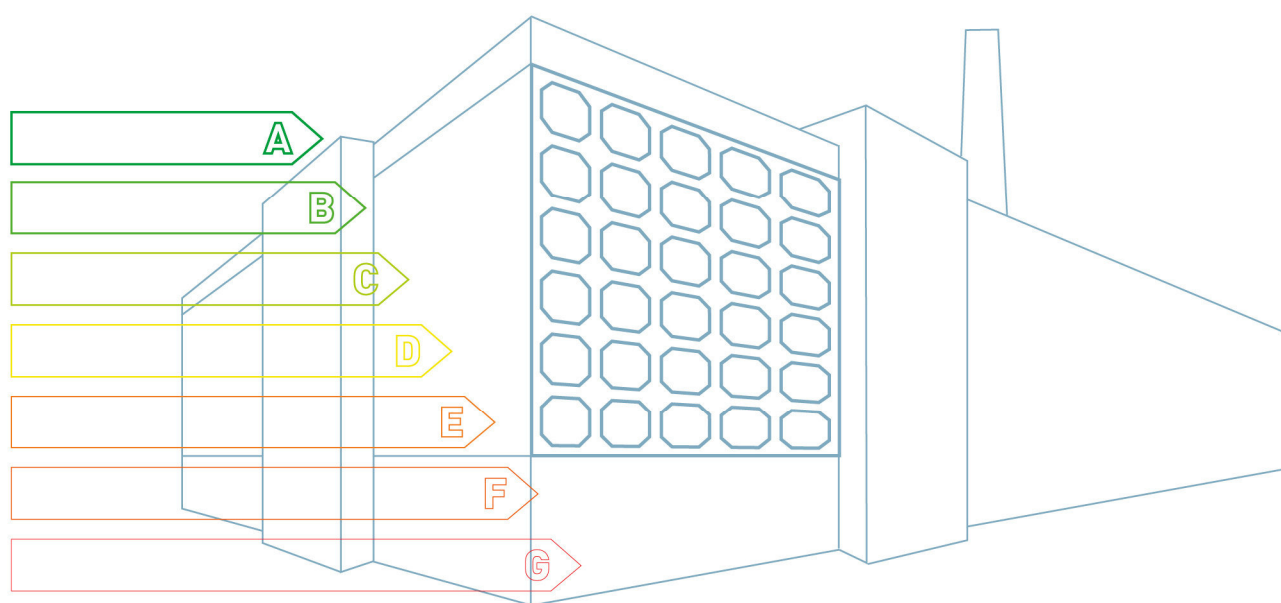




Optimierte Verwertung von Exportgasen aus der metallurgischen Industrie zur Verminderung von CO₂-Emissionen



VORWORT

Die Publikationsreihe **BLUE GLOBE REPORT** macht die Kompetenz und Vielfalt, mit der die österreichische Industrie und Forschung für die Lösung der zentralen Zukunftsaufgaben arbeiten, sichtbar. Strategie des Klima- und Energiefonds ist, mit langfristig ausgerichteten Förderprogrammen gezielt Impulse zu setzen. Impulse, die heimischen Unternehmen und Institutionen im internationalen Wettbewerb eine ausgezeichnete Ausgangsposition verschaffen.

Jährlich stehen dem Klima- und Energiefonds bis zu 150 Mio. Euro für die Förderung von nachhaltigen Energie- und Verkehrsprojekten im Sinne des Klimaschutzes zur Verfügung. Mit diesem Geld unterstützt der Klima- und Energiefonds Ideen, Konzepte und Projekte in den Bereichen Forschung, Mobilität und Marktdurchdringung.

Mit dem **BLUE GLOBE REPORT** informiert der Klima- und Energiefonds über Projektergebnisse und unterstützt so die Anwendungen von Innovation in der Praxis. Neben technologischen Innovationen im Energie- und Verkehrsbereich werden gesellschaftliche Fragestellung und wissenschaftliche Grundlagen für politische Planungsprozesse präsentiert. Der **BLUE GLOBE REPORT** wird der interessierten Öffentlichkeit über die Homepage www.klimafonds.gv.at zugänglich gemacht und lädt zur kritischen Diskussion ein.

Der vorliegende Bericht dokumentiert die Ergebnisse eines Projekts aus dem Forschungs- und Technologieprogramm „Neue Energien 2020“. Mit diesem Programm verfolgt der Klima- und Energiefonds das Ziel, durch Innovationen und technischen Fortschritt den Übergang zu einem nachhaltigen Energiesystem voranzutreiben.

Wer die nachhaltige Zukunft mitgestalten will, ist bei uns richtig: Der Klima- und Energiefonds fördert innovative Lösungen für die Zukunft!

A handwritten signature in black ink, reading 'Theresia Vogel'.

Theresia Vogel
Geschäftsführerin, Klima- und Energiefonds

A handwritten signature in black ink, reading 'Ingmar Höbarth'.

Ingmar Höbarth
Geschäftsführer, Klima- und Energiefonds

Inhaltsverzeichnis

	Seite
KURZFASSUNG	4
ABSTRACT	5
1 EINLEITUNG	6
2 ARBEITSPAKET 1	7
2.1 Hochofen-Prozess	7
2.2 Gichtgas.....	11
2.3 Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation.....	13
2.3.1 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Luft ($\lambda=1$).....	13
2.3.2 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Luft ($\lambda>1$).....	15
2.4 Massen- und Energiebilanz bei thermischer Verwertung mit Sauerstoff.....	16
2.4.1 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda=1$).....	16
2.4.2 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda>1$).....	18
2.5 Adsorption (PSA, VPSA).....	22
2.5.1 Silikagel	22
2.5.2 Zeolithe.....	23
2.5.3 Aktivkohle	23
2.6 Chemische CO ₂ -Absorption mit Alkanolaminen.....	31
2.6.1 Primäre Amine, im Speziellen Monoethanolamin (MEA)	32
2.6.2 Sekundäre Amine	41
2.6.3 Tertiäre Amine	41
2.7 Gegenüberstellung der unterschiedlichen Alkonolamine	41
2.8 Benfield-Prozess.....	43
2.8.1 CO ₂ -Absorption mit Kaliumcarbonat und Piperazin als Additiv	44
2.9 Ammoniak.....	44
2.9.1 Chilled Ammonia Prozess (CAP)	45
2.10 Aminosäuresalze	46

2.11	Ionische Flüssigkeiten.....	46
2.12	CO-Shift mit anschließender Absorption.....	47
2.13	Ergebnisse hinsichtlich CO ₂ -Einsparung	50
3	ARBEITSPAKET 2	54
3.1	COREX®-Prozess	54
3.1.1	COREX®-LRI-Gas.....	55
3.1.2	Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda=1$)	56
3.1.3	Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda>1$)	58
3.1.4	Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$).....	60
3.1.5	Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$).....	62
3.2	FINEX®-Prozess	65
3.2.1	Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda=1$)	66
3.2.2	Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda>1$)	68
3.2.3	Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$).....	70
3.2.4	Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$).....	72
3.3	Oxyfuel-Verfahren.....	74
3.3.1	Design Grundlagen.....	76
3.3.2	Prozesslayout	77
3.3.3	Prozessbeschreibung	78
3.3.3.1	Druckteil (Kessel).....	78
3.3.3.2	Economiser.....	80
3.3.3.3	Trommel.....	80
3.3.3.4	Fallrohre / Steigrohre	81
3.3.3.5	Überhitzer	81
3.3.3.6	Kessel Hilfseinrichtungen	81
	Chemikaliendosierung & Probennahme	81
3.3.3.7	Speisewasser System.....	83
3.3.3.8	Brenner	83
3.3.3.9	Rauchgasrezirkulation und Frischluftversorgung.....	84
3.3.3.10	Kamin.....	84
	Kontinuierliche Emissionsüberwachung	85
3.3.3.11	Wärmeverschiebesystem (WVS).....	85
3.3.3.12	Rauchgaskühlung	85

3.3.4	Turbinenstrang.....	85
3.3.4.1	Dampfturbine	86
3.3.4.2	Luft- und CO ₂ -Verdichter.....	86
3.3.5	CO ₂ -Reinigung (CPU - CO ₂ Purification Unit).....	87
3.3.5.1	Rauchgasentschwefelung	88
3.3.5.2	Rauchgasentfeuchtung und -trocknung.....	88
3.3.5.3	CO ₂ -Verflüssigung und -Destillation	88
3.3.6	Luftzerlegungsanlage ASU	89
3.4	Massen- und Energiebilanz	91
3.4.1	Überblick.....	91
3.4.2	Eigenenergiebedarf.....	91
3.4.3	Kühlwasser	91
3.4.4	Abwasser und Abgas	91
3.5	Ergebnisse hinsichtlich CO ₂ -Einsparung	95
3.6	Kostenschätzung +/- 30 %	97
4	TRANSPORT, LAGERUNG UND SPEICHERUNG	98
4.1	Transport von abgeschiedenem Kohlendioxid	98
4.2	Lagerung von abgeschiedenem Kohlendioxid	100
4.2.1	Erschöpfte Gas- und Öllagerstätten	100
4.2.2	Saline Aquifere	101
4.2.3	Nicht abbaubare Kohlevorkommen	101
5	FEASIBILITY STUDY	102
6	ZUSAMMENFASSUNG	106
7	VERZEICHNISSE	108
7.1	Literatur.....	108
7.2	Tabellen	110
7.3	Abbildungen.....	113

Kurzfassung

Im Zuge dieses Projektes wurden ausgewählte, in Schmelzreduktionsanlagen anfallende, Exportgase hinsichtlich einer ökologischen und ökonomischen Verwertung untersucht. Hierbei wurde einerseits die Verbrennung der beiden Exportgase, COREX®-LRI-Exportgas sowie Tailgas aus FINEX®, mittels Oxyfuel-Verfahren und andererseits eine chemische/physikalische Entfernung (pressure swing adsorption (PSA) mit anschließender kryogener Reinigung, MEA-Wäsche, CO-Konvertierung mittels anschließender MEA-Wäsche) des Gichtgases aus dem Hochofen betrachtet. Beim Oxyfuel-Verfahren wurde das gewonnene Kohlendioxid anschließend für eine nachfolgende geologische Speicherung noch von Verunreinigungen befreit und auf 80 bar komprimiert. Das abgetrennte Kohlendioxid des Gichtgases wurde für eine nachfolgende geologische Speicherung auf 150 bar komprimiert. Im Zuge des Projektes wurden neben der Erstellung von Stoff-, Energie- und CO₂-Bilanzen für die zu untersuchenden Exportgase auch Anlagenkonzepte ausgearbeitet und eine Feasibility Study durchgeführt, um sowohl die technische Durchführbarkeit als auch die effektiv entstehenden Kosten pro Tonne Kohlendioxid, in Abhängigkeit der gewählten Variante, zu ermitteln.

Hinsichtlich Gichtgas haben sich die Varianten PSA mit anschließender kryogener Reinigung sowie die MEA-Wäsche als ökologisch und ökonomisch sinnvoll herausgestellt, wobei die PSA insgesamt besser abschneidet. Die Verwertung der beiden Exportgase mittels Oxyfuel-Verfahren schneidet hinsichtlich tatsächlicher CO₂-Einsparung und Kosten besser ab als PSA beim Hochofen-Gichtgas. Aufgrund der niedrigen CO₂-Zertifikatspreise ist jedoch keines der betrachteten Verfahren im Moment wirtschaftlich.

Abstract

In the course of this project, selected export gases from melting reduction plants were investigated with regard to their ecological and economical utilisation. Here, on the one hand, the combustion of the two export gases, COREX®-LRI export gas and tail gas from FINEX®, using the Oxyfuel process, as well as a chemical/physical removal (pressure swing adsorption (PSA) followed by cryogenic cleaning, MEA scrubbing, CO conversion using subsequent MEA scrubbing) of the blast furnace gas were considered. In the Oxyfuel process, the produced carbon dioxide was purified for geological storage and compressed at 80 bar. . The carbon dioxide produced from the blast furnace was purified for geological storage and compressed at 150 bar. In the course of this project, aside from the compilation of the material, energy and CO₂ balances for the selected gases, plant concepts and a feasibility study were conducted, in order to establish not only the technical viability but also the cost per ton of carbon dioxide dependent on the variation selected.

With regard to blast furnace gas, the two variations, PSA with subsequent cryogenic cleaning and MEA scrubbing, showed reasonable promise whereupon the former was better. The utilisation of the two export gases using the Oxyfuel process showed a more effective saving of CO₂ and was cheaper as the PSA with blast furnace gas. However, due to the low CO₂-certificate price, none of the investigated processes are presently economical.

1 Einleitung

Um dem Treibhauseffekt entgegenzuwirken und dem Ziel des Kyoto-Protokolls näher zu kommen, wurden im Zuge dieses Projektes einige Maßnahmen untersucht, um Kohlendioxid aus Exportgasen der metallurgischen Industrie abzutrennen und anschließend geologisch speichern zu können.

CCS (Carbon Capture and Storage) behandelt, wie der Name schon sagt, die Erfassung (Abscheidung) und Lagerung von Kohlendioxid. Der Abscheideprozess ist komplex und mit einem hohen finanziellen und anlagentechnischen Aufwand verbunden. Daher ist eine CO₂-Abscheidung nur an einzelnen, großen Punktquellen wie Kraftwerken, Eisen- und Stahlerzeugern, Zementfabriken oder Raffinerien wirtschaftlich und ökologisch sinnvoll. Der Prozess zur Entfernung von CO₂ aus Rauchgasen ist im Wesentlichen in drei Schritte unterteilt:

- das Abscheiden aus dem Rauchgas
- der Transport zur Lagerstätte
- die Endlagerung

Grundsätzlich stehen drei verschiedene Möglichkeiten zur Verfügung, um CO₂ konzentriert aus Rauchgasen abzuscheiden.

- CO₂-Abscheidung nach der Verbrennung (Post-Combustion Capture)
- CO₂-Abscheidung vor der Verbrennung (Pre-Combustion Capture)
- Sauerstoffverbrennung (Oxyfuel-Prozess)

Beim Oxyfuel-Verfahren handelt es sich um keine Abscheidung im eigentlichen Sinn, sondern um eine Möglichkeit der Prozessführung, bei der ein Abgasgemisch mit einer hohen CO₂-Konzentration entsteht. Dieses Abgasgemisch kann dann nach einer Abtrennung von Verunreinigungen, wie beispielsweise Stickstoff, für eine geologische Speicherung herangezogen werden.

Im Folgenden werden für Exportgase der metallurgischen Industrie Varianten der CO₂-Abtrennung mittels Adsorption und Absorption sowie Oxyfuel-Verfahren betrachtet und das ökologisch und ökonomisch sinnvollste Verfahren ausfindig gemacht.

2 Arbeitspaket 1

2.1 Hochofen-Prozess

Der Hochofen, siehe Abbildung 1, ist das derzeit bedeutendste Verfahren zur Herstellung von flüssigem Roheisen. Als Einsatzstoffe werden Sinter, Stückerz, Pellets, sowie Koks und Zuschläge verwendet.

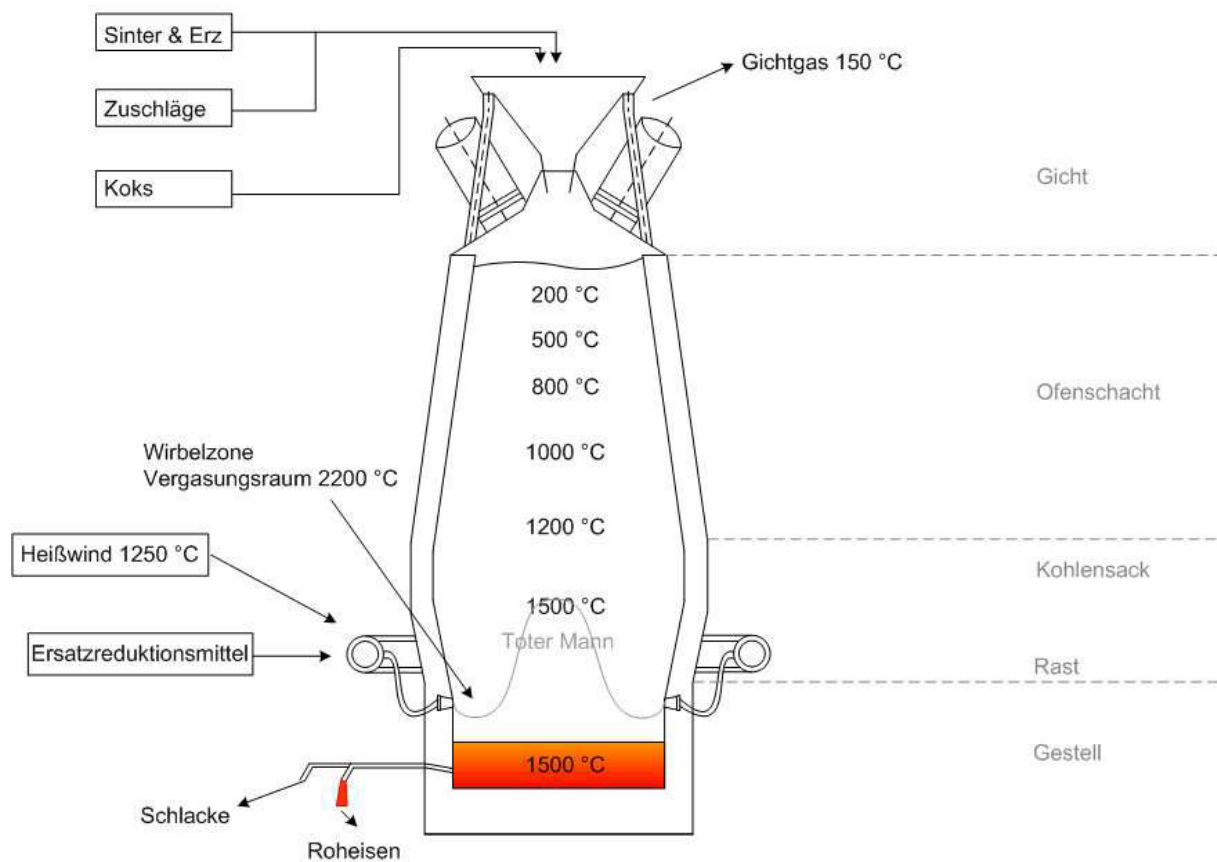


Abbildung 1: Hochofen [1, i.A.a. S. 27ff]

Der Prozess läuft nach dem Gegenstromprinzip ab, wobei das Reduktionsgas, welches durch die Vergasung von Koks, Feinkohle, Schweröl und anderen Reduktionsmitteln (beispielsweise Kunststoff als Ersatzreduktionsmittel) bereitgestellt wird, von unten nach oben strömt und das Erz, welches den Reaktor von oben nach unten durchläuft, dabei indirekt reduziert. Im unteren Teil des Schachts erfolgt die direkte Reduktion.

Im unteren Bereich des Hochofens liegt ab dem Zeitpunkt des Aufschmelzens des Möllers eine Dreiphasenströmung vor. Der Feststoff (Koks) sinkt im Reaktor ab, die Schmelze beginnt abzutropfen und das Reduktionsgas steigt zur Gicht auf.

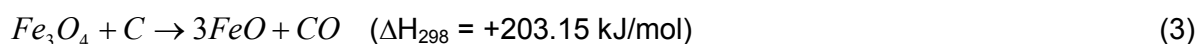
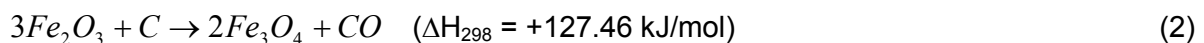
Dieser Bereich der Möllererweichung und des Abschmelzen wird als „kohäsive“ Zone bezeichnet. Der Koks erfüllt hier eine Stützfunktion, er ermöglicht das Abtropfen der Schmelze in das Gestell des Reaktors und gewährleistet die Durchgasbarkeit in der Zone (nach oben strömendes Reduktionsgas).

Während es unterhalb der kohäsiven Zone zum vollständigen Aufschmelzen der Möllermischung und zur Ausbildung einer Metall- und Schlackenphase kommt, bleibt der Koks als Feststoff erhalten. Der Kohlenstoff des Koks wird an den Blasformen mit Sauerstoff vergast und ein Teil des Kohlenstoffs löst sich im Roheisen (ca. 4.3 %). Der Rest des Koks bildet im Zentrum des Reaktors einen nahezu reaktionslosen kegelförmigen Körper aus, welcher als „Toter Mann“ bezeichnet wird. Durch diesen kegelförmigen Körper ist das Abfließen der flüssigen Metall- und Schlackenphase in das Gestell des Hochofens gewährleistet. Die Durchgasung des toten Mannes ist gering (im unteren Bereich des Kegels wahrscheinlich nicht vorhanden), weil sich die Wirbelzone („Raceway“) bei weitem nicht bis ins Zentrum des Ofens erstreckt.

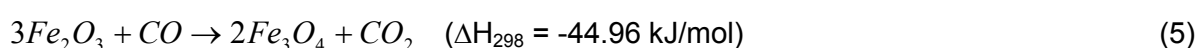
Durch die Blasformen wird Heißwind in den Hochofen eingeblasen. Der Sauerstoff (O_2) reagiert mit dem Kohlenstoff (C) des Kokes, wobei, unter Wärmeabgabe, Kohlendioxid (CO_2) entsteht. Dieses Kohlendioxid reagiert bei den vorherrschenden Temperaturen von rund 2200 °C und dem Vorhandensein von Kohlenstoff, nach der Boudouard-Reaktion, siehe Gleichung (1), zu Kohlenmonoxid (CO), wobei Wärme verbraucht wird [1, S. 27ff].

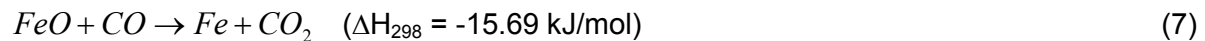
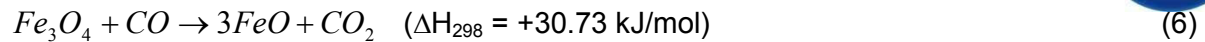


Das Kohlenmonoxid reduziert seinerseits den in den Erzen gebundenen Sauerstoff und wird dabei zu Kohlendioxid oxidiert. Nach der Boudouard-Reaktion entsteht daraus, beim Vorhandensein von Kohlenstoff, sofort wieder Kohlendioxid. Da die Reaktionen praktisch gleichzeitig ablaufen, scheint es, als ob Kohlenstoff das Eisen reduziert hätte, daher spricht man von *direkter Reduktion*, siehe Gleichung (2) bis (4) [1, S. 27ff].

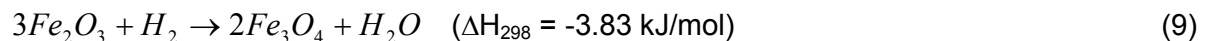


Die Reduktion über Kohlenstoff ist bei Temperaturen unter 1000 °C kinetisch gehemmt und die Boudouard-Reaktion kann bei den vorherrschenden Betriebsbedingungen nicht mehr vollständig stattfinden. Dadurch können die Eisenoxide nur mehr durch das vorhandene Kohlenmonoxid reduziert werden. Diesen Vorgang nennt man *indirekte Reduktion*, siehe Gleichung (5) bis (7) [1, S. 27ff].





Auch die Feuchtigkeit des Windes (Wasserdampf) kann zur direkten Reduktion im Hochofen beitragen, siehe Gleichung (8). Der entstehende Wasserstoff (H_2) reduziert dann seinerseits Eisenoxid und als Reaktionsprodukt erhält man, statt Kohlendioxid, Wasserdampf, siehe Gleichung (9) bis (11) [1, S. 27ff].



Der Möller (Gemisch aus Erz und Zuschlägen) und der Koks werden bei der Gicht schichtweise in den Hochofen chargiert. Die Schüttsäule wandert dann über den, nach unten erweiterten, Ofenschacht hinunter. Diese Erweiterung ist notwendig, damit sich das Füllgut im Ofen bei seiner durch die Erwärmung und chemischen Umsetzung bedingten Ausdehnung nicht festsetzt. Die Höhe des Ofenschachtes beträgt ca. 3/5 der Gesamthöhe des Hochofens. An den Schacht schließt der zylindrische Kohlensack und in der darunter liegenden Rast verengt sich das Profil wieder, da in diesem Teil des Ofens das Schmelzen der Beschickungssäule beginnt und das Ofenvolumen kleiner gehalten werden kann. Das Gestell ist der untere zylindrische Teil des Hochofens, in dem sich flüssige Schlacke und Roheisen sammeln. Die spezifisch leichtere Schlacke schwimmt dort auf dem flüssigen Roheisen. Im oberen Teil des Gestells sind bis zu 40 wassergekühlte Windformen aus Kupfer angeordnet, durch welche die heiße Luft in den Hochofen geblasen wird (mit Überdruck von 0.6 – 3.5 bar). Etwas tiefer liegen die Stichlöcher für den Abfluss von Roheisen und Schlacke, welche nach jedem Abstich mit feuerfester Masse verschlossen werden. Das flüssige Roheisen besitzt beim Abstich Temperaturen von rund 1500 °C. Moderne Hochöfen haben ein Innenvolumen welches größer als 6000 Nm³ ist und produzieren mehr als 12000 t Roheisen/Tag [1, S. 27ff].

Damit die Luft mit ca. 1250 °C in den Hochofen eingeblasen werden kann, wird sie in Winderhitzern, siehe Abbildung 2, vorgewärmt. Ein Winderhitzer ist ein stahlummantelter Zylinder mit einer Höhe von 25-40 m und einem Durchmesser von 6-9 m. Im Inneren befindet sich ein Gitterwerk aus feuerfesten Formsteinen und seitlich (außen oder innen) ist ein Brennschacht angebracht. Die Funktionsweise erfolgt nach dem „regenerativen Prinzip“. Zu einem Hochofen gehören mindestens drei Winderhitzer. In der Aufheizperiode des Winderhitzers wird im Brennschacht Gichtgas verbrannt. Der heiße Gasstrom wird durch das Gitterwerk geleitet und heizt dieses auf. Danach führt man kalte Luft hindurch. Das

Gitterwerk gibt die gespeicherte Wärme ab und die vorher noch kalte Luft wird zum Heißwind. Während ein Winderhitzer aufgeheizt wird gibt der andere seine gespeicherte Wärme an die durchgeleitete Luft ab. Der Einsatz von Heißwind steigert die Leistung des Hochofens und senkt den Koksverbrauch [1, S. 27ff].

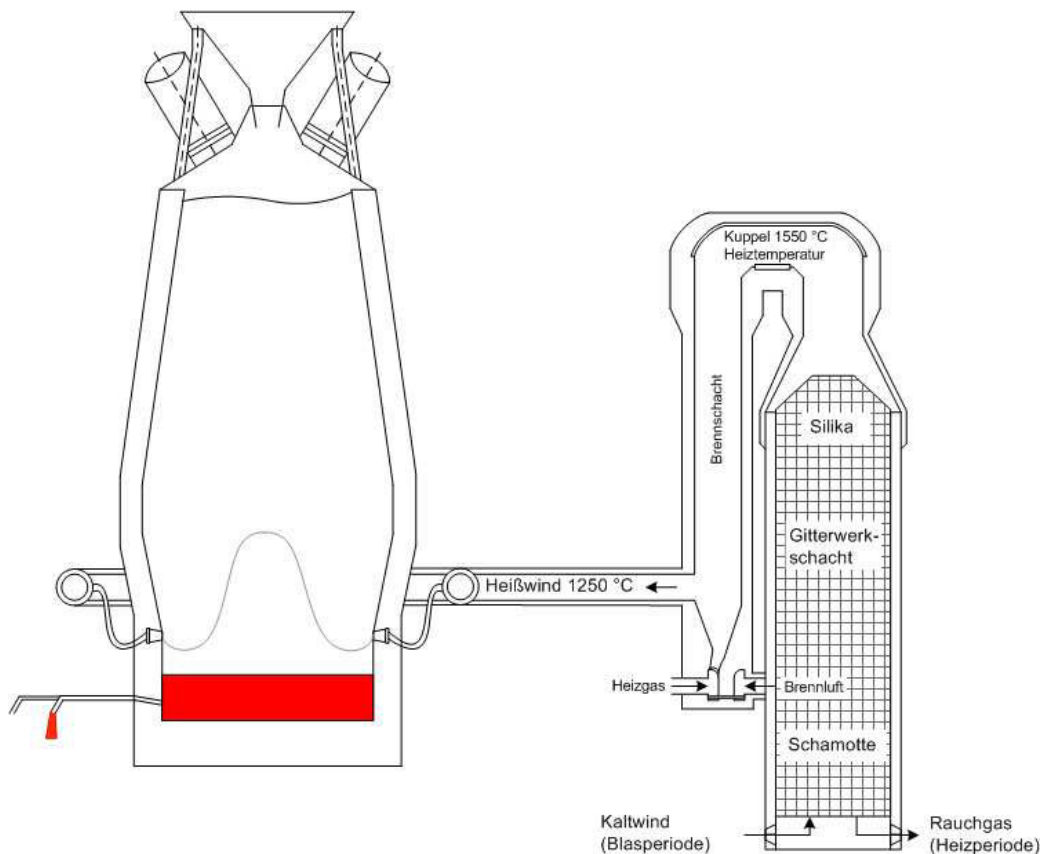


Abbildung 2: Hochofen mit Winderhitzer [1, i.A.a. S. 27ff]

Das Roheisen wird dann in Torpedopfannen, in welchen die Entschwefelung durchgeführt werden kann, zum Stahlwerk transportiert (bis zu 200 km) [1, S. 27ff].

2.2 Gichtgas

Das Gichtgas wird nach einer mehrstufigen Entstaubung im Winderhitzer verbrannt. Pro Tonne Roheisen entstehen rund 20 kg Gichtstaub, welcher aus feinsten Teilchen Erz, Koks und Zuschlägen besteht und nach einer Aufbereitung wieder dem Sinterprozess zugeführt werden kann [1, S. 27ff].

Beim Hochofenprozess entstehen Abgasmengen von rund 1500 Nm³/t Roheisen welche nach mechanischer Abscheidung der Grobfraction in Ringspaltwäschern oder Gewebefiltern gereinigt werden [1, S. 27ff].

In den folgenden Tabellen sind die Zusammensetzung des Gichtgases sowie der Zustand vor und nach der Turbine, siehe Abbildung 3, dargestellt.

Tabelle 1: Gichtgasanalyse [3]

CO	Vol %	23.00
CO ₂	Vol %	22.40
H ₂	Vol %	7.80
N ₂	Vol %	46.80
H ₂ O	Vol %	gesättigt
unterer Heizwert	kWh/m ³ (in N. tr.)	1.040
Dichte bei Normzustand	kg/m ³ (in N. tr.)	1.32

Tabelle 2: Zustand vor der Turbine [3]

Volumenstrom	m ³ /h (in N. tr.)	480000	
Temperatur	°C	45 (Mittelwert)	von 40 bis 50
Druck	bar ü	1.92	bis 2.35
Staubgehalt	mg/m ³ (in N. tr.)	< 1	

Tabelle 3: Zustand nach der Turbine [3]

Volumenstrom	m ³ /h (in N. tr.)	480000	
Temperatur	°C	17	
Druck	bar ü	0.133	
Staubgehalt	mg/m ³ (in N. tr.)	< 1	

Zurzeit wird das Gichtgas thermisch verwertet. Diese thermische Verwertung geschieht durch Verbrennung mit Luft und Rückgewinnung der fühlbaren Wärme (beispielsweise im Winderhitzer oder in thermischen Kraftwerken). Die entstehenden Abgase dieser Prozesse, welche großteils aus Kohlendioxid (CO₂) und Stickstoff (N₂) bestehen, werden nach der Wärmerückgewinnung aus dem System ausgebracht.

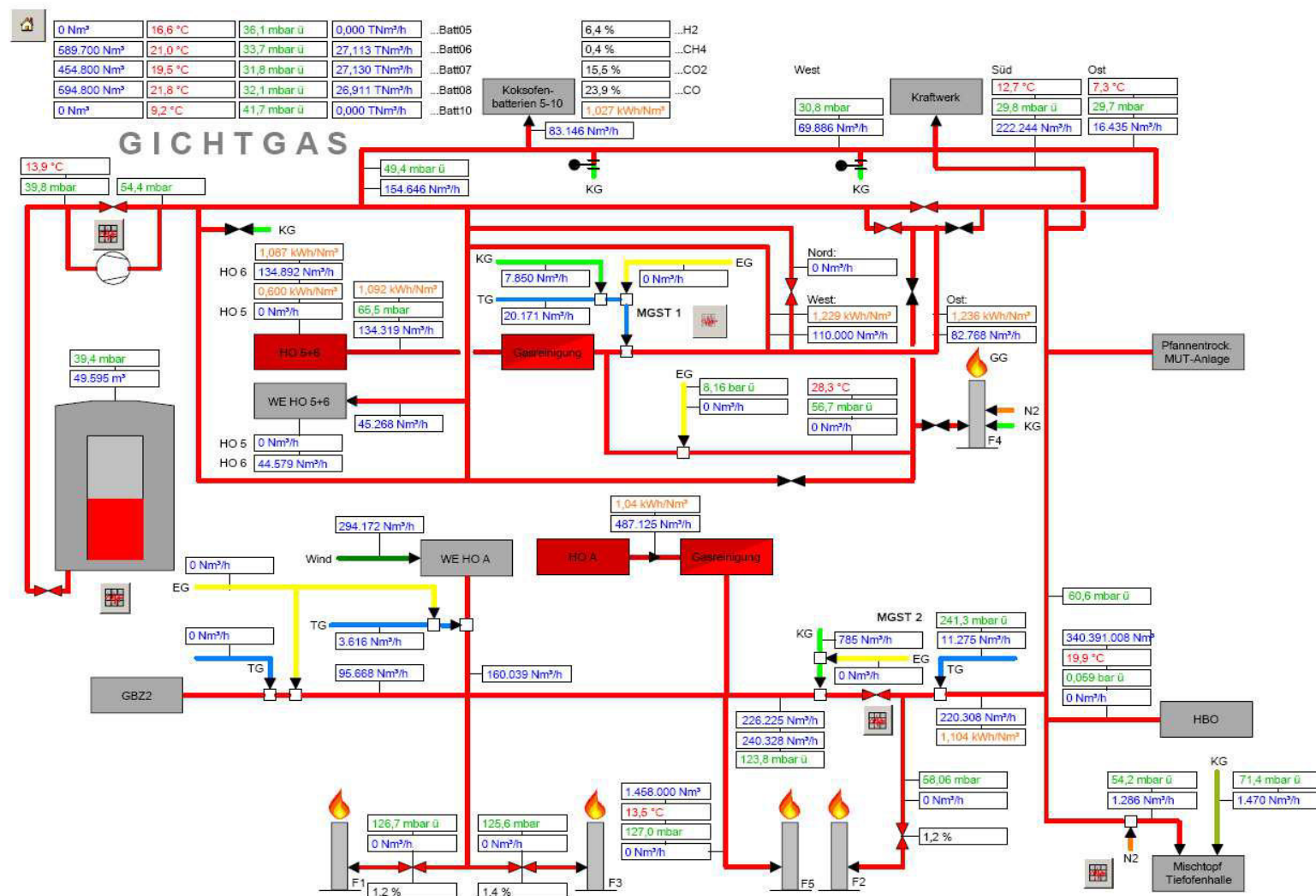


Abbildung 3: Prozessfließbild des Gichtgases [3]

2.3 Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation

In diesem Kapitel wird die aktuelle Verwertungssituation des Gichtgases anhand einer Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft genauer dargestellt. Dabei sind die dargestellten Berechnungsergebnisse für $\lambda=1$ und $\lambda>1$ berechnet worden. Da in Realität keine komplette thermische Verwertung des Gichtgases, wie nachfolgend berechnet, stattfindet sondern ein Teil des Gases zu den Winderhitzern und der andere Teil zum Kraftwerk geleitet wird, wurden von der voestalpine noch Kraftwerksberechnungen durchgeführt, welche das sowie auch die Produktion von notwendigem Dampf berücksichtigen. Allerdings geben die nachfolgend durchgeführten Berechnungen bereits einen Anhaltspunkt hinsichtlich tatsächlicher Verwertung.

2.3.1 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Luft ($\lambda=1$)

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Luft und einem $\lambda=1$ ist in Tabelle 4 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 5.

Tabelle 4: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Luft ($\lambda=1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	217920.00	30.24	217920.00	28.65
N ₂	502720.00	69.76	502720.00	66.09
H ₂ O	0.00	0.00	39967.73	5.25
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	720640.00	100.00	760607.73	100.00

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft und $\lambda=1$, aufgelistet, siehe Abbildung 4 und Abbildung 5.

Tabelle 5: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

Input - Gichtgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	1670.38	3367.16	7.80	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO(g)	4925.49	137965.03	23.00	-130131.53	-544470.30
CO ₂ (g)	4797.00	211115.09	22.40	-451158.04	-1887645.24
N ₂ (g)	10022.31	280758.91	46.80	0.00	0.00
Summe	21415.19	633206.19	100.00		
T	25.00				
Input - Luft					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	12406.53	347549.13	78.44	0.00	0.00
O ₂ (g)	3297.94	105530.08	20.85	0.00	0.00
H ₂ O(g)	112.77	2031.66	0.71	-6518.13	-27271.85

Summe	15817.25	455110.88	100.00		-2459387.39
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO₂(g)	9722.49	427885.05	28.65	-767532.16	-3211354.56
N₂(g)	22428.84	628308.04	66.09	210579.24	881063.53
H₂O(g)	1783.16	32123.97	5.25	0.00	0.00
CO(g)	0.00	0.00	0.00	-81968.48	-342956.14
Summe	33934.49	1088317.07	100.00		
T	1252.02				
Wärmeverluste					
Losses					213859.77
					-2459387.39
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

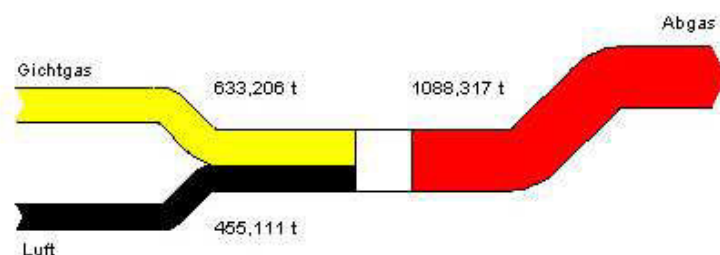


Abbildung 4: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

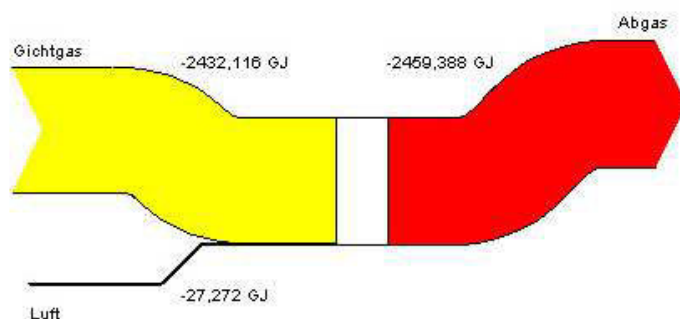


Abbildung 5: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

2.3.2 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Luft ($\lambda > 1$)

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Luft und einem $\lambda > 1$ mit einem Sauerstoffgehalt im Rauchgas von 3 % ist in Tabelle 6 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 7.

Tabelle 6: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Luft ($\lambda > 1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	217920.00	25.92	217920.00	24.72
N ₂	597604.27	71.08	597604.27	67.79
O ₂	25222.40	3.00	25222.40	2.86
H ₂ O	0.00	0.00	40830.22	4.63
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	840746.67	100.00	881576.89	100.00

Tabelle 7: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

Input - Gichtgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	1670.38	3367.16	7.80	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO(g)	4925.49	137965.03	23.00	-130131.53	-544470.30
CO ₂ (g)	4797.00	211115.09	22.40	-451158.04	-1887645.24
N ₂ (g)	10022.31	280758.91	46.80	0.00	0.00
Summe	21415.19	633206.19	100.00		
T	25.00				
Input - Luft					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	16639.79	466137.11	78.44	0.00	0.00
O ₂ (g)	4423.24	141538.23	20.85	0.00	0.00
H ₂ O(g)	151.25	2724.88	0.71	-8742.19	-36577.33
Summe	21214.28	610400.22	100.00		-2468692.88
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO ₂ (g)	9722.49	427885.05	24.72	-799298.39	-3344264.45
N ₂ (g)	26662.10	746896.02	67.79	198292.01	829653.79
H ₂ O(g)	1821.64	32817.20	4.63	14344.52	60017.47
O ₂ (g)	1125.30	36008.14	2.86	-54677.01	-228768.62
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	39331.53	1243606.41	100.00		
T	1015.58				

Wärmeverluste			
Losses			214668.95
			-2468692.88
Δ kg		0.00	
Δ MJ		0.00	

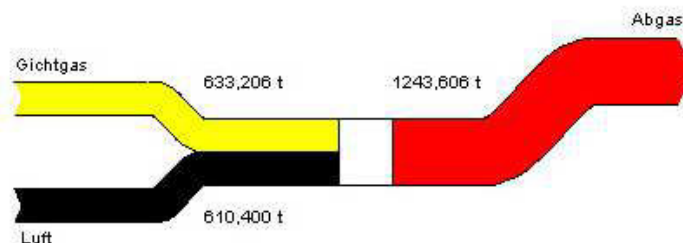


Abbildung 6: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

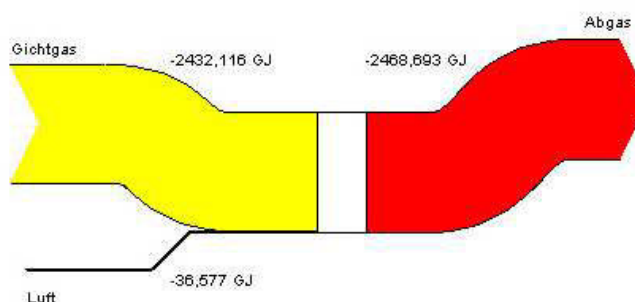


Abbildung 7: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

2.4 Massen- und Energiebilanz bei thermischer Verwertung mit Sauerstoff

Hier wird die mögliche Verwertungssituation des Gichtgases mit Sauerstoff (99.5% O_2) anhand einer Massen- und Energiebilanz genauer dargestellt. Dabei sind die Berechnungsergebnisse auch hier für $\lambda=1$ und $\lambda > 1$ berechnet worden.

2.4.1 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Sauerstoff und einem $\lambda=1$ ist in Tabelle 8 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 9.

Tabelle 8: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
------------------	-----	-----------------	-----

CO ₂	217920.00	49.20	217920.00	45.36
N ₂	225011.46	50.80	225011.46	46.84
H ₂ O	0.00	0.00	37440.00	7.79
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	442931.46	100.00	480371.46	100.00

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff und $\lambda=1$ aufgelistet, siehe Abbildung 8 und Abbildung 9.

Tabelle 9: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

Input - Gichtgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	1670.38	3367.16	7.80	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO(g)	4925.49	137965.03	23.00	-130131.53	-544470.30
CO ₂ (g)	4797.00	211115.09	22.40	-451158.04	-1887645.24
N ₂ (g)	10022.31	280758.91	46.80	0.00	0.00
Summe	21415.19	633206.19	100.00		
T	25.00				
Input - Sauerstoff					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	16.57	464.25	0.50	0.00	0.00
O ₂ (g)	3297.94	105530.08	98.79	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	3314.51	105994.34	100.00		-2432115.54
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO ₂ (g)	9722.49	427885.05	45.31	-700649.39	-2931517.07
N ₂ (g)	10038.88	281223.16	46.79	135446.87	566709.69
H ₂ O(g)	1670.38	30092.31	7.90	-6717.12	-280859.98
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	21431.76	739200.53	100.00		
T	1737.76				
Wärmeverluste					
Losses					211488.31
					-2432115.54
Δ kg		0.00			

Δ MJ	0.00
-------------	------

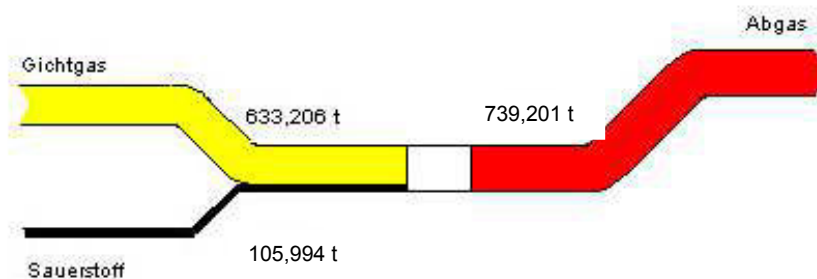


Abbildung 8: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

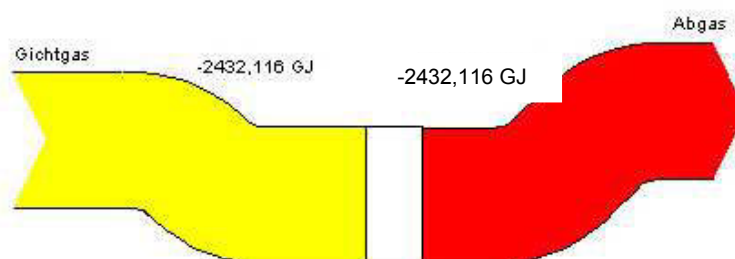


Abbildung 9: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

2.4.2 Thermische Verwertung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda>1$)

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Sauerstoff und einem $\lambda>1$ mit einem Sauerstoffgehalt im Rauchgas von 3 % ist in Tabelle 10 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 11.

Tabelle 10: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda>1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	217920.00	47.72	217920.00	44.10
N ₂	225080.31	49.28	225080.31	45.55
O ₂	13701.04	3.00	13701.04	2.77
H ₂ O	0.00	0.00	37440.00	7.58
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	456701.35	100.00	49414.35	100.00

Tabelle 11: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)

Input - Gichtgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	1670.38	3367.16	7.80	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO(g)	4925.49	137965.03	23.00	-130131.53	-544470.30

CO ₂ (g)	4797.00	211115.09	22.40	-451158.04	-1887645.24
N ₂ (g)	10022.31	280758.91	46.80	0.00	0.00
Summe	21415.19	633206.19	100.00		
T	25.00				
Input – O₂					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	19.64	550.30	0.50	0.00	0.00
O ₂ (g)	3909.21	125090.04	99.50	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	3928.85	125640.34	100.00		-2432115.54
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO ₂ (g)	9722.49	427885.05	44.10	-738908.10	-3091591.50
N ₂ (g)	10041.95	281309.21	45.55	111925.99	468298.33
H ₂ O(g)	1670.38	30092.31	7.58	19989.05	83634.19
O ₂ (g)	611.27	19559.96	2.77	-26615.89	-111360.87
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	22046.10	758846.53	100.00		
T	1469.45				
Wärmeverluste					
Losses					211488.31
					-2432115.54
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

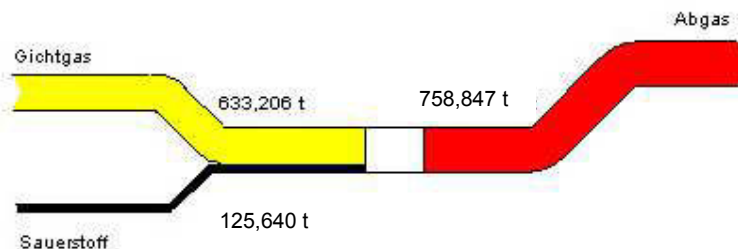


Abbildung 10: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

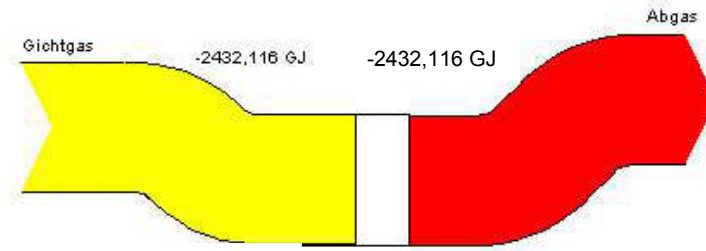


Abbildung 11: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

Zusätzlich wurde von der voestalpine eine Kraftwerksberechnung für den im Projekt betrachteten Basisfall durchgeführt, um anhand der elektrischen Leistung der Dampfturbine eine Vergleichbarkeit in Bezug auf CO₂-Emissionen, mit den betrachteten Varianten, darstellen zu können. Hierbei wird nur ein bestimmter Anteil des Gichtgasstroms zum Kraftwerk geleitet, da der restliche Strom zu den Winderhitzern geleitet wird.

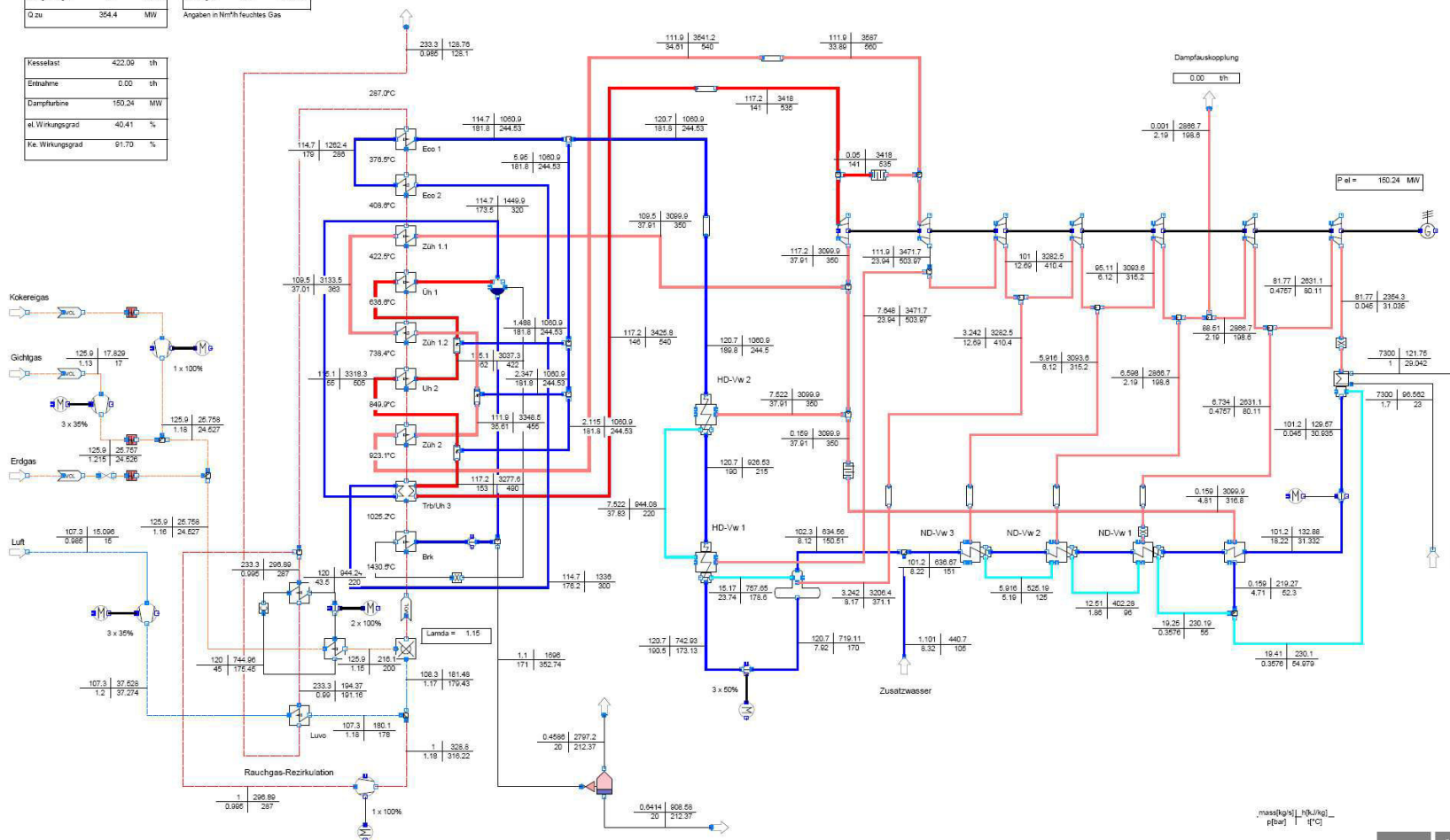
Wie man in der folgenden Abbildung sehen kann, beträgt die elektrische Leistung der Dampfturbine im Basisfall 150.24 MW.

160 MW Kraftwerksblock 07

Lastfall: Basis

Menge Koksgas	0	Nm³/h	Hu Koksgas	4.92	kWh/Nm³
Menge Gichtgas	345937	Nm³/h	Hu Gichtgas	1.02	kWh/Nm³
Menge Erdgas	0	Nm³/h	Hu Erdgas	9.77	kWh/Nm³
Q zu	354.4	MW	Angaben in Nm³/h feuchtes Gas		

Kesselast	422.09	t/h
Entnahme	0.00	t/h
Dampfturbine	150.24	MW
el. Wirkungsgrad	40.41	%
ke. Wirkungsgrad	91.70	%



voestalpine
STAHL GMBH

mass [kg/s] | h [kJ/kg]
p [bar] | t [°C]

ESA by FvB4
Stand 27. April 2011



2.5 Adsorption (PSA, VPSA)

Als Teil des VEMIKO Forschungsvorhabens wird für die CO₂-Abscheidung des Hochofen-Gichtgases unter anderem eine reversible physikalische Adsorptionsvariante untersucht.

Unter Adsorption, im Bezug auf CO₂-Abtrennung, wird die reversible Anbindung von CO₂ aus der Gasphase an feste Oberflächen (Adsorbentien bzw. Adsorptionsmittel) verstanden. Die Adsorptionsmittel müssen dabei einerseits eine hohe Affinität zu den abzutrennenden Gasen aufweisen und andererseits die anderen Gase durchlassen. Die Effektivität der Trennung ist dabei von der Temperatur, dem Partialdruck des abzutrennenden Gases und der Porengröße des Adsorptionsmittels abhängig. Bei den Adsorbentien kann es sich um Aktivkohlen, Silikagele oder Zeolithe handeln, wobei für die CO₂-Abtrennung vor allem Aktivkohle und Zeolithe als Adsorptionsmittel eingesetzt werden [6], [8, S. 1482 ff], [9].

Für die Druckwechseltechnik PSA (Pressure Swing Adsorption) werden mehrere Adsorptionsbehälter (Adsorber) eingesetzt. Während das zu reinigende Gas mit hohem Druck einen Behälter durchströmt bis das darin enthaltene Adsorptionsmittel gesättigt ist, werden in den anderen Behältern die beladenen Adsorbentien durch Desorption unter Druckabsenkung regeneriert. Anschließend wird der Gasstrom zu einem Behälter mit regeneriertem Adsorptionsmittel geleitet. Erfolgt die Adsorption bzw. Desorption durch Nutzung des Vakuumbereichs spricht man von VPSA (Vacuum Pressure Swing Adsorption) [6], [8, S. 1482 ff].

Adsorbentien werden normalerweise in Form von kugelförmigen Tabletten, Stangen oder monolithischen Formteilen mit hydrodynamischen Durchmessern zwischen 0.5 und 10 mm benutzt. Die Anforderungen an Adsorbentien sind:

- hoher Abnutzungswiderstand,
- hohe Selektivität für die abzutrennende Komponente
- hohe Wärmebeständigkeit und
- kleine Porendurchmesser

Die Leicht- oder Schwerflüchtigkeit einzelner zu trennender Komponenten entscheidet über die am besten geeignete Porosität der Materialien, wobei schwerflüchtige Materialien, wie etwa Kohlenwasserstoffe steigender C-Zahlen, immer offenerporigerer Materialien erfordern, um noch desorbierbar zu sein [8, S. 1482 ff].

2.5.1 Silikagel

Silikagel oder Kieselgel ist ein amorphes (Atome bilden keine geordnete Struktur) Siliciumdioxid. Es besitzt eine große innere Oberfläche ist polar, stark hygroskopisch (wasseranziehend) und bleibt auch im erschöpften Zustand rieselfähig und formbeständig. Aufgrund der unterschiedlichen Nachbehandlungsmethoden ergeben sich verschiedene Porenkorngößenverteilungen [10].

2.5.2 Zeolithe

Zeolithe sind kristalline Alumosilikate, welche sowohl synthetisch hergestellt werden können als auch in mehreren Modifikationen in der Natur vorkommen. Alumosilikate sind aus den Grundbausteinen SiO_4 -Tetraeder und AlO_4 -Tetraeder aufgebaut. Ein Siliziumatom bzw. Aluminiumatom ist also von vier Sauerstoffatomen umgeben. In der Natur vorkommende Zeolithe sind polar. Zeolithe können Wasser und andere niedermolekulare Stoffe an sich binden und beim Erhitzen wieder freigeben, ohne dass ihre Kristallstruktur dabei zerstört wird [11, S. 1571ff].

2.5.3 Aktivkohle

Hierbei handelt es sich um eine offenporige feinkörnige Kohle mit einer großen inneren Oberfläche. Sie kommt sowohl granuliert als auch in Tablettenform gepresst zum Einsatz. Aktivkohle besteht größtenteils aus Kohlenstoff (> 90 %) und hat eine hochporöse Struktur. Dabei sind die Poren wie bei einem Schwamm untereinander verbunden (offenporig). Aktivkohle ist apolar und das am häufigsten benutzte Absorptionsmittel [12].

Für die im Projekt VEMIKO angedachte CO_2 -Adsorption mittels Pressure Swing Adsorption (PSA) bzw. Vacuum Pressure Swing Adsorption (VPSA) wurde ein Anlagenkonzept erstellt, welches im Folgenden dargestellt ist.

Hierbei ist der PSA bzw. VPSA noch eine kryogene Reinigung nachgeschaltet, da mit den beiden Varianten der PSA und VPSA einerseits die geforderte CO_2 -Reinheit, welche zur geologischen Speicherung benötigt wird (> 95.5 % CO_2 laut Dynamis Spezifikation), nicht erreicht wird und andererseits der CO_2 -Strom auch noch von Stickstoff und Wasser (< 4 % N_2 und < 500ppm_v H_2O laut Dynamis Spezifikation) befreit werden muss.

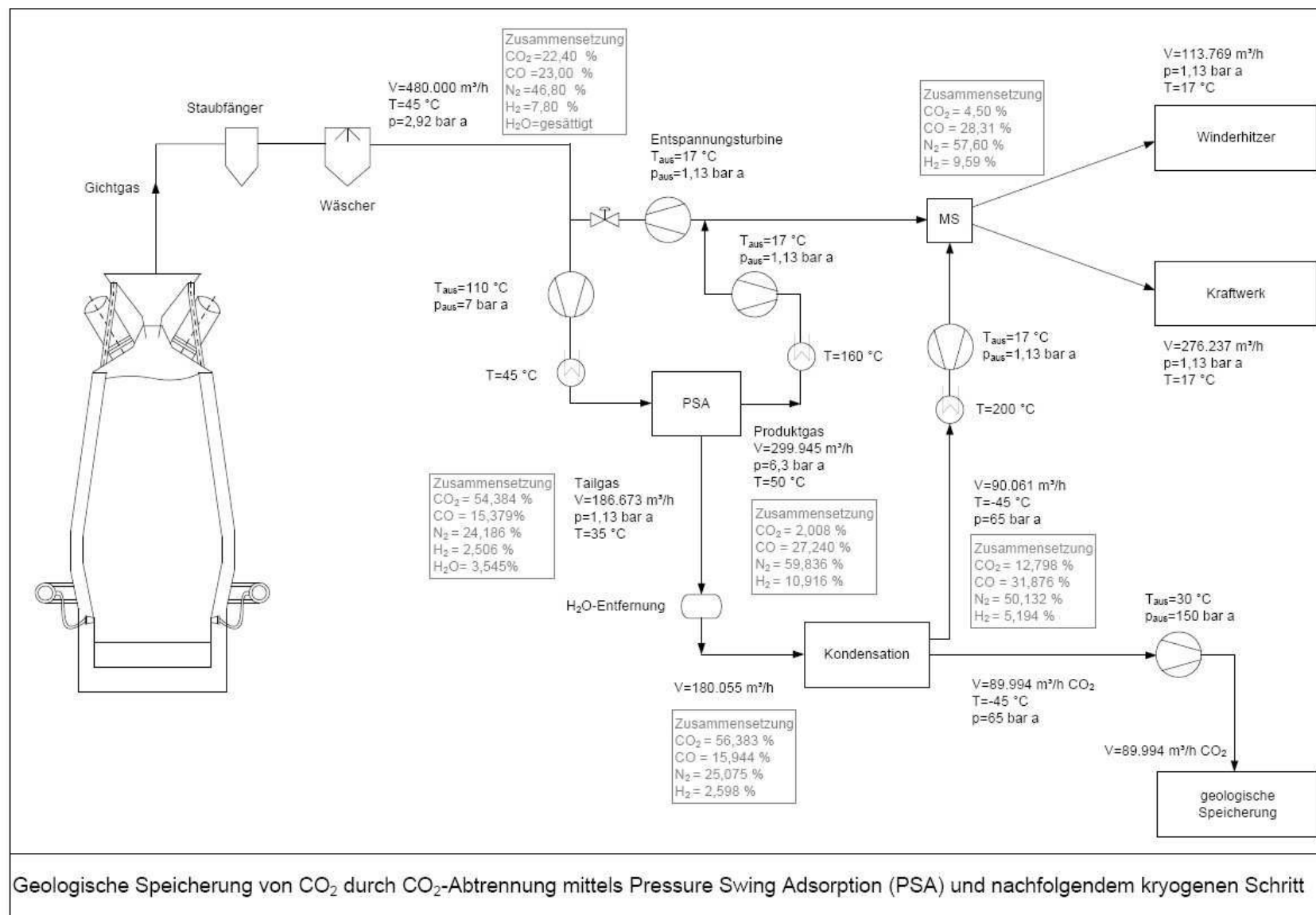
Nach der kryogenen Reinigung des Tailgases würde die CO_2 -Reinheit für eine geologische Speicherung des Gases ausreichend sein und der fast gänzlich von CO_2 befreite Gasstrom kann wiederum dem Winderhitzer und Kraftwerk zugeführt werden.

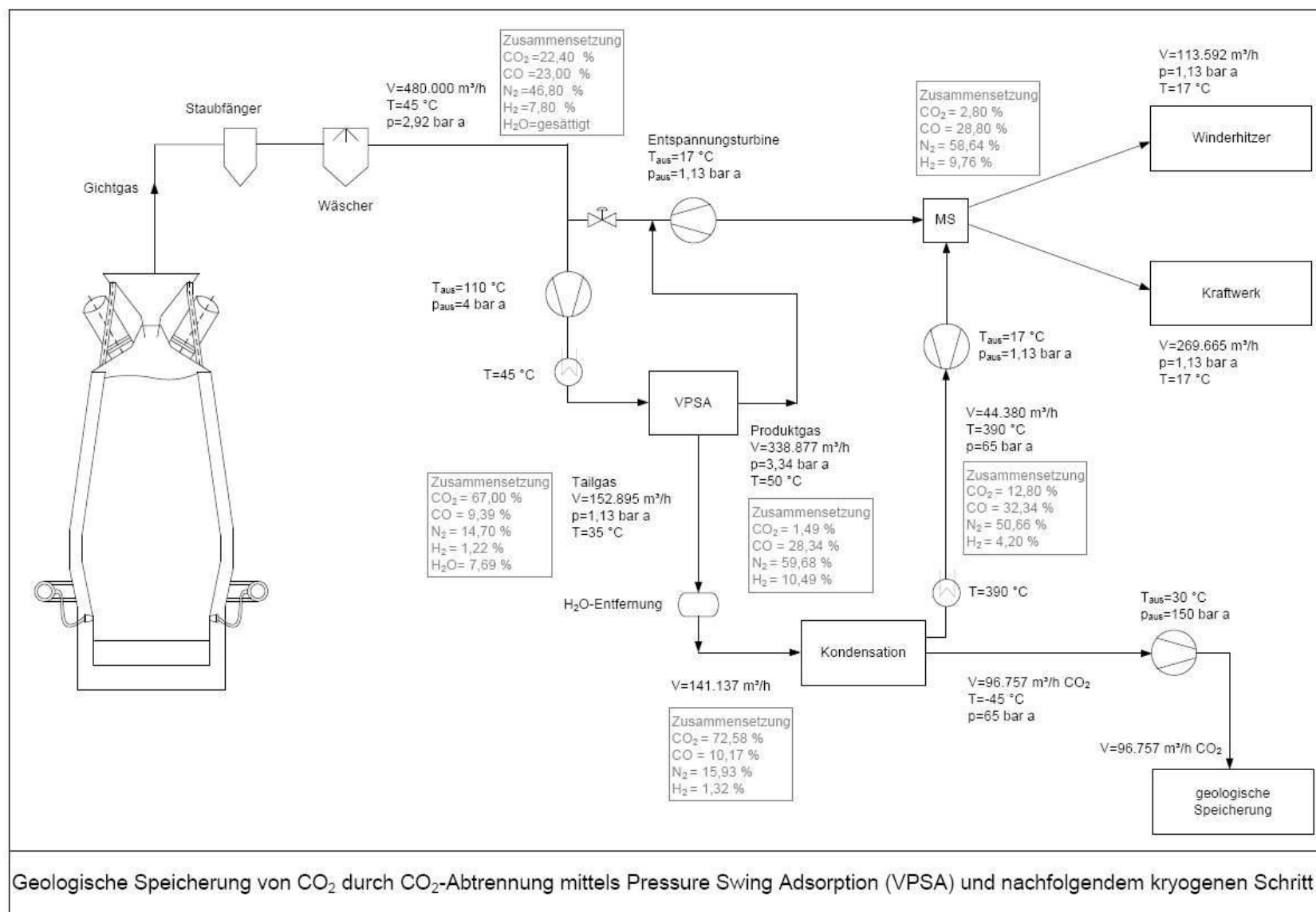
Die Berechnungen mit Massen- und Energieströmen des Gichtgases hinsichtlich PSA und VPSA sind in der Tabelle 12 und Tabelle 13 dargestellt. Die Gichtgaszusammensetzung ist zur besseren Übersichtlichkeit in Tabelle 14 noch einmal aufgelistet.

Aufgrund wirtschaftlicher und technischer Aspekte wurde im weiteren Verlauf des Projektes nur mehr die Variante der PSA eingehender betrachtet, da diese Variante die für das beim Hochofen anfallende Gichtgas die anlagentechnisch und wirtschaftlich umsetzbar zu bevorzugende Variante ist.

Daher wurde auch die Kraftwerksberechnung der voestalpine nur für den Fall der PSA berechnet. Wie man dieser Berechnung entnehmen kann, kann hier eine elektrische Leistung von 151.80 MW bei der Dampfturbine generiert werden. Diese elektrische Leistung entspricht ungefähr der gleichen wie die des Basisfalls.

Bei den späteren Berechnungen der Kraftwerksfälle wird man sehen, dass die elektrische Leistung abnimmt, was darauf zurückzuführen ist, dass bei den anderen Varianten (MEA, Shift und MEA) zusätzlich Dampf im Kraftwerk erzeugt wird, welcher bei diesen Verfahren benötigt wird.



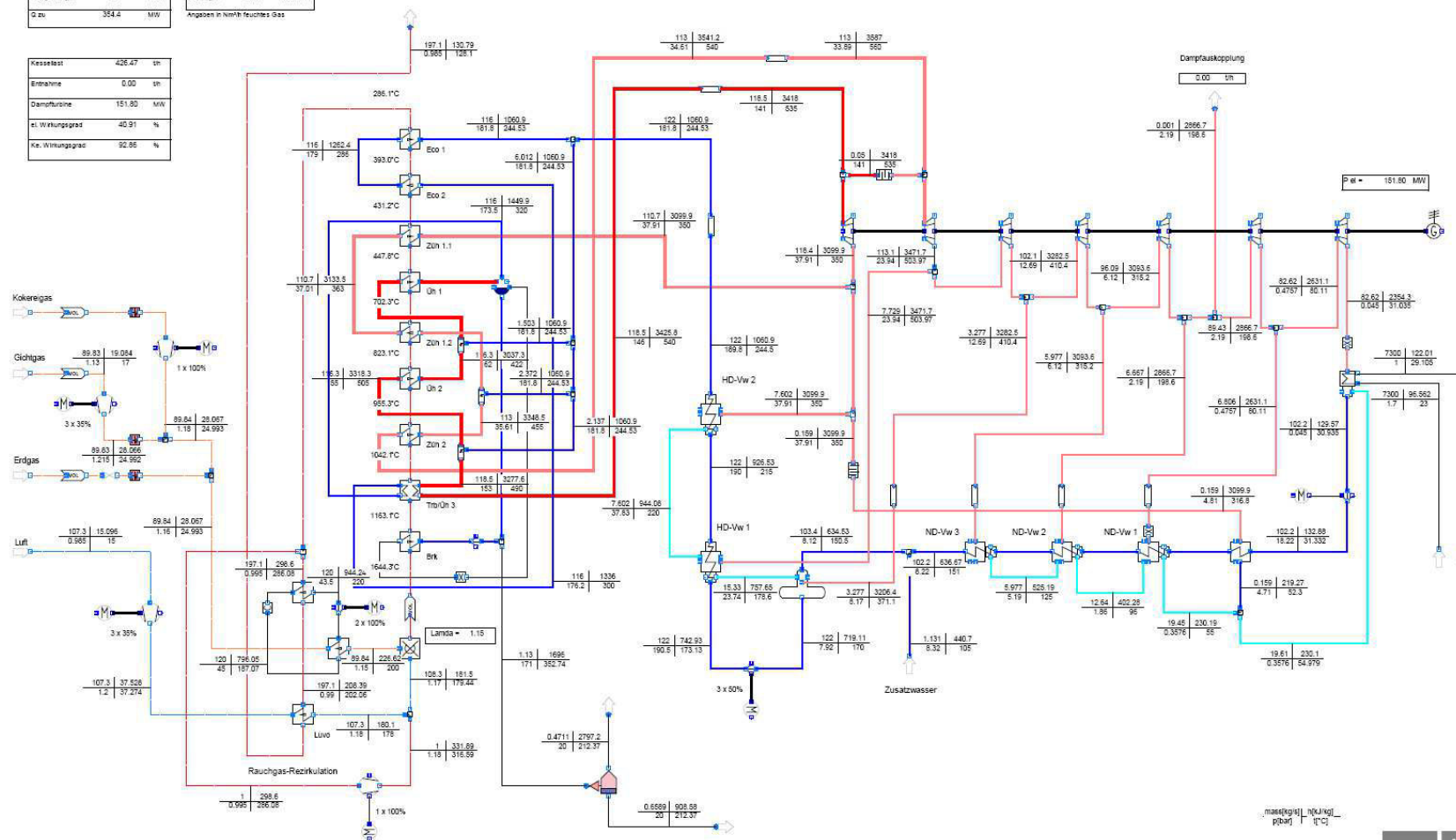


160 MW Kraftwerksblock 07

Lastfall: PSA

Menge Koksgas	0	Nm³/h	Menge Hu Koksgas	4.52	kWh/h
Menge Gleichgas	276237	Nm³/h	Menge Hu Gleichgas	1.28	kWh/h
Menge Erdgas	0	Nm³/h	Menge Hu Erdgas	5.77	kWh/h
Q zu	354.4	MW	Angaben in Nm³/h rauchtes Gas		

Kesseltest	426.27	th
Entnahme	0.02	th
Dampfleistung	151.80	MW
et. Wirkungsgrad	40.91	%
Ke. Wirkungsgrad	92.86	%



voestalpine
STAHL GMBH

messtechnik
p[bar] | t[°C]
ESA by P[BAI]
Stand 27. April 2011



Tabelle 12: Produktgas und Tailgas nach PSA

Produktgas PSA	[%]	[m³]
H ₂	10.92	32743.31
H ₂ O	0.00	0.00
CO	27.24	81706.08
CO ₂	2.01	6022.38
N ₂	59.84	179473.67
Σ	100.00	299945.45
Heizwert [kJ/m³]	4616.75	

Tailgas PSA	[%]	[m³]
H ₂	2.51	4677.62
H ₂ O	3.55	6618.00
CO	15.38	28707.54
CO ₂	54.38	101520.19
N ₂	24.19	45149.20
Σ	100.00	186672.55
Heizwert [kJ/m³]	2142.36	

Tabelle 13: Produktgas und Tailgas nach VPSA

Produktgas VPSA	[%]	[m³]
H ₂	10.49	35552.66
H ₂ O	0.00	0.00
CO	28.34	96050.45
CO ₂	1.49	5052.56
N ₂	59.68	202221.56
Σ	100	338877.23
Heizwert [kJ/m³]	4709.66	

Tailgas VPSA	[%]	[m³]
H ₂	1.22	1871.19
H ₂ O	7.69	11753.35
CO	9.39	14352.37
CO ₂	67.00	102448.80
N ₂	14.70	22469.06
Σ	100	152894.77
Heizwert [kJ/m³]	1166.11	

Tabelle 14: Gichtgaszusammensetzung und -menge

Gichtgas	[%]
H ₂	7.80
H ₂ O	gesättigt
CO	23.00
CO ₂	22.40
N ₂	46.80
Menge [m³]	480000.00
Heizwert [kJ/m³]	3745.27

Wie man der Tabelle 12 und Tabelle 13 entnehmen kann, erhält man mittels PSA einen CO₂-Anteil im Tailgas von rund 54 % und mittels VPSA einen CO₂-Anteil von 67 % im Tailgas. Daher wird, wie bereits vorher erwähnt, eine kryogene Reinigung des Tailgases nachgeschaltet. Jedoch kann der Heizwert des Produktgases bei beiden Varianten der Adsorption gesteigert werden. Bei der PSA erhöht sich der Heizwert des Produktgases um rund 871 kJ/m³ und bei der VPSA um rund 964 kJ/m³. Durch die Heizwerterhöhung kann das Gas wiederum besser thermisch genutzt werden.

Die Energie- und Massenbilanz für PSA und VPSA sind in den folgenden Tabellen dargestellt.

Tabelle 15: Massen- und Energiebilanz PSA

Input PSA						
Input Gas						
	kmol	kg	m³	Vol%	Mcal	MJ
H2(g)	1669.53	3365.45	37420.92	7.69	231.28	967.68
H2O(g)	295.26	5319.21	6618.00	1.36	-17018.02	-71203.40
CO(g)	4926.10	137982.05	110413.62	22.69	-129461.55	-541667.13
CO2(g)	4798.01	211159.42	107542.58	22.10	-450390.23	-1884432.73
N2(g)	10021.54	280737.50	224622.87	46.16	1395.57	5839.06
Summe	21710.45	638563.63	486618.00	100.00		
T	45					-2490496.53
Outputs						
Produktgas PSA						
	kmol	kg	m³	Vol%	Mcal	MJ
H2(g)	1460.84	2944.76	32743.31	10.92	268.06	1121.55
H2O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO(g)	3645.31	102106.72	81706.08	27.24	-95636.34	-400142.45
CO2(g)	268.69	11824.93	6022.38	2.01	-25205.87	-105461.38
N2(g)	8007.21	224309.26	179473.67	59.84	1478.04	6184.10
Summe	13382.06	341185.67	299945.45	100.00		
T	51					
Tailgas PSA						
	kmol	kg	m³	Vol%	Mcal	MJ
H2(g)	208.69	420.68	4677.62	2.51	15.92	66.59
H2O(g)	295.26	5319.21	6618.00	3.55	-17039.40	-71292.85
CO(g)	1280.79	35875.33	28707.54	15.38	-33740.26	-141169.26
CO2(g)	4529.32	199334.50	101520.19	54.38	-425537.35	-1780448.27
N2(g)	2014.33	56428.24	45149.20	24.19	154.27	645.45
Summe	8328.39	297377.95	186672.55	100.00		
T	35					-2490496.53

Tabelle 16: Massen- und Energiebilanz VPSA

Input VPSA

Input-Gas						
	kmol	kg	m³	Vol%	Mcal	MJ
H2(g)	1669.66	3365.71	37423.85	7.61	231.298	967.751
H2O(g)	524.38	9446.73	11753.35	2.39	-30223.425	-126454.810
CO(g)	4925.62	137968.55	110402.81	22.45	-129448.877	-541614.100
CO2(g)	4796.17	211078.49	107501.36	21.86	-450217.606	-1883710.465
N2(g)	10024.57	280822.18	224690.63	45.69	1395.989	5840.817
Summe	21940.39	642681.66	491772.00	100.00		
T	45					-2544970.807
Outputs						
Produktgas VPSA						
	kmol	kg	m³	Vol%	Mcal	MJ
H2(g)	1586.18	3197.42	35552.66	10.49	279.438	1169.168
H2O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.000	0.000
CO(g)	4285.29	120032.63	96050.45	28.34	-112457.961	-470524.109
CO2(g)	225.42	9920.69	5052.56	1.49	-21149.014	-88487.473
N2(g)	9022.11	252739.96	202221.56	59.67	1598.723	6689.056
Summe	15119.00	385890.71	338877.23	100.00		
T	50					
Tailgas VPSA						
	kmol	kg	m³	Vol%	Mcal	MJ
H2(g)	83.48	168.29	1871.19	1.22	5.789	24.220
H2O(g)	524.38	9446.73	11753.35	7.69	-30265.611	-126631.314
CO(g)	640.33	17935.91	14352.37	9.39	-16872.938	-70596.375
CO2(g)	4570.75	201157.80	102448.80	67.01	-429470.839	-1796905.991
N2(g)	1002.46	28082.22	22469.06	14.70	69.792	292.011
Summe	6821.40	256790.95	152894.77	100.00		
T	35					-2544970.807

2.6 Chemische CO₂-Absorption mit Alkanolaminen

Als Teil des VEMIKO Forschungsvorhabens wird für die CO₂-Abscheidung des Hochofen-Gichtgases auch eine chemische Absorptionsvariante mit schwach basischen wässrigen Lösungen, im speziellen mit Monoethanolamin, untersucht.

Derzeit stellen chemische CO₂-Absorptionsverfahren die einzig relativ einfach nachrüstbaren CO₂ Combustion Verfahren für bestehende Anlagen dar [13].

Für das Verfahren der Abtrennung von Kohlendioxid mittels chemischen Absorptionsmittel benötigt man einerseits eine Absorptionskolonne, in welcher das Kohlendioxid aus dem Rauchgas abgetrennt wird, und andererseits eine Desorptionskolonne, in welcher das konzentrierte Kohlendioxid wieder in die gasförmige Phase übergeführt wird.

Alkanolamine weisen mindestens eine Hydroxylgruppe (-OH) und eine Amingruppe (-N) auf. Je nachdem wie viele H-Atome des Ammoniaks (NH₃) durch eine Alkanolgruppe ersetzt sind spricht man von primären, sekundären oder tertiären Aminen. Für die Kohlendioxidentfernung bzw. allgemein die Sauergaskomponentenentfernung werden Alkanolamine überdies immer als wässrige Lösung eingesetzt [14].

Die Anforderungen an ein Absorptionsmittel zur CO₂-Wäsche sind [13]:

- eine hohe Beladungsdifferenz zwischen Absorptions- und Desorptionsbedingungen,
- eine hohe Selektivität für die abzutrennende Komponente,
- eine einfache Regenerierbarkeit,
- ein niedriger Dampfdruck,
- eine geringe Viskosität,
- chem. und thermische Stabilität zur Vermeidung von Korrosion und Lösungsmittelzerersetzung, sowie
- eine hohe Betriebssicherheit und geringe Toxizität.

Das ideale Waschmittel existiert nicht, die konkrete Wahl des Absorbens hängt in erster Linie von den spezifischen Einsatzbedingungen ab [13], [14].

Die größte Gruppe der chemischen Absorptionsmittel stellen die Alkanolamine für die Abtrennung von CO₂ dar. Alkanolamine werden als wässrige Lösung für die Sauergasentfernung eingesetzt. Dabei gilt prinzipiell je höher die Aminkonzentration, desto geringer ist die Waschmittelumlaufmenge, daraus folgend auch der Energiebedarf der thermischen Regeneration und die Baugröße der Anlage. Wird allerdings dieselbe Sauergasmenge in einer kleineren Waschmittelmenge gelöst, erwärmt sich diese im Absorber stärker, was besonders bei stark exothermen Reaktionen die Absorptionsleistung verringern kann [13], [14].

2.6.1 Primäre Amine, im Speziellen Monoethanolamin (MEA)

Monoethanolamin (MEA – $(C_2H_4OH)NH_2$) und Diglykolamin (DGA, chemisch: 2-(2-Aminoethoxy)ethanol) sind die beiden bekanntesten Vertreter der primären Amine [13], [14].

MEA wird derzeit als Referenzmittel eingesetzt und ist vor allem dort im Einsatz, wo relativ geringe Konzentrationen der Sauergaskomponente aus einem Gasstrom mit niedrigem Gesamtdruck abgetrennt werden sollen. Die Vorteile von MEA liegen im geringen Molekulargewicht (61.09 kg/kmol), was eine hohe Beladungskapazität bei moderaten Massekonzentrationen der Lösung ermöglicht, in der hohen Alkalinität und damit Reaktivität mit den Sauergaskomponenten, den geringen Kosten und der langjährigen Erfahrung in der Prozessgasreinigung. Nachteilig ist einerseits der hohe Dampfdruck, wodurch höhere Waschmittelverluste auftreten und andererseits vor allem die hohe Korrosivität von MEA, insbesondere wenn die Waschmittel-Lösung mehr als 20 Ma-% MEA enthält oder eine hohe Sauergasbeladung vorliegt. Überdies zeigt MEA ab 150 °C eine verstärkte thermische Zersetzung [13], [14].

Aufgrund der Korrosivität der Aminlösung sind für sämtliche Verfahrenskomponenten hochwertige Edelstähle zu verwenden. Sämtliche konventionellen aminhaltigen Waschflüssigkeiten zeigen eine zeitliche Degradation (Zersetzung auf Grund der Anwesenheit von CO_2) sowie Korrosionsaggressivität gegenüber Werkstoffen und einen thermischen Zerfall bei Temperaturen höher 120 °C. Die Degradation findet allerdings nur langsam statt und die Zersetzungsprodukte behindern die Absorption nur, sofern nicht mehr genügend freies Amin zur Verfügung steht, allerdings können die Korrosionsprobleme verstärkt werden [13], [14].

Im Folgenden ist der prinzipielle Aufbau einer MEA Decarbonisierungsanlage angeführt und beschrieben [14].

Prozessgaskühlung

Einspritzkühler

Optional kann eine Kühlung des Prozessgasstromes notwendig sein. Sofern das der Fall ist passiert das Prozessgas, bevor es den Kondensator Kühler erreicht, einen Einspritzkühler, wo es im Gleichstrom wasserdampfgesättigt wird.

Kondensator Kühler

Durch die relativ geringe Betriebstemperatur der Absorptionssäule von 40 °C muss das Prozessgas vor der Wäsche abgekühlt werden, sofern es noch höhere Temperaturen aufweist. Dazu wird Wasser über einen mit Füllkörpern bestückten Reaktor gesprüht. Die große Oberfläche des Füllmaterials garantiert dabei einen guten Kontakt zwischen Wasser und dem Rauchgas, um so einen maximalen Kühleffekt zu erzielen.

CO₂-Entfernung

Die CO₂-Entfernungseinheit umfasst den Absorber, den Regenerator, alle Wärmetauscher, Pumpen und Filter im MEA-Lösungs-Kreislauf.

CO₂-Absorber

Die Absorption von CO₂ findet bei ca. 40-50 °C und 1bar in einer 30%igen MEA Lösung statt. Als Gegenstromwäscher betrieben, wird der mit Füllkörpern bestückte Reaktor, vom Boden mit CO₂ beladenem Rohgas beschickt, welches beim Aufstieg mit dem MEA Flüssigkeitsstrom in Kontakt kommt.

Beim intensiven Kontakt zwischen Gas und Waschmittel in der Schüttung belädt sich das Absorbens in Richtung des thermodynamischen Gleichgewichtes mit dem aus dem Prozessgas auszuwaschenden CO₂, sodass das Prozessgas die Waschkolonne mit verringertem CO₂-Gehalt verlässt. Das Waschmittel hingegen verlässt im CO₂ beladenem Zustand den Wäscher.

CO₂-Desorption/Regenerator

Durch einen Temperaturanstieg auf rund 120 °C bei 1-2 bar Druck wird das CO₂ im Regenerator von der MEA-Lösung desorbiert und so ein Strippgasstrom erzeugt.

Wie der Absorber ist auch der Regenerator mit Füllkörpern bestückt. Durch die Temperaturerhöhung erfolgt eine Verschiebung des chemischen Gleichgewichts und dadurch bedingt ein Austreiben des gelösten CO₂ von der Flüssigphase in die Gasphase.

Dieses Zweiphasengemisch wird am Eintritt des Regenerators separiert, die Flüssigkeit fließt über den Reaktorboden ab und der Gasstrom steigt direkt in die sich am Regenerator Top befindliche Waschzone. Vom Regenerator Sumpf wird ein Teilstrom direkt dem Absorber rückgeführt, ein zweiter wird dem Reclaimer und dem Reboiler/Erhitzer zugeführt.

Eine Mischung aus Wasserdampf und CO₂ verlässt den Regenerator-Kopf. Durch die Gaserzeugung steigt der Druck im Regenerator, ein Tropfenabscheider verhindert das Entweichen von Tröpfchen.

Erhitzer/Reboiler

Aus einem Teilstrom aus dem Regenerator wird ein Wasserdampf-CO₂-Gemisch erzeugt, welches in den Regenerator zugeleitet und dort als Strippgas zur CO₂-Entfernung dient.

Reclaimer

Materialverunreinigungen und thermische Abbauprodukte von MEA müssen kontinuierlich aus dem Kreislauf ausgeschieden werden. Durch den Zusatz von NaOH kann die MEA-Ausbeute über eine Säure-Basen-Reaktion verbessert werden.

MEA-Wärmetauscher

Im Absorber sollte die MEA-Temperatur so niedrig wie möglich sein, während im Regenerator zur CO₂-Entfernung eine möglichst hohe Temperatur (noch unter der thermischen Zerfallstemperatur) vorherrscht.

MEA-Filtereinheit

Auf verschiedenen Ebenen werden feste und organische Verunreinigungen, sowie Abrasionsprodukte der eingesetzten Aktivkohle aus dem MEA-Kreislauf entfernt.

MEA-Make-Up

Zur Aufrechterhaltung einer konstanten aktiven 30%igen MEA-Lösung im Kreislaufsystem wird die MEA-Konzentration gemessen und die erforderliche Menge an frischer MEA zudosiert.

CO₂-Konditionierung

Das CO₂ verlässt den Regenerator wasserdampfgesättigt. Anschließend wird das Wasser entfernt und der Gasstrom komprimiert.

CO₂-Kompression

Die CO₂-Kompression erfolgt in mehreren Schritten und wird von den Anforderungen der nachfolgenden CO₂-Reinigungseinheit und des erforderlichen CO₂-Pipelinedruckes bestimmt. Der wasserdampfgesättigte gekühlte Gasstrom wird im Kompressor auf ca. 22 bar verdichtet.

CO₂-Reinigung

Die sich noch nach dem Regenerator in der Gasphase befindlichen Verunreinigungen, vor allem N₂ und O₂, müssen durch Verflüssigung des Gases und anschließender Niedrigtemperaturdestillation entfernt werden. Um eine Eisbildung zu vermeiden, muss der Wassergehalt vor Beginn der Destillation minimiert werden.

In der CO₂-Destillationskolonne wird das Zweiphasengemisch getrennt und in weiterer Folge flüssiges CO₂ in zwei Schritten auf den erforderlichen Druck von 153 bar gepumpt.

In der folgenden Abbildung ist das Schema einer MEA-Decarbonisierungsanlage genauer dargestellt.

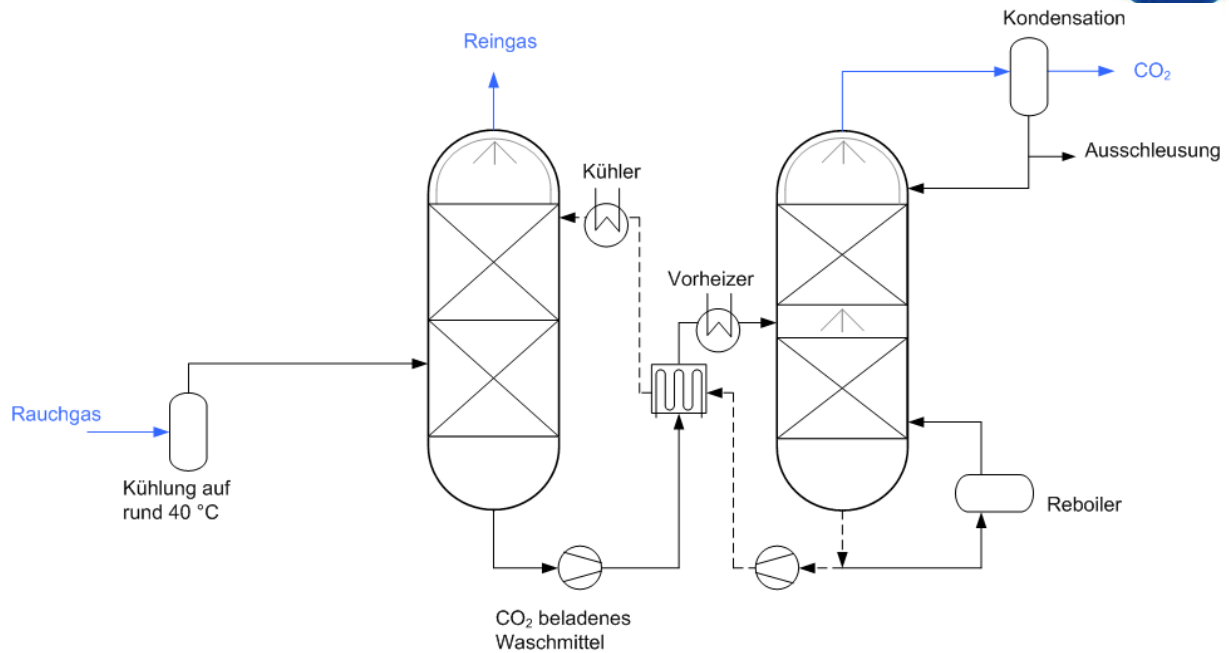


Abbildung 12: Aufbau einer MEA-Decarbonisierungsanlage

Für die im Projekt VEMIKO angedachte CO₂-Absorption mittels Monoethanolamin (MEA) wurden zwei Anlagenkonzepte zur CO₂-Abtrennung erstellt.

In der ersten Variante wird die MEA-Wäsche vor der Entspannungsturbine positioniert und in der zweiten Variante nach der Entspannungsturbine. Nach erfolgter CO₂-Entfernung muss der CO₂-Strom, um anschließend geologisch gespeichert werden zu können, auf einen Druck von 150 bar verdichtet und verflüssigt werden. Das von CO₂ befreite Gichtgas wird anschließend zur thermischen Verwertung ins Kraftwerk weitergeleitet.

Eine Berechnung der beiden Wasch-Varianten (vor und nach der Turbine) wurde von der AE&E unter Verwendung des Programms Aspen berechnet. Die Ergebnisse der Berechnung sowie die Anlagenkonzepte sind in den nachfolgenden Abbildungen dargestellt [13].

Überdies wurde auch hier von der voestalpine eine Kraftwerksberechnung für den Fall der MEA-Wäsche nach der Turbine durchgeführt. Die beiden Fälle sind fast identisch, allerdings ist der Fall nach der Turbine jener, welcher bei der Absorption eine etwas geringere Menge Dampf im Reboiler benötigt, wodurch folgend nur mehr dieser Fall betrachtet worden ist.

Wie man der Kraftwerksberechnung entnehmen kann wird hier bei der Dampfturbine eine elektrische Leistung generiert, welche geringer ist als jene beim Basisfall, nämlich nur 115.24 MW. Dies ist darauf zurückzuführen, dass bei diesem Berechnungsfall eine zusätzliche Dampfauskoppelung von 285.98 t/h bei der Kraftwerksberechnung erfolgt. Dieser Dampf wird dem Reboiler der MEA-Wäsche zugeführt.

MEA Wäsche vor Turbine

vor Turbine		S-1	S-1B	S-5	S-12	Kühlung		Kühlung		Kühlung		Kühlung		Reboiler
		S-1	S-1B	S-5	S-12	S-18	S-19	S-20	S-21	S-22	S-23	S-24	S-25	DES-1
Temperatur	°C	45	40	40	40	20	22,6	20	31,9	20	32,9	20	31,2	
Druck	bara	2,92	2,92	2,92	1,8	5	4,5	5	4,5	5	4,5	5	4,5	
Massenstrom	kg/h	648320	3714,89	452137	193778,52	6210000	6210000	4000000	4000000	6540000	6540000	237000	237000	
Massenstrom H2O	kg/h	13995,83	3712,30	21773,682	3410,24									
Massenstrom CO2	kg/h	211493,46	2,444	21168,704	190518,08									
Massenstrom N2	kg/h	281244,02	0,075	281487,13	6,589									
Massenstrom CO	kg/h	138212,85	0,053	138338,38	4,615									
Massenstrom H2	kg/h	3373,849		3376,098	-									
Wärmeleistung	kJ/h					-66238293		-208684806		-351918860		-11093288		627540496

Makeup Wasser. kg/h 14900,387
 Pumpleistung P1 kW 378,7
 Pumpleistung P2 kW 668,7

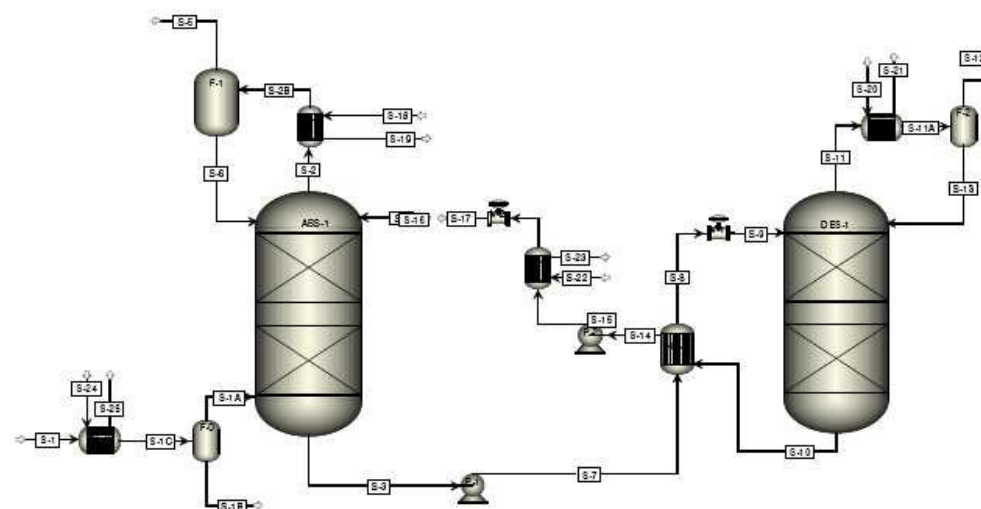


Abbildung 13: MEA-Wäsche vor der Turbine [13]

MEA Wäsche nach Turbine

nach Turbine:		S-1A	S-5	S-12	Kühlung		Kühlung		Kühlung		Reboiler
					S-18	S-19	S-20	S-21	S-22	S-23	DES-1
Temperatur	°C	17	40	40	20	28	20	31,9	20	25,4	
Druck	bara	1,133	1,133	1,8	5	4,5	5	4,5	5	4,5	
Massenstrom	kg/h	641950	466143,99	193939,53	6210000	6210000	4000000	4000000	6540000	6540000	
Massenstrom H2O	kg/h	7050,431	21773,682	3410,24							
Massenstrom CO2	kg/h	211686,761	21168,704	190518,08							
Massenstrom N2	kg/h	281493,717	281487,128	6,589							
Massenstrom CO	kg/h	138342,992	138338,378	4,615							
Massenstrom H2	kg/h	3376,098	3376,098	-							
Wärmeleistung	kJ/h				-207946406	-199685432	-148230009				612977000

Makeup Wasser: kg/h 18133,491
 Pumpleistung P1 kW 636,4
 Pumpleistung P2 kW 415,5

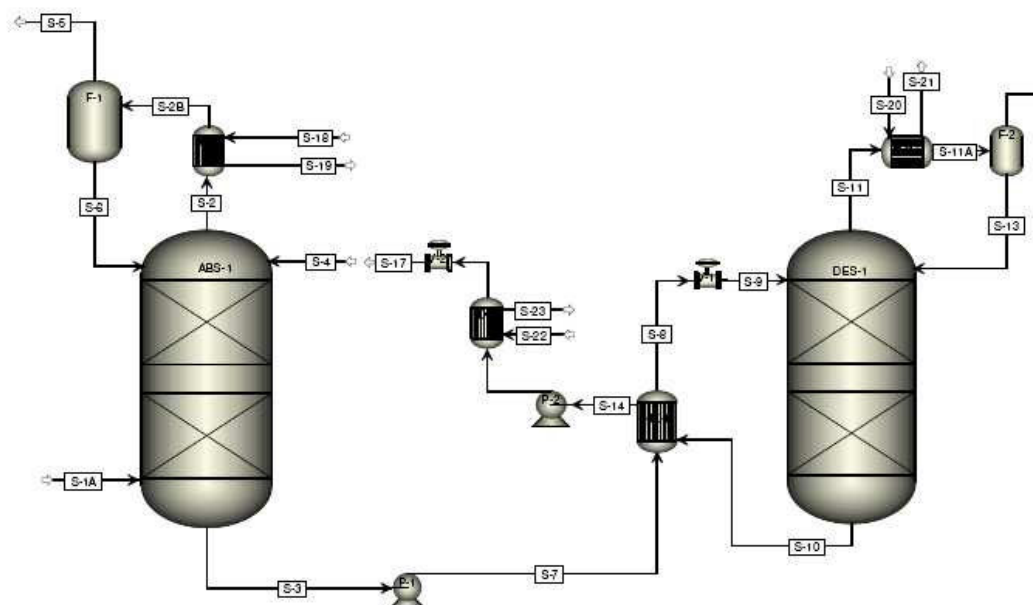
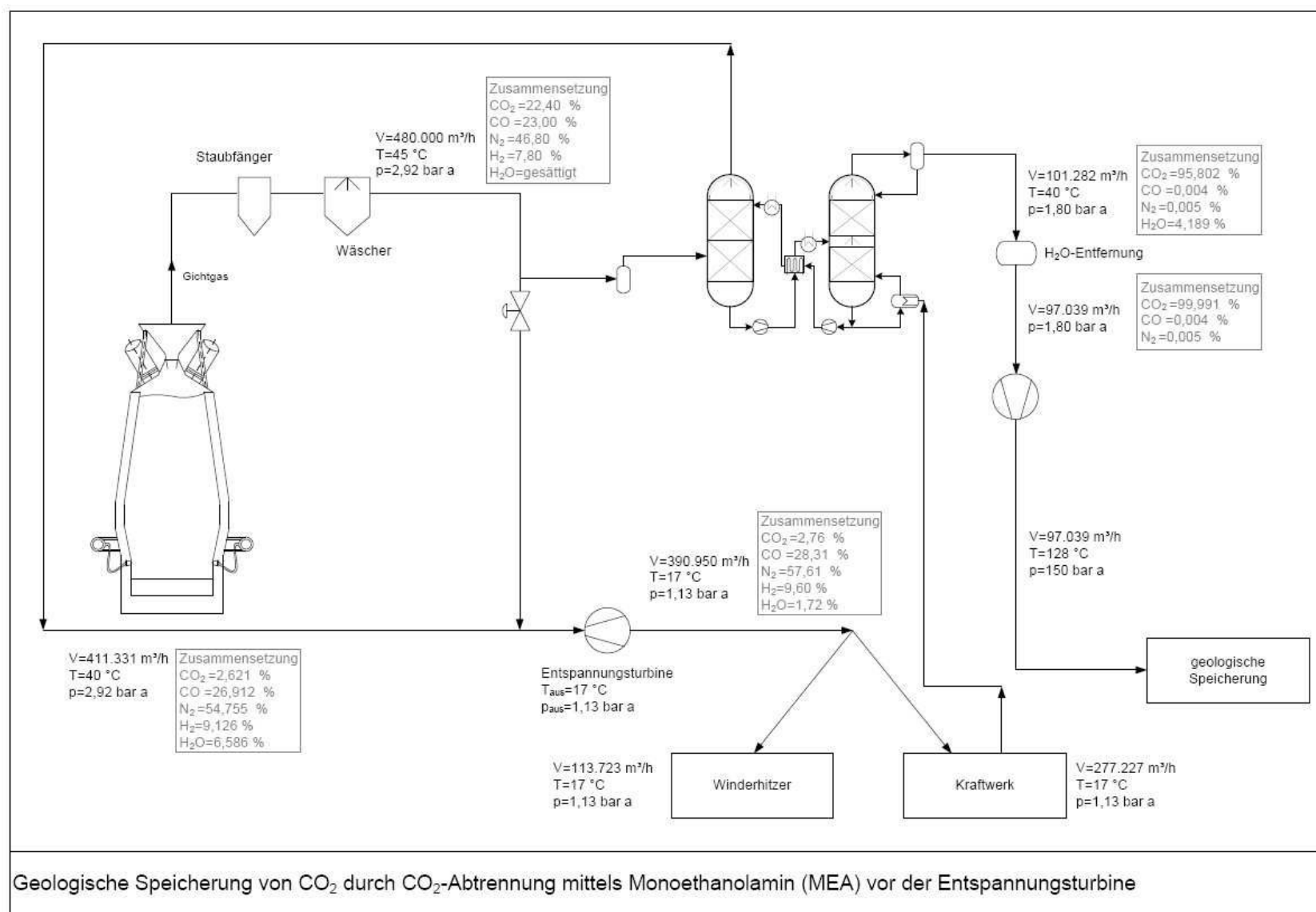
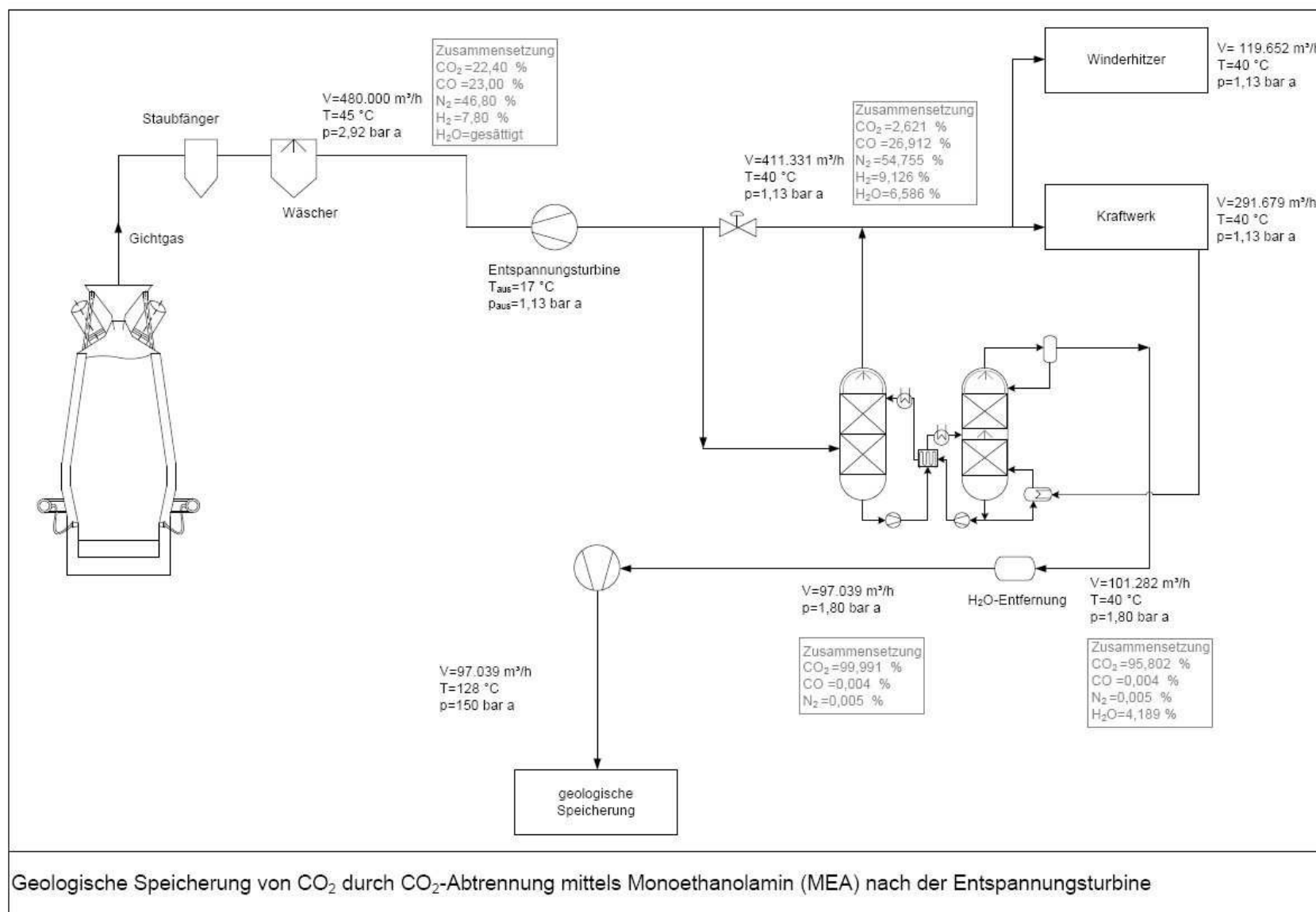


Abbildung 14: MEA-Wäsche nach der Turbine [13]



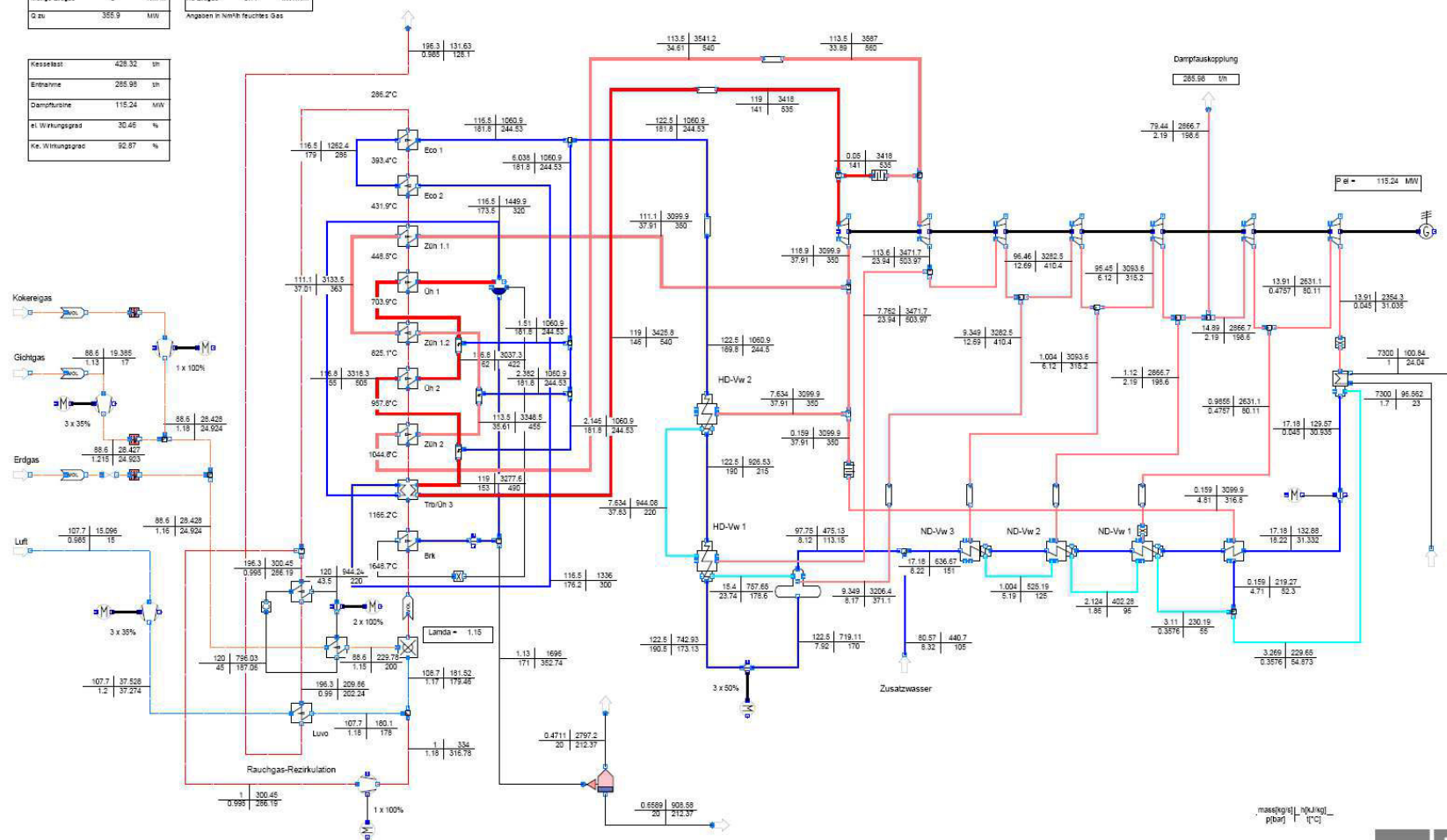


160 MW Kraftwerksblock 07

Lastfall: MEA nach Turbine

Menge Koksgas	0	Nm³/h	Menge Koksgas	4,52	kWh/kWh _{el}
Menge Gichtgas	277227	Nm³/h	Menge Gichtgas	1,26	kWh/kWh _{el}
Menge Erdgas	0	Nm³/h	Menge Erdgas	9,77	kWh/kWh _{el}
Q _{zu}	355,9	MW	Angaben in Nm³/h feuchtes Gas		

Kesselheiz	428,32	sh
Erdgas	285,95	sh
Dampfturbine	115,24	MW
el. Wirkungsgrad	30,45	%
ke. Wirkungsgrad	92,57	%



voestalpine
STAHL GMBH

max[kg/s] | n[kWh/kg]
p[bar] | t[°C]

ESA by F1541
Stand 27. April 2011



2.6.2 Sekundäre Amine

Diethanolamin (DEA) und Diisopropanolamin (DIPA) gehören zur Gruppe der sekundären Amine. Im Allgemeinen besitzen sekundäre Amine, als Vorteil zu den primären Aminen, eine geringere Lösungswärme von CO_2 . DEA wird vorwiegend zur Entfernung von CO_2 und H_2S aus Erd- und Raffineriegas verwendet. Aufgrund seines niedrigen Dampfdrucks sind die Waschmittelverluste gering. Allerdings eignet es sich nicht für Gasströme mit hohen Kohlendioxidgehalten, da DEA mit CO_2 korrosive Zersetzungsprodukte bilden kann [14].

DIPA wird von der Firma Shell verwendet, um Raffineriegase von CO_2 und H_2S zu reinigen. DIPA hat den Vorteil, dass es nicht korrosiv ist und einen relativ geringen Dampfbedarf bei der Regeneration aufweist. Sehr oft wird DIPA mittlerweile jedoch durch Methyldietanolamin (MDEA), ein tertiäres Amin, ersetzt [14].

2.6.3 Tertiäre Amine

Methyldiethanolamin (MDEA) und Triethanolamin (TEA) gehören zu den tertiären Aminen, wobei TEA das erste kommerziell erhältliche Alkanolamin für die Sauergasbehandlung war. Da TEA einige Nachteile aufweist, ist es mittlerweile in den meisten Einsatzgebieten durch andere Absorptionsmittel ersetzt worden. Zu den Nachteilen zählen unter anderem eine geringe Beladungskapazität, geringe Reaktivität sowie geringe Stabilität. Vorteil von TEA wäre die geringere Lösungswärme von Kohlendioxid (nur halb so groß wie bei MEA) [14].

MDEA weist einen geringen Dampfdruck auf und ist nicht korrosiv, weshalb es in Konzentrationen zwischen 35 und 60 Ma-% eingesetzt werden kann. Weitere Vorteile von MDEA sind die niedrige Wärmekapazität, die geringe Reaktionswärme mit CO_2 (wodurch der Energiebedarf im Regenerator sinkt) sowie die Resistenz gegen thermische und chemische Zersetzung. MDEA dient als nicht selektives Absorptionsmittel für die Entfernung hochkonzentrierter Sauergase. Nachteilig bei MDEA ist einerseits die vergleichsweise hohe Viskosität des Waschmittels und andererseits die relativ geringe Absorptionsrate (Absorptionsgeschwindigkeit) für CO_2 . Durch den Zusatz von MEA oder Piperazin kann die Absorptionsgeschwindigkeit jedoch verbessert werden. In diesem Fall spricht man dann von aktiviertem MDEA (aMDEA) [14].

Allgemein können zu allen Arten von Aminen (primäre, sekundäre oder tertiäre), zur Verbesserung des Absorptionsvermögens, Zusätze beigemengt werden. Hierbei handelt es sich meist um Aktivatoren, Korrosionsinhibitoren sowie Antischaummittel [14].

2.7 Gegenüberstellung der unterschiedlichen Alkonolamine

In der folgenden Tabelle sind die oben erwähnten Absorptionsmittel hinsichtlich ihrer Stoffdaten aufgelistet. Hierbei handelt es sich nicht um alle existierenden Absorptionsmittel,

da immer wieder neue Mischungen der einzelnen Absorptionsmittel untersucht und eingesetzt werden. Überdies sind in der folgenden Abbildung die Strukturformeln dargestellt.

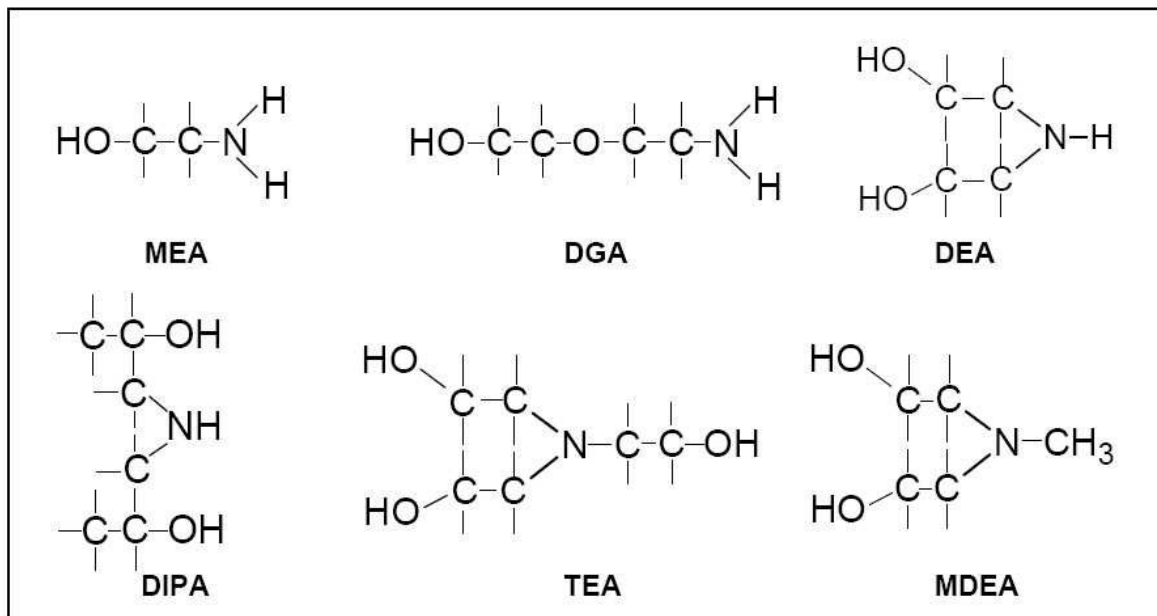


Abbildung 15: Strukturformeln der genannten Alkanolamine [14]

Tabelle 17: Stoffdaten der einzelnen Absorptionsmittel [14]

	MEA	DGA	DEA	DIPA	TEA	MDEA
reines Amin:						
Dichte bei 20 °C [kg/m³]	1016	1053	1090 (bei 30 °C)	987 (bei 45 °C)	1124	1040
Molare Masse [kg/kmol]	61	105	105	133	149	119
Siedepunkt [°C] bei 100 kPa	171	221	Zersetzung	249	360	247
6,7 kPa	100	-	187	167	244	164
Dampfdruck bei 20 °C [Pa]	48	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3
Verdampfungsenthalpie bei 100 kPa [kJ/kg]	826	510	670 (bei 3,1 kPa)	429	535	519
Amin-Wasser-Lösung : bei 37,8 °C						
mittlere Lösungswärme [kJ/kg _{CO2}]	1918	1907	1628	1674	1081	1337
dyn. Viskosität [mPa·s]	1,0	4	1,6	-	-	13
Wärmekapazität [kJ/(kg·K)]	3,9	3,4	3,8	-	-	3,4

2.8 Benfield-Prozess

Beim Benfield-Prozess, welcher von der Firma UOP erfunden wurde, handelt es sich um eine CO_2 -Absorption mit Kaliumcarbonat, mit dem hauptsächlichen Ziel der Entfernung von Kohlendioxid aus Synthesegas, weil die dort vorherrschenden typischen Bedingungen (hoher Partialdruck und hohe Temperatur) die CO_2 -Absorption verbessern, nach folgender Gleichung [14], [16]:



Typische Prozessparameter des herkömmlichen Benfield-Prozesses sind Absorberdrücke von 10.3-124 bar (150-180 psi) und Konzentrationen von 5 bis 35 % an den zu absorbierenden Gasen [29].

Die in der Gleichung dargestellte Reaktion wird durch erhöhte Temperaturen im Absorber begünstigt, weshalb man auch von einer „Heißpottasche Wäsche“ spricht. Überdies wird zur Verbesserung der Absorptionsraten meist ein Aktivator, wie beispielsweise DEA, Glycin oder Arsenoxid, eingesetzt [14].

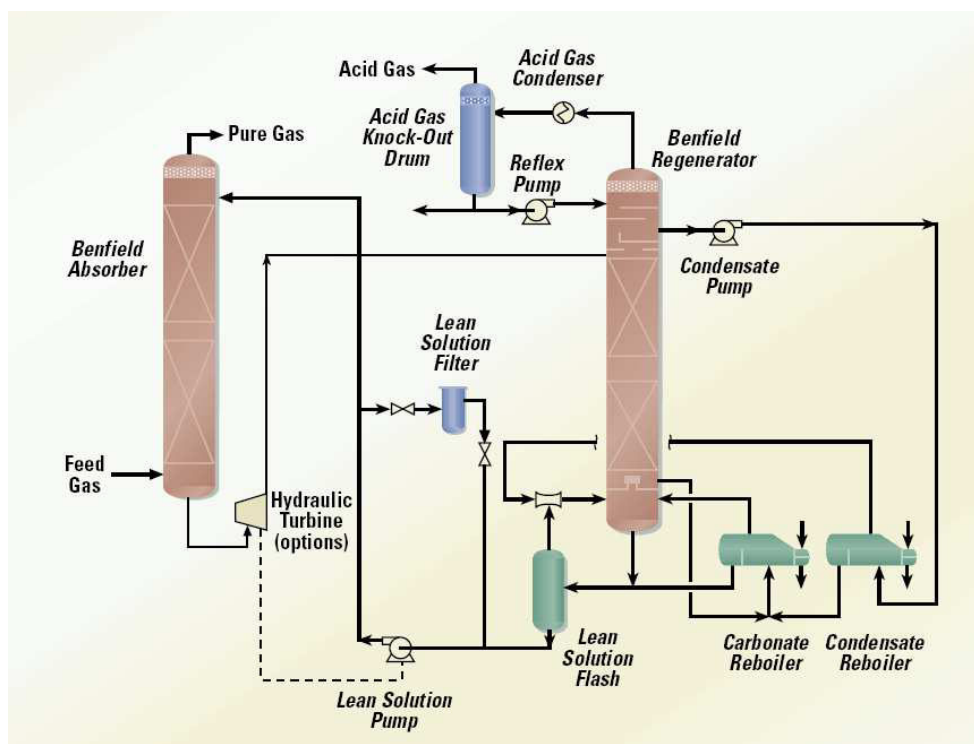


Abbildung 16: Benfield-Prozess [29]

Der Benfield-Prozess basiert auf dem Pressure Swing Verfahren (Ausnutzung der unterschiedlichen Gaslöslichkeit bei unterschiedlichen Partialdrücken). Da der Benfield-Prozess auf die Behandlung von Synthesegasen ausgerichtet ist, sind die Temperaturen im Absorber vergleichsweise hoch. Überdies kann durch das Pressure Swing Verfahren die Absorption und die Desorption annähernd isotherm erfolgen, wodurch ein zusätzliches

Heizen bzw. Kühlen des Absorptionsmittelstromes nicht notwendig ist und sich der apparative Aufwand minimiert. Dadurch erhält man einen relativ niedrigen Energiebedarf für die CO₂-Abtrennung von 1.6-2.11 GJ/t CO₂. Zusätzlich wird durch die hohen Temperaturen auch die Absorptionskinetik erhöht und die Löslichkeit von Hydrogencarbonat verbessert, was höher konzentrierte Lösungen erlaubt. In der Regel werden Anlagen jedoch nur mit einer 30 Ma-%igen Lösung betrieben, um Feststoffausscheidungen zu verhindern. Da die Reaktionsgeschwindigkeit der oben aufgelisteten Gleichung als sehr langsam gilt, ist der Einsatz von reinen Kaliumcarbonatlösungen ohne Reaktionsbeschleuniger für die CO₂-Abtrennung aus Rauchgasen, im Gegensatz zu anderen Absorptionsmitteln, nicht konkurrenzfähig. Daher wurden in den letzten Jahren zu den oben bereits erwähnten Aktivatoren weitere Additive als Reaktionsbeschleuniger untersucht, wobei man vor allem Piperazin als potenziellen Zusatz erprobt hat [17].

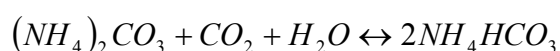
Des Weiteren ist das Waschmittel korrosiv, weshalb auch Korrosionsinhibitoren beigegeben werden bzw. rostfreier Stahl für die Apparate verwendet wird. Überdies neigen die Waschmittel zum Schäumen, was zum Zusatz weiterer Additive führt. Diese verschiedenen Zusätze beim Benfield-Verfahren verursachen einige Umweltprobleme bei der Abfallentsorgung [14].

2.8.1 CO₂-Absorption mit Kaliumcarbonat und Piperazin als Additiv

Die Eignung von Piperazin als Additiv in einer Kaliumcarbonatlösung wurde vor allem an der University of Texas at Austin untersucht. Im Zuge dieser Untersuchungen soll laut Berechnungen und Modellierungen das Verhältnis zwischen Kaliumcarbonat und Piperazin (K₂CO₃:Piperazin) 2:1 betragen, wobei die maximalen Konzentrationen der beiden Chemikalien durch die Löslichkeit bei den Absorptionsbedingungen bestimmt wird. Laut diesen Untersuchungen ist auch die CO₂-Aufnahmekapazität einer konzentrierten K₂CO₃/Piperazin-Lösung gleich gut oder etwas besser verglichen mit einer 30 Ma-% MEA-Lösung [18], [19].

2.9 Ammoniak

Eine Alternative zur Kohlendioxidentfernung aus Rauchgasen, zu den bereits genannten Verfahren, stellen wässrige Ammoniaklösungen dar. Die CO₂-Abtrennung erfolgt hierbei nach folgender Gleichung [20]:



Ähnlich dem Kaliumcarbonatprozess erfolgt dabei die Bildung eines Hydrogencarbonats aus einem Carbonat durch die Aufnahme von CO₂. Mögliche Vorteile des Ammoniakprozesses sind die niedrigen Kosten des Absorptionsmittels, die Beständigkeit gegen Sauerstoff und andere Verunreinigungen sowie die hohe Stabilität von Ammoniak (NH₃) [21].

Mehrere Untersuchungen der Absorptionskinetik zeigen eine langsamere Kinetik beim Vergleich mit einer MEA-Lösung. Alle Versuche wurden jedoch bei geringeren NH_3 -Konzentrationen durchgeführt. Höhere NH_3 -Konzentrationen führen zu einer gesteigerten Absorptionskinetik. Allerdings führt eine Temperaturerniedrigung, welche zur Limitierung der NH_3 -Verluste im Absorber notwendig ist, wiederum zu einer Reduktion der Absorptionskinetik [22], [23], [24].

2.9.1 Chilled Ammonia Prozess (CAP)

Der Aufbau des Chilled Ammonia Prozesses (CAP) ähnelt dem herkömmlichen Absorptions-/Desorptions Prozess, wie er aus der Amin- oder Kaliumcarbonatwäsche bekannt ist. Ein wesentlicher Unterschied ergibt sich allerdings durch die sehr niedrige Absorbentemperatur (0°C - 10°C), welche eine intensive Kühlung des gesamten Rauchgasstroms mit sich bringt. Bedingt ist diese niedrige Temperatur im Absorber durch den hohen Dampfdruck von Ammoniak und daher wird sogar trotz dieser niedrigen Temperatur eine zusätzlich Waschsektion nachgeschaltet, um die NH_3 -Emissionen auf etwa 10 ppm_v zu minimieren. Als Absorptionsmittel wird bei diesem Verfahren meist eine wässrige Lösung mit rund 26-28 Ma-% Ammoniak eingesetzt [25], [26].

Wegen der niedrigen Temperatur erfolgt bei der CO_2 -Aufnahme die Bildung und Ausfällung von festem Ammoniumhydrogencarbonat NH_4HCO_3 . Im Desorber geht durch die Temperaturerhöhung das ausgefallene Ammoniumhydrogencarbonat wieder in Lösung. Das Austreiben von CO_2 aus dem Lösungsmittel erfolgt hierbei bei Drücken um 30 bar bzw. bei Temperaturen zwischen 100 - 150°C . Durch den erhöhten Druck können sowohl anschließend bei der Kompression des Kohlendioxids Kosten eingespart als auch die Ammoniakemissionen im Desorber möglichst gering gehalten werden. Das regenerierte Absorptionsmittel aus dem Desorber wird nach Abkühlung wieder dem Absorber zugeführt [25], [26].

In der Literatur [25] wird darauf verwiesen, dass ein optimierter Chilled Ammonia Prozess, in Bezug auf den Dampfverbrauch im Stripper, mit einem vollständig optimierten MEA-System gleichzusetzen ist.

Nachteilig gegenüber dem MEA-Prozess wirkt sich beim Chilled Ammonia Prozess jedoch die erhebliche Kühlleistung aus, welche benötigt wird, um den gesamten Gasstrom auf die Absorbentemperatur zu kühlen. Hierbei ist die benötigte Kühlleistung größer als der gewonnene Vorteil des hohen Regenerationsdrucks (Einsparung bei der Kompressorarbeit), wodurch in Summe ein zusätzlicher Energieaufwand notwendig ist. Bei der MEA-Lösung wird nur ungefähr die Hälfte der mechanischen Kompressorarbeit benötigt, um auf den gleichen Desorptionsdruck zu kommen. Daher ist für die Implementierung des Chilled Ammonia Prozesses vor allem die Verfügbarkeit von Kühlwasser von großer Bedeutung, damit sich energetische Vorteile gegenüber dem MEA-Verfahren ergeben. Denn durch eine zusätzliche Installation von Kühltürmen würden die Investitions- und Betriebskosten bei diesem Verfahren merklich ansteigen [25], [26].

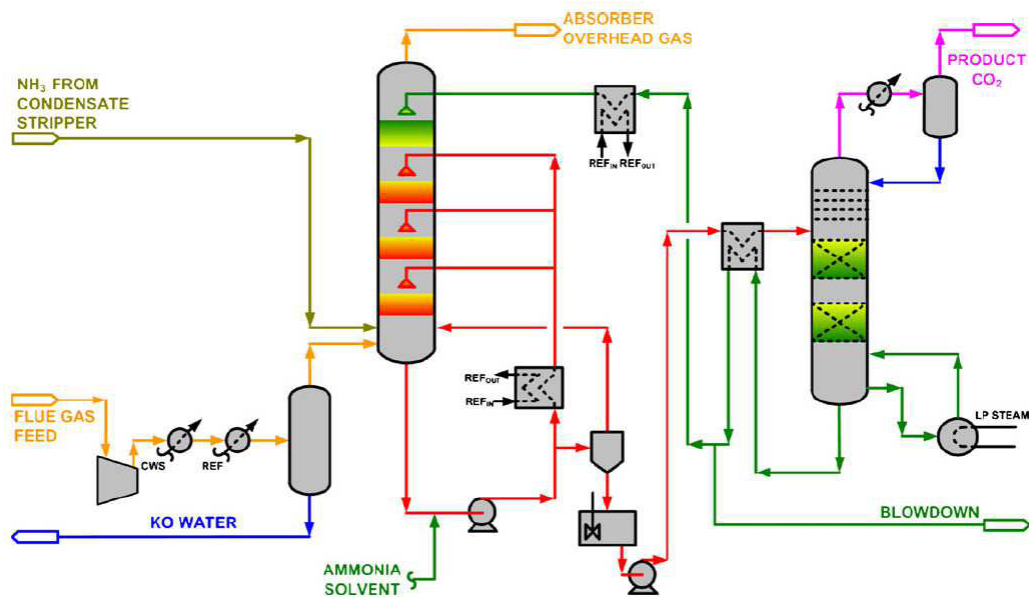


Abbildung 17: Chilled Ammonia Prozess [25]

2.10 Aminosäuresalze

Aminosäuren sind organische Verbindungen, die mindestens eine Carboxygruppe ($-\text{COOH}$) und einer Aminogruppe ($-\text{NH}_2$) besitzen. Aminosäuresalze haben keinen messbaren Dampfdruck und sind chemisch stabil. Durch ihr natürliches Vorkommen sind sie überdies ungiftig und nicht umweltschädlich. Überdies können mittels Aminosäuresalzen, im Vergleich zum MEA-Verfahren, die Verluste, welche durch Degradation und Flüchtigkeit auftauchen, merklich reduziert werden [27], [28].

Laborversuche für verschiedene Aminosäuresalze zeigen, dass diese vergleichbare Abscheideraten und Aufnahmekapazitäten wie eine 30 Ma-% MEA-Lösung besitzen [28].

2.11 Ionische Flüssigkeiten

Eine relativ neue und in der Erprobungsphase befindliche Variante der CO_2 -Abtrennung stellen Verfahren mit ionischen Flüssigkeiten dar. Bei ionischen Flüssigkeiten handelt es sich um Salzschnmelzen. Genauer formuliert also um eine Flüssigkeit, welche lediglich aus Ionen besteht. Überdies besitzen ionische Flüssigkeiten eine sehr geringe Schmelztemperatur und sind bei Raumtemperatur meist flüssig. Die Ionen liegen dabei ohne die Zugabe eines Lösungsmittels, wie beispielsweise Wasser, in dissoziierter Form vor.

Charakteristische Eigenschaften von ionischen Flüssigkeiten sind der nicht messbare Dampfdruck, der sehr große Liquidusbereich, die hohe thermische Stabilität und die oft hohe Viskosität. Die Zersetzungstemperatur liegt für viele ionische Flüssigkeiten bei $350 - 450^\circ\text{C}$.

2.12 CO-Shift mit anschließender Absorption

Als weiterer Teil des VEMIKO Forschungsvorhabens wird für die CO₂-Abscheidung des Hochofen-Gichtgases die Möglichkeit des CO-shiftens und einer anschließenden CO₂-Abtrennung mittels Absorption untersucht.

Hierbei handelt es sich um eine chemische Reaktion, bei welcher Kohlenmonoxid (CO) mit Wasserdampf zu CO₂ und H₂ umgesetzt wird. Nach dem Konvertieren erfolgt dann eine Gaswäsche (MEA). Dadurch ist es möglich eine Decarbonisierung des Prozessgasstromes vor dessen Nutzung durchzuführen.

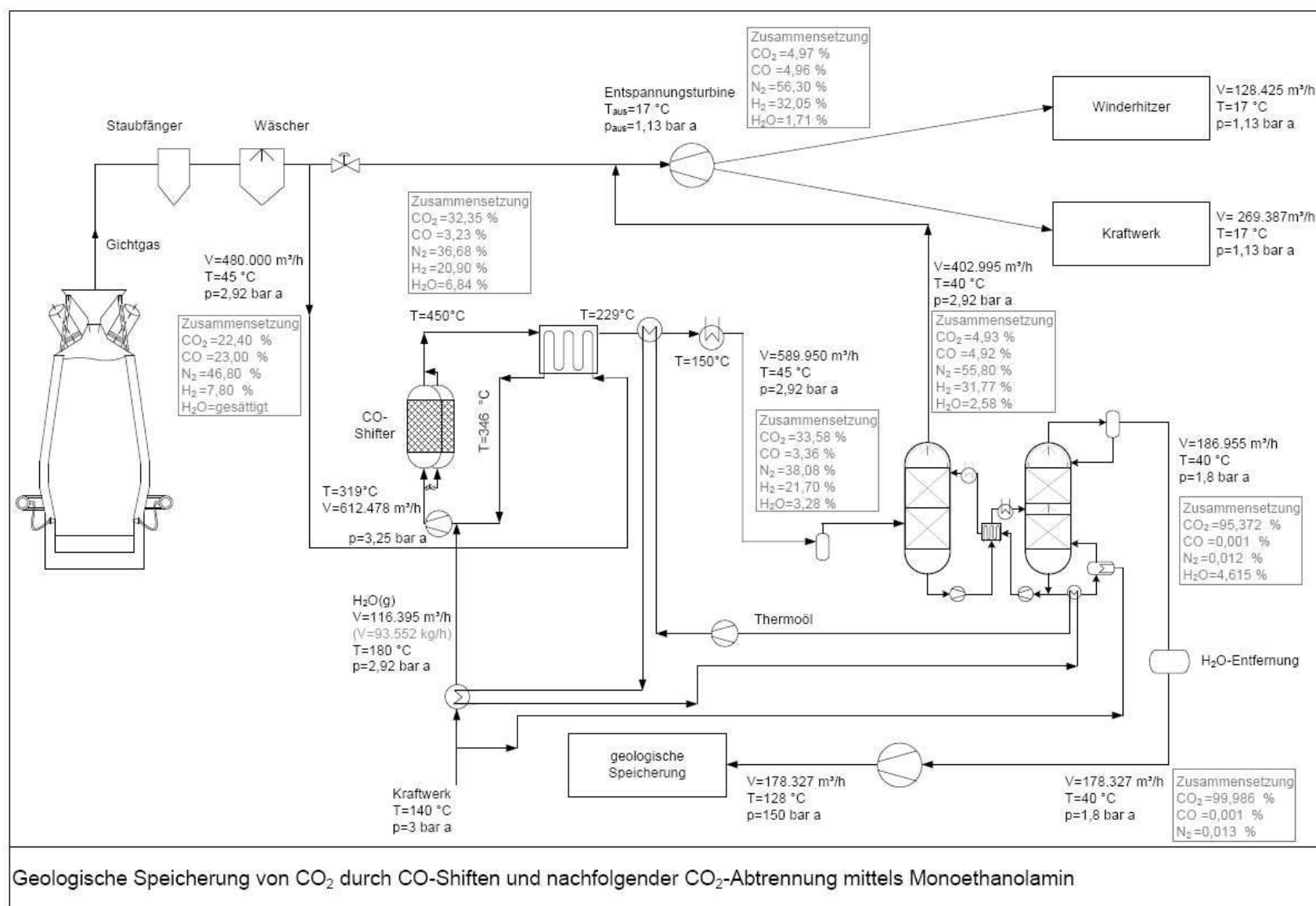
Die Shift-Reaktion ist in nachfolgender Gleichung 13 dargestellt:



Bei der dargestellten Reaktion handelt es sich um eine exotherme Reaktion, das heißt Energie wird frei. Diese Energie wird im folgenden Anlagenkonzept, für die CO₂-Abtrennung mittels CO-Shift und anschließender Wäsche (MEA), genutzt, um das Gichtgas vorzuwärmen, da die Eintrittstemperatur des Shifters rund 300 °C beträgt.

Nach Durchleitung des Gases durch einen Wärmetauscher erfolgt eine Zugabe von Wasserdampf und schließlich wird das Gas durch den Shifter geleitet. Dort läuft die chemische Reaktion nach Gleichung 13 ab. Das erhaltene Gas wird dann im Wärmetauscher wieder zur Erwärmung des Gichtgases genutzt und darauf folgend auf rund 45 °C gekühlt. Anschließend erfolgt eine Gaswäsche mittels MEA. Der erhaltene CO₂-Strom wird dann, wie beim Anlagenkonzept der Absorption mittels MEA, auf 150 bar komprimiert und kann schließlich geologisch gespeichert werden. Das von CO₂ befreite Gas wird zum Kraftwerk und zu den Winderhitzer weiterbefördert.

Die von der voestalpine durchgeführte Kraftwerksberechnung hat für diesen Fall eine elektrische Leistung der Dampfturbine von 98.11 MW ergeben. Die Menge der Dampfauskoppelung beträgt hierbei 255.63 t/h. Diese Menge an Dampf reicht allerdings nicht aus, um sowohl den Reboiler der MEA als auch den Shifter mit dem notwendigen Dampf zu versorgen.

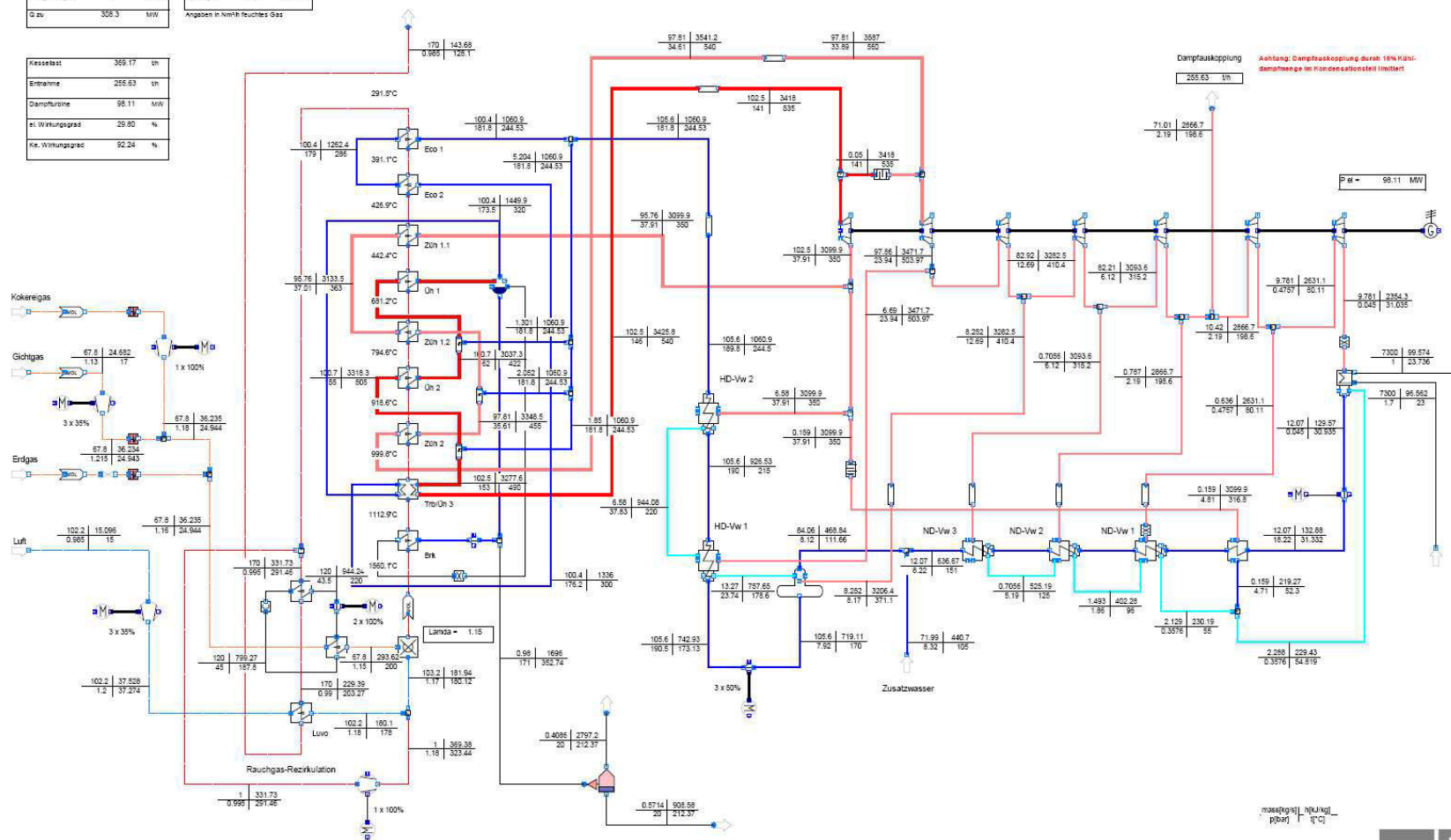


160 MW Kraftwerksblock 07

Lastfall: Shift + MEA

Menge Koksgas	0	Nm³/h	Hu Koksgas	4.92	kWh/Nm³
Menge Gichtgas	269387	Nm³/h	Hu Gichtgas	1.14	kWh/Nm³
Menge Erdgas	0	Nm³/h	Hu Erdgas	9.77	kWh/Nm³
Q zu	358.3	MW	Angaben in Nm³/h feuchtes Gas		

Kesselablast	358.17	th
Entnahme	255.53	th
Dampfentnahme	98.11	MW
el. Wirkungsgrad	29.80	%
th. Wirkungsgrad	92.24	%



mass [kg/s] | n [1/s] |
p [bar] | t [°C]

ESA by F1/SAI
Stand 27. Apr 2011



2.13 Ergebnisse hinsichtlich CO₂-Einsparung

Als beste Variante zur Kohlendioxidabtrennung hat sich die Variante der PSA mit anschließender kryogenen Reinigung herausgestellt. Bei dieser Variante können bei einer geologischen Speicherung von 89994 m³/h CO₂, am Standort Linz, tatsächlich 72780 m³/h CO₂ eingespart werden, siehe Tabelle 18, Tabelle 19 sowie Tabelle 24 und Tabelle 25.

Die Berechnung der tatsächlichen CO₂-Einsparung wurde auf folgender Annahme durchgeführt. Für die CO₂-Abtrennung sind Verfahrensschritte notwendig, welche ansonsten nicht durchzuführen wären (PSA, kryogene Reinigung (Kondensation), Kompression etc.). Diese zusätzlichen Verfahrensschritte benötigen bzw. liefern ihrerseits Energie, welche wiederum in CO₂ umrechenbar ist. Hierbei wurde bei dieser Umrechnung einerseits von 0.6 kg CO₂ pro kW, laut Quelle [33], für den internationalen Vergleich ausgegangen und andererseits von 0.3 kg CO₂ pro kW für den Standort Linz.

Für die Variante der PSA mit anschließender kryogenen Reinigung sind die Berechnung der tatsächlichen Kohlendioxideinsparung in Tabelle 18 und Tabelle 19 angeführt. Hierbei wurde der notwendige Energiebedarf sowie die zu gewinnende Energie berücksichtigt.

Tabelle 18: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-PSA (international)

HO-PSA			
kg CO ₂ pro kW	0.6		
MJ in kWh	3.6		
kW/m ³ Produktgas bei PSA	0.15		
HO-PSA	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
PSA	44992	26995	13749
Entspannungsturbine (Summe)	-1506	-904	-460
Kondensation	65596	39358	20045
Verdichtung	2988	1793	913
Pumpen	2158	1295	659
Kraftwerk*	-1560	-936	-477
Summe	112668	67601	34429
Menge des geoloisch zu speichernden CO ₂ 's			
			89994
CO ₂ -Einsparung			55565
*Kraftwerk Basisfall - Kraftwerk PSA			

Tabelle 19: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-PSA (am Standort Linz!)

HO-PSA

kg CO ₂ pro kW	0.3		
MJ in kWh	3.6		
kW/m ³ Produktgas bei PSA	0.15		
HO-PSA	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
PSA	44992	13498	6874
Entspannungsturbine (Summe)	-1506	-452	-230
Kondensation	65596	19679	10022
Verdichtung	2988	896	457
Pumpen	2158	647	330
Kraftwerk*	-1560	-468	-238
Summe	112668	33800	17214
Menge des geoloisch zu speichernden CO ₂ 's			89994
CO ₂ -Einsparung			72780
*Kraftwerk Basisfall - Kraftwerk PSA			

Auch für die Variante der Kohlendioxidabtrennung mittels MEA nach der Entspannungsturbine wurden derartige Berechnungen durchgeführt, welche in Tabelle 20 und Tabelle 21 dargestellt sind.

Tabelle 20: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-MEA (international)

HO-MEA (nach Turbine)			
kg CO ₂ pro kW	0.6		
MJ in kWh	3.6		
HO-MEA (nach Turbine)	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m³/h]
Entspannungsturbine	-11059	-6635	-3379
MEA	171323	102794	52353
Kompression	26099	15659	7975
Kraftwerk*	15890	9534	4856
Summe	202254	121352	61804
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's	97039		
CO ₂ -Einsparung	35235		
*Kraftwerk Basis - Kraftwerk MEA			

Tabelle 21: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-MEA (am Standort Linz)

HO-MEA (nach Turbine)	
kg CO ₂ pro kW	0.3
MJ in kWh	3.6

HO-MEA (nach Turbine)	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
Entspannungsturbine	-11059	-3318	-1690
MEA	171323	51397	26176
Kompression	26099	7830	3988
Kraftwerk*	15890	4767	2428
Summe	202254	60676	30902
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			
97039			
CO ₂ -Einsparung			66137
*Kraftwerk Basis - Kraftwerk MEA			

In Tabelle 22 und Tabelle 23 sind diese Berechnungen für die Variante des Shiftens und anschließender Wäsche mittels MEA für das Gichtgas aufgelistet.

Tabelle 22: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-Konvertierung-MEA (international)

HO-Shift			
kg CO ₂ pro kW	0.6		
MJ in kWh	3.6		
HO-Shift/MEA	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
Shifter	71966	43180	21991
Pumpen	4585	2751	1401
MEA	297784	178671	90996
Entspannungsturbine	-10806	-6484	-3302
Kompression	48488	29093	14817
Kraftwerk*	35074	21044	10718
Summe	447091	268255	136621
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			
178327			
CO ₂ -Einsparung			41706
*Kraftwerk Basis - Kraftwerk Shift			

Tabelle 23: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-Konvertierung-MEA (am Standort Linz)

HO-Shift			
kg CO ₂ pro kW	0.3		
MJ in kWh	3.6		
HO-Shift/MEA	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
Shifter	71966	21590	10996

Pumpe	4585	1376	701
MEA	297784	89335	45498
Entspannungsturbine	-10806	-3242	-1651
Kompression	48488	14546	7408
Kraftwerk*	35074	10522	5359
Summe	447091	134127	68311
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			178327
CO ₂ -Einsparung			110016
*Kraftwerk Basis - Kraftwerk Shift			

Wie man Tabelle 24 und Tabelle 25 entnehmen kann, ist die prozentuelle tatsächliche CO₂-Einsparung der Variante der MEA-Wäsche die nächstbeste Variante, nach der PSA mit anschließender kryogener Reinigung. An letzter Stelle ist die Variante der CO-Konvertierung mit anschließender MEA-Wäsche zu reihen. Wobei sich diese Variante durch die notwendige Dampfmenge, welche nicht problemlos zur Verfügung zu stellen ist, und die höhere Menge des geologisch zu speichernden Kohlendioxids noch weiter im Vergleich zu den anderen Varianten verschlechtert.

Somit kann man den Schluss ziehen, dass im Hinblick auf die geologisch zu speichernde Menge an CO₂ sowie die tatsächlich speicherbare CO₂-Menge nur die beiden Varianten der PSA mit anschließender kryogener Reinigung und die Absorption mittels MEA als ökologisch sinnvolle Varianten zur Wahl stehen, wobei die PSA mit anschließender kryogener Reinigung die zu bevorzugende Variante ist, da hier nicht nur die tatsächliche Einsparung am größten ist, sondern auch die geologisch zu speichernde Menge am niedrigsten.

Tabelle 24: Gegenüberstellung der unterschiedlichen Varianten für AP1 (international)

AP1: Hochofen (international betrachtet – 0.6 kg CO₂ werden pro kW emittiert)			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Geologisch speicherbares CO₂ [m³/h]</i>	89994	97039	178327
<i>Tatsächliche CO₂-Einsparung [m³/h]</i>	55565	35235	41706
<i>Tatsächliche Einsparung [%]</i>	61.74	36.31	23.39

Tabelle 25: Gegenüberstellung der unterschiedlichen Varianten für AP1 (am Standort Linz)

AP1: Hochofen (am Standort Linz betrachtet – 0.3 kg CO₂ werden pro kW emittiert)			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Geologisch speicherbares CO₂ [m³/h]</i>	89994	97039	178327
<i>Tatsächliche CO₂-Einsparung [m³/h]</i>	72780	66137	110016
<i>Tatsächliche Einsparung [%]</i>	80.87	68.16	61.69

3 Arbeitspaket 2

3.1 COREX®-Prozess

Das COREX®-Verfahren, siehe Abbildung 18, wurde von der voestalpine Industrieanlagenbau (VAI) entwickelt. Die erste Anlage wurde im Jahr 1989 bei ISCOR in Südafrika großtechnisch realisiert (Kapazität 300000 t/a) [2, S. 34ff]. Eine weitere Anlage wurde bei POSCO in Südkorea (Kapazität 600000 t/a [2, S. 34ff]) aufgestellt und ist mittlerweile zu einer FINEX®-Anlage umgebaut worden. Die größte COREX®-Anlage steht zurzeit bei Baosteel in Shanghai (Jahreskapazität 1.5 Millionen Tonnen).

Im Gegensatz zum Hochofenverfahren ist der COREX®-Prozess in zwei Verfahrensstufen unterteilt, dem Reduktionsschacht und dem Einschmelzvergaser.

Im Reduktionsschacht wird Eisenerz im Gegenstrom mit dem aus dem Einschmelzvergaser stammenden Reduktionsgas zu Eisenschwamm mit einer variablen einstellbaren Metallisierung reduziert. Dieser wird im zweiten Aggregat, dem Einschmelzvergaser zu Roheisen erschmolzen, wobei im Bereich der Blasformen des Einschmelzvergasers die Vergasung der Kohle mit Sauerstoff erfolgt. Das entstehende Prozessgas, welches vorwiegend aus Kohlenmonoxid und Wasserstoff besteht, wird dann nach Kühlung und Entstaubung im Heißzyklon dem Reduktionsschacht als Reduktionsgas zugeführt. Der abgeschiedene Staub aus dem Zyklon wird wieder in den Einschmelzvergaser eingebracht. Roheisen und Schlacke werden beim Einschmelzvergaser gleich wie beim Hochofen abgestochen.

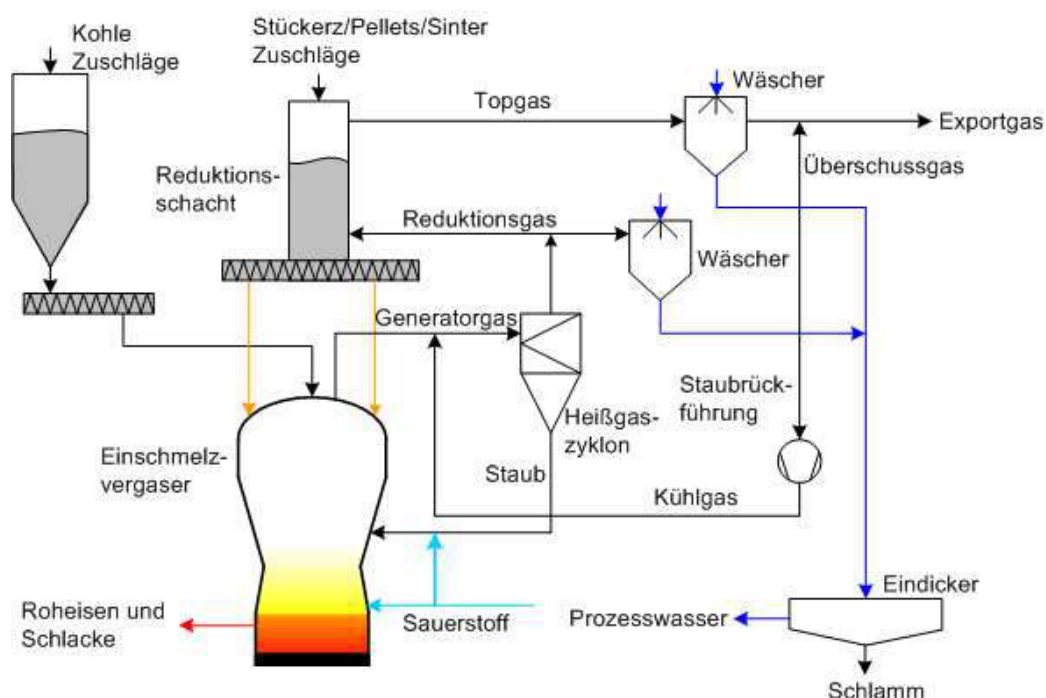


Abbildung 18: COREX®-Verfahren [1, i.A.a.]

Das anfallende Gichtgas des Reduktionsschachtes wird Topgas genannt und kann nach Reinigung und Kühlung in einem Wäscher als so genanntes Exportgas für energetische und metallurgische Zwecke genutzt werden. Dabei zeichnet sich das COREX®-Exportgas durch einen Heizwert von rund 7000 kJ/Nm³ aus [2, S. 34ff].

Die wesentlichen Vorteile des COREX®-Prozesses sind neben dem Einsatz von nicht verkokter Kohle und somit der Substitution der Kokerei, die energetische Verwertung des Exportgases, wodurch höhere Gutschriften im Vergleich zum Gichtgas erzielt werden können, die Anlagenflexibilität hinsichtlich der Fahrweise (problemloses Absenken der Kapazität, Ab- und Anfahren der Anlage) wie auch die höhere Flexibilität hinsichtlich des Einsatzes von Eisenträgern. Des Weiteren können bei den hohen Entgasungstemperaturen von Kohle im Einschmelzvergaser organische Verbindungen vollständig in ihre Grundkomponenten (CO, CO₂, H₂) zerlegt werden, wodurch kaum umweltschädliche Kohlenwasserstoffemissionen in diesem Prozess auftreten [2, S. 34ff].

3.1.1 COREX®-LRI-Gas

Beim COREX®-LRI-Gas handelt es sich um das in Abbildung 19 dargestellte Gas.

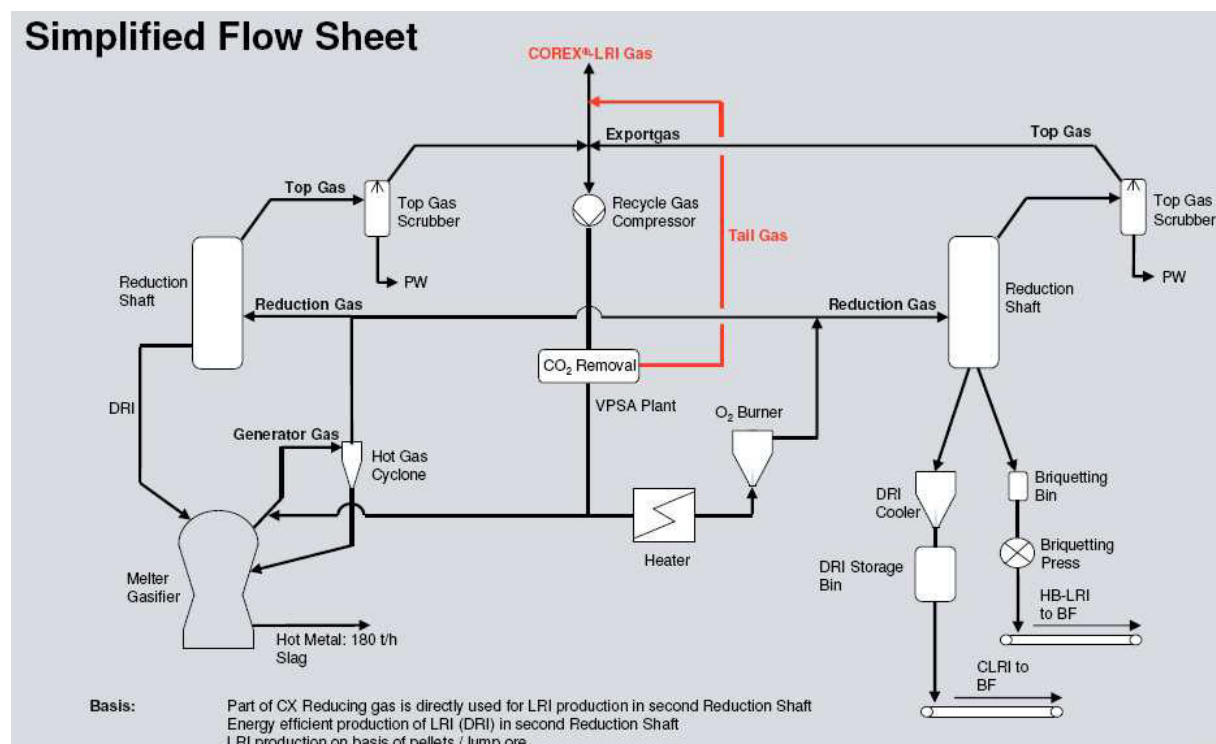


Abbildung 19: Fließbild COREX® mit DR Kombination [4]

Bei dem in Abbildung 19 ersichtlichen Fließbild, wird ein Teil des COREX® - Reduktionsgases (Überschussgas) genutzt, um in einem weiteren Reduktionsschacht LRI (Low Reduced Iron) bzw. DRI (Direct Reduced Iron) zu produzieren.

Beim LRI/DRI handelt es sich um vorreduziertes und teilmetallisiertes Material aus Direktreduktionsanlagen oder kombinierten Schmelzreduktionsanlagen mit Direktreduktions-schacht oder Wirbelschichtstufen. Hierbei spricht man bei einem Metallisierungsgrad unter 92 % von LRI und ab einem Metallisierungsgrad von 92 – 95 % von DRI. Zusätzlich enthält LRI bzw. DRI noch gebundenen Kohlenstoff bis zu etwa 3.5 % [5].

Das so erzeugte vorreduzierte Eisen kann dann wiederum im Hochofen-Verfahren eingesetzt werden. Durch den Einsatz von LRI bzw. DRI im Hochofen kann der Kohlenstoffbedarf minimiert und so in weiterer Folge CO₂-Emissionen eingespart werden. Zur Abschätzung des Einsparpotenzials wurde im Projekt COMINREP ein Hochofenmodell erarbeitet, welches es ermöglicht die CO₂-Minimierung auf Grund des LRI-Einsatzes abzubilden.

Das Tailgas (VPSA) wird, wie in Abbildung 19 dargestellt, einem Teil des verbleibenden COREX[®]-Exportgases zugemischt, wodurch das COREX[®]-LRI-Gas entsteht.

Dieses Gas besitzt folgende Zusammensetzung:

Tabelle 26: Zusammensetzung und Menge des COREX[®]-LRI-Gases

COREX [®] -LRI-Gas	[%]
H ₂	5.00
H ₂ O	3.00
CO	17.00
CO ₂	70.00
N ₂	4.00
CH ₄	1.00
Menge [m ³]	243000.00
Heizwert [kJ/m ³]	2984.86
Heizwert trocken	3137.91

3.1.2 Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda=1$)

Hier wird die aktuelle Verwertungssituation des COREX[®]-LRI-Gases anhand einer Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft genauer dargestellt. Dabei sind die dargestellten Berechnungsergebnisse für $\lambda=1$ berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des COREX[®]-LRI-Gases mit Luft und einem $\lambda=1$ ist in Tabelle 27 ersichtlich, die Masse- und Energiebilanz in Tabelle 28.

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$), aufgelistet, siehe Abbildung 20 und Abbildung 21.

Tabelle 27: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des COREX[®]-LRI-Gases mit Luft ($\lambda=1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	213840.00	62.45	213840.00	58.14
N ₂	128558.57	37.55	128558.57	34.96
H ₂ O	0.00	0.00	25380.24	6.90
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	342398.57	100.00	367778.81	100.00

Tabelle 28: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

Input - COREX-LRI Exportgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	542.07	1092.71	5.00	0.00	0.00
H ₂ O(g)	325.24	5859.32	3.00	-18798.34	-78652.25
CO(g)	1843.04	51624.41	17.00	-48693.24	-203732.50
CO ₂ (g)	7589.01	333990.67	70.00	-713746.12	-2986313.76
N ₂ (g)	433.66	12148.22	4.00	0.00	0.00
CH ₄ (g)	108.41	1739.25	1.00	-1933.01	-8087.71
Summe	10841.44	406454.59	100.00		
T	25.00				
Input - Luft					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	5301.98	148526.48	78.44	0.00	0.00
O ₂ (g)	1409.39	45098.69	20.85	0.00	0.00
H ₂ O(g)	48.19	868.24	0.71	-2785.55	-11654.73
Summe	6759.56	194493.41	100.00		-3288440.96
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO ₂ (g)	9540.47	419873.99	58.14	-787981.88	-3296916.20
N ₂ (g)	5735.64	160674.70	34.96	41346.21	172992.56
H ₂ O(g)	1132.34	20399.31	6.90	-55360.51	-231628.35
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	16408.44	600947.99	100.00		
T	987.50				
Wärmeverluste					
Losses					67111.04
					-3288440.96
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

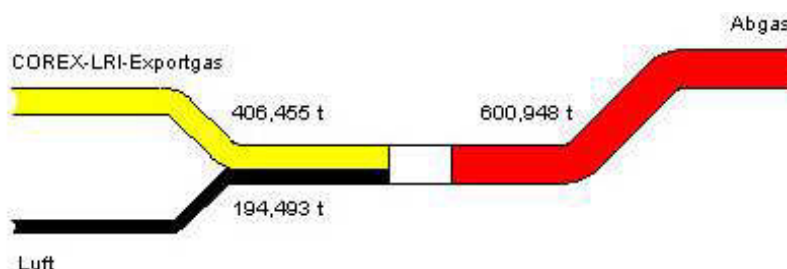


Abbildung 20: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

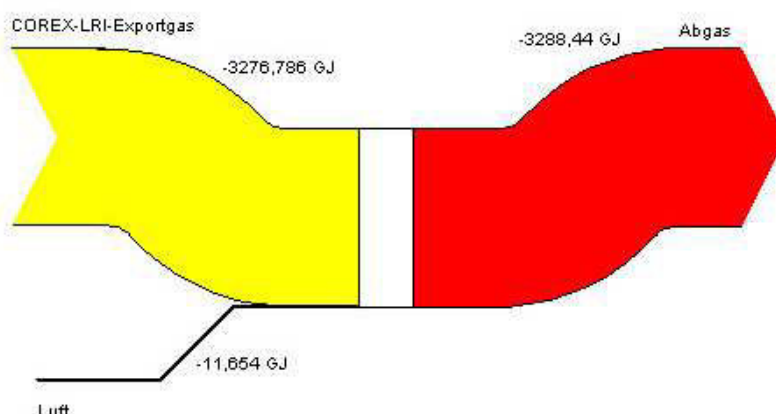


Abbildung 21: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

3.1.3 Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda>1$)

Im Folgenden wird die aktuelle Verwertungssituation des COREX[®]-LRI-Gases anhand einer Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft und einem $\lambda>1$, mit einem Sauerstoffgehalt im Rauchgas von 3 % dargestellt.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des COREX[®]-LRI-Gases mit Luft und einem $\lambda>1$ ist in Tabelle 29 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 31.

Tabelle 29: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des COREX[®]-LRI-Gases mit Luft ($\lambda>1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	213840.00	53.53	213840.00	50.29
N ₂	173641.05	43.47	173641.05	40.83
H ₂ O	0.00	0.00	25790.03	6.06
O ₂	11983.95	3.00	11983.95	2.82
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	399465.00	100.00	425255.03	100.00

Tabelle 30: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$)

Input - COREX-LRI Exportgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	542.07	1092.71	5.00	0.00	0.00
H ₂ O(g)	325.24	5859.32	3.00	-18798.34	-78652.25
CO(g)	1843.04	51624.41	17.00	-48693.24	-203732.50
CO ₂ (g)	7589.01	333990.67	70.00	-713746.12	-2986313.76
N ₂ (g)	433.66	12148.22	4.00	0.00	0.00
CH ₄ (g)	108.41	1739.25	1.00	-1933.01	-8087.71
Summe	10841.44	406454.59	100.00		
T	25.00				
Input - Luft					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	7313.33	204871.33	78.44	0.00	0.00
O ₂ (g)	1944.05	62207.29	20.85	0.00	0.00
H ₂ O(g)	66.48	1197.61	0.71	-3842.27	-16076.06
Summe	9323.86	268276.22	100.00		-3292862.29
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO ₂ (g)	9540.47	419873.99	50.29	-821339.66	-3436485.12
N ₂ (g)	7746.99	217019.55	40.83	39623.82	165786.08
H ₂ O(g)	1150.62	20728.68	6.06	6226.13	26050.12
O ₂ (g)	534.66	17108.59	2.82	-27584.76	-115414.63
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	18972.74	674730.81	100.00		
T	724.94				
Wärmeverluste					
Losses					67201.27
					-3292862.29
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$), aufgelistet, siehe Abbildung 22 und Abbildung 23.

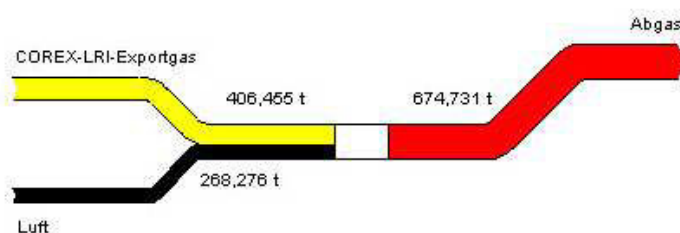


Abbildung 22: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

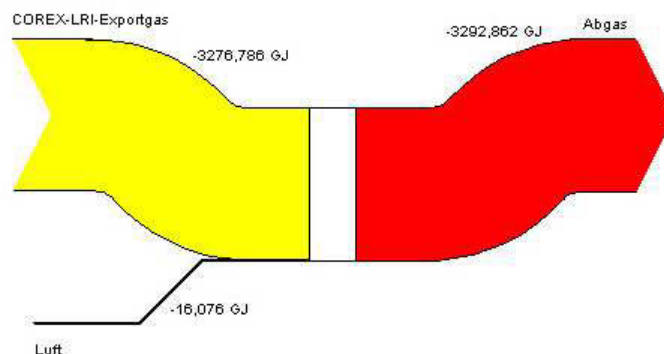


Abbildung 23: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

3.1.4 Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

Hier wird die mögliche Verwertungssituation des COREX[®]-LRI-Gases mit Sauerstoff (99.5 % O₂) anhand einer Massen- und Energiebilanz genauer dargestellt. Dabei sind die Berechnungsergebnisse auch hier für $\lambda=1$ berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des COREX[®]-LRI-Gases mit Sauerstoff und einem $\lambda=1$ ist in Tabelle 31 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 32.

Tabelle 31: Rauchgaszusammens. nach Verbr. des COREX[®]-LRI-Gases mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

	RG, trocken [m ³]	[%]	RG, feucht [m ³]	[%]
CO ₂	213840.00	95.58	213840.00	86.22
N ₂	9878.74	4.42	9878.74	3.98
H ₂ O	0.00	0.00	24300.00	9.80
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	223718.74	100.00	248018.74	100.00

Tabelle 32: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

Input - COREX-LRI-Exportgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	542.07	1092.71	5.00	0.00	0.00
H ₂ O(g)	325.24	5859.32	3.00	-18798.34	-78652.25
CO(g)	1843.04	51624.41	17.00	-48693.24	-203732.50
CO ₂ (g)	7589.01	333990.67	70.00	-713746.12	-2986313.76
N ₂ (g)	433.66	12148.22	4.00	0.00	0.00
CH ₄ (g)	108.41	1739.25	1.00	-1933.01	-8087.71

Summe	10841.44	406454.59	100.00		
T	25.00				
Input - Sauerstoff					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N2(g)	7.08	198.40	0.50	0.00	0.00
O2(g)	1409.39	45098.69	99.50	0.00	0.00
H2O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	1416.47	45297.09	100.00		-3276786.23
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO2(g)	9540.47	419873.99	86.22	-753542.10	-3152820.13
N2(g)	440.74	12346.62	3.98	4130.78	17283.17
H2O(g)	1084.14	19531.07	9.80	-49860.31	-208615.53
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	11065.35	451751.68	100.00		
T	1250.06				
Wärmeverluste					
Losses					66873.19
					-3276786.23
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$), aufgelistet, siehe Abbildung 24 und Abbildung 25.

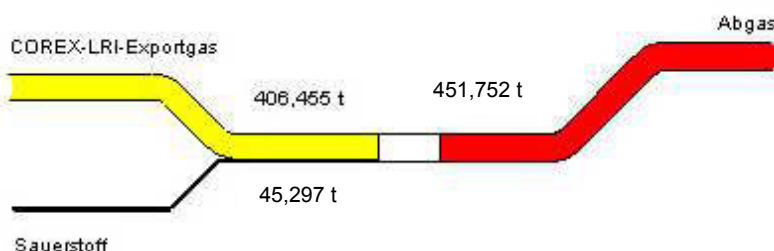


Abbildung 24: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

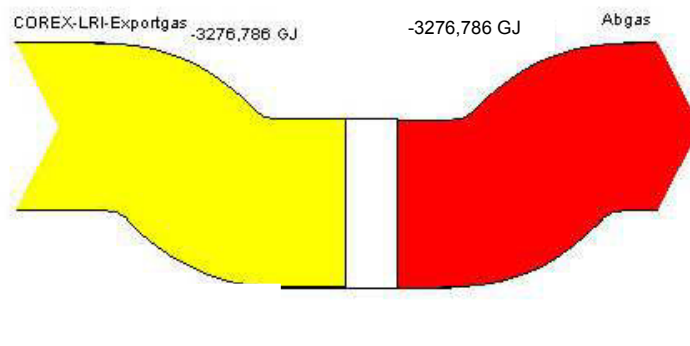


Abbildung 25: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

3.1.5 Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)

Hier wird die mögliche Verwertungssituation des COREX[®]-LRI-Gases mit Sauerstoff (99.5 % O₂) anhand einer Massen- und Energiebilanz genauer dargestellt. Dabei sind die Berechnungsergebnisse auch hier für $\lambda>1$ mit einem Sauerstoffgehalt von 3 % im Rauchgas berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des COREX[®]-LRI-Gases mit Sauerstoff und einem $\lambda>1$ ist in Tabelle 33 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 35.

Tabelle 33: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des COREX[®]-LRI-Gases mit Sauerstoff ($\lambda>1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	213840.00	92.70	213840.00	83.87
N ₂	9913.52	4.30	9913.52	3.89
H ₂ O	0.00	0.00	24300.00	9.53
O ₂	6920.21	3.00	6920.21	2.71
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	230673.73	100.00	254973.73	100.00

Tabelle 34: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)

Input - COREX-LRI Exportgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	542.07	1092.71	5.00	0.00	0.00
H ₂ O(g)	325.24	5859.32	3.00	-18798.34	-78652.25
CO(g)	1843.04	51624.41	17.00	-48693.24	-203732.50
CO ₂ (g)	7589.01	333990.67	70.00	-713746.12	-2986313.76
N ₂ (g)	433.66	12148.22	4.00	0.00	0.00
CH ₄ (g)	108.41	1739.25	1.00	-1933.01	-8087.71
Summe	10841.44	406454.59	100.00		
T	25.00				

Input – O2					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N2(g)	8.63	241.86	0.50	0.00	0.00
O2(g)	1718.13	54978.16	99.50	0.00	0.00
H2O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	1726.77	55220.03	100.00		-3276786.23
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO2(g)	9540.47	419873.99	83.87	-795414.71	-3328015.15
N2(g)	442.29	12390.08	3.89	3002.51	12562.50
H2O(g)	1084.14	19531.07	9.53	7749.33	32611.50
O2(g)	308.75	9879.47	2.71	-15264.76	-63867.75
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	11375.65	461674.62	100.00		
T	935.61				
Wärmeverluste					
Losses					66873.19
					-3276786.23
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$), aufgelistet, siehe Abbildung 26 und Abbildung 27.

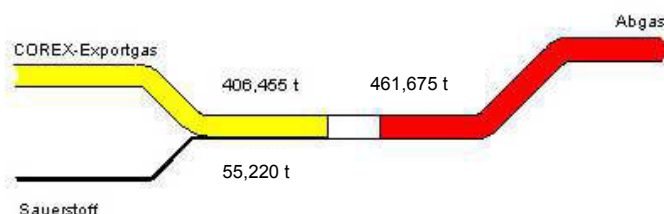


Abbildung 26: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

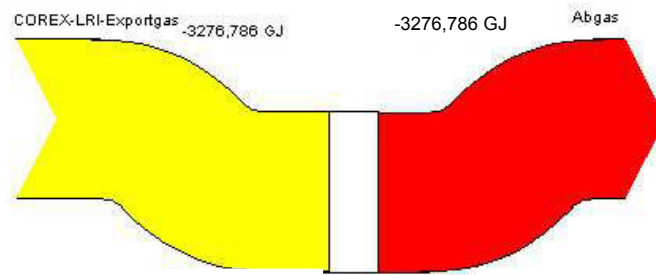


Abbildung 27: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

Das Abgas der letzten Wirbelschichtstufe wird in einem Wäscher gereinigt und teilweise einer PSA-Anlage (Pressure Swing Adsorption), zur CO₂-Abtrennung, zugeführt. Das PSA-Produktgas, welches CO₂-arm ist, wird dem FINEX[®]-Prozess als Reduktionsgas zugeführt. Das Abgas der PSA-Anlage wird dem verbleibenden Abgas aus der Wirbelschichtkaskade zugemischt und bildet das so genannte FINEX[®]-Exportgas, welches einen Heizwert von rund 5500 kJ/Nm³ besitzt.

Bei dem aus der PSA-Anlage kommendem Tailgas handelt es sich um das zu betrachtende FINEX[®]-Tailgas, welches sich wie folgt zusammensetzt.

Tabelle 35: Zusammensetzung und Menge des FINEX[®]-Tailgases

FINEX [®] -Tailgas	[%]
H ₂	4.70
H ₂ O	2.30
CO	17.00
CO ₂	70.90
N ₂	4.00
CH ₄	1.10
Menge [m ³]	77000.00
Heizwert [kJ/m ³]	3002.05
Heizwert trocken	3118.95

3.2.1 Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda=1$)

Hier wird die aktuelle Verwertungssituation des FINEX[®]-Tailgases anhand einer Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft genauer dargestellt. Dabei sind die dargestellten Berechnungsergebnisse für $\lambda=1$ berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des FINEX[®]-Tailgases mit Luft und einem $\lambda=1$ ist in Tabelle 36 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 37.

Tabelle 36: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX[®]-Tailgases mit Luft ($\lambda=1$)

	RG, trocken [m ³]	[%]	RG, feucht [m ³]	[%]
CO ₂	68530.000	62.635	68530.000	58.653
N ₂	40881.500	37.365	40881.500	34.990
H ₂ O	0.000	0.000	7427.614	6.357
CO	0.000	0.000	0.000	0.000
Σ	109411.500	100.000	116839.114	100.000

Tabelle 37: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

Input - Tailgas FINEX					
	kmol	kg	Vol%	Mcal	MJ
H ₂ (g)	161.4616	325.4743	4.70	0.000	0.000
H ₂ O(g)	79.0131	1423.4371	2.30	-4566.784	-19107.426

CO(g)	584.0100	16358.3535	17.00	-15429.544	-64557.212
CO2(g)	2435.6652	107193.1387	70.90	-229074.320	-958446.956
N2(g)	137.4141	3849.4366	4.00	0.000	0.000
CH4(g)	37.7889	606.2319	1.10	-673.769	-2819.051
Summe	3435.3529	129756.0721			
T	25.00				
Input - Luft					
	kmol	kg	Vol%	Mcal	MJ
N2(g)	1686.5129	47244.9603	78.44	0.000	0.000
O2(g)	448.3136	14345.4958	20.85	0.000	0.000
H2O(g)	15.3303	276.1785	0.71	-886.058	-3707.267
Summe	2150.1568	61866.6346	-1048637.913		
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol%	Mcal	MJ
CO2(g)	3057.4641	134558.3829	58.65	-252641.469	-1057051.906
N2(g)	1823.9270	51094.3969	34.99	13107.277	54840.847
H2O(g)	331.3828	5969.9270	6.36	-16211.192	-67827.627
CO(g)	0.0000	0.0000	0.00	0.000	0.000
Summe	5212.7739	191622.7067			
T	984.75				
Wärmeverluste					
Losses					21400.7737
					-1048637.913
Δ kg		0.000			
Δ MJ		0.000			

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$), aufgelistet, siehe Abbildung 29 und Abbildung 30.

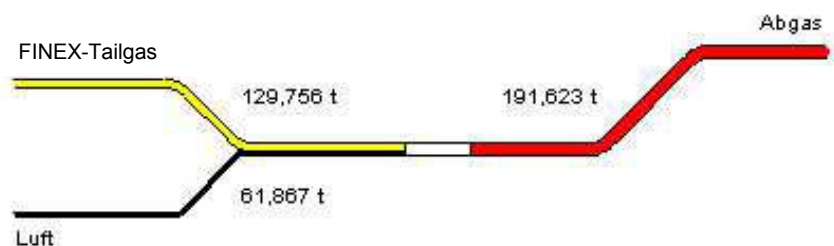


Abbildung 29: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

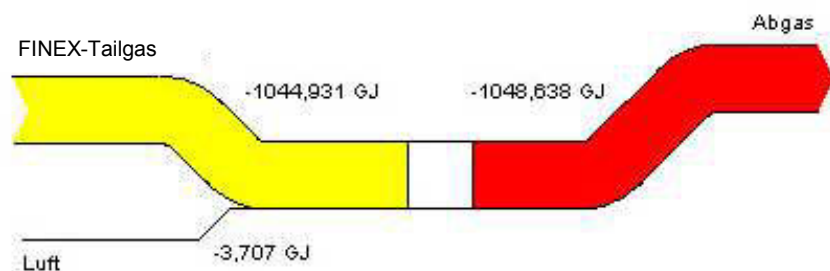


Abbildung 30: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)

3.2.2 Massen- und Energiebilanz der aktuellen Verwertungssituation ($\lambda>1$)

Hier wird die aktuelle Verwertungssituation des FINEX[®]-Tailgases anhand einer Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft genauer dargestellt. Dabei sind die dargestellten Berechnungsergebnisse für $\lambda>1$ und einem Sauerstoffgehalt von 3 % im Rauchgas berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des FINEX[®]-Tailgases mit Luft und einem $\lambda>1$ ist in Tabelle 38 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 39.

Tabelle 38: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX[®]-Tailgases mit Luft ($\lambda>1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	68530.000	53.687	68530.000	50.686
N ₂	55287.348	43.313	55287.348	40.891
H ₂ O	0.000	0.000	7558.562	5.590
O ₂	3829.403	3.000	3829.403	2.832
CO	0.000	0.000	0.000	0.000
Σ	127646.750	100.000	135205.312	100.000

Tabelle 39: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$)

Input - COREX-LRI Exportgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	161.4616	325.4743	4.70	0.000	0.000
H ₂ O(g)	79.0131	1423.4371	2.30	-4566.784	-19107.426
CO(g)	584.0100	16358.3535	17.00	-15429.544	-64557.212
CO ₂ (g)	2435.6652	107193.1387	70.90	-229074.320	-958446.956
N ₂ (g)	137.4141	3849.4366	4.00	0.000	0.000
CH ₄ (g)	37.7889	606.2319	1.10	-673.769	-2819.051
Summe	3435.3529	129756.0721	100.00		

T	25.00				
Input - Luft					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N2(g)	2329.2294	65249.6345	78.44	0.000	0.000
O2(g)	619.1622	19812.4488	20.85	0.000	0.000
H2O(g)	21.1726	381.4280	0.71	-1223.728	-5120.077
Summe	2969.5642	85443.5113	100.00	-1050050.722	
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
CO2(g)	3057.4641	134558.3829	50.69	-262278.029	-1097371.274
N2(g)	2466.6435	69099.0711	40.89	13071.523	54691.251
H2O(g)	337.2250	6075.1764	5.59	1891.147	7912.560
O2(g)	170.8487	5466.9530	2.83	-8774.585	-36712.866
CO(g)	0.0000	0.0000	0.00	0.000	0.000
Summe	6032.1813	215199.5834	100.00		
T	748.52				
Wärmeverluste					
Losses	21429.607				
-1050050.722					
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$), aufgelistet, siehe Abbildung 31 und Abbildung 32.

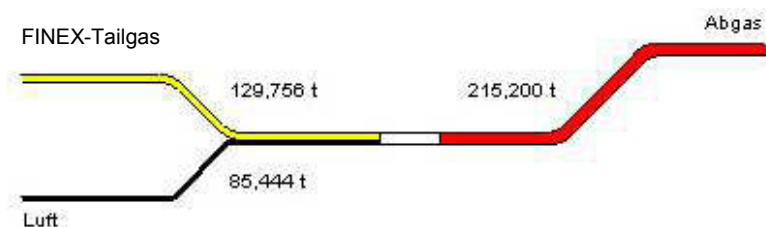


Abbildung 31: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

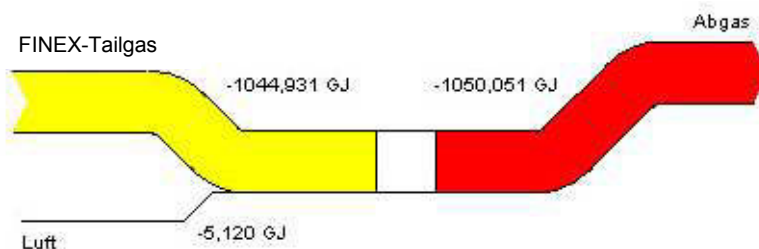


Abbildung 32: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)

3.2.3 Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)

Hier wird die mögliche Verwertungssituation des FINEX[®]-Tailgases mit Sauerstoff (99.5 % O₂) anhand einer Massen- und Energiebilanz genauer dargestellt. Dabei sind die Berechnungsergebnisse für $\lambda = 1$ berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des FINEX[®]-Tailgases mit Sauerstoff und einem $\lambda = 1$ ist in Tabelle 40 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 41.

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda = 1$), aufgelistet, siehe Abbildung 33 und Abbildung 34.

Tabelle 40: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX[®]-Tailgases mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	68530.00	95.63	68530.00	87.03
N ₂	3130.50	4.37	3130.50	3.98
H ₂ O	0.00	0.00	7084.00	9.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	71660.50	100.00	78744.50	100.00

Tabelle 41: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)

Input - Tailgas FINEX					
	kmol	kg	Vol%	Mcal	MJ
H ₂ (g)	161.46	325.47	4.70	0.00	0.00
H ₂ O(g)	79.01	1423.44	2.30	-4566.78	-19107.43
CO(g)	584.01	16358.35	17.00	-15429.54	-64557.21
CO ₂ (g)	2435.67	107193.14	70.90	-229074.32	-958446.96
N ₂ (g)	137.41	3849.44	4.00	0.00	0.00
CH ₄ (g)	37.79	606.23	1.10	-673.77	-2819.05
Summe	3435.35	129756.07			
T	25.00				

Input - Sauerstoff					
	kmol	kg	Vol%	Mcal	MJ
N2(g)	2.25	63.11	0.50	0.00	0.00
O2(g)	448.31	14345.50	99.50	0.00	0.00
H2O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	450.57	14408.61			-1044930.646
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol%	Mcal	MJ
CO2(g)	3057.46	134558.38	87.03	-241598.56	-1010848.36
N2(g)	139.67	3912.55	3.98	1305.02	5460.21
H2O(g)	316.05	5693.75	9.00	-14547.71	-60867.62
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	3513.18	144164.68			
T	1246.64				
Wärmeverluste					
Losses					21325.115
					-1044930.646
Δ kg		0.000			
Δ MJ		0.000			

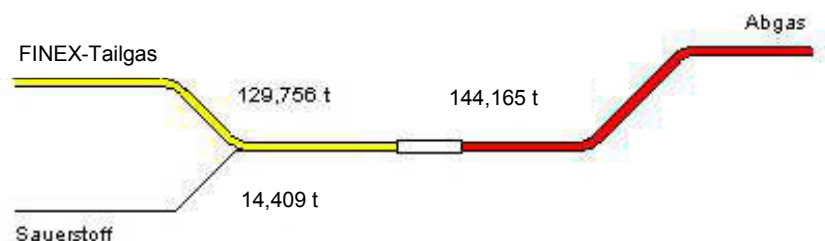


Abbildung 33: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

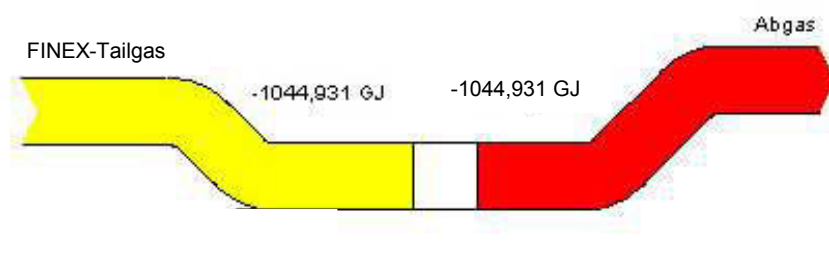


Abbildung 34: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)

3.2.4 Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

Hier wird die mögliche Verwertungssituation des FINEX®-Tailgases mit Sauerstoff (99.5 % O₂) anhand einer Massen- und Energiebilanz genauer dargestellt. Dabei sind die Berechnungsergebnisse für $\lambda > 1$ und einem Sauerstoffgehalt von 3 % im Rauchgas berechnet worden.

Die Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des FINEX®-Tailgases mit Sauerstoff und einem $\lambda > 1$ ist in Tabelle 42 ersichtlich, die Massen- und Energiebilanz in Tabelle 43.

Tabelle 42: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX®-Tailgases mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

	RG, trocken [m³]	[%]	RG, feucht [m³]	[%]
CO ₂	68530.00	92.75	68530.00	84.63
N ₂	3141.63	4.25	3141.63	3.88
H ₂ O	0.00	0.00	7084.00	8.75
O ₂	2216.65	3.00	2216.65	2.74
CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Σ	73888.28	100.00	81060.80	100.00

Tabelle 43: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

Input - COREX-LRI Exportgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
H ₂ (g)	161.46	325.47	4.70	0.00	0.00
H ₂ O(g)	79.01	1423.44	2.30	-4566.78	-19107.43
CO(g)	584.01	16358.35	17.00	-15429.54	-64557.21
CO ₂ (g)	2435.67	107193.14	70.90	-229074.32	-958446.96
N ₂ (g)	137.41	3849.44	4.00	0.00	0.00
CH ₄ (g)	37.79	606.23	1.10	-673.77	-2819.05
Summe	3435.35	129756.07	100.00		
T	25.00				
Input – O ₂					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ
N ₂ (g)	2.75	77.03	0.50	0.00	0.00
O ₂ (g)	547.21	17510.04	99.50	0.00	0.00
H ₂ O(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	549.96	17587.07	100.00		-1044930.646
T	25.00				
Output - Abgas					
	kmol	kg	Vol %	Mcal	MJ

CO ₂ (g)	3057.46	134558.38	84.63	-253333.86	-1059948.87
N ₂ (g)	140.16	3926.47	3.88	988.28	4134.98
H ₂ O(g)	316.05	5693.75	8.75	2359.89	9873.78
O ₂ (g)	98.90	3164.54	2.74	-4855.56	-20315.65
CO(g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Summe	3612.58	147343.14	100.00		
T	968.06				
Wärmeverluste					
Losses					21325.115
					-1044930.646
Δ kg		0.00			
Δ MJ		0.00			

Nachfolgend sind auch noch Sankey-Diagramme hinsichtlich Massen- und Energiebilanz, für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$), aufgelistet, siehe Abbildung 35 und Abbildung 36.

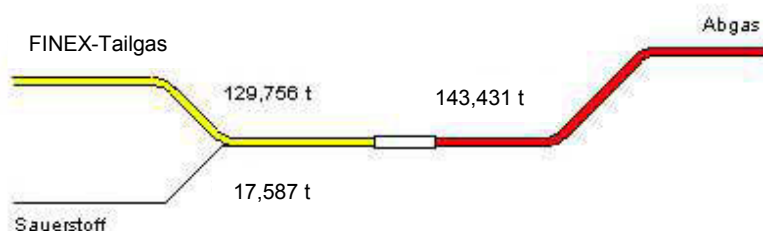


Abbildung 35: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

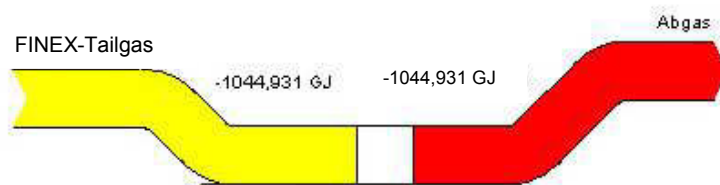


Abbildung 36: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)

3.3 Oxyfuel-Verfahren

Beide Prozessgase, das COREX[®]-LRI-Gas und das FINEX[®]-Tailgas werden mittels Oxyfuel-Verfahren verbrannt und das entstehende CO₂ wird anschließend noch einem weiteren Reinigungsschritt unterzogen, auf 80 bar komprimiert und kann schließlich geologisch gespeichert werden.

Das Oxyfuel-Verfahren eignet sich sehr gut um CO₂ mit hoher Reinheit herzustellen. Die erste Konzeptstudie eines Oxyfuel-Kraftwerks im Jahr 1967 hatte sogar das Ziel der Herstellung von CO₂ für industrielle Anwendung bei gleichzeitiger Stromerzeugung. Zum Zeitpunkt der ersten Untersuchungen war der Treibhauseffekt, zwar prinzipiell schon bekannt, jedoch war der heutige Wissensstand über dessen Auswirkungen auf menschliche Lebensbedingungen noch nicht vorhanden, wodurch erst seit Ende der 1990er Jahre die Nutzung dieses Verfahrens für eine Abscheidung des Kohlendioxids und anschließender geologischer Speicherung genutzt wird.

Das Oxyfuel-Verfahren, welches in der nachfolgenden Abbildung ersichtlich ist, stellt einen Verbrennungsprozess mit technisch reinem Sauerstoff dar. Hierzu wird unter anderem nach dem Linde-Verfahren aus Luft (79 % N₂, 21 % O₂) reiner Sauerstoff für dieses Verfahren hergestellt.

Beim ursprünglichen Verfahren müssen bis zu 75 % des Rauchgases in die Brennkammer zurückgeführt werden, um die stark ansteigenden Verbrennungstemperaturen des Prozesses zu begrenzen, siehe Abbildung 37. Das verbleibende, größtenteils aus Kohlendioxid und Wasserdampf bestehende Rauchgas wird abgekühlt, wobei Wasserdampf auskondensiert. Zusätzlich müssen anschließend noch vorhandene gasförmige Verunreinigungen abgeschieden werden, um das Kohlendioxid verdichten, transportieren und speichern zu können, da für die geologische Speicherung eine hohe Reinheit des Kohlendioxids Voraussetzung ist.

Sollte daher noch Stickstoff in höheren Konzentrationen vorhanden sein (was dadurch möglich ist, dass das im Oxyfuel-Verfahren zu verbrennende Prozessgas Stickstoff enthält), muss dieser vor der geologischen Speicherung noch entfernt werden. Dies geschieht durch die Verflüssigung von CO₂ und anschließender gasförmiger Abtrennung von N₂.

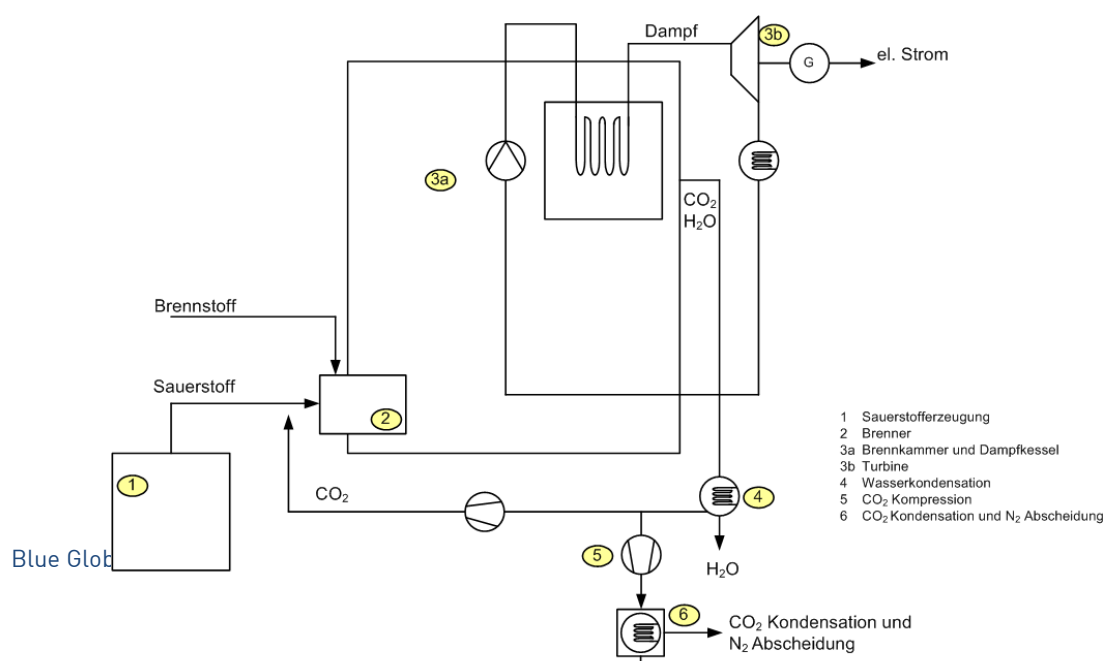


Abbildung 37: Oxyfuel-Verfahren

Anhand der Ergebnisse der zuvor durchgeführten Verbrennungsrechnung mit Sauerstoff kann man ableiten, dass bei der Verwertung der beiden Exportgase mittels Oxyfuel-Verfahren an und für sich keine Kreislaufführung des Rauchgases notwendig ist. Dies ist darauf zurückzuführen, dass der Heizwert der beiden Gase im Vergleich zu einem typisch eingesetzten Brennstoff beim Oxyfuel-Verfahren viel geringer ist. Die Anlagenkonzepte für die Verwertung der beiden Gase mittels Oxyfuel-Verfahren sind in den nachfolgenden Abbildungen ersichtlich. Bei beiden Exportgasen muss nach dem Oxyfuel-Verfahren noch eine Reinigung erfolgen, um den noch vorhandenen Stickstoff abzutrennen und die für die geologische Speicherung nötige Reinheit des CO₂'s zu erreichen.

Die von der AE&E durchgeführten Berechnungen wurden mit einer Sauerstoffreinheit von 95 % durchgeführt, wobei der notwendige Reinsauerstoff vor Ort hergestellt wird. Überdies wird der Begriff Oxyfuel-Einheit in dieser Studie inklusive folgender Komponenten im Kontext verwendet:

- Brennkammer inklusive Wasser-Dampf Kreislauf
- Brennerhilfsaggregat und Rauchgaskühlung
- Turbine mit Generator und Luftkompressor
- Luftzerlegungseinheit (ASU)
- CO₂ Verdichtung und Reinigungseinheit (CPU)

Die Kostenabschätzung inkludiert das Engineering, die Beschaffung, Lieferung, Aufbau und die Kommissionierung aller notwendigen Teile für einen sicheren Betrieb mit hoher Verfügbarkeit.

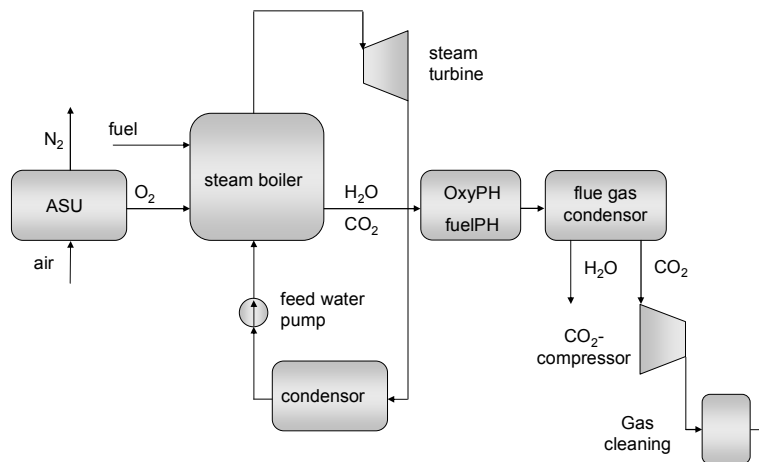


Abbildung 38: Hauptkomponenten der Oxyfuel-Einheit

3.3.1 Design Grundlagen

Als Brennstoffe liegen Gasgemische mit hohen CO_2 -Anteilen und geringen Heizwerten vor. Die in einer Oxyfuelanlage üblicherweise notwendige Rauchgasrezirkulation ist daher, wie bereits erwähnt, bei der Verbrennung von Tailgas aus FINEX[®] und COREX[®]-LRI Exportgas aufgrund des hohen CO_2 -Anteils im Brenngas nicht notwendig.

Durch die Komplexität einer Oxyfuelanlage ist eine Betriebsflexibilität und kurze Reaktionszeit, wie sie von Gasturbinenprozessen bekannt ist, nicht gegeben. Die Teillastfähigkeit ist durch die Verdichter (Luft und CO_2) und der Wärmeübertragung im Kessel auf 60 % limitiert. Extreme Teillasten können nur durch Installation von parallelen Verdichterlinien mit je halber Kapazität und zusätzlicher Rauchgasrezirkulationskapazität und damit deutlich höheren Investitionskosten gewährleistet werden.

Diese Überlegungen führten zur Entwicklung des nun vorliegenden thermodynamischen Layouts mit einem einfachen Design, limitierter Teillastfähigkeit und limitiertem Luftbetrieb.

Folgende Gasströme wurden für das Oxyfuelverfahren betrachtet:

Tabelle 44: Exportgase bzw. Brenngase

		Tailgas aus FINEX [®]	COREX [®] -LRI Exportgas
Volumenstrom	m ³ /h	77000	243000
Temperatur	°C	32	36
Druck	mbar	80	80
CO	Vol%	17	17
CO ₂	Vol%	70.9	70
H ₂	Vol%	4.7	5
N ₂	Vol%	4.0	4
CH ₄	Vol%	1.1	1
H ₂ O	Vol%	2.3	3
Heizwert	MJ	3.04	2.985

Folgende Annahmen wurden getroffen:

- Keine Dampfverwendung außerhalb der Oxyfuel Einheit
- Wassergekühlter Kondensator (Turbine)
- Kein Luftbetrieb (Ausnahme Hochfahren)
- Teillastbetrieb bis zu 60 % möglich
- Keine Verwertung der Nebenprodukte der Luftzerlegungsanlage

3.3.2 Prozesslayout

Es wurde ein thermodynamisches Prozessdesign für eine Oxyfuelanlage zur thermischen Verwertung von Tailgas aus FINEX[®] sowie für COREX[®]-LRI Exportgas erstellt. Wie in Tabelle 44 ersichtlich, unterscheiden sich die Brenngase nur gering hinsichtlich ihrer Zusammensetzung.

Für das Anlagendesign ist die Brenngasmenge entscheidend, da diese die Kesseldimensionen grundlegend beeinflusst. Ist bei Tailgas aus FINEX[®] aufgrund der kleinen Dimension ein stehender Kessel möglich, so trifft dies auf den Kessel zur Verbrennung von COREX[®]-LRI Exportgas nicht mehr zu. Für diesen Kessel wurde ein „El Paso“ Kesseltyp mit einfacher Zwischenüberhitzung gewählt. Dieser ist aufgrund der Baugröße hängend ausgeführt.

Im Prozessdesign ist die CO₂-Kompressionseinheit in beiden Fällen mechanisch und thermisch in den Dampfprozess eingebunden. Der CO₂-Kompressor ist dampfbetrieben und die Abwärme der Kompression wird im Dampfkreislauf verwertet.

Tabelle 45: Leistungsdaten Oxyfuel-Unit

		Tailgas aus FINEX [®]	COREX [®] -LRI Exportgas
Thermische Leistung	MW	69.8	222.8
Frischdampfmenge	kg/s	23.4	65.5
Zugeführter Brennstoff	kg/s	36.3	113.6
O ₂ Massenstrom	kg/s	3.97	13.5
CO ₂ Produktion	to/h	108	357
Generatorleistung	MW	13.2	45.4
Netzleistung	MW	12.7	44.9
CO ₂ Kompressor	MW	9.9	33.8
Wirkungsgrad (el. Netto o. ASU und o. CO ₂ -PV (80 bar))	%	41.8	42.5
Wirkungsgrad (el. Netto mit ASU und o. CO ₂ -PV (80 bar))	%	30.6	36.7
Wirkungsgrad (el. Netto mit ASU und mit CO ₂ -PV (80bar))	%	12.5	13.1

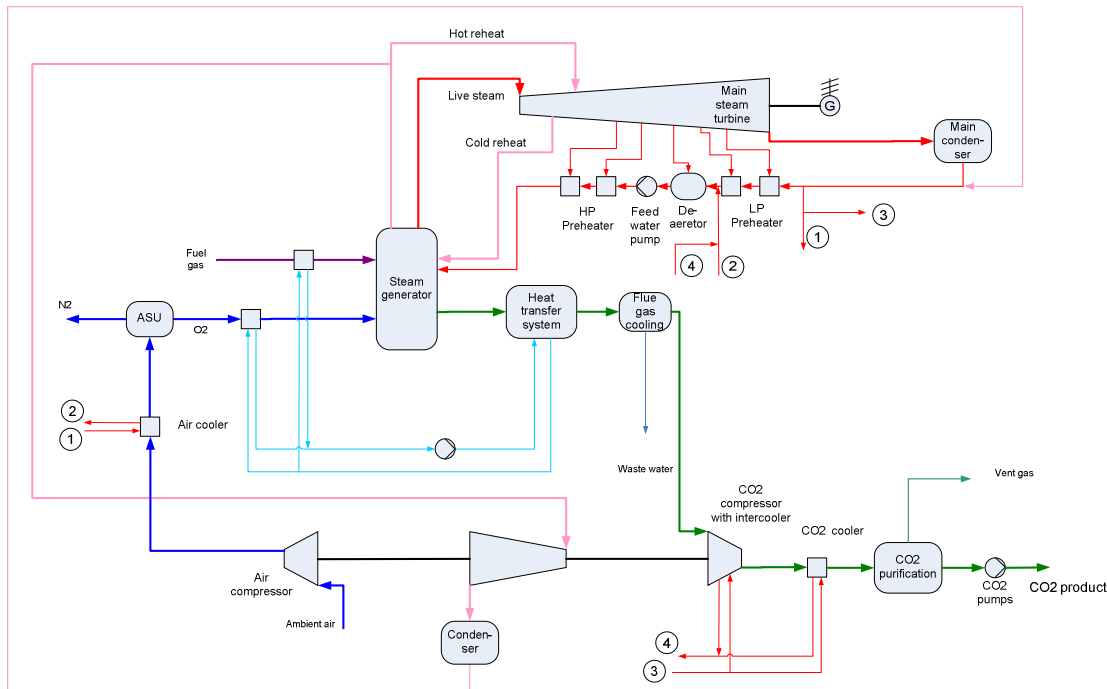


Abbildung 39: Oxyfuelprozess für COREX®-LRI-Exportgas

3.3.3 Prozessbeschreibung

Die Kessel für beide Brennstoffe sind als Naturumlaufkessel mit einer Trommel konzipiert. Der Kessel für die Verwertung von Tailgas aus FINEX® ist stehend und der Kessel zur Verwertung von COREX®-LRI Exportgas hängend ausgeführt.

3.3.3.1 Druckteil (Kessel)

FINEX®-Tailgas

Der Kessel ist als Naturumlaufkessel mit Membranwänden und selbsttragender Konstruktion mit 120 bar Betriebsdruck konzipiert. Das Speisewasser wird über den Speisewasservorwärmer, die Economiser und die Tragrohre des zweiten Zuges in die Trommel gepumpt. Von der Trommel strömt das Kesselwasser in die Fallrohre, die die Trommel mit dem Verdampfer verbinden. Das Fallrohrsystem besteht aus den Fallleitungsrohren und der Rückwand des zweiten Rauchgaszuges. Das Steigrohrsystem (Verdampfer) hingegen besteht aus den übrigen Kesselwänden und den Seitenwänden des 2. Zuges. Die Steigrohre enden im Dampfteil der Trommel, in der durch spezielle Einbauten Dampf und Wasser getrennt werden. Der die Trommel verlassende Dampf wird in drei Überhitzern (ÜH), welche im 2. Zug des Kessels angeordnet sind, weiter erhitzt. Um die Dampfparameter am Kesselaustritt konstant zu halten, sind zwischen ÜH1 und ÜH2 sowie zwischen ÜH2 und ÜH3 Einspritzkühler installiert. ÜH3 wird im Gleichstrom zum Rauchgasfluss durchströmt, ÜH2 und ÜH1 sind im Gegenstrom angeordnet. Für das Kesseldesign wurde keine Zwischenüberhitzung gewählt. Das Kondensat wird nach der Turbine über eine regenerative Speisewasservorwärmung wieder der Trommel zugeführt.

Tabelle 46: Dampfparamater FINEX®-Tailgas

Tailgas aus FINEX®			
	Druck [bara]	Menge [t/h]	Temperatur [°C]
Frischdampf	120	84,2	540
Anzapfung 1	18,4	6,8	298
Anzapfung 2	1,6	0,2	113,3
Kaltdampf	0,07	77,2	39

COREX®-LRI-Exportgas

Der Kessel ist als Naturumlaufkessel mit Membranwänden und einfacher Zwischenüberhitzung konzipiert. Aufgrund der Baugröße ist eine selbsttragende Konstruktion nicht mehr möglich, der Kessel ist daher hängend ausgeführt.

Das Speisewasser wird durch die Economiser und die Tragrohre des zweiten Zuges in die Trommel gepumpt. Von der Trommel strömt das Kesselwasser durch die Fallrohre in den Verdampfer und anschließend als Wasser-Dampfgemisch zurück in die Trommel. Der Sattedampf aus der Trommel wird in drei Überhitzerbündel überhitzt und zur Hochdruckturbine geleitet. Der Niederdruckdampf wird nach der HD-Turbine in zwei Zwischenüberhitzerbündel erneut erhitzt und zur Niederdruckturbine geleitet. Das Kondensat wird nach der Turbine über eine regenerative Speisewasservorwärmung wieder dem Kessel zugeführt.

Tabelle 47: Dampfparameter COREX®-LRI-Exportgas

COREX®LRI Exportgas			
	Druck [bara]	Menge [t/h]	Temperatur [°C]
HD- Frischdampf	160	235,8	560
ND- Frischdampf	36	244,1	560
Anzapfung 1	21,7	16,5	483,6
Kaltdampf	0,07	227,6	39

Bei beiden Kesseln wird der Brennstoff und Sauerstoff mit ausreichendem Druck zum Kessel geleitet, eine zusätzliche Installation eines Druckerhöhungsgebläses zur Brenngasförderung ist nicht erforderlich. Ein Frischluftgebläse ist jedoch für die Anfahrphase mit Luft nötig, um den erforderlichen Vordruck zu gewährleisten.

Im Oxyfuelbetrieb ist der verfügbare Vordruck von Brenngas und Reinsauerstoff ausreichend, um alle Druckverluste des Kessels, der Brenner sowie der Wärmetauscher und des Rauchgaskondensators zu überwinden und um vor dem CO₂-Kompressor ein positives Druckniveau zu erhalten. Dies bringt zwei Vorteile:

- Aufgrund des Überdruckes sind keine Leckströmungen in den Kessel möglich.

- Verglichen mit Unterdrucksystemen sind bei Überdrucksystemen die Gerätewandstärken geringer.

AE&E Oxy Gas Boiler

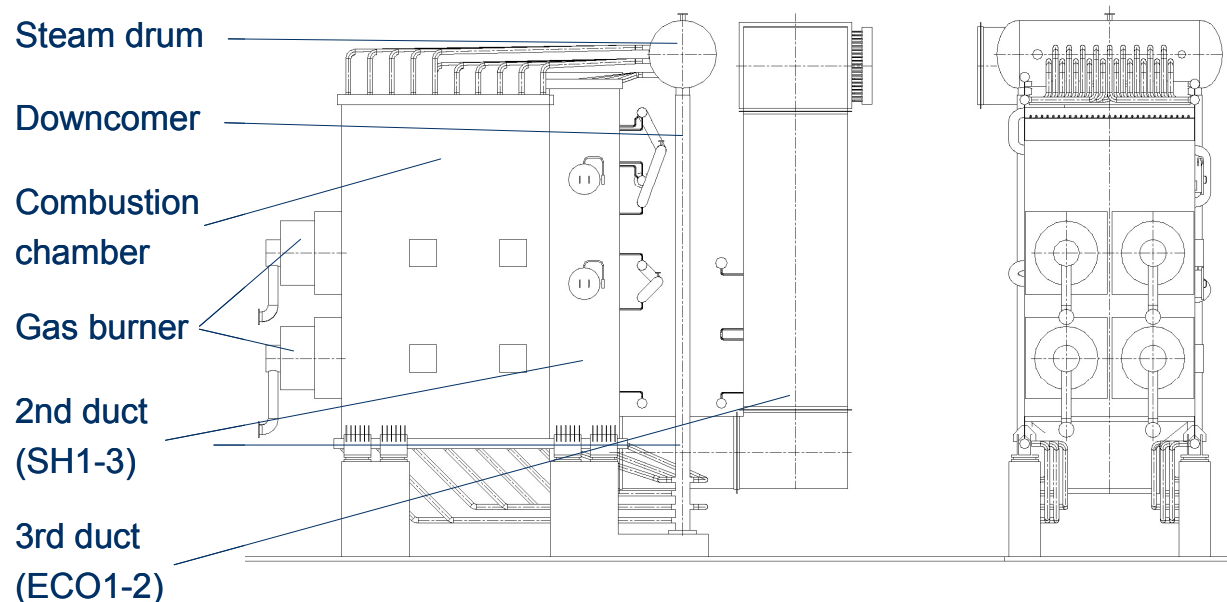


Abbildung 40: AE&E Oxy-Gas Kesseldesign für Tailgas aus FINEX®

Die Brennkammern sind mit Drall-Gasbrennern für eine gestufte Verbrennung ausgestattet.

Das Rauchgas strömt im FINEX® Kessel nach Brennkammeraustritt im zweiten Zug die Überhitzerheizflächen (ÜH3, ÜH2, ÜH1) und im Anschluss den Economiser.

Bei Verbrennung von COREX®-LRI Exportgas sind im ersten Zug Überhitzer 2, Überhitzer 3, Zwischenüberhitzer 2 und Überhitzer 1 der Reihe nach angeordnet. Im zweiten Zug befinden sich die Zwischenüberhitzer 1 und die Economiser Heizflächen.

3.3.3.2 Economiser

Beim FINEX® Kessel ist ein Economiser am Ende des 2. Zuges angeordnet, welcher das Speisewasser vor Trommleintritt erhitzt. Beim COREX® Kessel sind zwei Economiser vorgesehen.

3.3.3.3 Trommel

Die Trommel erfüllt bei Naturumlaufkessel zahlreiche Aufgaben. Es wird das Speisewasser zugeführt und erwärmt, Dampf und Wasser getrennt sowie die Steig- und Fallrohre zusammengeführt.

Um ein Trockenlaufen bzw. eine Überfüllung der Trommel zu vermeiden, ist diese durch ein getrenntes Sicherheitsverriegelungssystem geschützt.

3.3.3.4 Fallrohre / Steigrohre

Die Fall- bzw. Steigrohre bilden mit der Trommel das Naturumlaufsystem. Die Fallrohre verteilen das Trommelwasser über die unteren Sammler und führen es den Steigleitungen zu. Die Steigleitungen sind als Membranwände ausgeführt, in denen das Kesselwasser erhitzt und teilweise verdampft wird.

3.3.3.5 Überhitzer

Die Überhitzer sind je nach Kessel in unterschiedlicher Reihenfolge angeordnet. Ein wichtiger Punkt dabei ist die Strömungsrichtung: Gleich- oder Gegenstromanordnung beeinflussen die Größe der Wärmetauscherflächen sowie das notwendige Rohrmaterial.

Beim FINEX[®] Kessel sind ÜH1 und ÜH2 im Gleichstrom angeordnet, ÜH3 jedoch im Gegenstrom. Beim COREX[®] Kessel sind ÜH2, ÜH3 und ZÜ2 im Gleichstrom angeordnet, die restlichen Wärmetauscherbündel werden im Gegenstrom durchströmt. Um die Dampftemperaturen zwischen und nach den ÜH-Bündeln und ZÜ-Bündel kontrollieren zu können sind Einspritzkühler vorgesehen.

3.3.3.6 Kessel Hilfseinrichtungen

Hilfsdampf

Hilfsdampf wird von 2 Turbinenanzapfungen entnommen und im Speisewassersystem als Dicht- und Sperrdampf für die Turbine und zu Heizzwecken innerhalb der Oxyfuel Einheit verwendet.

Abschlämmbehälter

Durch das dem Kessel kontinuierlich zugeführte Frischwasser konzentrieren sich Salze im Kesselwasser auf. Da die Kesselwasserqualität die Dampfqualität beeinflusst und diese wiederum die Speisewasserqualität, muss die Qualität des umlaufenden Wassers überwacht werden, um den Anforderungen der VGB Richtlinien gerecht zu werden.

Um die vorgegebenen VGB Grenzwerte einzuhalten, wird kontinuierlich ein Teil des Trommelwassers abgezogen und in den Abschlämmbehälter geleitet. Das Wasser verlässt diesen mit ca. 100 °C bei Atmosphärendruck und wird im Wasser/Dampf-Kreislauf nicht weiterverwendet.

Chemikaliendosierung & Probennahme

NH₃-Dosierung

Das Kondensat vom Turbinenkondensator wird permanent mit wässriger NH₃-Lösung alkalisiert, bevor es in den Niederdruckvorwärmer und den Entgaser gelangt. Die NH₃-Dosierung wird mittels pH-Wert Messung saugseitig an der Speisewasserpumpe überwacht. Durch die NH₃-Dosierung wird der pH-Wert an jenen mit minimaler Magnetitlöslichkeit angepasst.

Notfall Feststoffdosierung

Im Fall von erhöhten pH-Werten welche durch Verschmutzungen (organische Substanzen) hervorgerufen werden, wird die Feststoffzudosierung bis zum Erreichen eines konstanten pH-Wertes und Beseitigung der Verschmutzungsquelle aktiviert. Zur pH-Wert Steigerung wird Lithiumhydroxid (LiOH) eingesetzt.

Dosierstation

Zur Aufbereitung, Lagerung und Dosierung der Chemikalien ist eine Dosierstation vorgesehen. Flüssiges Ammoniak wird in einen Misch- und Lagerbehälter gepumpt, mit Kondensat verdünnt und durch eine Dosierpumpe in die Kondensatlinie gepumpt.

Das Lithiumhydroxid wird in Pulverform bereitgestellt und in einem LiOH Mischbehälter mit Kondensat vollständig gelöst. Eine Hochdruckpumpe dosiert die Lösung bei Bedarf in die Speisewasserleitung nach den Economisern.

Probenahmestation

Im Kesselhaus ist ein kontinuierliches Probenahmesystem zur Beprobung folgender Stellen vorgesehen:

- Speisewasser (vor Speisewasserpumpe / nach Economiser)
- Sattdampf am Trommelaustritt
- Kesselwasser (Trommelwasser)
- Heißdampf (ÜH3/ZÜ2 Austritt)
- Kondensat nach Kondensatpumpe
- Austritt Kondensatreinigung

Ein geringer Wasser/Dampfstrom wird an den Probenahmepunkten kontinuierlich abgezogen und gekühlt. Ein Teilstrom wird automatisch analysiert und an das PLS zur Kesselüberwachung übertragen. Ein weiterer Teilstrom steht für Laboranalysen zur Verfügung.

Kondensatreinigung

Um Verunreinigungen aus dem Wasser/Dampf-Kreislauf zu entfernen, wird eine Kondensatreinigungsanlage eingesetzt. Diese ist für die halbe maximal anfallende Kondensatmenge ausgelegt. Zur Reinigung strömt das Kondensat durch einen mit Ionentauscherharz beschichteten Filter, der abhängig von der Ionentauscherkapazität und der Fracht, das beladene Harz automatisch rückspült.

Frischwasseraufbereitung

Um Dampf- und Abschlammverluste zu ergänzen, ist die eine kontinuierliche Zufuhr von Frischwasser erforderlich. Dieses muss aufgrund der strengen Anforderungen aufbereitet werden.

Die Frischwasseraufbereitungsanlage besteht aus einem Vorfilter, einer Enthärtungseinheit, einer Umkehrosmose, einer Membran-Entgasungseinheit und einer Elektrodeionisationsanlage.

Der Einsatz von Chemikalien wird durch das genannte Equipment gering gehalten, es sind jedoch Enthärtungschemikalien und Harz für den Ionentauscher notwendig.

Die Aufbereitungsanlage kann bei reduzierter Wasserqualität die doppelte Menge liefern, um den hohen Frischwasserbedarf während des Hochfahrens der Anlage abdecken zu können.

Die Frischwasseraufbereitung arbeitet im Normalbetrieb nicht kontinuierlich, es ist ein Frischwassertank mit zwei redundanten Zusatzwasserpumpen vorgesehen.

3.3.3.7 Speisewasser System

Luftkühler / Speisewasservorwärmer

Die Abwärme des Verdichters der Luftzerlegungsanlage (ASU) wird in einem Mantelrohrwärmetauscher für die Speisewasservorwärmung genützt. Dazu wird ein Teil des anfallenden Kondensates nach der Turbine durch den Wärmetauscher geleitet und anschließend zum Entgaser rückgeführt.

CO₂-Kühler / Speisewasservorwärmer

Die CO₂-Verdichtung ist mit einem Zwischen- und einem Endkühler ausgestattet. Die durch die Verdichtung entstehende Abwärme wird im Dampfkreislauf zur Speisewasservorwärmung genutzt. Ein Teil des Kondensates wird vor dem Niederdruckspeisewasservorwärmer entnommen, zu den CO₂-Kühlern geleitet und danach zum Entgaser zurückgeführt.

Niederdruck Speisewasservorwärmer

Parallel zum Luftkühler / Speisewasservorwärmer und zum CO₂-Kühler / Speisewasservorwärmer ist ein klassischer Speisewasservorwärmer der mit Niederdruckdampf aus der Turbine beaufschlagt wird installiert. Dieser steigert die Anlageneffizienz und sorgt im Luftbetrieb der Kesselanlage für die notwendige Speisewasservorwärmung.

Entgaser

Das vorgewärmte Kondensat wird dem Entgaser zugeführt und mit Niederdruckdampf aus der Turbine weiter erhitzt. Durch das Aufwärmen und Verteilen des hinzukommenden Wassers in einem Stork-Sprühentgaser werden gelöste Gase aus dem Speisewasser entfernt und gemeinsam mit einem geringen Dampfstrom abgeführt.

Die Betriebstemperatur des Speisewassertanks liegt im Normalbetrieb beim FINEX[®] Kessel bei 205 °C und beim COREX[®] Kessel bei 214 °C.

Speisewasserpumpen

Es sind zwei Speisewasserpumpen vorgesehen, von denen eine im Standby-Betrieb läuft, um bei einer Störung einzuspringen. Beide Pumpen sind für den gesamten Speisewasservolumenstrom inklusive 25 % Reserve ausgelegt.

3.3.3.8 Brenner

Der FINEX[®] Kessel ist mit vier Brennern auf 2 Ebenen (2 Brenner je Ebene) ausgestattet. Der COREX[®] Kessel ist mit 9 Brennern auf 3 Ebenen ausgestattet (3 Brenner je Ebene). Da die Brenner für die Verbrennung von Gichtgas unter Oxyfuel Bedingungen ausgelegt sind, ist ein Luftbetrieb nur in Teillast möglich. Um im Luftbetrieb Vollast zu erreichen, hätte der Kessel größer dimensioniert werden müssen.

Am Brenneraustritt müssen die Anforderungen für eine stabile, stationäre Zündung gewährleistet sein. Diese sind:

- Entzündbares Gas / Sauerstoffgemisch
- Interne Heißgasrezirkulation für stabile Zündung an der Brennermündung
- Temperaturfelder deutlich über dem Zündungspunkt des Gasgemisches

Da die Brennkammertemperatur bei der Verbrennung von Tailgas aus FINEX[®] mit 1426 °C und in der Brennkammer mit 1130 °C bei Brennkammeraustritt nicht zu hoch ist, kann auf eine Teilrezirkulation des Rauchgasstromes verzichtet werden. Selbes gilt für die Verbrennung von COREX[®]-LRI Exportgas. Hier liegt die Brennkammertemperatur bei 1440 °C und die Brennkammeraustrittstemperatur bei 1213 °C.

Brennstoffversorgung

Aufgrund schwankender Gaszusammensetzung muss der Heizwert kontinuierlich überwacht werden. Dies wird über eine WOBBE Index- und eine Dichtemessung in der Brennstoffhauptleitung realisiert.

Den Standards entsprechend ist jeder Brenner mit einem Regel- und zwei Schnellschlussventilen ausgerüstet.

Sauerstoffversorgung

Jeder Brenner verfügt über eine eigene Sauerstoffversorgung, die mit den gleichen Instrumenten wie die Brennstofflinie ausgestattet ist.

3.3.3.9 Rauchgasrezirkulation und Frischluftversorgung

Oxyfuel Betrieb

Bei der Verbrennung von Tailgas aus FINEX[®] sowie von COREX[®]-LRI Exportgas kann auf eine Rauchgasrezirkulation verzichtet werden.

Luftbetrieb

Der Luftbetrieb ist bei beiden Kesseln nur für den Anfahrvorgang vorgesehen. Für einen Dauerluftbetrieb hätte der gesamte Kessel bzw. Anlage größer dimensioniert werden müssen, um die bei Luftbetrieb erhöhten Gasmengen durchsetzen zu können.

Frischluftgebläse

Ein stufenlos regelbares Radialgebläse wird zur Frischluftversorgung im Luftbetrieb eingesetzt.

3.3.3.10 Kamin

Wird die Anlage während der Anfahrphase oder während eines Störfalles im Luftbetrieb betrieben, so muss das Rauchgas über den Kamin ausgestoßen werden. Während des Oxyfuelbetriebes gelangt der gesamte Rauchgasstrom in die CO₂-Reinigungseinheit von

welcher nur ein geringer Anteil der Rauchgase (Verunreinigungen) über den Kamin in die Atmosphäre geleitet wird.

Kontinuierliche Emissionsüberwachung

In der Rauchgasleitung ist eine kontinuierliche Emissionsüberwachung installiert und ermöglicht die Rauchgasanalyse während des Luft- und Oxyfuelbetriebes.

3.3.3.11 Wärmeverschiebesystem (WVS)

Um die Abwärme des Rauchgases für die Vorwärmung von Sauerstoff und Brennstoff zu nutzen, ist nach den Economisern ein Wärmeverschiebesystem installiert. Als Wärmeträgermedium wird Wasser mit einem Druck von 20 bar verwendet, wodurch ein direkter Kontakt zwischen heißem Rauchgas und Reinsauerstoff bzw. Brenngas vermieden wird.

Rauchgas WVS

Der Wärmetauscher besteht aus Rippenrohren und ist im Gegenstromprinzip angeordnet. Die Wassereintrittstemperatur des Wärmetauschers wird zur Vermeidung von Säurekorrosion an den Rohren über dem Säuretaupunkt gehalten.

WVS Sauerstoffvorwärmung

Die Sauerstoffvorwärmung bestehend aus mehreren Edelstahlwärmetauschern und ist in der Hauptsauerstoffleitung installiert.

Der Reinsauerstoff wird beim FINEX® Kessel von 20 °C auf 197 °C und beim COREX® Kessel von 20 °C auf 182 °C vorgewärmt.

WVS Brennstoffvorwärmung

Der Brennstoffvorwärmer ist aus C-Stahl gefertigt und in der Hauptbrennstoffleitung installiert.

Der Brennstoff im FINEX® Kessel wird von 32 °C auf 197 °C und im COREX® Kessel von 32 °C auf 190 °C vorgewärmt.

3.3.3.12 Rauchgaskühlung

Vor der Gasverdichtung muss der Rauchgasstrom auf eine Temperatur von ca. 30 °C abgekühlt werden. Dadurch wird auch der Großteil des sich im Gasstrom befindlichen Wassers abgeschieden. Der Rauchgaskühler ist als Sprühlturm ausgeführt, in dem das Wasser auf zwei Ebenen eingebracht wird und das Rauchgas durch direkten Kontakt mit dem Einspritzwasser gekühlt wird. Das eingespritzte Wasser wird im Sumpf des Rauchgaskühlers gesammelt und von dort über einen Wärmetauscher zurück zu den Berieselungsdüsen gepumpt. Da sich das Kondenswasser mit dem umlaufenden Kühlwasser mischt, wird der Überschuss kontinuierlich aus dem Sumpf abgeführt, um das Flüssigkeitslevel konstant zu halten.

3.3.4 Turbinenstrang

Für den FINEX® Kessel wurde ein Einstrangkonzzept für die Dampfturbine, den Generator, Luftkompressor sowie den CO₂-Kompressor vorgesehen. Das bedeutet, der Luft- und

CO₂-Kompressor haben keinen eigenen Antrieb, wodurch eine höhere Effizienz sowie eine Reduktion der Investitionskosten erreicht wird. Im gewählten Konzept ist die Turbine mit dem Generator über ein Getriebe verbunden, den wiederum ein Getriebe mit dem Luftkompressor verbindet. Der CO₂-Kompressor ist am anderen Strangende direkt mit der Turbine verbunden.

Für den COREX[®] Kessel wurde ein Konzept mit einem Turbinen/Generatorstrang und einem zweiten Strang für die Luft- und CO₂-Verdichtung, angetrieben über eine zusätzliche Dampfturbine, vorgesehen.

3.3.4.1 Dampfturbine

FINEX[®]: Um das Effizienzmaximum ohne Zwischenüberhitzung erreichen zu können, ist eine Frischdampf Temperatur vom 540 °C bei einem Druck von 120 bar vorgesehen. Der Turbinenaustrittsdruck liegt bei ca. 0,07 bar. Es wurde eine Kondensationsturbine mit axialem Austritt vorgesehen.

COREX[®]: Mit der Hauptturbine des COREX[®] Kessels wird nur der Generator angetrieben. Diese Turbine ist als Kondensationsturbine mit Zwischenüberhitzung ausgeführt. Frischdampf tritt mit 560 °C und 160 bar in die Turbine ein und wird auf 40 bar entspannt, anschließend wieder auf 560 °C bei 36 bar erhitzt und der Niederdruckturbine zugeführt.

3.3.4.2 Luft- und CO₂-Verdichter

Beim COREX[®] Kessel ist zum Antrieb des Luft- und CO₂-Verdichters eine zusätzliche Dampfturbine vorgesehen. Diese wird mit zwischenüberhitztem Dampf beaufschlagt und ist, wie in Abbildung 41 symbolisch dargestellt, ausgeführt. Der Luftverdichter ist für beide Brennstoffe ein mehrstufiger Axialverdichter mit variablen Leitschaufeln in den ersten Verdichterstufen. Der CO₂-Verdichter ist für beide Brennstoffe ein mehrstufiger Radialgetriebeverdichter mit einfacher Zwischenkühlung. Die ersten drei Verdichterstufen sind mit Leitapparaten ausgestattet, um einen optimalen Betriebspunkt bei Lastminderung, jedoch unveränderter Drehzahl zu ermöglichen. Der Verdichterenddruck liegt bei 24 bar.

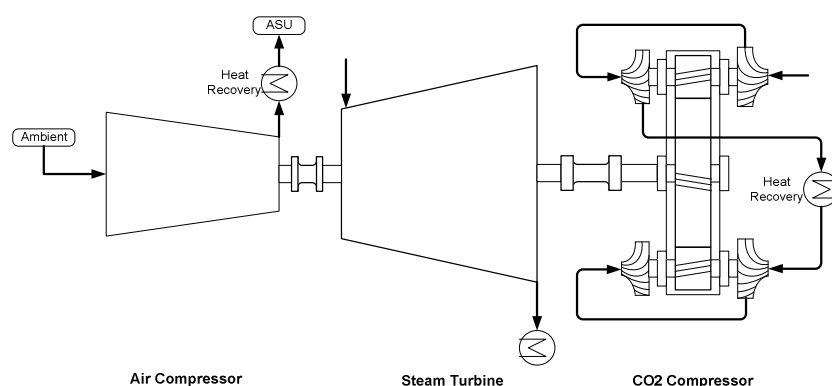


Abbildung 41: Luft- und CO₂-Verdichter COREX[®]-LRI Exportgas

3.3.5 CO₂-Reinigung (CPU - CO₂ Purification Unit)

In der CO₂-Reinigung werden die im Kohlendioxid enthaltenen Verunreinigungen entfernt, um die in der Dynamis Studie angegebenen Spezifikation zu erreichen. Die Summe der Verunreinigungen im Produktgas darf 4 Vol% nicht überschreiten.

Tabelle 48: CO₂-Produktspezifikation (Dynamis)

Gaskomponente:		Gaskomponente:	
CO ₂	> 95,5 Vol%	O ₂	< 4 Vol%
H ₂ O	< 500 ppmv	H ₂	< 4 Vol%
H ₂ S	< 200 ppmv	CO	< 2000 ppmv
Ar	< 4 Vol%	NO _x	< 100 ppmv
N ₂	< 4 Vol%	SO _x	< 100 ppmv
CH ₄	< 4 Vol%		
Förderdruck	80 bar		
Temperatur	~ 15 °C		

In Tabelle 48 schwarz geschriebene Werte sind den DYNAMIS CO₂-Qualitätsempfehlungen entnommen, rot geschriebene Werte wurden für dieses Projekt angenommen.

Die CPU besteht aus folgenden Hauptkomponenten:

Kombinierte Sodawäscher-Entfeuchtereinheit

Trockner

- CO₂ Destillation - Reboiler
- CO₂ Destillationskolonne
- Kopfkondensator
- CO₂ Pumpsystem
- NH₃ Kältemitteleinheit
- CO₂ Kältemitteleinheit

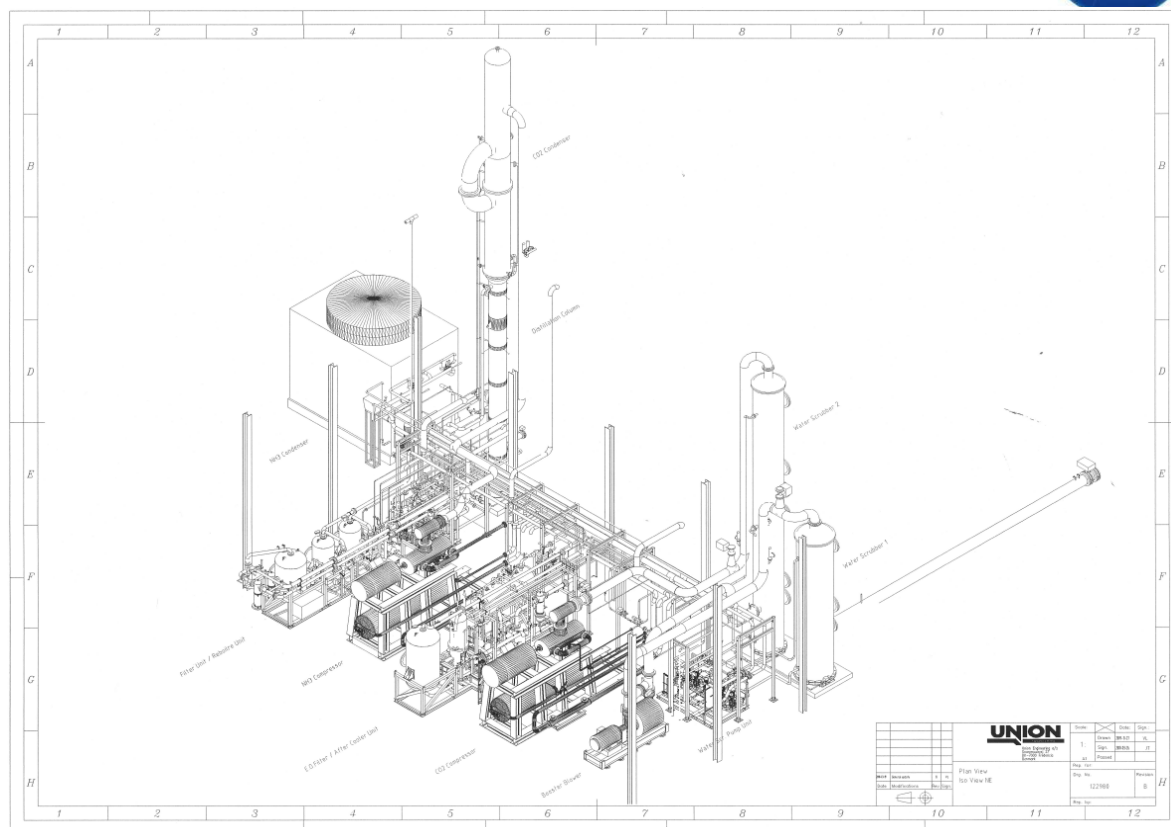


Abbildung 42: Typisches CPU Layout

3.3.5.1 Rauchgasentschwefelung

Das Brenngas beinhaltet Spuren von H_2S in der Größenordnung von 45 ppm, was zu einer Bildung von SO_2 führt. Das im Rauchgas enthaltene SO_2 reichert sich im Rauchgastrockner an und wird mit Regeneration der Trockner in hoher Konzentration ausgetrieben. Um die SO_2 -Anreicherung im Trockner zu verhindern ist ein SO_2 -Wäscher vor dem CO_2 -Verdichter vorgesehen.

3.3.5.2 Rauchgasentfeuchtung und -trocknung

Um im kalten Bereich der CO_2 -Verflüssigung die Eisbildung zu verhindern, muss das im Rauchgas enthaltene Wasser vollständig entfernt werden. Dafür wird das komprimierte Rauchgas in einem zweistufigen Entfeuchter abgekühlt und anschließend in einem Trockner auf einen Wassergehalt kleiner 10 ppm getrocknet. Der Trockner wird automatisch alle 8 Stunden mit elektrisch beheiztem CO_2 -Spülgas regeneriert.

3.3.5.3 CO_2 -Verflüssigung und -Destillation

Um die Spezifikationen des CO_2 -Produktgases zu erreichen, wird das getrocknete CO_2 in einem weiteren Schritt in einer Destillationskolonne gereinigt. Die Verunreinigungen werden aus dem flüssigen CO_2 durch CO_2 -Stripgas in der Destillationskolonne entfernt und verlassen gemeinsam mit einem Teil des CO_2 -Stripgases die Kolonne gasförmig.

Diese aus dem CO₂ abgetrennten Verunreinigungen werden als Abgase in den Kamin geleitet.

Das flüssige CO₂ verlässt am Kolonnenboden die Destillationseinheit und wird auf den erforderlichen Druck von 80 bar gepumpt.

3.3.6 Luftzerlegungsanlage ASU

Die Luftzerlegungsanlage für die Reinsauerstoffbereitstellung wurde für den Oxyfuel-Kraftwerksprozess optimiert. Ziel war es, eine hohe Effizienz bei niedrigen Kosten, einfachem Betrieb und problemloser Wartung zu erreichen. Es wurde daher die Sauerstoffreinheit mit 95 % begrenzt sowie die Erzeugung flüssiger Produkte und Argonrückgewinnung bei dieser Anlage nicht berücksichtigt.

Die ASU erhält verdichtete Luft mit ca. 6 bar und 50 °C vom Luftverdichter welche in einem Waschturm vorgekühlt wird. Anschließend wird die verdichtete Luft in einem Adsorber von Verunreinigungen wie Kohlendioxid, Wasserdampf und Kohlenwasserstoffen befreit.

Um den Verflüssigungspunkt zu erreichen, wird die gereinigte Luft im Hauptwärmetauscher auf etwa -175 °C abgekühlt. Diese tiefen Temperaturen werden durch einen internen Wärmeaustausch erreicht. Dafür werden im Gesamtprozess bereits erzeugte kalte Gasströme für die Kühlung der verdichteten Luft verwendet. Durch eine abschließende Entspannung wird die verdichtete Luft weiter abgekühlt und verflüssigt sich teilweise. Danach kann die Luft im eigentlichen Luftzerleger, der Trennkolonne, zerlegt werden.

Die Zerlegung der Luft erfolgt in zwei Trennsäulen, der Mitteldruck- und der Niederdrucksäule. Beim Trennprozess werden die unterschiedlichen Siedepunkte der Luftbestandteile genutzt: Sauerstoff verflüssigt sich bei -183 °C und Stickstoff bei -196 °C. Durch intensiven Stoff- und Wärmeaustausch in den Trennsäulen erhält man über kontinuierliches Verdampfen und Kondensieren am Kopf der Niederdrucksäule reinen Stickstoff und am Boden reinen Sauerstoff. Das Argon, welches bei Standardanlagen durch weitere Trennsäulen und Verfahrensschritte abgetrennt wird, verbleibt in diesem Fall im Sauerstoff

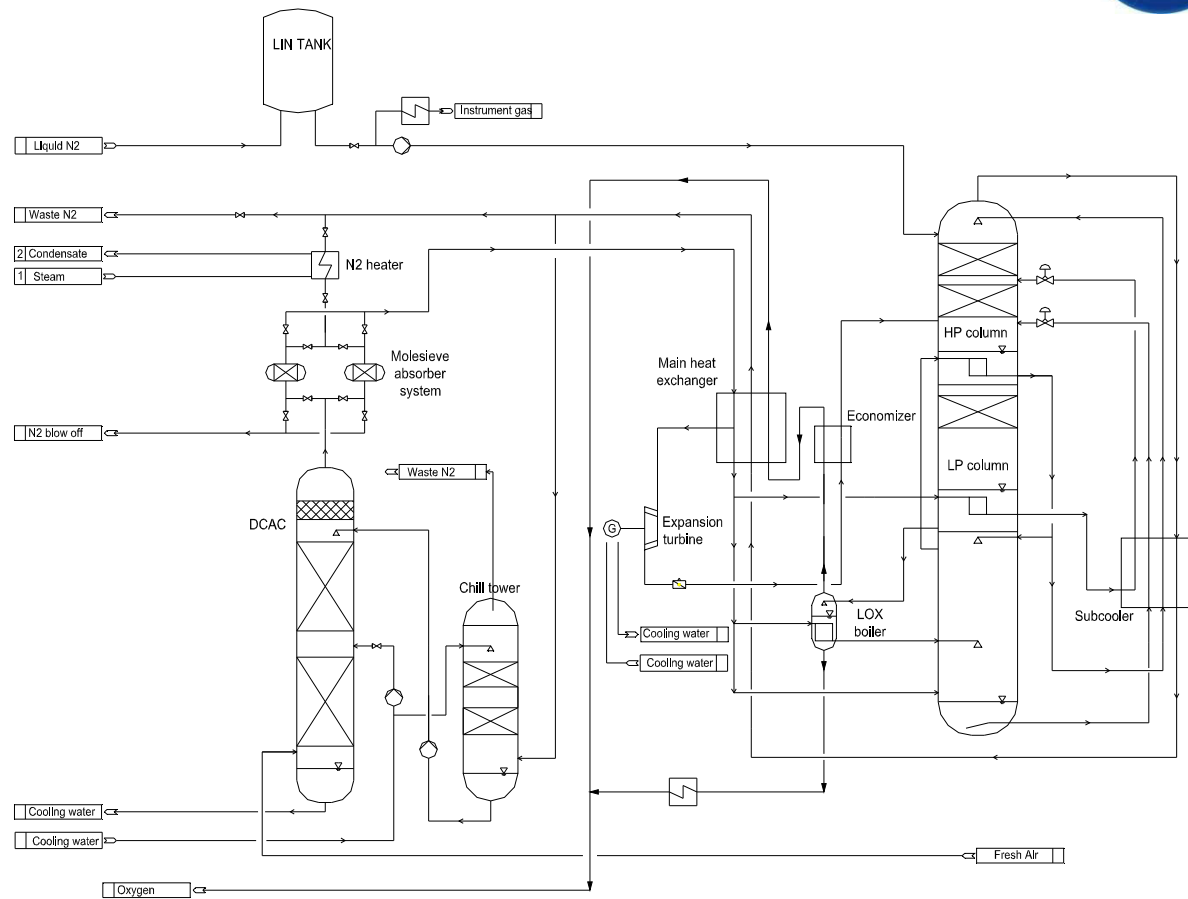


Abbildung 43: Prozessschema Luftzerlegungsanlage

3.4 Massen- und Energiebilanz

3.4.1 Überblick

Mit der Simulationssoftware IPSEpro wurden Massen- und Energiebilanzen inklusive CO₂-Kompression erstellt. Die wichtigsten In- und Outputströme sind im Folgenden angeführt.

Tabelle 49: Leistungsdaten der Oxyfuel Einheit

		Tailgas aus FINEX®	COREX®-LRI Exportgas
elektr. Leistung	MW _{el.}	13,2	45,4
Gichtgasstrom	Nm³/h	77000	243000
therm. Leistung	MW (HU)	69,8	222,8
Kühlbedarf	MW _{th.}	62,5	198,3
CO ₂ Produktion	kg/h	108.000	357.000
Elektr. Wirkungsgrad Netto inkl. ASU, CO ₂ Reinigung und Verdichtung	%	12,5	13,1

3.4.2 Eigenenergiebedarf

Luft- und CO₂-Kompressoren werden durch Dampfturbinen angetrieben, alle übrigen Verbraucher werden elektrisch angetrieben.

Tabelle 50: Energieeigenbedarf in MW_{el.}

		Tailgas aus FINEX®	COREX®-LRI Exportgas
Luftkompressor	MW _{el.}	3,3	11,5
CO ₂ -Kompressor	MW _{el.}	9,9	33,7
el. Aux. inkl. Spw. Pumpe	MW _{el.}	1,2	5,0
CO ₂ -Reinigung	MW _{el.}	4,5	14,9
SUMME	MW _{el.}	18,9	65,1

3.4.3 Kühlwasser

Der ungefähre Kühlwassereinsatz für die Hauptkomponenten wird in der folgenden Tabelle angeführt. Es wird ein Kühlwassertemperaturanstieg von 10 K angenommen.

Tabelle 51: Kühlwasserverbrauch in t/h

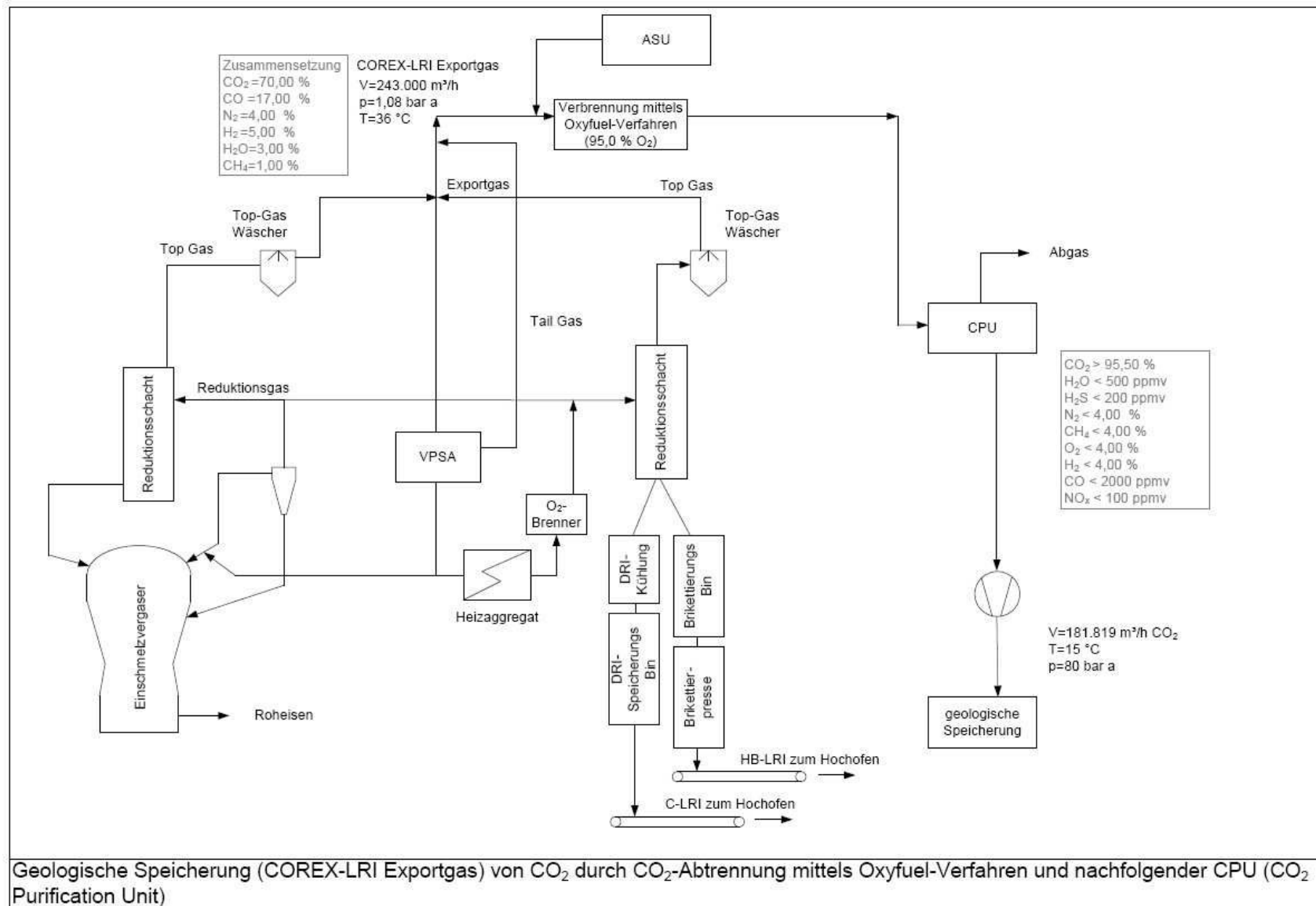
		Tailgas aus FINEX®	COREX®-LRI Exportgas
Hauptturbinen Kondensor	[t/h]	2600	8300
Luftzerlegungseinheit	[t/h]	300	530
Rauchgaskühler	[t/h]	110	410
CO ₂ Reinigung	[t/h]	1200	3400
SUMME	[t/h]	4210	12640

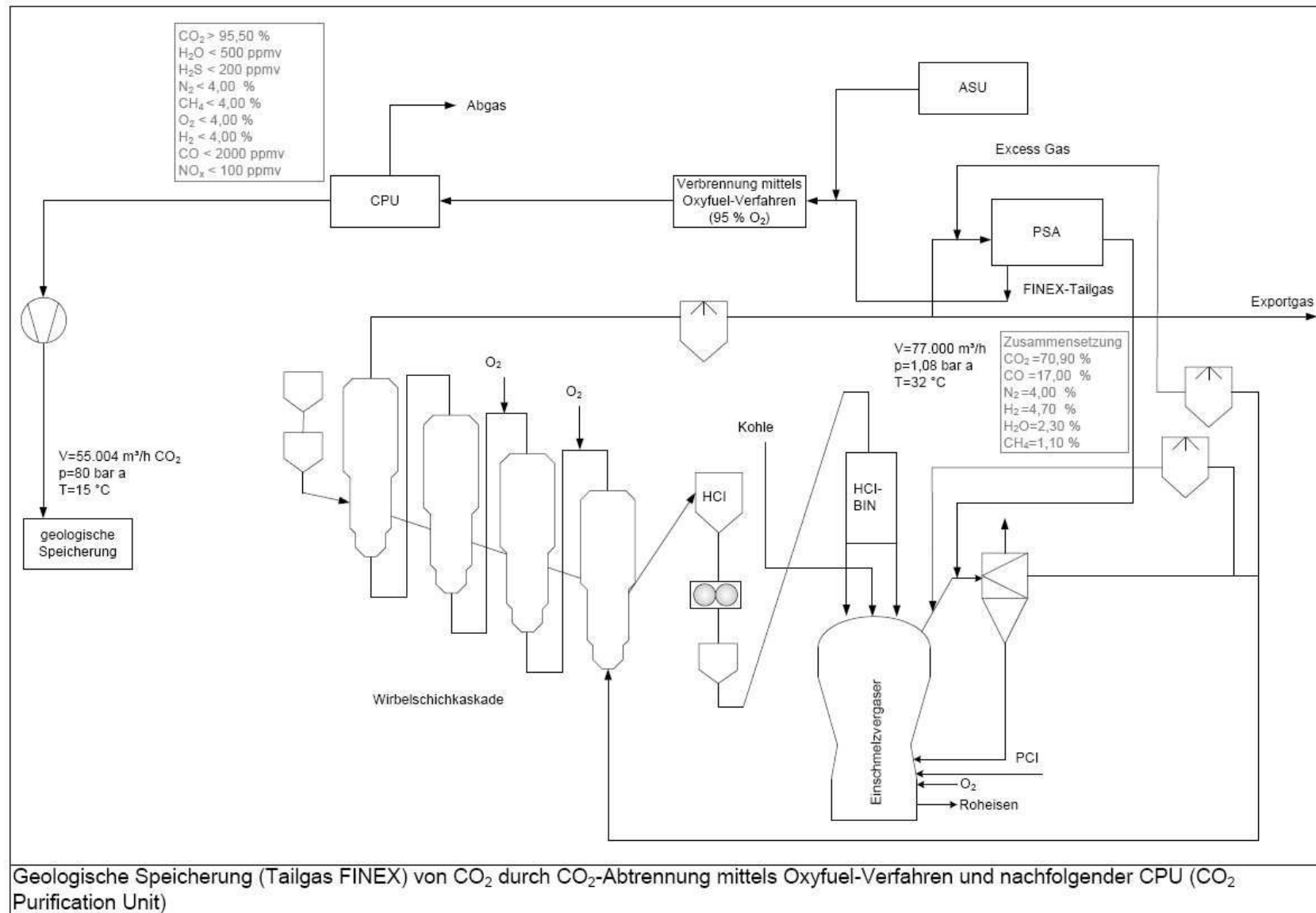
3.4.4 Abwasser und Abgas

Ungefähre Abwasser- und Abgasmengen sind in der unten angeführten Tabelle aufgelistet.

Tabelle 52: Abwasser und Abgas

		Tailgas aus FINEX®	COREX®-LRI Exportgas
Abwasser	m³/h	6.6	17.7
Abgas	Nm³/h	8600	28500





3.5 Ergebnisse hinsichtlich CO₂-Einsparung

Durch das Oxyfuel-Verfahren kann das Verhältnis des geologisch zu speichernden Kohlendioxids zur tatsächlichen Kohlendioxideinsparung in einer optimalen Relation zueinander gehalten werden. Wie man in den unten dargestellten Tabellen sieht, können in beiden Fällen über 80 % bzw. über 88 % am Standort Linz des geologisch zu speichernden CO₂'s auch tatsächlich eingespart werden.

Tabelle 53: Kohlendioxideinsparung der Variante COREX-LRI-Oxyfuel (international)

COREX®-LRI			
kg CO ₂ pro kW	0.6		
MJ in kWh	3.6		
kW/m ³ Sauerstoff (95%)	0.4		
COREX®-LRI	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
O ₂ -Herstellung	11500	6900	3514
Pumpen	58568	35141	17897
CO ₂ Reinigung	14900	12815	6527
Kompression	33700	20220	10298
Dampfturbinen	-24565	-14739	-7506
Summe	94103	60337	30729
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			181819
CO ₂ -Einsparung			151090

Tabelle 54: Kohlendioxideinsparung der Variante COREX-LRI-Oxyfuel (am Standort Linz)

COREX®-LRI			
kg CO ₂ pro kW	0.3		
MJ in kWh	3.6		
kW/m ³ Sauerstoff (95%)	0.4		
COREX®-LRI	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
O ₂ -Herstellung	11500	3450	1757
Pumpen	58568	17570	8949
CO ₂ Reinigung	14900	8345	4250
Kompression	33700	10110	5149
Dampfturbinen	-24565	-7369	-3753
Summe	94103	32106	16352
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			181819
CO ₂ -Einsparung			165467

Tabelle 55: Kohlendioxideinsparung der Variante FINEX-Tailgas-Oxyfuel (international)

FINEX®-Tailgas			
kg CO ₂ pro kW	0.6		
MJ in kWh	3.6		
kW/m ³ Sauerstoff (95%)	0.4		
FINEX®-Tailgas	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
O ₂ -Herstellung	3300	1980	1008
Pumpen	19042	11425	5819
CO ₂ Reinigung	4500	6575	3349
Kompression	9900	5940	3025
Dampfturbinen	-7386	-4432	-2257
Summe	29356	21489	10944
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			55004
CO ₂ -Einsparung			44060

Tabelle 56: Kohlendioxideinsparung der Variante FINEX-Tailgas-Oxyfuel (am Standort Linz)

FINEX®-Tailgas			
kg CO ₂ pro kW	0.3		
MJ in kWh	3.6		
kW/m ³ Sauerstoff (95%)	0.4		
FINEX®-Tailgas	kWh	CO ₂ [kg/h]	CO ₂ [m ³ /h]
O ₂ -Herstellung	3300	990	504
Pumpen	19042	5713	2909
CO ₂ Reinigung	4500	5225	2661
Kompression	9900	2970	1513
Dampfturbinen	-7386	-2216	-1129
Summe	29356	12682	6459
Menge des geologisch zu speichernden CO ₂ 's			55004
CO ₂ -Einsparung			48545

Wie für das beim Hochofen anfallende Gichtgas wurde auch hier die Berechnung der tatsächlichen CO₂-Einsparung auf der Annahme durchgeführt, dass für die CO₂-Abtrennung Verfahrensschritte notwendig sind, welche ohne eine Kohlendioxidabscheidung nicht durchzuführen wären (Oxyfuel-Verfahren, CPU, ASU, Kompression etc.). Diese zusätzlichen Verfahrensschritte benötigen bzw. liefern ihrerseits auch Energie, welche wiederum in CO₂ umrechenbar ist. Hierbei wurde bei dieser Umrechnung, wie vorhin von 0.6 kg CO₂ pro kW international, laut Quelle [33], und von 0.3 kg CO₂ pro kW am Standort Linz ausgegangen.

Tabelle 57: Darstellung der CO₂-Bilanz-Berechnungen für AP2 (international)

AP2: COREX/FINEX (international betrachtet – 0.6 kg CO₂ werden pro kW emittiert)		
	COREX®	FINEX®
Geologisch speicherbares CO ₂ [m ³ /h]	181819	55004
Tatsächliche CO ₂ -Einsparung [m ³ /h]	151090	44060
Tatsächliche Einsparung [%]	83.10	80.10

Tabelle 58: Darstellung der CO₂-Bilanz-Berechnungen für AP2 (am Standort Linz)

AP2: COREX/FINEX (am Standort Linz betrachtet – 0.3 kg CO₂ werden pro kW emittiert)		
	COREX®	FINEX®
Geologisch speicherbares CO ₂ [m ³ /h]	181819	55004
Tatsächliche CO ₂ -Einsparung [m ³ /h]	165467	48545
Tatsächliche Einsparung [%]	91.01	88.26

3.6 Kostenschätzung +/- 30 %

Es wurde eine Kostenschätzung für beide Varianten, Verbrennung von FINEX® Tailgas und COREX®-LRI Exportgas inklusive CO₂-Kompression und Luftzerlegungsanlage durchgeführt.

Es ergeben sich folgende Investitionskosten:

Tailgas aus FINEX®	COREX®-LRI Exportgas
79 100 000 €	158 700 000 €

Folgende Punkte wurden bei der Kostenschätzung nicht inkludiert:

- Gebäude, ausgenommen Kesselhaus und die Cold box (ASU)
- Baumaßnahmen/Straßen
- Hochspannungssystem, ausgenommen 10 kV Schalteinheit
- Kühlwassersystem
- Kosten der notwendigen Genehmigungen (Bau, Umwelt, Abfall usw.)
- Gutachten für Erdreich, Klima, Lärm, Wasser, Emissionen usw.
- Betreiberpersonal
- Verbrauchsstoffe während der Errichtung, Inbetriebnahme und Testphase
- Konservierungsstoffe für Stillstandszeiten
- Abbruch und Entsorgung existierender Gebäude usw.
- Zuganbindung
- Entsorgung Kesselreinigungswasser, Abschlammwasser, Probenahmewasser usw.
- Entsorgung aller anfallenden Reststoffe (Asche, Rückstände Rauchgasreinigung)

4 Transport, Lagerung und Speicherung

Die anfallenden Mengen an abgeschiedenem Kohlendioxid werden zukünftig eine logistische Herausforderung darstellen. Für die Lagerung des Kohlendioxids stehen allerdings eine Vielzahl an Transport- und Speichermöglichkeiten zur Verfügung, wobei es gilt eine Vielzahl ökonomischer, ökologischer und geografischer Voraussetzungen abzuwägen.

4.1 Transport von abgeschiedenem Kohlendioxid

Die Transportstruktur muss zukünftig einen kontinuierlichen Abtransport des abgeschiedenen Kohlendioxids gewährleisten. Da Kohlendioxid nur in den seltensten Fällen am Ort der Abtrennung auch geologisch gespeichert werden kann, ist je nach geologischer Lage, ein „Onshore Transport“ über den Landweg oder ein „Offshore Transport“ über den Seeweg erforderlich. Der Transport über den Landweg wird mittels Pipeline, LKW oder mit der Bahn durchgeführt, während beim Offshore Transport Schiffe oder im Meeresboden verlegte Pipelines zum Einsatz kommen. Beim Transport mittels Pipelines spricht man hierbei von einem kontinuierlichen und bei den einzelnen aufeinanderfolgenden Ladungen von einem diskontinuierlichen Betrieb [32].

Der Transport von abgeschiedenem CO₂ erfolgt in der Regel im flüssigen, flüssig-dichten oder überkritischen Zustand, da gasförmiges Kohlendioxid eine zu geringe Dichte aufweist. Der flüssig-dichte Zustand des Kohlendioxids schließt sich ohne Phasenübergang an den flüssigen Aggregatzustand an, in dem der Druck über den kritischen Druck angehoben wird. Ab diesem Druckniveau weist CO₂ bei Umgebungstemperatur, als dichtes Fluid, optimale Transporteigenschaften auf. Bei CO₂ liegt der überkritische Punkt bei 73.8 bar und 31 °C. Der flüssige Transport von Kohlendioxid erfolgt in Stahlbehältern, welche mittels Tanker, Schienen oder LKW befördert werden. Beim Pipeline Transport wird das Kohlendioxid hingegen im flüssig-dichten Zustand transportiert. Die Pipelines werden hierbei üblicherweise einen Meter unter der Erde verlegt und bestehen meist aus Carbon-Mangan-Stählen. Durch den Transport über längere Strecken kommt es zu einem Druckverlust in der Pipeline, wodurch als Zwischenstufen des Transports öfters eine erneute Kompression des Gasstroms erforderlich ist. Bei einer Distanz von 200 km fallen rund 17 €/t CO₂ an und über 500km zwischen 20 und 27 €/t CO₂. Daher erweist sich ab 1500 km Transportweg der Schiffftransport als günstigere Variante als der Pipelinetransport. Der Transport mittels Tankern ist bereits mittels LPG (Liquified Petrol Gas), im Wesentlichen mittels Propan und Butan kommerziell und in großem Umfang erprobt. Das Fluid wird beim LPG Transport mit einem Druck von 0.7 MPa und einer Temperatur von -162 °C auf das Tankschiff abgefüllt. Beim **Schiffftransport** von Kohlendioxid würde man einen Druck von **7 bar** und eine Temperatur von **-50 °C** benötigen. Hierzu gibt es Pläne Tanker mit einer Tragfähigkeit mit bis zu 1 Mio.t Tragfähigkeit zu bauen, welche ausschließlich für den CO₂-Transport verwendet werden sollen. Beim Tankertransport geht man von anfallenden Fixkosten von 9 €/t CO₂ je Fahrt, welche sich um rund 0.3 € je 100 km und t CO₂ erhöhen aus. Zusätzlich ist hier jedoch zu beachten, dass beim Transport des Kohlendioxids wiederum CO₂-Emissionen entstehen. Bei bis zu 200 km Distanz geht man von

2.5 % der transportierten CO₂-Menge aus und über 12000 km von 18 % CO₂-Emissionen der transportierten Ladung (hierbei sind die Verflüssigung am Schiff, Speicherverluste sowie entstehende Emissionen durch den Schiffsmotor mitberücksichtigt) [32].

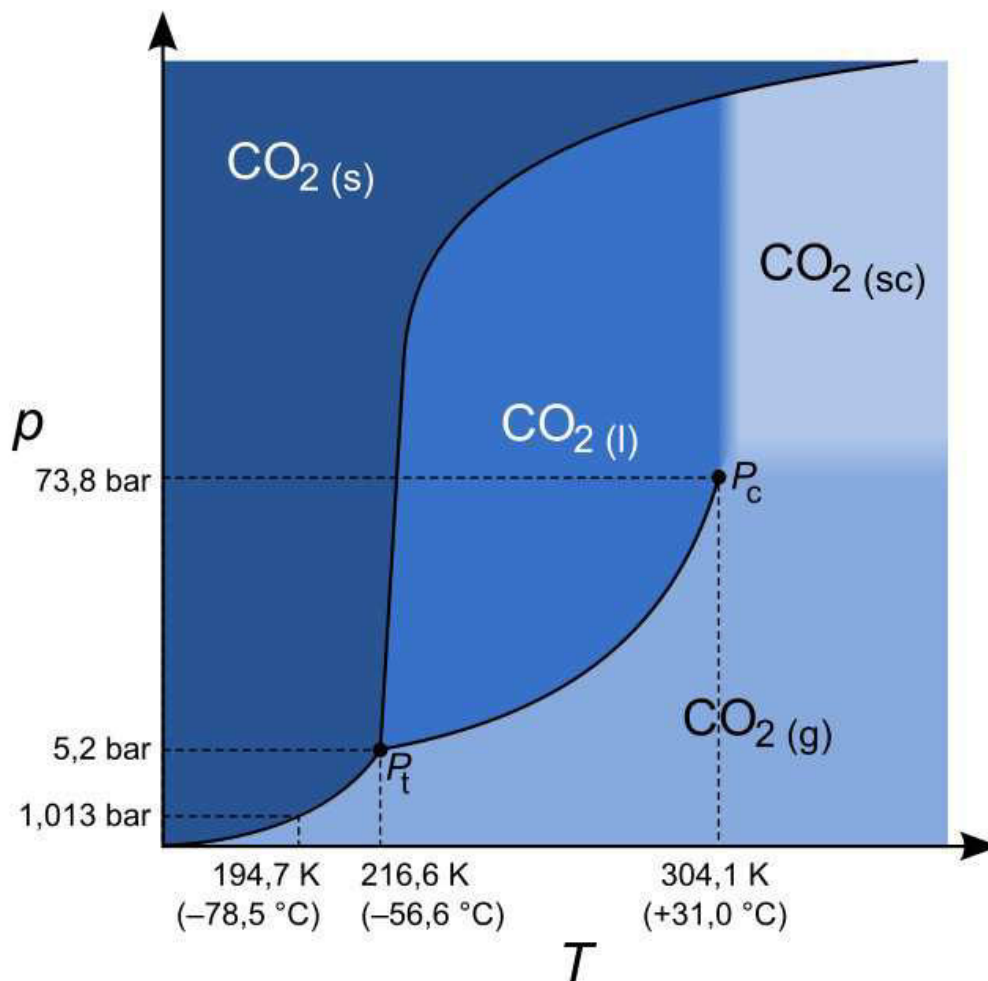


Abbildung 44: Phasenstabilitätsdiagramm von CO₂ [31]

Beim Transport mittels **LKW** und **Schiene** benötigt man Zwischenspeicher sowie Be- und Entladestationen. Das Kohlendioxid wird bei dieser Art von Transport bei einer Temperatur von **-20 °C** sowie einem Druck von **20 bar** befördert. Bereits unter 1 Mio.t CO₂/a sind die Transportkapazitäten von LKW und Schiene jedoch nicht mehr ausreichend, wodurch diese Variante des Transports nur für geringere Mengen an Kohlendioxid eingesetzt werden sollte. Denn vorausgesetzt 1 LKW kann pro Fahrt 5 t CO₂ befördern, würde das bereits 200000 Fahrten (bei 1 Mio.t CO₂) entsprechen. Bei den Kosten von LKW und Bahn spricht man von rund 25 €/t CO₂ [32].

Kohlendioxid ist an sich nicht giftig, jedoch führt es bei Konzentrationen über 10 Vol-% in der Umgebungsluft zu Erstickungen von Mensch und Tier. Daher sollten zur Risikominimierung Pipelines um bevölkerungsreiche Gebiete herumgeführt werden. Für die EOR (Enhanced Oil Recovery) werden in den USA jährlich 40 Mio.t Kohlendioxid Onshore in Pipelines transportiert und es gab bislang keine nennenswerten Probleme. Statistiken der EOR zeigen sogar, dass

das Risiko für Pipeline-Lecks beim Kohlendioxid-Transport geringer ist als jenes beim Pipeline-Transport von Erdgas bzw. anderen Gefahrstoffen [32].

4.2 Lagerung von abgeschiedenem Kohlendioxid

Bei der unterirdischen Speicherung von Kohlendioxid wird ebenfalls ein hoher Druck benötigt, welcher in der Regel etwa jenem des Transports entspricht. Die Lagerung im Untergrund erfolgt dann entweder im flüssigen, flüssig-dichtem oder überkritischen Aggregatzustand [32].

Die unten dargestellte Abbildung zeigt die Möglichkeiten zur Speicherung von CO₂ in natürlichen Lagerstätten. Wie aus der Grafik ersichtlich, untergliedern sich die möglichen Optionen wie folgt [30]:

- erschöpfte Gas- und Öllager
- saline Aquifere (tief liegende mit Salzwasser getränkte Sandsteinschichten)
- nicht abbaubare Kohlevorkommen (Kohleflöze)

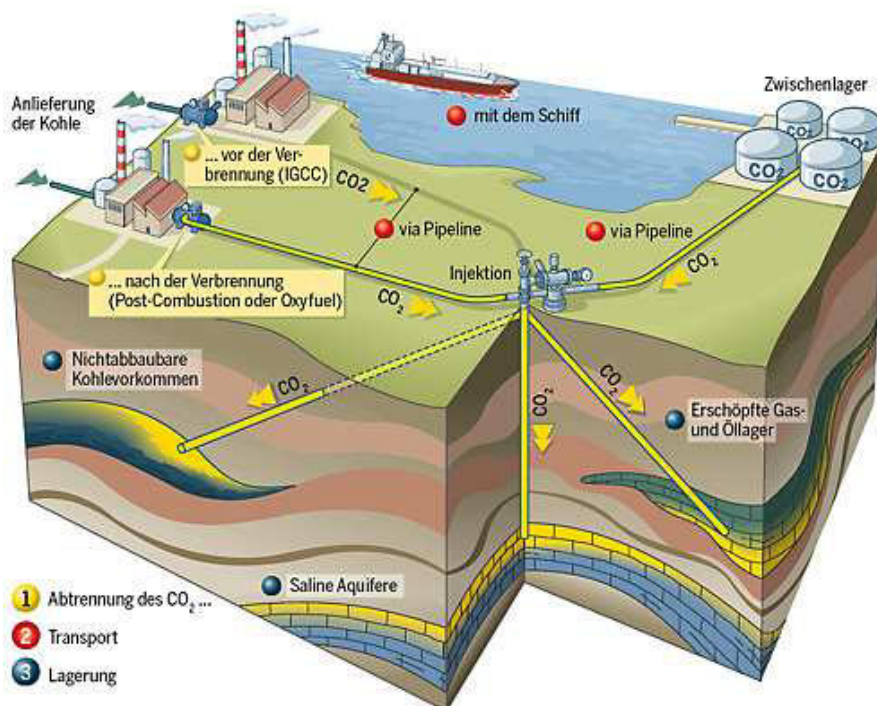


Abbildung 45: Möglichkeiten der Kohlendioxidspeicherung [30]

4.2.1 Erschöpfte Gas- und Öllagerstätten

Der Vorteil bei dieser Art von Lagerstätten ist, dass diese Öl und Gas über lange geologische Zeiträume gespeichert haben und somit als dicht angesehen werden können. Dadurch stellen erschöpfte Gasfelder eine bevorzugte Option zur Gaslagerung dar. Auch die geringen Erschließungskosten sowie die bekannten Speicherkapazitäten sind weitere Vorteile. In vielen

Ländern, besonders den USA, ist diese Variante zur Lagerung bereits weit verbreitet, obwohl es noch einige Sicherheitsfragen gibt, welche es zu beachten gilt.

Hierzu wird der Abdichtung der entleerten Gas- und Ölreservoirs sowie der Unversehrtheit der Bohrlöcher besondere Bedeutung gewidmet. Auch die Reaktivität des CO₂ mit Wasser und eventuell im Boden vorhandenen Elementen sowie die Zusammensetzung der Böden sollte berücksichtigt werden.

Einen weiteren Vorteil bildet die Nutzung des Kohlendioxids zur CO₂-EOR (Enhanced Oil Recovery). Bei diesem Verfahren wird das CO₂ in ein noch genutztes Ölfeld gepumpt, um so höhere Förderraten und eine bessere Ausnutzung der Lagerstätte zu erzielen. Diese Methode wird in den USA bereits angewandt und kann dazu beitragen das abgeschiedene CO₂ wirtschaftlich zu nutzen [32].

4.2.2 Saline Aquifere

In ähnlicher Weise werden auch saline Aquifere als natürliche Speicherformationen in Betracht gezogen. Die Injektion von CO₂ erzeugt in tiefen Aquiferen Carbonate, welche das Gas permanent abschließen sollen. Saline Aquifere weisen nicht die gleichen Sicherheitsbedingungen wie Öl- oder Gasreservoirs auf, da die Garantie für einen sicheren Verschluss nicht gegeben ist. Andererseits sind diese Formationen nicht mit einer Vielzahl von Bohrungen versehen, die ein gewisses Risiko von Undichtheiten mitbringen.

4.2.3 Nicht abbaubare Kohlevorkommen

Eine weitere Möglichkeit wäre die Lagerung in nicht abbaubaren Kohleschichten, in welchen das injizierte CO₂ an der Kohle adsorbiert wird. Genauer gesagt, ersetzt es das Methan, welches bereits in den Kohleschichten vorhanden ist und auch teilweise gefördert wird. Dies ermöglicht, ähnlich wie bei der EOR, dass mehr Methan gefördert werden könnte bei gleichzeitiger CO₂-Speicherung.

5 Feasibility Study

Die Feasibility Study oder auch Machbarkeitsstudie genannt dient dazu herauszufinden, ob ein Projekt wirtschaftlich realisierbar sein wird oder nicht.

Hierbei ist es die Aufgabe der Feasibility Study

- technische,
- betriebliche,
- rechtliche und
- ökonomische Grundlagen für eine Investitionsentscheidung zu schaffen.

Der Projekthintergrund dieser Feasibility Study ist die Minimierung von Kohlendioxidemissionen aufgrund der optimierten Verwertung von Exportgasen aus der metallurgischen Industrie. Hierbei wurde als Standort Linz gewählt.

Allgemein ist die geologische Speicherung von Kohlendioxid eine neuwertigere Technologie, welche noch sehr kritisch betrachtet wird. Noch vor wenigen Jahren wollte die österreichische Industrie in CCS investieren, doch das hat sich geändert. Im Moment sieht es so aus als würde sich diese Art der Kohlendioxiddeponierung in Österreich nicht durchsetzen können. Mit Juni 2011 wurde ein CCS-Gesetz in Begutachtung geschickt, welches die unterirdische CO₂-Speicherung in Österreich verbieten soll. Österreich will laut Berlakovich nicht auf diese Art Kohlendioxide minimieren sondern auf den Ausbau der erneuerbaren Energien, der Energieeffizienz und des Energiesparens setzen. Ausgenommen von diesem Verbot seien lediglich Forschungsvorhaben geringen Umfangs, welche im Vorfeld von der Montanbehörde zu prüfen sind [35].

Anlass für das neue Gesetz ist eine EU-Richtlinie, in welcher die rechtlichen Voraussetzungen für eine geologische Speicherung von CO₂ geregelt werden. Dabei behalten die Mitgliedsstaaten das Recht, eine Speicherung in ihrem Hoheitsgebiet gesetzlich zu untersagen oder einer anderen Nutzung des Untergrundes - zum Beispiel für Erdgasspeicher oder geothermische Nutzung - Vorrang einzuräumen [35].

Durch diese gesetzliche Änderung ist die geologische Speicherung von Kohlendioxid in den nächsten Jahren und Jahrzehnten leider nicht mehr so interessant, wie noch zu Beginn dieses Projektes angenommen.

Der technische Weg der Kohlendioxidentfernung für eine anschließende geologische Speicherung, welcher in diesem Projekt für einige Exportgase der metallurgischen Industrie untersucht wurde, wäre zumindest möglich. In den vorangehenden Kapiteln sind die Anlagenkonzepte der unterschiedlichen Varianten hierfür dargestellt worden.

Im Zuge des Projektes galt es überdies die Kosten pro Tonne geologisch speicherbaren Kohlendioxids für die einzelnen Varianten darzustellen. Diese Ergebnisse sind unter der

Annahme einer zwölfjährigen Anlagenabschreibung in den nachfolgenden Tabellen für beide Arbeitspakete aufgelistet.

Tabelle 59: Kosten pro Tonne Kohlendioxid – AP1

AP1: Hochofen			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Kosten pro Tonne CO₂ [€]</i>	150.50	201.50	180.40

Tabelle 60: Kosten pro Tonne Kohlendioxid – AP2

AP2: COREX/FINEX		
	COREX[®]	FINEX[®]
<i>Kosten pro Tonne CO₂ [€]</i>	79.70	135.40

Wie man der Tabelle 59 entnehmen kann sind die Kosten bei der Variante der PSA mit anschließender kryogener Reinigung am geringsten, gefolgt von der Variante der Konvertierung mit anschließender MEA-Wäsche und an letzter Stelle die Variante der reinen MEA-Wäsche.

Somit kann festgehalten werden, dass die Variante der PSA mit anschließender kryogener Reinigung nicht nur die ökologisch sondern auch ökonomisch beste Variante für die Entfernung von Kohlendioxid aus Gichtgas ist. Ökonomisch wäre die Variante des CO-Shiftens mittels anschließender MEA-Wäsche die zweitbeste Variante. Für die hier durchzuführende Feasibility ist diese Variante im Gesamttranking allerdings hinter der reinen MEA-Wäsche anzusiedeln, da einerseits die beim Shiften benötigte Dampfmenge nicht problemlos bereitgestellt werden kann und andererseits die geologisch zu speichernde Menge und somit die Transportmenge hier auch zu erhöhten Kosten führen.

Bei einem derzeitigen Preis der CO₂-Zertifikate von rund 15.00 €/t ist allerdings keine einzige der in diesem Projekt dargestellten Varianten wirtschaftlich rentabel. Bei der Umsetzung der in Tabelle 59 und Tabelle 60 aufgelisteten Varianten würde somit der Umweltschutzgedanke im Vordergrund stehen und wäre unter keinen Umständen aus ökonomischer Sicht umzusetzen.

Sollte der Preis der CO₂-Zertifikate sich allerdings stark ändern, so würden die oben aufgelisteten Varianten wirtschaftlich interessant werden. In Tabelle 61 und Tabelle 62 sind einerseits die CO₂-Zertifikate Preise dargestellt, um die einzelnen Varianten kostendeckend zu fahren und andererseits auch die CO₂-Zertifikate Preise für einen rentablen Prozess nach drei Jahren, da laut Literatur eine Investition als rentabel gilt sofern die Kapitalrückflusszeit $t_B \leq 3$ ist [36].

Hierbei berechnet sich t_B wie folgt:

$$t_B = \frac{\text{investiertes Kapital}}{(\text{jährliche Erlöse} - \text{Betriebsausgaben})} \quad [36]$$

Tabelle 61: Notwendiger CO₂-Zertifikate Preis um kostendeckend bzw. rentabel zu wirtschaften – AP1

AP1: Hochofen			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Kostendeckender CO₂-Zertifikat Preis [€/t]</i>	115.30	154.30	139.30
<i>Nach 3 Jahren rentabler CO₂-Zertifikat Preis [€/t]</i>	256.30	343.10	303.60

Tabelle 62: Notwendiger CO₂-Zertifikate Preis um kostendeckend bzw. rentabel zu wirtschaften – AP2

AP2: COREX/FINEX		
	COREX[®]	FINEX[®]
<i>Kostendeckender CO₂-Zertifikat Preis [€/t]</i>	61.00	130.70
<i>Nach 3 Jahren rentabler CO₂-Zertifikat Preis [€/t]</i>	135.70	230.50

Mit den in Tabelle 61 und Tabelle 62 dargestellten CO₂-Zertifikate Preisen können die notwendigen Kennzahlen für die Feasibility berechnet werden. Beim kostendeckenden Fall ist hierbei die **Kapitalrückflusszeit** ∞ und somit der **Durchschnittliche Jahresgewinn** und die **Rentabilität 0**. Beim anderen Fall beträgt die **Kapitalrückflusszeit 3 Jahre**. Die einzelnen Kennzahlen für die Kapitalrückflusszeit von 3 Jahren sind in Tabelle 63 und Tabelle 64 dargestellt.

Tabelle 63: Kennzahlen – AP1 (Kapitalrückflusszeit von drei Jahren)

AP1: Hochofen			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Durchschnittlicher Jahresgewinn</i>	156 662 992.80	190 592 999.20	276 002 998.80
<i>Rentabilität</i>	33.33	33.33	33.33
<i>Umschlaghäufigkeit des Kapitals</i>	0.61	0.61	0.62

Tabelle 64: Kennzahlen – AP2 (Kapitalrückflusszeit von drei Jahren)

AP2: COREX/FINEX		
	COREX[®]	FINEX[®]
<i>Durchschnittlicher Jahresgewinn</i>	188 536 176.10	93 971 087.10
<i>Rentabilität</i>	33.33	33.33
<i>Umschlaghäufigkeit des Kapitals</i>	0.61	0.61

Hierbei berechnen sich die oben dargestellten Kennzahlen nach folgenden Formeln:

$$\text{Durchschnittlicher Jahresgewinn} = \text{Erlös} - \text{Betriebsausgaben} \quad [36]$$

$$\text{Rentabilität} = \frac{\text{durchschnittlicher Jahresgewinn} * 100}{\text{Erstkapitaleinsatz}}$$

[36]

$$\text{Umschlaghäufigkeit des Kapitals} = \frac{\text{durschnittlicher Jahresumsatz}}{\text{Kapitaleinsatz}}$$

[36]

6 Zusammenfassung

Auf Grund der Ergebnisse aus Kapitel 2.13 sowie Kapitel 5 (siehe Tabellen unten) kann die Aussage getroffen werden, dass im AP1 die Variante der PSA mittels anschließender kryogener Reinigung die ökologisch und ökonomisch beste Variante darstellt, da einerseits die prozentuelle tatsächliche Kohlendioxideinsparung am höchsten ist und andererseits die Kosten pro Tonne Kohlendioxid am geringsten.

Die anderen beiden Varianten des AP1 liegen relativ knapp beisammen, da einmal die tatsächliche Einsparung und das andere Mal die Kosten vorrangig sind. Trotz der höheren Kosten der MEA-Wäsche ist allerdings dieses Verfahren zu bevorzugen, da beim Shiften mit anschließender MEA-Wäsche einerseits die Dampfmenge nicht mehr problemlos bereitzustellen ist und andererseits auch die Kosten für den Transport des abgeschiedenen Kohlendioxids sich hier auf Grund der höheren Menge noch negativ auswirken.

AP1: Hochofen (am Standort Linz betrachtet – 0.3 kg CO₂ werden pro kW emittiert)			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Geologisch speicherbares CO₂ [m³/h]</i>	89994	97039	178327
<i>Tatsächliche CO₂-Einsparung [m³/h]</i>	72780	66137	110016
<i>Tatsächliche Einsparung [%]</i>	80.87	68.16	61.69

AP1: Hochofen			
	PSA	MEA (nach T.)	Shift mit MEA
<i>Kosten pro Tonne CO₂ [€]</i>	150.50	201.50	180.40

Überdies sieht man anhand der Ergebnisse aus Kapitel 3.5 sowie Kapitel 5 (siehe Tabellen unten) für AP2, dass sowohl die prozentuelle tatsächliche Kohlendioxideinsparung als auch die Kosten pro Tonne Kohlendioxid bei der Abtrennung von Kohlendioxid aus dem COREX[®]-LRI-Exportgas besser sind als jene für das FINEX[®]-Tailgas. Wobei allerdings beide Varianten hinsichtlich tatsächlicher Kohlendioxideinsparung und Kosten besser abschneiden als die Variante der PSA beim Hochofen.

AP2: COREX/FINEX (am Standort Linz betrachtet – 0.3 kg CO₂ werden pro kW emittiert)		
	COREX[®]	FINEX[®]
<i>Geologisch speicherbares CO₂ [m³/h]</i>	181819	55004
<i>Tatsächliche CO₂-Einsparung [m³/h]</i>	165467	48545
<i>Tatsächliche Einsparung [%]</i>	91.01	88.26

AP2: COREX/FINEX		
	COREX[®]	FINEX[®]
<i>Kosten pro Tonne CO₂ [€]</i>	79.70	135.40

Sofern sich die gesetzlichen Rahmenbedingungen ändern sollten und eine geologische Speicherung von Kohlendioxid in Österreich erlaubt wird und der CO₂-Zertifikat Preis steigt, sind die oben angeführten Varianten der PSA mittels anschließender kryogener Reinigung sowie der MEA-Wäsche für Gichtgas und die Variante des Oxyfuel-Verfahrens für COREX[®]-LRI Exportgas und FINEX[®]-Tailgas auf jeden Fall sinnvoll anzuwendende Verfahren.

Auch bestünde die eher unwirtschaftliche Möglichkeit Kohlendioxid-Pipelines von Österreich aus in andere Länder zu verlegen, in welchen eine geologische Speicherung des Kohlendioxids erlaubt ist. Hierzu bleibt allerdings noch abzuwarten in welchen Ländern die Sequestrierung von Kohlendioxid gesetzlich möglich sein wird.

7 Verzeichnisse

7.1 Literatur

- [1] Stahlfibel: Verlag Stahleisen GmbH, Düsseldorf 2002, ISBN 3-514-00700-4
- [2] Gara, Stefan; Schrimpf, Sabine: Behandlung von Reststoffen und Abfällen in der Eisen- und Stahlindustrie. Umweltbundesamt (Federal Environment Agency), Wien 1998. ISBN 3-85457-394-4
- [3] Daten der voestalpine Stahl
- [4] Daten der SVAI
- [5] Homepage MIDREX: <http://www.midrex.com>, Stand: September 2010
- [6] Wong, Sam; Bioletti, Rob: Carbon Dioxide Separation Technologies. Carbon & Energy Managment, Alberta Research Council Inc.: Edmonton, Alberta, 2002
- [7] ULCOS CCS Group – Düsburg – 09.April 2008
- [8] Gemmingen, Ulrich: Adsorption. Chemie Ingenieur Technik 75, No. 10 – WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, 2003.
- [9] Bathen, Dieter: Adsorption. Chemie Ingenieur Technik 78, No. 10 – WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, 2006.
- [10] Iler, Ralph K.: The Chemistry of Silica – Solubility, Polymerization, Colloid and Surface Properties, and Biochemistry of Silica. John Wiley & Sons, New York, Chicester, Brisbane, Toronto, Singapore 1979. ISBN 0-471-02404-X
- [11] Coombs, Douglas: Recommended nomenclature for zeolite minerals – Report of the subcommittee on zeolites of the international mineralogical association, Commission on new minerals and mineral names. The Canadian Mineralogist, Vol. 35, 1997.
- [12] Kienle, Hartmut; Bäder, Erich: Aktivkohle und ihre industrielle Anwendung. Ferdinand Enke Verlag, Stuttgart 1980. ISBN 3-432-90881-4
- [13] Bericht der AE&E, 2010

- [14] Ohle, Andrea: CO₂-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiglycol)amin, Technische Universität Dresden – Fakultät für Maschinenwesen, Dresden, 2009.
- [15] Kohl, A.; Nielsen, R.: Gas Purification, 5.Auflage, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1997.
- [16] Doeblner, O.: Innovative Verfahrensentwicklung synthetischer Kraftstoffe aus Biomasse – Auszug aus dem Abschlussbericht, Brandenburg, 2005.
- [17] Ghosh, Ujjal H.; Kentis, Sandra E.; Stevens, Geoff W.: Absorption of carbon dioxide into aqueous potassium carbonate promoted by boric acid. Energy Procedia 1, 2009, S. 1075-1081.
- [18] Cullinane, John T.: Thermodynamics and kinetics of aqueous piperazine with potassium carbonate for carbon dioxide adsorption, University of Texas at Austin, 2005.
- [19] Freeman, Stephanie A.; Dugas, Ross; Van Wagener, David H.; Nguyen, Thu; Rochelle, Gary T.: Carbon dioxide capture with concentrated aqueous piperazine. International Journal of Greenhouse Gas Control 4, S. 119-124, Texas, 2010.
- [20] Yeh, James T.; Resnik, Kevin P.; Pennline, Henry W.: Regenerable Aqua Ammonia Process for CO₂ Sequestration, National Energy Technology Laboratory. Pittsburgh, 2004.
- [21] Rhudy, Richard; Black, Sean: Chilled ammonia process update. 10th International Network for CO₂ Capture, Lyon, France, 24-25. May 2007.
- [22] Derks, P.; Versteeg, G.: Kinetics of absorption of carbon dioxide in aqueous ammonia solutions. Energy Procedia 1, S. 1139 – 1146, Greenhouse Gas Control Technologies 9, Proceedings of the 9th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-9), Washington DC, USA, November 2008.
- [23] Puxty, Graeme; Rowland, Robert; Attalla, Moetaz: Comparison of the rate of CO₂ absorption into aqueous ammonia and monoethanolamine, Chemical Engineering Science 65 (2), 915–922, 2010.
- [24] Qin, Feng; Wang, Shujuan; Hartono, Ardi; Svendsen, Hallvard F.; Chen, Changhe: Kinetics of CO₂ absorption in aqueous ammonia solution, International Journal of Greenhouse Gas Control 4 (5), 729 – 738, 2010.

- [25] Mathias, Paul M.; Reddy, Satish; O'Connell, John P. : Quantitative evaluation of chilled-ammonia process for CO₂ capture using thermodynamic analysis and process simulation, International Journal of Greenhouse Gas Control, USA, 2009.
- [26] Darde, Victor; Thomsen, Kaj; Van Well, Willy J.M.; Stenby, Erling H.: Chilled ammonia process for CO₂ capture, Energy Procedia 1 (2009), S. 1035-1042, 2009.
- [27] Wagner, Rupert; Lichtfers, Ute; Schuda, Volker: Entfernung von Kohlendioxid aus Verbrennungsabgasen, 2008
- [28] Aronu, Ugochukwu E.; Svendsen, Hallvard F.; Anders Hoff, Karl: Investigation og amine amino acid salts for carbon dioxide absorption, International Greenhouse Gas Control, Norway, 2010.
- [29] <http://www.uop.com/objects/99%20Benfield.pdf>
- [30] <http://www.agenda21-treffpunkt.de/lexikon/CO2-Sequestrierung.htm>
- [31] http://de.wikipedia.org/wiki/Datei:Carbon_dioxide_p-T_phase_diagram.svg
- [32] Mayer-Spohn, Oliver; Blesl, Markus; Fahl, Ulrich; Voß, Alfred: Logistik der CO₂-Sequestrierung – Optionen für den CO₂ Transport, Chemie Ingenieur Technik (2006) 78, No. 4, S. 435-443. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co., Weinheim, 2006.
- [33] European Commission: Reference Document on Best Available Techniques for the production of iron and steel, Sevilla, (2008), 69.
- [34] World Resources Institute: A Corporate Reporting and Accounting Standard - Revised Edition, Washington, (2010), 47.
- [35] http://www.oekonews.at/index.php?mdoc_id=1059629
- [36] Kepplinger, Werner: Skriptum zu Anlagentechnik I & II. Montanuniversität Leoben, 2007.

7.2 Tabellen

Tabelle 1: Gichtgasanalyse [3]	11
Tabelle 2: Zustand vor der Turbine [3]	11
Tabelle 3: Zustand nach der Turbine [3].....	11
Tabelle 4: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Luft ($\lambda=1$)	13
Tabelle 5: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)	13

Tabelle 6: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Luft ($\lambda > 1$)	15
Tabelle 7: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)	15
Tabelle 8: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)	16
Tabelle 9: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)	17
Tabelle 10: Rauchgaszusammensetzung nach Verbrennung des Gichtgases mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)	18
Tabelle 11: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$) ...	18
Tabelle 12: Produktgas und Tailgas nach PSA	28
Tabelle 13: Produktgas und Tailgas nach VPSA	28
Tabelle 14: Gichtgaszusammensetzung und -menge	28
Tabelle 15: Massen- und Energiebilanz PSA	29
Tabelle 16: Massen- und Energiebilanz VPSA	29
Tabelle 17: Stoffdaten der einzelnen Absorptionsmittel [14]	42
Tabelle 18: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-PSA (international)	50
Tabelle 19: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-PSA (am Standort Linz)	50
Tabelle 20: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-MEA (international)	51
Tabelle 21: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-MEA (am Standort Linz)	51
Tabelle 22: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-Konvertierung-MEA (international)	52
Tabelle 23: Kohlendioxideinsparung der Variante Hochofen-Konvertierung-MEA (am Standort Linz)	52
Tabelle 24: Gegenüberstellung der unterschiedlichen Varianten für AP1 (international)	53
Tabelle 25: Gegenüberstellung der unterschiedlichen Varianten für AP1 (am Standort Linz) ...	53
Tabelle 26: Zusammensetzung und Menge des COREX [®] -LRI-Gases	56
Tabelle 27: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des COREX [®] -LRI-Gases mit Luft ($\lambda = 1$)	56
Tabelle 28: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda = 1$)	57
Tabelle 29: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des COREX [®] -LRI-Gases mit Luft ($\lambda > 1$)	58
Tabelle 30: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)	58
Tabelle 31: Rauchgaszusammens. nach Verbr. des COREX [®] -LRI-Gases mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)	60
Tabelle 32: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda = 1$) ...	60

Tabelle 33: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des COREX®-LRI-Gases mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)	62
Tabelle 34: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$) ...	62
Tabelle 35: Zusammensetzung und Menge des FINEX®-Tailgases	66
Tabelle 36: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX®-Tailgases mit Luft ($\lambda = 1$)....	66
Tabelle 37: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda = 1$)	66
Tabelle 38: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX®-Tailgases mit Luft ($\lambda > 1$)....	68
Tabelle 39: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda > 1$)	68
Tabelle 40: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX®-Tailgases mit Sauerstoff ($\lambda = 1$)	70
Tabelle 41: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda = 1$) ...	70
Tabelle 42: Rauchgaszusammensetzung nach Verbr. des FINEX®-Tailgases mit Sauerstoff ($\lambda > 1$)	72
Tabelle 43: Massen- und Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda > 1$) ...	72
Tabelle 44: Exportgase bzw. Brenngase	76
Tabelle 45: Leistungsdaten Oxyfuel-Unit.....	77
Tabelle 46: Dampfparamater FINEX®-Tailgas	79
Tabelle 47: Dampfparameter COREX®-LRI-Exportgas.....	79
Tabelle 48: CO ₂ -Produktspezifikation (Dynamis).....	87
Tabelle 49: Leistungsdaten der Oxyfuel Einheit	91
Tabelle 50: Energieeigenbedarf in MW _{el.}	91
Tabelle 51: Kühlwasserverbrauch in t/h	91
Tabelle 52: Abwasser und Abgas.....	92
Tabelle 53: Kohlendioxideinsparung der Variante COREX-LRI-Oxyfuel (international)	95
Tabelle 54: Kohlendioxideinsparung der Variante COREX-LRI-Oxyfuel (am Standort Linz)	95
Tabelle 55: Kohlendioxideinsparung der Variante FINEX-Tailgas-Oxyfuel (international).....	95
Tabelle 56: Kohlendioxideinsparung der Variante FINEX-Tailgas-Oxyfuel (am Standort Linz)	96
Tabelle 57: Darstellung der CO ₂ -Bilanz-Berechnungen für AP2 (international)	97
Tabelle 58: Darstellung der CO ₂ -Bilanz-Berechnungen für AP2 (am Standort Linz)	97
Tabelle 59: Kosten pro Tonne Kohlendioxid – AP1	103
Tabelle 60: Kosten pro Tonne Kohlendioxid – AP2	103

Tabelle 61: Notwendiger CO ₂ -Zertifikate Preis um kostendeckend bzw. rentabel zu wirtschaften – AP1	104
Tabelle 62: Notwendiger CO ₂ -Zertifikate Preis um kostendeckend bzw. rentabel zu wirtschaften – AP2	104
Tabelle 63: Kennzahlen – AP1 (Kapitalrückflusszeit von drei Jahren)	104
Tabelle 64: Kennzahlen – AP2 (Kapitalrückflusszeit von drei Jahren)	104

7.3 Abbildungen

Abbildung 1: Hochofen [1, i.A.a. S. 27ff]	7
Abbildung 2: Hochofen mit Winderhitzer [1, i.A.a. S. 27ff]	10
Abbildung 3: Prozessfließbild des Gichtgases [3]	12
Abbildung 4: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)	14
Abbildung 5: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)	14
Abbildung 6: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$)	16
Abbildung 7: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$)	16
Abbildung 8: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)	18
Abbildung 9: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)	18
Abbildung 10: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)	19
Abbildung 11: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)	20
Abbildung 12: Aufbau einer MEA-Decarbonisierungsanlage	35
Abbildung 13: MEA-Wäsche vor der Turbine [13]	36
Abbildung 14: MEA-Wäsche nach der Turbine [13]	37
Abbildung 15: Strukturformeln der genannten Alkanolamine [14]	42
Abbildung 16: Benfield-Prozess [29]	43
Abbildung 17: Chilled Ammonia Prozess [25]	46
Abbildung 18: COREX [®] -Verfahren [1, i.A.a.]	54
Abbildung 19: Fließbild COREX [®] mit DR Kombination [4]	55
Abbildung 20: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)	58
Abbildung 21: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$)	58
Abbildung 22: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$)	60
Abbildung 23: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$)	60
Abbildung 24: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)	61

Abbildung 25: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$).....	62
Abbildung 26: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)	63
Abbildung 27: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$).....	64
Abbildung 28: FINEX [®] -Verfahren [4]	65
Abbildung 29: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$).....	67
Abbildung 30: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda=1$).....	68
Abbildung 31: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$).....	69
Abbildung 32: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Luft ($\lambda>1$).....	70
Abbildung 33: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$)	71
Abbildung 34: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda=1$).....	71
Abbildung 35: Massenbilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$)	73
Abbildung 36: Energiebilanz für die thermische Verwertung mit Sauerstoff ($\lambda>1$).....	73
Abbildung 37: Oxyfuel-Verfahren	75
Abbildung 38: Hauptkomponenten der Oxyfuel-Einheit	76
Abbildung 39: Oxyfuelprozess für COREX [®] -LRI-Exportgas.....	78
Abbildung 40: AE&E Oxy-Gas Kesseldesign für Tailgas aus FINEX [®]	80
Abbildung 41: Luft- und CO ₂ -Verdichter COREX [®] -LRI Exportgas.....	86
Abbildung 42: Typisches CPU Layout	88
Abbildung 43: Prozessschema Luftzerlegungsanlage	90
Abbildung 44: Phasenstabilitätsdiagramm von CO ₂ [31]	99
Abbildung 45: Möglichkeiten der Kohlendioxidspeicherung [30]	100

IMPRESSUM

Verfasser

Institut für Verfahrenstechnik des
industriellen Umweltschutzes,
Montanuniversität Leoben

Tamara Tappeiner
Franz-Josef-Straße 18, 8700 Leoben
Web: vtiu.unileoben.ac.at

Eigentümer, Herausgeber und Medieninhaber

Klima- und Energiefonds
Gumpendorfer Straße 5/22
1060 Wien
office@klimafonds.gv.at
www.klimafonds.gv.at

Disclaimer

Die Autoren tragen die alleinige
Verantwortung für den Inhalt dieses
Berichts. Er spiegelt nicht notwendigerweise
die Meinung des Klima- und Energiefonds
wider.

Der Klima- und Energiefonds ist nicht für die
Weiternutzung der hier enthaltenen
Informationen verantwortlich.

Gestaltung des Deckblattes

ZS communication + art GmbH