

Sören Ehlers

**Auslegung und Optimierung einer
nachgeschalteten CO₂-Rauchgaswäsche
in einem erdgasbefeuelerten Gas-
und Dampfturbinenkraftwerk**



Cuvillier Verlag Göttingen
Internationaler wissenschaftlicher Fachverlag



Auslegung und Optimierung einer nachgeschalteten CO₂-Rauchgaswäsche in einem erdgasbefeuerten Gas- und Dampfturbinenkraftwerk





Auslegung und Optimierung einer nachgeschalteten CO₂- Rauchgaswäsche in einem erdgasbefeuelerten Gas- und Dampfturbinenkraftwerk

Vom Promotionsausschuss der
Technischen Universität Hamburg-Harburg
zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.)

genehmigte Dissertation

von

Sören Ehlers

aus

Hamburg

2017



Gutachter: 1. Prof. Dr.-Ing. Alfons Kather
2. Prof. Dr.-Ing. Franz Joos

Datum der mündlichen Prüfung: 03. Mai 2017

Bibliografische Information der Deutschen Nationalbibliothek

Die Deutsche Nationalbibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über <http://dnb.d-nb.de> abrufbar.

1. Aufl. - Göttingen: Cuvillier, 2017

Zugl.: (TU) Hamburg-Harburg, Univ., Diss., 2017

© CUVILLIER VERLAG, Göttingen 2017

Nonnenstieg 8, 37075 Göttingen

Telefon: 0551-54724-0

Telefax: 0551-54724-21

www.cuvillier.de

Alle Rechte vorbehalten. Ohne ausdrückliche Genehmigung des Verlages ist es nicht gestattet, das Buch oder Teile daraus auf fotomechanischem Weg (Fotokopie, Mikrokopie) zu vervielfältigen.

1. Auflage, 2017

Gedruckt auf umweltfreundlichem, säurefreiem Papier aus nachhaltiger Forstwirtschaft.

ISBN 978-3-7369-9556-7

eISBN 978-3-7369-8556-8



Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Energietechnik der technischen Universität Hamburg-Harburg.

Daher gebührt mein Dank an erster Stelle Herrn Prof. Dr.-Ing. Alfons Kather, der mir die Möglichkeit gegeben hat an seinem Institut zu forschen. Ihm gelingt es seit Jahren seinen Mitarbeitern auf der einen Seite viele Freiheiten bei ihrer Arbeit zu lassen, sie andererseits aber auch jederzeit mit einem guten Rat zu unterstützen. Herrn Prof. Dr.-Ing. Franz Joos danke ich für die Übernahme des Koreferats und Herrn Prof. Dr.-Ing. Gerhard Schmitz für die Übernahme des Prüfungsvorsitzes.

Als nächstes möchte ich mich beim gesamten Kollegium für eine tolle Zeit bedanken. Die Arbeitsatmosphäre war herrlich entspannt, aber auch fokussiert auf das Erreichen gemeinsamer Ziele. Frau Pelke, Frau Putzke und Herr Rafailidis danke ich für ihren Einsatz, der den reibungslosen Betrieb aller Aktivitäten im Institut garantiert.

Bei meiner Familie bedanke ich mich für die Unterstützung, nicht nur während der vergangenen fünf Jahre, sondern auch und besonders während des Studiums. Mit ihrer moralischen und finanziellen Unterstützung haben meine Eltern mir das Studium erheblich vereinfacht. Meine Geschwister hatten jederzeit ein offenes Ohr und waren immer für ein kleines oder größeres Gespräch zu haben. Den Eltern meiner Frau, die sich in den letzten Jahren zu einem zweiten Elternpaar für mich entwickelt haben, danke ich dafür, dass sie mir immer wieder den Rücken freigehalten haben.

Ganz besonders bedanke ich mich bei meiner Frau Birthe und unseren beiden Söhnen. Sie bauen mich auch nach dem anstrengendsten Tag in kürzester Zeit wieder auf und sorgen mit ihrer fröhlichen Art dafür, dass man die Probleme und Sorgen des Alltags sofort vergisst, wenn man nach Hause kommt.

Hamburg, im Juni 2017
Sören Ehlers





INHALTSVERZEICHNIS

Inhaltsverzeichnis.....	I
Nomenklatur.....	III
1 Einleitung.....	1
2 Stand der Wissenschaft.....	5
2.1 Gas- und Dampfturbinenkraftwerke.....	5
2.2 CO ₂ -Abscheidetechnologien.....	9
2.3 Post-combustion capture bei GuD-Kraftwerken.....	10
2.4 Prozessmodifikationen der CO ₂ -Abtrennungsanlage.....	15
2.4.1 Rich solution split.....	16
2.4.2 Lean vapour compression.....	18
2.5 Lösungsmittel.....	19
2.6 Nutzung von Niedertemperaturwärme.....	22
3 Modellerstellung.....	25
3.1 Referenzkraftwerksprozess.....	25
3.2 CO ₂ -Abtrennungsanlage.....	31
3.3 CO ₂ -Verdichter.....	35
3.4 Kalina-Kreisprozess.....	37
3.5 Gesamtprozess.....	39
4 Gesamtprozessuntersuchungen.....	43
4.1 Basisprozess.....	44
4.1.1 Wärmebereitstellung.....	44
4.1.2 Variation des Lösungsmittelmassenstroms.....	48
4.1.3 Variation der CO ₂ -Abtrennungsrate.....	56
4.2 Abgasrezirkulation.....	60
4.2.1 Referenzkraftwerk mit Abgasrezirkulation.....	61
4.2.2 CO ₂ -Abtrennungsanlage bei Abgasrezirkulation.....	66
4.2.3 Gesamtprozess mit Abgasrezirkulation.....	70
4.3 Prozessmodifikationen der CO ₂ -Abtrennungsanlage.....	71
4.3.1 Rich Solution Split.....	72



4.3.2 Lean Vapour Compression.....	75
4.3.3 Kombination der Prozessmodifikationen	78
4.4 Varianten zur Integration des Reboilerkondensats	80
4.5 Wärmeintegration	90
4.6 Niedertemperaturnutzung.....	93
4.7 Optimierter Gesamtprozess.....	96
5 Zusammenfassung	101
Literaturverzeichnis.....	103



NOMENKLATUR

Abkürzungen

AHDE	Abhitzedampferzeuger
AR	Abgasrezirkulation
CCS	<i>carbon capture and storage</i>
DHK	Druckhalteklappe
EV	<i>environmental combustor</i> (Erste Brennkammer)
GuD-Kraftwerk	Gas- und Dampfturbinenkraftwerk
HD	Hochdruck
HSS	<i>heat stable salts</i>
IPCC	<i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i>
KE	Kondensateinspritzung
LVC	<i>lean vapour compression</i>
MD	Mitteldruck
MDEA	Methyldiethanolamin
MEA	Monoethanolamin
ND	Niederdruck
ORC	<i>organic rankine cycle</i>
PCC	<i>post-combustion capture</i>
PZ	Piperazin
RSS	<i>rich solution split</i>
SEV	<i>sequential environmental combustor</i> (Zweite Brennkammer)
TEG	Triethylenglycol

Chemische Symbole

Ar	Argon
C	Kohlenstoff
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
HCO ₃ ⁻	Hydrogencarbonat



Chemische Symbole

N ₂	Stickstoff
NH ₃	Ammoniak
O ₂	Sauerstoff

Lateinische Symbole

<i>A</i>	empirischer Faktor für Reaktionsgeschwindigkeit	(l/mol) ⁿ⁻¹ /s
<i>c_p</i>	spezifische Wärmekapazität	kJ/kg
<i>D</i>	Diffusionskoeffizient	m ² /s
<i>E_A</i>	Aktivierungsenergie	J/mol
<i>G</i>	Gasmassenstrom	kg/s
<i>h</i>	Enthalpie	kJ/kg
<i>h^L</i>	Wärmeübergangskoeffizient Flüssigkeit	W/m ² K
<i>h^V</i>	Wärmeübergangskoeffizient Gas	W/m ² K
<i>H_u</i>	unterer Heizwert	MJ/kg
<i>k</i>	Stoffübergangskoeffizient	m/s
<i>L</i>	Lösungsmittelmassenstrom	kg/s
<i>ṁ</i>	Massenstrom	kg/s
<i>ṅ</i>	Molenstrom	mol/s
<i>P</i>	Leistung	MW
<i>p</i>	Druck	bar
<i>Q</i>	Wärme	MJ
<i>q</i>	spezifische Wärme	MJ/kg CO ₂
<i>R</i>	universelle Gaskonstante	J/mol K
<i>Re</i>	Reynoldszahl	-
<i>s</i>	Entropie	J/K
<i>S</i>	Höhe der gewellten Packung	m
<i>Sc</i>	Schmidtzahl	-
<i>T</i>	Temperatur	K
<i>u</i>	Geschwindigkeit	m/s
<i>x</i>	Massengehalt	-
<i>ȳ</i>	mittlere Dampfnässe	-

**Griechische Symbole**

α^*	Baumannfaktor	-
α	Beladung	-
β	relativer Bypassmassenstrom	-
ε	CO ₂ -Abtrennungsrate	-
ζ	spezifischer elektrischer Verlust	-
η	Wirkungsgrad	-
κ	Isentropenexponent	-
λ	thermische Leitfähigkeit (Kapitel 3)	-
λ	Sauerstoffverhältnis (Kapitel 4)	-
ρ	Dichte	-
φ	relative Feuchte	-
Φ	Rezirkulationsverhältnis	-

Indizes

B	Brennstoff
Dampf	Dampfturbinenprozess
Eb	Eigenbedarf
el	elektrisch
Gas	Gasturbinenprozess
GP	Gesamtprozess
i,k	Laufvariablen
Kl	Klemmen
L	<i>liquid</i> - Flüssigkeit
net	netto
ref	Referenz
s	isentrop
th	thermisch
tr	trocken
V	<i>vapour</i> - Gas





1 EINLEITUNG

In den vergangenen Jahrzehnten ist der CO₂-Gehalt in der Atmosphäre beständig gestiegen. Lag der Wert vor der Industrialisierung noch bei ca. 280 ppm [1], wurde im Jahr 2014 erstmals ein CO₂-Gehalt von mehr als 400 ppm gemessen [2]. Dieser Anstieg resultiert unter anderem aus der zunehmenden Nutzung fossiler Brennstoffe wie Kohle und Erdgas, da bei deren Verbrennung der enthaltene Kohlenstoff zu CO₂ oxidiert wird. CO₂ zählt zu den Treibhausgasen, weshalb ein Anstieg der Konzentration in der Atmosphäre den Treibhauseffekt verstärkt. Kurzwellige Strahlung von der Sonne erreicht die Erde, passiert die Atmosphäre und erwärmt die Erdoberfläche. Die von der Erde zurückgestrahlte, langwellige Strahlung wird von den Treibhausgasen in der Atmosphäre absorbiert, wodurch sich die Erde erwärmt. Wie stark diese Erwärmung ausfällt und wie sie sich auf das Leben auf der Erde auswirkt, ist nicht klar, es wird jedoch auf globaler Ebene eine Begrenzung des Temperaturanstiegs angestrebt. Auf der Klimakonferenz im November 2015 in Paris wurde beschlossen, dass ein Temperaturanstieg der globalen Durchschnittstemperatur um 2°C im Vergleich zum vorindustriellen Niveau nicht überschritten werden soll [3]. Um dieses Ziel zu erreichen, darf nach Aussage des *Intergovernmental Panel on Climate Change* (IPCC) der CO₂-Gehalt in der Atmosphäre nur noch in geringem Maße ansteigen. Das IPCC geht in einer Studie von einem maximalen CO₂-Gehalt von ca. 450 ppm aus. Dafür sind Anstrengungen in verschiedensten Bereichen nötig, u. a. Verkehr, Landwirtschaft und Stromproduktion [4].

Bei der Stromproduktion werden zurzeit weltweit große Mengen CO₂ freigesetzt. In Deutschland betrug der Anteil an den gesamten CO₂-Emissionen im Jahr 2014 38% [5]. Da das CO₂ hierbei von wenigen, großen Emittenten ausgestoßen wird, ergeben sich verschiedene Möglichkeiten der Reduzierung dieser CO₂-Emissionen. Die beiden großen Pfade sind dabei die Erhöhung des Wirkungsgrades und die Abtrennung des CO₂ mit anschließender Speicherung, auf Englisch *carbon capture and storage* (CCS). Durch die Erhöhung des Wirkungsgrades ist nur eine vergleichsweise kleine Reduzierung der CO₂-Emissionen möglich, da durch die brennstoffspezifischen CO₂-Emissionen und den Carnot-Wirkungsgrad minimale CO₂-Emissionen festgelegt sind, die nicht unterschritten werden können. Durch CCS hingegen lässt sich theoretisch ein komplett CO₂-emissionsfreies fossiles Kraftwerk realisieren, in der Regel werden aber nur ca. 90 % der CO₂-Emissionen abgeschieden. Ein wesentlicher Vor-



teil dieser Technologie im Vergleich zu einigen anderen CO₂-armen Stromerzeugungsarten ist, dass der Strom immer dann produziert werden kann, wenn er benötigt wird. Dies ist bei Windenergieanlagen, den zurzeit nach der Kernenergie größten CO₂-armen Stromproduzenten, sowie bei Photovoltaikanlagen nicht möglich. Da diese von den äußeren Faktoren Wind und Sonnenstrahlung abhängig sind, schwankt die Stromproduktion im Laufe des Jahres stark. Diese Anlagen sind daher nicht flexibel einsetzbar und erreichen zudem nur eine geringe Auslastung. In Deutschland betrug diese im Jahr 2014, gemessen an den Jahresvolllaststunden, nur 20% bei Wind- und 11% bei Photovoltaikanlagen [6]. Man spricht hier von volatiler Stromerzeugung. Um dies auszugleichen, sind flexible Kraftwerke wie Kohle- oder Erdgaskraftwerke nötig.

Bei den CCS-Technologien werden drei verschiedene Technologierouten unterschieden: *pre-combustion capture*, *oxyfuel* und *post-combustion capture* (PCC). Diese wurden in den vergangenen Jahren bereits detailliert in Verbindung mit Kohlekraftwerken erforscht. Kohlekraftwerke haben im Vergleich zu Gas- und Dampfturbinenkraftwerken (GuD-Kraftwerk) mehr als doppelt so hohe spezifische CO₂-Emissionen. Der Aufwand für die Abtrennung von einer Tonne CO₂ ist daher bei Kohlekraftwerken geringer. In Abhängigkeit von den gesetzlichen und wirtschaftlichen Rahmenbedingungen kann es für den Betreiber eines GuD-Kraftwerks dennoch finanziell sinnvoll oder genehmigungsrechtlich notwendig sein, die CO₂-Emissionen zu senken. Daher ist es wichtig, den Einfluss der CCS-Technologien auf den Kraftwerksprozess zu kennen.

Im Rahmen dieser Arbeit wird das PCC-Verfahren in Verbindung mit einem GuD-Kraftwerk detailliert untersucht. In der Literatur gibt es bereits einige Untersuchungen zur CO₂-Abtrennung bei GuD-Kraftwerken. Diese beschränken sich jedoch oftmals auf einzelne Teilaspekte, wie z. B. die Integration in den Kraftwerksprozess [7] oder die Optimierung des CO₂-Abtrennungsprozesses [8], ohne detaillierte Berücksichtigung des jeweils anderen Themas. In anderen Arbeiten werden Kohlekraftwerke und GuD-Kraftwerke parallel behandelt, wobei der Fokus in der Regel auf dem Kohlekraftwerk liegt [9]. In fast allen Untersuchungen werden dabei GuD-Kraftwerke untersucht, in denen eine Gasturbine mit einer Brennkammer eingesetzt wird. Veröffentlichungen zu GuD-Kraftwerken mit sequentieller Verbrennung, bei denen das PCC-Verfahren angewandt wird, gibt es nur sehr wenige. Diese befassen sich im Wesentlichen mit detaillierten Untersuchungen der Gasturbine, beispielsweise dem Emissionsverhalten [10]. Mit der in dieser Arbeit erstellten umfassenden Gesamtprozessanalyse soll diese Lücke geschlossen werden.

Dazu wird zunächst ein Referenzkraftwerk, das mit zwei Gasturbinen mit sequentieller Verbrennung (GT26) ausgestattet ist, simuliert. Für dieses Kraftwerk wird das Modell einer einfachen, nach dem PCC-Verfahren arbeitenden CO₂-Abtrennungsanlage mit Monoethanolamin (MEA) als Lösungsmittel erstellt. Das CO₂ wird dabei vom Lösungsmittel absorbiert und damit dem Abgas entzogen. Um einen kontinuierlichen Kreisprozess zu ermöglichen, muss das Lösungsmittel anschließend regeneriert werden. Dafür wird Wärme benötigt, die in Form von Dampf aus dem Kraftwerksprozess entnommen wird, was zu einer Verringerung des Gesamtprozesswirkungsgrades führt.

Das Ziel dieser Arbeit ist ein optimierter Gesamtprozess, bei dem der Wirkungsgradverlust im Vergleich zum Referenzkraftwerk (ohne CO₂-Abtrennung) möglichst gering ausfällt. Dafür werden verschiedene Prozessvarianten untersucht. Dabei werden Veränderungen an allen drei Teilprozessen – dem Kraftwerksprozess, der CO₂-Abtrennungsanlage und dem CO₂-Verdichter, in dem das abgetrennte CO₂ für den Transport verdichtet wird – vorgenommen.

Für den Kraftwerksprozess wird eine Abgasrezirkulation zur Erhöhung der CO₂-Konzentration im Abgas untersucht. Außerdem wird die Integration des von der CO₂-Abtrennungsanlage zurückgeführten Kondensats optimiert. Bei der CO₂-Abtrennungsanlage werden zwei ausgewählte Prozessmodifikationen untersucht. Mit der *lean vapour compression* wird ein Teil des Wärmebedarfs mittels eines zusätzlichen Verdichters durch elektrischen Strom ersetzt. Beim *rich solution split* wird Wärme innerhalb der CO₂-Abtrennungsanlage verschoben, um den Wärmebedarf zu verringern. Für den CO₂-Verdichter wird die Anzahl der Zwischenkühler variiert, um die Integration der Abwärme in den Kraftwerksprozess zu untersuchen. Zusätzlich wird noch die Verwendung eines Kalina-Prozesses, mit dem die Abwärme aus verschiedenen Quellen im Gesamtprozess direkt zur Stromproduktion genutzt wird, untersucht. Zum Abschluss werden die Schaltungen, die sich positiv auf den Gesamtwirkungsgrad auswirken, in einem optimierten Gesamtprozess zusammengefasst. Dabei wird insbesondere die Wechselwirkung zwischen den einzelnen Veränderungen am optimierten Gesamtprozess untersucht.



2 STAND DER WISSENSCHAFT

In diesem Kapitel wird der Stand der Wissenschaft bei mit Erdgas befeuerten GuD-Kraftwerken beschrieben. Außerdem werden unterschiedliche Techniken zur Abtrennung von CO₂ aus dem Kraftwerksprozess kurz erläutert, bevor das in dieser Arbeit angewandte PCC-Verfahren detailliert beschrieben wird. Dabei wird im Besonderen auf die untersuchten Prozessmodifikationen sowie mögliche Lösungsmittel eingegangen. Abschließend wird die Nutzung von Niedertemperaturwärme zur direkten Stromproduktion erläutert.

2.1 Gas- und Dampfturbinenkraftwerke

Erdgas ist der fossile Brennstoff mit den geringsten spezifischen CO₂-Emissionen. Wegen des im Vergleich zu Kohle niedrigen C/H Verhältnisses ergeben sich für Erdgas spezifische CO₂-Emissionen von 180 g CO₂/kWh_{th}. Im Vergleich dazu ergeben sich für Steinkohle je nach Zusammensetzung etwa 330 g CO₂/kWh_{th} (berechnet mit Werten aus [11]). Bei den tatsächlichen CO₂-Emissionen der jeweiligen Kraftwerke ist der Vorteil von Erdgas noch größer. Mit einem Nettowirkungsgrad von etwa 58%, den moderne GuD-Kraftwerke erreichen, ergeben sich für Erdgas spezifische CO₂-Emissionen von etwa 365 g CO₂/kWh_{el}. Für moderne Steinkohlekraftwerke liegen die CO₂-Emissionen bei einem Nettowirkungsgrad von 46% bei ca. 750 g CO₂/kWh_{el}.

Ein GuD-Kraftwerk besteht aus zwei Prozessen, einem Gasturbinenprozess und einem nachgeschalteten Dampfturbinenprozess. Beim Gasturbinenprozess wird zunächst Luft in einem Verdichter komprimiert. Anschließend wird Erdgas in einer Brennkammer mit der verdichteten Luft verbrannt. Das dabei entstehende heiße Rauchgas wird dann in einer Gasturbine entspannt. Dabei sind Verdichter und Turbine in der Regel auf einer gemeinsamen Welle angeordnet, sodass die Leistung zum Antrieb des Verdichters direkt mechanisch von der Turbine übertragen wird. Der ideale Vergleichsprozess für diesen Teil des Kraftwerks ist der Joule-Prozess, der aus je einer isentropen Verdichtung und Entspannung, sowie aus je einer isobaren Wärmezufuhr- und Wärmeabfuhr besteht. Beim realen Prozess verlaufen die Zustandsänderungen nicht isentrop und isobar, dieser ist in Abbildung 1 dargestellt.

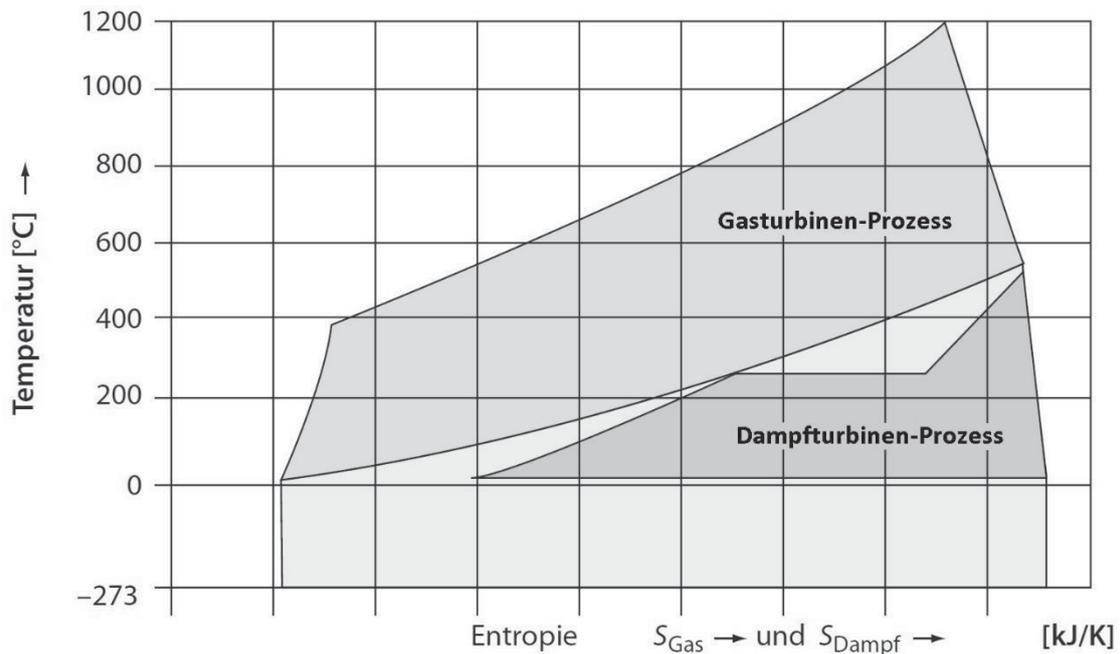


Abbildung 1: Einfacher kombinierter Gas- und Dampfturbinenprozess im T,s-Diagramm mit 1-Druck-Dampfturbinenprozess ohne Zwischenüberhitzung [12]

Da das Abgas nach der Entspannung noch auf einem hohen Temperaturniveau vorliegt, wird die Energie auf den nachgeschalteten Dampfturbinenprozess übertragen. In einem Abhitzedampferzeuger (AHDE) wird Wasser, das vorher von der Speisepumpe auf einen hohen Druck gebracht wurde, verdampft und überhitzt. Anschließend wird der Dampf in der Dampfturbine entspannt. Die Wärmeabfuhr erfolgt im Kondensator. Der ideale Vergleichsprozess für diesen Teilprozess ist der Clausius-Rankine-Prozess, der ebenfalls aus je einer isentropen Verdichtung und Entspannung sowie aus je einer isobaren Wärmezufuhr und Wärmeabfuhr besteht. Er unterscheidet sich vom Joule-Prozess dadurch, dass als Arbeitsmedium Wasser verwendet wird, sodass sich das in Abbildung 1 gezeigte typische T,s-Diagramm mit isothermer Verdampfung und anschließender Überhitzung ergibt.

Durch die Nutzung dieser beiden Prozesse erreicht ein modernes erdgasbefeuertes GuD-Kraftwerk einen deutlich höheren Wirkungsgrad als ein modernes kohlebefeuertes Dampfkraftwerk. Die mittlere Temperatur der Wärmezufuhr liegt bei einem GuD-Kraftwerk um ca. 400 K über der eines Dampfkraftwerks. Gleichzeitig liegt die Temperatur der Wärmeabfuhr durch den der Gasturbine nachgeschalteten Dampfkreislauf auf einem ähnlich niedrigen Niveau wie beim Dampfkraftwerk. Beides ist

vorteilhaft für den Wirkungsgrad, da eine hohe mittlere Temperatur der Wärmezufuhr und eine niedrige mittlere Temperatur der Wärmeabfuhr zu einem hohen thermischen Wirkungsgrad führen [13].

GuD-Kraftwerke gibt es in verschiedenen Varianten. Ein wesentliches Unterscheidungsmerkmal ist dabei die Gasturbine. Die meisten großen Hersteller bieten Gasturbinen mit einstufiger Verbrennung an. Alternativ zur einstufigen Verbrennung gibt es auch Turbinen mit sequentieller Verbrennung. Dabei wird das heiße Rauchgas nach der ersten Brennkammer nur teilentspannt. Anschließend findet in einer zweiten Brennkammer eine weitere Verbrennung statt, wobei der Restsauerstoff im heißen Rauchgas zur Verbrennung des Erdgases genutzt wird. Im Anschluss folgt die Entspannung auf Umgebungsdruck. Eine Gasturbine mit sequentieller Verbrennung hat eine höhere Abgasaustrittstemperatur als eine Gasturbine mit einfacher Verbrennung [12]. In einem reinen Gasturbinenkraftwerk sind dadurch die Abgasverluste höher, was zu einem schlechteren Wirkungsgrad führt. In einem GuD-Kraftwerk wird diese Wärme jedoch in einem nachgeschalteten AHDE genutzt. Dort wird in verschiedenen Berührungsheizflächen Wärme vom Abgas auf einen Wasserdampf-Kreislauf übertragen. Der Abgasverlust des Gesamtprozesses ist dann von der Temperatur des Abgases am Austritt aus dem AHDE abhängig, welche für beide Gasturbinenbauarten ähnlich ist. Der Vorteil der sequentiellen Verbrennung ist, dass bei Teillast die Aufteilung des Brennstoffmassenstroms auf die beiden Brennkammern verändert werden kann. Durch diesen zusätzlichen Regelparameter kann die Temperatur in der ersten Brennkammer auch bei Teillast hochgehalten werden, was bei Gasturbinen mit einfacher Verbrennung nicht über weite Lastbereiche möglich ist. Durch die dann höhere Temperatur der Wärmezufuhr ergeben sich bessere Wirkungsgrade. Gleichzeitig ist auch die Temperatur des Abgases über weite Lastbereiche konstant hoch, sodass auch bei Teillast noch viel Wärme im AHDE übertragen werden kann. Bei Gasturbinen mit einfacher Verbrennung sinkt mit der Brennkammertemperatur auch die Turbinenaustrittstemperatur, sodass die übertragene Wärme im AHDE und damit die Stromproduktion der Dampfturbine stärker abfallen.

Ein weiteres Unterscheidungsmerkmal von GuD-Kraftwerken ist die Anzahl der Wellen. Bei Einwellenanlagen sind die Gasturbine mit ihrem Verdichter sowie die Dampfturbine und der Generator auf einer gemeinsamen Welle angeordnet. In dieser Anordnung lassen sich Kraftwerke leichter standardisieren, wodurch sie günstiger zu bauen sind. Demgegenüber stehen Mehrwellenanlagen, bei denen bis zu vier

Gasturbinen jeweils mit ihrem Verdichter und einem Generator auf einer Welle angeordnet sind. Jeder der Gasturbinen ist ein AHDE nachgeschaltet, die Dampfmasseströme werden jedoch zusammengeführt und in einer gemeinsamen Dampfturbine entspannt. Bei dieser Prozessvariante lassen sich sehr niedrige Teillasten erreichen, da einzelne Gasturbinen komplett abgeschaltet werden können.

Abhängig von der Temperatur des Abgases am Austritt aus der Gasturbine werden außerdem verschiedene Varianten von AHDE gebaut. Bei einer Abgastemperatur von etwa 550°C lassen sich Dampftemperaturen von 520-530°C erreichen. Für diesen Fall ergibt sich für den Wasser-Dampf-Kreislauf ein Zweidruckprozess als wirtschaftlichste Variante. Das bedeutet, dass Wasser auf zwei verschiedenen Druckniveaus verdampft und anschließend überhitzt wird. Nach der Entspannung des Hochdruckdampfes auf das Druckniveau des Niederdruckdampfes werden die beiden Dampfmasseströme gemischt und gemeinsam bis auf den Kondensatordruck entspannt. Für Abgastemperaturen von über 580°C ist ein Dreidruckprozess die wirtschaftlichste Variante. Bei einer Abgastemperatur von deutlich über 600°C ist zusätzliche eine Zwischenüberhitzung des Dampfes sinnvoll. Dabei wird der Hochdruckdampf nach einer ersten Entspannung erneut dem AHDE zugeführt und dort ungefähr bis auf die Frischdampf Temperatur erwärmt.

Je mehr Druckstufen ein Prozess hat, umso aufwändiger ist der AHDE. Gleichzeitig steigt jedoch der Wirkungsgrad des Prozesses, da die mittlere Temperaturdifferenz zwischen dem Abgas und dem Arbeitsstoff im AHDE verringert wird. Dies ist in Abbildung 2 beispielhaft für eine Abgastemperatur von 570°C dargestellt.

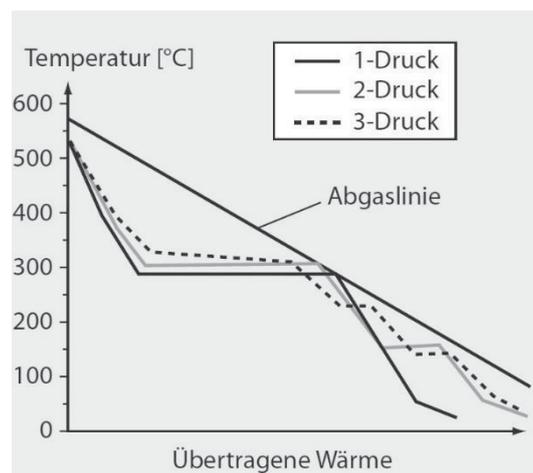


Abbildung 2: Temperaturverläufe bei der Wärmeübertragung in AHDE unterschiedlicher Bauart [12]

2.2 CO₂-Abscheidetechnologien

Um die CO₂-Emissionen von fossil befeuerten Kraftwerken zu verringern, werden in vielen Zukunftsszenarien CCS-Technologien berücksichtigt. Dabei werden drei Technologierouten unterschieden: *pre-combustion*, *oxyfuel* und *post-combustion capture* (PCC).

Beim *pre-combustion*-Verfahren wird das CO₂ schon vor dem eigentlichen Kraftwerksprozess abgetrennt. Dafür wird zunächst Sauerstoff in einer Luftzerlegungsanlage von den übrigen Bestandteilen der Luft getrennt. Der Sauerstoff wird dann zur Vergasung des Brennstoffs Kohle verwendet, wodurch ein Mischgas aus Wasserdampf, Wasserstoff und Kohlenmonoxid (CO) entsteht. Dieses wird einem Shiftreaktor zugeführt, in dem aus dem CO unter Dampfzugabe Wasserstoff und CO₂ erzeugt werden. In einem Wäscheprozess werden CO₂ und Wasserstoff getrennt. Das CO₂ kann dann für den Transport weiter behandelt werden, der Wasserstoff wird einem GuD-Kraftwerk zur Stromerzeugung zugeführt [14].

Beim *oxyfuel*-Verfahren wird ebenfalls zunächst in einer Luftzerlegungsanlage der Sauerstoff von den übrigen Bestandteilen der Luft getrennt. Anschließend wird der Sauerstoff zur Verbrennung des fossilen Brennstoffs eingesetzt. Dadurch enthält das Rauchgas nach der Verbrennung nahezu keinen Stickstoff, sondern besteht im Wesentlichen aus Wasser und CO₂ [15].

Beim PCC-Verfahren bleibt der Verbrennungsprozess im Kraftwerk, im Vergleich zu einem Kraftwerk ohne CO₂-Abscheidung, unverändert. Das Rauchgas wird im Anschluss an die üblichen Rauchgasreinigungsanlagen einer CO₂-Abtrennungsanlage zugeführt, in der das CO₂ vom übrigen Rauchgas getrennt wird. Für diese Art der CO₂-Abtrennung werden unterschiedliche Technologien erforscht. Die am häufigsten untersuchte Technologie ist die nasschemische Wäsche mit wässrigen Aminlösungen [16]. Aber auch eine CO₂-Abtrennung mit Hilfe von festen Medien, wie zum Beispiel beim *carbonate-looping* [17], oder Membranen [18] ist möglich. Die auf dem Weg zur Marktreife am weitesten fortgeschrittene Technologie ist die Wäsche mit Aminlösungen. Im Folgenden wird der Stand der Wissenschaft für diese Technologie in Verbindung mit einem GuD-Kraftwerk näher erläutert.

2.3 Post-combustion capture bei GuD-Kraftwerken

Zur CO₂-Abtrennung nach dem PCC-Verfahren in Verbindung mit Kohlekraftwerken wurden bereits ausführliche Untersuchungen angestellt [16, 18, 19, 20]. Eine typische nasschemische CO₂-Abtrennungsanlage ist in Abbildung 3 dargestellt. Das Abgas wird zunächst im Saugzuggebläse auf einen höheren Druck gebracht, um die Druckverluste in der CO₂-Abtrennungsanlage auszugleichen. Die Temperatur des Abgases nach dem AHDE des GuD-Kraftwerks beträgt 75°C. Um den anschließenden CO₂-Abtrennungsprozess zu erleichtern, wird das Abgas in einem als Direktkontaktkühler ausgeführten Abgaskühler gekühlt. Ein Direktkontaktkühler ist eine Kolonne, in der von oben kaltes Wasser über Sprühebenen eingedüst wird. Das heiße Abgas tritt unten ein und strömt im Gegenstrom am kalten Wasser entlang, wobei es abgekühlt wird. Die Austrittstemperatur kann dabei über den eingedüsten Wassermassenstrom und dessen Temperatur beeinflusst werden.

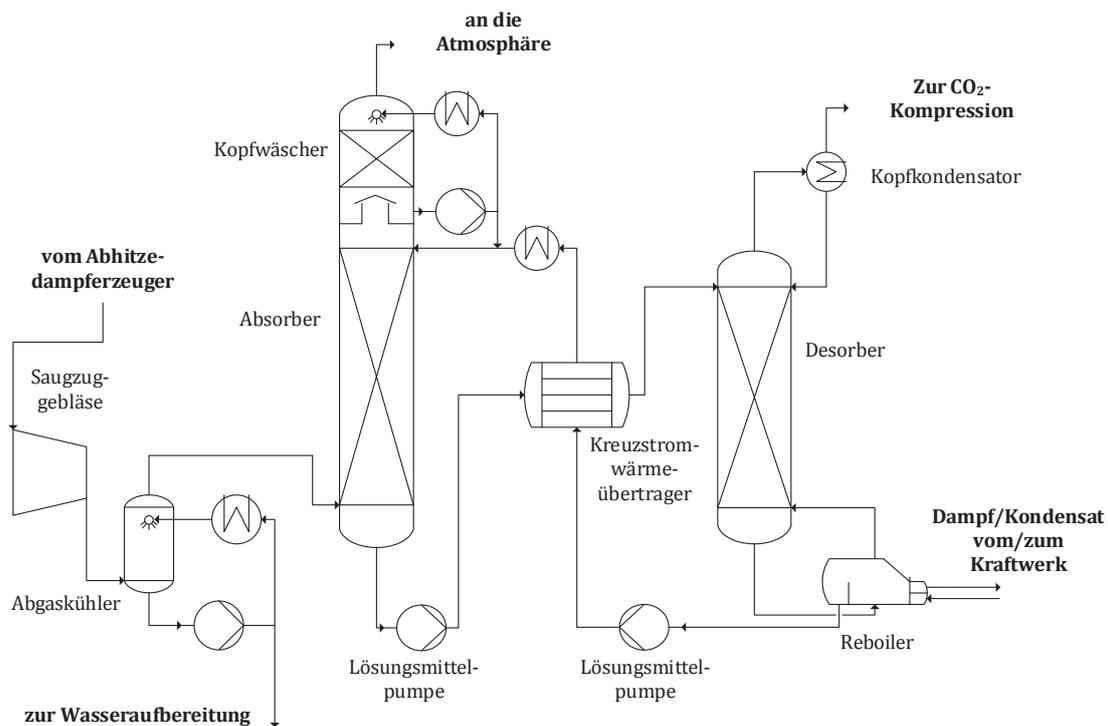


Abbildung 3: Prozessschaltbild einer CO₂-Abtrennungsanlage

Das Wasser, das im Abgaskühler das Abgas abkühlt, wird mit Hilfe von Kühlwasser gekühlt und zur Sprühebene zurückgefördert. Dabei wird ein Teilmassenstrom zur Wasseraufbereitung abgezweigt, um aus dem Rauchgas ausgewaschene Verunreinigungen abzuführen. Da das Abgas den AHDE wassergesättigt verlässt, kondensiert

im Abgaskühler mit sinkender Temperatur und damit sinkender Sättigungsmenge ein Teil des Wassers aus. Dieses kondensierte Wasser wird ebenfalls an die Wasseraufbereitung abgeführt, wodurch die Wasserbilanz ausgeglichen wird.

Das abgekühlte Abgas wird anschließend in den Absorber geführt. Der Absorber ist eine Kolonne, in der das CO₂-reiche, abgekühlte Abgas im Gegenstrom zu einer Waschlösung strömt. Das Abgas tritt von unten in die Kolonne ein, die Waschlösung wird von oben über eine Sprühebene eingedüst. Das CO₂ wird dabei von der Waschlösung absorbiert und chemisch gebunden. Als Waschlösung können unterschiedliche Stoffe eingesetzt werden [21], wässrige Lösungen verschiedener Amine sind dabei eine der meistverbreiteten Varianten. Um die Phasengrenzfläche zwischen Abgas und Waschlösung so weit wie möglich zu vergrößern, wird die Kolonne mit Füllkörpern oder strukturierten Packungen gefüllt. Die CO₂-reiche Lösung verlässt den Absorber am unteren Ende. Die maximal erreichbare Beladung mit CO₂ ist dabei abhängig von der Temperatur, wobei die Beladung mit sinkender Temperatur zunimmt. Das erklärt den positiven Effekt der Kühlung des Abgases. Demgegenüber stehen eine verringerte Reaktionsrate und ein langsamerer Stoffübergang bei niedrigeren Temperaturen. Diese Effekte werden jedoch dadurch abgemildert, dass die Temperatur mit zunehmender Höhe im Absorber wieder deutlich zunimmt, sodass sich eine niedrigere Eintrittstemperatur insgesamt positiv auswirkt.

Am oberen Ende des Absorbers strömt das CO₂-arme Abgas durch einen Kopfwäscher, in den Wasser eingedüst wird. Das Wasser wird am unteren Ende des Kopfwäschers gesammelt und durch einen Kühler wieder nach oben zur Eindüsung gepumpt. Durch den Kopfwäscher lässt sich zum einen der Verlust an Lösungsmittel, das in Tröpfchenform mit dem Rauchgas aus dem Absorber mitgerissen wird, verringern. Um das Lösungsmittel in den CO₂-Abtrennungskreislauf zurückzuführen, wird ein Teil des Wassers nach Austritt aus dem Kopfwäscher der CO₂-armen Lösung vor Eintritt in den Absorber zugeführt. Zum anderen lässt sich durch die Temperatur und den Massenstrom des eingedüsten Wassers die Temperatur des wassergesättigten Abgases, das den Kopfwäscher verlässt, verändern. Auf diese Weise lässt sich die Wasserbilanz der CO₂-Abtrennungsanlage kontrollieren.

Die CO₂-reiche Waschlösung verlässt den Absorber am unteren Ende und wird durch einen Kreuzstromwärmeübertrager gepumpt. Dort wird die Waschlösung erwärmt, wobei die Wärme von der CO₂-armen Lösung abgegeben wird, die vom Desorber zurück zum Absorber gepumpt wird. Anschließend tritt die CO₂-reiche Lösung oben in den Desorber ein. In diesem fließt die Lösung nach unten, während eine Mischung aus Wasserdampf und CO₂ nach oben strömt. Aus dem Desorbersumpf gelangt die



Lösung in die Reboiler, in denen sie mit Hilfe einer externen Wärmequelle erhitzt und verdampft wird. Das dabei entstehende Gemisch wird in den Desorber zurückgeführt. Als Wärmequelle wird in der Regel Dampf aus dem Kraftwerksprozess verwendet, der im Reboiler kondensiert und anschließend in den Kraftwerksprozess zurückgeführt wird. Die Temperatur im Desorber ist durch die zugeführte Wärme deutlich höher als im Absorber. Dadurch wird das CO₂ aus der Lösung ausgetrieben und verlässt den Desorber zusammen mit dem aufsteigenden Wasserdampf. Die CO₂-arme Lösung verlässt den Desorber im unteren Bereich, gibt im Kreuzstromwärmeübertrager Wärme an die CO₂-reiche Lösung ab und wird schließlich im Lösungsmittelkühler auf die gewünschte Temperatur am Absorbereintritt gekühlt.

Die aus dem Desorber austretende Mischung aus CO₂ und Wasserdampf wird im Kopfkondensator abgekühlt, wobei ein Großteil des Dampfes kondensiert und wieder in den Desorber zurückgeführt wird. Das CO₂ wird der Verdichtung zugeführt.

Das PCC-Verfahren wurde bisher hauptsächlich für die Anwendung bei kohlebefeueren Dampfkraftwerken untersucht. Auch die erste großtechnische Anlage mit dieser Technologie wird an einem solchen Dampfkraftwerk betrieben. Im kanadischen Kraftwerk Boundary Dam wurde im Oktober 2014 der mit Braunkohle befeuerte Block 3 mit einer Aminwäsche zur Abtrennung von 90% des CO₂ aus dem Rauchgas in Betrieb genommen [22].

Ein wesentlicher Unterschied beim Betrieb einer CO₂-Abtrennungsanlage in einem GuD-Kraftwerk, im Vergleich zu dem Betrieb in einem kohlebefeueren Dampfkraftwerk, liegt in dem deutlich geringeren CO₂-Gehalt der Abgase. Bei einem Kohlekraftwerk enthält das Rauchgas im Vollastbetrieb etwa 13 Vol.-% CO₂, bei einem erdgasbefeueren GuD-Kraftwerk nur etwa 4 Vol.-%. Durch den geringeren CO₂-Gehalt und den damit einhergehenden geringeren CO₂-Partialdruck ist das treibende Gefälle für den Stoffübergang des CO₂ in die Lösung im Absorber geringer. Damit ergibt sich auch eine geringere maximal erreichbare CO₂-Beladung der Lösung. Um die gleiche CO₂-Menge abzutrennen, muss daher ein größerer Lösungsmittelmassenstrom umgewälzt werden, oder die CO₂-Beladung am Eintritt in den Absorber muss kleiner sein. Beide Varianten führen zu einer Erhöhung des Wärmebedarfs der Anlage. Bei einem größeren Lösungsmittelmassenstrom erhöht sich die Menge der zu fördern und im Desorber zu erwärmenden Lösung. Eine geringere arme Beladung kann nur erreicht werden, wenn der Partialdruck des Wasserdampfes im Desorber höher ist, also mehr Wasser verdampft wird.

Eine Möglichkeit zur Senkung des Energiebedarfs der CO₂-Abtrennungsanlage besteht daher darin, den CO₂-Gehalt im Abgas gezielt zu erhöhen. Dies ist mit einer Abgasrezirkulation (AR) möglich. Dabei wird ein Teil des Abgases nach dem AHDE nicht zur CO₂-Abtrennungsanlage geführt, sondern zurück zum Verdichter der Gasturbine. Eine Gasturbine mit AHDE und AR ist in Abbildung 4 dargestellt.

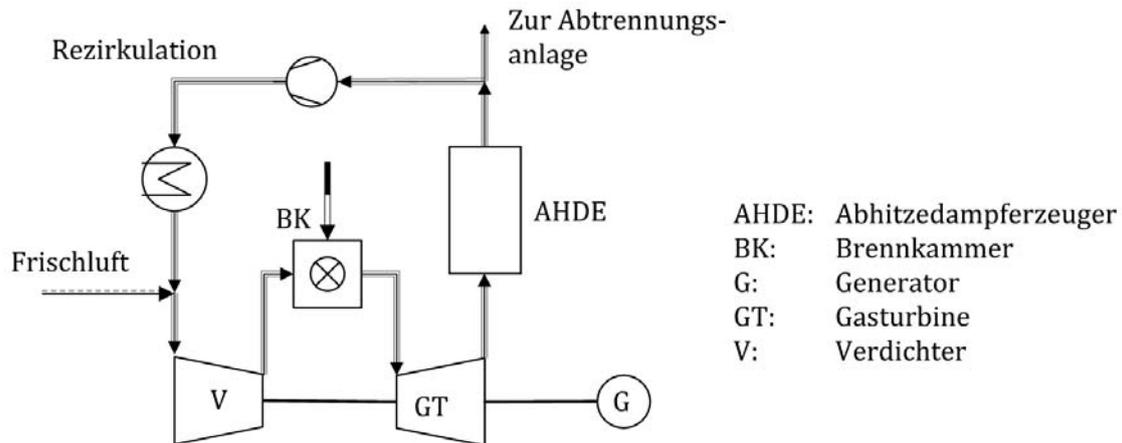


Abbildung 4: Schematische Darstellung einer Gasturbine mit Abgasrezirkulation

Durch den hohen Luftüberschuss bei der Verbrennung von Erdgas in Gasturbinen ist der O₂-Gehalt im Abgas nach der Verbrennung noch recht hoch (je nach Ausführung der Gasturbine etwa 12 Vol.-%). Das zurückgeführte Abgas enthält also ebenfalls noch viel Sauerstoff. Durch die Rückführung dieses Sauerstoffs zum Verdichtereintritt wird weniger Frischluft zur Verbrennung des Erdgases benötigt. Um die Rezirkulation zu quantifizieren, wird die Rezirkulationsrate Φ als Verhältnis zwischen dem rezirkulierten Abgasmassenstrom und dem Abgasmassenstrom am Austritt aus dem AHDE verwendet. Mit steigendem Φ nimmt der CO₂-Gehalt im Abgas zu, während der O₂-Gehalt abnimmt [23]. Gleichzeitig sinkt der Abgasmassenstrom, der zur CO₂-Abtrennungsanlage geführt wird, da dem Prozess durch den geringeren Frischluftmassenstrom auch weniger inerte Stickstoff zugeführt wird. In Abbildung 5 sind der CO₂- und der O₂-Gehalt des Abgases in Abhängigkeit von Φ aufgetragen.

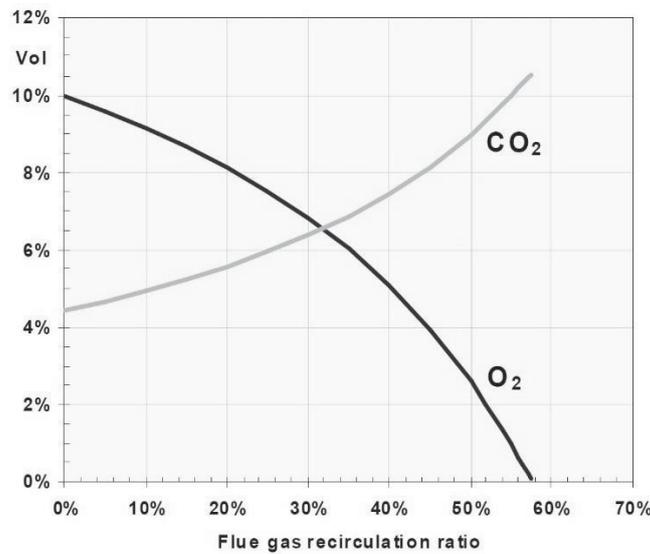


Abbildung 5: Einfluss der Rezirkulationsrate Φ auf den Sauerstoff- und Kohlendioxidgehalt am Austritt aus der Brennkammer [23]

Φ lässt sich nicht beliebig weit erhöhen. Abhängig von der genauen Auslegung der Gasturbine würde theoretisch bei einem Φ von etwa 50%-60% stöchiometrische Verbrennung erreicht werden. Um eine stabile Flamme und geringe CO-Emissionen zu erreichen, sollte die Verbrennung mit Luftüberschuss stattfinden. Bis zu einem O₂-Gehalt von etwa 2 Vol.-% am Austritt aus dem Brenner wurde experimentell eine stabile Verbrennung nachgewiesen [24, 25]. Am Austritt aus der Gasturbine ist der O₂-Gehalt noch etwas höher, da nach der Brennkammer noch Kühlluft in den ersten Stufen der Gasturbine zugeführt wird, die weiteren Sauerstoff enthält.

Für die CO₂-Abtrennung ergeben sich durch die Rezirkulation mehrere Vorteile. Durch den erhöhten CO₂-Gehalt wird der Stoffübergang vom Abgas in die Lösung beschleunigt, sodass eine höhere Beladung erreicht werden kann. Der verringerte O₂-Gehalt verringert die oxydative Degradation des Lösungsmittels, also die Reaktion des Amins mit Sauerstoff zu sogenannten wärmostabilen Salzen - *heat stable salts* (HSS) [26]. Ein weiterer Vorteil ergibt sich durch den verringerten Abgasmassenstrom zur CO₂-Abtrennungsanlage, da der gesamte Abgasweg nach dem AHDE für einen deutlich geringeren Volumenstrom ausgelegt werden muss. Die Investitionskosten für den Absorber und das Saugzuggebläse, sowie die Leistungsaufnahme des Saugzuggebläses sind daher deutlich geringer.

Demgegenüber stehen aber auch Nachteile durch die AR. Das Abgas verlässt den AHDE bei einer Temperatur von 75°C, also deutlich oberhalb der Umgebungstempe-

ratur. Würde dieses Gas rezirkuliert und direkt dem Verdichter der Gasturbine zugeführt werden, wäre für die Verdichtung mehr Arbeit nötig. Für eine isentrope Verdichtung gilt nach [27]

$$\Delta h_s = c_p \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} - 1 \right], \quad (1)$$

mit der isentropen Enthalpiedifferenz Δh_s , der spezifischen Wärmekapazität c_p , der Temperatur am Verdichtereintritt T_1 , dem Druck nach der Verdichtung p_2 , dem Druck vor der Verdichtung p_1 und dem Isentropenexponenten κ . Um bei einer Verdichtereintrittstemperatur von 70°C dasselbe Verdichtungsverhältnis wie bei einer Verdichtereintrittstemperatur von 15°C zu erreichen, wird damit eine um den Faktor 1,2 höhere Enthalpiedifferenz benötigt.

Außerdem erhöht sich durch den Einsatz der AR der zu verdichtende Volumenstrom. Zum einen steigt er mit der Temperatur der AR an und zum anderen muss für dieselbe Sauerstoffmenge ein größerer Massenstrom gefördert werden, da das rezirkulierte Abgas einen geringeren O₂-Gehalt hat als die Frischluft.

Um die negativen Auswirkungen der erhöhten Temperatur abzumildern, wird das rezirkulierte Abgas im Rezirkulationskühler gekühlt, der wie der Abgaskühler als Direktkontaktkühler ausgeführt ist. Dabei werden außerdem Verunreinigungen aus dem Abgas ausgewaschen, sowie ein Teil des im Abgas befindlichen Wassers kondensiert [28]. Insgesamt ist die Leistungsaufnahme des Verdichters dennoch erhöht.

Ein weiterer Nachteil der AR ist ein zusätzlicher Eigenbedarf, da ein Rezirkulationsgebläse nötig ist, um die Druckverluste in der Abgasrückführung auszugleichen. Diese entstehen sowohl in den Abgaskanälen als auch im Rezirkulationskühler.

Der Wirkungsgrad des GuD-Kraftwerks verringert sich durch die AR. Für den Gesamtprozess bestehend aus GuD-Kraftwerk und CO₂-Abtrennungsanlage ergibt sich hingegen insgesamt ein positiver Effekt aus der AR. Nach [29] beträgt dieser Wirkungsgradgewinn etwa 0,4%-Punkte. Dabei wird jedoch kein zusätzliches Gebläse für die Rezirkulation berücksichtigt. In [30] wird sogar ein Wirkungsgradgewinn von fast 0,8%-Punkten berichtet.

2.4 Prozessmodifikationen der CO₂-Abtrennungsanlage

Bei dem in Abbildung 3 gezeigten CO₂-Abtrennungsprozess handelt es sich um den Basisprozess. Um den Wärmebedarf der Anlage und damit den Wirkungsgradverlust



zu verringern, wurden in den vergangenen Jahren verschiedene Prozessmodifikationen entwickelt. In [31] werden zwanzig unterschiedliche Modifikationen vorgestellt, mit denen entweder die Absorption verbessert wird, Wärme innerhalb des Prozesses verschoben wird oder der Wärmebedarf der Anlage verringert wird, indem Strom wie bei einer Wärmepumpe genutzt wird, um die Qualität eines Wärmestroms zu erhöhen. Es erfolgt jedoch keine Bewertung des energetischen Nutzens für den CO₂-Abtrennungsprozess.

In [32] werden sieben Modifikationen auf einer gemeinsamen Basis untersucht und verglichen. Der geringste Wirkungsgradverlust wird dabei beim *rich solution split* (RSS) erreicht, bei dem ein Teil der CO₂-reichen Lösung am Kreuzstromwärmeübertrager vorbei geführt wird. Geringere Wirkungsgradverbesserungen ergeben sich durch die *lean vapour compression* (LVC), bei der die CO₂-arme Lösung nach Austritt aus dem Desorber auf einen geringeren Druck entspannt wird. Dadurch entsteht Dampf, der nach einer Verdichtung dem Desorber zugeführt wird. Beim *multi-pressure stripper* ergibt sich ebenfalls nur ein leicht verringerter Wirkungsgradverlust. Hier wird die Lösung in mehreren Desorbern auf unterschiedlichen Druckniveaus regeneriert, wobei der aufsteigende Dampf die Desorber nacheinander durchläuft und vor jedem Desorber verdichtet werden muss. Beim *matrix stripping* ergibt sich sogar eine Verschlechterung des Gesamtwirkungsgrades. Hier wird ebenfalls in mehreren getrennten Desorbern regeneriert, wobei die Desorber jeweils mit eigenen Reboilern ausgestattet sind und CO₂ auf unterschiedlichen Druckniveaus austreiben. Kein Effekt auf den Gesamtwirkungsgrad wird bei der *heat-integrated stripping column* erzielt. Dabei wird die Lösung auf halber Höhe aus dem Desorber entnommen und mit CO₂-armer Lösung aufgewärmt. Die Ergebnisse dieser Untersuchung lassen sich jedoch nicht verallgemeinern, sondern sind stark vom verwendeten Lösungsmittel abhängig. Zur Bewertung der Modifikationen wird daher die Komplexität der Prozesse herangezogen. Diese sollte so gering wie möglich sein, da mit der Komplexität sowohl die Kosten steigen als auch die Zuverlässigkeit sinkt. Im Folgenden werden daher RSS und LVC näher betrachtet, da diese die Komplexität des CO₂-Abtrennungsprozesses nur geringfügig erhöhen [33].

2.4.1 Rich solution split

Es gibt verschiedene Prozessmodifikationen, bei denen der Lösungsmittelmassenstrom aufgeteilt wird. Dabei können unterschiedliche Ziele verfolgt werden. So kann beispielsweise ein unvollständig regenerierter Teilmassenstrom aus dem Desorber

entnommen und zum Absorber geführt werden. Dadurch ist der Lösungsmittelmassenstrom im unteren Teil des Desorbers geringer und es kann bei gleichem Dampfeinsatz auf eine niedrigere Beladung regeneriert werden. Durch eine niedrigere Beladung am Eintritt in den Absorber lassen sich bei der Absorption geringere CO₂-Konzentrationen im Abgas erreichen [34]. Das Hauptziel ist hier also die Verbesserung der Absorption. Die Prozessmodifikation RSS gehört hingegen zu den Modifikationen, bei denen Wärme innerhalb der CO₂-Abtrennungsanlage verschoben wird. Sie wurde bereits 1979 von Eisenberg und Johnson zum Patent angemeldet [35]. Dabei wird der CO₂-reiche Lösungsmittelmassenstrom vor Eintritt in den Kreuzstromwärmeübertrager aufgeteilt. Ein Teil der Lösung wird am Kreuzstromwärmeübertrager vorbei direkt in den Desorber geführt. Dieser kalte Bypassmassenstrom wird in der obersten Sprühebene des Desorbers eingedüst. Der übrige Lösungsmittelmassenstrom wird im Kreuzstromwärmeübertrager erwärmt und dem Desorber auf einer tieferen Sprühebene zugeführt. Eine schematische Darstellung des Prozesses ist in Abbildung 6 gezeigt.

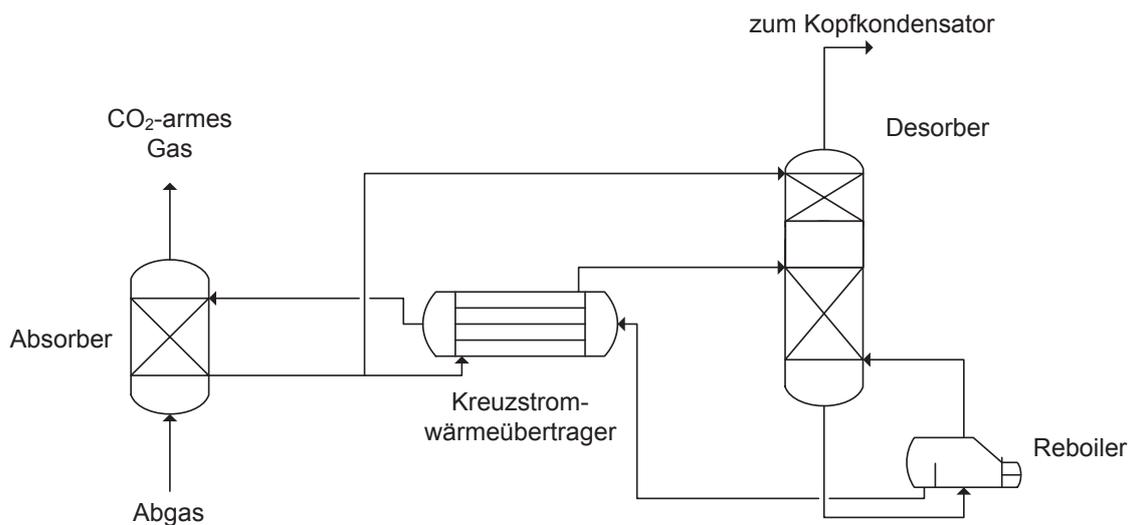


Abbildung 6: Schematische Darstellung des *rich solution split*-Prozesses nach Eisenberg [35]

Die Aufteilung des Lösungsmittelmassenstroms hat zwei gegenläufige Effekte auf die Wärmeübergänge im Prozess. Der erste Effekt ist die Kühlung im oberen Bereich des Desorbers, die durch die kalte CO₂-reiche Lösung erreicht wird, welche am Kreuzstromwärmeübertrager vorbeigeführt wird. Durch die Kühlung wird die Temperatur des austretenden CO₂ gesenkt sowie ein Teil des Wassers kondensiert, wäh-

rend gleichzeitig die Lösung aufgeheizt und CO₂ ausgetrieben wird. Durch die verringerte Temperatur des aufsteigenden CO₂ verlässt weniger Wärme den Desorber, sodass auch weniger Wärme im Reboiler zugeführt werden muss.

Der zweite Effekt ist eine Verringerung der Wärme, die im Kreuzstromwärmeübertrager von der heißen CO₂-armen Lösung auf die kalte CO₂-reiche Lösung übertragen wird. Durch den Bypass wird der Massenstrom an CO₂-reicher Lösung durch den Kreuzstromwärmeübertrager verringert, wodurch sich auch der Wärmekapazitätsstrom verringert. Insgesamt steigt dadurch zwar mit steigendem Bypassmassenstrom die Temperatur der CO₂-reichen Lösung am Austritt aus dem Wärmeübertrager an, durch den verringerten Massenstrom sinkt aber die übertragene Wärmemenge.

Für den Wärmebedarf in den Reboilern ist es entscheidend, welcher der genannten Effekte dominiert. Die Bestimmung des Bypassmassenstroms ist daher Teil der Optimierung.

2.4.2 Lean vapour compression

Die LVC gehört zu den Prozessmodifikationen, bei denen Strom einen Teil der Regenerationswärme ersetzt. Der CO₂-arme Lösungsmittelstrom wird stromabwärts des Reboilers in ein Ausdehnungsgefäß entspannt. Durch den Druckabfall verdampft ein Teil des Wassers. Die verbleibende Flüssigkeit wird zum Kreuzstromwärmeübertrager gepumpt. Der Wasserdampf wird in einem Verdichter wieder auf den Desorber verdichtet und dem Desorber auf der untersten Ebene zugeführt. Ein vereinfachtes Schaltbild dieser Prozessmodifikation ist in Abbildung 7 gezeigt.

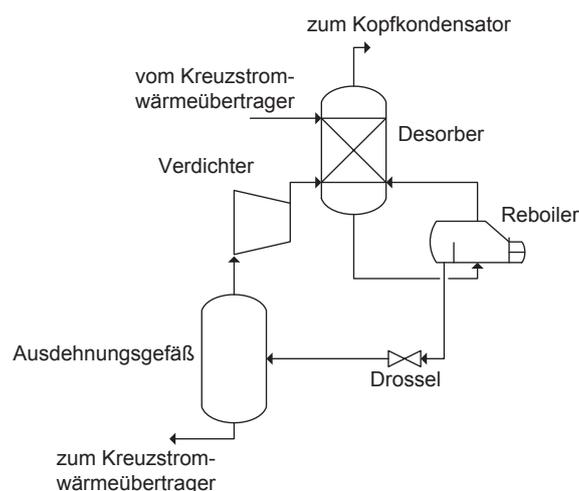


Abbildung 7: Schematische Darstellung des *lean vapour compression*-Prozesses

Durch den Einsatz des zusätzlichen Verdichters wird der Wärmebedarf des Reboilers reduziert, da der vom Verdichter bereitgestellte Dampf einen Teil des Dampfes ersetzt, der sonst im Reboiler erzeugt werden müsste. Dabei hängt die Reduzierung des Wärmebedarfs sowohl vom Lösungsmittel, als auch vom Druck im Ausdehnungsgefäß ab. Für MEA als Lösungsmittel und eine Entspannung auf Umgebungsdruck wurde bei einer Pilotanlage in einem Kohlekraftwerk eine Verringerung des Wärmebedarfs um etwa 20% ermittelt [36].

Durch die Verdichtung des Dampfes ergibt sich ein zusätzlicher Eigenbedarf, der bei der Bewertung des Prozesses mitberücksichtigt werden muss. In [36] geschieht dies über das Verhältnis von eingesparter Wärmemenge im Reboiler und eingesetzter elektrischer Energie im Verdichter. Als Grenzwert für einen energetisch positiven Effekt durch die LVC werden dabei in [36] 5 kW Dampf/kW Strom angenommen. Dies ist jedoch in hohem Maße von der Qualität des eingesparten Dampfes abhängig. Im Rahmen dieser Arbeit wird der elektrische Eigenbedarf in der Gesamtprozessuntersuchung berücksichtigt, sodass eine genaue Bewertung der energetischen Effizienz der Modifikation über den Nettowirkungsgrad erfolgt.

2.5 Lösungsmittel

Für die Abscheidung von CO₂ in einer nachgeschalteten Rauchgaswäsche wurden verschiedenste Lösungsmittel untersucht und in zusammenfassenden Studien verglichen [21, 37]. Die Lösungsmittel müssen dabei eine Vielzahl von Anforderungen erfüllen, bei denen es sich sowohl um sicherheitsrelevante Aspekte (nicht toxisch, hoher Flammpunkt, etc.) als auch um Stoffeigenschaften, die die energetische Effizienz des CO₂-Abtrennungsprozesses beeinflussen, handelt. Zu den Letzteren gehören u. a. die Reaktionsrate, die erreichbare CO₂-Beladung und der Wärmebedarf zur Regeneration. Des Weiteren sollte die Anlage möglichst wirtschaftlich betrieben werden können, weshalb auch Größen wie der Preis des Lösungsmittels sowie die Degradationsrate berücksichtigt werden müssen. Eine umfassende Liste von Kriterien ist in [21] aufgeführt. Im Folgenden werden einige der wichtigsten Lösungsmittel kurz vorgestellt.

Amine sind organische Verbindungen. Sie sind Substitutionsprodukte des Ammoniaks (NH₃), bei denen ein oder mehrere Wasserstoffatome durch andere Gruppen ersetzt sind. Man unterscheidet primäre, sekundäre und tertiäre Amine, bei denen ein, zwei beziehungsweise drei Wasserstoffatome ersetzt sind. Des Weiteren gibt es Di- und Triamine mit zwei beziehungsweise drei NH₃-Gruppen, sowie zyklische Amine.



Letztere sind ringförmige Kohlenwasserstoffe, bei denen ein oder mehr CH-Gruppen durch NH ersetzt sind [38].

Um Amine zur CO₂-Abtrennung nutzen zu können, werden sie in wässriger Lösung eingesetzt. Dabei kann sowohl ein einzelnes Amin, als auch eine Mischung verwendet werden. Die Absorption erfolgt, indem das CO₂ zunächst physikalisch in die Lösung aufgenommen wird. Dort erfolgen chemische Reaktionen, die das CO₂ binden. Primäre Amine bilden zusammen mit dem CO₂ Carbamat (RNHCOO⁻) und Hydrogencarbonat (HCO₃⁻) [39]:



Für die sekundären Amine gelten dieselben Reaktionsgleichungen, tertiäre Amine bilden kein Carbamat, für sie gilt nur Gleichung (3).

MEA in wässriger Lösung mit 7 mol MEA pro kg Wasser (7 m MEA) hat sich in den letzten Jahren als wichtigstes Lösungsmittel durchgesetzt. Es wird seit Jahren in der Gasindustrie zur Abtrennung von Sauer gasen aus Erdgas eingesetzt [40] und ist somit schon großtechnisch erprobt. Auch viele der bisher realisierten Pilotanlagen verwenden MEA als Lösungsmittel [41, 42]. MEA weist einige günstige Eigenschaften für die CO₂-Abscheidung auf. Das Molgewicht ist im Vergleich zu anderen Aminen gering, wodurch sich auch bei geringen Massenkonzentrationen der Lösung eine hohe Beladungskapazität ergibt. Außerdem laufen die Reaktionen mit CO₂ durch die hohe Alkalinität recht schnell ab [43]. Demgegenüber bestehen jedoch auch einige Nachteile: Die Regenerationswärme ist höher als bei anderen Aminen, außerdem ist MEA anfällig für oxidative Degradation, also die Reaktion mit Sauerstoff zu organischen Carbonsäuren. Diese wiederum reagieren mit dem Amin zu HSS. HSS können unter Einsatz von Wärme in einem Reclaimer teilweise wieder in MEA umgewandelt werden, es ist aber dennoch eine stetige Zugabe von frischem MEA nötig. Auch die thermische Degradation ist bei Temperaturen über 120°C ein Problem, wenn ausreichend CO₂ vorliegt. MEA reagiert dann mit CO₂ irreversibel zu mehreren Polymerisationsprodukten, die nicht weiter an der CO₂-Absorption teilnehmen und somit deaktiviert sind [44].

Andere vielversprechende Amine sind z. B. Piperazin (PZ) oder Methyldiethanolamin (MDEA). Eine wässrige Lösung mit 8m PZ hat im Vergleich zu 7m MEA etwa die

doppelte CO₂-Absorptionsrate und die doppelte maximale Beladung [45]. PZ ist außerdem bis 150°C thermisch stabil. Auch für oxidative Degradation ist es deutlich weniger anfällig und die Reaktionsgeschwindigkeit ist im Vergleich zu MEA etwa um den Faktor 10 höher [46]. Demgegenüber stehen aber ein deutlich höherer Preis sowie eine aufwändigere Handhabung, da PZ bei Umgebungstemperatur in fester Phase vorliegt. In wässriger Lösung kommt es abhängig von der PZ-Konzentration und der Beladung mit CO₂ zur Ausfällung von PZ [45].

MDEA gehört zu den tertiären Aminen. Es hat eine deutlich geringere Absorptionswärme als MEA und PZ und daher potentiell einen geringeren Wärmebedarf bei der Regeneration. Nachteilig wirkt sich hingegen die geringe Reaktionsgeschwindigkeit mit CO₂ aus, die sehr große Kolonnen nötig macht. Eine mögliche Lösung ist die Mischung unterschiedlicher Amine. 7 m MDEA und 2 m PZ in wässriger Lösung bilden beispielsweise ein Lösungsmittel, das den geringen Regenerationsbedarf und die hohe Beladung von MDEA mit der schnellen Reaktionsrate von PZ kombiniert [47].

NH₃ kann ebenfalls in wässriger Lösung zur Abscheidung von CO₂ eingesetzt werden. Die dafür entscheidende Reaktion ist die in Gleichung (4) dargestellte Reaktion von Ammoniumcarbonat mit CO₂ zu Ammoniumhydrogencarbonat.



Die wesentlichen Vorteile von NH₃ gegenüber MEA sind ein geringerer Preis für das Lösungsmittel sowie ein niedrigerer Regenerationswärmebedarf. Der Nachteil ist jedoch, dass die Reaktionsprodukte Salze sind. Diese sind zunächst in der flüssigen Phase gelöst, kristallisieren aber aus, wenn die Sättigungskonzentration erreicht ist. Dies ist besonders bei niedrigen Temperaturen der Fall, sodass es zu Ablagerungen im unteren Bereich des Absorbers kommen kann. Außerdem hat NH₃ einen hohen Dampfdruck, sodass sowohl im Absorber als auch im Desorber Maßnahmen gegen Lösungsmittelschlupf in Form von Wäschern nötig sind. Dies ist nicht nur wichtig, um den Bedarf an neuem Lösungsmittel gering zu halten, sondern auch wegen der Toxizität von NH₃[48].

Ein Lösungsmittel, das weder giftig noch flüchtig ist, sind Carbonate unterschiedlicher Alkalimetalle. Hier eignet sich neben Natriumcarbonat Na₂CO₃ [49] insbesondere Kaliumcarbonat K₂CO₃. Im Vergleich zu MEA ist der Wärmebedarf für die Regeneration geringer und es können höhere Beladungen erreicht werden. Die Reaktionsgeschwindigkeit ist jedoch deutlich geringer, sodass wie bei MDEA zur Aktivierung PZ zugegeben wird [50].

Es gibt noch weitere Lösungsmittel, von denen einige noch in einer sehr frühen Entwicklungsphase sind. Ionische Flüssigkeiten sind beispielsweise organische Salze und bei Raumtemperatur flüssig. Sie sind nicht flüchtig und thermisch stabil, aber zurzeit noch sehr teuer [51]. Eine andere Möglichkeit ist der Einsatz von Enzymen, die CO_2 in Hydrogencarbonat HCO_3^- umwandeln. Die Regeneration der Lösung erfolgt bei einer Temperatur von etwa 80°C , sodass die Exergieverluste deutlich geringer sind als bei den meisten anderen Lösungsmitteln. Mit $10 \text{ t CO}_2/\text{Tag}$ Abscheidungsleistung sind aktuelle Pilotanlagen aber noch in einem sehr frühen Entwicklungsstadium [52].

In dieser Arbeit wird ausschließlich die CO_2 -Abscheidung mit Hilfe von MEA betrachtet, da diese dem Stand der Technik entspricht und der Fokus der Arbeit nicht auf der Entwicklung neuer Abscheidetechnologien liegt, sondern auf dem Zusammenwirken des GuD-Kraftwerks mit der CO_2 -Abtrennungsanlage.

2.6 Nutzung von Niedertemperaturwärme

In vielen industriellen Prozessen treten Abwärmeströme auf einem niedrigen Temperaturniveau auf. Diese eignen sich nicht zur Stromproduktion mit einem klassischen Wasser-Dampf-Kreislauf. Bei der Verdampfung von Wasser sind die Temperatur und der Druck konstant und direkt abhängig voneinander. Für ein gegebenes Temperaturniveau ist daher der erreichbare Frischdampfdruck ebenfalls fest vorgegeben. Bei niedrigen Temperaturen und damit niedrigen Frischdampfdrücken ist auch die Eintrittsenthalpie in die Dampfturbine gering, sodass das Enthalpiegefälle in der Turbine ebenfalls gering ist. Um nennenswerte Wärmemengen umzusetzen, wären sehr große Volumenströme nötig. Dafür wären sehr große Anlagen nötig, was einen wirtschaftlichen Betrieb unmöglich macht. Dieser ist erst ab einer Temperatur der Abwärme von etwa $240\text{-}300^\circ\text{C}$ möglich [53].

Um dieses Problem zu umgehen, können andere Medien eingesetzt werden, die ihren Siedepunkt bei niedrigeren Temperaturen haben. Eine Möglichkeit ist der Kalina-Prozess, der beispielsweise im Geothermiekraftwerk in Bruchsal genutzt wird, um aus etwa 120°C heißem Wasser Strom zu produzieren [54]. Das dabei verwendete Medium ist eine Mischung aus NH_3 und Wasser. Im Gegensatz zu reinem Wasser findet die Verdampfung bei dieser binären Mischung nicht isotherm statt. In Abhängigkeit vom Mischungsverhältnis der beiden Stoffe ergibt sich ein Temperaturfenster, in dem die Verdampfung stattfindet. Für niedrige NH_3 -Konzentrationen ist das Temperaturfenster recht klein und liegt dicht an der Siedetemperatur von reinem

Wasser. Mit steigender NH_3 -Konzentration wird das Temperaturfenster zunächst größer, bevor es für sehr hohe NH_3 -Konzentration wieder kleiner wird und sich der Siedetemperatur von reinem NH_3 nähert. Es ergibt sich die charakteristische „Siedelinse“, die in Abbildung 8 dargestellt ist.

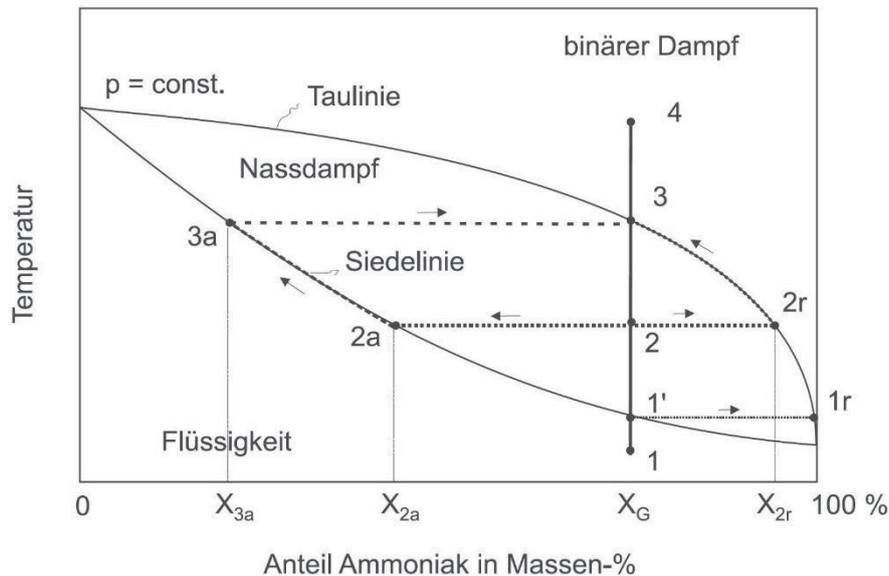


Abbildung 8: Phasendiagramm eines NH_3 -Wasser-Gemisches [55]

Während der Verdampfung stellt sich ein Phasengleichgewicht ein, bei dem sich in der flüssigen und der gasförmigen Phase unterschiedliche NH_3 -Konzentration ergeben. Ausgehend vom Zustand 1 in Abbildung 8 erreicht man durch Wärmezufuhr bei konstantem Druck zunächst den Zustand 1'. Hier beginnt die Verdampfung, wobei die Temperatur bei Wärmezufuhr weiter zunimmt. Für jeden beliebigen Zustand 2 während der Verdampfung ist die NH_3 -Konzentration im bereits verdampften Gemisch X_{2r} höher als die NH_3 -Konzentration der unterkühlten Mischung X_G . Die NH_3 -Konzentration in der siedenden Flüssigkeit X_{2a} muss daher geringer sein, da die Gesamtmasse der einzelnen Komponenten gleich bleibt. Für weiter steigende Temperaturen sinkt die NH_3 -Konzentration beider Phasen ab. Mit Erreichen der Taulinie beim Zustand 3 erreicht die NH_3 -Konzentration des Dampfes wieder den Wert X_G .

Die Temperaturänderung während der Verdampfung beim Kalina-Prozess bietet einen energetischen Vorteil gegenüber der isothermen Verdampfung beim normalen Clausius-Rankine Prozess, egal ob er mit Wasser oder wie beim *organic rankine cycle* (ORC) mit einem organischen Arbeitsmittel betrieben wird. Dies wird in Abbildung 9 deutlich. Hier ist schematisch für beide Prozesse die Temperatur über der Entropie aufgetragen. Beim ORC-Prozess ist dabei deutlich der große Abstand zwischen dem

wärmeabgebenden Medium (Primärkreislauf) und dem verdampfenden Arbeitsmedium zu erkennen, der sich durch die isotherme Verdampfung ergibt. Beim Kalina-Prozess hingegen bleibt die Temperaturdifferenz während der Verdampfung nahezu gleich, wodurch die mittlere Temperatur der Wärmezufuhr beim Kalina-Prozess höher ist. Der erreichbare Wirkungsgrad bei einem gegebenen Abwärmestrom ist daher beim Kalina-Prozess größer [55, 56].

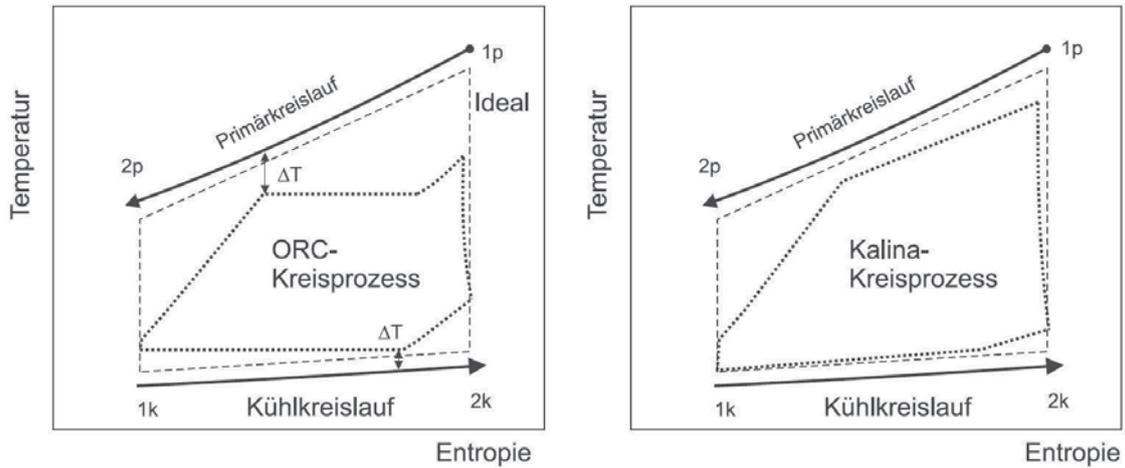


Abbildung 9: T,s-Diagramm von ORC-Prozess und Kalina-Prozess im Vergleich [55]

3 MODELLERSTELLUNG

In dieser Arbeit wird ein GuD-Kraftwerk mit nachgeschalteter CO₂-Abtrennungsanlage modelliert. Dabei wird jeder Teilprozess mit dem Simulationsprogramm simuliert, das sich am besten dafür eignet. Der Kraftwerksprozess und der CO₂-Verdichter werden mit EBSILON®Professional 10.03 und die CO₂-Abtrennungsanlage wird mit Aspen Plus V7.3 modelliert. Außerdem wird die Möglichkeit untersucht, Abwärmeströme von Kraftwerk und CO₂-Abtrennungsanlage mit Hilfe eines Kalina-Prozesses zur Stromproduktion zu nutzen. Der Kalina-Prozess wird ebenfalls mit Aspen Plus V7.3 modelliert. Im Folgenden werden die einzelnen Modelle im Detail beschrieben.

3.1 Referenzkraftwerksprozess

Es wird zunächst ein Referenzkraftwerk (ohne CO₂-Abtrennungsanlage) modelliert, welches im weiteren Verlauf der Arbeit modifiziert wird, um den Gesamtprozess zu optimieren. Der modellierte Referenzkraftwerksprozess basiert auf dem GuD-Kraftwerk Emsland in Lingen. Das Kraftwerk wurde 2009 in Betrieb genommen und besteht aus zwei Alstom GT26 Gasturbinen, denen jeweils ein AHDE nachgeschaltet ist. Der in den beiden AHDE produzierte Dampf wird in einer gemeinsamen Dampfturbine entspannt. Es handelt sich also um ein Kraftwerk in einer 2+1-Ausführung. Die gesamte Bruttoleistung des Kraftwerks beträgt im Nennpunkt 890,4 MW_{el}, wobei die Gasturbinen jeweils 278,1 MW_{el} liefern und die Dampfturbine 334,2 MW_{el}. Bei einem Eigenbedarf von ca. 14,9 MW_{el} ergibt sich somit eine Blocknettoleistung von 875,5 MW_{el}. Der Nettowirkungsgrad beträgt 59,2% und die spezifischen CO₂-Emissionen 347,44 g CO₂/kWh_{el}. Das Prozessschaltbild des Kraftwerks ist in Abbildung 10 dargestellt.

Die GT26 ist eine Gasturbine mit sequentieller Verbrennung (vgl. Kapitel 2.1). Nach der Verbrennung von Erdgas in der ersten Brennkammer (*environmental combustor* – EV) wird das heiße Rauchgas in einer ersten Turbinenstufe entspannt. Anschließend erfolgt eine weitere Verbrennung in der zweiten Brennkammer (*sequentiell environmental combustor* – SEV) und die abschließende Entspannung in den weiteren Turbinenstufen. Das Druckverhältnis im Verdichter ist aufgrund dieser Bauweise mit 34 deutlich höher als das Druckverhältnis in modernen Gasturbinenverdichtern anderer Hersteller, die nur eine Brennkammer verwenden (z. B. Siemens SGT5-8000H mit einem Druckverhältnis von 19,2 [57]). Durch die beiden Brennkammern ist bei der Regelung der Gasturbine mit der Aufteilung des Brennstoffs auf die Brennkammern ein weiterer Freiheitsgrad verfügbar. Im Nennpunkt wird in beiden Brennkammern dieselbe Brennstoffmenge verbrannt. Die Turbineneintrittstemperatur nach ISO 2314 beträgt für beide Brennkammern 1254°C. Im Nennpunkt ergibt sich damit eine Turbinenaustrittstemperatur von 619°C.

Das Abgas der Gasturbine wird im AHDE genutzt, um Dampf zu erzeugen. Das zu verdampfende Speisewasser wird dabei zunächst in einer Vorwärmerschleife erwärmt und in den Speisewasserbehälter geführt. Die Wassermenge in der Vorwärmerschleife wird dabei so eingestellt, dass die Mischtemperatur im Speisewasserbehälter 60°C beträgt. Dadurch wird eine Wasser-Taupunktunterschreitung auf der Außenseite der Heizflächenrohre verhindert. In Abgasrichtung sind diese Heizflächen als letzte angeordnet.

Der AHDE arbeitet nach dem Dreidruckprinzip. Das vorgewärmte Speisewasser wird also auf drei unterschiedlichen Druckniveaus verdampft und der Dampfturbine an unterschiedlichen Stellen zugeführt. Das Speisewasser für den Niederdruck-(ND) und Mitteldruckdampf (MD-Dampf) wird gemeinsam bei entsprechendem Druck aus der Speisepumpe entnommen und in den Economiserheizflächen vorgewärmt. Ein Teil dieses vorgewärmten Speisewassers wird gedrosselt und der ND-Trommel zugeführt, der Rest wird weiter vorgewärmt und in die MD-Trommel geleitet. Der entstehende ND-Dampf wird mit 4,75 bar in die Überströmleitung zwischen MD- und ND-Turbine geführt. Der MD-Dampf wird überhitzt, mit dem teilentspannten Dampf nach der Hochdruckturbine (HD-Turbine) vermischt und weiter überhitzt. Anschließend wird der Dampf der MD-Turbine mit 40 bar und 585°C zugeführt.

Nur etwa ein Viertel des Speisewassers wird im ND- und MD-Verdampfer verdampft. Die übrigen drei Viertel werden in der Speisepumpe auf einen höheren Druck gebracht und in separaten Economiserheizflächen vorgewärmt. Anschließend wird

das Wasser in Zwangsdurchlaufheizflächen verdampft. Ein Teilmassenstrom wird vor dem Verdampfer abgezweigt und in Kühlluftkühlern verdampft. In diesen Kühlern wird Luft, die dem Gasturbinenverdichter an unterschiedlichen Stellen entnommen wird, abgekühlt. Die abgekühlte Luft wird in der SEV-Brennkammer und bei den vorderen Turbinenschaufeln zur Kühlung der heißen Bauteile eingesetzt, während die erste Brennkammer mit Verdichteraustrittsluft gekühlt wird. Der Dampf aus den Kühlluftkühlern wird mit dem übrigen HD-Dampf vermischt und überhitzt. Nach der Überhitzung wird er mit 159 bar und 585°C der Turbine zugeführt.

In der Dampfturbine wird der Dampf entspannt. Die Dampfturbine besteht aus einem HD-, einem MD- und einem zweiflutigen ND-Abschnitt. Die isentropen Wirkungsgrade der einzelnen Abschnitte werden dabei nach dem Ansatz von Pfaff bestimmt [58]. In diesem Ansatz wird davon ausgegangen, dass bei einer hinreichend großen Schaufellänge in der Dampfturbine die Spalt- und Randverluste keine Rolle mehr spielen. In diesem Fall würde sich ein maximaler Wirkungsgrad η_{\max} ergeben. Für kürzere Schaufeln nimmt der Einfluss dieser Verluste zu, sodass der Wirkungsgrad kleiner wird. Da der Volumenstrom durch eine Turbine direkt von der Schaufellänge abhängig ist, bedeutet das, dass sich der tatsächliche Wirkungsgrad diesem theoretischen Maximum umso mehr annähert, je größer der Volumenstrom durch die Turbine ist. Für das untersuchte Kraftwerk ergeben sich damit die in Tabelle 1 aufgeführten Wirkungsgrade

Tabelle 1: Isentrope Wirkungsgrade der einzelnen Turbinenabschnitte der Dampfturbine

Turbinenabschnitt	Isentroper Wirkungsgrad
HD	0,909
MD	0,935
ND	0,94

Erfolgt die Entspannung in der Turbine bis ins Nassdampfgebiet, muss ein zusätzlicher Verlust berücksichtigt werden, der in den angegebenen isentropen Wirkungsgraden nicht enthalten ist. Die kondensierenden Tropfen können der Strömung wegen ihrer Trägheit nicht ausreichend folgen und prallen daher auf die Schaufeln. Dieser Effekt wird durch eine empirische Korrelation nach Baumann abgebildet. Der isentrope Wirkungsgrad berechnet sich dabei nach

$$\eta_{\text{is}} = \eta_{\text{is,tr}} - \alpha^* \cdot \bar{y}, \quad (5)$$

mit dem korrigierten isentropen Wirkungsgrad η_{is} , dem nicht korrigierten isentropen Wirkungsgrad $\eta_{is,tr}$, dem Baumannfaktor α^* und der mittleren Dampfnässe \bar{y} [59, 60].

Zusätzlich wird bei der ND-Turbine ein Austrittsverlust berücksichtigt. Dieser wird im Auslegungsfall pauschal mit 30 kJ/kg angenommen.

Der Kondensatordruck ist von der Kühlwassertemperatur abhängig und beträgt im Auslegungsfall 45 mbar. Das Kühlwasser wird von einem Naturzug-Kühlturm bereitgestellt.

Das Abgas nach dem AHDE hat eine Temperatur von 75°C. Der CO₂-Gehalt des Abgases beträgt 4,23 Vol.-%. Eine Übersicht über die wichtigsten Größen des Kraftwerks ist in Tabelle 2 gegeben.

Tabelle 2: Wichtige Kenngrößen des Referenzkraftwerks

Bruttoleistung GuD	890,4 MW _{el}
Bruttoleistung Gasturbinen	278,1 MW _{el}
Bruttoleistung Dampfturbine	334,2 MW _{el}
Nettoleistung	875,5 MW _{el}
Elektrischer Bruttowirkungsgrad	60,2 %
Elektrischer Nettowirkungsgrad	59,2 %
Spez. CO ₂ -Emissionen	347,44 g/kWh _{el}
Verdichterdruckverhältnis	34
Turbinenaustrittstemperatur	619°C
Abgasmassenstrom (für eine GT)	644 kg/s
Frischdampfdruck	159 bar
Frischdampf Temperatur	585°C
Kondensatordruck	45 mbar
Abgas nach AHDE	
Druck	1,013 bar
Temperatur	74,8°C
N ₂	74,2 Vol.-%



O ₂	11,8 Vol.-%
H ₂ O	8,9 Vol.-%
CO ₂	4,2 Vol.-%
Ar	0,9 Vol.-%

Der Eigenbedarf des GuD-Kraftwerks ist deutlich geringer als bei einem kohlebefeuerten Dampfkraftwerk vergleichbarer Größe. Dort werden je nach Kraftwerk ca. 7% der Bruttoleistung für den Eigenbedarf eingesetzt [61]. Im hier betrachteten GuD-Kraftwerk sind es weniger als 2%. Das liegt im Wesentlichen daran, dass der größte Verbraucher im GuD-Kraftwerk, der Gasturbinenverdichter, mechanisch mit der Gasturbine gekoppelt ist und daher keine elektrische Leistung benötigt. Ebenso entfallen die aufwändige Rauchgasreinigung und die Kohlemühlen. Die verschiedenen Verbraucher, die einen Beitrag zum Eigenbedarf leisten, sind in Tabelle 3 aufgeführt.

Tabelle 3: Zusammensetzung des Eigenbedarfs im Auslegungsfall

Verbraucher	Leistungsaufnahme in kW
Speisewasserpumpe	5.081
Kühlwasserpumpe	3.790
Trafoverluste	3.117
Peripheriegeräte Gasturbine [62]	1.390
Indirekter Eigenbedarf [62]	890
Peripheriegeräte Dampfturbine [62]	334
Weitere Pumpen im Wasser-Dampf-Kreis	307

Die Pumpenleistungen sowie die Trafoverluste ergeben sich direkt aus der Simulation. Die Peripheriegeräte der Turbinen, wie Schmierölpumpen oder Steuerölpumpen, werden nach [62] mit einem pauschalen Faktor von 0,25% der Generatorleistung für die Gasturbinen und 0,1% der Generatorleistung für die Dampfturbine berücksichtigt. Dieser Eigenbedarf ist somit lastabhängig. Der indirekte Eigenbedarf enthält Verbraucher, die unabhängig von der Last konstant bleiben, wie Belüftung und Beleuchtung. Er wird mit 0,1% der Generatornennleistung des gesamten Kraftwerks abgeschätzt [62].

3.2 CO₂-Abtrennungsanlage

In diesem Abschnitt werden die Randbedingungen und Annahmen vorgestellt, die für die Modellierung der in Abschnitt 2.3 beschriebenen CO₂-Abtrennungsanlage verwendet werden. Der Prozessaufbau entspricht dem in Abbildung 3 gezeigten Schema. Als Lösungsmittel wird eine wässrige Lösung mit einem Massenanteil von 30 % MEA verwendet. Das entspricht 7 mol MEA pro kg H₂O. Das Modell der CO₂-Abtrennungsanlage basiert auf einem Modell, das im Laufe früherer Projekte am Institut für Energietechnik der TUHH aufgebaut wurde [63, 64].

Während in EBSILON®Professional die Berechnungen hauptsächlich auf Energie- und Massenbilanzen beruhen, werden in Aspen Plus detailliert die chemischen Vorgänge berechnet. Dazu werden eine Reihe von Stoffdaten nicht nur für reine Stoffe, sondern auch für Mischungen, benötigt. Zu den benötigten Größen zählen unter anderem die Enthalpie, die Viskosität und die thermische Leitfähigkeit. Die Größen liegen nicht in Tabellenform vor, wie das für Wasser der Fall ist, sondern müssen berechnet werden. Zur Berechnung der Stoffdaten können in Aspen verschiedene Ansätze gewählt werden, die sich für unterschiedliche Anwendungen eignen. Für Amine wird die Klasse der Elektrolyt Eigenschaftsmodelle (*electrolyte property methods*) empfohlen.

Das ELECNRTL (*electrolyte non random two liquid*) Modell ist das vielseitigste der Elektrolyt Eigenschaftsmodelle. Es ist eine Sammlung von unterschiedlichen Ansätzen, die für die Berechnung der benötigten Größen verwendet werden. Dabei wird das Gleichgewicht zwischen einer festen und einer flüssigen Phase oder zwischen zwei flüssigen Phasen mit Hilfe von binären Parametern berechnet. Diese Parameter können experimentell ermittelt werden und sind für viele Stoffkombinationen in der Datenbank von Aspen hinterlegt.

Stehen flüssige und gasförmige Phasen in Kontakt miteinander, findet ein Stoffübergang zwischen den beiden Phasen statt. Dabei ist die Löslichkeit eines Gases in einer Flüssigkeit von entscheidender Bedeutung. Die Löslichkeit wird in diesem Modell nach dem Henry-Gesetz berechnet, wobei die Henry-Konstanten für die auftretenden Gase (CO₂, N₂, O₂ und Ar) und Flüssigkeiten ebenfalls in der Datenbank von Aspen hinterlegt sind.

Die Zustandsgrößen in der gasförmigen Phase werden mit Hilfe der Redlich-Kwong Zustandsgleichungen berechnet [65]. Sie eignen sich für Berechnungen bei einem Druck von weniger als 10 bar.



Der Absorber und der Desorber sind die größten und wichtigsten Bauteile in der CO₂-Abtrennungsanlage und bei der Auslegung von besonderem Interesse. Es handelt sich um Kolonnen, die mit strukturierten Packungen gefüllt sind, um eine möglichst große Phasengrenzfläche zwischen Gas- und Flüssigphase zu ermöglichen. Als Packung wird Mellapak™ 250Y von Sulzer verwendet [66].

Mehrere Prozesse werden hier parallel simuliert. Zum einen findet ein Stoff- und Wärmeübergang zwischen dem Gas und der Waschlösung statt. Beim Absorber ist die Gasphase das Abgas, beim Desorber ist es die Mischung aus abgetrenntem CO₂ und im Reboiler verdampften Wasser. Außerdem laufen chemische Reaktionen ab, da das absorbierte CO₂ mit dem Amin in der Lösung reagiert.

Der Stoffübergang kann nach zwei grundlegend unterschiedlichen Ansätzen berechnet werden. Bei der „Equilibrium“-Methode wird die Kolonne in Strömungsrichtung in Abschnitte, die theoretischen Stufen, eingeteilt. Am Eintritt und Austritt aus jeder Stufe wird davon ausgegangen, dass sich die flüssige und die gasförmige Phase im thermodynamischen Gleichgewicht befinden. Bei den Vorgängen in den Kolonnen handelt es sich jedoch nicht nur um reine Wärme- und Stoffübergänge, sondern es finden auch Reaktionen statt. Wenn diese Reaktionen im Vergleich zum Stofftransport sehr schnell ablaufen, ist ihr Einfluss auf die Transportvorgänge klein. Für geringere Reaktionsgeschwindigkeiten nimmt der Einfluss der Reaktionen jedoch zu, weshalb die Reaktionskinetik auch beim Stoff- und Wärmeübergang berücksichtigt werden muss. Dafür können empirische Wirkungsgrade verwendet werden. Diese Wirkungsgrade hängen stark von der Anwendung ab und können für einen konkreten Fall durchaus zwischen 0,4 und 0,8 liegen [67]. Besonders bei Mehrkomponentensystemen liefern diese Ansätze jedoch keine zufriedenstellenden Ergebnisse [68]. Das liegt auch daran, dass durch die chemische Reaktion des zu absorbierenden Stoffes mit dem Lösungsmittel der Stoffübergang beschleunigt wird, da die Konzentration des Stoffes in der Lösung dadurch abnimmt. Dies kann durch sogenannte Enhancementfaktoren berücksichtigt werden. Diese müssen jedoch empirisch bestimmt oder aus vereinfachten Modellen abgeleitet werden, was für Mehrkomponentensysteme nur mit groben Vereinfachungen möglich ist [68].

Der zweite mögliche Ansatz zur Berechnung von Stoffübergängen sind die sogenannten kinetisch basierten Modelle (*rate based model*), bei denen die Reaktionskinetiken mit berücksichtigt werden. Diese haben sich für die Simulation von Absorptionsprozessen weitgehend durchgesetzt. Als theoretische Beschreibung der Phasengrenze dient dabei das Zweifilmmodell.

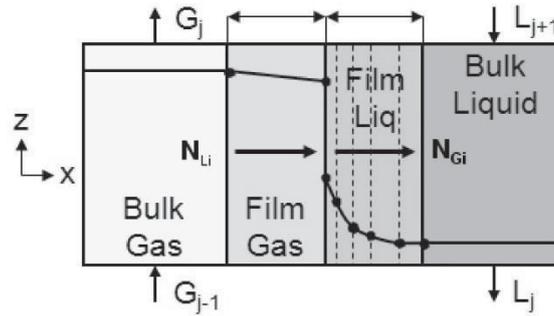


Abbildung 11: Zweifilmmodell zum Stoffübergang zwischen einer flüssigen und einer gasförmigen Phase [69]

In Abbildung 11 ist der Stoffübergang einer Komponente von einer Gasphase in eine Flüssigphase im Zweifilmmodell schematisch dargestellt. Direkt an der Phasengrenze herrscht thermodynamisches Gleichgewicht, in den Grenzschichten liegt jedoch ein Konzentrationsgradient vor. In den Kernphasen ist die Konzentration konstant. Der Konzentrationsgradient in der Grenzschicht bewirkt als treibende Kraft die Diffusion der Komponente. Zur Berechnung des flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten wird der Ansatz von Bravo verwendet [70]:

$$k_{i,k}^L = 2 \sqrt{\frac{D_{i,k}^L \cdot u_{LE}}{\pi \cdot S}} \quad (6)$$

mit dem Diffusionskoeffizienten der Flüssigkeit $D_{i,k}^L$, der effektiven Geschwindigkeit u_{LE} und der Höhe der gewellten Packung S .

Der gaseitige Stoffübergangskoeffizient berechnet sich ebenfalls nach Bravo aus:

$$k_{i,k}^V = 0,054 \cdot \frac{D_{i,k}^V}{S} \cdot Re_V^{0,8} \cdot Sc_{V,i,k}^{0,333} \quad (7)$$

mit dem Diffusionskoeffizienten des Gases $D_{i,k}^V$, der Reynoldszahl im Gas Re_V und der Schmidtzahl im Gas $Sc_{V,i,k}$.

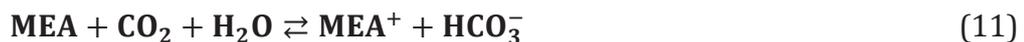
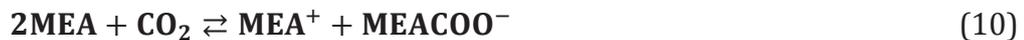
Neben dem Stoffübergang ist auch der Wärmeübergang zwischen Flüssigkeit und Gas entscheidend. Die Wärmeübergangskoeffizienten für die Flüssigkeit und das Gas werden nach einem Ansatz von Chilton und Colburn berechnet [71]:

$$h^L = \bar{k}^L \cdot \bar{\rho}^L \cdot c_p^L \cdot \left(\frac{\lambda^L}{\bar{\rho}^L \cdot c_p^L \cdot D^L} \right)^{2/3} \quad (8)$$

$$h^V = \bar{k}^V \cdot \bar{\rho}^V \cdot c_p^V \cdot \left(\frac{\lambda^V}{\bar{\rho}^V \cdot c_p^V \cdot D^V} \right)^{2/3} \quad (9)$$

Dabei ist \bar{k} der mittlere Stoffübergangskoeffizient, $\bar{\rho}$ die molare Dichte, c_p die spezifische molare Wärmekapazität und λ die thermische Leitfähigkeit.

Die im Absorber und Desorber ablaufenden chemischen Reaktionen zwischen CO_2 und MEA sind Gegenstand einer Vielzahl von Untersuchungen [72, 73, 74, 75]. Sie sind entscheidend für den CO_2 -Abtrennungsprozess, da das CO_2 nur in geringer Menge im Wasser gelöst und hauptsächlich chemisch an das Amin gebunden transportiert wird. Außerdem trägt der Energiebedarf der Rückreaktion von CO_2 und MEA wesentlich zum Wärmebedarf im Reboiler bei. Eine genaue Beschreibung der relevanten Reaktionsgleichungen ist daher entscheidend für die realitätsnahe Modellierung des CO_2 -Abtrennungsprozesses. In dieser Arbeit wird das Phoenix-Modell von Plaza verwendet [76]. Darin werden die folgenden Reaktionsgleichungen berücksichtigt:



Das Modell basiert auf einer Arbeit von Hilliard, der gezeigt hat, dass eine Berücksichtigung der Carbamat- und der Bicarbonatbildung zur Beschreibung der Vorgänge im Absorber ausreichend ist, da die Konzentrationen an Zwischenprodukten wie H^+ und OH^- für den Absorptionsprozess nicht geschwindigkeitsbestimmend sind [77].

Bei hohen Temperaturen stellt sich ein Gleichgewicht zwischen Hin- und Rückreaktion ein. Im Desorber wird daher im Allgemeinen davon ausgegangen, dass chemisches Gleichgewicht vorliegt. Im Absorber hingegen sind die Temperaturen niedriger, sodass bei den üblichen Verweilzeiten die Reaktionen keinen Gleichgewichtszustand erreichen. Daher sind nicht nur die chemischen Reaktionen, sondern auch die Reaktionsgeschwindigkeiten von Interesse. Mittels der Arrhenius-Gleichung können dafür die Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten k berechnet werden:

$$k = A \cdot e^{\frac{-E_A}{R \cdot T}} \quad (12)$$

mit einem empirischen Faktor A für die jeweilige Reaktion, der Aktivierungsenergie E_A , der universellen Gaskonstante R und der Temperatur T . In [76] werden jeweils für Hin- und Rückreaktion die entsprechenden Koeffizienten angegeben.

Bei der Auslegung der Kolonnen müssen der Durchmesser und die Höhe festgelegt werden. Der Durchmesser wird dabei unter hydraulischen Gesichtspunkten festgelegt. Strömen in einer Kolonne ein Gas und eine Flüssigkeit im Gegenstrom, kann es bei hohen Gasgeschwindigkeiten dazu kommen, dass die Flüssigkeit vom Gas komplett mitgerissen wird. Dies wird als "Fluten" bezeichnet, da die Flüssigkeit dadurch nicht mehr ablaufen kann und die Kolonne "verstopft". Um dies sicher auszuschließen wird der Durchmesser der Kolonne so gewählt, dass die Gasgeschwindigkeit maximal 70% der Gasgeschwindigkeit beim Fluten beträgt.

Die Höhe des Absorbers wird auf 15 m festgelegt. Dies geschieht in Anlehnung an [63]. Mit der Höhe steigt das Volumen des Absorbers. Ein größeres Volumen ist gleichbedeutend mit einer größeren Phasengrenzfläche zwischen Gas- und Flüssigphase. Dadurch sind Wärme- und Stoffübergang verbessert, sodass eine höhere Beladung des Lösungsmittels erreicht werden kann. Bei gleicher armer Beladung ist somit ein geringerer Lösungsmittelmassenstrom nötig und der Wärmebedarf im Reboiler verringert sich leicht. Gleichzeitig steigen jedoch der Druckverlust im Absorber sowie der Preis der Kolonne. Eine separat durchgeführte technisch-wirtschaftliche Untersuchung bestätigt, dass die gewählte Höhe nahe am Optimum liegt. Für den Desorber wird analog eine Höhe von 10 m festgelegt.

3.3 CO₂-Verdichter

Am Austritt aus dem Kopfkondensator liegt das abgeschiedene CO₂ bei ca. 40°C und 1,9 bar vor. Bei diesem Druck ist das Volumen des Gasstroms so groß, dass ein Transport über längere Entfernungen nicht wirtschaftlich ist. Daher wird im Anschluss an den CO₂-Abtrennungsprozess eine Verdichtung des CO₂ auf einen vorgegebenen Pipelinedruck vorgenommen. Der Austrittsdruck bei dieser Verdichtung sollte dabei in der Regel über dem kritischen Druck von 73,77 bar liegen [78]. In der Literatur werden Werte bis 200 bar verwendet [79]. In Anlehnung an große nationale und internationale Studien wird in dieser Arbeit ein Pipelinedruck nach dem CO₂-Verdichter von 110 bar vorgegeben [80].

Zur Modellierung des CO₂-Verdichters wird EBSILON®Professional 10.03 verwendet. Bei der Berechnung der Zustandsgrößen wird Realgasverhalten angenommen, da sich CO₂ bei hohen Drücken nicht wie ein ideales Gas verhält. Dies gilt für alle Gase insbesondere dann, wenn der Abstand der Temperatur zur Taulinie gering ist, was in der Nähe des kritischen Punktes der Fall ist [13].

Der Verdichter wird als sechsstufiger Mehrwellen-Radialverdichter ausgeführt. Ein Radialverdichter ist nötig, da dieser ein Stufendruckverhältnis von 3 erreichen kann, während bei Axialverdichtern nur ein deutlich geringeres Druckverhältnis erreicht werden kann. Die Ausführung als Mehrwellenverdichter hat den Vorteil, dass jede Stufe im Drehzahloptimum betrieben werden kann [81].

Der Aufbau des Verdichters ist schematisch in Abbildung 12 dargestellt. Nach jeder Verdichterstufe ist ein Zwischenkühler vorgesehen, in dem das CO₂ wieder auf 40°C abgekühlt wird. Dadurch verringert sich das Volumen und der Leistungsbedarf für die weitere Verdichtung wird gesenkt. Der Druckverlust in den Kühlern nimmt mit steigendem Druck zu und ist in Tabelle 4 für jeden Kühler angegeben.

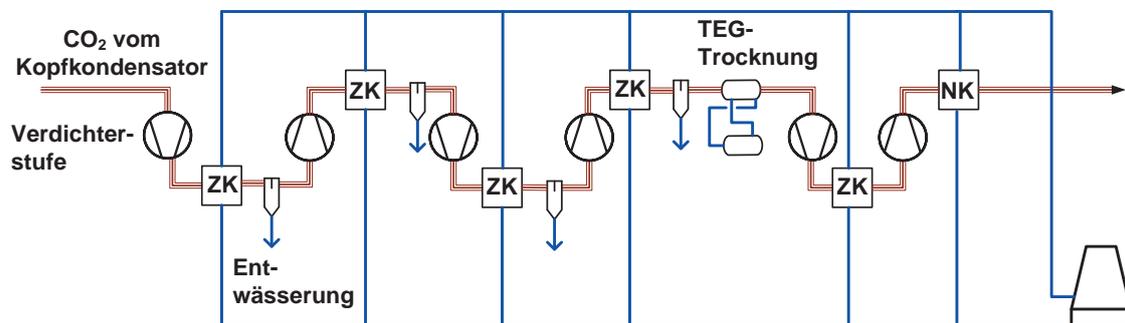


Abbildung 12: Schematische Darstellung des CO₂-Verdichters

Mit sinkender Temperatur und steigendem Druck nimmt der Sättigungswassergehalt von CO₂ zunächst ab. Da das CO₂ am Verdichtereintritt bereits wassergesättigt ist, kondensiert bei der Kühlung ein Teil des Wassers aus. Dieses Wasser wird nach den Kühlern abgezogen. Auf diese Weise lässt sich bei einer Kühlung auf 30°C jedoch nur ein Wassergehalt von etwa 800-1000 ppm erreichen, da der maximale Wassergehalt für überkritisches CO₂ zu höheren Drücken hin wieder ansteigt [82]. Um Korrosion und die Bildung von Gashydraten in der Pipeline zu vermeiden, wird ein Wassergehalt von weniger als 50 ppm benötigt. In dieser Arbeit wird dafür nach der vierten Verdichterstufe eine zusätzliche Trocknung mit einer Triethylenglycol (TEG)-Anlage durchgeführt. Der Prozess ähnelt jenem der CO₂-Abtrennungsanlage. TEG zirkuliert in einem Kreisprozess mit einer Absorptionskolonne, in der dem CO₂ das Wasser entzogen wird, und einem Regenerator, in dem das Wasser mittels Wärme wieder aus dem TEG ausgetrieben wird. Der hierfür benötigte Wärmebedarf beträgt etwa 3,72 kJ_{th}/kg CO₂. Zusätzlich wird eine Pumpenleistung von 0,12 kJ_{el}/kg CO₂ benötigt [82]. Beides wird bei der Gesamtprozessbetrachtung berücksichtigt. CO₂-seitig wird für diese Trocknung zusätzlich ein Druckverlust von 50 mbar angenommen.

Der polytrope Wirkungsgrad ist entscheidend für den Energiebedarf des Verdichters. Er ist für die hinteren, sich auf höherem Druck befindenden Verdichterstufen geringer als für die vorderen Stufen, da mit steigendem Druck das Volumen des CO₂ abnimmt. Infolge der Volumenabnahme werden die Verdichterschaufeln kürzer, und die Bereiche der Strömung, die durch Reibung im Spalt beeinflusst sind, werden anteilig größer. Außerdem ist die optimale Drehzahl bei den hinteren Schaufeln größer, was ebenfalls den Wirkungsgrad verringert. Die Wirkungsgrade sind für die einzelnen Stufen in Tabelle 4 aufgeführt [83].

Tabelle 4: Polytroper Wirkungsgrad der Verdichterstufen und Druckverlust in den Zwischenkühlern

	Stufe 1	Stufe 2	Stufe 3	Stufe 4	Stufe 5	Stufe 6
Polytroper Wirkungsgrad	85%	84%	83%	82%	81%	80%
Druckverlust	20 mbar	40 mbar	60 mbar	80 mbar	100 mbar	120 mbar

3.4 Kalina-Kreisprozess

In der CO₂-Abtrennungsanlage und im CO₂-Verdichter treten Abwärmeströme auf. Im Rahmen dieser Arbeit wird neben der Integration dieser Abwärme in den Kraftwerksprozess auch die Nutzung der Abwärme zur Stromproduktion in einem zusätzlichen Kalina-Kreisprozess untersucht.

Der Kalina-Prozess wird ebenfalls mit Aspen Plus V7.3 modelliert. Das Modell basiert auf Arbeiten, die am Institut für Energietechnik im Bereich der geothermalen Stromerzeugung durchgeführt wurden [84, 85]. Beim Kalina-Prozess wird ein zugeführter Abwärmestrom genutzt, um ein NH₃-Wasser Gemisch zu verdampfen (vgl. Abschnitt 2.6). Dabei werden verschiedene Schaltungen unterschieden, bei denen zum Teil mit einer internen Wärmerückgewinnung gearbeitet wird. Dies kann sinnvoll sein, wenn zusätzlich Wärme für Heizzwecke benötigt wird. Die größte Auskühlung des Heizmediums sowie die größte Nettoleistung ergeben sich jedoch bei der einfachen Schaltung ohne Wärmerückgewinnung [86]. Diese ist in Abbildung 13 dargestellt.

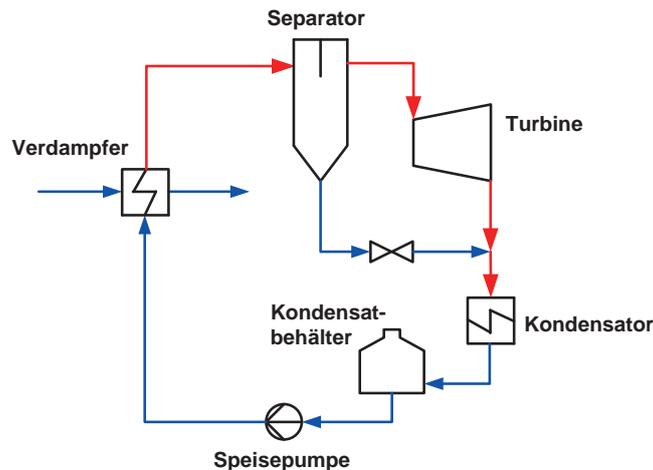


Abbildung 13: Schematische Darstellung des modellierten Kalina-Prozesses

Das Arbeitsmittel wird zunächst in der Speisepumpe auf einen hohen Druck gebracht. Die Höhe des Druckes ist dabei entscheidend für die Güte des Prozesses und ist Gegenstand der Optimierung in Abschnitt 4.6. Anschließend wird das Arbeitsmittel im Verdampfer verdampft. Dabei wird eine möglichst weite Abkühlung des Heizmediums angestrebt, da mit diesem die Zwischenkühler des CO₂-Verdichters gekühlt werden. Für den Verdampfer wird daher eine untere Grädigkeit von 10 K festgelegt.

Nach dem Verdampfer liegt das Arbeitsmittel in der Regel zweiphasig vor, da nur eine Teilverdampfung erreicht wird. Vor Eintritt in die Turbine wird daher in einem Separator die flüssige Phase abgeschieden und dem entspannten Dampf über einen Bypass vor dem Kondensator zugeführt. Der Sattedampf wird in der Turbine entspannt. Dabei wird ein isentroper Turbinenwirkungsgrad von 0,84 und ein mechanischer Wirkungsgrad von 0,9 angenommen [86]. Aus der Kühlwassereintrittstemperatur und einer unteren Grädigkeit im Kondensator von 5 K ergibt sich für die Turbine ein Gegendruck von ca. 8 bar.

Für die Berechnung der Stoffdaten des NH₃-Wasser Gemisches in Aspen wird das Stoffdatenmodell REFPROP (*REFerence fluid PROPERTIES*) verwendet. Das Modell wurde am *National Institute of Standards and Technology* entwickelt und fasst verschiedene Ansätze zur Berechnung von Stoffdaten zusammen. Neben drei Ansätzen für die Berechnung von Reinstoffen können auch die Stoffdaten von Gemischen bestimmt werden. Dafür werden Mischungsregeln auf die Helmholtz Energien der ge-

mischten Komponenten angewendet. Der Gültigkeitsbereich für die beiden Komponenten NH_3 und Wasser reicht von 0 bis 427°C und von 0 bis 1000 bar. Für weitere Details wird auf die Literatur verwiesen [87, 88].

3.5 Gesamtprozess

Da die vier Teilprozesse in unterschiedlichen Programmen modelliert und simuliert werden, ist eine gemeinsame Berechnung in einem Modell nicht möglich. Es werden daher in Anlehnung an [63] Schnittstellengrößen definiert. Diese dienen zum Austausch von Informationen zwischen den Prozessen, die für die Simulation benötigt werden. Die in dieser Arbeit verwendeten Schnittstellengrößen sind in Tabelle 5 aufgeführt.

Tabelle 5: Schnittstellengrößen zum Informationsaustausch zwischen den Teilprozessen

Schnittstellengröße	Quelle	Empfänger
Abgastemperatur in $^\circ\text{C}$	Kraftwerk	CO_2 -Abtrennungsanlage und Kalina-Prozess
Abgasdruck in bar	Kraftwerk	CO_2 -Abtrennungsanlage
Abgasmassenstrom in kg/s	Kraftwerk	CO_2 -Abtrennungsanlage und Kalina-Prozess
Abgaszusammensetzung in Vol.-%	Kraftwerk	CO_2 -Abtrennungsanlage
Spezifischer Wärmebedarf in MJ/kg CO_2	CO_2 -Abtrennungsanlage	Kraftwerk
Temperatur im Reboiler in $^\circ\text{C}$	CO_2 -Abtrennungsanlage	Kraftwerk
Reboilerkondensattemperatur in $^\circ\text{C}$	CO_2 -Abtrennungsanlage	Kalina-Prozess
Reboilerkondensatmassenstrom in kg/s	CO_2 -Abtrennungsanlage	Kalina-Prozess
Kopfkondensatortemperatur in $^\circ\text{C}$	CO_2 -Abtrennungsanlage	Kalina-Prozess

Schnittstellengröße	Quelle	Empfänger
Kopfkondensatorwärmestrom in MW	CO ₂ -Abtrennungsanlage	Kalina-Prozess
Spezifischer Kühlbedarf in MJ/kg CO ₂	CO ₂ -Abtrennungsanlage	Gesamtprozess
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf der CO ₂ -Abtrennungsanlage in kJ/kg CO ₂	CO ₂ -Abtrennungsanlage	Gesamtprozess
CO ₂ -Druck nach dem Kopfkondensator in bar	CO ₂ -Abtrennungsanlage	CO ₂ -Verdichter
CO ₂ -Zusammensetzung nach dem Kopfkondensator in Vol.-%	CO ₂ -Abtrennungsanlage	CO ₂ -Verdichter
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf des CO ₂ -Verdichters in kJ/kg CO ₂	CO ₂ -Verdichter	Gesamtprozess
Zusätzliche Nettoleistung in MW	Kalina-Prozess	Gesamtprozess

Für die Modellierung des Gesamtprozesses wird EBSILON verwendet. Der Kraftwerksprozess und der CO₂-Verdichter können in einem gemeinsamen Modell abgebildet werden. Für die CO₂-Abtrennungsanlage wird ein Makro verwendet, in das die Schnittstellengrößen eingetragen werden, die von der CO₂-Abtrennungsanlage an die anderen beiden Teilprozesse übertragen werden müssen. Das in der grafischen Oberfläche von EBSILON verwendete Makro ist in Abbildung 14 dargestellt.

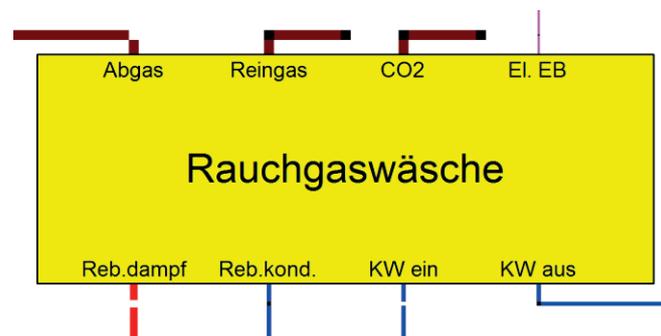


Abbildung 14: EBSILON®Professional Makro zur Modellierung der CO₂-Abtrennungsanlage im Gesamtmodell

Das Makro ersetzt nicht die Simulation der CO₂-Abtrennungsanlage in Aspen, es dient lediglich als Schnittstelle zwischen den Programmen. Die Berechnung erfolgt, wie in Abschnitt 3.2 beschrieben, in Aspen. Die in Tabelle 5 gegebenen Schnittstellengrößen, die von der CO₂-Abtrennungsanlage an den Gesamtprozess oder an den CO₂-Verdichter übergeben werden, müssen dafür manuell in das Makro eingetragen werden. Eine automatische Übertragung wurde in Zusammenarbeit mit der DTU (Danmarks Tekniske Universitet) in Kopenhagen entwickelt [89].

Die manuelle Übertragung bietet den Vorteil, dass während der Simulation der Teilprozesse einfacher durch den Benutzer eingegriffen werden kann. Dadurch kann auf Fehler schneller reagiert werden. Die automatische Übertragung ist von Vorteil, wenn die Berechnung der CO₂-Abtrennungsanlage Ergebnisse liefert, die den Kraftwerksprozess so beeinflussen, dass sich die Eingangsgrößen der CO₂-Abtrennungsanlage verändern. In dem Fall sind mehrere Iterationen nötig. Dies ist jedoch bei den hier untersuchten Prozessen in der Regel nicht der Fall. Daher wird die manuelle Übertragung genutzt.

Für die Berechnung des Gesamtprozesswirkungsgrades wird vom Kalina-Prozess nur die erzielte Nettoleistung benötigt. Für die zum Gesamtprozess zurückgeführten Kühlwasser- und Kondensatmassenströme sind die Temperaturen bereits als Randbedingung vorgegeben.



4 GESAMTPROZESSUNTERSUCHUNGEN

Zur Bewertung der energetischen Güte des CO₂-Abtrennungsprozesses wird der aus GuD-Kraftwerk, CO₂-Abtrennungsanlage und CO₂-Verdichter bestehende Gesamtprozess betrachtet. Die Betrachtung des Gesamtprozesses ist notwendig, weil die Verbesserung eines Teilprozesses auch Auswirkungen auf die anderen Teilprozesse haben kann. Eine Erhöhung des Drucks im Desorber kann beispielsweise den Wärmebedarf des CO₂-Abtrennungsprozesses verringern. Gleichzeitig erhöht sich aber die benötigte Qualität des entnommenen Dampfes, da im Reboiler bei einer höheren Temperatur verdampft werden muss. Andererseits wird der Leistungsbedarf des CO₂-Verdichters kleiner, da das CO₂ am Austritt aus dem Desorber bereits bei einem höheren Druck vorliegt. Diese Effekte können nicht losgelöst voneinander aufgerechnet werden.

Zur quantitativen Bewertung des Gesamtprozesses wird der Nettowirkungsgrad herangezogen. Dieser ist definiert als

$$\eta_{\text{net}} = \frac{P_{\text{KI}} - P_{\text{Eb}}}{\dot{m}_{\text{B}} \cdot H_{\text{u}}} \quad (13)$$

Dabei ist P_{KI} die Klemmleistung an den Generatorklemmen, P_{Eb} der elektrische Eigenbedarf der Anlage, \dot{m}_{B} der Brennstoffmassenstrom und H_{u} der Heizwert des Brennstoffs. Der elektrische Eigenbedarf umfasst dabei nicht nur die in Abschnitt 3.1 genannten Verbraucher im Kraftwerksprozess, sondern zusätzlich die Verbraucher in der CO₂-Abtrennungsanlage, die CO₂-Verdichter sowie die Pumpen für das zusätzliche Kühlwasser, das für den Kühlbedarf der CO₂-Abtrennungsanlage und der CO₂-Verdichter benötigt wird. Bei der Betrachtung des Kalina-Prozesses wird der Eigenbedarf der zusätzlichen Pumpen mit der Stromproduktion des Kalina-Prozesses verrechnet, sodass nur die Nettostromproduktion an den Gesamtprozess übertragen werden muss.

Im Folgenden wird der Nettowirkungsgrad des Gesamtprozesses für verschiedene Prozesskonfigurationen bestimmt. Das Ziel dabei ist es, einen energetisch möglichst vorteilhaften Prozess zu finden, um die Kosten für die CO₂-Abtrennung so weit wie möglich zu senken. Die einzelnen Verbesserungen werden dabei zunächst nur separat mit dem im folgenden Abschnitt vorgestellten Basisprozess verglichen. Im Anschluss wird untersucht, wie sich die einzelnen Verbesserungen gegenseitig beeinflussen, um einen optimierten Gesamtprozess zu erstellen. Bei allen in dieser Arbeit

untersuchten Varianten des Gesamtprozesses handelt es sich um extra für den jeweiligen Fall ausgelegte Anlagen („Greenfield“). Es wird nicht untersucht, wie sich ein bestehendes Kraftwerk bei einer Nachrüstung mit einer CO₂-Abtrennungsanlage verhält, da dabei Besonderheiten des speziellen Kraftwerks Auswirkungen auf die Ergebnisse für den Gesamtprozess haben können.

4.1 Basisprozess

Der Basisprozess besteht aus dem leicht modifizierten Referenzkraftwerk, einer einfachen CO₂-Abtrennungsanlage und dem CO₂-Verdichter. Dabei wird für jeden der beiden AHDE eine separate Straße zur CO₂-Abtrennung modelliert, die aus CO₂-Abtrennungsanlage und CO₂-Verdichter besteht. Dieser Basisprozess dient im weiteren Verlauf als Grundlage, um die unterschiedlichen Varianten und Modifikationen zu vergleichen. Die aufgeführten extensiven Größen gelten, wenn nicht anders angegeben, jeweils nur für eine dieser Straßen. Die Wirkungsgrade und Wirkungsgradverluste sind für den Gesamtprozess angegeben.

4.1.1 Wärmebereitstellung

Für die Regeneration des Lösungsmittels werden große Mengen Wärme benötigt (vgl. Abschnitt 2.3). Im Referenzkraftwerk werden bei Volllast etwa 42,3 kg CO₂/s pro Gasturbine ausgestoßen. Bei einer CO₂-Abtrennungsrate von 90% und einem spezifischen Wärmebedarf von etwa 4 MJ/kg CO₂ [90] ergibt sich ein benötigter Wärmestrom von ca. 150 MW. Dieser muss bei einer Temperatur von mindestens 130°C vorliegen, wenn man die für MEA maximale Reboilertemperatur von 120°C und eine Grädigkeit von 10 K annimmt. Für diese Wärme gibt es mehrere mögliche Quellen:

- Dampfentnahme; an mehreren Stellen im Wasser-Dampf-Kreislauf ist es möglich, Dampf in größeren Mengen zu entnehmen: aus der Frischdampfleitung vor der Turbine, vor oder hinter der Zwischenüberhitzung sowie aus der Überströmleitung zwischen Mitteldruck- und Niederdruckturbine. Untersuchungen an Kohlekraftwerken haben ergeben, dass eine Entnahme an den ersten drei Stellen eine zusätzliche Turbine nötig macht, da das Druckniveau des entnommenen Dampfes deutlich über dem benötigten Druck liegt [91]. Trotzdem werden dabei geringere Wirkungsgrade erreicht als bei der Entnahme aus der Überströmleitung. Die Entnahme aus der Überströmleitung ist daher die prädestinierte Lösung für Kohlekraftwerke.

- Abgaswärme; um den Wärmebedarf der Desorption komplett über Wärme aus dem Abgas zu decken, wird etwa 40% der Wärme des AHDE benötigt, die normalerweise an den Wasser-Dampf-Kreislauf abgegeben wird. Der AHDE muss daher komplett neu ausgelegt werden. Für diese Wärmequelle wird in der Literatur ein Wirkungsgradvorteil von 0,4 %-Punkten gegenüber der Entnahme aus der Überströmleitung genannt [92]. Dafür sind jedoch weitreichende Änderungen am AHDE erforderlich, die einen Betrieb des Kraftwerks ohne CO₂-Abtrennungsanlage unmöglich machen.
- Hilfskessel; die Wärme kann auch durch die Verbrennung von Gas oder Kohle in einem zusätzlichen Hilfskessel bereitgestellt werden. Diese Variante erfordert keine Veränderungen am Kraftwerk, hat aber auch den schlechtesten Wirkungsgrad, da hochwertige Exergie verwendet wird.

Für den Basisprozess wird Dampf aus der Überströmleitung entnommen, da das Referenzkraftwerk dabei weitgehend unverändert bleibt. Es werden jedoch bei der Auslegung des GuD-Kraftwerks Änderungen am AHDE und an den Dampfturbinen vorgenommen, sodass im Auslegungsfall keine zusätzliche Drosselung des Dampfes zur Nutzung in den Reboilern nötig ist. Der Sättigungsdampfdruck für 130°C beträgt 2,7 bar. Bei einem Druckverlust von 0,3 bar in der Leitung zwischen Überströmleitung und CO₂-Abtrennungsanlage ergibt sich somit ein benötigter Druck von 3 bar in der Überströmleitung. Im Vergleich zum Referenzkraftwerk, bei dem der Druck in der Überströmleitung 4,5 bar beträgt, wird in der Mitteldruckturbine also auf einen tieferen Druck entspannt. Um dies auch bei der Dampfproduktion zu berücksichtigen, werden die Verdampferheizflächen für den ND-Dampf in den Bereich geringerer Rauchgastemperaturen verlegt. Außerdem ist der Dampfmassenstrom zur ND-Turbine etwa um die Hälfte verringert, weshalb diese deutlich kleiner gebaut werden kann.

Die Änderung des Auslegungsdruckes in der Überströmleitung hat nur einen sehr geringen Einfluss auf die Verhältnisse im AHDE. Da es sich um einen Neubau handelt, werden die Dampfturbinen entsprechend ausgelegt, sodass sich für die HD- und die MD-Dampfproduktion keine Änderungen ergeben. Durch die Verringerung des ND-Dampfdrucks verringert sich zum einen das Enthalpiegefälle in der ND-Turbine, zum anderen aber erhöht sich der im AHDE erzeugte ND-Dampfmassenstrom von 19,2 auf 21,1 kg/s. Da der gemeinsame Massenstrom von HD- und MD-Verdampfer aber mit 201,6 kg/s fast um den Faktor 10 größer ist, ist der Einfluss des ND-Drucks auf den Wirkungsgrad gering. Insgesamt ergibt sich durch den geringeren ND-Druck

und den erhöhten ND-Massenstrom eine leichte Verschlechterung des Nettowirkungsgrades von 59,20% auf 59,19%. Der geringe Einfluss ist auch in Abbildung 15 zu erkennen. Hier ist der Nettowirkungsgrad des Kraftwerks ohne CO₂-Abtrennung in Abhängigkeit vom Druck in der Überströmleitung aufgetragen.

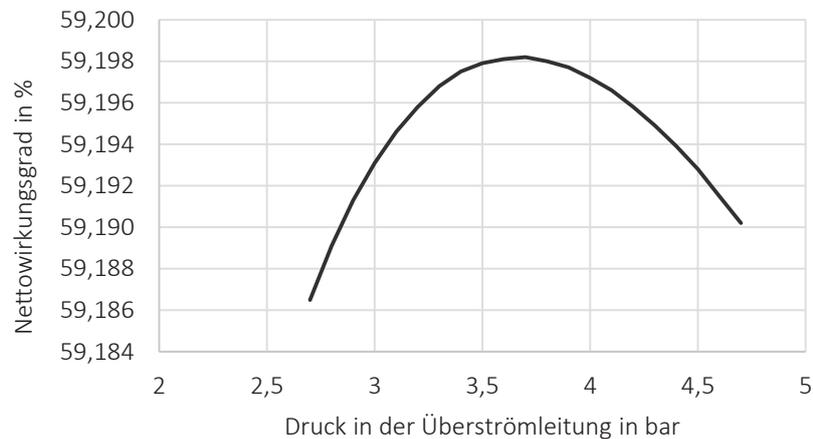


Abbildung 15: Nettowirkungsgrad des Kraftwerks ohne CO₂-Abtrennung für unterschiedliche Drücke in der Überströmleitung

Im dargestellten Bereich von 2,7 bis 4,7 bar ändert sich der Wirkungsgrad nur um etwa 0,01 %-Punkte. In den folgenden Berechnungen wird daher das Kraftwerk immer so ausgelegt, dass der Druck in der Überströmleitung im Vollastfall 0,3 bar über dem im Reboiler benötigten Druck liegt.

Der im Reboiler kondensierte Dampf muss dem Wasser-Dampf-Kreislauf wieder zugeführt werden. Da das Kondensat im Reboiler nicht unterkühlt wird, liegt es am Austritt des Reboilers siedend bei ca. 130°C vor. Die darin enthaltene Wärme kann bei einem kohlebefeuerten Dampfkraftwerk zur Vorwärmung des Speisewassers eingesetzt werden, um Anzapfdampf für die Speisewasservorwärmung einzusparen. Da bei GuD-Kraftwerken keine regenerative Speisewasservorwärmung mit Anzapfdampf eingesetzt wird, entfällt diese Möglichkeit, sodass das Reboilerkondensat zunächst einmal direkt in den Kondensator abgeleitet wird. Damit ergibt sich der in Abbildung 16 dargestellte Gesamtprozess. Der Übersichtlichkeit halber sind nur jeweils eine Gasturbine, ein AHDE und eine Straße der CO₂-Abtrennungsanlage dargestellt. Alternative Möglichkeiten zur Nutzung des Reboilerkondensats werden in Abschnitt 4.4 untersucht.

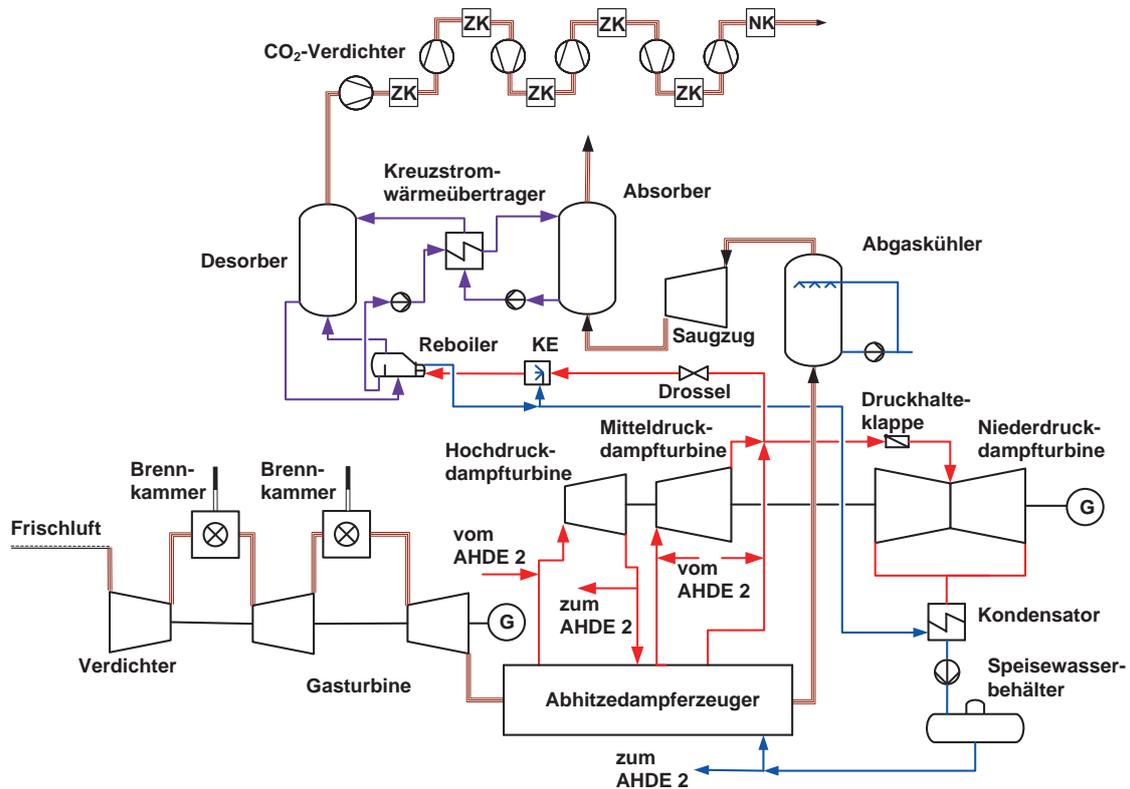


Abbildung 16: Prozessschaltbild des Basisprozesses

Um die Wärmebereitstellung auch in Betriebspunkten, die von der Auslegung abweichen, zu ermöglichen, werden eine Druckhalteklappe (DHK) und eine Drossel benötigt. Beide Komponenten sind in Abbildung 16 dargestellt. Nach dem Dampfkegengesetz von Stodola verringert sich mit dem einer Turbine zugeführten Dampfmassenstrom bei konstantem Austrittsdruck aus der Turbine auch der Druck am Eintritt in die Turbine [59]. Für Dampfturbinenkraftwerke bedeutet das, dass in Teillast der Druck in der Überströmleitung niedriger ist als im Auslegungspunkt, während er bei Überlast höher ist. Der Reboiler benötigt jedoch einen festen Druck des zugeführten Heizdampfes, da mit dem Druck auch die Kondensationstemperatur festgelegt ist. Bei einer zu niedrigen Temperatur könnte im Reboiler nicht genügend verdampft werden, bei einer zu hohen Temperatur nimmt die thermische Zersetzung des Lösungsmittels zu stark zu. Sinkt der Druck in der Überströmleitung in Teillast ab, wird die DHK benötigt. Mit dieser wird der Dampf vor der ND-Turbine angestaut und es stellt sich am Entnahmepunkt ein höherer Druck ein. Steigt der Druck in der Überströmleitung bei höheren Lasten als der Nennlast zu stark an, wird mit Hilfe der Drossel in der Entnahmeleitung der Druck vor Eintritt in den Reboiler verringert. In allen Betriebspunkten wird der Dampf vor dem Reboiler noch mit der

Kondensateinspritzung (KE) abgekühlt, um Temperaturspitzen zu vermeiden. Dazu wird ein Teil des Reboilerkondensats eingedüst. Der Rest des Kondensats wird wieder dem Wasser-Dampf-Kreislauf zugeführt.

4.1.2 Variation des Lösungsmittelmassenstroms

Der Lösungsmittelmassenstrom, der in der CO₂-Abtrennungsanlage zirkuliert, ist von entscheidender Bedeutung für den Energiebedarf der Anlage. Nachfolgend wird der Effekt der Variation des Lösungsmittelmassenstroms auf verschiedene Betriebsgrößen untersucht. Dabei wird die Anlage für jeden untersuchten Lösungsmittelmassenstrom neu ausgelegt, um eine Beeinflussung der Ergebnisse infolge Teillastbetrieb zu vermeiden. Die Neuauslegung wirkt sich besonders auf die Kolonnen aus, da das in Abschnitt 3.2 beschriebene Fluten der Kolonnen entscheidend vom Durchmesser der Kolonnen und den beteiligten Massenströmen abhängt. Eine Erhöhung des Lösungsmittelmassenstroms würde bei konstantem Durchmesser zu einer Verringerung des freien Querschnitts für das aufsteigende Gas führen und damit zu einer Annäherung an den Zustand, bei dem Fluten auftritt. Der Durchmesser wird daher so weit erhöht, dass die Geschwindigkeit des Gases wieder 70 % der Geschwindigkeit beim Fluten beträgt. Die Durchmesser der Kolonnen sind in Abbildung 17 in Abhängigkeit von dem auf den Abgasmassenstrom am Eintritt in den Absorber bezogenen Lösungsmittelmassenstrom dargestellt (L/G (liquid-to-gas) – Verhältnis). Der erforderliche Absorberdurchmesser steigt im untersuchten Bereich von 16,4 auf 18,7 m an. Da sich dadurch die Gasgeschwindigkeit verringert, nimmt der Druckverlust im Absorber von 32 auf 23 mbar ab.

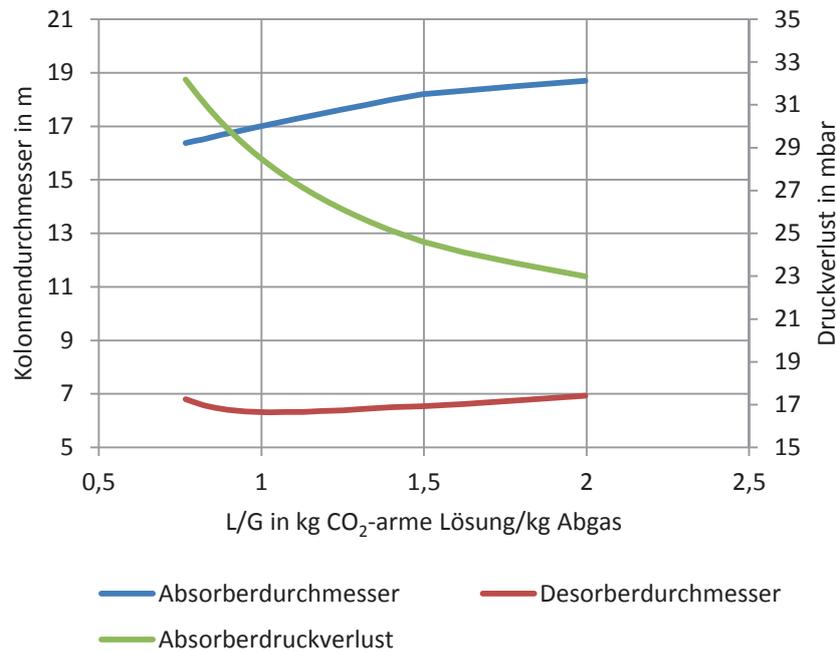


Abbildung 17: Durchmesser der Kolonnen und Druckverlust im Absorber in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis für den Basisprozess

Der erforderliche Desorberdurchmesser nimmt mit steigendem L/G-Verhältnis zunächst ab, da der Gasmassenstrom im Desorber abnimmt. Das liegt daran, dass im Desorber weniger Wasserdampf zur Regeneration des Lösungsmittels benötigt wird, da sich die CO₂-Abtrennungsanlage ihrem optimalen Betriebsbereich nähert (vgl. Abbildung 19). Ab einem L/G-Verhältnis von etwa 1,1 kg CO₂-armer Lösung/kg Abgas steigt der benötigte Desorberdurchmesser wieder an, da sowohl der gasförmige als auch der flüssige Massenstrom durch den Desorber ansteigen. Im weiteren Verlauf wird auf die Angabe der Maßeinheit beim L/G-Verhältnis verzichtet.

Geht man bei der Variation des L/G-Verhältnisses von einem konstanten CO₂-Abscheidegrad von 90% aus, ergibt sich eine gegenläufige Entwicklung von L/G-Verhältnis und CO₂-Beladungsdifferenz zwischen der reichen Beladung am Absorberrausstritt und der armen Beladung am Absorbereintritt. Dieser Zusammenhang wird in Gleichung (14) deutlich, die den konstanten abgetrennten CO₂-Molenstrom \dot{n}_{CO_2} in Abhängigkeit vom MEA-Molenstrom \dot{n}_{MEA} und der Beladungsdifferenz $\Delta\alpha$ angibt.

$$\dot{n}_{\text{CO}_2} = \dot{n}_{\text{MEA}} \cdot \Delta\alpha \quad (14)$$

Die arme und die reiche Beladung sind in Abbildung 18 in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis aufgetragen. Die reiche Beladung nimmt mit steigendem L/G-Verhältnis leicht ab, da die Verweilzeit der Lösung im Absorber abnimmt. Mit steigendem L/G-Verhältnis wird die benötigte Beladungsdifferenz kleiner, daher kann die arme Beladung vor dem Absorber zu höheren L/G-Verhältnissen hin deutlich angehoben werden.

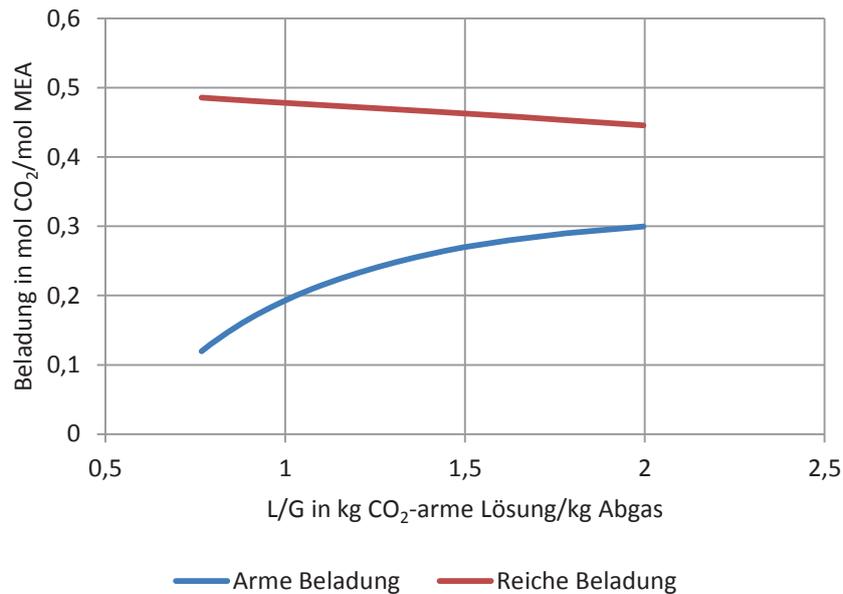


Abbildung 18: Beladung der Lösung mit CO₂ in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis für den Basisprozess

Eine hohe arme Beladung am Desorberaustritt wirkt sich positiv auf den Wärmebedarf des Reboilers aus, da der benötigte Partialdruck des Wasserdampfes im Desorber geringer ist. Dem entgegen wirkt jedoch, dass für das größere L/G-Verhältnis mehr sensible Wärme zum Aufheizen benötigt wird. Durch diese beiden gegenläufigen Effekte ergibt sich die charakteristische Kurve des spezifischen Wärmebedarfs in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis, die in Abbildung 19 dargestellt ist. Zu sehr niedrigen und sehr hohen L/G-Verhältnissen hin steigt der Wärmebedarf an und es bildet sich ein Minimum im mittleren L/G-Bereich. Für den Basisprozess ergibt sich ein minimaler spezifischer Wärmebedarf von 3,8 MJ/kg CO₂ bei einem L/G-Verhältnis von 1,1.

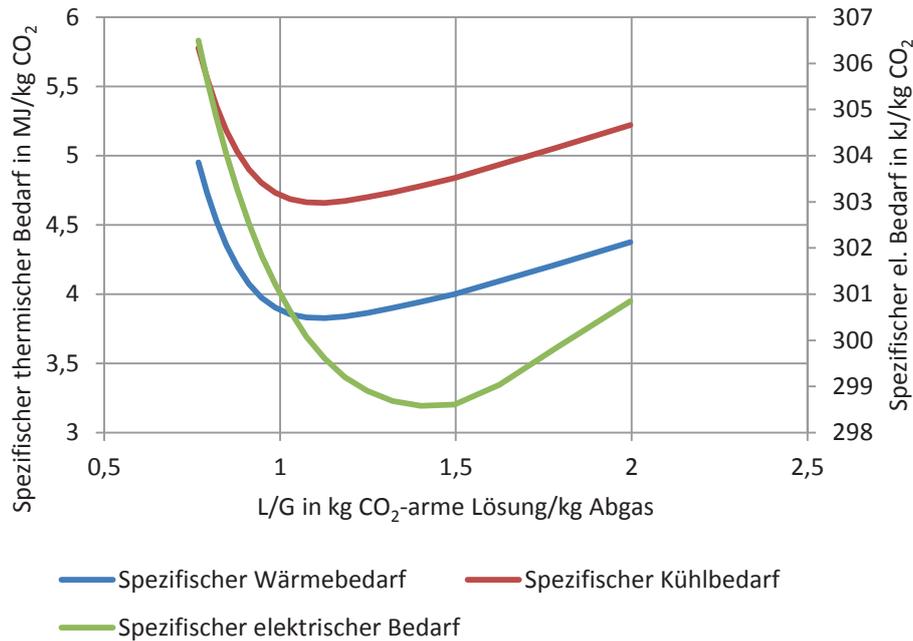


Abbildung 19: Spezifische Energiebedarfe der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis für den Basisprozess

Neben dem spezifischen Wärmebedarf muss auch der spezifische Kühlbedarf der CO₂-Abtrennungsanlage berücksichtigt werden, der ebenfalls in Abbildung 19 dargestellt ist. Der Verlauf ähnelt qualitativ dem Verlauf des spezifischen Wärmebedarfs, ist jedoch um etwa 0,8 MJ/kg CO₂ nach oben verschoben. Das liegt daran, dass neben der zugeführten Wärme auch die zugeführte elektrische Energie über das Kühlwasser abgeführt werden muss. Außerdem ist der Wärmestrom, der mit dem Abgas in den Abgaskühler eintritt, größer als die Summe der Wärmeströme, die mit dem CO₂-armen Abgas und dem abgeschiedenen CO₂ die CO₂-Abtrennungsanlage verlassen. Die Differenz zwischen diesen Wärmeströmen muss ebenfalls über das Kühlwasser abgeführt werden. Um die unterschiedlichen Einflussgrößen auf den Kühlbedarf sichtbar zu machen, wird dieser für die einzelnen Wärmeübertrager separat aufgeführt. Dies ist in Abbildung 20 für den Basisprozess in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis zu sehen.

Im Kopfwäscher über dem Absorber wird das CO₂-arme Abgas gewaschen und gekühlt. Mit steigendem L/G-Verhältnis sinkt die Temperatur im Absorber, da die Lösung als Wärmesenke für die bei der Absorption frei werdende Wärme dient. Die Temperatur des Abgases am Absorberaustritt sinkt dabei von 53,6°C für ein L/G-

Verhältnis von 0,8 auf 51,1°C für ein L/G-Verhältnis von 2. Trotz dieses recht geringen Unterschieds sinkt der spezifische Kühlbedarf dadurch von 1,4 auf 0,8 MJ/kg CO₂, da durch die geringere Temperatur der Wassermassenstrom, der aus dem Abgas auskondensiert, von 18,9 auf 11,5 kg/s sinkt.

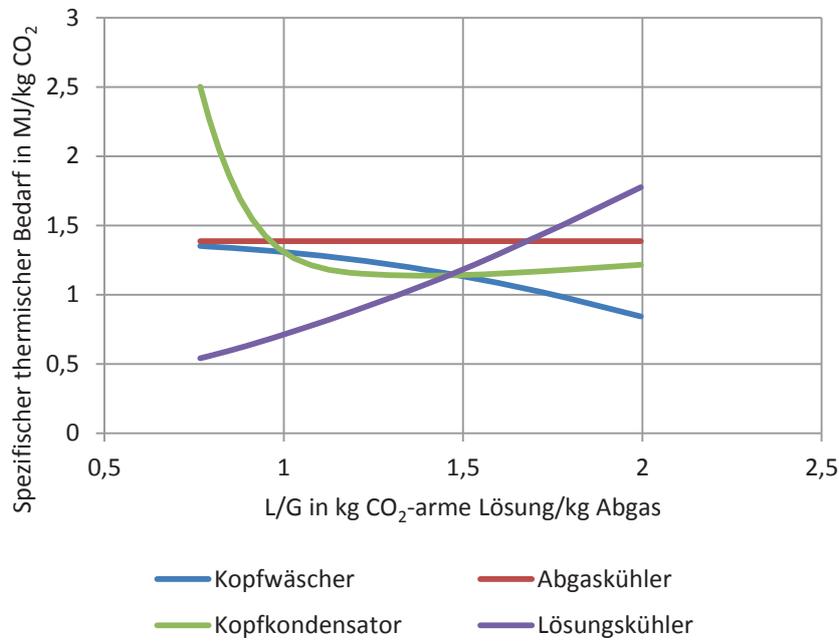


Abbildung 20: Spezifischer Kühlbedarf der einzelnen Wärmeübertrager in der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis für den Basisprozess

Der Kühlbedarf des Abgaskühlers sinkt mit steigendem L/G-Verhältnis leicht ab. Das liegt daran, dass der Saugzug mit steigendem L/G-Verhältnis aufgrund des zunehmenden Absorberdurchmessers im Absorber einen geringeren Druckverlust überwinden muss (vgl. Abbildung 17). Dadurch fällt auch die Temperaturerhöhung im Saugzug geringer aus. Für ein L/G-Verhältnis von 0,8 beträgt die Temperatur 89,1°C, für ein L/G-Verhältnis von 2 beträgt sie 88,0°C. Der spezifische Kühlbedarf sinkt dadurch von 1,41 MJ/kg CO₂ auf 1,38 MJ/kg CO₂.

Beim Kopfkondensator führt ein von 0,8 auf ca. 1,0 steigendes L/G-Verhältnis zunächst zu einem starken Absinken des spezifischen Wärmebedarfs. Zum Erreichen der geringen Beladung bei kleinen L/G-Verhältnissen wird viel Dampf im Desorber benötigt, da der CO₂-Partialdruck klein sein muss. Dieser Dampf wird im Kopfkondensator wieder kondensiert. Für ein L/G-Verhältnis von 0,8 beträgt der Massenanteil an Dampf im abgetrennten CO₂ 49,2%, für ein L/G-Verhältnis von 2 beträgt er

32,1%. Oberhalb eines L/G-Verhältnisses von 1,5 steigt der Wärmebedarf des Kopf-kondensators wieder leicht an, da die Temperatur des abgetrennten CO₂ ebenfalls steigt. Das liegt daran, dass der steigende Wärmebedarf zu hohen L/G-Verhältnissen hin den temperatursenkenden Effekt des geringeren Dampfgehalts überkompensiert.

Der spezifische Kühlbedarf des Lösungskühlers, der die CO₂-arme Lösung nach dem Kreuzstromwärmeübertrager auf die gewünschte Absorbereintrittstemperatur abkühlt, hängt direkt vom Lösungsmittelmassenstrom ab und steigt daher mit zunehmendem L/G-Verhältnis. Da zusätzlich noch die Temperatur der Lösung zunimmt, ergibt sich kein linearer Zusammenhang. Die Temperatur der CO₂-armen Lösung am Eintritt in den Kühler steigt im untersuchten L/G-Bereich von 51,9°C auf 55,6°C. Das liegt daran, dass die Temperatur der CO₂-reichen Lösung am Absorbераustritt von 42,8°C auf 45,9°C ansteigt, sodass die CO₂-arme Lösung im Kreuzstromwärmeübertrager nicht so weit abgekühlt werden kann.

Der spezifische elektrische Eigenbedarf in der CO₂-Abtrennungsanlage ist die dritte Größe, die den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses beeinflusst. Er ist ebenfalls in Abbildung 19 dargestellt. Die Aufschlüsselung der Bedarfe der einzelnen Verbraucher ist in Abbildung 21 für einen konstant gehaltenen Abgasmassenstrom G und unterschiedliche L/G-Verhältnisse gezeigt. Dabei muss beachtet werden, dass der elektrische Bedarf des Saugzugs um eine Größenordnung größer ist als die elektrischen Bedarfe der Pumpen. Für den Saugzug ist daher rechts eine eigenständige Ordinate mit der gleichen Wertespannweite von 25 kJ/kg CO₂ angegeben.

Der elektrische Bedarf des Saugzugs nimmt mit steigendem L/G-Verhältnis ab. Wie bereits erläutert, ergibt sich das aus dem zunehmenden Absorberdurchmesser und dem daraus resultierenden geringeren Druckverlust im Absorber. Der spezifische elektrische Bedarf sinkt dadurch von 269 auf 248 kJ/kg CO₂ bei einer Erhöhung des L/G-Verhältnisses von 0,8 auf 2.

Die Pumpen für den Kopfwäscher und den Abgaskühler fördern das Kühlwasser, das in den Direktkontaktkühlern das jeweilige Gas kühlt. Der elektrische Bedarf ist daher vom Kühlwassermassenstrom abhängig. Da sich bei beiden Kühlern die Aufwärmspanne des Kühlwassers nur geringfügig ändert, ähnelt der Verlauf des elektrischen Bedarfs der Pumpen dem Verlauf des Kühlbedarfs der Wärmeübertrager. Der elektrische Bedarf der Pumpe des Abgaskühlers beträgt nahezu konstant 17,3 kJ/kg CO₂. Der elektrische Bedarf der Pumpe des Kopfwäschers sinkt im betrachteten L/G-Bereich von 8,1 auf 5,7 kJ/kg CO₂.

Der elektrische Bedarf der Pumpen für die Lösung steigt mit dem L/G-Verhältnis. Der Bedarf der Pumpe für die CO₂-reiche Lösung ist dabei etwas höher, da das Druckverhältnis bei beiden Pumpen etwa gleich ist, der Massenstrom aber wegen des absorbierten CO₂ bei der CO₂-reichen Lösung etwas größer ist. Im betrachteten L/G-Bereich steigt der elektrische Bedarf der Pumpe für die CO₂-reiche Lösung von 6,5 auf 16,5 kJ/kg CO₂. Der elektrische Bedarf der Pumpe für die CO₂-arme Lösung steigt von 5,3 auf 13,5 kJ/kg CO₂.

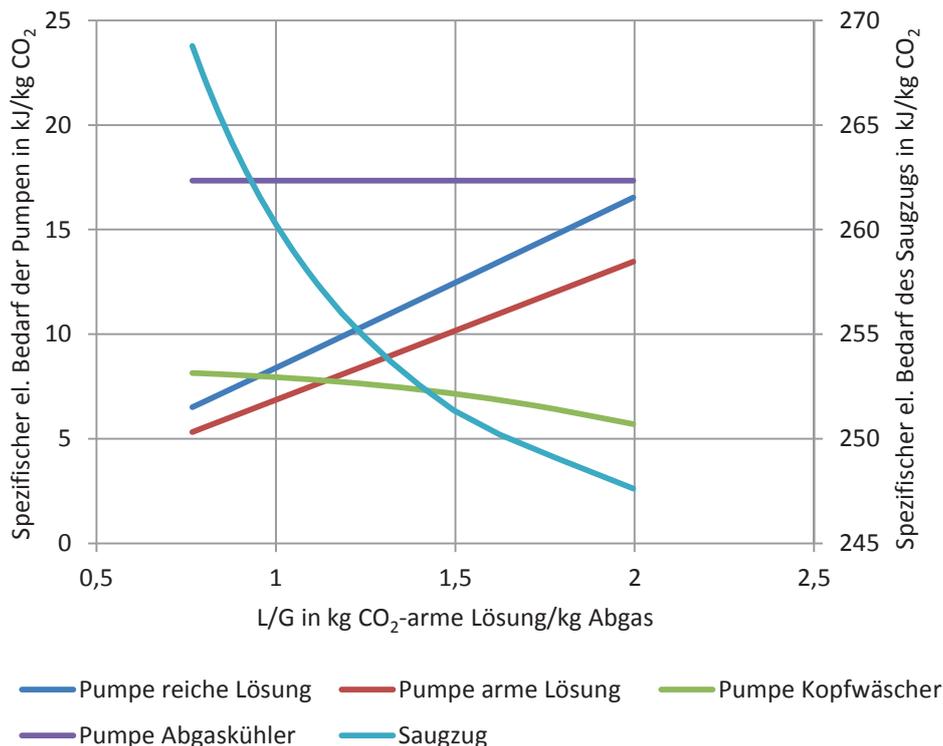


Abbildung 21: Spezifischer elektrischer Bedarf der elektrischen Verbraucher in der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis für den Basisprozess

Insgesamt ergibt sich für den spezifischen elektrischen Bedarf der Verbraucher nur eine geringe Veränderung im betrachteten L/G-Bereich (vgl. Abbildung 19). Es stellt sich ein minimaler Bedarf von 298,6 kJ/kg CO₂ für ein L/G-Verhältnis von 1,4 ein. Der höchste Bedarf im betrachteten Bereich liegt jedoch nur um etwa 8 kJ/kg CO₂ höher.

Betrachtet man die Ergebnisse für den Gesamtprozess, bestehend aus GuD-Kraftwerk, CO₂-Abtrennungsanlage und CO₂-Verdichter, ergibt sich ein im Vergleich zum Referenzkraftwerk verringerter Nettowirkungsgrad. Die Differenz zwischen den

beiden Wirkungsgraden wird Nettowirkungsgradverlust genannt und ist in Abbildung 22 in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis dargestellt. Der geringste Nettowirkungsgradverlust wird für ein L/G-Verhältnis von 1,1 erreicht und beträgt 7,88%-Punkte. Der Wirkungsgradverlust kann dabei verschiedenen Verlustquellen zugeschrieben werden. Diese sind im Folgenden näher beschrieben.

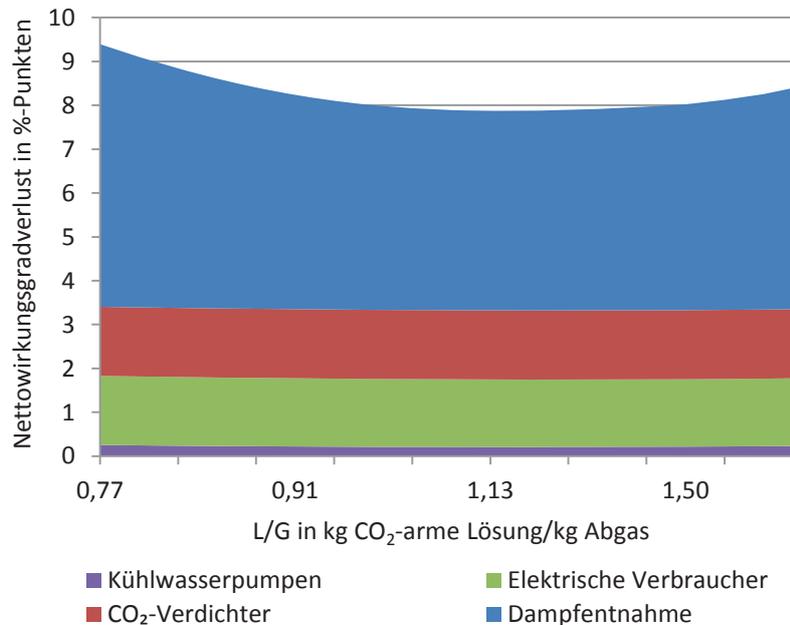


Abbildung 22: Nettowirkungsgradverlust durch die CO₂-Abscheidung im Vergleich zum Referenzkraftwerk in Abhängigkeit vom L/G-Verhältnis, aufgeschlüsselt nach den Verlustquellen

Es wird deutlich, dass der Nettowirkungsgradverlust im Wesentlichen durch die Dampfentnahme, also den Wärmebedarf des Reboilers, bestimmt wird. Dieser Verlust kommt dadurch zustande, dass Dampf aus der Überströmleitung entnommen wird, um den Wärmebedarf des Reboilers zu decken. Dieser Dampf fehlt somit in der Niederdruckturbine zur Stromproduktion, sodass die Bruttostromproduktion des Kraftwerks reduziert ist.

Bei den anderen drei Verlusttermen handelt es sich um elektrische Bedarfe, die den Eigenbedarf des Gesamtprozesses erhöhen und somit die Nettostromproduktion reduzieren. Der Verlust durch den CO₂-Verdichter ist konstant, da für alle untersuchten Punkte der Massenstrom an abgetrenntem CO₂ konstant ist. Der Verlust durch die elektrischen Verbraucher beinhaltet alle Pumpen in der CO₂-Abtrennungsanlage sowie den Saugzug. Er ändert sich nur minimal (vgl. Abbildung 19). Der Verlust durch die zusätzlichen Kühlwasserpumpen ist im Vergleich zu den anderen Verlusten so

klein, dass sich dessen Änderungen nicht auf den gesamten Nettowirkungsgradverlust auswirken. In Tabelle 6 ist dargestellt, wie sich der Nettowirkungsgradverlust für den Basisprozess beim optimalen L/G-Verhältnis auf die einzelnen Verlustquellen aufteilt.

Tabelle 6: Beiträge der einzelnen Verlustquellen zum Nettowirkungsgradverlust für den Basisprozess

Verlustquelle	Wirkungsgradverlust in %-Punkten
Dampfentnahme	4,55
CO ₂ -Verdichter	1,58
Elektrische Verbraucher in CO ₂ -Abtrennungsanlage	1,54
Zusätzliche Kühlwasserpumpen	0,21
Gesamter Nettowirkungsgradverlust	7,88

4.1.3 Variation der CO₂-Abtrennungsrate

Die bisherigen Ergebnisse gelten für eine CO₂-Abtrennungsrate von 90%, die für Kohlekraftwerke ein typischer Wert ist [78]. Die CO₂-Abtrennungsrate ε ist definiert als Verhältnis zwischen abgetrenntem CO₂ und dem im Abgas enthaltenen CO₂ am Austritt aus dem AHDE:

$$\varepsilon = \frac{\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{abgetrennt}}}{\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Abgas}}} \quad (15)$$

Im Folgenden wird untersucht, ob es für den CO₂-Abtrennungsprozess und den Gesamtprozess vorteilhaft ist, die CO₂-Abtrennungsrate zu verändern. Die CO₂-Abtrennungsrate wird dafür schrittweise von 50% auf 97,5% erhöht. Dabei wird der Gesamtprozess für jeden untersuchten Betriebspunkt neu ausgelegt. Das ist insbesondere wichtig für die Niederdruckdampfturbine, die dadurch immer mit ihrem Nennwirkungsgrad betrieben wird, sowie für die Kolonnen, deren Durchmesser an die Strömungsverhältnisse angepasst werden. Zur Veränderung der CO₂-Abtrennungsrate wird der Lösungsmittelmassenstrom bei gleicher armer Beladung variiert. Für jede untersuchte CO₂-Abtrennungsrate wird dabei eine Optimierung des Lösungsmittelmassenstroms analog zu Abschnitt 4.1.2 durchgeführt, um den Betriebspunkt

mit dem geringsten Wärmebedarf zu ermitteln. Die sich ergebenden Durchmesser für die Kolonnen und der Druckverlust im Absorber sind in Abbildung 23 dargestellt.

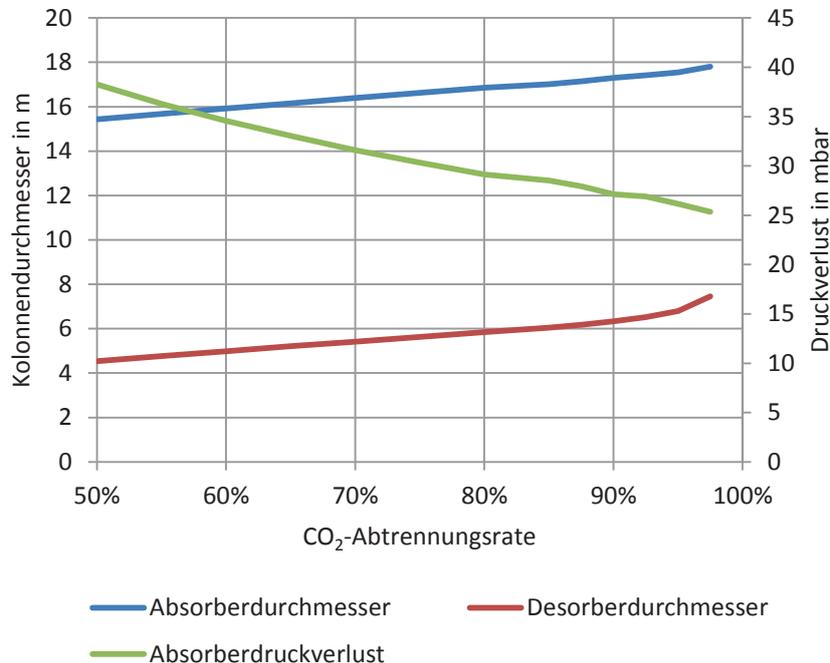


Abbildung 23: Durchmesser der Kolonnen und Druckverlust im Absorber in Abhängigkeit von der CO₂-Abtrennungsrate für den Basisprozess

Die erforderlichen Durchmesser beider Kolonnen steigen mit der CO₂-Abtrennungsrate an, da der für die CO₂-Abtrennung benötigte Lösungsmittelmassenstrom ansteigt. Die relative Änderung ist dabei beim Desorber deutlich größer, da zu hohen CO₂-Abtrennungsraten nicht nur der Lösungsmittelmassenstrom ansteigt, sondern auch der Gasmassenstrom im Desorber. Der benötigte Desorberdurchmesser steigt im betrachteten Bereich um 67% von 4,5 auf 7,5 m an, der benötigte Absorberdurchmesser steigt um 16% von 15,4 auf 17,8 m an. Wie in Abschnitt 4.1.2 erläutert, sinkt mit steigendem Absorberdurchmesser der Druckverlust im Absorber. Im betrachteten Bereich verringert er sich von 38 auf 25 mbar.

Da für geringere CO₂-Abtrennungsraten die CO₂-Konzentration im Abgas weniger stark abgesenkt werden muss, ergibt sich auch eine höhere optimale arme Beladung. Da zum Erreichen dieser Beladung weniger Wärme im Reboiler benötigt wird, verringert sich mit sinkender CO₂-Abtrennungsrate auch der spezifische Wärmebedarf des Prozesses. Dies ist in Abbildung 24 zu sehen, in der die drei spezifischen Ener-

giebedarfe für die CO₂-Abtrennungsanlage für unterschiedliche CO₂-Abtrennungsraten dargestellt sind. Im Bereich der CO₂-Abtrennungsraten von 50% bis etwa 90% ändert sich dabei der spezifische Wärmebedarf nur geringfügig, zu höheren CO₂-Abtrennungsraten steigt der Wärmebedarf deutlich an.

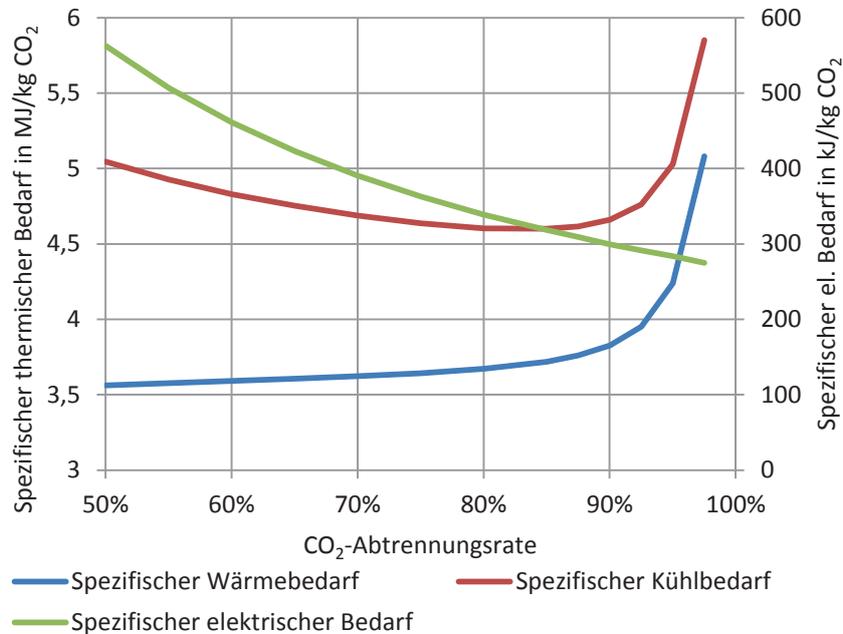


Abbildung 24: Spezifische Energiebedarfe der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit von der CO₂-Abtrennungsrate für den Basisprozess

Der spezifische Kühlbedarf verhält sich für hohe CO₂-Abtrennungsraten analog zum spezifischen Wärmebedarf. Zu geringen CO₂-Abtrennungsraten steigt er jedoch wieder an. Das liegt daran, dass im Abgaskühler weiterhin der gesamte Abgasmassenstrom abgekühlt werden muss, sodass der Kühlbedarf des Abgaskühlers konstant bleibt. Da der abgetrennte CO₂-Massenstrom jedoch mit abnehmender CO₂-Abtrennungsrate sinkt, steigt der auf ihn bezogene spezifische Kühlbedarf an. Der hohe spezifische Kühlbedarf für hohe CO₂-Abtrennungsraten ergibt sich durch einen starken Anstieg des spezifischen Kühlbedarfs bei geringen armen Beladungen (vgl. Abschnitt 4.1.2). Der spezifische Kühlbedarf des Lösungskühlers und des Kopfwäschers sinken zu geringen CO₂-Abtrennungsraten hin leicht ab, dieser Effekt wird aber durch den Abgaskühler mehr als ausgeglichen. Insgesamt ergibt sich ein Minimum von 4,6 MJ/kg CO₂ bei einer CO₂-Abtrennungsrate von 85%.

Der spezifische elektrische Bedarf der CO₂-Abtrennungsanlage steigt zu geringen CO₂-Abtrennungsraten hin stetig an. Im untersuchten Bereich erhöht er sich von

275 kJ/kg CO₂ ($\varepsilon = 98\%$) auf 563 kJ/kg CO₂ ($\varepsilon = 50\%$). Das liegt daran, dass die annähernd konstante Leistung des Saugzugs auf einen immer geringeren abgetrennten CO₂-Massenstrom bezogen wird. Das gilt ebenfalls für die Pumpe des Abgaskühlers, die mit einer Steigerung um 15 kJ/kg CO₂ im untersuchten Bereich aber nur einen geringen Einfluss besitzt. Der spezifische elektrische Bedarf der übrigen Pumpen bleibt nahezu konstant.

Für den Gesamtprozess ergibt sich, wie in Abbildung 25 zu sehen ist, ein mit abnehmender CO₂-Abtrennungsrate stetig sinkender Nettowirkungsgradverlust. Dabei bleibt der Verlust durch die elektrischen Verbraucher nahezu unverändert, da die Leistung des Saugzugs unabhängig von der CO₂-Abtrennungsrate ist, während alle anderen Verlustterme deutlich absinken. Der Nettowirkungsgradverlust eignet sich in diesem Fall jedoch nur bedingt zur Bewertung des Prozesses, da mit sinkender CO₂-Abtrennungsrate die CO₂-Emissionen des Gesamtprozesses ansteigen. Um die beiden Größen CO₂-Abtrennungsrate und CO₂-Emissionen gemeinsam bewerten zu können wird zusätzlich der spezifische elektrische Verlust ζ eingeführt, der ebenfalls in Abbildung 25 dargestellt ist.

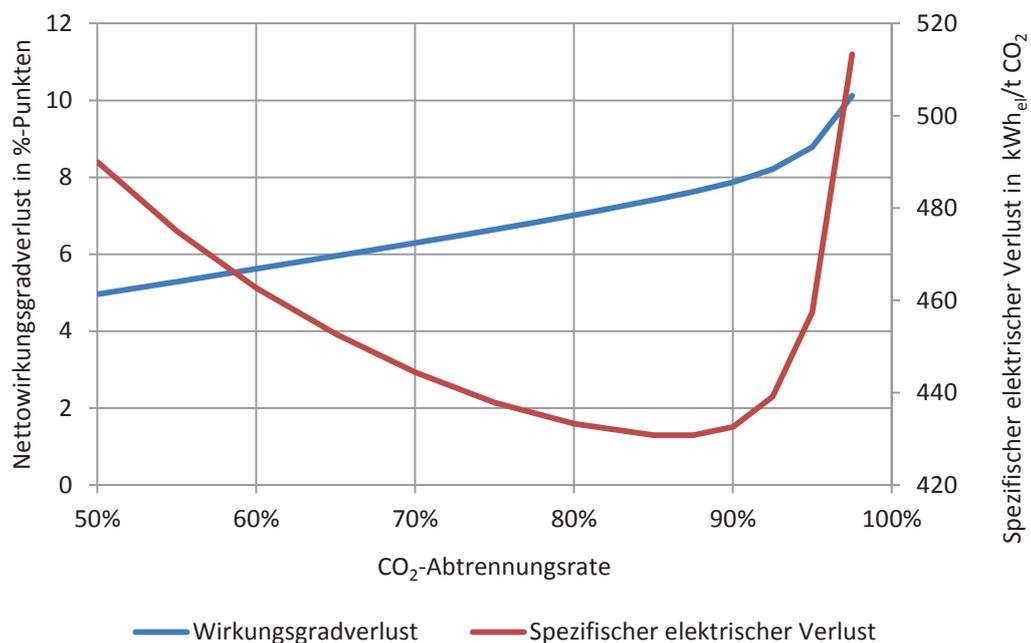


Abbildung 25: Nettowirkungsgradverlust und spezifischer elektrischer Verlust durch die CO₂-Abscheidung im Vergleich zum Referenzkraftwerk in Abhängigkeit von der CO₂-Abtrennungsrate

Der spezifische elektrische Verlust ζ ist definiert als das Verhältnis zwischen dem durch die CO₂-Abtrennung verursachten Verlust an elektrischer Leistung und dem abgetrennten CO₂-Massenstrom:

$$\zeta = \frac{\Delta P_{el}}{\Delta \dot{m}_{CO_2}} = \frac{P_{ref} - P_{GP}}{\dot{m}_{CO_2, Abgas} - \dot{m}_{CO_2, Restgas}} \quad (16)$$

Dabei ist P_{ref} die elektrische Nettoleistung des Referenzkraftwerks, P_{GP} die Nettoleistung des aus GuD-Kraftwerk, CO₂-Abtrennungsanlage und CO₂-Verdichter bestehenden Gesamtprozesses, $\dot{m}_{CO_2, Abgas}$ der CO₂-Massenstrom im Abgas vor der CO₂-Abtrennungsanlage und $\dot{m}_{CO_2, Restgas}$ der CO₂-Massenstrom im Abgas nach der CO₂-Abtrennungsanlage. ζ ist damit ein Maß dafür, wie aufwändig es ist, eine bestimmte Menge CO₂ abzutrennen.

Der spezifische elektrische Verlust erreicht ein Minimum im Bereich zwischen 80% und 90% CO₂-Abtrennungsrate. Zu höheren CO₂-Abtrennungsraten hin steigt ζ stark an, da auch der Anstieg beim Wirkungsgradverlust schneller erfolgt. Auch zu geringeren CO₂-Abtrennungsraten hin ergibt sich ein erhöhter spezifischer elektrischer Verlust. Das liegt daran, dass der Wirkungsgradverlust zwar sinkt, da einige Verlustanteile mit der CO₂-Abtrennungsrate kleiner werden, andere Verlustanteile aber konstant sind. Das trifft zum Beispiel auf die Leistung des Saugzugs zu. Wird dieser konstante Leistungsverlust auf einen immer geringeren abgetrennten CO₂-Massenstrom bezogen, erhöht sich der spezifische elektrische Verlust.

Für die weiteren Untersuchungen wird eine CO₂-Abtrennungsrate von 90% beibehalten. Der spezifische Verlust liegt mit 433 kWh_{el}/t CO₂ nur geringfügig über dem Minimum von 431 kWh_{el}/t CO₂. Gleichzeitig ergeben sich dadurch die höchsten CO₂-Einsparungen bei noch geringen Verlusten. Außerdem sind die Ergebnisse dadurch besser mit Literaturwerten vergleichbar, da eine CO₂-Abtrennungsrate von 90% nicht nur für Kohlekraftwerke sondern auch für GuD-Kraftwerke häufig verwendet wird [78].

4.2 Abgasrezirkulation

Eine Möglichkeit, um den Energiebedarf der CO₂-Abtrennungsanlage zu senken, besteht darin, den CO₂-Gehalt im Abgas gezielt zu erhöhen. Dies ist mit einer Abgasrezirkulation (AR) möglich. Dabei wird ein Teil des Abgases nach dem AHDE nicht zur CO₂-Abtrennungsanlage geführt, sondern zurück zum Verdichter der Gasturbine.

Das Verfahren ist in Abschnitt 2.3 näher erläutert. In diesem Kapitel wird beschrieben wie sich eine AR auf das untersuchte Kraftwerk auswirkt. Dabei werden zunächst nur die Auswirkungen auf den Kraftwerksprozess erläutert. Anschließend wird der Einfluss auf die CO₂-Abtrennungsanlage und den Gesamtprozess erläutert.

4.2.1 Referenzkraftwerk mit Abgasrezirkulation

Um die Auswirkung der AR auf das Referenzkraftwerk zu untersuchen, wird dieses um einen Direktkontaktkühler und ein Gebläse erweitert. Die Verschaltung im Modell entspricht dem in Abbildung 4 gezeigten Aufbau. Im Direktkontaktkühler wird das rezirkulierte Abgas abgekühlt, um den Leistungsbedarf des Gasturbinenverdichters zu reduzieren. Zunächst wird analog zum Abgaskühler vor der CO₂-Abtrennungsanlage eine Abgastemperatur von 40°C nach dem Rezirkulationskühler eingestellt und eine Variation der Rezirkulationsrate Φ durchgeführt. Die wichtigsten Auswirkungen auf den Kraftwerksprozess sind in Abbildung 26 dargestellt.

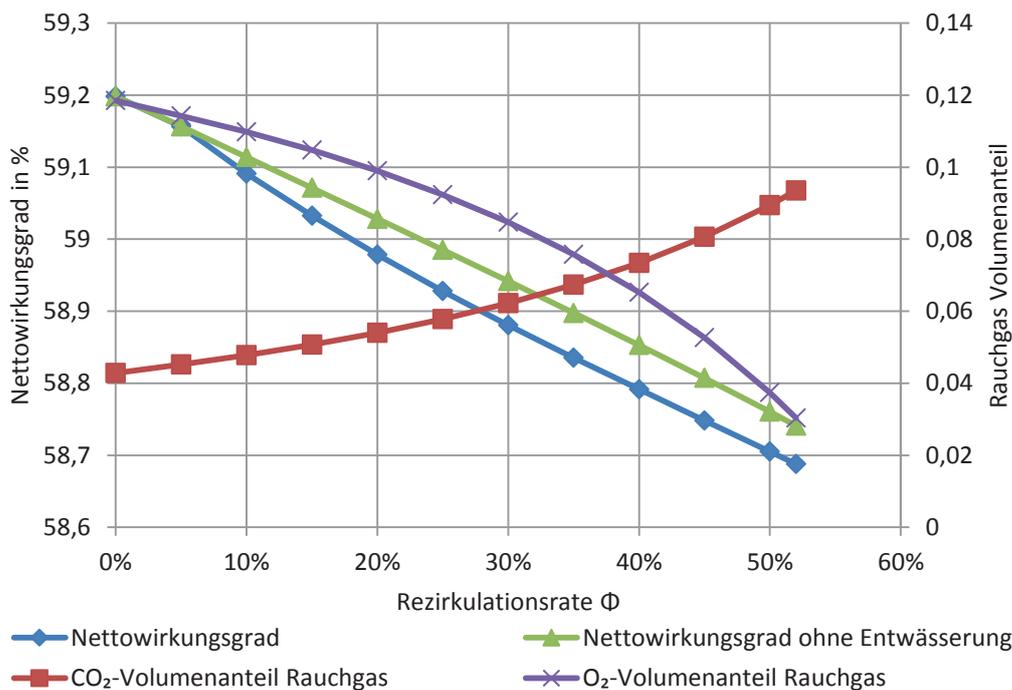


Abbildung 26: Nettowirkungsgrad und Abgaszusammensetzung in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate für das GuD-Kraftwerk ohne CO₂-Abtrennung

Für die in dieser Arbeit verwendete Gasturbine ergibt sich ein maximales Φ von 52%. Eine vereinfachte Darstellung der wesentlichen Massenströme rund um die

beiden Brennkammern ist für diesen Fall in Abbildung 27 dargestellt. Die verschiedenen Kühllüfte, die zur Kühlung der Brennkammerwände und der ersten Turbinenstufen benötigt werden, werden dabei zu zwei Kühlluftströmen zusammengefasst, die nach den beiden Brennkammern mit dem heißen Rauchgas aus der Brennkammer vermischt werden. Das lokale Sauerstoffverhältnis λ in der EV-Brennkammer, definiert als das Verhältnis zwischen dem tatsächlich zugeführten Sauerstoffstrom und dem für eine stöchiometrische Verbrennung benötigten Sauerstoffstrom, beträgt in dem in Abbildung 27 betrachteten Fall 1,87. Nach der vollständigen Verbrennung in der Brennkammer beträgt der massenbezogene Sauerstoffgehalt des heißen Rauchgases dann 5,6%. Nach Zumischung der Kühlluft erhöht sich dieser Wert auf 6,5%. Das lokale Sauerstoffverhältnis in der SEV-Brennkammer ist beim Anheben von Φ die begrenzende Größe. Es beträgt für den in Abbildung 27 betrachteten Betriebspunkt 1,05. Direkt nach der Brennkammer ergibt sich damit ein massenbezogener Sauerstoffgehalt von 0,3%. Nach Zumischung der Kühlluft erhöht sich dieser Wert auf 3,3%. Der volumenbezogene CO_2 -Gehalt kann somit von 4,2% ($\Phi=0\%$) auf 9,0% ($\Phi=52\%$) erhöht werden.

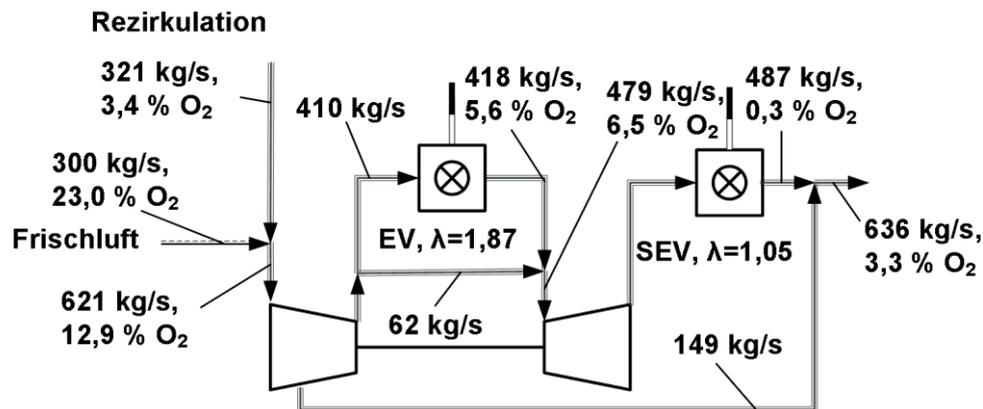


Abbildung 27: Massenströme und massenbezogene O_2 -Gehalte im Bereich der beiden Gasturbinen-Brennkammern bei $\Phi=52\%$

Für den Kraftwerksprozess ergibt sich durch die Rezirkulation eine Verschlechterung des Nettowirkungsgrades um 0,51%-Punkte von 59,20% auf 58,69%. Die zusätzlichen elektrischen Verbraucher machen dabei nur einen geringen Teil des Wirkungsgradverlustes aus. Das Rezirkulationsgebläse hat eine elektrische Leistungsaufnahme von 1,11 MW, was einem Wirkungsgradverlust von 0,075% Punkten entspricht. Die Kühlwasserpumpen benötigen 0,40 MW elektrische Leistung und führen damit zu einem Wirkungsgradverlust von 0,027%-Punkten. Der größte Verlust entsteht bei den Gasturbinen. Die Gasturbinengeneratoren liefern bei $\Phi=52\%$ nur

jeweils 259,1 MW_{el} statt 278,1 MW_{el} beim Referenzkraftwerk, da die Leistungsaufnahme der Verdichter wegen der höheren Eintrittstemperaturen ansteigt. Der Wirkungsgradverlust beträgt hier 2,6%-Punkte. Ein Teil dieses Verlustes wird dadurch ausgeglichen, dass die Klemmleistung am Dampfturbinengenerator im Fall $\Phi=52\%$ um 32,56 MW_{el} erhöht ist. Das liegt daran, dass die Gasturbinenaustrittstemperatur und der Abgasmassenstrom am Austritt aus der Gasturbine durch die Rezirkulation erhöht sind. Hierdurch ergibt sich ein Wirkungsgradvorteil von 2,2%-Punkten.

Neben der Kurve für den Nettowirkungsgrad des Kraftwerks ist in Abbildung 26 auch der Nettowirkungsgrad ohne Entwässerung angegeben. Bei diesem handelt es sich um einen theoretischen Wert, den man erreichen würde, wenn nach der Mischung von rezirkuliertem Abgas und Frischluft keine Entwässerung stattfinden würde. Diese ist jedoch notwendig, da bei der Mischung ein Teil des Wassers auskondensiert. Der Grund dafür soll anhand von Abbildung 28 verdeutlicht werden. Dort ist ein h^*, X -Diagramm für feuchte Luft dargestellt. Die Frischluft liegt bei einer Temperatur von 10°C und einer relativen Luftfeuchtigkeit von 60% vor. Dieser Punkt ist in Abbildung 28 links markiert. Das rezirkulierte Abgas verlässt den Rezirkulationskühler wassergesättigt bei 40°C. Streng genommen kann dieser Punkt nicht in Abbildung 28 eingetragen werden, da es sich nicht um Luft sondern um Abgas handelt. Zur Veranschaulichung der physikalischen Vorgänge eignet sich die Darstellung aber dennoch. Daher ist auch dieser Punkt im Diagramm markiert. Eine Mischung dieser beiden Medien führt zu einem Zustand, der sich auf der Mischungsgeraden zwischen den beiden Punkten befindet. Der genaue Zustand hängt vom Verhältnis der gemischten Massenströme zueinander ab. Dabei entspricht das Verhältnis zwischen dem Abstand zwischen einem Ursprungszustand und dem Mischzustand und dem Abstand der beiden Ursprungszustände dem Verhältnis zwischen dem Massenstrom des anderen Ursprungszustands bezogen auf den Gesamtmassenstrom. Wenn der Mischungszustand unterhalb der Sättigungslinie $\varphi=1$ liegt, ist die Luft übersättigt und Wasser kondensiert aus.

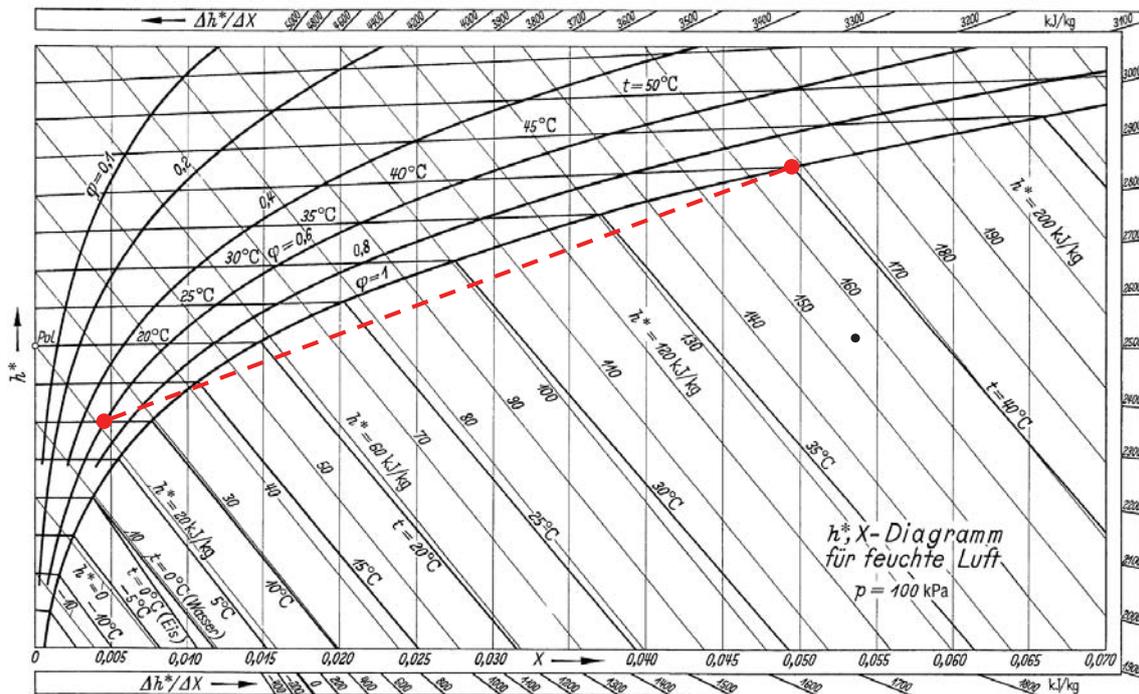


Abbildung 28: h^* , X -Diagramm für feuchte Luft mit Mischungsgrade für die Mischung von rezirkuliertem Abgas und Frischluft nach [13]

Aus den Simulationen ergibt sich, dass für den untersuchten Fall Kondensation bereits ab $\Phi=6\%$ auftritt. Um eine Beschädigung des Verdichters auszuschließen, wird das auskondensierte Wasser isotherm abgeführt. Durch diese Veränderung der Zusammensetzung des Arbeitsmediums knickt die Wirkungsgradkurve ab und es ergibt sich ein etwas schlechterer Wirkungsgrad als für den theoretischen Fall, bei dem das Wasser nicht abgeführt wird (vgl. Abbildung 26).

Neben Φ kann auch die Temperatur des rezirkulierten Abgases variiert werden. Dadurch verändern sich die Verdichterleistung und der Kühlbedarf des Rezirkulationskühlers. In Abbildung 29 sind der Kühlbedarf des Rezirkulationskühlers sowie der Nettowirkungsgrad des Kraftwerks in Abhängigkeit von der Austrittstemperatur des Rezirkulationskühlers angegeben. Φ wird dabei konstant bei 52% gehalten.

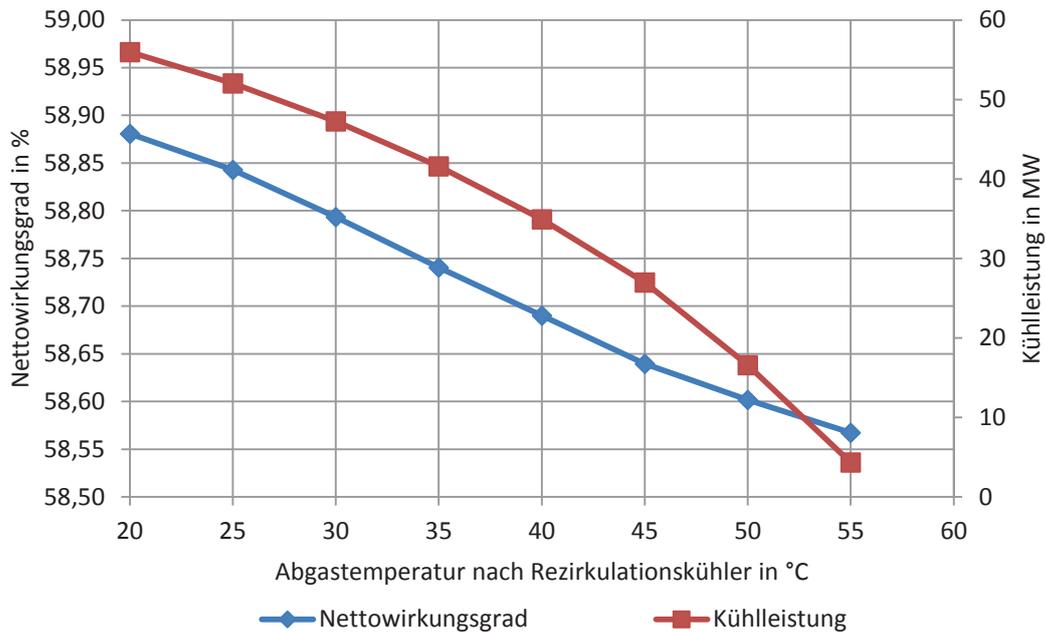


Abbildung 29: Nettowirkungsgrad des Kraftwerks und Kühlleistung des Rezirkulationskühlers in Abhängigkeit von der Abgastemperatur nach dem Rezirkulationskühler

Sowohl der Nettowirkungsgrad als auch die Kühlleistung sinken stetig mit steigender Abgastemperatur. Zu hohen Abgastemperaturen hin flacht die Kurve für den Nettowirkungsgrad etwas ab, da die erforderliche Kühlleistung und damit auch die Kühlwasserpumpenleistung stark abfallen.

Im Folgenden wird eine Abgastemperatur von 30°C nach dem Rezirkulationskühler festgelegt. Dafür wird das im Rezirkulationskühler zirkulierende Wasser auf 22°C abgekühlt. Bei einer Kühlwassereintrittstemperatur von 16°C beträgt die untere Grädigkeit somit 6 K.

Der Effekt der Rezirkulation auf das der CO₂-Abtrennungsanlage zugeführte Abgas ist beispielhaft in Tabelle 7 dargestellt. Hier sind Temperatur, Massenstrom und die wichtigsten Stoffkonzentrationen für den Fall ohne Rezirkulation und für den Fall mit maximaler Rezirkulation angegeben. Dabei ist der Abgasmassenstrom der Massenstrom, der von einem einzelnen AHDE nach Abzweigung der Rezirkulation abgegeben wird. Durch die Rezirkulation wird die CO₂-Konzentration von 4,23 auf 8,98 Vol.-% mehr als verdoppelt, während der Abgasmassenstrom von 644,1 auf 305,9 kg/s mehr als halbiert wird. Beide Effekte lassen einen positiven Einfluss auf die CO₂-Abtrennungsanlage vermuten. Die verringerte O₂-Konzentration reduziert

zusätzlich die oxidative Degradation des Lösungsmittels. Die verringerte Temperatur und die erhöhte N₂-Konzentration haben nur einen geringen Einfluss auf die CO₂-Abtrennungsanlage.

Tabelle 7: Abgastemperatur, Abgasmassenstrom und Konzentrationen der wichtigsten Stoffe für je ein Kraftwerk mit und ohne Abgasrezirkulation, eine Gasturbine

	Basisprozess ohne Rezirkulation	Kraftwerk mit Rezirkulation, $\Phi=52\%$
Temperatur	74,9°C	71,7°C
Abgasmassenstrom	644,1 kg/s	305,9 kg/s
CO ₂ -Konzentration	4,23 Vol.-%	8,98 Vol.-%
O ₂ -Konzentration	11,78 Vol.-%	3,15 Vol.-%
N ₂ -Konzentration	74,20 Vol.-%	76,32 Vol.-%

4.2.2 CO₂-Abtrennungsanlage bei Abgasrezirkulation

In diesem Abschnitt wird die Auswirkung einer AR auf die CO₂-Abtrennungsanlage untersucht. Dazu wird der gesamte Bereich der möglichen Rezirkulationsraten von $\Phi=0\%$ bis 52% detailliert betrachtet. Für jedes untersuchte Φ wird eine Variation des Lösungsmittelmassenstroms durchgeführt (vgl. Abschnitt 4.1.2). Als Ergebnis dieser Optimierung sind in Abbildung 30 der geringste spezifische Wärmebedarf und die reiche Beladung in Abhängigkeit von Φ dargestellt.

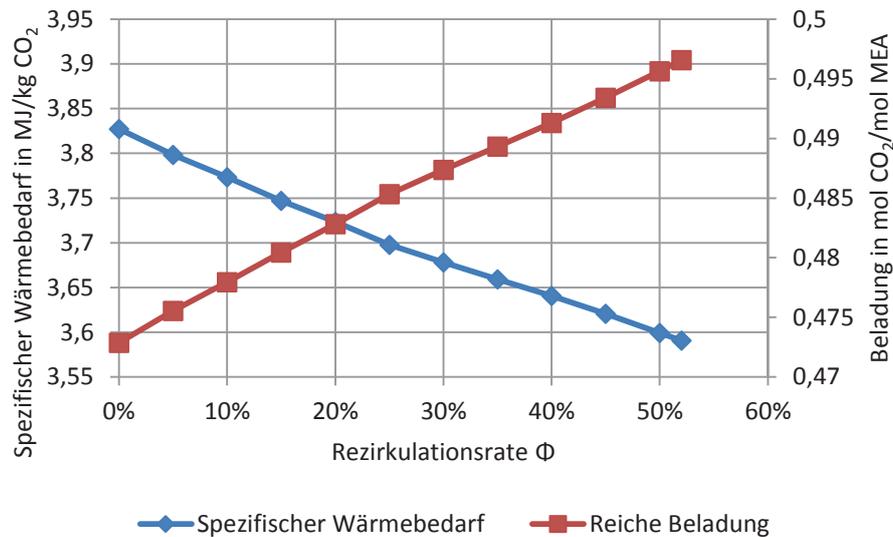


Abbildung 30: Spezifischer Wärmebedarf und reiche Beladung des Lösungsmittels in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate Φ

Da durch den steigenden CO₂-Partialdruck im Abgas die Absorption verbessert wird, ergibt sich eine höhere reiche Beladung und ein geringerer Lösungsmittelmassenstrom. Infolgedessen nimmt der im Desorber aufzubringende spezifische Wärmebedarf mit steigendem Φ ab. Der Verlauf ist dabei in etwa linear und flacht nur leicht zu hohen Φ hin ab. Die erreichte reiche Beladung steigt aufgrund des höheren CO₂-Partialdruck im Abgas mit zunehmendem Φ an. Da die arme Beladung, für die sich diese optimalen Betriebspunkte ergeben, unabhängig vom Rezirkulationsverhältnis ist und daher für alle gezeigten Punkte identisch ist, sinkt der für die CO₂-Abtrennung benötigte Lösungsmittelmassenstrom um knapp 10% von 726 kg/s ($\Phi=0\%$) auf 664 kg/s ($\Phi=52\%$). Das L/G-Verhältnis eignet sich hier nicht als Vergleichsgröße, da sich der Abgasmassenstrom am Eintritt in den Absorber stark verringert. Dadurch steigt das L/G-Verhältnis von 1,14 ($\Phi=0\%$) auf 2,25 ($\Phi=52\%$). Der Lösungsmittelmassenstrom wird auch dadurch verringert, dass der abzutrennende CO₂-Massenstrom mit steigendem Φ ebenfalls abnimmt. Das liegt daran, dass durch die verringerte Frischluftzufuhr auch weniger CO₂ aus der Umgebung zugeführt wird. Pro Gasturbine verringert sich dadurch die CO₂-Menge im Abgas um 0,17 kg/s, was einer Verringerung um etwa 0,4% entspricht.

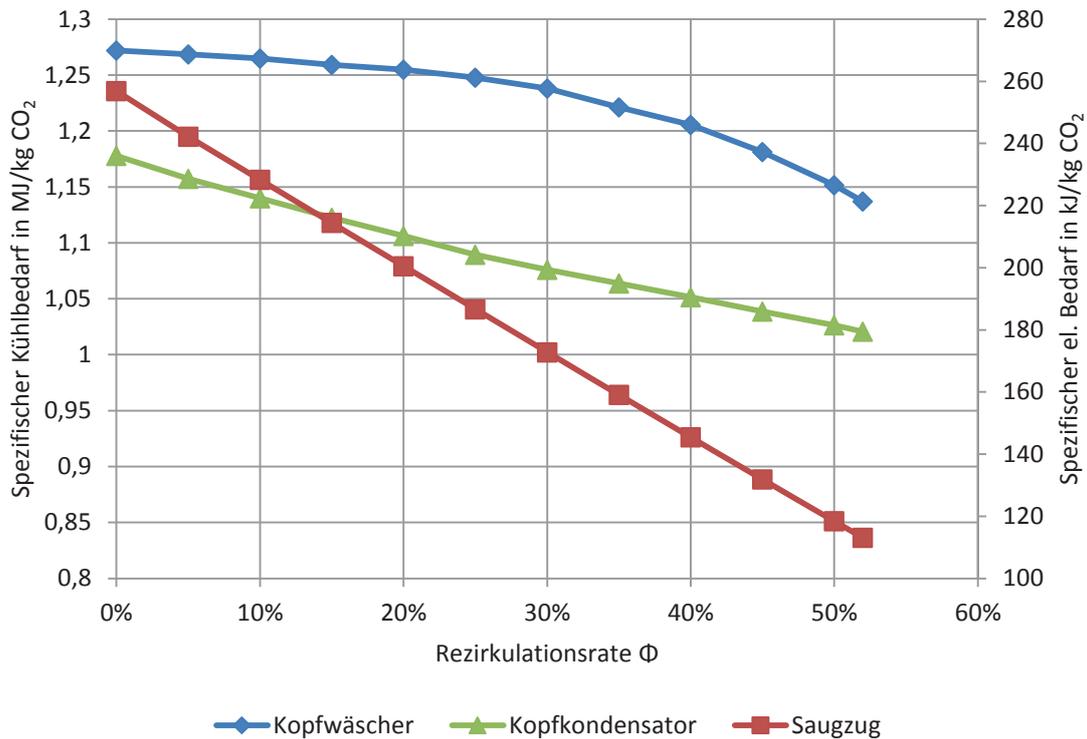


Abbildung 31: Ausgewählte spezifische Energiebedarfe der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate Φ

Einige ausgewählte spezifische Energiebedarfe der CO₂-Abtrennungsanlage sind in Abbildung 31 dargestellt. Der spezifische Kühlbedarf des Kopfwäschers nimmt mit steigendem Φ nur leicht ab und verringert sich im untersuchten Bereich etwa um 11% von 1,27 ($\Phi=0\%$) auf 1,14 MJ/kg CO₂ ($\Phi=52\%$). Das liegt daran, dass der Abgasmassenstrom zum Absorber sich zwar um die Hälfte verringert, gleichzeitig steigt aber die Temperatur nach dem Absorber und damit vor dem Kopfwäscher von 53,2°C ($\Phi=0\%$) auf 61,4°C ($\Phi=52\%$). Die Temperaturerhöhung im Abgas resultiert aus der freiwerdenden Absorptionswärme des CO₂ in der Lösung. Die Gesamtmenge an absorbiertem CO₂ verändert sich durch die Rezirkulation nur geringfügig, die Wärmemenge bleibt somit etwa konstant. Da jedoch sowohl der Lösungsmittelmassestrom als auch der Abgasmassenstrom kleiner werden, erhöht sich deren Temperatur.

Der Kühlbedarf im Kopfkondensator sinkt ebenfalls leicht um 13% von 1,18 ($\Phi=0\%$) auf 1,02 MJ/kg CO₂ ($\Phi=52\%$). Durch die höhere reiche Beladung ist ein geringerer CO₂-Partialdruck im Desorber nötig. Es wird daher weniger Wasser verdampft, das

im Kopfkondensator wieder abgekühlt und kondensiert werden muss, wodurch sich der Kühlbedarf verringert.

Der spezifische elektrische Bedarf des Saugzugs nimmt wegen des mit steigendem Φ ansteigenden CO_2 -Gehalts und damit abnehmenden Abgasmassenstroms zur CO_2 -Abtrennungsanlage nahezu linear ab. Für die höchste Rezirkulationsrate verringert sich der spezifische Bedarf um 56% von 257 ($\Phi=0\%$) auf 113 kJ/kg CO_2 ($\Phi=52\%$). Die elektrischen Bedarfe der Pumpen in der CO_2 -Abtrennungsanlage sind nicht aufgeführt, da sie sich nur geringfügig ändern und zudem bei der Änderung des gesamten spezifischen elektrischen Bedarfs nur von untergeordneter Bedeutung sind.

Insgesamt ergeben sich die in Tabelle 8 beispielhaft aufgeführten Schnittstellengrößen für den Basisprozess und für das Kraftwerk mit einer Rezirkulationsrate von $\Phi=52\%$, die zur Berechnung des Gesamtprozesses benötigt werden. Neben den bereits erläuterten Effekten fällt auf, dass die Temperatur im Reboiler konstant bleibt. Das liegt daran, dass die zu erreichende arme Beladung am Desorberaustritt und der Druck im Desorber für beide Fälle konstant sind. Außerdem wird der Unterschied zwischen spezifischem Wärmebedarf und spezifischem Kühlbedarf deutlich kleiner, was am verringerten Abgasmassenstrom liegt, durch den weniger Wärme zugeführt wird.

Tabelle 8: Schnittstellengrößen für den Basisprozess und für das Kraftwerk mit einer Rezirkulationsrate von $\Phi=52\%$

	Basisprozess ohne Rezirkulation	Kraftwerk mit Rezirkulation, $\Phi=52\%$
Spezifischer Wärmebedarf in MJ/kg CO_2	3,83	3,59
Spezifischer Kühlbedarf in MJ/kg CO_2	4,66	3,93
Spezifischer elektrischer Bedarf in kJ/kg CO_2	299,6	144,8
Reboilertemperatur in $^\circ\text{C}$	118,9	118,9

4.2.3 Gesamtprozess mit Abgasrezirkulation

In diesem Abschnitt wird die Auswirkung einer AR auf den Gesamtprozess untersucht. Dazu wird, wie in Abschnitt 4.2.2, der gesamte Bereich der möglichen Rezirkulationsraten von $\Phi=0\%$ bis 52% detailliert betrachtet. Für jedes untersuchte Φ wird der Gesamtwirkungsgrad für alle untersuchten Lösungsmittelmassenströme berechnet. Dabei ergibt sich der geringste Nettowirkungsgradverlust jeweils für den minimalen Wärmebedarf. Für diese Fälle ist der Nettowirkungsgrad des Gesamtprozesses in Abbildung 32 dargestellt. Dabei wird wie in Abschnitt 4.2.1 zwischen dem Prozess mit Entwässerung vor dem Gasturbinenverdichter und dem Prozess ohne Entwässerung unterschieden.

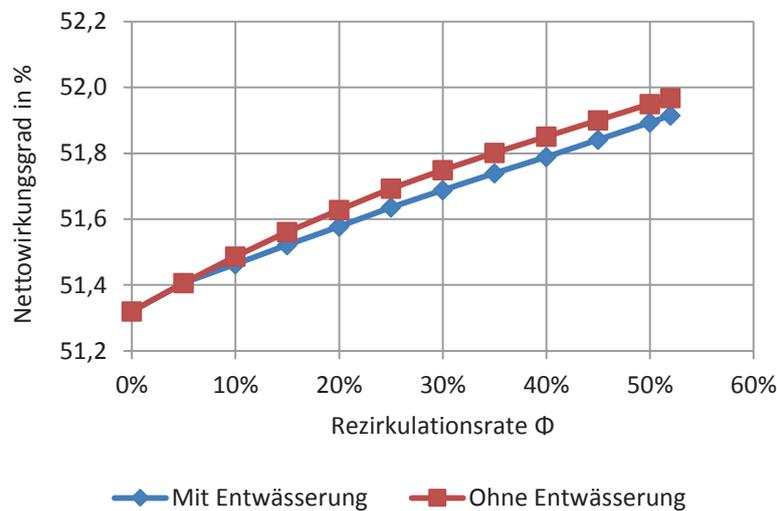


Abbildung 32: Nettowirkungsgrad für den Gesamtprozess mit und ohne Entwässerung vor dem Gasturbinenverdichter in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate Φ

Der höchste Nettowirkungsgrad ergibt sich für das höchste Φ . Der Wirkungsgradverlust im Vergleich zum Referenzkraftwerk beträgt hier 7,28 %-Punkte. Die einzelnen Beiträge zum Wirkungsgradverlust sind in Tabelle 9 aufgeführt. Zum Vergleich sind dort auch noch einmal die Verluste für den Basisprozess gezeigt.



4.3 Prozessmodifikationen der CO₂-Abtrennungsanlage

Tabelle 9: Beiträge der einzelnen Verlustquellen zum Nettowirkungsgradverlust für den Basisprozess und den Gesamtprozess mit Abgasrezirkulation

Verlustquelle	Wirkungsgradverlust in %-Punkten	
	Basisprozess	Kraftwerk mit Rezirkulation
Dampfentnahme	4,55	4,27
CO ₂ -Verdichter	1,58	1,58
Elektrische Verbraucher in CO ₂ -Abtrennungsanlage	1,54	0,74
Zusätzliche Kühlwasserpumpen	0,21	0,18
Auswirkung der Rezirkulation auf GuD-Kraftwerk	-	0,51
Gesamter Nettowirkungsgradverlust	7,88	7,28

Die größte Verbesserung ergibt sich für den Verlust durch den elektrischen Eigenbedarf der Verbraucher in der CO₂-Abtrennungsanlage. Dieser verringert sich wegen des deutlich geringeren Leistungsbedarfs des Saugzugs um 0,8%-Punkte von 1,54 auf 0,74%-Punkte. Der Wirkungsgrad des GuD-Kraftwerks dagegen verringert sich infolge der AR um 0,51%-Punkte, was im Wesentlichen an der erhöhten Leistungsaufnahme der Gasturbinenverdichter liegt (vgl. Abschnitt 4.2.1). Dieser Effekt wird in Tabelle 9 als zusätzliche Verlustquelle aufgelistet. Der Verlust durch die Dampfentnahme verringert sich wegen des verringerten Wärmebedarfs um 0,28%-Punkte.

4.3 Prozessmodifikationen der CO₂-Abtrennungsanlage

In diesem Abschnitt werden die Auswirkungen der beiden Prozessmodifikationen *rich solution split* (RSS, vgl. Abschnitt 2.4.1) und *lean vapour compression* (LVC, vgl. Abschnitt 2.4.2) auf die CO₂-Abtrennungsanlage und den Gesamtprozess detailliert untersucht.

4.3.1 Rich Solution Split

Durch den RSS ergeben sich zusätzliche Freiheitsgrade bei der Optimierung der CO₂-Abtrennungsanlage. Zum einen kann der Massenstrom, der im Bypass am Kreuzstromwärmeübertrager vorbeigeführt wird, variiert werden. Außerdem ist die Höhe, auf welcher der Hauptmassenstrom der CO₂-reichen Lösung dem Desorber zugeführt wird, variabel. In diesem Abschnitt wird zunächst der Bypassmassenstrom variiert. Als Kenngröße wird dabei der relative Bypassmassenstrom β verwendet. Er ist definiert als Verhältnis zwischen dem Bypassmassenstrom und dem Gesamtmassenstrom der CO₂-reichen Lösung. Die Sprühebene, über die der Bypassmassenstrom dem Desorber zugeführt wird, befindet sich bei allen Untersuchungen in dieser Arbeit direkt oberhalb der Packung. Die Sprühebene über die der Hauptmassenstrom dem Desorber zugeführt wird, wird zunächst 1 m unter der Sprühebene für den Bypassmassenstrom angeordnet, sodass die 10 m hohe Packung im Desorber in zwei Pakete mit 1 m und 9 m Höhe unterteilt ist. Eine Variation des Lösungsmittelmassenstroms ist in diesem Fall nicht nötig, da sich das optimale L/G-Verhältnis für unterschiedliche β nicht ändert. In Abbildung 33 sind die minimalen spezifischen Wärmebedarfe in Abhängigkeit vom relativen Bypassmassenstrom dargestellt.

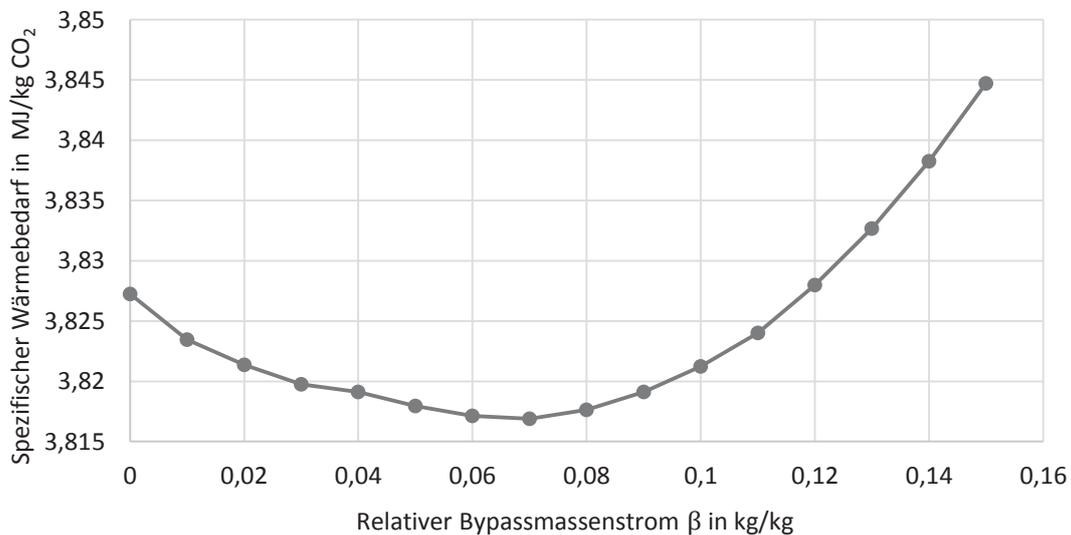


Abbildung 33: Spezifischer Wärmebedarf in Abhängigkeit vom relativen Bypassmassenstrom β

Mit steigendem Bypassmassenstrom nimmt zunächst der spezifische Wärmebedarf ab. Das liegt daran, dass der kalte Bypassmassenstrom im Desorber von dem auf-

steigenden, wassergesättigten CO₂ erwärmt wird. Die im Kopfkondensator abzuführende Wärme verringert sich dadurch von 44,8 MW beim Basisprozess auf 30,6 MW ($\beta=0,15$). Das hat zum einen den Vorteil, dass der Kühlbedarf des Prozesses geringer wird. Zum anderen muss die vom Bypassmassenstrom aufgenommene Wärme nicht im Reboiler zugeführt werden. Gleichzeitig nimmt aber die im Kreuzstromwärmeübertrager übertragene Wärme von 169 MW ($\beta=0$) auf 154 MW ($\beta=0,15$) ab, da der Wärmekapazitätsstrom der CO₂-reichen Lösung mit steigendem Bypassmassenstrom sinkt. Die Änderung der übertragenen Wärmeströme ist dabei für kleine β beim Kopfkondensator und für große β beim Kreuzstromwärmeübertrager größer, sodass sich zunächst mit steigendem β eine Verbesserung des Prozesses und anschließend eine Verschlechterung ergibt. Das sich dadurch ergebende Minimum des spezifischen Wärmebedarfs liegt bei $\beta=0,07$. Dieses Ergebnis wird durch die in Abbildung 34 aufgetragene Differenz der im Kreuzstromwärmeübertrager und im Kopfkondensator übertragenen Wärmeströme in Abhängigkeit vom relativen Bypassmassenstrom bestätigt.

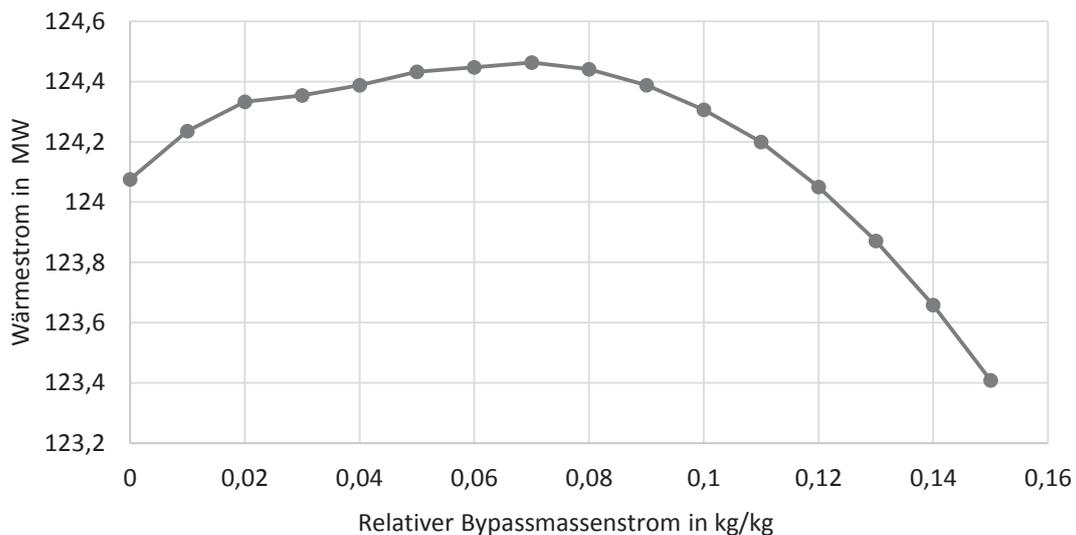


Abbildung 34: Differenz der im Kreuzstromwärmeübertrager und im Kopfkondensator übertragenen Wärmeströme

Neben dem Bypassmassenstrom kann auch die Höhe der Sprühebene für den Hauptmassenstrom der CO₂-reichen Lösung variiert werden. Ein größerer Abstand zwischen der Zuführung des Bypassmassenstroms in der obersten Sprühebene und der

Zuführung der heißen CO₂-reichen Lösung könnte dabei einen positiven Effekt haben, weil die Kontaktzeit zwischen kaltem Bypassmassenstrom und aufsteigendem heißen CO₂-Wasser-Gemisch verlängert wird. Bei den bisherigen Untersuchungen wird die heiße CO₂-reiche Lösung 1 m unterhalb der obersten Sprühebene zugeführt, die Packungshöhe im Desorber beträgt 10 m. Im Folgenden wird der Abstand zwischen den beiden Zuführungen variiert. Dabei wird die Gesamthöhe der Packung von 10 m im Desorber nicht verändert, sondern in zwei unterschiedlich große Abschnitte unterteilt. Für jeden untersuchten Abstand werden der Lösungsmittelmassestrom und der Bypassmassenstrom variiert, um den Betriebspunkt mit dem geringsten spezifischen Wärmebedarf zu ermitteln. Die Ergebnisse dieser Optimierung sind in Abbildung 35 dargestellt.

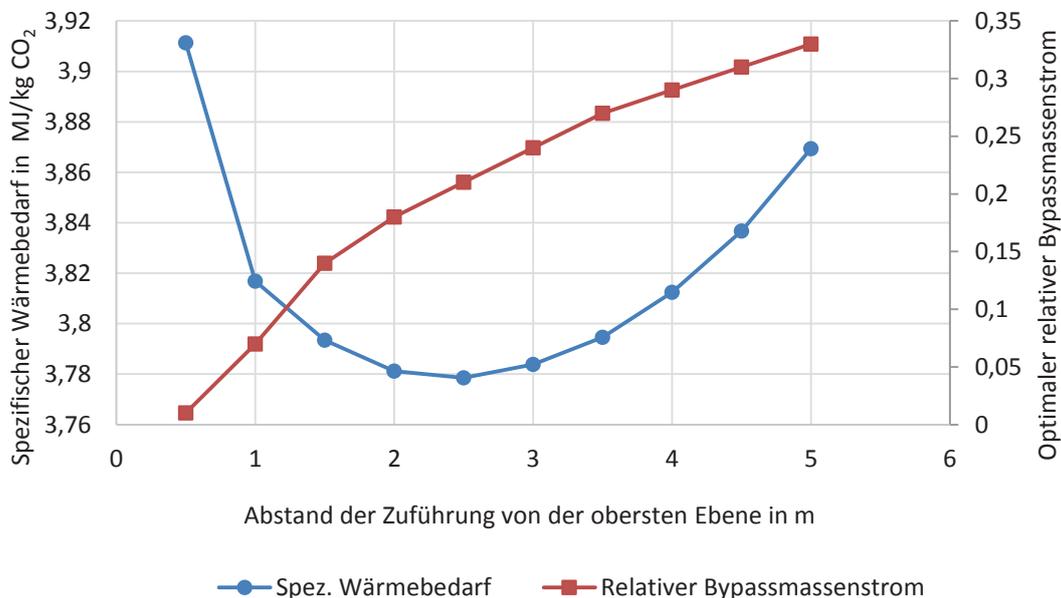


Abbildung 35: Spezifischer Wärmebedarf der CO₂-Abtrennungsanlage und optimaler relativer Bypassmassenstrom der CO₂-reichen Lösung in Abhängigkeit von der Höhe der Zuführung der heißen CO₂-reichen Lösung

Im Vergleich zur Variation des Bypassmassenstroms bei der Zuführung des Hauptmassenstroms 1 m unterhalb der Zuführung des Bypassmassenstroms ergibt sich eine leichte Verbesserung. Zu größeren Abständen hin stellt sich der optimale Betriebspunkt dabei bei immer größeren Bypassmassenströmen ein. Das liegt daran, dass ein größerer Massenstrom mehr Zeit benötigt, um vom CO₂ aufgeheizt zu werden. Der geringste spezifische Wärmebedarf ergibt sich bei einem Abstand von 2,5 m zwischen der obersten Sprühebene und der Zuführung der heißen CO₂-reichen Lö-

sung bei einem relativen Bypassmassenstrom von 0,21. Im Vergleich zum Basisprozess verringert sich der spezifische Wärmebedarf dabei um etwa 1,3% von 3,83 auf 3,78 MJ/kg CO₂. Die Änderung bei den übrigen Energiebedarfen verhält sich ähnlich. Für den optimalen Punkt sind der Kühlbedarf um 1% und der elektrische Eigenbedarf um 0,03% reduziert. Das liegt daran, dass der Kühlbedarf des Kopfkondensators zwar deutlich reduziert ist, dafür aber der Kühlbedarf beim Lösungsmittelkühler steigt, da die CO₂-arme Lösung den Kreuzstromwärmeübertrager bei höheren Temperaturen verlässt (61,7°C im optimierten Fall statt 52,6°C beim Basisprozess).

Für den Gesamtprozess ergibt sich durch den RSS eine leichte Verbesserung. Der qualitative Verlauf des Nettowirkungsgradverlusts folgt dabei dem Verlauf des spezifischen Wärmebedarfs, der geringste Nettowirkungsgradverlust ergibt sich daher ebenfalls bei $\beta=0,21$ und einem Abstand von 2,5 m zwischen den Sprühebene. Er beträgt 7,82%-Punkte und ist damit 0,06%-Punkte günstiger als beim Basisprozess. Dennoch handelt es sich um eine sinnvolle Modifikation, da als zusätzliche Komponenten nur eine zweite Sprühebene und einige Rohre benötigt werden. Außerdem können einige Wärmeübertrager kleiner gebaut werden, wodurch die Kapitalkosten reduziert sind. Im Kreuzstromwärmeübertrager werden ca. 23 MW weniger übertragen, im Kopfkondensator reduziert sich der übertragene Wärmestrom um 25 MW. Gleichzeitig steigt nur der im Lösungsmittelkühler übertragene Wärmestrom um 23 MW. Die insgesamt zu übertragene Wärme und damit auch die benötigte Wärmeübertragerfläche werden somit kleiner.

4.3.2 Lean Vapour Compression

Bei der LVC (vgl. Abschnitt 2.4.2) wird die CO₂-arme Lösung nach Austritt aus dem Desorber entspannt. Durch den Druckabfall verdampft ein Teil des Wassers. Dieser Dampf wird in einem separaten Verdichter wieder auf Desorberdruck verdichtet und dem Desorber in seinem unteren Bereich zugeführt. Die verbleibende Flüssigkeit wird zum Kreuzstromwärmeübertrager gepumpt. Das Basismodell der CO₂-Abtrennungsanlage wird daher um eine Flashtrommel und einen Verdichter erweitert. Für den Verdichter werden ein isentroper Wirkungsgrad von 0,83 sowie ein mechanischer Wirkungsgrad von 0,98 angenommen. Der Druck hinter dem Verdichter liegt um 5% über dem Druck in der untersten Stufe des Desorbers, um ein ausreichend großes Druckgefälle zum Eintritt in den Desorber zu gewährleisten.

Die wichtigste Prozessgröße bei der LVC ist der Druck im Ausdehnungsgefäß. Je geringer dieser ist, umso mehr Wasser wird verdampft. Dadurch kann mit dem LVC-

Dampfmassenstrom dem Desorber mehr Wärme zugeführt werden, sodass der zusätzlich benötigte Wärmebedarf im Reboiler und damit der Entnahmedampfmassestrom aus der Überströmleitung geringer wird. Gleichzeitig steigt jedoch der elektrische Eigenbedarf für die Verdichtung des Dampfes. Zur Auffindung des Optimums muss somit der LVC-Druck ermittelt werden, bei dem sich der geringste Nettowirkungsgradverlust ergibt. Bevor die Ergebnisse dieser Optimierung gezeigt werden, wird nachfolgend zunächst einmal auf die Einzel-Energiebedarfe der CO₂-Abtrennungsanlage eingegangen, die sich infolge der Variation des LVC-Drucks ergeben. In Abbildung 36 sind diese Energiebedarfe in Abhängigkeit vom LVC-Druck dargestellt. Der Auslegungspunkt mit einem LVC-Druck von 1,9 bar entspricht dabei der Anlage ohne LVC.

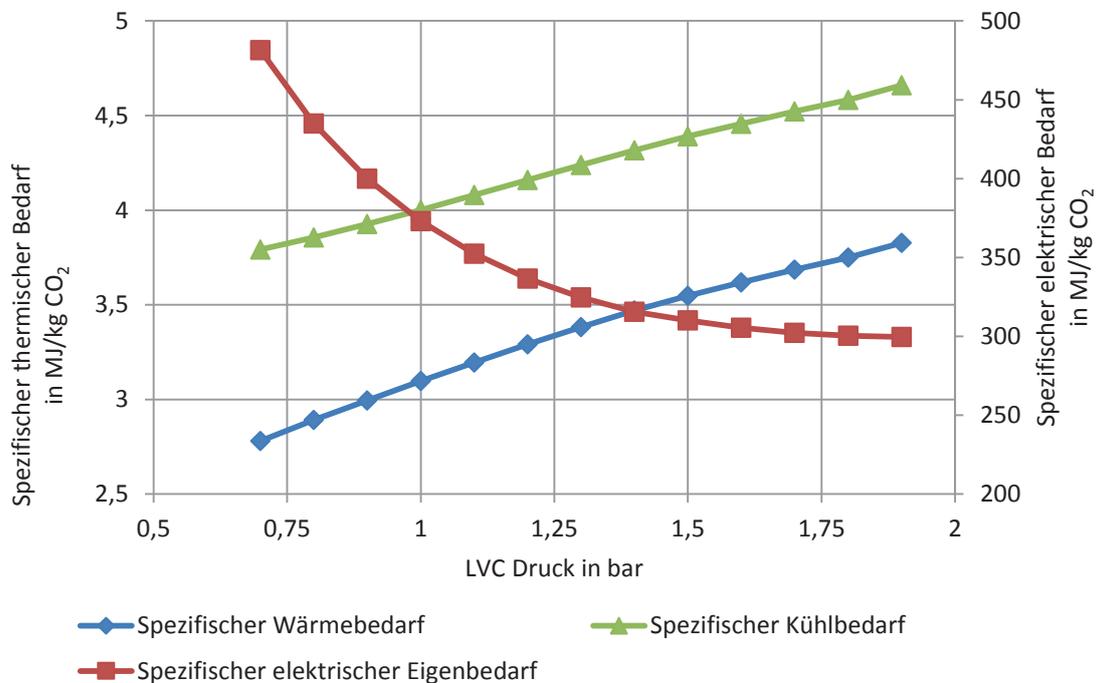


Abbildung 36: Energiebedarfe der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit vom Druck im Ausdehnungsgefäß vor dem lean vapour compressor

Ausgehend vom Basisprozess sinkt der spezifische Wärmebedarf des CO₂-Abtrennungsprozesses stetig mit sinkendem LVC-Druck. Im Bereich der untersuchten Drücke lässt sich der spezifische Wärmebedarf um ca. 1 MJ/kg CO₂ von 3,8 auf 2,8 MJ/kg CO₂ verringern. Dies ist darauf zurückzuführen, dass mit abnehmendem LVC-Druck zum einen der bei der Entspannung verdampfte Massenstrom steigt und zum ande-

ren auch die Temperatur des verdichteten Dampfes zunimmt. Letzteres ist darin begründet, dass bei einer verlustfreien Entspannung die Temperatur zunächst absinkt, eine anschließende, verlustfreie Druckerhöhung die Temperatur aber wieder auf die Ausgangstemperatur vor der Entspannung anhebt. Alle bei der realen Verdichtung auftretenden Verluste führen zu einer zusätzlichen Temperaturerhöhung über die Ausgangstemperatur hinaus, da die Verluste als Wärme im verdichteten Dampf verbleiben. Je größer die für die Verdichtung zugeführte Energie ist, umso größer sind auch die Verluste und umso größer ist damit die zusätzliche Temperaturerhöhung. Für einen hohen LVC-Druck von 1,7 bar werden beispielsweise nur 3,7 kg/s Dampf bei einer Temperatur von 115,9°C bereitgestellt, der nach der Verdichtung bei einer Temperatur von 131,4°C vorliegt. Dadurch verringert sich die im Reboiler bereitzustellende Wärme von 150 MW beim Basisprozess auf 144 MW. Beim niedrigsten untersuchten LVC-Druck von 0,7 bar erhöht sich die bei einer Temperatur von 91,8°C bereitgestellte Dampfmenge auf 30,7 kg/s, die nach dem Verdichter bei 214°C vorliegt. Im Reboiler müssen dann nur noch 107 MW bereitgestellt werden.

Demgegenüber stehen aber auch einige Nachteile für den Prozess mit niedrigem LVC-Druck. Der spezifische elektrische Eigenbedarf der CO₂-Abtrennungsanlage steigt durch den zusätzlichen Verdichter um ca. 60% von 300 auf 480 kJ/kg CO₂. Dabei steigt der Eigenbedarf des Verdichters zu kleinen Drücken hin besonders stark an. Das liegt daran, dass sich nicht nur der Massenstrom des zu verdichtenden Dampfes erhöht, sondern auch das Druckverhältnis sowie die Endtemperatur der Verdichtung.

Ein weiterer Effekt ist, dass mit dem LVC-Druck auch die Temperatur sinkt, die sich bei der adiabaten Entspannung der CO₂-armen Lösung einstellt. Im Basisprozess verlässt die CO₂-arme Lösung den Desorber bei etwa 118°C. Eine Entspannung auf 0,7 bar führt zu einer Temperatur von etwa 92°C. Mit dieser Temperatur tritt die CO₂-arme Lösung in den Kreuzstromwärmeübertrager, sodass sich auch die Temperatur der CO₂-reichen Lösung vor Eintritt in den Desorber deutlich verringert. Eine geringere Temperatur an dieser Stelle bedeutet einerseits, dass das aufsteigende CO₂ weiter abgekühlt werden kann. Die Austrittstemperatur des CO₂ sinkt von 103 auf 83°C, sodass sich ein geringerer Kühlbedarf ergibt. Andererseits muss die Lösung aber am Boden des Desorbers etwa dieselbe Temperatur wie beim Basisprozess erreichen, die fehlende Wärme muss also von einem Teil des Dampfes aus der LVC bereitgestellt werden. Dadurch verringert sich der Wärmebedarf im Reboiler nicht ganz so stark. Insgesamt lässt sich anhand der in Abbildung 36 dargestellten Schnittstellengrößen keine Aussage über die Güte des Prozesses treffen. In Abbildung 37 ist

daher der Nettowirkungsgradverlust des Gesamtprozesses mit LVC für unterschiedliche LVC-Drücke dargestellt. Der Verlust ist dabei in die einzelnen Verlustanteile aufgeschlüsselt, sodass die unterschiedlichen Effekte deutlich werden.

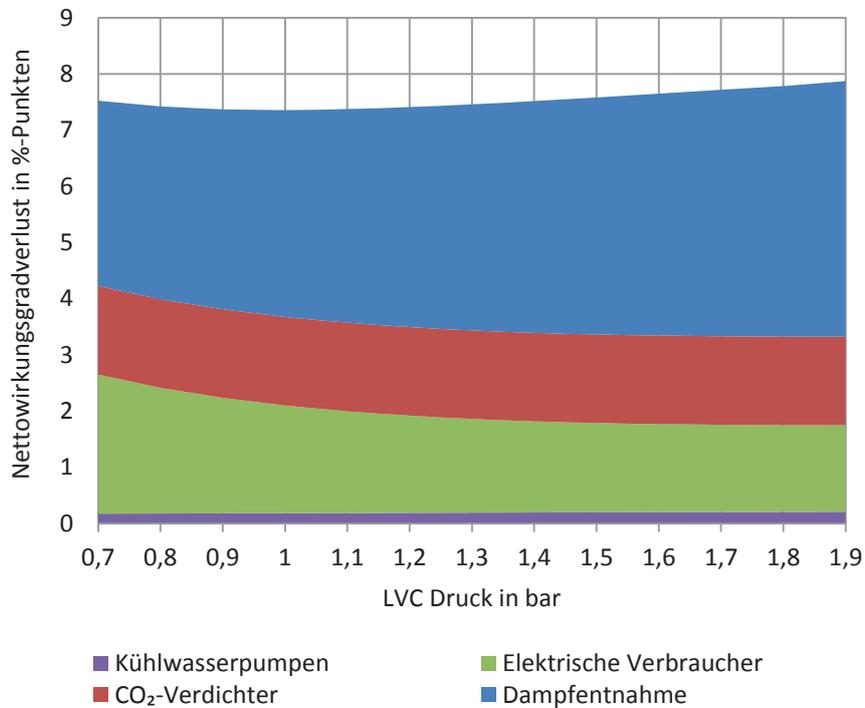


Abbildung 37: Nettowirkungsgradverlust durch die CO₂-Abscheidung im Vergleich zum Referenzkraftwerk in Abhängigkeit vom LVC-Druck, aufgeschlüsselt nach den Verlustquellen

Der Verlust durch die Dampfentnahme nimmt mit sinkendem LVC-Druck ab, da der spezifische Wärmebedarf sinkt. Gleichzeitig steigt der Verlust durch die elektrischen Verbraucher. Dies ist auf den zusätzlichen LVC-Verdichter zurückzuführen. Durch die gegenläufigen Effekte ergibt sich für den Nettowirkungsgradverlust ein Minimum bei einem LVC-Druck von 1,0 bar. Der Wirkungsgradverlust beträgt in diesem Fall 7,36%-Punkte, im Vergleich zum Basisprozess ergibt sich somit eine Verbesserung des Gesamtprozesses um 0,52%-Punkte.

4.3.3 Kombination der Prozessmodifikationen

Um den Prozess weiter zu optimieren, können mehrere Prozessmodifikationen kombiniert werden. Im besten Fall ergibt sich dadurch eine Addition der Wirkungsgradverbesserungen, es kann aber auch zu einer teilweisen Aufhebung der Effekte

durch die jeweils andere Prozessmodifikation kommen. Inwieweit dies bei den beiden untersuchten Modifikationen LVC und RSS zutrifft, wird im Folgenden untersucht.

Durch die Kombination der beiden Prozessmodifikationen ergibt sich ein Prozess, bei dem vier Prozessparameter für die Optimierung variiert werden müssen: der Bypassmassenstrom, der Abstand zwischen oberster Sprühebene und Zuführung des Hauptlösungsmittelmassenstroms im Desorber, der LVC-Druck und der Lösungsmittelmassenstrom. Ausgehend vom optimalen LVC-Fall mit einem LVC-Druck von 1,0 bar wird zusätzlich der Effekt des Bypasses untersucht. Dazu wird, wie in Abschnitt 4.3.1, der relative Bypassmassenstrom erhöht. Anders als bei der Untersuchung, deren Ergebnisse in Abbildung 33 dargestellt sind, wird jedoch direkt der Abstand zwischen den beiden Lösungsmittelzuführungen in den Desorber variiert, um den geringsten spezifischen Wärmebedarf zu erhalten. Die Ergebnisse dieser Optimierung sind in Abbildung 38 dargestellt. Der durchgezogene Kurvenverlauf zeigt den minimalen spezifischen Wärmebedarf für jeden relativen Bypassmassenstrom. Zusätzlich sind gestrichelt die Optimalkurven für konstante Abstände zwischen den Zuführungen von Haupt- und Bypassmassenstrom dargestellt. Da der Desorber in 21 Stufen diskretisiert ist und eine Zuführung nur einer Stufe zugeteilt werden kann, ist keine kontinuierliche Optimierung des Abstandes möglich. Dadurch ergeben sich bei der durchgezogenen Linie Knicke, wenn die Zuführung zu einer anderen Ebene gewechselt wird.

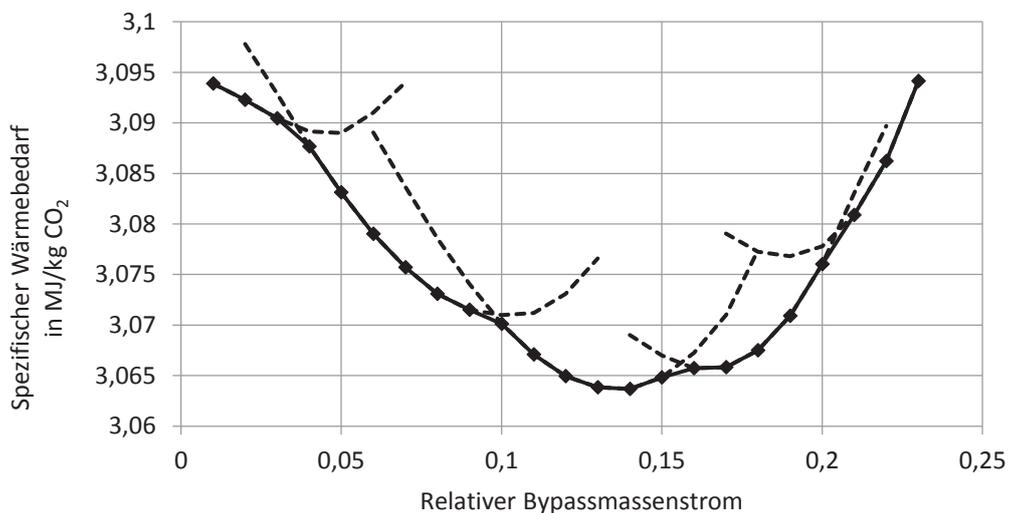


Abbildung 38: Spezifischer Wärmebedarf der CO₂-Abtrennungsanlage in Abhängigkeit vom relativen Bypassmassenstrom; gestrichelt: konstante Höhe der Zuführung des Hauptlösungsmittelmassenstroms; durchgezogen: geringster Wärmebedarf aller Höhen

In Abbildung 38 ist zu erkennen, dass eine Kombination der beiden Prozessmodifikationen zu einer weiteren Verringerung des Wärmebedarfs führt. Der geringste spezifische Wärmebedarf beträgt $3,064 \text{ MJ/kg CO}_2$ und ergibt sich für einen relativen Bypassmassenstrom von $\beta=0,14$. Der Abstand zwischen den beiden Zuführungen beträgt 2 m . Im Vergleich zum reinen LVC-Prozess entspricht dies einer Verringerung des Wärmebedarfs um $0,03 \text{ MJ/kg CO}_2$. Der positive Effekt des RSS auf den spezifischen Wärmebedarf fällt beim kombinierten Prozess also noch geringer aus als beim reinen RSS. Das liegt daran, dass durch die LVC die Temperatur der CO_2 -armen Lösung vor dem Kreuzstromwärmeübertrager sinkt, wodurch auch die Temperatur der CO_2 -reichen Lösung nach dem Kreuzstromwärmeübertrager verringert wird. Dadurch verringert sich die Temperatur des aus dem Desorber austretenden CO_2 für die kombinierten Prozessmodifikationen auf 80°C im Vergleich zu 92° beim reinen LVC-Prozess, 100°C beim reinen RSS und 105°C beim Basisprozess (vgl. Abschnitt 4.1).

Für den Gesamtprozess ergibt sich für das Optimum der kombinierten Prozessmodifikationen ein Wirkungsgradverlust von $7,32\%$ -Punkten. Im Vergleich zum reinen LVC-Prozess lässt sich somit eine weitere Wirkungsgradverbesserung um $0,04\%$ -Punkte erreichen. Die Prozessparameter LVC-Druck und Lösungsmittelmassenstrom entsprechen dabei den Werten für den reinen LVC-Prozess. Eine Variation dieser Größen für den Prozess mit kombinierten Modifikationen führt zu keiner weiteren Wirkungsgradsteigerung. Wie für den reinen RSS gilt auch für die Kombination, dass die Wirkungsgradverbesserung nur gering ist, sich aber ohne großen Mehraufwand erreichen lässt. Diese Prozesskonfiguration wird daher für den optimierten Gesamtprozess in Abschnitt 4.7 verwendet.

4.4 Varianten zur Integration des Reboilerkondensats

Bei den bisher betrachteten Varianten wird das Reboilerkondensat in den Turbinenkondensator zurückgeführt (vgl. Abschnitt 4.1.1). Die im Reboilerkondensat enthaltene Wärme wird dabei nicht weiter genutzt sondern an die Umgebung abgegeben. Nachfolgend wird untersucht, wie sich alternative Schaltungen für die Integration des Reboilerkondensats auf den Gesamtwirkungsgrad auswirken.

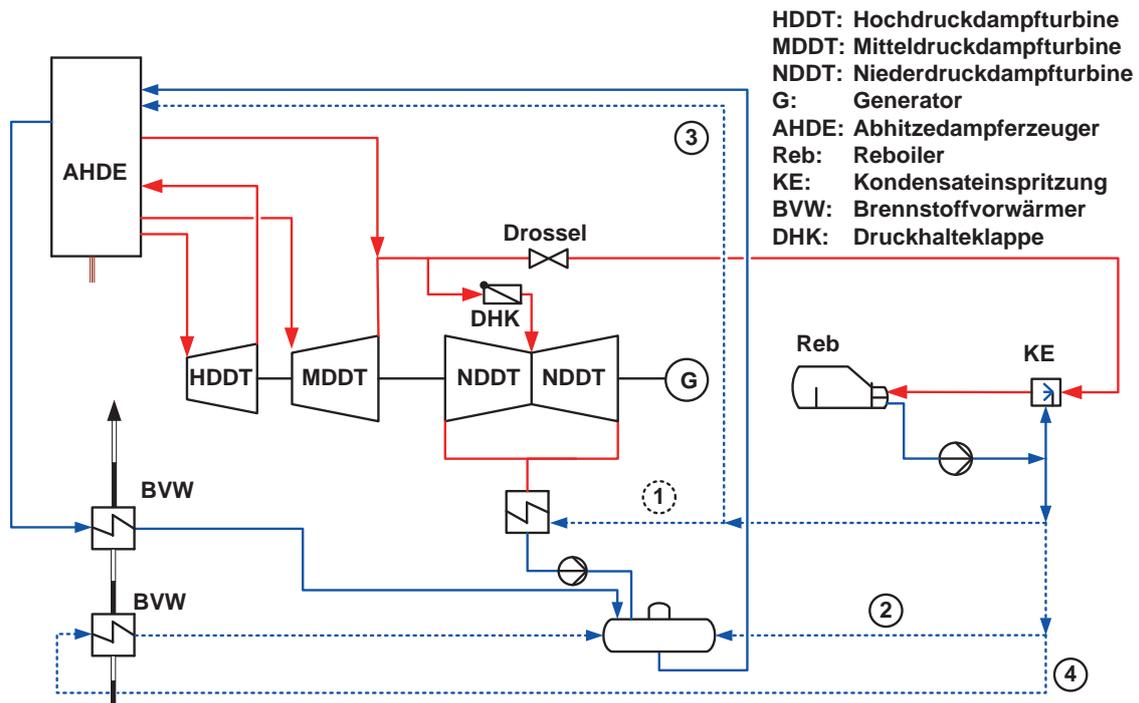


Abbildung 39: Schaltungsvarianten für die Rückführung des Reboilerkondensats

In Abbildung 39 ist neben den wichtigsten Komponenten des Wasser-Dampf-Kreislaufs die Entnahme des Dampfes aus der Überströmleitung einschließlich Drossel und Druckhalteklappe zu sehen. Für die Rückführung des Kondensats in den Wasser-Dampf-Kreislauf sind zudem vier verschiedene, mit den Ziffern 1-4 markierte Rückführungsvarianten dargestellt, die nachfolgend untersucht werden sollen.

Die Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator (Variante 1) ist die in den vorangegangenen Untersuchungen verwendete Schaltung. Das Reboilerkondensat wird in den Turbinenkondensator geführt und dort abgekühlt. Vergleicht man für diese Schaltung die Komponenten im Wasser-Dampf-Kreislauf mit den Komponenten beim Referenzkraftwerk, so unterscheiden sich die beiden Prozesse nur in Bezug auf die Niederdruckdampfturbine und den Turbinenkondensator. Dabei kann der Turbinenkondensator sogar kleiner gebaut werden, da trotz der hohen Temperatur des Reboilerkondensats dessen spezifische Enthalpie deutlich geringer ist als die spezifische Enthalpie des Abdampfes der ND-Turbine. Das liegt an der im Vergleich zur sensiblen Wärme des Reboilerkondensats hohen Verdampfungsenthalpie des Abdampfes der ND-Turbine, die im Reboiler genutzt wird.

Bei der Integration des Reboilerkondensats in den Speisewasserbehälter (Variante 2) wird das Reboilerkondensat mit dem Hauptkondensat des Turbinenkondensators zusammengeführt. Dadurch wird die Wärme im Reboilerkondensat nicht an die Umgebung abgegeben, sondern im Prozess gehalten. Ein weiterer Vorteil besteht darin, dass die Vorwärmerschleife am kalten Ende des AHDE nicht mehr benötigt wird, wenn die Mischungstemperatur im Speisewasserbehälter die geforderte Temperatur von 60°C übersteigt – allerdings mit dem Nachteil einer geringeren Nutzung der Abgaswärme.

Bei beiden bisher vorgestellten Varianten kommt es zu einer Verringerung der Exergie im Reboilerkondensat, da durch die Mischung mit dem kälteren Hauptkondensat die Temperatur gesenkt wird. Bei der Integration des Reboilerkondensats in den Economiser (Variante 3) dagegen wird das Reboilerkondensat dem Wasser-Dampf-Kreislauf an einer Stelle zugeführt, bei der das Speisewasser auf einer ähnlichen Temperatur vorliegt. Dies ist am Austritt aus dem Economiser des AHDE der Fall.

Beim Referenzkraftwerk wird ein Teil des Speisewassers vor dem MD-Verdampfer abgezweigt und zur Vorwärmung des Brennstoffs verwendet. Dadurch steht weniger Wärme für die Dampfproduktion bereit. In Variante 4 wird daher das Reboilerkondensat verwendet, um den Brennstoff vorzuwärmen und dadurch einen Teil des sonst verwendeten Speisewassers einzusparen. Da die gewünschte Brennstofftemperatur 220°C beträgt und somit über der Temperatur des Reboilerkondensats von 130°C liegt, muss auch bei dieser Variante weiterhin Speisewasser zur Vorwärmung genutzt werden. Es werden daher zwei Wärmeübertrager benötigt, wobei der Brennstoff zunächst vom Reboilerkondensat auf etwa 115°C vorgewärmt und anschließend vom Speisewasser auf 220°C erwärmt wird.

Die Auswirkungen der unterschiedlichen Integrationsvarianten auf den Wasser-Dampf-Kreislauf lassen sich am besten anhand von T,Q-Diagrammen erläutern, in denen die Wärmeübertragung vom Abgas auf das Speisewasser bis zum Eintritt in den ND-Verdampfer aufgetragen ist. Für die Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator ist dies in Abbildung 40 dargestellt. Das aus dem Speisewasserbehälter entnommene Kondensat wird zunächst in einer Vorwärmerschleife von 60 auf 90°C erwärmt und nach einer Vermischung mit dem aus dem Turbinenkondensator kommenden Kondensat zurück zum Speisewasserbehälter geführt. Ebenfalls aus dem Speisewasserbehälter entnommenes Wasser wird im Economiser von 60 auf 139°C erwärmt. Mit dieser Temperatur tritt das Speisewasser in den ND-Verdampfer ein. Das Abgas wird dabei von 150 auf 75°C abgekühlt.

4.4 Varianten zur Integration des Reboilerkondensats

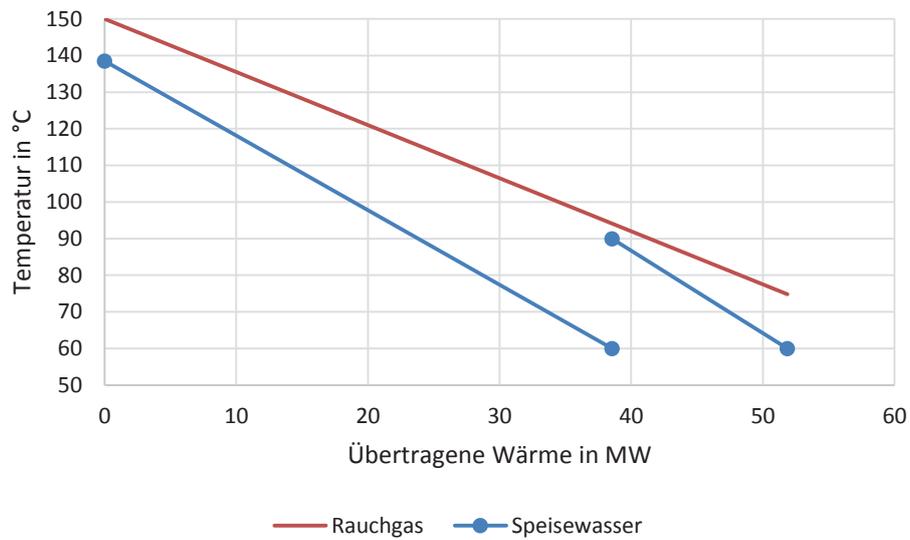


Abbildung 40: T,Q-Diagramm zur Wärmeübertragung im Economiser und Kondensatvorwärmer bei der Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator

Die Temperaturverläufe bei der Integration des Reboilerkondensats in den Speisewasserbehälter ist in Abbildung 41 dargestellt. Dabei stellt sich im Speisewasserbehälter eine Mischtemperatur von 86°C ein. Mit dieser Temperatur tritt das Speisewasser in den Economiser ein und wird vom Abgas auf 139°C erwärmt. Infolge der deutlich erhöhten Speisewassereintrittstemperatur von 86°C wird das Abgas dabei nur von 150°C auf 113°C abgekühlt. Damit liegen in diesem Fall deutlich höhere Abgasverluste vor als bei der Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator.

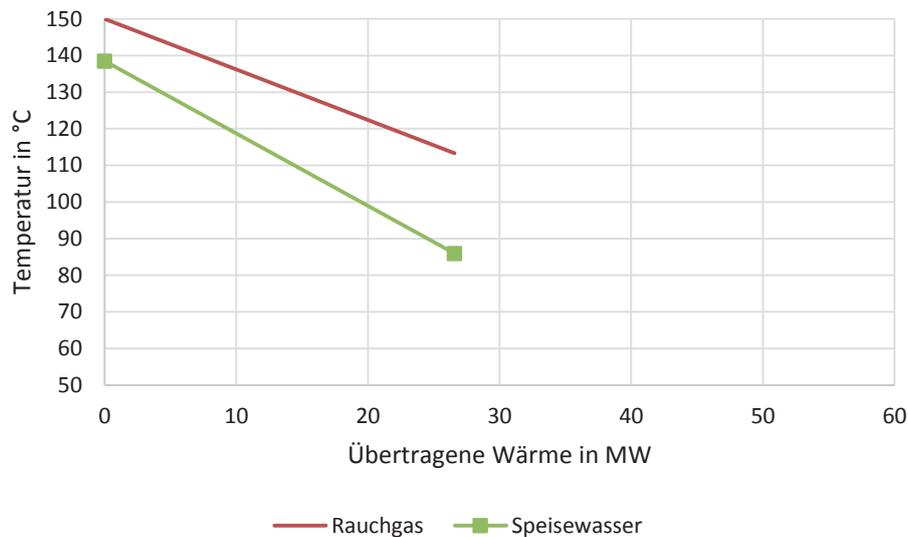


Abbildung 41: T,Q-Diagramm zur Wärmeübertragung im Economiser und Kondensatvorwärmer bei der Integration des Reboilerkondensats in den Speisewasserbehälter

Die Temperaturverläufe für die Integration des Reboilerkondensats in den Economiser sind in Abbildung 42 dargestellt. Das Reboilerkondensat wird bei dem Temperaturverlaufknick von etwa 129°C mit dem Kondensatmassenstrom, der vom Turbinenkondensator kommt und vorher in einer Vorwärmerschleife und dem ersten Teil des Economisers aufgewärmt wird, zusammengeführt. Die Temperaturverläufe des aus dem Turbinenkondensator stammenden Kondensats sind hier steiler, da dieser Kondensatmassenstrom nur etwa halb so groß ist wie der Massenstrom nach der Beimischung des Reboilerkondensats. Infolgedessen wird auch bei dieser Variante der Einbindung des Reboilerkondensats nur eine Abgastemperatur von 113°C erreicht und damit ein hoher Abgasverlust verursacht, ohne dass eine zusätzliche Dampfproduktion erfolgt. Das liegt daran, dass die Wärme des Reboilerkondensats unterhalb der Temperatur des ND-Verdampfers vorliegt. Wird diese Wärme zur Vorwärmung von Kondensat verwendet, wird sie in gleicher Höhe nicht dem Abgas entzogen, sodass die Abgastemperatur und damit die Abgasverluste ansteigen und trotzdem kein zusätzlicher Dampf produziert wird.

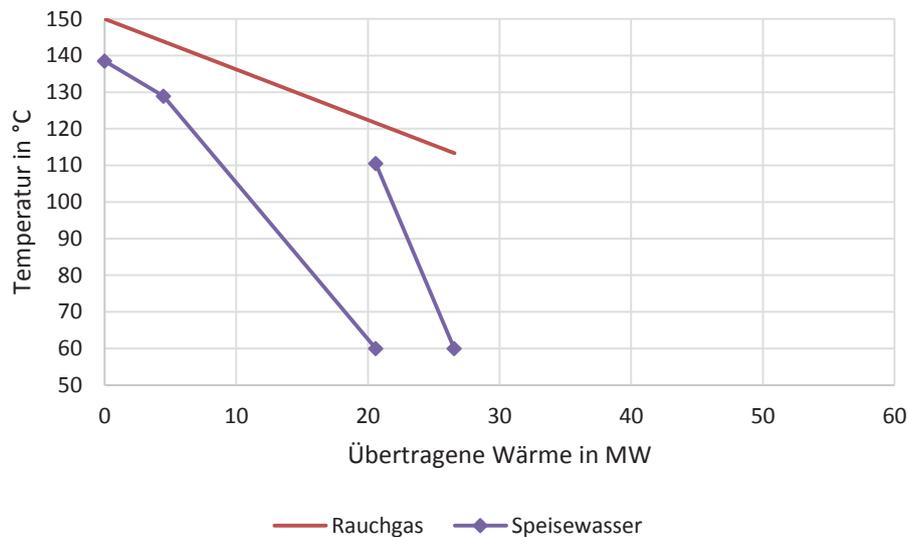


Abbildung 42: T,Q-Diagramm zur Wärmeübertragung im Economiser und Kondensatvorwärmer bei der Integration des Reboilerkondensats in den Economiser

Die Auswirkung der Integration des Reboilerkondensats in den Brennstoffvorwärmer wird mit Hilfe eines in Abbildung 43 dargestellten Vergleiches dieser Integration mit der Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator beurteilt. Die in Abbildung 43 in schwarzer Schrift dargestellten Temperatur- und Massenstromwerte gelten für die Integration in den Turbinenkondensator und die in magenta dargestellten Werte gelten für die Integration in den Brennstoffvorwärmer. Durch den zusätzlichen Brennstoffvorwärmer, in dem ca. 3 MW Wärme übertragen werden, beträgt die Temperatur des Erdgases am Eintritt in den mit Speisewasser beheizten Brennstoffvorwärmer 114°C statt 29°C bei der Integration in den Turbinenkondensator. Dadurch verringert sich die in diesem Wärmeübertrager übertragene Wärme von 7,3 MW auf 4,3 MW. Die dafür benötigte Speisewassermenge verringert sich jedoch nur um 0,73 kg/s von 8,33 kg/s auf 7,6 kg/s, da die Temperatur des Speisewassers nach dem Wärmeübertrager wegen der höheren Eintrittstemperatur des Brennstoffs von 60°C auf 134°C erhöht ist. Da der Speisewassermassenstrom zur MD-Trommel konstant bleibt, ist der Speisewassermassenstrom im MD-Economiser beim Einsatz des zusätzlichen Brennstoffvorwärmers ebenfalls um 0,73 kg/s geringer. Dadurch steigt die Temperatur des Abgases nach dem MD-Economiser von 183,5°C auf 184,1°C. Wenn der Druck im ND-Verdampfer in beiden Fällen als gleich angenommen wird, kann die produzierte Dampfmenge durch die erhöhte Abgastemperatur von 10,65 kg/s auf 10,83 kg/s gesteigert werden. Insgesamt lässt sich dadurch die Klemmleistung des Dampfturbinengenerators um 0,2 MW

steigern. Durch die erhöhte Abgastemperatur ist jedoch die Leistungsaufnahme vom Saugzug, der Kühlwasserpumpe für den Abgaskühler und der zugehörige Pumpe erhöht.

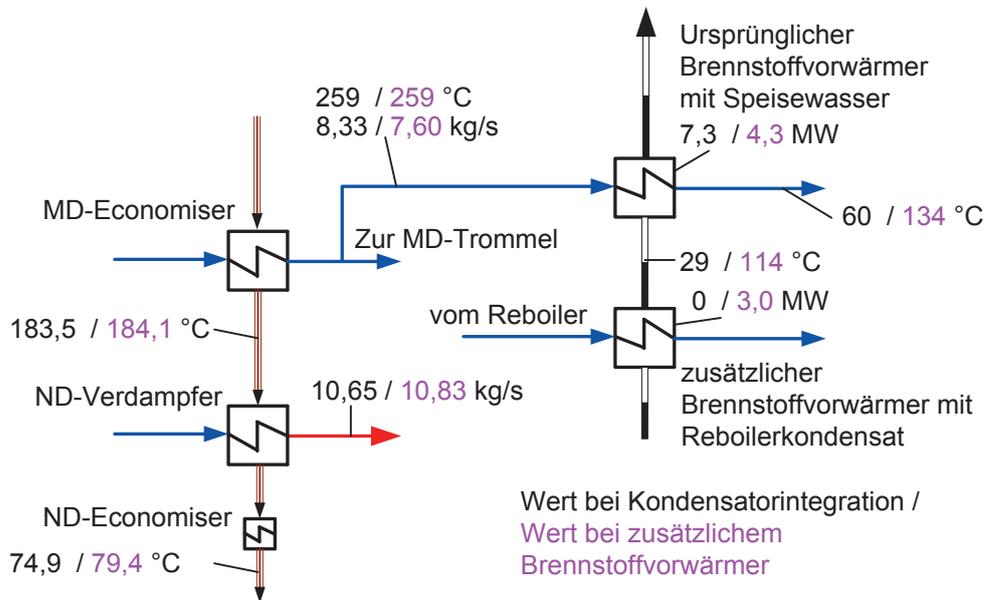


Abbildung 43: Detaillierte Betrachtung der Brennstoffvorwärmung für die Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator (schwarze Werte) und für die Integration des Reboilerkondensats in den Brennstoffvorwärmer

Da keine der Schaltungsvarianten in den Verbrennungsprozess der Gasturbine eingreift, sind die Abgaszusammensetzung sowie der Abgasmassenstrom für alle vier Varianten identisch. Der Druckverlust im AHDE wird ebenfalls als konstant angenommen. Daher unterscheiden sich die Schnittstellengrößen, die vom Kraftwerk an die CO₂-Abtrennungsanlage weitergegeben werden, nur in der Temperatur des Abgases. Diese liegt zwischen 75°C für die Integration in den Turbinenkondensator und 110°C für die Integrationen in den Speisewasserbehälter und in den Economiser.

Eine höhere Abgastemperatur führt zunächst zu einem höheren elektrischen Bedarf des Saugzugs, da eine Druckerhöhung bei einer höheren Eintrittstemperatur mehr Energie erfordert. Außerdem ist der Kühlbedarf des Abgaskühlers erhöht, sowie die Pumpenleistung der zugehörigen Pumpe. Die restliche CO₂-Abtrennungsanlage wird nicht beeinflusst, da das Abgas nach dem Kühler bei allen Varianten einheitlich bei 40°C vorliegt. In Tabelle 10 sind die Auswirkungen auf die spezifischen Energiebedarfe angegeben.



4.4 Varianten zur Integration des Reboilerkondensats

Tabelle 10: Abgastemperatur und Schnittstellengrößen für die vier untersuchten Schaltungsvarianten zur Integration des Reboilerkondensats

Integration in ...	Turbinen- kondensator	Speisewasser- behälter	Economiser	Brennstoff- vorwärmer
Abgastemperatur in °C	74,9	109,6	109,6	79,4
Spez. Wärmebedarf in MJ/kg CO ₂	3,83	3,83	3,83	3,83
Spez. Kühlbedarf in MJ/kg CO ₂	4,66	5,31	5,31	4,74
Spez. el. Bedarf in kJ/kg CO ₂	299,6	333,4	333,4	304

Für die Varianten der Integration des Reboilerkondensats in den Speisewasserbehälter und in den Economiser ergeben sich nahezu identische Schnittstellengrößen. Im Vergleich zur Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator ist der Kühlbedarf um etwa 14% und der spezifische elektrische Bedarf um etwa 11% erhöht. Bei der Integration des Reboilerkondensats in den Brennstoffvorwärmer ergeben sich wegen des geringeren Temperaturunterschieds auch geringere Abweichungen beim Energiebedarf: der Kühlbedarf ist nur um etwa 1,7% erhöht, der spezifische elektrische Bedarf um 1,5%.

Die Auswirkungen der Integrationsvarianten auf den Gesamtprozess sind in Tabelle 11 dargestellt. Es wird deutlich, dass sich die Varianten nur sehr geringfügig unterscheiden. Mit einem Nettowirkungsgradverlust von 7,879%-Punkten ist die Integration in den Turbinenkondensator die energetisch beste der untersuchten Schaltungen. Dabei ist der Nettowirkungsgrad der schlechtesten der untersuchten Varianten nur um 0,17%-Punkte schlechter.



Kapitel 4: Gesamtprozessuntersuchungen

Tabelle 11: Beiträge der einzelnen Verlustquellen zum Nettowirkungsgradverlust für die vier untersuchten Schaltungsvarianten zur Integration des Reboilerkondensats

Integration in ...	Turbinen- kondensator	Speisewasser- behälter	Economiser	Brennstoff- vorwärmer
Dampfentnahme	4,554	4,516	4,519	4,535
CO ₂ -Verdichter	1,576	1,576	1,576	1,576
Elektrische Verbraucher in CO ₂ -Abtrennungsanlage	1,540	1,714	1,714	1,563
Zusätzliche Kühlwasserpumpen	0,209	0,235	0,235	0,212
Gesamter Nettowirkungsgradverlust	7,879	8,041	8,044	7,886

Die Unterschiede zwischen den Integrationsvarianten resultieren fast nur aus Änderungen der Eintrittstemperaturen des Saugzugs und der Pumpen. Für die Pumpen gilt, wie bei der Verdichtung im Saugzug und im Verdichter, dass die Druckerhöhung in der Pumpe umso mehr Energie benötigt, je höher die Eintrittstemperatur ist. Nachfolgend wird die Leistungsaufnahme der Pumpen für die Integrationsvarianten verglichen.

Bei der Integration in den Turbinenkondensator wird das Reboilerkondensat im Turbinenkondensator abgekühlt und anschließend von der Kondensatförderpumpe bei etwa 31°C auf den Speisewasserbehälterdruck von 5 bar gebracht. Durch die Vorwärmerschleife beträgt die Temperatur dort 60°C. Mit dieser Temperatur tritt das Speisewasser in die Speisepumpe ein.

Bei der Integration in den Speisewasserbehälter muss das Reboilerkondensat, das bei etwa 130°C vorliegt, auf den Druck im Speisewasserbehälter von 5 bar gebracht werden. Der Pumpaufwand dafür ist geringer, als bei der Integration in den Turbinenkondensator. Während bei der Integration in den Turbinenkondensator das bei etwa 2,5 bar vorliegende Reboilerkondensat zunächst auf Kondensatordruck entspannt und dann auf 5 bar gepumpt wird, startet die Druckerhöhung bei der Integration in den Speisewasserbehälter direkt bei 2,5 bar. Gleichzeitig hat aber die Speisepumpe eine höhere Leistungsaufnahme, da die Speisewassertemperatur durch die

Mischung mit dem heißen Reboilerkondensat 84°C beträgt. Die Summe der Pumpenleistungen aller Pumpen, die Kondensat oder Speisewasser fördern, erhöht sich dadurch geringfügig von 5,24 MW für die Integration in den Turbinenkondensator auf 5,28 MW für die Integration in den Speisewasserbehälter. Trotzdem verringert sich der Wirkungsgradverlust des Kraftwerksprozesses, da weniger Kühlwasser im Turbinenkondensator benötigt wird und somit die Pumpenleistung der Kühlwasserpumpen geringer ist. Diese Verringerung wird jedoch nur durch eine Verschiebung der Wärme in die CO₂-Abtrennungsanlage erreicht. Hier erhöht sich die benötigte Kühlwasserpumpenleistung, sodass die insgesamt benötigte Kühlwasserpumpenleistung nahezu konstant bleibt. Der elektrische Eigenbedarf der CO₂-Abtrennungsanlage ist erhöht, da durch die höhere Abgastemperatur die Leistungsaufnahme des Saugzugs von 9,8 auf 10,8 MW ansteigt. Insgesamt erhöht sich der elektrische Eigenbedarf des Gesamtprozesses damit um ca. 1,98 MW von 29,67 MW für die Integration in den Turbinenkondensator auf 31,65 MW für die Integration in den Speisewasserbehälter.

Vergleicht man die Beiträge der einzelnen Verlustquellen zum Nettowirkungsgradverlust in Tabelle 11 für die Integration in den Speisewasserbehälter und die Integration in den Economiser, erkennt man, dass diese sich nur beim Verlust durch die Dampfantnahme geringfügig unterscheiden. Dies ist durch die unterschiedlichen Leistungsbedarfe der einzelnen Pumpen zur Kondensatförderung zu erklären. Während das Speisewasser bei der Integration in den Speisewasserbehälter mit 84°C in die Speisepumpe eintritt, muss das Reboilerkondensat bei der Integration in den Economiser bei 128°C gepumpt werden. Die kumulierte Leistung aller Kondensat- und Speisewasserpumpen erhöht sich dadurch von 5,28 MW für die Integration in den Speisewasserbehälter auf 5,31 MW für die Integration in den Economiser. Die übrigen Verbraucher unterscheiden sich nicht nennenswert von der Speisewasserintegration, sodass der Eigenbedarf des Gesamtprozesses um 2,01 MW von 29,67 MW für die Integration in den Turbinenkondensator auf 31,68 MW für die Integration in den Economiser erhöht ist.

Für die untersuchten Varianten lässt sich somit im Vergleich zur Integration des Reboilerkondensats in den Turbinenkondensator kein Wirkungsgradvorteil für den Gesamtprozess erreichen. Für die nachfolgenden Untersuchungen wird daher die letztgenannte Integration gewählt.

4.5 Wärmeintegration

Bei der Verdichtung des CO_2 vom Desorberdruck auf den geforderten Austrittsdruck von 110 bar werden große Mengen Niedertemperaturwärme frei. Die in Abschnitt 3.3 dargestellte Konfiguration des Verdichters mit fünf Zwischenkühlern und einem Nachkühler benötigt für den Basisprozess mit 90% CO_2 -Abtrennungsrate eine Kühlleistung von 41,6 MW. Zur Kühlung wird Kühlwasser verwendet, das von 16 auf 28°C erwärmt wird. Da das CO_2 vor den Kühlern bei etwa 100°C vorliegt, wäre in Abhängigkeit von der Grädigkeit in den Wärmetauschern auch eine Erwärmung des Kühlmediums auf ca. 90°C möglich. Im Vergleich mit dem Reboilerkondensat könnte diese Wärmequelle also etwa 20% weniger Wärme bei einer um etwa 30K niedrigeren Temperatur liefern.

Wie in Abschnitt 4.4 gezeigt, lässt sich eine Verbesserung des Wirkungsgrades durch Wärmeintegration nur dann erreichen, wenn die zur Verfügung stehende Wärme auf einem höheren Temperaturniveau als der ND-Verdampfungstemperatur von 138°C vorliegt. Das ist nur bei den Zwischenkühlern der CO_2 -Verdichtung möglich. Dabei kann die Anzahl der Zwischenkühler variiert werden. Wird ein Zwischenkühler entfernt, ist die Eintrittstemperatur der nächsten Verdichterstufe erhöht. Dadurch ist auch die Austrittstemperatur dieses Verdichters erhöht und im nächsten Zwischenkühler lässt sich Abwärme auf einem höheren Temperaturniveau als der ND-Verdampfungstemperatur abführen. In diesem Abschnitt werden daher zwei Schaltungen untersucht, bei denen durch das Entfernen von Zwischenkühlern Wärme auf einem höheren Temperaturniveau bereitgestellt wird. Beide Schaltungen sind in Abbildung 44 schematisch dargestellt.

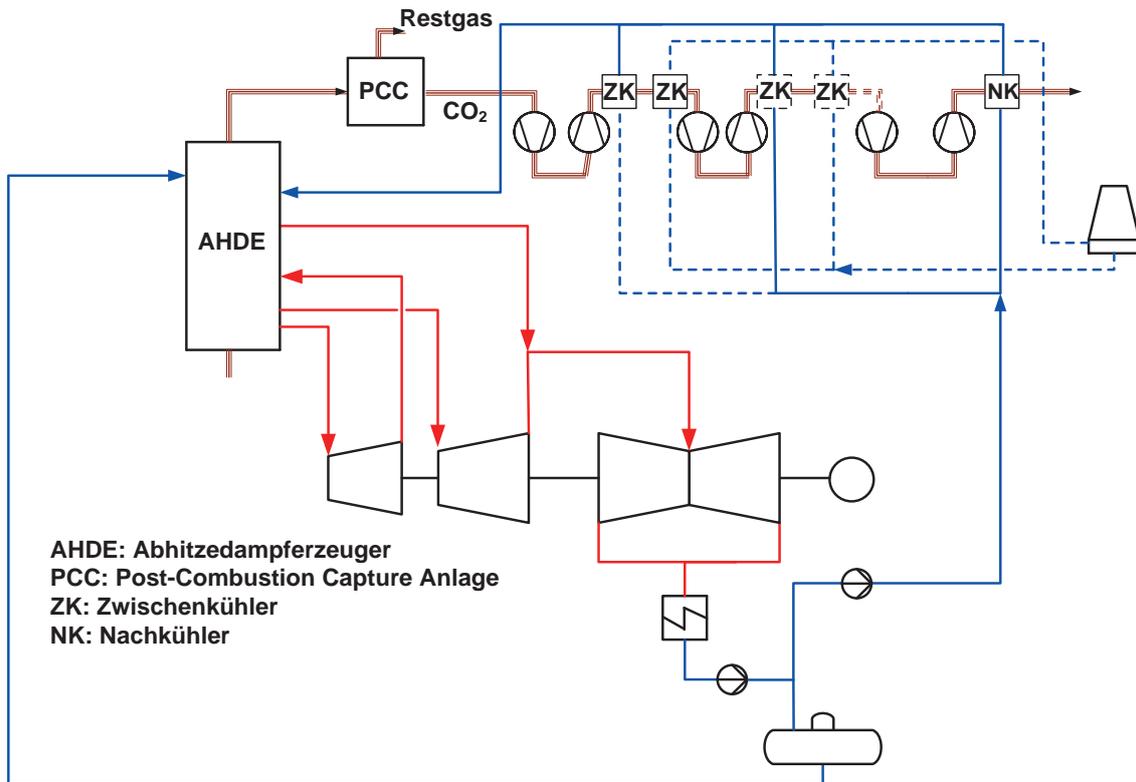


Abbildung 44: Schematische Darstellung der untersuchten Schaltungen zur Nutzung der Abwärme aus den Zwischenkühlern des CO₂-Verdichters

Bei der ersten Schaltung werden drei Zwischenkühler entfernt, sodass immer zwei Verdichterstufen ohne Zwischenkühlung aufeinanderfolgen (durchgezogene Linien in Abbildung 44). Dadurch erhöht sich die Temperatur des CO₂ auf 175-195°C. Das Kühlmedium Wasser kann damit, bei einer angenommenen Grädigkeit von 10K, auf 176°C aufgewärmt werden. Diese Temperatur ermöglicht eine Einbindung des erwärmten Wassers in den AHDE im rauchgasseitigen Bereich stromaufwärts des ND-Verdampfers. Dadurch kann der in Abbildung 43 skizzierte Effekt erreicht werden: es wird weniger Abgaswärme zur Vorwärmung des MD-Speisewassers benötigt und die Dampfproduktion im ND-Verdampfer ist erhöht. Bei der Schaltung 1 steigt der Dampfmassenstrom pro Block von 10,87 auf 13,51 kg/s. Gleichzeitig steigt jedoch der Leistungsbedarf des CO₂-Verdichters von 24,03 auf 28,69 MW an, da die drei Verdichterstufen, denen kein Zwischenkühler vorgeschaltet ist, auf deutlich erhöhtem Temperaturniveau arbeiten. Auch die Verdichterstufen nach den Zwischenkühlern haben eine höhere Eintrittstemperatur als beim Basisprozess, da das als Kühlmedium genutzte Speisewasser eine höhere Temperatur hat als das Kühlwasser des Kühlturms.

Um diesen zweiten Effekt auszugleichen, wird zusätzlich eine zweite Schaltung untersucht. Dabei wird den mit Speisewasser gekühlten Zwischenkühlern noch ein weiterer Zwischenkühler nachgeschaltet, der mit Kühlwasser gekühlt wird (gestrichelte Linien in Abbildung 44). Dadurch lässt sich der Leistungsbedarf des CO₂-Verdichters auf 26,26 MW reduzieren. Gleichzeitig sinkt jedoch auch die Temperatur, auf die das Speisewasser erwärmt werden kann, auf 149°C. Die Dampfproduktion im ND-Verdampfer steigt bei dieser Schaltung von 10,87 auf 11,67 kg/s an. Die Auswirkungen beider Schaltungen auf den Gesamtprozess sind in Tabelle 12 dargestellt.

Tabelle 12: Beiträge der einzelnen Verlustquellen zum Nettowirkungsgradverlust für den Basisprozess und die untersuchten Schaltungen zur Integration von Abwärme aus den Zwischenkühlern des CO₂-Verdichters

Verlustquelle	Wirkungsgradverlust in %-Punkten		
	Basisprozess	Schaltung 1	Schaltung 2
Dampfentnahme	4,55	4,55	4,55
CO ₂ -Verdichter	1,58	1,89	1,73
Elektrische Verbraucher in CO ₂ -Abtrennungsanlage	1,54	1,56	1,56
Zusätzliche Kühlwasserpumpen	0,21	0,21	0,21
Integration	-	-0,19	-0,07
Gesamter Nettowirkungsgradverlust	7,88	8,02	7,98

Beide Schaltungsvarianten führen zu einem erhöhten Nettowirkungsgradverlust. Das ist darauf zurückzuführen, dass der Verlust infolge des CO₂-Verdichters durch die höhere Temperatur des CO₂ um 0,31 bzw. 0,15%-Punkte zunimmt. Der positive Effekt durch die zusätzliche Dampfproduktion, der durch einen negativen Term in den Wirkungsgradverlust eingeht, reicht nicht aus, um diesen zusätzlichen Verlust des CO₂-Verdichters zu kompensieren. Der Verlust durch die elektrischen Verbraucher in der CO₂-Abtrennungsanlage ist leicht erhöht, da die Abgastemperatur durch die Einbindung der zusätzlichen Wärme um etwa 20K höher ist. Für den optimierten Gesamtprozess wird die Integration von Wärme aus den Zwischenkühlern in den Kraftwerksprozess daher nicht verwendet. Für ein kohlebefeuetes Dampfkraftwerk

kann durch eine Optimierung der Wärmeintegration der Wirkungsgrad um bis zu 0,6%-Punkte verbessert werden [93].

4.6 Niedertemperaturnutzung

In den Abschnitten 4.4 und 4.5 wurde die Integration von Abwärme in den GuD-Kraftwerksprozess untersucht. Dabei hat sich gezeigt, dass dies für den Gesamtprozess keinen energetischen Vorteil bietet, da eine Einbindung von Wärme unterhalb der Temperatur des ND-Verdampfers nur zu erhöhten Abgasverlusten führt, ohne die Dampfproduktion zu erhöhen. Es gibt jedoch noch weitere Möglichkeiten Niedertemperaturwärme zu nutzen. Die Nutzung als Heizwärme in einem Nah- oder Fernwärmenetz oder zur Stromproduktion in einer speziell dafür ausgelegten Anlage ist denkbar. Da die Nutzung als Heizwärme von der lokalen Infrastruktur abhängt, eignet sie sich nicht für eine allgemeine Untersuchung. Die Stromproduktion hingegen ist an jedem Standort durchführbar. In diesem Abschnitt wird daher die Nutzung der anfallenden Niedertemperaturwärme zur Stromproduktion in einem Kalina-Prozess untersucht.

Das Abwärmepotential des Gesamtprozesses ist in Abbildung 45 dargestellt. Dabei werden die folgenden Wärmequellen berücksichtigt: Das Reboilerkondensat, der Kopfkondensator am Austritt aus dem Desorber und die Zwischenkühler des CO₂-Verdichters. Die angegebene Temperatur ist dabei die Temperatur, bei der das wärmeabgebende Medium vorliegt. Der angegebene Wärmestrom wird erreicht, wenn das wärmeabgebende Medium auf 40°C abgekühlt wird. In Abhängigkeit von der Temperatur des wärmeaufnehmenden Mediums kann der nutzbare Wärmestrom daher abweichen.

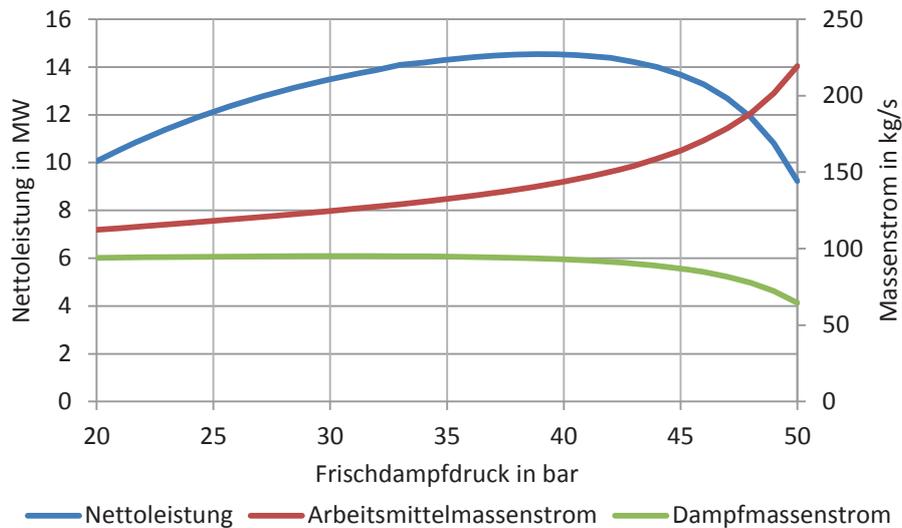


Abbildung 46: Nettoleistung, Arbeitsmittelmassenstrom und Dampfmassenstrom für den Kalina-Prozess in Abhängigkeit vom Druck im Verdampfer

Mit steigendem Druck wird die elektrische Nettoleistung zunächst größer, da das Enthalpiegefälle in der Turbine mit dem Druck steigt, während der produzierte Dampfmassenstrom nahezu konstant bleibt. Ab einem Druck von etwa 40 bar wird der Dampfmassenstrom zunehmend geringer. Dadurch ergibt sich bei 39 bar ein Maximum der elektrischen Nettoleistung von 14,5 MW.

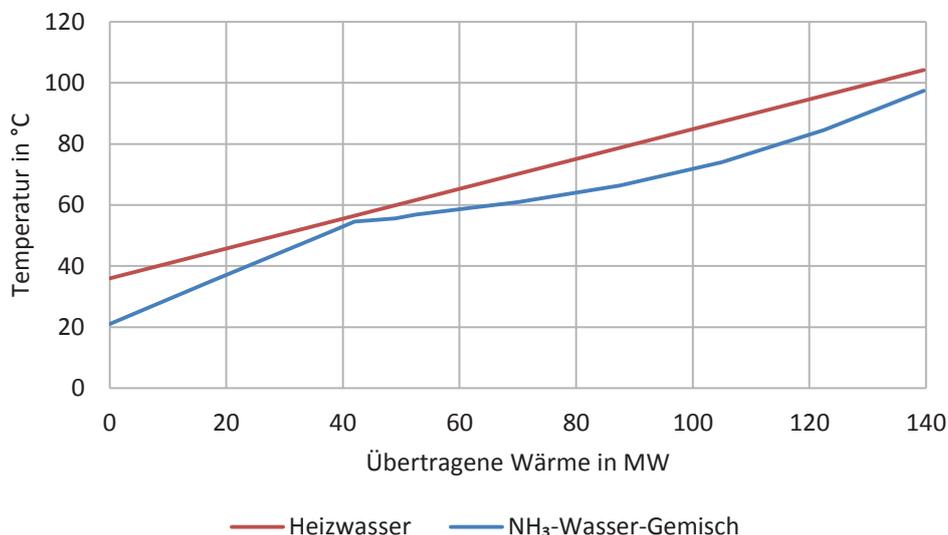


Abbildung 47: T,Q-Diagramm zur Wärmeübertragung im Vorwärmer und Verdampfer des Kalina-Kreislaufs vom Heizwasser auf das NH₃-Wasser-Gemisch

Der Vorteil des Kalina-Prozesses wird in Abbildung 47 deutlich. Hier sind die Temperaturverläufe bei der Wärmeübertragung im Kalina-Prozess für das Heizwasser und das NH_3 -Wasser-Gemisch in Abhängigkeit von der übertragenen Wärme dargestellt. Das NH_3 -Wasser-Gemisch tritt mit 20°C in den Vorwärmer ein. Dort wird es auf ca. 55°C vorgewärmt. Die Verdampfung erfolgt, wie in Abschnitt 3.4 beschrieben, nicht isotherm, sondern bei steigender Temperatur. Im Verdampfer steigt die Temperatur daher bis auf $97,5^\circ\text{C}$ an, obwohl unvollständig verdampft wird und das Gemisch den Verdampfer als Zweiphasenströmung verlässt. Am Austritt aus dem Verdampfer beträgt der Dampfgehalt etwa 65%.

Die zusätzliche Nettoleistung des Kalina-Prozesses entspricht einem Wirkungsgradgewinn von 0,98%-Punkten. Die Wärmeauskopplung wirkt sich zudem noch auf den CO_2 -Verdichter sowie den Kühlwasserkreislauf aus. Der elektrische Bedarf für die Verdichtung des CO_2 ist leicht erhöht, da bei der Kühlung in den Zwischenkühlern mit dem Heizwasser des Kalina-Prozesses die Temperatur des CO_2 nicht so weit abgesenkt werden kann wie bei der Kühlung mit Kühlwasser. Der Wirkungsgradverlust durch die Verdichtung des CO_2 steigt daher um 0,03%-Punkte auf 1,61%-Punkte. Der Kühlwasserbedarf für den Kraftwerksprozess ist leicht verringert, da das Reboilerkondensat nicht im Kondensator abgekühlt wird. Der Effekt auf den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses ist jedoch nur sehr gering. Insgesamt wird durch die zusätzliche Verwendung des Kalina-Prozesses im Vergleich zum Basisprozess eine deutliche Steigerung des Wirkungsgrades um 0,95%-Punkte erreicht. Der dafür notwendige Aufwand ist jedoch höher als bei den anderen untersuchten Konzepten.

4.7 Optimierter Gesamtprozess

Nachfolgend werden alle untersuchten Varianten kombiniert, mit denen ein positiver Effekt auf den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses erreicht wird. Dieser optimierte Gesamtprozess ist in Abbildung 48 dargestellt. Es werden folgende Modifikationen verwendet:

- Das GuD-Kraftwerk wird mit einer AR ausgerüstet, um den CO_2 -Gehalt im Abgas zu erhöhen.
- Die CO_2 -Abtrennungsanlage wird mit LVC und RSS ausgerüstet, um den Wärmebedarf der Reboiler zu verringern.

- Ein Kalina-Prozess wird genutzt, bei dem die Wärme aus dem Reboilerkondensat und aus den Zwischenkühlern des CO₂-Verdichters zur Stromproduktion genutzt wird.

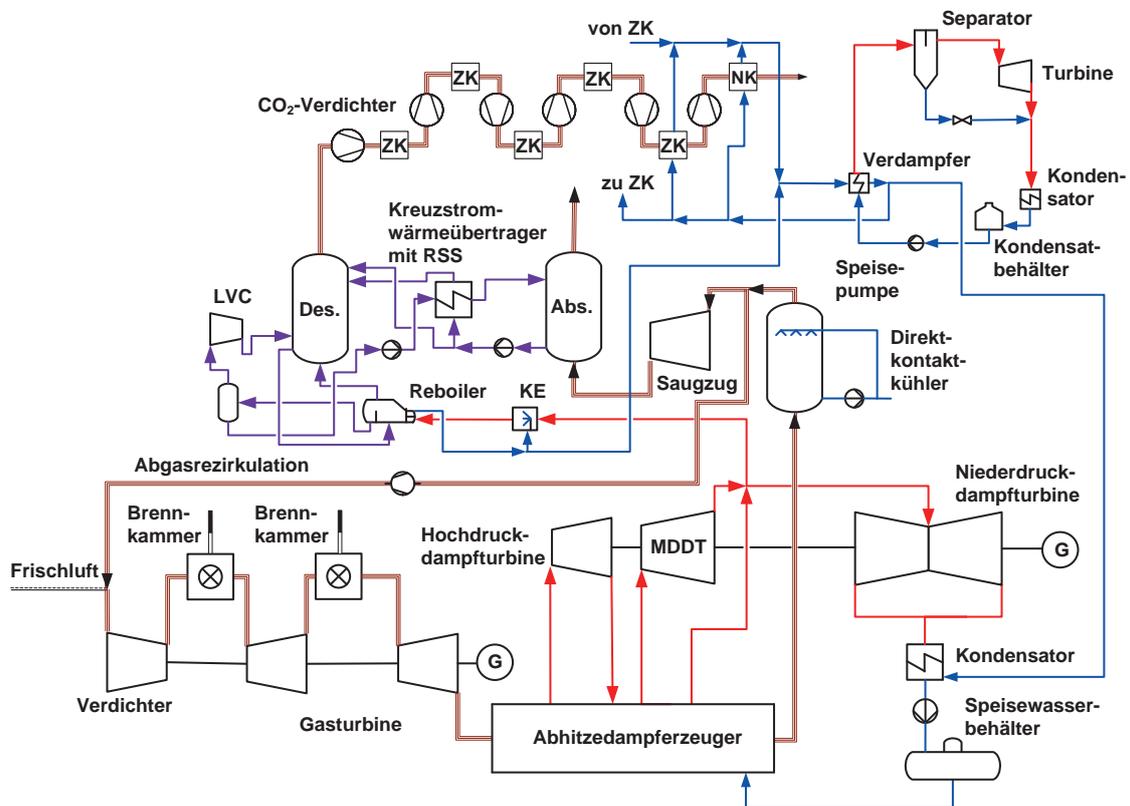


Abbildung 48: Schematische Darstellung des optimierten Gesamtprozesses

Bei der Bewertung des Gesamtprozesses können die Wirkungsgradverbesserungen der einzelnen Modifikationen nicht einfach addiert werden, da Wechselwirkungen zwischen den Modifikationen auftreten. Durch die AR ändert sich die Abgaszusammensetzung. Dadurch verschiebt sich unter Umständen das Optimum für den LVC-Druck und den Bypassmassenstrom. Außerdem verringert sich durch den kleineren Wärmebedarf im Reboiler infolge AR, LVC und RSS der für den Kalina-Prozess zur Verfügung stehende Wärmestrom aus dem Reboilerkondensat um etwa 21% von 50,7 auf 40,1 MW. Auch der Wärmestrom vom Kopfkondensator ist geringer, da sowohl LVC als auch RSS die Temperatur am Desorberaustritt absenken. Dieser Wärmestrom verringert sich dadurch um 61% von 47,0 auf 18,4 MW. Der elektrische Bedarf für die CO₂-Verdichtung ist durch den Kalina-Prozess leicht erhöht, da das CO₂ in den Zwischenkühlern weniger abgekühlt wird.

Sensitivitätsanalysen ergeben, dass der optimale Lösungsmittelmassenstrom für den optimierten Gesamtprozess dem optimalen Lösungsmittelmassenstrom beim Prozess mit LVC entspricht. Der optimale LVC-Druck und der optimale Bypassmassenstrom entsprechen den Werten aus Abschnitt 4.3.3. Für den Kalina-Prozess ergibt sich ein gegenüber der Optimierung in Abschnitt 4.6 leicht verringerter optimaler Druck von 37 bar, da der mit dem Reboilerkondensat zugeführte Wärmestrom wegen des geringeren Wärmebedarfs im Reboiler geringer ist. Dadurch ergibt sich eine geringere Temperatur des Heizwassers. Die Ergebnisse für den Wirkungsgradverlust der unterschiedlichen Prozesskonfigurationen sind in Tabelle 13 zusammengefasst.

Tabelle 13: Zusammensetzung des Wirkungsgradverlustes in %-Punkten für die wichtigsten Prozesskonfigurationen

	Basis- prozess (Kap. 4.1)	Basis+AR (Kap. 4.2)	Basis+ LVC+RSS (Kap. 4.3.3)	Basis+ Ka- lina-Prozess (Kap. 4.6)	Optimier- ter Gesamt- prozess
Dampfentnahme	4,55	4,27	3,64	4,55	3,47
CO ₂ -Verdichter	1,58	1,58	1,58	1,61	1,61
Elektrische Ver- braucher in CO ₂ - Abtrennungsanlage	1,54	0,74	1,92	1,54	1,09
Zusätzliche Kühl- wasserpumpen	0,21	0,18	0,18	0,21	0,16
Abgasrezirkulation	-	0,51	-	-	0,51
Kalina-Prozess	-	-	-	-0,98	-0,7
Gesamtverlust	7,88	7,28	7,32	6,93	6,14

Durch den Einsatz aller untersuchten Modifikationen kann der Wirkungsgrad des Gesamtprozesses, ausgehend von dem in Abschnitt 4.1 dargestellten Basisprozess, um 1,74%-Punkte erhöht werden. Die Verringerung fällt dabei beim Verlust infolge der Dampfentnahme mit 1,08%-Punkten am stärksten aus – dies ist insbesondere

auf die Verwendung von AR, LVC und RSS zurückzuführen. Der Wirkungsgradverlust durch den CO₂-Verdichter ist durch die schlechtere Kühlung infolge der Wärmeauskopplung für den Kalina-Prozess gegenüber dem Basisprozess um 0,03%-Punkte erhöht. Beim elektrischen Eigenbedarf der CO₂-Abtrennungsanlage ergibt sich gegenüber dem Basisprozess eine Verbesserung um 0,45%-Punkte. Hier überkompensiert der geringere Bedarf des Saugzugs den zusätzlichen Bedarf durch die LVC. Der spezifische Kühlbedarf ist, genau wie der spezifische Wärmebedarf, stark reduziert, wodurch sich der Wirkungsgradverlust durch den elektrischen Eigenbedarf der Kühlwasserpumpen gegenüber dem Basisprozess um 0,05%-Punkte verringert. Der sich aus der AR ergebende Wirkungsgradverlust von 0,51%-Punkten ist unverändert auch im optimierten Gesamtprozess wiederzufinden. Der Wirkungsgradvorteil durch die zusätzliche Verwendung eines Kalina-Prozesses fällt beim optimierten Gesamtprozess mit 0,7 %-Punkten etwas geringer aus als bei seiner Kombination mit dem Basisprozess, da durch den geringeren Wärmebedarf der CO₂-Abtrennungsanlage der Reboilerkondensatmassenstrom geringer ist. Außerdem ist die Temperatur am Kopfkondensator deutlich geringer, weshalb sich auch dort weniger Wärme für den Kalina-Prozess auskoppeln lässt. Mit einem Wirkungsgradverlust von 6,14%-Punkten gegenüber dem Referenzkraftwerk ergibt sich insgesamt ein Nettowirkungsgrad für den optimierten Gesamtprozess von 53,06%.





5 ZUSAMMENFASSUNG

Im Rahmen dieser Arbeit wird ein Gas- und Dampfturbinenkraftwerk in Verbindung mit einer nach dem post-combustion capture-Verfahren arbeitenden CO₂-Abtrennungsanlage mit dem Lösungsmittel Monoethanolamin untersucht. Das Ziel ist dabei die Optimierung des Nettowirkungsgrades für den Gesamtprozess. Dazu werden verschiedene Modifikationen der einzelnen Teilprozesse untersucht. Zunächst wird ein Basisprozess erstellt und optimiert. Im Vergleich zum Referenzkraftwerk ohne CO₂-Abtrennung ist der Wirkungsgrad des Basisprozesses um 7,88%-Punkte geringer. Mit diesem Basisprozess werden weitere Modifikationen verglichen.

Bei den Untersuchungen zeigt sich, dass es beim Zusammenspiel zwischen Kraftwerk und CO₂-Abtrennungsanlage zwei wesentliche Unterschiede bei der Verwendung einer CO₂-Abtrennungsanlage mit einem kohlebefeueten Dampfkraftwerk und einer CO₂-Abtrennungsanlage mit einem erdgasbefeueten GuD-Kraftwerk gibt. Der erste Unterschied ist, dass der CO₂-Gehalt im Abgas einer Gasturbine nur etwa ein Drittel des CO₂-Gehalts im Rauchgas eines kohlebefeueten Dampferzeugers beträgt. Da der Partialdruck des CO₂ im Abgas eine der wesentlichen Triebkräfte für die Absorption des CO₂ in die Lösung ist, läuft die Absorption in der CO₂-Abtrennungsanlage beim GuD-Kraftwerk langsamer ab. Um dem entgegenzuwirken, muss das Lösungsmittel im Desorber stärker regeneriert werden. Dadurch ergibt sich ein höherer spezifischer Energiebedarf der Absorption.

Der zweite wesentliche Unterschied besteht bei der Integration von Abwärme in den Kraftwerksprozess. Sowohl in der CO₂-Abtrennungsanlage als auch bei der anschließenden Verdichtung des CO₂ entstehen große Mengen an Niedertemperaturwärme. Beim kohlebefeueten Dampfkraftwerk kann diese Wärme zur Vorwärmung von Speisewasser genutzt werden. Dadurch wird in der Vorwärmstrecke weniger Anzapfdampf aus der Turbine benötigt, wodurch die Leistungsabgabe der Dampfturbine erhöht wird. Für das GuD-Kraftwerk besteht diese Möglichkeit nicht, da bei der Auslegung des Wasser-Dampf-Kreislaufs des GuD-Kraftwerks eine möglichst niedrige Speisewassereintrittstemperatur angestrebt wird, um möglichst viel Abgaswärme zu nutzen. Eine Integration von Niedertemperaturwärme zur Speisewasservorwärmung führt daher zu einer erhöhten Abgastemperatur und damit zu höheren Abgasverlusten und schlussendlich zu einer Verschlechterung des Nettowirkungsgrades.

Für das GuD-Kraftwerk wird der Effekt einer Abgasrezirkulation untersucht. Diese führt zu einer deutlichen Verringerung des Abgasmassenstroms bei einer gleichzeitigen Steigerung des CO₂-Gehalts im Abgas und damit zu einer Verringerung des spezifischen Wärmebedarfs und des elektrischen Eigenbedarfs der CO₂-Abtrennungsanlage. Der Gesamtprozesswirkungsgrad lässt sich dadurch im Vergleich zum Basisprozess um 0,6%-Punkte verbessern (vgl. Abschnitt 4.2).

Für die Prozessmodifikation *rich solution split* lässt sich der Wirkungsgrad des Gesamtprozesses lediglich um 0,06%-Punkte verbessern. Infolge der Prozessmodifikation *lean vapour compression* verringert sich der Wärmebedarf für die Regeneration des Lösungsmittels, sodass der Wirkungsgradverlust um 0,52%-Punkte verringert wird. Eine Kombination der beiden Prozesse führt zu einem um 0,56%-Punkte geringeren Wirkungsgradverlust (vgl. Abschnitt 4.3).

Da die Niedertemperaturwärme nicht zur Speisewasservorwärmung genutzt werden kann, wird die Nutzung der Abwärme zur Stromerzeugung in einem separaten Prozess untersucht. Mit einem Kalina-Prozess kann dabei eine zusätzliche Nettoleistung von 14,5 MW bereitgestellt werden, wodurch der Wirkungsgrad des Gesamtprozesses um 0,95% gesteigert wird (vgl. Abschnitt 4.6).

Zum Abschluss wird eine Kombination der betrachteten Prozessvarianten in einem optimierten Gesamtprozess untersucht. Dabei wird ein Nettowirkungsgrad von 53,06% erreicht, was einer Verringerung des Nettowirkungsgrades im Vergleich zum Referenzkraftwerk um 6,14%-Punkte entspricht.



LITERATURVERZEICHNIS

- [1] IPCC: Climate Change 2013, Working Group I: The Science of Climate Change. 2013. – Forschungsbericht
- [2] CENTRE, UN N.: *Greenhouse gas concentrations hit yet another record – UN weather agency*. http://www.un.org/apps/news/story.asp?NewsID=52496#.V_ah9CT6hR8. Version: 2015
- [3] COMMISSION, European: *The Paris Protocol – A blueprint for tackling global climate change beyond 2020*. 2015
- [4] IPCC: *Climate Change 2014: Mitigation of Climate Change*. <http://www.ipcc.ch/report/ar5/wg3/>
- [5] UMWELTBUNDESAMT: *Emissionsquellen*. <https://www.umweltbundesamt.de/themen/klima-energie/klimaschutz-energiepolitik-in-deutschland/treibhausgas-emissionen/emissionsquellen>. Version: 2015
- [6] Bundesministerium für Wirtschaft und Energie - Zahlen und Fakten zur Stromerzeugung; <https://www.bmwi.de/DE/Themen/Energie/Strommarkt-der-Zukunft/zahlen-fakten.html>
- [7] POPA, A. ; EDWARDS, R. ; AANDI, I.: Carbon Capture Considerations for Combined Cycle Gas Turbine. In: *Energy Procedia* 4 (2011), S. 2315–2323
- [8] CANEPA, R. ; WANG, M.: Techno-economic analysis of a CO₂ capture plant integrated with a commercial scale combined cycle gas turbine (CCGT) power plant. In: *Applied Thermal Engineering* (2014)
- [9] KVAMSDAL, H. ; EHLERS, S. ; KATHER, A ; KHAKHARIA, P. ; NIENOORD, M ; FOSBÖL, P.: Optimizing integrated reference cases in the OCTAVIUS project. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* (2016), S. 1–36
- [10] GUETHE, F. ; CRUZ GARCIA, M. de I. ; BURDET, A.: Flue gas Recirculation in gas turbine: Investigation of combustion reactivity and NO_x Emission. In: *Proceedings of ASME Turbo Expo* (2009)
- [11] JOOS, F.: *Technische Verbrennung*. Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2006
- [12] LECHNER, C. ; SEUME, J.: *Stationäre Gasturbinen*. Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2010



- [13] BAEHR, H. D. ; KABELAC, S.: *Thermodynamik - Grundlagen und technische Anwendungen*. 14. Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, Germany, 2009 (ISBN 978-3-642-00555-8)
- [14] CORMOS, C-C ; CORMOS, A-M ; S, Agachi P.: Techno-economic and environmental evaluations of IGCC power generation process with carbon capture and storage (CCS). In: *21st European Symposium on Computer Aided Process Engineering - ESCAPE 21*. 2011
- [15] KATHER, A ; EGGERS, R. ; HERMSDORF, C. ; KLOSTERMANN, M. ; KÖPCKE, M. ; MIESKE, K.: Oxyfuel-Prozess für Steinkohle mit CO₂-Abscheidung / Technische Universität Hamburg-Harburg. 2009. – Abschlussbericht
- [16] KATHER, A. ; LINNENBERG, S. ; OEXMANN, J.: POSEIDON - Post-Combustion CO₂-Abtrennung: Evaluierung der Integration, Dynamik und Optimierung nachgeschalteter Rauchgaswäschen PTJ/0327785 / COORETEC. 2011. – Forschungsbericht
- [17] KEMPKE, V.: *Untersuchung der Wirkungsgradpotentiale von kohlebefeuerter Chemical Looping Combustion Kraftwerkskonzepten*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, 2016
- [18] MERKEL, T. ; LIN, H. ; WEI, X. ; BAKER, R.: Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for membranes. In: *Journal of Membrane Science* 359 (2009), S. 126–139
- [19] OEXMANN, J. ; KATHER, A. ; LINNENBERG, S. ; LIEBENTHAL, U.: Post-combustion CO₂ capture: chemical absorption processes in coal-fired steam power plants. In: *Greenhouse Gases: Science and Technology 2* (2012), S. 1–19
- [20] BLACK, A. ; GUENTHER, T. ; MCCARTNEY, D. ; OLSON, S. ; REINHART, B.: Post-Combustion CO₂ Capture Scale-up Study / IEAGHG. February 2013. – Forschungsbericht
- [21] OEXMANN, J.: *Post-Combustion CO₂ Capture: Energetic Evaluation of Chemical Absorption Processes in Coal-Fired Steam Power Plants*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, Januar 2011. <http://doku.b.tu-harburg.de/volltexte/2011/1082/>. – ISBN 978-3-86955-633-8
- [22] *Boundary Dam Fact Sheet: Carbon Dioxide Capture and Storage Project*. https://sequestration.mit.edu/tools/projects/boundary_dam.html. Version: 05 2016

-
- [23] WINKLER, Dieter ; MÜLLER, Pascal ; REIMER, Simon ; GRIFFIN, Timothy ; BURDET, André ; MANTZARAS, John ; GHERMAY, Yohannes: Improvement of Gas Turbine Combustion Reactivity Under Flue Gas Recirculation Condition with in-situ Hydrogen Addition. In: *Proceedings of ASME Turbo Expo* (2009)
- [24] GUETHE, F. ; STANKOVIC, D. ; GENIN, F. ; SYED, K. ; WINKLER, D.: Flue gas recirculation of the ALSTOM sequential gas turbine combustor tested at high pressure. In: *Proceedings of ASME Turbo Expo*. 2011
- [25] BURDET, A. ; LACHAUX, T. ; CRUZ GARCIA, M. de l.: Combustion under Flue Gas Recirculation Conditions in a Gas Turbine Lean Premix Burner. In: *Proceedings of ASME Turbo Expo*. 2010
- [26] BAZHENOV, S. ; VASILEVSKY, V. ; RIEDER, A. ; UNTERBERGER, S. ; GRUSHEVENKO, E. ; VOLKOV, V. ; SCHALLERT, B. ; VOLKOV, A.: Heat stable salts (HSS) removal by Electrodialysis: reclaiming of MEA used in post-combustion CO₂-capture. In: *Energy Procedia* 63 (2014), S. 6349–6356
- [27] MENNY, K.: *Strömungsmaschinen*. 5. Auflage. Teubner Verlag, 2006
- [28] SANDER, F. ; CARRONI, R. ; ROFKA, S. ; BENZ, E.: Flue gas recirculation in a gas turbine: Impact on performance and operational behavior. In: *Proceedings of ASME Turbo Expo*. 2011
- [29] LI, H. ; HAUGEN, G. ; DITARANTO, M. ; BERSTAD, D. ; JORDAL, K.: Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO₂ capture technology. In: *Energy Procedia* (2011), Nr. 4, S. 1411–1418
- [30] LUO, X. ; WANG, M. ; CHEN, J.: Heat integration of natural gas combined cycle power plant integrated with post-combustion CO₂ capture and compression. In: *Fuel* (2015), Nr. 151, S. 110–117
- [31] LE MOULLEC, Y. ; NEVEUX, T. ; AL AZKI, A. ; CHIKUKWA, A. ; HOFF, K. A.: Process Modifications for Solvent-Based Post Combustion CO₂ Capture. In: *Energy Procedia* 63 (2014), S. 1470–1477
- [32] EHLERS, S. ; ROEDER, V. ; LIEBENTHAL, U. ; KATHER, A.: Techno Economic Evaluation of Different Post Combustion CO₂ Capture Process Flow Sheet Modifications / IEAGHG. 2014 (2014/08). – Forschungsbericht
- [33] COUSINS, A. ; WARDHAUGH, L.T. ; FERON, P.H.M.: A survey of process flow sheet modifications for energy efficient CO₂ capture from flue gases using chemical absorption. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5 (2011), S. 605–619



- [34] GELEFF, S.A.: *Method for recovery of carbon dioxide from a gaseous source*. 2004
- [35] EISENBERG, B. ; JOHNSON, R.R.: *Amine regeneration process*. 1979
- [36] KNUDSEN, J. N. ; ANDERSEN, J. ; JENSEN, J. N. ; BIEDE, O.: Evaluation of process upgrades and novel solvents for the post combustion CO₂ capture process in pilot-scale. In: *Energy Procedia* 1 (2010), Nr. 1. – ISSN 1876–6102
- [37] MIRZAEI, S. ; SHAMIRI, A. ; AROUA, M.K.: A review of different solvents, mass transfer, and hydrodynamics for postcombustion CO₂ capture. In: *Reviews in Chemical Engineering* 31 (2015), Nr. 6
- [38] LATSCHA, H.P. ; KAZMAIER, U. ; KLEIN, H.A.: *Organische Chemie*. 7. Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2016 (ISBN 978-3-662-46180-8)
- [39] JOU, F.-Y. ; MATHER, A. E. ; OTTO, F. D.: The Solubility of CO₂ in a 30 Mass Percent Monoethanolamine Solution. In: *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 73 (1995), S. 140–147
- [40] KOHL, A.L. ; NIELSEN, R. B.: *Kapitel Alkanolamines for Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide Removal*. In: *Gas Purification*. Gulf Publishing Company, 1997, S. 40–186
- [41] KNUDSEN, J. N. ; VILHELMSSEN, P.-J. ; JENSEN, J. N.: Performance Review of CASTOR Pilot Plant at Esbjerg. In: *11th Workshop of the International Network for CO₂ Capture*. Vienna, Austria, 2008
- [42] RIEDER, A. ; UNTERBERGER, S.: EnBW's Post-Combustion Capture Pilot Plant at Heilbronn - Results of the first year's testing programme. In: *Energy Procedia* 37 (2013), S. 6464–6472
- [43] OHLE, A.: *CO₂-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyl-diglykol)amin*, Technische Universität Dresden, Diss., 2009
- [44] DAVIS, J. ; ROCHELLE, G.: Thermal Degradation of Monoethanolamine at stripper conditions. In: *Energy Procedia* 1 (2009), S. 327–333
- [45] ROCHELLE, G. ; CHEN, E. ; FREEMAN, S. ; WAGENER, D. van ; XU, Q. ; VOICE, A.: Aqueous PZ as the new standard for CO₂ capture technology. In: *Chemical Engineering Journal* 171 (2011), Nr. 3, S. 725–733
- [46] FREEMAN, S. ; HILLIARD, M. ; SEXTON, A. ; DUGAS, R. ; ROCHELLE, G. T.: Aqueous Concentrated Piperazine - a Fast, Stable, and Effective Solvent. In: *11th Workshop of the International Network for CO₂ Capture*. Vienna, Austria, 2008

-
- [47] CLOSMANN, F. ; NGUYEN, T. ; ROCHELLE, G.: MDEA/Piperazine as a solvent for CO₂ capture. In: *Energy Procedia* 1 (2009), S. 1351–1357
- [48] YEH, J. T. ; RESNIK, K. P. ; RYGLE, K. ; PENNLIN, H.: Semi-batch absorption and regeneration studies for CO₂ capture by aqueous ammonia. In: *Fuel Processing Technology* 86 (2005), S. 1533–1546
- [49] KNUUTILA, H. ; SVENDSEN, H. F. ; ANTTILA, M.: CO₂ capture from coal-fired power plants based on sodium carbonate slurry; a systems feasibility and sensitivity study. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 3 (2009), Nr. 2, S. 143–151. – ISSN 1750–5836
- [50] FIGUEROA, José D. ; FOUT, Timothy ; PLASYNSKI, Sean ; MCLVRIED, Howard ; SRIVASTAVA, Rameshwar D.: Advances in CO₂ capture technology - The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2 (2008), S. 9–20. – ISSN 1750–5836
- [51] MAGINN, E. J.: Design and Evaluation of Ionic Liquids as Novel CO₂ Absorbents / U.S. Department of Energy. 2004 (Award Number: DE-FG26-04NT42122). – Quarterly Technical Report
- [52] CARLEY, J.: Enzymatic Technology for Low-Cost Carbon Capture. In: *Carbon Sequestration Leadership Forum*. 2015
- [53] ENERGY, US department o.: *Waste heat recovery: technology and opportunities in US industry*. www1.eere.energy.gov/manufacturing/intensiveprocesses/pdfs/waste_heat_recovery.pdf., 2008
- [54] MERGNER, H. ; EGGELING, L. ; KÖLBEL, T. ; MÜNCH, W. ; GENTER, A.: Geothermische Stromerzeugung: Bruchsal und Soultz-sous-Forêts. In: *20. Symposium Felsmechanik und Tunnelbau*. 2012
- [55] WESSELAK, V. ; SCHABBACH, T.: *Regenerative Energietechnik*. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2009
- [56] LAW, R. ; HARVEY, A. ; REAY, D.: Opportunities for low-grade heat recovery in the UK food processing industry. In: *Applied Thermal Engineering* 53 (2013), S. 188–196
- [57] *Datenblatt SGT5-8000H*. <http://www.energy.siemens.com/hq/de/fossile-stromerzeugung/gasturbinen/sgt5-8000h.htm#content=Technische%20Daten>. Version: 05 2016
- [58] KATHER, A. ; PFAFF, I.: Vergleich der in COORETEC verfolgten Kraftwerksprozesse unter einheitlichen realitätsnahen Randbedingungen / TU Hamburg-Harburg.



Version: 2011. <http://edok01.tib.uni-hannover.de/edoks/e01fb11/668849207.pdf>.
2011 (BMWi 0327742). – Forschungsbericht

[59] TRAUPEL, W.: *Thermische Turbomaschinen: Erster Band. Thermodynamisch-strömungstechnische Berechnung*. Springer, Berlin, Germany, 2000 (ISBN 978-354-0673774)

[60] BAUMANN, K.: Some Recent Developments in Large Steam Turbine Practice. In: *J. Inst. Electr. Eng* 59 (1921)

[61] *Konzeptstudie Referenzkraftwerk Nordrhein-Westfalen (RW-NRW)*. Essen, Germany : VGB PowerTech e. V., 2004 (85.65.69 - T-138)

[62] GÜLEN, S. C.: Importance of Auxiliary Power Consumption for Combined Cycle Performance. In: *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* 133 (2011)

[63] LINNENBERG, S.: *Optimierung der Auslegung und Untersuchung der Teillastfahrweise kohlebefeuerter Kraftwerke mit Post-Combustion CO₂-Abtrennung*, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Diss., 2012

[64] ROEDER, V.: *Flexibilität von kohlebefeuernten Dampfkraftwerken mit Post-Combustion CO₂-Abtrennung*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, Dezember 2016

[65] REDLICH, O. ; KWONG, J.N.S.: On the Thermodynamics of Solutions V. An Equation-of-state. Fugacities of Gaseous Solutions. In: *Chem. Rev.* 44 (1949), S. 223–244

[66] SULZER-CHEMTECH: *Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation*. – Forschungsbericht

[67] HIGLER, A. ; KRISHNA, R. ; TAYLOR, R.: Nonequilibrium cell model for multicomponent (reactive) separation processes. In: *AIChE* 45 (1999), Nr. 11, S. 2357–2370

[68] KENIG, E. Y. ; KUCKA, L. ; GÓRAK, A.: Rigorose Modellierung von Reaktivabsorptionsprozessen. In: *Chemie Ingenieur Technik* 74 (2002), Nr. 6, S. 745–764

[69] HASSE, Hans: *PCC Verfahrenstechnik: von Laboruntersuchungen zur Großanlage*. In: *COORETEC AG 2: Dampfkraftwerk*. München, 2010

[70] BRAVO, J. A.; Fair J. R. J. L.; Rocha R. J. L.; Rocha: Mass transfer in gauze packings. In: *Hydrocarbon Processing* 64 (1985), S. 91–95

[71] TAYLOR, R. ; KRISHNA, R.: *Multicomponent Mass Transfer*. Wiley Series in Chemical Engineering, 1993

-
- [72] ABOUDHEIR, A. ; TONTIWACHWUTHIKUL, P. ; CHAKMA, A. ; IDEM, R.: Kinetics of the reactive absorption of carbon dioxide in high CO₂-loaded, concentrated aqueous monoethanolamine solutions. In: *Chemical Engineering Science* 58 (2003), S. 5195–5210
- [73] AL-BAGHLI, N. A. ; PRUESS, S. A. ; YESAVAGE, V. F. ; SELIM, M. S.: A rate-based model for the design of gas absorbers for the removal of CO₂ and H₂S using aqueous solutions of MEA and DEA. In: *Fluid Phase Equilibria* 185 (2001), Nr. 1-2, S. 31–43. – ISSN 0378–3812
- [74] DUGAS, R. ; ROCHELLE, G.T.: Absorption and desorption rates of carbon dioxide with monoethanolamine and piperazine. In: *Energy Procedia* 1 (2009), S. 1163–1169
- [75] FREGUIA, S. ; ROCHELLE, G. T.: Modeling of CO₂ Capture by Aqueous Monoethanolamine. In: *AIChE Journal* 49 (2003), Nr. 7, S. 1676–1686
- [76] PLAZA, J. M.: *Modeling of Carbon Dioxide Absorption using Aqueous Monoethanolamine, Piperazine and Promoted Potassium Carbonate*, University of Texas at Austin, Diss., 2012
- [77] HILLIARD, M.: *A Predictive Thermodynamic Model for an Aqueous Blend of Potassium Carbonate, Piperazine, and Monoethanolamine for Carbon Dioxide Capture from Flue Gas*. Austin, TX, USA, University of Texas, Department of Chemical Engineering, Diss., May 2008
- [78] FISCHEDICK, M. ; GÖRNER, K. ; THOMECEK, M.: *CO₂: Abtrennung, Speicherung, Nutzung ganzheitliche Bewertung im Bereich von Energiewirtschaft und Industrie*. Springer Vieweg, 2015
- [79] SIPÖCZ, N. ; TOBIESEN, F. A.: Natural gas combined cycle power plants with CO₂ capture - Opportunities to reduce cost. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 7 (2012), S. 98–106
- [80] BOOTH, N. ; BOLLAND, O. et. a.: European best practice guidelines for assessment of CO₂ capture technologies / EU FP7 - Energy. 2011. – Forschungsbericht
- [81] BOHL, W. ; ELMENDORF, W.: *Strömungsmaschinen Aufbau und Wirkungsweise*. 11. Würzburg: Vogel, 2013
- [82] SIEDLER, S.: *Untersuchung und Modellierung unterschiedlicher Prozesse zur Trocknung von CO₂*, TU Hamburg-Harburg, Bachelorarbeit, 2015



- [83] LIEBENTHAL, U. ; KATHER, A.: Design and Off-Design Behaviour of a CO₂ Compressor for a Post-Combustion CO₂ Capture Process. In: *5th International Conference on Clean Coal Technologies*. Saragozza, Spain, 2011
- [84] ROHLOFF, K. ; KATHER, A.: *Optimierung der Stromerzeugung mit ausgekoppelter Wärmeerzeugung aus Geothermieanlagen in Deutschland - Forschungsprojekt, gefördert vom Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit*. 2006-2011
- [85] FUCHS, S. ; KATHER, A.: *Optimierung der Stromerzeugung mit ausgekoppelter Wärmeerzeugung aus Geothermieanlagen in Deutschland - Forschungsprojekt, gefördert vom Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit*. 2010-2014
- [86] ALBERTSEN, B.: *Untersuchung der internen Wärmerückgewinnung in einem Kalina-Prozess*, TU Hamburg-Harburg, Bachelorarbeit, 2014
- [87] W., Wagner ; A., Pruss: The IAPWS Formulation 1995 for the Thermodynamic Properties of Ordinary Water Substance for General and Scientific Use. In: *J. Phys. Chem. Ref. Data* 31 (2002), Nr. 2
- [88] DKV-Tagungsbericht (Veranst.): *Eine neue Fundamentalgleichung fuer Ammoniak*. Bd. 20. 1993
- [89] GASPAR, J. ; EHLERS, S.: CAPE-OPEN model for process integration. 2015 (D11.4). – OCTAVIUS Deliverable
- [90] BILYOK, C. ; YEUNG, H: Evaluation of natural gas combined cycle power plant for post-combustion CO₂ capture integration. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* (2013)
- [91] LIEBENTHAL, Ulrich: *Erarbeitung eines Konzeptes zur Nachrüstung einer CO₂-Rauchgaswäsche an ein bestehendes Steinkohlekraftwerk unter besonderer Berücksichtigung der Fernwärmeauskopplung*, TU Hamburg-Harburg, Diplomarbeit, 2009
- [92] ANANTHARAMAN, R. ; BERSTAD, D.: Energy Integration in an NGCC plant with Post-Combustion CO₂ Capture - Systematic MethoMethod for Evaluating Process Alternatives. In: *Chemical Engineering Transactions* 29 (2012)
- [93] LIEBENTHAL, U.: *Kennzahlen zur Quantifizierung des Einflusses einer Post-Combustion CO₂-Abtrennung auf kohlebefeuerte Dampfkraftwerke*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, Dezember 2013. – ISBN 978-3954045976



