

# **Fortschritte bei der Weiterentwicklung des Oxyfuel-Prozesses am Beispiel eines Braunkohlekraftwerkes**

Stefan Hellfritsch, Sonja Gonschorek, Marco Klemm, Paul G. Gilli

Technische Universität Dresden, Inst. für Energietechnik, Lehrstuhl für Kraftwerkstechnik

## **1 Einleitung**

Der Oxyfuel-Prozess mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung stellt eine vielversprechende Option zur Stromerzeugung aus fossilen Brennstoffen ohne CO<sub>2</sub>-Emission in die Atmosphäre dar. Für ein modernes Braunkohlekraftwerk der 900 MW-Klasse wurde hierzu am Lehrstuhl für Kraftwerkstechnik ein Konzept entwickelt, welches bei akzeptablem Gesamtwirkungsgrad das erzeugte CO<sub>2</sub> gereinigt und verdichtet zur Verfügung stellt.

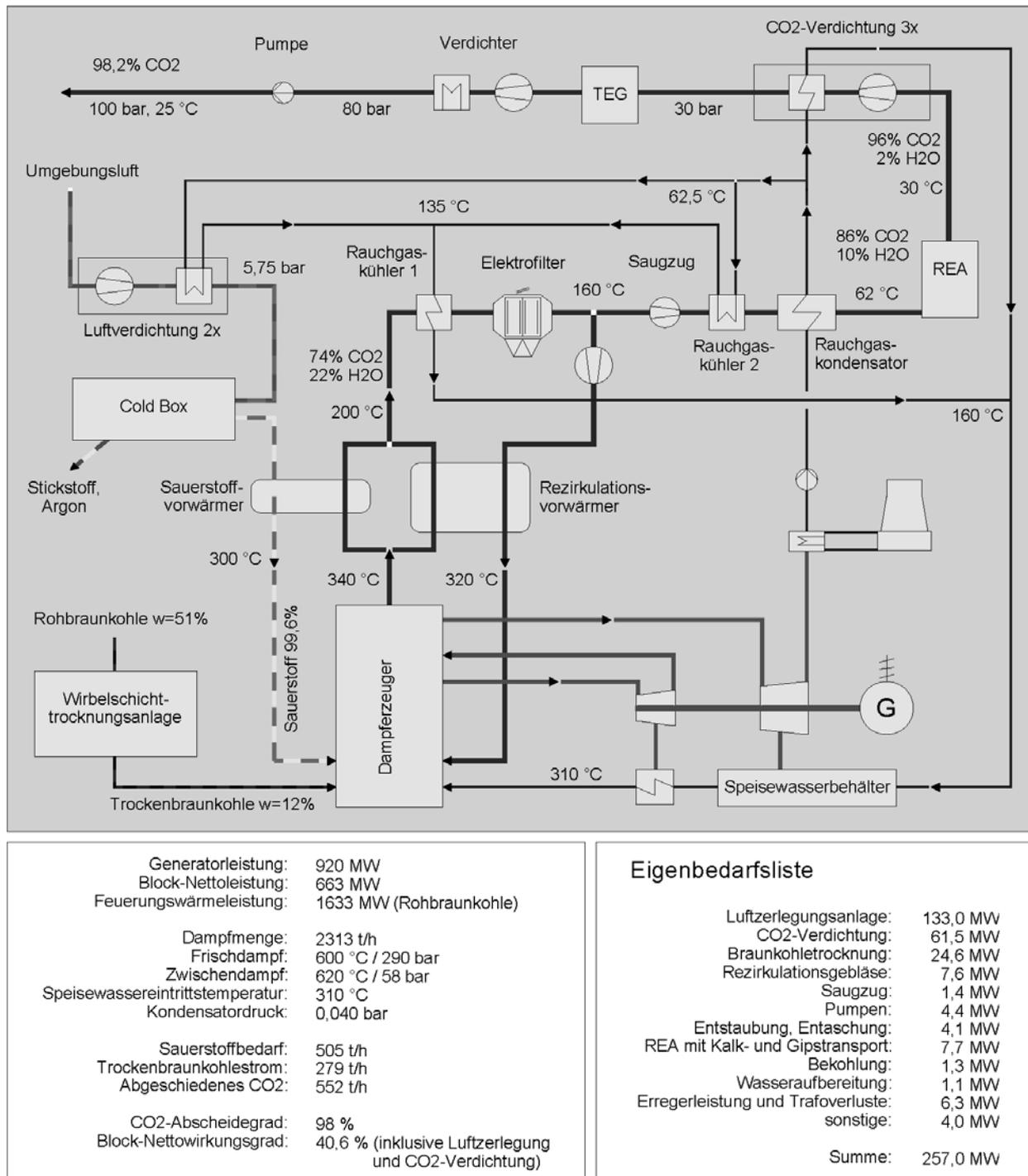
## **2 920 MW Oxyfuel-Braunkohleblock und CO<sub>2</sub>-Abscheidung**

Das hier vorstellte Prozessschema für ein Oxyfuel-basiertes Braunkohlekraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung besitzt eine Nennleistung von 920 MW<sub>el</sub>. Als Brennstoff dient vorgetrocknete mitteldeutsche Braunkohle, welche mit reinem Sauerstoff aus einer Luftzerlegungsanlage unter Zugabe großer Mengen rezirkulierter Rauchgase im Dampferzeuger verbrannt wird. Die für den Oxyfuel-Prozess charakteristische, hohe CO<sub>2</sub>-Konzentration im Rauchgas von etwa 75% erhöht sich durch nachfolgende Behandlungsschritte weiter auf 98,2%, der entstehende CO<sub>2</sub>-Produktstrom wird auf 100 bar verdichtet und an der Kraftwerksgrenze bereit gestellt. Die im Vergleich zu konventionellen Kraftwerken hinzukommenden Anlagenteile (Luftzerlegungsanlage, CO<sub>2</sub>-Verdichtung) wurden im Sinne einer optimierten Abwärmenutzung in den Gesamtprozess integriert. Der Gesamtprozess wurde mit der Software EpsilonProfessional® simuliert, Bild 1 zeigt die Schaltungsübersicht mit den wichtigsten Leistungsdaten.

### **2.1 Prozessbeschreibung**

Für den Prozess ist eine kryogene Luftzerlegung vorgesehen, da diese für den hohen Sauerstoffbedarf am wirtschaftlichsten arbeitet und auch die Nebenprodukte, Stickstoff und Argon, in hoher Reinheit erzeugt und gegebenenfalls vermarktet werden können. Zentraler Bestandteil der Luftzerlegungsanlage ist die sogenannte Cold Box, welche einen hochoptimierten Tieftemperaturwärmeübertrager, die Destillationskolonne sowie eine kleine Entspannungsturbine beinhaltet. Modellhaft kann festgehalten werden, dass die auf 5-6 bar verdichtete Luft mit etwa 20 °C in die Cold Box eintritt und der erzeugte Sauerstoff (99,6 % Reinheit) diese mit etwa 1,5 bar und 10-15 °C wieder verlässt.

Bei entsprechender Auslegung ist die Luftzerlegungsanlage bis auf den elektrischen Eigenbedarf der Verdichter ein autarkes System mit geringem Betriebs- und Wartungsaufwand. Besonderheit bei Integration in den Kraftwerksprozess ist jedoch, dass die Verdichtung der Luft nicht durch einen optimal gekühlten Hochleistungsverdichter erfolgt, sondern in zwei adiabaten Stufen mit Zwischenkühlung. Dadurch ist es möglich, einen Großteil der Verdichtungsabwärme in den Prozess einzukoppeln. Für die Sauerstoffversorgung des Oxyfuel-Braunkohleblocks mit 920 MW würden drei der zur Zeit weltgrößten Luftzerlegungsanlagen benötigt.

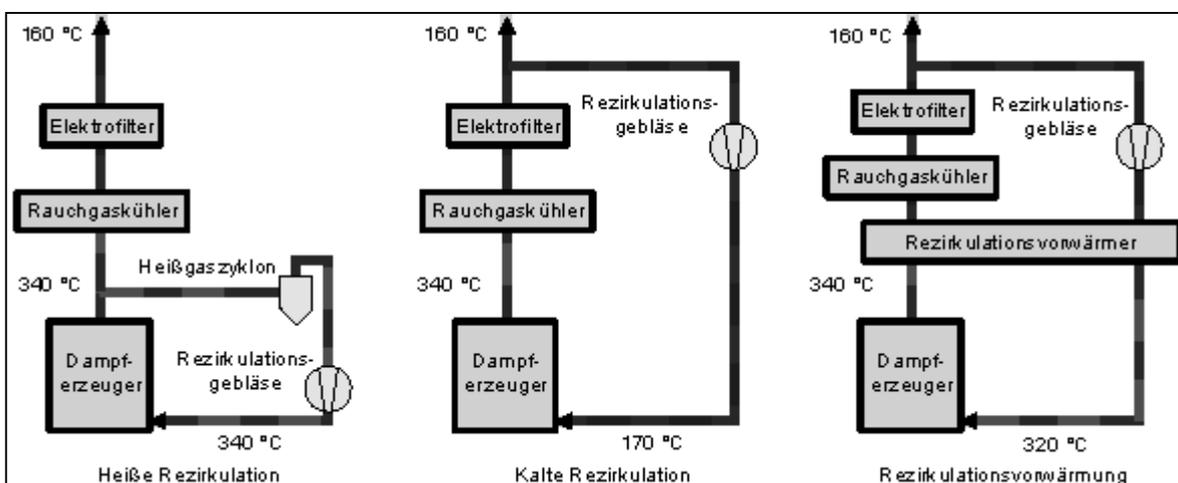


**Bild 1** Übersicht über das 920-MW Oxyfuel-Konzept mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung

Zur Trocknung der Rohbraunkohle auf einen Wassergehalt von 12 % ist derzeit das RWE-Konzept der atmosphärischen Feinkorn-Dampfwirbelschichttrocknung mit integrierter Abwärmenutzung durch Brüdenverdichtung vorgesehen. Auch dieser Anlagenteil kann als autarkes System mit spezifischem elektrischen Eigenbedarf betrachtet werden [7]. Durch das Konzept der Feinkorntrocknung mit weiterem Kornzerfall während der Trocknung entfällt eine Nachmahlung der Trockenbraunkohle. Der Transport zu den Brennern muss zur Vermeidung von Stickstoffeinbrüchen in den Oxyfuel-Prozess unter Luftabschluss erfolgen, vorzugsweise pneumatisch mittels rückgesaugter Rauchgase.

Es wurde für die Studie ein Einzugsdampferzeuger mit Staubfeuerung angenommen, da dies der gängigen Lösung für Braunkohle entspricht. Wichtiges Merkmal dieses neuen Dampferzeugers ist die Rauchgasrezirkulation. Sollen übliche adiabate Verbrennungstemperaturen von 1800 °C nicht überschritten werden, müssen etwa 75 % der Rauchgasmenge am Dampferzeugeraustritt rezirkuliert werden. Im Kessel selbst ersetzt das rezirkulierte Rauchgasvolumen lediglich den fehlenden Luftstickstoff. Damit ist die Rauchgasmenge im Dampferzeuger vergleichbar der einer Verbrennung mit Luft, verringert sich aber auf etwa ein Viertel nach Abzweigung der Rezirkulation. Als eine der wichtigsten Funktionsgruppen des Dampferzeugers sollte die Rauchgasrezirkulation mehrstraßig ausgeführt sein, im Gegenzug fällt ein erheblicher Bauaufwand für die an konventionellen Dampferzeugern vorhandenen Luftkanäle weg. Zudem erübrigen sich bei Verzicht auf Mühlen am Dampferzeuger die Rauchgasrücksauggeschächte.

Zur Realisierung der Rezirkulation werden etwa 160 °C heiße Rauchgase in einem Rezirkulationsvorwärmer, der baulich einem Ljungström-Luftvorwärmer ähnelt, auf 320 °C vorgewärmt und als Brenngas zusammen mit reinem Sauerstoff wieder dem Feuerraum zugeführt. Gegenüber einer kalten Rezirkulation hat diese Lösung thermodynamische Vorteile, wobei sie durch die Möglichkeit der Entstaubung und Förderung des Rezirkulationsstromes auf einem niedrigen Temperaturniveau auch der heißen Rezirkulation technisch überlegen ist (Bild 2) und dabei nur geringe Wirkungsgradeinbußen hat.

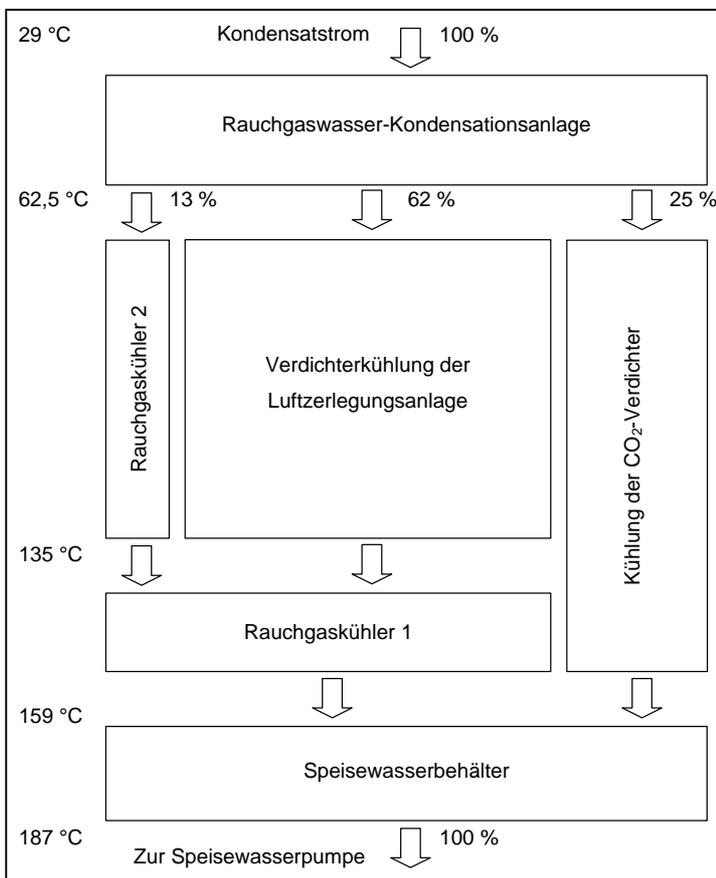


**Bild 2** Vergleich von Varianten der Rauchgasrezirkulation am Dampferzeuger

Ähnlich der Rezirkulationsvorwärmung ist auch eine Vorwärmung des Sauerstoffs auf etwa 300 °C vorgesehen. Dies kann mit Hilfe eines Röhrenvorwärmers erfolgen, der parallel zum Rezirkulationsvorwärmer im Rauchgasstrom angeordnet ist.

Hingewiesen sei noch auf die erforderliche Gasdichtheit des Dampferzeugers und des Feuerungssystems, das heißt ein Falschlufteinbruch und damit die Einschleusung von Stickstoff muss unterbunden werden. Dies gilt auch für den gesamten Rauchgasweg mit allen Prozessstufen.

Nach Passieren des Sauerstoff- und Rezirkulationsvorwärmers wird das Rauchgas in einem rauchgasbeheizten Speisewasservorwärmer (Rauchgaskühler 1) auf etwa 160 °C abgekühlt und anschließend mittels Elektrofilter entstaubt. Erst danach werden 75 % der Rauchgasmenge als Rezirkulation abgezweigt, die entsprechenden Gebläse als auch der Saugzug arbeiten also auf einem materialschonenden Temperaturniveau und fördern partikelfreies Rauchgas.



In einem weiteren rauchgasbeheizten Speisewasservorwärmer (Rauchgaskühler 2) sowie der Rauchgaskondensationsanlage wird der nicht rezirkulierte Rauchgasanteil bis unter den Taupunkt abgekühlt. Die bei der Kondensation anfallende Wärme wird größtenteils ebenso zur Speisewasservorwärmung genutzt. Ein detailliertes Vorwärmerschema für das Speisewasser ist in Bild 3 dargestellt. Daraus kann auch entnommen werden, dass die Kühlung der CO<sub>2</sub>-Verdichter und der Luftverdichter für die Luftzerlegungsanlage einen wesentlichen Beitrag zum Ersatz der konventionellen Niederdruckvorwärmersäule leisten. Die Kühlung der Verdichter erfolgt über Zwischenkreisläufe.

**Bild 3** Detailliertes Speisewasservorwärmerschema

Als weiterer Verfahrensschritt zur Aufbereitung des erzeugten CO<sub>2</sub> ist eine Nassentschwefelung vorgesehen, in der die Rauchgastemperatur bis auf 30 °C sinken soll, so dass ein weiterer Teil des Rauchgaswassers kondensiert. Vorüberlegungen zeigen, dass eine bauliche Kombination der Rauchgaskondensationsanlage zur Abwärmegewinnung und der Rauchgasentschwefelungsanlage sinnvoll wäre (vgl. Abschnitt 3.2).

Anschließend wird das Rauchgas mit einem CO<sub>2</sub>-Gehalt von bereits 96% mehrstufig auf 30 bar zwischenverdichtet. Durch die Kühlung der Verdichter entsteht Abwärme im Temperaturbereich bis etwa 180 °C, welche zur Vorwärmung von etwa einem Viertel des Speisewasserstromes auf 160 °C genutzt wird (Vorwärmung über Zwischenkreislauf).

Das in diesem Konzept zur Resttrocknung des CO<sub>2</sub> eingesetzte Verfahren beruht auf der Nutzung von organischem Tri-Ethylen-Glykol (TEG) als Absorptionsmittel. Nach [3] liegt der optimale Trocknungsdruck hinsichtlich CO<sub>2</sub>-Verlusten bei 30 bar, weiterhin besitzt die Anlage einen geringen Wärmebedarf zur Regeneration des Glykols.

Nach der Trocknung erfolgt ein weiterer Verdichtungsschritt auf überkritische 80 bar, wo das CO<sub>2</sub> bei Abkühlung in einen quasi-flüssigen Zustand hoher Dichte übergeht. Gasförmige Verunreinigungen (Sauerstoff, Argon) bleiben darin gelöst, es folgt eine weitere Druckerhöhung 100 bar.

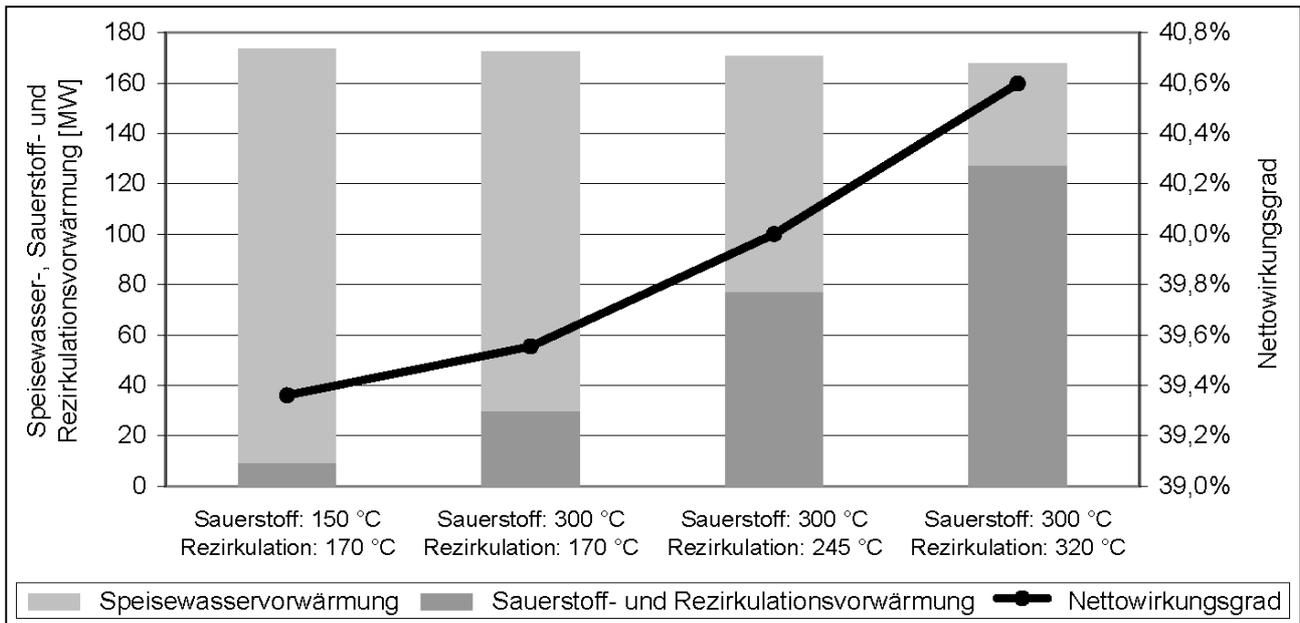
## **2.2 Wesentliche Optimierungsschritte und ihr Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit**

Der in bisher veröffentlichten Studien zu Oxyfuel-Braunkohlekraftwerken mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung, beispielsweise [2], ausgewiesene Wirkungsgrad kann mit dem hier vorgestellten Konzept gesteigert werden [1].

Den wesentlichsten Beitrag zur Effizienzsteigerung leistet die vorgesehene Braunkohletrocknung. Hierdurch wird der Wassergehalt im Brennstoff und damit auch im Rauchgas stark reduziert, während gleichzeitig die Kondensationswärme des aus dem Brennstoff abgeschiedenen Wassers für den Trocknungsprozess selbst genutzt wird (Brüdenverdichtung, WTA-Prinzip der RWE [7]). Die bei der späteren Rauchgaswasserkondensation anfallende Abwärmemenge kann ebenso fast vollständig zur Speisewasservorwärmung genutzt werden, da sie nicht mehr so groß ist wie bei Feuerung mit Rohbraunkohle.

Natürlich liegt der dargestellten Thematik ein Optimierungsproblem zugrunde, bestehend aus der Ermittlung des optimalen Trocknungsgrades der Braunkohle. Hierzu muss der elektrische Eigenbedarf der Trocknungsanlage im Verhältnis zum verbleibenden Rauchgasverlust (abgeführte Kondensationswärme) gesehen werden. Für die bisherigen Untersuchungen wurde ein Restwassergehalt der Trockenbraunkohle von 12 % angenommen, welche von derzeit baubaren Dampfwirbelschichttrocknern erreicht werden kann.

Auch die Dampfparameter wurden dem aktuellen Stand der Technik angepasst. Angesichts stetig fortschreitender Materialentwicklung werden selbst bei konservativer Sichtweise in absehbarer Zeit Frischdampfdrücke bis 300 bar bei Temperaturen um 600 °C realisierbar sein. Demnach wurden für die Oxyfuel-Konzeptstudie Frischdampfparameter von 290 bar / 600 °C und am Zwischenüberhitzeraustritt 58 bar / 620 °C angesetzt. Gegenüber den Dampfparametern einer modernen bestehenden Anlage (267 bar / 554 °C und 52 bar / 583 °C) erhöht dies den Wirkungsgrad um 1,4 %.



**Bild 4** Wirkungsgradsteigerung durch Sauerstoff- und Rezirkulationsvorwärmung

Weiterhin trägt die im Konzept enthaltene Vorwärmung des zur Verbrennung benötigten Sauerstoffs sowie der rezirkulierten Rauchgase deutlich zur Wirkungsgradsteigerung bei (Bild 4). Hierdurch wird ein Großteil der Rauchgaswärme wieder in den Verbrennungsprozess zurückgeführt, so dass bei gleich bleibendem Brennstoffeinsatz mehr Frischdampf produziert werden kann und die Vorteile der regenerativen Speiswasservorwärmung zur Geltung kommen. Die Vorwärmung der dem Dampferzeuger zugeführten Gasströme bewirkt eine Anhebung des Nettowirkungsgrades der Anlage um bis zu 1,6 % (Bild 5).

Einen weiteren wichtigen Einflussfaktor auf den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses stellt der Umfang der internen Abwärmenutzung dar. Bestimmend für die übertragbare Wärmemenge in rauchgasbeheizten Speiswasservorwärmern, der Rauchgaswasserkondensationsanlage oder den Verdichterkühlern sind vor allem die erzielbaren Grädigkeiten. Können diese durch erhöhten Bauaufwand verringert werden, ergibt sich nochmals eine Wirkungsgradsteigerung von etwa 0,5%.

	Nettowirkungsgrad	31%	33%	35%	37%	39%	41%
Braunkohlevortrocknung	+ 5 %						
Erhöhte Dampfparameter	+ 1,4 %						
Sauerstoffvorwärmung	+ 0,4 %						
Rezirkulationsvorwärmung	+ 1,2 %						
Prozessoptimierung, Grädigkeiten	+ 0,5 %						

**Bild 5** Maßnahmen zur Wirkungsgradsteigerung

### **3 Aktuelle Arbeiten - Übertragung der Studie auf die Planung einer 300 MW-Demonstrationsanlage mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung**

Momentan werden am Lehrstuhl für Kraftwerkstechnik der TU Dresden in Anlehnung an die 920 MW-Konzeptstudie weitergehende Untersuchungen bezüglich der mittelfristigen Errichtung einer Demonstrationsanlage durchgeführt, die eine elektrische Bruttoleistung von etwa 300 MW haben könnte. Die wichtigsten dazu erforderlichen Schritte sind im folgenden kurz skizziert.

#### **3.1 Anpassung des Gesamtprozesses an konkrete Rahmenbedingungen**

Im Gegensatz zu der durchgeführten Machbarkeitsstudie steht bei den Untersuchungen für eine Demonstrationsanlage die mittelfristige Realisierbarkeit im Vordergrund. Beispielsweise ist die Leistungsgröße so festgesetzt worden, dass eine einzige herkömmliche Luftzerlegungsanlage den Sauerstoffbedarf decken kann. Auch sind in Zusammenarbeit mit Vattenfall Europe Generation als Auftraggeber geänderte Standortbedingungen vereinbart worden (insbesondere hinsichtlich Kohlequalität).

Weiterhin sind viele Annahmen, die in das Prozessschema einfließen, noch einmal hinterfragt und qualifiziert worden. Vor dem Hintergrund maximaler Kosteneinsparung und unbedingter Baubarkeit betraf dies vor allem die Grädigkeiten an den für die interne Abwärmenutzung maßgeblichen Wärmeübertragern.

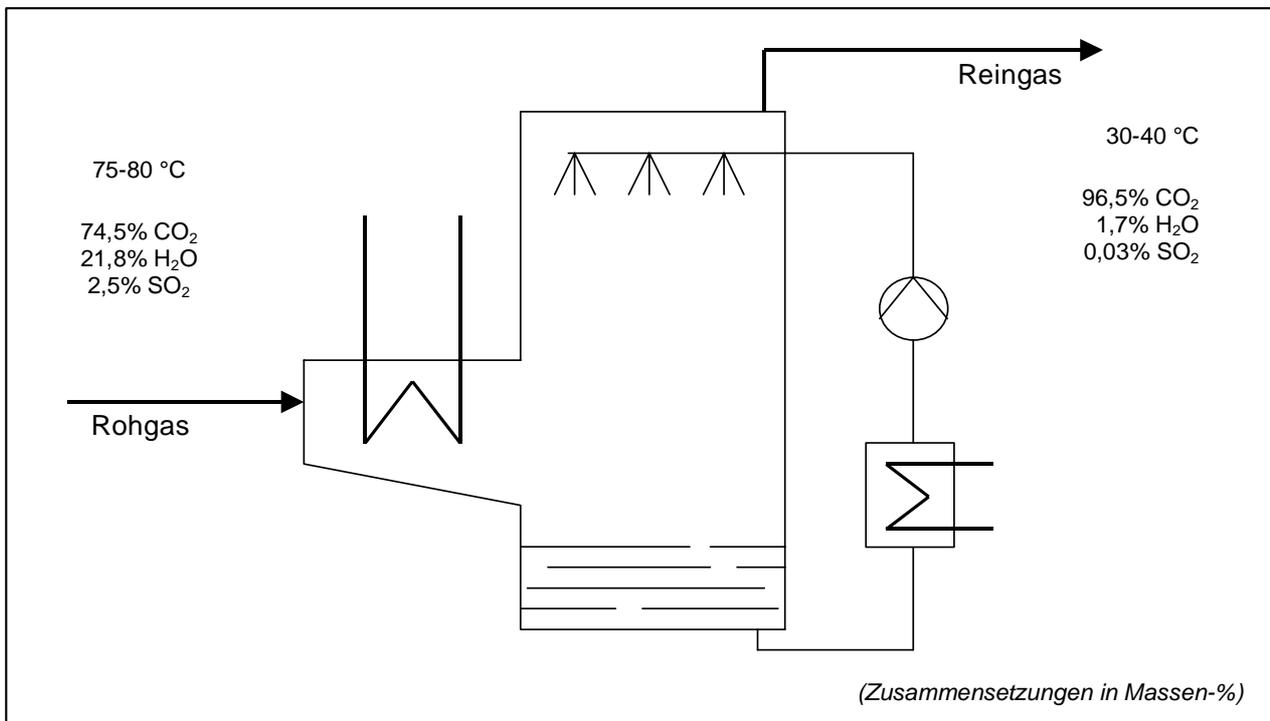
#### **3.2 Design und Auslegung von Hauptkomponenten**

Ein Anlagenteil mit noch sehr großem Entwicklungsbedarf ist der Dampferzeuger, da viele Probleme gleichzeitig bewältigt werden müssen. Deshalb erfolgt bereits im jetzigen Stadium die Auslegung eines Dampferzeugers mit Trockenbraunkohle-Staubfeuerung für den Oxyfuel-Prozess. Die hierbei auftretenden Probleme ähneln stark denen bei der Auslegung von trockenbraunkohlebefeuereten, konventionellen Dampferzeugern. Allerdings kommen weitere Erschwernisse hinzu, beispielsweise der hohe Rezirkulationsbedarf und die erforderliche Gasdichtheit.

Ein weiteres Hauptaugenmerk gilt der Rauchgaswasserkondensation und Entschwefelung. Bei der Entschwefelung nach dem Kalkstein-Gips-Verfahren kann davon ausgegangen werden, dass aufgrund des höheren Partialdruckes ein besserer Abscheidegrad der Schwefelverbindungen erzielt werden kann als im Rauchgasstrom konventioneller Anlagen. Zusammen mit dem viel geringeren Rauchgasdurchsatz wird dies eine starke Verkleinerung der REA ermöglichen. Das genaue Reaktionsverhalten von Kalksuspension mit SO<sub>2</sub> in der CO<sub>2</sub>-reichen Atmosphäre muss allerdings noch untersucht werden.

Zur zusätzlichen Verminderung des apparativen Aufwandes könnte die Entschwefelung mit der Rauchgaswasserkondensation in einem Anlagenteil kombiniert werden (Bild 6). Eine Kühlung der Waschsuspension ist im vorliegenden Konzept ohnehin notwendig, um

in der kondensierenden Gasatmosphäre die angestrebte zusätzliche Rauchgasabkühlung in der REA zu erreichen. Die Variante der gekoppelten Entschwefelung- und Rauchgaskondensation soll als Versuchsanlage realisiert werden.



**Bild 6** Rauchgaswasserkondensation und Entschwefelung in einem Anlagenteil

Wie im folgenden Abschnitt noch ausführlich dargelegt, ist eine über die Rauchgaswasserkondensation hinausgehende Trocknung des  $\text{CO}_2$ -Stromes nötig. Hierfür ist im bisherigen Konzept das in der Gasindustrie weit verbreitete und ausgereifte Absorptionsverfahren mittels Tri-Ethylen-Glykol (TEG) vorgesehen. Die Eignung von TEG wird zur Zeit durch Simulationsrechnungen überprüft, untersucht werden sollen allerdings auch weitere, möglicherweise besser geeignete Absorptionsmittel oder gänzlich andere Trocknungsverfahren. Wichtige Bewertungskriterien für die in Frage kommenden Verfahren sind der auftretende  $\text{CO}_2$ -Verlust, der Energieverbrauch und der optimale Arbeitspunkt.

### 3.3 Klärung der Anforderungen an die Reinheit des abgeschiedenen $\text{CO}_2$

Ein großer Teil der zu leistenden Entwicklungsarbeit für den Oxyfuel-Prozess besteht aus der Gestaltung und Auslegung der  $\text{CO}_2$ -Aufbereitung nach Austritt der Rauchgase aus dem Dampferzeuger. Über die Reinheitsanforderungen des  $\text{CO}_2$  für Transport und Speicherung besteht jedoch noch weitestgehend Uneinigkeit. Literaturrecherchen zeigen beispielsweise, dass  $\text{SO}_2$  bei  $\text{CO}_2$ -Speicherung in Aquiferen zu Problemen führt, während  $\text{H}_2\text{S}$  keinen Einfluss hat [5]. Beim Einsatz von  $\text{CO}_2$  im EOR-Prozess (Enhanced Oil Recovery) ist zu beachten, dass sogar  $\text{N}_2$  und  $\text{CH}_4$  negative Einflüsse haben können [6]. Es ist allerdings absehbar, dass weit strengere Reinheitsanforderungen aus dem  $\text{CO}_2$ -Transport resultieren werden (Korrosion, Kavitation). Über den Transport von  $\text{CO}_2$  in

Pipelines existieren einige Erfahrungen, Beispiele dazu mit den jeweils akzeptierten Verunreinigungen können Tabelle 1 entnommen werden.

**Tabelle 1** Betriebsdaten / Anforderungen aus CO<sub>2</sub>-Transport und Speicherung

	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> S	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>
<b>Betriebsreinheiten CO<sub>2</sub>-Pipelinetransporte</b>						
Cortez Colorado nach Texas [4]	95,0		0,700	4,0		
Central Basin, West Texas [4]	98,5			1,3		
Budafa (Ungarn) [4]	81,0		0,300	1,9		
Trinity CO <sub>2</sub> (USA)	95,0	0,06	0,002		0,001	0,001
Kindermorgan (USA)	95,0	0,06	0,020	4,0		
<b>Reinheitsanforderung Speicherung</b>						
Statoil	> 90,0		0,001 ( <i>&lt; 5,000</i> )	4,0	0,010	0,001 ( <i>&lt; 5,000</i> )
<b>Erreichte CO<sub>2</sub>-Reinheit Konzept TU Dresden</b>						
mit bisher vorgesehener Verfahrenstechnik	95,9	0,01		0,7	3,305	0,046
vor erstem Verdichter	92,1	4,06		0,7	3,098	0,043

*in Vol-%*

In Tabelle 1 sind zum Vergleich auch die Reinheitsanforderungen an das CO<sub>2</sub> für den Einsatz in der Erdölförderung, wie sie von Statoil vorliegen, angegeben. Die für Schwefeldioxid und Schwefelwasserstoff angegebenen sehr niedrigen Werte von 0,001 resultieren aus Kostenoptimierungen und der Art, wie CO<sub>2</sub> bisher gewonnen wird, Summenkonzentrationen bis etwa 10 Vol-% wären für die Ölförderung aber vertretbar.

In der Tabelle sind auch die Reinheiten, wie sie mit der bisher geplanten Verfahrenstechnik zur Rauchgasaufbereitung nach ersten Simulationen mit EpsilonProfessional® erreicht werden, aufgeführt. Weiterhin ist zum Vergleich die im bisherigen Konzept erreichte Rauchgaszusammensetzung vor Resttrocknung und Verdichtung angegeben.

Man sieht, dass der Restwassergehalt und Sauerstoffgehalt vor Verdichtung gegenüber den Vorgaben noch zu hoch liegen, eine Resttrocknung und Restgasabscheidung also nötig ist. Die danach mit der bisher vorgesehenen Technik erreichbaren Reinheiten sind aber, bis auf den Sauerstoffgehalt, als ausreichend anzusehen.

Die um einen Phasentrenner zur Restgasabscheidung erweiterte, bisher vorgesehene Verfahrenskette soll als nächster Schritt mittels ASPEN PLUS® simuliert werden. Weiterhin sind Laborversuche zu Einzelkomponenten geplant.

### 3.4 Zwischenergebnisse und Vergleich mit der 920 MW-Konzeptstudie

Einige wesentliche Daten der beiden Konzepte sind in Tabelle 2 dargestellt.

**Tabelle 2** Hauptparameter und wichtigste Unterschiede 300 MW / 920 MW

Vergleichskriterium	300 MW-Demoanlage	920 MW-Studie
Rohbraunkohle / Wassergehalt / Hu (MJ/kg)	Lausitz / 55% / 9,1	Mitteldt. / 51% / 11,7
Restwassergehalt / Hu (MJ/kg) nach Trocknung	12% / 20,2	12% / 23,0
Dampfparameter	290 bar, 600 / 620 °C	290 bar, 600 / 620 °C
Speisewassereintrittstemperatur	290 °C	310 °C
Grädigkeiten Wärmeübertrager (Abwärmenutzung)	10-40 K	5-25 K
Elektrische Nettoleistung	204,8 MW	663,3 MW
Nettowirkungsgrad	39,5 %	40,6 %
Abgeschiedene CO <sub>2</sub> -Menge pro MWh (netto)	1,06 t/MWh	0,83 t/MWh

## 4 Ausblick und zukünftig geplante Arbeiten

Im Rahmen beantragter Forschungsvorhaben, unter anderem eines vom Land Sachsen geförderten Projektes, erscheinen die im folgenden genannten weiteren Entwicklungsschritte sinnvoll.

### 4.1 Untersuchungen zu alternativen CO<sub>2</sub>-Behandlungsverfahren

Für die Entschwefelung, einen wesentlichen Baustein in der Rauchgasbehandlungskette, stellt bei konventionellen Kraftwerke die Kalkstein-Gips-Wäsche das Standardverfahren dar. Unter den Oxyfuel-spezifischen Bedingungen ist es aber nicht automatisch das vorteilhafteste. Problematisch ist unter anderen die Sumpfoxidation vom Sulfit zum Sulfat. Wird diese mit Luft durchgeführt, gelangt störender Stickstoff in den Gasstrom, eine Lösung wäre die Oxidation mit teurem reinen Sauerstoff. Es sollen deshalb am Lehrstuhl für Kraftwerkstechnik der TU Dresden auch Alternativverfahren auf ihre Eignung für Oxyfuel untersucht werden.

So erfordern beispielsweise weder das Doppelalkali-Verfahren noch das Wellmann-Lord-Verfahren eine Oxidation im Sumpf. Mit dem Doppelalkali-Verfahren wäre es möglich, ein festes, verwertbares Produkt ohne einen Stickstoffeintrag in das Kohlendioxid zu erreichen. Ähnliches ist beim Kalkstein-Gips-Verfahren nur möglich, wenn die Oxidation in einem getrennten Oxidationsreaktor stattfindet. Die durch den fehlenden Stickstoff bedingte, hohe Schwefeldioxidkonzentration im Rohgas kann auch eine Schwefeldioxidgewinnung interessant machen. Dabei bieten sich außer dem Wellmann-Lord-Verfahren konzentrationsabhängig auch auf der physikalischen Absorption beruhende Reinigungsprozesse an.

Noch darüber hinausgehend ist es unter Ausnutzung der Oxyfuel-Spezifika möglich, gänzlich neue Wege der Abgasreinigung zu gehen. Es sei daran erinnert, dass das Kohlendioxid hochverdichtet oder verflüssigt zur Verfügung gestellt werden soll. Damit ist eine Reinigung des Kohlendioxides von Schwefeldioxid, Sauerstoff und Stickstoff durch eine Destillation beziehungsweise Rektifikation möglich. Dabei kann neben reinem Kohlendioxid auch reines Schwefeldioxid erzeugt werden, ohne dass Hilfschemikalien erforderlich sind. Der energetische Mehraufwand gegenüber einer Erzeugung von flüssigem CO<sub>2</sub> oder der verschiedentlich vorgeschlagenen Stickstoff- und Sauerstoffabtrennung durch CO<sub>2</sub>-Kondensation besteht im wesentlichen im bei guter Auslegung wenig erheblichen Druckverlust über der Trennsäule.

Es ist davon auszugehen, dass in einer ganzheitlichen, systembezogenen Optimierung der Gasreinigung ein bedeutendes Optimierungspotential für den Oxyfuel-Prozess liegt.

## **4.2 Konzeptvergleich Dampferzeugervarianten**

Die bei Dampferzeugern mit Staubfeuerung und trockenem Ascheabzug erforderliche Rauchgasrezirkulation von etwa 75 % beim Oxyfuel-Prozess kann durch Nutzung alternativer Dampferzeugertypen, beispielsweise einer zirkulierenden Wirbelschicht oder einer Schmelzkammerfeuerung, verringert werden. Deshalb sollen diese Dampferzeugertypen in weiteren Forschungsarbeiten auf ihre Eignung für den kohlebefeierten Oxyfuel-Prozess untersucht werden. Die geplanten Arbeiten umfassen die wärmetechnische Auslegung und, sofern möglich, die numerische Feuerraumsimulation.

## **4.3 Experimentelle Untersuchungen**

Zur Ermittlung der Oxyfuel-spezifischen Verbrennungseigenschaften und des Emissionsverhaltens sollen baldmöglichst Feuerungsversuche mit den zur Zeit betrachteten Braunkohlequalitäten unter realistischen Bedingungen (beispielsweise mit Rauchgasrezirkulation) an einer Versuchsanlage der TU Dresden durchgeführt werden. Hiervon erhofft man sich auch Erkenntnisse zur Brennerauslegung, den Ascheeigenschaften und dem Verschlackungsverhalten unter Oxyfuel-Bedingungen.

Weiterhin ist angedacht, das in Abschnitt 3.2 beschriebene Konzept einer Rauchgaswasserkondensation mit integrierter REA als Versuchsanlage zu realisieren und der Versuchsstaubfeuerung nachzuschalten.

Darüber hinaus ist die experimentelle Erprobung alternativer, beispielsweise der im vorhergehenden Abschnitt beschriebenen Rauchgasreinigungsverfahren (CO<sub>2</sub>-Aufbereitung) im Labormaßstab geplant. Dies betrifft vor allem eine destillative Entschwefelung sowie die vollständige Rauchgasreinigung mittels CO<sub>2</sub>-selektiver Membran.

## 5 Zusammenfassung

In dem Beitrag wurden die Ergebnisse der Modellierung eines 920 MW-Oxyfuel-Braunkohleblockes mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung vorgestellt und anschließend die Übertragung dieser Studie auf die Planung einer 300 MW-Demonstrationsanlage erläutert. Neben einigen Auslegungsfragen wurde auch auf Reinheitsanforderungen für Transport und Speicherung des abgeschiedenen CO<sub>2</sub> und zukünftig erforderliche Forschungsarbeiten eingegangen.

## 6 Referenzen

- [1] Hellfritsch, S., Gilli, P.G., Jentsch, N.: Concept for a Lignite-fired Power Plant Based on the Optimised Oxyfuel Process with CO<sub>2</sub> Recovery  
VGB PowerTech 8/2004, VGB PowerTech e.V., Essen, 2004
- [2] Andersson, K., Johnsson, F., Strömberg, L.: Large Scale CO<sub>2</sub> Capture - Applying the Concept of O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> Combustion to Commercial Process Data  
VGB PowerTech 10/2003, VGB PowerTech e.V., Essen, 2003
- [3] Birkestad, H.: Separation and compression of CO<sub>2</sub> in an O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>-fired power plant  
Master Thesis, Chalmers University of Technology, Göteborg, 2002
- [4] Göttlicher, G.: "CO<sub>2</sub> Transport and Storage", Präsentation im Post Graduate Course "Greenhouse gas emissions control and CO<sub>2</sub> long-term storage"  
Helsinki University of Technology, 2003
- [5] Knauss, K.G., Johnson, J.W., Steefel, K.I., Nitao, J.J.: Evaluation of the impact of CO<sub>2</sub>, aqueous fluid, and reservoir rock interactions on the geologic sequestration of CO<sub>2</sub>, with special emphasis on economic implications  
First National Conference on Carbon Sequestration, Washington DC, 2001
- [6] Alston, R.B., Kokolis, G.P., James, C.F.: CO<sub>2</sub> Minimum Miscibility Pressure: A Correlation for Impure CO<sub>2</sub> Steams and Live Oil Systems  
Society of Petroleum Engineers Journal, Richardson (TX), 1985
- [7] Klutz, H.-J., Ewers, J.: Entwicklung der WTA-Feinkorntrocknung  
VDI Berichte Nr. 1495 „Entwicklungslinien in der Energie- und Kraftwerkstechnik“  
Tagung Essen, 22./23. September 1999

Dipl.-Ing. Stefan Hellfritsch	hellfrit@metrs1.mw.tu-dresden.de
Dipl.-Ing. Sonja Gonschorek	gonschor@metrs1.mw.tu-dresden.de
Dr.-Ing. Marco Klemm	mklemm@metrs1.mw.tu-dresden.de
Prof. Dr. techn. Paul G. Gilli	gilli@metrs1.mw.tu-dresden.de

Technische Universität Dresden  
Institut für Energietechnik, Lehrstuhl für Kraftwerkstechnik  
01062 Dresden