

COORETEC-Verbundprojekt

ADECOS



Abschlussbericht ADECOS II

Das diesem Bericht zugrunde liegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie unter dem Förderkennzeichen 0327743G gefördert.

Hitachi Power Europe GmbH

26.03.2009

Abschlussbericht ADECOS II

Weiterentwicklung der verfahrens- und anlagentechnischen Grundlagen des Oxy-fuel-Prozesses für Braun- und Steinkohle-Kraftwerke mit CO₂-Abscheidung

Auftraggeber: Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie (BMWi)
Forschungszentrum Jülich GmbH
Projekträger Jülich (PTJ)

Auftragsnummer: BMWi- Förderkennzeichen 0327743G

Bearbeiter: A. Gwosdz
S. Kani
M. Schönwälder

Inhaltsverzeichnis

1	Brennstoff- und Ascheanalysen	4
1.1	Steinkohle	4
1.2	TBK 12.....	5
2	Feuerungssystem	6
2.1	Schmelzkammerfeuerung, Allgemeines	6
2.2	Brennstoffflexibilität.....	6
2.3	Besonderheiten der Schmelzkammerfeuerung	7
2.4	Randbedingungen der Schmelzkammer Modellierung	8
2.4.1	Grundlagen der Modellierung.....	8
2.4.2	Modellierungsbedingungen durch Schmelzbetriebsanforderungen.....	9
2.4.3	Modellierungsbedingungen durch Oxyfuel- Verbrennung.....	11
2.5	Auslegung der Schmelzkammerfeuerung	12
2.5.1	Schmelzkammer - Allgemein.....	12
2.5.2	Bestiftung und Bestampfung	14
2.5.3	Festlegung der Feuerraumendtemperatur	14
2.5.4	Luftzahl in der Feuerung	14
2.5.5	Hauptabmessungen der Brennkammer	15
2.5.6	Brenner.....	16
2.5.7	Ölfeuerung.....	17
2.6	Feuerungsschema für Oxyfuel- Prozess	17
2.6.1	Steinkohle - Variante	17
2.6.2	Trockenbraunkohle - Variante	20
2.7	Brennstoff- Aufbereitung und Transport	21
2.7.1	Steinkohle - Variante	21
2.7.2	Trockenbraunkohle - Variante	23
2.8	Teillastfähigkeit	24
2.8.1	Teillastfähigkeit im Oxyfuel- Betrieb	25
2.8.2	Laständerungsgeschwindigkeit	25
2.8.3	Verfügbarkeit und Wirkungsgrad.....	26
2.8.4	An- und Abfahrprozesse.....	27
2.9	Ergebnisse der Feuerungssimulationen	27
2.9.1	Steinkohle – Variante	27
2.9.2	Braunkohle – Variante	29
3	Wärmetechnische Modellierung des Dampferzeugers	31
3.1	Auslegungsgrundlagen	31
3.2	Dampfparameter.....	32
3.3	Geometrie und wasserdampfseitige Verschaltung	33
3.3.1	HD-Seite	34
3.3.2	MD-Seite.....	34
3.4	Energiebilanz, Temperaturen und Gaszusammensetzungen	34
3.4.1	Steinkohle- Variante	35
3.4.2	TBK- Variante	36
4	Kosten	38
4.1	Investitionskosten	38
4.2	Wirkungsgradverluste durch LZA und Verdichtung und Brennstoffmeherverbrauch.....	38

1 Brennstoff- und Ascheanalysen

Steinkohle

Die Elementaranalysen und die Aschezusammensetzungen der Auslegungskohle und der drei weiteren Kohlen sind in der folgenden Tabelle dargestellt.

Tabelle 1.1: Kohleanalysedaten Steinkohle

Origin		South African "Kleinkopje"
Hardgrove index (HGI)		51
Melting point (1) Reduc-		1340
Melting point (2) Reduc-		1360
Melting point (3) Reduc-		1370
Melting point (4) Reduc-		1410
HHV as received	kcal/kg	6260
LHV as received	kcal/kg	6080
Moisture as received	%	7,4
Intrinsic moisture	%	3,2
Ash as received	%	13,6
Volatile matter as recei-	%	24,6
Fixed carbon	%	54,4
Sulphur as received	%	0,61
Hydrogen as received	%	3,63
Carbon as received	%	65,93
Nitrogen as received	%	1,58
Chlorine dry basis	%	0,05
Fluorine dry basis	ppm	
Ash analysis (% weight)		
SiO ₂	%	47,71
TiO ₂	%	1,66
Al ₂ O ₃	%	30,35
CaO	%	8,64
MgO	%	2,16
Na ₂ O	%	0,12
K ₂ O	%	0,55
P ₂ O ₅	%	1,67
Mn ₃ O ₄	%	0,099
SO ₃	%	2,28
Cr ₂ O ₃	%	
Fe ₂ O ₃	%	3,9
		0,861

TBK 12

Die Elementaranalysen und die Aschezusammensetzungen der TBK12 sind in den folgenden Tabellen

Tabelle 1.2 und Tabelle 1.3 dargestellt.

Tabelle 1.2: Kohleanalysedaten TBK12

Brennstoff		TBK12
Heizwert	kJ/kg	19,69
Wasser	%	12
Asche	%	10,42
Kohlenstoff	%	52,77
Wasserstoff	%	3,81
Stickstoff	%	0,6
Sauerstoff	%	18,64
Schwefel	%	1,6
fl. Bestandteile	% _{roh}	44,13
Erweichungstemperatur	°C	1160
Fließtemperatur	°C	1250
Asche- Emissivität	-	0,68

Tabelle 1.3: Ascheanalyse TBK12

Komponente	Gew. Anteil	
Fe ₂ O ₃	%	15
Na ₂ O	%	0,2
K ₂ O	%	0,6
SiO ₂	%	34
CaO	%	17
MgO	%	5
Al ₂ O ₃	%	8
TiO ₂	%	0,4
SO ₃	%	18

2 Feuerungssystem

Schmelzkammerfeuerung, Allgemeines

Mit dem Begriff **Feuerung** wird der Ort bezeichnet, an dem die bestimmungsgemäßen Vorgänge und Reaktionen zur Energiewandlung durch Oxidation von Brennstoffprodukten eingeleitet und durchgeführt werden. Dieser Ort wird auch als Feuerraum bezeichnet. Aggregate und Komponenten wie Brenner, Zündeinrichtungen, Kohlebunker, Zuteiler und Mühlen, Entschungseinrichtungen, Gebläse, Luftvorwärmer sowie Brennstoff-, Luft- und Rauchgasleitungen sind Untersysteme, die, zusammen mit der Feuerung, die Feuerungsanlage bilden.

Eine Schmelzkammerfeuerung ist dadurch gekennzeichnet, dass im Feuerraum Temperaturen deutlich oberhalb der Aschefließtemperatur herrschen und die bei der Verbrennung entstehende Schlacke flüssig abgezogen wird. Die spezielle Bauform der Doppel U-Kammer Schmelzfeuerung wird im nachfolgenden Kapitel näher erläutert; sie ermöglicht die Verfeuerung eines breiten Brennstoffbandes vom Anthrazit bis hin zur Trockenbraunkohle und erlaubt große Blockleistungen.

Die Aufgabe der hier beschriebenen Kohlenstaubfeuerungsanlage besteht darin, durch Verbrennung von Brennstoff die notwendige Wärmeenergie zur Erzeugung des Dampfstromes bereitzustellen, der dann für den Betrieb von Dampfturbine und Generator Verwendung findet.

Im Vordergrund stehen dabei alle technischen und wirtschaftlichen Belange einer modernen Feuerungsanlage. Insbesondere sind die umwelttechnischen Anforderungen zu erfüllen, wobei eine Minimierung der Schadstoff-Emissionen aus der Verbrennung angestrebt wird.

Brennstoffflexibilität

Schmelzkammerfeuerungen bieten bezüglich der Brennstoffqualität sehr große Flexibilität und bieten unter Anderem folgende Vorteile:

- Ein sehr breites Kohleband ist einsetzbar
- Die Schmelzkammerfeuerung ist sehr gut geeignet für hoch aschehaltige Kohlen
- niedrige Schmelzpunkte sind im Gegensatz zu Trockenfeuerung (TF) erwünscht
- hohe Alkalienghalte sind unkritischer
- Verschlackung, z.B. auch durch Oxyfuel induzierte karbonatische Anbackungen, sind nicht problematisch sondern erwünscht
- Schmelzkammergranulat ist sehr gut verwertbar

Ascheverwertung des Granulates

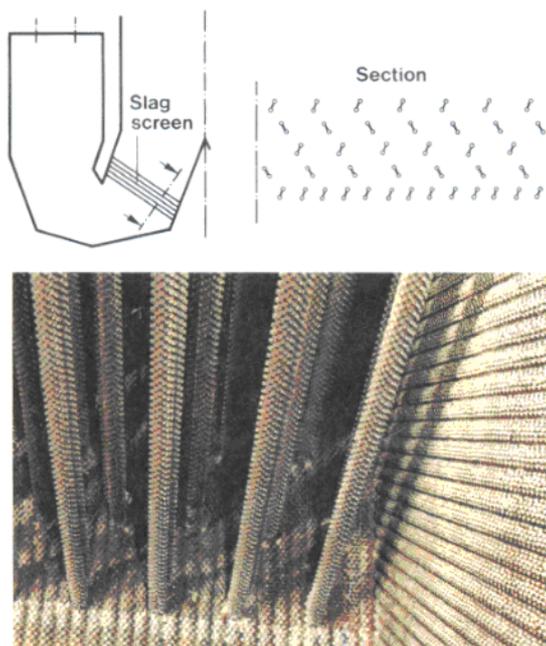
- Straßenbau
- Filter, Drainagesysteme, Fundamente von Dämmen, Sportplätzen etc.
- Füllmaterial (Brücken etc.)
- Betonherstellung, Bausteine, Strahlmaterial zur Oberflächenbehandlung
- Streumaterial für Schnee und Eis

Weitere Charakteristika des Granulates:

- Korngröße 0 – 10mm, flockig, scharfkantig
- Grosse Härte, hohe Druckfestigkeit
- Chemisch neutral, umweltverträglich, nicht wasserlöslich, nicht Silikose erzeugend
- Lückengrad ca. 40%, gute Wasserdurchlässigkeit

Besonderheiten der Schmelzkammerfeuerung

Neben dem bereits erwähnten, gewollten Schlackefluss in der Schmelzkammer zählt der Fangrost zu deren Besonderheiten. Diese Komponente ist nur in Schmelzkammerfeuerungen zu finden



Der Fangrost besteht aus bestifteten und bestampften, in den Wasser- / Dampf-Kreislauf eingebundenen Rohren. Er hat vor allem die Aufgabe, die Asche wie ein Tropfenabscheider zurückzuhalten, überdies aber das Rauchgas nach Verlassen der Primärkammer zu kühlen und nur noch weitgehend feste Partikel in die Sekundärkammer gelangen zu lassen, vgl. auch Abbildung 2.1, und schließt direkt an die so genannte Primärkammer an. Zusätzlich dient er zur Durchmischung und Vergleichmäßigung der Rauchgase.

Abbildung 2.1: Fangrost, schematisch

Vor- und Nachteile des Schmelzkammerkonzepts

Über die in Kapitel 0 hinaus erwähnten Punkte sind zu nennen:

- Solange Schmelzfluss erreicht wird, ist die exakte Einhaltung eines bestimmten O₂-Gehaltes nicht notwendig → auch flexiblere Teillasten im Oxyfuel- Betrieb möglich
- E-Filter wird durch höhere Primäreinbindung und Asche- Rezirkulation kleiner
- kein Trichter nötig, geringere Bauhöhe vorteilhaft
- die Ausmahlung kann deutlich gröber als bei TF sein
- erprobte Technologie (> 200 Kessel seit 1932 gebaut, größter DE 750 ME el.)
- geeignete Ausmauerungen schützen die Brennkammer auch langfristig gegen Korrosion
- Heutzutage NO_x- Emissionen wie TF
- Kesselwirkungsgrad vergleichbar zur TF, vgl. Kapitel 0
- Verfügbarkeit etwa gleich wie bei TF
- niedrige Teillasten sind möglich, abhängig von Ascheeigenschaften und Geometrie
- wegen guter Zündbedingungen kann im Gegensatz zur TF auf Öl-Zündunterstützung verzichtet werden
- Investitionskosten etwas höher als bei TF (ca. 10% höher, Stand 2000 inkl. Asche-Rezirkulation)
- Laständerungsgeschwindigkeiten im oberen Lastbereich wie TF, allerdings dauert es wegen der thermischen Trägheit länger, bis der stationäre Zustand erreicht wird.
- Bei Laststeigerung nach längeren Schwachlastzeiten ist zu beachten, dass ein erhöhter Schlackefluss eintritt → ausreichende Entascherleistung beachten

Randbedingungen der Schmelzkammer Modellierung

Grundlagen der Modellierung

Aufgabe der feuerungstechnischen Modellierung ist die feuerungstechnische Simulation des Feuerraumes. Die Feuerraummodellierung erfolgt unter Berücksichtigung der vorgegebenen Randbedingungen. Diese lassen sich unterteilen in solche, die aus dem Schmelzkammerbetrieb abgeleitet werden können und jene, die sich aus der Verbrennung mit Sauerstoff und rezirkuliertem Rauchgas ergeben.

Ziel der feuerungstechnischen Modellierung ist die Auslegung einer Feuerraumgeometrie, die sämtliche verfahrenstechnischen Modellierungsbedingungen erfüllt. Diese Feuerraumgeometrie ist die Haupteingangsgröße in die wärmetechnische Modellierung; für diese sollen dann die Heizflächen mit dem wärmetechnischen Modellierungstool simuliert werden.

Das feuerungstechnische Modellierungstool basiert auf einer zweidimensionalen Verbrennungssimulation. Dazu wird die vorgegebene Geometrie des Feuerraumes bis zum Eintritt in die Berührungsheizflächen in mehr als 25 Zonen unterteilt. Die Größe und Anzahl der Zonen wird programmintern festgelegt und hängt von der vorgegebenen Geometrie ab. Für die einzelnen Zonen werden innerhalb des Programms u. A. folgende Größen berechnet:

- Ausbrand und Emissionen,
- Rauchgastemperaturen und -geschwindigkeiten,
- die Viskosität der im Rauchgas mitgeführten Feststoffpartikel,
- sowie die Wärmeübertragung an die Wände.

Diese werden in Abhängigkeit vom Ausbrandweg dargestellt.

Die Vorgaben und Randbedingungen für die Auslegung des Dampferzeugers mit Schmelzkammerfeuerung sind in der folgenden Tabelle aufgeführt.

Tabelle 2.1: Randbedingungen der beiden Dampferzeuger

	Steinkohle "Kleinkopje"	Trockenbraunkohle TBK12 "Lausitzer Braunkohle"
Dampferzeuger Leistung	1100 MW _{el}	1100 MW _{el}
Hochdruckteil		
Dampftemperatur	600 °C	600 °C
Dampfdruck	285 bar	285 bar
Mitteldruckteil		
Dampftemperatur	620 °C	620 °C
Dampfdruck	61 bar	61 bar
Brennstoff		
Erweichungstemperatur	1340 °C	1160 °C
Fließtemperatur	1410°C	1250°C
Heizwert (roh)	24,256 MJ/kg	19,69 MJ/kg
Wasser gesamt	7,4 wt. %	12 wt. %
Asche (roh)	13,6 wt. %	10,42 wt. %
Flüchtige Bestandteile (roh)	24,6 wt. %	44,13 wt. %
Kohlenstoff (roh)	65,931 wt. %	57,3 wt. %
Feuerraumendtemperatur	1300 °C	1100 °C
Brennertyp	Drall-Stufen-Brenner (DS-Brenner)	
Luftzahl am Brenner	n = 0,925	n = 0,925
Luftzahl Ende Feuerraum	n = 1,15	n = 1,15
NOx-Emissionen	< 500 mg/m ³	< 500 mg/m ³
Rauchgasgeschwindigkeit (Feuerraum)	10 – 13 m/s	8 - 9 m/s

Modellierungsbedingungen durch Schmelzbetriebsanforderungen

Die Modellierungsbedingungen werden durch die Anforderungen des Schmelzkammerbetriebs vorgegeben, d.h. dadurch, dass die Temperaturen im Feuerraum so eingestellt sein müssen, dass die Schlacke flüssig an den Wänden abläuft und sich im flüssigen Zustand abziehen lässt. Die Temperaturverteilung im Feuerraum wird größtenteils von der Feuerraumgeometrie be-

stimmt, letztere ist auch der Hauptparameter, um die gewünschten Temperaturen zu erreichen. Die Temperaturen werden durch die Viskositäten der Schlacke an der Wand bewertet. Die Viskosität an der Wand ist die Viskosität, die sich durch die Temperatur auf der zu den Flammen gerichtete Oberfläche der flüssigen Schlackeschicht einstellt. Im Folgenden wird diese Wandviskosität genannt.

Kesselbauweise

Die Schmelzkammer sollte, wie zuvor erwähnt, aufgrund der hohen Leistungsklasse von 1100 MW_{el} ein Zweikammerkessel in U-Form sein.

Viskosität des flüssigen Schlackefilms

Die Wandviskosität sollte sich, auch in Teillastfällen, in einem Bereich bewegen in dem die Schlackekonsistenz honigähnlich ist; dies ist abhängig vom Brennstoff.

Der Feuerraumbereich, innerhalb dessen die vorgegebenen Wandviskositäten eingehalten werden müssen ist der Bereich der Primärkammer bis zum Fangrost. Hinter dem Fangrost sollte die Schlacke möglichst fest vorliegen.

Die obere Zähigkeitsgrenze ist kritisch, da bei zu hoher Viskosität die Schlacke nicht mehr abfließen kann und bei fortwährendem Betrieb der Kessel mit fester Schlacke zuwächst. Die untere Grenze ergibt sich aus dem Schutz der Wände vor zu hohen Temperaturen. Eine Schicht fester Schlacke oberhalb der Bestiftung und Bestampfung, auf dem die flüssige Schlacke abläuft, ist erwünscht. Diese feste Schlackeschicht schmilzt bei zu hohen Temperaturen und damit zu niedrigeren Viskositäten auf. Der feste Schlackebelag schützt die Wände durch seine Wärmeisolierende Wirkung und bewirkt eine gewisse Selbstregelung der Wärmestromdichte.

NO_x

Schmelzkammerfeuerungen hatten in der Vergangenheit erheblich höhere NO_x-Werte als konventionell trocken entaschte Kessel. Die ersten Schmelzkammerfeuerungen wiesen NO_x-Emissionen über 2.000 mg/m³ i.N. auf.

Die höheren NO_x-Werte sind durch die wesentlich höheren Temperaturen bedingt, die in einem Schmelzkammerkessel vorherrschen. Letztere fördern die Bildung von thermischen NO_x.

Das war in der Vergangenheit ein signifikanter Nachteil von Schmelzkammerfeuerungen und einer der wesentlichen Gründe, warum Schmelzkammerfeuerungen in Deutschland seit der Inbetriebnahme des Kessels Ibbenbüren 1985 nicht mehr gebaut wurden.

Durch Technologieverbesserungen konnten bei neueren Anlagen, die von HPE in der Volksrepublik China gebaut wurden, NO_x-Werte unterhalb von 500 mg/m³ i.N. erreicht werden.

Eine Reduzierung der NO_x-Emissionen ist wünschenswert und lässt sich durch Luftstufung im Feuerraum, d.h. Einbau eines Oberluftsystems, erreichen. Dabei ist die Schaffung einer NO_x-reduzierenden Atmosphäre wichtig. Dies lässt sich durch eine unterstöchiometrische Fahrweise der Brenner erreichen. Der Restausbrand des Brennstoffes wird durch die Sauerstoffzufuhr in Form von OFA (Abk. für Over Fire Air) sichergestellt. Bei der unterstöchiometrischen Verbrennung wird bereits gebildetes NO_x durch freie Radikale und Amine zu N₂ reduziert; dies gilt sowohl für Brennstoff-NO_x als auch für thermisches und rezirkuliertes NO_x.

Der Reduktionsprozess kommt unter oxidierenden Bedingungen, d.h. Stöchiometrien oberhalb von 1.0, zum Erliegen. Daher wird die Bildung von thermischem NO_x von den Feuerraumbedingungen, speziell Temperatur, O_2 -Gehalt im Rauchgas und Verweilzeit nach OFA, bestimmt und das NO_x -Niveau am Feuerraumende beeinflusst.

Hierfür wird für Steinkohle ein Auslegungswert unterhalb von 500 mg/m^3 i.N. angestrebt. Das Auslegungskriterium mit der höchsten Priorität ist die Einhaltung der vorgegebenen Wandviskositäten. Die Wandviskositäten können im Luft-Betrieb nicht korrigiert werden.

Modellierungsbedingungen durch Oxyfuel- Verbrennung

Verbrennungsgas

Die Oxyfuel- Verbrennung ist bestimmt durch die Verbrennung mit Sauerstoff und rezirkuliertem Rauchgas in weitgehend stickstofffreier Atmosphäre. Aus Literaturangaben lässt sich ableiten, dass sich mit einem Sauerstoffgehalt zwischen 27 vol. % und 35 vol. % ähnliche Wärmeübertragungsverhältnisse durch Strahlung zur Luftverbrennung ergeben.

Für die Modellierung der Schmelzkammerfeuerung wird ein Sauerstoffgehalt von 30 vol. % vorgesehen. Der Sauerstoffmassenstrom, der insgesamt zugeführt werden muss, wird aus dem zugeführten Kohlemassenstrom berechnet.

Die Zusammensetzung des Verbrennungsgases ist in Tabelle 2.2 gegeben. Die Zusammensetzung des Verbrennungsgases ergibt sich aus den verfahrenstechnischen Berechnungen des Rauchgaskreislaufes.

Tabelle 2.2: Verbrennungsgaszusammensetzung in Vol. % feucht

	O_2	CO_2	N_2	H_2O	Ar
Steinkohle	30,00	44,53	6,58	18,15	0,74
TBK12	30,00	40,03	7,32	21,71	0,94

Ausbrand

Der Anteil des Unverbranntem im Flugstaub darf maximal 5 Gew. % betragen, um die Asche verwerten zu können. Das Unverbrannte im Flugstaub berechnet sich aus dem Verhältnis von Restkohlenstoff zu der Summe aus Restkohlenstoff und Asche.

Da in Schmelzfeuerungen in der Regel eine Ascherezirkulation stattfindet, wird der Flugstaub überwiegend eingeschmolzen und findet sich im Granulat wieder.

CO

Die Primärkammer selbst wird unterstöchiometrisch betrieben. Durch den Mangel an Sauerstoff bilden sich erhebliche Mengen an CO, nach der Sauerstoffzugabe durch die Oberlufteindüsung oxidiert das CO vollständig zu CO_2 .

Rauchgasgeschwindigkeit

Für den steinkohlegefeuerten Kessel werden hier Rauchgasgeschwindigkeiten von ca. 10 – 13 m/s zugrunde gelegt. Höhere Geschwindigkeiten verstärken die erosive Beanspruchung der Bündelheizflächen im Konvektivteil des Kessels durch im Rauchgas mitgetragene Festkörperpartikel.

Niedrige Geschwindigkeiten verschlechtern die Wärmeübertragung im Konvektivbereich.

Bei Kohlen mit höheren Aschegehalten, deren Rauchgas einen größeren Anteil an Festkörperpartikeln aufweist, wie bei TBK, werden die Geschwindigkeiten mit 8-9 m/s niedriger angesetzt.

Durch den Betrieb der Schmelzkammerfeuerung wird ein größerer Teil der Asche bereits in der Schlacke eingebunden, so dass der Gehalt an Feststoffpartikeln im Rauchgas tendenziell niedriger ist als bei trocken entaschten Kesseln.

Die gewünschte Rauchgasgeschwindigkeit wird durch Variation des horizontalen Querschnitts des Rauchgaskanals erreicht. Die Kesselbreite wird bei der Dimensionierung der Primärkammer vorgegeben. Zur Einhaltung der Rauchgasgeschwindigkeit kann daher nur noch die Sekundärkammertiefe variiert werden.

Sauerstoffüberschuss

Der Vorteil eines geringen Sauerstoffüberschusses liegt in der höheren Reinheit des Rauchgases nach der Verbrennung. Ein Sauerstoffüberschuss unterhalb von 15 % ist branchenunüblich und aus Herstellersicht aus folgenden Gründen nicht zu empfehlen:

- Die Verbrennung ist ein mischungs- bzw. diffusionskontrollierter Prozess. Ein zu geringer Sauerstoffüberschuss führt zu einem unvollständigen Ausbrand des Brennstoffes.
- Ein höherer Sauerstoffüberschuss führt zu größeren Rauchgasmassenströmen. Dies erfordert eine Vergrößerung der Rauchgaskanalquerschnitte und größerer Dimensionierung des Rauchgasgebläses sowie der Rauchgasreinigungsanlagen und damit zu höheren Investitionskosten.
- Die NO_x -Produktion wird durch hohe Sauerstoffüberschüsse begünstigt.

Ein Sauerstoffüberschuss von 15 % wird als Kompromiss zwischen möglichst kleiner Verunreinigung und gleichzeitig vollständigem Ausbrand gewählt.

Auslegung der Schmelzkammerfeuerung

Schmelzkammer - Allgemein

Im Rahmen des Verbundforschungsvorhabens ADECOS wird ein Benson Zwangsdurchlaufkessel mit einer Leistung von 1100MWel untersucht.

Die gewählte Bauform der HPE Doppel U-Kammer ist sowohl für die Verbrennung von Stein-, als auch von Trockenbraunkohle geeignet. Charakteristisch für diese Bauform sind die auf der Kammerdecke angeordneten Brenner und eine U-förmige Flammenkontur, siehe Abbildung 2.2.

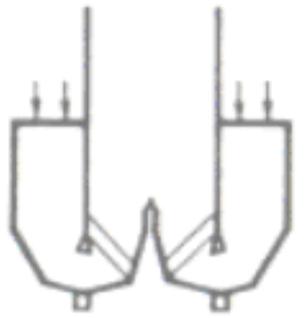


Abbildung 2.2: Doppel U-Kammer Feuerung

Die Verbrennung findet hauptsächlich in den beiden Primärkammern statt.

An die jeweilige Primärkammer schließt der Fangrost an, welcher vor allem die Aufgabe hat, die Asche wie ein Tropfenabscheider zurückzuhalten, überdies aber das Rauchgas nach Verlassen der Primärkammer zu kühlen und nur noch weitgehend feste Partikel in die Sekundärkammer gelangen zu lassen, vgl. Abbildung 2.1.

In der Sekundärkammer findet eine Nachverbrennung statt.

Bei der Schmelzkammerfeuerung werden die Temperaturen im Feuerraum deutlich oberhalb der Aschefließtemperatur gehalten. Die Schlacke fließt an den Wänden herab und wird flüssig abgezogen. In einem Wasserbad wird die Schlacke abgeschreckt. Es entsteht ein weiterverwertbares Granulat.

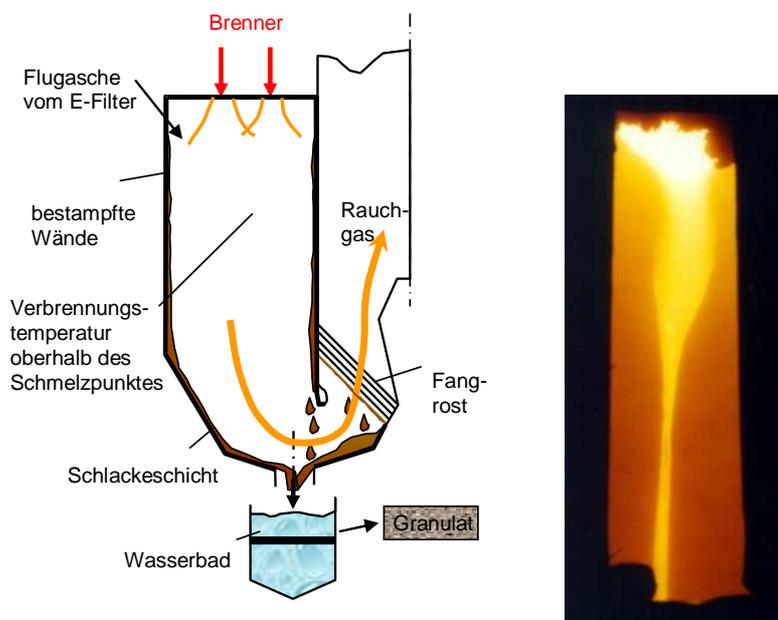


Abbildung 2.3: Prinzip der Schmelzfeuerung in U-Form

Die im E-Filter abgeschiedene Asche kann wieder in die Primärkammer zurückgeführt werden, wo sie in der Schlacke eingebunden wird. Um hohe Feuerraumtemperaturen zu erreichen, werden die Wände mit Bestiftung und Bestampfung ausgekleidet und wärmeisoliert. Die Bestiftung und Bestampfung besteht aus aufgeschweißten Stiften, zwischen denen eine keramische Masse aufgebracht wird.

Bestiftung und Bestampfung

Die Schmelzkammer ist bis zur Sekundärkammer mit einer Bestiftung und Bestampfung ausgekleidet.

Diese Auskleidung hat folgende Vorteile:

- Wärmeisolierung zur Temperaturerhöhung im Feuerraum
- Schutz der Membranwände vor Korrosion

Die Bestiftung und Bestampfung besteht aus Stiften, die auf die Membranwände aufgeschweißt werden und deren Zwischenräume mit SiC verkleidet werden. Das Stiftmaterial ist zunderbeständiges Sicromal. Die gesamte Auskleidung sollte möglichst gasdicht sein, nur so sind die Rohrwände vor Korrosion geschützt.

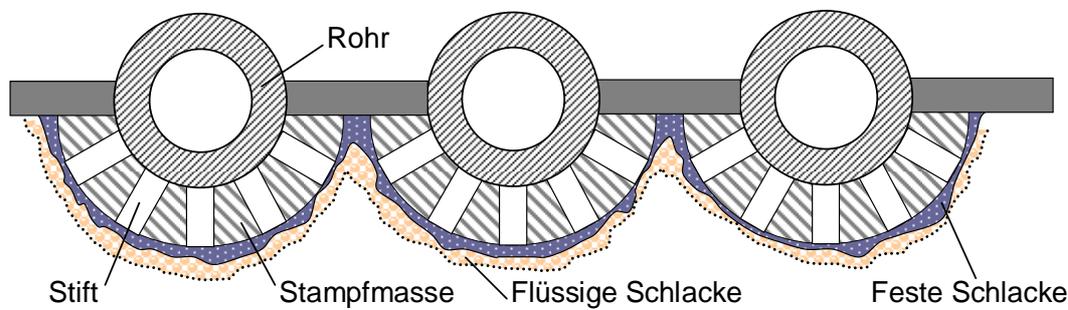


Abbildung 2.4: Bestiftung und Bestampfung mit flüssiger und fester Schlackeschicht

Die flüssige Schlacke auf der Bestiftung und Bestampfung wird von der Rohrseite her gekühlt und wird fest. Dadurch bildet sich im Gleichgewicht direkt oberhalb der Bestiftung und Bestampfung eine feste Schlackenschicht aus, auf der die flüssige Schlacke abfließt, siehe Abbildung 2.3. Die Oberfläche der Schlackeschicht wird überwiegend durch Feuerraumstrahlung beheizt. Bei zu hohen Temperaturen schmilzt die gesamte Schlackeschicht auf, bei zu niedrigen Temperaturen wird die flüssige Schlacke fest.

Festlegung der Feuerraumendtemperatur

Für die Verfeuerung der südafrikanischen Steinkohle Kleinkopje wurde eine Feuerraumendtemperatur von 1.300 °C gewählt. Dieser Wert liegt ca. 40 K unter der Ascheerweichungstemperatur in reduzierender Atmosphäre, vgl. Kapitel 0, und bietet damit ausreichende Sicherheit zur Vermeidung von Heizflächenverschlackung.

Die Trockenbraunkohle erfordert auf Grund der niedrigeren Erweichungstemperatur von 1160°C, vgl. Kapitel 0, eine niedrigere Temperatur am Feuerraumende; diese wurde zu 1100°C fixiert.

Luftzahl in der Feuerung

Die Luftzahlen wurden entsprechend folgender Tabelle gewählt:

Tabelle 2.3: Luftzahlen

	Steinkohle "Kleinkopje"	Trockenbraunkohle TBK12 "Lausitzer Braunkohle"
Luftzahl am Brenner	n = 0,925	n = 0,925
Luftzahl Ende Feuerraum	n = 1,15	n = 1,15

Dadurch wird, vgl. Kapitel 0, die thermische NO_x-Bildung minimiert und ein weitgehender Ausbrand sichergestellt.

Hauptabmessungen der Brennkammer

Die Hauptabmessungen sind der nachfolgenden Abbildung 2.5 zu entnehmen. Um einen anschaulichen Vergleich zu geben, wurde im linken Teil der Skizze die Geometrie für die TBK-Feuerung dargestellt und im Rechten die Geometrie der Steinkohlefeuerung.

Auffälligstes Unterscheidungsmerkmal der beiden Feuerungen ist die unterschiedliche Höhe des Strahlungszuges, welche den Feuerraumtemperaturen von 1300°C zw. 1100°C Rechnung trägt.

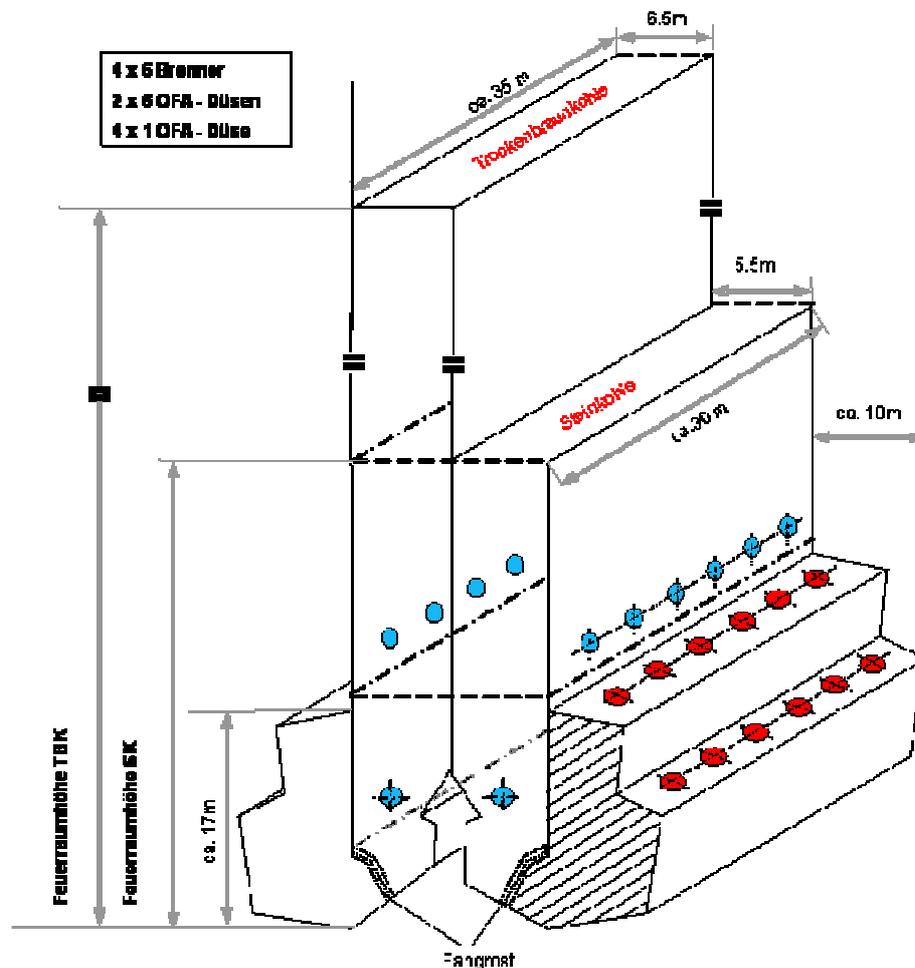


Abbildung 2.5: Hauptabmessungen der Brennkammer

Das Feuerungskonzept beinhaltet einen gestuften Verbrennungsablauf, wodurch die in der Brennerzone freigesetzte Energie optimal zur Zündunterstützung genutzt wird. Um dies zu bewerkstelligen, ist die Feuerung mit 24 DS-Brennern und 16 Oberluftdüsen ausgerüstet.

Jeweils sechs DS-Brenner sind in vier Ebenen angeordnet. Jeder Ebene ist eine Mühle vom Typ MPS 245 zugeordnet. Jede Mühle ist mit einem Drehsichter versehen, an den die jeweils sechs Staubleitungen der zugehörigen Brennebene angeschlossen sind. Von hieraus werden die Brenner mit Kohlenstaub versorgt.

Die Kohlenstaubfeuerung ist so ausgelegt, dass die volle Dampferzeugerleistung im 4- Mühlenbetrieb erreicht wird. Die thermische Nennleistung jedes DS-Brenners bezogen auf die eingebrachte Brennstoffwärme beträgt bei 100 % Brennerleistung 96,6 MW bei der Steinkohlevariante und 97,9 MW bei der Trockenbraunkohlevariante.

Jeder Brenner ist mit einer Ölzündbrennerlanze ausgerüstet, die zentrisch im Kernluftrohr angeordnet ist. Zum Start einer Kohlebrennebene sind die entsprechenden Ölbrenner dieser Ebene in Betrieb zu nehmen.

Brenner

Zu den Hauptkomponenten jeder Feuerung gehören die Brenner. Bei den so genannten DS-Brennern (Drall-Stufen-Brenner) handelt es sich um NO_x- arme Brenner mit integrierter Öl- brennerlanze.

Dieser Brenner soll sowohl in Luft- als auch in Oxyfuel- Fahrweise für Trockenbraunkohle- und Steinkohle- Schmelzkammerfeuerungen verwendet werden.

Die Randbedingungen für den Traggasmassenstrom werden durch die Mahlanlage definiert.

Der prinzipielle Brenneraufbau kann der Abbildung 2.6 entnommen werden.

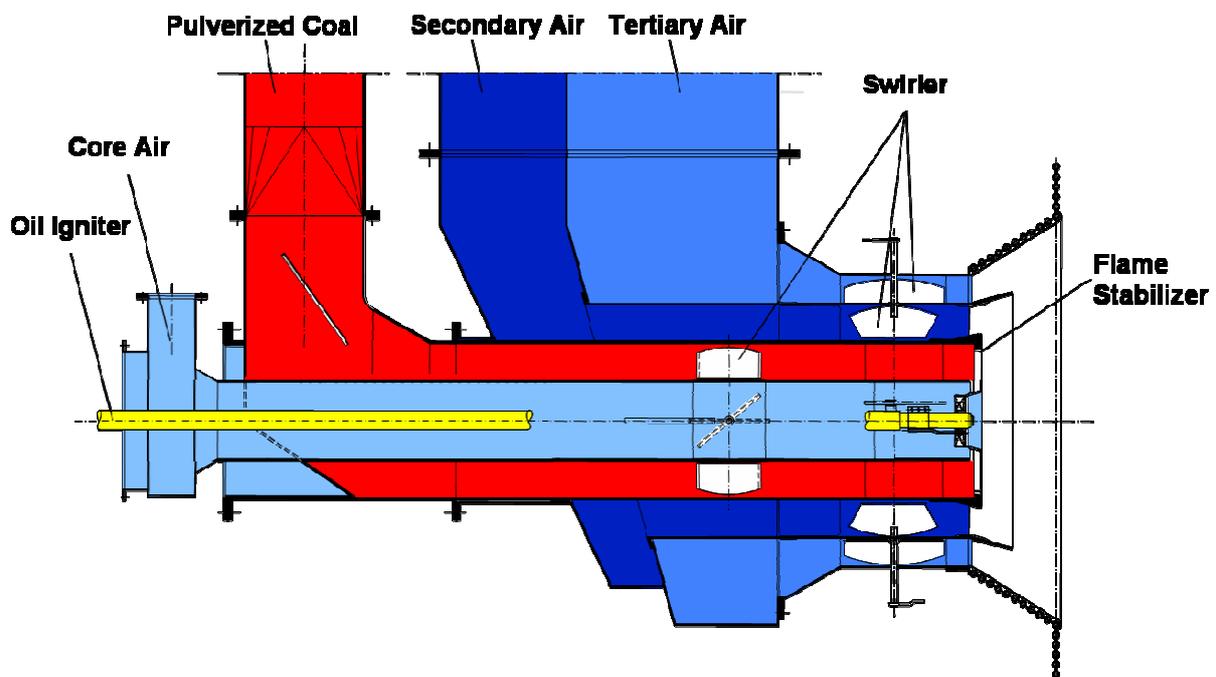


Abbildung 2.6: DS-Brenner

Die Brenner haben einen konzentrischen Aufbau und bestehen aus folgenden Hauptkomponenten:

- dem Kernluftrohr mit eingebauter Ölbrennerlanze (Luftzerstäuber) und elektrischer Zündeinrichtung
- dem Staubrohr bzw. Primärluftrohr
- dem Sekundärluftrohr
- dem Tertiärluftrohr
- der Sekundärluftkehle mit integriertem Flammenstabilisator
- der Tertiärluft-Abweiskehle sowie Brenner-Hauptkehle
- den Drallvorrichtungen: primär, sekundär und tertiär

Ölfeuerung

Jeder der 24 DS-Brenner ist mit einem zentralen Ölbrenner bestückt, der als Zünd- und Stützbrenner betrieben wird.

Das Heizöl wird mit einer Heizöllanze, die konzentrisch im Kohlenstaubbrenner angeordnet ist, dem Feuerraum zugeführt. Die Heizöllanze wird mittels pneumatischer Zylinder für den Betrieb zum Feuerraum hin verfahren und für die Außerbetriebnahme zurückgezogen. Jeder Brenner ist mit zwei Flammenwächtern ausgerüstet, davon wird das Signal des UV-Wächters zur Überwachung des Ölfeuers genutzt.

Die Zündung des Brenners erfolgt mittels eines elektrischen Zünders. Der Zünder wird für den Betrieb zum Feuerraum hin verfahren und für die Außerbetriebnahme mittels pneumatischer Zylinder zurückgezogen.

Die erforderliche stöchiometrische Verbrennungsluftmenge zur Verbrennung des Heizöls wird aus dem gemessenen Ölstrom der entsprechenden Ebene und der Anzahl der in Betrieb befindlichen Ölbrenner bestimmt.

Feuerungsschema für Oxyfuel- Prozess

Steinkohle - Variante

Bei der Oxyfuel- Verbrennung wird dem Verbrennungsprozess nahezu reiner Sauerstoff zugeführt, der in einer Luftzerlegungsanlage gewonnen und dem rezirkulierten Rauchgas zugemischt wird. Dieses Verbrennungsgasgemisch wird sowohl über die Brenner als auch über die Seitenwand- und Oberluftdüsen dem Kessel zugeführt.

Das rezirkulierte Rauchgas besteht hauptsächlich aus CO_2 . Weitere zu berücksichtigende Komponenten sind H_2O , O_2 , N_2 und Ar, deren Anteile von verschiedenen Parametern abhängig sind.

Die Sauerstoffreinheit der Luftzerlegung beeinflusst den N_2 - und Ar-Anteil im Rauchgas, die Stöchiometrie und die Falschluffmenge gibt den O_2 -Gehalt im Rauchgas nach der Verbrennung vor. Der Wassergehalt im Rauchgas nach der Verbrennung hängt vom Wasserstoff- und Wassergehalt der Kohle sowie von der Feuchte und Menge des rezirkulierten Rauchgases ab.

Um Gebläse und nachgeschaltete Anlagenkomponenten zu schonen, wird eine Rauchgasrückführung nach REA und Kondensator bevorzugt.

Der CO₂-Gehalt im Rauchgas nach der so gestalteten Oxyfuel- Verbrennung und vor der CO₂-Reinigung beträgt je nach Reinheit des zugeführten Sauerstoffs, Sauerstoffüberschuss, Kohlezusammensetzung etc. über 80 Gew. - %.

Die Rauchgasführung des zweisträngig ausgeführten Kanalsystems ist im folgenden Feuerungsschema, Abbildung 2.7, dargestellt.

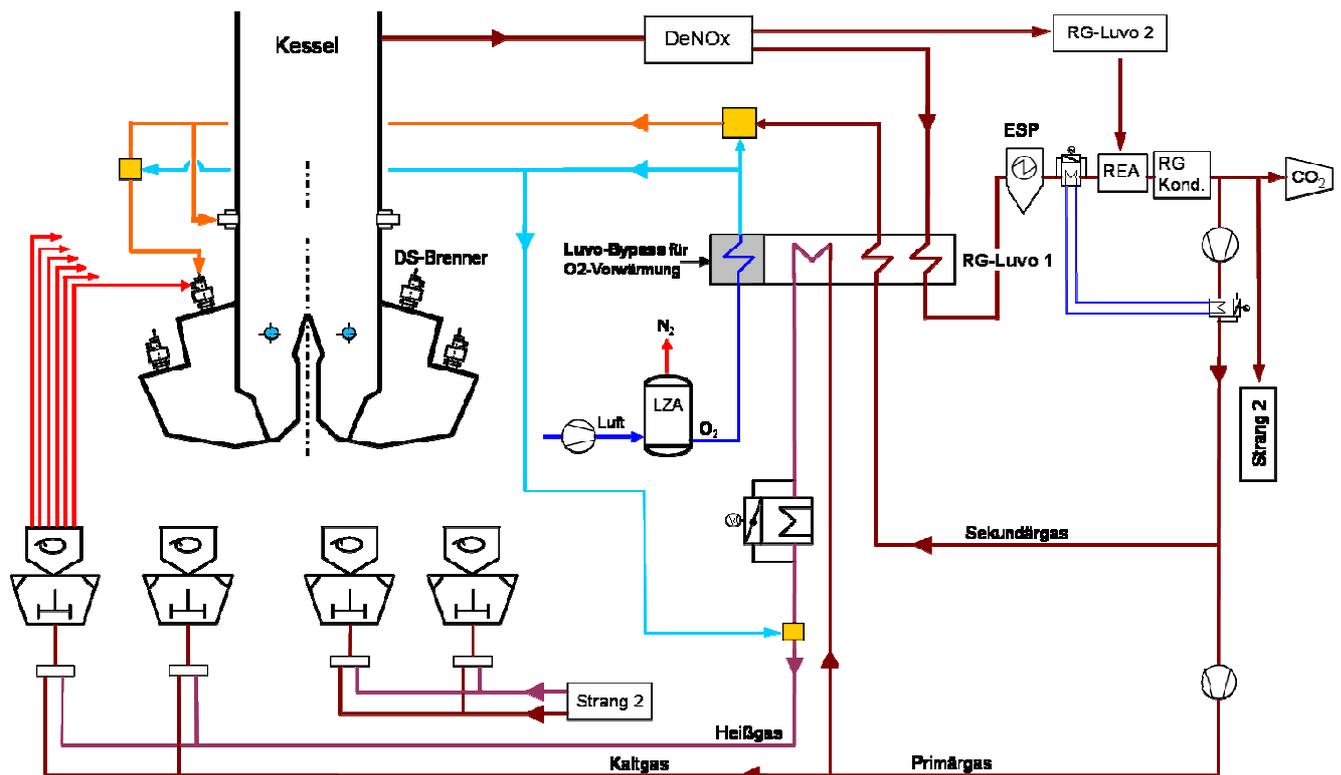


Abbildung 2.7: Feuerungsschema Schmelzkammer für Steinkohle

Das Verbrennungsluft-System wird analog zum Rauchgas-System im Luft- und Oxyfuel- Betrieb zweisträngig betrieben. Im Sonderfall (z.B. Ausfall eines Gebläses) kann die Anlage auch einsträngig (ohne Überkreuzung der Stränge) bis maximal 45 % Kessellast betrieben werden. Dazu werden die entsprechenden Absperrklappen in dem nicht betriebenen Strang geschlossen.

Der gasdichte Stahlblechmantel leitet die Rauchgase vom Dampferzeuger zunächst einsträngig zur DeNOx-Anlage. Hier wird mit Hilfe der Katalysatorbleche die Reduzierung der Stickoxide eingeleitet. Anschließend erfolgt die Aufteilung der Rauchgase in zwei Stränge, wobei der weitere Transport über die Rauchgas- Luvos, die E-Filter und schließlich die Saugzüge zur Rauchgas- Entschwefelungsanlage (REA) erfolgt. Die Rauchgase strömen über die Luvos und je einen zusätzlichen Wärmetauscher, wo durch Wärmeabgabe an die rezirkulierte Rauchgase und dem Sauerstoffmassenstrom eine Abkühlung auf ca. 120 °C bei Vollast erreicht wird. Dieser Wärmetauscher heizt den Sauerstoff von Umgebungstemperatur auf ca. 370 °C auf.

Nach Abkühlung der Rauchgase erfolgt die Entstaubung in je einem Elektrofilter. Die gereinigten Rauchgase gelangen dann über je einen Saugzug weiter in einen Rauchgassammelkanal und werden zur Entschwefelung in die REA geleitet. Im Anschluss an die REA wird ein Rauchgastrockner installiert.

Im Rahmen des Oxyfuel- Betriebes werden die Rauchgase vor der REA im Wärmeverschiebungssystem auf ca. 30 °C abgekühlt, um im Rauchgastrockner dem Rauchgas die Feuchte zu entziehen. Die getrockneten Rezigase werden im zweiten Wärmetauscher wieder auf ca. 55 °C aufgewärmt, da das Rezirkulationsgas bei 30°C noch mit Wasserdampf gesättigt ist, auch wenn ein Grossteil der Feuchtigkeit dem Rauchgas entzogen wurde. Auf diese Weise wird das Auskondensieren des Rest Wasserdampfes in den Rauchgaskanälen vermieden.

Anschließend werden die stark entstaubten und entschwefelten Rauchgase hinter dem Rauchgastrockner abgezweigt und in zwei Rauchgaskanäle für die beiden RG-Luvos aufgeteilt. Bevor das Rezirkulationsgas, das als Verbrennungsgas zum Einsatz kommt, in einem Dampf – Luft/Rauchgas – Vorwärmer und anschließend im RG-Luvo auf ca. 370 °C (Wert bei Vollast) erwärmt wird, wird das zur Trocknung und zum Transport der Kohle erforderliche Primärgas jeweils aus der Rezi- Leitung entnommen.

Dieses Primärgas wird vom Primärluftgebläse angesaugt und über separate Leitungen als Kalt- und Heißgas den vier Kohle-Mühlen zugeführt. Der im RG-Luvo auf ca. 370°C erwärmte Primär – Heißgasanteil wird, je nach Trocknungsbedarf der Kohle, in einem nachgeschalteten Wärmetauscher auf ca. 250°C (bei Kleinkopje- Kohle) zurückgekühlt und anschließend mit Sauerstoff vor Mühleneintritt angereichert. Als Wärmetauschmedium dient dabei eine regelbare Kessel Speisewassermenge. Auf diese Weise kann der Wärmetauschungsgrad des Luft/Rauchgas-Vorwärmers optimal an den Bedarf der gesamten Anlage angepasst werden. Für den Fall, dass ein sehr hoher Wärmebedarf zur Mahltrocknung besteht, wird der Speisewasserstrom reduziert und das Heißgas ungekühlt zu den Mühlen gefördert. Im anderen Extremfall, wenn die Abkühlung des Heißgases über den Wärmetauscher nicht ausreicht, wird wie sonst üblich dem Heißgas ein entsprechender Anteil Kaltgas zugemischt.

Die sekundärseitige Verbrennungsgas wird nach der Erwärmung im RG-Luvo zunächst mit Sauerstoff angereichert und dann über zwei Hauptkanäle zu beiden Seiten des Kessels geführt. Im Bereich der rechten und linken Kesselseitenwand gehen diese Kanäle dann in vertikal abwärts durchströmte Luft/Gas- Verteilkanäle über.

Über Sammelleitungen wird zunächst die gesamte Oberluftmenge (OFA) entnommen. Diese Leitungen versorgen die 6 Oberluft-Düsen auf der Vorder- bzw. Rückwand, die oberhalb der obersten Brennerebene angeordnet sind und die zwei Oberluft-Düsen je auf den beiden Seitenwänden.

Im weiteren Verlauf wird die Verbrennungsgasmenge je Brenner aus den Verteilkanälen entnommen, in der zweiten Mischstation erneut mit Sauerstoff angereichert und anschließend zu den Brennern geführt. Diese zweifache Anreicherung des Rauchgases mit Sauerstoff an zwei verschiedenen Mischstationen bietet den Vorteil, die Oberluftmenge und die Verbrennungsgasmenge am Brenner mit unterschiedlichem Sauerstoffgehalt regeln zu können. Durch diese Ausführung kann das Verbrennungsgas in den Oberluftdüsen sowohl mit 30 Vol %f O₂ – Konzentration, als auch mit reinem Rezirkulationsgas beaufschlagt werden.

Durch die vorgesehene Einzelluftregelung ist die maximale Anpassungsfähigkeit jedes Brenners und jeder Brennerebene an die unterschiedlichsten Belange der Feuerungsanlage gewährleistet.

- Die Verbrennungsluft wird im Wesentlichen (ca. 85 %) über die Brenner der Feuerung zugeführt, und zwar als:
 - Primärluft über die Mühlen
 - Kernluft
 - Sekundärluft, Tertiärluft
- Die Brenner-Luftmengen werden für jeden Brenner einzeln gemessen und geregelt.
- Die Aufteilung der Luft in Sekundär- und Tertiärluft erfolgt über eine manuelle Trimmklappe direkt vor den Brennern.
- Die Kernluft wird vor der Regelklappe abgezweigt.
- Je nach Betriebsart der Brenner (z.B. Kohle- oder Öl-Betrieb) werden die Kernluftklappen gruppenweise gesteuert.
- Vor jedem Brenner ist ein Dreiwegeventil in Kohlenstaubleitung vorgesehen, so dass die Kohlenstaubrohre der abgestellten Brenner mit Kühlluft versorgt werden können.

Trockenbraunkohle - Variante

Das Verbrennungsluft- und Rauchgas- System der Trockenbraunkohle Schmelzkammerfeuerung wird analog zu Steinkohle Schmelzkammerfeuerung im Luft- und Oxyfuel- Betrieb zwei-strängig betrieben.

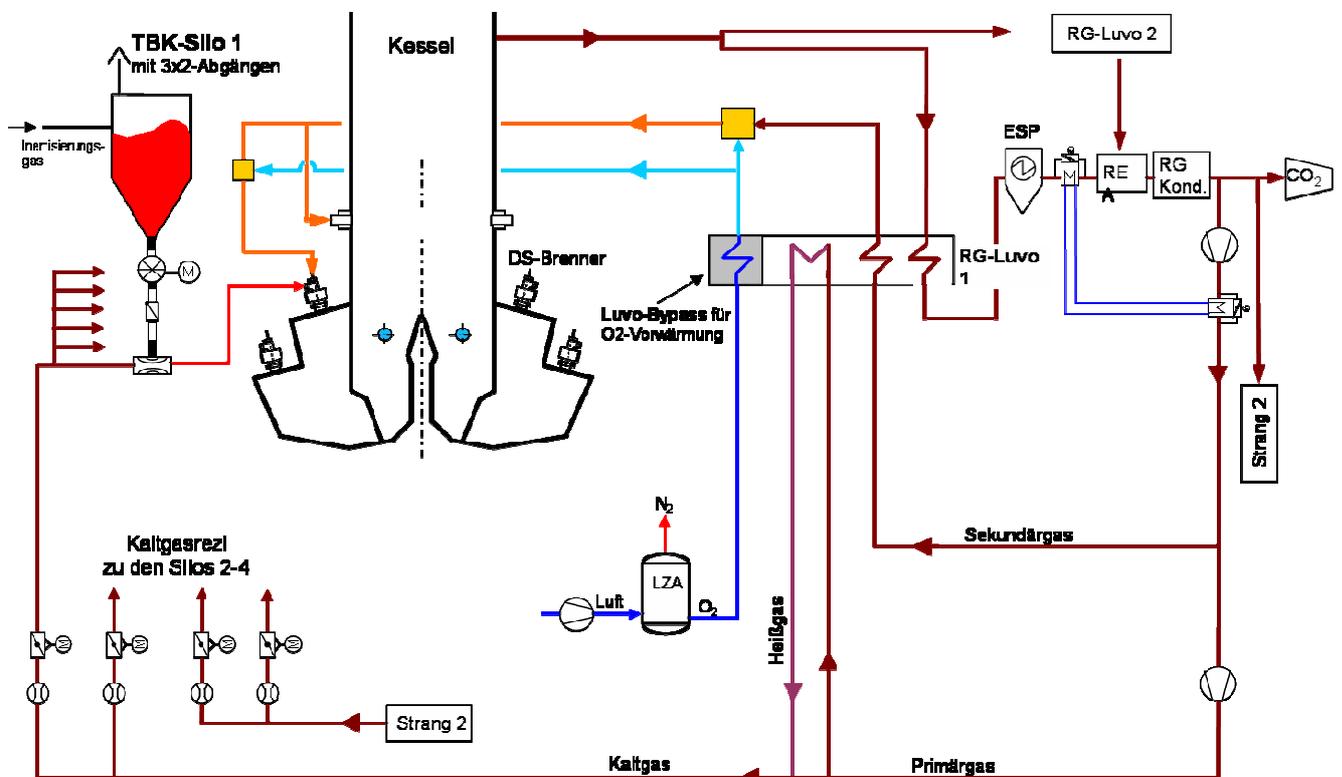


Abbildung 2.8: Feuerungsschema Schmelzkammer für Trockenbraunkohle

Die getrocknete Braunkohle wird, wie auch die Steinkohle, mittels DS-Brennern verfeuert. Der wesentlichste Unterschied dieses Konzeptes zu Steinkohle Schmelzkammerfeuerung ist die Brennstoffaufbereitung/ und -transport. Hier entfallen die Mahlanlage und somit auch der Mühlenluftwärmetauscher. Die Aufbereitung und Transport der getrockneten Braunkohle wird im Kapitel 0 näher erläutert.

Die NO_x-Emissionen bei der Vorgetrockneten Trockenbraunkohlefeuerung liegen unter dem während der Projektzeitraum geltenden Grenzwert von 200 mg/m³ i.N. (s. auch Kapitel 0). Daher kann hier auf ein DeNO_x Katalysator verzichtet werden.

Brennstoff- Aufbereitung und Transport

Steinkohle - Variante

Kohlebunker und Zuteiler

Das interne Bekohlungssystem besteht aus 4 Kohlebunkern und den zugehörigen Zuteilern. Jeder Kohlemühle ist ein separater Kohlebunker zugeordnet.

Jeder Bekohlungsstrang ist identisch gleich und besteht aus den Hauptkomponenten:

- Kohlebunker
- Bunkerabsperrschieber
- Verbindungsschurre zwischen Schieber und Förderer
- Gurtförderer
- Fallschurre zwischen Förderer und Mühle

Die Kohlebunker werden nach steinkohlespezifischen Lager- und Fließverhalten gestaltet. Ausreichend große Querschnitte, steile Bunkerwände und die Trichterauslaufgröße verhindern Brückenbildung und gewährleisten Massenfluss. Der Massenfluss aus den Bunkern sichert auch eine gleichmäßige Kornverteilung des Rohkohlemassenstromes.

Unter jedem Bunkerauslauf befindet sich ein Zuteiler, der die Kohle über ein Band in den Kohlefallschacht der darunter aufgestellten Mühle abwirft. Die vorgesehenen Zuteiler sind mit einem rechteckigen Kohleeinlauf versehen. Dadurch lässt sich eine hinsichtlich Auslaufverhältnisse günstige Bunkerform mit großem Auslaufquerschnitt verwirklichen.

Die Kohle gelangt über den Kohlefallschacht zentral auf den drehenden Mahlteller der Mühle und wird von den ortsfesten Mahlwalzen überrollt und gemahlen.

MPS - Mühle

Für die Aufbereitung der Kohle sind 4 Walzenschüsselmühlen Typ MPS, Größe 245 vorgesehen. Die BHE MPS- Mühle gehört zur Gruppe der „Fremdkraftmühlen“.

Die Mühlen werden im Oxyfuel- Prozess unter veränderten verfahrenstechnischen Bedingungen betrieben. Als Traggas für die Mühlen dient statt Heißluft (Luftbetrieb) das getrocknete Re-

zirkulationsgas. Dieses Rauchgas wird durch den LUVO aufgeheizt und mit Sauerstoff angereichert (siehe auch Kapitel 0), anschließend wird dem Heißgas ein entsprechender Anteil Kaltgas zugemischt und so als Primärgas der Mühle zugeführt, um die gewünschte Sichteremperatur zu realisieren.

Die Dichte des Rauchgases ist deutlich höher als die Dichte der Luft und die dynamische Viskosität des Rauchgases bei 100 °C ist geringer als die dynamische Viskosität der Luft. Deshalb wird im Oxyfuel- Betrieb die Traggasmenge wegen der geringeren Tragfähigkeit der Gasströmung in der Mühle im Vergleich zur Lufttrampe des Luftbetriebs wesentlich angehoben.

Auf Grund des niedrigeren Säuretaupunktes muss die Sichteremperatur der Mühle von 90 °C für den Luftbetrieb auf 110 °C für den Oxyfuel- Betrieb angehoben werden.

Die folgende Abbildung zeigt den Aufbau der MPS Mühle mit Dynamischem Sichter.

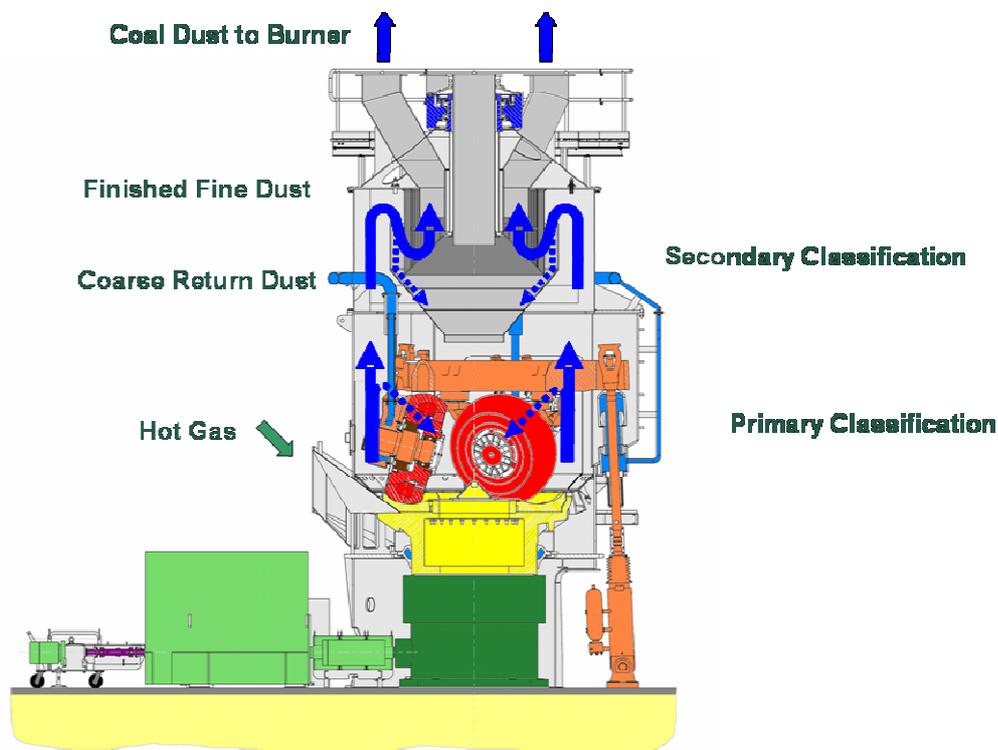


Abbildung 2.9: MPS Mühle mit dynamischem Sichter

Kohlenstaubleitung

Neben der Sichtfunktion übernehmen die Drehsichter auch die Aufgabe den Kohlenstaub auf die anschließenden Staubleitungen gleichmäßig zu verteilen.

Jeder der insgesamt sechs Brenner einer Ebene wird durch eine Kohlenstaubleitung direkt mit der zugehörigen Mahlanlage verbunden. Das Leitungssystem wird so ausgelegt, dass die zum Erreichen eines optimalen Verbrennungsablaufes notwendige Staubverteilung erreicht werden kann.

Basierend auf die Daten der Mühlen erfolgt die Auslegung der Staubleitungen und der Staubbüsen. Hierbei wird besonders auf eine verschleißarme und ablagerungsfreie Ausführung geachtet.

Die Traggasmenge und somit der Lichte Durchmesser der Leitungen werden so gewählt, dass die zulässigen Geschwindigkeiten in den Staubeinzelleitungen im vorgesehenen Dauerlastbereich nicht überschritten werden (Verschleiß) bzw. aus Sicherheitsgründen (Transport des Mahlstaubes) nicht unterschritten werden.

Trockenbraunkohle - Variante

Beschreibung der Bekohlungsanlage

Die TBK Schmelzkammerfeuerung hat eine Kohlenbevorratung, bestehend aus vier Vorlagebehältern mit je 800 m³ Fassungsvermögen. Jeder Behälter hat eine spezielle Austrageeinrichtung mit je 3 Ausläufen. Diese Austrageeinrichtung ist ausgelegt für eine Austragsleistung von 3 x 100 t/h.

Unter jedem Auslauf befinden sich ein Schieber und eine Zellenradschleuse. Aus der Zellenradschleuse gelangt die Trockenbraunkohle jeweils in eine 10 bar-druckstoßfeste Rohrförderschnecke, mit welcher die Kohle zu dem jeweiligen Dosierbehälter gefördert wird. Zwischen der Rohrförderschnecke und dem Dosierbehälter ist eine pneumatisch betätigte Absperrklappe vorgesehen.

Unter jedem Vorlagebehälter sind drei Dosierbehälter mit einem Fassungsvermögen von je ca. 5 m³ angeordnet. Jeder Dosierbehälter besitzt zwei Austrageeinrichtungen, die jeweils über eine Dosierschleuse die gewünschte Kohlemenge dem Pumpenaufsatzkasten zuführt.

Die gewünschte Kohlemenge wird über die Drehzahl der Dosierschleusen geregelt. Diese Dosierschleusen sind so konstruiert, dass eine pulsationsfreie Förderung zu den Brennern ermöglicht wird.

Für die Förderung der Trockenbraunkohle zu den Brennern ist für jede Förderleitung eine eigene Förderpumpe vorgesehen, zu der das Fördergas von einem eigens zuständigen Drehkolbengebläse gefördert wird.

Das benötigte Fördergas bleibt in den Förderleitungen konstant, d.h. die Variation der Staubbeladung wird über die Regelung der Dosierschleusen eingestellt.

Das Nachfüllen der Dosierbehälter wird über eine Füllstandsmessung mit einer Min.- und einer Max.-Sonde geregelt.

Für eine ggf. auftretende Glimmbrandbildung in dem Vorlagebehälter wird zur Brandbekämpfung eine Inertierungsanlage vorgesehen. Bei einer Brandmeldung über die Temperatur- oder CO-Messung wird der Kohleeintrag in den Vorlagebehälter abgebrochen und eine automatische Inertierung über das Silodach und die Auflockerungseinrichtung in Gang gesetzt.

Messtechnik

Zur Füllstandsmessung werden im Silodach eine Max. und eine Max./ Max.- Sonde angeordnet. Zur kontinuierlichen Füllstandsmessung wird eine auf dem Silodach vorgesehene Seilsonde angebracht.

Im Silokonus werden zwei Min.-Sonden installiert.

Jedes Silo erhält eine eigene CO-Messung.

Im Silokonus sind zwei und im Silodach eine Temperaturmessung angeordnet

Teillastfähigkeit

Die Teillastfähigkeit hängt in erster Linie vom auf den jeweiligen Auslegungsbrennstoff hin dimensionierten Feuerraum ab. In zweiter Linie spielt das Brennstoffband, d.h. die Schmelzeigenschaften der anderen Kohlen, eine entscheidende Rolle. Dies ist jedoch analog zur Festlegung der Feuerraumtemperatur in Abhängigkeit der Erweichungstemperatur für eine trocken gefeuerte Anlage.

Schematisch sehen die Teillastkurven einer Schmelzkammer wie folgt aus:

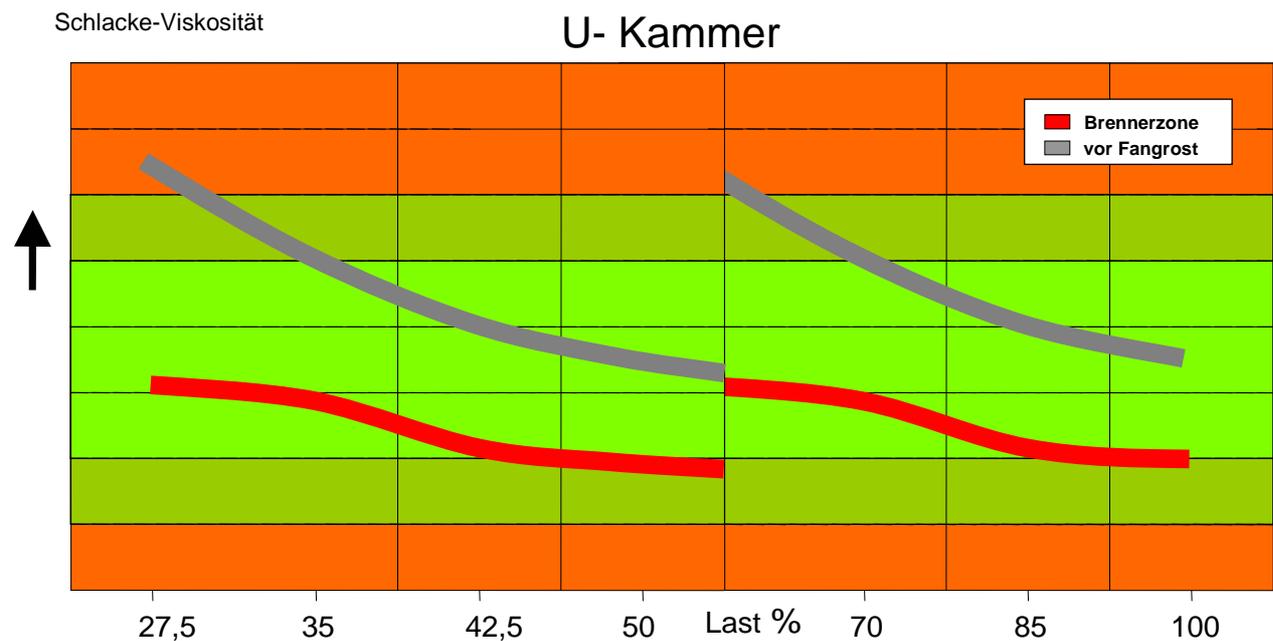


Abbildung 2.10: Schlackeviskosität als Funktion der Last, schematisch

Wie der Abbildung für eine nicht unterteilte U-Kammer zu entnehmen ist, nimmt die Viskosität der Schlacke mit sinkender Last ab, was durch geringere Rauchgastemperaturen zu erklären ist.

Im Lastbereich von 100% – ca. 60% sind beide U-Kammern aktiv, der Lastbereich darunter wird im 1-Kammer Betrieb gefahren. Die Zähigkeiten der Schlacke liegen im dargestellten Beispiel innerhalb des zulässigen Bereiches.

Sollte im Lastbereich, zum Beispiel durch ungünstige, hoch schmelzende Kohleaschen, eine Lücke entstehen, so kann dem durch eine weitere Unterteilung der U-Kammer in Teilkammern eine weitergehende Teillastfähigkeit erreicht werden, vgl. nachfolgende Abbildung.

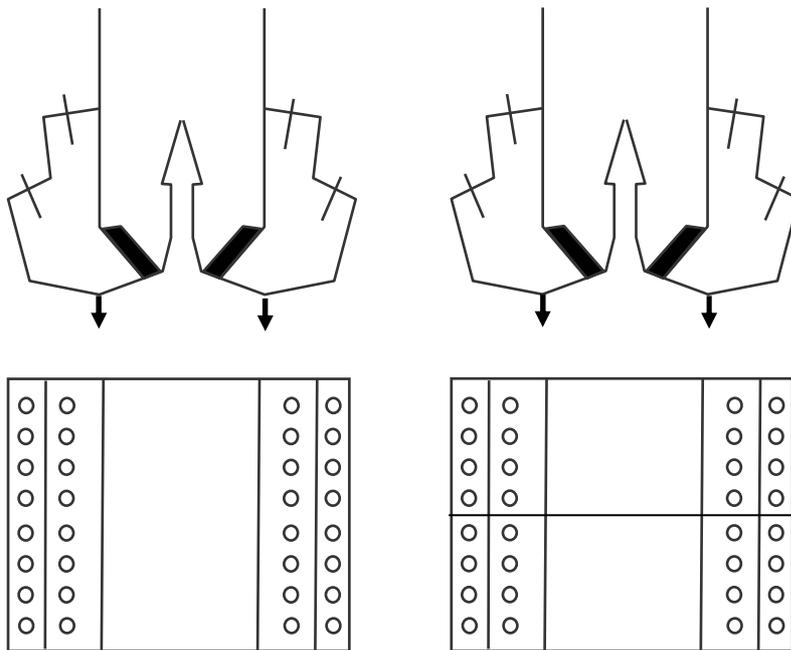


Abbildung 2.11: U-Kammer Feuerung, Unterteilung in Teilkammern (rechts)

In der Regel reicht diese Unterteilung in mehrere Teilkammern aus.

Teillastfähigkeit im Oxyfuel- Betrieb

Die Oxyfuel- Fahrweise hat für Schmelzkammerfeuerungen einen weiteren Vorteil: falls schwierige Kohlen im Teillastbetrieb Probleme bereiten sollten, kann durch Veränderung des Sauerstoffgehaltes des Verbrennungsgases die Verbrennungstemperatur angepasst werden, siehe Abbildung 2.15.

So lassen sich auch im Teillast- bzw. Überlastbetrieb bei Bedarf die notwendigen Wandviskositäten einhalten und ein sicherer Betrieb ist gewährleistet.

Laständerungsgeschwindigkeit

Die Laständerungsgeschwindigkeit von U-Kammer Schmelzfeuerungen ist im oberen Lastbereich wie bei TF; allerdings dauert es wegen der thermischen Trägheit länger, bis der stationäre Zustand erreicht wird. Bei Laststeigerungen nach längeren Schwachlastzeiten ist zu beachten, dass ein erhöhter Schlackefluss eintritt und somit eine ausreichende Entascherleistung vorzusehen ist.

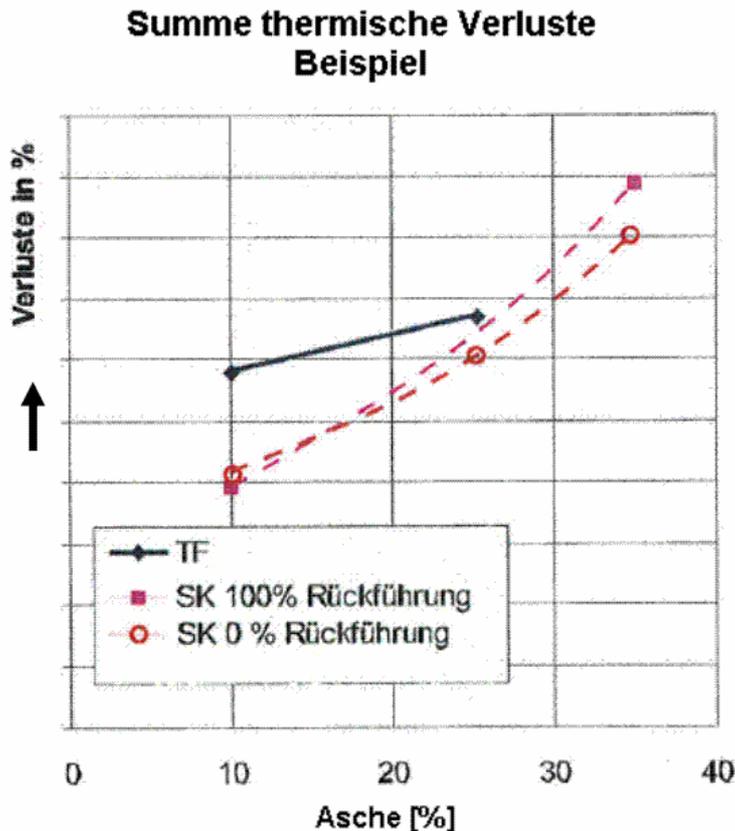
Aufgrund der nach Aussagen mehrerer Hersteller geringen Laständerungsgeschwindigkeit der Luftzerlegeanlage (LZA) von realistisch 1%/min tritt die Laständerungsgeschwindigkeit der Feuerung demgegenüber in den Hintergrund.

Um höhere Laständerungsgeschwindigkeiten realisieren zu können, müssten O₂-Zwischenspeicher entsprechender Größe vorgesehen werden.

Verfügbarkeit und Wirkungsgrad

Schmelzkammerfeuerungen haben im Luftbetrieb etwa die gleiche Verfügbarkeit wie ein trocken entaschter Dampferzeuger.

Der Kesselwirkungsgrad ist in etwa gleich groß wie bei TF, bei kleineren Aschegehalten sogar tendenziell besser als bei diesen.



Die Verluste durch Strahlung sind bei beiden Systemen etwa gleich anzusetzen. Bei der Schmelzfeuerung wird die Kohleasche als flüssige, heiße Schlacke abgezogen, so dass an dieser Stelle ein thermischer Verlust entsteht, den es bei der TF in dieser Größenordnung aufgrund der geringeren Primäreinbindung nicht gibt. Hingegen gibt es bei der Schmelzkammer mit Ascherückführung nahezu keine Verluste durch unverbrannten Brennstoff in der Flugasche. In nachfolgender Abbildung wird deutlich, dass für die thermischen Verluste der Ascheanteil des Brennstoffes von entscheidender Bedeutung ist.

Abbildung 2.12: Thermische Verluste Schmelzkammer- gegenüber TF, Steinkohlebeispiel

Dem Beispiel in Abbildung 2.12 ist zu entnehmen, dass die thermischen Verluste der Schmelzkammer bis hin zu einem Aschegehalt von ca. 25 – 30% geringer sind als die der TF und betragen im dargestellten Fall bei 10% Asche knapp 1%-Punkt. Eine Ascherückführung erhöht, speziell bei hohen Aschegehalten, die thermischen Verluste der Schmelzkammer.

Würde man – was bisher in der Regel nicht der Fall ist – eine Nutzung der Schlackewärme vorsehen, ließe sich eine darüber hinaus gehende, merkliche Wirkungsgradverbesserung erzielen. Für den vorliegenden ADECOS- Dampferzeuger können etwa 0,5%-Punkte abgeschätzt werden.

Die Verfügbarkeit der Luftzerlegungsanlage wird von den Herstellern mit ca. 99% beziffert.

An- und Abfahrprozesse

Der Anfahrprozess geschieht im Luftbetrieb in der Form, dass im Ölbetrieb angefahren wird, um die Feuerung auf Temperatur zu bringen und wird ab 30% Last auf Kohlebetrieb umgestellt und die Ölbrenner werden abgeschaltet. Danach wird zügig auf ca. 70% Last gesteigert wodurch der Schmelzbetrieb, der sich nach etwa 2 Stunden einstellt, sichergestellt wird. Anschließend wird auf 100% last weitergesteigert.

Für den Oxyfuel- Betrieb wird zunächst wie im Luftbetrieb verfahren, um bei 70% Last die Rauchgasrezirkulation zu beginnen und die O₂-Zugabe zu starten.

Dazu muss die Luftzerlegeanlage frühzeitig angefahren werden. Ein Kaltstart der LZA (nach 8h Stillstand) dauert ca. 2h, nach einem längeren Stillstand kann dies jedoch bis zu 48h dauern.

Das Abfahren erfolgt analog zu einer Trockenfeuerung.

Ergebnisse der Feuerungssimulationen

Mit den in den Kapiteln zuvor genannten Parametern ergeben sich die nachfolgend dargestellten Ergebnisse bezüglich Emissionen und Ausbrand, Temperaturverläufe und Wandviskositäten für die Steinkohle - Schmelzkammer bzw. der TBK – Schmelzkammer.

Steinkohle – Variante

Temperaturverlauf und Emissionen

Bei einem Sauerstoffgehalt von 30 Vol.% feucht im Verbrennungsgas ergibt sich für die Kleinkopje Kohle eine NO_x- Emission von < 500 mg/m³ @ 6% O₂ bei einem Unverbrannten im Flugstaub von ca. 4%.

Der Verlauf von Temperatur stellt sich wie folgt dar:

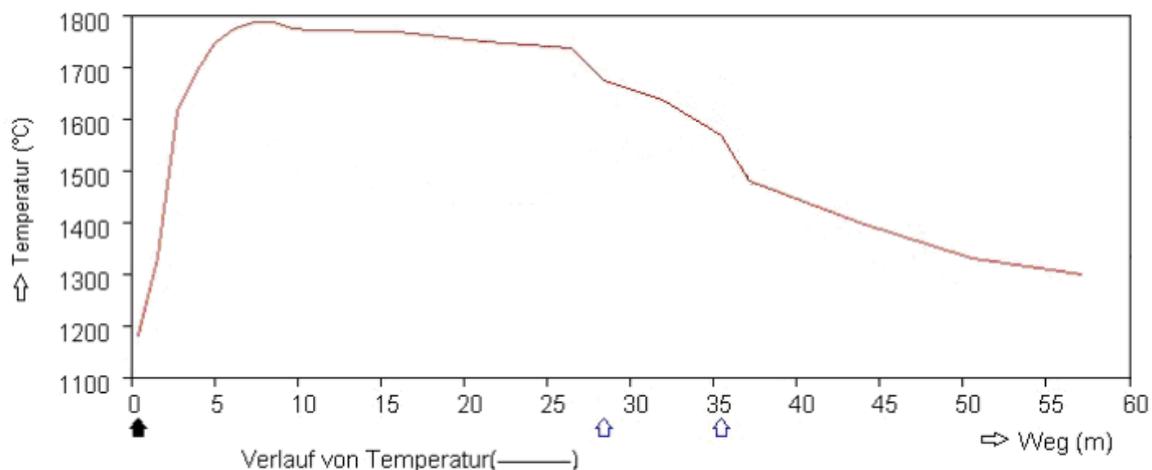


Abbildung 2.13: Verlauf der Rauchgastemperatur, Kleinkopje Kohle, 100% Last

Wie dem Diagramm der Abbildung 2.13 zu entnehmen ist, liegen die Temperaturen in der Primärkammer auf einem hohen Niveau von über 1700°C. Nach Fangrost und der 1. OFA- Stufe gehen die Temperaturen deutlich zurück, um nach Aufgabe der 2. OFA auf unter 1500°C abzusinken. Am Ende des Feuerraumes werden auslegungsgemäß 1300°C erreicht.

Die Wärmestromdichte wird in der Primärkammer von der starken Ausmauerung und dem Schlackefilm auf moderatem Niveau gehalten und steigt durch Nachverbrennungseffekte der OFA und am Fangrost deutlich an.

Wandviskosität

Wie die nachfolgende Abbildung zeigt, befinden sich die Wandviskositäten der Primärkammer für den Vollast - Fall innerhalb des betriebsüblichen Bereiches und lassen einen ungestörten Betrieb der Feuerung erwarten. Zu dünnflüssige Schlacke wird ebenfalls vermieden.

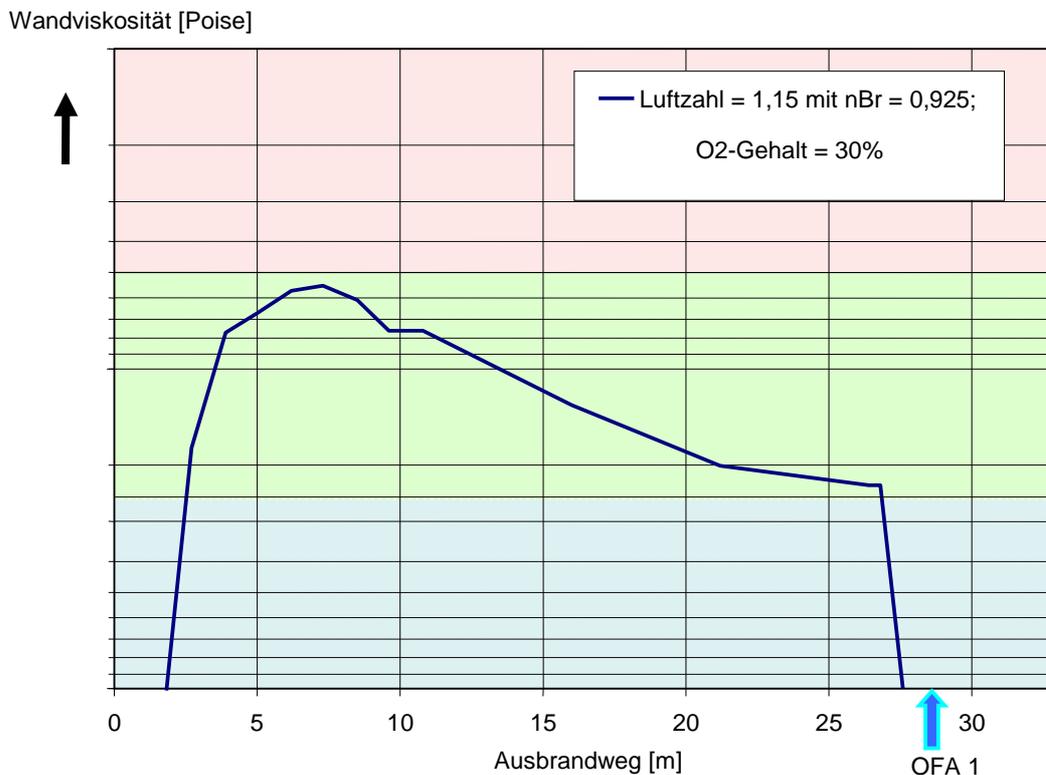


Abbildung 2.14: Verlauf der Wandviskosität über den Rauchgasweg, 100% Last

Der O₂-Gehalt des Verbrennungsgases, und damit auch die Rezirkulationsmenge, hat einen erheblichen Einfluss auf das Niveau der Rauchgastemperatur. Mit abnehmendem Sauerstoffgehalt sinkt die Maximaltemperatur im Feuerraum, zunehmender O₂-Gehalt lässt diese ansteigen.

Dies ist zum einen auf die – bei gleicher Luftzahl –veränderte Verbrennungsgasdichte, Wärmekapazität und Strahlungseigenschaften des Gases zurückzuführen, zum anderen auf den sich gleichzeitig ändernden Rauchgasmassenstrom, was zu einer Veränderung der Wärmeaufnahme führt.

Im nachfolgender Abbildung 2.15 wird dieser Zusammenhang illustriert.

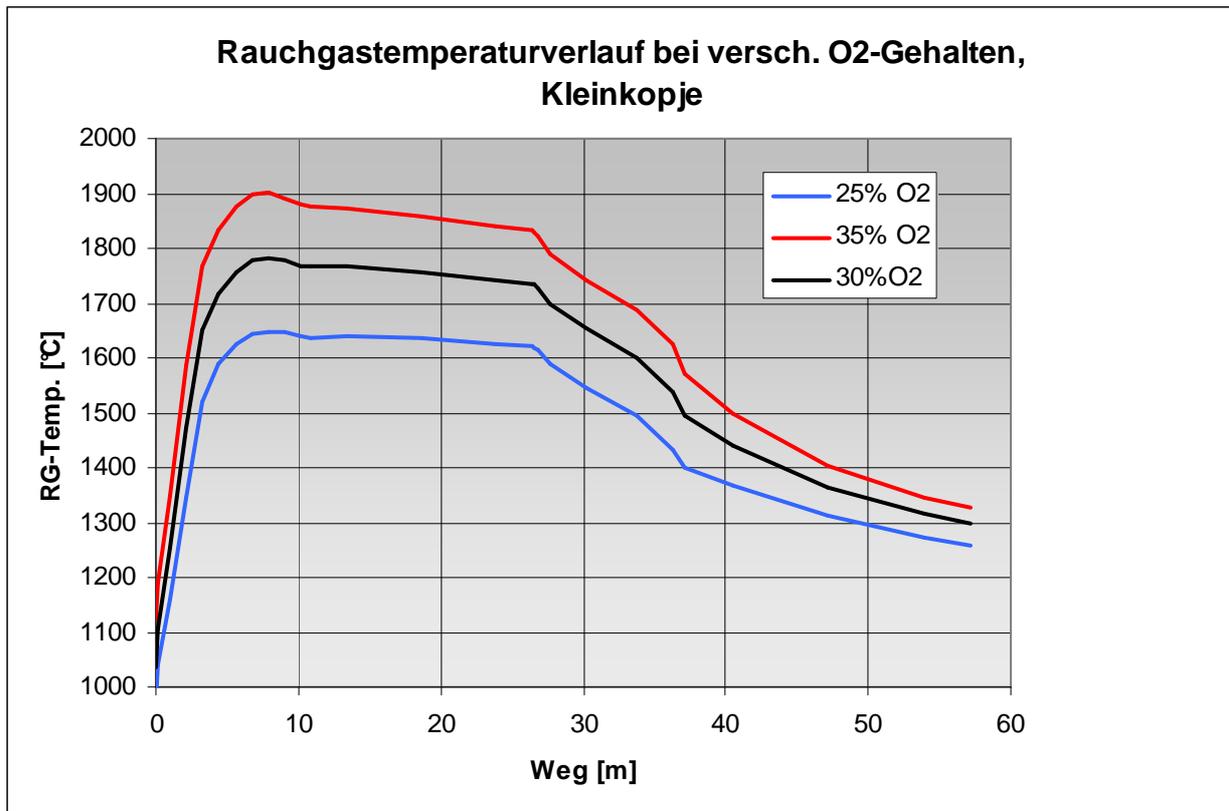


Abbildung 2.15: Rauchgastemperaturverlauf bei unterschiedlichen O₂-Gehalten im Verbrennungsgas, Steinkohle Kleinkopje, Volllast

Ein von 30 auf 35% erhöhter O₂-Gehalt lässt die Temperatur in der Primärkammer um über 100°C ansteigen. Wird der O₂-Gehalt hingegen von 30 auf 25% gesenkt, bewirkt dies eine Abnahme der Primärkammertemperatur von mehr als 100°C; die Feuerraumendtemperatur wird ebenfalls beeinflusst, jedoch in schwächerem Masse.

So lassen sich für TBK auch im Teillast- bzw. Überlastbetrieb bei Bedarf die notwendigen Wandviskositäten einhalten, indem der Sauerstoffgehalt des Verbrennungsgases entsprechend angepasst wird.

Braunkohle – Variante

Temperaturverlauf und Emissionen

Bei einem Sauerstoffgehalt von 30 Vol.% feucht im Verbrennungsgas ergibt sich für die Trockenbraunkohle eine NO_x- Emission von < 200 mg/m³ @ 6% O₂ bei einem Unverbrannten im Flugstaub von ca. 2%.

Der Verlauf der Rauchgastemperatur stellt sich wie folgt dar:

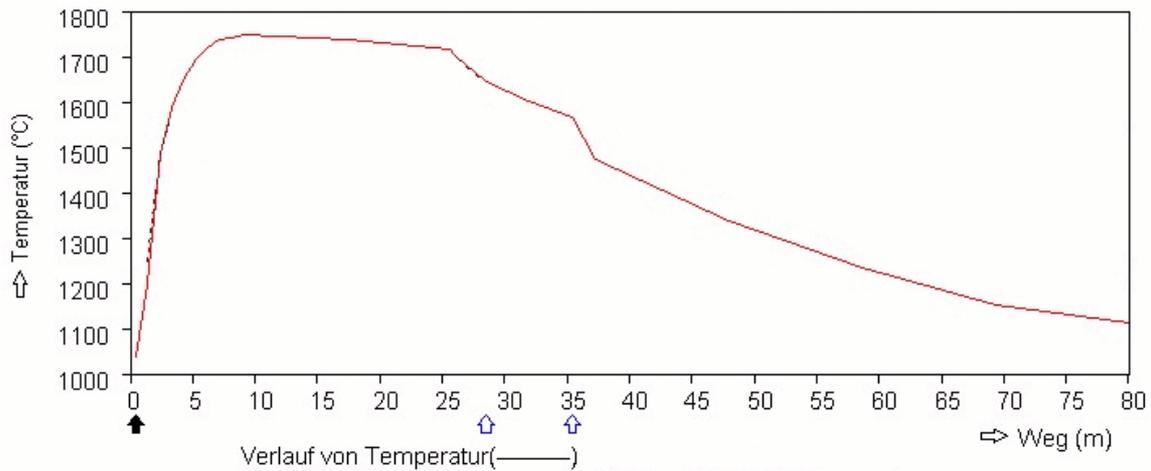


Abbildung 2.16: Verlauf von Temperatur, TBK12, 100% Last

Wie dem Diagramm der Abbildung 2.16 zu entnehmen ist, liegen auch bei TBK die Temperaturen in der Primärkammer auf hohem Niveau von über 1700°C. Nach Fangrost und der 1. OFA-Stufe gehen die Temperaturen deutlich zurück, um nach Aufgabe der 2. OFA auf unter 1500°C abzusinken. Am Ende des Feuerraumes werden auslegungsgemäß 1100°C erreicht.

Die Wärmestromdichte wird in der Primärkammer von der starken Ausmauerung und dem Schlackefluss auf moderatem Niveau gehalten und steigt durch Nachverbrennungseffekte der OFA und am Fangrost an, jedoch nicht so deutlich wie bei der Steinkohlefeuerung.

Wandviskosität

Wandviskosität [Poise]

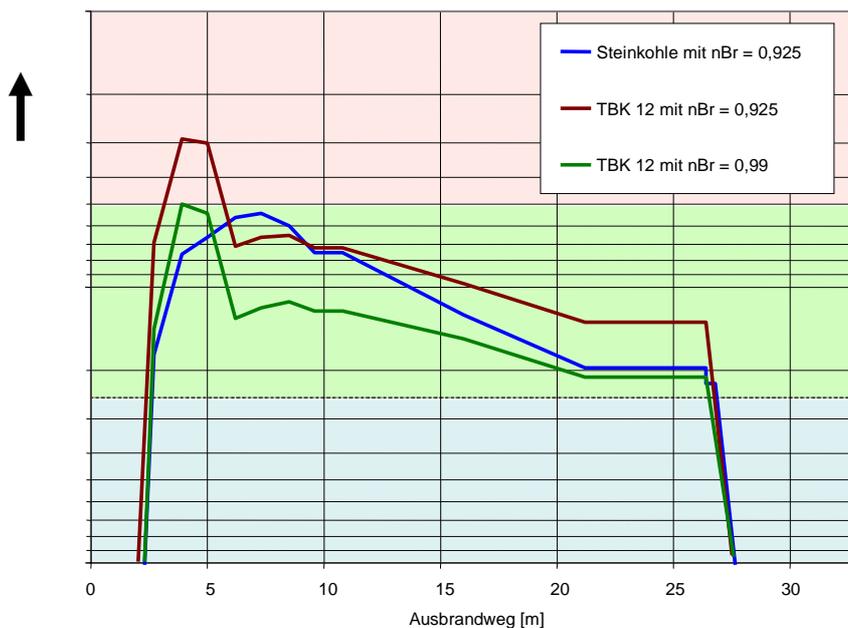


Abbildung 2.17: Wandviskositätsverlauf TBK12, Volllast

Wie die Abbildung 2.17 zeigt, lassen sich die Wandviskositäten für den Volllast - Fall durch Variation der Brennerluftzahl innerhalb des betriebsüblichen Bereiches und ermöglichen einen ungestörten Betrieb der Feuerung.

Wie Abbildung 2.18 zu entnehmen ist, hat der O₂-Gehalt des Verbrennungsgases, und damit auch die Rezirkulationsmenge, einen erheblichen Einfluss auf das Niveau der Rauchgastemperatur.

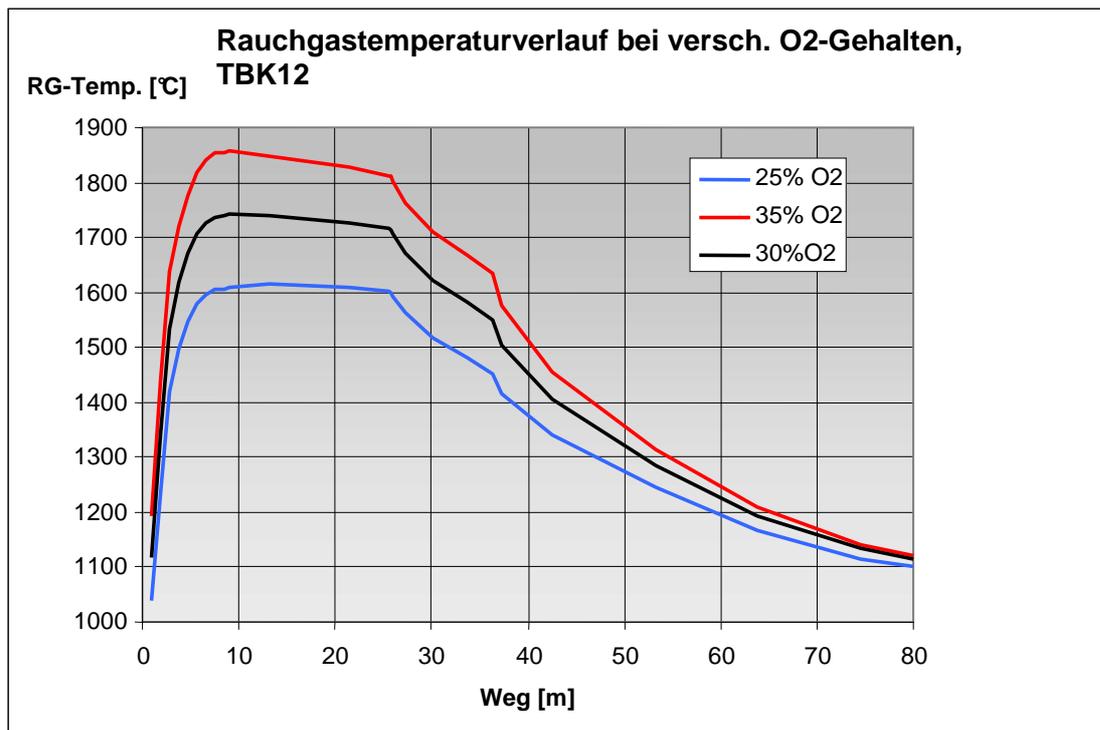


Abbildung 2.18: Rauchgastemperaturverlauf bei unterschiedlichen O₂-Gehalten im Verbrennungsgas, Volllast, TBK12

Ein von 30 auf 35% erhöhter O₂-Gehalt lässt die Temperatur in der Primärkammer um fast 100°C ansteigen. Wird der O₂-Gehalt hingegen von 30 auf 25% gesenkt, bewirkt dies eine Abnahme der Primärkammertemperatur von mehr als 100°C. So lassen sich für TBK auch im Teillast- bzw. Überlastbetrieb, falls erforderlich, die notwendigen Wandviskositäten einhalten, indem der Sauerstoffgehalt des Verbrennungsgases entsprechend angepasst wird.

3 Wärmetechnische Modellierung des Dampferzeugers

Auslegungsgrundlagen

Der Dampferzeuger ist als Turmkessel für den Zwangdurchlaufbetrieb in Gleitdruckfahrweise ausgelegt. Die Luft- bzw. Sauerstoffträger- Rauchgasseitige Schaltung unterscheidet sich gegenüber herkömmlichen Dampferzeugern dadurch, dass etwa drei Viertel des Rauchgases hinter dem Rauchgastrockner (RGT) rezirkuliert werden, um auch im Oxyfuel- Betrieb ausreichende Rauchgasvolumina zu erhalten.

Der rezirkulierte Rauchgasmassenstrom wird nach dem kalt liegenden Rezigebälse zunächst über ein Wärmeverschubsystem (WVS) vorgewärmt. Dieses WVS besteht aus einem rekuperativen Wärmetauscher, der dem Rauchgas zwischen E-Filter und Rauchgasentschwefelungsanlage (REA) Wärme entzieht und diese Wärme über einen Wasserkreislauf und einem Warmwassergasvorwärmer (WWGVV) zum Einen dem rezirkuliertem Rauchgasmassenstrom zuführt und zum Anderen als Nutzwärme zum Beispiel für die Speisewasservorwärmung zur Verfügung stellt.

Nach dem WWGVV strömt das rezirkulierte Rauchgas durch den Regenerativ-Gasvorwärmer (ausgeführt als Bi-Sektor-Gavo), der rauchgasseitig wie üblich bei der Steinkohle- Variante hinter der DeNOx-Anlage und bei der TBK- Variante hinter dem Eco angeordnet ist. Ein Röhrengasvorwärmer, der ebenfalls mit heißem Rauchgas gespeist wird, wärmt außerdem den Sauerstoff aus der Luftzerlegungsanlage (LZA) vor. Anschließend wird das Sekundärgas mit dem vorgewärmten Sauerstoff gemischt und zu den Brennern bzw. der Over Fire Air (OFA) geführt.

Auf der Primärgasseite unterscheidet sich die Steinkohle- Variante von der TBK- Variante. Während die Steinkohle gemahlen und getrocknet werden muss, soll die TBK12 lediglich vom Silo zum Brenner transportiert werden. Aus diesem Grund wird für die Steinkohle heißeres Primärgas benötigt als für die TBK12. In beiden Fällen folgt zunächst nach dem WWGVV das Primärgasgebläse, um den höheren Druckverlust der Primärgasseite zu überwinden.

Bei der Steinkohle- Variante hingegen wird das Primärgas im Regenerativ-Gasvorwärmer auf über 350 °C vorgewärmt und als nächstes durch einen weiteren Wärmetauscher geleitet. Hier wird ein Teil der Wärme in die Speisewasservorwärmung verschoben, bevor das Primärgas zu den Mühlen geführt wird. Die wasserseitigen Austrittstemperaturen hinter Wärmetauscher werden über die jeweiligen Wassermengen geregelt. Um die Sichtertemperatur der Mühle zu regeln, besteht je nach Erfordernis einmal die Möglichkeit über einen Bypass Heißgas direkt hinter dem Regenerativ-Gasvorwärmer zu entnehmen und vor den Mühlen zuzumischen (wenn die Sichtertemperatur zu gering ist). Um die Sichtertemperatur abzusenken (bei geschlossenem Bypass), kann über das kalt liegende Rezigasgebläse kaltes Primärgas vor der Mühle eingeleitet werden.

Bei der TBK- Variante wird das Primärgas im Regenerativ-Gasvorwärmer kaum vorgewärmt und danach direkt zu den Silos geleitet, um damit die TBK12 zu den Brennern zu transportieren.

Dampfparameter

Die Wasser-Dampfdaten für 100 % Dampfleistung sind bei beiden Varianten, Steinkohle und TBK, wie folgt vorgegeben:

HD-Austritt am Kessel:	816,4 kg/s; 600 °C; 285 bar
ZÜ-Eintritt am Kessel:	701,7 kg/s; 347,5 °C; 58 bar
ZÜ-Austritt am Kessel:	707,3 kg/s; 620 °C; 56 bar
Speisewassertemperatur:	305 °C

Zum Ausgleich von Beheizungsverschiebungen aus dem Einsatz unterschiedlicher Brennstoffe und des Verschmutzungszustandes der Heizflächen ist der HD-Überhitzer mit zwei Regelein-spritzstufen ausgestattet. Die Einspritzwassermenge für den normalen Betrieb wurde mit 5 % des Frischdampfmassenstromes festgelegt.

Die ZÜ-Austrittstemperatur wird mit Hilfe der ZÜ-Einspritzung geregelt. Die Einspritzwasser-menge beträgt bei 100 % Dampfleistung ca. 0,7 % der HD-Dampfmenge.

Geometrie und wasserdampfseitige Verschaltung

Die Schaltung der Heizflächen und die Wahl der Strömungsgeschwindigkeiten stellen eine sta-bile und gleichmäßige Durchflussverteilung auf die parallel geschalteten Rohre der einzelnen Heizflächenabschnitte sicher.

Zwischen den einzelnen Rohrpaketen der Nachschaltheizflächen sind ausreichend große, be-fahrbare Abstände vorgesehen, die eine gute Zugänglichkeit der Heizflächen ermöglichen.

Die Berührungsheizflächen werden so ausgebildet, dass erforderlich werdende Änderungen an der Heizflächengröße leicht durchgeführt werden können. Es ist ausreichend Platz für eine Eco-Erweiterung, eine Ü2-Erweiterung oder eine Erweiterung der ZÜ1-Heizfläche vorgesehen.

Der Dampferzeuger wird als vollverschweißter Kessel mit Membranwänden ausgeführt. Der Übergang von der Spiralberohrung in die Senkrechtberohrung erfolgt kraftschlüssig durch ein-geschweißte Formstücke.

Der gesamte Kesselkörper ist in selbst tragender Bauweise konzipiert. Die Aufhängung sämtli-cher Wandteile erfolgt mittels in Federn gelagerter Anker in der Gerüstdecke. Der Druckkörper kann sich nach allen Seiten frei ausdehnen.

Die für Schauluken, Rohrdurchdringungen usw. erforderlichen Rohrausköpfungen werden so vorgenommen, dass keine großen Flächen entstehen, die mit Flossen abgedichtet werden müssen und zu unzulässigen Spannungen in den Wänden führen.

Die Aufhängung sämtlicher Bündelheizflächen erfolgt mittels Flossen an den Tragrohren. Alle Heizflächen können ihren Dehnungsbewegungen frei folgen. Die Bemessung der Tragrohre für die Bündelheizflächen erfolgt unter der Annahme, dass alle Rohrscheiben mit Asche beladen sind. Die Tragrohre bilden in Rauchgasrichtung die erste Heizfläche als Membranwand ver-schweißte Schottheizfläche.

Neben den Unterschieden in den Brennkammerabmessungen (s. Abbildung 2.5) ergeben sich durch die Differenzen der Rauchgastemperaturen auch Abweichungen in der Höhe der Bündelheizflächen. Der Konvektivteil der TBK- Variante ist insgesamt um mehr als 15 % höher als der des steinkohlebetriebenen Kessels. Die wasserdampfseitige Verschaltung beider untersuchten Fälle ist jedoch grundsätzlich gleich, auch wenn die jeweiligen Heizflächengrößen an die un-terschiedlichen Rauchgastemperaturen angepasst wurden. Aus diesem Grund wird im Folgenden die Verschaltung nur getrennt nach Hochdruck (HD) und Mitteldruck (MD) Teil beschrieben.

Die Bündelheizflächen des Dampferzeugers, die die Rauchgase nacheinander durchströmen, sind in der Tabelle 3.1 zusammengefasst.

Tabelle 3.1: Bündelheizflächen im Rauchgaskanal

Nr.	Heizfläche	Wasser-/ Dampf-Durchflussrichtung	HD / MD
1	Ü1–Tragrohrschirm	Gegenstrom	HD
2	Ü3–Endstufe	Gleichstrom	HD
3	ZÜ2–Endstufe	Gleichstrom	MD
4	Ü2–Bündel	Gegenstrom	HD
5	ZÜ1–Bündel	Gegenstrom	MD
6	Eco–Bündel	Gegenstrom	HD

HD-Seite

Das Speisewasser durchströmt die außen berippten Rohrschlangen des Eco im Gegenstrom mit den Rauchgasen. Von dort wird das Medium zum Verdampfereintrittsverteiler geführt, um von dort in die spiralgewickelten Feuerraumwände zu strömen.

Nach der Spirale wird das Wasser-Dampf-Gemisch in den Abscheider geleitet. Die Rohrführung ist so, dass in dem Abscheider eine vollständige Durchmischung des Dampfstromes stattfindet. Der gesamte obere Teil der Kesselwände ist senkrechtberohrt. Oberhalb des Zwischenüberhitzers ändert sich die Teilung, um einfachere Wanddurchtritte für die oberen Bündelheizflächen zu ermöglichen.

Von den Membranwandaustrittssammlern aus wird der Dampf über Verbindungsleitungen zu den Eintrittsverteilern der inneren Tragrohre geleitet. Die inneren Tragrohre (Ü1) werden abwärts durchströmt und sind im unteren Bereich als Tragrohrschirm ausgebildet.

Von den Austritten strömt das Medium zu den Ü2-Eintrittsverteilern. Der Überhitzer 2 ist rauchgasseitig zwischen ZÜ2 und ZÜ1 angeordnet und im Gegenstrom geschaltet. Zwischen den Tragrohraustrittssammlern und den Ü2-Eintrittsverteilern sind die HD-Einspritzkühler (HD-EK1) der ersten Stufe angeordnet. Als Einspritzwasser wird Kesselspeisewasser verwendet.

Nach dem Überhitzer 2 und den HD-Kühlern (HD-EK2) der zweiten Stufe wird der Dampf dem Überhitzer 3 als Endstufe zugeführt. Der Endüberhitzer wird im Gleichstrom mit den Rauchgasen durchströmt.

MD-Seite

Der Zwischenüberhitzer besteht aus zwei Stufen mit zwischengeschalteten Einspritzkühlern zur Temperaturregelung.

Der Dampf durchströmt das Zwischenüberhitzer 1 - Bündel im Gegenstrom mit den Rauchgasen. Über Verbindungsleitungen mit eingebauten Einspritzkühlern (ZUE-EK1) gelangt der Dampf zu den Zwischenüberhitzer 2 - Eintrittsverteilern. Der ZÜ2 wird im Gleichstrom mit den Rauchgasen durchströmt und ist unterhalb des ZÜ1 angeordnet.

Energiebilanz, Temperaturen und Gaszusammensetzungen

Beide untersuchten Varianten, Steinkohle und TBK, zeigen in den Punkten Energiebilanz, Temperaturen und Gaszusammensetzungen Unterschiede und werden deshalb getrennt betrachtet.

In beiden Fällen wird als Sauerstoffträger rezirkuliertes Rauchgas verwendet, dass mit 99,9 % reinen Sauerstoff aus der LZA gemischt wird. Die Mischung ist so eingestellt, dass der Sauerstoffträger einen Anteil von 30 Vol.-% (feucht) Sauerstoff besitzt. Die Gaszusammensetzungen des Sauerstoffträgers und der Rauchgase sind jeweils am Ende der Abschnitte 0 und 0 in Tabelle 3.2 und Tabelle 3.3 zusammengefasst.

Steinkohle- Variante

Es werden in den Kessel 2.320 MW an Brennstoffwärme eingebracht. Der Sauerstoffträger wird auf etwa 360 °C vorgewärmt. Die Feuerraumtemperatur wurde zu 1.300 °C gewählt. Die Verteilung der Wärme im Feuerraum und den Bündelheizflächen kann dem nachfolgenden Q-T-Diagramm entnommen werden:

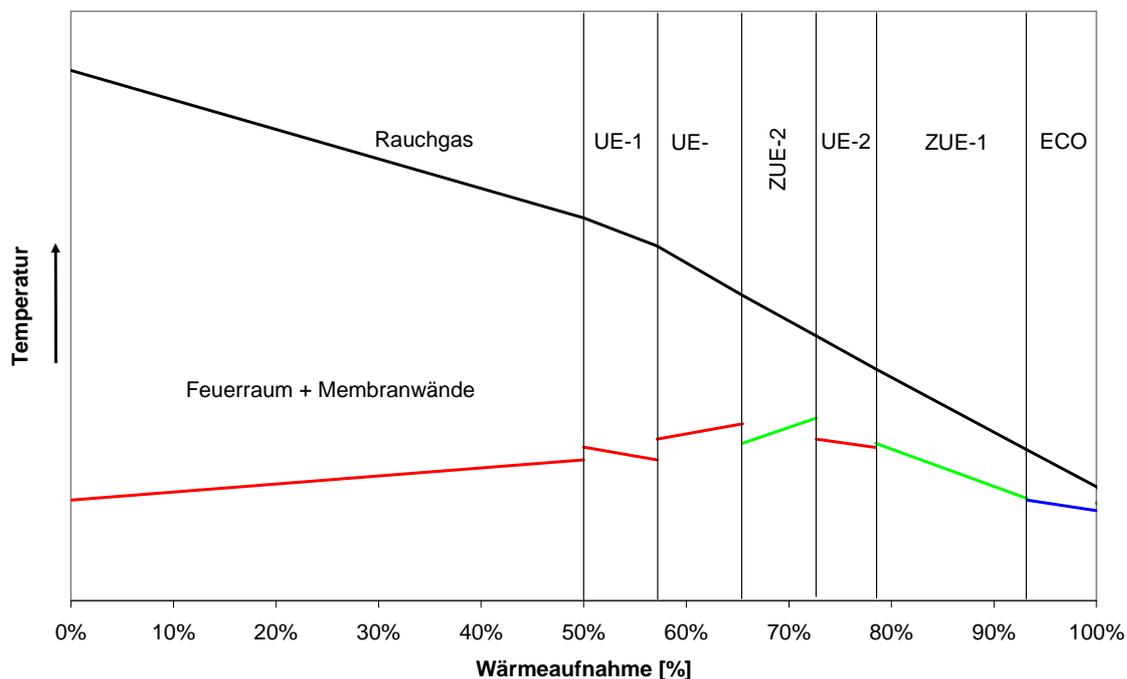


Abbildung 3.1: Q-T-Diagramm Steinkohle

Rauchgasseitig folgen die regenerativen Vorwärmer, mit denen der rezirkulierte Rauchgasmassenstrom sowie der Sauerstoff aus der LZA vorgewärmt werden. Das Rauchgas wird dabei auf 121 °C abgekühlt. Nach dem E-Filter folgt ein WVS, in dem das Rauchgas auf 30 °C abgekühlt wird. Die anfallende Wärme steht zum größten Teil als Nutzwärme zur Verfügung und wird unter anderem für die Vorwärmung des rezirkulierten Rauchgasmassenstroms auf zunächst 55 °C genutzt. Das auskondensierende Wasser wird über die nachfolgende REA abgeführt. Hinter dem RGT wird das Rauchgas bei 30 °C aufgeteilt in einen Abgasstrom und den Rezirkulationsmassenstrom. Durch diese Verschaltung kann ein Kesselwirkungsgrad von 95,5 % realisiert werden. In der nachfolgenden Tabelle sind die Zusammensetzung des Sauerstoffträgers und des Rauchgases dargestellt.

Tabelle 3.2 Sauerstoffträger- und Rauchgaszusammensetzungen bei Steinkohle in Vol.-% feucht

Bestandteile	Sauerstoffträger	Rauchgas nach Gavo	Rauchgas nach RG-Trockner
CO ₂	63,55	80,52	87,53
H ₂ O	1,13	9,37	1,54
SO ₂	0,01	0,07	0,01
O ₂	30,00	4,83	5,26
N ₂	5,21	5,11	5,56
Ar	0,10	0,10	0,11

TBK- Variante

Es werden in den Kessel 2.370 MW an Brennstoffwärme eingebracht. Der Sauerstoffträger wird auf etwa 340 °C vorgewärmt. Die Feuerraumtemperatur wurde zu 1.100 °C gewählt. Die Verteilung der Wärme im Feuerraum und den Bündelheizflächen kann dem nachfolgenden Q-T-Diagramm entnommen werden:

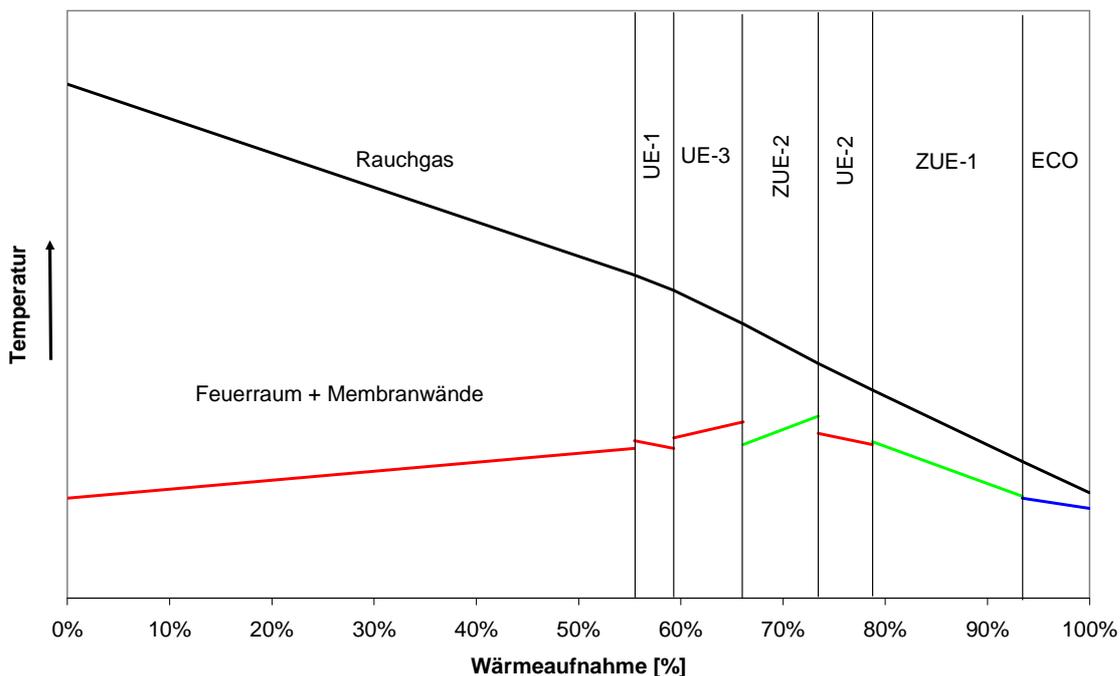


Abbildung 3.2: Q-T-Diagramm TBK

Rauchgasseitig folgen die regenerativen Vorwärmer, mit denen der rezirkulierte Rauchgasmassestrom sowie der Sauerstoff aus der Luftzerlegungsanlage (LZA) vorgewärmt werden. Das Rauchgas wird dabei auf 170 °C abgekühlt. Nach dem E-Filter folgt ein Wärmeverschiebesystem (WVS), in dem das Rauchgas auf 30 °C abgekühlt wird. Die anfallende Wärme steht zum größten Teil als Nutzwärme zur Verfügung und wird unter anderem für die Vorwärmung des rezirkulierten Rauchgasmassestroms auf zunächst 55 °C genutzt. Das auskondensierende Wasser wird über die nachfolgende REA abgeführt. Hinter dem RGT wird das Rauchgas bei 30 °C auf-

geteilt in einen Abgasstrom und den Rezirkulationsmassenstrom. Durch diese Verschaltung kann ein Kesselwirkungsgrad von 94 % realisiert werden. In der nachfolgenden Tabelle sind die Zusammensetzung des Sauerstoffträgers und des Rauchgases dargestellt.

Tabelle 3.3: Sauerstoffträger- und Rauchgaszusammensetzungen bei TBK in Vol.-% feucht

Bestandteile	Sauerstoff-träger	Rauchgas nach Gavo	Rauchgas nach RG-Trockner
CO ₂	63,03	77,66	86,50
H ₂ O	2,04	12,56	2,77
SO ₂	0,00	0,20	0,00
O ₂	30,00	5,00	5,63
N ₂	4,83	4,48	4,98
Ar	0,10	0,09	0,10

4 Kosten

Investitionskosten

Eine Abschätzung der Investitionskosten der Varianten für Steinkohle und TBK wurde für den Luft- und Oxyfuel- Betrieb durchgeführt.

Enthalten ist bei der luftgefeuerten Variante der Dampferzeuger innerhalb der Grenzen des Kesselhauses. Die TBK- Varianten enthalten keine DeNOx- Anlage, da die primärseitigen NOx- Emissionen kleiner sind als der während des Projektzeitraums geltende Grenzwert von 200 mg/m³ (i.N., trocken, @6% O₂).

Für den Oxyfuel- Betrieb wurden zusätzlich berücksichtigt

- die Luftzerlegungsanlage
- die CO₂- Reinigung, -Verdichtung und -Verflüssigung
- die Änderungen an Mahlanlage und Rauchgassystem

Bezogen auf den Dampferzeuger bis hinter DeNOx- Anlage ergeben sich durch die Umrüstung auf den Oxyfuel- Betrieb erheblich erhöhte Investitionskosten.

Bei zusätzlicher Berücksichtigung der CO₂- Pipeline bis zur Lagerstätte, steigen die Investitionskosten nochmals.

Wirkungsgradverluste durch LZA und Verdichtung und Brennstoffmehrerbrauch

Die abgeschätzten Wirkungsgradverluste für Luftzerlegung und Verdichtung, Reinigung + Verflüssigung sind nachfolgend dargestellt.

Komponente	Wirkungsgradverlust	spez. Energiebedarf lt. Herstellern	Bemerkung
LZA	7,9 %-Punkte	0,35 kWh/m ³ O ₂	derzeitiger Stand
LZA	6,8 %-Punkte	0,30 kWh/m ³ O ₂	Optimierte Anlagentechnik

Für reine CO₂- Verdichtung ergibt sich ein Wirkungsgradverlust von ca. 4,6%-Punkten, bei Verdichtung + Verflüssigung ergibt sich ein Wirkungsgradverlust von 7,8%-Punkten.

Je nach Kombination erhält man also Wirkungsgradminderungen von mehr als 10 %-Punkten. Auf Grund des verringerten Wirkungsgrades ergibt sich ein erhöhte Brennstoff- Mehrverbrauch.

5 Zusammenfassung

Im Rahmen dieses Verbundprojektes wurde von Hitachi Power Europe federführend der Technologievergleich und –bewertung der Schmelzkammerfeuerung bearbeitet. Dabei wurden unter anderem folgende Schwerpunkte für Braun- und Steinkohle als Brennstoff untersucht:

- Auslegung eines Feuerungskonzeptes
- Gestaltung einer Schmelzkammerfeuerung
- Dampferzeugerauslegung für eine Verbrennung von Braun- und Steinkohle in einer O₂-CO₂ Atmosphäre statt in einer konventionellen Luftverbrennung.
- Auswirkungen der unterschiedlichen Fahrweisen auf den Dampferzeuger
- Investitionskosten und Wirkungsgradverluste

Es wurde gezeigt, dass NO_x Emissionen < 500 mg/m³ möglich sind, Verfügbarkeit und DE-Wirkungsgrad auf vergleichbarem Niveau wie im Luftbetrieb erreichbar sind, das Teillastverhalten verbessert werden kann und dass Schmelzkammern sowohl für Braun- als auch für Steinkohle konzeptioniert werden können.

Durch den Vergleich der Technologien konnten die Vorteile der Schmelzkammerfeuerung für Oxyfuel Kraftwerkskonzepte dargestellt und die Umsetzbarkeit nachgewiesen werden.