

Auswirkungen des Oxyfuel-Prozesses auf die Auslegung und den Betrieb des Dampferzeugers und der Rauchgasreinigungsanlagen

A. Kather, C. Hermsdorf, M.Klostermann

Institut für Energietechnik, Technische Universität Hamburg-Harburg

Kurzfassung

Der Erfolg des Oxyfuel-Prozesses, in welchem CO_2 aus den Rauchgasen einer mit Sauerstoff statt Luft betriebenen Kohlefeuerung abgeschieden wird, hängt ganz entscheidend von den einzuhaltenen Verunreinigungen im flüssigen CO_2 ab. Diese Verunreinigungen können durch die vorgeschalteten Anlagen des Dampferzeugers und der Rauchgasreinigung beeinflusst werden.

1 Einleitung

Nachdem bei der Stromerzeugung aus fossilen Primärenergieträgern in den vergangenen Jahrzehnten die Staub-, die NO_x - und die SO_2 -Emissionen durch den Einsatz und die Nachrüstung von Elektrofiltern, DeNO_x-Reaktoren und Rauchgas-Entschwefelungsanlagen deutlich gesenkt wurden, steht in der Kraftwerkswirtschaft seit Anfang der 1990-er Jahre die Reduzierung der CO_2 -Emissionen im Vordergrund. Für diese CO_2 -Emissionsminderung werden bei der Stromerzeugung aus fossilen Primärenergieträgern zwei Richtungen verfolgt:

- die Wirkungsgradverbesserung und
- die Abtrennung von CO_2 aus den Brenn- oder Rauchgasen.

Mit wirkungsgradsteigernden Maßnahmen lassen sich die CO_2 -Emissionen der heute vorhandenen fossil befeuerten Kraftwerksleistung in Deutschland noch um ca. 30 % reduzieren. Für darüber hinausgehende CO_2 -Emissionsminderungsziele stellt sich die Frage nach Verfahren, durch welche neben der wirkungsgradbedingten Minimierung der CO_2 -Emissionen das erzeugte CO_2 möglichst vollständig abgeschieden werden kann. Je nach Abscheideverfahren und Kraftwerkstyp ergeben sich dabei jedoch erhebliche Wirkungsgradeinbußen von 6 bis 14 %-Punkten.

Bei dem für die Stromerzeugung am häufigsten verwendeten Dampfkraftprozess mit Kohlefeuerung könnte das CO_2 bereits sehr bald mit Hilfe einer Monoethanolamin-Wäsche aus dem Rauchgas

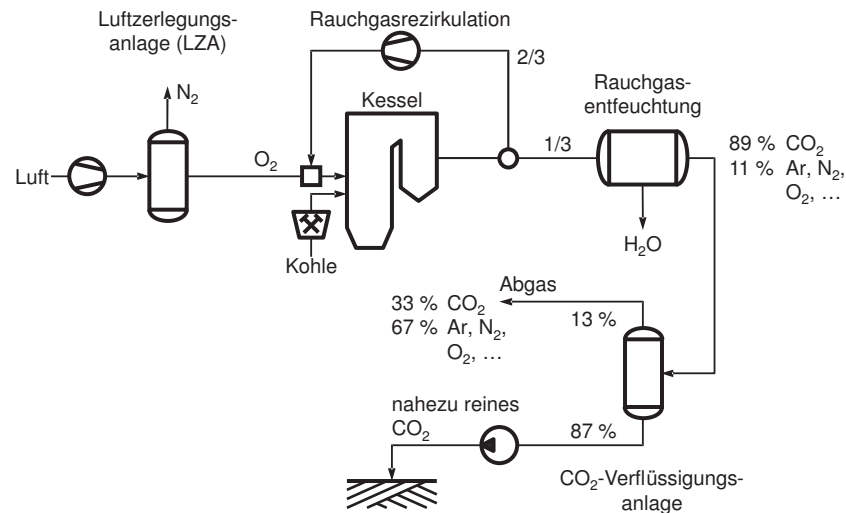


Abb. 1: Vereinfachtes Schema des Oxyfuel-Prozesses. Alle Prozentangaben in Vol-%.

ausgewaschen werden. Dabei treten jedoch die höchsten Wirkungsgradeinbußen auf. Diese können verringert werden, wenn die CO_2 -Konzentration im Rauchgas vor der Abtrennung des CO_2 mit Hilfe des sog. Oxyfuel-Prozesses von ca. 15 Vol-% auf ca. 90 Vol-% angehoben wird.

Das Konzept des Oxyfuel-Prozesses ist es daher, der Verbrennungsluft vor der Verbrennung mittels einer Luftzerlegungsanlage den Stickstoff zu entziehen, wodurch dem Verbrennungsprozess nahezu reiner Sauerstoff zugeführt wird. Mit dem Fehlen des Stickstoffs fehlt aber auch eine wesentliche Wärmesenke. Um in der Brennkammer ein der Verbrennung mit Luft ähnliches Temperaturniveau zu erhalten, müssen daher etwa zwei Drittel der Rauchgase nach ihrer Abkühlung zur Feuerung zurückgeführt werden. In Abbildung 1 hat das den Dampferzeuger verlassende Rauchgas nach einer vollständigen Entfeuchtung einen CO_2 -Gehalt von ungefähr 89 Vol-%. Das restliche Ballastgas besteht im Wesentlichen aus überschüssigem Sauerstoff, der für einen ausreichenden Ausbrand der Kohle aber auch zur Verringerung des Korrosionsrisikos an den Brennkammerwänden notwendig ist. Weiterhin sind in dem Ballastgas Argon und geringe Mengen Stickstoff sowie Schwefel- und Stickoxide enthalten.

Diese Verunreinigungen im CO_2 stellen das hauptsächliche Problem des Oxyfuel-Prozesses dar, da ein großer Anteil dieser Verunreinigungen bei der Verflüssigung des CO_2 mit in die flüssige Phase übergeht und somit zu Problemen beim Transport und insbesondere in der Lagerstätte, in welche das CO_2 eingeleitet wird, sorgen kann. Darüberhinaus erfordern diese Verunreinigungen einen größeren Energieaufwand bei der CO_2 -Verflüssigung. Der Eigenbedarf für die CO_2 -Verflüssigung wird bei den hier angenommenen Verunreinigungen und bei einer Brutto-Leistung von 600 MW_{el} etwa

50 MW_{el} betragen. Je geringer die Verunreinigungen sind desto geringer ist auch der für die Verflüssigung aufzubringende Energieaufwand. Ein großer Teil der Verunreinigungen besteht aus Argon, welches aus der Luftzerlegungsanlage stammt. Bei einer Sauerstoffreinheit von 98 % beträgt der Eigenbedarf der Luftzerlegungsanlage für einen 600 MW_{el, brutto} Block ca. 90 MW_{el}. Diesen Eigenbedarf könnte man durch Einführen des Drei-Säulen-Prozesses anstelle des heute verwendeten Zwei-Säulen-Prozesses - und einer damit einhergehenden Absenkung der Sauerstoffreinheit in der Luftzerlegungsanlage auf 95 % - auf ca. 70 MW_{el} reduzieren. Allerdings nimmt dann, infolge des größeren Anteils an Verunreinigungen, der Eigenbedarf bei der CO₂-Verflüssigung zu.

Infolge der genannten Eigenbedarfe reduziert sich also der Blockwirkungsgrad des hier betrachteten 600 MW-Blockes um ca. 11 %-Punkte. Das Ziel ist es, diese Wirkungsgradminderung auf ca. 8 %-Punkte zu reduzieren.

2 Rezirkulationsmassenstrom und Sauerstoffüberschuss bei der Verbrennung

2.1 Rezirkulationsmassenstrom

Wie bereits erwähnt, muss zur Vermeidung von zu hohen Verbrennungstemperaturen in der Brennkammer abgekühltes Rauchgas zurück in den Feuerraum geführt werden. Die Bestimmung des erforderlichen Rezirkulationsanteils erfolgt dabei im ersten Ansatz unter der Randbedingung, dass bei der Verbrennung der Kohle mit Sauerstoff und rezirkuliertem Rauchgas die gleiche adiabate Verbrennungstemperatur in der Brennkammer erzielt wird, wie bei Verbrennung dieser Kohle mit vorgewärmter Luft.

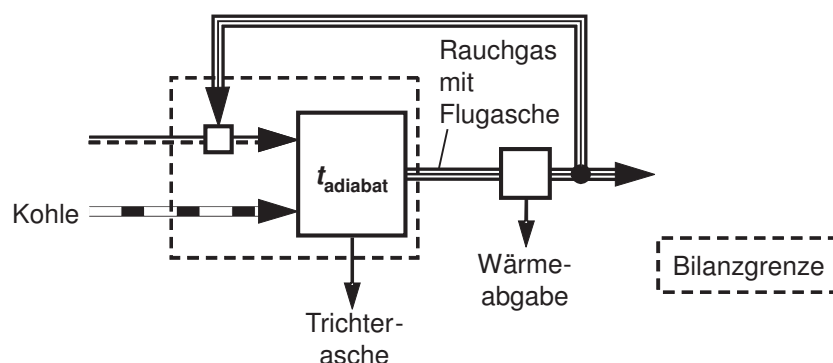


Abb. 2: Schema zur Berechnung des benötigten Rezirkulationsgasmassenstromes. Eintretende Falschluff ist nicht dargestellt.

Das diesem Gedanken zu Grunde liegende Schema für die adiabate Brennkammer und die sich damit ergebende Bilanz ist in Abbildung 2 dargestellt. Für die Energiebilanz ergibt sich

$$\dot{m}_G h_G = \dot{m}_S h_S + \dot{m}_{Lfa} h_{Lfa} + \dot{m}_K (h_K + H_u) + \dot{m}_R h_R - (\dot{m}_{FA} h_{FA} + \dot{m}_{TA} h_{TA}). \quad (1)$$

Hierin sind \dot{m}_G , \dot{m}_S , \dot{m}_{Lfa} , \dot{m}_K , \dot{m}_R , \dot{m}_{FA} und \dot{m}_{TA} die Massenströme von Rauchgas, von Sauerstoff, von der Falschlufft, vom Brennstoff, vom Rezirkulationsgas, von der Flugasche und von der Trichterasche und h_G , h_S , h_{Lfa} , h_K , h_R , h_{FA} und h_{TA} die entsprechenden Enthalpien sowie H_u der Heizwert des Brennstoffes. Der Rauchgasmassenstrom ergibt sich aus der Massenbilanz zu

$$\dot{m}_G = \dot{m}_K + \dot{m}_S + \dot{m}_{Lfa} + \dot{m}_R - \dot{m}_{FA} - \dot{m}_{TA}. \quad (2)$$

Drückt man nun den Rezirkulationsmassenstrom durch die Beziehung

$$\dot{m}_R = \varepsilon \cdot \dot{m}_G \quad (3)$$

aus, so erhält man schließlich den gesuchten Rezirkulationsanteil ε :

$$\varepsilon = \frac{X - h_G}{X - h_R} \quad (4)$$

mit

$$X = \frac{\dot{m}_S h_S + \dot{m}_{Lfa} h_{Lfa} + \dot{m}_K (h_K + H_u) - \dot{m}_{FA} h_{FA} - \dot{m}_{TA} h_{TA}}{\dot{m}_K + \dot{m}_S + \dot{m}_{Lfa} - \dot{m}_{FA} - \dot{m}_{TA}} \quad (5)$$

Die Berechnung des Rezirkulationsanteils nach Gleichung (4) ist nur dann geschlossen möglich, wenn der aus der Luftzerlegungsanlage frisch zugeführte Sauerstoffmassenstrom bekannt ist. Infolge des Restsauerstoffgehalts im Rauchgas ist dieser jedoch wiederum abhängig vom Rezirkulationsmassenstrom. Hierauf wird an späterer Stelle näher eingegangen.

Abbildung 3 stellt den mit Gleichung (4) berechneten Rezirkulationsanteil für verschiedene Kohlen im Temperaturbereich des rezirkulierten Rauchgases von 100 bis 800 °C dar. Die untersuchten

Tabelle 1: Eigenschaften der zugrunde liegenden Steinkohlen. Die adiabate Verbrennungstemperatur t_{ad} gilt für den luftbetriebenen Prozess mit einem Luftüberschuss von 15 % und eine Vorwärmung der gesamten Luft auf 320 °C.

Sorte	Zusammensetzung (in Ma-%)							H_u MJ/kg	t_{ad} °C
	C	H	O	S	N	Asche	H ₂ O		
Südafrika	65,93	3,63	7,25	0,61	1,58	13,60	7,40	25,40	2.126
Indonesien	58,70	4,43	8,82	1,00	1,05	5,00	21,0	22,69	2.008
Russland	70,09	3,70	7,37	0,30	1,23	9,81	7,50	27,20	2.160

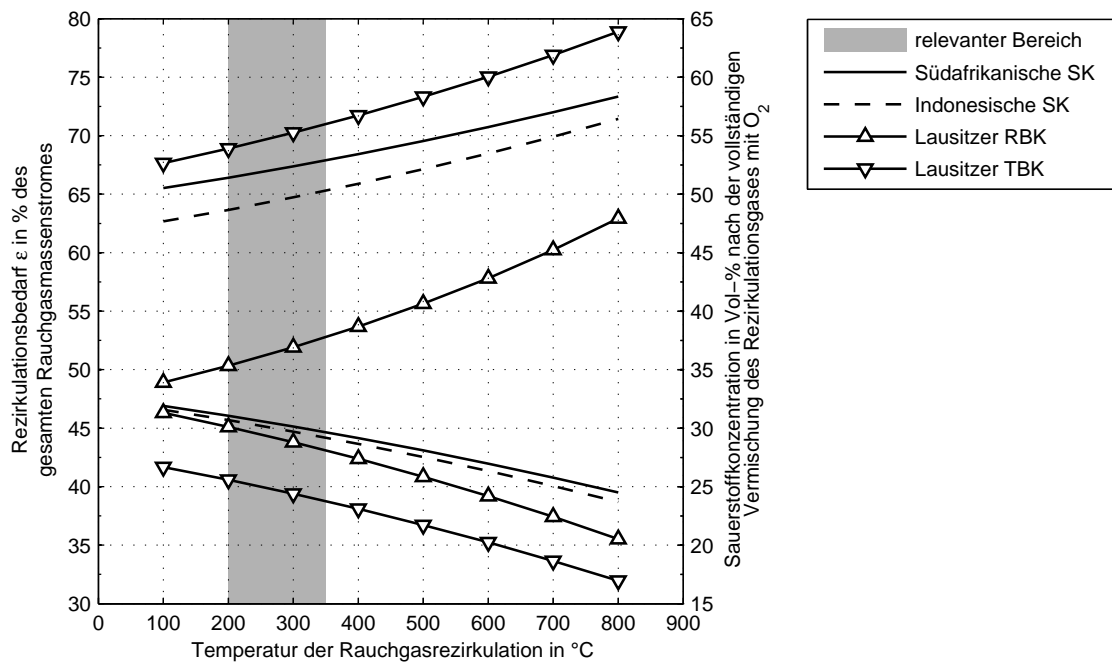


Abb. 3: Rezirkulationsbedarf und Sauerstoffkonzentration bei einfacher Vermischung des rezirkulierten Rauchgases mit reinem Sauerstoff in Abhängigkeit von der Temperatur des rezirkulierten Rauchgases für ausgesuchte Steinkohlen (SK), Rohbraunkohle (RBK) und Trockenbraunkohle (TBK). Folgende Randbedingungen wurden zugrunde gelegt: Lufttemperatur des Referenzprozesses: 320 °C, Temperatur des Sauerstoffs: 25 °C, Temperatur der Kohle: 40 °C, Sauerstoffüberschuss: 15 %, Sauerstoffreinheit: 98 Vol-%.

Steinkohlen repräsentieren dabei typische Vertreter von in Europa verwendeten Weltkohlen, deren Zusammensetzungen in Tabelle 1 dargestellt sind. Nach Abbildung 3 steigt der Rezirkulationsbedarf z. B. für die Südafrikanische Kohle von ca. 65,5 % bei 100 °C auf 73,3 % bei 800 °C an. Im gleichen Temperaturintervall ist der Rezirkulationsbedarf für die Indonesische Steinkohle hingegen rund 2 % Punkte geringer, was auf den hohen Wassergehalt dieser Kohle zurückzuführen ist. Der größte Rezirkulationsbedarf ergibt sich bei Verwendung von Trockenbraunkohle. Bei einer Rezirkulationstemperatur von 100 °C liegt der Rezirkulationsanteil bereits bei 67,7 % und bei 800 °C bei 78,9 %. Für Rohbraunkohle wäre der Rezirkulationsbedarf hingegen mit 48,9 % bis 63 % im genannten Temperaturbereich wegen ihres hohen Wassergehaltes erheblich geringer.

Wie später noch erläutert wird, liegt der technisch relevante Temperaturbereich für die Rauchgasrezirkulation zwischen 200 °C und 350 °C, womit der Rezirkulationsbedarf beim steinkohlegefeuerten Kraftwerk auf etwa 68 %, beim trockenbraunkohlegefeuerten Kraftwerk auf etwa 71 % und beim rohbraunkohlegefeuerten Kraftwerk auf etwa 53 % beschränkt wird. Infolge des deutlich höheren Rezirkulationsmassenstroms bei Verwendung von Trockenbraunkohle im Vergleich zur Rohbraunkohle wird ein Teil der durch die Vortrocknung der Rohbraunkohle erzielbaren Wirkungsgradsteigerung wieder aufgezehrt.

2.2 Rezirkulationstemperatur

In heutigen Dampferzeugern erfolgt durch die Abgabe der Rauchgaswärme an den Wasser-Dampf-Kreislauf eine Abkühlung der Rauchgase auf Temperaturen zwischen 350 °C und 380 °C, bevor im üblicherweise vorhandenen Luftvorwärmer eine weitere Abkühlung vorgenommen wird. Die dabei verwendeten Luftvorwärmer nach Bauart Rothemühle oder Ljungström können jedoch beim Oxyfuel-Prozess nicht zur Vorwärmung von Sauerstoff oder mit Sauerstoff angereichertem Rezirkulationsgas eingesetzt werden, da diese stets eine Leckage von 5 - 10 % von der Seite des Sauerstoffträgers auf die Rauchgasseite aufweisen. Hierdurch würde das Rauchgas zusätzlich mit Sauerstoff verunreinigt. Eine derartige Vorwärmung ist beim Oxyfuel-Prozess nicht unbedingt notwendig, da der nicht rezirkulierte Abgasmassenstrom wegen des fehlenden Stickstoffs nur ca. 30 % des Massenstromes eines konventionellen Kessels beträgt und durch die Rezirkulation ohnehin rund zwei Drittel der Rauchgaswärme wieder der Feuerung zugeführt werden.

Die technisch relevante Rezirkulationstemperatur wird im Wesentlichen von folgenden Randbedingungen bestimmt.

a) Dimensionen des Rezirkulationskanals

Die Rezirkulationstemperatur beeinflusst maßgeblich die Dimensionen der zu installierenden Rezirkulationskanäle. Bei einer Rezirkulationstemperatur von 300 °C ergibt sich im hier betrachteten Fall eines Oxyfuel-Blocks auf Basis des Referenzkraftwerks NRW ein Betriebsvolumenstrom von ca. $400 \text{ m}_B^3/\text{s}$, womit Kanalquerschnitte von ca. 40 m^2 erforderlich werden. Diese Dimension liegt in der Größenordnung des Rauchgaskanalquerschnitts nach dem Luftvorwärmer des Referenzkraftwerkes NRW, welcher für einen Betriebsvolumenstrom von $563 \text{ m}_B^3/\text{s}$ einen Querschnitt von $56,17 \text{ m}^2$ aufweist.

b) Rezirkulationsgebläse

Als Bauformen für das Rezirkulationsgebläse stehen sowohl Axialgebläse als auch Radialgebläse zur Auswahl. Axialgebläse zeichnen sich durch isentrope Wirkungsgrade von 90 % aus, sind aber nur bis zu Temperaturen von etwa 190 °C einsetzbar. Dies ist vor allem auf die mechanischen und hydraulischen Komponenten der Laufschaufelverstellung zurückzuführen. Verzichtet man hingegen auf eine Schaufelverstellung und setzt statt dessen einen Starrflügler ein, so sind auch höhere Gastemperaturen möglich, wenngleich die Betriebsstabilität (Pumpen) hierdurch negativ beeinflusst wird. Da Axialverdichter im Vergleich zu Radialverdichtern zur Erzeugung der gleichen Druckdifferenz bei gleichem Volumenstrom eine höhere Drehzahl benötigen, stellen höhere Temperaturen bei diesen - wegen der Festigkeit der Schaufelwerkstoffe - ein Problem dar. Bei höheren Gastemperaturen werden daher in der Regel Radialgebläse verwendet, deren

Beschaufelung auch wegen der Bauform des Läufers geringeren mechanischen Belastungen unterliegt. Damit sind sie hinsichtlich der Festigkeit in der Regel unkritisch. Zudem ist der Abstand des Betriebspunktes von der Pumpgrenze größer als bei Axialgebläsen, was bezüglich Laständerungen vorteilhaft ist. Die maximale Einsatztemperatur für Radialgebläse der hier benötigten Größe beziffern die Hersteller auf etwa 400 °C, da bei noch höheren Temperaturen auf hochwarmfeste und damit sehr teure Stähle übergegangen werden muss und aufwändige An- und Abfahreinrichtungen vorgesehen werden müssen, um eine nachhaltige Schädigung der großen Läufermassen beim Aufwärmen und Abkühlen zu vermeiden.

Eine weitere wesentliche Einschränkung besteht bei den Axialgebläsen in der zulässigen Staubbelastung des zu fördernden Gases. Daher ist eine nahezu vollständige Entstaubung des Rezirkulationsgases vor einem Axialgebläse notwendig. Da auch das nicht rezirkulierte Rauchgas einer Entstaubung zu unterziehen ist, muss bei Verwendung eines Axialgebläses das Elektrofilter vor dem Rezirkulationsabzweig angeordnet sein. Hierdurch wird die Staubbelastung bei Verwendung der aschereichen Südafrikanischen Kohle auf $10,3 \text{ g/m}_B^3$ im Dampferzeuger sowie auf $0,01 \text{ g/m}_B^3$ im Rezirkulationskanal begrenzt. Die Staubbelastung im Dampferzeuger des luftbetriebenen Referenzkraftwerkes NRW weist mit ca. 10 g/m_B^3 einen ähnlichen Wert auf. Als nachteilig erweist sich bei dieser Schaltung, dass das Elektrofilter für das gesamte Rauchgasvolumen dimensioniert werden muss (siehe auch Abbildung 7).

Bei einer dem Rezirkulationsabzweig nachgeschalteten Anordnung des Elektrofilters im Abgasstrom ist bei gleicher Rauchgastemperatur das zu reinigende Abgasvolumen um rund 66 % kleiner. Da das Rezirkulationsgas hierbei ungefiltert zur Feuerung zurückgeführt wird, werden im gesamten Dampferzeugersystem inklusive Rezirkulationskanälen Staubbelastungen von ca. $26,0 \text{ g/m}_B^3$ erreicht. Das Rezirkulationsgebläse ist damit im Vergleich zur oben beschriebenen Schaltung einer 2000-fachen Staubbelastung ausgesetzt, weshalb hier nur Radialgebläse mit entsprechenden Panzerungen und Anstellwinkeln der Beschaufelung eingesetzt werden können. Der isentrope Wirkungsgrad eines solchen Gebläses liegt jedoch bei höchstens 80 %.

Bezüglich der 2,5-fach höheren Staubbelastung im Dampferzeuger ist keine wesentliche Erhöhung des erosiven Verschleißes zu erwarten.

Da das Rezirkulationsgebläse von der Baugröße her vergleichbar mit dem Saugzuggebläse des Referenzkraftwerkes NRW ist, ist vor allem hinsichtlich des Eigenbedarfs eine möglichst niedrige Rezirkulationstemperatur vorteilhaft.

c) Mahltrocknung

In konventionellen Steinkohlekraftwerken erfolgt die Mahltrocknung durch 300 - 320 °C heiße Luft, welche zusammen mit dem Kohlenstaub zu den Brennern gefördert wird. Diese Mühlenluft dient damit gleichzeitig als Fördergas sowie als Sauerstofflieferant für die Verbrennung. Da diese Mühlenluft beim Oxyfuel-Prozess nicht zur Verfügung steht, kann die Mahltrocknung nur mit heißem Rauchgas - z. B. mit einem Teil des rezirkulierten Rauchgases - erfolgen. Das Fehlen des Sauerstoffs im Fördergas stellt unter verbrennungstechnischen Gesichtspunkten kein Problem dar - evtl. sind leichte Modifikationen bei der Zuführung des Sauerstoffträgers im Brennerbereich notwendig. Liegt das Rauchgas bei einer Temperatur deutlich unterhalb von 300 °C vor, so kann eine ausreichende Trocknung durch eine Erhöhung des Trocknungsgasmassenstromes erfolgen.

d) Elektrofilter

Die Einsatztemperatur von Elektrofiltern liegt üblicherweise bei Temperaturen unterhalb von 200 °C, da mit abnehmender Temperatur die Abscheideleistung steigt. Höhere Temperaturen haben somit stets eine Verschlechterung der Abscheideleistung zur Folge, was bei gleichem Filterdesign nur durch eine Vergrößerung der Abscheideflächen kompensiert werden kann. Neben der Volumenzunahme des Gases ist somit die sich verschlechternde Abscheideleistung eine zusätzliche Ursache für ein mit steigender Gastemperatur erhöhtes Bauvolumen des Elektrofilters.

e) Speisewassereintrittstemperatur

Beim Referenzkraftwerk Nordrhein-Westfalen wurde die Anhebung des Kraftwerks-Nettowirkungsgrades auf 45,9 % u. a. auch durch die Anhebung der Speisewassereintrittstemperatur auf 302 °C erreicht. Bei einer Grädigkeit zwischen Rauchgas und Speisewassereintritt von 50 K führt das zu einer Rauchgas- bzw. Rezirkulationstemperatur von mindestens 350 °C. Zur Realisierung geringerer Rezirkulationstemperaturen müssten somit die Speisewassereintrittstemperatur und damit der Gesamtwirkungsgrad abgesenkt werden, oder es müsste eine Möglichkeit gefunden werden, wie die unterhalb von 350 °C aus dem Rauchgas abgeführte Wärmemenge in den Prozess eingebunden werden kann.

Unter den gegebenen Randbedingungen ist es nicht sinnvoll, die Rauchgasrezirkulation bei unnötig hohen Temperaturen durchzuführen, zumal hier Grenzen bezüglich des Rezirkulationsgebläses und Einschränkungen hinsichtlich der Dimensionen sowohl des Elektrofilters als auch des Kanalsystems bestehen. Die erreichbare Abkühlung der Rauchgase hängt maßgeblich von der Möglichkeit

einer wirkungsgradsteigernden Integration der Rauchgaswärme in den Gesamtprozess ab und kann gegenwärtig noch nicht beziffert werden, weshalb der relevante Temperaturbereich für die Rauchgasrezirkulation derzeit bei 200 - 350 °C erwartet wird.

2.3 Sauerstoffüberschuss bei der Oxyfuel-Verbrennung

Eine der wesentlichen Randbedingungen bei der Auslegung eines Kraftwerks auf Basis des Oxyfuel-Prozesses ist der zu verwendende Sauerstoffüberschuss. Bei herkömmlichen mit Luft betriebenen Kohleblöcken ist der Sauerstoffüberschuss identisch mit dem Luftüberschuss. Dieser Luftüberschuss wird bei modernsten Anlagen mit Luftzahlen bis herab auf 1,15, also 15 % Sauerstoffüberschuss, eingestellt. Dieser Wert liegt darin begründet, dass der in der Regel auf vier Brenner aufgeteilte Kohlemassenstrom aus einer Mühle nicht gleichmäßig auf diese vier Brenner aufgeteilt werden kann, sodass ein Brenner, der zuviel Kohle bekommt, mit einer zu geringen Luftzahl betrieben würde, was zu Ausbrandproblemen führt. Darüberhinaus könnte sich dadurch auch das Risiko von Korrosionsangriffen an den Brennkammerwänden erhöhen. Bei Erdgas- oder Leichtölfeuerungen, bei denen eine Aufteilung des Brennstoffes auf die Brenner deutlich gleichmäßiger erfolgt, sind durchaus Luftüberschüsse von 5 % üblich. Bei der Entwicklung des Oxyfuel-Prozesses für Kohlefeuerungen muss jedoch von einem Sauerstoffüberschuss von 15 % ausgegangen werden. Darüber hinaus wird auch der Fall betrachtet, wenn es es gelänge, den Sauerstoffüberschuss auf 10 % zu reduzieren. Beim Oxyfuel-Prozess kommt der richtigen Definition des Sauerstoffüberschusses eine besondere Bedeutung zu, da hier prinzipiell unterschiedliche Definitionen möglich sind.

Bevor der Sauerstoff mit dem Brennstoff zusammengeführt wird, erfolgt eine Vermischung des Sauerstoffs mit dem rezirkulierten Rauchgas. Dies kann in einer einzigen Mischeinrichtung unter Verwendung der beiden Gesamtgasströme oder aber an verschiedenen Stellen mit jeweils unterschiedlichen Mischungsverhältnissen erfolgen. Der Sauerstoffüberschuss ist definiert als die der Verbrennung über den stöchiometrischen Sauerstoffbedarf hinaus zugeführte Sauerstoffmenge bezogen auf den stöchiometrischen Sauerstoffbedarf. Da der Verbrennung neben dem aus der Luftzerlegungsanlage stammenden Sauerstoff auch der Restsauerstoff des rezirkulierten Rauchgases zugeführt wird, ist der tatsächlich der Verbrennung zugeführte Sauerstoffmassenstrom größer als der von der Luftzerlegungsanlage gelieferte. Der Sauerstoffüberschuss ergibt sich somit gemäß folgender Gleichung:

$$O_{2,ex} = \frac{\dot{m}_{O_2,LZA} + \dot{m}_{O_2,Lfa} + x_{O_2,Rest} \cdot \dot{m}_R}{\dot{m}_{O_2,min}} - 1 \quad (6)$$

Hierin bezeichnet $\dot{m}_{O_2,LZA}$ den von der Luftzerlegungsanlage gelieferten Sauerstoffmassenstrom, $\dot{m}_{O_2,Lfa}$ den mit der Falschlufteintretenden Sauerstoffmassenstrom, $x_{O_2,Rest}$ den Restsauerstoffgehalt im Rauchgas, \dot{m}_R den Rezirkulationsmassenstrom und $\dot{m}_{O_2,min}$ den stöchiometrischen Sauerstoffbedarf des Brennstoffs.

Geht man zunächst von dem einfachsten Fall aus, bei dem das rezirkulierte Rauchgas vollständig mit dem Sauerstoff an einer einzigen Stelle vermischt wird, so ist festzustellen, dass die Sauerstoffkonzentration der entstandenen Mischungsatmosphäre nicht beliebig einstellbar ist, sondern vielmehr von der Temperatur der Rauchgasrezirkulation, von dem geforderten Sauerstoffüberschuss sowie von der verwendeten Kohle abhängig ist. Abbildung 4 zeigt die Abhängigkeit der erreichbaren Sauerstoffkonzentration vom vorliegenden Rezirkulationsanteil, wobei nur der in Abbildung 3 hervorgehobene relevante Bereich bei Rezirkulationstemperaturen von 200 - 350 °C für die verschiedenen Kohlen dargestellt ist. Wollte man z.B. einen dem Luftbetrieb entsprechenden Sauerstoffgehalt von 21 Vol-% einstellen, so würde dies bei Südafrikanischer Steinkohle eine Rauchgasrezirkulation von etwa 76 % erfordern. Um eine dem Luftbetrieb entsprechende adiabate Verbrennungstemperatur zu erreichen, müsste die Rezirkulationstemperatur dann bei über 900 °C liegen (extrapoliert aus Abbildung 3). Im technisch relevanten Temperaturbereich von 200 - 350 °C mit Rezirkulationsanteilen von 65,5 - 67 % (siehe Abbildung 3) ergibt sich hingegen für Südafrikanische Steinkohle ein theoretischer Sauerstoffgehalt in der Mischatmosphäre von 31,1 Vol-% bzw. 29,2 Vol-%. Der Sauerstoffgehalt der Mischatmosphäre liegt somit immer deutlich höher als jener von Luft. Insgesamt lässt sich feststellen, dass bei stets konstantem Sauerstoffüberschuss die Sauerstoffkonzentration in der Mischatmosphäre nach vollständiger Vermischung des Rauchgases mit Sauerstoff mit steigendem Rezirkulationsanteil sinkt. Das Einstellen beliebiger Sauerstoffkonzentrationen in der Verbrennungsatmosphäre ist nur dann möglich, wenn der Rezirkulationsstrom auf Teilströme aufgeteilt wird, welche ihrerseits jeweils zu unterschiedlichen Anteilen mit Sauerstoff vermischt werden.

Bei der Verbrennung fester Brennstoffe lässt sich bekanntlich die Luftzahl - und damit der Sauer-

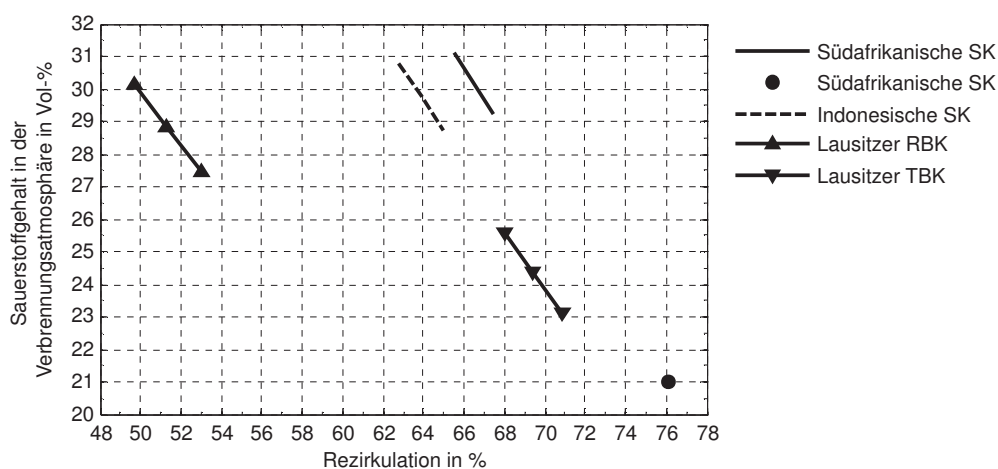


Abb. 4: Theoretische Sauerstoffkonzentration nach vollständiger Vermischung des rezirkulierten Rauchgases mit dem für einen Sauerstoffüberschuss von 15 % benötigten Sauerstoff für ausgesuchte Kohlen in Abhängigkeit vom Rezirkulationsanteil.

stoffüberschuss - nicht einfach aus der Messung des Luft- und des Brennstoffmassenstromes bestimmen. Dies ist neben der Problematik der Brennstoffmassenstrombestimmung auch auf den nicht messbaren Falschlufteintrag zurückzuführen. Der Sauerstoffüberschuss ($O_{2,ex}$) wird daher durch Messung des Restsauerstoffgehaltes im Rauchgas bestimmt, da dieser direkt vom Sauerstoffgehalt des Sauerstoffträgers sowie von der Brennstoffzusammensetzung und damit vom Mindestsauerstoffbedarf abhängt. Bei Vorhandensein einer Rauchgasrezirkulation hingegen ist der Restsauerstoffgehalt zusätzlich von der Rezirkulationsmenge abhängig und lässt sich nach folgender Gleichung berechnen:

$$O_{2,ex} = \frac{x_{O_2,G}}{O_{2,min}} \left(\frac{x_{O_2,S}(1 - \gamma_A) + O_{2,min} - x_{O_2,G}\mu_W(1 - \varepsilon)}{(1 - \varepsilon)(x_{O_2,S} - x_{O_2,G}) + \alpha(x_{O_2,L} - x_{O_2,S})} - \mu_W \right) \quad (7)$$

mit

$$\mu_W = \frac{8,9366\gamma_H + \gamma_W}{1 - \varepsilon}$$

Hierin sind $x_{O_2,G}$, $x_{O_2,S}$ und $x_{O_2,L}$ die massenbezogenen Sauerstoffgehalte im rezirkulierten trockenen Rauchgas (G), im Sauerstoffträger (S) und in Luft (L), $O_{2,min}$ der massenbezogene Mindestsauerstoffbedarf des Brennstoffes, γ_A , γ_H und γ_W die Massenanteile von Asche, Wasserstoff und Wasser im Brennstoff sowie ε das Rezirkulationsverhältnis. Die Größe α bezeichnet den auf den Gesamtrauchgasmassenstrom bezogenen Falschlufmassenstrom.

Die durch Gleichung (7) dargestellte formelmäßige Abhängigkeit des Sauerstoffüberschusses ist in Abbildung 5 exemplarisch für je eine Stein- und eine Braunkohle dargestellt, wobei hier statt des massenbezogenen der praxisrelevantere volumenbezogene Restsauerstoffgehalt als Parameter gewählt wurde. Danach erhält man bei der Verbrennung Südafrikanischer Steinkohle mit einem Sauerstoffüberschuss von 15 % und einem Rezirkulationsanteil von 65,5 % (entsprechend einer Rezirkulationstemperatur von 200 °C) einen Restsauerstoffgehalt von 4,9 Vol-% (i.N., tr.) sowie bei einem Rezirkulationsanteil von 67 % einen Restsauerstoffgehalt von 4,5 Vol-% (i.N., tr.). Die Restsauerstoffgehalte im Abgas sind somit deutlich größer als bei der Verbrennung mit Luft, wo sie unter vergleichbaren Randbedingungen nur ca. 2,8 Vol-% (i.N., tr.) betragen. Wie oben bereits erwähnt, ist der Sauerstoffanteil im Rauchgas für die anschließende CO₂-Verflüssigung nachteilig.

Die zusätzliche Abhängigkeit der Sauerstoffüberschussbestimmung vom Rezirkulationsanteil bedeutet für den Oxyfuel-Prozess, dass für die Einstellung des erforderlichen Sauerstoffüberschusses, welche beim luftbetriebenen Vergleichsprozess allein durch Messung des Restsauerstoffgehaltes möglich ist, nunmehr auch eine hinreichend genaue Volumenstrommessung des Rezirkulationsgases erforderlich ist.

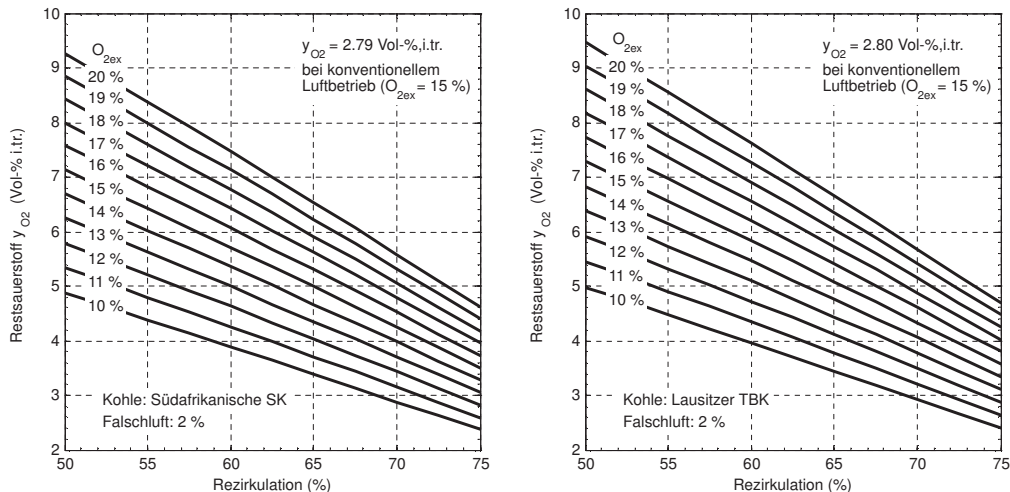


Abb. 5: Restsauerstoffgehalt (in Vol-%) im trockenen Rauchgas beim Oxyfuel-Prozess mit Südafrikanischer Steinkohle (*links*) und Lausitzer Trockenbraunkohle (*rechts*) für verschiedene Sauerstoffüberschüsse in Abhängigkeit von der Rezirkulation.

3 Beeinflussung der Verunreinigungen im flüssigen CO₂

Wie Abbildung 1 zu entnehmen ist, befinden sich neben dem CO₂ noch ca. 11 Vol-% an Ballastgasen im trockenen Rauchgas, welche einerseits den Leistungsbedarf für die Verflüssigung wesentlich erhöhen und andererseits zum Teil im flüssigen CO₂ gelöst werden. Nach gegenwärtigen Erkenntnissen entfällt der größte Teil der Verunreinigungen auf den Restsauerstoff, welcher je nach dem gewählten Druck- und Temperaturniveau bei der Verflüssigung im Bereich von 1 bis 2 Mol-% des flüssigen CO₂ liegen wird. Daneben werden sich auch geringe Mengen der klassischen Schadgase NO_x und SO₂ im flüssigen CO₂ lösen. Wie die im CO₂ gelösten Verunreinigungen den Vorgang der Einspeicherung beeinträchtigen, ist Gegenstand aktueller und zukünftiger Forschung, weshalb diesbezügliche Aussagen erst mittelfristig zu erwarten sind. Die Wirtschaftlichkeit des Oxyfuel-Prozesses wird entscheidend von der geforderten Reinheit des einzuspeichernden CO₂ abhängen. Nachfolgend sollen daher die Quellen für die die Verunreinigungen verursachenden Ballastgase identifiziert und mögliche Minderungsmaßnahmen aufgezeigt werden.

3.1 Herkunft der Verunreinigungen und deren Minderungspotential

a) Sauerstoffüberschuss bei der Verbrennung

Wie in Kapitel 2 bereits dargelegt, ist bei der Verbrennung von Kohle wegen der ungleichmäßigen Aufteilung der Kohle auf die einzelnen Brenner ein Sauerstoffüberschuss von mindestens 15 % notwendig, um den Kohleausbrand zu gewährleisten und um darüber hinaus auch ein er-

höhtes Risiko von Korrosionsangriffen an den Brennkammerwänden zu vermeiden. Der daraus resultierende Sauerstoffgehalt im trockenen Rauchgas von 4,5 - 5 Vol-% kann durch sehr aufwändige Messungen der Kohlemassenströme zu den einzelnen Brennern und einen dadurch möglicherweise realisierbaren Sauerstoffüberschuss von 10 % im günstigsten Fall noch auf 3 - 3,5 Vol-% reduziert werden.

b) Reinheit des bereitgestellten Sauerstoffs

Die Verunreinigungen des in einer kryogenen Luftzerlegungsanlage erzeugten Sauerstoffs bestehen bei 98 Vol-% Reinheit nahezu ausschließlich aus Argon und bei 95 Vol-% Reinheit aus Argon (ca. 3,8 Vol-%) und Stickstoff (ca. 1,2 Vol-%). Da beide Stoffe inert sind, wird nach heutigem Wissensstand davon ausgegangen, dass ihre Anteile im flüssigen CO₂ beim Transport und bei der Lagerung des CO₂ untertage keine negativen Auswirkungen besitzen. Bei der Verflüssigung des CO₂ dagegen erhöhen sie den Energieaufwand und verzehren damit einen Teil des bei der Luftzerlegungsanlage durch die verminderte Reinheit eingesparten Eigenbedarfs. Die Festlegung der Reinheit des Sauerstoffs ist somit im Wesentlichen eine Optimierungsaufgabe hinsichtlich der Eigenbedarfe der Luftzerlegungsanlage und der CO₂-Verflüssigung. Bezüglich des Dampferzeugers könnten die als Verunreinigung des Sauerstoffs in die Feuerung eingebrachten Stickstoffanteile eine geringfügige Erhöhung der Stickoxide verursachen. In jedem Fall wird aber der Abgasverlust durch die Verunreinigungen vergrößert.

c) Brennstoffzusammensetzung

Der in der Kohle gebundene Stickstoff trägt zur Bildung von Stickoxiden bei. Obgleich der fehlende Luftstickstoff beim Oxyfuel-Prozess zu geringeren, auf die Feuerungsleistung bezogenen NO_x-Emissionen führen wird, wird die NO_x-Konzentration im Rauchgas infolge der sich aus der Rezirkulation ergebenden Anreicherung deutlich höher sein als beim luftbetriebenen Vergleichsprozess. Bei der NO_x-Konzentration im trockenen Rauchgas vor der CO₂-Verflüssigung kann von einem Wert von 1.300 mg/m³ (i.N., tr.) ausgegangen werden - bei dem mit Luft betriebenen Vergleichsprozess des Referenzkraftwerkes NRW wird ein Wert von ≤ 500 mg/m³ (i.N., tr.) angesetzt.

Der in den Kohlen vorhandene Schwefel reagiert bei der Verbrennung mit Sauerstoff vor allem zu Schwefeloxiden. Für die Konzentration im Rauchgas gelten ähnliche Zusammenhänge wie für die Stickoxide. Während die SO₂-Konzentration beim Referenzkraftwerk NRW mit ≤ 3.954 mg/m³ (i.N., tr.) angesetzt wird, nimmt sie beim Oxyfuel-Prozess infolge der auf die Rauchgasrezirkulation zurückzuführenden Anreicherung auf ca. 8.570 mg/m³ (i.N., tr.) (bei Südafrikanischer Steinkohle nach Tab. 1) zu.

Nach derzeitigem Wissensstand bleiben sowohl die NO_x - als auch die SO_2 -Konzentrationen im Restabgas nach der CO_2 -Verflüssigung gleich, sodass große Anteile von NO_x und SO_2 im flüssigen CO_2 wieder zu finden sind.

d) Luftleckagen

Allen atmosphärisch betriebenen Dampferzeugern ist gemein, dass der gesamte Rauchgaspfad ab Brenneraustritt bis zum Saugzuggebläse unter leichtem Unterdruck gegenüber der Umgebung betrieben wird, um ein Austreten sowohl von Staub als auch von Rauchgasen zu vermeiden. Da die Rauchgaspfade heutiger Dampferzeuger vor allem aus Gründen der Wirtschaftlichkeit nicht absolut luftdicht ausgeführt werden, dringen gewisse Mengen an Falschlufft in das System ein. Die klassischen Orte für diesen Falschluffteinbruch stellen bei Staubfeuerungen vor allem die Anschlüsse der Brennerkästen an die Membranwand, der Trichterascheabzug, die Entaschungen im Rauchgasweg sowie Mannlöcher, Sichtklappen und Messstellen an den unterschiedlichsten Positionen dar. Auch über die Entaschungen der Elektrofilter treten gewisse Mengen an Falschlufft ein. Die über diese unkontrollierten Falschluffteinträge hinaus in Form von Kühl-, Sperr- oder Spüllüften kontrolliert in das System eingebrachten Lüfte sollten beim Oxyfuelprozess durch trockenes Rezirkulationsgas, welches vor der CO_2 -Verflüssigung entnommen wird, ersetzt werden.

Bei konventionellen Kraftwerken beeinflusst die eintretende Falschlufft den Kraftwerkswirkungsgrad nur insofern, als dass hierdurch der Verbrennung Luft zugeführt wird, welche keine Vorwärmung erfahren hat. Da durch die Messung des Restsauerstoffgehaltes der Luftüberschuss konstant gehalten wird, wird der Frischlüfter veranlasst, weniger Luft zu liefern. Hierdurch verringert sich die dem Luftvorwärmer zugeführte Luftmenge, was einen geringfügigen Anstieg der Abgastemperatur und damit des Abgasverlustes zur Folge hat. Die hierdurch verursachten Wirkungsgradeinbußen sind aber so gering, dass bislang keine nennenswerten Anstrengungen unternommen wurden, einen in Maßen auftretenden Falschluffteintrag zu vermindern. Da es praktisch nicht möglich ist, den Falschluffteintrag messtechnisch zu erfassen, ist die tatsächliche Menge der eintretenden Falschlufft nicht genau bekannt und kann nur abgeschätzt werden. Für heutige Kraftwerksneubauten geht man davon aus, dass der Falschluffteintrag etwa 4 % des gesamten Rauchgasvolumens beträgt und über die Jahre hinweg auf etwa 10 % ansteigt. Dabei ist der Falschluffanteil α wie folgt definiert:

$$\left. \begin{aligned} \alpha &= \frac{\dot{m}_{\text{Lfa}}}{\dot{m}_{\text{G}}} \\ \alpha &= \frac{\dot{m}_{\text{Lfa}}}{(1 - \gamma_{\text{A}}) \dot{m}_{\text{B}} + \dot{m}_{\text{L}/(\text{S}+\text{R})} + \dot{m}_{\text{Lfa}}} \end{aligned} \right\} \quad (8)$$

Hierin ist \dot{m}_G der Rauchgasmassenstrom, \dot{m}_B der Brennstoffmassenstrom, \dot{m}_{Lfa} der Falschluffmassenstrom, $\dot{m}_{L/(S+R)}$ der gesteuert zugeführte Luftmassenstrom beim luftbetriebenen Vergleichsprozess bzw. die Summe der gesteuert zugeführten Sauerstoff- und Rezirkulationsmassenströme beim Oxyfuelprozess und γ_A der Aschegehalt des Brennstoffs.

Beim Oxyfuel-Prozess dagegen besitzt der Falschluffeintrag wesentlich größere und nicht mehr zu vernachlässigende Nachteile, da der dabei eingetragene Stickstoff den Eigenbedarf bei der CO₂-Verflüssigung deutlich steigert. Da die Leckagemassenströme

- von den Differenzdrücken zwischen dem Rauchgas in Kessel und Kanälen und der Luft außerhalb von Kessel und Kanälen und
- von den geometrischen Dimensionen des Kessels und der Kanäle

abhängig sind und da davon ausgegangen werden kann, dass diese beiden Einflussgrößen beim Oxyfuel-Block bis zum Rezirkulationsabzweig ähnlich wie beim luftbetriebenen Vergleichsprozess sein werden, wird der Falschluffanteil beim Oxyfuel-Prozess wie bei Dampferzeugern mit luftbetriebener Feuerung auf den Gesamtrauchgasmassenstrom vor dem Rezirkulationsabzweig und nicht auf den deutlich kleineren Abgasmassenstrom, welcher nach dem Rezirkulationsabzweig in Richtung CO₂-Verflüssigung geführt wird und nur ca. 33 % beträgt, bezogen.

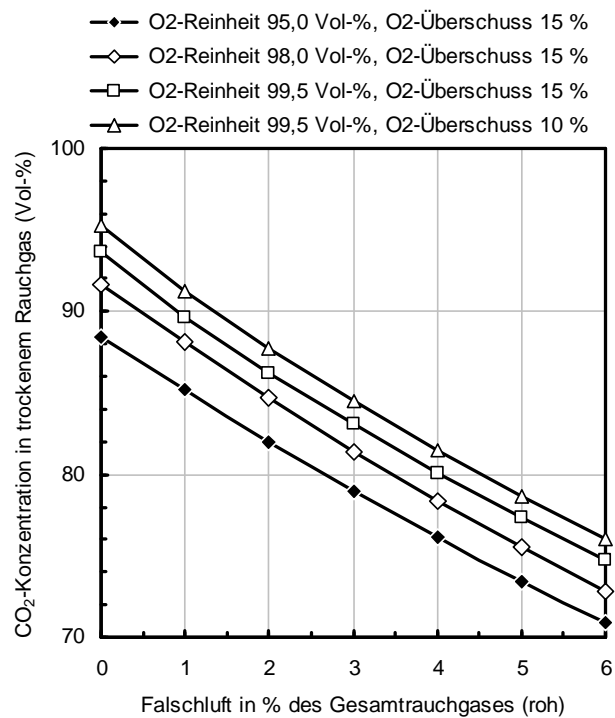


Abb. 6: Einfluss der unterschiedlichen Quellen der Verunreinigungen auf die erreichbare CO₂-Konzentration im trockenen Rauchgas.

In Abbildung 6 ist der Einfluss der unterschiedlichen Verunreinigungsquellen auf die im trockenen Rauchgas erzielbare CO₂-Konzentration dargestellt. Daraus wird deutlich, dass die Falschluff einen gravierenden Einfluss besitzt. Bei einem Falschluffanteil von $\alpha = 4\%$ würde sich im trockenen Rauchgas eine CO₂-Konzentration von höchstens 82 Vol-% ergeben, selbst wenn die dem Prozess zugrunde liegende Sauerstoffreinheit 99,5 % betragen würde und der Sauerstoffüberschuss auf heutzutage noch nicht mögliche 10 % reduziert würde. Um die Verunreinigungen im flüssigen CO₂ sowie den Eigenbedarf der Verflüssigung möglichst gering zu halten, sollte eine CO₂-Konzentration im trockenen Rauchgas von wenigstens 90 % erzielt werden. Mit dem derzeit erreichten Sauerstoffüberschuss von 15 % und einer Sauerstoffreinheit von 99,5 % muss dann der Falschluffeintrag auf einen Wert von weniger als 1 % reduziert werden (siehe Abbildung 6). Dies sollte durch aufwändige konstruktive Maßnahmen möglich sein.

3.2 Rauchgasreinigung

Wie bereits oben erwähnt, ändern sich bei der CO₂-Verflüssigung die NO_x- und die SO₂-Konzentrationen in der Gasphase vermutlich kaum. Wenn keinerlei Einschränkungen bezüglich der NO_x- und der SO₂-Beladungen im flüssigen CO₂ gefordert würden und daher auch weder eine DeNO_x-Anlage noch eine Rauchgasentschwefelungsanlage vor der CO₂-Verflüssigung platziert würden, müsste somit lediglich ein kleiner Massenstrom von ca. 3-4% - bezogen auf den Rauchgasmassenstrom vor dem Rauchgasrezirkulationsabzweig - entstickt und entschwefelt werden (siehe Abbildung 7a und 7b).

Wenn jedoch sehr geringe NO_x- und SO₂-Anteile im flüssigen CO₂ und somit auch im trockenen Rauchgas vor der CO₂-Verflüssigung gefordert würden, so wäre dies nur mit entsprechenden Rauchgasreinigungsanlagen stromaufwärts der CO₂-Verflüssigung möglich. Wenn dabei die heute üblichen NO_x-Konzentrationen von 200 mg/m³ (i.N., tr.) und SO₂-Konzentrationen von 200 mg/m³ (i.N., tr.) im trockenen Rauchgas vor der CO₂-Verflüssigung erreicht werden müssten, so würden dafür die heute bekannten Technologien des SCR-Reaktors und der nassen Rauchgasentschwefelungsanlage mit Abscheidegraden von bis zu 90% bei der DeNO_x-Anlage und bis zu 98,5% bei der Rauchgasentschwefelungsanlage ausreichen. Die Aufoxidation bei der Rauchgasentschwefelungsanlage muss jedoch separat erfolgen, damit dem Rauchgasmassenstrom dabei keine weiteren Fremdgase zugemischt werden. Den Abbildungen 7c und 7d ist zu entnehmen, dass die DeNO_x- und die Entschwefelungsanlagen nunmehr für einen etwa 10mal so großen Rauchgasmassenstrom ausgelegt werden müssen.

Der Abscheidegrad einer heute üblichen DeNO_x-Anlage liegt bei normalem Aufwand und bei einem NH₃-Schlupf von 1,5 ppm bei maximal 90 %. Durch eine Verbesserung der Ungleichverteilung in der

Rauchgasströmung unter Inkaufnahme eines höheren Druckverlustes könnte der Abscheidegrad bei unverändertem NH_3 -Schlupf noch geringfügig verbessert werden. Der Abscheidegrad von heutigen Entschwefelungsanlagen ist auf ca. 99% begrenzt. Bei Konzentrationen von 9.000 mg/m^3 (i.N., tr.) SO_2 und 1.300 mg/m^3 (i.N., tr.) NO_x auf der Eintrittsseite der stromabwärts des Rauchgasrezirkulationsabzweiges angeordneten Rauchgasreinigungsanlagen ergeben sich damit Beladungen im trockenen Rauchgas vor der CO_2 -Verflüssigung von ca. 90 mg/m^3 (i.N., tr.) SO_2 und $100\text{-}130 \text{ mg/m}^3$ (i.N., tr.) NO_x . Im flüssigen CO_2 ergeben sich damit Konzentrationen von ca. 36 ppm SO_2 und ca. 50-65 ppm NO_x . Die NO_x -Konzentration könnte durch die Verlegung des SCR-Reaktors in den Gesamtmassenstrom vor dem Rauchgasrezirkulationsabzweig und somit einer nochmals um den Faktor 3 vergrößerten DeNO_x-Anlage auf ca. 30 ppm NO_x im flüssigen CO_2 abgesenkt werden (siehe Abbildung 7 e und 7f).

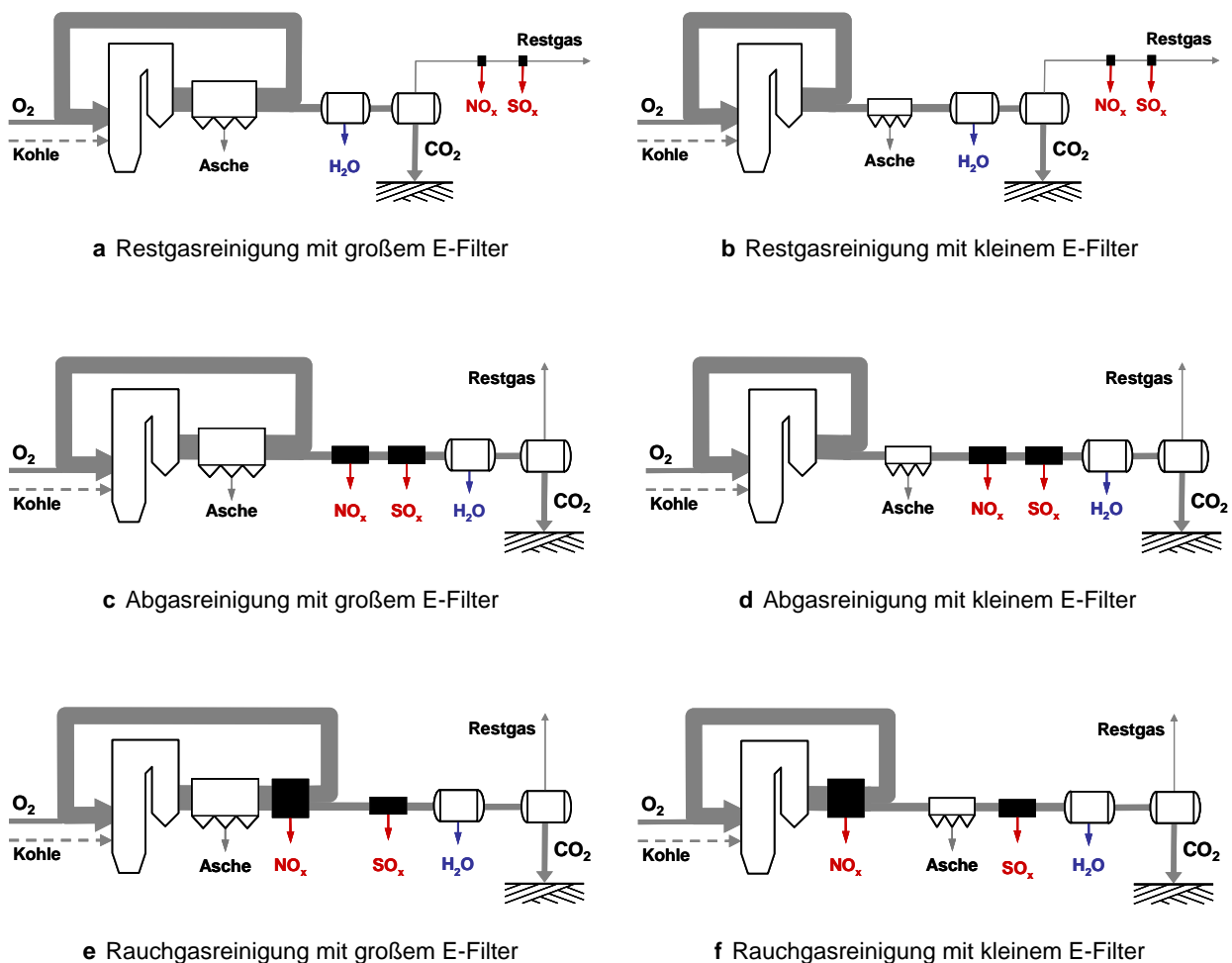


Abb. 7: Möglichkeiten zur Anordnung der Rauchgas-Entstickungs- und Entschwefelungsanlagen für verschiedene Reinheitsanforderungen im flüssigen CO_2

Sollten die Anforderungen bezüglich der Verunreinigungen im flüssigen CO_2 noch höher sein, müsste auf andere Verfahren zur Entschwefelung und Entstickung zurückgegriffen werden.

4 Dampferzeuger

Der Dampferzeuger des Oxyfuel-Prozesses unterscheidet sich unter den o. g. Randbedingungen nicht so gravierend von dem Dampferzeuger des luftbetriebenen Vergleichsprozesses wie es bei den Rauchgasreinigungsanlagen der Fall ist bzw. wie die sehr große Rauchgasrezirkulation dies erwarten ließe.

Infolge des um ca. 10 % geringeren Rauchgasmassenstroms vor dem Rauchgasrezirkulationsabzweig und der um ca. 17 % größeren Dichte des Oxyfuel-Rauchgases im Vergleich zum luftbetriebenen Vergleichsprozess ergibt sich zur Aufrechterhaltung eines vernünftigen Wärmedurchgangskoeffizienten in den Berührungsheizflächen eine um ca. 25 % geringere Querschnittsfläche des Dampferzeugers. Infolge dessen würde sich bei gleicher adiabater Verbrennungstemperatur, gleicher Feuerraumendtemperatur und gleichen Strahlungsverhältnissen theoretisch eine um ca. 13 % höhere Brennkammer ergeben. Während die adiabate Verbrennungstemperatur und die Feuerraumendtemperatur für den Oxyfuel-Prozess und den luftbetriebenen Vergleichsprozess durchaus gleichgesetzt werden können, gilt dies für den Strahlungswärmeaustausch nicht. Dieser ist beim Oxyfuel-Rauchgas infolge der nahezu ausschließlich darin enthaltenen Bestandteile CO_2 und H_2O sowie der größeren Partikelbeladung deutlich besser, sodass letztendlich mit einer um nur ca. 5 % höheren Brennkammer gerechnet werden muss.

5 Zusammenfassung

Der Oxyfuel-Prozess basiert auf dem bekannten Dampfkraftprozess. Durch Abscheidung des Luftstickstoffs aus dem der Verbrennung zugeführten Sauerstoffträger mit Hilfe einer kryogenen Luftzerlegungsanlage besteht das trockene Rauchgas zu ca. 90 % aus CO_2 und lässt sich dann mit vernünftigem Aufwand verflüssigen. Dabei gehen jedoch auch andere Stoffe, wie z. B. Sauerstoff, NO_x und SO_2 , in die flüssige Phase über. Diese Stoffe könnten oberhalb noch nicht bekannter Konzentrationen zu Problemen bei der Lagerung des CO_2 untertage führen.

Der Erfolg des Oxyfuel-Prozesses hängt daher ganz entscheidend von den einzuhaltenden Verunreinigungen im flüssigen CO_2 ab. Diese Verunreinigungen können durch die vorgeschalteten Anlagen des Dampferzeugers und der Rauchgasreinigung beeinflusst werden. Während die NO_x - und die SO_2 -Konzentrationen im flüssigen CO_2 durch die der Verflüssigung vorgeschalteten Rauchgasreinigungsanlagen reduziert werden können, ist dies für den Sauerstoffgehalt nur durch eine Fahrweise mit geringerem Sauerstoffüberschuss möglich.

Die in der Luftzerlegungsanlage erzielte Sauerstoffreinheit und die im Rauchgassystem auftretenden Luftleckagen führen zu einem Anstieg der inerten Bestandteile Argon und Stickstoff, welche den

Energieaufwand bei der CO₂-Verflüssigung vergrößern. Hier muss ein energetisch-wirtschaftliches Optimum zwischen Luftzerlegungsanlage, Falschlufteintrag und CO₂-Verflüssigung gefunden werden.