des Pipelinemassenstroms für das Szenario „2016 Oxy\_96“

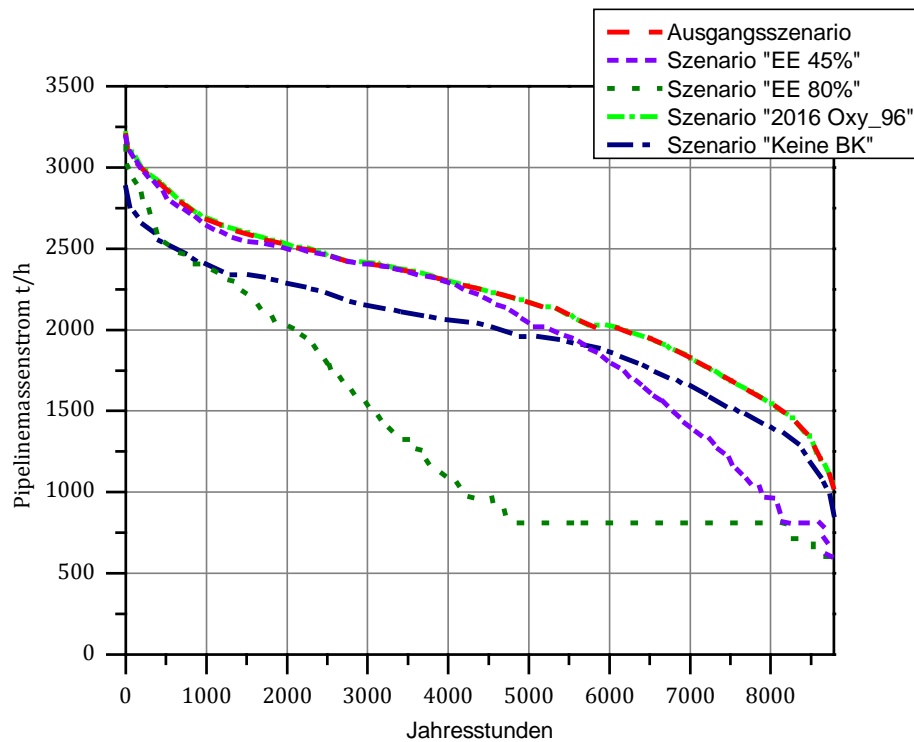
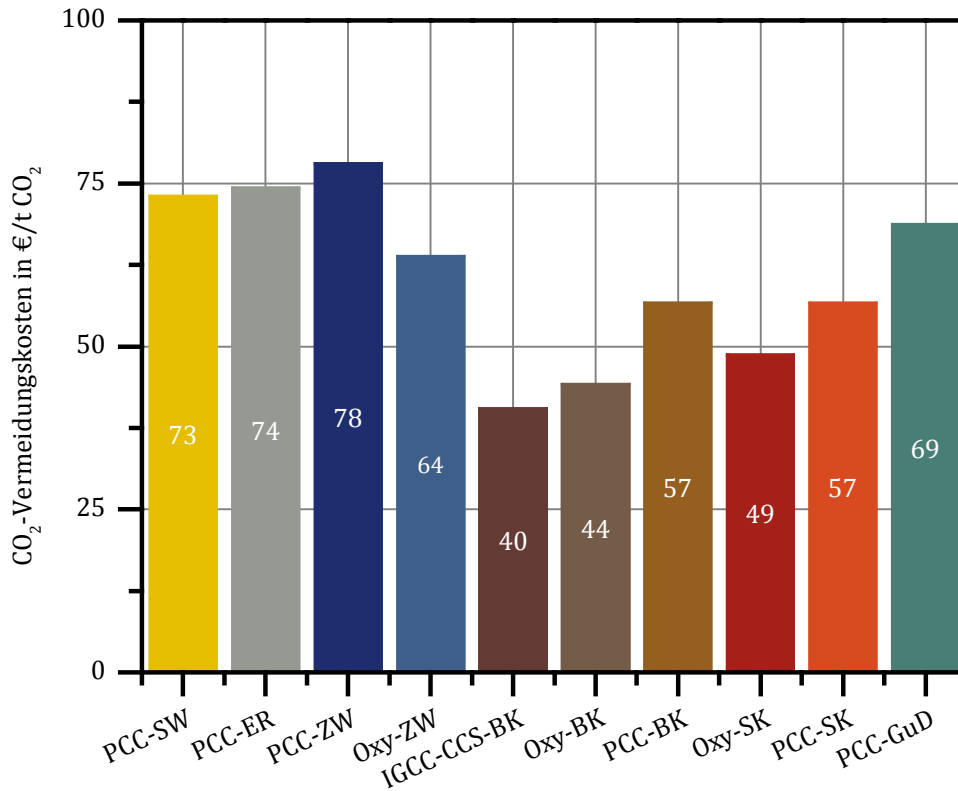


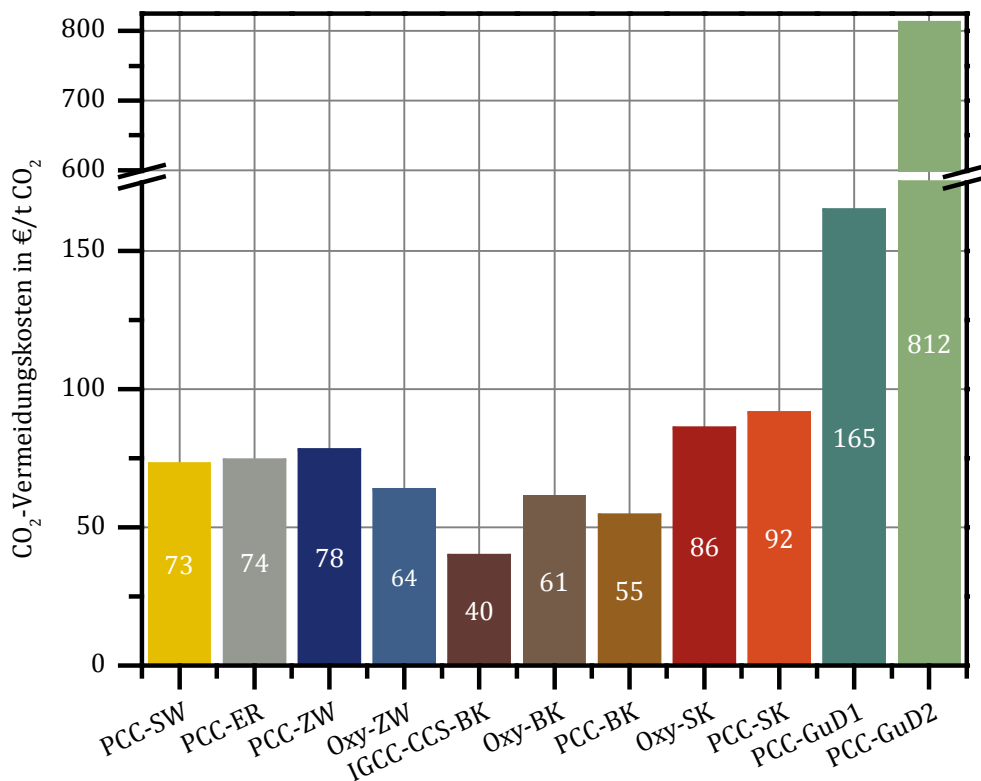
Abbildung A1.5: Vergleich der Jahresdauerlinien aller Szenarien

Tabelle A1.1: Volllaststunden der Kraftwerke im Szenario „Oxy\_96“ und „Keine BK“

„Oxy_96“	IGCC- CCS-BK	Oxy-BK	PCC-BK	Oxy-SK	PCC-SK	PCC- GuD1	PCC- GuD2
VLS	6738	6854	7631	5000	3573	1784	321
„Keine BK“	Oxy-SK2	PCC-SK2	PCC- GuD3	Oxy-SK1	PCC-SK1	PCC- GuD1	PCC- GuD2
VLS	6848	4353	55	6736	7318	2880	888



**Abbildung A1.6:** CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für die Kraftwerks- und Industrieprozesse mit jeweiliger CCS-Technologie in €/t<sub>CO2</sub>; Kraftwerke: 6000VLS



**Abbildung A1.7:** CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für die Kraftwerks- und Industrieprozesse mit jeweiliger CCS-Technologie in €/t<sub>CO2</sub>; Szenario „EE 45%“

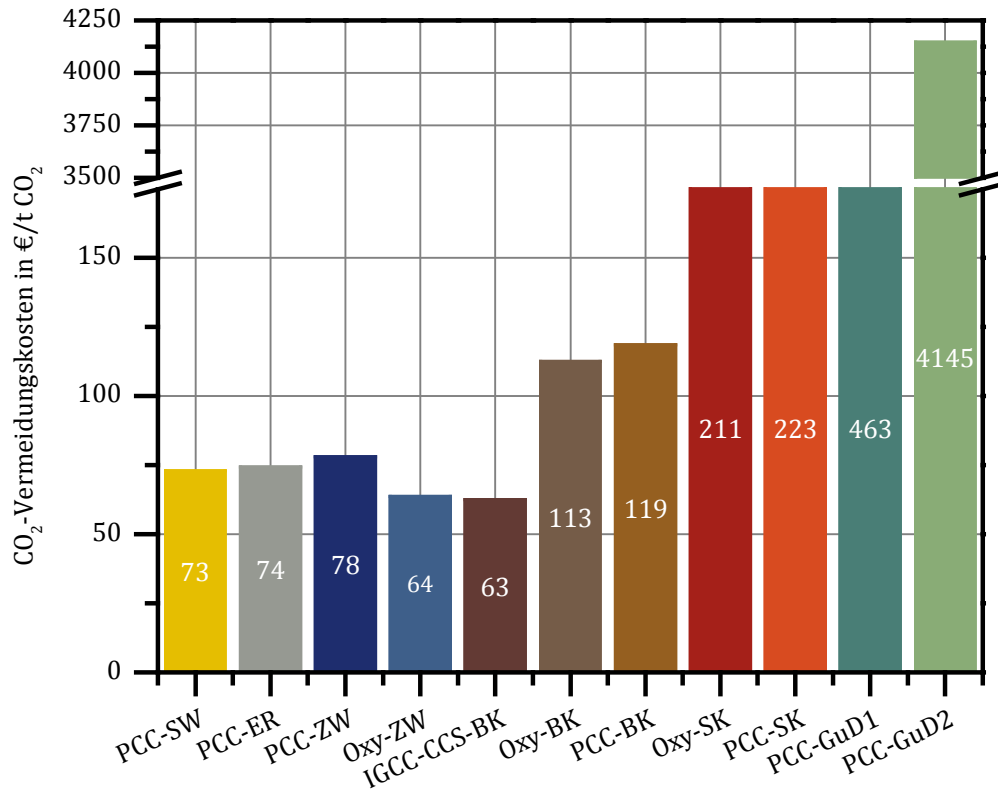


Abbildung A1.8: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für die Kraftwerks- und Industrieprozesse mit jeweiliger CCS-Technologie in €/t<sub>CO2</sub>; Szenario „EE 80%“

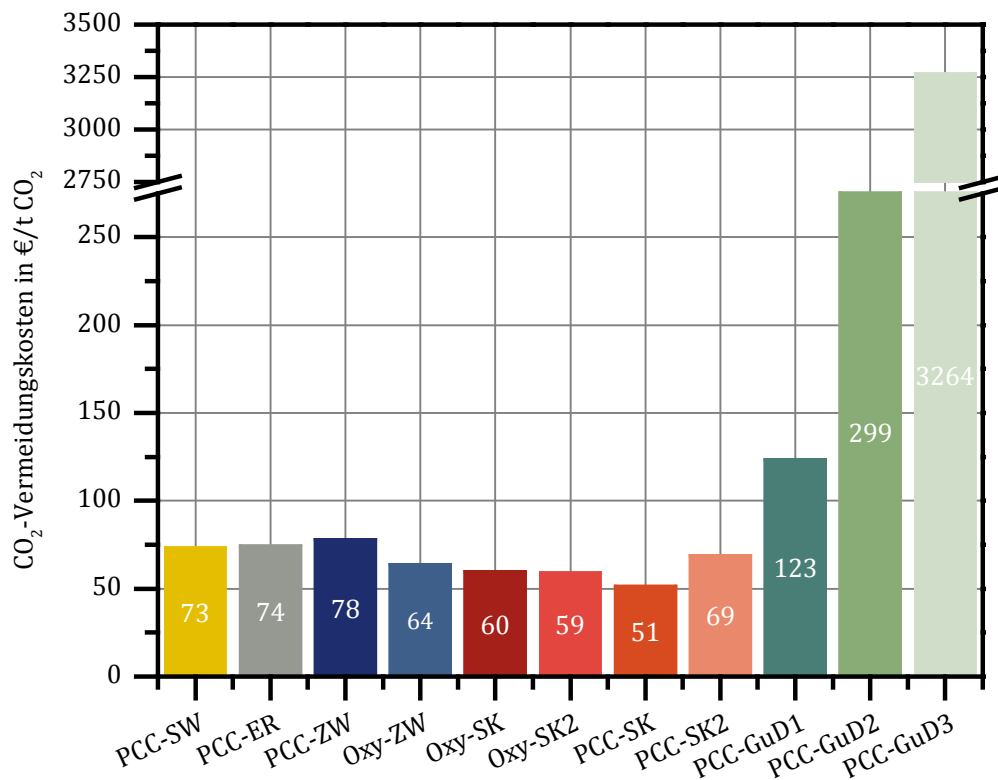
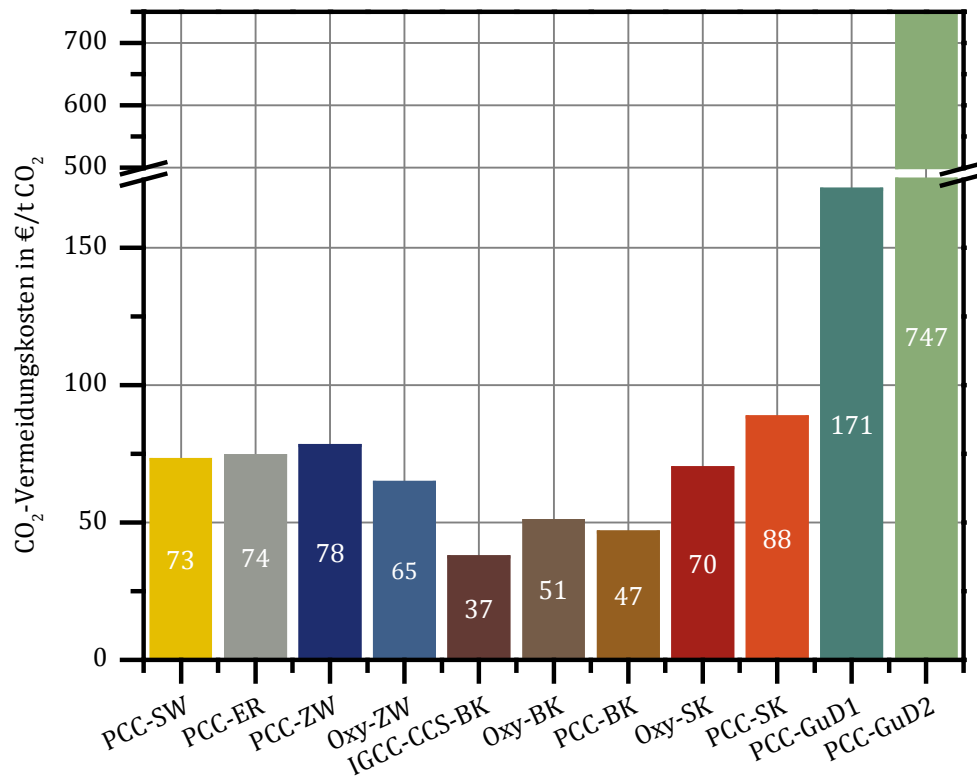


Abbildung A1.9: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für die Kraftwerks- und Industrieprozesse mit jeweiliger CCS-Technologie in €/t<sub>CO2</sub>; Szenario „Keine BK“



**Abbildung A1.10:** CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für die Kraftwerks- und Industrieprozesse mit jeweiliger CCS-Technologie in €/tCO<sub>2</sub>; Szenario „Oxy\_96“

**Tabelle A1.2:** Zusammensetzung des CO<sub>2</sub>-Stroms CL-MIN-CO<sub>2</sub>

Komponente in Vol.-%	CL-MIN- CO <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	98,653
N <sub>2</sub>	0,513
O <sub>2</sub>	0,322
Ar	0,292
H <sub>2</sub> O	0,005
NO <sub>x</sub>	0,008
SO <sub>x</sub>	0,004
CO	0,010
H <sub>2</sub>	0,189
H <sub>2</sub> S	0,001
COS	0,001
CH <sub>4</sub>	0,002

### III. Veröffentlichungen der Projektergebnisse

Rütters, H.; Amshoff, P.; Bäßler, R.; Barsch, M.; Bettge, D.; Böttcher, N.; Engel, F.; Fischer, S.; Jaeger, P.; Kahlke, S.-L.; Kleinichel, C.; Kratzig, A.; Le, Q.-H.; Lempp, C.; Maßmann, J.; Menezes, F.; Neumann, A.; Ostertag-Henning, C.; Pöllmann, H.; Pumpa, M.; Schatzmann, S.; Schmitz, S.; Schütz, S.; Schulz, S.; Svensson, K.; Weger, T.; Wolf, J. L and The CLUSTER-Team (2017): „CLUSTER – Zwischensynthese – Report“. Bundesanstalt für Geowissenschaften und Rohstoffe, Hannover, S. 141

Kahlke, S.-L; Pumpa, M.; Schütz, S.; Kather, A. and Rütters, H.: “Dynamics of CO<sub>2</sub> stream composition in CCS clusters and its implications for CO<sub>2</sub> quality specifications”. Eingereicht im *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2018

Engel, F.; Kather, A.: “Improvements on the Liquefaction of a Pipeline CO<sub>2</sub> Stream for Ship Transport”. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Bd. 72, 2018, S. 214-221.

Engel, F.; Kather, A.: “Conditioning of a Pipeline CO<sub>2</sub> Stream for Ship Transport from Various CO<sub>2</sub> Sources”. *Energy Procedia*, Bd. 114, 2017, S. 6741-6751.

S.-L. Kahlke, „CO<sub>2</sub>-Abtrennung in Kraftwerks- und Industrieanlagen und Transport des CO<sub>2</sub> in einem gemeinsamen Pipelinesystem“, Dissertation, Technische Universität Hamburg, Cuvillier Verlag Göttingen, 2019.

F. Engel, „Development of a Ship-Based CO<sub>2</sub> Transport Chain“, Dissertation, Technische Universität Hamburg, Cuvillier Verlag Göttingen, 2019.

#### **Studienarbeiten:**

S. Zeh, “Modelling of a Logistics Chain for CO<sub>2</sub> Ship Transport in the Context of CCS”, Bachelorarbeit, Technische Universität Hamburg, 2017

A. Kuhlmann, „Entwicklung eines CO<sub>2</sub>-Bilanzierungssystems für die Emittenten eines CO<sub>2</sub>-Clusters, Projektarbeit, Technische Universität Hamburg, 2017

C. Ramirez, „Entwicklung eines Szenarios zur zukünftigen Stromerzeugung in Deutschland“, Projektarbeit, Technische Universität Hamburg, 2017

F. Selmer, „Modellierung der CO<sub>2</sub>-Aufbereitung für den Schiffstransport, Bachelorarbeit, Technische Universität Hamburg, 2016

K. Wulff, „Konzept der CO<sub>2</sub>-armen Roheisenherstellung auf Basis der Post-Combustion-Technologie“, Masterarbeit, Technische Universität Hamburg, 2015



J. Pöhl, „Modellierung der Mitverbrennung von Sekundärbrennstoffen in Zementwerken mit Aspen Plus®“, Projektarbeit, Technische Universität Hamburg, 2015

B. Sengül, „Modellierung der Boil-off-Gas-Entstehung beim CO<sub>2</sub>-Transport auf Schiffen, Bachelorarbeit, Technische Universität Hamburg, 2015

A. Gess, „Dimensionierung der CO<sub>2</sub>-Transportinfrastruktur für ein regionales Cluster verschiedener CO<sub>2</sub>-Emittenten, Technische Universität Hamburg, 2015