



Matthias Weng

**Untersuchung des
Wirkungsgradpotenzials
eines Oxyfuel-Prozesses mit
Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung**



Cuvillier Verlag Göttingen
Internationaler wissenschaftlicher Fachverlag



Untersuchung des Wirkungsgradpotenzials eines Oxyfuel-Prozesses mit Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung





Untersuchung des Wirkungsgradpotenzials eines Oxyfuel-Prozesses mit Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung

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

Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.)

genehmigte Dissertation

von
Matthias Weng

aus
Minden

2016



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, 2016

Zugl.: (TU) Hamburg-Harburg, Univ., Diss., 2016

1. Gutachter: Prof. Dr.-Ing. A. Kather

2. Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. S. Heinrich

Tag der mündlichen Prüfung: 11. November 2016

© CUVILLIER VERLAG, Göttingen 2016

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, 2016

Gedruckt auf umweltfreundlichem, säurefreiem Papier aus nachhaltiger Forstwirtschaft.

ISBN 978-3-7369-9420-1

eISBN 978-3-7369-8420-2



Danksagung

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

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. A. Kather für die Betreuung dieser Arbeit, für seine stete Unterstützung sowie das mir entgegengebrachte Vertrauen im Rahmen meiner Tätigkeiten am Institut. Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. S. Heinrich danke ich für sein Interesse an dieser Arbeit und für die Übernahme des Zweitgutachtens. Herrn Prof. Dr.-Ing. G. Ackermann sei für die Übernahme des Prüfungsvorsitzes gedankt.

Mein herzlicher Dank gilt auch den ehemaligen Kolleginnen und Kollegen am Institut für die vielen fachbezogenen und fachunabhängigen Diskussionen, aber vor allem für eine unvergessliche Zeit, aus der viele Freundschaften hervorgegangen sind. Möge uns der sportliche Wettstreit noch möglichst oft zusammenführen. Claas Günther möchte ich für unsere zirkulierende Büro- und Projektgemeinschaft danken, in der der Spaß nie zu kurz kam.

Weiterhin danke ich allen studentischen Mitarbeitern für deren Beiträge, mit denen sie mich im Rahmen dieser Arbeit unterstützt haben.

Abschließend danke ich meiner Familie und meinen Freunden für den bedingungslosen Rückhalt. Allen voran danke ich dabei meiner Frau Tine für das immerwährende Unterstützen und Ermutigen, insbesondere aber dafür, dass sie mich stets daran erinnert, was wirklich wichtig ist im Leben.

Hamburg, im November 2016

Matthias Weng





Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis.....	III
Tabellenverzeichnis	VII
Abkürzungen und Formelzeichen	IX
1 Einleitung	1
1.1 Motivation.....	1
1.2 Vorgehen.....	3
2 Stand der Technik.....	5
2.1 CO ₂ -Abtrennungsverfahren.....	5
2.2 Oxyfuel-Prozess	10
2.2.1 Falschluff in Feuerungsanlagen	11
2.2.2 Prozesse mit Rauchgasrezirkulation	16
2.2.3 Bemessung der Rauchgasrezirkulation	22
2.2.4 Wirkungspotenzial des Oxyfuel-Prozesses	28
2.2.5 Entwicklungsschwerpunkte der Zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung	29
2.2.6 Luftzerlegung	31
2.2.7 CO ₂ -Aufbereitung und -Verdichtung.....	32
3 Modellbildung.....	37
3.1 Bilanzgrenzen und Randbedingungen.....	39
3.2 Wasser-/Dampfkreislauf.....	40
3.3 Staubfeuerung.....	42
3.3.1 Referenzprozess.....	44
3.3.2 Oxyfuel-Prozess.....	46
3.3.3 Rauchgasentschwefelung.....	48
3.4 Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung	49
3.4.1 Referenzprozess.....	52
3.4.2 Oxyfuel-Prozess.....	53
3.4.3 Rauchgasentschwefelung.....	55
3.5 Entstaubung.....	57
3.6 Luftzerlegungsanlage	58



3.7	CO ₂ -Aufbereitung und -Verdichtung.....	60
4	Ergebnisse	63
4.1	Kennzahlen der Prozessbewertung.....	63
4.1.1	Elektrischer Wirkungsgrad des Gesamtprozesses	63
4.1.2	Spezifische CO ₂ -Emissionen	64
4.2	Referenzprozesse	65
4.3	Oxyfuel	68
4.3.1	Varianten der Anlagen mit Staubfeuerung	69
4.3.2	Varianten der Anlagen mit ZWSF.....	74
4.3.2.1	Rauchgaszusammensetzung.....	78
4.3.2.2	Erreichbare CO ₂ -Reinheiten	81
4.3.2.3	Eigenbedarfsstruktur und Wirkungsgrade	84
4.3.3	Wirkungsgradpotenziale des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses	90
4.4	Vergleich des Einflusses der Feuerungsarten auf den Gesamt- Oxyfuel-Prozess.....	97
5	Zusammenfassung.....	99
	Literaturverzeichnis.....	103
	Anhang.....	114

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1:	Schematische Darstellung der Funktionsprinzipien der CCS-Technologien Pre-Combustion, Post-Combustion und Oxyfuel	6
Abbildung 2:	Druckdifferenz zwischen stationärem Betriebsdruck und Umgebungsdruck bei Volllast entlang des Luft-/Rauchgaspfades eines Dampferzeugers mit Staubfeuerung und mit einer ZWSF	13
Abbildung 3:	Definition eines lokalen und globalen Bilanzraums für Prozesse mit Rauchgasrezirkulation	18
Abbildung 4:	Zusammenhang zwischen der lokalen und der globalen Sauerstoffzahl in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate	21
Abbildung 5:	Definition rauchgasseitiger Bilanzräume unter Oxyfuel-Bedingungen bei Verwendung einer Staubfeuerung und einer ZWSF	24
Abbildung 6:	Einfluss der adiabaten Verbrennungstemperatur auf die in den KHF übertragene Wärmemenge bezogen auf die im Dampferzeuger übertragene Gesamtwärmemenge	27
Abbildung 7:	Funktionsschema einer zweistufigen partiellen CO ₂ -Kondensation mit externer Kälteerzeugung nach [48]	33
Abbildung 8:	Schematische Übersicht erstellter Simulationsmodelle	38
Abbildung 9:	Schematische Darstellung des Wasser-/Dampfkreislaufs	42
Abbildung 10:	Schematische Darstellung der Rauchgasseite des staubbefeuerten Referenzprozesses	45

Abbildung 11:	Rauchgasseitiges Fließbild der staubbefeuerten Oxyfuel-Prozesse nach den Schaltungsvarianten A und B.....	47
Abbildung 12:	Schematische Darstellung der Rauchgasseite des Referenzprozesses mit ZWSF	52
Abbildung 13:	Rauchgasseitiges Fließbild der ZWSF-Oxyfuel-Prozesse nach den Schaltungsvarianten Oxyfuel I und Oxyfuel II.....	54
Abbildung 14:	Wirkungsgrade und Eigenbedarfsstruktur der Referenzprozesse.....	66
Abbildung 15:	Eigenbedarfsstruktur des Referenzprozesses und der beiden Oxyfuel-Varianten A und B mit Staubfeuerung	72
Abbildung 16:	Potenzialbewertung der Topologien eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit „kalter“ Rauchgasrezirkulation (Topologie Oxyfuel I) und mit „heißer“ Rauchgasrückführung (Topologie Oxyfuel II).....	77
Abbildung 17:	Einfluss der lokalen Sauerstoffzahl und des Falschlufteintrags auf die CO ₂ - und O ₂ -Anteile im Rauchgas vor Eintritt in die CO ₂ -Aufbereitung und -Verdichtung bei Variation der Rauchgasrezirkulationsrate.....	79
Abbildung 18:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Zusammensetzung des Rauchgases vor Eintritt in die Rauchgas-trocknung.....	81
Abbildung 19:	Einfluss der lokalen Sauerstoffzahl und des Falschlufteintrags auf den CO ₂ -Anteil im CO ₂ -reichen Strom stromabwärts der CO ₂ -Aufbereitung mit partieller CO ₂ -Kondensation bei Variation der Rauchgasrezirkulationsrate	82
Abbildung 20:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Zusammensetzung des abgetrennten CO ₂ -Stroms	83

Abbildung 21:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur der Gebläse.....	86
Abbildung 22:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses	88
Abbildung 23:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Wirkungsgradeinbußen ausgewählter Oxyfuel-Varianten gegenüber dem Referenzprozess mit ZWSF	91
Abbildung 24:	Elektrische Nettowirkungsgrade bei Einsatz verschiedener Brennstoffe sowie bei Verwendung von höheren Dampfparametern bei dem Brennstoff Steinkohle	94
Abbildung 25:	Nettowirkungsgrade und spezifische CO ₂ -Emissionen für steinkohlebefeuerte Prozesse mit Staubfeuerung und ZWSF	98
Abbildung A.1:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Zusammensetzung des Restgases aus der CO ₂ -Aufbereitung (Basisszenario)	119
Abbildung A.2:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit alternativem LZA-Konzept (Veränderung zum Basisszenario: O ₂ -Reinheit der LZA von 99,5 Vol.-%)	119
Abbildung A.3:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit „kalter“ Rauchgasrezirkulation (Veränderung zum Basisszenario: Topologie Oxyfuel I nach [7])	120
Abbildung A.4:	Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit alternativem LZA-Konzept (Veränderung zum Basisszenario: LZA als 3-Säulenprozess)	120

Abbildung A.5: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit erhöhten Dampftemperaturen (Veränderung zum Basisszenario: FD-/ZÜ-Temperaturen von 600/620 °C)	121
Abbildung A.6: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ohne Falschlufteintrag im Dampferzeuger (Veränderung zum Basisszenario: $\alpha_2 = 0 \%$)	121
Abbildung A.7: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit verringertem Sauerstoffüberschuss (Veränderung zum Basisszenario: $\lambda_{\text{lokal}} = 1,1$)	122
Abbildung A.8: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines RBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozesses (Veränderung zum Basisszenario: Brennstoff – RBK)	122
Abbildung A.9: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines TBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozesses (Veränderung zum Basisszenario: Brennstoff – TBK)	123

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Falschlufteintrag kohlebefeuerter Oxyfuel-Prozesse mit Staubfeuerung und Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung.....	15
Tabelle 2:	Wirkungsgradeinbußen kohlebefeuerter Oxyfuel-Prozesse mit Staubfeuerung und Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung.....	29
Tabelle 3:	Elementare Kohlezusammensetzungen	40
Tabelle 4:	Parameter für die Simulation des Wasser-/Dampfkreislaufs...	41
Tabelle 5:	Parameter für die Simulation des Dampferzeugers mit Staubfeuerung	43
Tabelle 6:	Randbedingungen und Annahmen für die REA der staubbefeuerten Prozesse	48
Tabelle 7:	Parameter für die Simulation des Dampferzeugers mit ZWSF.	51
Tabelle 8:	Zusammensetzung des O ₂ reichen Produktstroms sowie spezifischer elektrischer Eigenbedarf der LZA für verschiedene Anlagenkonzepte.....	59
Tabelle 9:	Kennzahlen und charakteristische Parameter der Referenzprozesse	68
Tabelle 10:	Prozessparameter für den Referenzprozess und zwei Varianten einer Oxyfuel-Staubfeuerung.....	70
Tabelle 11:	Kenngrößen für den Referenzprozess mit ZWSF und zweier ausgewählter Varianten eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses.....	89
Tabelle A.1:	Zuordnung der für die Feuerung anteiligen Sauerstoffzufuhr durch die Quellen LZA, Rauchgas, Falschlufte 1. Art und 2. Art ($\lambda_{\text{lokal}} = 1,1 - 110 \%$ Sauerstoffbedarf für die Feuerung)	114

Tabelle A.2: Ergänzende Annahmen für die Simulation des Wasser-/Dampf- kreislaufs	115
Tabelle A.3: Annahmen für die Simulation elektrischer Verbraucher und weiterer Verlustgrößen	116
Tabelle A.4: Annahmen für die Simulationen zum Brennstoff TBK	117
Tabelle A.5: Annahmen für die Simulation der Dampfturbine	118



Abkürzungen und Formelzeichen

Abkürzungen

A	Anzapfung
BAK	Bettaschekühler
BK	Brennkammer
CCS	Carbon Capture and Storage
DE	Dampferzeuger
ECO	Economiser
FBK	Fließbettkühler
FL	Falschluff
GaVo	Gasvorwärmer
HD	Hochdruck
HDV	Hochdruckvorwärmer
i.tr.	im trockenen Gas
KHF	konvektive Heizflächen
KKM	Kompressionskältemaschine
LuVo	Luftvorwärmer
LZA	Luftzerlegungsanlage
MD	Mitteldruck
MEA	Monoethanolamin
ND	Niederdruck
NDV	Niederdruckvorwärmer
RBK	Rohbraunkohle
REA	Rauchgasentschwefelungsanlage
SF	Staubfeuerung
SK	Steinkohle
SPWB	Speisewasserbehälter
TBK	Trockenbraunkohle



WBK	Wirbelbrennkammer
ZÜ	Zwischenüberhitzung
ZWSF	Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

Chemische Symbole

Ar	Argon
CaCO ₃	Calciumcarbonat
CaSO ₄	Calciumsulfat
CO	Kohlenstoffmonoxid
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
N ₂	Stickstoff
NH ₃	Ammoniak
NO	Stickstoffmonoxid
NO ₂	Stickstoffdioxid
NO _x	Stickoxide
O ₂	Sauerstoff
SO ₂	Schwefeldioxid
SO ₃	Schwefeltrioxid
SO _x	Schwefeloxide

Lateinische Buchstaben

<i>a</i>	Kohäsionsdruck	(Pa m ⁶)/mol ²
<i>b</i>	Kovolumen	m ³ /mol
<i>C</i>	Verlustfaktor	-
<i>c</i>	spezifische Wärmekapazität	kJ/(kg K)
<i>h</i>	Enthalpie	kJ/kg
<i>H_u</i>	Heizwert	kJ/kg
<i>k</i>	Wechselwirkungskoeffizient	-
<i>M</i>	charakteristisches Merkmal	-
<i>ṁ</i>	Massenstrom	kg/s
<i>P</i>	Leistung	kW
<i>p</i>	Druck	N/m ²
<i>Q̇</i>	Wärmeleistung	kW



R	universelle Gaskonstante	J/mol K
R_{RG}	Rauchgasrezirkulationsrate/-verhältnis	-
T	Temperatur	K
V	Volumen	m ³
$\dot{V}$	Volumenstrom	m ³ /s
x_i	Massenanteil der Komponente i	kg/kg
y_i	Volumenanteil der Komponente i	m ³ /m ³

Griechische Buchstaben

α	Falschlufanteil	kg/kg
Δ	Differenz	-
ε	spezifische Emissionen	-
η	Wirkungsgrad	-
ϑ	Temperatur	°C
λ	Luft- / Sauerstoffverhältnis	-
μ	brennstoffmassenbezogener Anteil des Stoffes i	-
ρ	Dichte	kg/m ³

Indizes

ad	adiabat
B	Brennstoff
b	Bezugsgröße
BA	Bettasche
BKE	Brennkammerende
br	brutto
c	kritisch
DE	Dampferzeuger
EB	Eigenbedarf
el	elektrisch
FA	Flugasche
FD	Frischdampf
FL	Falschluf
ges	gesamt
global	Bezug auf „globalen“ Bilanzraum
i,j	Komponente i,j eines Gemisches



is	isentrop
i.N.	Normbedingungen
L	Luft
lokal	Bezug auf „lokalen“ Bilanzraum
loss	Verlust
m	molar
max	maximal
mech	mechanisch
min	minimal
MW	Membranwand
n	nach dem Abzweig der Rauchgasrezirkulation
ne	netto
nutz	Nutz..., nutzbar
o	stöchiometrisch
Ox	Oxidationsmittel / Oxidator
pri	primär
R	Rauchgasrezirkulation
RG	Rauchgas
sek	sekundär
SPW	Speisewasser
v	vor dem Abzweig der Rauchgasrezirkulation
WD	Wasser-/Dampfseite

1 Einleitung

1.1 Motivation

Um mögliche Folgen und Risiken zu begrenzen, die durch den Klimawandel hervorgerufen werden, ist die Reduktion emittierter Treibhausgase wissenschaftlich anerkannt. Dabei hat die CO₂-Konzentration in der Atmosphäre einen wesentlichen Einfluss auf den Treibhauseffekt, sodass die stetige Klimaerwärmung in den letzten Dekaden auf die anthropogenen CO₂-Emissionen zurückführbar ist [1]. Bis 2020 wird in der deutschen Klimapolitik eine Verminderung der Treibhausgasemissionen um mindestens 40 % gegenüber dem Bezugsjahr 1990 angestrebt [2]. Diese Maßnahme bildet einen Beitrag, die ansteigende globale Durchschnittstemperatur auf höchstens 2 °C gegenüber dem vorindustriellen Niveau zu beschränken. Laut dem *Intergovernmental Panel on Climate Change* ist dafür global betrachtet eine Reduktion der CO₂ Emissionen von 50 bis 85 % bis 2050, bezogen auf die Emissionen aus dem Jahr 2000, erforderlich [1]. Für den Standort Deutschland soll dabei neben dem Ausbau der Erneuerbaren Energien unter der Gewährleistung ökonomischer Gesichtspunkte eine technologieoffene Lösung für den Klimaschutz gefunden werden [2].

Bei der Verstromung fossiler Energieträger, die einen großen Anteil der deutschen und noch mehr der weltweiten Stromerzeugung ausmachen, werden große Mengen CO₂ an die Atmosphäre emittiert. Anteilig an der weltweit verbrauchten Strommenge wurden im Jahre 2011 etwa 68 % des Stroms aus fossilen Brennstoffen erzeugt. Der Einsatz von Kohle ist dabei mit 41,3 % der gesamten Strommenge für den größten Teil verantwortlich [3]. Auch in Deutschland befindet sich der Einsatz von Kohle zur Bruttostromerzeugung im Jahre 2011 mit 42,8 % auf einem vergleichbaren Niveau. U. a. beeinflusst durch den Ausstieg aus der Kernenergie und steigende Bezugspreise für gasförmige Brennstoffe ist ein zunehmender Trend zu

erkennen. Entsprechend ist bis zum Jahr 2013 ein Anstieg auf etwa 45,5 % zu verzeichnen [4].

Da der globale Kohleverbrauch seit 2000 durch die industrielle und gesellschaftliche Entwicklung von Indien und vor allem China stark zunimmt und auch eine Verzichtbarkeit auf den Brennstoff Kohle für den Standort Deutschland kurzfristig nicht gegeben ist, bedarf es zum Erreichen der angestrebten CO₂-Minderungsziele technisch umsetzbarer Maßnahmen zur Reduktion des anthropogenen CO₂-Ausstoßes. Neben der Verwendung alternativer Energiequellen sowie einer effizienteren Ausnutzung der eingesetzten fossilen Brennstoffe bildet dabei der Einsatz von Technologien zur CO₂-Abscheidung und -Speicherung einen weiteren Ansatz. Da diese Technologien zu einer signifikanten Wirkungsgradeinbuße bei dem Gesamtprozess der Kohleverstromung führen, sind eine Bewertung der Machbarkeit und eine Quantifizierung der Wirkungsgradeinbußen unter realitätsnahen Randbedingungen sinnvoll.

Für den Einsatz der Oxyfuel-Technologie als ein möglicher Prozessansatz der sogenannten CCS-Technologien - Carbon (Dioxide) Capture and Storage - bedarf es bestmöglicher Vorhersagen, welche Wirkungsgradeinbußen und zusätzlichen Betriebs- und Investitionskosten die verschiedenen Feuerungsarten und unterschiedlichen Schaltungsvarianten hervorrufen. Die Modellbildung eines integrierten Gesamtprozesses unter technisch umsetzbaren und vergleichbaren Randbedingungen ermöglicht eine objektive Bewertung verschiedenartiger Prozessgestaltungen. Insbesondere Oxyfuelkonzepte mit Staubfeuerung sind in vielen Studien u. a. im Hinblick auf die Effizienz des Gesamtprozesses näher untersucht worden [5,6]. Auch für Konzepte mit einer Zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung (ZWSF) unter Oxyfuel-Bedingungen bestehen bislang Studien für Neubauten [7,8,9] und Nachrüstungen [10,8], in deren Auslegung eine Rauchgasrezirkulation erforderlich ist, welche die Komponenten in ihrer Dimensionierung dem Luftfall annähert. Des Weiteren werden von Herstellern Auslegungen bei einer verminderten Rauchgasrezirkulationsrate betrachtet, um einen effizienteren und kostengünstigeren Betrieb zu ermöglichen. Dabei soll sich infolge eines verminderten Eigenbedarfs der Gebläse zur Rauchgasrückführung ein positiver Einfluss auf den Nettowirkungsgrad des Gesamtprozesses ergeben. Bedingt durch eine verminderte Rauchgasre-

zirkulationsrate kommt es u. a. zu einem stark erhöhten Sauerstoffanteil im Oxidator. Innerhalb von Studien werden erhöhte Sauerstoffanteile von 45 % [9], 70 % [7] oder sogar 90 % [11] im Oxidator betrachtet. Welche Veränderungen infolge einer Auslegung mit verminderter Rauchgasrückführung für den erreichbaren Prozesswirkungsgrad zum Tragen kommen, ist bislang nicht umfassend untersucht, quantifiziert und veröffentlicht worden. Des Weiteren fehlt ein neutraler Vergleich bei Verwendung unterschiedlicher Feuerungsarten unter vergleichbaren Randbedingungen. Gegenüber der Staubfeuerung weist die ZWSF das Potenzial auf, eine hinreichende SO_2 -Einbindung durch Primärmaßnahmen zu erreichen, sodass eine Sekundärmaßnahme verbunden mit einem elektrischen Eigenbedarf verzichtbar ist.

1.2 Vorgehen

In Kapitel 2 sind der Stand der Technik bzw. des Wissens für den Oxyfuel-Prozess in Verbindung mit den Feuerungsarten der Staubfeuerung und der ZWSF ausführlich dargestellt. Der Schwerpunkt wird dabei auf Studien gelegt, in welchen eine energetische Bewertung des integrierten Gesamtprozesses vollzogen wird. In Betracht zweier verschiedenartiger Feuerungssysteme bedarf es einer präzisen Definition von Kennzahlen, sodass die Vergleichbarkeit gewährleistet ist. Neben unterschiedlichen Randbedingungen ist die mangelnde Eindeutigkeit von verwendeten Kennzahlen ein Argument, weshalb der quantitative Vergleich von Studien verschiedener Autoren nur bedingt möglich ist. Aus diesem Grund werden Kennzahlen und Randbedingungen festgelegt, welche als Basis für die Prozessmodellierungen mit beiden Feuerungsarten gelten und eine direkte Vergleichbarkeit ermöglichen.

Als Besonderheit kann im Rahmen dieser Arbeit die Veranschaulichung des Falschlufteintrags angesehen werden, der beim Oxyfuel-Prozess einen signifikanten Einfluss auf den erreichbaren Wirkungsgrad des Gesamtprozesses ausübt. Infolge der unterschiedlichen Druckverhältnisse im Dampferzeuger einer Staubfeuerung und einer ZWSF gegenüber der Umgebung, kommt es in Abhängigkeit von der Feuerungsart an unterschiedlichen Stellen entlang des Rauchgaspfades zu einem Falschlufteintrag. In Abschnitt 2.2.1 erfolgt eine präzise Abgrenzung mit Hilfe der

Einführung der Begriffe Falschlufft 1. Art und 2. Art, sodass dem Sachverhalt Rechnung getragen wird, ob der durch Falschlufft in den Prozess eingetragene Sauerstoffanteil direkt an der Verbrennung teilnimmt oder ob der Sauerstoffanteil vollständig im Rauchgas nach dem Austritt aus dem Dampferzeuger verbleibt. Des Weiteren bildet die Abgrenzung verschiedenartiger Definitionen der Sauerstoffzahl und der Rauchgasrezirkulation sowie das Zusammenspiel beider Größen für Prozesse mit Rauchgasrezirkulation in Abschnitt 2.2.2 einen weiteren Kernpunkt.

Die realitätsnahe Modellierung und energetische Analyse der verschiedenen Gesamtprozesse werden mit Hilfe der Software EBSILON®*Professional* umgesetzt. Die simulative Abbildung der CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung erfolgt für die Oxyfuel-Prozesse mit Aspen Plus®. Für die Feuerungsarten der Staubfeuerung und der ZWSF wird jeweils die Festlegung eines konventionellen Referenzprozesses mit Luft als Oxidator vollzogen. Die Leistungsgröße von 460 MW_{el,br} in Verbindung mit den HD-/ZÜ-Dampftemperaturen von 560/580 °C orientiert sich am Stand der Technik für eine ZWSF [12]. Zur Sicherstellung der Vergleichbarkeit werden die Randbedingungen für beide Feuerungsarten weitestgehend vereinheitlicht.

Im Rahmen der Darstellung der Ergebnisse werden die konventionellen Prozesse mit Staubfeuerung und ZWSF in Kapitel 4.2 miteinander verglichen. Für die Staubfeuerung werden zwei Schaltungsvarianten eines Oxyfuel-Prozesses definiert und vergleichend bewertet, mit welchen das Spektrum erreichbarer Wirkungsgrade abgedeckt wird. Diese Herangehensweise erfolgt analog für die ZWSF, sodass zwei Schaltungsvarianten mit unterschiedlichem Wirkungsgradpotenzial gegenübergestellt werden. Ergänzend ist für die ZWSF insbesondere die Bewertung einer Konzeption mit verminderter Rauchgasrezirkulation von Interesse. Die Analyse der energetischen Auswirkungen ist zentraler Bestandteil dieser Arbeit, wobei Änderungen bzgl. der Gestaltung des Dampferzeugers in [13] einer umfangreicheren Untersuchung unterzogen wurden. Für den ZWSF-Oxyfuel-Prozess werden ausgehend von einem steinkohlebefeuerten Basisszenario ausgewählte Einflussgrößen einer Sensitivitätsanalyse unterzogen und deren Einfluss auf den elektrischen Wirkungsgrad des Gesamtprozesses untersucht. Der Einfluss der Feuerungsart auf das Wirkungsgradpotenzial des Gesamt-Oxyfuel-Prozesses wird in Kapitel 4.4 aufgezeigt.

2 Stand der Technik

In diesem Kapitel wird neben einer kurzen Beschreibung verschiedener Abtrennungsverfahren für CO₂ eine detailliertere Darstellung der Funktionsweise des Oxyfuel-Prozesses gegeben. Die erforderliche Installation einer Rauchgasrezirkulation für den Oxyfuel-Prozess sowie die Auswirkungen einer Variation der Rauchgasrezirkulationsrate werden grundlegend aufgezeigt. Vertiefend erfolgt eine Zusammenfassung über veröffentlichte Arbeiten zur Gesamtprozessbewertung kohlebefeuerter Kraftwerksprozesse mit Oxyfuel-Technologie. Dabei werden als Feuerungsarten die Staubfeuerung und die ZWSF betrachtet.

2.1 CO₂-Abtrennungsverfahren

Für die zukünftige Bereitstellung kostengünstiger Elektrizität, verbunden mit einer hohen Versorgungssicherheit, ist die mit hohen CO₂-Emissionen einhergehende Kohleverstromung nach derzeitigem Stand der Technik unter dem politisch beschlossenen Verzicht auf Kernenergie in Deutschland unentbehrlich. Gleichzeitig sollen die CO₂-Emissionen bis 2020 um 40 % bezogen auf das Jahr 1990 gesenkt werden [2]. Zwar kann durch Effizienzsteigerungen der CO₂-Ausstoß von Kohlekraftwerken reduziert werden, jedoch nicht in dem Maße, wie es zur Einhaltung der Klimaschutzziele notwendig ist.

Durch die Anwendung sogenannter CCS-Technologien können die CO₂-Emissionen bei der Kohleverstromung stark reduziert werden. Dabei wird das bei der Verbrennung im Kraftwerk entstehende CO₂ zunächst aus dem Rauchgas abgetrennt, um später in geeigneten geologischen Formationen im Untergrund dauerhaft gespeichert zu werden. Bislang bestehen keine alternativen Verwendungsmöglichkeiten, durch welche eine langfristige Bindung des CO₂-Aufkommens kohlebefeue-

erter Kraftwerke erfolgen und somit die Abgabe an die Atmosphäre verhindert werden kann.

Drei grundlegende Prozessansätze zur Abtrennung von CO₂ aus dem Rauchgas kohlebefeuerter Kraftwerke sind in Abbildung 1 schematisch aufgeführt. Neben der Abtrennung von CO₂ vor der Verbrennung (Pre-Combustion-Verfahren / auf Basis des IGCC-Prozesses) und nach der Verbrennung (Post-Combustion-Verfahren / auf Basis des Dampfkraftwerk-Prozesses) bildet der Oxyfuel-Prozess (auf Basis des Dampfkraftwerk-Prozesses) den dritten Ansatz, mit dem eine CO₂-Abscheidung für Feuerungsanlagen im großtechnischen Maßstab erfolgen kann.

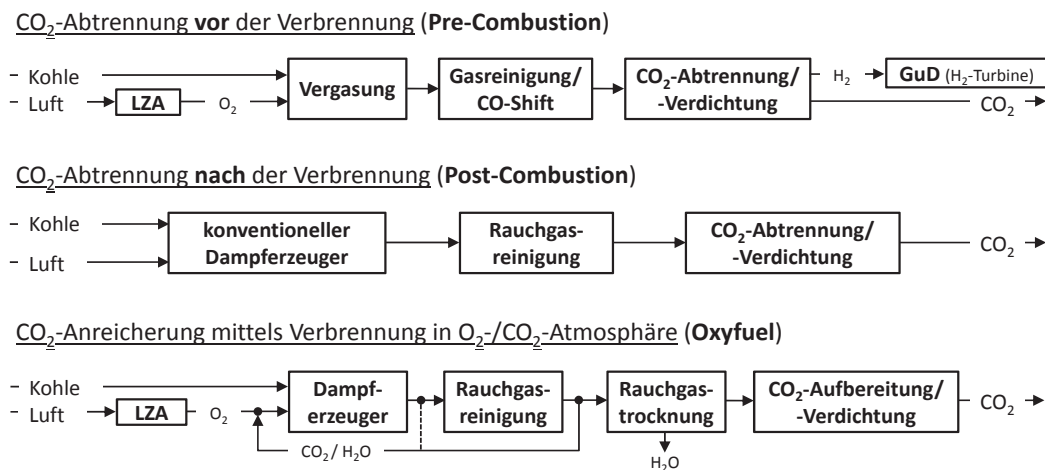


Abbildung 1: Schematische Darstellung der Funktionsprinzipien der CCS-Technologien Pre-Combustion, Post-Combustion und Oxyfuel

Pre-Combustion-Verfahren

Der Basisprozess für das Pre-Combustion-Verfahren zur CO₂-Abtrennung ist der IGCC-Prozess (Integrated Gasification Combined Cycle), der seinerseits auf einem kombinierten Gas- und Dampfturbinenprozess mit vorgeschalteter Brennstoffvergasung basiert. Innerhalb der Vergasung wird die Kohle i. d. R. mit hochreinem Sauerstoff (O₂), bereitgestellt durch eine Luftzerlegungsanlage (LZA), partiell oxidiert und reagiert bei understöchiometrischen Bedingungen zu einem Gas, das aus

den Hauptkomponenten CO₂, Kohlenstoffmonoxid (CO) und Wasserstoff (H₂) besteht.

Das heiße Prozessgas wird von Feststoffen befreit und abgekühlt einem CO-Shiftreaktor zugeführt. In diesem Reaktor finden unter Zugabe von Wasserdampf die Reduktion von H₂O zu H₂ sowie die Oxidation von CO zu CO₂ statt. Nach einer Entschwefelung des H₂- und CO₂-reichen Prozessgases werden H₂ und CO₂ mithilfe einer physikalischen CO₂-Wäsche voneinander getrennt. H₂ kann nach der Abtrennung des CO₂ in einer Gasturbinenanlage mit nachgeschaltetem Abhitzedampferzeuger verstromt werden. Der hochreine CO₂-Strom wird verdichtet und einem geeigneten Speicher zugeführt.

Bedingt durch die hohe Temperatur der Wärmezufuhr in der Gasturbinenanlage weist der Prozess der Pre-Combustion hohe Wirkungsgradpotenziale auf [14]. Bisher führte allerdings vor allem die Reinigung des heißen Vergasungsproduktes zu Schwierigkeiten in der Praxis, weshalb die Anwendung dieser Technologie bisher nicht über Demonstrationsanlagen hinausgeht.

Post-Combustion-Verfahren

Die CO₂-Abtrennung mithilfe von Post-Combustion-Verfahren erfolgt durch ein dem konventionellen Kraftwerksprozess nachgeschaltetes Verfahren. Der Kraftwerksprozess und die Maßnahmen zur Rauchgasreinigung bleiben dabei weitgehend unverändert. Die Abtrennung kann u. a. als chemische Absorption, mittels Membranen oder durch Adsorption ausgeführt werden. Nach derzeitigem Stand der Technik kann eine CO₂-Abtrennung mit einer chemischen Rauchgaswäsche als Variante mit den meisten Vorzügen betrachtet werden [15]. Zur Anwendung kommen spezielle Lösungsmittel, z. B. Monoethanolamine (MEA), die in wässriger Lösung in einer Kolonne (Absorber) in direkten Kontakt mit dem Rauchgas gebracht werden. Das CO₂-reiche Rauchgas strömt im Gegenstrom zur Waschlösung, welches den größten Teil des CO₂ aufnimmt. Der CO₂-abgereicherte Gasstrom tritt am Kopf des Absorbers in die Atmosphäre aus. Das CO₂-beladene Lösungsmittel wird über eine Lösungsmittelpumpe vom Sumpf des Absorbers zum Kopf einer weiteren Kolonne (Desorber) befördert. Durch die Zufuhr von Wärme löst sich in diesem Anlagenteil die Bindung zwischen dem CO₂ und dem Lösungsmittel. Die

Bereitstellung der erforderlichen Wärme zum Austreiben des CO₂ erfolgt bei Anwendung dieser Technologie in einem kohlebefeuelten Dampfkraftwerk i. d. R. mit Entnahmedampf aus der Überströmleitung zwischen Mittel- und Niederdruckteil der Turbine. Der Dampf wird dabei in einem Wärmeübertrager (Reboiler) kondensiert, sodass diese Wärme auf das zu regenerierende Lösungsmittel übertragen wird. Der vom Lösungsmittel getrennte gasförmige CO₂-Strom steigt zum Kopf des Desorbers auf und kann dort der Kolonne entnommen werden. Verbliebene Wasserbestandteile werden in einem Kondensator verflüssigt und entfernt, bevor der trockene CO₂-Strom verdichtet und einer Speicherung zugeführt wird.

Aufgrund der niedrigen CO₂-Konzentration im Rauchgas konventioneller Kraftwerke müssen, bedingt durch den hohen Anteil an N₂ im Rauchgas, große Rauchgasströme in der CO₂-Wäsche behandelt werden. Neben dem apparativen Aufwand kommt es durch den thermischen und elektrischen Eigenbedarf der nachgeschalteten CO₂-Abtrennung zu Einbußen beim elektrischen Nettowirkungsgrad des Gesamtprozesses. Für den Einsatz einer Aminwäsche mit MEA als Lösungsmittel ergeben sich Nettowirkungsgradverluste von ca. 8 bis 12 %-Punkten [16]. Die Höhe dieser Einbußen wird von verschiedenen Randbedingungen (u. a. Lösungsmittel, Auslegungskohle) und Betriebsparametern (u. a. Desorberdruck) beeinflusst und kann partiell durch die Integration von Abwärme in den Wasser-/Dampf-Kreislauf kompensiert werden.

Oxyfuel

Der dritte grundlegende Ansatz zur Realisierung einer CO₂-Abscheidung ist der Oxyfuel-Prozess. Im Gegensatz zu den Verfahren mit nachgeschalteter CO₂-Wäsche wird der konventionelle Kraftwerksprozess dabei dahingehend verändert, dass anstelle von Luft als Oxidationsmittel nahezu reiner Sauerstoff für die Verbrennung der Kohle eingesetzt wird. Der in der Luft enthaltene Stickstoff gelangt dadurch nicht in den Prozess, sodass bei der Verbrennung der Kohle ein CO₂-reiches Rauchgas entsteht. Die O₂-Bereitstellung erfolgt über eine vorgeschaltete LZA, in welcher der O₂-Anteil der Umgebungsluft abgetrennt und in konzentrierter Form der Oxyfuel-Verbrennung zugeführt wird.

Gegenüber einer konventionellen Verbrennung von Kohle mit Luft stehen bei der Verbrennung von Kohle mit Sauerstoff große Mengen an Stickstoff nicht als Wärmesenke zur Verfügung. Sehr hohe adiabate Verbrennungstemperaturen, welche für die verwendeten Materialien im Dampferzeuger ein unzulässig hohes Temperaturniveau bedeuten würden, wären die Folge. Zur Verminderung der Temperaturen im Dampferzeuger wird als alternative Wärmesenke abgekühltes Rauchgas in die Feuerung zurückgeführt, sodass die adiabate Verbrennungstemperatur auf ein ähnliches Niveau wie bei der konventionellen Feuerung abgesenkt wird.

Unter realitätsnahen Bedingungen entspricht das CO₂-reiche Rauchgas zumeist nicht den Reinheitsanforderungen für den Transport und die unterirdische Speicherung. Entsprechend bedarf es der Entfernung wesentlicher Begleitstoffe. Vergleichbar zum konventionellen Prozess werden Flugasche, Schwefel- und Stickoxide größtenteils in den jeweiligen Anlagenteilen einer Rauchgasreinigung aus dem Rauchgas separiert. Das Abtrennen von Wasserbestandteilen erfolgt in einem Rauchgaskondensator und in einem Molsieb, bevor verbliebene Verunreinigungen wie O₂, N₂ und Argon in einer CO₂-Aufbereitung auf ein zulässiges Maß reduziert werden. Die Begleitstoffe H₂O, O₂, SO_x und NO_x sind annähernd vollständig aus dem CO₂-Strom zu entfernen, da sich durch Aufoxidation von SO₂ zu SO₃ oder NO zu NO₂ unter hohem Druck und unter Beteiligung von H₂O und O₂ Schwefel- oder Salpetersäure bilden [17]. Die Anforderungen an die Reinheit des CO₂ variieren zumeist zwischen >95 Vol.-% [17,19] und >96 Vol.-% [20,21], wobei unter Verwendung einer Destillation auch Reinheiten von >99 % realisierbar sind.

Da die Verfahren zur Anreicherung von O₂ einen hohen elektrischen Eigenbedarf aufweisen, ist auch der Oxyfuel-Prozess – wie alle anderen Verfahren zur CO₂-Abtrennung – mit deutlichen Wirkungsgradeinbußen verbunden. Weitere signifikante Einbußen für den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses entstehen durch die Reinigung und Kompression des CO₂-reichen Rauchgases in einer CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung sowie durch die Rezirkulation von abgekühltem Rauchgas zur Brennkammer. Der Wirkungsgradverlust beläuft sich für Neubauten auf 8 bis 12 %-Punkte [22,23]. Bei der Umsetzung der Oxyfuel-Technologie ist diese insbesondere für neu geplante Kraftwerke im Hinblick auf die Effizienz des Gesamtprozesses vielversprechend. Ferner ist auch die Nachrüstung eines bestehen-

den Kraftwerks mit dem Oxyfuel-Prozess möglich [24], was mit dem Retrofit eines Dampferzeugers in Queensland (Australien) demonstriert worden ist.

CCS-Prozesse der nächsten Generation

Neben den genannten Verfahren zur CO₂-Abscheidung gibt es eine Vielzahl weiterer Prozessentwicklungen, welche als CCS-Prozesse der nächsten Generation verstanden werden können. Diese Prozesse (u. a. Chemical Looping, Carbonate Looping) bergen das Potenzial einer verminderten Wirkungsgradeinbuße. Allerdings bestehen für die großtechnische Umsetzbarkeit dieser Prozesse große Risiken. Für eine umfangreiche Darstellung alternativer Ansätze sei auf die Literatur verwiesen [25,26].

2.2 Oxyfuel-Prozess

Bei einer idealisierten stöchiometrischen Verbrennung ($\lambda = 1$) von reinen Kohlenwasserstoffen entstehen als Verbrennungsprodukte ausschließlich CO₂ und H₂O. Nach dem Entfernen der Wasserbestandteile durch Kondensation in einer Rauchgastrocknung läge reines CO₂ vor, welches komprimiert und unterirdisch gespeichert werden kann.

Für eine Betrachtung der Verstromung von Kohle unter realitätsnahen Randbedingungen bedarf es der Berücksichtigung einiger Kriterien, welche zu einer Verunreinigung des CO₂-reichen Rauchgases führen. Diese Verunreinigungen können u. a. durch Begleitstoffe wie z. B. Stickstoff und Schwefel in der Kohlezusammensetzung, durch einen Sauerstoffüberschuss für den Brennstoffumsatz oder durch das Eindringen von Falschluf in den Prozess hervorgerufen werden. Die Entfernung der Verunreinigungen in einer CO₂-Aufbereitung führt beim Oxyfuel-Prozess zu einem weiteren anlagentechnischen Aufwand und dem bereits erwähnten zusätzlichen elektrischen Eigenbedarf. Für eine vollständige Bewertung der Prozesswirkungsgrade bedarf es daher auch der Berücksichtigung dieser Reinigungskomponente. In den nachfolgenden Abschnitten werden insbesondere der Einfluss der Falschluf und der erforderliche Sauerstoffüberschuss auf die Reinheit des CO₂ im Rauchgas näher betrachtet. Für die eindeutige Beschreibung des Oxyfuel-Prozesses werden notwendige Kennzahlen definiert.

2.2.1 Falschluf in Feuerungsanlagen

Beim Betrieb konventioneller Großfeuerungsanlagen kann es in den Bereichen, deren Druckniveau unterhalb des Umgebungsdrucks liegen, zu einem Eintrag von Falschluf in den Prozess kommen. Da der Eintrag von Falschluf im Falle des Oxyfuel-Prozesses die CO_2 -Reinheit im Rauchgasstrom vermindert, bedarf es dort unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten der Umsetzung konstruktiver Maßnahmen, die den Falschlufteintrag minimieren. Eine vollständige Vermeidung von Falschluf wird dabei aus Kostengründen nicht erreichbar sein. Eine Verunreinigung des CO_2 -reichen Rauchgasstroms durch Stickstoff aus der Falschluf bleibt in jedem Fall zu berücksichtigen. Die Entfernung dieser Verunreinigungen in einer CO_2 -Aufbereitung ist in Abhängigkeit von den geforderten Reinheitsanforderungen für den CO_2 -reichen Strom erforderlich.

Neben der Verunreinigung des Rauchgasstroms, die größtenteils durch den Stickstoff der Falschluf und des nicht hochreinen Sauerstoffs hervorgerufen wird, kann auch der Sauerstoffanteil der Falschluf eine Minderung der CO_2 -Reinheit im Rauchgasstrom hervorrufen. Dabei ist der Ort des Falschlufteintrags ausschlaggebend, weil eine Verunreinigung durch O_2 -Anteile nur von der Falschluf verursacht wird, welche nach der Feuerung in den Prozess eindringt. Grundlegend lässt sich der Eintrag von Falschluf für konventionelle Großfeuerungsanlagen ohne Rauchgasrezirkulation hinsichtlich der Auswirkungen auf die Feuerung in zwei Arten unterteilen:

1. Falschluf, deren Sauerstoffanteil an der Verbrennung teilnimmt
2. Falschluf, deren Sauerstoffanteil nicht an der Verbrennung teilnimmt

Bei konventionellen Prozessen mit Rauchgasrezirkulation und dem Oxyfuel-Prozess nimmt die Falschluf 2. Art über die Rückführung von Rauchgas partiell an der Verbrennung teil. Insbesondere bei Prozessen mit Rauchgasrezirkulation, wie sie in Abschnitt 2.2.2 beschrieben werden, ist diese neuartige Unterscheidung bei der Berücksichtigung der Folgen eines Falschlufteintrags zweckmäßig.

Dringt z. B. Falschluf im Bereich der Brennkammer einer Staubfeuerung in den Prozess ein, nimmt das durch die Falschluf eingetragene O_2 an der Verbrennung

teil (1. Art). Da der Luftüberschuss für konventionell betriebene Dampferzeuger über den Sauerstoffgehalt im Rauchgasstrom als Regelgröße eingestellt wird, kann die durch den Frischlüfter zugeführte Luftmenge um den Anteil dieser Falschlufte vermindert werden. Die geringere Beaufschlagung des Luftvorwärmers (LuVo) bewirkt eine reduzierte Wärmeaufnahme, sodass eine geringfügige Temperaturzunahme des aus dem LuVo austretenden Rauchgases und damit ein höherer Abgasverlust des Dampferzeugers entstehen. In seinem Einfluss auf den Prozess kann das Eindringen der Falschlufte somit der Zufuhr von nicht vorgewärmter Luft gleichgesetzt werden. Dadurch verursachte Wirkungsgradverluste können anhand der Betriebserfahrungen aus konventionellen Anlagen bei nicht zu geringen LuVo-Beaufschlagungen als gering bewertet werden. Entsprechend besteht für konventionelle Großfeuerungsanlagen kein Bedarf kostenintensive Maßnahmen zur Verhinderung von Falschlufteinbrüchen, z. B. im Bereich der Brennkammer einer Staubfeuerung, umzusetzen.

In Abbildung 2 sind die Differenzen zwischen dem stationären Betriebsdruck auf der Luft-/Rauchgasseite und dem Umgebungsdruck jeweils für eine Anlage mit Staubfeuerung und eine Anlage mit ZWSF aufgeführt. Um das Austreten von heißem Rauchgas oder Staub zu verhindern, liegt das Druckniveau in der Brennkammer einer Staubfeuerung bei einem geringen Unterdruck. Dabei treten Falschlufte vornehmlich im Bereich der Brenneröffnungen oder des Trichterascheabzugs auf [27]. Maßgeblich für diese Leckageströme sind die Druckunterschiede zwischen dem jeweiligen Betriebsdruck auf der Rauchgasseite und dem Umgebungsdruck außerhalb des Dampferzeugers. Da durch das Feststoffinventar in der Brennkammer einer ZWSF ein zusätzlicher Gegendruck hervorgerufen wird, befindet sich der Druck im Trichterbereich der Brennkammer deutlich über dem Druckniveau der Umgebung. Aufgrund dessen kann der Eintrag von Falschlufte 1. Art bei einer ZWSF vernachlässigt werden.

Nach dem Austritt aus der Brennkammer liegt im Rauchgaspfad einer Staubfeuerung i. d. R. bis zum Eintritt in das Saugzuggebläse ein Unterdruck vor. Auf der Rauchgasseite einer ZWSF findet der Wechsel zwischen Über- und Unterdruck i. d. R. im Bereich der Zyklone statt. An das sich im Überdruck befindliche System aus Brennkammer, Zyklon, Fallrohr und Fließbettkühler (FBK) schließt sich ein im

Unterdruck liegender Bereich an, welcher sich vom Drucknullpunkt im Zyklon bis zum Saugzug erstreckt. Neben unkontrollierten Falschlufteinträgen in Unterdruckbereichen der konvektiven Heizflächen (KHF) oder der Rauchgaskanäle kommt es für konventionelle Feuerungen zu einem Eintrag von Falschluff, der u. a. durch die Entaschung in Elektrofiltern, Sichtklappen oder Messstellen in Form von Kühl-, Spül- oder Sperrlüften hervorgerufen werden kann. Wird der Umsatz von im Rauchgas befindlichen Brennstoffresten vernachlässigt, verbleibt der Sauerstoffanteil, welcher durch Falschluff 2. Art in den Prozess eingetragen wird, ohne eine Verbrennungsreaktion vollständig im Rauchgas.

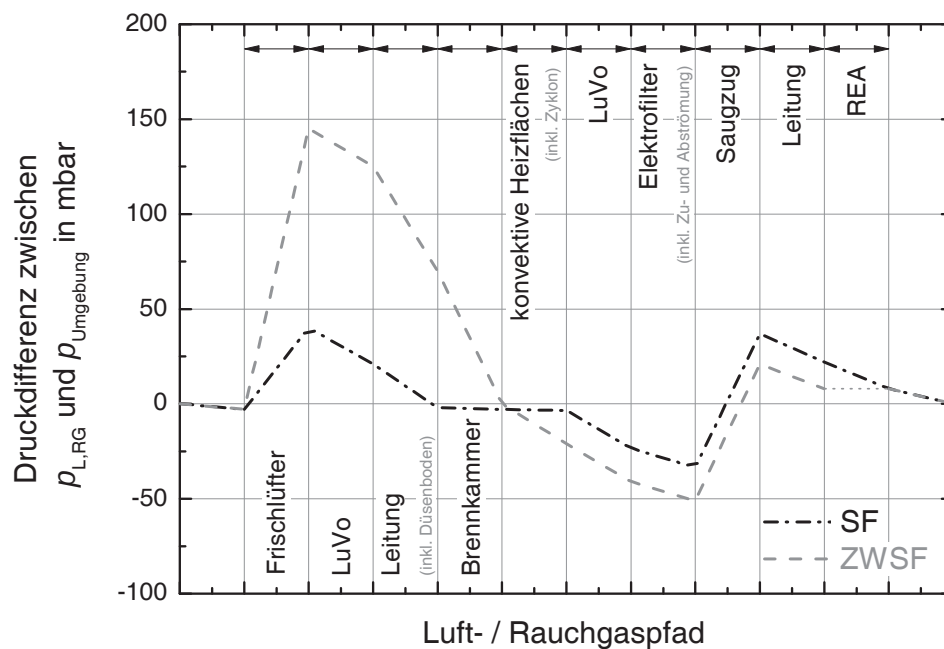


Abbildung 2: Druckdifferenz zwischen stationärem Betriebsdruck und Umgebungsdruck bei Volllast entlang des Luft-/Rauchgaspfades eines Dampferzeugers mit Staubfeuerung (SF) und mit einer ZWSF

Die Folgen der Falschluff 2. Art für den konventionellen Prozess sind gering. Durch den leicht zunehmenden Rauchgasmassenstrom erhöht sich geringfügig die Leistungsaufnahme des Saugzuggebläses, welches zu einer vernachlässigbaren Wirkungsgradeinbuße führt.

Im Gegensatz zum konventionellen Prozess spielt der Eintrag von Falschlufte für den Oxyfuel-Prozess eine bedeutende Rolle. Eine Verminderung der CO₂-Reinheit im Rauchgas geht mit einem zunehmenden Aufwand für die CO₂-Aufbereitung einher, sodass der Eintrag von Falschlufte eine Verminderung des Wirkungsgrades für den Gesamtprozess zur Folge hat. Das Verhindern von Wirkungsgradeinbußen durch in den Prozess eindringende Falschlufte rechtfertigt finanzielle Aufwendungen, um unkontrollierte Eintritte von Falschlufte möglichst gering zu halten. Des Weiteren sollten für den Oxyfuel-Prozess vorhersehbare Verunreinigungen durch Kühl-, Spül- und Sperrlüfte vermieden werden, indem diese durch ein CO₂-reiches Medium ersetzt werden. Ein trockener Rauchgasstrom oder ein aufkonzentrierter CO₂-Strom aus der CO₂-Aufbereitung können für diese Zwecke zurückgeführt werden. Dabei ist eine Leckage in die Umgebung möglichst vollständig zu vermeiden, da über diesen Strom emittiertes CO₂ im Rahmen der CO₂-Bilanz für den Gesamtprozess zu berücksichtigen ist.

Eine präzise Quantifizierung der eingetragenen Falschlufte ist aufgrund des Mangels an detaillierten empirischen Erfahrungen und nach dem heutigen Stand der Messtechnik für konventionelle Großfeuerungsanlagen sehr schwierig. Entsprechend kompliziert ist das Treffen einer realitätsnahen und technisch umsetzbaren Prognose für einen minimalen Falschlufteanteil im Hinblick auf einen Oxyfuel-Dampferzeuger. Es gibt ausschließlich geschätzte Werte von Herstellern und Betreibern für Neubauten oder ältere Bestandsanlagen.

Die in der Fachliteratur aufgeführten Abschätzungen zum Falschlufteintrag in Dampferzeuger sind zumeist als massenbezogener Falschlufteanteil angegeben. Nach Kather und Scheffknecht [28] wird dieser Falschlufteanteil α durch

$$\alpha = \frac{\dot{m}_{\text{FL}}}{\dot{m}_{\text{RG,ges}}} \quad (2.1)$$

definiert. Über das Verhältnis des eingetragenen Falschlufte Massenstroms $\dot{m}_{\text{FL}}$ bezogen auf den gesamten Rauchgas Massenstrom $\dot{m}_{\text{RG,ges}}$ am Austritt aus dem Dampferzeuger wird eine Proportionalität angenommen.

Für Neubauten eines konventionellen staubbefeuerten Dampferzeugers werden für den prozentualen Falschlufteintrag α Werte im Bereich von 2 bis 4 % [29,28,30] angegeben. Für den Oxyfuel-Prozess ist eine Reduktion des Falschlufteintrags anzustreben. In Tabelle 1 sind Angaben verschiedener Forschungsarbeiten zum Falschlufteintrag kohlebefeuerter Oxyfuel-Prozesse in Verbindung mit einer Staubfeuerung und einer ZWSF zusammengefasst.

Tabelle 1: Falschlufteintrag kohlebefeuerter Oxyfuel-Prozesse mit Staubfeuerung (SF) und Zirkulierender Wirbelschichtfeuerung (ZWSF)

Feuerungsart	α in %	Art der Falschlufte	Quelle
SF	1	1. Art	[27]
SF	<1	-	[30]
SF	2	2. Art	[32]
ZWSF	1	-	[31]
ZWSF	0 - 3	-	[33]
ZWSF	2	2. Art	[7]
ZWSF	1,5*	2. Art	[8]

*bezogen auf den Rauchgasvolumenstrom am Austritt aus dem Dampferzeuger

Für die Simulation einer steinkohlebefeuerter Staubfeuerung gehen Kather et al. [27] von einem Falschlufteintrag von 1 % aus (Falschlufte 1. Art). Scheffknecht und Maier [30] weisen in ihren Untersuchungen einen Falschlufteintrag von <1 % als erstrebenswert aus. Seltzer et al. [32] gehen im Rahmen ihrer Simulationen von einem Falschlufteintrag von 2 % aus, der im Bereich des Elektrofilters in das Rauchgas eindringt (Falschlufte 2. Art).

Für die Auslegung einer ZWSF mit Oxyfuel-Technologie gehen Simonsson et al. [31] von einem Falschlufteintrag von 1 % aus. Marion et al. [7] nehmen in ihren Betrachtungen zu einer ZWSF unter konventionellen und unter Oxyfuel-Bedingungen einen Falschlufteanteil von etwa 2 % für den Dampferzeuger an, welche im Bereich der KHF in den Rauchgasstrom eingetragen wird (Falschlufte 2. Art). Für den Neubau einer ZWSF mit Oxyfuel-Technologie nimmt Hack et al. [8] in seinen Auslegungsrechnungen einen Falschlufteintrag von 1,5 % an.

Zusammenfassend lässt sich anhand der aufgeführten Studien ein in gleicher Größe anzusetzender Falschlufteintrag für eine ZWSF und eine Staubfeuerung erkennen. Für die ZWSF kann der Eintrag von Falschlufte dabei ausschließlich als Falschlufte 2. Art interpretiert werden, sodass der Eintrag von Falschlufte 1. Art in die Brennkammer im Gegensatz zur Staubfeuerung vernachlässigt werden kann.

2.2.2 Prozesse mit Rauchgasrezirkulation

Die nachfolgenden Zusammenhänge und Definitionen in diesem Abschnitt sind für den Oxyfuel-Prozess gültig. Dargestellte Gleichungen und Abbildungen können über eine Anpassung der verwendeten Indizes auf den konventionellen Prozess mit Rauchgasrezirkulation (z. B. Feuerung mit Trockenbraunkohle) übertragen werden. Lediglich der Index LZA (Oxyfuel) ist mit dem Index Luft (konventioneller Prozess) zu substituieren.

Um einen ausreichenden Ausbrand für den Betrieb einer großtechnischen Feuerungsanlage zu gewährleisten, bedarf es zusätzlich zum stöchiometrischen Sauerstoffbedarf eines Überschusses an O_2 . Dieser Überschuss wirkt der ungleichmäßigen Verteilung der Kohlezufuhr in die Brennkammer entgegen und verhindert das Auftreten reduzierender Verbrennungsatmosphären und daraus resultierender Korrosion. Da für Prozesse mit Rauchgasrezirkulation der Oxidator nicht ausschließlich aus Luft oder Sauerstoff besteht und eine signifikante Sauerstoffmenge über das zurückgeführte Rauchgas in die Feuerung eingetragen wird, ist die Definition einer Luftzahl, wie sie für konventionelle Prozesse ohne Rauchgasrezirkulation Anwendung findet, nicht zweckmäßig. Mit Hilfe einer Sauerstoffbilanz für die Feuerung kann das Verhältnis des der Feuerung insgesamt zugeführten Sauerstoffs zum stöchiometrischen Sauerstoffbedarf bestimmt werden. Dabei sind die Sauerstoffeinträge in die Feuerung durch

- den hochreinen O_2 -Strom der LZA
- den in den rezirkulierten Rauchgasen enthaltenen O_2 -Strom
- den O_2 -Strom in der Falschlufte 1. Art

zu berücksichtigen.

Für konventionelle Prozesse mit Rauchgasrezirkulation erfolgt in [34] die Definition einer Sauerstoffzahl unter Zugrundelegung des in Abbildung 3 dargestellten Bilanzraums. Ergänzend erfolgt die Definition eines globalen Bilanzraums, um die Notwendigkeit eindeutiger Definitionen zu verdeutlichen sowie die Zweckmäßigkeit einer lokalen und einer globalen Definition aufzuzeigen.

Für den Oxyfuel-Prozess mit dazugehöriger Rauchgasrezirkulation ist die sich für den lokalen Bilanzraum ergebende lokale Sauerstoffzahl die wesentliche Kennzahl zur Beschreibung der Verbrennungsverhältnisse. Die Sauerstoffmenge, welche durch die LZA bereitzustellen ist, kann über die Definition einer globalen Sauerstoffzahl (vgl. Gleichung (2.7)) mit dem zugehörigen globalen Bilanzraum bestimmt werden. Diese Kennzahl birgt jedoch keinerlei Informationen über die Verhältnisse der Verbrennung und kann ausschließlich als Kenngröße zur Gesamtprozessbewertung herangezogen werden.

In Abbildung 3 ist ein Verbrennungsprozess unter Berücksichtigung der Rezirkulation eines Rauchgasmassenstroms $\dot{m}_R$ sowie der Einträge von Falschlüften 1. Art $\dot{m}_{FL1}$ und 2. Art $\dot{m}_{FL2}$ vereinfachend dargestellt. Die Beschreibung des Rauchgasrezirkulationsverhältnisses $R_{RG,n}$ kann analog zu dem Vorgehen in [34] mit

$$R_{RG,n} = \frac{\dot{m}_R}{\dot{m}_{RG,n}} \quad (2.2)$$

erfolgen. Dabei wird der zurückgeführte Rauchgasmassenstrom $\dot{m}_R$ mit dem Rauchgasmassenstrom nach dem Rezirkulationsabzweig $\dot{m}_{RG,n}$ ins Verhältnis gesetzt. Die sich ergebenden Werte nach dieser Definition variieren in Abhängigkeit vom zurückgeführten Rauchgasmassenstrom von 0 (keine Rauchgasrezirkulation) bis theoretisch ∞ (vollständige Rauchgasrezirkulation). Dieser Bezug auf den Rauchgasmassenstrom nach dem Rezirkulationsabzweig $\dot{m}_{RG,n}$ ermöglicht bei einer Variation der Rauchgasrezirkulation einen direkten Rückschluss auf die Änderung der absoluten Rauchgasmenge und somit auch auf die Dimensionen der betroffenen Komponenten.

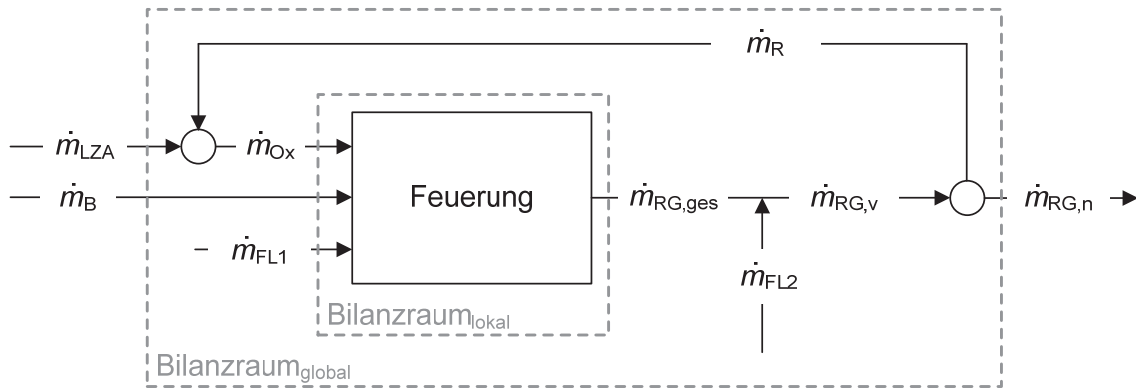


Abbildung 3: Definition eines lokalen und globalen Bilanzraums für Prozesse mit Rauchgasrezirkulation

Als weitere Kennzahl wird die Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v}$ definiert, die mit

$$R_{RG,v} = \frac{\dot{m}_R}{\dot{m}_{RG,v}} \quad (2.3)$$

aus dem Verhältnis von zurückgeführtem Rauchgas $\dot{m}_R$ und Rauchgasmassenstrom vor dem Abzweig der Rezirkulation $\dot{m}_{RG,v}$ berechnet wird. Diese Kennzahl nimmt Werte von 0 (keine Rauchgasrezirkulation) bis theoretisch 1 (vollständige Rauchgasrezirkulation) an.

Die Auswirkungen einer umfangreichen Variation der Rauchgasrezirkulation auf Prozessparameter werden im Rahmen dieser Arbeit in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v}$ dargestellt, sodass nachfolgend ausschließlich diese Definition zur Beschreibung der Rezirkulation Verwendung findet.

Mithilfe der in Abbildung 3 aufgeführten Massenströme ist das Aufstellen der Bilanzgleichung für die Berechnung der lokalen Sauerstoffzahl λ_{lokal} möglich. Unter Vernachlässigung von Falschlufte kann die lokale Sauerstoffzahl λ_{lokal} durch

$$\lambda_{\text{lokal}} = \frac{\dot{m}_{LZA} x_{O_2,LZA} + R_{RG,v} (\dot{m}_{RG,ges} x_{O_2,RG,ges})}{\dot{m}_{O_2,o}} \quad (2.4)$$

berechnet werden. Dabei wird der insgesamt der Feuerung zugeführte Sauerstoffmassenstrom ins Verhältnis zum stöchiometrisch erforderlichen Sauerstoffmas-

senstrom $\dot{m}_{O_2,o}$ gesetzt. Der Sauerstoffmassenstrom, der insgesamt der Feuerung zugeführt wird, ergibt sich aus der Summation der Sauerstoffströme, die durch die LZA bereitgestellt oder durch das Rauchgas zurückgeführt werden.

Das Berücksichtigen von Falschluf 1. Art und 2. Art bedarf der Anpassung des Zusammenhangs in Gleichung (2.4). Die für die Feuerung relevante Sauerstoffzahl ergibt sich bei Eintrag von Falschluf 1. Art nach

$$\lambda_{\text{lokal}} = \frac{\dot{m}_{\text{LZA}} x_{O_2,\text{LZA}} + R_{\text{RG},v}(\dot{m}_{\text{RG,ges}} x_{O_2,\text{RG,ges}}) + \dot{m}_{\text{FL1}} x_{O_2,\text{FL1}}}{\dot{m}_{O_2,o}}. \quad (2.5)$$

Neben den Sauerstoffströmen aus der LZA und dem rezirkulierten Rauchgas nimmt der Sauerstoffanteil aus dem Falschlufmassenstrom $\dot{m}_{\text{FL1}}$ in gleichem Maße an der Verbrennung teil.

Tritt zwischen der Brennkammer und dem Abzweig der Rauchgasrezirkulation ein Eintrag von Falschluf 2. Art auf, wird diese mit der Rauchgasrezirkulation anteilig in die Feuerung zurückgeführt. Unter Berücksichtigung eines Falschlufteintrags 2. Art wird die lokale Sauerstoffzahl λ_{lokal} aus

$$\lambda_{\text{lokal}} = \frac{\dot{m}_{\text{LZA}} x_{O_2,\text{LZA}} + R_{\text{RG},v}(\dot{m}_{\text{RG,ges}} x_{O_2,\text{RG,ges}} + \dot{m}_{\text{FL2}} x_{O_2,\text{FL2}})}{\dot{m}_{O_2,o}} \quad (2.6)$$

berechnet.

Unter Einbeziehung der globalen Sauerstoffzahl λ_{global}

$$\lambda_{\text{global}} = \frac{\dot{m}_{\text{LZA}} x_{O_2,\text{LZA}}}{\dot{m}_{O_2,o}}, \quad (2.7)$$

des Sauerstoffüberschusses

$$\frac{\dot{m}_{\text{RG,ges}} x_{O_2,\text{RG,ges}}}{\dot{m}_{O_2,o}} = (\lambda_{\text{lokal}} - 1) \quad (2.8)$$

und ggf. unter Verwendung von Gleichung (2.1) zum Falschlufanteil ergibt sich durch das Einsetzen in die Gleichungen (2.4), (2.5) und (2.6) eine Umrechnungs-

vorschrift für die globale Sauerstoffzahl λ_{global} , die bei einer Betrachtung ohne Falschlufteintrag aus der lokalen Sauerstoffzahl λ_{lokal} und der Rauchgasrezirkulationsrate $R_{\text{RG,v}}$ aus

$$\lambda_{\text{global}} = \lambda_{\text{lokal}} - R_{\text{RG,v}}(\lambda_{\text{lokal}} - 1) \quad (2.9)$$

bestimmt werden kann. Wird der Eintrag von Falschlufteintrag berücksichtigt, so ergibt sich für den Eintrag von Falschlufteintrag 1. Art

$$\lambda_{\text{global}} = \lambda_{\text{lokal}} - R_{\text{RG,v}}(\lambda_{\text{lokal}} - 1) - \alpha_1(\lambda_{\text{lokal}} - 1) \frac{x_{\text{O}_2, \text{FL1}}}{x_{\text{O}_2, \text{RG, ges}}} \quad (2.10)$$

Bei Annahme eines Falschlufteintrags 2. Art ergibt sich die globale Sauerstoffzahl λ_{global} aus

$$\lambda_{\text{global}} = \lambda_{\text{lokal}} - R_{\text{RG,v}}(\lambda_{\text{lokal}} - 1) - R_{\text{RG,v}}\alpha_2(\lambda_{\text{lokal}} - 1) \frac{x_{\text{O}_2, \text{FL2}}}{x_{\text{O}_2, \text{RG, ges}}} \quad (2.11)$$

Gegenüber der Variante mit Vernachlässigung der Falschlufteinträge ergeben sich für die Varianten mit Falschlufteintrag zusätzlich die Abhängigkeiten vom Restsauerstoffgehalt im Rauchgas am Austritt aus dem Dampferzeuger $x_{\text{O}_2, \text{RG, ges}}$, von den Falschlufteintragsanteilen α_1 und α_2 sowie von den in der Falschlufteintrag enthaltenen Sauerstoffmassenanteilen $x_{\text{O}_2, \text{FL1}}$ und $x_{\text{O}_2, \text{FL2}}$.

Die funktionalen Zusammenhänge der Sauerstoffzahlen nach lokaler und globaler Definition sind in Abbildung 4 für eine Variation der Rauchgasrezirkulation grafisch dargestellt. Dabei gilt aufgrund der Wahl einer konstanten lokalen Sauerstoffzahl λ_{lokal} für alle Varianten die Annahme vergleichbarer Verbrennungsbedingungen. Ohne Rauchgasrezirkulation entsprechen die lokale und globale Sauerstoffzahl einander. Mit zunehmender Erhöhung des zurückgeführten Rauchgasmassenstroms kann der durch die LZA bereitgestellte Sauerstoffstrom um den Anteil reduziert werden, welcher durch das rezirkulierte Rauchgas in die Feuerung eingetragen wird. Die globale Sauerstoffzahl nimmt somit mit zunehmender Rauchgasrezirkulationsrate ab. Unter Vernachlässigung der Falschlufteinträge nimmt die globale Sauerstoffzahl für eine vollständige Rückführung des Rauchgases einen theoretischen Grenzwert von 1 an.

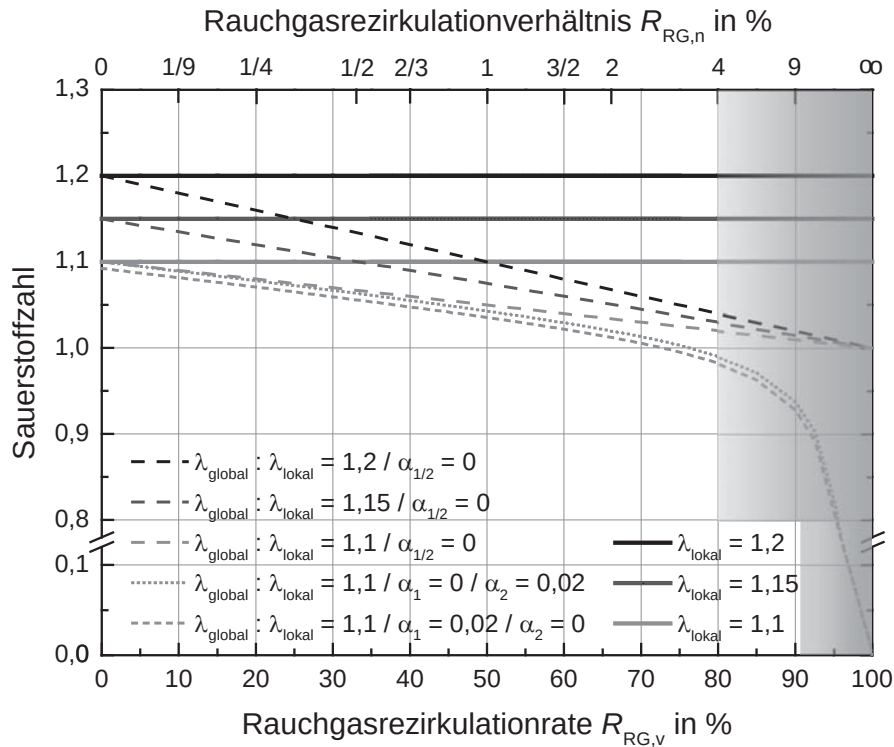


Abbildung 4: Zusammenhang zwischen der lokalen und der globalen Sauerstoffzahl in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate

Die globale Sauerstoffzahl kann als Kenngröße für die Quantifizierung der über die LZA bereitzustellenden Sauerstoffmenge herangezogen werden. Dabei entspricht die Differenz aus lokaler und globaler Sauerstoffzahl dem Sauerstoffanteil, der über das Rauchgas in die Feuerung zurückgeführt wird.

Die Differenz zwischen der globalen Sauerstoffzahl ohne Falschlufteintrag und derjenigen mit Falschlufteintrag entspricht dem Sauerstoffanteil, der für die Verbrennung über den Sauerstoff der Falschluff bereitgestellt wird. Insbesondere für höhere Anteile rezirkulierten Rauchgases wirkt sich der absolut zunehmende Eintrag von Falschluff aus. Dabei liegt das Niveau der globalen Sauerstoffzahl für den Fall mit Falschluff 1. Art infolge des direkten Eintrags des Sauerstoffanteils in die Feuerung unterhalb des Niveaus für den Fall mit Falschluff 2. Art. Die globalen Sauerstoffzahlen für die Betrachtungen mit Falschluff gleichen sich mit zunehmender Rauchgasrezirkulationsrate stetig an. Dies ist auch aus einem Vergleich der Gleichungen (2.10) und (2.11) ersichtlich, sodass eine gegen den Wert 1 strebende

Rauchgasrezirkulationsrate zu einem Angleichen der Summanden führt, welche stellvertretend für den über die Falschlufteingetragenen Sauerstoffanteil stehen. Für eine theoretische Ausführung mit vollständiger Rauchgasrezirkulation ($R_{RG,v} = 1$) würde der Sauerstoffeintrag in die Feuerung in vollem Umfang über die Falschlufte bereitgestellt werden. Die globale Sauerstoffzahl nähme dann für beide Falschlufarten den theoretischen Wert 0 an. Dies entspricht einer rein theoretischen Überlegung. Etwa ab einer Rauchgasrezirkulationsrate von >80 % nimmt die praktische Relevanz für eine Anlagenauslegung im großtechnischen Maßstab stetig ab. In Abbildung 4 ist dieser theoretische Bereich grau gekennzeichnet.

Neben den Folgen für die CO₂-Aufbereitung, die durch eine Verunreinigung des CO₂-reichen Rauchgasstroms mit Falschlufte entstehen, besteht eine deutliche Abhängigkeit des von der LZA bereitzustellenden Sauerstoffstroms von der Falschlufmenge und dem Ort des Eintrags der Falschlufte (vgl. Tabelle A.1). Für eine präzise Berechnung des Eigenbedarfs der LZA sind diese Annahmen außerordentlich wichtig.

Unter der Annahme realitätsnaher Randbedingungen sind sowohl Falschlufteinträge 1. Art als auch 2. Art kaum zu verhindern, sodass für die exakte Berechnung der lokalen Sauerstoffzahl eine Kombination aus den Gleichungen (2.5) und (2.6) verwendet werden muss. Mit Bezug auf die Staubfeuerung spielt dabei die Falschlufte 1. Art die dominantere Rolle. Für die ZWSF kommt es aufgrund der Druckverhältnisse primär zu einem Eintrag von Falschlufte 2. Art.

2.2.3 Bemessung der Rauchgasrezirkulation

Die Bemessung der erforderlichen Menge zurückgeführten Rauchgases bedarf einer Bilanzierung der im Dampferzeuger übertragenen Wärmemengen. In Abbildung 5 sind die rauchgasseitigen Bilanzräume für eine Staubfeuerung und eine ZWSF unter Oxyfuel-Bedingungen schematisch dargestellt. Dabei wird für die Staubfeuerung davon ausgegangen, dass diese in einem Zwangsdurchlaufdampferzeuger in Turmkesselbauweise eingebaut ist. Für die ZWSF wird von einem Dampferzeuger mit extern angeordneten Fließbettkühlern ausgegangen. Über die Regelung des sogenannten Spießes kann ein Teil des umlaufenden heißen Fest-

stoffs bedarfsweise als Wärmequelle für Verdampfer, Überhitzer oder Zwischenüberhitzer in den Fließbettkühlern verwendet werden.

Für die Staubfeuerung erfolgt die Bilanzierung der im Dampferzeuger übertragenen Wärmemengen mit Hilfe einer Einteilung in zwei Bilanzräume. Es wird zwischen den Bilanzräumen um die Brennkammer (BK) und die KHF unterschieden. Anhand dieser Bilanzierung kann für die Staubfeuerung die benötigte Menge zurückgeführten Rauchgases abgeleitet werden. Analog wird die im Dampferzeuger einer ZWSF übertragene Wärmemenge ebenso anhand zweier Bilanzräume betrachtet. Dabei werden die in der Wirbelbrennkammer (WBK) und den FBK übertragenen Wärmemengen in einem Bilanzraum I zusammengefasst. Die in den KHF übertragenen Wärmemengen werden basierend auf dem Bilanzraum II berechnet.

Staubfeuerung

In einer Staubfeuerung wird die Kohle in der Brennkammer (Bilanzraum I) umgesetzt. Das bei der Verbrennung entstehende heiße Rauchgas gibt seine Wärme überwiegend durch Strahlung an die Wasser-/Dampfseite ab. Die vom Rauchgas in der Brennkammer abgegebene Wärmemenge $\dot{Q}_{BK}$ lässt sich vereinfacht über die Energiebilanz

$$\dot{Q}_{BK} = \dot{m}_{RG} (h_{RG,ad}(T_{ad}) - h_{RG,BKE}(T_{RG,BKE})) \quad (2.12)$$

berechnen. Die rauchgasseitige Temperatur $T_{RG,BKE}$ auf Höhe des Brennkammerendes ist dabei wesentlich durch die eingesetzte Kohle und ihre Aschebeschaffenheit beeinflusst. Zum Verhindern einer unzulässig hohen Verschlackung der KHF wird die maximale Rauchgastemperatur am Brennkammerende 50 K niedriger als die kohlespezifische Erweichungstemperatur der Asche gewählt. Für weltweit gehandelte Steinkohlen variiert die Temperatur der Ascheerweichung je nach Kohle in einem Bereich von etwa 1100 bis 1300 °C [35,14].

Anhand von Gleichung (2.12) und den beschriebenen Anforderungen lässt sich für eine gegebene adiabate Verbrennungstemperatur T_{ad} eine feste Wärmemenge ableiten, welche vom Rauchgas in der Brennkammer abgegeben und zugleich über die Membranwand von der Wasser-/Dampfseite aufgenommen werden muss.

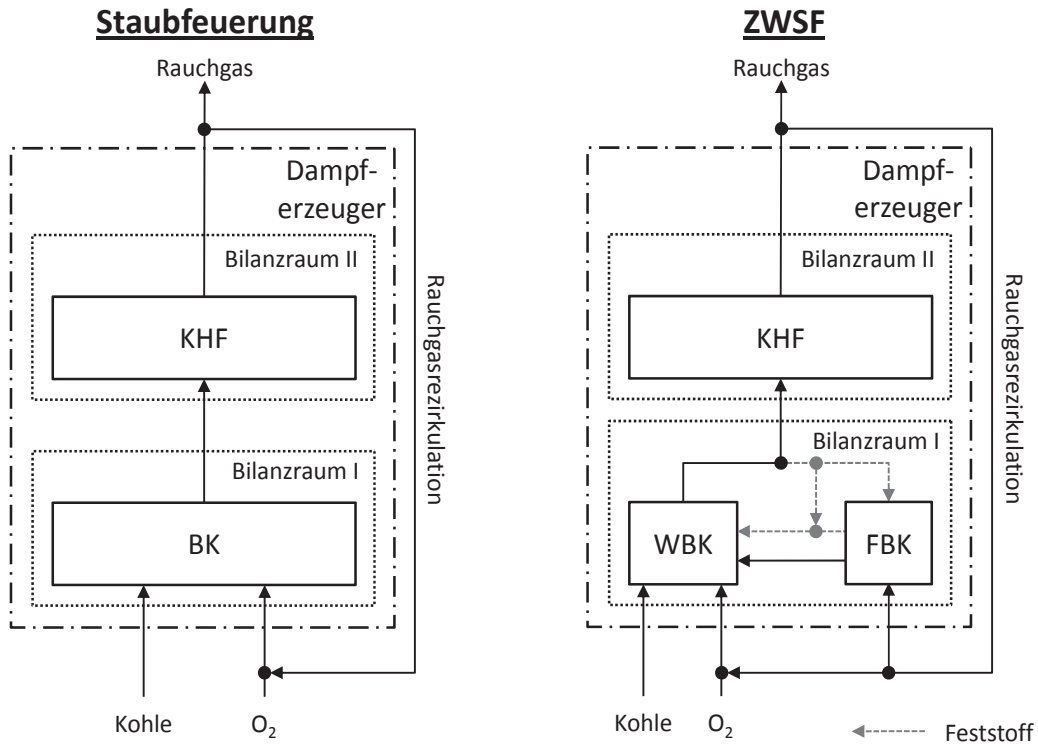


Abbildung 5: Definition rauchgasseitiger Bilanzräume unter Oxyfuel-Bedingungen bei Verwendung einer Staubfeuerung und einer ZWSF

Diese von der Wasser-/Dampfseite aufgenommene Wärmemenge ergibt sich zu

$$\dot{Q}_{BK} = \dot{m}_{WD} (h_{WD,MW} (T_{WD,MW}) - h_{WD,BKE} (T_{WD,BKE})) \quad (2.13)$$

und wird aus dem Produkt aus Massenstrom in der Membranwand $\dot{m}_{WD}$ und Enthalpiedifferenz zwischen wasserseitigem Eintritt $h_{WD,MW}$ und dampfseitigem Austritt aus der Membranwand $h_{WD,BKE}$ berechnet. Dabei ist die Dampftemperatur auf der Höhe des Brennkammerendes $T_{WD,BKE}$ aus materialtechnischen Gründen begrenzt. Sie bildet die limitierende Größe [36], die im Oxyfuel-Prozess als Bemessungsgrundlage für die Menge an rezirkuliertem Rauchgas dient.

Über die Rückführung von abgekühltem Rauchgas als Wärmesenke kann das Niveau der adiabaten Verbrennungstemperatur herabgesetzt werden. Für einen vorgegebenen Maximalwert der dampfseitigen Temperatur auf Höhe des Brennkam-

merendes $T_{WD,BKE}$ wird die von der Wasser-/Dampfseite aufgenommene Wärmemenge über die Höhe der adiabaten Verbrennungstemperatur vorgegeben. Das Erreichen unzulässig hoher Materialtemperaturen in der Membranwand wird vermieden. Überschüssige Wärme, welche bei einer Übertragung im Bilanzraum I zu unzulässig hohen Temperaturen der Membranwand führen würde, wird über eine erhöhte Rauchgasrezirkulation in die KHF verschoben und im Bilanzraum II auf die Wasser-/Dampfseite übertragen.

Bei einem Oxyfuel-Prozess mit Steinkohle-Staubfeuerung beträgt die Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v}$ ca. 2/3. Diese Menge muss in die Feuerung zurückgeführt werden, damit die in der Brennkammer übertragene Wärmemenge $\dot{Q}_{BK}$ auf das Niveau einer konventionellen Feuerung mit selbiger Kohle eingestellt wird. Vergleichbare adiabate Verbrennungstemperaturen wie bei der konventionellen Feuerung sind die Folge. Die Wärmemengen $\dot{Q}_{BK}$, die in der Brennkammer übertragen wird, und $\dot{Q}_{KHF}$, die in den konvektiven Heizflächen einer konventionellen steinkohlebefeueren Staubfeuerung übertragen wird, belaufen sich jeweils auf etwa 50 % [57]. Da es für den Oxyfuel-Prozess einer adiabaten Verbrennungstemperatur auf vergleichbarem Niveau bedarf, betragen auch hier die Anteile der übertragenen Wärmemengen annähernd 50 % (vgl. Abbildung 6). Die Gestaltung des Dampferzeugers muss dabei nicht grundlegend modifiziert sondern ausschließlich an die Stoffeigenschaften des Rauchgases angepasst werden. Für umfangreichere Ausführungen zur Beschreibung der Dampferzeugergestaltung sei an dieser Stelle auf die Literatur [6] verwiesen.

Da die erforderliche Menge rezirkulierten Rauchgases von der Temperatur und der Zusammensetzung abhängt, mit welcher das Rauchgas in die Feuerung zurückgeführt wird, ist der Anteil des zurückgeführten Rauchgases auch von der vorliegenden Prozesstopologie abhängig [5,28].

Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

Auch das maximale Temperaturniveau einer ZWSF am Austritt aus der WBK unterliegt feuerungs- und emissionstechnischer Beschränkungen. Bei einer ZWSF wird die Temperatur nach erfolgter Wärmeabfuhr in der WBK und den FBK wesentlich durch das Temperaturoptimum für die in-situ Entschwefelung sowie das Verhin-

dern von Agglomerationen der Asche infolge erhöhter Temperaturen bestimmt. Aufgrund der starken Vermischung in einer ZWSF kommt es zu einem sehr gleichmäßigen und homogenen Temperaturprofil über der gesamten Höhe der WBK [37]. Die mittlere Rauchgastemperatur in der WBK sollte für eine optimierte in-situ SO_2 -Einbindung in Abhängigkeit von der eingesetzten Kohle für konventionelle Feuerungen in einem Bereich von 800 bis 900 °C liegen [38]. Die Temperatur des in die KHF eintretenden Rauchgases liegt somit um etwa 200 bis 450 K niedriger als bei Verwendung einer Staubfeuerung, sodass nur etwa 30 %¹ der im Dampferzeuger übertragenen Wärmemenge $\dot{Q}_{\text{DE}}$ in den KHF einer ZWSF übertragen werden. Dieser Anteil ist für den konventionellen Prozess einer ZWSF im Vergleich zur Staubfeuerung somit deutlich geringer.

In Abbildung 6 ist der Einfluss der adiabaten Verbrennungstemperatur auf die in den KHF zu übertragende Wärmemenge $\dot{Q}_{\text{KHF}}$ bei kohlebefeuchten Prozessen aufgeführt. Die dargestellten Bilanzierungen basieren auf der Umsetzung einer Steinkohle in einer Oxidator-Atmosphäre aus CO_2 mit variierendem Sauerstoffgehalt und gelten für eine konstante lokale Sauerstoffzahl von 1,15. Die Veränderung der adiabaten Verbrennungstemperatur resultiert aus der Größe der Rauchgasrezirkulationsrate und der damit verbundenen Änderung des Sauerstoffanteils im Oxidator. Anhand der in Abbildung 5 zugrunde gelegten Bilanzräume sind für das Rauchgas, welches in die KHF eintritt, die Temperaturniveaus von 1250 °C und 880 °C gegenübergestellt. Diese werden als repräsentativ für die Feuerungsarten der Staubfeuerung und der ZWSF mit Steinkohle als Brennstoff angenommen. Ergänzend sind einige Auslegungspunkte für konventionelle Prozesse und Oxyfuel-Prozesse aufgeführt. Die Auslegungspunkte entsprechen Daten aus der Literatur oder sind anhand verfügbarer Randbedingungen rekonstruiert.

Wird für einen steinkohlebefeuchten Oxyfuel-Prozess theoretisch kein Rauchgas rezirkuliert, reagiert die Kohle mit einem Oxidator, welcher die hochreine O_2 -

¹ gilt für eine Steinkohle mit einer adiabaten Verbrennungstemperatur von etwa 2000 °C

Konzentration der LZA aufweist. Eine adiabate Verbrennungstemperatur in der Größenordnung von 5000 °C ist die Folge. Bei Verwendung einer Rauchgasrezirkulation wird die O₂-Konzentration im Oxidator und die adiabate Verbrennungstemperatur mit zunehmender Rauchgasrezirkulationsrate vermindert. Je mehr Rauchgas in die Feuerung zurückgeführt wird, desto mehr Wärme wird aus der Brennkammer in die KHF verschoben und dort auf die Wasser-/Dampfseite übertragen. Der Anteil des in den KHF übertragenen Wärmestroms nimmt zu.

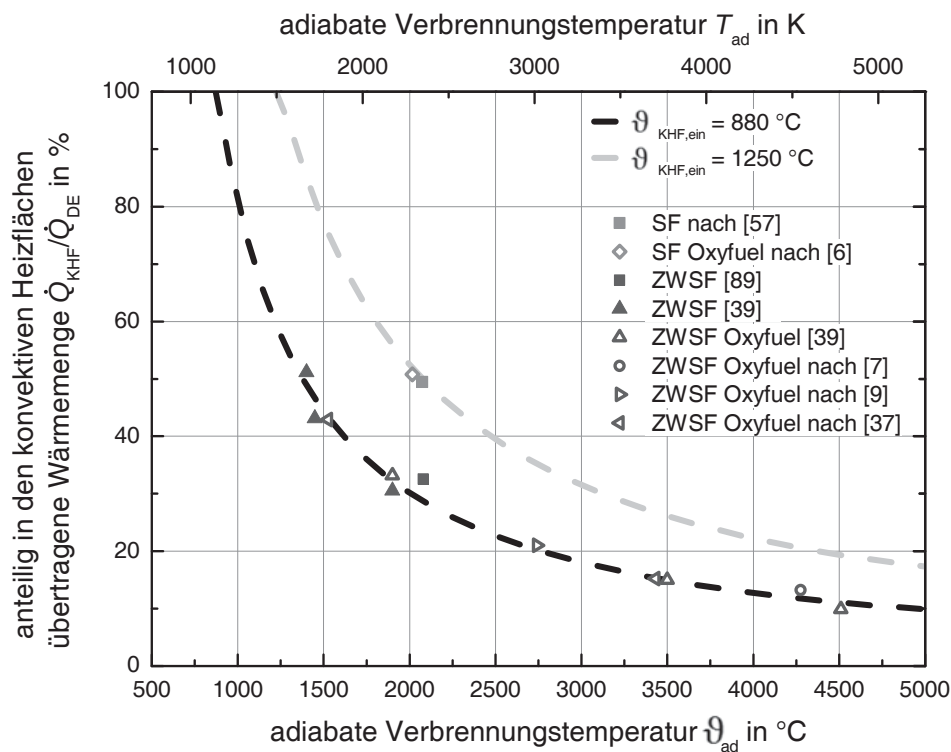


Abbildung 6: Einfluss der adiabaten Verbrennungstemperatur auf die in den KHF übertragene Wärmemenge bezogen auf die im Dampferzeuger übertragene Gesamtwärmemenge²

² SF: $\dot{Q}_{DE} = \dot{Q}_{BK} + \dot{Q}_{KHF}$; ZWSF: $\dot{Q}_{DE} = \dot{Q}_{WBK} + \dot{Q}_{FBK} + \dot{Q}_{KHF}$

Wie bereits für die Staubfeuerung beschrieben, kann für eine ausreichende Rückführung an Rauchgas eine zum konventionellen Prozess vergleichbare Dimensionierung des Dampferzeugers erzielt werden. Selbiges ist bei Verwendung einer ZWSF zutreffend. Des Weiteren besteht für eine ZWSF die Möglichkeit, unter Anpassung der Rauchgasrezirkulationsrate verschiedene Gestaltungen des Dampferzeugers zu konzipieren, weil im Gegensatz zur Staubfeuerung bei einer ZWSF eine weitere Wärmesenke verfügbar ist, mit welcher das Temperaturniveau am Eintritt in die KHF beeinflusst werden kann. Hierfür wird der heiße im Zyklon abgeschiedene Feststoff verwendet. In Abbildung 5 ist der Weg des aus der WBK ausgetragenen Feststoffstroms schematisch dargestellt. Das Rauchgas strömt für die weitere Wärmeabgabe durch die KHF, während der heiße Feststoff bedarfsweise über eine Spießregelung zurück in die WBK oder zu den FBK geleitet wird.

Innerhalb der FBK, welche in ihrem Funktionsprinzip einer stationären Wirbelschicht entsprechen, wird der heiße Feststoff über eine Wärmeabgabe an die Wasser-/Dampfseite kontrolliert abgekühlt und anschließend in die WBK zurückgeführt. Aufgrund der höheren Wärmedurchgangskoeffizienten in FBK gegenüber jenen in KHF können für eine ZWSF im Vergleich zur konventionellen Auslegung kompaktere Dampferzeuger konzipiert werden, welche jedoch deutlich höhere O₂-Konzentrationen im Oxidator von bis zu 90 % [11] zur Folge haben. Eine derartige Auslegung ist bislang nicht großtechnisch umgesetzt und wäre mit erhöhten Risiken gegenüber einer konventionellen Auslegung verbunden.

2.2.4 Wirkungspotenzial des Oxyfuel-Prozesses

Die meisten Studien, in denen das Wirkungsgradpotenzial des Oxyfuel-Prozesses bewertet wird, basieren auf Systemen, in welchen eine Staubfeuerung und nicht eine ZWSF verwendet wird.

In Tabelle 2 sind für die Feuerungsarten der Staubfeuerung und der ZWSF die in Studien berechneten Wirkungsgradeinbußen für kohlebefeuerte Oxyfuel-Prozesse aufgeführt. Für beide Feuerungsarten beträgt die Wirkungsgradeinbuße abhängig von den Randbedingungen etwa 8 bis 12 %-Punkte. Eine direkte Vergleichbarkeit der Wirkungsgradeinbußen der einzelnen Studien ist aufgrund der unterschiedlichen Annahmen und Randbedingungen (Brennstoffart, Dampfparameter sowie

Auslegungsparameter der Dampferzeuger), auf denen die jeweiligen Referenzprozesse und die Oxyfuel-Prozesse basieren, nicht möglich.

Tabelle 2: Wirkungsgradeinbußen kohlebefuerter Oxyfuel-Prozesse mit Staubfeuerung (SF) und ZWSF

Feuerungsart	$\Delta\eta_{el,ne}$ in %-Punkten	Quelle
SF	8 – 12	[22,5,28,6]
ZWSF	8,1 – 11	[33,31,7,8]

Des Weiteren erschweren eine Vielzahl von Schaltungsvarianten sowie Kombinationsmöglichkeiten mit unterschiedlichen Prozessen zur O₂-Bereitstellung und zur CO₂-Aufbereitung eine neutrale Gegenüberstellung der Studien. Entsprechend ist auch der Vergleich der Feuerungsarten nicht direkt möglich, sodass es einer Vereinheitlichung gemeinsamer Randbedingungen bedarf, um das Wirkungsgradpotenzial der beiden Feuerungsarten objektiv gegenüberstellen zu können. Im Rahmen dieser Arbeit werden die Staubfeuerung und die ZWSF unter konventionellen sowie unter Oxyfuel-Bedingungen unter vergleichbaren Randbedingungen gegenübergestellt und energetisch bewertet.

2.2.5 Entwicklungsschwerpunkte der Zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung

Viele Forschungsgruppen haben sich in den vergangenen Jahren zunehmend der Untersuchung der ZWSF unter Oxyfuel-Bedingungen gewidmet. Beginnend mit experimentellen Untersuchungen an Versuchsanlagen im Labormaßstab u. a. zum Brennstoffumsatz, zum Emissionsverhalten oder zu Ascheeigenschaften sind die Leistungsgrößen der Versuchsanlagen von wenigen kW_{th} [40] in den MW-Bereich stetig vergrößert worden. Die größte Versuchsanlage steht derzeit mit maximal 30 MW_{th} in León/Spain. Sie ist für einen flexiblen Betrieb zur Erforschung eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ausgelegt. Verschiedenste Kohlen können teils mit einer Zufuehrung von Biomasse für variable Rauchgasrezirkulationsraten untersucht werden. Nach erfolgreicher Inbetriebnahme konnte im Sommer 2012 die erste Testkampagne durchgeführt werden [41].

Ergänzend zum Betrieb von Versuchsständen bilden die Modellierung des Brennstoffumsatzes sowie die modellbasierte Beschreibung des Feststofftransports einen Schwerpunkt weiterer Forschungsarbeiten. Auswirkungen einer CO₂-reichen Verbrennungsatmosphäre auf die großtechnische Umsetzbarkeit werden mittels CFD-basierter Simulationsumgebungen über 3-dimensionale Modelle untersucht und anhand von Versuchsdaten aus dem Betrieb von Versuchsständen validiert [42]. Dabei werden für neue Anlagen mit Leistungsgrößen von >400 MW_{el} zunehmend überkritische Dampfparameter angestrebt und im Rahmen von Modellierungen auch in Kombination mit dem Oxyfuel-Prozess betrachtet. Der erste Zwangdurchlaufdamperzeuger einer konventionellen ZWSF mit überkritischen Dampfparametern ging im März 2009 mit einer elektrischen Leistungsabgabe von 460 MW_{el} ans Netz und steht in Łagisza/Polen [12]. Diese Anlage bildet für zahlreiche modellbasierte Betrachtungen eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses die Grundlage nach dem Stand der Technik [43,44].

Die beim Betrieb der Versuchsanlage in León/Spanien erzielten Erfahrungen sollen für die Ausführung einer 300 MW_{el}-Demonstrationsanlage verwendet werden, mit welcher die vollständige Prozesskette von der CO₂-Abscheidung über den CO₂-Transport und die Speicherung in einem salinen Aquifere in ihrer technischen Umsetzbarkeit demonstriert werden soll [45]. Mit der Flexi-Burn™ Technologie von Foster Wheeler soll dabei ein Auslegungskonzept zum Einsatz kommen, mit dem sowohl ein konventioneller Betrieb mit Luft als auch der Oxyfuel-Betrieb möglich sein werden.

In weiteren Studien zum ZWSF-Oxyfuel-Prozess werden Neubauten [7,8,9] und Nachrüstungen behandelt [8,10], in deren Auslegung die Rauchgasrezirkulationsrate ca. 70-75 % beträgt, sodass die Komponenten in ihrer Dimensionierung dem Luftfall angenähert werden. Des Weiteren wird die verminderte Rauchgasrezirkulation als Option betrachtet, um eine effizientere und kostengünstigere Auslegung zu ermöglichen. Aus der verminderten Rauchgasrezirkulation resultieren stark erhöhte Sauerstoffanteile im Oxidator von 45 % [9], 70 % [7] oder sogar 90 % [11].

Die Basis für die Modellrechnungen bildet im Rahmen dieser Arbeit, unabhängig von der Feuerungsart, eine Leistungsgröße von 460 MW_{el,br} mit einem Zwang-

durchlaufdampfzeuger. Die überkritischen Dampfparameter sind denen am Standort Łagisza nachempfunden. Ergänzend erfolgt für einen ZWSF-Oxyfuel-Prozess der Ausblick auf das Wirkungsgradpotenzial eines Prozesses mit Dampftemperaturen von 600/620 °C. Die energetischen Auswirkungen einer variierten Rauchgasrezirkulationsrate stellen für die Konzeption eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses den zentralen Untersuchungsschwerpunkt dar.

2.2.6 Luftzerlegung

In verschiedenen Industrieapplikationen, z. B. in der Stahlindustrie, stellt der Einsatz einer kryogenen LZA zur Bereitstellung großer Mengen hochreinen Sauerstoffs ($\geq 99,5$ Vol.-%) ein erprobtes Verfahren nach dem Stand der Technik dar. Im Gegensatz zu anderen Verfahren bildet die Tieftemperaturrektifikation einer kryogenen LZA daher eine großtechnisch verfügbare Variante für die wirtschaftliche Sauerstoffversorgung eines Oxyfuel-Kraftwerks [46].

Der hohe Energieaufwand einer kryogenen LZA, der im Wesentlichen durch die Verdichtung der angesaugten Umgebungsluft beeinflusst ist, führt zu einer maßgeblichen Wirkungsgradeinbuße des Oxyfuel-Prozesses. Eine energetisch optimierte Sauerstoffbereitstellung bildet entsprechend einen Schwerpunkt in der Forschung und Entwicklung bei der Auslegung der LZA sowie deren Integration in den Kraftwerksprozess. Angepasste Verdichterkonzepte oder Sauerstoffreinheiten im O₂-reichen Produktstrom sowie der Einsatz eines 3-Säulenprozesses stellen dabei Varianten dar, mit welchen der Eigenbedarf der LZA minimiert werden kann.

Der Einfluss einer reduzierten Sauerstoffreinheit sowie verschiedener kryogener LZA-Prozesse auf die Effizienz des Gesamtprozesses wird von Kather et al. [6] untersucht. In LZA-Prozessen mit Sauerstoffreinheiten von 99,5 Vol.-% wird Argon (Ar) annähernd vollständig vom Sauerstoff getrennt. Dabei ist der elektrische Eigenbedarf der LZA wesentlich durch die stoffliche Trennung von O₂ und Ar geprägt, da nur ein geringer Unterschied zwischen den Siedepunkten beider Gase (≈ 3 K) besteht. Ein Verbleib der gesamten oder eines Großteils des Argons im Produktstrom, wie es für LZA-Prozesse mit Sauerstoffreinheiten von 95 Vol.-% der Fall ist, führt zu einer deutlichen Abnahme des Eigenbedarfs der LZA. Dies ist auf einen geringeren Kompressorausstrittsdruck bei der Luftverdichtung zurückzuführen.

Demgegenüber steht nur eine geringfügige Erhöhung des Energiebedarfs der CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung, die durch den größeren Eintrag von N₂ und Ar in das Oxyfuel-Rauchgas hervorgerufen wird. Gegenüber einem Doppelsäulenprozess mit einer Sauerstoffreinheit von 99,5 Vol.-% lassen sich für einen modifizierten Doppelsäulenprozess mit einer reduzierten Reinheit von 95 Vol.-% die Wirkungsgradeinbußen, die durch die LZA und die CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung hervorgerufen werden, um etwa 1,2 %-Punkte vermindern. Die Verwendung eines Mehrsäulenprozesses mit einer Sauerstoffreinheit von 95 Vol.-% verspricht eine weitere Minderung der Wirkungsgradeinbußen um etwa 1,1 %-Punkte. Bei der Angabe beider Wirkungsgradeinbußen wird ein weiterer Einfluss des Gesamtprozesses nicht berücksichtigt, sodass z. B. ein Mehraufwand für Gebläse infolge eines erhöhten Rauchgasmassenstroms vernachlässigt wird.

Im Rahmen dieser Arbeit bildet ein modifizierter Doppelsäulenprozess mit einer reduzierten Reinheit von 95 Vol.-% die Basis für die Modellrechnungen. Ergänzend werden eine Konfiguration mit erhöhter O₂-Reinheit und ein energetisch optimierter Dreisäulenprozess in Verbindung mit einem ZWSF-Oxyfuel-Prozess betrachtet. Für eine umfangreichere Beschreibung der Funktionsweise einer kryogenen LZA sowie aussichtsreicher Entwicklungen für die energetisch optimierte O₂-Versorgung eines Oxyfuel-Kraftwerks sei auf die Literatur verwiesen [6,46,47].

2.2.7 CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung

Das weitere Auftrennen des Oxyfuel-Rauchgases in einen CO₂-reichen Strom und ein CO₂-ärmeres Restgas kann mittels einer partiellen Kondensation oder bei höheren Anforderungen an die CO₂-Reinheit mittels einer Rektifikation erfolgen. In Abbildung 7 ist das Fließbild einer zweistufigen partiellen CO₂-Kondensation schematisch dargestellt. Diese Schaltungsvariante mit externer zweistufiger Kälteerzeugung basiert auf einer von Klostermann et al. [48] für den Oxyfuel-Prozess vorgeschlagenen CO₂-Aufbereitung.

Der in die CO₂-Aufbereitung eintretende Rauchgasmassenstrom wird mit einem Rauchgasverdichter auf das erforderliche Druckniveau (etwa 20 - 40 bar) komprimiert. Verbliebene Wasserbestandteile bedürfen der Entfernung in einem Molsieb,

bevor der Großteil des CO_2 bei tiefen Temperaturen partiell kondensiert und als flüssige Phase abgeschieden wird.

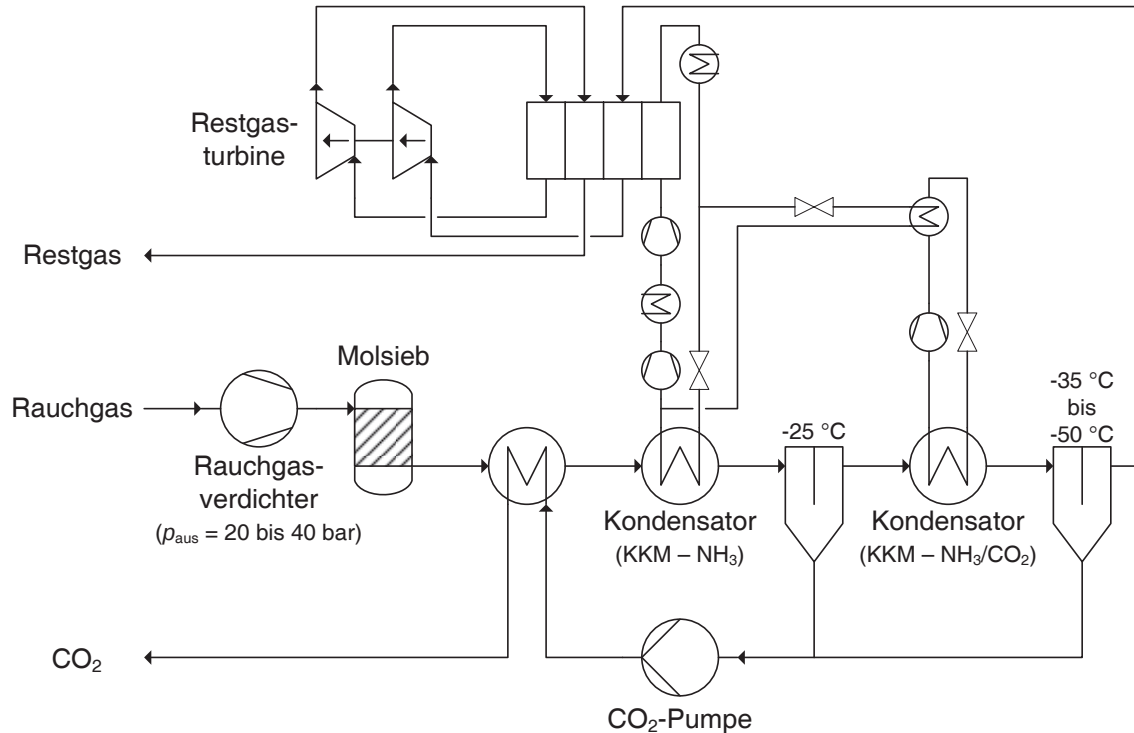


Abbildung 7: Funktionsschema einer zweistufigen partiellen CO_2 -Kondensation mit externer Kälteerzeugung nach [48]

Der Prozess der partiellen Kondensation kann mit einer internen oder externen Kälteerzeugung ausgelegt sein. Bei der internen Kälteerzeugung wird das Druckniveau des abgetrennten flüssigen CO_2 -Stroms ausgenutzt. Durch eine Druckminderung gelangt der CO_2 -Strom wieder in einen gasförmigen Aggregatzustand. Infolgedessen kommt es durch den Joule-Thomson-Effekt zu einer Temperaturabnahme, sodass der abgetrennte CO_2 -Strom als Wärmesenke für den Prozess der partiellen Kondensation herangezogen wird. Für die Variante mit externer Kälteerzeugung erfolgt die wesentliche Kältebereitstellung bzw. die Wärmeabfuhr aus dem Prozess über konventionelle Kältemaschinen (vgl. Abbildung 7). Der verflüssigte CO_2 -Strom kann dabei zur Vorkühlung des verdichteten und entfeuchteten Rauchgases dienen. Anschließend wird das Rauchgas über einen NH_3 -Kältekreislauf auf -25°C herabgekühlt und eine erste Abscheidung von flüssigem

CO₂ findet statt. Nachfolgend wird die Temperatur des Rauchgases durch die Wärmefaufnahme eines CO₂-Kältekreislaufs auf etwa -45 °C abgesenkt, sodass weiteres CO₂ kondensiert. Die abgetrennten CO₂-Ströme werden zusammengeführt und mittels einer CO₂-Pumpe auf das geforderte Druckniveau der sich anschließenden Transportkette gebracht. Für die Variante mit interner Kälteerzeugung erfolgt die Druckerhöhung des CO₂-Stroms mit einem Verdichter. In beiden Varianten kann das Druckniveau des Restgases mit Hilfe einer Entspannungsturbine zur Energierückgewinnung und gleichzeitigen Kühlung des NH₃-Kältekreislaufs verwendet werden.

Um die Bildung von Trockeneis zu verhindern, sind Temperaturen oberhalb des CO₂-Tripelpunkts einzuhalten. Der Tripelpunkt befindet sich bei einer Temperatur von -56,6 °C und einem Druck von 5,2 bar. Andernfalls treten Vereisungen auf den wärmeübertragenden Flächen auf, was ein Abfahren des Anlagenteils zur CO₂-Aufbereitung erforderlich machen würde. Unter Berücksichtigung betriebstechnischer Aspekte ist ein Sicherheitsabstand zur Temperatur des CO₂-Tripelpunkts einzuhalten, sodass das Rauchgas eine Temperatur von -50 °C nicht unterschreiten sollte.

Schwefel- und Stickoxide sollten durch herkömmliche Maßnahmen zur Entschwefelung und Entstickung vor dem Eintritt in die CO₂-Aufbereitung auf eine minimale Konzentration reduziert werden. Andernfalls droht die Gefahr der Bildung schwefeliger oder salpetriger Säuren, was für das Auftreten von Korrosion an den verwendeten Werkstoffen im Kompressor und den nachfolgenden Komponenten förderlich ist. Der Einsatz einer Zwischenkühlung zwischen den Verdichterstufen des Kompressors ist im Hinblick auf den erforderlichen Energieaufwand ratsam. Dabei kommt es durch das Abkühlen des komprimierten Rauchgases zu einem Ausfallen von im Rauchgas verbliebenen Wasserbestandteilen. In diesem Kondensat können sich Schwefeloxide lösen, sodass sich durch die Anwesenheit von Sauerstoff verdünnte Schwefelsäure bildet [49].

In Abhängigkeit von der Rauchgaszusammensetzung, die am Eintritt in die CO₂-Aufbereitung vorliegt, und den definierten Anforderungen an die CO₂-Reinheit und die CO₂-Abscheiderate bedarf es einer Anpassung der Druck- und Temperaturbedingungen für die partielle Kondensation. Dabei entspricht die Definition der CO₂-

Abscheiderate dem Verhältnis aus der abgeschiedenen CO_2 -Menge zu der im Kraftwerksprozess insgesamt erzeugten CO_2 -Menge. Da bei höheren CO_2 -Anteilen im Rauchgas eine höhere Temperatur ausreicht, um eine konstante CO_2 Menge in der partiellen Kondensation zu kondensieren, wird die Kälteleistung in den Kältekreisläufen an den CO_2 -Gehalt im Rauchgas angepasst.

Grundlegend gilt, dass umso mehr CO_2 kondensiert werden kann je höher der Druck und je tiefer die Temperatur des Rauchgases sind. Da es für höhere Drücke zu einer zunehmenden Lösung von Begleitgasen im flüssigen CO_2 -Strom kommt, besteht eine direkte Abhängigkeit zwischen der CO_2 -Reinheit und der CO_2 -Abscheiderate. Wird für die Bewertung von CCS-Prozessen und deren Vergleichbarkeit eine konstante CO_2 -Abscheiderate herangezogen, können die erreichbaren Reinheiten deutlich voneinander abweichen. Reinheitsanforderungen, die durch die Anforderungen von Transport und Speicherung festgelegt sind, müssen für den zu speichernden CO_2 -Strom permanent eingehalten werden.

In einer Bewertung der exergetischen Verluste infolge der internen und externen Kälteerzeugung lassen sich nach Allam et al. [51] geringfügige Vorteile für die interne Kälteerzeugung erkennen. Aus betriebstechnischer Sicht birgt die Variante mit externer Erzeugung jedoch Vorteile. Aufgrund der konstanten Zusammensetzung der Kältemittel kann gegenüber der internen Kälteerzeugung mit variierender CO_2 -Zusammensetzung eine stabile und kontinuierliche Kälteversorgung gewährleistet werden. Entsprechend weist die Variante mit externer Kältebereitstellung gegenüber der mit interner Kältebereitstellung eine höhere Verfügbarkeit auf. Im Rahmen dieser Arbeit bildet daher die partielle Kondensation von CO_2 mit externer Kälteerzeugung nach Klostermann et al. [48] die Basis für alle Modellrechnungen. Für eine umfassendere Darstellung der partiellen Kondensation von CO_2 aus Rauchgas sei auf die Arbeit von Köpke [50] verwiesen, der die CO_2 -Abscheidung aus dem Rauchgas eines staubbefeuerten Oxyfuel-Prozesses untersucht hat.



3 Modellbildung

Für die Modellierung der Gesamtprozesse kommen zwei unterschiedliche Simulationsprogramme zum Einsatz. Die simulative Abbildung der LZA und des Dampfkraftwerks einschließlich dessen Peripherie sowie Komponenten zur Rauchgasreinigung erfolgen in EBSILON®*Professional* (Version 10). Für die Modellierung der CO₂-Aufbereitung wird Aspen Plus® (V7.3) als Simulationsprogramm verwendet.

Durch das Betrachten zweier Feuerungsarten als konventionelle Prozesse und als Oxyfuel-Prozesse, die für weitere Sensitivitätsuntersuchungen einer Anpassung bedürfen, ergibt sich eine Vielzahl unterschiedlicher Modelle. In Abbildung 8 ist eine Übersichtsstruktur der erstellten Modelle dargestellt. Neben einem Referenzmodell je Feuerungsart werden für die Oxyfuel-Prozesse mit beiden Feuerungsarten je zwei Prozesstopologien unterschiedlichen Wirkungsgradpotenzials modelliert. Die Topologien mit einer Rückführung von „kaltem“³ Rauchgas werden durch eine energetisch aussichtsreichere Variante mit „heißer“⁴ Rauchgasrezirkulation ergänzt. Unter Variation der Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,V}$ werden die erstellten Oxyfuel-Prozesse mit ZWSF einer umfassenden Analyse unterzogen und dabei insbesondere der Einfluss ausgewählter Merkmale M_i auf den Prozesswirkungsgrad untersucht. Zusätzlich werden die energetischen Vorteile erhöhter Dampfpaparameter für eine ZWSF unter Oxyfuel-Bedingungen quantifiziert.

³ max. Temperaturniveau nach Abzweig: $\vartheta_{RG,SF} \approx 73 \text{ °C}$; $\vartheta_{RG,ZWSF} \approx 86 \text{ °C}$

⁴ max. Temperaturniveau nach Abzweig: $\vartheta_{RG,SF} \approx 340 \text{ °C}$; $\vartheta_{RG,ZWSF} \approx 340 \text{ °C}$

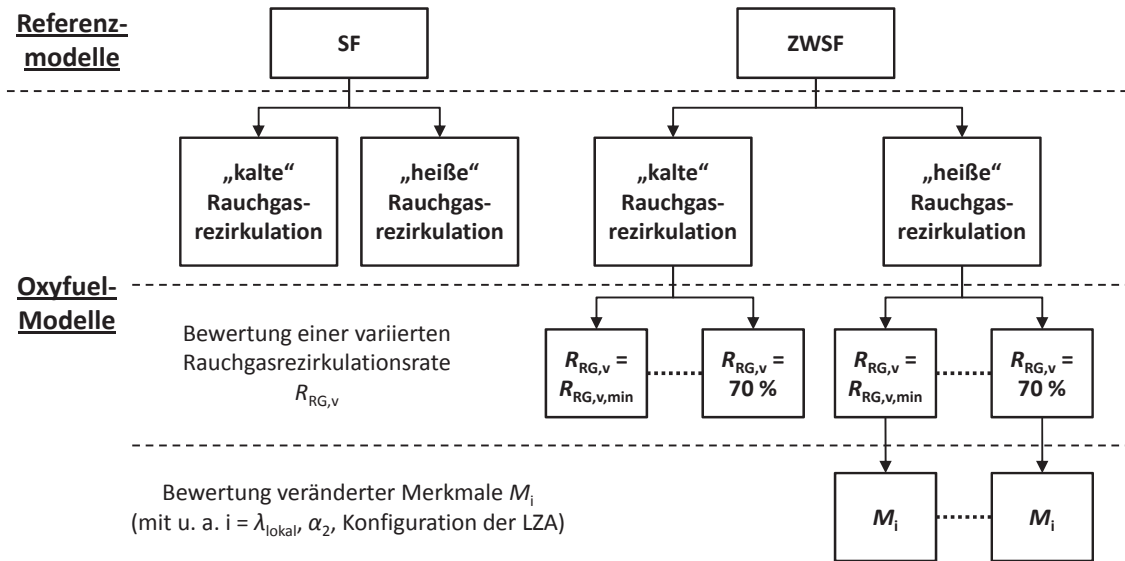


Abbildung 8: Schematische Übersicht erstellter Simulationsmodelle

Neben den Oxyfuel-Prozessen mit einer steinkohlebefeuchten ZWSF erfolgt ein Ausblick auf das Wirkungsgradpotenzial zweier Szenarien bei Verwendung des Brennstoffs Braunkohle in roher und getrockneter Form. Dabei werden jeweils die energetischen Auswirkungen einer variierten Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v}$ betrachtet.

Feuerungsunabhängige Annahmen und Randbedingungen sind für alle Modelle vereinheitlicht und werden in den Abschnitten 3.1, 3.2, 3.5, 3.6, 3.7 sowie im Anhang unter A.2 aufgeführt. In den Abschnitten 3.3 und 3.4 erfolgt eine Beschreibung feuerungsspezifischer Prozessgrößen. Im Weiteren wird der steinkohlebefeuchte ZWSF-Oxyfuel-Prozess mit „heißer“ Rauchgasrezirkulation als Basisszenario verwendet. Das Basisszenario beruht auf den Annahmen einer Sauerstoffzahl λ_{lokal} von 1,15 und einem Falschlufteintrag α_2 in den KHF von 2 %. Die Modellierung der LZA erfolgt für das Basisszenario in Anlehnung an das „Dual Reboiler“-Design eines Zweisäulenprozesses nach Beysel [46]. Eine Abweichung von diesem Basisszenario liegt nur vor, sofern dieses explizit aufgeführt ist.

Bei den verwendeten Stoffwertmodellen handelt es sich für die Wasser-/Dampf-Seite um die Formulierung der *International Association for the Properties of Water*

and Steam – IAPWS-IF97 [52] sowie für die Rauchgasseite um die Formulierung des *Fachverbands für Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungsbau* [53].

3.1 Bilanzgrenzen und Randbedingungen

In den erstellten Modellrechnungen wird die Verstromung von Kohle im Rahmen einer Gesamtprozessbewertung energetisch bilanziert. Dabei befindet sich ausschließlich das Kraftwerk mit den dazugehörigen Komponenten innerhalb der Bilanzgrenze. Für den Oxyfuel-Prozess bedarf es neben den konventionellen Komponenten einer Berücksichtigung der Anlagenteile der LZA sowie der CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung. Für die Vergleichbarkeit der verschiedenen Oxyfuel-Varianten wird von einer konstanten CO₂-Abscheiderate von 90 % ausgegangen. Der abgeschiedene CO₂-Strom verlässt auf einem Übergabedruck von 110 bar das Kraftwerksgelände und somit auch die Bilanzgrenze. Weitere Verluste infolge der sich anschließenden Transportkette und der Einbringung des CO₂-Stroms in einen geeigneten Speicher bleiben im Rahmen dieser Arbeit unberücksichtigt.

Als Umgebungsbedingungen wird eine Temperatur der Luft von 15 °C bei einer relativen Luftfeuchtigkeit von 60 % angenommen. Der Umgebungsdruck beträgt 1013,25 mbar.

Der Einsatz einer kolumbianischen Steinkohle (El Cerrejón) bildet, sofern nicht anders gekennzeichnet, die Grundlage aller Betrachtungen. Bei Verwendung dieser Importkohle in einer ZWSF werden von Heidenhof und Althoff [54] positive Betriebserfahrungen beschrieben. Das dort untersuchte Abriebverhalten dieser Kohle lässt die ausreichende Bildung von umlauffähigem Aschematerial erkennen, sodass ein stabiler Betrieb der ZWSF unter Minimierung der Zugabe erosionsförderlicher Inertmaterialien (z. B. Quarzsand) gewährleistet ist.

In Abschnitt 4.3.3 basieren die Modellrechnungen nicht ausschließlich auf dieser Steinkohle. Als alternativer Brennstoff findet dort eine Niederlausitzer Rohbraunkohle in roher (RBK) und getrockneter Form (TBK) Verwendung. Eine zusammenfassende Gegenüberstellung der betrachteten Brennstoffe ist in Tabelle 3 aufgeführt.

Tabelle 3: Elementare Kohlezusammensetzungen

	Steinkohle (El Cerrejón)	RBK (Niederlausitz)	TBK (Niederlausitz)
x_C in %	66,4	27,3	52,8
x_H in %	5,2	2,0	3,9
x_O in %	8,9	10,3	19,9
x_N in %	1,6	0,4	0,8
x_S in %	0,5	0,6	1,1
x_{Asche} in %	8,8	4,9	9,5
x_{H_2O} in %	8,6	54,5	12,0
H_u in kJ/kg	26279	9010	19700

3.2 Wasser-/Dampfkreislauf

Die großtechnisch realisierten Dampfparameter in Anlagen mit heutigen Staubfeuerungen und mit ZWSF differieren nach dem derzeitigen Stand der Technik. Bei Betrachtung des deutschen Kraftwerksparks lässt sich eine klare Dominanz in der Anzahl der ausgeführten Anlagen mit Staubfeuerung erkennen. In den vergangenen Dekaden wurden dabei insbesondere die Anlagen mit Staubfeuerung sukzessive in ihrer Effizienz gesteigert, sodass die Dampfparameter mittlerweile ein Niveau von 600/620 °C erreichen. Im Vergleich zur bislang leistungsgrößen und modernsten Anlage mit ZWSF in Łagisza (Polen) lässt sich eine Differenz von etwa 40 K für die Frischdampf- und ZÜ-Temperaturen erkennen.

Für die Modellbildung wird eine Leistungsgröße von 460 MW_{el,br} als Zwangdurchlaufdampfproduzent angenommen, welche sich am Stand der Technik für moderne ZWSF-Kraftwerke orientiert. Da bis zum heutigen Tag keine Betriebserfahrungen für eine ZWSF mit HD-Dampfparametern von 600 °C bestehen, werden für den weiteren Vergleich der Feuerungsarten die Dampfparameter der Staubfeuerung an das bislang maximal realisierte Niveau einer großtechnischen ZWSF angeglichen. In Tabelle 4 sind ausgewählte, den Simulationen zugrundeliegende Parameter des Wasser-/Dampfkreislaufs zusammengefasst.

Tabelle 4: Parameter für die Simulation des Wasser-/Dampfkreislaufs

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung	Quelle
ϑ_{FD}	560	°C		[55]
p_{FD}	275	bar	nach DE	[55]
$\vartheta_{ZÜ}$	580	°C		[55]
$p_{ZÜ}$	54,8	bar		[55]
ϑ_{SPW}	290	°C	vor ECO	[55]
ZÜ-Einspritzung	1	%	von $\dot{m}_{FD}$	[56]
$p_{Kondensator}$	45	mbar	nasse Rückkühlung über Naturzugkühl- turm	[57]

Für die ZWSF besteht die Möglichkeit, die Regelung der ZÜ-Temperatur über ZÜ-Heizflächen in einem FBK mit kontrolliertem Feststoffzufluss vorzunehmen, sodass im stationären Betrieb auf eine ZÜ-Einspritzung verzichtet werden kann. Da es bei staubbefeuerten Anlagen ebenfalls solche Möglichkeiten zur Absenkung der ZÜ-Einspritzung gibt, werden sowohl für die Staubfeuerung als auch für die ZWSF gleich große relative Einspritzmassenströme angenommen.

In Abbildung 9 ist der Wasser-/Dampfkreislauf schematisch dargestellt. Die Regenerative Speisewasservorwärmung besteht aus 5 ND-Vorwärmern (NDV) – inkl. Speisewasserbehälter (SPWB) – und 3 HD-Vorwärmern (HDV). Das Speisewasser tritt mit einer Temperatur von 290 °C in den Economiser ein. Abhängig von verfügbaren Wärmequellen in den einzelnen Prozessvarianten können das Kondensat und/oder das Speisewasser als Wärmesenken verwendet werden. Das Kondensat/Speisewasser wird dann in einem ND-/HD-Bypass geführt und nach erfolgter Wärmeaufnahme temperaturgleich in die Vorwärmstrecke zurückgegeben.

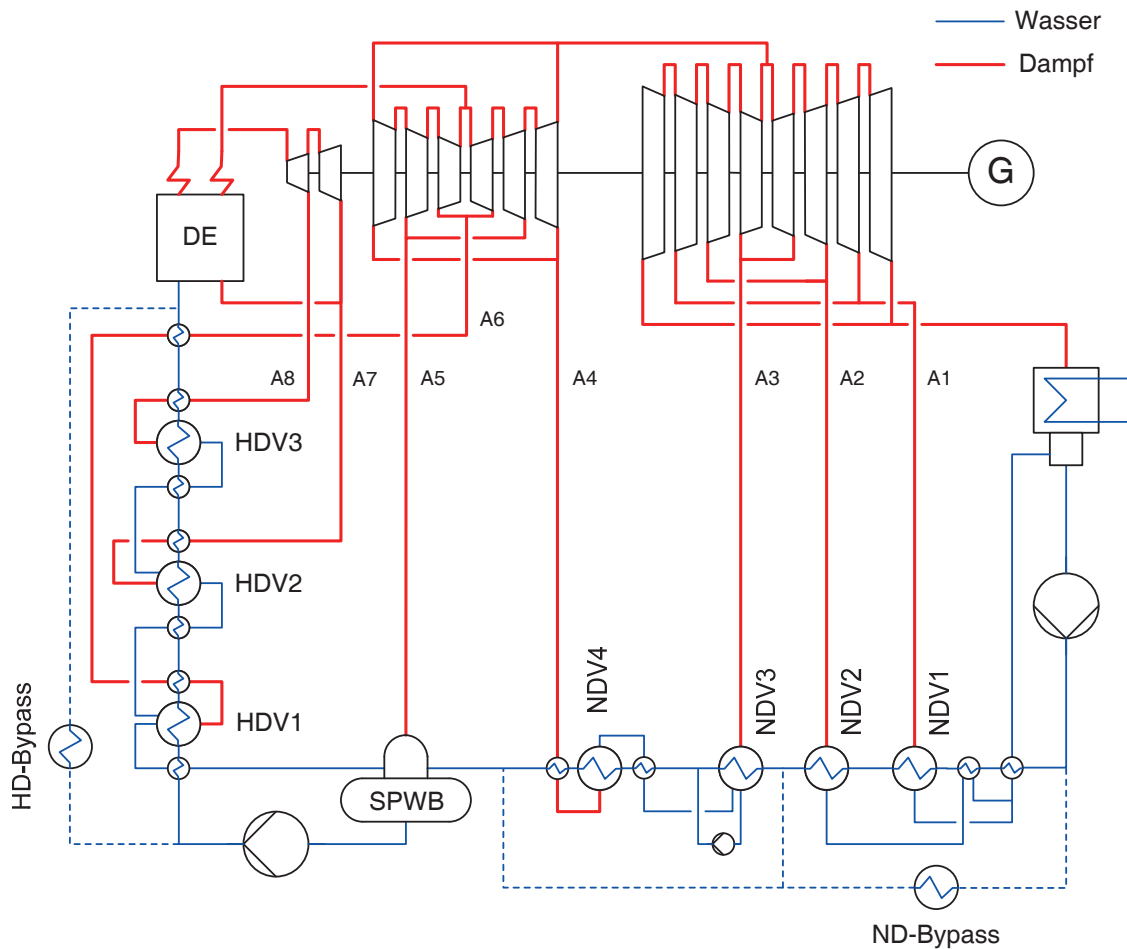


Abbildung 9: Schematische Darstellung des Wasser-/Dampfkreislaufs

Eine umfangreiche Zusammenfassung der getroffenen Annahmen für den Wasser-/Dampfkreislauf und die Dampfturbine befindet sich im Anhang und ist dort Tabelle A.2 und Tabelle A.3 zu entnehmen.

3.3 Staubfeuerung

In Tabelle 5 sind die wichtigsten Parameter für die Modellierung des Dampferzeugers einer Staubfeuerung zusammengefasst. Sie gelten sowohl für den konventionellen Prozess mit einer Staubfeuerung als auch für die staubbefeuerten Oxyfuel-Prozesse. Für die Bilanzierung der übertragenen Wärmemengen liegt der Modellierung der staubbefeuerten Dampferzeuger eine Aufteilung in Brennkammer (BK) und KHF zugrunde (vgl. Abbildung 5). Im Hinblick auf den Oxyfuel-Prozess und die

Bemessung der erforderlichen Rauchgasrezirkulation stellt diese Aufteilung unter der Annahme maximaler rauchgas- und dampfseitiger Temperaturniveaus auf der Höhe des Brennkammerendes die maßgebende Berechnungsgrundlage dar.

Tabelle 5: Parameter für die Simulation des Dampferzeugers mit Staubfeuerung

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung
$\vartheta_{\text{RG,BKE}}$	1150	°C	vgl. Abschnitt 2.2.3
$\vartheta_{\text{WD,BKE}}$	470 ⁵	°C	maximal zulässige Dampftemperatur in der Membranwand
λ_{lokal}	1,15	-	-
Brennstoffumsatz	99,5	%	-
Anteil Trichteräsche	10	%	des gesamten Aschemassenstroms
Verbrennliches in Trichteräsche	3	%	Massenanteil reinen Kohlenstoffs
ϑ_{BA} der Trichteräsche	800	°C	-
Strahlungsanteil von der Brennkammer in die KHF	4	%	bezogen auf $\dot{Q}_{\text{BK}}$
α_1	2	%	Falschlufanteil bezogen auf den feststofffreien Rauchgasmassenstrom im DE
LuVo-/GaVo-Leckage (Primärluft/-oxidator)	10	%	bezogen auf den eintretenden Massenstrom des Oxidators
LuVo-/GaVo-Leckage (Sekundärluft/-oxidator)	5	%	bezogen auf den eintretenden Massenstrom des Oxidators
el. Eigenbedarf der Mühlen	9,5	kWh/t	je Tonne Rohkohle; exklusive Leistung des Primärlüfters
Wasseranteil im Brennstoff nach Mahltrocknung	1	%	Massenanteil
Primärgasbedarf der Mühlen	2	m ³ /kg	je Kilogramm Kohlenstaub

Die Ascheerweichungstemperatur wird für die betrachtete kolumbianische Steinkohle mit 1200 °C angesetzt. Unter Berücksichtigung der in Abschnitt 2.2.3 be-

⁵ nur für Oxyfuel-Prozesse gültig / für konventionellen Prozess $\vartheta_{\text{WD,BKE}} \approx 464$ °C

schriebenen Zusammenhänge wird eine maximal zulässige Temperatur auf der Rauchgasseite von 1150 °C auf der Höhe des Brennkammerendes angenommen.

Innerhalb der als Regenerator ausgeführten Luft- und Gasvorwärmer (Dreh-LuVo bzw. Dreh-GaVo) kommt es infolge der Druckdifferenz zwischen der wärmeabgebenden und der wärmeaufnehmenden Seite zu einem Leckagestrom. Für die Modellierung des Referenzprozesses bzw. der Oxyfuel-Prozesse werden Leckagemengen von 10 % der Primärluft bzw. der primären Rauchgasrezirkulation sowie 5 % der Sekundärluft bzw. der sekundären Rauchgasrezirkulation, die in den vom Dampferzeuger abströmenden Rauchgasstrom übertreten, angenommen.

Auftretende Wärmeverluste $\dot{Q}_{\text{loss}}$ infolge von Strahlung und Leitung können i. d. R. nicht direkt messtechnisch erfasst werden, sodass für die Abschätzung dieser Verlustgröße ein Zurückgreifen auf bestehende Erfahrungswerte erforderlich ist. Nach DIN EN 12952 [58] kann dieser Wärmeverlust z. B. für Abnahmeversuche anhand einer Zahlenwertgleichung in Abhängigkeit von der maximalen Nutzwärmeleistung abgeschätzt werden. Die Berechnung erfolgt über die Multiplikation eines Verlustfaktors C mit der Potenz aus maximaler Nutzwärmeleistung $\dot{Q}_{\text{nutz,max}}$ als Basis und dem Exponenten 0,7 nach

$$\dot{Q}_{\text{loss}} = C \dot{Q}_{\text{nutz,max}}^{0,7} \quad (3.1)$$

Dabei ist für den Verlustfaktor C eines Dampferzeugers mit Steinkohle-Staubfeuerung ein Wert von 0,022 sowie für Braunkohlekessel mit einer Staubfeuerung und Wirbelschichtfeuerungen ein Wert von 0,0315 zu verwenden. Im Rahmen dieser Arbeit wird für die Berechnung der Wärmeverluste als maximale Nutzwärmeleistung die Nutzwärmeleistung im Volllastpunkt verwendet.

3.3.1 Referenzprozess

Das rauchgasseitige Fließbild für den Referenzprozess mit Staubfeuerung ist in Abbildung 10 dargestellt. Nach Abkühlung des heißen aus dem Dampferzeuger austretenden Rauchgases in einem Dreh-LuVo auf 115 °C wird das Rauchgas in einem Elektrofilter entstaubt. Neben der Regelung des Druckniveaus in der Brennkammer erfolgt zur Überwindung von Druckverlusten im Rauchgaspfad eine Dru-

ckerhöhung mit Hilfe des Saugzugs. Zur Minderung von Rauchgasverlusten wird das Rauchgas in einem Wärmeverschiebesystem auf eine Eintrittstemperatur in die REA von 100 °C abgekühlt. Kondensat wird als Wärmesenke in einem Bypass zu einem parallel zu den beiden ersten ND-Vorwärmern liegenden Wärmeübertrager geführt. In diesem Wärmeübertrager wird die dem Rauchgas entnommene Wärme mit Hilfe eines Zwischenkreislafs, der mit Wasser als Wärmeträger betrieben wird, auf das Kondensat übertragen.

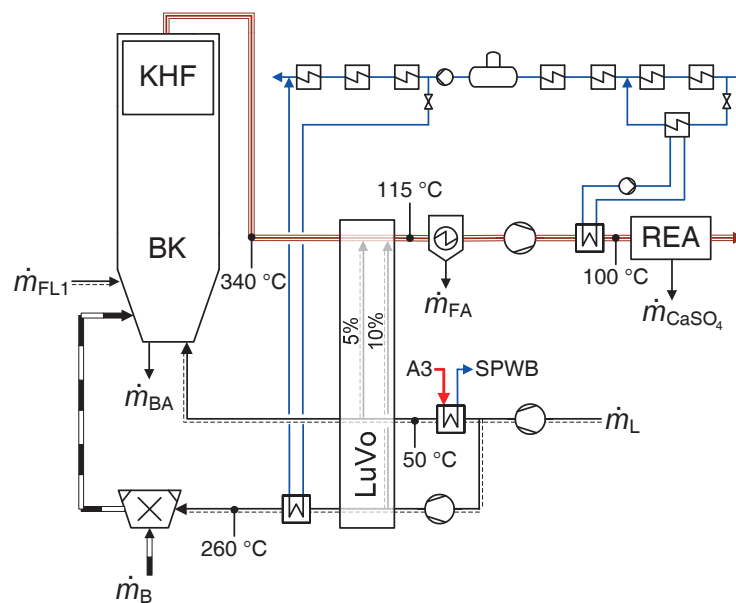


Abbildung 10: Schematische Darstellung der Rauchgasseite des staubbefeuerten Referenzprozesses

Die im Luftvorwärmer übertragene Wärme dient der Vorwärmung von Primär- und Sekundärluft. Die Sekundärluft wird nach der Druckerhöhung im Frischlüfter mit Hilfe eines Dampf-LuVos, der mit Dampf aus der Anzapfung A3 gespeist wird, auf etwa 50 °C aufgewärmt. Höhere Druckverluste im Pfad der Primärluft werden unter Verwendung eines Primärluftgebläses überwunden. In einem Mühlenluftwärmeübertrager wird die Primärluft mit Hilfe von im Bypass zu den HD-Vorwärmern geführtem Speisewasser auf 260 °C abgekühlt.

3.3.2 Oxyfuel-Prozess

Die beiden in Abbildung 8 aufgeführten Schaltungsvarianten eines Oxyfuel-Prozesses mit Staubfeuerung, in welchen eine „kalte“ und eine „heiße“ Rauchgasrezirkulation mit unterschiedlichem Wirkungsgradpotenzial umgesetzt sind, werden nachfolgend als Oxyfuel A und Oxyfuel B bezeichnet. Die rauchgasseitigen Topologien der Varianten Oxyfuel A und Oxyfuel B sind in Abbildung 11 schematisch dargestellt.

Das Rauchgas strömt bei beiden Varianten mit einer Grädigkeit im Economiser von 50 K zum kalten eintretenden Speisewasser bei 340 °C aus dem Dampferzeuger. Für Variante Oxyfuel A wird Rauchgaswärme parallel für eine Vorwärmung des Sauerstoffstroms der LZA sowie für eine Vorwärmung der primären Rauchgasrezirkulation in einem Dreh-Gavo auf etwa 280 °C und der sekundären Rauchgasrezirkulation auf 315 °C verwendet. Eine Vorwärmung der sekundären Rauchgasrezirkulation für die Variante Oxyfuel B entfällt, da das Rauchgas bereits vor dem Gasvorwärmer (GaVo) auf einem maximalen Temperaturniveau in die Brennkammer zurückgeführt wird. Für Variante Oxyfuel B wird die bei Variante Oxyfuel A zur Vorwärmung der sekundären Rauchgasrückführung genutzte Wärmemenge zur zusätzlichen Vorwärmung von Speisewasser genutzt. Das Speisewasser wird dabei in einem Bypass zur Speisewasservorwärmstrecke geführt, der die Vorwärmer zwischen Speisewasserpumpe und Eintritt in den Dampferzeuger überbrückt. In einem Vergleich der Oxyfuel-Varianten kann die Topologie nach Oxyfuel B als energetisch aussichtsreichere Prozessführung angesehen werden (vgl. Abschnitt 4.3.1).

Stromaufwärts der Entstaubung im Elektrofilter und stromabwärts der Druckerhöhung im Saugzug befinden sich Wärmeverschiebesysteme, in denen Wärme vom Rauchgas über einen Wasserkreislauf auf das Kondensat übertragen wird. Da bei beiden Systemen das aufzuwärmende Kondensat eine Temperatur unterhalb der Schwefelsäuretaupunkttemperatur aufweist und daher rauchgasseitig mit dem Auftreten von schwefeliger Säure zu rechnen ist, werden hier aus Polytetrafluorethylen gefertigte Wärmeübertrager verwendet [72]. Das Kondensat durchströmt diese Systeme seriell, sodass eine gestufte Vorwärmung auf ein maximales Temperaturniveau erzielt wird. Nach der Entschwefelung des Rauchgases in der REA erfolgt der Abzweig der als Mühlengas eingesetzten primären Rauch-

gasrezirkulation. Sowohl die Variante Oxyfuel A als auch Oxyfuel B basieren auf dieser Verschaltung einer entstaubten und entschwefelten primären Rauchgasrezirkulation. Durch den Einsatz von gereinigtem Rauchgas als Mühlengas erhöht sich die Schwefelsäuretaupunkttemperatur im Vergleich zum Referenzprozess. Zur Minderung von Korrosionsrisiken bei den Oxyfuel-Varianten wird die Sichertemperatur der eingesetzten Schüsselmöhlen mit Hilfe einer erhöhten Eintrittstemperatur des Mühlengases auf 120 °C angehoben. Für die Variante Oxyfuel A befindet sich der Abzweig der sekundären Rauchgasrezirkulation ebenfalls nach der REA, sodass das Rauchgas auch entstaubt, entschwefelt und mit Wasser gesättigt in den Dampferzeuger zurückgeführt wird.

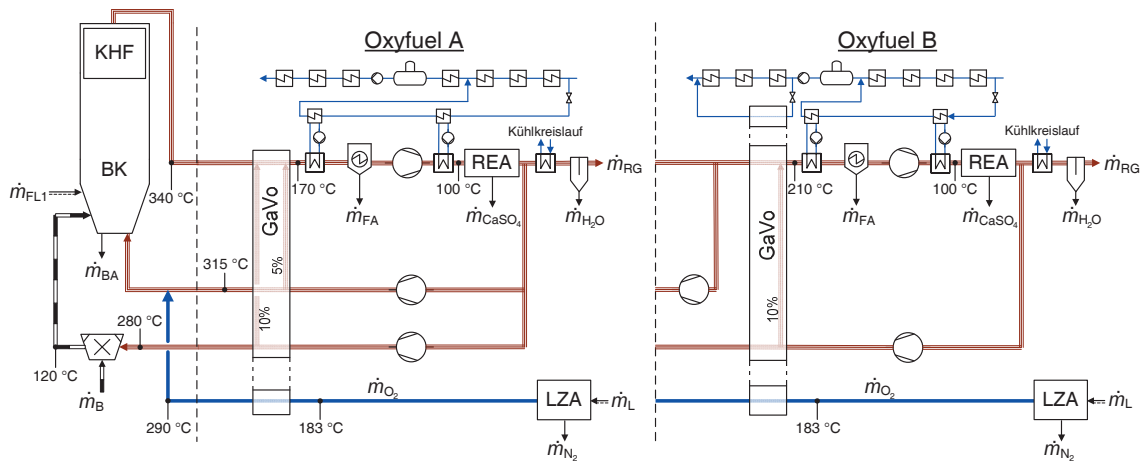


Abbildung 11: Rauchgasseitiges Fließbild der staubbefeuerten Oxyfuel-Prozesse nach den Schaltungsvarianten A und B

Der durch die LZA bei adiabater Verdichtung bereitgestellte Sauerstoffstrom liegt nach einer LZA-internen Sauerstoffvorwärmung mit 183 °C vor. In einem Röhren-GaVo wird der Sauerstoff mit Rauchgaswärme auf 290 °C weiter vorgewärmt. Die Mischung des Sauerstoffstroms und der sekundären Rauchgasrezirkulation erfolgt vor Eintritt in die Feuerung.

Nach einer weiteren Abkühlung des Rauchgasstroms werden Wasserbestandteile in einem Rauchgaskondensator größtenteils entfernt, bevor das CO₂-reiche Rauchgas getrocknet der CO₂-Aufbereitung zugeführt wird.

3.3.3 Rauchgasentschwefelung

Die Annahme einer konstanten SO_2 -Restkonzentration von $100 \text{ mg/m}^3_{\text{i.N.}}$ (i.tr.) als Tagesmittelwert für alle staubbefeuerten Prozesse wirkt sich signifikant auf die erforderliche SO_2 -Abscheidung in der REA aus. In Tabelle 6 sind neben der SO_2 -Abscheidung weitere wichtige Randbedingungen und Annahmen für die Auslegung der REA zusammengefasst. Gegenüber dem Referenzprozess sind für die Oxyfuel-Varianten signifikante Steigerungen der SO_2 -Abscheidung von $>5\%$ -Punkten zu verzeichnen. Um den Einfluss höherer Anforderungen an die SO_2 -Abscheidung der REA zu berücksichtigen, erfolgt im Rahmen dieser Arbeit für die Auslegung und simulative Darstellung der REA eine Anpassung verschiedener Auslegungsgrößen – u. a. der Reaktorhöhe, erhöhter Druckverluste infolge zusätzlicher Einbauten (Trays) oder eines steigenden L/G-Verhältnisses (vgl. Tabelle 6).

Tabelle 6: Randbedingungen und Annahmen für die REA der staubbefeuerten Prozesse

Parameter	Referenzprozess	Oxyfuel A	Oxyfuel B	Einheit	Bemerkung
SO_2 -Abscheidung	91,7	96,4	97,7	%	Restkonzentration des SO_2 von $100 \text{ mg/m}^3_{\text{i.N.}}$ (i.tr.)
$\dot{V}_{\text{RG}}$	1.100.113	593.747	301.302	$\text{m}^3_{\text{i.N.}}/\text{h}$	feucht
Δp_{REA}	20	22	25	mbar	rauchgasseitig
L/G-Verhältnis	17	20	22	$\text{l/m}^3_{\text{i.N.}}$	liquide to gas
Förderhöhe Waschlösung	25	27	30	m	-
$\rho_{\text{Suspension}}$	1300	1300	1300	kg/m^3	20 % Kalkanteil u. a. Rührwerke, Gebläse Oxidationsluft, ggf. Umwälzpumpen bei getrenntem Oxidationskreislauf
$P_{\text{el,Sonstiges}}$	500	450	350	kW	exkl. Antriebsleistung des Saugzuggebläses
spez. el. Eigenbedarf der REA	2,6	3,4	4,5	$\text{Wh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{i.N.}}$	

Für den Betrieb einer REA in Verbindung mit konventionellen Staubfeuerungen geben Heinze und Welp [61] für den spezifischen Eigenbedarf eine Größenordnung von 1,3 bis 2,8 Wh/m³_{i.N.} an. Auf Basis der aufgeführten Randbedingungen und Annahmen ergibt sich für die REA des Referenzprozesses ein spezifischer Eigenbedarf von 2,6 Wh_{el}/m³_{i.N.}, welches der von Heinze und Welp [61] aufgeführten Größenordnung entspricht. Infolge des geringeren Rauchgasvolumenstroms für die Oxyfuel-Varianten A und B nimmt der spezifische Eigenbedarf auf 3,4 bzw. 4,5 Wh_{el}/m³_{i.N.} zu. Zusätzliche Antriebsleistungen für die Saugzuggebläse sind in den Angaben nicht berücksichtigt.

Trotz des steigenden spezifischen Eigenbedarfs der REA nimmt der Eigenbedarf gegenüber dem Referenzprozess aufgrund des geringeren Rauchgasvolumenstroms (vgl. $\dot{V}_{RG}$ in Tabelle 6), der einer Reinigung unterzogen werden muss, um etwa 29 % für die Variante Oxyfuel A bzw. um etwa 52 % für die Variante Oxyfuel B ab.

Bei der Auslegung der REA unter Oxyfuel-Bedingungen ist des Weiteren zu beachten, dass das Eindringen von Oxidationsluft in den Rauchgaspfad zu vermeiden ist. Die Oxidation des Calciumsulfits zu Gips erfolgt daher in einem getrennten Oxidationskreislauf [60].

Die Erhöhung des CO₂-Partialdrucks im Rauchgas infolge der Kalksteinreaktion bei der SO₂-Abscheidung wird berücksichtigt. Für den Referenzprozess sowie die Oxyfuel-Varianten liegen die Erhöhungen auf sehr geringem Niveau. Der Massenanteil des CO₂ im aschefreien und trockenen Rauchgas steigt um etwa 0,06 %-Punkte für den Referenzprozess bzw. um etwa 0,1 bis 0,2 %-Punkte für die Oxyfuel-Varianten A und B.

3.4 Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

Für die Modellierung einer ZWSF in EBSILON®*Professional* bedarf es der Erweiterung der Bauteilbibliothek um die Komponenten WBK, FBK und Siphon. Diese Elemente werden über sogenannte *Kernelscripte* pascalbasiert programmiert und der Bibliothek hinzugefügt. Eine umfangreiche Darstellung der hinterlegten Gleichungssysteme zur Beschreibung dieser Komponenten sowie die Definition aus-

gewählter Annahmen können der Arbeit von Günther [13] entnommen werden. Nachfolgend erfolgt lediglich ein kurzer Einblick in die Modellbildung dieser Komponenten, auf deren Basis erforderliche Fluidisierungsgasströme berechnet werden.

Der Feststoffaustrag aus der WBK wird über einen eindimensionalen Ansatz von Kunii und Levenspiel und unter der Annahme monodisperser Partikeln mit einer Größe von $150\text{ }\mu\text{m}$ abgebildet [62]. Dabei erfolgt die Formulierung eines Austragskoeffizienten nach Colakyan und Levenspiel [63]. Die Sinkgeschwindigkeit von Partikeln wird über einen Ansatz nach Haider und Levenspiel bestimmt [64].

Die Berechnung des Wärmeübergangs in der WBK erfolgt mit Hilfe eines Ansatzes nach Breitholtz et al. [65], der eine Korrelation zur Wärmeübertragung aus kommerziell betriebenen, großtechnischen Anlagen widerspiegelt. Zur Beschreibung des Wärmeübergangs von in die WBK eingehängten Überhitzerheizflächen wird auf einen empirischen Ansatz nach Basu und Dutta [66] zurückgegriffen. Da sowohl in der WBK als auch in den FBK die Wärmeübertragung durch Partikelkonvektion dominiert, werden Unterschiede im Strahlungswärmeübergang zwischen Luft- und Oxyfuel-Bedingungen vernachlässigt [6].

Für die FBK wird angenommen, dass diese in drei Kammern unterteilt sind. Neben einer Leerrohrkammer zur Vergleichmäßigung der Feststoffströmung wird von zwei wärmeabführenden Kammern ausgegangen. Dabei basiert der Fluidisierungsbedarf der FBK auf der minimalen Fluidisierungsgeschwindigkeit, welche nach einem Ansatz von Grace [62,67] bestimmt wird. Der nach Werther [68] berechnete Hohlraumanteil bildet die Basis für die Beschreibung des Wärmeübergangs nach Martin [69,70]. Mithilfe des Wärmeübergangs in den FBK und der zum Einhalten der rauchgasseitigen Temperaturniveaus in der WBK notwendigen Wärmeabfuhr in den FBK wird die erforderliche Heizflächengröße der FBK berechnet. Diese wirkt sich maßgeblich auf die Größe der FBK und damit auch auf den erforderlichen Fluidisierungsgasstrom aus. Die Betthöhe in den FBK wird mit 3 m angenommen. Zum Schutz vor Erosion ist der untere Bereich des Bettes bis zu einer Betthöhe von 0,6 m ohne Berührung ausgeführt.

Die Modellierung der Siphons basiert auf einer Auslegung nach Basu und Fraser [71]. Die Siphons werden als adiabat betrachtet. Über die Berücksichtigung der im Zyklon abgeschiedenen Feststoffmassen erfolgt die Dimensionierung der Siphons. Anhand der zu fluidisierenden Grundfläche der Siphons wird der zur Fluidisierung erforderliche Gasstrom bestimmt.

Wesentliche Parameter für die Modellierung des Dampferzeugers mit einer ZWSF sind in Tabelle 7 zusammengefasst. Diese Annahmen werden sowohl für den konventionellen Prozess mit ZWSF als auch für die ZWSF unter Oxyfuel-Bedingungen berücksichtigt. Die Berechnung von Strahlungsverlusten erfolgt in Analogie zur Staubfeuerung unter Anpassung des Verlustfaktors C anhand von Gleichung (3.1).

Tabelle 7: Ausgewählte Parameter für die Simulation des Dampferzeugers mit ZWSF

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung
$\vartheta_{\text{WBK,aus}}$	880	°C	Rauchgastemperatur
Leerrohrgeschwindigkeit	5	m/s	WBK
Höhe WBK	40 ⁶	m	WBK
Verhältnis Tiefe/Breite	2,5	-	WBK
λ_{lokal}	1,15	-	-
Brennstoffumsatz	99	%	-
Bettascheabzug	1	‰	der Umlaufasche
Trenngrad der Zyklone	99,5	%	-
$\vartheta_{\text{FBK,aus}}$	550	°C	Feststofftemperatur
α_2	2	%	Falschlufanteil bezogen auf den feststofffreien Rauchgasmassenstrom im DE

⁶ Trichterbereich bzw. die unteren 10 m der WBK werden bestampft und als adiabat angenommen

3.4.1 Referenzprozess

Das rauchgasseitige Fließbild für den Referenzprozess mit ZWSF ist in Abbildung 12 dargestellt. Das bei 340 °C aus dem Dampferzeuger austretende Rauchgas wird in Röhrenluftvorwärmern abgekühlt. Die Vorwärmung der Fluidisierungsluft für FBK und Siphons erfolgt bis auf 290 °C. Weitere Rauchgaswärme dient der Vorwärmung der primären und sekundären Fluidisierungsluft auf etwa 260 °C, die der WBK über den Düsenboden sowie gestuft über den Trichterbereich zugeführt werden. Das auf etwa 155 °C abgekühlte Rauchgas wird anschließend entstaubt. Zur Überwindung der Druckverluste im Rauchgaspfad erfolgt eine Druckerhöhung mit Hilfe des Saugzugs. Zur Minderung von Rauchgasverlusten wird das Rauchgas in einem Wärmeverschiebesystem auf 80 °C abgekühlt. Die Wärme von der Rauchgasseite wird über einen Zwischenkreislauf, in dem Wasser als Wärmeträger in einem Bypass zur Vorwärmstrecke geführt wird, auf das Kondensat übertragen. Da die Abkühlung des Rauchgases bis unter die Schwefelsäuretaupunkttemperatur erfolgt, wird wieder ein Rauchgaskühler aus säurebeständigem Kunststoff verwendet [72].

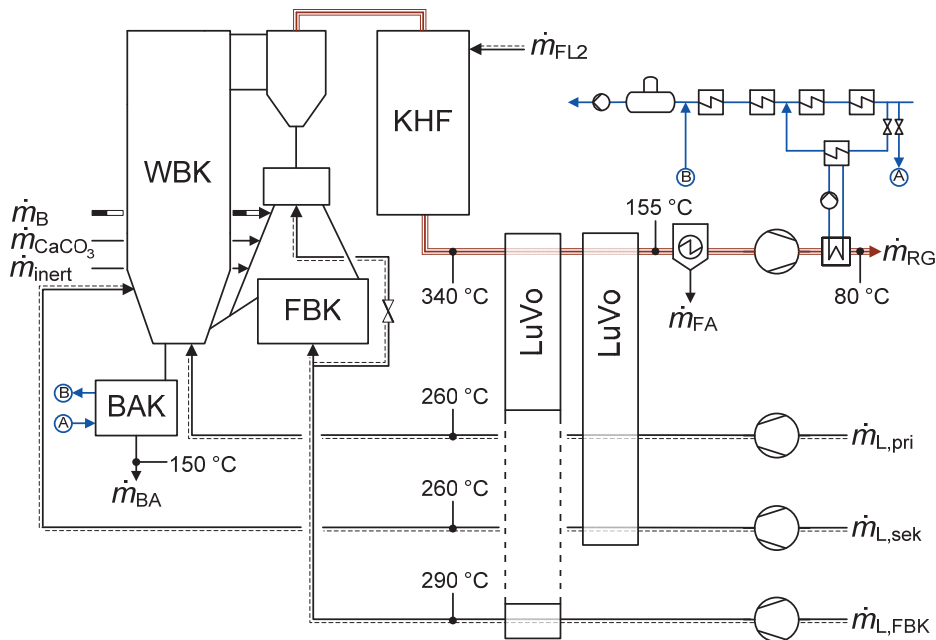


Abbildung 12: Schematische Darstellung der Rauchgasseite des Referenzprozesses mit ZWSF

Die Brennstoffzufuhr erfolgt neben der Dosierung von Inertmaterial und Kalkstein in die Leitung der Ascherückführung zur WBK, sodass der Brennstoff im unteren Trichterbereich der WBK in eine reduzierende Verbrennungsatmosphäre aufgegeben wird. Die abgezogene Bettasche wird in einem Bettaschekühler (BAK) unter Verwendung von Kondensat als Wärmesenke auf 150 °C abgekühlt.

3.4.2 Oxyfuel-Prozess

Die beiden in Abbildung 8 aufgeführten Schaltungsvarianten eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses, in welchen eine „kalte“ und eine „heiße“ Rauchgasrezirkulation mit unterschiedlichem Wirkungsgradpotenzial umgesetzt sind, werden nachfolgend als Oxyfuel I und Oxyfuel II bezeichnet. Die rauchgasseitigen Prozesstopologien der Varianten Oxyfuel I und II sind in Abbildung 13 schematisch dargestellt. Die Topologie Oxyfuel I ist einer Schaltungsvariante nachempfunden, die bereits in anderen Studien einem Untersuchungsschwerpunkt entspricht [7,9]. Ergänzend stellt die im Rahmen dieser Arbeit entwickelte Variante Oxyfuel II ein Konzept mit verbessertem Wirkungsgradpotenzial dar. Innerhalb dieser Schaltungsvariante ist für die Fluidisierung der WBK sowie der Siphons und FBK eine energetisch vorteilhafte Rauchgasrezirkulation auf maximalem Temperaturniveau vorgesehen.

In beiden Schaltungsvarianten wird das Rauchgas in den der WBK nachgeschalteten Zyklonen mit einem Trenngrad von 99,5 % von der Asche befreit. In den KHF erfolgt eine Abkühlung des Rauchgases auf 340 °C. Die Grädigkeit im Economiser zum kalten eintretenden Speisewasser beträgt 50 K. Der in den Zyklonen abgeschiedene Feststoff wird in den Siphons aufgeteilt. Der Feststoff wird zu einem Teil ungekühlt zurück in die WBK geleitet. Der andere Teil wird über die FBK geführt und in diesen vor der Rückführung in die WBK abgekühlt. Eine Abkühlung der abgezogenen Bettasche auf 150 °C erfolgt analog zum Referenzprozess in einem Bettaschekühler (BAK) unter Verwendung von Kondensat als Wärmesenke.

Abweichend zur Rauchgasvorwärmung der Oxyfuel-Staubfeuerung mit einem Dreh-GaVo erfolgt die Vorwärmung von rezirkuliertem Rauchgas für einen ZWSF-Oxyfuel-Prozess in einem Röhren-GaVo. Die hohe Druckdifferenz zwischen der vorzuwärmenden und der abzukühlenden Rauchgasseite würde für eine Vorwärmung mit einem Dreh-GaVo zu hohen Leckageströmen führen. Baulich bedingte Lecka-

geströme, die sich auf die Rauchgaszusammensetzung auswirken, können mit Hilfe eines Röhren-GaVo vermieden werden. Mögliche Leakageströme in einem Röhren-GaVo aufgrund von Defekten werden im Rahmen dieser Arbeit nicht berücksichtigt.

Der durch die LZA mit adiabater Verdichtung bereitgestellte Sauerstoff liegt nach einer LZA-internen Sauerstoffvorwärmung mit 183 °C vor. Die Mischung des Sauerstoffstroms und der zur WBK zurückgeführten Rauchgasströme erfolgt nach den Rezirkulationsgebläsen. Ein Booster-Gebläse verdichtet den Sauerstoff auf das erforderliche Druckniveau an der jeweiligen Mischstelle. Der WBK werden über den Düsenboden ein Primäroxidator und gestuft im Trichterbereich ein Sekundäroxidator zugeführt. Der Brennstoff und die Zuschlagstoffe Kalk und falls erforderlich auch Sand werden über die Feststoffrückführung im Bereich der Siphons aufgegeben.

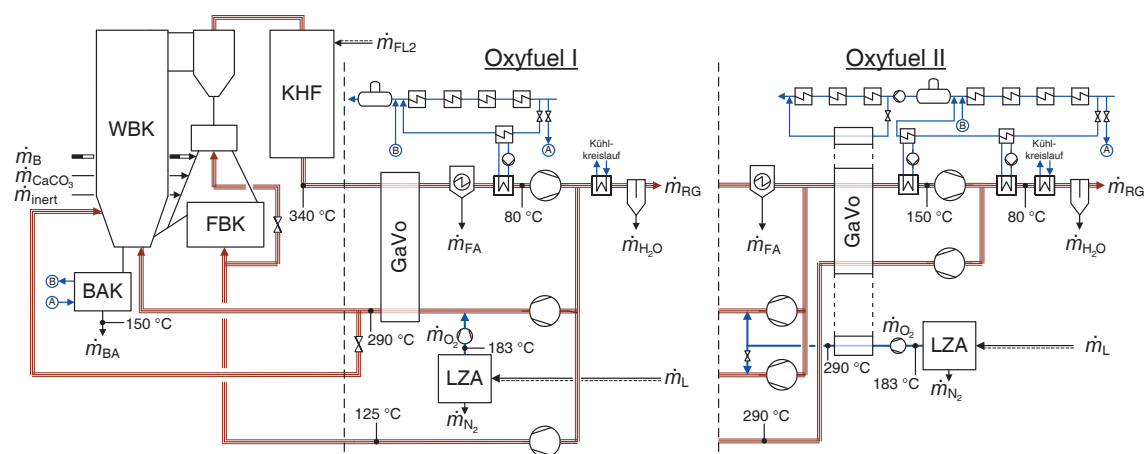


Abbildung 13: Rauchgasseitiges Fließbild der ZWSF-Oxyfuel-Prozesse nach den Schaltungsvarianten Oxyfuel I [7,9] und Oxyfuel II

Nach dem Austritt aus dem Dampferzeuger wird für die Topologie Oxyfuel I das heiße Rauchgas in einem Röhren-GaVo abgekühlt. Als Wärmesenke dient das zur WBK rezirkulierte Rauchgas, das auf 290 °C vorgewärmt wird. Nach der Entstaubung im Elektrofilter erfolgt eine weitere Abkühlung des Rauchgases in einem Wärmeverschiebesystem bis auf 80 °C. Die dem Rauchgas entzogene Wärme wird über einen Wasserkreislauf auf das Kondensat übertragen. Stromabwärts des Saugzugs wird ein Teil des Rauchgases zur WBK und zu den FBK und Siphons zu-

rückgeführt. Der restliche Teil des CO₂-reichen Rauchgases wird nach einer weiteren Abkühlung getrocknet der CO₂-Aufbereitung zugeführt.

Für die Topologie Oxyfuel II wird nach dem Austritt des Rauchgases aus dem Dampferzeuger die Staubfracht im Rauchgas in einem heißliegenden Elektrofilter reduziert, sodass die nachfolgenden Strömungskanäle und Komponenten vor Erosion geschützt sind. Die Rückführung des so gereinigten Rauchgases für die Fluidisierung der WBK erfolgt bei einer Temperatur von etwa 340 °C. Im Gegensatz zu den WBK-Fluidisierungsgebläsen müssen die Fluidisierungsgebläse für die Siphons und FBK eine deutlich höhere Pressung aufbringen. Die Kombination von hoher Pressung und hohen Rauchgastemperaturen führt zu Problemen in der technischen Verfügbarkeit solcher Gebläse. Bevor das Rauchgas für die Fluidisierung der Siphons und FBK zurückgeführt wird, erfolgt daher in einem Röhren-GaVo und einem ersten Wärmeverschiebesystem eine Reduktion der Rezirkulationstemperatur auf 150 °C, sodass die Verfügbarkeit eines Gebläses nach dem Stand der Technik gewährleistet ist [73].

Die dem Rauchgas dabei im Röhren-GaVo entzogene Wärme wird zur weiteren Vorwärmung des Sauerstoffstroms der LZA und zur Vorwärmung des Rezirkulationsmassenstroms für die Fluidisierung der FBK jeweils auf 290 °C verwendet. Des Weiteren erfolgt eine parallele Wärmenutzung zur Versorgung eines im Bypass zu den HD-Vorwärmern angeordneten Wärmeübertragers. Die im ersten Wärmeverschiebesystem entzogene Wärme wird über einen Wasserkreislauf auf das Kondensat übertragen. Stromabwärts des Saugzugs wird ein Teil des Rauchgases für die Fluidisierung der FBK und Siphons zurückgeführt. Das restliche Rauchgas passiert ein zweites Wärmeverschiebesystem, wird auf 80 °C abgekühlt und getrocknet der CO₂-Aufbereitung zugeführt.

3.4.3 Rauchgasentschwefelung

Die in-situ Entschwefelung für eine konventionelle ZWSF erreicht nach Stamatelopoulos [74] in Abhängigkeit vom Schwefelgehalt der eingesetzten Kohle, dem verwendeten Kalkstein, dem gewählten Ca/S-Verhältnis und der zulässigen SO₂-Konzentration im austretenden Rauchgas eine Schwefeleinbindung von bis zu 95 %. Die SO₂-Einbindung ist dabei maßgeblich von den in der WBK vorherrschenden

den Temperaturniveaus beeinflusst, sodass für einen effizienten Kalksteineinsatz (Ca/S-Verhältnis von 1,5 bis 2) ein optimaler Temperaturbereich für den Betrieb der WBK entscheidend ist. Für konventionelle Feuerungen liegt dieses Optimum im Bereich von 800 bis 900 °C. Sollte es einer höheren SO₂-Einbindung bedürfen, können nachgeschaltete Sekundärmaßnahmen, welche als trockene (Alstom's NID Prozess nach [74]) oder nasse Prozesse ausgeführt sein können, die gesamte SO₂-Einbindung auf über 98 % steigern. Dabei resultiert jedoch ein zusätzlicher elektrischer Eigenbedarf infolge von rauchgasseitigen Druckverlusten oder für die Umwälzung einer Suspension als Waschlösung.

Die Einbindung des bei der Kohleverbrennung entstehenden SO₂ ist Bestandteil diverser Forschungsarbeiten. Für konventionelle Feuerungen wird die im Rahmen einer in-situ Entschwefelung erreichbare SO₂-Einbindung von Rayaprolu [75] und Glasmacher [76] beschrieben. Der Einfluss einer Oxyfuel-Atmosphäre auf das Ergebnis der in-situ Entschwefelung wird von Beisheim et al. [77] und Myöhänen et al. [42] experimentell bewertet. Je nach Betttemperatur und dosiertem Ca/S-Verhältnis liegen die beschriebenen SO₂-Einbindungen in einem Bereich von 80 bis 96 %. Für den Oxyfuel-Betrieb sind somit vergleichbare SO₂-Einbindungen wie in einer konventionellen ZWSF erreichbar.

Im Rahmen der Modellbildung werden für die in-situ Entschwefelung in der ZWSF für sämtliche Varianten eine SO₂-Einbindung von 95 % und eine rauchgasseitige Austrittstemperatur aus der WBK von 880 °C angenommen. Für alle Simulationen wird von einer hinreichenden SO₂-Einbindung ausgegangen, sodass auf die Installation einer nachgeschalteten sekundären SO₂-Abscheidung verzichtet wird. Der Einfluss verschiedener Zusammensetzungen der Verbrennungsatmosphären auf die Einbindung des SO₂ wird vernachlässigt. Die Erhöhung des CO₂-Partialdrucks im Rauchgas infolge der Kalksteinreaktion bei der SO₂-Abscheidung wird berücksichtigt. Für den Referenzprozess sowie die Oxyfuel-Varianten beträgt die Erhöhung des Massenanteils im aschefreien und trockenen Rauchgas etwa 0,1 bzw. 0,2 bis 0,4 %-Punkte, sodass sich diese Erhöhung auf sehr geringem Niveau befindet.

3.5 Entstaubung

Die Entstaubung von Rauchgas in großtechnischen Feuerungsanlagen wird nach dem Stand der Technik zumeist mit Elektrofiltern umgesetzt. Der Staubgehalt im gereinigten Rauchgas muss dabei auf den in der 13. BImSchV [59] beschriebenen Tagesmittelwert von $20 \text{ mg/m}^3_{\text{i.N.}}$ abgesenkt werden. Da im tatsächlichen Anlagenbetrieb i. d. R. deutlich geringere Werte erreicht werden, wird im Rahmen dieser Arbeit von einem Restgehalt des Staubs im Rauchgas von $10 \text{ mg/m}^3_{\text{i.N.}}$ ausgegangen, sodass es eines hinreichenden Abscheidegrades für die Entstaubung im Elektrofilter bedarf. Der rauchgasseitige Druckverlust über das Elektrofilter wird inklusive Verlusten für die Zu- und Abströmung mit 10 mbar [56] angesetzt. Da eine vollständig gasdichte Ausführung des Elektrofilters nicht möglich ist, kommt es zum Eindringen von Falschluf in den Rauchgaspfad. Zusätzlich zum Falschluf eintrag im Bereich der Dampferzeuger wird für alle Modellvarianten ein Falschluf eintrag in Höhe von 0,5 % bezogen auf den Rauchgasmassenstrom am Eintritt in das Elektrofilter angenommen [78]. Entsprechend erhöht sich der Falschlufanteil α_2 für den Gesamt-Oxyfuel-Prozess mit ZWSF auf 2,5 %.

Der elektrische Eigenbedarf des Elektrofilters wird nach [14,79] mit einem spezifischen Wert von $0,15 \text{ Wh/m}^3_{\text{i.N.}}$, der eine Proportionalität zum Normvolumenstrom des Rauchgases unterstellt, berechnet. Da sich für die Feuerungsarten der Staubfeuerung und der ZWSF sehr unterschiedliche Staubfrachten am Austritt des Dampferzeugers ergeben und der Eigenbedarf des Elektrofilters wesentlich durch die abgeschiedene Staubmenge beeinflusst ist, wird eine Umrechnung des auf den Normvolumenstrom bezogenen spezifischen Eigenbedarfs vorgenommen. Für den staubbefeuerten Referenzprozess resultiert daraus ein auf die abgetrennte Flugasche bezogener elektrischer Eigenbedarf von $35 \text{ kW/kg}_{\text{FA}}$. Dieser Wert bildet die grundlegende Annahme für die Berechnung des elektrischen Eigenbedarfs des Elektrofilters für alle Modellvarianten.

Für die ZWSF kommt es infolge der in-situ Entschwefelung bzw. der Kalksteinzugabe zu einem deutlich verringerten SO_2 - und SO_3 -Anteil im Rauchgas vor Elektrofilter. Insbesondere der fehlende SO_3 -Anteil führt zu einer Verschiebung des Temperaturoptimums für die Staubabscheidung. Heißliegende Elektrofilter in einem

Temperaturbereich von 300 °C weisen bei diesen Bedingungen Vorteile gegenüber einer Betriebstemperatur von 150 °C auf [80]. Daher kommen in ZWSF-Anlagen häufiger Heißgaselektrofilter zum Einsatz [54]. Ein Einfluss der Rauchgaszusammensetzung und der Ascheeigenschaften auf den Staubwiderstand respektive den spezifischen elektrischen Eigenbedarf wird vernachlässigt.

Für eine umfangreiche Funktionsbeschreibung und Ausführungen zu Gestaltungsmerkmalen von Elektrofiltern [81,14] sowie Entwicklungstrends in der Entstaubungstechnik [82] sei auf die Literatur verwiesen.

3.6 Luftzerlegungsanlage

Der Prozess der Luftzerlegung wird über Randbedingungen spezifiziert, sodass Massen- und Energiebilanzen für das Gesamtmodell in EBSILON®*Professional* geschlossen sind. Dabei erfolgt die Modellierung der LZA für das Basisszenario in Anlehnung an das „Dual Reboiler“-Design eines Zweisäulenprozesses nach Beysel [46]. Auf eine detaillierte Darstellung der Rektifikation innerhalb der „Cold Box“ der LZA wird im Rahmen dieser Arbeit verzichtet.

In Tabelle 8 sind die Zusammensetzung des O₂-reichen Produktstroms der LZA sowie der spezifische Energiebedarf für das Basisszenario aufgeführt. Des Weiteren sind eine Variante mit einem LZA-Konzept bei erhöhter O₂-Reinheit und eine Variante mit einem LZA-Konzept bei optimiertem Eigenbedarf ergänzt. Die jeweiligen Schaltschemata dieser LZA-Anlagenkonzepte können [46,47] entnommen werden. Der Einsatz der alternativen Szenarien wird für eine steinkohlebefeuerte ZWSF in Abschnitt 4.3.3 hinsichtlich des Einflusses auf den Gesamtwirkungsgrad untersucht und vergleichend zum Basisszenario bewertet.

Im Basisszenario wird die Luft adiabat auf 4,6 bar verdichtet, sodass das Temperaturniveau am Austritt aus dem Verdichter ausreichend hoch ist, um den kalten Sauerstoffstrom der LZA auf etwa 183 °C vorzuwärmen (10 K Grädigkeit zum verdichteten Luftstrom). Überschüssige Wärme wird parallel zur Sauerstoffvorwärmung in einem Bypass auf die Kondensatvorwärmstrecke verschoben. Vor dem Eintritt des komprimierten Luftstroms in die „Cold Box“ werden Wasser, CO₂, Kohlenwasserstoffe und andere Verunreinigungen in einem Molsieb abgetrennt. Für

die thermische Regeneration des Molsiebs wird vereinfachend vom 3-fachen der Verdampfungsenthalpie von Wasser – also etwa 7,5 MJ/kg_{H₂O} – ausgegangen. Die Wärme wird in Form von Anzapfdampf aus der Überströmleitung zwischen MD- und ND-Turbine bereitgestellt.

Tabelle 8: Zusammensetzung des O₂-reichen Produktstroms sowie spezifischer elektrischer Eigenbedarf der LZA für verschiedene Anlagenkonzepte

	2-Säule (Basisszenario)	2-Säule (Variante mit erhöhter O ₂ -Reinheit)	3-Säule (Variante mit optimiertem Eigenbedarf)
y_{O_2} in %	95	99,5	95
y_{N_2} in %	1,2	0,04	2,5
y_{Ar} in %	3,8	0,46	2,5
spez. P_{el} in kWh/t _{O₂,rein} ⁷	236 (adiabate Verdichtung)	270	175
	224 (isotherme Verdichtung) ⁸		

Ohne eine wirkungsgradförderliche Integration von Abwärme ergibt sich für die LZA im Basisszenario ein spezifischer Eigenbedarf von etwa 236 kWh_{el}/t_{O₂,rein}. Bei dem steinkohlebefeuernden Kraftwerk mit einer Bruttoleistung von 460 MW_{el} können etwa 13 MW_{th} für die LZA-interne Vorwärmung des Sauerstoffstroms verwendet werden. Analog zur Luftvorwärmung kann eine zu dieser Wärmemenge äquivalente Kohlemenge eingespart werden. Des Weiteren besteht die Möglichkeit, eine Wärmemenge von etwa 37 MW_{th} aus der LZA in einem Bypass zur Kondensatvorwärmstrecke in den Kraftwerksprozess zu integrieren. Wird die infolge der Wär-

⁷ exklusive wirkungsgradsteigernde Integrationsmaßnahmen von LZA-Abwärme

⁸ ausschließlich für das Szenario eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit Rohbraunkohle als Brennstoff eingesetzt

meintegration erhöhte Nettostrommenge berücksichtigt, ergibt sich für die Berechnung des spezifischen Eigenbedarfs der LZA ein Wert von etwa 190 kWh/t_{O₂,rein}. Da sich der spezifische Eigenbedarf für die isotherme Verdichtung inklusive Integrationsmaßnahmen auf etwa 200 kWh/t_{O₂,rein} beläuft, weist die Verwendung einer adiabaten Verdichtung einen Vorteil gegenüber der isothermen Verdichtung auf. Dies wird auch in [6] berichtet.

Der Austrittsdruck für den O₂-reichen Produktstrom wird mit 1,15 bar angenommen, sodass im Falle der ZWSF-Oxyfuel-Prozesse ein zusätzliches Boostergebläse vorgesehen wird, um den Sauerstoffstrom der LZA im Druck zu erhöhen.

Für den ZWSF-Oxyfuel-Prozess mit Rohbraunkohle als Brennstoff ist die Verwendung einer isothermen Verdichtung sinnvoll, da das Kondensat als Wärmesenke zum größten Teil bereits zur Integration von Rauchgasabwärme eingesetzt wird.

3.7 CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung

Das Modell für die CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung basiert auf einer von Klostermann et al. [48] für den Oxyfuel-Prozess vorgeschlagenen isobaren partiellen CO₂-Kondensation. In Abbildung 7 ist das Fließbild der CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung mit externer zweistufiger Kälteerzeugung schematisch dargestellt. Diese Schaltungsvariante bildet die Grundlage für alle umgesetzten Modelle unter Oxyfuel-Bedingungen.

Die Berechnung der CO₂-Partialkondensation innerhalb der CO₂-Aufbereitung wird mit Hilfe der Peng-Robinson-Zustandsgleichung umgesetzt. Köpke [50] sowie Li und Yan [83] zeigen für den Oxyfuel-Prozess, dass die Zustandsgleichung von Peng-Robinson eine geeignete Formulierung für reale Gase darstellt, um die Partialkondensation für die relevanten Stoffpaare wie CO₂-N₂, CO₂-Ar, CO₂-O₂ berechnen zu können.

Es wird von einem Phasengleichgewicht zwischen der CO₂-angereicherten flüssigen Phase und der CO₂-abgereicherten dampfförmigen Phase ausgegangen. Die Berechnung dieses Phasengleichgewichts erfolgt mit Hilfe der Peng-Robinson-Zustandsgleichung

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a(T)}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} . \quad (3.2)$$

Für einen Reinstoff lassen sich der Kohäsionsdruck a und das Kovolumen b über die kritischen Stoffdaten p_c und T_c sowie den azentrischen Faktor berechnen. Bei der Berechnung von a und b für die vorliegenden Stoffgemische werden quadratische und lineare Mischungsregeln eingesetzt. Dabei wird der binäre Wechselwirkungskoeffizient k_{ij} zur Berechnung von $a_{ij}(T)$ anhand von experimentell gewonnenen Daten nach [50] angepasst und optimiert:

$$a(T) = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j a_{ij}(T) \quad (3.3)$$

$$a_{ij}(T) = \sqrt{a_{ii}a_{jj}}(1 - k_{ij}) \quad (3.4)$$

Für eine umfassende Beschreibung der Berechnung von Phasengleichgewichten sei auf die Fachliteratur verwiesen [84,85].

Im Sinne der Vergleichbarkeit wird eine CO₂-Abscheiderate von 90 % für alle betrachteten Oxyfuel-Varianten angenommen. Die CO₂-Reinheit resultiert aus der Vorgabe der Abscheiderate. In Abhängigkeit vom CO₂-Anteil im Rauchgas wird ein spezifischer Leistungsbedarf von etwa 115-130 kWh_{el}/t_{CO₂,rein} benötigt.



4 Ergebnisse

In diesem Kapitel werden die mit Hilfe der Modellrechnungen erzielten Ergebnisse beschrieben, diskutiert und vergleichend bewertet. Ausgehend von einer Darstellung der Ergebnisse der Referenzprozesse mit den Feuerungsarten Staubfeuerung und ZWSF schließt eine energetische Gesamtprozessbewertung der Auswirkungen einer CO₂-Abscheidung unter Verwendung der Oxyfuel-Technologie an. Der Einfluss der Prozessstopologie sowie ausgewählter Annahmen auf den Gesamtprozess unter Oxyfuel-Bedingungen werden insbesondere für die ZWSF eingehender betrachtet. Abschließend erfolgt eine Einschätzung für den Einsatz beider Feuerungsarten unter energetischen Kriterien, wobei der Stand der Technik beider Feuerungsarten innerhalb dieser Betrachtung berücksichtigt wird.

4.1 Kennzahlen der Prozessbewertung

Für die Bewertung verschiedener Prozesskonfigurationen bedarf es der eindeutigen Definition einiger Begrifflichkeiten bzw. Kennzahlen. Dabei erfolgt die Beurteilung der Gesamtprozesse im Wesentlichen anhand der elektrischen Wirkungsgrade und der spezifischen CO₂-Emissionen, die nachfolgend definiert werden.

4.1.1 Elektrischer Wirkungsgrad des Gesamtprozesses

Der elektrische Wirkungsgrad des Dampfkraftprozesses mit und ohne CO₂-Abtrennung wird nach der VDI-Richtlinie VDI 3986 [86] in Analogie zum Blockwirkungsgrad berechnet. Die elektrische Nettoleistung $P_{el,ne}$ wird dabei auf die dem Prozess zugeführte Energie $\dot{Q}_B$ bezogen

$$\eta_{el,ne} = \frac{P_{el,ne}}{\dot{Q}_B}. \quad (4.1)$$

Die elektrische Nettoleistung $P_{\text{el,ne}}$ entspricht bei dieser Definition der Leistung an der Generatorklemme abzüglich des elektrischen Eigenbedarfs. Wird die elektrische Klemmenleistung $P_{\text{el,br}}$ in Gleichung (4.1) verwendet, so ergibt sich der elektrische Bruttowirkungsgrad für den Gesamtprozess zu

$$\eta_{\text{el,br}} = \frac{P_{\text{el,br}}}{\dot{Q}_B}. \quad (4.2)$$

Die dem Prozess zugeführte Energie wird dabei jeweils aus der über den Brennstoff zugeführten Wärmemenge sowie den sensiblen Wärmemengen des Brennstoffs und der Luft nach

$$\dot{Q}_B = \dot{m}_B \left(H_u + c_B(\vartheta_B - \vartheta_b) + \frac{\mu_{\text{O}_2,\text{O}}}{x_{\text{O}_2,\text{L}}} \lambda_{\text{global}} c_{\text{pL}}(\vartheta_L - \vartheta_b) \right) \quad (4.3)$$

bestimmt. Für Dampfkraftprozesse wird nach [86] eine Empfehlung von 15 °C für die Wahl der Bezugstemperatur ϑ_b gegeben. Da für die hier betrachteten Prozesse die Annahme einer Umgebungstemperatur von 15 °C gilt (vgl. Abschnitt 3.1), können die inneren Energien der aus der Umgebung zugeführten Stoffe vernachlässigt werden. Letztlich ist für die Bewertung eines Prozesses der Stromerzeugung die eingesetzte Brennstoffmenge $\dot{m}_B$ sowie deren maximal nutzbare Wärmemenge $\dot{m}_B H_u$ entscheidend. In gleicher Weise stellt aus der Sicht eines Betreibers die erforderliche Brennstoffmenge das entscheidende Bewertungskriterium für die Analyse der Prozesseffizienz und der Wirtschaftlichkeit dar.

4.1.2 Spezifische CO₂-Emissionen

Die Beurteilung der an die Atmosphäre emittierten CO₂-Mengen erfolgt anhand einer spezifischen Kennzahl, für welche die emittierte CO₂-Menge $\dot{m}_{\text{CO}_2,\text{emittiert}}$ auf die elektrische Nettoleistung $P_{\text{el,ne}}$ des Gesamtprozesses bezogen wird. Die Kennzahl der spezifischen CO₂-Emissionen $\varepsilon_{\text{CO}_2}$

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = \frac{\dot{m}_{\text{CO}_2,\text{emittiert}}}{P_{\text{el,ne}}} \quad (4.4)$$

kann als Vergleichskriterium für die energetische Bewertung verschiedenartiger Prozesse und deren Varianten unter Berücksichtigung der CO₂-Emissionen verstanden werden.

4.2 Referenzprozesse

Die unter Kapitel 3 beschriebenen Referenzprozesse mit Staubfeuerung und mit ZWSF weisen in ihrer konventionellen Ausführung – mit Luft als Sauerstoffträger und ohne CO₂-Abscheidung – unterschiedliche Wirkungsgrade und Eigenbedarfsstrukturen auf. Die auftretenden Unterschiede sind charakteristischen Eigenschaften der jeweils verwendeten Feuerungsart zuzuschreiben. Ausgewählte Angaben zur Prozesseffizienz und zur dazugehörigen Eigenbedarfsstruktur sind in Abbildung 14 für die Referenzprozesse mit Staubfeuerung und mit ZWSF zusammenfassend aufgeführt.

Unter der Voraussetzung einer konstanten Bruttoleistung von 460 MW_{el} lässt sich in einem Vergleich der Feuerungsarten ein um etwa 0,7 %-Punkte höherer Bruttowirkungsgrad bei Verwendung der Staubfeuerung erkennen. In Abbildung 14 ergibt sich der Bruttowirkungsgrad aus der Summation des Nettowirkungsgrades und der auf die dem Prozess zugeführten Energie bezogenen Leistungsaufnahme der Eigenverbraucher. Die thermischen Verluste teilen sich für beide Feuerungsarten im Wesentlichen auf die Wärmeabfuhr im Kondensator und die Dampferzeugerverluste auf. Der verminderte Bruttowirkungsgrad der Anlage mit ZWSF im Vergleich zu jener mit Staubfeuerung ist dabei auf die erhöhten thermischen Verluste über die Bett- und Flugasche, höhere Strahlungsverluste des Dampferzeugers (vgl. Gleichung (3.1)) sowie einen schlechteren Brennstoffumsatz (vgl. Abschnitt 3.3 und 3.4) zurückzuführen.

Auch für den Nettowirkungsgrad der Anlage mit Staubfeuerung ergibt sich ein um etwa 0,9 %-Punkte erhöhter Wirkungsgrad gegenüber der Anlage mit ZWSF. Neben den geringeren Dampferzeugerverlusten, welche für den beschriebenen Unterschied im Bruttowirkungsgrad verantwortlich sind, liegen bei Verwendung der ZWSF zusätzlich deutlich erhöhte Druckverhältnisse für die Frischlüfter vor. Beträgt der rauchgasseitige Druckverlust in der Brennkammer einer Staubfeuerung nur wenige mbar, so erhöht er sich in der WBK einer ZWSF allein infolge der Fest-

stoffsäule auf ein Vielfaches. Weitere Druckverluste im Bereich der Zyklone oder bedarfsweise für die FBK-Fluidisierung kommen hinzu. Für den konventionellen Prozess mit ZWSF ergibt sich ein auf die zugeführte Energie bezogener Eigenbedarf von 1,2 %-Punkten, von denen ca. 0,4 %-Punkte für den Betrieb der Primär- und Sekundärlüfter, ca. 0,3 %-Punkte für den Betrieb des Gebläses zur Siphon- und FBK-Fluidisierung sowie ca. 0,5 %-Punkte für den Betrieb des Saugzugs anfallen. Die durch den Eigenbedarf der Gebläse einer Staubfeuerung – namentlich der Frischlüfter (ca. 0,1 %-Punkte), des Mühlenluftgebläses (ca. 0,06 %-Punkte) sowie des Saugzugs (ca. 0,5 %-Punkte) – hervorgerufenen Einbußen summieren sich zu etwa 0,7 %-Punkte. Der bei der Staubfeuerung für den Betrieb von Gebläsen auftretende Eigenbedarf liegt mit einer Differenz von 0,5 %-Punkten deutlich unter dem Niveau der ZWSF.

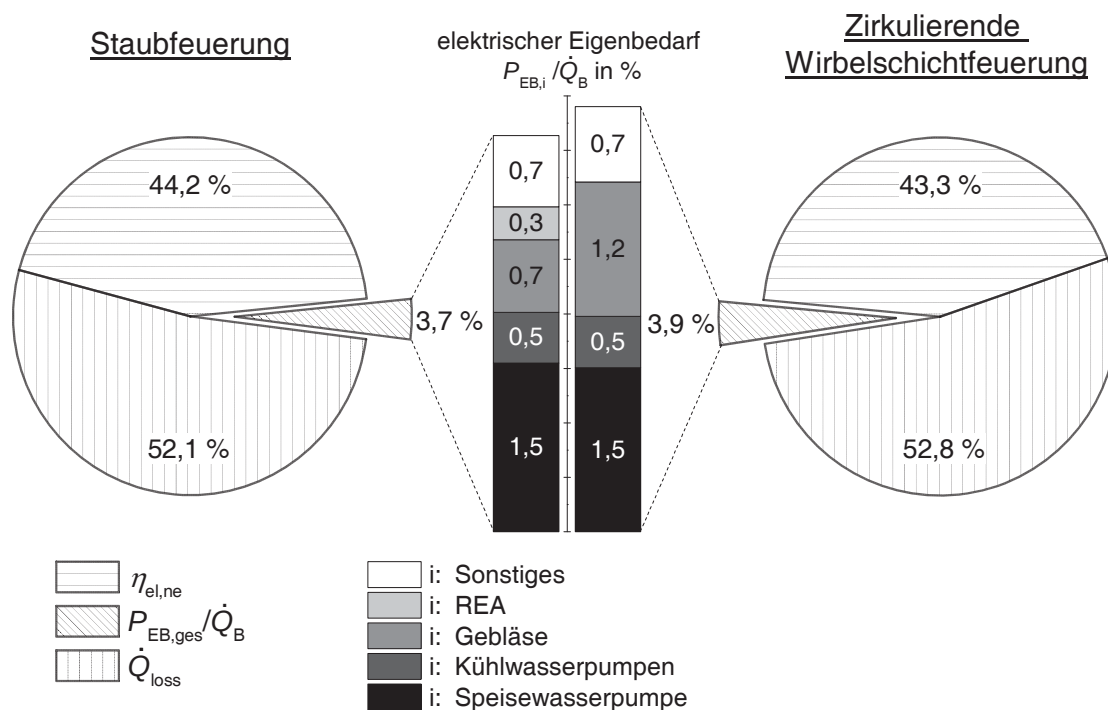


Abbildung 14: Wirkungsgrade und Eigenbedarfsstruktur der Referenzprozesse

Die notwendige Einbindung des bei der Verbrennung der Kohle freiwerdenden Schwefeldioxids, die für die Einhaltung einer SO_2 -Restkonzentration von $100 \text{ mg/m}^3_{i.N.}$ (i.tr.) als Tagesmittelwert erforderlich ist, liegt für beide Referenzprozesse bei etwa 91,7 %. Bei einer nassen Kalksteinwäsche kann dieser Wert nach

dem Stand der Technik problemlos erreicht werden. Der Eigenbedarf, welcher bei der Anlage mit Staubfeuerung durch die REA hervorgerufen wird, beträgt etwa 0,3 %-Punkte. Bei der Anlage mit ZWSF tritt dieser Eigenbedarf nicht auf. Für großtechnische Feuerungsanlagen einer ZWSF bedarf es zum Erreichen einer hinreichenden SO_2 -Einbindung durch die in-situ Entschwefelung der Einhaltung verschiedener Kriterien. Neben der Betttemperatur sind das Ca/S-Verhältnis sowie die Qualität des aufgegebenen Kalksteins beeinflussende Parameter. Für den Referenzprozess mit ZWSF werden ausgewogene Verhältnisse dieser Größen vorausgesetzt, sodass die geforderte SO_2 -Einbindung ohne eine sekundäre Entschwefelungsmaßnahme in Verbindung mit einem signifikanten Eigenbedarf erreicht wird.

Die Eigenbedarfe für die Speisewasserpumpe, die Kühlwasserpumpen oder sonstige Verbraucher elektrischer Energie liegen für beide Referenzanlagen auf vergleichbarem Niveau. Unter Sonstiges sind verschiedene Eigenbedarfe (Kondensatpumpen, Elektrofilter, Bekohlung/Mahl Trocknung, ggf. die Bereitstellung von Inertmaterial und Kalkstein) und Verluste (Transformationsverluste) zusammengefasst, welche einen eher untergeordneten Einfluss auf den Wirkungsgrad ausüben.

In Tabelle 9 sind charakteristische Kennzahlen und ausgewählte Parameter der beiden Referenzprozesse zusammengefasst. Hinsichtlich der Effizienz lässt sich ein Vorteil für die Anlage mit Staubfeuerung erkennen. Für den auf die erzeugte Bruttostrommenge bezogenen Eigenbedarf gibt Su et al. [87] für eine konventionelle ZWSF mit einer Bruttoleistung von $300 \text{ MW}_{\text{el}}$ eine Größenordnung von 9 % an. Dieser Wert liegt für eine Anlage mit Staubfeuerung um etwa 1 % niedriger [87,88], sodass für den staubbefeuerten Prozess ein Wert von 8 % erreicht wird. Für die im Rahmen dieser Arbeit definierten Referenzprozesse ergeben sich Werte von etwa 7,6 % bei Verwendung einer Staubfeuerung und von etwa 8,3 % bei Verwendung einer ZWSF, was jeweils einer vergleichbaren Größenordnung wie in den aufgeführten Quellen entspricht. Die aufgeführten Werte basieren auf der Annahme eines elektrischen Antriebes für die Speisewasserpumpe.

Der geringere Nettowirkungsgrad der ZWSF spiegelt sich bei der Berechnung der spezifischen CO_2 -Emissionen wider. Die spezifischen CO_2 -Emissionen betragen für

den Referenzprozess mit Staubfeuerung $753 \text{ g}_{\text{CO}_2}/\text{kWh}_{\text{el,ne}}$ und sind für den Referenzprozess mit ZWSF um etwa $19 \text{ g}_{\text{CO}_2}/\text{kWh}_{\text{el,ne}}$ höher.

Tabelle 9: Kennzahlen und charakteristische Parameter der Referenzprozesse

	Referenzprozesse	
	SF	ZWSF
elektrischer Eigenbedarf $P_{\text{el,EB}}$ in MW	35,0	38,3
Nettowirkungsgrad $\eta_{\text{el,ne}}$ in %	44,2	43,3
Bruttowirkungsgrad $\eta_{\text{el,br}}$ in %	47,9	47,2
spezifische CO ₂ -Emissionen $\varepsilon_{\text{CO}_2}$ in $\text{g}_{\text{CO}_2}/\text{kWh}_{\text{el,ne}}$	753	772
volumetrischer CO ₂ -Anteil im Rauchgas y_{CO_2} (i.tr.) in %	15,7	15,4
volumetrischer O ₂ -Anteil im Rauchgas y_{O_2} (i.tr.) in %	2,9	3,4

Die Angaben in Tabelle 9 bezüglich der CO₂- und O₂-Anteile im Rauchgas beziehen sich auf das Rauchgas nach dem Austritt aus dem Economiser. Es gilt die Annahme einer Luftzahl von 1,15 für beide Feuerungsarten. Aufgrund des für die Anlage mit ZWSF angenommenen Eintrags von Falschluff in die KHF (Falschluff 2. Art) differieren die jeweiligen Anteile. Ein erhöhter Sauerstoffanteil der Falschluff verbleibt bei der ZWSF im Rauchgas und führt zu einem zunehmenden Restsauerstoffgehalt bei gleichzeitiger Verminderung des CO₂-Anteils.

4.3 Oxyfuel

Im Vergleich zum jeweiligen Referenzprozess führen unter Oxyfuel-Bedingungen insbesondere die LZA und die CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung zu signifikanten Wirkungsgradeinbußen. Zwecks Verminderung dieser Einbußen kann die von der LZA bereitgestellte Sauerstoffreinheit abgesenkt werden. Für eine geringere volumetrische Sauerstoffreinheit von 95 % statt einer Reinheit von 99,5 % und unter den hier gewählten Annahmen verbleibt für eine Gesamtprozessbewertung des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ein Wirkungsgradvorteil von etwa 0,6 %-Punkten. Unabhängig von der Variation der Rauchgasrezirkulationsrate ist dieser Wirkungsgradvorteil annähernd konstant und aus einem Vergleich der Eigenbedarfsstruktur in Abbildung 22 und Abbildung A.2 ersichtlich. Basierend auf diesen Erkenntnissen,

wird für die weiteren Betrachtungen der Staubfeuerung und der ZWSF von einer Sauerstoffreinheit von 95 Vol.-% ausgegangen.

4.3.1 Varianten der Anlagen mit Staubfeuerung

Die Zusammensetzung und die Temperatur des rezirkulierten Rauchgases variieren in Abhängigkeit von der gewählten Schaltungsvariante. Die Menge des Rauchgases, das in den Dampferzeuger zurückgeführt werden muss, um die dampf- und rauchgasseitigen Temperaturen auf Höhe des Brennkammerendes auf ein zulässiges Niveau abzusenken, differiert entsprechend. Neben der erforderlichen Rauchgasrezirkulationsrate ergeben sich u. a. Unterschiede für den Sauerstoffanteil im Oxidator, für die Rauchgaszusammensetzung und für die erreichbare Reinheit im abgetrennten CO₂-Strom. Diese Unterschiede sind neben weiteren Vergleichsgrößen in Tabelle 10 zusammengefasst.

Für die Berechnung der Rauchgasrezirkulationsrate ist das in den Dampferzeuger zurückgeführte Rauchgas, das auf den aus dem Economiser austretenden entaschten Rauchgasmassenstrom bezogen ist, berücksichtigt. Dieses entspricht dem Rauchgasstrom, der tatsächlich als Wärmesenke in die Feuerung rezirkuliert wird. Das Rauchgas, das bei der Rauchgasvorwärmung im Dreh-GaVo als Leakagestrom auf die vom Dampferzeuger abströmende Rauchgasseite übergeht, wird bei dieser Angabe nicht berücksichtigt. Die über die Rezirkulationsgebläse zurückgeführte Rauchgasmenge liegt um den Anteil der Leakageströme höher.

Für den Referenzprozess mit konventioneller Feuerung beträgt der volumetrische Sauerstoffanteil im feuchten Oxidator etwa 20,7 %. Die in Tabelle 10 aufgeführten Angaben der Volumenanteile des Oxidators basieren auf der idealen Vermischung des O₂-Stroms der LZA, des sekundären Rauchgasrezirkulationsstroms und des Falschlufteintrags in den Dampferzeuger. Im Vergleich zum Referenzprozess kommt es für die Oxyfuel-Prozesse zu einer starken Erhöhung des Sauerstoffanteils im Oxidator, sodass sich für die Variante Oxyfuel A ein Wert von 33,5 % ergibt. Die höhere Rauchgasrezirkulationsrate führt für die Variante Oxyfuel B zu einem gegenüber Oxyfuel A um 0,2 %-Punkte geringeren Sauerstoffanteil im Oxidator. Würde man den Sauerstoff auch gleichmäßig mit auf den primären

Rauchgasrezirkulationsstrom verteilen, so ergäben sich mittlere Sauerstoffgehalte im Oxidator von 28,3 % für die Variante Oxyfuel A und von 27,7 % für Oxyfuel B.

Tabelle 10: Prozessparameter für den Referenzprozess und zwei Varianten einer Oxyfuel-Staubfeuerung

		Staubfeuerung		
		Referenz- prozess	Oxyfuel A	Oxyfuel B
Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v}$ in %		-	65,5	66,2
Volumenanteile im Oxidator in % ⁹	y_{O_2}	20,7	33,5	33,3
	y_{H_2O}	1,0	23,1	20,9
Volumenanteile im Rauchgas nach Austritt aus dem Economiser in %	y_{CO_2}	14,3	52,9	55,0
	y_{O_2}	2,6	3,5	3,5
Volumenanteile im CO ₂ -Strom in %	y_{H_2O}	8,8	33,6	31,6
	y_{CO_2}	-	96,3	96,6
spez. Eigenbedarf der CO ₂ -Aufbereitung und -Verdichtung in kWh _{el} /t _{CO₂}	y_{O_2}	-	1,1	1,0
		-	136	134,6
spezifische CO ₂ -Emissionen in g _{CO₂} /kWh _{el,ne}		753	97	95

Gegenüber dem Referenzprozess lässt sich anhand der aufgeführten Volumenanteile im Rauchgas der deutlich erhöhte Wasseranteil im Oxidator der Oxyfuel-

⁹ unter Annahme einer idealen Vermischung des O₂-Stroms der LZA, des sekundären Rauchgasrezirkulationsstroms (nicht des primären) und des Falschlufteintrags 1. Art von 2 %

Prozesse erkennen. Insbesondere bei der Variante mit dem Abzweig der primären und der sekundären Rauchgasrezirkulation hinter der REA, wie es für die Variante Oxyfuel A der Fall ist, wird mit Wasser gesättigtes Rauchgas in den Dampferzeuger zurückgeführt. Entsprechend liegt der Wasseranteil im Rauchgas trotz geringerer Rauchgasrezirkulationsrate gegenüber der Variante Oxyfuel B bei höheren Werten.

Die erreichbare volumetrische CO₂-Reinheit im feuchten Rauchgas nach Austritt aus dem Economiser beträgt für die Oxyfuel-Varianten 52,9 % (Oxyfuel A) und 55,0 % (Oxyfuel B). Aufgrund der Veränderungen bei der Rauchgasrezirkulationsrate und beim Wasseranteil des rezirkulierten Rauchgases ergeben sich andere Vermischungsverhältnisse, sodass daraus für die Variante Oxyfuel A ein um 0,8 %-Punkte geringerer CO₂-Anteil im trockenen Rauchgas folgt. Der verminderte CO₂-Anteil im Rauchgas wirkt sich nachteilig auf die erreichbare Reinheit im CO₂-Strom und den damit verbundenen elektrischen Eigenbedarf der CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung aus. Für das Erreichen einer CO₂-Abscheiderate von 90 % bedarf es bei der Variante Oxyfuel A eines höheren Druckniveaus bei der Verdichtung des Rauchgasstroms für die CO₂-Aufbereitung. Bei der Kondensation des CO₂ führt das höhere erforderliche Druckniveau zu einer zunehmenden Lösung von Begleitgasen im CO₂-Strom. Eine um etwa 0,3 %-Punkte verminderte volumetrische CO₂-Reinheit ist die Folge.

Für den Referenzprozess und die Oxyfuel-Varianten A und B bei Verwendung einer Staubfeuerung sind die elektrischen Wirkungsgrade in Verbindung mit der jeweiligen Eigenbedarfsstruktur in Abbildung 15 dargestellt. Im Vergleich zum Bruttowirkungsgrad des Referenzprozesses von 47,9 % nehmen die Bruttowirkungsgrade u. a. aufgrund geringerer Rauchgasverluste für die Variante Oxyfuel A um 0,9 %-Punkte und für die Variante Oxyfuel B um 1,4 %-Punkte zu. Da der in die REA eintretende Rauchgasmassenstrom für die Variante Oxyfuel B nur etwa 50 % des Massenstroms von Oxyfuel A beträgt und die sekundäre Rauchgasrezirkulation ungeeignet und auf einem höheren Temperaturniveau in den Dampferzeuger zurückgeführt wird, kommt es zu deutlich geringeren Verlusten. Daraus resultiert der größere Zugewinn von 0,5 %-Punkten im Bruttowirkungsgrad für die Variante Oxyfuel B.

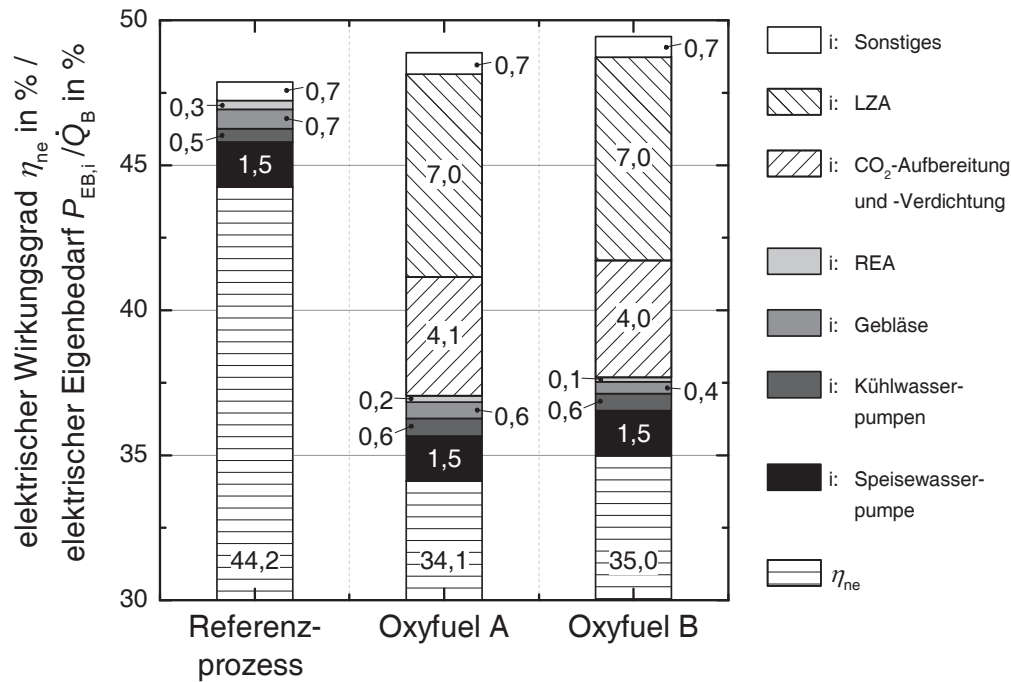


Abbildung 15: Eigenbedarfsstruktur des Referenzprozesses und der beiden Oxyfuel-Varianten A und B mit Staubfeuerung

Der elektrische Eigenbedarf der Speisewasserpumpe weist für alle Varianten keine signifikanten Änderungen auf. Gegenüber dem Referenzprozess nimmt der Eigenbedarf durch den Betrieb der Kühlwasserpumpen bei den Oxyfuel-Varianten etwa um 0,1 %-Punkte zu, was im Wesentlichen durch den zusätzlichen Kühlbedarf für die Rauchgastrocknung vor Eintritt in die CO₂-Aufbereitung verursacht wird. Etwa 49 bis 56 MW_{th} werden im Rauchgaskondensator auf das Kühlwasser übertragen und zusätzlich über den Kühlkreislauf des Kraftwerks abgeführt.

Die Art der Gebläse und ihr Eigenbedarf unterscheiden sich für einen konventionellen Prozess gegenüber einem Oxyfuel-Prozess grundlegend. In einem Vergleich zum Referenzprozess kann eine Abnahme im summierten elektrischen Eigenbedarf des Saugzuggebläses sowie des primären und sekundären Rezirkulationsgebläses von etwa 0,1 %-Punkte für Variante Oxyfuel A verzeichnet werden. Vergleicht man die beiden Oxyfuel-Varianten miteinander, so wird aufgrund der höheren Temperatur der sekundären Rauchgasrezirkulation bei der Variante Oxyfuel B eine größere Rauchgasmenge erforderlich, um eine vergleichbare Wärmemenge von der Brennkammer in die KHF verschieben zu können. Der Nach-

teil eines größeren Rauchgasmassenstroms wird u. a. durch geringere Druckverluste im Rauchgaspfad der sekundären Rauchgasrezirkulation kompensiert. Das sekundär zurückgeführte Rauchgas strömt nicht durch den GaVo, das Elektrofilter, die Wärmeverschiebesysteme und die REA (vgl. Abbildung 11), sodass eine geringere Druckerhöhung erforderlich ist. Für den summierten Eigenbedarf der Gebläse ergibt sich daraus ein Nettowirkungsgradvorteil von etwa 0,2 %-Punkten für Variante B.

Für die betrachteten staubbefeuerten Prozesse werden unter Voraussetzung einer konstanten SO_2 -Austrittskonzentration aus der REA bei der Abscheidung des SO_2 unterschiedliche Abscheideleistungen erforderlich. Bedarf es für den Referenzprozess einer SO_2 -Einbindung von etwa 91,7 %, so steigt die notwendige Abscheidung bei Variante Oxyfuel A auf 96,4 % und bei Variante Oxyfuel B auf 97,7 % an. Für die Auslegung und Simulation der REA wird dieser Zunahme u. a. mit einer Anpassung der Reaktorhöhe, erhöhten Druckverlusten infolge zusätzlicher Einbauten oder einem höheren L/G begegnet (vgl. 3.3.3). Neben diesen Kriterien wirken sich die in die REA eintretenden Massen- und Volumenströme des Rauchgases maßgeblich auf den Eigenbedarf der REA aus. Gegenüber dem Volumenstrom im Referenzprozess nimmt dieser bei Variante Oxyfuel A um etwa 26 % und bei Variante Oxyfuel B um etwa 63 % ab. Im Vergleich zum Referenzprozess resultiert aus dem geringeren Eigenbedarf der REA ein Nettowirkungsgradvorteil von etwa 0,1 %-Punkten für die Variante Oxyfuel A und von etwa 0,2 %-Punkten für die Variante Oxyfuel B.

Die erhöhte Rauchgasrezirkulationsrate bei der Variante Oxyfuel B führt sowohl im feuchten als auch im trockenen Rauchgas zu einem höheren CO_2 -Anteil (vgl. Tabelle 10). Für diese Variante ergibt sich unter der Vorgabe einer konstanten CO_2 -Abscheiderate von 90 % ein Wirkungsgradvorteil von 0,1 %-Punkten aus dem Betrieb der CO_2 -Aufbereitung und -Verdichtung. Infolge des Eigenbedarfs der LZA ist jeweils ein auf die Feuerungswärmeleistung bezogener Eigenbedarf von etwa 7,0 %-Punkten zu verzeichnen. Der elektrische Eigenbedarf für sonstige Verbraucher ist für beide Varianten annähernd konstant und auch gegenüber dem Referenzprozess auf einem vergleichbaren Niveau von etwa 0,7 %. Aus einem Vergleich der Nettowirkungsgrade für die Varianten Oxyfuel A und Oxyfuel B lässt sich ab-

schließlich ein Wirkungsgradvorteil von etwa 0,9 %-Punkten für die Variante B mit heißer Rauchgasrezirkulation entnehmen.

Die spezifischen CO₂-Emissionen belaufen sich für den steinkohlebefeuchten Referenzprozess auf 753 g_{CO₂}/kWh_{el,ne} (vgl. Tabelle 10). Für die Oxyfuel-Varianten lässt sich eine Minderung der spezifischen CO₂-Emissionen auf 97 g_{CO₂}/kWh_{el,ne} bei Variante Oxyfuel A und auf 95 g_{CO₂}/kWh_{el,ne} bei Variante Oxyfuel B erreichen.

4.3.2 Varianten der Anlagen mit ZWSF

Wird eine kohlebefeuchte Anlage mit ZWSF unter Oxyfuel-Bedingungen, basierend auf einer Rauchgasrezirkulationsrate im Bereich von 70 bis 75 % ausgelegt, so handelt es sich um eine zum konventionellen Prozess vergleichbare Gestaltung des Dampferzeugers. Der Wertebereich für $R_{RG,v}$ ergibt sich aus der Tatsache, dass verschiedene Vergleichskriterien betrachtet werden können. Die Gegenüberstellung zu einer konventionellen Auslegung mit Luft als Verbrennungsmedium kann z. B. anhand der anteiligen Wärmemengenverteilung in den Komponenten WBK, FBK und KHF oder anhand des Strömungsquerschnitts der WBK erfolgen. Die Wärmemengenverteilung des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ist für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % mit jener des Referenzprozesses vergleichbar. Aufgrund unterschiedlicher Stoffeigenschaften des Rauchgases beträgt die Rauchgasrezirkulationsrate, die zu einem gleichen Strömungsquerschnitt der WBK führt, etwa 75 %. Im Rahmen dieser Arbeit wird als Vergleichskriterium die Wärmemengenverteilung herangezogen, sodass die Darstellung der Ergebnisse bis zu einer Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % erfolgt. Die Darstellung einer reduzierten Rauchgasrezirkulationsrate endet bei einem theoretisch erreichbaren Minimum $R_{RG,v,min}$, bei welchem das rezirkulierte Rauchgas vollständig für die Fluidisierung der FBK und der Siphons eingesetzt wird. Für das Basisszenario beträgt das Minimum $R_{RG,v,min}$ 35 %.

Im Gegensatz zur Staubfeuerung besteht für die ZWSF die Möglichkeit, die als Wärmesenke benutzte Rauchgasrezirkulation durch eine erhöhte Wärmeabfuhr aus dem in der Wirbelschicht zirkulierenden Feststoffstrom zu vermindern, um dadurch einen Wirkungsgradvorteil des Gesamtprozesses zu erzielen. Der ZWSF-

Oxyfuel-Prozess besitzt somit gegenüber dem staubbefeuerten Oxyfuel-Prozess einen weiteren Freiheitsgrad, durch den eine Vielzahl an Konzeptionen des Dampferzeugers und des Gesamtprozesses in Abhängigkeit von der gewählten Rauchgasrezirkulation denkbar sind.

Eine abnehmende Rauchgasrezirkulationsrate hat für die Auslegung der ZWSF zur Folge, dass zum Aufrechterhalten der Strömungsbedingungen in der WBK und den KHF eine Reduktion der Strömungsquerschnitte notwendig ist. Diese Reduktion führt unter der Annahme gleichbleibender Ein- und Austrittstemperaturen auf der Rauchgasseite zu einer geringeren Wärmemenge, die in der WBK und den KHF auf die Wasser-/Dampfseite übertragen wird. Ausgleichend muss eine größere Wärmemenge in den FBK übertragen werden, sodass aus einer steigenden FBK-Größe bzw. -Anzahl ein erhöhter Fluidisierungsbedarf für diesen Anlagenteil resultiert. Ein theoretischer Grenzfall für die Minderung der Rauchgaszirkulationsrate wird erreicht, indem der Fluidisierungsbedarf für die FBK dem zurückgeführten Rauchgasvolumen entspricht. Durch eine derartige Auslegung erfolgt die Fluidisierung der WBK über den Düsenboden ausschließlich mit dem direkt aus der LZA gelieferten O₂-reichen Strom. Das Minimum der Rauchgasrezirkulationsrate variiert in Abhängigkeit von verschiedenen Parametern. Alle Annahmen und Randbedingungen, welche die Abmessungen der FBK und damit den Fluidisierungsbedarf erhöhen oder das bereitgestellte Volumen des Fluidisierungsgases durch eine Temperaturabnahme mindern, führen zu einer Erhöhung der minimal erreichbaren Rauchgasrezirkulationsrate. Im Rahmen dieser Arbeit ist dieser Einfluss u. a. anhand von Veränderungen an der Prozesstopologie (vgl. Abschnitt 4.3.2), einer alternativen Brennstoffwahl (vgl. Abschnitt 4.3.3) sowieso erhöhter Dampfparameter (vgl. Abschnitt 4.3.3) untersucht worden.

Eine detaillierte Beschreibung der Gestaltungsvarianten des Dampferzeugers eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses einschließlich begrenzender Faktoren im Hinblick auf eine Verminderung der Rauchgasrezirkulation ist in [13] zu finden. Die Auswirkungen einer verminderten Rauchgasrezirkulationsrate u. a. auf die Wärmemengenverteilung im Dampferzeuger oder auf den Sauerstoffanteil im Oxidator, welcher über den Düsenboden in die WBK eingebracht wird, werden dort umfassend diskutiert.

Analog zu den staubbefeuerten Oxyfuel-Varianten, in welchen das Rauchgas auf unterschiedlichen Temperaturniveaus zurückgeführt wird, lässt sich auch bei Verwendung einer ZWSF das rezirkulierte Rauchgas auf verschiedenen Temperaturniveaus zurückführen. Bevor in Abschnitt 4.3.2.3 eine ausführliche Betrachtung der Folgen einer verminderten Rauchgasrezirkulationsrate auf die Effizienz des Gesamtprozesses diskutiert wird, erfolgt eine Bewertung der Temperatur, mit welcher das rezirkulierte Rauchgas zurückgeführt wird, hinsichtlich ihrer Auswirkungen auf den Wirkungsgrad. Eine von Marion et al. [7] vorgeschlagene Prozessverschaltung mit „kalter“ Rauchgasrezirkulation (vgl. Abschnitt 3.4.2 – Topologie Oxyfuel I) wird dabei einer Topologie mit „heißer“ Rauchgasrezirkulation (vgl. Abschnitt 3.4.2 – Topologie Oxyfuel II) nach Weng et al. [89] gegenübergestellt und im Hinblick auf ihr Wirkungsgradpotenzial bewertet.

In Abbildung 16 sind die Brutto- und Nettowirkungsgrade für die Topologien Oxyfuel I und Oxyfuel II in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate dargestellt. Für die Topologie Oxyfuel II mit „heißer“ Rauchgasrückführung ergibt sich bei hohen Rauchgasrezirkulationsraten ein um 0,8 %-Punkte erhöhter Bruttowirkungsgrad als für die Topologie mit „kalter“ Rauchgasrückführung. Für den Nettowirkungsgrad von Topologie Oxyfuel II verbleibt trotz eines größeren Leistungsbedarfs für die Rezirkulationsgebläse ein Vorteil von etwa 0,45 %-Punkten. Bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 37 %, welche der minimalen Rauchgasrezirkulation für die Topologie Oxyfuel I entspricht, beträgt der Bruttowirkungsgradvorteil von Topologie Oxyfuel II etwa 0,3 %-Punkte. Für den Nettowirkungsgrad verbleibt ein Vorteil von etwa 0,15 %-Punkten.

Der geringere Bruttowirkungsgrad für die Topologie Oxyfuel I lässt sich damit begründen, dass die regenerative Speisewasservorwärmung durch die Rauchgaswärmenutzung schlechter wird. Die Abkühlung des gesamten Rauchgasstroms auf 80 °C führt zu einem geringeren Bedarf an Anzapfdampf für die Vorwärmung des Kondensats, sodass mehr Dampf bis zum Kondensator in der Turbine verbleibt. Höhere Abwärmeverluste im Kondensator sind die Folge. Für die Topologie Oxyfuel II bleibt ein größerer Teil der Rauchgasenergie im Prozess, sodass der Bedarf für Kondensat als Wärmesenke geringer ausfällt und somit die regenerative Speisewasservorwärmung besser ist.

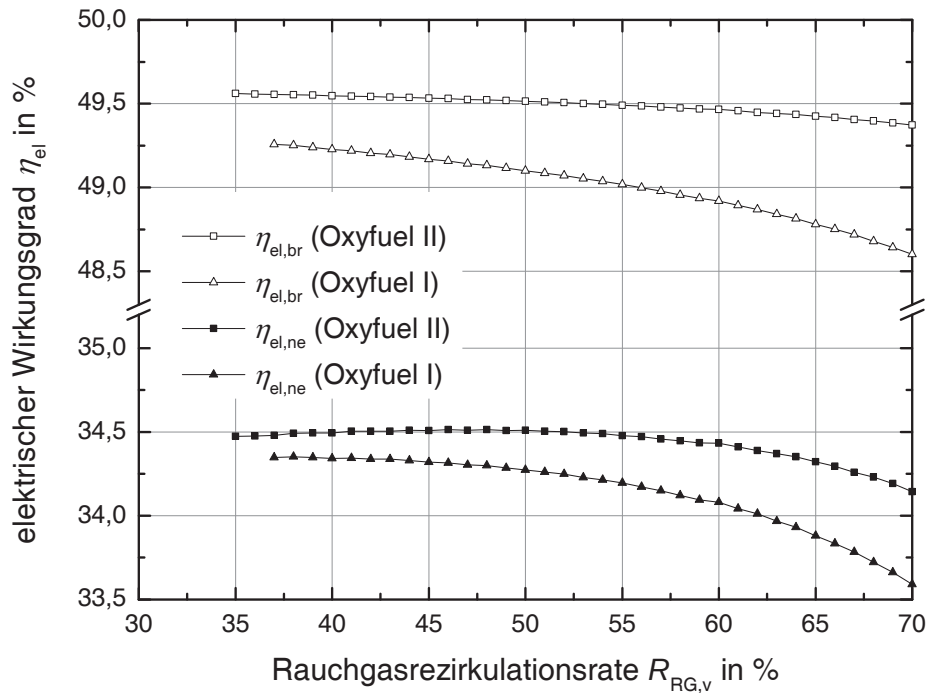


Abbildung 16: Potenzialbewertung der Topologien eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit „kalter“ Rauchgasrezirkulation (Topologie Oxyfuel I) nach Marion et al. [7] und mit „heißer“ Rauchgasrückführung (Topologie Oxyfuel II) nach Weng et al. [89]

Der Nettowirkungsgradvorteil von Topologie Oxyfuel II mit „heißer“ Rauchgasrückführung fällt gegenüber der Topologie Oxyfuel I mit „kalter“ Rauchgasrezirkulation im Vergleich zur Staubfeuerung ($\eta_{ne,Oxyfuel\ B} - \eta_{ne,Oxyfuel\ A} = +0,9\ \text{\%}$ -Punkte – vgl. Abbildung 15) deutlich geringer aus. Dies ist mit dem größeren Anteil der Gebläse am elektrischen Eigenbedarf bei Verwendung einer ZWSF zu begründen (vgl. Abbildung 14).

In den nachfolgenden Abschnitten erfolgt eine ausführliche Betrachtung der Folgen einer verminderten Rauchgasrezirkulation für einen ZWSF-Oxyfuel-Prozess auf die Rauchgaszusammensetzung, die erreichbare CO₂-Reinheit im abgetrennten CO₂-Strom sowie auf die Eigenbedarfsstruktur und die realisierbaren Wirkungsgrade. Aufgrund des größeren Wirkungsgradpotenzials für den Gesamtprozess wird für dieses Basisszenario eine Prozesstopologie mit „heißer“ Rauchgasrezirkulation nach Topologie Oxyfuel II gewählt.

4.3.2.1 Rauchgaszusammensetzung

Der Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf den CO_2 - und O_2 -Anteil im Rauchgas, welches in die CO_2 -Aufbereitung und -Verdichtung eintritt, ist in Abbildung 17 dargestellt.

Für eine idealisierte Betrachtung des Oxyfuel-Prozesses ohne Falschlufteintrag ($\alpha_2 = 0\%$) resultiert aus dem Absenken der Rauchgasrezirkulationsrate ein zunehmender Sauerstoffanteil im trockenen Rauchgas. Eine Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf 35 % führt bei einer lokalen Sauerstoffzahl von 1,15 nahezu zu einer Verdoppelung des volumetrischen Sauerstoffanteils von 5,3 % auf 10,5 %. Unter der Voraussetzung einer konstanten Sauerstoffzahl und einer gleichbleibenden elektrischen Bruttoleistung ergibt sich eine annähernd konstante Sauerstoffmenge, die der Feuerung zugeführt wird. Nach dem Brennstoffumsatz verbleibt eine feste Sauerstoffmenge im Rauchgas, sodass der zunehmende Sauerstoffanteil infolge einer abnehmenden Verdünnung mit rezirkuliertem CO_2 -reichen Rauchgas begründbar ist. Gegenläufig zum steigenden Sauerstoffanteil im trockenen Rauchgas nimmt der CO_2 -Anteil unter Vernachlässigung von Falschlufteintrag in den KHF von 86,2 % stetig auf 82,2 % ab.

Die Variation des Falschlufteintrags α_2 führt zu sehr geringen Veränderungen des Sauerstoffanteils im trockenen Rauchgas vor dem Eintritt in die CO_2 -Aufbereitung und -Verdichtung. In Abhängigkeit von der Höhe des Falschlufteintrags bildet sich ein Optimum für den maximal erreichbaren CO_2 -Anteil im Rauchgas aus. Für das Basisszenario mit einem Falschlufteintrag in den KHF von 2 % liegt dieses Optimum bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von etwa 55 %. Für eine Rauchgasrezirkulation von mehr als 55 % wirkt sich der Eintrag der Falschlufteintrags als dominanter Einflussfaktor negativ auf den erreichbaren CO_2 -Anteil im trockenen Rauchgas aus. Beträgt der Anteil des rezirkulierten Rauchgases weniger als 55 % nimmt der Einfluss der Falschlufteintrags ab, sodass der zunehmende Sauerstoffanteil im trockenen Rauchgas dominiert und zu einem sinkenden CO_2 -Anteil führt. Für das Basisszenario variiert der volumetrische CO_2 -Anteil im trockenen Rauchgas zwischen 78,1 % ($R_{\text{RG},v} = 70\%$) und 79,1 % ($R_{\text{RG},v} = 55\%$). Das Optimum des erreichbaren CO_2 -Anteils verschiebt sich, ausgehend vom Basisszenario, für einen Falschlufteintrag

von $\alpha_2 > 2\%$ hin zu einer niedrigeren und für einen Falschlufteintrag von $\alpha_2 < 2\%$ hin zu einer höheren Rauchgasrezirkulationsrate. Entsprechend ergibt sich das Optimum für $\alpha_2 = 1\%$ bei einem CO_2 -Anteil von 82,1 % und einer Rauchgasrezirkulationsrate von 65,5 %.

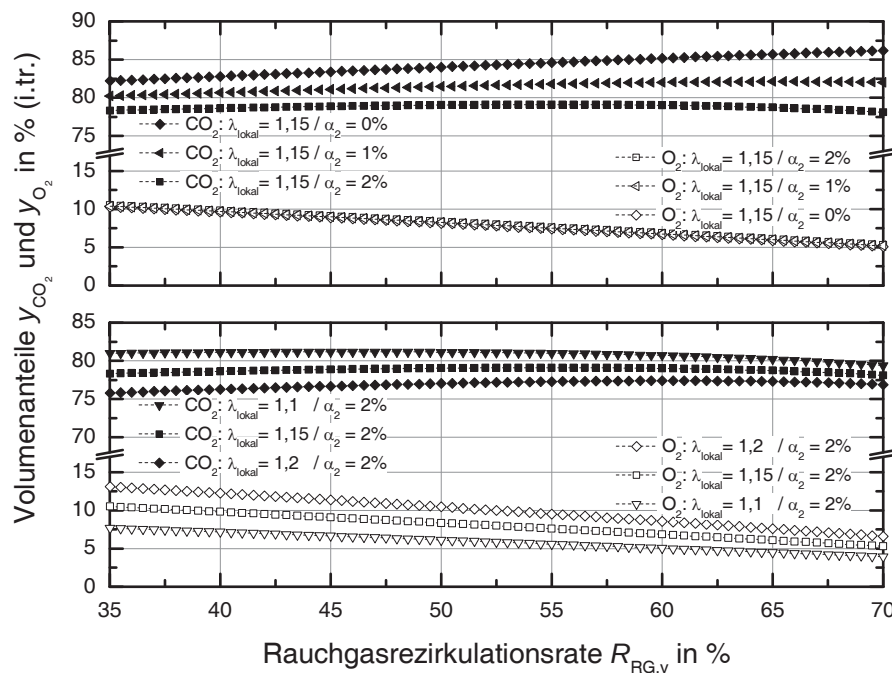


Abbildung 17: Einfluss der lokalen Sauerstoffzahl und des Falschlufteintrags auf die CO_2 - und O_2 -Anteile im Rauchgas vor Eintritt in die CO_2 -Aufbereitung und -Verdichtung bei Variation der Rauchgasrezirkulationsrate

Die Variation der Sauerstoffzahl λ_{lokal} wirkt sich signifikant auf die Volumenanteile y_{CO_2} und y_{O_2} im trockenen Rauchgas aus. Bedarf es eines höheren Sauerstoffüberschusses, resultiert daraus ein zunehmender Sauerstoffanteil im Rauchgas. Dieser Überschuss findet sich als zunehmende Verunreinigung im Rauchgas des Oxyfuel-Prozesses wieder. Um den Trennaufwand innerhalb der CO_2 -Aufbereitung zu vermindern, sollte die lokale Sauerstoffzahl für den Oxyfuel-Prozess so gering wie möglich gewählt werden. Für eine Sauerstoffzahl von 1,2 nimmt der volumetrische Sauerstoffanteil im trockenen Rauchgas für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 35 % auf bis zu 13,1 % zu. Das Optimum für den CO_2 -Anteil im Rauchgas ver-

schiebt sich durch eine variierende lokale Sauerstoffzahl. Beträgt für das Basisszenario der maximale CO_2 -Anteil im trockenen Rauchgas etwa 79,1 % bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 55 %, so liegt das Optimum für eine Sauerstoffzahl von 1,1 bei der geringeren Rauchgasrezirkulationsrate von 46 % ($y_{\text{CO}_2} = 81,2 \%$). Für eine Sauerstoffzahl von 1,2 verschiebt sich das Optimum zu der größeren Rauchgasrezirkulationsrate von 60,5 % ($y_{\text{CO}_2} = 77,4 \%$).

Für das Basisszenario (Sauerstoffzahl $\lambda_{\text{lokal}} = 1,15$; Falschlufteintrag $\alpha_2 = 2 \%$) sind die volumetrischen Anteile y_i von CO_2 , O_2 , N_2 , Ar und H_2O im Rauchgas vor Eintritt in die Rauchgastrocknung für eine Variation der Rauchgasrezirkulationsrate in Abbildung 18 dargestellt. Die trockene Rauchgaszusammensetzung auf der primären Ordinate wird auf der sekundären Ordinate durch den volumetrischen Wasseranteil ergänzt.

Der volumetrische Wasseranteil $y_{\text{H}_2\text{O}}$ im Rauchgas differiert nur geringfügig infolge einer veränderten Rauchgasrezirkulationsrate. Die maximale Differenz beträgt dabei etwa 0,2 %-Punkte. Für das Basisszenario ergeben sich volumetrische CO_2 -Anteile im feuchten Rauchgas zwischen 54,6 % ($R_{\text{RG,v}} = 70 \%$) und 55,1 % ($R_{\text{RG,v}} = 55 \%$). Gegenüber der Oxyfuel-Staubfeuerung liegen diese auf einem vergleichbaren Niveau (vgl. Tabelle 10 Oxyfuel B).

Die Veränderungen der CO_2 - und O_2 -Anteile im trockenen Rauchgas infolge einer verminderten Rauchgasrezirkulationsrate wurden bereits anhand von Abbildung 17 näher erläutert. Beeinflusst durch die gegenläufigen Effekte eines zunehmenden O_2 -Anteils und eines abnehmenden N_2 -Anteils, kommt es für den CO_2 -Anteil nur zu geringfügigen Veränderungen. Der im Rauchgas mitgeführte Stickstoff entstammt zu geringen Anteilen der Kohle und dem Sauerstoffstrom der LZA. Der Großteil des im Rauchgas befindlichen N_2 gelangt über die eingetragene Falschlufte in den Prozess. In Abhängigkeit von der Höhe der Rauchgasrezirkulationsrate innerhalb der dargestellten Bandbreite von 35 % bis 70 % beträgt der Stickstoffeintrag über die Falschlufte etwa 70 % bis 86 % bezogen auf den gesamten im Prozess befindlichen Stickstoffmassenstrom. Dabei gilt, je geringer die Rauchgasrezirkulationsrate ist, desto niedriger fällt auch der über die Falschlufte eingetragene N_2 -Anteil aus.

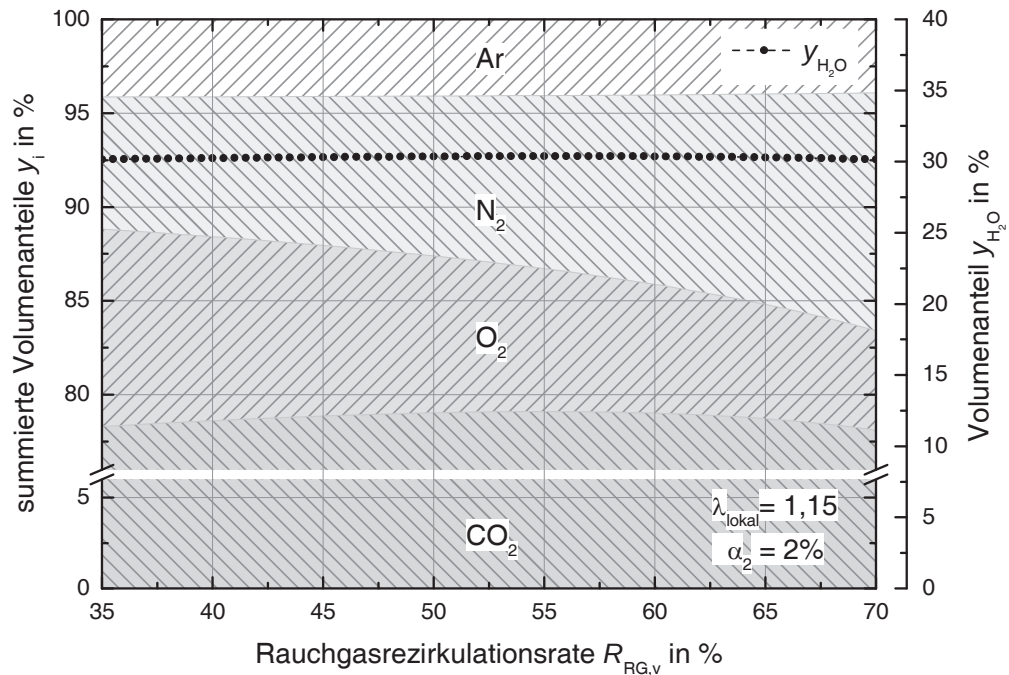


Abbildung 18: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Zusammensetzung des Rauchgases vor Eintritt in die Rauchgastrocknung ($\vartheta_{RG} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$; $p_{RG} = 1,014 \text{ bar}$)

Der volumetrische Anteil des Argons im trockenen Rauchgas liegt bei Variation der Rauchgasrezirkulationsrate auf einem annähernd konstanten Niveau von etwa 4 %. Bei höheren Rauchgasrezirkulationsraten kommt es absolut gesehen zu einem verstärkten Eintrag von Falschluff, sodass zunehmend auch Ar aus der Falschluff in den Prozess eingetragen wird. In Abhängigkeit von der Höhe der Rauchgasrezirkulationsrate stammt das im Prozess befindliche Argon zu etwa 96,7 % ($R_{RG,v} = 70 \text{ } \%$) bis 98,6% ($R_{RG,v} = 35 \text{ } \%$) aus dem Sauerstoffstrom der LZA.

4.3.2.2 Erreichbare CO_2 -Reinheiten

Mit der unter Abschnitt 3.7 aufgezeigten Prozesskonfiguration einer CO_2 -Aufbereitung, die als partielle CO_2 -Kondensation ausgeführt ist, ergeben sich für eine Variation der Rauchgasrezirkulationsrate unterschiedliche CO_2 -Anteile im abgetrennten CO_2 -Strom. Die aufgeführten Werte basieren auf der Annahme einer

90 %-igen Abscheidung des CO_2 . Je nach Ausgangskonzentration des CO_2 im Rauchgas differiert die erreichbare CO_2 -Reinheit.

In Abbildung 19 ist der CO_2 -Anteil im abgetrennten CO_2 -Strom für eine Variation der Rauchgasrezirkulationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffzahl λ_{lokal} und dem Falschlufteintrag α_2 dargestellt. Für das Basisszenario ergibt sich der maximale CO_2 -Anteil im abgetrennten CO_2 wiederum bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 55 % mit einer maximal erreichbaren volumetrischen CO_2 -Reinheit y_{CO_2} von etwa 96,2 %. Bei einer weiteren Verminderung der Rauchgasrezirkulationsrate auf 35 % nimmt die CO_2 -Reinheit bis auf 95,8 % ab.

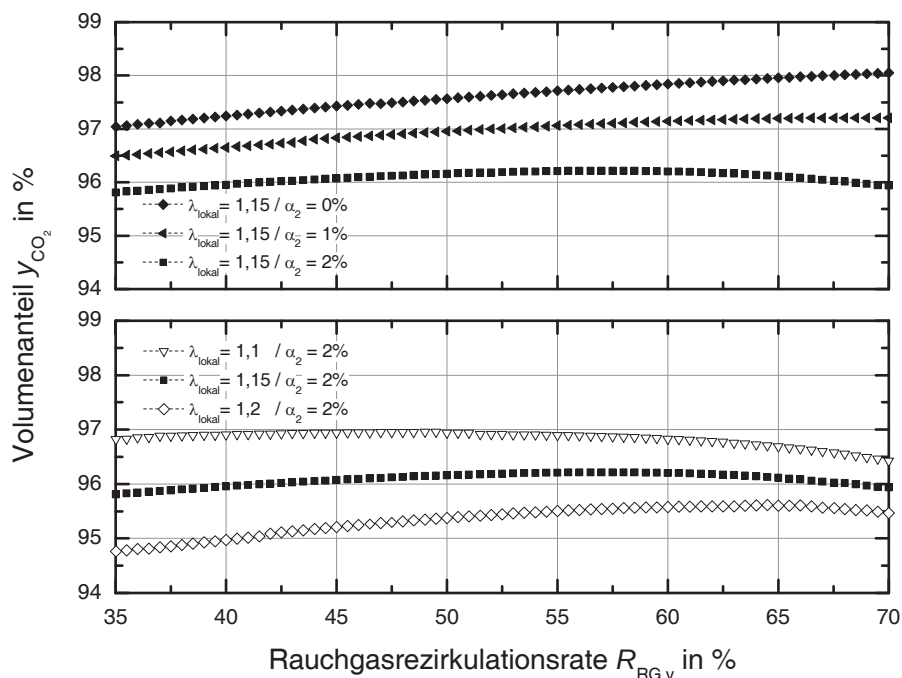


Abbildung 19: Einfluss der lokalen Sauerstoffzahl und des Falschlufteintrags auf den CO_2 -Anteil im CO_2 -reichen Strom stromabwärts der CO_2 -Aufbereitung mit partieller CO_2 -Kondensation bei Variation der Rauchgasrezirkulationsrate

Das Einhalten einer volumetrischen Reinheitsanforderung y_{CO_2} von z. B. 96 % ist somit nicht für jede Rauchgasrezirkulationsrate im Auslegungspunkt gewährleistet. Zum Erzielen einer höheren CO_2 -Reinheit ist ggf. der Einsatz einer Rektifikation in Betracht zu ziehen. Bedarf es gegenüber dem Basisszenario einer Auslegung mit

einer erhöhten Sauerstoffzahl λ_{lokal} oder mit einem größeren Falschlufteintrag α_2 , müssen auch diese Kriterien bei der Konzeptionierung der CO₂-Aufbereitung berücksichtigt werden.

In Abbildung 20 ist die Zusammensetzung des CO₂-Stroms nach der partiellen CO₂-Kondensation für das Basisszenario in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate detaillierter aufgeführt. Für eine abnehmende Rauchgasrezirkulationsrate lassen sich ein zunehmender Sauerstoffanteil (wegen der geringeren Verdünnung) und ein abnehmender Stickstoffanteil infolge eines sinkenden Eintrags an Falschlufft (wegen der geringeren Abmessungen der Komponenten) erkennen.

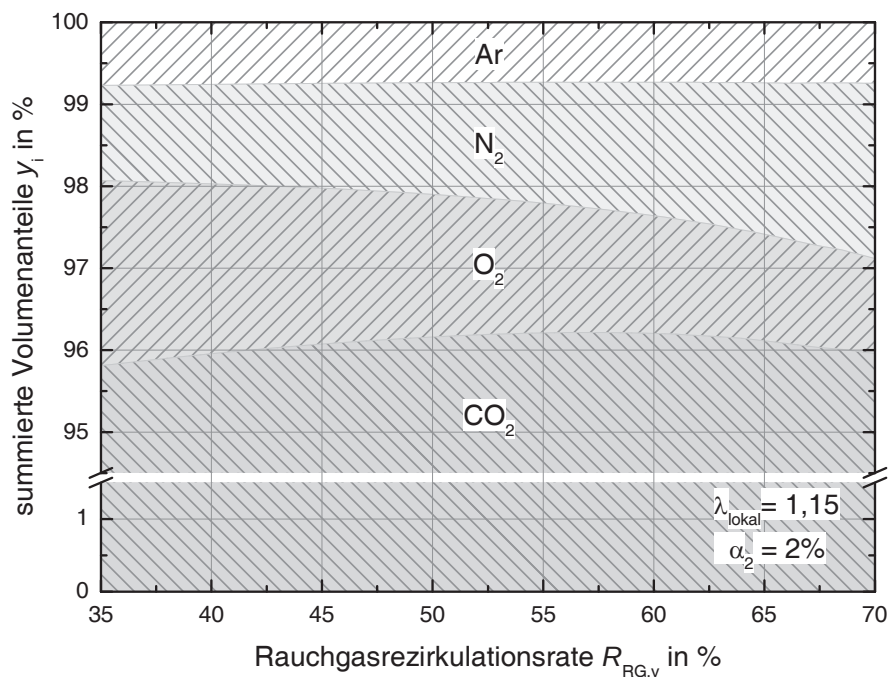


Abbildung 20: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Zusammensetzung des abgetrennten CO₂-Stroms ($p_{\text{RG}} = 110 \text{ bar}$)

Das im CO₂-Strom enthaltene Ar sowie N₂ können als inert betrachtet werden. Diese Komponenten stellen keinerlei Korrosionsrisiko für die anschließende Transportkette zum Speicher dar. Für eine Auslegung bei verminderter Rauchgasrezirkulationsrate ist zu beachten, dass sich der volumetrische Sauerstoffanteil im CO₂-Strom etwa um den Faktor 1,8 von 1,2 % ($R_{\text{RG,v}} = 70 \text{ %}$) auf 2,2 % ($R_{\text{RG,v}} = 35 \text{ %}$)

erhöht. Grundsätzlich wirkt sich ein steigender Sauerstoffanteil negativ auf die Korrosionsraten der Pipelinewerkstoffe aus [17]. Unter Einsatz einer partiellen CO₂-Kondensation liegt der CO₂-reiche Strom jedoch annähernd vollständig getrocknet vor, sodass ein Sauerstoffanteil bis zu 4 % kein Problem darstellt. Ein erhöhter Sauerstoffanteil ist vorrangig im Hinblick auf die Lagerstätte kritisch zu sehen, da es dort u. a. durch die Oxidation von Metallen zu Verblockungen des porösen Gesteins kommen kann. Um den Sauerstoffanteil im CO₂-Strom weiter zu reduzieren, wäre der Einsatz einer Rektifikationskolonne notwendig.

Die Zusammensetzung des Restgases aus der CO₂-Aufbereitung ist für das Basis-szenario ergänzend in Abbildung A.1 im Anhang dargestellt.

4.3.2.3 Eigenbedarfsstruktur und Wirkungsgrade

Die Eigenbedarfsstruktur sowie die Wirkungsgrade für den integrierten Gesamtprozess eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses werden deutlich von der Rauchgasrezirkulationsrate beeinflusst. Insbesondere der Eigenbedarf der erforderlichen Gebläse verändert sich signifikant. In Abbildung 21 ist der Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf den Eigenbedarf des Saugzugs, des Fluidisierungsgebläses für die FBK, des Fluidisierungsgebläses für die Siphons und der Gebläse zur Förderung des primären und sekundären Oxidators dargestellt. Die Pressungen der einzelnen Gebläse betragen etwa 65 mbar für den Saugzug, 500 mbar für das Fluidisierungsgebläse von FBK und Siphons, 170 mbar für das primäre Oxidatorgebläse und 120 mbar für das sekundäre Oxidatorgebläse. Die gestufte Zufuhr des Oxidators dient neben verbrennungstechnischen Aspekten einer Anpassung der Rauchgasgeschwindigkeit an den Querschnitt der WBK, sodass eine Vergleichmäßigung der Strömungsbedingungen erreicht wird [90]. Dabei haben der Primäroxidator und der Sekundäroxidator den gleichen Sauerstoffgehalt (vgl. Abbildung 13). Um die Fluidisierung des Feststoffs innerhalb der WBK zu gewährleisten, bedarf es einer hinreichend hohen Geschwindigkeit oberhalb des Düsenbodens. Unter der Annahme einer Geschwindigkeit oberhalb des Düsenbodens der WBK von mindestens

$2,5 \text{ m/s}^{10}$ ergibt sich ein minimaler Volumenstrom für den erforderlichen Primär-oxidator. Für ein Flächenverhältnis von 2, in welchem der aufgeweitete Strömungsquerschnitt der WBK ins Verhältnis zum WBK-Querschnitt auf Höhe des Düsenbodens gesetzt wird, resultiert aus diesem minimalen Volumenstrom ein Mindestanteil für den primären Oxidator, der über den Düsenboden zuzuführen ist. Dieser Mindestanteil wird für den elektrischen Eigenbedarf des primären Oxidatorgebläses und des sekundären Oxidatorgebläses als Berechnungsgrundlage herangezogen und ist auf der sekundären Ordinate in Abbildung 21 dargestellt.

Für eine Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf 35 % bleibt der elektrische Eigenbedarf für das Saugzuggebläse mit etwa 1,5 MW annähernd konstant. Durch die zunehmende Wärmemenge, die mit abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate in den FBK übertragen werden muss, bedarf es einer größeren wärmeübertragenden Fläche. Dabei nimmt die zu fluidisierende Grundfläche aufgrund der größeren baulichen Ausdehnung der FBK zu, sodass der Eigenbedarf für das Fluidisierungsgebläse der FBK um etwa das 1,4-fache steigt. Der Eigenbedarf für die Fluidisierung der Siphons ist wesentlich durch den umlaufenden Feststoffmassenstrom beeinflusst. Da sich der Feststoffaustrag bei Abnahme der Rauchgasrezirkulationsrate von etwa 5,4 t/s auf 2,5 t/s vermindert, können die Siphons kleiner und mit einem geringeren Fluidisierungsbedarf ausgelegt werden. Der Eigenbedarf sinkt für das Fluidisierungsgebläse der Siphons um etwa 54 % von $1,4 \text{ MW}_{\text{el}}$ auf $0,64 \text{ MW}_{\text{el}}$. Der zunehmende Fluidisierungsbedarf für die FBK wird durch den abnehmenden Fluidisierungsbedarf für die Siphons kompensiert, sodass ein annähernd konstanter Rauchgasmassenstrom vom Saugzug gefördert wird.

Für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % beläuft sich der elektrische Eigenbedarf für das Gebläse zur Zufuhr des Primäroxidators auf etwa $2,3 \text{ MW}_{\text{el}}$. Die Förderung des gestuft zugeführten Sekundäroxidators erfordert einen weiteren Eigenbedarf von $3,1 \text{ MW}_{\text{el}}$. Eine maximale Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate auf 35 % vermindert den Eigenbedarf dieser Gebläse vollständig, weil dann als

¹⁰ unter der Annahme einer Rauchgastemperatur von 880 °C am Austritt der WBK

primärer und sekundärer Oxidator ausschließlich der Sauerstoffstrom der LZA eingesetzt wird. Der summierte elektrische Eigenbedarf aller aufgeführten Gebläse lässt sich somit durch die Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf 35 % halbieren.

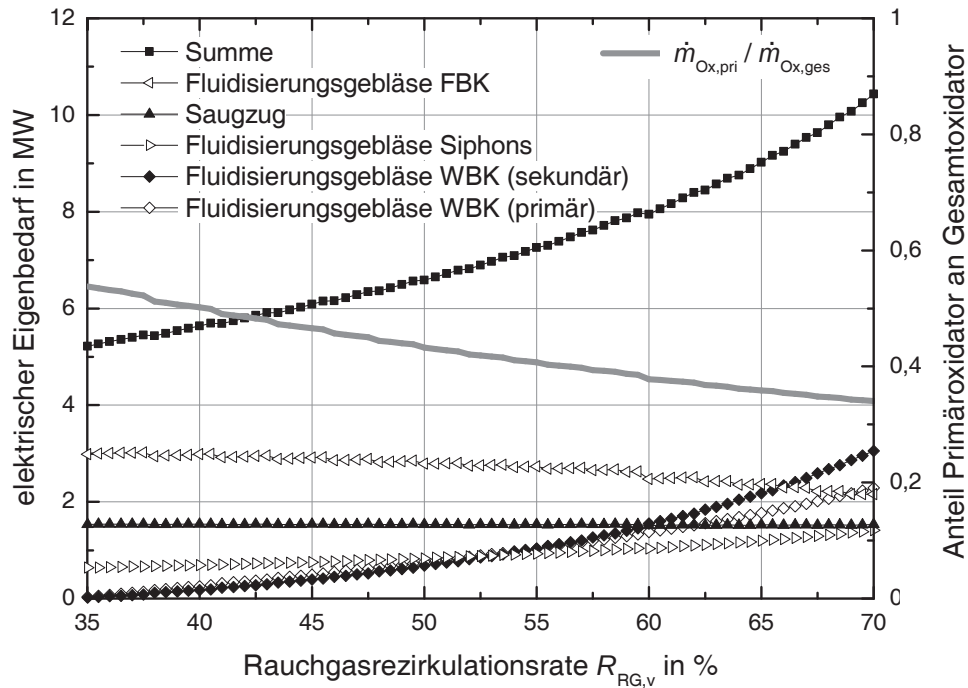


Abbildung 21: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur der Gebläse

Für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % beträgt der minimale Anteil des Primäroxidators etwa 34 %. Die verbleibenden 66 % werden der WBK als Sekundäroxidator gestuft über der Trichterhöhe zugegeben. Bei der Rauchgasrezirkulationsrate von 35 % nimmt der minimale Anteil des Primäroxidators auf 54 % zu. Nur noch 46 % stehen als Sekundäroxidator zur Verfügung. Im Vergleich zur Luftstufung einer konventionellen ZWSF, für welche der Anteil der Primärluft an der Gesamtluft 40 – 50 % [80] beträgt, liegen die Verhältnisse für die Oxidatorstufung eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses somit in einer ähnlichen Größenordnung.

Der Einfluss einer verminderten Rauchgasrezirkulationsrate auf den Eigenbedarf und den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses ist in Abbildung 22 dargestellt. Die

Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf 35 % führt zu einer Verbesserung des Bruttowirkungsgrades von 49,37 % auf 49,56 %. Neben abnehmenden thermischen Verlusten, u. a. durch einen geringeren Bedarf für Inertmaterial bzw. einen abnehmenden Austrag von Flugasche, ist das zunehmende Aufkommen von nutzbarer LZA-Abwärme für diese Zunahme maßgeblich.

Der auf die Feuerungswärmeleistung bezogene Eigenbedarf für die Speisewasserpumpe und die Kühlwasserpumpen bleibt mit 1,57 %-Punkten und mit 0,51 %-Punkten annähernd konstant. Der Eigenbedarf der Gebläse (vgl. Abbildung 21) beträgt für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % 1,12 %-Punkte, welcher für die maximale Reduktion des zurückgeführten Rauchgases auf 0,56 %-Punkte reduziert wird. Der Eigenbedarf, der durch die CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung hervorgerufen wird, beläuft sich bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf 4,26 %-Punkte. Für einen maximierten CO₂-Anteil y_{CO_2} im Rauchgas bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 55 % (vgl. Abschnitt 4.3.2.1) lässt sich der Eigenbedarf auf 4,19 %-Punkte vermindern. Bei einer weiteren Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate auf $R_{\text{RG},v} < 55 \%$ ist infolge des abnehmenden CO₂-Anteils im Rauchgas ein Anstieg im Eigenbedarf der CO₂-Aufbereitung und -Verdichtung auf 4,24 %-Punkte festzustellen.

Für die LZA resultiert aus einer Verminderung der Rauchgasrezirkulationsrate ein linearer Anstieg für den Eigenbedarf. Für $R_{\text{RG},v} = 70 \%$ beträgt dieser 7,02 %-Punkte und nimmt für $R_{\text{RG},v} = 35 \%$ auf 7,52-Punkte zu. Je weniger Rauchgas über die Rauchgasrezirkulation in die Feuerung zurückgeführt wird, umso weniger im Rauchgas enthaltener Restsauerstoff nimmt an der Verbrennung teil (vgl. Tabelle A.1). Zur Einhaltung einer konstanten Sauerstoffzahl λ_{lokal} muss dies durch einen steigenden Sauerstoffstrom aus der LZA ausgeglichen werden. Für den zusammengefassten Eigenbedarf der sonstigen Verbraucher Kondensatpumpen, Bekohlung, Elektrofilter und Transformator ergibt sich eine Verringerung von 0,75 %-Punkten auf 0,69 %-Punkte bei $R_{\text{RG},v} = 35 \%$. Aufgrund des abnehmenden Austrags von Flugasche und Inertmaterial aus dem Dampferzeuger kommt es zu einem verminderten Eigenbedarf für das Elektrofilter.

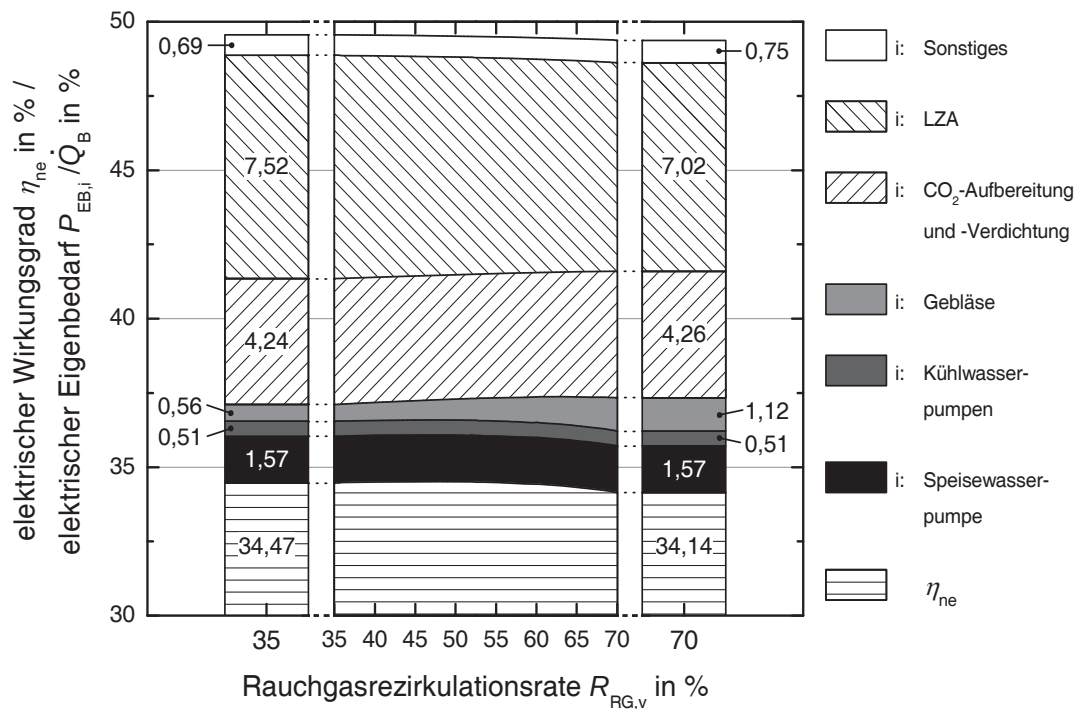


Abbildung 22: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses

Das Optimum für den Nettowirkungsgrad des Gesamtprozesses liegt mit etwa 34,5 % bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 43,5 %. Bezogen auf die Änderung des Nettowirkungsgrades sind bei einer Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate zwei Einflussfaktoren maßgeblich, der linear zunehmende Wirkungsgradverlust der LZA und die Abnahme des Eigenbedarfs der Gebläse. Bis herunter zu $R_{RG,v} = 43,5$ % ist der Gradient der Eigenbedarfseinsparung der Gebläse größer als der zunehmende Eigenbedarf der LZA, sodass der Nettowirkungsgrad bis hierher mit abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate steigt. Bei einer weiteren Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate in dem Bereich von $R_{RG,v} < 43,5$ % ist die Eigenbedarfseinsparung der Gebläse geringer als die Eigenbedarfszunahme der LZA, sodass der Nettowirkungsgrad mit abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate abnimmt.

Limitierende Gestaltungskriterien bei der Auslegung des Dampferzeugers eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses werden von Günther [13] umfassend beschrieben. Die großtechnische Umsetzbarkeit einer Konzeption mit reduzierter Rauchgasrezirkulation

lationsrate bildet dabei einen Schwerpunkt. Die Verminderung der Rauchgasrezirkulationsrate auf 43,5 % ist nach [13], wo die konstruktive Umsetzbarkeit anhand des Standes der Technik bewertet wird, nicht möglich. Anhand der in [13] durchgeführten Berechnungen und den hier gegebenen Randbedingungen ergibt sich eine minimal realisierbare Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v,min}$ von 60 %. Diese Grenze kann als Konzeption eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit geringstmöglicher Rauchgasrezirkulationsrate verstanden werden, für welche eine technische Umsetzbarkeit gewährleistet ist. Zu beachten ist, dass dieser Grenzwert eine starke Abhängigkeit vom gewählten Brennstoff und von anderen Annahmen aufweist, die einen Einfluss auf den erforderlichen Fluidisierungsmassenstrom am Eintritt in die Komponenten WBK, FBK und Siphons ausüben.

In Tabelle 11 erfolgt eine zusammenfassende Gegenüberstellung des konventionellen ZWSF-Prozesses mit zwei ZWSF-Oxyfuel-Prozessen bei unterschiedlichen Rauchgasrezirkulationsraten. Für eine dem konventionellen Prozess ähnliche Auslegung wird eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % verwendet. Unter Berücksichtigung der großtechnischen Umsetzbarkeit wird für ein Konzept mit verminderter Rauchgasrezirkulationsrate die Variante mit 60 % betrachtet.

Tabelle 11: Kenngrößen für den Referenzprozess mit ZWSF und zweier ausgewählter Varianten eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses

	ZWSF		
	Referenzprozess	Oxyfuel I	Oxyfuel II
Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v}$ in %	-	70	60
Bruttowirkungsgrad $\eta_{el,br}$ in %	47,2	49,4	49,5
Nettowirkungsgrad $\eta_{el,ne}$ in %	43,3	34,1	34,4
elektrischer Eigenbedarf $P_{el,EB}$ in MW	38,3	142,8	139,6
spez. CO ₂ -Emissionen ε_{CO_2} in gCO ₂ /kWh _{el,ne}	772	98	97

Durch die Verminderung der Rauchgasrezirkulationsrate von 70 auf 60 % lässt sich ein Nettowirkungsgradvorteil von etwa 0,3 %-Punkten erreichen. Für eine weitere Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate von 60 auf 50 % beläuft sich der Zuge-

winn für den Nettowirkungsgrad auf $<0,1$ %-Punkte. Eine Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate auf $R_{RG,v} < 60$ % führt somit nur zu einer geringen Wirkungsgradverbesserung, sodass die sich aus der technischen Umsetzbarkeit ergebende Grenze für die Rauchgasrezirkulationsrate von 60 % auch unter dem Gesichtspunkt der Effizienz als sinnvoll erscheint [91].

Gegenüber dem Referenzprozess ergibt sich für die Varianten eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ein um 2,2 bis 2,3 %-Punkte erhöhter Bruttowirkungsgrad. Der Nettowirkungsgrad sinkt um etwa 9 %-Punkte ($\Delta\eta_{el,ne,Oxyfuel\ I} \approx 9,2$ %-Punkte; $\Delta\eta_{el,ne,Oxyfuel\ II} \approx 8,9$ %-Punkte). Die spezifischen CO_2 -Emissionen der Oxyfuel-Varianten unterscheiden sich marginal. Im Vergleich zum Referenzprozess nehmen sie um etwa 87 % ab.

4.3.3 Wirkungsgradpotenziale des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses

In Abbildung 23 sind die Wirkungsgradeinbußen ausgewählter ZWSF-Oxyfuel-Prozesse im Vergleich zum konventionellen ZWSF-Prozess in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate dargestellt. Die folgenden Varianten werden neben dem Basisszenario hinsichtlich ihres Einflusses auf den Nettowirkungsgrad betrachtet:

- alternative Topologie eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses nach Marion et al. [7] mit kalter Rauchgasrezirkulation (*Basisszenario: Topologie nach Weng et al. [89]*)
- alternatives Konzept der LZA als 3-Säulenprozess mit geringerem spezifischen Eigenbedarf für den Prozess der Luftzerlegung (*Basisszenario: 2-Säulenprozess nach Beysel [46]*)
- erhöhte O_2 -Reinheit der LZA von 99,5 Vol.-% (*Basisszenario: 95 %*)
- verminderte Sauerstoffzahl λ_{lokal} von 1,1 (*Basisszenario: $\lambda_{lokal} = 1,15$*)
- kein Falschlufteintrag in die KHF – $\alpha_2 = 0$ % (*Basisszenario: $\alpha_2 = 2$ %*)
- erhöhter Feststoffaustrag aus dem Prozess infolge eines verschlechterten Trenngrades der Zyklone von 99,2 % (*Basisszenario: 99,5 %*)

Die Variationen der Auslegungsgrößen Sauerstoffzahl λ_{lokal} , Falschlufanteil α_2 in den KHF sowie Trenngrad der Zyklone werden hier als veränderliche Betriebsparameter des Basisszenarios verwendet, sodass keine angepassten Referenzprozesse als Bezug für die Berechnung der Wirkungsgradeinbußen in Betracht gezogen werden.

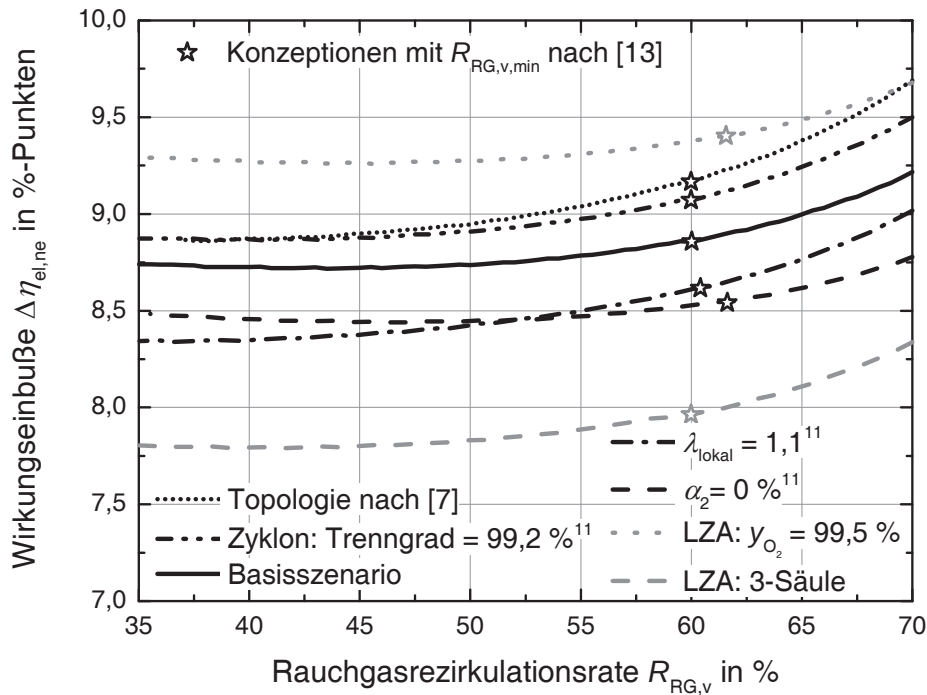


Abbildung 23: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Wirkungsgradeinbußen ausgewählter Oxyfuel-Varianten gegenüber dem Referenzprozess mit ZWSF

Die Wirkungsgradeinbuße infolge der Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate wird wesentlich durch zwei Faktoren beeinflusst. Der zunehmende Eigenbedarf der LZA steht der Eigenbedarfseinsparung der Gebläse gegenüber. Übersteigt der Gradient der Eigenbedarfseinsparung der Gebläse den der Eigenbedarfszunahme

¹¹ Referenzprozess entspricht dem Referenzprozess des Basisszenarios

der LZA, so nimmt die Wirkungsgradeinbuße ab. Anderenfalls nimmt sie zu (vgl. Abschnitt 4.3.2.3). Dieser grundlegende Einfluss gilt für alle in diesem Abschnitt dargestellten Varianten und Brennstoffsszenarien.

Für das Basisszenario beläuft sich die Wirkungsgradeinbuße bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf etwa 9,2 %-Punkte, die für $R_{RG,v} < 50,5$ % bis auf 8,75 %-Punkte abnimmt. Gegenüber dem Basisszenario ist die Wirkungsgradeinbuße für eine Topologie nach Marion et al. [7] um 0,15 %-Punkte für $R_{RG,v} = 35$ % und um 0,45 %-Punkte für $R_{RG,v} = 70$ % höher (vgl. Abschnitt 4.3.2).

Bei Verwendung der beiden alternativen Konzepte für die LZA ergeben sich annähernd parallele Verläufe zum Basisszenario. Die Variante mit erhöhter O_2 -Reinheit im Produktstrom der LZA führt zu einer Wirkungsgradeinbuße von etwa 0,5 %-Punkten und die Variante mit dem energetisch aussichtsreichen LZA-Prozess mit 3-Säulen zu einem Wirkungsgradvorteil von etwa 0,9 %-Punkten gegenüber dem Basisszenario.

Eine auf 1,1 verminderte lokale Sauerstoffzahl führt aufgrund des weniger von der LZA bereitzustellenden O_2 bei $R_{RG,v} = 70$ % zu einem Wirkungsgradvorteil von 0,2 %-Punkten gegenüber dem Basisszenario. Dieser Vorteil erhöht sich mit abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate stetig auf etwa 0,4 %-Punkte bei $R_{RG,v} = 35$ %. Ein geringerer Sauerstoffüberschuss wirkt sich somit bei abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate positiv aus, da der Gradient der Eigenbedarfszunahme der LZA umso kleiner ausfällt, desto geringer die lokale Sauerstoffzahl ist (vgl. Abbildung 4).

Infolge der Reduzierung des Falschlufteanteils in den KHF von 2 % auf 0 % ist eine Minderung der Wirkungsgradeinbuße zu erreichen. Gegenüber dem Basisszenario beträgt der Wirkungsgradvorteil für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % etwa 0,44 %-Punkte. Dieser Vorteil fällt für mit abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate geringer aus und beträgt bei $R_{RG,v} = 35$ % etwa 0,26 %-Punkte.

Das Verschlechtern des Trenngrades der Zyklone von 99,5 % auf 99,2 % führt zu einer zunehmenden Wirkungsgradeinbuße. Gegenüber dem Basisszenario beträgt

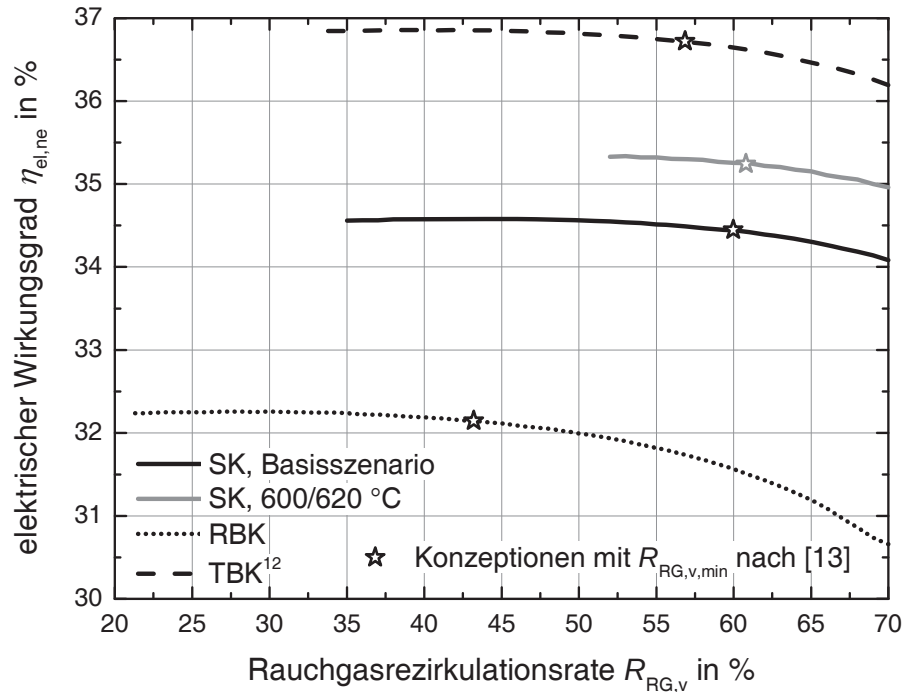
der Wirkungsgradnachteil für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % etwa 0,28 %-Punkte. Dieser Nachteil verringert sich mit abnehmender Rauchgasrezirkulationsrate stetig und beträgt für $R_{RG,v} = 35$ % etwa 0,13 %-Punkte.

Unter Berücksichtigung der in [13] definierten Kriterien ist für das Basisszenario eine minimale Wirkungsgradeinbuße von 8,85 %-Punkten bei einer geringstmöglichen Rauchgasrezirkulationsrate von 60 % realisierbar. Aus einem Vergleich der betrachteten Varianten ist ersichtlich, dass sich die Grenzen einer geringstmöglichen Rauchgasrezirkulationsrate $R_{RG,v,min}$ nur unwesentlich verändern. Das Minimum für $R_{RG,v,min}$ liegt bei etwa 60 bis 61,6 %.

Ergänzend bildet die Wahl höherer Dampfparameter ein weiteres Potenzial, den ZWSF-Oxyfuel-Prozess mit einem maximierten Nettowirkungsgrad zu konzipieren. Dampftemperaturen von über 600 °C stellen einen Untersuchungsschwerpunkt innerhalb von Studien für konventionelle ZWSF dar [55]. Auch alternative Brennstoffe sind für den Einsatz in einem ZWSF-Oxyfuel-Prozess denkbar. In Abbildung 24 ist der Vergleich der elektrischen Nettowirkungsgrade für den Einsatz von niederlausitzer Roh- (RBK) und Trockenbraunkohle (TBK) sowie das Wirkungsgradpotenzial eines steinkohlebefeuerten Prozesses mit erhöhten Dampfparametern dargestellt.

Die erhöhten Dampftemperaturen von 600/620 °C führen in den FBK, in denen sich vorrangig ZÜ- und Überhitzerheizflächen befinden, im Vergleich zum Basisszenario zu einer Abnahme des treibenden Temperaturgefälles. Dadurch wird ein größerer Flächenbedarf für die Übertragung der gleichen Wärmemenge erforderlich. Die baulichen Ausmaße der FBK vergrößern sich und bedürfen somit auch eines größeren Rauchgasmassenstroms zur Fluidisierung. Ein größerer Anteil des zurückgeführten Rauchgases wird für die Fluidisierung der FBK benötigt, sodass ein Teil des grundsätzlichen Vorteils erhöhter Dampfparameter durch den erhöhten elektrischen Eigenbedarf für die Gebläse verloren geht (vgl. Abbildung 22 und Abbildung A.5). Gegenüber einer theoretisch erreichbaren Rauchgasrezirkulationsrate von 35 % für das Basisszenario kommt es bei einer Auslegung mit Dampftemperaturen von 600/620 °C bereits für eine Rauchgasrezirkulationsrate von etwa 52,1 % dazu, dass der Fluidisierungsbedarf der FBK und Siphons das Rauchgasangebot der Rauchgasrezirkulation übersteigt. Für eine Variante des Prozesses mit

erhöhten Dampfparametern lässt sich gegenüber dem Basisszenario ein Wirkungsgradvorteil von 0,8 bis 0,9 %-Punkten erzielen.



Abbildungung 24: Elektrische Nettowirkungsgrade bei Einsatz verschiedener Brennstoffe sowie bei Verwendung von höheren Dampfparametern bei dem Brennstoff Steinkohle

Bei Verwendung von Rohbraunkohle in einem ZWSF-Oxyfuel-Prozess kann eine deutlich verminderte Rauchgasrezirkulationsrate realisiert werden.

Braunkohle weist im Rohzustand einen Massenanteil von 50 bis 60 % Wasser auf, der den Heizwert auf 8 bis 12 MJ/kg limitiert. In einer konventionellen Feuerung mit Rohbraunkohle bedarf es eines großen Teils der Brennstoffwärme, um den hohen Wasseranteil der Kohle zu verdampfen. Dies erfolgt dabei in Abhängigkeit von der Feuerungsart in einem sehr hohen Temperaturbereich von 800 bis 1000 °C.

¹² Gesamtprozess mit integrierter Trocknung

Der große Temperaturunterschied zwischen der kalten Kohle als Wärmesenke und dem heißen Rauchgas-/Feststoffstrom als Wärmequelle ist verbunden mit einem hohen exergetischen Verlust. Des Weiteren kommt es zu größeren Abgasverlusten über den infolge des hohen Wassergehalts deutlich größeren Rauchgasmassenstrom. Durch den Einsatz einer vorgeschalteten niederkalorischen Trocknung kann der Wassergehalt der Rohbraunkohle auf etwa 10 bis 20 % gesenkt werden. Eine Trockenbraunkohle mit einem bis zu doppelt so hohen Heizwert von 19 bis 22 MJ/kg entsteht [92]. Durch die Nutzung einer integrierten Braunkohlevortrocknung ergibt sich eine Erhöhung des Nettowirkungsgrades um 4 bis 5 %-Punkte [93,94].

Die technische Umsetzung einer solchen Trocknung bildet einen wesentlichen Forschungsschwerpunkt und ist ein wichtiger Baustein bei der Steigerung der Prozesseffizienz im Rahmen der Braunkohleverstromung. Nach dem derzeitigen Entwicklungsstand kann der kontinuierliche Kohlebedarf für eine Großfeuerungsanlage nur durch den Einsatz eines Wirbelschichttrockners erfolgen, wobei ein ausschließlich mit Trockenbraunkohle befeuerter Prozess noch nicht als Stand der Technik angesehen werden kann.

Für die Bewertung des maximalen Wirkungsgradpotenzials bei der Verstromung von Braunkohle wird im Rahmen dieser Arbeit ein Szenario definiert, in dem der gesamte Brennstoff einer niederkalorischen Trocknung unterzogen wird. Die Trocknung der Rohbraunkohle ist als atmosphärische Wirbelschicht ausgeführt, in der die Rohbraunkohle als Feinkorn eingetragen und auf eine Restfeuchte von 12 % getrocknet wird. Bei der Berechnung der Wirkungsgrade wird von einem in den Kraftwerksprozess integrierten Trocknungsprozess ausgegangen. Die Wärmebereitstellung für den Trocknungsprozess erfolgt größtenteils durch aus der Rohbraunkohle ausgetriebene Brüden, deren Druckniveau in einer 3-stufigen Brüdenverdichtung erhöht wird, um die latente Wärme zur Beheizung des Wirbelschichttrockners nutzbar zu machen. Für den Antrieb der Brüdenverdichter, des Gebläses zur Dampffluidisierung des Trockners, der Nassvermahlung sowie weiterer Hilfsaggregate ergibt sich ein spezifischer elektrischer Eigenbedarf von $102 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{t}_{\text{TBK}}$. Neben den Brüden als Wärmequelle für die Trocknung bedarf es der Bereitstellung von Heizdampf, welcher der Überströmleitung zwischen MD-

und ND-Teil der Turbine entnommen wird. Daraus resultiert zusätzlich ein thermischer Eigenbedarf für die Trocknung von $73 \text{ kWh}_{\text{th}}/t_{\text{TBK}}$.

Der Nettowirkungsgrad für den RBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozess beträgt bei einer Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % etwa 30,7 %. Infolge einer Minderung der Rauchgasrezirkulationsrate auf $R_{\text{RG,v}} \leq 43 \text{ %}$ lässt sich ein um etwa 1,5 %-Punkte erhöhter Wirkungsgrad realisieren. Gegenüber dem steinkohlebefeuerten Basisszenario eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses weist der Einsatz von RBK ein deutlich erhöhtes Optimierungspotenzial für den Nettowirkungsgrad auf, das durch eine weitergehende Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate erreicht werden kann. Für das Szenario mit RBK sei angemerkt, dass die Verdichtung der Luft für den Prozess der Luftzerlegung nicht adiabat sondern isotherm erfolgen sollte. Aufgrund der Nutzung bzw. der Einbindung von Rauchgasabwärme in die Kondensatvorwärmstrecke steht das Kondensat nicht mehr als Wärmesenke für LZA-Abwärme zur Verfügung.

Die Verwendung von TBK in einer ZWSF führt zu ähnlichen Verhältnissen wie der Einsatz von Steinkohle. Diese Ähnlichkeit spiegelt sich sowohl in der Verteilung der Wärmemengen im ZWSF-Oxyfuel-Prozess als auch bezüglich der erreichbaren CO_2 - und O_2 -Anteile im trockenen Rauchgas wider. Der Nettowirkungsgrad für den TBK-befeuerten Prozess beträgt für eine Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % etwa 36,2 %. Die Reduktion der Rauchgasrezirkulationsrate auf $R_{\text{RG,v}} \leq 57 \text{ %}$ birgt das Potenzial einer Wirkungsgradsteigerung von etwa 0,5 bis 0,6 %-Punkten, welches einem vergleichbaren Wert wie beim steinkohlebefeuerten Basisszenario entspricht.

Gegenüber dem RBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozess bemisst sich das Steigerungspotenzial für den Nettowirkungsgrad eines TBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozesses auf 4,6 bis 5,5 %-Punkte.

4.4 Vergleich des Einflusses der Feuerungsarten auf den Gesamt-Oxyfuel-Prozess

Die Wirkungsgrade der konventionellen Prozesse mit Staubfeuerung und mit ZWSF sind bereits in Abschnitt 4.2 und für ausgewählte Oxyfuel-Varianten in den Abschnitten 4.3.1 und 4.3.2 aufgeführt. Die in Abschnitt 4.3.3 dargestellten Varianten mit ihrem Einfluss auf den Wirkungsgrad eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses lassen sich überwiegend auf den Oxyfuel-Prozess mit einer Staubfeuerung übertragen. Nachfolgend werden diese Varianten auch auf den staubbefeuerten Oxyfuel-Prozess angewendet und schließlich mit den Ergebnissen des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses verglichen.

In Abbildung 25 sind die Nettowirkungsgrade der Referenzprozesse und der Oxyfuel-Varianten Oxyfuel A und B (vgl. u. a. Abbildung 15) sowie Oxyfuel I und II (vgl. u. a. Tabelle 11) in Abhängigkeit von den spezifischen CO₂-Emissionen dargestellt. Beide Feuerungsarten führen zu vergleichbaren Nettowirkungsgraden. Die Wirkungsgradeinbußen bei Verwendung der Staubfeuerung betragen zwischen 7,5 und 11,7 %-Punkten. Die Wirkungsgradeinbußen gegenüber dem jeweiligen Referenzprozess fallen bei Verwendung der ZWSF mit 7,3 bis 11 %-Punkten geringer aus, da bei der ZWSF von einem ungünstigeren Referenzprozess ausgegangen werden muss. Für die im Rahmen dieser Arbeit betrachteten Oxyfuel-Varianten besteht für die Prozesse mit Staubfeuerung gegenüber jenen mit ZWSF ein Wirkungsgradvorteil von etwa 0,6 %-Punkten.

Die Auslegung der Komponenten LZA und CO₂-Aufbereitung kann bei Verwendung beider Feuerungsarten unter ähnlichen Kriterien erfolgen. Bei der Auslegung der CO₂-Aufbereitung für Konzepte eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit verminderter Rauchgasrezirkulation bedarf es allerdings der Berücksichtigung erhöhter O₂-Anteile im Rauchgas vor der CO₂-Aufbereitung.

4.4 Vergleich des Einflusses der Feuerungsarten auf den Gesamt-Oxyfuel-Prozess

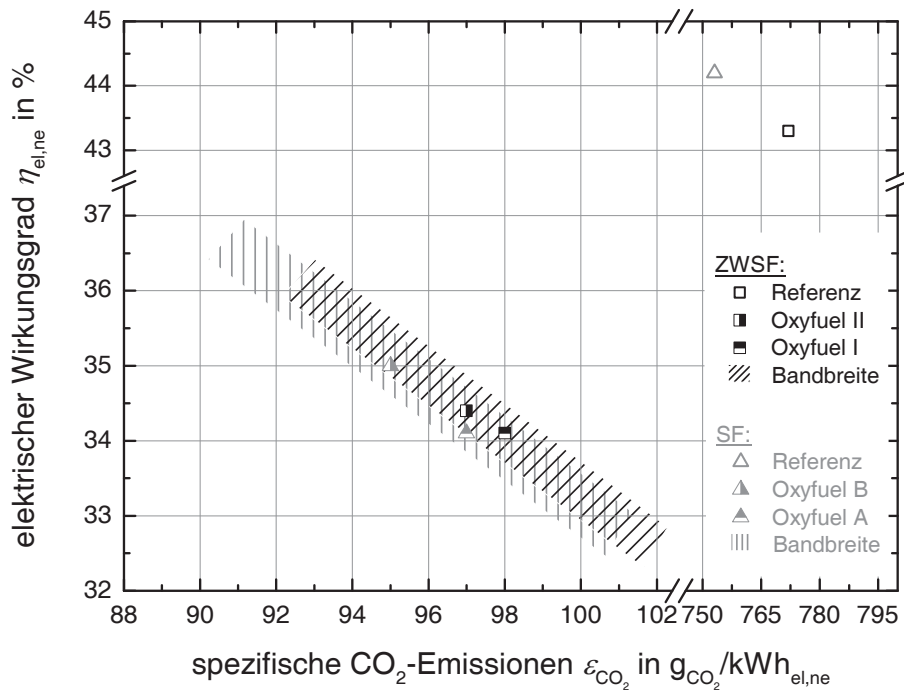


Abbildung 25: Nettowirkungsgrade und spezifische CO₂-Emissionen für steinkohlebefeuerte Prozesse mit Staubfeuerung und ZWSF

Vor dem Eintritt in die CO₂-Aufbereitung muss das Rauchgas einer Trocknung unterzogen werden, sodass ein Kühlbedarf für die Kondensation der Wasserbestandteile entsteht. In Abhängigkeit von der Höhe des Wasseranteils können der Kühlbedarf und auch die Dimensionierung des Kondensators variieren. Für die Variante mit ZWSF bleibt die Auslegung der Rauchgastrocknung annähernd unabhängig von der Variation der Rauchgasrezirkulationsrate, da sich keine signifikanten Änderungen in Bezug auf den Wasseranteil im Rauchgas ergeben (vgl. Abbildung 18). Bei den staubbefeuerten Prozessen liegt der Rauchgaskondensator stromabwärts der REA, sodass das in den Kondensator eintretende Rauchgas mit Wasser gesättigt vorliegt. Aufgrund des höheren Wasseranteils im Rauchgas (Oxyfuel A: $x_{\text{H}_2\text{O}} \approx 0,19$ / Oxyfuel B: $x_{\text{H}_2\text{O}} \approx 0,177$) liegt der Kühlbedarf für den Rauchgaskondensator bei Verwendung einer Staubfeuerung um etwa 10 bis 24 % über dem Kühlbedarf bei Verwendung einer ZWSF (Basisszenario: $x_{\text{H}_2\text{O}} \approx 0,159$) von etwa 44,7 MW_{th}.

5 Zusammenfassung

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit stellt das Wirkungsgradpotenzial eines Oxyfuel-Prozesses in Verbindung mit einer ZWSF den zentralen Schwerpunkt der Untersuchungen dar. Unter realitätsnahen Randbedingungen erfolgt die Modellbildung für den konventionellen Prozess als Referenz sowie für eine Vielzahl an Konfigurationen des Oxyfuel-Prozesses. Die Betrachtungen basieren dabei auf stationären Betriebszuständen bei Volllast, anhand derer eine energetische Bewertung der integrierten Gesamtprozesse vollzogen wird.

Im Gegensatz zum ZWSF-Oxyfuel-Prozess existieren für den staubbefeuerten Oxyfuel-Prozess eine Vielzahl von Studien und Forschungsarbeiten, in denen die energetische Bewertung und Optimierung des Gesamtprozesses im Fokus der Untersuchung stehen. Diese Lücke einer umfassenden Beschreibung des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses soll mit dieser Arbeit geschlossen werden. Die in Studien zur Staubfeuerung erarbeiteten Erkenntnisse werden aufgegriffen, um den Prozess mit Staubfeuerung anhand eigener Modelle zu bewerten. Die simulative Abbildung eines konventionellen Prozesses mit Staubfeuerung sowie zweier Oxyfuel-Schaltungsvarianten erfolgt auf der Basis vergleichbarer Randbedingungen. Die betrachteten Oxyfuel-Topologien mit Staubfeuerung stellen Varianten dar, welche als Grenzfälle zu sehen sind, um das Wirkungsgradpotenzial eines staubbefeuerten Oxyfuel-Prozesses zu quantifizieren. Eine energetisch optimierte Variante wird dabei einer weniger effizienten jedoch prozesstechnisch sichereren Variante gegenübergestellt. Ein objektiver Vergleich der Prozesse mit einer Staubfeuerung und mit einer ZWSF im Hinblick auf deren Wirkungsgradpotenzial unter Oxyfuel-Bedingungen bildet einen weiteren Kern dieser Arbeit.

Unter Berücksichtigung charakteristischer Unterschiede der beiden Feuerungsarten wird die Relevanz einer eindeutigen Definition von Kennzahlen und Parametern

tern verdeutlicht. Als neuartige und zweckmäßige Definition wird bei der Beschreibung des Eintrags von Falschlufte zwischen einem Falschlufteanteil nach 1. und 2. Art unterschieden, sodass neben der Quantität des Falschlufteanteils auch die häufig in den Angaben von Studien fehlende „Qualität“ des Falschlufteintrags berücksichtigt wird, d. h., dass unterschieden wird, an welchem Ort die Falschlufte in den Prozess eindringt. Insbesondere für den Vergleich der verschiedenen Prozesse und Varianten stellt die eindeutige Definition der Kennzahlen eine fundamentale Grundlage für die Vergleichbarkeit dar. Beispielsweise sind verschiedenartige Auslegungen eines Oxyfuel-Prozesses mit variierender Rauchgasrezirkulationsrate nur unter konstanten Verbrennungsbedingungen miteinander vergleichbar. Aus diesem Grund trägt diese Arbeit zu einem grundlegenden Verständnis von Prozessen mit Rauchgasrezirkulation bei, indem ein umfassendes Gleichungssystem für die Definition der Rauchgasrezirkulation und die Erklärung ihres Einflusses auf die Feuerungsbedingungen hergeleitet wird. Die generalisierten Zusammenhänge sind unabhängig vom Einfluss der Feuerungsart sowohl auf den Oxyfuel-Prozess als auch auf konventionelle Feuerungen mit Rauchgasrezirkulation übertragbar.

Für die Auslegung eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses wird, ausgehend von Schaltungsvarianten vorheriger Studien, eine neuartige Schaltungsvariante entwickelt. Unter Berücksichtigung der Machbarkeit nach dem derzeitigen Stand der Technik spiegelt diese Variante das maximale Wirkungsgradpotenzial des Gesamtprozesses wider. In Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate liegt die Verbesserung des Nettowirkungsgrades dieser Variante zwischen 0,15 und 0,45 %-Punkten (vgl. Abbildung 16).

Die Rauchgasrezirkulation entspricht in ihrer Funktion einer Wärmesenke für die Feuerung. Im Falle der ZWSF kann die Wärmesenke des zurückgeführten Rauchgases durch eine erhöhte Wärmeabfuhr aus dem umlaufenden heißen Feststoff, der in extern zur Wirbelbrennkammer angeordneten Fließbettkühlern abgekühlt wird, substituiert werden. Aus der Bemessung der Rauchgasrezirkulationsrate ergeben sich verschiedene Auslegungen des Dampferzeugers. Zusätzlich wirkt sich eine veränderte Rauchgasrezirkulationsrate auf das Wirkungsgradpotenzial des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses aus. Im Rahmen dieser Arbeit entspricht die Bewertung des Ein-

flusses der Rauchgasrezirkulationsrate auf den erreichbaren Nettowirkungsgrad dem zentralen Untersuchungsschwerpunkt. Für das Basisszenario eines steinkohlebefeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ergibt sich im Vergleich zum Referenzprozess in Abhängigkeit von der Rauchgasrezirkulationsrate eine Wirkungsgradeinbuße von 8,9 bis 9,2 %-Punkten. Unter Berücksichtigung der in [13] definierten Kriterien ist das Verringern der Rauchgasrezirkulationsrate von 70 % auf 60 % realisierbar, wodurch sich eine Nettowirkungsgradverbesserung von etwa 0,3 %-Punkten ergibt.

Durch Umsetzen weiterer Optimierungsmaßnahmen lässt sich die Wirkungsgradeinbuße auf etwa 7,3 %-Punkte vermindern. Die Wirkungsgradeinbuße für die vergleichbare Staubfeuerung beträgt 7,5 %-Punkte, wobei bei der ZWSF von einem ungünstigeren Referenzprozess ausgegangen werden muss. Für den konventionellen Referenzprozess mit ZWSF ergibt sich unter den gewählten Randbedingungen im Vergleich zum konventionellen Referenzprozess mit Staubfeuerung ein um etwa 0,9 %-Punkte niedrigerer Nettowirkungsgrad (vgl. Abschnitt 4.2). Durch die Auslegung eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit optimierter Rauchgasrezirkulationsrate kann diese Differenz gegenüber einem staubbefeuerten Oxyfuel-Prozess auf etwa 0,6 %-Punkte verringert werden. Das Wirkungsgradpotenzial des ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ist somit nur geringfügig kleiner als jenes des staubbefeuerten Oxyfuel-Prozesses.



Literaturverzeichnis

- [1] Metz, B.; Davidson, O. R.; Bosch, P. R.; Dave, R.; Meyer, L. A. (Hrsg.): Summary for Policymakers. In: *Climate Change 2007: Mitigation. Contribution of Working Group III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, 2007
- [2] Koalitionsvertrag zwischen CDU, CSU und SPD: Deutschlands Zukunft gestalten. 18. Legislaturperiode, November 2013
- [3] International Energy Agency: Key World Energy Statistics. 2013. – Forschungsbericht
- [4] Arbeitsgemeinschaft Energiebilanzen e.V., Stand: 12. Dezember 2013, abgerufen am 15. Januar 2014 (www.ag-energiebilanzen.de)
- [5] Toftegaard, M. B.; Brix, J.; Jensen, P. A.; Glarborg, P.; Jensen, A. D.: Oxy-fuel combustion of solid fuels. In: *Progress in Energy and Combustion Science* 36 (2010), S. 581-625
- [6] Kather, A.; Eggers, R.; Hermsdorf, C.; Klostermann, M.; Köpke, D.; Mieske, K.: Oxyfuel-Prozess für Steinkohle mit CO₂-Abscheidung. PTJ/0326899B, COORETEC-Verbundvorhaben. 2009. – Forschungsbericht
- [7] Marion, C. et al.: Greenhouse Gas Emissions Control by Oxygen Firing in Circulating Fluidized Bed Boilers: Phase I – A Preliminary Systems Evaluation. Technical Report for the US Department of Energy, Windsor, USA, Mai 2003
- [8] Hack, H.; Fan, Z.; Seltzer, A.; Robertson, A.: Pathway to Supercritical Flexi-Burn™ CFB Power Plant to Address the Challenge of Climate Change. In: *International Pittsburgh Coal Conference*. Pittsburgh, USA, September 2009
- [9] Abdulally, I. F.: Oxygen-Fired CFB Development – Oxy-CFB 350 MW Reference Concept. In: *2nd International Workshop on Oxyfuel-FBC Technology*. Stuttgart, Deutschland, Juni 2012

- [10] Nsakala, N. y.; Liljedahl; G. N.; Turek, D. G.: Commercialization Development of Oxygen Fired CFB for Greenhouse Gas Control: Volume II – Design Study of a Capture Ready CFB Steam Plant Retrofit to Oxygen Firing and CO₂ Capture. Technical Report for the US Department of Energy, Windsor, USA, 2007
- [11] Béal, C.; Perez, E.; Morin, J.-X.; Suraniti, S.; Claeys, C.; Sanchez, I.: Feasibility study of an integrated 445 MWe oxy-fuel CFB supercritical boiler. Public Summary Report of ENCAP Sub-Project 3 deliverable D3.4.4 (www.encapco2.org)
- [12] Jäntti, T.; Parkkonen, R.: Łagisza 460 MWe Supercritical CFB - Design, Start-up and Initial Operation Experience. In: *Power Gen Asia*. Bangkok, Thailand, Oktober 2009
- [13] Günther, C.: *Modellbasierte Auslegung von Dampferzeugern einer zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung unter Oxyfuel-Bedingungen*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, 2015
- [14] Effenberger, H.: *Dampferzeugung*. Springer-Verlag, Berlin, 2000 (ISBN 3-540-64175-0)
- [15] Kather, A.; Rafailidis, S.; Hermsdorf, C.; Klostermann, M.; Maschmann, A.; Mieske, K.; Oexmann, J.; Pfaff, I.; Rohloff, K.; Wilken, J.: *Research & Development Needs for Clean Coal Deployment*. Report for the IEA Clean Coal Centre, Januar 2008
- [16] Oexmann, J.: *Post-Combustion CO₂ Capture: Energetic Evalution of Chemical Absorption Processes in Coal-Fired Steam Power Plants*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, 2011
- [17] Paschke, B.: *Korrosiver Einfluss von Begleitstoffen im abgetrennten CO₂ aus Kraftwerksprozessen auf Pipeline- und Verdichterwerkstoffe*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, 2013

- [18] Pipitone, G.; Bolland, O.: Power generation with CO₂ capture: Technology for CO₂ purification. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 3 (2009), Nr. 5, S. 528-534 (ISSN 1750-5836)
- [19] Lee, C.W.; Miller, C.A.: Understanding the Potential Environmental Impacts of Oxy-fuel Combustion. In: *3rd Workshop of the IEA GHG International Oxy-Combustion Network*. Yokohama, Japan, März 2008
- [20] Kather, A.; Paschke, B.; Kownatzki, S.: COORAL – CO₂-Reinheit für Abscheidung und Lagerung / Teilprojekt: Prozessgasdefinition, Transportnetz und Korrosion. 0327790E, 2013. – Forschungsbericht
- [21] Anheden, M.; Rydberg, S.; Yan, J.: Consideration for Removal of non-CO₂ Components from CO₂ Rich Flue Gas of Oxy-Fuel Combustion. In: *3rd Workshop of the IEA GHG International Oxy-Combustion Network*. Yokohama, Japan, März 2008
- [22] Scheffknecht, G.; Al-Makhadmeh, L.; Schnell, U.; Maier, J.: Oxy-fuel coal combustion – A review of the current state-of-the-art. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* (2011), Volume 5, Supplement 1, S. 16-35 (ISSN: 1750-5836)
- [23] Kather, A.; Klostermann, M.: CO₂ Capture via the Oxyfuel Process with Cryogenic Air Separation. In: *Efficient Carbon Capture for Coal Power Plants*, Stolten, D. (Hrsg.); Scherer, V., Wiley-VCH-Verl., Frankfurt, 2011 (ISBN 978-3-527-33002-7)
- [24] Spero, C.: Callide Oxyfuel Project: From Concept to Commissioning. In: *2nd IEA GHG Oxyfuel Combustion Conference*. Yeppoon, Queensland, Australia, September 2011
- [25] Kempkes, V.: *Untersuchung der Wirkungsgradpotentiale von kohlebefeuerter Chemical Looping Combustion Kraftwerkskonzepten*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Dissertation, 2015

- [26] Senthooorselvan, S.: CO₂ Separation by Calcium Looping from Full and Partial Fuel Oxidation Processes. München, Technische Universität München, Dissertation, 2013
- [27] Kather, A.; Hermsdorf, C.; Klostermann, M.: Der kohlebefeuerte Oxyfuel-Prozess. In: *VGB PowerTech* 4 (2007), S. 84-91
- [28] Kather, A.; Scheffknecht, G.: The oxycoal process with cryogenic oxygen supply. In: *Naturwissenschaften* (2009); 96(9): S. 993–1010
- [29] Shah, M.: Oxy-Fuel Combustion for CO₂ Capture from PC Boilers. In: *31st International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems*. Clearwater, Florida, USA, Mai 2006
- [30] Scheffknecht, G.; Maier, J.: Firing Issues Related to the Oxyfuel Process. In: *VGB PowerTech* 11 (2008), S. 91–97
- [31] Simonsson, N.; Eriksson, T.; Shah, M.: Circulating Fluidized Bed Boiler Technology. In: *IEA 1st Oxyfuel Combustion Conference*. Cottbus, Deutschland, September 2009
- [32] Seltzer, A.; Fan, Z.; Hack, H.; Shah, M.: Simulation and Prediction of Pollutants in a Fexi-Burn™ Oxyfuel Pulverized Coal Power Plant. In: *35th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems*. Clearwater, Florida, USA, Juni 2010
- [33] Eriksson, T.; Sippu, O.; Hotta, A.; Myöhänen, K.; Hyppänen, T.; Pikkarainen, T.: Oxyfuel CFB Boiler as a Route to Near Zero CO₂ Emission Coal Firing. In: *Power-Gen Europe*. Madrid, Spain, Juni 2007
- [34] Kapitel 3. Verbrennung. In: Fachverband Dampfkessel, Behälter und Rohrleitungsbau e. V. (Hrsg.): *FDBR-Handbuch Wärme- und Strömungstechnik*. Vulkan-Verlag, Essen, Januar 2007
- [35] Brandt, F.: Brennstoffe und Verbrennungsrechnung. FDBR-Fachbuchreihe Band 1, 3. Aufl., Essen, Vulkan-Verlag, 1999 (ISBN 3-8027-5801-3)

- [36] Kapitel 3. Verfahrenstechnische und konstruktive Auslegung von Dampferzeugern mit hohen Dampfparametern. In: Kather, A.: *Das neuzeitliche Kohlekraftwerk: Lösungen für Konstruktions- und Werkstoffprobleme*. Renningen-Malmsheim : expert-Verlag, 1996 (ISBN 3-8169-1356-3, S. 32-52)
- [37] Kobylecki, R.; Blaszczyk, A.; Nowak, W.: Fluidized Bed Oxy-Fuel Combustion Integrated with CO₂ Processing Unit. In: *18th Symposium on Fluidization and Particle Processing*. Osaka, Japan, November 2012
- [38] Basu, P.; Fraser, S. A.: *Circulating Fluidized Bed Boilers – Design and Operations*. Butterworth-Heinemann, Stoneham, USA, 1991 (ISBN 0-7506-9226-X)
- [39] Saastamoinen, J.; Tourunen, A.; Pikkarainen, T.; Häsä, H.; Miettinen, J.; Hyppänen, T.; Myöhänen, K.: Fluidized Bed Combustion in High Concentrations of O₂ and CO₂. In: *19th International Conference on Fluidized Bed Combustion*. Wien, Österreich, Mai 2006
- [40] Jia, L.; Tan, Y.; Wang, C.; Anthony, E.J.: Experimental Study of Oxy-Fuel Combustion and Sulphur Capture in a Mini-CFBC. In: *Energy and Fuels* 21 (2007), S. 3160-3164
- [41] Lupion, M.; Alvarez, I.; Otero, P.; Cortes, V.; Kuivalainen, R.; Lantto, J.; Hotta, A.; Hack, H.: 30 MW_{th} CIUDEN Oxy-CFB boiler – first experiences. In: *Energy Procedia* Volume 37 (2013), S. 6179-6188
- [42] Myöhänen, K.; Hyppänen, T.; Pikkarainen, T.; Eriksson, T.; Hotta, A.: Near Zero CO₂ Emissions in Coal Firing with Oxy-Fuel Circulating Fluidized Bed Boiler. In: *Chem. Eng. Technol.* (2009), 32, No. 3, S. 355–363
- [43] Günther, C.; Weng, M.; Kather, A.: Restrictions and Limitations for the Design of a Steam Generator for a Coal-fired Oxyfuel Power Plant with Circulating Fluidised Bed Combustion. In: *Energy Procedia* Volume 37 (2013), S. 1312-1321

- [44] Weng, M.; Günther, C.; Kather, K.: Flue Gas Concentrations and Efficiencies of a Coal-fired Oxyfuel Power Plant with Circulating Fluidised Bed Combustion. In: *Energy Procedia* Volume 37 (2013), S. 1480-1489
- [45] <http://www.compostillaproject.es/en>
- [46] Beysel, G.: Enhanced Cryogenic Air Separation – A proven Process applied to Oxyfuel. In: *1st IEA GHG Oxyfuel Combustion Conference*. Cottbus, Deutschland, September 2009
- [47] Higginbotham, P.; White, V.; Fogash, K.; Guvelioglu, G.: Oxygen supply for oxyfuel CO₂ capture. In: *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5S (2011), S. 194-203
- [48] Klostermann, M.; Kather, A.; Köpke, D.; Eggers, R.: Energetische Betrachtungen zur Verflüssigung und Aufkonzentration des CO₂ aus Rauchgasen eines steinkohlegefeuerten Oxyfuel-Prozesses. In: *40. Kraftwerkstechnisches Kolloquium*, Dresden, Deutschland, 2008
- [49] Kolditz, L.: *Anorganische Chemie*. Bd. 1., 3. bearbeitete Auflage. Berlin, Deutscher Verlag der Wissenschaft, 1990
- [50] Köpke, D.: *Verfahrenstechnik der CO₂-Abscheidung aus CO₂-reichen Oxyfuel-Rauchgasen*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Dissertation, 2010
- [51] Allam, R. J.; White, V.; Ivens, N.; Simmonds, M.: The oxyfuel baseline: revamping heaters and boilers to oxyfiring by cryogenic air separation and flue gas recycle. In: Thomas, D.C. (Hrsg.): *Carbon dioxide capture for storage in deep geologic formations*. Amsterdam, Elsevier, 2005, S. 451-475
- [52] Wolfgang, W.; Kretzschmar, H.-J.: *International Steam Tables – Properties of Water and Steam Based on the Industrial Formulation IAPWS-IF97*. 2nd. Berlin, Heidelberg, Springer-Verlag, 2008

- [53] Fachverband Dampfkessel: FDBR-Handbuch – Wärme- und Strömungstechnik. Sternstraße 36, 40479 Düsseldorf
- [54] Heidenhof, N.; Althoff, F.-W.: Importkohleeinsatz in der zirkulierenden atmosphärischen Wirbelschichtfeuerung des Heizkraftwerkes I der Stadtwerke Duisburg AG. In: *VGB PowerTech* 12 (2003), S. 87 – 89
- [55] Hotta, A.; Kauppinen, K.; Kettunen, A.: Towards New Milestones in CFB Boiler Technology – CFB 800 MW_e / New 460 MW_e Super-Critical Plant with CFB Boiler in Łagisza – First Experience Update. In: *Power-Gen Europe*. Amsterdam, Niederlande, Juni 2010
- [56] Kather, A.; Pfaff, I.: Vergleich der in COORETEC verfolgten Kraftwerksprozesse unter einheitlichen realitätsnahen Randbedingungen. PTJ/0327742, COORETEC-Verbundvorhaben, 2011. – Forschungsbericht
- [57] VGB PowerTech, „Konzeptstudie Referenzkraftwerk Nordrhein-Westfalen“, VGB PowerTech Service GmbH, 2004
- [58] *DIN EN 12952 – Wasserrohrkessel und Anlagenkomponenten – Teil 15: Abnahmeversuche*. Januar 2004
- [59] *13. BImSchV – Dreizehnte Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes – Verordnung über Großfeuerungs- und Gasturbinenanlagen*. Juli 2004
- [60] Burchhardt, U.; Griebe, S.; Zimmer, P.; Faber, R.; Giering, R.; Gerhardt, A.: Erkenntnisse aus dem Testbetrieb und Ausblick zur weiteren Nutzung der Oxyfuel-Forschungsanlage von Vattenfall. In: *44. Kraftwerkstechnisches Kolloquium*. Dresden, Deutschland, Oktober 2012
- [61] Heinze, G.; Welp, H.: Tray Absorber Technology for New FGD Plant and Retrofits. In: *VGB Power Tech* 88 (2008), Nr. 3, S. 78-84
- [62] Kunii, D.; Levenspiel, O.: *Fluidization Engineering*. Second Edition, Butterworth-Heinemann, 1991

- [63] Colakyan, M.; Levenspiel, O.: Elutriation from fluidized beds. In: *Powder Technology* 38 (1984), S. 223-232
- [64] Haider, A.; Levenspiel, O.: Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Nonspherical Particles. In: *Powder Technology* 58 (1989), S. 63-70
- [65] Breitholtz, C.; Leckner, B.; Baskakov, A.P.: Wall average heat transfer in CFB boilers. In: *Powder Technology* 120 (2001), S. 41-48
- [66] Basu, P.; Dutta, A.: An experimental investigation into the heat transfer on wing walls in a circulating fluidized bed boiler. In: *International Journal of Heat and Mass Transfer* 45 (2002), S. 4479-4491
- [67] Pallarès, D.; Johnsson, F.: Macroscopic modelling of fluid dynamics in large-scale circulating fluidized beds. In: *Progress in Energy and Combustion Science* 32 (2006), S. 539-569
- [68] Werther, J.: Strömungsmechanische Grundlagen der Wirbelschichttechnik. In: *Chem.-Ing.-Tech.* 49 (1977) Nr. 3, S. 193-202
- [69] Martin, H.: Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surfaces of Immersed Heat Exchanger Elements, Part I. In: *Chem. Eng. Process.* 18 (1984), S. 157-169
- [70] Martin, H.: Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surfaces of Immersed Heat Exchanger Elements, Part II. In: *Chem. Eng. Process.* 18 (1984), S. 199-223
- [71] Basu, P.; Fraser, S.A.: *Circulating Fluidized Bed Boilers – Design and Operations*. Butterworth-Heinemann, 1991 (ISBN 0-7506-9226-X)
- [72] Adamczyk, F.: Integration of a POWERISE® Flue Gas Heat Recovery System in the Worldwide Largest Fluidised Bed Boiler Łagisza 460 MW Efficiency Increase and CO₂ Reduction. In: *VGB PowerTech* 12 (2008), S. 90-93
- [73] TLT-Turbo GmbH: *Persönliche Korrespondenz*. Februar 2013

- [74] Stamatelopoulos, G.-N.; Darling, S.: Alstom's CFB Technology. In: *9th International Conference on Circulating Fluidized Beds in Conjunction with the 4th International VGB Workshop on Operating Experience with Fluidized Bed Firing Systems*. Hamburg, Deutschland, 2008
- [75] Rayaprolu, K.: *Boilers for Power and Process*. CRC Press, Taylor & Francis Group, Boca Raton, FL, USA, 2009 (ISBN 978-1-4200-7536-6)
- [76] Glasmacher-Remberg, C.: Zur Betriebscharakteristik von Kraftwerken mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung unterschiedlicher Bauart. Fortschr.-Ber., VDI Reihe 6, Nr. 474, VDI Verlag, Düsseldorf, 2002 (ISBN 3-18-347406-9)
- [77] Scheffknecht, G.; Hofbauer, G.; Beisheim, T.: ADECOS ZWSF – Experimentelle Untersuchung der Oxyfuel-Wirbelschichtverbrennung von Steinkohle. PTJ/0327872C, COORETEC-Verbundvorhaben, Teilprojekt 4, 2013. – Forschungsbericht
- [78] Doosan Lentjes GmbH: *Persönliche Korrespondenz*. Mai 2012
- [79] Kapitel L – Energietechnik und Wirtschaft. In: Fischer, C.; Mareske, A.: *Dubbel – Taschenbuch für den Maschinenbau*. 22. Berlin: Springer-Verlag, 2007, S. L1-L72
- [80] Hafke, C.; Plass, L.; Bierbach, H.: Kraftwerke auf der Basis der zirkulierenden Wirbelschicht-Feuerung. In: *Chem.-Ing.-Tech.* 60 (1988), Nr. 9, S. 686-690
- [81] Spliethoff, H.: VDI Fortschritt-Berichte Reihe 6. In: *Energietechnik*. Bd. 443, Verbrennung fester Brennstoffe zur Strom- und Wärmeerzeugung. Düsseldorf, VDI-Verlag, 2000. (ISBN 3-18-344306-6)
- [82] Zhu, Q.: Developments in particulate control. In: IEA Clean Coal Centre. 2003 (CCS/73) – Forschungsbericht. (ISBN 92-9029-388-8)

- [83] Li, H.; Yan; J.: Evaluating cubic equations of state for calculation of vapor-liquid equilibrium of CO₂ and CO₂-Mixtures for CO₂ Capture and Storage Processes. In: *Applied Energy* (2009), Bd. 86
- [84] Dohrn, R.: *Berechnung von Phasengleichgewichten: Mit 14 Tabellen*. Braunschweig, Vieweg, 1994. (ISBN 3-528-06587-7)
- [85] Baehr, H. D.; Kabelac, S.: *Thermodynamik – Grundlagen und technische Anwendungen*. Berlin, Heidelberg, New York, Springer-Verlag, 13. Auflage, 2006. (ISBN-10 3-540-32513-1)
- [86] Verein Deutscher Ingenieure (Hrsg.); VDI-Gesellschaft Energietechnik: VDI Richtlinie 3986 – Ermittlung des Wirkungsgrades von konventionellen Kraftwerken. Beuth Verlag, Oktober 2000
- [87] Su, J.; Zhao, X.; Zhang, J.; Liu, A.; Yang, H.; Yue, G.; Fu, Z.: Design and Operation of CFB Boilers with Low Bed Inventory. In: *20th International Conference on Fluidized Bed Combustion*. Xi'an, China, 18-20 Mai 2009
- [88] Yang, H. R.; Zhang, H.; Lu, J. F.; Liu, Q.; Wu, Y. X.; Yue, G. X.; Su, J.; Fu, Z P.: Novel CFB Boiler Technology with Reconstruction of its Fluidization State. In: *20th International Conference on Fluidized Bed Combustion*. Xi'an, China, 18-20 Mai 2009
- [89] Weng, M.; Günther, C.; Kather, A.: Variation of the Flue Gas Recirculation Rate for a Coal-Fired Oxyfuel Power Plant with CFBC. In: *2nd IEA GHG Oxyfuel Combustion Conference*. Yeppoon, Queensland, Australien, September 2011
- [90] Börner, C.-J.: Ersatz von Altanlagen durch Dampferzeuger mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung in der chemischen Industrie (Teil 2). In: *VGB-Konferenz „Wirbelschichtfeuerung und Dampferzeugung“*, Essen, Deutschland, 1988
- [91] Kather, A.; Günther, C.; Weng, M.: ADECOS ZWSF – Weiterentwicklung und Untersuchung des Oxyfuel-Prozesses mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung auf Realisierbarkeit und Wirtschaftlichkeit. PTJ/0327872A,

COORETEC-Verbundvorhaben, Teilprojekte 1 und 2, 2013. – Forschungsbericht

- [92] Klutz, H.-J.: *Theoretische und experimentelle Untersuchungen zur Entwicklung eines Wirbelschichttrockners für Braunkohle*. Hamburg, Technische Universität Hamburg-Harburg, Dissertation, 2008
- [93] Klutz, H.-J.; Moser, C.; Block, D.: Stand der Entwicklung der Wirbelschicht-Trocknung mit interner Abwärmenutzung (WTA) für Braunkohle bei der RWE Power AG. In: *42. Kraftwerkstechnisches Kolloquium*. Dresden, Deutschland, Oktober 2010
- [94] Porsche, T.; Thannhäuser, L.; Jentzsch, B.; Rauer, T.; Martin, J.; Höhne, O.: Trockenbraunkohleproduktion unter Hochdruck – Betriebserfahrungen der Versuchsanlage zur druckaufgeladenen Dampfwirbelschicht-Trocknung (DDWT). In: *42. Kraftwerkstechnisches Kolloquium*. Dresden, Deutschland, Oktober 2010

Anhang

A.1 Sauerstoffzufuhr im Oxyfuel-Prozess

In Tabelle A.1 ist für ausgewählte Werte der Rauchgasrezirkulationsrate eine exemplarische Zusammenfassung der verschiedenen Sauerstoffeinträge aufgeführt, welche durch die LZA, das zurückgeführte Rauchgas und die Falschluf 1. Art oder 2. Art hervorgerufen werden.

Tabelle A.1: Zuordnung der für die Feuerung anteiligen Sauerstoffzufuhr durch die Quellen LZA, Rauchgas, Falschluf 1. Art und 2. Art ($\lambda_{\text{lokal}} = 1,1$ – 110 % Sauerstoffbedarf für die Feuerung)

	$R_{\text{RG,v}}$ in %	anteilige Sauerstoffmenge am Gesamtbedarf in % bereitgestellt durch			
		LZA	Rauchgas	FL1	FL2
ohne FL	70	103,0	7,0	-	-
	55	104,5	5,5	-	-
	35	106,5	3,5	-	-
mit FL	70	100,5	7,0	2,5	-
1. Art	55	102,9	5,5	1,6	-
($\alpha_1 = 2 \%$)	35	105,4	3,5	1,1	-
mit FL	70	101,3	7,0	-	1,7
2. Art	55	103,6	5,5	-	0,9
($\alpha_2 = 2 \%$)	35	106,1	3,5	-	0,4

Der Sauerstoffstrom der LZA und somit auch der Eigenbedarf der LZA für eine Variante ohne Falschluf liegen um bis zu 2,5 %-Punkte ($R_{\text{RG,v}} = 70 \%$; $\alpha_1 = 2 \%$) höher als ohne Berücksichtigung von Falschluf. In einem Vergleich der beiden Varianten mit Falschluf lässt sich ein Unterschied von bis zu 0,8 %-Punkte ($R_{\text{RG,v}} = 70 \%$) für den Sauerstoffstrom der LZA erkennen, sodass bei der Berücksichtigung von Falschluf zum einen die Menge aber auch der Ort des Eintrags nicht zu vernachlässigen sind.

A.2 Annahmen der Simulationen

Tabelle A.2: Ergänzende Annahmen für die Simulation des Wasser-/Dampf-kreislaufs u. a. nach [56]

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung
Δp Frischdampfleitung	10	bar	-
Δp Dampfleitung HZÜ	1	bar	-
Δp Dampfleitung KZÜ	1	bar	-
Δp ECO	2	bar	-
Δp Dampferzeuger HD	33	bar	-
Δp Dampferzeuger ZÜ	2,5	bar	-
Δp Überströmleitung	1	%	zwischen MD- und ND-Dampfturbine
Δp Anzapfleitungen	3	%	vom Druckniveau an der Turbine
η_{mech} Pumpen	99,5	%	-
η_{is} Kühlwasserpumpen und Kondensatpumpen	80	%	-
η_{is} Speisewasserpumpe	82,5	%	-
Grädigkeit Kondensator	3	K	-
Grädigkeit der regenerativen Vorwärmer	2,5	K	-
Untere Grädigkeit Nachkühler	6	K	-
Enthitzung	20	K	Überhitzung am Austritt der Enthitzer
Enthitzung externer Enthitzer	100	K	Überhitzung am Austritt der Enthitzer
Δp Speisewasservorwärmer	2	bar	-
Δp Kondensatvorwärmer	0,5	bar	-
Δp Speisewasserbehälter	0,25	bar	hervorgerufen durch Füllhöhe
ΔT ECO	30	K	wasser-/dampfseitig
ϑ Kühlwasser	18	°C	-
Δp Kühlwassersystem	3	bar	Rohrleitungen, Kondensator, Kühlturm

Tabelle A.3: Annahmen für die Simulation elektrischer Verbraucher und weiterer Verlustgrößen u. a. nach [56,73,7]

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung
η_{mech} Gebläse	99,5	%	-
η_{mech} elektrische Antriebe	99,8	%	-
η_{el} elektrischer Antriebe	97	%	-
η_{el} Generator	98,7	%	-
Transformationsverluste	0,35	%	der elektrischen Klemmenleistung
sonstiger elektrischer Eigenbedarf	0,35	%	der elektrischen Klemmenleistung
elektrischer Eigenbedarf der Be- kohlung	0,175	%	der Brennstoffwärmeleistung
η_{is} Frischlüfter, Primärluftgeblä- se, Saugzuggebläse	85	%	konventionelle Staubfeuerung
η_{is} Gebläse primäre Rauchgasrezirkulation	85	%	Oxyfuel-Staubfeuerung
η_{is} Gebläse sekundäre Rauchgasrezirkulation	85/84	%	Oxyfuel-Staubfeuerung A/B
η_{is} Saugzuggebläse	85	%	Oxyfuel
η_{is} Gebläse zur FBK- Fluidisierung	79	%	konventionelle ZWSF / Oxy- fuel-ZWSF
η_{is} Gebläse zur WBK- Fluidisierung	84	%	konventionelle ZWSF / Oxy- fuel-ZWSF
elektrischer Eigenbedarf der Kohleversorgung	4	kWh/t	ZWSF
elektrischer Eigenbedarf der Inertversorgung	1	kWh/t	ZWSF
elektrischer Eigenbedarf der Kalksteinversorgung	15	kWh/t	ZWSF

Tabelle A.4: Annahmen für die Simulationen zum Brennstoff TBK u. a. nach [56]

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung
elektrischer Eigenbedarf der Nassvermahlung	4	kWh/t _{RBK}	TBK
Überhitzung nach Einspritzkühlungen	5	K	
Druckniveau des Heizdampfes vom Kraftwerk	6,4	bar	A4
Druck Wirbelschichttrockner	1,1	bar	im Freeboard
Δp komprimierter Brüden und Heizdampf	0,4	bar	
Δp Wirbelschichtbett	200	mbar	
Δp Düsenboden	40	mbar	
Wirbelschichttrockner			
Δp Brüdenfilter und Verrohrung	110	mbar	
Überhitzung der Wirbelschicht	10	K	bezogen auf Druckniveau im Freeboard
Überhitzung des Brüden	5	K	
Unterkühlung Brüden- und Heizdampfkondensat	5	K	
Grädigkeit kondensierender Brüden und Heizdampf	30	K	
Brüdenleckage	1	%	bezogen auf gesamten Brüdenmassenstrom im Wirbelschichttrockner
Änderung Wasseranteil durch Nachverdampfung	0,17	%-Punkte	
Dampfbedarf zur Fluidisierung des Wirbelschichttrockners	0,25	kg/kg _{TBK}	
η_{is} Fluidisierungsgebläse	82,5	%	
η_{is} Brüdenverdichter	85	%	

Tabelle A.5: Annahmen für die Simulation der Dampfturbine u. a. nach [56]

Parameter	Wert	Einheit	Bemerkung
Austrittsverlust der ND-Dampfturbine	30	kJ/kg	kinetischer Strömungsanteil an den letzten ND-Stufen
mechanische Verluste der Dampfturbinenwellenleistung	0,2	%	-
η_{is} HD-Turbine	91	%	-
η_{is} MD-Turbine	92	%	-
η_{is} ND-Turbine	95-85,8	%	inkl. Nässekorrektur (Baumann-Faktor = 1,0)
p Anzapfung A8	73,1	bar	-
p Anzapfung A7 (KZÜ)	58,3	bar	-
p Anzapfung A6	31,6	bar	-
p Anzapfung A5	14,3	bar	-
p Anzapfung A4	6,4	bar	-
p Anzapfung A3	2,68	bar	-
p Anzapfung A2	0,95	bar	-
p Anzapfung A1	0,27	bar	-

A.3 Ergebnisse der Simulationen

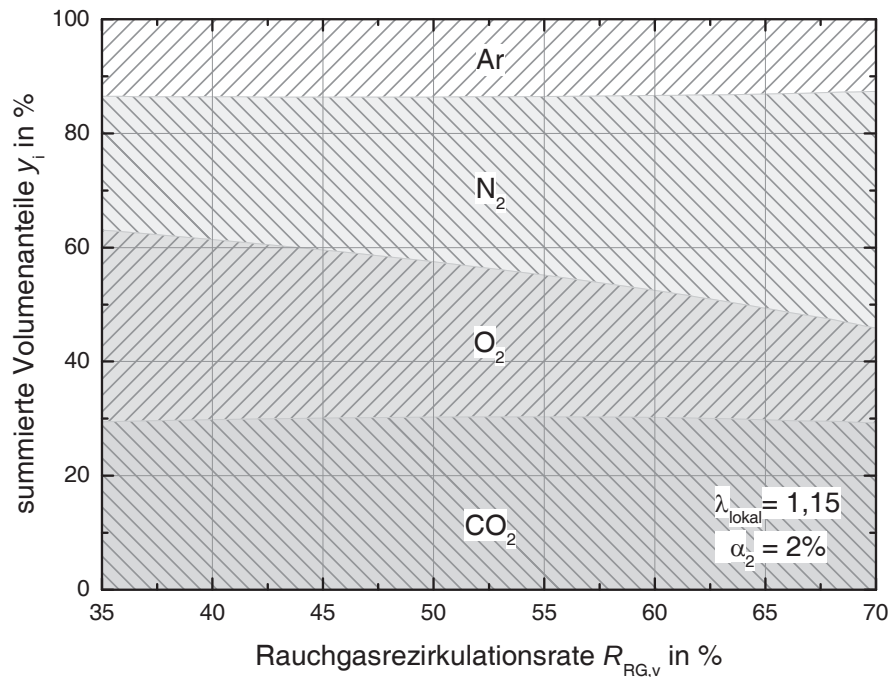


Abbildung A.1: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Zusammensetzung des Restgases aus der CO_2 -Aufbereitung (Basisszenario)

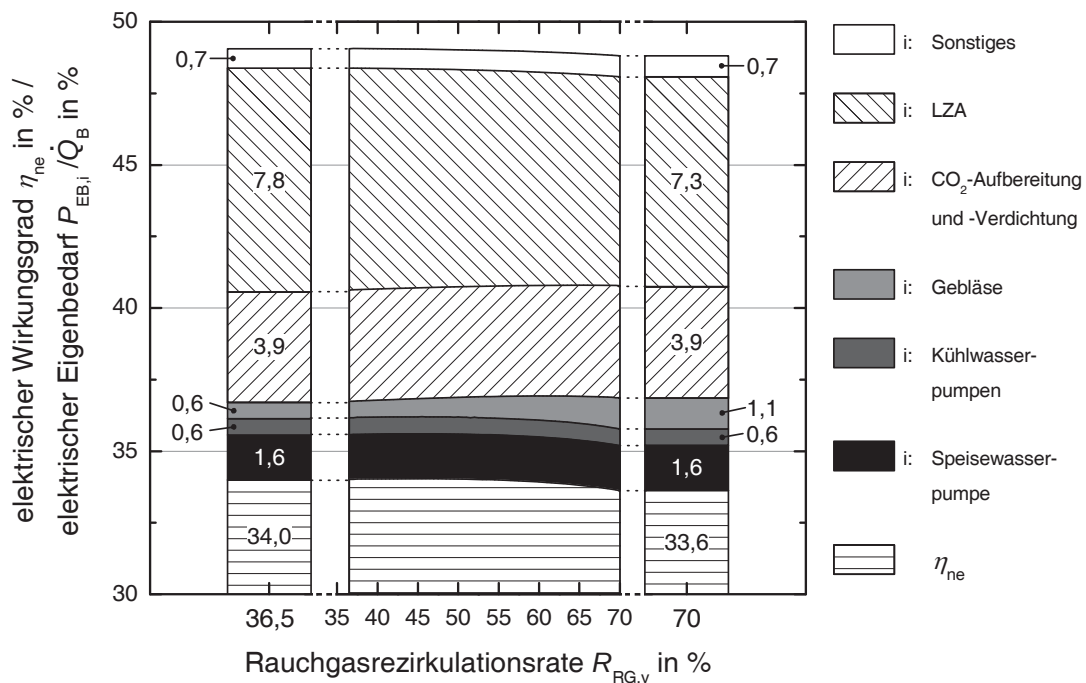


Abbildung A.2: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit alternativem LZA-Konzept (Veränderung zum Basisszenario: O_2 -Reinheit der LZA von 99,5 Vol.-%)

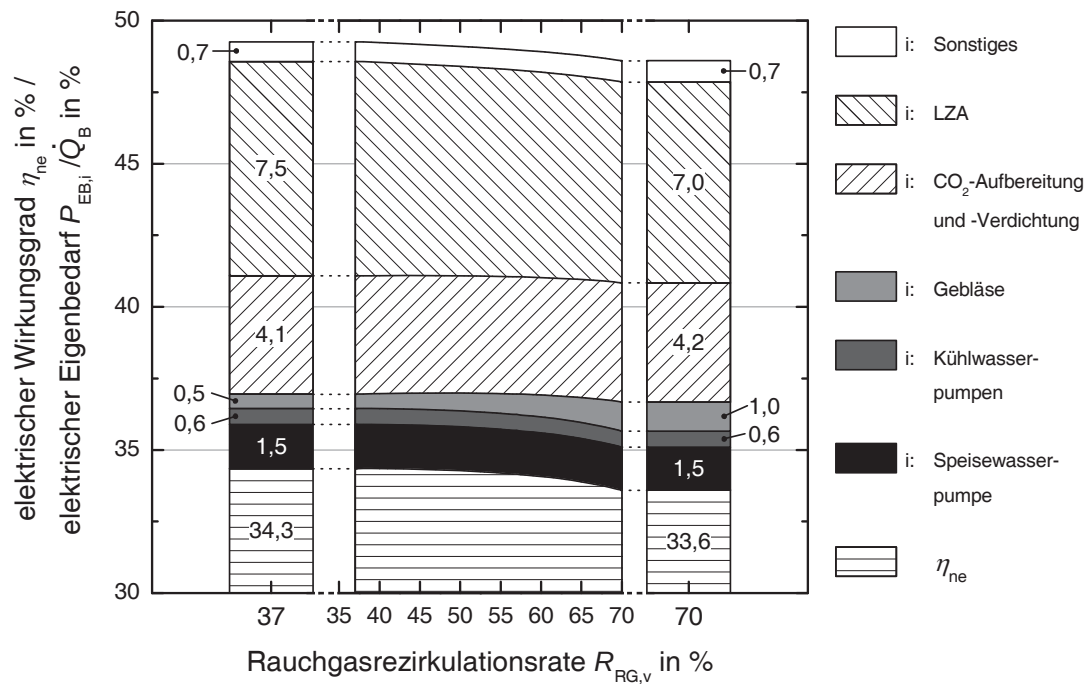


Abbildung A.3: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit „kalter“ Rauchgasrezirkulation (Veränderung zum Basisszenario: Topologie Oxyfuel I nach [7])

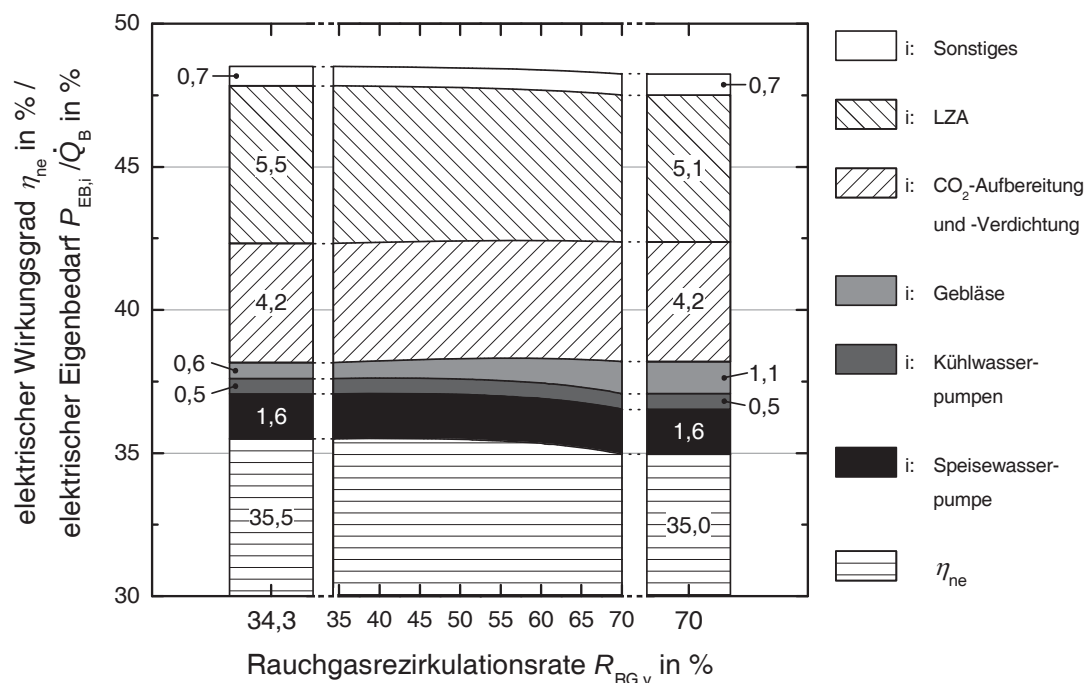


Abbildung A.4: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit alternativem LZA-Konzept (Veränderung zum Basisszenario: LZA als 3-Säulenprozess)

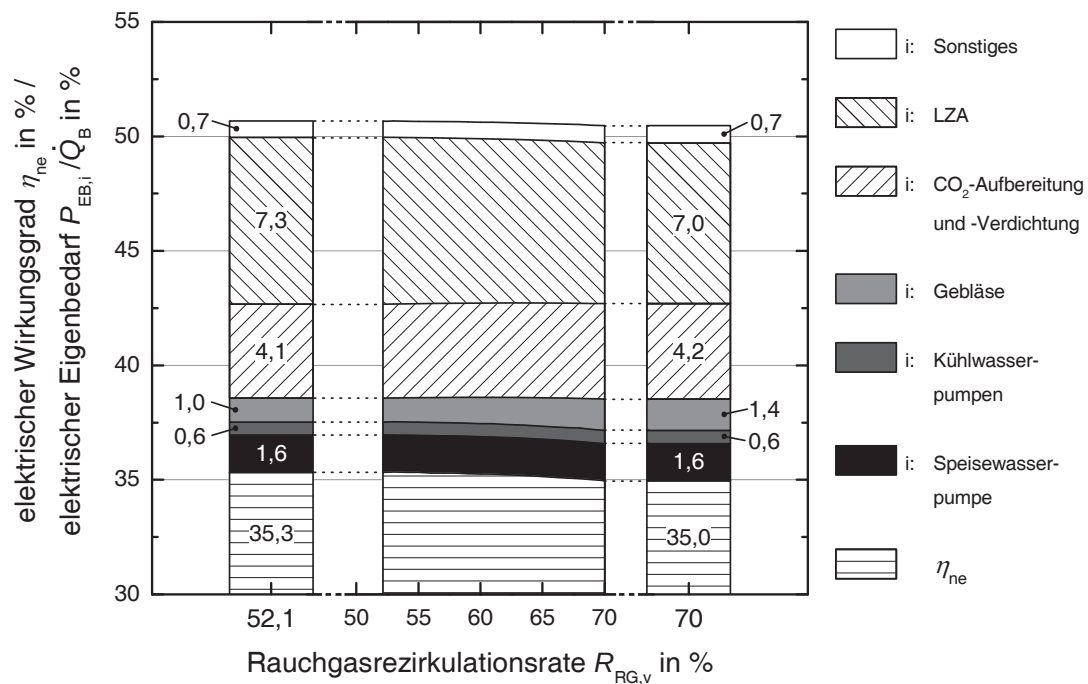


Abbildung A.5: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit erhöhten Dampftemperaturen (Veränderung zum Basisszenario: FD-/ZÜ-Temperaturen von 600/620 °C)

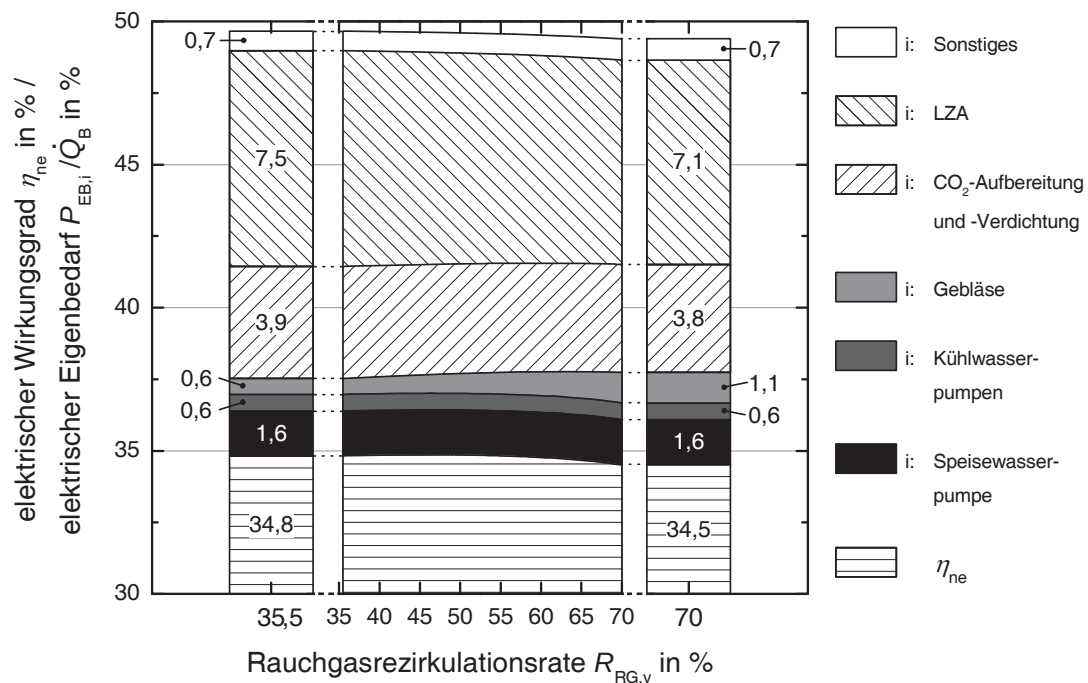


Abbildung A.6: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses ohne Falschlufteintrag im Dampferzeuger (Veränderung zum Basisszenario: $\alpha_2 = 0$ %)

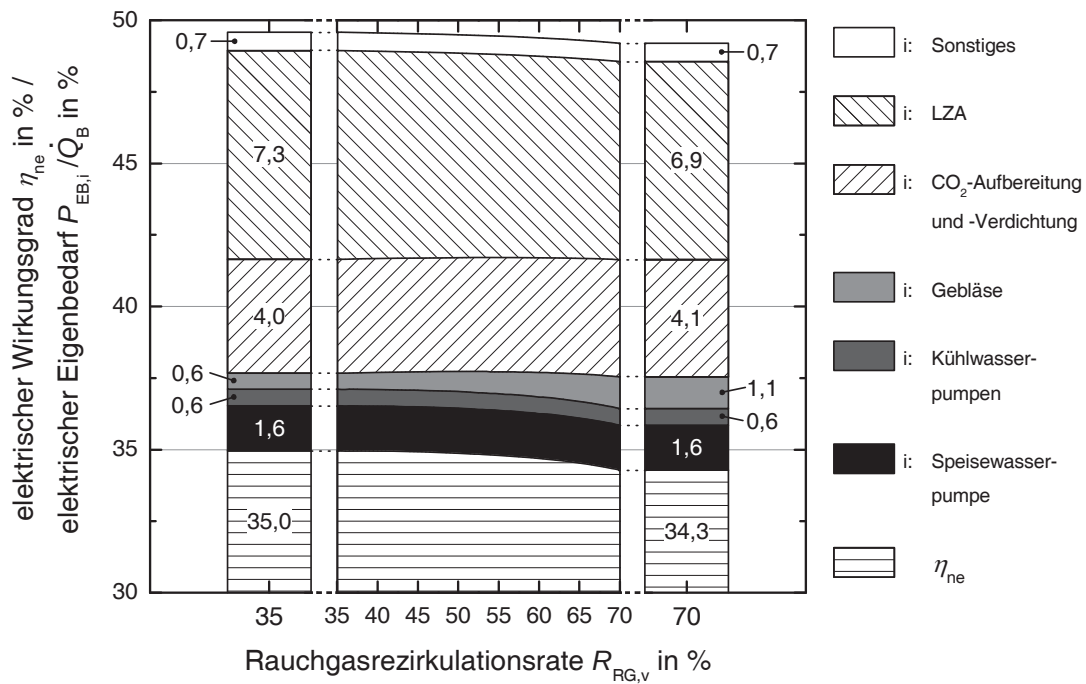


Abbildung A.7: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines ZWSF-Oxyfuel-Prozesses mit verringertem Sauerstoffüberschuss (Veränderung zum Basisszenario: $\lambda_{\text{lokal}} = 1,1$)

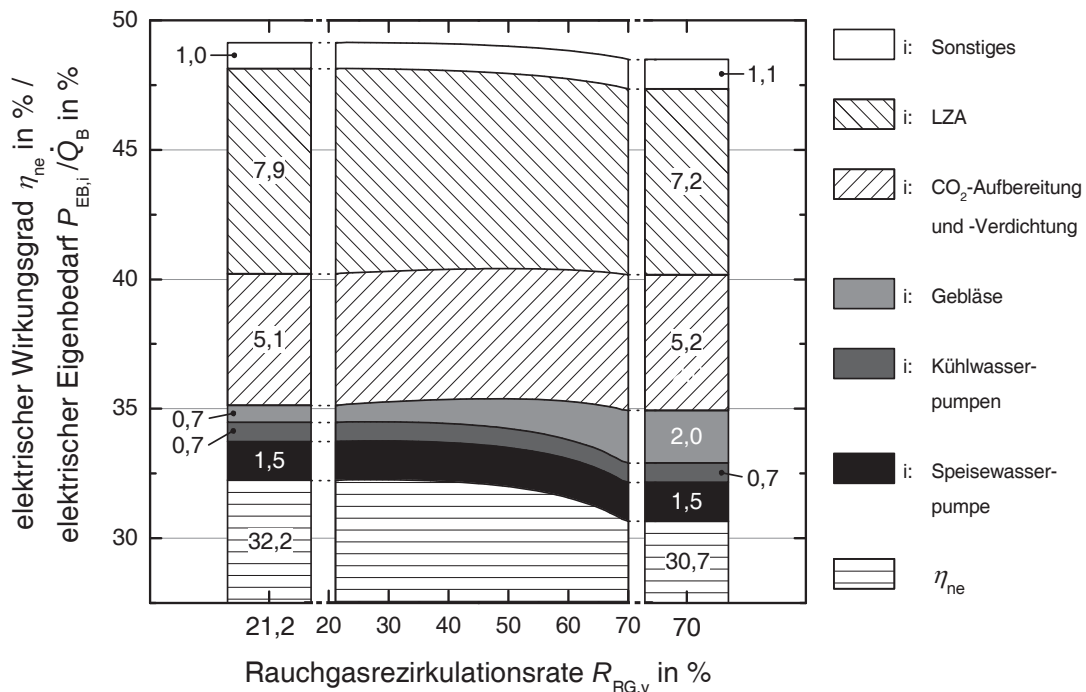


Abbildung A.8: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines RBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozesses (Veränderung zum Basisszenario: Brennstoff – RBK)

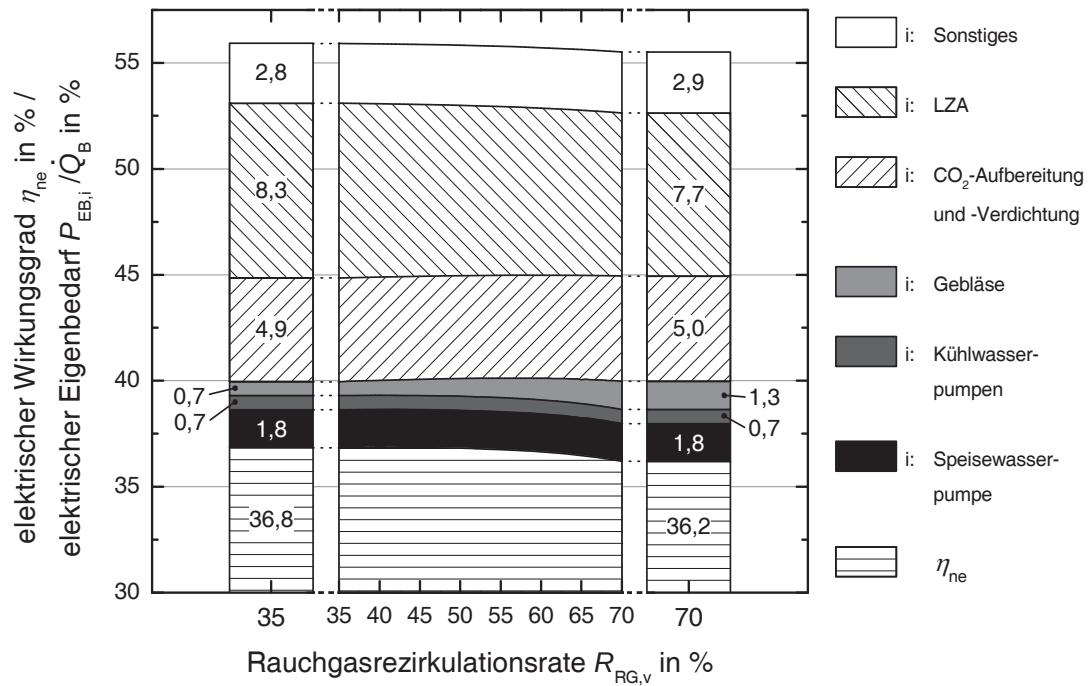


Abbildung A.9: Einfluss der Rauchgasrezirkulationsrate auf die Eigenbedarfsstruktur eines TBK-befeuerten ZWSF-Oxyfuel-Prozesses (Veränderung zum Basisszenario: Brennstoff – TBK)





Lebenslauf

Persönliche Daten

Name: Weng
Vorname: Matthias
Geburtsdatum: 06. Februar 1984
Geburtsort: Minden (Westf.)

Schulischer Werdegang

08/1990 – 07/1994 Grundschole, Minderheide
08/1994 – 06/2003 Gymnasium, Minden

Studium

10/2003 – 03/2009 Studium des Maschinenbaus
Leibniz Universität Hannover
Abschluss: Diplom-Ingenieur

Beruflicher Werdegang

08/2009 – 01/2014 Wissenschaftlicher Mitarbeiter
Technische Universität Hamburg-Harburg
Institut für Energietechnik

02/2014 – 08/2016 Projektingenieur / Projektleiter
Pöyry Deutschland GmbH
Abteilung Energie, Hamburg

09/2016 – heute Energiemanager
ArcelorMittal Hamburg GmbH
Abteilung Prozesstechnologie, Hamburg





