

# Steinkohlekraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung auf Basis des Oxyfuel-Prozesses

A. Kather, M. Klostermann, C. Hermsdorf, K. Mieske  
Institut für Energietechnik, Technische Universität Hamburg-Harburg

R. Eggers, D. Köpke  
Institut für Thermische Verfahrenstechnik, Technische Universität Hamburg-Harburg

Die folgenden Ausführungen schließen sich dem Beitrag „Konzept für ein 600 MW<sub>el</sub> Steinkohlekraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung auf Basis des Oxyfuel-Prozesses“ der Technischen Universität Hamburg-Harburg im Rahmen des 38. Kraftwerkstechnischen Kolloquiums 2006 an [3]. Sie dienen der Vertiefung einiger Zusammenhänge beim Oxyfuel-Prozess.

## 1 Einleitung

Das Konzept des Oxyfuel-Prozesses ist es, der Luft vor dem Kessel mittels einer Luftzerlegungsanlage den Stickstoff zu entziehen, wodurch der Verbrennung nahezu reiner Sauerstoff zugeführt wird. Um in der Brennkammer ein der Verbrennung mit Luft ähnliches Temperaturniveau zu erhalten, müssen etwa zwei Drittel der Rauchgase nach ihrer Abkühlung zur Feuerung zurückgeführt werden. Das den Dampferzeuger verlassende Rauchgas hat nach der Trocknung einen CO<sub>2</sub>-Gehalt von ungefähr 89 Vol-%. Der restliche Anteil besteht im Wesentlichen aus überschüssigem Sauerstoff, Argon, Stickstoff, sowie CO, SO<sub>2</sub> und NO<sub>x</sub>. Diese Verunreinigungen stellen das hauptsächliche Problem des Oxyfuel-Prozesses dar, da ein Teil bei der Verflüssigung (d.h. bei der Kondensation des CO<sub>2</sub>-Anteils aus dem Rauchgas) mit in die flüssige Phase übergeht und zu Problemen beim Transport und insbesondere in der Lagerstätte führen kann. Somit hängt der Erfolg des Oxyfuel-Prozesses entscheidend von den einzuhaltenden Reinheiten ab.

Zusätzlich gilt es, die in der nicht optimierten Konfiguration auftretenden Wirkungsgradeinbußen von etwa 11 %-Punkten, die hauptsächlich durch die Luftzerlegungsanlage und die CO<sub>2</sub>-Abtrennung verursacht werden, so weit wie möglich zu reduzieren. Durch eine verbesserte Abwärmenutzung, die Anpassung von Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-Reinheit an die im Kraftwerksbetrieb auftretenden Randbedingungen, die Einführung neuer Technologien sowie eine Vielzahl von Detailoptimierungen soll der Wirkungsgradverlust eines Oxyfuel-Kraftwerks gegenüber einem modernen konventionellen Steinkohlekraftwerk mittelfristig auf

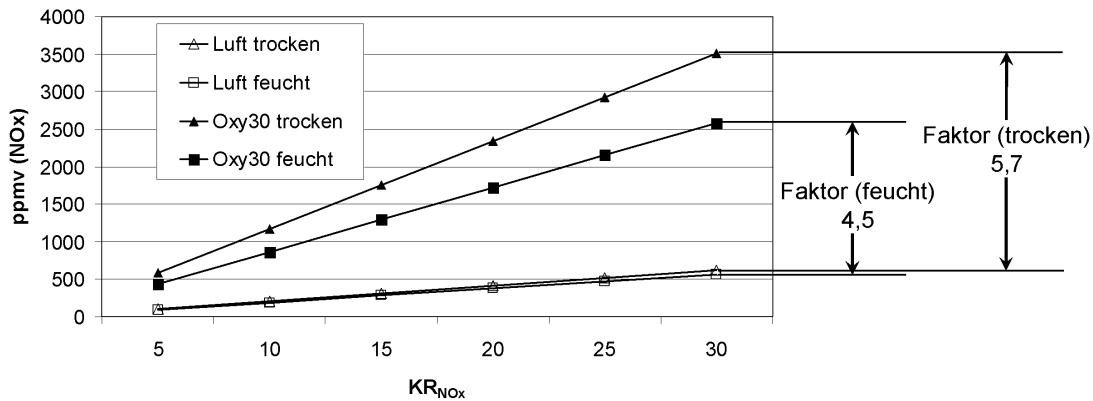
weniger als 9 %-Punkte begrenzt werden.

An der TU Hamburg-Harburg wird der Oxyfuel-Prozess für Steinkohle in mehreren Teilprojekten detailliert untersucht und ein möglichst realitätsnahes Konzept für ein 600 MW<sub>el</sub> Steinkohlekraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung auf Basis des Oxyfuel-Prozesses erarbeitet. Schwerpunkte dieser Arbeiten bilden Verbrennungsversuche mit Steinkohle unter Oxyfuel-Bedingungen, Phasengleichgewichtsmessungen aller wesentlichen Rauchgaskomponenten mit flüssigem CO<sub>2</sub>, die Gestaltung des Dampferzeugers sowie die Gesamtprozessmodellierung unter Berücksichtigung der Ergebnisse aus den Teilprojekten. Weiterhin befindet sich eine CO<sub>2</sub>-Verflüssigungsanlage im Aufbau, mit deren Hilfe erste Erkenntnisse über die realen Vorgänge bei der Kondensation von CO<sub>2</sub> aus Rauchgasen gewonnen werden sollen.

## 2 Schadstoffbildung

Mit der beim Oxyfuel-Prozess angestrebten Erhöhung der CO<sub>2</sub>-Konzentration werden auch die Schadstoffkonzentrationen NO<sub>x</sub> und SO<sub>2</sub> erheblich höher als beim vergleichbaren Prozess mit Luft sein, da die spezifische Rauchgasmasse deutlich geringer ist. Bei der Verbrennung mit Luft werden für 1 kg Steinkohle etwa 10 kg Luft benötigt, während bei der Oxyfuel-Verbrennung lediglich ca. 2 kg Sauerstoff zugeführt werden. Dies führt zu einem Anstieg der Massenanteile der Verbrennungsprodukte um den Faktor von etwa 3,6. Zwei weitere Effekte bewirken einen zusätzlichen Anstieg der gemessenen Konzentrationen (meist Volumenanteile im trockenen Rauchgas). Das Rauchgas eines Oxyfuel-Prozesses hat eine ca. 1,25-fach höhere Dichte, was zu einem weiteren Anstieg der volumetrischen Konzentrationen um diesen Faktor führt. Da die Messung im trockenen Rauchgas stattfindet, macht sich zusätzlich der hohe Wasseranteil von ca. 25 Vol-% im Oxyfuel Rauchgas mit einem Faktor von ca. 1,25 bemerkbar. Alle Effekte zusammen führen zu den für NO<sub>x</sub> in Bild 1 dargestellten Konzentrationssteigerungsfaktoren von 4,5 beim feuchten und 5,7 beim trockenen Rauchgas, wenn von gleichen Verhältnissen wie beim Luftfall ausgegangen würde. Tatsächlich sind diese volumenbezogenen Emissionen beim Oxyfuel-Prozess jedoch aufgrund einer kleineren Konversionsrate geringer als es diesen Faktoren entspricht.

Um die Emissionen verschiedener Prozesse vergleichbar zu machen, werden die Messwerte wie in Bild 1 auf spezifische Konversionsraten umgerechnet. Diese werden mit Hilfe einer Massenbilanz bestimmt, welche die Ausgangsbestandteile im Schadstoff des Rauchgases auf die mit dem Brennstoff zugeführten Ausgangsbestandteile (hier Stickstoff und Schwefel) beziehen. Weiterhin kann nach dem Ursprung der Ausgangsstoffe unterschieden werden. So ist es möglich, die Konversions- und Reduktionsraten getrennt zu betrachten. Die Konversionsrate (KBx) bezieht sich auf den Anteil, der aus dem Brennstoff



**Bild 1:** Zusammenhang zwischen Gesamtkonversionsrate und Schadstoffkonzentration am Beispiel von NO<sub>x</sub>.

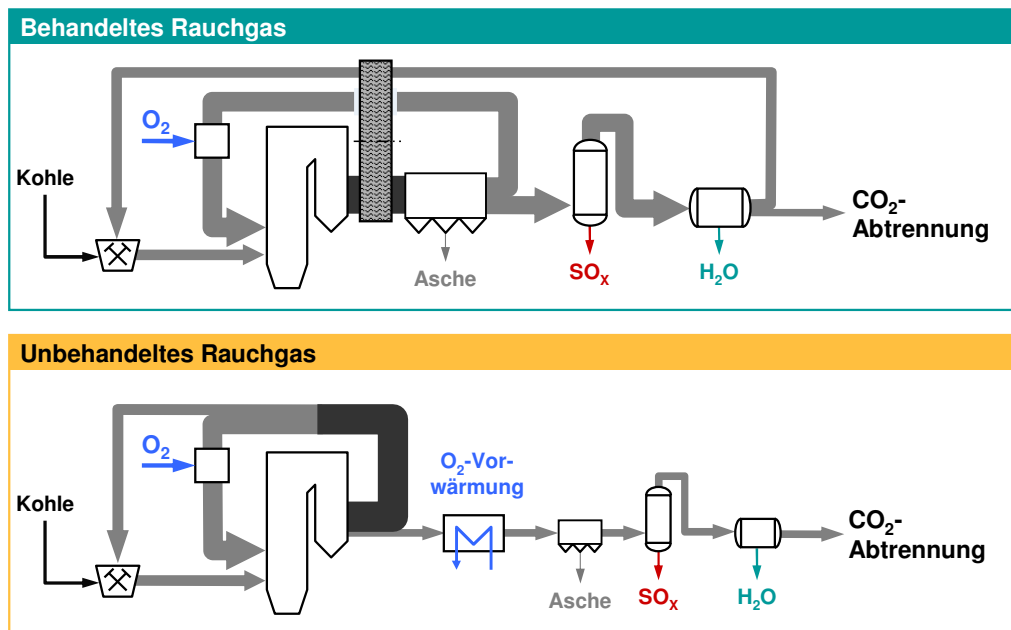
zu dem jeweiligen Schadstoff umgewandelt wird. Die Reduktionsrate (RR<sub>x</sub>) bezeichnet den Anteil am Schadstoff, der bereits vor der Verbrennung z. B. über das rezirkulierte Rauchgas zugegeben wird und entweder die ursprüngliche Umwandlung hemmt oder zu anderen Produkten weiterreagiert. In der Gesamtkonversionsrate (KR<sub>x</sub>) sind beide Effekte zusammengefasst.

Der Sauerstoffanteil im Rauchgas wird beim Oxyfuel-Prozess höher liegen als beim konventionellen Prozess, wenn der gleiche Sauerstoffüberschuss angesetzt wird [2]. Man kann davon ausgehen, dass der Sauerstoffüberschuss leicht abgesenkt werden kann, da die Ausgangskonzentration des Sauerstoffs vor der Verbrennung höher liegen wird. In Großanlagen jedoch ist der Sauerstoffüberschuss im Wesentlichen eine Frage der erreichbaren Verteilungsgüte der Kohle auf die einzelnen Brenner. Somit wird der mögliche Sauerstoffüberschuss zwischen 10 und 20 % liegen, was zu Restsauerstoffgehalten von bis zu 7 Vol-% (i.N.tr.) führen kann [3]. Bei einem Sauerstoffüberschuss von 15 % würde er immer noch bei rund 5 Vol-% (i.N.tr.) liegen und wäre damit immer noch fast doppelt so hoch wie bei einer vergleichbaren Verbrennung mit Luft.

### 3 Rauchgasrezirkulation

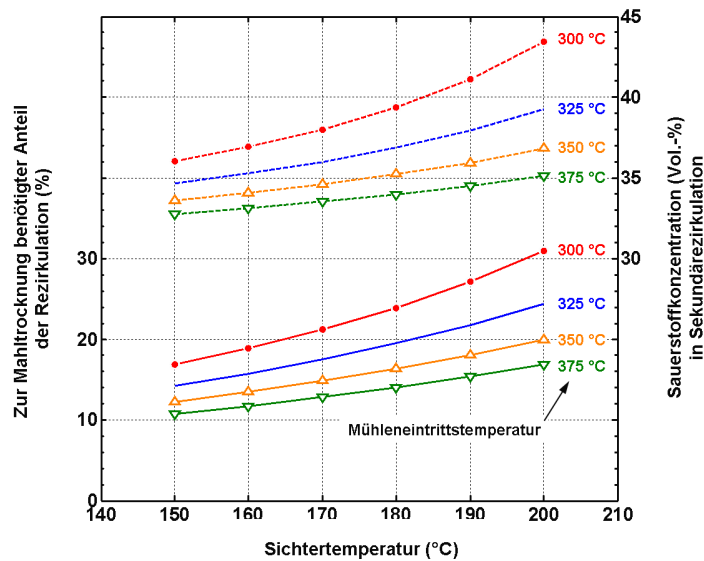
Bei der Gestaltung der Rauchgasrezirkulation sind verschiedene Varianten möglich. Grundsätzlich ist zwischen einer Rezirkulation von unbehandeltem Rauchgas und behandeltem Rauchgas zu unterscheiden (siehe Bild 2). Die Rückführung von behandeltem Rauchgas ist mit Blick auf einen möglichst wartungsarmen Betrieb die bessere Variante, da durch die Rauchgasentschwefelung, die Entstaubung und die Vortrocknung das Korrosionsrisiko und der Verschleiß im gesamten Rauchgas- und Bekohlungssystem deutlich gesenkt wird. Nachteilig jedoch sind die Baugröße und der damit verbundene

Platzbedarf sowie die energetischen Verluste durch die Kondensation des Wasserdampfes. Die in [3] beschriebene Variante mit einer heißen Rohgasrezirkulation wird daher favorisiert. Hierdurch kann die Länge der Rauchgasrezirkulationskanäle kurz gehalten werden und es ist kein Wärmeverschiebesystem zur Wiederaufwärmung des abgekühlten Rauchgases notwendig. Bei ausreichend hoher Rauchgastemperatur kann das Rezirkulationsgas für die Mahltrocknung der Steinkohle genutzt werden. Bei fehlender Entstaubung des zurückgeführten Rauchgases erhöht sich die Staubbelastungen gegenüber konventionellen Dampferzeugern etwa um das 4,3fache. Falls dieses als kritisch erachtet wird, besteht die Möglichkeit, ein Heißgaselektrofilter oder Zyklone einzusetzen. Nimmt man eine bei höheren Gastemperaturen verminderte Abscheideleistung eines derartigen Elektrofilters an und reduziert zur Begrenzung der Baulänge - der Querschnitt bleibt wegen des ähnlichen Rauchgasvolumenstroms wie im konventionellen Prozess nahezu unverändert - die Abscheideleistung auf z.B. 90 %, so hat dies eine rund 1,4fach höhere Staubbelastung gegenüber dem konventionellen Kessel zur Folge. Um bei der Mahltrocknung mit heißem



**Bild 2:** Schematische Darstellung der zwei grundsätzlichen Schaltungen zur Rauchgasrezirkulation

und nicht entschwefeltem Rauchgas Korrosion in der Mühle zu vermeiden, muss eine ausreichend hohe Sichertemperatur vorliegen. Nach gegenwärtigen Untersuchungen ist eine Temperatur von 150 bis 160 °C ausreichend [5], um ein Unterschreiten des Schwefelsäuretaupunktes zu vermeiden. Derart hohe Sichertemperaturen erfordern jedoch den Einsatz einer Ölumlaufschmierung für die Lagerungen der Mahlrollen. Bild 3 zeigt



**Bild 3:** Zur Mahltrocknung von Steinkohle benötigter Anteil der Rauchgasrezirkulation (*untere Kurven*) und Sauerstoffkonzentration in der Sekundärrezirkulation (*obere Kurven*) für unterschiedliche Mühleneintrittstemperaturen (Rezirkulationstemperatur) in Abhängigkeit von der Sichtertemperatur. Brennstoff: südafrikanische Steinkohle; Rohwassergehalt: 7,4 Gew.-%; Restwassergehalt: 2 Gew.-%.

die für die Mahltrocknung erforderlichen Rauchgasmassenströme (Primärrezirkulation) für unterschiedliche Mühleneintrittstemperaturen in Abhängigkeit von der zu erreichenden Sichtertemperatur. Demnach ist eine ausreichende Trocknung bei Mühleneintrittstemperaturen von über 300 °C mit einem Anteil von weniger als 20 % des Rezirkulationsmassenstroms möglich. Bei konventionellen Mahltrocknungen für Steinkohlestaubfeuerungen werden der Mühle zur Sicherstellung der pneumatischen Förderung des Kohlenstaubes etwa 1,8 bis 2 kg Mühlenluft je Kilogramm Rohkohle zugeführt. Bei einer Oxyfuel-Staubfeuerung erreicht man ein vergleichbares Verhältnis bei Temperaturen von 370 °C und 160 °C am Mühlenein- bzw. -austritt, wenn von einem Rohwassergehalt von ca. 8 Ma-% auf 1 Ma-% heruntergetrocknet werden soll. Zu beachten ist bei der Verwendung von nicht mit Sauerstoff angereichertem Rauchgas zur Mahltrocknung, dass in Folge dessen die Sauerstoffkonzentration im verbleibenden Rezirkulationsstrom (Sekundärrezirkulation) bei Zugabe der gesamten Frischsauerstoffmenge Werte bis zu 40 Vol.-% erreichen kann.

Die Kohlemühlen eines Steinkohlekraftwerkes mit einer elektrischen Bruttoleistung von 600 MW<sub>el</sub> benötigen einen Sperrluftmassenstrom von ungefähr 1,5 kg/s je Mühle, entsprechend etwa 21,6 t/h für vier Mühlen. Der Großteil dieser Luft wird dem Kohletransportgas zugeführt und nur ein kleiner Teil tritt in die Umgebung aus. Da beim Oxyfuel-Prozess große Anstrengungen unternommen werden müssen, jeglichen zusätzlichen Stickstoffeintrag

zu vermeiden [2], ist der Gedanke naheliegend, die Sperrluft durch gereinigtes und entfeuchtetes  $\text{CO}_2$  zu ersetzen. Bei einer angenommenen Leckagerate von 5 % des Sperrgases würden dann ca. 26 t  $\text{CO}_2$  täglich an die Mühlenumgebung entweichen. Da  $\text{CO}_2$  eine höhere Dichte als Luft hat, würde es sich in der Umgebung der am Boden stehenden Mühlen anreichern, was aus Gründen der Betriebssicherheit nicht zulässig ist. Als mögliche Gegenmaßnahme könnten die Mühlen eingehaust und diese Räume dann mit Absaugungen versehen werden. Nimmt man hingegen den Eintrag von Luftstickstoff in den Prozess durch Verwendung von normaler Umgebungsluft als Sperrluft in Kauf, dann führt dies zu einer Absenkung der maximal erreichbaren  $\text{CO}_2$ -Konzentration um drei Prozentpunkte im trockenen Rauchgas.

## 4 Abgaswärmenutzung

Die stete Optimierung des Wasser-/Dampf-Kreislaufes hat zu Speisewassertemperaturen am Kesseleintritt von mittlerweile ca. 300 °C geführt, was Rauchgastemperaturen nach Economizer von etwa 350 bis 380 °C zur Folge hat. Da der Abgasstrom nach Rezirkulationsabzweig wegen des deutlich geringeren Massenstromes trotz der etwa dreifach höheren Temperatur dieselbe sensible Wärme enthält, könnte die im Rauchgas enthaltene Wärme theoretisch verworfen werden, ohne den Dampferzeugerwirkungsgrad gegenüber dem konventionellen Prozess zu verschlechtern. Mit jeder weiteren Absenkung der Rauchgastemperatur nach Rezirkulationsabzweig durch Rauchgaswärmenutzung jedoch sinken die Abgasverluste und der Wirkungsgrad des Gesamtprozesses steigt. Da das Rauchgas vor der  $\text{CO}_2$ -Verflüssigung nicht zuletzt wegen der erforderlichen Entfeuchtung sehr weit abgekühlt werden muss, ist das potentielle Wärmeangebot verhältnismäßig groß. Allerdings schränken die Auswirkungen der teilweise stark korrosiven Ablagerungen hinter Entstickungsanlagen [1] und ein höherer Schwefelsäuretaupunkt, da bei einer Rohgasrückführung der Schwefelsäuretaupunkt wegen des fehlenden Stickstoffs (siehe Kap. 2) gegenüber dem konventionellen Prozess je nach Kohle bis auf 160 °C ansteigen kann, die Nutzung insbesondere bei der Übertragung der Wärme auf die Hochdruckvorwärmstrecke und den Sauerstoff stark ein.

### 4.1 Sauerstoffvorwärmung

Die Sauerstoffvorwärmung ist im Falle einer heißen Rohgasrezirkulation das effektivste Mittel zur Nutzung der Rauchgaswärme, da die Wärme wie beim konventionellen Prozess direkt in den Feuerraum zurückgeführt und auf diese Weise die äquivalente Menge an Brennstoff eingespart wird. Die Sauerstoffvorwärmung auf Temperaturen über 200 °C hinaus erfordert den Einsatz hochwertiger Werkstoffe und ist in den erforderlichen Dimensionen im Kraftwerksbau noch kein Stand der Technik. Aus diesem Grund

wurden bei den angestellten Betrachtungen zwei verschiedene Sauerstofftemperaturen berücksichtigt. Eine Erwärmung des Sauerstoffs von etwa 80 °C auf 180 °C berücksichtigt mögliche Restriktionen beim Umgang mit Sauerstoff, während eine Erwärmung auf etwa 320 °C nur durch die angenommene Temperaturdifferenz von 50 K gegenüber dem Rauchgas am Vorwärmeraustritt festgelegt ist. Die Eintrittstemperatur des Sauerstoffs von 80 °C ist notwendig, um Schwefelsäurekorrosion am Vorwärmer zu vermeiden. Die Eintrittstemperatur des Sauerstoffs kann entweder über einen dampfbeheizten Vorwärmer, oder wie in diesem Fall über Verdichterabwärmenutzung direkt in der Luftzerlegungsanlage eingestellt werden. Durch die Sauerstoffvorwärmung mit Rauchgaswärme kann der Bruttowirkungsgrad des Gesamtprozesses um etwa 0,6 bzw. 1,15 %-Punkte verbessert werden. Durch die Sauerstoffvorwärmung kühlt sich das Rauchgas auf 321 °C bzw. 243 °C ab und es werden bei einem 600 MW<sub>el</sub> Block 15,1 MW bzw. 28,5 MW Wärmeleistung übertragen.

## 4.2 Wasser-/Dampf-Kreislauf

Aufgrund der Rauchgastemperaturen von weit über 200 °C nach alleiniger Sauerstoffvorwärmung ist es auch möglich, einen Teil der Rauchgaswärme auf das Speisewasser zu übertragen. Unter Berücksichtigung des Korrosionsrisikos ist nur eine Reihenschaltung aus einem HD-Bypass-Speisewasservorwärmer und einem anschließenden Sauerstoffvorwärmer (180 °C) energetisch und technisch denkbar. Die Abgastemperatur beträgt 240 °C und es werden 22,7 MW aus dem Rauchgas bereitgestellt. Davon nimmt der HD-Bypass-Speisewasservorwärmer etwa 13,7 MW auf. Der Bruttowirkungsgrad steigt um maximal 1,05 %-Punkte. Dieser Wert wird jedoch trotz des größeren konstruktiven Aufwands von der alleinigen Sauerstoffvorwärmung auf 320 °C übertroffen (siehe Kap. 4.1). Eine energetisch gleichwertige aber aus konstruktiver und sicherheitstechnischer Sicht wesentlich einfachere Schaltung ist die alleinige Nutzung der Rauchgasabwärme für die HD-Speisewasservorwärmung unter der Annahme, dass der Sauerstoff nur in der LZA mit Verdichterabwärme auf 100 °C vorgewärmt wird. Die Rauchgasaustrittstemperatur liegt in diesem Fall bei 234 °C.

Die relativ hohe Rauchgastemperatur kann noch für die ND-Speisewasservorwärmung genutzt werden. Hier besteht aber in jedem Fall wegen der niedrigen Temperaturen des ND-Speisewassers ein Korrosionsrisiko, das nur durch geeignete Werkstoffe vermieden werden könnte. Der Wirkungsgradgewinn beträgt bei der ND-Speisewasservorwärmung nur 0,2 %-Punkte obwohl 18,3 MW Wärmeleistung übertragen werden. Durch den wesentlich größeren konstruktiven Aufwand (vor allem wegen der Bypässe) und die, vor allem bei der ND-Speisewasservorwärmung, geringe Wirkungsgradsteigerung ist bei der Wärmeeinkopplung aus dem Rauchgas in den Wasser-/Dampf-Kreislauf

immer auch eine wirtschaftliche Betrachtung erforderlich. Gleichzeitig konkurriert die Speisewasservorwärmung bei Rauchgastemperaturen unterhalb von  $160^{\circ}\text{C}$  mit der Nutzung der Abwärme der Verdichter der Luftzerlegungsanlage, die sich wesentlich „sauberer“ und einfacher nutzen lässt.

### 4.3 Zusätzlicher Kreisprozess

Wegen des niedrigen Wirkungsgrades von ca. 20 % und dem hohen konstruktiven Aufwand (Entfernungen, Regelung der Bypässe, etc.) bei der Nutzung von Rauchgaswärme für die ND-Vorwärmung kann es vorteilhaft sein, einen zweiten Kreisprozess zu installieren. In diesen ließe sich dann auch die Abwärme der Rauchgasverdichter der  $\text{CO}_2$ -Verflüssigungsanlage einbinden und zum Antrieb der Verdichter oder zur Stromerzeugung nutzen. Es ist aber, wie bei der ND-Speisewasservorwärmung auch, auf eine korrosionsbeständige Ausführung zu achten. Mit dem Arbeitsmedium Ammoniak anstelle von Wasser ließen sich aufgrund der höheren Prozessdrücke bei wesentlich kleineren Anlagendimensionen ebenfalls Nettowirkungsgrade von über 20 % realisieren.

## 5 $\text{CO}_2$ -Abtrennung

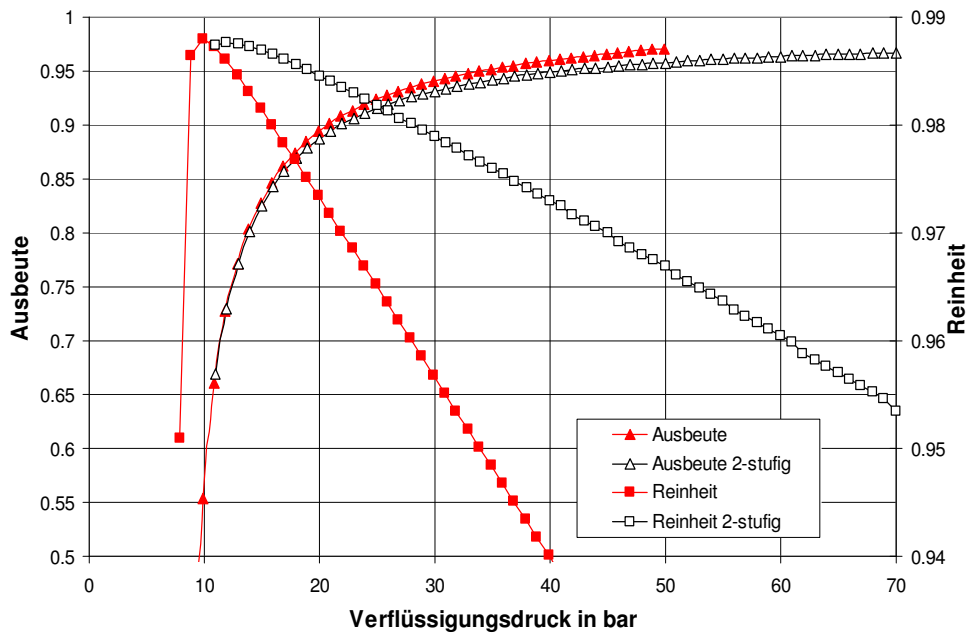
### 5.1 Experimentelle Untersuchungen

Im Rahmen der bisher durchgeführten Untersuchungen zu den Phasengleichgewichten werden erste Berechnungsgrundlagen für das Verhalten der wesentlichen Begleitgase ( $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ , Ar, CO,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{NO}_x$ ) in Verbindung mit flüssigem  $\text{CO}_2$  erarbeitet [4]. Da diese Ergebnisse jedoch nur Aussagen über den Gleichgewichtszustand, nicht aber über die Kinetik bei der Kondensation von  $\text{CO}_2$  aus Rauchgasen ermöglichen, wird zur Zeit an der TU Hamburg-Harburg ein Versuchsstand zur Kondensation von  $\text{CO}_2$  aus dem Rauchgas (max.  $5 \text{ m}^3$  i.N. je Stunde) der Steinkohleverbrennung aufgebaut. Diese Anlage ermöglicht die Kondensation von  $\text{CO}_2$  bei Drücken bis 60 bar und Temperaturen bis  $-50^{\circ}\text{C}$ . Es besteht die Möglichkeit sowohl das flüssige  $\text{CO}_2$  als auch die verbliebene Gasphase auf ihre Zusammensetzungen hin zu untersuchen.

### 5.2 $\text{CO}_2$ -Verflüssigung

Wie schon in [3] erläutert wurde, sind bei der kryogenen Verflüssigung die  $\text{CO}_2$ -Abtrennraten und die  $\text{CO}_2$ -Reinheit direkt voneinander abhängig. Die maximale  $\text{CO}_2$ -Reinheit bei hohen Abtrennraten ist vor allem durch den Falschluffanteil und durch die Sauerstoffreinheit begrenzt. Durch eine mehrstufige Ausführung des Kondensationsprozesses kann die  $\text{CO}_2$ -Reinheit auch bei höheren Rauchgasdrücken zugunsten einer höheren Kondensationstemperatur stabil gehalten werden. Alternativ kann bei unveränderten Randbedingungen durch

mehrstufige Kondensation eine deutliche Steigerung der  $\text{CO}_2$ -Reinheit erreicht werden (siehe Bild 4). Eine Entkopplung von  $\text{CO}_2$ -Abtrennrates und Reinheit ist nur durch Destillation des flüssigen  $\text{CO}_2$  möglich. Da bei der Destillation ein Teil des flüssigen  $\text{CO}_2$  wieder verdampft werden muss, steigt der spezifische Energiebedarf für die  $\text{CO}_2$ -Abtrennung. Die Reinheit kann dafür aber den Anforderungen entsprechend wesentlich erhöht werden.



**Bild 4:**  $\text{CO}_2$ -Ausbeute und -reinheit (in Molanteilen) in Abhängigkeit vom Verflüssigungsdruck bei ein- und zweistufiger Kondensation. Zugrunde liegende Randbedingungen: 98 %-ige Sauerstoffreinheit, 2 % Falschluff, 15 % Sauerstoffüberschuss, 67 % Rezirkulation.

## 6 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. 89 % aus  $\text{CO}_2$  und lässt sich dann mit vernünftigem Aufwand verflüssigen. Dabei gehen jedoch auch andere Stoffe, wie z. B. Sauerstoff,  $\text{NO}_x$  und  $\text{SO}_2$ , in die flüssige Phase über. Diese Stoffe könnten oberhalb noch nicht bekannter Konzentrationen zu Problemen bei der Lagerung des  $\text{CO}_2$  untertage führen. Aus diesem Grund sind verschiedene Betrachtungen zur Erhöhung der  $\text{CO}_2$ -Reinheit durch mehrstufige Kondensation oder bei höchsten Reinheitsanforderungen zur Destillation erfolgt oder werden weiter fortgesetzt.

Ohne eine Integration der verfügbaren Verdichterabwärme und der Abgaswärme sinkt der Gesamtnettowirkungsgrad des Kraftwerksprozesses von 45,6 % auf weniger als 35 % ab. Zusätzliche Optimierungen bei der Abwärmenutzung bieten das technische Potenzial, den Nettowirkungsgradverlust um etwa 0,6 bis 1,25 %-Punkte zu reduzieren. Der Aufwand für die Ausschöpfung dieses Potenzials wird jedoch durch das höhere Korrosionsrisiko stark gesteigert.

Weitere Hürden beim Entwurf und der Optimierung des Gesamtprozesses liegen in der Anpassung der heute verfügbaren Technologien z.B. der Kohlemühlen an die Besonderheiten des Oxyfuel-Prozesses. Hinzu kommt eine Vielzahl von Gestaltungsmöglichkeiten der Rauchgasrückführung deren Vor- und Nachteile eine detaillierte Betrachtung erfordern.

## Literatur

- [1] Farwick, H. und Rummenhohl, V.: *SCR-Katalysatoren – Fünf Jahre Betriebserfahrung mit SCR-Anlagen in allen Schaltungen und daraus entwickelte Konsequenzen und Maßnahmen*. VGB Kraftwerkstechnik, 73(5), Seiten 437–441, 1993.
- [2] Kather, A., Hermsdorf, C. und Klostermann, M.: *Der kohlebefeuerte Oxyfuel-Prozess – Grundlagen zur Dampferzeugergestaltung und Möglichkeiten zur Verminderung der Verunreinigungen im CO<sub>2</sub>*. VGB PowerTech, 4, Seiten 84–91, 2007.
- [3] Kather, A., Klostermann, M., Hermsdorf, C., Mieske, K., Eggers, R. und Köpke, D.: *Konzept für ein 600 MW<sub>el</sub> Steinkohlekraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung auf Basis des Oxyfuel-Prozesses*. In: *Kraftwerksbetrieb unter künftigen Rahmenbedingungen*, 38. Kraftwerkstechnisches Kolloquium, 24. und 25. Oktober 2006, Dresden, 2006. Technische Universität Dresden.
- [4] Köpke, D. und Eggers, R.: *Experimentelle Untersuchungen des Phasengleichgewichts des Systems Kohlendioxid/Argon und Literaturlauswertung zum System Kohlendioxid/Schwefeldioxid*. Chemie Ingenieur Technik, 79(8), Seiten 1235–1239, 2007.
- [5] Oexmann, J.: *Reactor Modelling of the Chalmers Oxy-Fuel Test Unit – Predictions of Transient and Steady State Gas Compositions*. Diplomarbeit, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik, Hamburg, 2006.