



Diplomarbeit

Vergleich von MEA und einer ionischen Flüssigkeit als CO₂- Absorptionsmittel in einer Versuchsanlage

erstellt für

**Institut für Verfahrenstechnik des Industriellen
Umweltschutzes**

Austrian Energy & Environment Group

Vorgelegt von:

Michael Maierhofer
0535194

Betreuer/Gutachter:

Dipl.-Ing. David Wappel
Ao.Univ.-Prof. Dipl.-Ing.Dr.techn. Josef Draxler

Leoben, 10. Juni 2010

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich diese Arbeit selbständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfsmittel bedient habe.

AFFIDAVIT

I declare in lieu of oath, that I wrote this thesis and performed the associated research myself, using only literature cited in this volume.

Datum

Unterschrift

DANKSAGUNG

Ich möchte mich bei meinem Betreuer DI David Wappel vom Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes für seine äußerst kompetente Unterstützung und sein persönliches Engagement bedanken.

Dank gebührt auch meiner Familie, insbesondere meiner Frau Regina, für die Unterstützung während des Studiums.

Kurzfassung

Vergleich von MEA und einer ionischen Flüssigkeit als CO₂-Absorptionsmittel in einer Versuchsanlage

Wie aus dem letzten Bericht des IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) hervorgeht, ist der anthropogene Treibhauseffekt mit hoher Wahrscheinlichkeit für die Erderwärmung verantwortlich. Laut Experten muss zu einer Stabilisierung des Weltklimas der CO₂-Ausstoß massiv verringert werden. Da der Einsatz von fossilen Energieträgern in den nächsten Jahrzehnten aufgrund der hohen Abhängigkeit nicht drastisch verringert werden kann, müssen neue Möglichkeiten gefunden werden denn CO₂-Ausstoß zu minimieren. Um diese Emissionen zu verringern werden Verfahren zur Abtrennung von CO₂ aus Verbrennungsabgasen und zur anschließenden Speicherung entwickelt. Diese Verfahren sind unter dem Namen CCS (Carbon Capture and Storage) bekannt. Das Verfahren bei der die CCS Technologie in bestehende Anlagen integriert werden kann und von dort das CO₂ aus den Rauchgasen entfernt, wird als Post-Combustion Capture bezeichnet. Da es sich hierbei um einen sehr energie- und kostenintensiven Prozess handelt, ist vor allem bei der Erforschung neuer CO₂-Absorptionsmitteln noch sehr viel Forschungspotential vorhanden. Im Rahmen dieser Diplomarbeit wurden an einer Versuchsanlage direkt an einem Kohlekraftwerk zwei unterschiedliche Absorptionsmittel zur CO₂ Abscheidung hinsichtlich ihrer Abscheideleistung und ihres Energieverbrauches getestet. Einerseits wurden Versuche mit dem zurzeit gebräuchlichen Absorptionsmittel MEA (Monoethanolamin) bei unterschiedlichen Betriebsparametern durchgeführt und die Ergebnisse mit Literaturwerten verglichen. Dadurch konnten Rückschlüsse auf die Funktionalität der Anlage gezogen werden. Zum anderen wurde eine neu entwickelte ionische Flüssigkeit als Absorptionsmittel getestet. Ziel war es bei unterschiedlichen Parametern stabile Betriebspunkte über einen längeren Zeitraum zu halten und den Energieverbrauch mit der bekannten MEA-Lösung zu vergleichen. Die neu entwickelte ionische Flüssigkeit lieferte hinsichtlich Abscheideleistung und Energieverbrauch jedoch im Vergleich zu MEA nicht die erwünschten Ergebnisse.

Abstract

Comparison of MEA and an ionic liquid as a CO₂ absorbent in a pilot plant

As the recent report of the IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) shows the anthropogenic greenhouse effect most likely is responsible for global warming. According to experts, the global climate could be stabilized if CO₂ emissions are drastically reduced. Because of the high dependency the use of fossil fuels in coming decades can not be reduced drastically. Therefore new ways to minimize have to be found CO₂ emissions. In order to reduce these emissions from combustion gases processes for removing CO₂ and subsequent storage are developed. These procedures are known as CCS (Carbon Capture and Storage). The procedure in which the CCS technology can be integrated into existing systems and then removes CO₂ from flue gases is known as Post-Combustion Capture. This technology is a very energy-consuming and costly process. A lot of research potential lies in the investigation of new CO₂-absorbents. This thesis describes experiments with a pilot plant next to a coal power plant. Two different absorbents for CO₂ capture in terms of their separation and their energy consumption were tested. On the one hand trials with the currently most used absorbent MEA (Monoethanolamine) were performed at different operating parameters and the results were compared with literature values. This made it possible to draw conclusions on the functionality of the system. Second, a newly developed ionic liquid was tested as an absorbent. The aim was to maintain stable operating points for different parameters over a longer period and to compare the energy consumption with the known MEA solution. The newly developed ionic liquid provided worse results with respect to separation efficiency and energy consumption compared to MEA.

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1 EINLEITUNG	3
1.1 Problemstellung	8
1.2 Zielsetzung	8
2 MÖGLICHKEITEN DER CO₂-EMISSIONSMINDERUNG	9
2.1 Erneuerbare Energie	9
2.2 Wirkungsgradverbesserung	12
2.3 CO ₂ -Abscheidung	12
2.3.1 Post-combustion	13
2.3.2 Pre-Combustion	14
2.3.3 Oxyfuel-Verfahren	16
3 THEORETISCHE GRUNDLAGEN	17
3.1 Absorption	17
3.1.1 Absorptionsmittel zur CO ₂ -Absorption	18
3.1.2 Bauformen von Absorptionsapparaten	19
3.1.2.1 Füllkörperkolonne	19
3.1.3 Gleichgewichtslinie und Bilanzlinie	21
3.2 Desorption	22
4 BESCHREIBUNG DER VERSUCHSANLAGE	23
4.1 Probleme mit der Versuchsanlage während des Betriebes	26
4.2 Probenahme und Analyse	28
4.2.1 Analyse der MEA-Proben	28
4.3 Verbrennungsrechnung	30
5 VERSUCHSAUSWERTUNG	35
5.1 Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung	36
5.1.1 Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung bei 30 w% MEA-Lösung	37
5.1.2 Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat	39
5.1.3 Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat & 30 w% MEA-Lösung	40
5.2 Einflüsse auf die Abscheideleistung	41



5.2.1	Einflüsse auf die Abscheideleistung bei 30 w% MEA-Lösung.....	42
5.2.2	Einflüsse auf die Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat	49
5.3	Einwirkungen auf den Energieverbrauch der CO ₂ -Abscheidung.....	53
5.3.1	Einwirkungen auf den Energieverbrauch der CO ₂ -Abscheidung mit 30 w% MEA-Lösung	53
5.3.2	Einwirkungen auf den Energieverbrauch der CO ₂ -Abscheidung mit 54 w% Cholincarbonat	57
5.4	Temperatureffekt.....	60
6	ERGEBNISSE / DISKUSSION	63
7	ZUSAMMENFASSUNG	68
8	VERZEICHNISSE	71
8.1	Literatur.....	71
8.2	Abkürzungsverzeichnis	73
8.3	Tabellen	74
8.4	Abbildungen	75

1 Einleitung

Die Begriffe Klimawandel, Erderwärmung, Treibhausgase und CO₂-Emissionen sind uns allen aus diversen Medienberichten bekannt. Wichtige Faktoren für das vorherrschende Klima auf der Erde sind die Sonneneinstrahlung sowie die Eigenschaften der Erde und ihrer Atmosphäre. Änderungen in der atmosphärischen Konzentration von Treibhausgasen und Aerosolen, der Sonneneinstrahlung und der Beschaffenheit der Landoberfläche verändern die Energiebilanz des Klimasystems [1].

Laut des IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) liegt die Hauptursache der steigenden Temperatur nach dem gegenwärtigen wissenschaftlichen Verständnis „sehr wahrscheinlich“ (Die Aussage folgt dem wissenschaftlichen Sprachgebrauch des IPCC-Bericht von 2007, wonach „sehr wahrscheinlich“ eine mindestens 90-prozentige Wahrscheinlichkeit bedeutet.) in der Verstärkung des natürlichen Treibhauseffektes durch menschliches Einwirken [1].

Eine entscheidende Rolle für die Temperatur auf der Erdoberfläche spielt die Reflektion, Absorption und Emission der Energie innerhalb der Atmosphäre und an der Erdoberfläche. Diese Zusammenhänge sind als der so genannte Treibhauseffekt bekannt. Folgende Abbildung zeigt den Mechanismus des Treibhauseffektes [2].

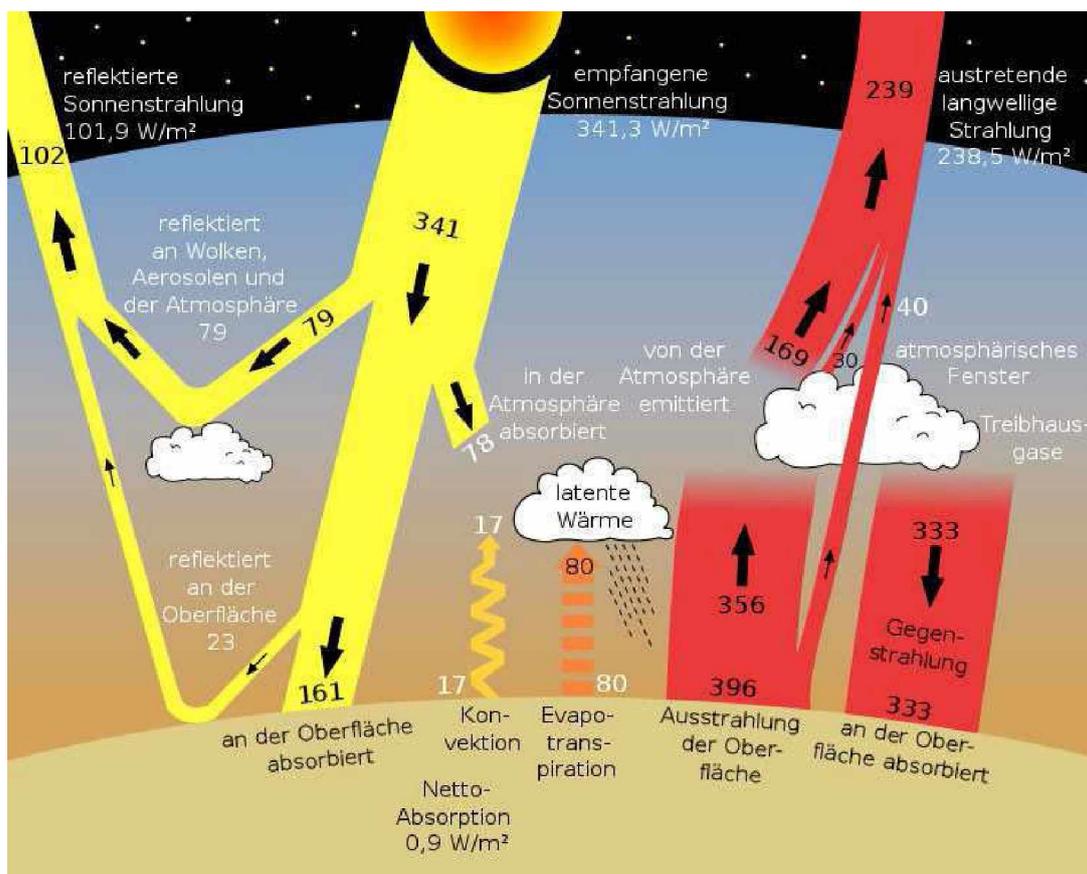


Abbildung 1: Treibhauseffekt

Die Sonne strahlt Energie in Form von elektromagnetischen Wellen zur Erde. Die häufigsten Wellenlängen des Sonnenlichtes liegen um 500 nm. In diesem Spektralbereich absorbiert die Lufthülle der Erde nur wenig Strahlung. Diese kann fast ungehindert die Atmosphäre der Erde durchdringen. Lediglich ein geringer Anteil wird von der Atmosphäre reflektiert. Weiters reflektieren Wolken und Aerosole einen Teil der eintreffenden Strahlung und ein weiterer Anteil wird in der Atmosphäre absorbiert. Etwas mehr als die Hälfte der Strahlungsenergie erreicht die Erdoberfläche und erwärmt diese. Wobei auch hier ein geringer Anteil an der Erdoberfläche reflektiert wird. Die erwärmte Erdoberfläche strahlt ebenfalls elektromagnetische Wellen ab, wobei die häufigsten Wellenlängen aber bei 10000 nm liegen. Der Grund für diese Vergrößerung der Wellenlänge ist das Wiensche Verschiebungsgesetz: Wenn die absolute Temperatur auf 1/20 sinkt, steigt die Wellenlänge, bei der die größte Strahlungsintensität auftritt, auf das 20-fache. Die Oberflächentemperatur auf der Sonne beträgt etwa 5900 K und auf der Erde beträgt die Durchschnittstemperatur 290 K. Für die Wellenlänge der von der Erdoberfläche abgestrahlten Energie sind bestimmte Elemente in der Lufthülle der Erde undurchlässig. Dies sind die Treibhausgase wie Wasserdampf, Kohlenstoffdioxid, Methan, Lachgas und Ozon. Die Strahlung wird teilweise absorbiert. Gleichzeitig können die Treibhausgase Wärmestrahlung weit besser abgeben als Stickstoff und Sauerstoff. Sie strahlen die durch Absorption und Konvektion erhaltene Wärmeenergie gleichmäßig in alle Richtungen, also auch zum Boden hin, ab. Der Boden erhält so zusätzliche Wärmestrahlung [2].

Durch die Analyse von Eisbohrkernen ist es möglich Informationen über das Klima der Vergangenheit zu erhalten. Die Untersuchungen dieser Eisbohrkerne geben Rückschlüsse auf die Konzentrationen von Treibhausgasen in der Atmosphäre und auf die Temperatur der Erdoberfläche bis 650.000 Jahre zurück in die Vergangenheit. Abbildung 2 zeigt die Konzentrationen der Treibhausgase CO_2 , N_2O und CH_4 sowie die Schwankungen von schwerem Wasserstoff (δD) im antarktischen Eis, das eine Vertretung für die lokale Temperatur ist [1].

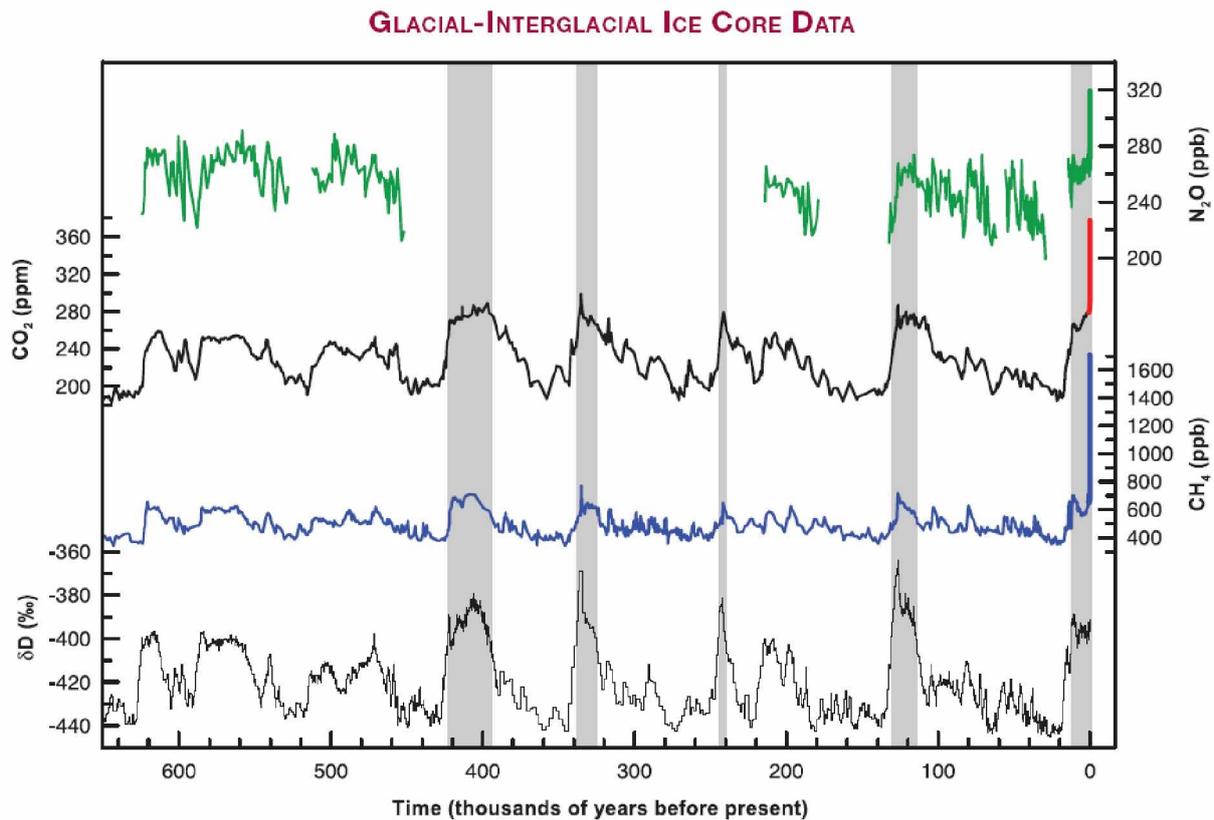


Abbildung 2: Konzentration von Treibhausgasen und Temperaturschwankungen der letzten 650.000 Jahre

Aus obiger Grafik ist ersichtlich, dass in den letzten Jahren die Konzentrationen der Treibhausgase signifikant ansteigen und sie übertreffen heute die aus Eisbohrkernen über viele Jahrtausende bestimmten vorindustriellen Werte bei weitem. Ebenfalls ist ersichtlich, dass eine Temperaturerhöhung immer mit der Erhöhung der Konzentration von Treibhausgasen einher geht.

Kohlendioxid ist das wichtigste anthropogene Treibhausgas. Die globale atmosphärische Kohlendioxidkonzentration ist von einem vorindustriellen Wert von etwa 280 ppm auf 379 ppm im Jahre 2005 angestiegen (siehe Abbildung 3). Die atmosphärische Kohlendioxidkonzentration im Jahre 2005 übertrifft die aus Eisbohrkernen bestimmte natürliche Bandbreite der letzten 650.000 Jahre (180 bis 300 ppm) bei Weitem. Die jährliche Wachstumsrate der Kohlendioxidkonzentration war in den letzten 10 Jahren (Durchschnitt 1995–2005: 1,9 ppm pro Jahr) größer als seit dem Beginn der kontinuierlichen direkten atmosphärischen Messungen (Durchschnitt 1960–2005: 1,4 ppm pro Jahr), auch wenn die Wachstumsrate von Jahr zu Jahr schwankt [1].

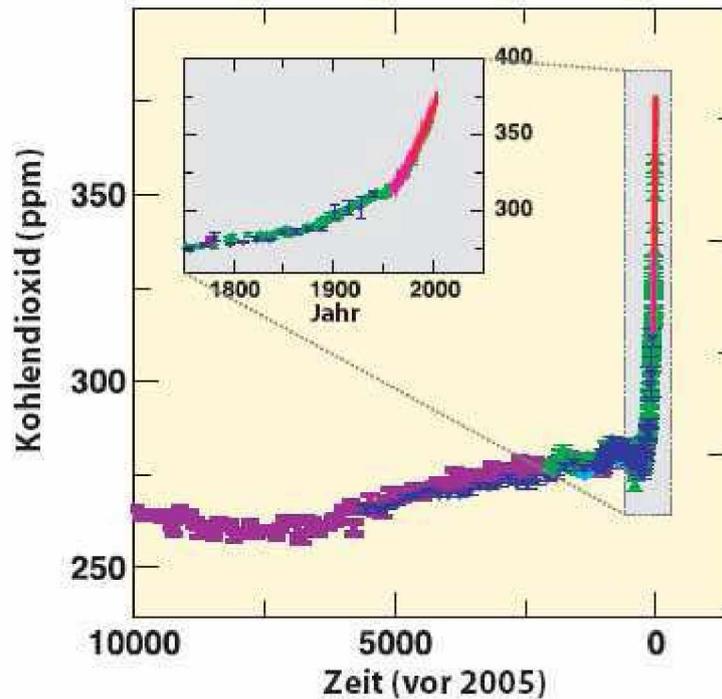


Abbildung 3: Änderungen der CO_2 -Konzentration in der Erdatmosphäre basierend auf Eisbohrkernen und modernen Daten

Die Hauptquelle der erhöhten atmosphärischen Kohlendioxidkonzentration seit der vorindustriellen Zeit ist der Verbrauch fossiler Brennstoffe, wobei Landnutzungsänderungen einen weiteren signifikanten, aber kleineren Beitrag liefern. Die jährlichen fossilen Kohlendioxidemissionen stiegen von durchschnittlich $6,4 \text{ Gt}_\text{C}$ ($23,5 \text{ Gt}_{\text{CO}_2}$) pro Jahr in den 1990er Jahren auf $7,2 \text{ Gt}_\text{C}$ ($26,4 \text{ Gt}_{\text{CO}_2}$) pro Jahr in den Jahren 2000–2005 [1]. Im Jahr 2007 betragen die weltweiten CO_2 -Emissionen $28,9 \text{ Gt}_{\text{CO}_2}$ [23].

Elf der letzten zwölf Jahre (1995–2006) gehören zu den zwölf wärmsten Jahren seit der instrumentellen Messung der globalen Erdoberflächentemperatur, wie aus nachfolgender Abbildung zu sehen ist. Steigen die CO_2 -Emissionen an, so steigt laut IPCC auch die mittlere Globale Temperatur [1].

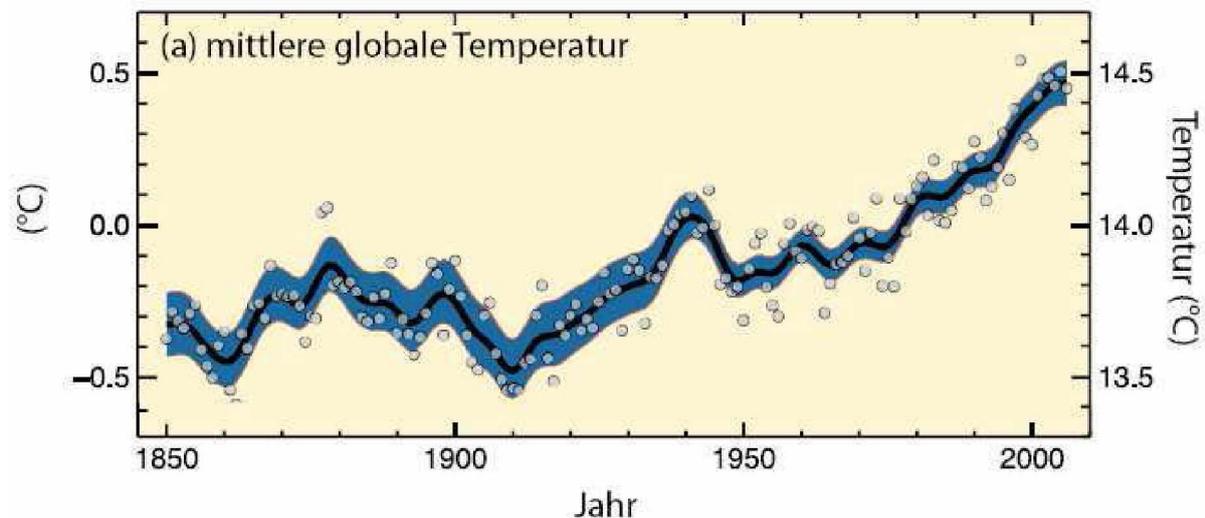


Abbildung 4: Beobachtete Änderungen der mittleren globalen Erdoberflächentemperatur [1]

Derzeit werden weltweit circa 12 Mrd. t Rohöleinheiten an Energierohstoffen pro Jahr verbraucht. Die Internationale Energieagentur (IEA) rechnet im World Energy Outlook 2007 im Referenzszenario damit, dass dieser Verbrauch bis zum Jahr 2030 sich nochmals um rund 50 Prozent erhöhen wird. Von diesen Zuwächsen entfallen allein 45 Prozent auf China und Indien sowie fast drei Viertel auf die Entwicklungs- und Schwellenländer insgesamt. Mit dem zunehmenden Energieverbrauch geht im Referenzszenario der IEA ein ebenso deutlicher Anstieg der CO₂-Emissionen einher, da nach wie vor circa 75 Prozent des Energieverbrauchs auf fossile Energieträger entfallen. Selbst unter erheblichen politischen Anstrengungen kommt die IEA im alternativen Szenario zum Ergebnis, dass der Energieverbrauch bis zum Jahr 2030 um 38 Prozent ansteigen wird und die CO₂-Emissionen um 27 Prozent zunehmen werden [6].

Aufgrund der beschriebenen Problematik wurde am 11. Dezember 1997 das Kyoto-Protokoll beschlossen. Dies ist ein Zusatzprotokoll zur Ausgestaltung der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen (UNFCCC) mit dem Ziel des Klimaschutzes. Das am 16. Februar 2005 in Kraft getretene und 2012 auslaufende Abkommen legt völkerrechtlich verbindliche Zielwerte für den Ausstoß von Treibhausgasen in den Industrieländern fest. Dieses Protokoll sieht vor, den jährlichen Treibhausgas-Ausstoß und somit auch den CO₂-Ausstoß der Industrieländer von 2008–2012 gegenüber dem Stand von 1990 um 5 Prozent zu reduzieren. Trotzdem konnte es bislang nur wenig am allgemeinen Wachstumstrend der wichtigsten Treibhausgase ändern [9].

Zurzeit wird bereits an einem neuen verbindlichen Regelwerk für den Klimaschutz nach 2012 gearbeitet. Die Vereinten Nationen haben sich das Ziel gesetzt die Erderwärmung auf 2 °C zu begrenzen sowie den Kohlendioxidausstoß gegenüber dem Niveau von 1990 bis zum Jahr 2050 zu halbieren. Doch es existiert zurzeit noch kein rechtlich bindendes Dokument für die Realisierung dieser Ziele. In der Entscheidung Nr. 406/2009/EG des Europäischen Parlamentes und des Rates legt die EU fest, dass es das Ziel der Gemeinschaft ist, die Treibhausgasemissionen bis 2020 gegenüber 1990 um 20 Prozent zu reduzieren und auf

diese Weise zu einem globalen und umfassenden Abkommen für die Zeit nach 2012 beizutragen. Wenn sich auch andere Industrieländer zu vergleichbaren Emissionsreduktionen und die wirtschaftlich weiter fortgeschrittenen Entwicklungsländer zu einem angemessenen Beitrag verpflichten, so ist das Ziel der EU die Emissionen um 30 Prozent zu senken [15].

1.1 Problemstellung

Wie aus dem vorherigen Kapitel ersichtlich, ist CO₂ einer der Hauptverursacher der Klimaerwärmung. Daher ist es im internationalen Interesse die CO₂-Emissionen zu verringern. Da der Einsatz von fossilen Energieträgern in den nächsten Jahrzehnten aufgrund der hohen Abhängigkeit nicht drastisch verringert werden kann, müssen neue Möglichkeiten gefunden werden denn CO₂-Ausstoß zu minimieren. Um diese Emissionen zu verringern werden Verfahren zur Abtrennung von CO₂ aus Verbrennungsabgasen und zur anschließenden Speicherung entwickelt. Diese Verfahren sind unter dem Namen CCS (Carbon Capture and Storage) bekannt. Die Forschungsarbeiten im Rahmen dieser Diplomarbeit umfassen die Abtrennung von CO₂ aus großen Abgasmengen wie z.B.: Abgase eines Kohlekraftwerkes, mit möglichst niedrigem Energieverbrauch und hohen Abscheidegraden. Bei der Verbrennung von fossilen Energieträgern entsteht CO₂ und vor allem bei der Verbrennung von großen Mengen an fossilen Energieträgern ist mit der entsprechenden Technik zur CO₂-Abtrennung und Speicherung ein großes Einsparungspotential an CO₂-Emissionen vorhanden. Es sind bereits verschiedene Versuchsanlagen mit unterschiedlichen Verfahren zur Abtrennung und Speicherungen in Betrieb. Jedoch befinden sich CCS Technologien noch in der Entwicklungsphase. Somit ist auf diesem Gebiet noch einiges an Entwicklungs- und Forschungsarbeit zu leisten.

1.2 Zielsetzung

Die Forschungsarbeiten dieser Diplomarbeit bezogen sich auf das Gebiet der Post-Combustion-Technik zur CO₂-Abtrennung. Die verschiedenen Verfahren zur CO₂-Abtrennung werden im folgenden Kapitel näher erläutert. Ziel dieser Diplomarbeit war es, unterschiedliche Absorptionsmittel zur CO₂-Absorption aus Kraftwerksverbrennungsabgasen zu testen. Der Energieverbrauch zur CO₂-Abtrennung sollte bei entsprechender Abscheideleistung so gering wie möglich sein. Zu diesem Zweck wurden zwei verschiedene Absorptionsmittel bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen getestet. Die erforderlichen Versuche wurden mit einer Pilotanlage am Kohlekraftwerk Dürnrohr durchgeführt.

2 Möglichkeiten der CO₂-Emissionsminderung

Überall auf der Welt werden fossile Energieträger eingesetzt um daraus die benötigte Energie zu gewinnen, dabei werden große Mengen an CO₂ freigesetzt. In diesem Kapitel werden die Möglichkeiten beschrieben, welche vorhanden sind um diese CO₂-Emissionen zu verringern. Die Maßnahmen zur Verminderung des CO₂-Ausstoßes reichen von der Anpassung von Anlagen an den Stand der Technik und Maßnahmen zur Wirkungsgradsteigerung, über vermehrten Einsatz von erneuerbarer Energie und Kernkraft bis hin zu verschiedenen Verfahren mit welchen CO₂ aus dem Abgas abgetrennt und gespeichert werden kann.

2.1 Erneuerbare Energie

Unter dem Begriff erneuerbare Energie versteht man Energie aus Quellen, die sich entweder kurzfristig von selbst erneuern oder deren Nutzung nicht zur Erschöpfung der Quelle beiträgt. Dies sind nachhaltig zur Verfügung stehende Energieressourcen wie zum Beispiel Wasserkraft, Sonnenenergie, Geothermie, Gezeitenkraft, Wind und Biomasse. Bei der Verwendung von erneuerbarer Energie wird sehr viel weniger CO₂ als bei der Verbrennung von fossilen Energieträgern freigesetzt. In folgender Tabelle werden auch die beim Bau und bei der Wartung der Kraftwerke entstehenden CO₂-Emissionen berücksichtigt [16].

Tabelle 1: CO₂-Emissionen von unterschiedlichen Kraftwerkstypen

Kraftwerkstypen	CO ₂ Emission [g/kWh]
Windenergie Offshore	23
Windenergie Onshore	24
Atomkraftwerk	32
Wasserkraftwerk	40
multikristalline Solarzelle	101
Erdgas-GuD-Heizkraftwerk	148
Erdgas-GuD-Kraftwerk	428
Steinkohle-Import-Heizkraftwerk	622
Braunkohle-Heizkraftwerk	729
Steinkohle-import-Kraftwerk	949
Braunkohle-Kraftwerk	1153

Wie aus obiger Tabelle ersichtlich entstehen somit auch bei erneuerbaren Energien CO₂-Emissionen. Da während des Betriebes von Anlagen mit erneuerbaren Energieträgern kaum CO₂-Emissionen entstehen sind die Gesamtemissionen über die Lebensdauer wesentlich geringer als jene die bei fossilen Kraftwerkstypen entstehen. Wenn man die Biomasseverbrennung betrachtet, so entsteht bei der Verbrennung von z.B. Pellets genauso CO₂ wie bei der Verbrennung von Kohle oder Erdöl. Dennoch unterscheidet sich Biomasse hinsichtlich ihrer Klimawirkung von fossilen Brennstoffen. Wenn bei der Biomasse-Verbrennung CO₂ freigesetzt wurde so handelt es sich um Kohlenstoff der während des Wachstums der Pflanze durch die Photosynthese aus der Atmosphäre in Form von CO₂ aufgenommen wurde. Dieser Kohlenstoff wird bei der Verbrennung wieder in die Atmosphäre



zurückgeführt. Somit schließt sich der Kreislauf des Kohlenstoffes wieder. Dadurch ist die Gesamtbilanz der Biomasseverbrennung über einen längeren Zeitraum betrachtet CO₂-neutral [16].

Jedoch ist ein schneller Umstieg von fossilen Energieträgern auf erneuerbare Energien unwahrscheinlich, da zum jetzigen Zeitpunkt viel zu wenig erneuerbare Energie vorhanden ist um den notwendigen Energiebedarf zu decken. Weiters ist zu berücksichtigen, dass die Wirkungsgrade bei der Energieerzeugung aus erneuerbaren Energien schlechter sind als jene bei der Energieerzeugung aus fossilen Rohstoffen. Zusätzlich fallen bei der Energieerzeugung aus erneuerbaren Energien meist hohe Investitionskosten für eine geringe Energieausbeute an. Somit ist die Energie aus erneuerbaren Quellen teurer und zurzeit nur durch intensive Förderungen wirtschaftlich. Folgende Tabelle zeigt die Stromgestehungskosten verschiedener Energieträger [17].

Tabelle 2: Stromgestehungskosten von unterschiedlichen Kraftwerkstypen

Energieträger	Stromgestehungskosten [€/MWh]
Kernenergie	35
Braunkohle	29
Steinkohle	33
Erdgas	42
Wasser	102
Wind	96-144
Biomasse	96
Photovoltaik	450

Aus obiger Tabelle ist zu sehen, dass die Stromgestehungskosten der erneuerbaren Energien höher sind als jene der fossilen Brennstoffe. Dies ist durch die hohen spezifischen Investitionskosten (€/kW) und die zum Teil geringen Wirkungsgrade zu erklären.

Weiters muss berücksichtigt werden, dass der Energiebedarf weiter steigen wird und somit ist es noch schwerer den gesamten Energiebedarf durch den Ausbau von erneuerbaren Energien zu decken. Natürlich würde es auch ein wirtschaftliches Problem darstellen wenn innerhalb eines geringen Zeitraumes die gesamte Energieerzeugung mittels fossiler Brennstoffe abgestellt wird [3], [4]. Die Folgenden beiden Abbildungen zeigen die Anteile der Energieträger am Primärenergieverbrauch in Deutschland [5] und der Welt [6].

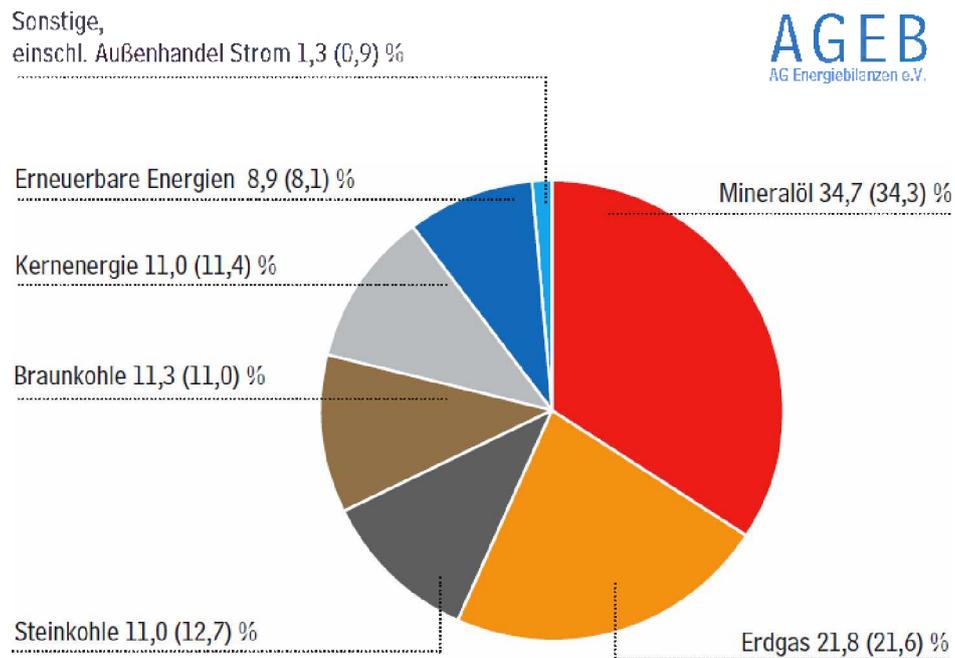
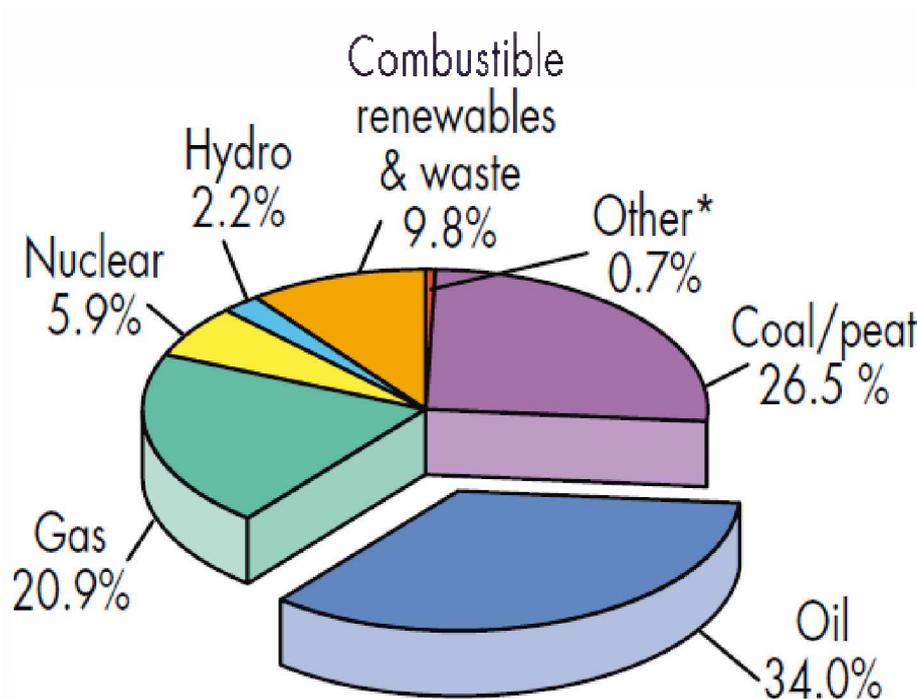


Abbildung 5: Anteile der Energieträger am Primärenergieverbrauch in Deutschland 2009



* Other includes geothermal, solar, wind, heat, etc.

Abbildung 6: Anteile der Energieträger am Primärenergieverbrauch der Welt 2007

Wie aus Abbildung 5 und 6 ersichtlich besteht der Energiemix des Primärenergieverbrauches in Deutschland, sowie der Welt zu mehr als zwei Drittel aus fossilen Energieträgern. Es ist natürlich im allgemeinen Interesse die erneuerbaren Energiequellen auszubauen. Doch wird es nicht möglich sein diese enormen Energiemengen in kurzer Zeit durch erneuerbare

Energien zu ersetzen. Deshalb ist es notwendig Verfahren zu entwickeln mit deren Hilfe der CO₂-Ausstoß bei der Energieerzeugung mittels fossilen Energieträgern verringert werden kann.

2.2 Wirkungsgradverbesserung

Natürlich muss auch darauf geachtet werden, dass alle neu errichteten Anlagen welche zur Energiegewinnung eingesetzt werden auf dem neuesten Stand der Technik sind um somit bei dem gleichem Einsatz an fossilen Energieträgern mehr Energie erzeugen zu können.

Zurzeit sind bei Kohlekraftwerken gerade neue Werkstoffe im Versuchsstadium, mit welchen die Dampftemperaturen auf 700 °C und der Druck auf 350 bar erhöht werden können und somit ein Wirkungsgrad von über 50 % erreicht wird [3]. Kohlekraftwerke die heute nach dem Stand der Technik errichtet werden haben einen Wirkungsgrad von 46 % bei Steinkohle und 43 % bei Braunkohle. Welche Wirkungsgrade Kohlekraftwerke im Durchschnitt haben ist in folgender Grafik abgebildet.

	η (%)	g SKE/kWh	g CO ₂ /kWh
China/Russland	23	534	1.600
Welt	31	396	1.188
Deutschland	38	323	969
Künftige Technik	55	223	669
Langfristig	60-65	205-189	612-567

Abbildung 7: Durchschnittliche Wirkungsgrade, spezifischer Kohleverbrauch, CO₂-Emissionen [7]

Aus obiger Abbildung ist zu sehen, dass weltweit, speziell in Russland und China noch ein großes Potential zur Energieeinsparung und somit auch zur Reduktion der CO₂-Emissionen durch eine Verbesserung der Wirkungsgrade besteht. Doch auch wenn alle Anlagen zur Energiegewinnung mittels fossiler Brennstoffe auf dem neuesten Stand der Technik sind und noch höhere Wirkungsgrade erreicht werden fallen noch immer große Mengen an CO₂ an, welche zur Verstärkung des Treibhauseffektes beitragen.

2.3 CO₂-Abscheidung

Um die CO₂-Emissionen weiter zu verringern ist es notwendig Verfahren zur Abtrennung von CO₂ aus Verbrennungsabgasen und zur anschließenden Speicherung zu entwickeln. Diese Thematik ist auch unter der Abkürzung CCS (Carbon Capture and Storage) bekannt. In der Verfahrenskette Abscheidung – Transport – Speicherung ist die Abscheidung der mit Abstand kostenintensivste Prozess. Beim Abscheidungsprozess soll das gasförmig vorliegende CO₂ von den restlichen Abgasen getrennt werden. Natürlich ist für den Abscheidungsprozess auch zu beachten welcher Brennstoff eingesetzt wird, da sich je nach



Brennstoffwahl unterschiedliche Abgaszusammensetzungen ergeben. Dies betrifft vor allem die im Abgas enthaltenen Störstoffe sowie die Menge an CO₂. Vergleicht man die Abgaszusammensetzung bei der Verbrennung von Kohle mit jener von Erdgas, so ergibt sich für die Abgaszusammensetzung der Kohle ein höherer CO₂-Gehalt als für jene von Erdgas, da das Kohlenstoff zu Wasserstoffverhältnis von Kohle größer ist als jenes von Erdgas. Zur Abscheidung von CO₂ lassen sich folgende technische Optionen unterscheiden (siehe Abbildung 8) [8]:

- Verfahren zur Abscheidung nach der Verbrennung (Post-combustion capture)
- Verfahren zum Abtrennen des CO₂ vor der Verbrennung (Pre-combustion capture)
- Verbrennung wird mit Reinsauerstoff durchgeführt (Oxyfuel-Verfahren)

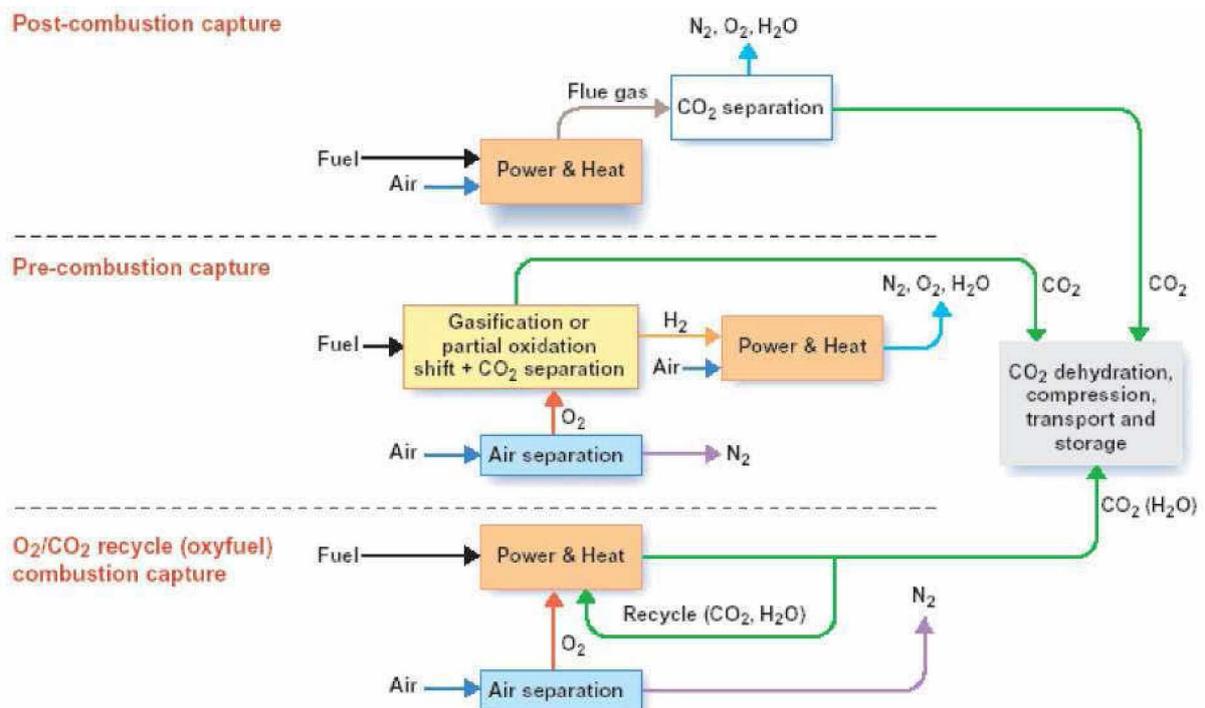


Abbildung 8: Die Hauptverfahren zur CO₂-Abtrennung bei Kraftwerken [8]

Bei allen Verfahren muss das CO₂ nach der Anreicherung noch dehydriert und für den Transport und die Speicherung komprimiert werden. Eine kurze Beschreibung der einzelnen Verfahren und Verfahrensschritte folgt unter Kapitel 2.3.1, 2.3.2 und 2.3.3.

Es wird noch an weiteren Verfahren zur CO₂-Abtrennung geforscht, doch zurzeit sind diese drei unterschiedlichen Verfahrenstypen von größter Bedeutung.

2.3.1 Post-combustion

Bei der Post-combustion capture muss das CO₂ nach der Verbrennung aus dem Rauchgas entfernt werden. Die CO₂-Konzentration schwankt je nach Brennstoff zwischen 5 Vol-% (trocken) bei erdgasbetriebenen Kraftwerken und bis zu 15 Vol-% (trocken) bei Kohlekraftwerken. Die Abtrennung eines gasförmigen Bestandteils aus dem Rauchgas ist im

Rahmen der Umweltschutztechnik ein bekannter Verfahrensschritt. Dieser findet Anwendung bei der Abscheidung von SO₂ oder NO_x im Rahmen des normalen Kraftwerksbetriebes. Aber die Abtrennung von CO₂ in derart großen Mengen wurde kaum untersucht. Es werden verschiedene Abscheidungsprinzipien erwogen, die sich auf die Absorption (chemisch und physikalisch), die Adsorption, die Verflüssigung und auf Membranverfahren stützen. Zu den im kleineren Maßstab bereits als Versuchsanlagen verfügbaren und zurzeit energetisch am günstigsten Technologien gehört die CO₂-Abscheidung als chemische Absorption in einer wässrigen Aminlösung. Mit wässrigen Lösungen von Alkanolaminen wie beispielsweise Monoethanolamin (MEA), Diethanolamin (DEA) und Methyldiethanolamin (MDEA) sind Absorbentien kommerziell verfügbar, die für eine Rückgewinnung des CO₂ bei relativ niedriger Konzentration und atmosphärischem Druck aktiv genug sind [8].

In Abbildung 9 ist das Anlagenschema eines Kraftwerks mit nachgeschalteter Abscheidung des CO₂ aus dem Rauchgas angegeben. Es ist vorteilhaft einen gesonderten SO₂-Wäscher vorzuschalten, da SO_x mit den MEA basierten Absorbentien eine irreversible Verbindung eingeht und somit zu einem ständigen Verlust des Absorptionsmittel führen würde. Die mit CO₂ beladenen MEA-basierten Absorbentien können hingegen thermisch regeneriert werden, wozu eine Prozesswärme von etwa 3-4 GJ/Tonne CO₂ erforderlich ist. Diese Regenerationswärme wird dem Prozessdampf am Ausgang der auf die Zwischenüberhitzung folgenden Mitteldruckturbine entnommen und führt zu einer erheblichen Einbuße an Wirkungsgrad [8].

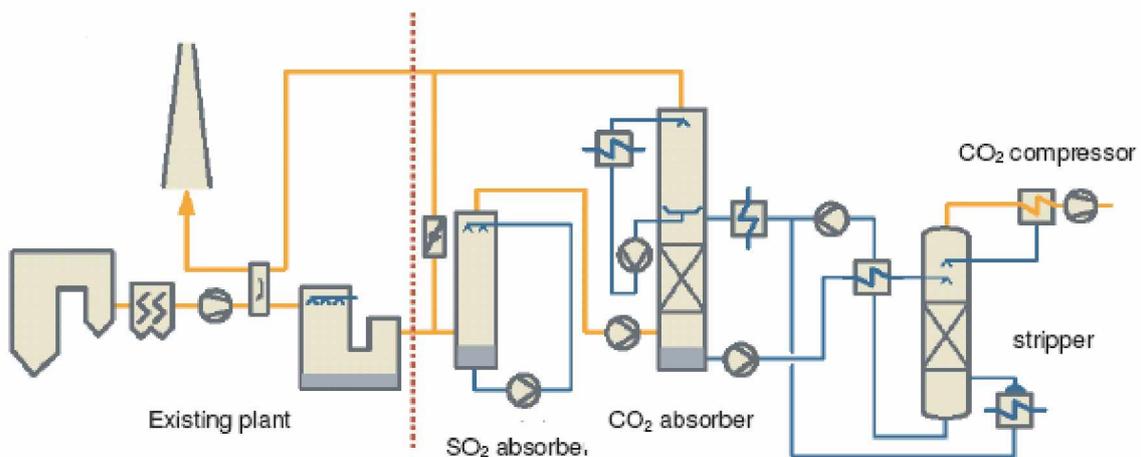


Abbildung 9: Anlagenschema eines Kraftwerks mit Post-combustion-Abscheidung [8]

Der große Vorteil der Post-combustion Technologie besteht darin, dass sie im Vergleich zu den anderen Verfahren nur geringfügig in den Kraftwerksprozess eingreift und sich daher auch am ehesten zur Nachrüstung bestehender Kraftwerke eignet [8].

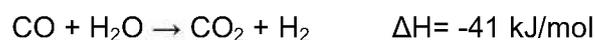
2.3.2 Pre-Combustion

Bei der Pre-Combustion Abscheidung wird der Brennstoff Kohle zunächst vergast (Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)-Kraftwerk) und ein Synthesegas hergestellt.

Synthesegas kann auch aus flüssigen Brennstoffen mittels Steam-Reforming sowie aus gasförmigen Brennstoffen ebenfalls mittels Steam-Reforming oder partieller Oxidation hergestellt werden. Das bei der Vergasung von Kohle erzeugte Synthesegas wird nach folgendem Chemismus gebildet [8]:



Unter Zugabe von Wasserdampf reagiert das CO leicht exotherm zu CO₂ und H₂. Die Reaktion läuft an einem Eisen(III)-oxid-Katalysator bei ca. 250-450 °C ab. Diese Reaktion ist als Wassergas-Shiftreaktion bekannt.



Das CO₂ kann dabei durch physikalische Absorption in höherer Konzentration (ca. 30 Vol-% des gesamten Prozessgases) und unter hohem Druck (20-30 bar) aus dem Brenngas entfernt werden. In Zukunft kann es auch möglich sein, den Wasserstoff aus dem CO₂-H₂ Gemisch durch Membranen herauszutrennen. Der Wasserstoff wird dann einer Gasturbine zugeführt und das CO₂ für den Transport zum Speicherort verflüssigt. Das gesamte Verfahren ist in Abbildung 10 dargestellt [8].

Es gibt erst wenige nach dem IGCC-Konzept arbeitende Kohlevergasungs-Demonstrationskraftwerke. Der wirtschaftliche Durchbruch wurde bisher wegen mangelnder Verfügbarkeit und hoher Investitionskosten, die aufgrund der Komplexität des Prozesses verständlich sind, noch nicht geschafft. Für die Zwecke des CO₂-Managements wäre der IGCC-Prozess jedoch gut geeignet, da die CO₂-Abscheidung bei höherer Konzentration und unter höherem Druck grundsätzlich mit einem geringeren Prozess- und Energieaufwand durchführbar ist [8].

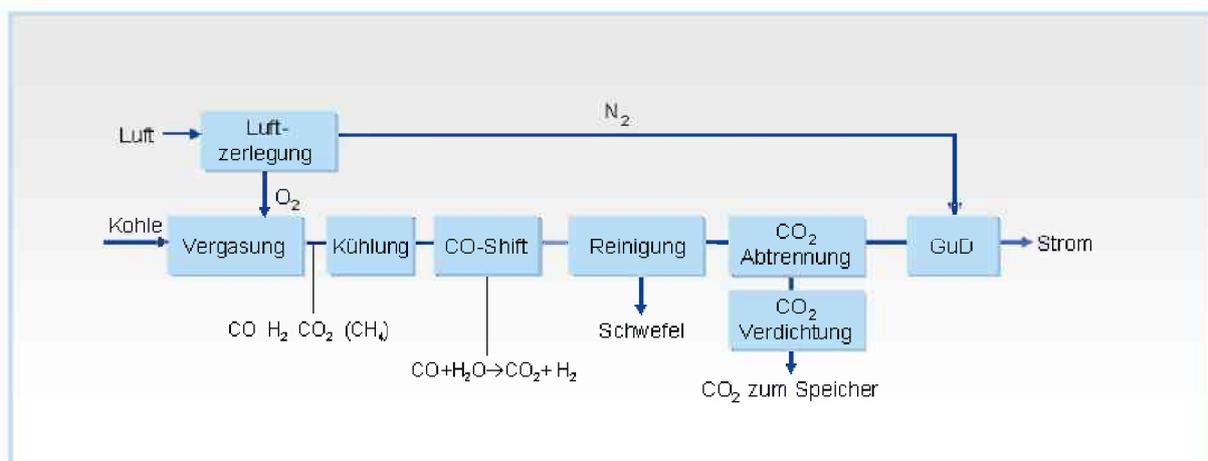


Abbildung 10: Kohlevergasung mit CO₂-Abtrennung [10]

Ein vergleichbarer Prozess kann auch mit Erdgas durchgeführt werden, wobei die Kohlevergasung durch eine Reformierung des CH₄ zu Synthesegas, einem Gemisch von H₂ und CO, ersetzt wird [8].

2.3.3 Oxyfuel-Verfahren

Bei dem Oxyfuel-Verfahren wird der Stickstoff aus der Verbrennungsluft entfernt. Da eine Verbrennung in reinem Sauerstoff zu viel zu hohen Verbrennungstemperaturen führen würde, wird ein Teil des Abgases zurückgeführt und ersetzt somit den Luftstickstoff. Das abzuführende Abgas besteht im Wesentlichen nur noch aus CO₂, nachdem der Wasserdampf auskondensiert und Verunreinigungen wie SO_x, NO_x und Staub abgeschieden wurden. Abbildung 11 zeigt das Schema einer derartigen Oxyfuel-Kohleanlage [8].

Die Luftverflüssigung für die Bereitstellung des Sauerstoffes wird zwar bereits im großtechnischen Maßstab bis etwa 5000 Tonnen O₂/Tag, die dem Verbrauch eines 300 MW_e Kohlekraftwerks entsprechen, eingesetzt. Das große Problem derartiger Anlagen besteht jedoch in dem hohen energetischen Aufwand von etwa 250-270 kWh/Tonne O₂, der mit zunehmenden Reinheitsanforderungen noch ansteigt [8].

O₂/CO₂ recycle (oxyfuel) combustion capture

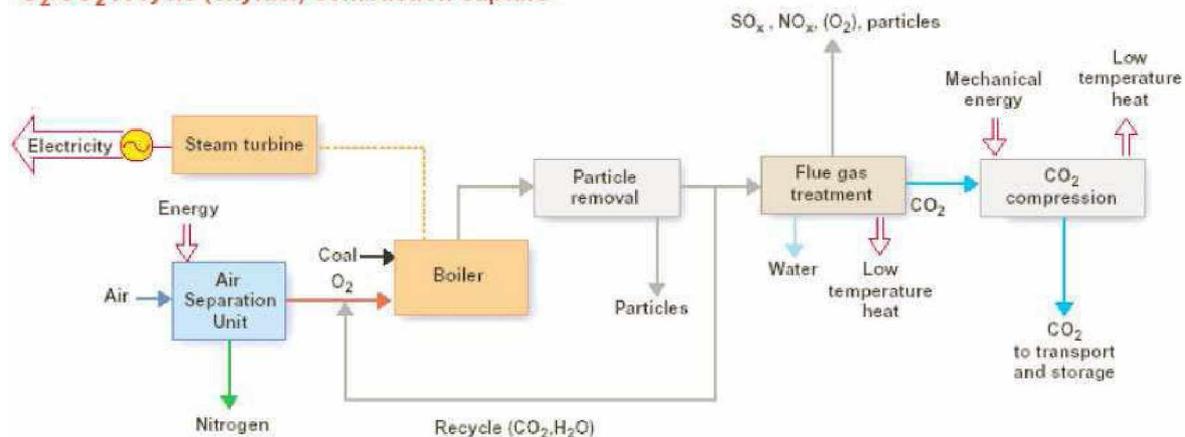


Abbildung 11: Oxyfuel-Verfahren

3 Theoretische Grundlagen

Da im Rahmen dieser Diplomarbeit an der Post-combustion-Technik geforscht wurde wird in den folgenden beiden Unterkapiteln zum besseren Verständnis der Prozess bestehend aus Absorption sowie Desorption erklärt, da diese beiden Verfahren grundlegend für die Post-combustion-Technik sind.

3.1 Absorption

Absorption ist die Aufnahme von Gasen oder Dämpfen in einem flüssigen Medium. Durch diese Grundoperation ist es möglich Gasgemische zu trennen Die Waschflüssigkeit wird dabei als Absorbens bezeichnet, die zu absorbierende Substanz als Absorptiv und die beladene Waschflüssigkeit als Absorbat [11].

Absorber und Desorber werden meist gekoppelt eingesetzt um die im Absorber absorbierten Komponenten wieder vom Absorbens zu trennen. Diese Trennung erfolgt durch Desorption oder Destillation. Dadurch kann die Waschflüssigkeit im Kreis geführt werden. Folgende Abbildung zeigt einen Absorber mit anschließendem Desorber zur Waschmittelregeneration [11].

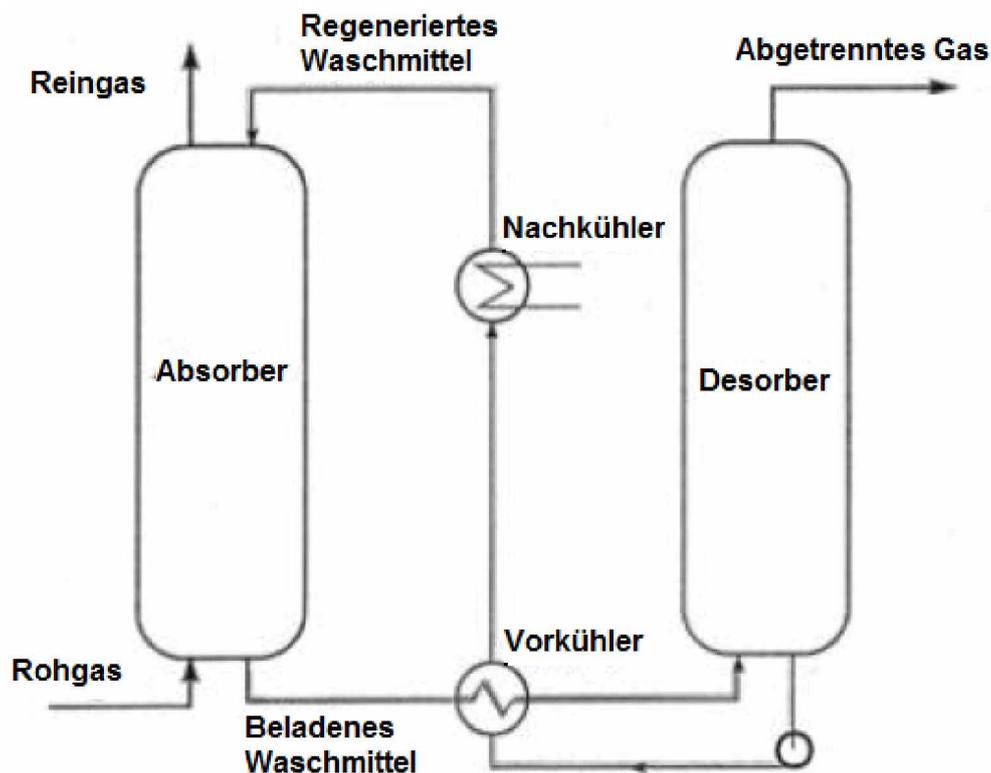


Abbildung 12: Absorber mit Waschmittelregeneration

Bei der Absorption wird zwischen physikalischer Absorption (reine Löslichkeit des Absorptivs im Absorbens) und chemischer Absorption (chemische Reaktion zwischen Absorptiv und Absorbens) unterschieden. Diese chemischen Reaktionen können irreversibel oder reversibel sein [11].

Entscheidend für die richtige Absorptionsmittelwahl ist [11] :

- Die Selektivität des Absorptionsmittels gegenüber dem Absorbiv.
- Die Kapazität des Absorbens.
- Der Energieaufwand der zur Regeneration des Absorbens benötigt wird.
- Das Korrosionsverhalten der Apparate und Rohrleitungen gegenüber dem Absorbens.
- Die Kosten sowie die Eigenschaften (giftig, brennbar, Viskosität) des Absorbens.
- Ein niedriger Dampfdruck des Absorbens.

3.1.1 Absorptionsmittel zur CO₂-Absorption

Im Rahmen dieser Diplomarbeit wurden zwei unterschiedliche Absorptionsmittel zur CO₂ Absorption eingesetzt. Dies war zum einen eine wässrige 30 w% MEA-Lösung (Monoethanolamin) sowie Cholincarbonat, eine neu entwickelte ionische Flüssigkeit. Es handelt sich in beiden Fällen um eine chemische Absorption.

MEA ist das klassische Absorptionsmittel für die CO₂-Absorption die Summenformel ist C₂H₇NO und es reagiert mit CO₂ nach folgender Reaktion:



Ionische Flüssigkeiten sind Salze, in denen die Ionen so schlecht koordiniert sind, dass diese unter 100 °C oder sogar bei Raumtemperatur flüssig sind. Dazu sind delokalisierte Ladungen nötig und mindestens ein Ion basierend auf einem organischen Molekül, um die Bildung eines stabilen Kristallgitters zu unterbinden. Eigenschaften wie Schmelzpunkt, Viskosität und Löslichkeit dieser Flüssigkeiten werden durch die Substituenten der organischen Verbindung und durch das Gegenion bestimmt. Viele Ionische Flüssigkeiten sind für spezifische Probleme maßgeschneidert worden [20].

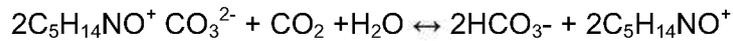
Ionische Flüssigkeiten sind als CO₂-Absorptionsmittel sehr vielversprechend, da sie gegenüber anderen Absorptionsmittel einige Vorteile aufweisen. So kann bei ionischen Flüssigkeiten jedes Kation mit jedem Anion kombiniert werden, dadurch ergeben sich bis zu 10¹⁸ unterschiedliche Zusammensetzungen [20]. Weiters ist der kaum vorhandene Dampfdruck dieser Flüssigkeiten gegenüber anderen Lösungsmittel von Vorteil, da diese dadurch nicht in die Umgebung, in unserem Fall den Rauchgasstrom, entweichen und somit auch für den Umweltschutz von Bedeutung sind. In der Literatur über ionische Flüssigkeiten wird auf die guten Absorptionseigenschaften dieser in Bezug auf CO₂ hingewiesen [19].

Da Cholincarbonat in Laborversuchen vielversprechende Ergebnisse lieferte, wurde diese ionische Flüssigkeit als CO₂-Absorptionsmittel in der Versuchsanlage eingesetzt. Um die Viskosität der ionischen Flüssigkeit zu verbessern wurden nicht 100 % Cholincarbonat, sondern eine Lösung mit 46 Vol-% Wasser als Absorptionsmittel in der Versuchsanlage eingesetzt. Es sollte im Rahmen dieser Arbeit untersucht werden, ob mit Cholincarbonat ausreichende CO₂-Abscheideleistungen erzielt werden können und ob der Energieverbrauch



der CO₂-Abscheidung geringer ist als jener mit 30 w% MEA als Absorptionsmittel. Um somit den Schritt der CO₂-Abscheidung im Rahmen der Post-combustion-Technologie energieeffizienter durchführen zu können.

Die Cholincarbonat-Lösung reagiert mit CO₂ nach folgender Reaktion:



Wie aus obiger Reaktion ersichtlich reagiert lediglich das Carbonation mit dem CO₂ und verbindet sich mit Wasser zu Hydrogencarbonat. Das Cholinion (C₅H₁₄NO⁺) nimmt an der Reaktion nicht teil.

3.1.2 Bauformen von Absorptionsapparaten

Es gibt drei grundlegende Bauformen für den Kontakt zwischen Gas und Absorbens [11].

- Das Gas sowie auch das Absorbens bilden jeweils eine zusammenhängende Phase, wobei die Oberflächen der beiden Phasen in Kontakt stehen. (Oberflächenabsorber, Fallfilmabsorber, Füllkörperkolonne und Packungskolonne)
- Das Waschmittel bildet eine zusammenhängende Phase und das Gas wird möglichst fein darin verteilt. (Blasensäule, Bodenkolonne)
- Das Gas bildet eine Zusammenhängende Phase und das Waschmittel wird darin fein verteilt. (Sprühkolonne, Venturiwäscher).

3.1.2.1 Füllkörperkolonne

Da die im Rahmen dieser Diplomarbeit durchgeführten Versuche an einer Anlage deren Absorption und Desorption mittels Füllkörperkolonnen durchgeführt wurden wird hier etwas näher auf die Füllkörperkolonne eingegangen.

Füllkörperkolonnen sind aufgrund ihrer Einfachheit und guten Betriebsweise die am meisten verbreitete Bauart von Absorptionsapparaten. Sie bestehen aus einem stehenden Rohr das mit Füllkörpern gefüllt ist. Die Waschflüssigkeit fließt von Oben nach Unten und das Gas steigt im Gegenstrom von Unten nach Oben auf. Die Füllkörper sorgen für eine große Oberfläche zum Stoffaustausch. Füllkörper bestehen aus Keramik, Stahl, Aluminium oder Kunststoff [11]. Abbildung 13 zeigt eine Füllkörperkolonne und Abbildung 14 zeigt einige Kunststofffüllkörper.

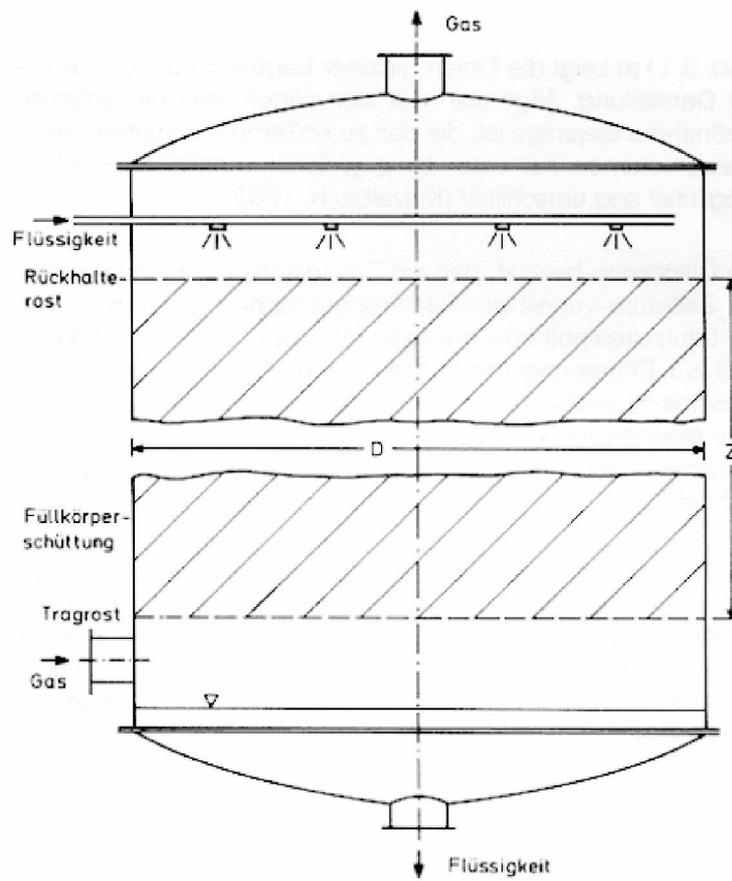


Abbildung 13: Füllkörperkolonne [12]



Abbildung 14: Kunststofffüllkörper (Pall Ringe) [13]

3.1.3 Gleichgewichtslinie und Bilanzlinie

Für die Auslegung und Dimensionierung von Absorptions- sowie auch Desorptionskolonnen ist das Beladungsdiagramm von Interesse.

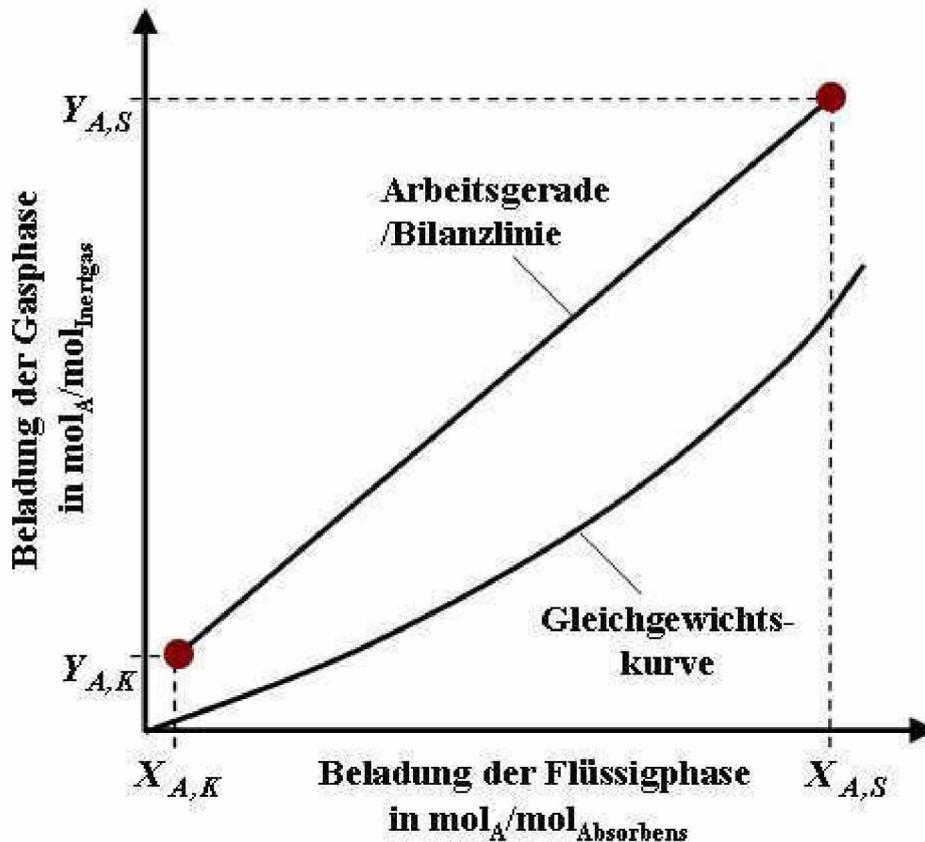


Abbildung 15: Beladungsdiagramm der Absorption [18]

In diesem Diagramm ist die Gleichgewichtskurve zwischen der Flüssig- und der Gasphase abgebildet. Diese wird bei der physikalischen Absorption über das Henry-Gesetz mit Hilfe des Gesetzes nach Dalton ermittelt. Anschließend muss die Gleichgewichtskurve noch von Molenbruch auf Molbeladungen umgeformt werden. Dadurch ergibt sich kein linearer Verlauf der Gleichgewichtskurve. Weiters wird die Arbeitsgerade oder Bilanzlinie eingezeichnet. Diese lässt sich durch die beiden rot markierten Punkte, welche die Beladung der Gas- und Flüssigphase am Absorbereintritt, sowie die Beladung der Gas- und Flüssigphase am Absorbераustritt einer Gegenstromkolonne zeigen, ermitteln. Die Steigung der Bilanzlinie ist das Verhältnis von Flüssigkeitsvolumenstrom zu Gasvolumenstrom (L/G). Wird z.B. der Flüssigkeitsvolumenstrom verringert, so wird auch die Bilanzlinie flacher. Entscheidend ist, dass die Bilanzlinie über der Gleichgewichtskurve liegt. Da die entscheidende Triebkraft für den Stoffübergang zwischen den beiden Phasen der Beladungsunterschied zum Gleichgewicht ist. Denn das System strebt immer danach das Gleichgewicht herzustellen [11].

3.2 Desorption

Desorption ist der Umkehrvorgang zur Absorption. Das absorbierte Gas wird durch Temperaturerhöhung, Druckabsenkung oder durch Inertgas aus der Waschflüssigkeit ausgetrieben. Der Aufbau einer Desorptionskolonne ist gleich dem einer Absorptionskolonne und es gelten die Gesetzmäßigkeiten der Absorption [11].

In der Versuchsanlage zur CO₂-Absorption wurde die Desorption durch Zufuhr von Wärme und strippen mit Wasserdampf realisiert. Durch diese Wärmezufuhr verdampfte das in beiden Absorptionsmitteln enthaltene Wasser und diente somit zum Austreiben des CO₂ aus der Flüssigphase.

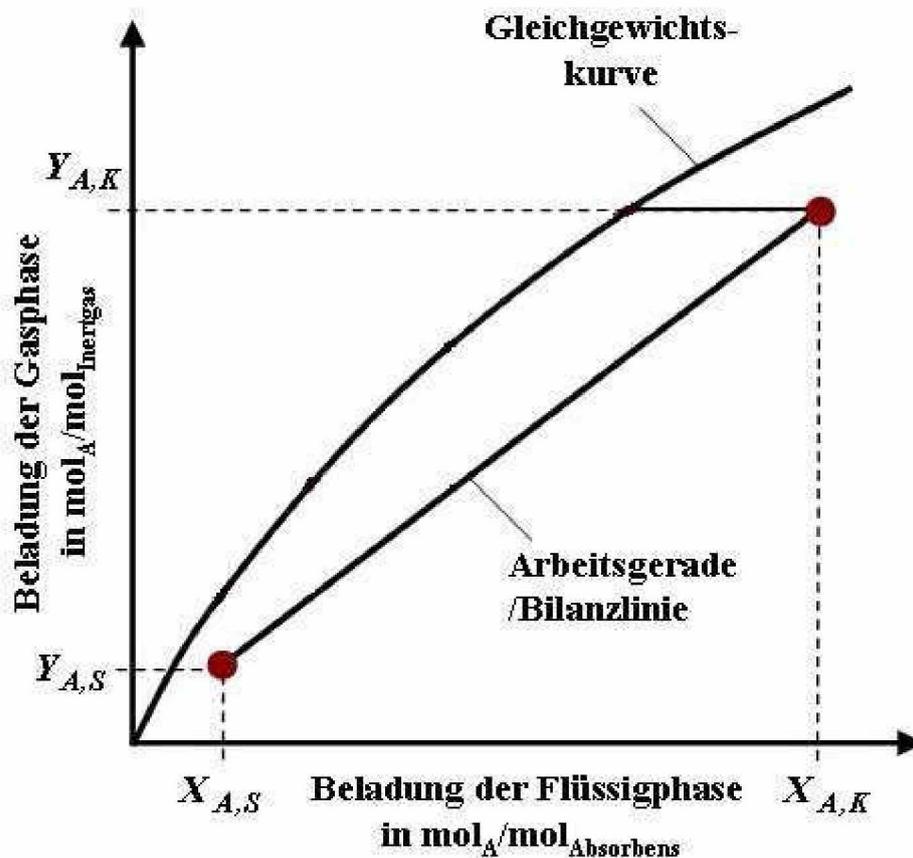


Abbildung 16: Beladungsdiagramm der Desorption [18]

Im Beladungsdiagramm der Desorption liegt die Bilanzlinie unter der Gleichgewichtskurve. Die Beladungen der Flüssig- sowie Gasphase sind bei einer Gegenstromkolonne am Kolonnensumpf niedrig und am Kolonnenkopf hoch.

4 Beschreibung der Versuchsanlage

Die Versuche zur CO₂-Absorption wurden am Standort Dürnrohr (Niederösterreich) im Kohlekraftwerk der EVN durchgeführt. So konnte das für die Versuche notwendige Rauchgas direkt vom Abgasstrom des Kohlekraftwerkes abgezweigt werden. Die Versuche konnten so mit „realem“ Rauchgas durchgeführt werden. Die verwendete Versuchsanlage (siehe Abbildung 17) war 2,5 m breit 6 m lang und 4 m hoch und bestand aus einem Container und den für die CO₂-Abtrennung notwendigen Apparaten (Filter, Wäscher, Absorptionskolonne, Desorptionskolonne, Kondensator, Wärmetauscher und Pumpen). Im Container befanden sich der Computer zum Mitschreiben und Überwachen der Messdaten, die Gasanalyseeinrichtung zur Bestimmung der CO₂-Konzentration und ein Schaltkasten, von welchem aus diverse Parameter verändert werden konnten. Die Mindestmenge an Absorptionsmittel zum Betrieb der Anlage betrug rund 120 l. Zur Bedienung der Anlage war die ständige Anwesenheit einer Person notwendig. Genaue Informationen zum Aufbau der Versuchsanlage sind in der Diplomarbeit „Aufbau und Inbetriebnahme einer Versuchsanlage zur CO₂-Absorption“ von Alex Ratz, welche ebenfalls am Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes durchgeführt wurde, zu finden.

Die folgenden Abbildungen zeigen ein Foto sowie ein Verfahrensschema der Versuchsanlage.



Abbildung 17: Außenansicht der Versuchsanlage

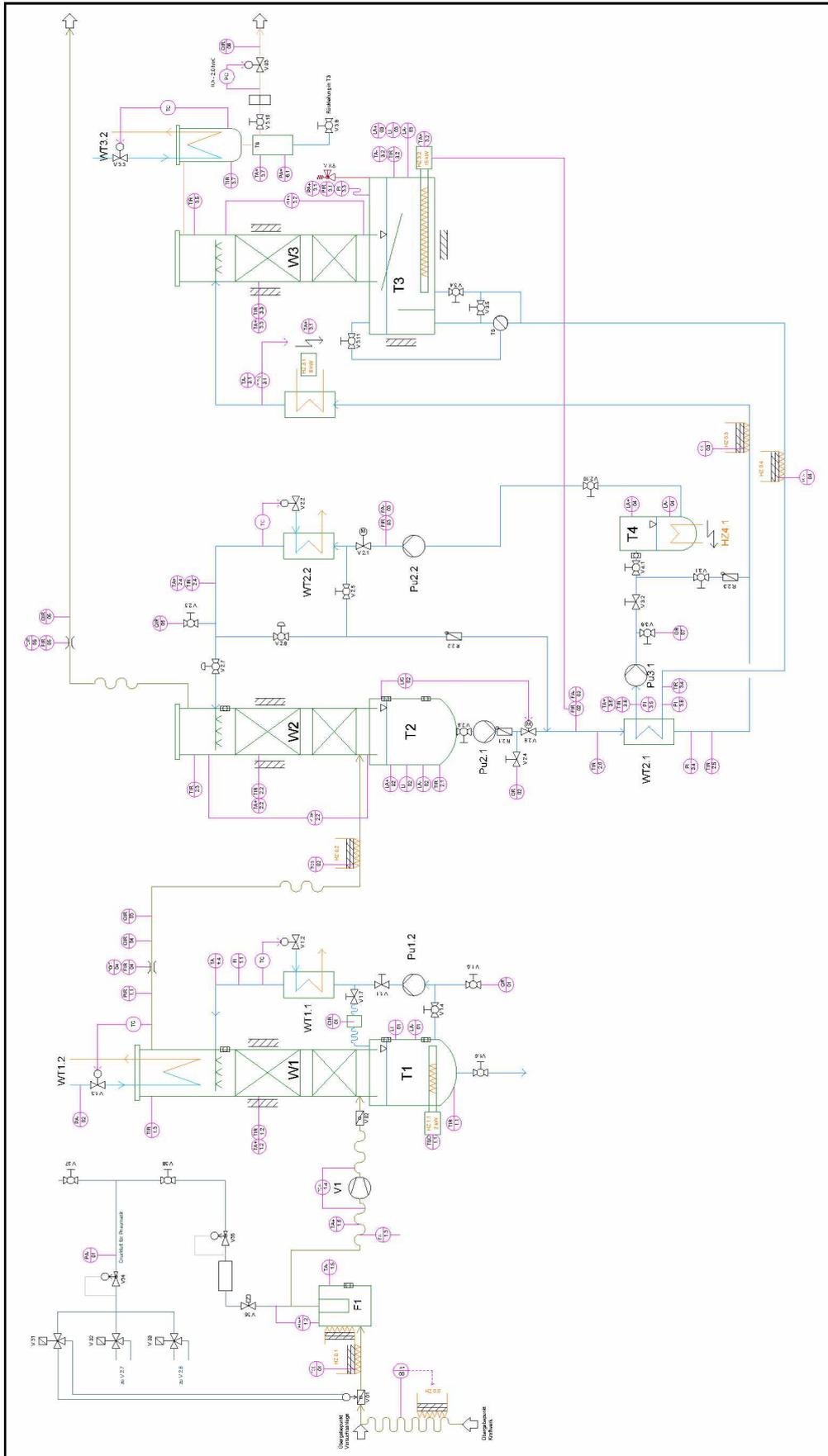


Abbildung 18: Verfahrensschema der Versuchsanlage



Das Rauchgas für die Versuchsanlage wird aus dem Rauchgasstrom des Kohlekraftwerkes direkt nach dem letzten Saugzug und vor dem Kamin entnommen. Also genau an jener Stelle wo eine CO₂ Absorptionsanlage tatsächlich eingebaut werden würde. Das entnommene Rauchgas gelangt über einen Gewebefilter (F1) zu einem Vorwäscher (W1). Diese beiden Apparate wurden installiert um noch etwaige Störstoffe, welche mit dem Absorptionsmittel irreversibel reagieren könnten (z.B.: SO₂) oder welche dieses in seiner Absorptionsfähigkeit hemmen könnten zu entfernen. Mit dem Filter wird der restliche Staubgehalt und im Vorwäscher die restlichen geringen Anteile an SO₂ aus dem Rauchgasstrom entfernt. Die Temperatur des Rauchgases für die Absorption kann über den Vorwäscher gesteuert werden. Danach gelangt das Rauchgas in die Absorptionskolonne (W2) in der es in Kontakt mit dem Waschmittel kommt. Das Waschmittel fließt dabei über die Füllkörper von oben nach unten und absorbiert das im Rauchgas enthaltene CO₂. Das Rauchgas strömt von unten durch die Füllkörper nach oben, verlässt die Absorptionskolonne am Kopf und wird ins Freie geleitet. Die Temperatur der Absorptionsflüssigkeit kann über den Wärmetauscher (WT 2.2) verändert werden. Die mit CO₂ beladene Absorptionsflüssigkeit wird über WT 2.1 wo sie durch die von der Desorptionskolonne abfließende regenerierte Waschflüssigkeit erwärmt wird zum Kopf der Desorptionskolonne gepumpt. An der Waschflüssigkeitsrohrleitung, welche zur Desorptionskolonne führt ist kurz vor dem Eintritt in den Kolonnenkopf eine elektrische Heizung installiert um die Temperatur des Absorptionsmittels falls notwendig noch weiter zu erhöhen. Diese Heizung wurde jedoch nur während des Hochfahrens der Versuchsanlage aktiviert um das Absorptionsmittel schneller zu erwärmen. In der Desorptionskolonne fließt die Waschflüssigkeit über die Füllkörper nach unten in den Sumpftank des Desorbers (T3) wobei CO₂ ausgetrieben wird. Die Temperatur in der Desorptionskolonne wird über die Heizung im Behälter T3 geregelt. Das CO₂ steigt in der Desorptionskolonne nach oben und gelangt von dort über einen Kondensator und über ein Druckventil in die Umgebung. Der Kondensator ist notwendig um den zur CO₂-Regeneration notwendigen Wasserdampf zu kondensieren und wieder dem Waschflüssigkeitskreislauf zuzuführen. Der Wasserdampf dient als Strippmedium und ist für das Austreiben des CO₂ aus der Waschflüssigkeit notwendig. Die Desorption wurde meist bei einer Temperatur von 120 °C durchgeführt. Um eine Temperatur von 120 °C zu erreichen wird mittels eines regelbaren Überdruckventils an der CO₂-Ableitung der notwendige Druck im Desorber erzeugt. Die über die Heizung im Behälter T3 zugeführte Energie wird für die Desorption verwendet. Die regenerierte Waschflüssigkeit wird nun wieder über den Wärmetauscher WT 2.1, wo sie Wärme abgibt und das zur Desorptionskolonne fließende Absorptionsmittel erwärmt, den Puffertank T4 und den Wärmetauscher WT 2.2 zur Absorptionskolonne gepumpt. Insgesamt befinden sich rund 120 Liter Absorptionsflüssigkeit in der Anlage. Um die Versuchsdaten erfassen zu können sind an den entsprechenden Stellen der Anlage Druck, Temperatur und Durchflusssensoren sowie Anschlussstellen für eine kontinuierliche Messung der CO₂-Konzentration angebracht. Die gemessenen Daten werden an einen Computer geschickt und dort gespeichert. Die violetten Kreise im Verfahrensschema stellen diverse Mess- und Regeltechnikeinrichtungen dar. Der Computer und die CO₂-Analyse befinden sich in dem blauen Container der in Abbildung 17 zu sehen



ist. Auch die Schaltschränke für die Elektrotechnik sowie für die Mess- und Regeltechnik sind dort angebracht. Einige Einstellungen der Anlage können vom Container aus festgelegt werden, andere wieder nur direkt an der Anlage. Die Einstellung der erforderlichen Parameter wird folgendermaßen durchgeführt:

- Die Temperatur des Rauchgases wird über die Temperatur der Waschflüssigkeit im Vorwäscher geregelt.
- Die Temperatur der Absorptionsflüssigkeit wird mittels WT 2.2 verändert.

Durch diese beiden Einstellungen wird die Absorptionstemperatur festgelegt.

- Der Rauchgasvolumenstrom wird über eine Klappe direkt an der Anlage geregelt
- Der Absorptionsflüssigkeitsvolumenstrom wird vom Schaltschrank aus geregelt.

Somit kann ein entsprechendes Verhältnis zwischen Flüssigkeitsvolumenstrom und Rauchgasvolumenstrom eingestellt werden.

- Die Energiezufuhr in der Desorptionskolonne wird über die Veränderung der elektrischen Heizleistung im Behälter T3 eingestellt.
- Die Desorbtemperatur wird durch den Druck im Desorber der mittels des Überdruckventiles verändert wird bei entsprechender Heizleistung im Behälter T3 eingestellt.

Auch Druckluft wird an der Versuchsanlage benötigt, da diverse Klappen mittels Druckluft betätigt werden und der Filter in festgelegten Zeitintervallen mit einem Druckluftstoß gereinigt wird.

4.1 Probleme mit der Versuchsanlage während des Betriebes

Im Folgenden werden kurz die Probleme welche mit der Versuchsanlage während des Betriebes vom 13.10.2009 bis zum 12.3.2010 auftraten erläutert.

- Zu Beginn gab es das Problem, dass die CO₂-Konzentration im Rauchgas welches vom Kraftwerk entnommen wurde absank. Die Rauchgasleitungen der Versuchsanlage bestehen aus verschweißten Edelstahlrohren und Zwischenstücken aus flexiblen Kunststoffschläuchen. Ursache für das Absinken der CO₂-Konzentration waren Versprödungen dieser Kunststoffschläuche. Dadurch wurde durch Risse in diesen Schläuchen Umgebungsluft angesaugt oder Rauchgas in die Umgebung geblasen. Innerhalb von 10 Tagen mussten alle diese Kunststoffschläuche unter der Isolierung lokalisiert und getauscht werden.
- Im Zeitraum vom 1.12.2009 bis 4.2.2010 wurden aufgrund eines Fehlers an der Absorptionskolonne schlechte Abscheideleistungen erzielt. Am Kopf der Kolonne wird die Absorptionsflüssigkeit durch einen Schlauch in einen Verteilerboden geleitet, welcher sich direkt ober den Füllkörpern befindet, um eine ausgeglichen Benetzung der Füllkörper zu gewährleisten. Aufgrund der schlechten Abscheideleistung wurde



bei einer Anlagenkontrolle am 4.2.2010 festgestellt, dass sich dieser Schlauch am Rand der Absorptionskolonne befand, weshalb die Waschflüssigkeit neben dem Verteilerboden vorbei floss, da dieser nicht bis zum Rand der Absorptionskolonne reichte. Dadurch wurde die Waschflüssigkeit direkt auf die Wand geleitet und nicht optimal über die Füllkörper verteilt, was zu den schlechten Abscheideleistungen führte. Die in diesem Zeitraum durchgeführten Versuche wurden in der Auswertung nicht berücksichtigt.

- Bei einer Außentemperatur von -8 °C froren diverse Wasserleitungen welche zu den Wärmetauschern und zum Kondensator führen sowie die Rückleitung vom Kondensator in den Behälter T3 ein. Diese mussten mit heißem Wasser immer wieder aufgetaut werden.
- Die Einstellung des Gasvolumenstromes war sehr schwer zu regeln, da der Durchmesser des Rauchgasrohres für die benötigten Volumenströme zu groß waren. So ergab eine kleine Bewegung der Klappe zur Einstellung des Volumenstromes schon eine große Änderung dessen. Es war auch schwierig den Volumenstrom konstant zu halten, da aufgrund von Vibrationen des Gebläses sich die Stellung der Klappe immer leicht veränderte.
- Es wird jeweils der Rauchgasvolumenstrom vor und nach der Absorption gemessen um Rückschlüsse auf die abgeschiedene Menge an CO_2 ziehen zu können. Diese Messung wurde über Messblenden und Drucksensoren realisiert. Die Zuleitungen zu den Drucksensoren welche vor und nach der Messblende angebracht sind mussten oft mehrmals täglich gereinigt werden da diese verstopften.
- Es kam im Laufe des Betriebes auch zwei Mal zu einer Verstopfung des Gewebefilters. Der Druckabfall am Filter war zu hoch. Vor allem bei kalten Außentemperaturen kondensierte Wasser aus dem Rauchgas im Filtergehäuse und befeuchtete den Filter. Der Filter wurde anschließend mit feinen Gipspartikeln aus der Entschwefelung des Kraftwerkes verlegt und die Abreinigung funktionierte in dieser feuchten Atmosphäre nicht mehr. Es kam zu einer Fluktuation des Rauchgasvolumenstromes. Nach öfterem Filtertausch wurde am 28.1.2010 der Filter ausgebaut. Dies hatte keine merkbaren Auswirkungen auf die weiteren Versuche.
- Die gesamte Anlage wurde nicht sehr benutzerfreundlich konstruiert, denn zum entleeren der Waschflüssigkeit gab es zu viele unzugängliche Stellen. Somit war diese Arbeit immer zeitaufwendig und schmutzig. Auch dass manche Einstellungen welche oft verändert werden mussten nicht vom Schaltschrank aus festgelegt werden konnten sondern nur direkt an der Anlage war ein Nachteil.
- Die CO_2 -Konzentration des abgeschiedenen CO_2 aus dem Desorber („rein“ CO_2) konnte mit der vorhandenen Messeinrichtung nicht erfasst werden. Des weiteren war keine kontinuierliche Messung der CO_2 -Konzentration des Kraftwerksrauchgases sondern immer nur eine wechselnde Messung der CO_2 -Konzentration nach der Absorption und vor der Absorption möglich. Da vor allem die CO_2 -Konzentration bei



entsprechender Veränderung einiger Parameter nach der Absorption von Interesse war wurde hauptsächlich diese gemessen. Die CO₂-Konzentrationen im Kraftwerksrauchgas schwankten jedoch aufgrund von Leistungsänderungen sowie aufgrund von unterschiedlichen Mengen an Verbrennungs- und Oberluftzufuhr auch. Somit war es bei der Auswertung oft schwierig die CO₂-Konzentration des Kraftwerksrauchgases während eines konstanten Betriebspunktes zu bestimmen.

- Generell, ist die Größe der Behälter T3, T4 und T2 nicht von Vorteil, da diese zu groß sind. Denn wenn mit einem Waschflüssigkeitsvolumenstrom von 1 l/min, was dem Standardbetriebspunkt entsprach gefahren wurde dauerte es bei einem gesamten Flüssigkeitsvolumen von 120 Liter 2 Stunden bis die Flüssigkeit einmal umgewälzt wurde und eine Auswirkung der getroffenen Einstellungen sichtbar wurde. Die Größe dieser Behälter macht das Verhalten der Anlage träge und so wurden Versuchsergebnisse oft auch noch von den am Vortag getroffenen Einstellungen beeinflusst.

4.2 Probenahme und Analyse

Ziel war es einen eingestellten Betriebspunkt über einen längeren Zeitraum stabil zu halten. Kurz vor Beendigung des jeweiligen Betriebspunktes wurde eine kleine Menge an regenerierter Waschflüssigkeit, welche im Folgenden als Lean Probe bezeichnet wird, und beladener Waschflüssigkeit, welche als Rich Probe bezeichnet wird an den entsprechenden Stellen der Versuchsanlage entnommen. Im Labor konnte dann die genaue Beladung der regenerierten und der beladenen Waschflüssigkeit festgestellt werden was Rückschlüsse auf die Fahrweise der Anlage erlaubte.

4.2.1 Analyse der MEA-Proben

Die MEA-Proben konnten direkt im Labor der EVN analysiert werden. Zur Analyse der Proben werden 3 ml der Probe mit einer Pipette in einen 30 ml Messkolben gegeben. Es werden anschließend noch 3 Tropfen Methylorange welches als Indikator dient und ein Rührfisch hinzugegeben. Um die weiteren Schritte der Analyse verständlicher auszuführen zeigt folgende Abbildung den Aufbau welcher zur Probenanalyse benötigt wird.



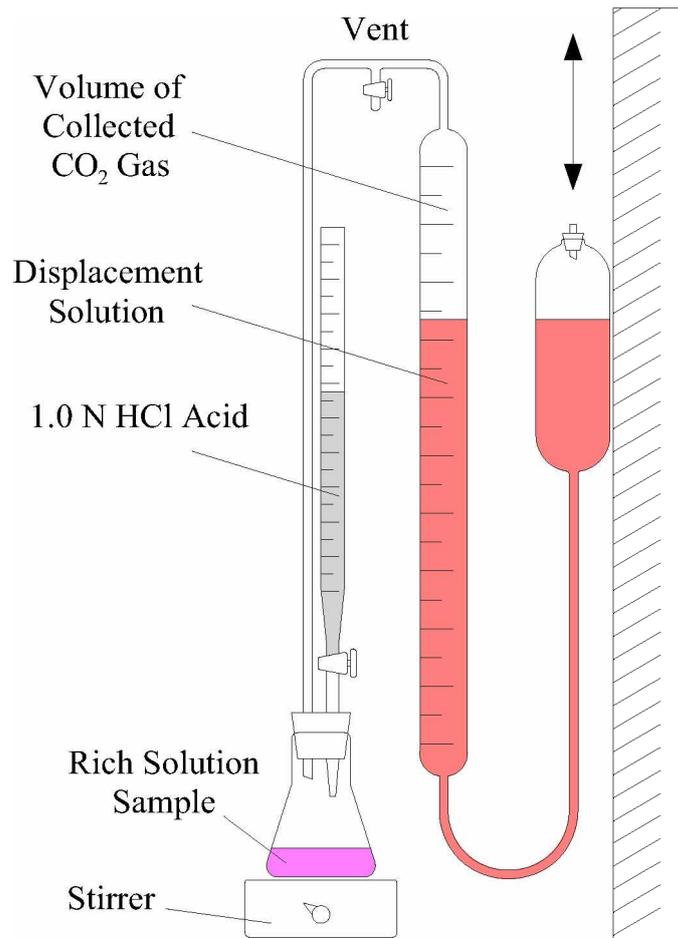


Abbildung 19: Aufbau zur Probenanalyse

Als nächstes wird die Bürette mit 1 molarer Salzsäure gefüllt und der wie vorhin beschrieben vorbereitete Messkolben wird auf den Magnetrührer platziert. Mit einem Gummistoppel wird der Messkolben gasdicht verschlossen. Durch den Stoppel führen zwei Plastikschläuche in den Messkolben. Zum Einen einer durch welchen die Salzsäure in den Messkolben gelangen kann und zum Anderen einer durch welchen das mit der Salzsäure ausgetriebene CO_2 entweichen kann. Nun wird die Markierung an welcher sich der Flüssigkeitsspiegel im Messzylinder befindet vermerkt. Anschließend wird der Magnetrührer aktiviert und Salzsäure in den Messkolben titriert bis sich der Indikator von Orange auf Rot verfärbt. Mit Hilfe der bis zum Umschlagspunkt hinzu titrierten Menge an Salzsäure kann die MEA-Konzentration bestimmt werden. Die Salzsäure treibt das im MEA gebundene CO_2 aus. Um sicher zu gehen, dass das gesamte CO_2 ausgetrieben wird, werden noch zusätzlich 2 ml mehr Salzsäure als wie beim Umschlagspunkt hinzugegeben. Das ausgetriebene CO_2 entweicht durch den zweiten Plastikschlauch in den Messzylinder und drückt die sich darin befindende Flüssigkeit nach unten. Wenn sich der Flüssigkeitsspiegel im Messzylinder stabilisiert hat kann dieser nach dem Höhenausgleich der Flüssigkeitsspiegel wiederum abgelesen werden. Die Differenz der am Messzylinder abgelesenen Werte ergibt nun die Menge an CO_2 in ml welche in der MEA-Lösung gebunden war.

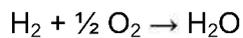
4.3 Verbrennungsrechnung

Bei der Versuchsanlage wird die CO₂-Konzentration des Rauchgases vor der Absorption, also jene des Verbrennungsabgases nach der Abgasbehandlung gemessen. Da es bei dieser Messung des Öfteren Schwankungen gab und im Jahr 2010 die CO₂-Konzentration im Rauchgas durch eine veränderte Fahrweise des Kraftwerkes etwas absank wurde die CO₂-Konzentration mittels Verbrennungsrechnung für vier unterschiedliche Zeitpunkte bestimmt. Es wurde im Jahr 2010 bei der Verbrennung von Kohle im Kraftwerk mehr Luft zugeführt um die Verbrennungstemperatur zu verringern und somit die Stickoxidemissionen zu verringern.

Für die Verbrennungsrechnung wurde angenommen, dass die Verbrennungsluft trocken ist und die weiteren Berechnungen sowie das Endergebnis beziehen sich jeweils auf eine trockene Abgasmenge und auf Normkubikmeter. Die Zusammensetzung des Brennstoffes wurde von Labormitarbeitern der EVN ermittelt.

Im ersten Schritt wird der theoretische Sauerstoffbedarf (O₂) ermittelt. Dazu benötigt man die Verbrennungsgleichungen der Grundbestandteile, die Beziehungen für die Umrechnung vom festen in den gasförmigen Zustand und die Werte für das Molvolumen (Nm³/kmol) und das Molekulargewicht (kg/kmol) [14].

Wasserstoff:

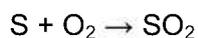


$$2,0158 \text{ kg/kmol} + \frac{1}{2} * 22,392 \text{ Nm}^3/\text{kmol} \rightarrow 21,1 \text{ Nm}^3/\text{kmol}$$

$$\frac{22,392}{2,0158 * 2} = 5,554122 \approx 5,55 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{kg H}_2 \quad (1)$$

$$\frac{21,1}{2,0158} = 10,467308 \approx 10,47 \text{ Nm}^3 \text{ H}_2\text{O} / \text{kg H}_2 \quad (2)$$

Schwefel:

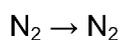


$$32,0601 \text{ kg/kmol} + 22,392 \text{ Nm}^3/\text{kmol} \rightarrow 21,856 \text{ Nm}^3/\text{kmol}$$

$$\frac{22,392}{32,0601} = 0,698436 \approx 1,70 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{kg S} \quad (3)$$

$$\frac{21,856}{32,0601} = 0,681718 \approx 0,68 \text{ Nm}^3 \text{ SO}_2/\text{kg S} \quad (4)$$

Stickstoff:

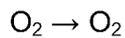


$$22,403 \text{ kg/kmol} \rightarrow 28,0134 \text{ Nm}^3/\text{kmol}$$

$$\frac{22,403}{28,0134} = 0,799724 \approx 0,8 \text{ Nm}^3 \text{ N}_2/\text{kg N}_2 \quad (5)$$



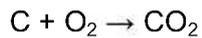
Sauerstoff:



$$22,392 \text{ kg/kmol} \rightarrow 31,9988 \text{ Nm}^3/\text{kmol}$$

$$\frac{22,392}{31,9988} = 0,699776 \approx 0,7 \text{ Nm}^3 \text{ N}_2/\text{kg N}_2 \quad (6)$$

Kohlenstoff:



$$12,011 \text{ kg/kmol} + 22,392 \text{ Nm}^3/\text{kmol} \rightarrow 22,261 \text{ Nm}^3/\text{kmol}$$

$$\frac{22,392}{12,011} = 1,864291 \approx 1,86 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{kg C} \quad (7)$$

$$\frac{22,261}{12,011} = 1,853384 \approx 1,85 \text{ Nm}^3 \text{ CO}_2/\text{kg C} \quad (8)$$

Mit Hilfe dieser Beziehungen und Berechnungen kann nun der theoretische Sauerstoffbedarf nach Gleichung 9 berechnet werden. Der theoretische Sauerstoffbedarf ist jene Menge an Sauerstoff, die benötigt wird um 1 kg Brennstoff vollständig stöchiometrisch zu verbrennen [14].

$$\text{O}_2 = 1,86 * \text{C} + 0,7 * \text{S} + 5,55 * \text{H} - 0,7 * \text{O} \text{ [Nm}^3 \text{ O}_2/\text{kg Brennstoff]} \quad (9)$$

Der Sauerstoffgehalt des Brennstoffes wird in der oben angeführten Formel abgezogen, da dieser auch an der Verbrennung teilnimmt. Somit muss um diesen Anteil weniger Sauerstoff mit der Verbrennungsluft zugeführt werden.

Die folgenden Tabellen (Tabelle 3 bis Tabelle 10) zeigen die Ergebnisse der Verbrennungsrechnung.

Tabelle 3: Verbrennungsrechnung vom 06.10.09_1

	Brennstoff %	O ₂ [Nm ³ /kg]	Abgas [Nm ³ /kg]	Abgasart
H ₂	4,50	0,2497	-	-
S	0,35	0,0024	0,0023	SO ₂
H ₂ O	7,99	-	-	-
Asche	7,91	-	-	-
N	1,67	-	0,0133	N ₂
O ₂	7,27	0,0508	-	-
C	70,31	1,3077	1,3007	CO ₂
Gesamt	100,00	1,5573	-	-

CCAusgehend vom theoretischen Sauerstoffbedarf kann nun der theoretische trockene Luftbedarf (L_{mintr}) für die Verbrennung berechnet werden. In unserem Fall wird der Sauerstoffbedarf für die Verbrennung so wie generell üblich aus der Verbrennungsluft gedeckt. Hierbei werden die Gehalte an Edelgasen und Kohlendioxid vernachlässigt und es



wird mit 21 Vol-% Sauerstoff und 79 Vol-% Stickstoff gerechnet. Der Luftbedarf wird wiederum auf 1 kg Brennstoff bezogen. Dadurch ergibt sich für die Berechnung folgende Formel [14]:

$$L_{\text{mintr}} = O_2 * \frac{100}{21} \text{ [Nm}^3 \text{ Luft/kg Brennstoff]} \quad (10)$$

Nun kann die gesamte theoretische Verbrennungsgasmenge (V_{mintr}) und auch jene der einzelnen Komponenten (4 und 5 Spalte in Tabelle 3) berechnet werden. Die gesamte theoretische Verbrennungsgasmenge ist jene Gasmenge, die bei vollständiger Verbrennung mit der theoretischen Luftmenge gebildet wird und lässt sich unter Berücksichtigung der vorhin angeführten Beziehungen und Berechnungen nach folgender Formel berechnen [14].

$$V_{\text{mintr}} = 1,85 * C + 0,68 * S + 0,8 * N + 0,79 * L_{\text{mintr}} \text{ [Nm}^3 \text{ Abgas/kg Brennstoff]} \quad (11)$$

Normalerweise ist der tatsächliche Luftbedarf größer als der theoretische Luftbedarf, da dieser für eine vollständige Verbrennung nicht ausreicht. Daher gibt es einen Faktor (λ) mit dem der theoretische Luftbedarf multipliziert wird um auf den tatsächlichen Luftbedarf zu kommen. Dieser Faktor gibt den Luftüberschuss an und wurde ebenfalls von der EVN zur Verfügung gestellt. Wenn mehr Luft als für die Verbrennung notwendig ist zugeführt wird so ändert sich auch die Abgasmenge. Daher lässt sich die tatsächliche Abgasmenge (V_n) wie folgt berechnen [14].

$$V_n = V_{\text{mintr}} + (\lambda - 1) * L_{\text{mintr}} \text{ [Nm}^3 \text{ Abgas/kg Brennstoff]} \quad (12)$$

Jetzt da die tatsächliche Abgasmenge und die Menge an CO_2 im Abgas (siehe Tabelle 3 vorletzte Spalte, vorletzte Zeile) bekannt ist kann der CO_2 -Gehalt im Abgas ($\text{CO}_{2\text{ber}}$) berechnet werden und mit dem gemessenen ($\text{CO}_{2\text{gem}}$) verglichen werden.

Tabelle 4: Verbrennungsrechnung vom 06.10.09_2

L_{mintr}	7,186	[Nm ³ /kg]
V_{mintr}	6,993	[Nm ³ /kg]
λ	1,39	-
V_n	9,796	[Nm ³ /kg]
CO_{2ber}	13,3	%(tr)
CO_{2gem}	14,3	%(tr)

Tabelle 5: Verbrennungsrechnung vom 29.10.09_1

	%	O ₂ [Nm ³ /kg]	Abgas [Nm ³ /kg]	Abgasart
H ₂	4,27	0,2369	-	-
S	0,65	0,0045	0,0044	SO ₂
H ₂ O	11,33	-	-	-
Asche	8,06	-	-	-
N	1,47	-	0,0117	N ₂
O ₂	3,54	0,0247	-	-
C	70,68	1,3146	1,3076	CO ₂
Gesamt	100,00	1,5718	-	-

Tabelle 6: Verbrennungsrechnung vom 29.10.09_2

L _{mintr}	7,292	[Nm ³ /kg]
V _{mintr}	6,084	[Nm ³ /kg]
λ	1,39	-
V _n	9,928	[Nm ³ /kg]
CO₂ber	13,2	%(tr)
CO₂gem	13,2	%(tr)

Tabelle 7: Verbrennungsrechnung vom 25.01.10_1

	%	O ₂ [Nm ³ /kg]	Abgas [Nm ³ /kg]	Abgasart
H ₂	4,37	0,2425	-	-
S	0,35	0,0024	0,0024	SO ₂
H ₂ O	8,89	-	-	-
Asche	8,93	-	-	-
N	1,63	-	0,0130	N ₂
O ₂	7,14	0,0499	-	-
C	68,69	1,2776	1,2707	CO ₂
Gesamt	100,00	1,4726	-	-

Tabelle 8: Verbrennungsrechnung vom 25.01.10_2

L _{mintr}	7,012	[Nm ³ /kg]
V _{mintr}	6,826	[Nm ³ /kg]
λ	1,46	-
V _n	10,052	[Nm ³ /kg]
CO₂ber	12,6	%(tr)
CO₂gem	13,6	%(tr)

Tabelle 9: Verbrennungsrechnung vom 26.01.10_1

	%	O ₂ [Nm ³ /kg]	Abgas [Nm ³ /kg]	Abgasart
H ₂	4,37	0,2425	-	-
S	0,35	0,0024	0,00238	SO ₂
H ₂ O	8,89	-	-	-
Asche	8,93	-	-	-
N	1,63	-	0,01304	N ₂
O ₂	7,14	0,0499	-	-
C	68,69	1,2776	1,270765	CO ₂
Gesamt	100,00	1,4726	-	-

Tabelle 10: Verbrennungsrechnung vom 26.01.10_2

L _{mintr}	7,012	[Nm ³ /kg]
V _{mintr}	6,826	[Nm ³ /kg]
λ	1,58	-
V _n	10,893	[Nm ³ /kg]
CO₂ber	11,7	%(tr)
CO₂gem	12,1	%(tr)

Wie aus Tabelle 6, 8 und 10 ersichtlich, stimmt der gemessene CO₂-Gehalt mit dem berechneten annähernd überein. Am 06.10.09 und am 25.01.10 beträgt die Abweichung zwischen gemessenen und berechneten Wert 1 %. Die letzten Kalibrationen der CO₂-Messungen fanden zu diesen Zeitpunkten am 31.09.09 und am 20.01.10 statt.

5 Versuchsauswertung

Im Rahmen dieser Diplomarbeit wurden im Zeitraum vom 04.11.2009 bis 12.3.2010 mit der Versuchsanlage in Dürnrohr 46 Betriebspunkte gefahren und dokumentiert. Wobei 35 Versuche mit 30 w% Monoethanolamin (MEA) und 11 Versuche mit 54 w% Cholincarbonat (IL) durchgeführt wurden. Da, wie bereits im Kapitel 4.1 (Probleme mit der Versuchsanlage während des Betriebes) beschrieben, die Versuchsanlage sehr träge auf die Änderungen einiger Parameter reagierte und da es auch immer wieder zu technischen Problemen kam, konnten aus diesen 46 Betriebspunkten 27 stabile zur Auswertung herangezogen werden. Hierbei handelte es sich um 10 Versuche mit der ionischen Flüssigkeit und 17 mit MEA.

In dieser Versuchsauswertung ist zu berücksichtigen, dass die Absorptions- sowie Desorptionskolonne dieser Versuchsanlage eine effektive Kolonnenhöhe von 2 m aufwies. Der Durchmesser dieser Kolonnen war für diese Höhe jedoch zu groß. Wenn mit dem für den tatsächlichen Kolonnendurchmesser passendem Gasvolumenstrom gefahren wurde, wurde aufgrund der geringen Kolonnenhöhe zu wenig CO₂ abgeschieden. Denn durch die Verringerung der Gasgeschwindigkeit oder durch eine höhere Kolonne kann die Reaktionszeit vergrößert werden. Somit musste der Gasvolumenstrom reduziert werden um die erwünschte Abscheideleistung zu erzielen, da die Geschwindigkeit direkten Einfluss auf die Verweilzeit und dadurch die Abscheideleistung hat. Zur Einstellung von realistischen L/G-Verhältnissen und mit der Literatur vergleichbaren CO₂-Beladungen musste dementsprechend der Flüssigkeitsvolumenstrom ebenfalls verringert werden. Dadurch wurden die Füllkörper der Kolonne nicht mehr vollständig benetzt, und die Kolonne hydraulisch nicht mehr ausreichend belastet. Die Versuche mussten trotzdem mit einem etwas höheren L/G-Verhältnis durchgeführt werden, da sich der Absorptionsmittelvolumenstrom durch die technischen Gegebenheiten der Versuchsanlage nicht weiter verringern ließ. Auf die generelle Aussage der Ergebnisse der Versuche hatte das jedoch keine Auswirkungen, da es das Hauptziel des Projektes war die Unterschiede zwischen dem Absorptionsmittel MEA und Cholincarbonat aufzuzeigen. Die Versuche mit MEA sowie mit Cholincarbonat wurden in der selben Versuchsanlage durchgeführt und somit sind hier die Unterschiede zwischen den beiden Absorptionsmitteln eindeutig ersichtlich.

Zu Beginn war es wichtig die richtige Parameterwahl für einen Standardbetriebspunkt des entsprechenden Absorptionsmittels zu finden. Entscheidend für die Wahl der Parameter dieses Betriebspunktes war eine entsprechend hohe CO₂-Abscheideleistung (~90 %) kombiniert mit einem möglichst geringen Energieverbrauch, welche die vorrangigen Ziele bei dem Verfahrensschritt der CO₂-Abscheidung darstellten. Um diese Ziele zu erreichen wurde ein entsprechender Gasvolumenstrom, Absorptionsmittelvolumenstrom und eine entsprechende Heizleistung bei der Desorption, Absorptionstemperatur sowie Desorptionstemperatur durch Versuche ermittelt. Von diesem Standardbetriebspunkt ausgehend wurden nun verschiedenste Parameter ausgenommen des Gasvolumenstromes verändert. Der Gasvolumenstrom wurde bei allen Versuchen welche mit demselben Absorptionsmittel durchgeführt wurden konstant gehalten, um immer dieselbe Menge an CO₂ bei der Absorption zur Verfügung zu haben. Dies ist wichtig um bei Veränderung der



anderen Parameter die Auswertungen der unterschiedlichen Versuche miteinander vergleichen zu können. Es kam jedoch während des Versuchsbetriebes zu Änderungen der CO₂-Konzentration im Kraftwerksrauchgas und somit auch zu Änderungen der Menge an CO₂. Die Auswirkungen sind in den folgenden Auswertungen beschrieben.

Für Monoethanolamin wurden die Einstellungen für den Standardbetriebspunkt vom vorgehenden Bediener der Versuchsanlage (Horst Koschuta) übernommen. Diese lauteten wie folgt:

- Rauchgasvolumenstrom: ~8,6 Nm³/h
- Absorptionsmittelvolumenstrom: ~1 l/min
- Heizleistung im Desorber 17 %
- Desorptionstemperatur 120 °C
- Absorptionstemperatur 40 °C

Die Heizleistung musste aufgrund der kühleren Außentemperaturen in den Wintermonaten meist auf 18-20 % erhöht werden um noch genügend Energie für die Desorption bereitstellen zu können.

Für Cholincarbonat war es schwierig einen Standardbetriebspunkt zu finden, da die Abscheideleistungen unter den erwarteten Wert blieben. Es wurden folgende Einstellungen festgelegt um die Ergebnisse mit jenen von MEA vergleichen zu können:

- Rauchgasvolumenstrom: ~7,4 Nm³/h
- Absorptionsmittelvolumenstrom: ~2 l/min
- Heizleistung im Desorber 19 %
- Desorptionstemperatur 120 °C
- Absorptionstemperatur 40 °C

Zum einen wurden die gewählten Standardbetriebspunkte miteinander verglichen und ausgehend von diesen Betriebspunkten wurden diverse Parameter, mit Ausnahme des Rauchgasvolumenstroms variiert. Im Folgenden wird nun die Auswertung dieser Versuche beschrieben und diverse Vergleiche angestellt.

5.1 Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung

Es wurde untersucht welche Auswirkungen die Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung hat. Diese Temperatur ist von Interesse, da aufgrund dieser das Rauchgas des Kraftwerkes bei einer entsprechenden industriellen Anwendung konditioniert (gekühlt oder erwärmt) werden müsste. Die Rauchgastemperatur am Kraftwerk Dürnrohr liegt an der Anschlussstelle für die Versuchsanlage bei ungefähr 75 °C. An dieser Stelle



würde eine CO₂-Absorptionsanlage auch tatsächlich eingebaut werden. Bei den Standardbetriebspunkten wurde die Absorptionstemperatur mit 40 °C festgelegt, was auch dem Standardwert der Literatur entspricht. Die Rauchgase des Kraftwerkes wurden bei der Versuchsanlage über den Vorwäscher auf die gewünschte Temperatur gekühlt. Desweiteren kühlte sich das Rauchgas auch in der Leitung vom Kraftwerk zur Versuchsanlage ab, da die Versuche mit einem verhältnismäßig geringen Gasvolumenstrom durchgeführt wurden. Dies hatte zur Folge, dass bei einer gewünschten Absorptionstemperatur von 50 °C das Rauchgas bereits über den Vorwäscher wieder erwärmt werden musste. Dies erfolgte durch Erwärmen der Wäscherflüssigkeit. Im Folgenden werden die Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung bei MEA und Cholincarbonat getrennt betrachtet. Sind alle Parameter außer jene der Absorptionstemperatur konstant, so ist es möglich Abhängigkeiten der Abscheideleistung zu erkennen.

5.1.1 Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung bei 30 w% MEA-Lösung

In diesem Kapitel wird nun die Abhängigkeit des Absorptionsmittel Monoethanolamin von der Absorptionstemperatur untersucht. Zu dieser Auswertung wurden Versuche mit den folgenden konstanten Parametern herangezogen:

Tabelle 11: Konstante Parameter für Auswertung der Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur bei 30 w% MEA

Heizleistung in T3	2,62-3	[kW]
Rauchgasvolumenstrom	8,1-8,8	[Nm ³]
Absorptionsmittelvolumenstrom	1	[l/min]
CO ₂ -Eingangskonzentration	12,2-11,5	[Vol-%]
Desorbtemperatur	120	[°C]

Die Abscheideleistung ist wie im Kapitel 5.2 gezeigt hauptsächlich von dem L/G-Verhältnis sowie von der Heizleistung abhängig. Doch auch Änderungen der CO₂-Konzentration im Rauchgas des Kraftwerkes, welche durch eine Veränderung der Verbrennungsluftmenge zustande kommen beeinflussen die Abscheideleistung. Für folgende Auswertung wurden daher Betriebspunkte ausgewählt bei welchen diese Parameter die selben Werte aufweisen um die Beeinflussung der Abscheideleistung durch die Absorptionstemperatur untersuchen zu können. Die Daten folgender Betriebspunkte wurden ausgewertet:

Tabelle 12: MEA-Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur

Betriebspunkte	Abscheideleistung [%]	Absorptionstemperatur [°C]
MEA 55 BP3	90	30
MEA 55 BP4	91	50
MEA 56 BP1	91	40
MEA 56 BP2	90	60
MEA 58 BP1	92	60
MEA 63 BP2	88	40

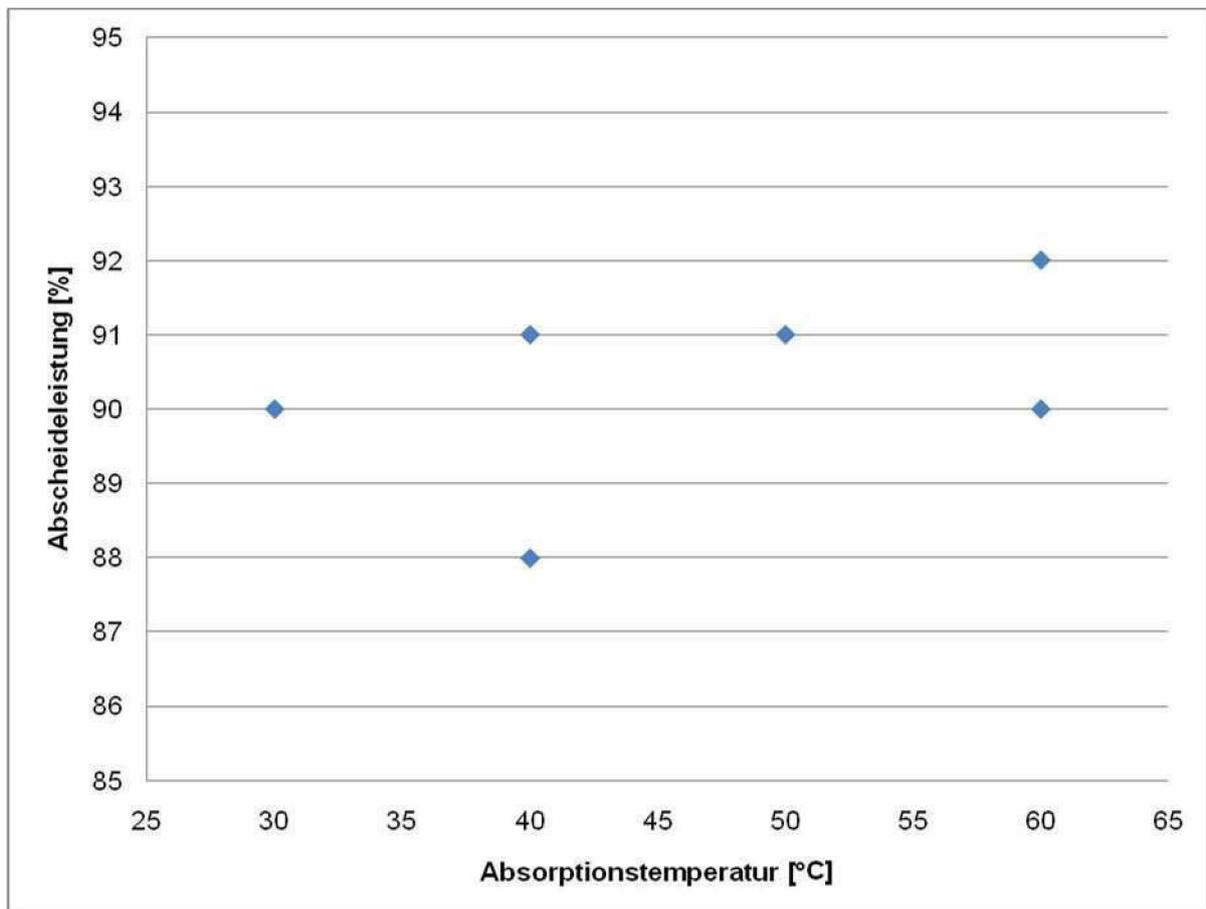


Abbildung 20: Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung bei 30 w% MEA

Die Abscheideleistung bei Versuchen mit dem Absorptionsmittel MEA ist, wie aus obiger Abbildung ersichtlich, nicht abhängig von der Absorptionstemperatur. Betrachtet man die ausgewählten Betriebspunkte bei Absorptionstemperaturen von 30 °C bis 60 °C so ist zu erkennen, dass sich bei konstanten Parametern wie in Tabelle 11 angegeben, die Abscheideleistungen um die 90 % bewegen. Die geringen Schwankungen dieser Werte sind auf Messungenauigkeiten sowie auf geringe Änderungen der konstant angenommenen Parameter zurückzuführen. Es wurde auch ein Versuch bei 70 °C durchgeführt, doch bei diesem Versuch verdunsten bereits im Absorber beträchtliche Mengen an Wasser und dies

beeinflusste die CO₂-Messung. Es konnten bei dieser Absorptionstemperatur keine eindeutigen Ergebnisse mehr erzielt werden.

Weiters konnten keine höheren Temperaturen als 70 °C gefahren werden, da das Rauchgas in der Zuleitung zur Versuchsanlage zu stark abgekühlt wurde und keine höhere Erhitzung durch den Vorwäscher möglich war. Bei 70 °C kam es im Absorber bereits zu massiven Wasserverlusten was über die Berechnung des inerten Rauchgasvolumenstromes durch die Versuchsanlage ersichtlich war. Dieser gibt die Gasmenge abzüglich der Gasmenge an CO₂ an. Der inerte Rauchgasvolumenstrom vor der Absorption war geringeren als nach der Absorption. Das bedeutet, dass im Absorber bei 70 °C bereits geringe Mengen des wässrigen Anteils vom Absorptionsmittel verdunsten.

5.1.2 Auswirkungen der Absorptionstemperatur auf die Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat

Da aufgrund der schlechten Abscheideleistungen mit der ionischen Flüssigkeit (54 w% Cholincarbonat) nur wenig Versuche durchgeführt wurden und da nicht ganz sicher ist, wann genau der Fehler am Absorber, wie in Kapitel 4.1 Probleme mit der Versuchsanlage während des Betriebes beschrieben, aufgetreten ist, ist jeweils nur eine Versuchsauswertung mit den selben Parametern bei unterschiedlichen Absorptionstemperaturen vorhanden. Folgende Einstellungen an der Versuchsanlage blieben konstant um die Versuche vergleichen zu können:

Tabelle 13: Konstante Parameter für Auswertung von Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur mit 54 w% Cholin₂-CO₃

Heizleistung in T3	2,8-3,1	[kW]
Rauchgasvolumenstrom	7	[Nm ³]
Absorptionsmittelvolumenstrom	1	[l/min]
CO ₂ -Eingangskonzentration	12,1-12,8	[Vol-%]
Desorbtemperatur	120	[°C]

Die folgenden Betriebspunkte wurden zu dieser Auswertung herangezogen:

Tabelle 14: IL-Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur

Betriebspunkte	Absorptionstemp. [°C]	Abscheideleistung [%]
IL 7 BP1	27	13
IL 6 BP3	40	19
IL 8 BP1	55	28

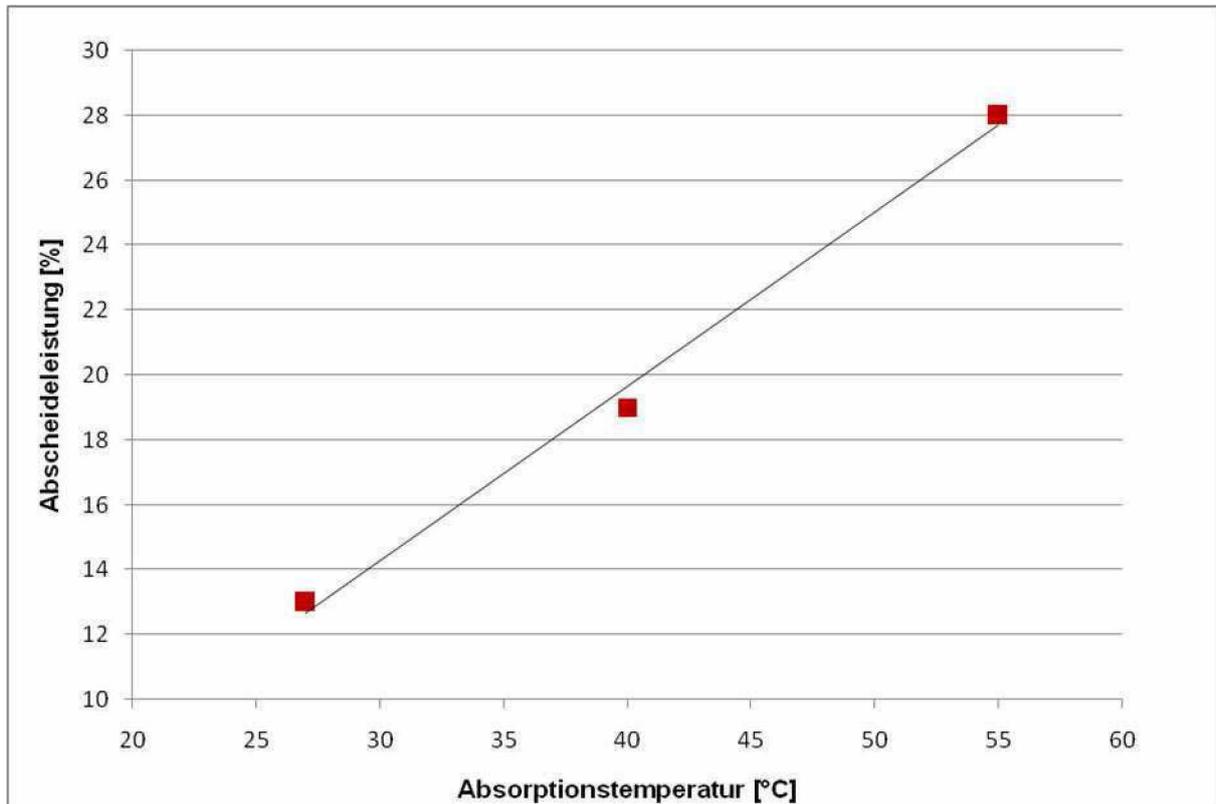


Abbildung 21: Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat

Wie aus Abbildung 21 zu sehen ist steigt bei Cholincarbonat die Absorptionsfähigkeit mit steigender Temperatur im Bereich von 30 °C bis 55 °C an. Jedoch gab es hierzu keine zweite Versuchsreihe um diese Ergebnisse zu bestätigen. Die besseren Abscheideleistungen bei höheren Temperaturen im Absorber können durch die, bei höheren Temperaturen, geringere Viskosität von Cholincarbonat erklärt werden. Dadurch kommt es zu einer besseren Verteilung der Absorptionsflüssigkeit im Absorber. Betrachtet man die Abscheideleistungen von Cholincarbonat, so liegen diese weit unter den geforderten 90 %. Somit ist die hier ersichtliche Erhöhung der Abscheideleistung von 13 % auf 28 % dennoch viel zu wenig.

5.1.3 Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat & 30 w% MEA-Lösung

Im Folgenden sind nun die Abhängigkeiten der Abscheideleistung von der Absorptionstemperatur für MEA und Cholincarbonat in einem Diagramm dargestellt.

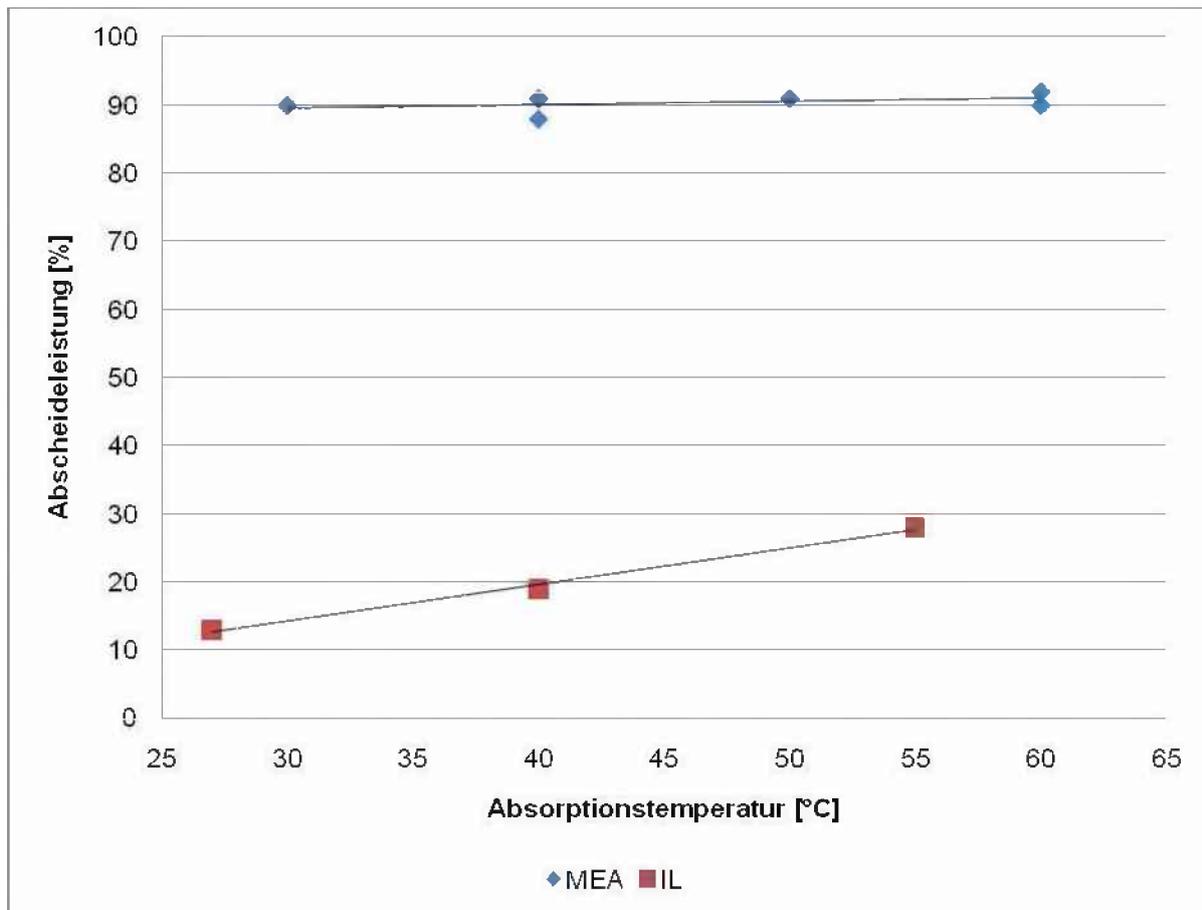


Abbildung 22: Vergleich der Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung von MEA und Cholinecarbonat

Aus dieser Abbildung ist ersichtlich, dass die Abscheideleistung bei Cholinecarbonat temperaturabhängig ist. Bei MEA ist die Abscheideleistung im Bereich von 30-60 °C unabhängig von der Absorptionstemperatur. Die Abscheideleistungen von Cholinecarbonat liegt jedoch wie ersichtlich weit unter jener von MEA.

5.2 Einflüsse auf die Abscheideleistung

Wie bereits erwähnt ist die Abscheideleistung ein entscheidendes Kriterium für die CO₂-Abtrennung. Die Abscheideleistung sollte bei geringem Energieverbrauch möglichst hoch sein, um aus den Kraftwerksrauchgasen möglichst viel CO₂ zu entfernen. Da die von der Industrie und von der Politik geforderten Abscheideleistungen 90 % betragen, war auch in dieser Diplomarbeit das Ziel eine Abscheideleistung von 90 % bei möglichst geringem Energieverbrauch zu erreichen. Deshalb werden in diesem Kapitel die Einflüsse auf die Abscheideleistung sowie etwaige Zusammenhänge genauer untersucht.

5.2.1 Einflüsse auf die Abscheideleistung bei 30 w% MEA-Lösung

Wie im vorherigen Kapitel gezeigt wurde, ist die Abscheideleistung bei 30 w% MEA unabhängig von der Absorptionstemperatur. Somit muss dieser Parameter in folgender Auswertung nicht berücksichtigt werden.

Generell wurde bei MEA eine Abhängigkeit der Abscheideleistung von der Lean Beladung (CO_2 -Beladung der regenerierten Waschflüssigkeit) festgestellt. Da die Abscheideleistung und die Lean Beladung auch noch vom L/G-Verhältnis, welches das Verhältnis von Flüssigkeitsvolumenstrom zu Gasvolumenstrom im Absorber beschreibt abhängig ist, wurden die folgenden Versuche bei konstantem L/G-Verhältnis durchgeführt.

Tabelle 15: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche die Abscheideleistung in Abhängigkeit der Lean Beladung zeigen

L/G	2,5-3	[kW]
Rauchgasvolumenstrom	8,1-8,8	[Nm ³]
Absorptionsmittelvolumenstrom	1	[l/min]
Desorbtemperatur	120	[°C]

Bei folgenden Betriebspunkten wurde der Zusammenhang zwischen der Lean Beladung und der Abscheideleistung untersucht:

Tabelle 16: Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Lean Beladung

Betriebspunkt	Abscheideleistung [%]	Lean Beladung [mol _{CO2} /mol _{MEA}]
MEA 53 BP1	83	0,3
MEA 55 BP3	90	0,25
MEA 55 BP4	91	0,26
MEA 56 BP1	91	0,26
MEA 56 BP2	90	0,25
MEA 58 BP1	92	0,24
MEA 58 BP2	97	0,22
MEA 59 BP2	97	0,23
MEA 60 BP1	93	0,24
MEA 63 BP2	88	0,27

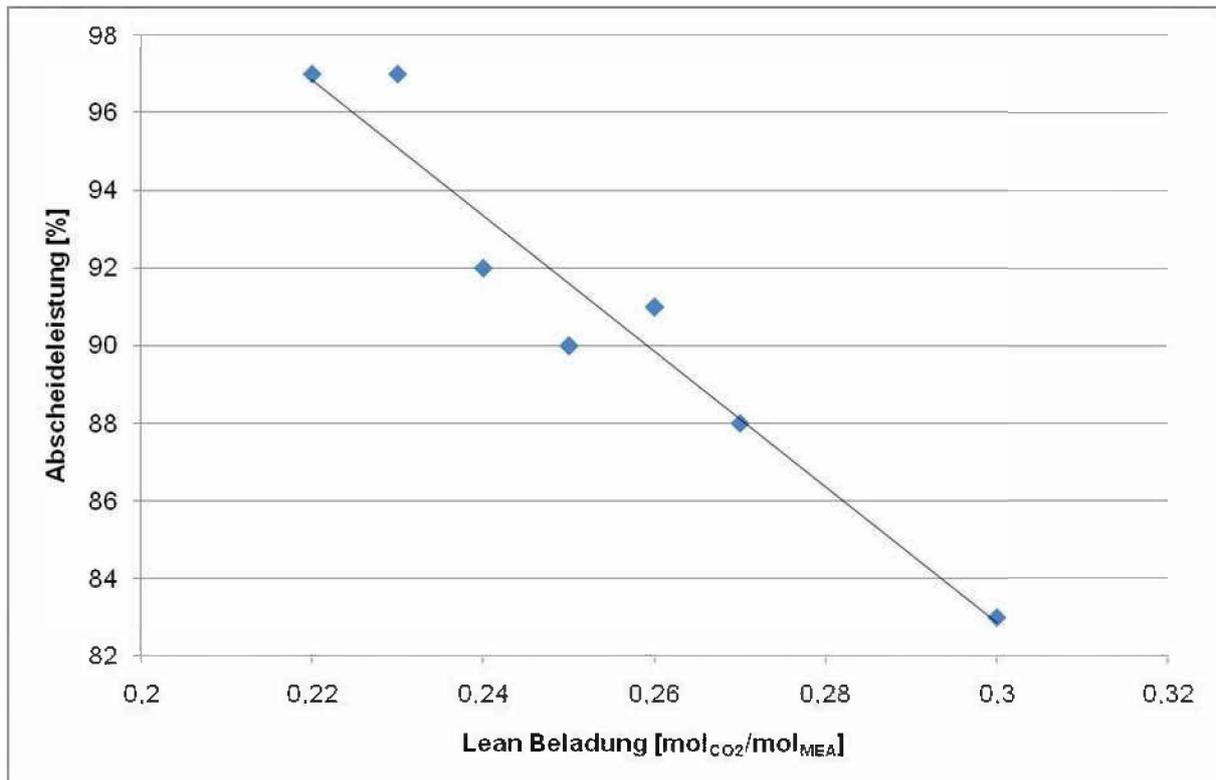


Abbildung 23: Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Lean Beladung für 30 w% MEA

Aus obiger Abbildung ist zu erkennen, dass die Abscheideleistung mit sinkender Lean Beladung steigt, da bei einer geringeren Lean Beladung im Absorber mehr freie Reaktionspartner im Absorptionsmittel zur Verfügung stehen. Dadurch ergibt sich eine höhere Wahrscheinlichkeit, dass ein CO_2 -Molekül auf einen freien Reaktionspartner trifft als bei einer höheren Lean Beladung. Auch die Reaktionsgeschwindigkeit ist maßgeblich von der Lean Beladung abhängig und nimmt ebenfalls mit steigender CO_2 -Flüssigkeitsbeladung massiv ab.

Theoretisch ist die Lean Beladung von der Energiezufuhr im Desorber abhängig. Wird mehr Energie im Desorber zugeführt so wird auch mehr CO_2 aus der beladenen Waschflüssigkeit ausgetrieben. Deshalb werden nun die Einflüsse auf die Lean Beladung untersucht.

Im Folgenden werden von den selben Versuchen und konstanten Parametern wie vorhin die Abhängigkeit der Leanbeladung von der Heizleistung und der CO_2 -Eingangskonzentration im Rauchgas dargestellt.

Tabelle 17: Beeinflussung der Lean Beladung durch Heizleistung und CO₂-Konzentration

Betriebspunkte	Lean Beladung [mol _{CO2} /mol _{MEA}]	Heizleistung [%]	CO ₂ Konzentration [Vol-%]	Versuchsdatum
MEA 53 BP1	0,3	17	12,1	08. Feb.
MEA 55 BP3	0,25	20	12,04	10. Feb.
MEA 55 BP4	0,26	20	11,97	10. Feb.
MEA 56 BP1	0,26	20	12,24	11. Feb.
MEA 56 BP2	0,25	20	12,03	11. Feb.
MEA 58 BP1	0,24	20	11,75	23. Feb.
MEA 58 BP2	0,22	20	10,96	23. Feb.
MEA 59 BP2	0,23	19	10,42	24. Feb.
MEA 63 BP2	0,27	18	11,5	04. März

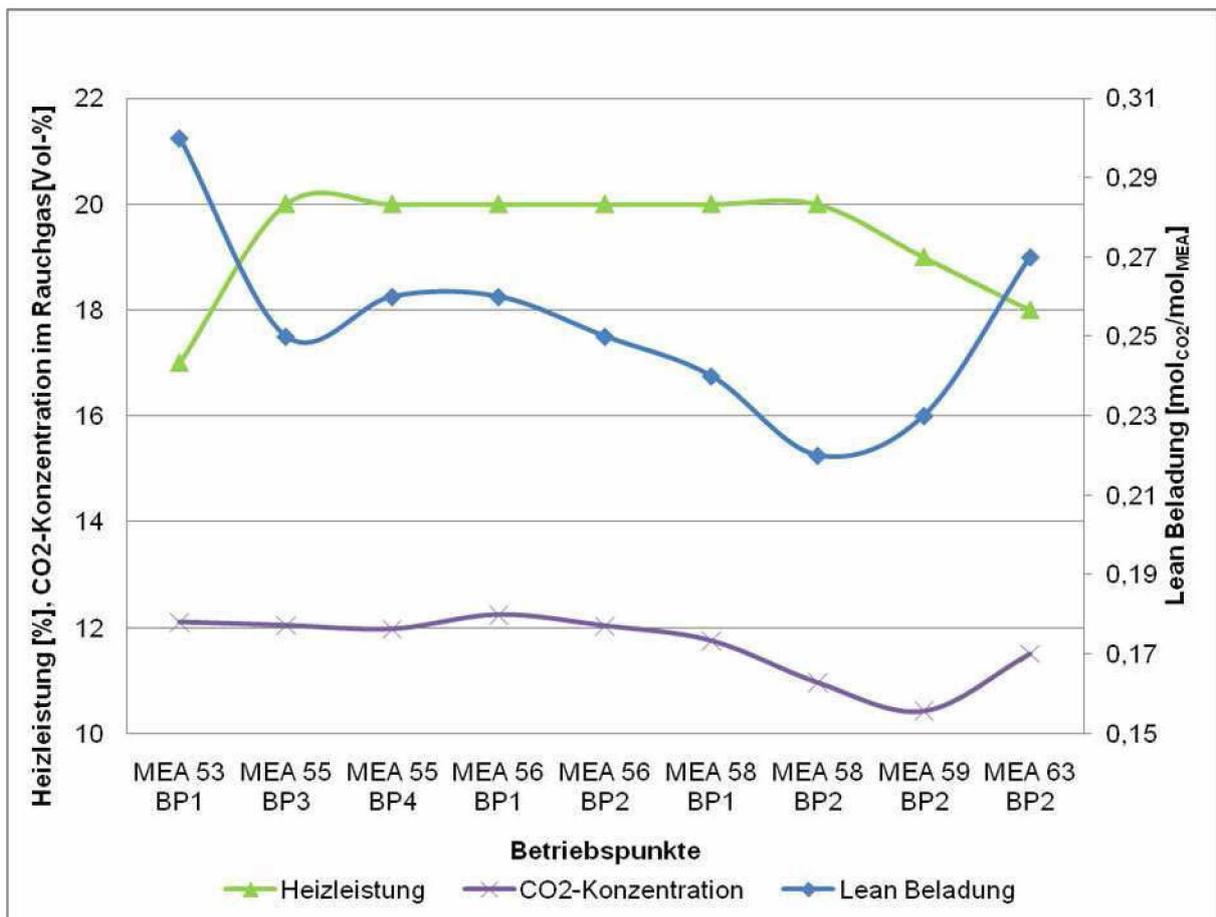


Abbildung 24: Beeinflussung der Lean Beladung

Die Lean Beladung wird, wie in Abbildung 24 zu sehen ist, hauptsächlich von der Heizleistung im Desorber beeinflusst. Doch auch die CO₂-Eingangskonzentration beeinflusst die Lean Beladung. Es ist ersichtlich, dass bei MEA 53 BP1 die niedrige Heizleistung von 17 % für die hohe Lean Beladung verantwortlich ist. Bei den anschließenden fünf Betriebspunkten (MEA 55 BP3 - MEA 56 BP2) bleibt die Heizleistung und auch die CO₂-Eingangskonzentration konstant. Es ist auch ersichtlich, dass die Lean Beladung dieser vier



Betriebspunkte annähernd gleich bleibt. Betrachtet man die folgenden beiden Betriebspunkte (MEA 58 BP1 und MEA 58 BP2), so ist zu sehen, dass bei konstanter Heizleistung die Lean Beladung sinkt. Bei dem Betriebspunkt MEA 58 BP1 ist auch die CO₂-Eingangskonzentration noch so hoch wie bei den vorherigen vier Betriebspunkten. Die geringere Lean Beladung dieses Betriebspunktes sowie die Unterschiede bei der Lean Beladung der vorherigen vier Betriebspunkte sind durch die Schwankung der konstanten Parameter sowie durch Messungenauigkeiten zu erklären. Bei dem Betriebspunkt MEA 58 BP2 ist die geringe Lean Beladung mit der geringen CO₂-Eingangskonzentration zu begründen. Es wird bei einer geringeren CO₂-Eingangskonzentration eine geringere Menge CO₂ abgeschieden (absorbiert), da weniger CO₂ im Rauchgas vorhanden ist. Somit muss auch nur eine geringere Menge an CO₂ desorbiert werden. Wird nun die Heizleistung im Desorber nicht verringert so wird mehr CO₂ aus dem Absorptionsmittel ausgetrieben da mehr Energie zur Verfügung steht und dadurch sinkt die Lean Beladung. Wie in Abbildung 23 gezeigt steigt dadurch wieder die Abscheideleistung und es wird wieder mehr CO₂ abgeschieden, aber im Vergleich zu einer höheren CO₂-Konzentration und einer geringeren Abscheideleistung wird wie folgende Tabelle zeigt trotzdem noch eine geringere Menge an CO₂ abgeschieden.

Tabelle 18: Menge an abgeschiedenem CO₂ im bei entsprechender CO₂-Eingangskonzentration

Betriebspunkte	Abscheideleistung [%]	Abgeschiedenes CO ₂ [kg _{CO2} /h]	CO ₂ -Konzentration [Vol.-%]
MEA 58 BP1	93	0,91	11,75
MEA 58 BP2	97	0,83	10,96

Die letzten zwei Betriebspunkte (MEA 59 BP2 und MEA 63 BP2) sind wieder hauptsächlich von der zugeführten Heizleistung beeinflusst. Bei niedrigerer Heizleistung steigt die Lean Beladung trotz niedriger CO₂-Eingangskonzentrationen. Bei MEA 59 BP2 ist ersichtlich, dass die Heizleistung nur um ein Prozent verringert wurde, die CO₂-Eingangskonzentration jedoch weiter gesunken ist und dennoch ist die Heizleistung ausschlaggebend für die Änderung der Lean Beladung. Somit kann festgestellt werden, dass die Lean Beladung zum Großteil durch die Heizleistung beeinflusst wird. Bei MEA 63 BP2 ist die niedrige Heizleistung in Zusammenhang mit der im Vergleich zum vorherigen Betriebspunkt höheren CO₂-Eingangskonzentration für die hohe Lean Beladung verantwortlich.

Diese Beeinflussung der Abscheideleistung durch die Heizleistung und die CO₂-Konzentration und somit auch der benötigten Energie zur Abscheidung sollte bei der Betrachtung der folgenden Auswertungen immer im Hinterkopf behalten werden.

Natürlich beeinflusst auch das L/G-Verhältnis die Abscheideleistung. Im Folgenden werden nun alle relevanten MEA-Versuche bezüglich deren Einfluss auf die Abscheideleistung untersucht.



Tabelle 19: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche die Einflüsse auf die Abscheideleistung bei MEA zeigen

Rauchgasvolumenstrom	8,1-8,8	[Nm ³]
Desorbtemperatur	120	[°C]

Folgende Betriebspunkte wurden für diese Auswertung verwendet:

Tabelle 20: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 30 w% MEA

Betriebspunkte	Abscheideleistung [%]	Heizleistung [%]	L/G [l/Nm ³]	Eingangskonzentration [Vol-%]
MEA 53 BP1	83	17	7,13	12,1
MEA 55 BP2	87	19	5,52	12,13
MEA 55 BP3	90	20	7,45	12,04
MEA 56 BP1	91	20	7,25	12,24
MEA 56 BP2	90	20	6,81	12,03
MEA 58 BP1	92	20	6,93	11,75
MEA 58 BP2	97	20	7,15	10,96
MEA 59 BP1	93	20	5,5	11,2
MEA 59 BP2	97	19	7,09	10,42
MEA 61 BP1	87	17	6	11,26
MEA 62 BP3	97	20	13,5	11,56
MEA 63 BP1	94	20	10,37	12,17
MEA 63 BP2	88	18	7,05	11,5

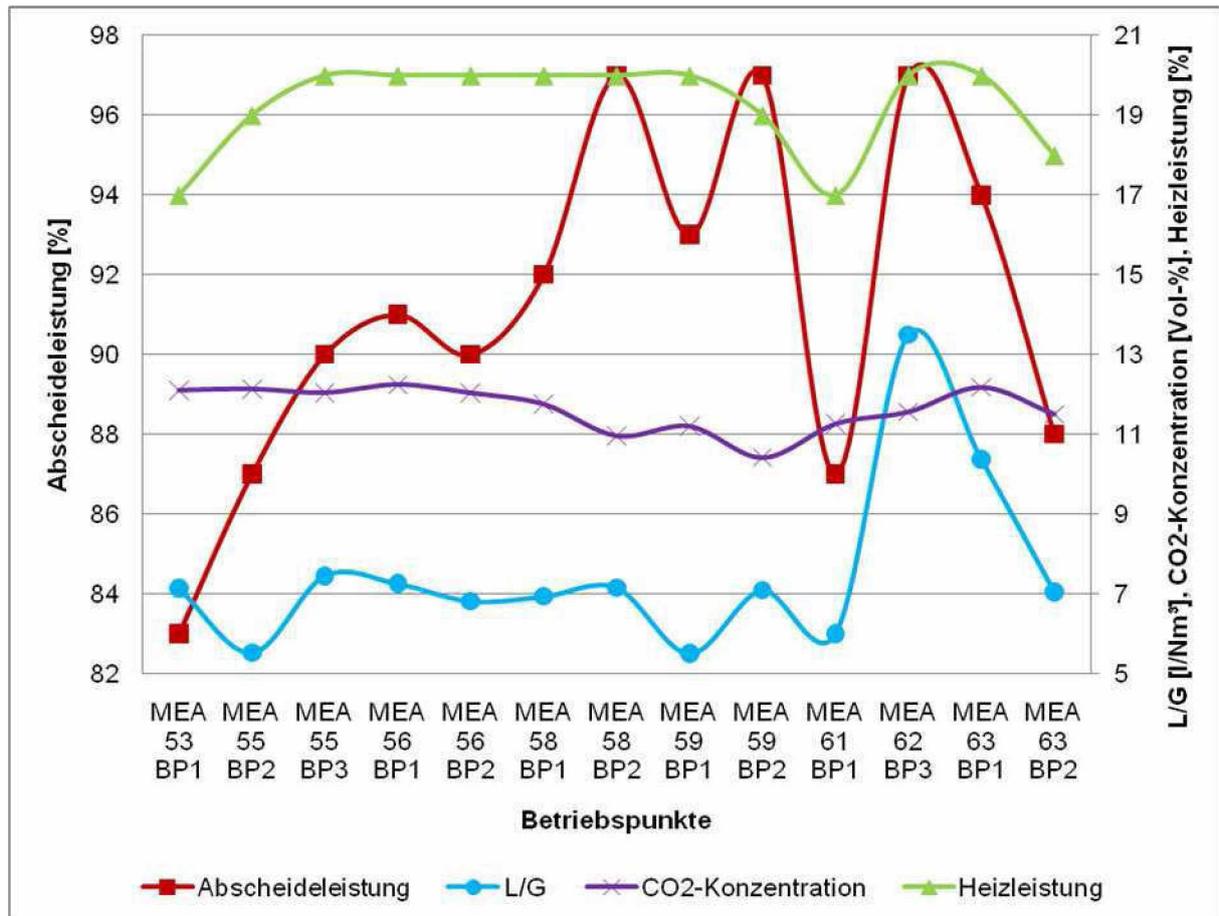


Abbildung 25: Beeinflussung der Abscheideleistung bei MEA

Aus obiger Grafik ist zu sehen, dass der erste Betriebspunkt (MEA 53 BP1), unter der Voraussetzung, dass ein L/G-Verhältnis von 7 l/Nm³ für den Standardbetriebspunkt gewählt wurde nur von der Heizleistung beeinflusst wird. Aus der geringen Heizleistung resultiert eine geringe Abscheideleistung. Der nächste Betriebspunkt wird von der Heizleistung und vom L/G-Verhältnis beeinflusst. Wäre hier das L/G-Verhältnis größer wäre sicher auch die Abscheideleistung besser. Da bei einem geringeren L/G-Verhältnis der Absorptionsmittelstrom verringert wurde stehen im Absorber weniger Reaktionspartner zur Verfügung. Die folgenden vier Betriebspunkte (MEA 55 BP3 – MEA 58 BP1) haben eine auf den ersten Blick konstante Heizleistung und ein konstantes L/G-Verhältnis. Die Schwankungen der Abscheideleistung ergeben sich bei genauerer Betrachtung durch geringe Schwankungen der Heizleistung welche erst bei genauerer Betrachtung dieser ersichtlich sind. In folgender Abbildung ist nun die höher aufgelöste Heizleistung und die Abscheideleistung zu sehen.

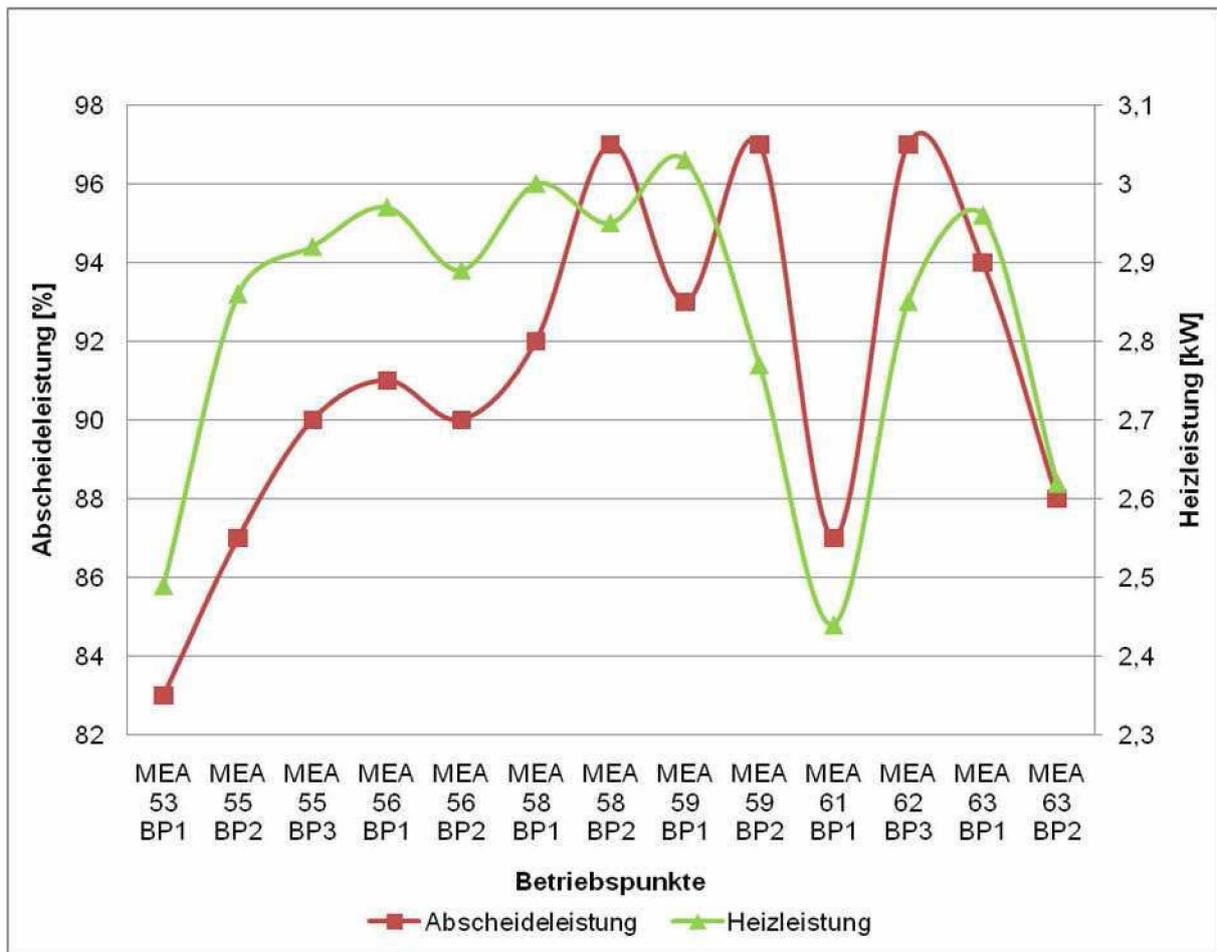


Abbildung 26: Abscheideleistung und Heizleistung bei MEA

Obige Abbildung zeigt, dass die Schwankungen der Heizleistung der Betriebspunkte (MEA 55 BP3 – MEA 58 BP1) mit den Schwankungen der Abscheideleistung übereinstimmen. Für die folgenden vier Betriebspunkte (MEA 58 BP2 – MEA 61 BP1) ist nun zu beachten, dass die CO_2 -Konzentration im Rauchgas des Kraftwerkes von ungefähr 12 Vol-% auf zum Teil weniger als 11 Vol-% sank. Dadurch war generell weniger CO_2 im Rauchgas vorhanden, wodurch sich die guten Abscheideleistungen erklären lassen. Betrachtet man die Betriebspunkte MEA 58 BP2- MEA 59 BP2 so lässt sich die gute Abscheideleistung durch die verringerte CO_2 -Konzentration erklären und die geringere Abscheideleistung bei MEA 59 BP1 kommt durch das niedrigere L/G-Verhältnis zustande. Die Verringerung der Heizleistung bei MEA 59 BP2 hat keine Auswirkung auf die Abscheideleistung. Es ist jedoch zu beachten, dass bei diesem Betriebspunkt die geringste CO_2 -Konzentration im Rauchgas herrscht, was die hohe Abscheideleistung erklärt. Es kann also davon ausgegangen werden, dass 20 % Heizleistung für die geringeren Mengen an CO_2 zu viel waren, und die Abscheideleistung dadurch nicht mehr stark beeinflusst wurde. Betrachtet man den Betriebspunkt MEA 61 BP1 so ist ersichtlich, dass die Abscheideleistung bei Verringerung der Heizleistung und des L/G-Verhältnisses stark sinkt. Hier wirkt sich natürlich beides auf die Verringerung der Abscheideleistung aus. Die folgenden beiden Betriebspunkte (MEA 62 BP3 und MEA 63 BP1) verdanken ihre gute Abscheideleistung dem hohen L/G-Verhältnis. Die

Abscheideleistung des letzten Betriebspunktes (MEA 63 BP2) ist durch das niedrigere L/G-Verhältnis im Vergleich zu den vorherigen Betriebspunkten und durch die niedrigere Heizleistung zu begründen.

Somit kann zusammenfassend gesagt werden:

- Je größer das L/G-Verhältnis desto besser die Abscheideleistung
- Je höher die Heizleistung desto besser die Abscheideleistung.

5.2.2 Einflüsse auf die Abscheideleistung bei 54 w% Cholincarbonat

Wie bei den vorherigen Versuchen gezeigt, hat bei der ionischen Flüssigkeit die Absorptionstemperatur einen Einfluss auf die Abscheideleistung. Folgende Auswertung zeigt nun alle Einflüsse auf die Abscheideleistung.

Tabelle 21: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche die Einflüsse auf die Abscheideleistung bei 54 w% Cholin₂-CO₃ zeigen

Rauchgasvolumenstrom	7	[Nm ³]
Desorbtemperatur	120	[°C]

Tabelle 22: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin₂-CO₃ bei konstantem Rauchgasvolumenstrom

Betriebspunkte	Abscheideleistung [%]	L/G [l/Nm ³]	Absorptionstemperatur [°C]	Heizleistung [%]
IL 3 BP1	26	16,75	40	24
IL 5 BP2	13	16,8	70	14
IL 6 BP2	25	17	40	22,5
IL 6 BP3	20	8	40	19
IL 7 BP1	13	8,5	27	19
IL 8 BP1	28	8,80	60	20

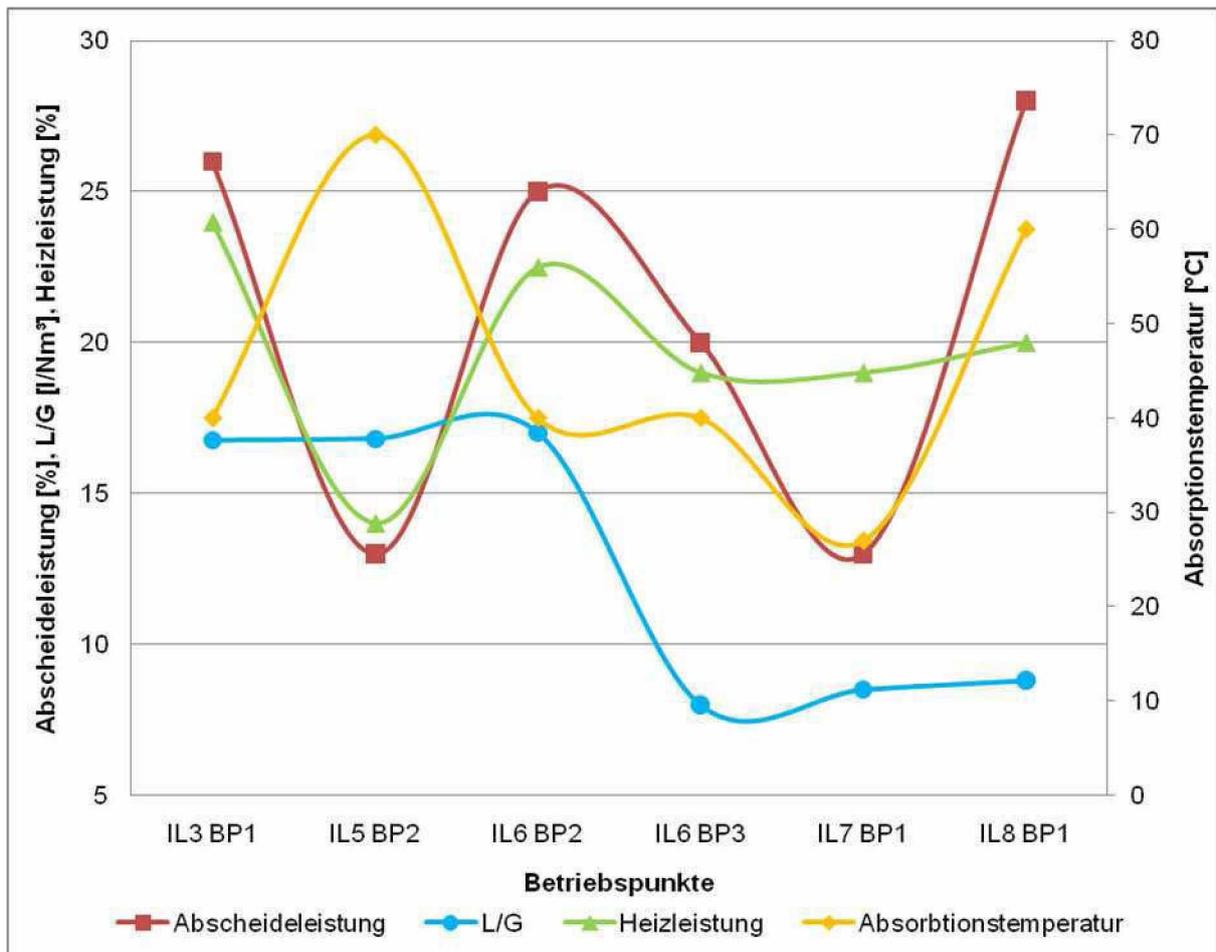


Abbildung 27: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% $\text{Cholin}_2\text{-CO}_3$, bei konstantem Rauchgasvolumenstrom

Wie die vorhergehende Auswertung der entsprechenden Versuche mit der ionischen Flüssigkeit zeigt, beeinflusst bei den ersten drei Betriebspunkten (IL 3 BP1 – IL 6 BP2) die Heizleistung und bei den folgenden drei Betriebspunkten (IL 6 BP3 – IL 8 BP1) die Absorptionstemperatur die Abscheideleistung. Bei IL 5 BP2 ist zu erkennen, dass durch die geringe Heizleistung von 14 % die Abscheideleistung sinkt. Inwieweit auch die hohe Absorptionstemperatur für die schlechte Abscheideleistung verantwortlich ist, kann hier schwer festgestellt werden, da nur dieser eine Betriebspunkt mit einer Absorptionstemperatur von 70 °C gefahren wurde. Betrachtet man die letzten drei Betriebspunkte (IL 6 BP3 – IL 8 BP1) so ist zu sehen, dass hier die Abscheideleistung von der Absorptionstemperatur abhängig ist. Die Energiezufuhr war für diese drei Betriebspunkte ungefähr gleich. Wenn man den Betriebspunkt IL 8 BP1 betrachtet so ist zu sehen, dass bei diesem die Energiezufuhr etwas höher war als bei den beiden vorigen. Jedoch ist eine Heizleistung von 19 % für diese geringe Abscheideleistung schon hoch und ob eine weitere Erhöhung auf 20 % solch eine Auswirkung auf die Abscheideleistung hat ist zu bezweifeln. Bei den Betriebspunkten IL 3 BP1 und IL 6 BP2 ist das größere L/G-Verhältnis für die bessere Abscheideleistung verantwortlich. Wird wie bei Betriebspunkt IL 6 BP3 das L/G-Verhältnis bei gleichbleibender Absorptionstemperatur verringert und zusätzlich

auch noch die Heizleistung, so ist ein Absinken der Abscheideleistung zu erkennen. Ob hier das geringere L/G-Verhältnis oder die verringerte Heizleistung den Hauptanteil an der Verringerung der Abscheideleistung haben, ist nicht eindeutig ersichtlich.

Da bei den Versuchen mit der ionischen Flüssigkeit auch weitere Versuche mit unterschiedlichen Gasvolumenströmen durchgeführt wurden, werden hier nun alle Versuche mit der ionischen Flüssigkeit miteinander verglichen.

Tabelle 23: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin₂-CO₃

Betriebspunkte	Rauchgasvolumenstrom [Nm ³]	Abscheideleistung [%]	L/G [l/Nm ³]	Absorptions-temperatur [°C]	Heizleistung [%]
IL 3 BP1	7,08	26	16,75	40	24
IL 5 BP1	8,23	24	15	60	17
IL 5 BP2	7,1	13	16,8	70	14
IL 6 BP1	8,47	16	7	40	21
IL 6 BP2	7,06	25	17	40	22,5
IL 6 BP3	7,14	20	8	40	19
IL 7 BP1	7,04	13	8,5	27	19
IL 7 BP2	4,82	24	25	27	30
IL 7 BP3	4,89	50	36,44	60	30
IL 8 BP1	7,04	28	8,80	60	20

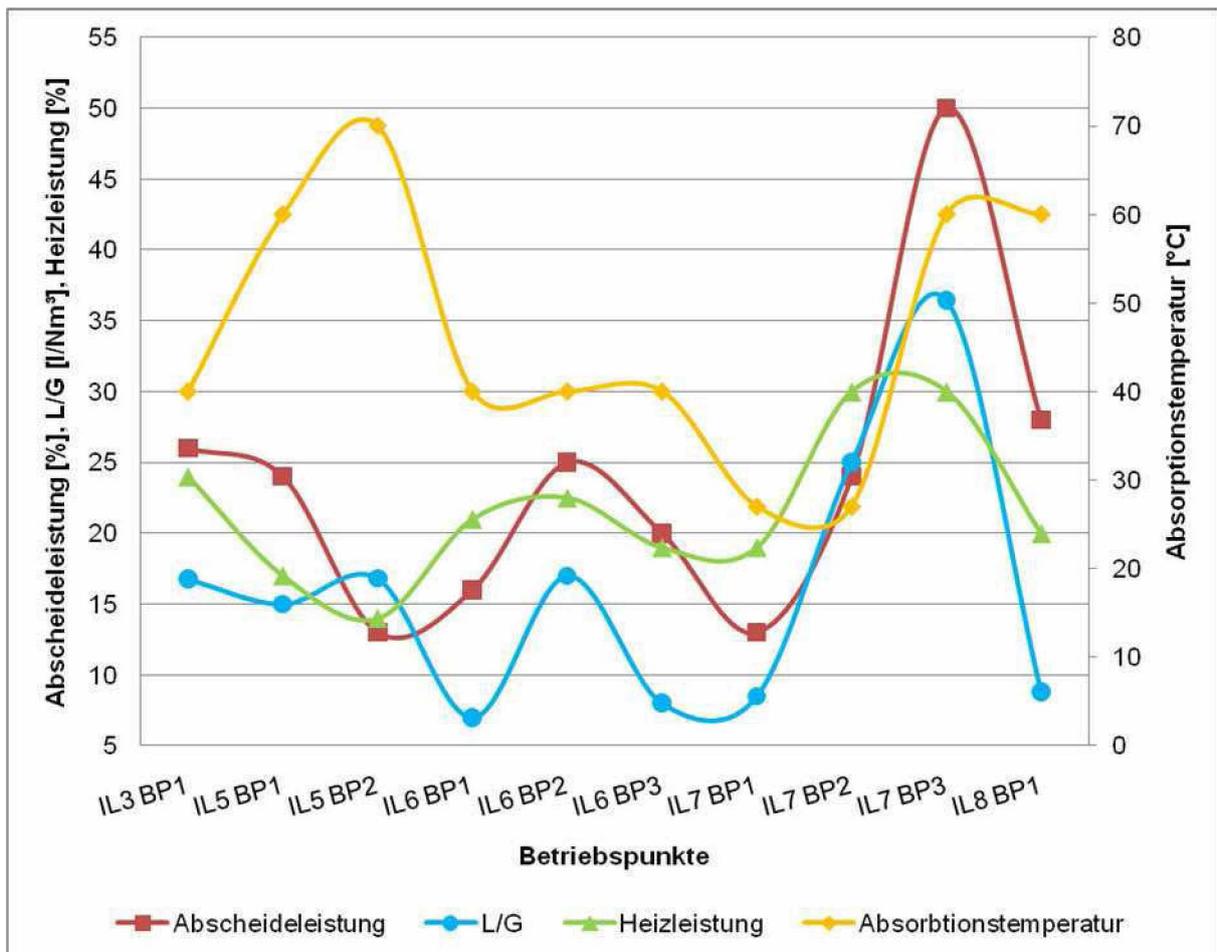


Abbildung 28: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% $\text{Cholin}_2\text{-CO}_3$

Betrachtet man in obiger Abbildung die Betriebspunkte welche in Abbildung 27 noch nicht dargestellt sind, so ist zu erkennen, dass bei diesen Betriebspunkten die Abscheideleistung hauptsächlich von dem L/G-Verhältnis abhängig ist. Dies bedeutet, dass die Rauchgasgeschwindigkeit im Absorber einen großen Einfluss auf die Abscheideleistung hat, was auf die veränderte Verweilzeit zurückzuführen ist und bereits in der Einleitung von Kapitel 5 erklärt wurde. Hierbei ist zu beachten, dass außer bei den Betriebspunkten IL 5 BP1 und IL 5 BP2 sicher genügend Heizleistung zugeführt wurde und somit die Heizleistung, außer bei diesen Betriebspunkten, die Abscheideleistung nicht so stark beeinflusst. Die Einflüsse der Absorptionstemperatur sind bereits im vorherigen Abschnitt erläutert worden und auch in dieser Abbildung wieder ersichtlich. Warum die Abscheideleistung bei IL 5 BP1 im Vergleich zu IL 3 BP1 nicht geringer ist, obwohl die Gasgeschwindigkeit erhöht und die Heizleistung verringert wurde, kann durch die Absorptionstemperatur von 60 °C begründet werden.

Die Abscheideleistung wird wie folgt beeinflusst:

- Höheres L/G resultiert in höhere Abscheideleistung
- Höhere Heizleistung ergibt bis zu einer gewissen Heizleistung höhere Abscheideleistung

- Höhere Absorptionstemperatur (im Bereich von 30-60 °C) ergibt höhere Abscheideleistung

5.3 Einwirkungen auf den Energieverbrauch der CO₂-Abscheidung

Als zweiter wichtiger Punkt bei der CO₂-Abscheidung wird im Folgenden nun der Energieverbrauch betrachtet. Hierbei sollte beachtet werden, dass dieser so gering wie möglich gehalten werden sollte. Denn wenn die Anlage zur CO₂-Abscheidung, wie in unserem Fall, an einem Kohlekraftwerk tatsächlich realisiert werden sollte, so muss die von der Anlage benötigte Energie von der im Kohlekraftwerk erzeugten Energie abgezogen werden. Dies verschlechtert somit den Wirkungsgrad des Kraftwerkes, oder anders ausgedrückt, um die gleiche Menge an Energie zu erzeugen muss mehr Rohstoff verbraucht werden.

Hierbei ist generell wie in Kapitel 5.2 beschrieben zu beachten, dass die Abscheideleistung steigt je mehr Energie für die CO₂-Desorption aufgewandt wird, wenn ein konstantes L/G-Verhältnis angenommen wird. Eine weitere Frage ist, wie sich der Energiebedarf pro Tonne abgeschiedenem CO₂ verhält. Dieser ist von mehreren Faktoren, wie der CO₂-Konzentration im Rauchgas, der Abscheideleistung, dem Gasvolumenstrom und der Heizleistung abhängig.

5.3.1 Einwirkungen auf den Energieverbrauch der CO₂-Abscheidung mit 30 w% MEA-Lösung

Im Folgenden sollen nun die Auswirkungen auf den Energieverbrauch untersucht werden. Hierbei ist natürlich die bei der CO₂-Absorption zugeführte Energie entscheidend. Dies hat natürlich auch Einfluss auf die Abscheideleistung. Angegeben wird der Energieverbrauch üblicherweise in GJ pro abgeschiedener Tonne CO₂. Wird also viel Energie verbraucht und ist die Abscheideleistung gering, so ist der Energieverbrauch hoch. Steigt bei dem selben Energieverbrauch jedoch die Abscheideleistung so sinkt der spezifische Energieverbrauch.

Tabelle 24: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche den Einfluss auf den Energieverbrauch bei 30 w% MEA zeigen

Rauchgasvolumenstrom	8,1-8,8	[Nm ³]
Desorbtemperatur	120	[°C]

Folgende Versuche mit MEA wurden für die Auswertung ausgewählt:

Tabelle 25: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 30 w% MEA

Betriebspunkte	Energieverbrauch [GJ/t _{CO2}]	Abscheideleistung [%]	Heizleistung [kW]	L/G [l/Nm ³]	Abgeschiedenes CO ₂ [Nm ³ _{CO2} /h]
MEA 53 BP1	5,67	83	2,49	7,13	0,81
MEA 55 BP2	6,13	87	2,86	5,52	0,86
MEA 55 BP3	6,12	90	2,92	7,45	0,88
MEA 56 BP1	6,06	91	2,97	7,25	0,90
MEA 56 BP2	5,79	90	2,89	6,81	0,92
MEA 58 BP1	6,10	92	3	6,93	0,91
MEA 58 BP2	6,51	97	2,95	7,15	0,83
MEA 59 BP1	6,56	93	3,03	5,5	0,85
MEA 59 BP2	6,02	97	2,77	7,09	0,85
MEA 61 BP1	5,68	87	2,44	6	0,79
MEA 62 BP3	5,69	97	2,85	13,5	0,92
MEA 63 BP1	5,86	94	2,96	10,37	0,93
MEA 63 BP2	5,89	88	2,62	7,05	0,82

Die erste der folgenden beiden Abbildungen zeigt den Energieverbrauch in Abhängigkeit der zugeführten Heizleistung. Die zweite zeigt den Energieverbrauch in Abhängigkeit der Abscheideleistung.

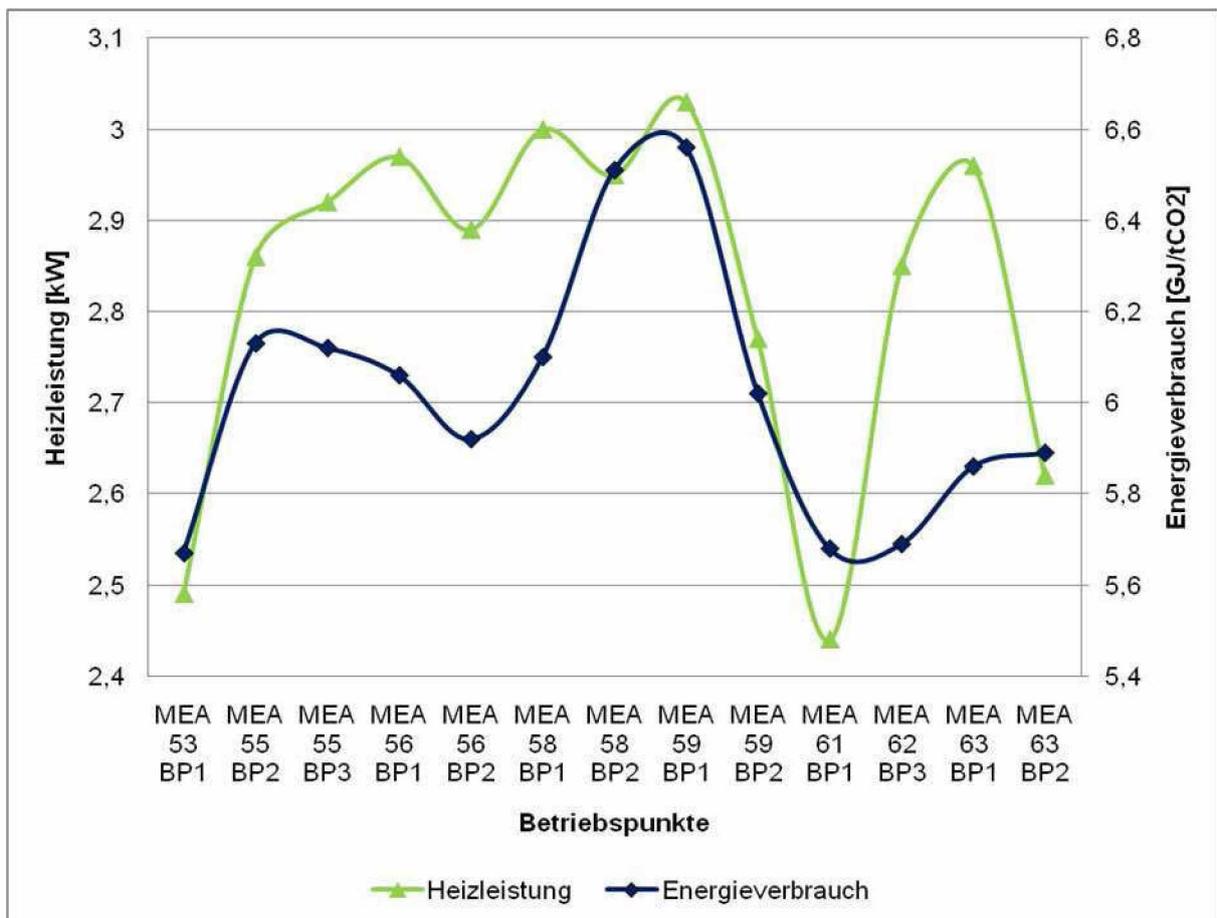


Abbildung 29: Energieverbrauch in Abhängigkeit der Energiezufuhr bei 30 w% MEA



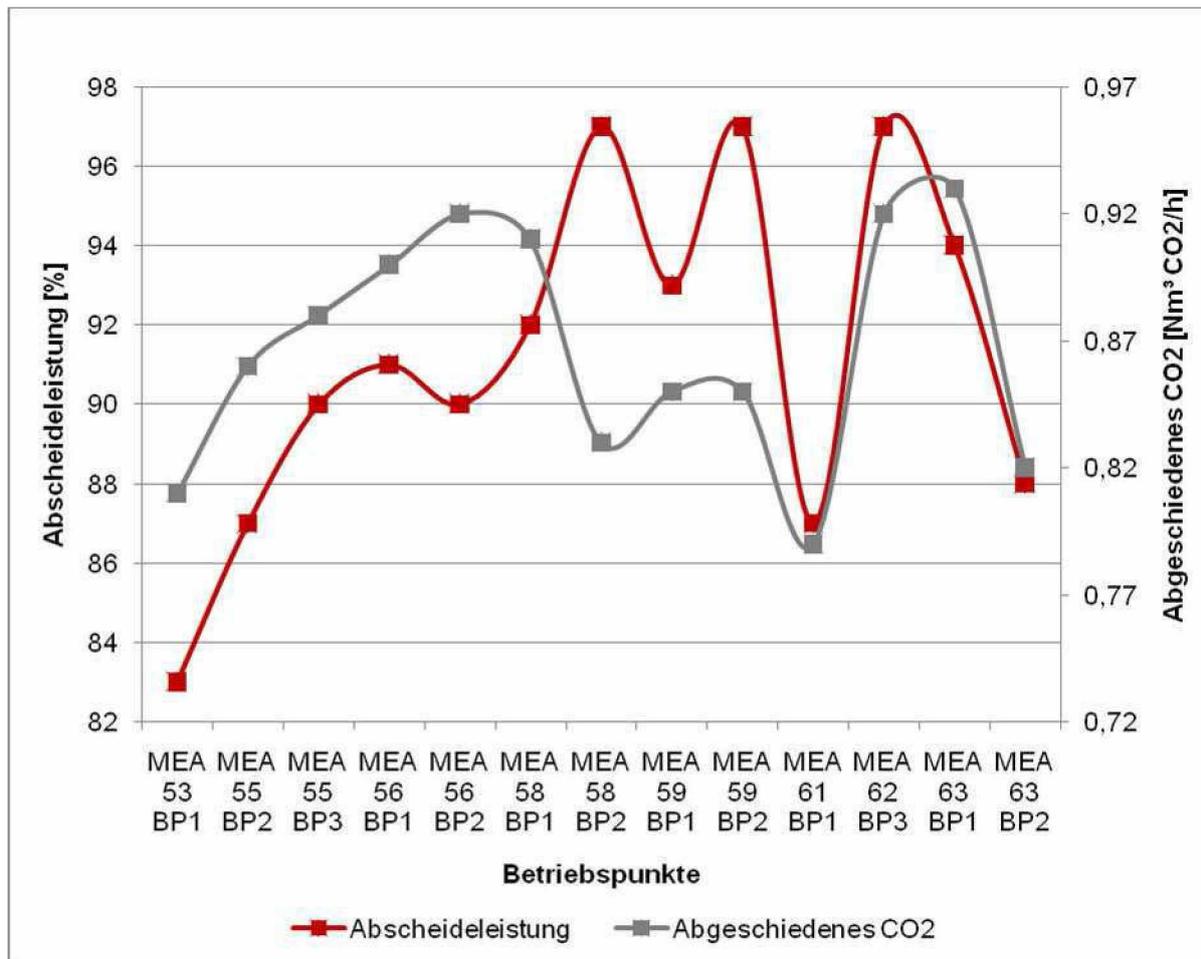


Abbildung 30: Menge an Abgeschiedenem CO₂ in Abhängigkeit der Abscheideleistung bei 30 w% MEA

Wie aus den vorherigen beiden Abbildungen zu sehen ist der spezifische Energieverbrauch hauptsächlich von der zugeführten Energie und von der abgeschiedenen Menge an CO₂ abhängig. Betrachtet man den ersten Betriebspunkt (MEA 53 BP1), so kann festgestellt werden, dass bei geringer Heizleistung und geringer Abscheideleistung (geringe CO₂-Menge) auch der Energieverbrauch niedrig ist. Es ist zu beachten, dass bei der Betrachtung des Energieverbrauches immer die Menge an abgeschiedenem CO₂ pro Stunde und nicht die Abscheideleistung entscheidend ist. Bei den folgenden drei Betriebspunkten (MEA 55 BP2 – MEA 56 BP1) steigt die Energiezufuhr leicht an und auch die Menge an abgeschiedenem CO₂ steigt an. Der Energieverbrauch bleibt für diese drei Punkte ungefähr konstant. Das bedeutet, dass durch die höhere Energiezufuhr genau so viel mehr CO₂ abgeschieden wird, dass der Energieverbrauch konstant bleibt. Natürlich ist zu beachten, dass der Betriebspunkt MEA 56 BP2 bei einem kleineren L/G-Verhältnis gefahren wurde und somit wird wie die vorherigen Auswertungen zeigen, etwas weniger CO₂ abgeschieden. Die folgenden beiden Betriebspunkte (MEA 56 BP2 und MEA 58 BP1) sind wieder von der Heizleistung abhängig. Vergleicht man die Betriebspunkte MEA 55 BP3 und MEA 56 BP2, so ist zu erkennen, dass bei gleicher Heizleistung und CO₂-Konzentration im Rauchgas der Energieverbrauch bei MEA 56 BP2 etwas niedriger ist, da laut Auswertung etwas mehr CO₂

abgeschieden wird. Diese Auswertung berechnet die Menge an abgeschiedenem CO₂ über zwei Gasvolumenstrommessungen. Einmal wird vor und einmal nach dem Absorber gemessen. Da diese Messungen jedoch nicht immer konstant blieben und der Messwert des Öfteren leicht nach oben oder unten abwichen wird diese Abweichung auf die Messungenauigkeit zurückgeführt. Bei den folgenden vier Betriebspunkten (MEA 58 BP2 – MEA 61 BP1) ist zu beachten, dass hier die CO₂-Konzentration im Rauchgas sank. Folgende Tabelle zeigt die CO₂-Konzentrationen im Rauchgas der entsprechenden Betriebspunkte.

Tabelle 26: CO₂-Eingangskonzentrationen

Betriebspunkte	CO ₂ -Konzentration [Vol-%]
MEA 53 BP1	12,1
MEA 55 BP2	12,13
MEA 55 BP3	12,04
MEA 56 BP1	12,24
MEA 56 BP2	12,03
MEA 58 BP1	11,75
MEA 58 BP2	10,96
MEA 59 BP1	11,2
MEA 59 BP2	10,42
MEA 61 BP1	11,26
MEA 62 BP3	11,56
MEA 63 BP1	12,17
MEA 63 BP2	11,5

Durch die niedrigere CO₂-Konzentration steigt zwar die Abscheideleistung, aber dennoch wird an der Menge gemessen weniger CO₂ pro Stunde abgetrennt. Dadurch steigt der Energiebedarf bei gleichbleibender Heizleistung an, da mit gleich viel Energie weniger CO₂ abgeschieden wird. Die schlechte Abscheideleistung des Betriebspunktes MEA 59 BP1 ist durch das niedrige L/G-Verhältnis zu begründen. Dadurch steigt der Energieverbrauch noch weiter an. Es ist zu sehen, dass dieses niedrigere L/G-Verhältnis den Energieverbrauch kaum beeinflusst. Der folgende Betriebspunkt (MEA 59 BP2) zeigt bei verringerter Heizleistung noch immer eine sehr hohe Abscheideleistung. Der Energieverbrauch verringert sich somit wieder. Der Betriebspunkt MEA 61 BP1 wurde bei niedriger Heizleistung und bei einem niedrigeren L/G-Verhältnis gefahren, und dadurch sank die Abscheideleistung und auch der Energieverbrauch. Vergleicht man nun Betriebspunkt MEA 55 BP1 und MEA 61 BP1 so ist zu erkennen, dass bei gleicher Heizleistung die Abscheideleistung bei MEA 61 etwas höher ist, der Energieverbrauch jedoch gleich bleibt. Das bedeutet, dass ungefähr die selbe Menge an CO₂ pro Stunde abgeschieden wurde. Jedoch ergibt sich durch die niedrigere CO₂-Ausgangskonzentration bei Betriebspunkt MEA 61 eine bessere Abscheideleistung. Die Betriebspunkte MEA 62 BP3 und MEA 63 BP1 erreichen die große Menge an abgeschiedenem CO₂ durch ein hohes L/G-Verhältnis und eine hohe Heizleistung. Der Energieverbrauch bleibt jedoch im Vergleich zum Betriebspunkt MEA 61 BP1 ungefähr gleich, da nun durch die Kombination von mehr Heizleistung und einem höheren L/G-Verhältnis mehr CO₂, als lediglich durch eine Erhöhung der Heizleistung, abgeschieden wird.



Bis jetzt war bei einer konstanten CO_2 -Konzentration im Rauchgas immer ein Zusammenhang zu sehen. Wenn die Heizleistung steigt, steigt auch der Energieverbrauch und umgekehrt. Wenn jedoch die Heizleistung und das L/G-Verhältnis gesteigert werden, ist aus den Betriebspunkten MEA 62 BP3 und MEA 63 BP1 ersichtlich, dass der Energieverbrauch nicht ansteigt.

Grundsätzlich ist anzumerken, dass für die Berechnung des Energieverbrauches nur die für die Regeneration notwendige elektrische Energie des Heizregisters berücksichtigt wurde. Der Energieverbrauch der Pumpen für die Waschflüssigkeit ist im Vergleich zur Heizleistung gering und kann daher vernachlässigt werden.

Es ist zu sehen, dass bei gleichbleibenden CO_2 -Konzentrationen der Energieverbrauch hauptsächlich von der Energiezufuhr abhängig ist.

- Bei gleichem L/G-Verhältnis steigt bei Erhöhung der Energiezufuhr auch der Energieverbrauch.
- Steigt die Energiezufuhr und die Abscheideleistung durch ein höheres L/G-Verhältnis, im richtigen Verhältnis, bleibt der Energieverbrauch gleich.

5.3.2 Einwirkungen auf den Energieverbrauch der CO_2 -Abscheidung mit 54 w% Cholincarbonat

In diesem Kapitel sollen nun die Zusammenhänge des Energieverbrauches der ionischen Flüssigkeit betrachtet werden. Hierbei muss beachtet werden, dass die Abscheideleistungen der ionischen Flüssigkeit im Vergleich zu MEA sehr niedrig sind. Daher ist für den spezifischen Energieverbrauch bei der ionischen Flüssigkeit, bei gleicher Heizleistung, ein viel höherer Wert zu erwarten.

Tabelle 27: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche den Einfluss auf den Energieverbrauch bei 54 w% $\text{Cholin}_2\text{-CO}_3$ zeigen.

Rauchgasvolumenstrom	7	$[\text{Nm}^3]$
Desorbtemperatur	120	$[\text{°C}]$

Tabelle 28: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 54 w% $\text{Cholin}_2\text{-CO}_3$ mit konstantem Rauchgasvolumenstrom

Betriebspunkte	Abscheideleistung [%]	L/G $[\text{l}/\text{Nm}^3]$	Absorptions-temperatur $[\text{°C}]$	Heizleistung [%]	Energieverbrauch $[\text{GJ}/\text{t}_{\text{CO}_2}]$
IL 3 BP1	26	16,75	40	24	27,92
IL 5 BP2	13	16,8	70	14	31,18
IL 6 BP2	25	17	40	22,5	30,29
IL 6 BP3	20	8	40	19	29,3
IL 7 BP1	13	8,5	27	19	44,58
IL 8 BP1	28	8,80	60	20,00	24,19



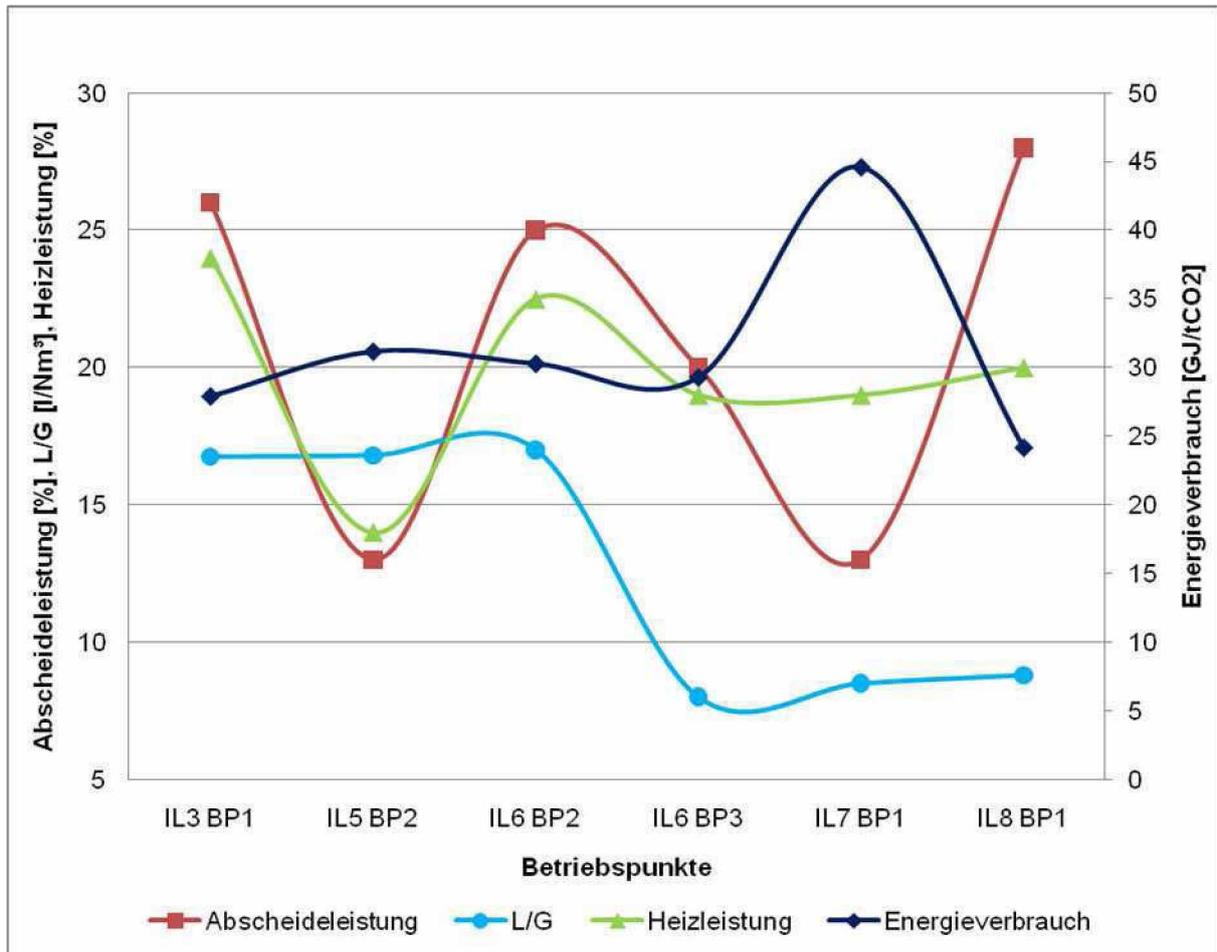


Abbildung 31: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 54 w% Cholin₂-CO₃ mit konstantem Rauchgasvolumenstrom

Aus obiger Abbildung ist zu sehen, dass der Energieverbrauch wiederum von der abgeschiedenen Menge an CO₂ und der Heizleistung abhängig ist. Wird wie bei den Betriebspunkten IL 3 BP1 – IL 6 BP3 ersichtlich mehr Heizleistung zugeführt, und somit auch mehr CO₂ abgeschieden, so bleibt der Energieverbrauch gleich. Wird jedoch die Abscheideleistung bei gleichbleibender Energiezufuhr durch eine niedrigere Absorptionstemperatur verringert (IL 7 BP1), so steigt der Energieverbrauch. Bei IL 8 BP1 ist ersichtlich dass durch die erhöhte Abscheideleistung der Energieverbrauch sinkt.

Da bei den Versuchen mit der ionischen Flüssigkeit auch weitere Versuche mit unterschiedlichen Gasvolumenströmen durchgeführt wurden, werden hier nun alle Versuche mit der ionischen Flüssigkeit verglichen.

Tabelle 29: Beeinflussung des Energieverbrauches bei der 54 w% Cholin₂-CO₃

Betriebspunkte	Energieverbrauch [GJ/t _{CO2}]	Abscheideleistung [%]	L/G [l/Nm ³]	Heizleistung [%]
IL 3 BP1	27,92	26	16,75	24
IL5 BP1	18,67	24	15	17
IL 5 BP2	31,18	13	16,8	14
IL 6 BP1	37,08	16	7	21
IL 6 BP2	30,29	25	17	22,5
IL 6 BP3	29,3	20	8	19
IL 7 BP1	44,58	13	8,5	19
IL 7 BP2	58,52	24	25	30
IL 7 BP3	28,83	50	36,44	30
IL 8 BP1	24,19	28	8,80	20

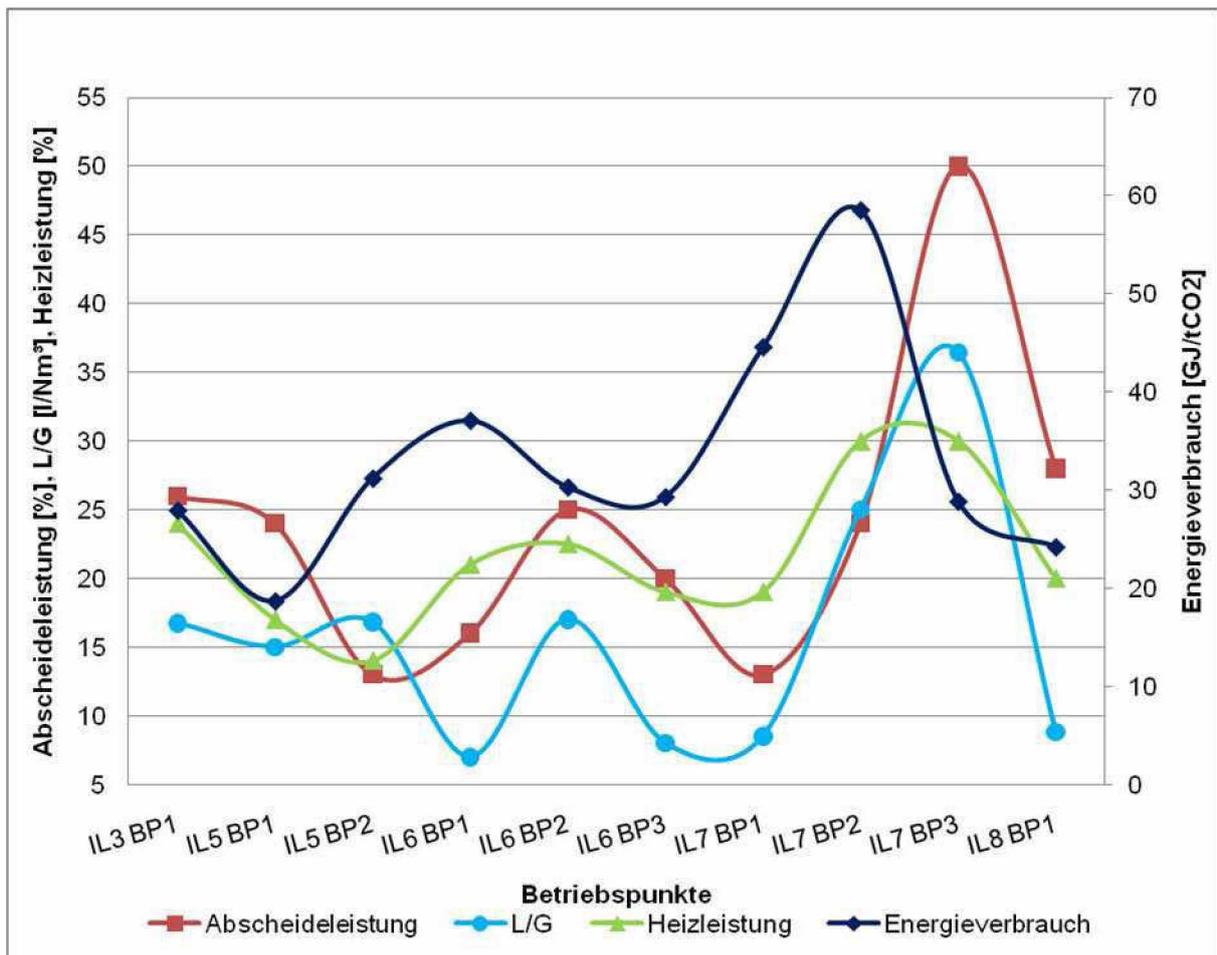


Abbildung 32: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 54 w% Cholin₂-CO₃

Auch hier ist wiederum deutlich zu erkennen, dass der Energieverbrauch von der Abscheideleistung und der Energiezufuhr abhängig ist. Hierbei ist zu beachten, dass die Abscheideleistung zusätzlich noch von der Absorptionstemperatur abhängig ist. Wird bei gleich bleibender Abscheideleistung, aufgrund der höheren Absorptionstemperatur wie bei Betriebspunkt IL 5 BP1 ersichtlich, weniger Heizenergie zugeführt, so sinkt der



Energiebedarf. Sinkt die Abscheideleistung aufgrund der sehr niedrigen Heizleistung und auch möglicherweise aufgrund der Absorptionstemperatur von 70 °C, wie beim folgenden Betriebspunkt (IL 5 BP2) ersichtlich, so steigt der Energieverbrauch wieder auf einen ähnlichen Wert wie bei Betriebspunkt IL 3 BP1. Bei dem Betriebspunkt IL 6 BP1 steigt der Energieverbrauch im Vergleich zu den vorherigen Betriebspunkten, aufgrund des geringeren L/G-Verhältnisses und der daraus resultierenden schlechten Abscheideleistung, weiter an. Diese Zusammenhänge sind auch für die Änderung der Heizleistung der weiteren Betriebspunkte verantwortlich. Betrachtet man die Betriebspunkte IL 7 BP3 und IL 8 BP1 so sind hier die Energieverbräuche ähnlich. Die Versuche wurden mit einem hohen L/G-Verhältnis bei einer hohen Heizleistung, woraus eine hohe Abscheideleistung resultierte durchgeführt. Ebenso wurden Versuche mit einem niedrigen L/G-Verhältnis bei niedrigerer Heizleistung durchgeführt, woraus eine niedrigere Abscheideleistung resultiert durchgeführt wurden.

Es ist zu sehen, dass der Energieverbrauch von der Energiezufuhr, der Absorptionstemperatur und dem L/G-Verhältnis abhängig ist. Folgende Zusammenhänge sind aufgrund der durchgeführten Versuche ersichtlich:

- Steigt die Absorptionstemperatur, so sinkt der Energieverbrauch bei gleichem L/G-Verhältnis und gleicher Energiezufuhr.
- Steigt das L/G-Verhältnis, so sinkt der Energieverbrauch bei gleicher Absorptionstemperatur und gleicher Heizleistung, aufgrund steigender CO₂-Abscheidung.
- Steigt die Energiezufuhr und das L/G-Verhältnis im richtigen Verhältnis, bleibt der Energieverbrauch bei gleicher Absorptionstemperatur gleich.

5.4 Temperatureffekt

Bei den Versuchen mit 30 w% MEA wurde bei bestimmten Absorbentemperaturen, in Abhängigkeit des L/G-Verhältnisses beobachtet, dass die Temperatur in der Absorbermitte im Vergleich zu den anderen Versuchen, stark anstieg.



Tabelle 30: Temperaturunterschied im Absorber in Abhängigkeit des L/G-Verhältnisses und der Absorptionstemperatur für 30 w% MEA-Lösung

Betriebspunkte	Abscheideleistung [%]	L/G [l/Nm ³]	Absorptions-temperatur [°C]	ΔT [°C]
MEA 55 BP3	90	7,45	30	2,99
MEA 52 BP1	90	7	40	5,16
MEA 52 BP2	85	7,27	40	6,01
MEA 52 BP3	94	7,26	40	6,6
MEA 54 BP1	84	7,3	40	5,53
MEA 55 BP1	95	10	40	2,2
MEA 55 BP2	87	5,5	40	18,13
MEA 56 BP1	91	7,25	40	6,23
MEA 59 BP1	93	5,5	40	15,21
MEA 59 BP2	97	7,09	40	2,5
MEA 61 BP1	87	6	40	11,73
MEA 62 BP1	36	3,8	40	11,38
MEA 62 BP3	97	14	40	0,81
MEA 63 BP1	94	10	40	1,88
MEA 63 BP2	88	7,05	40	5,82
MEA 55 BP4	91	7	50	12,29
MEA 58 BP2	97	7,15	50	15,36
MEA 56 BP2	90	6,81	60	12,54
MEA 58 BP1	92	6,93	60	14,47
MEA 60 BP1	93	7,21	70	5,77

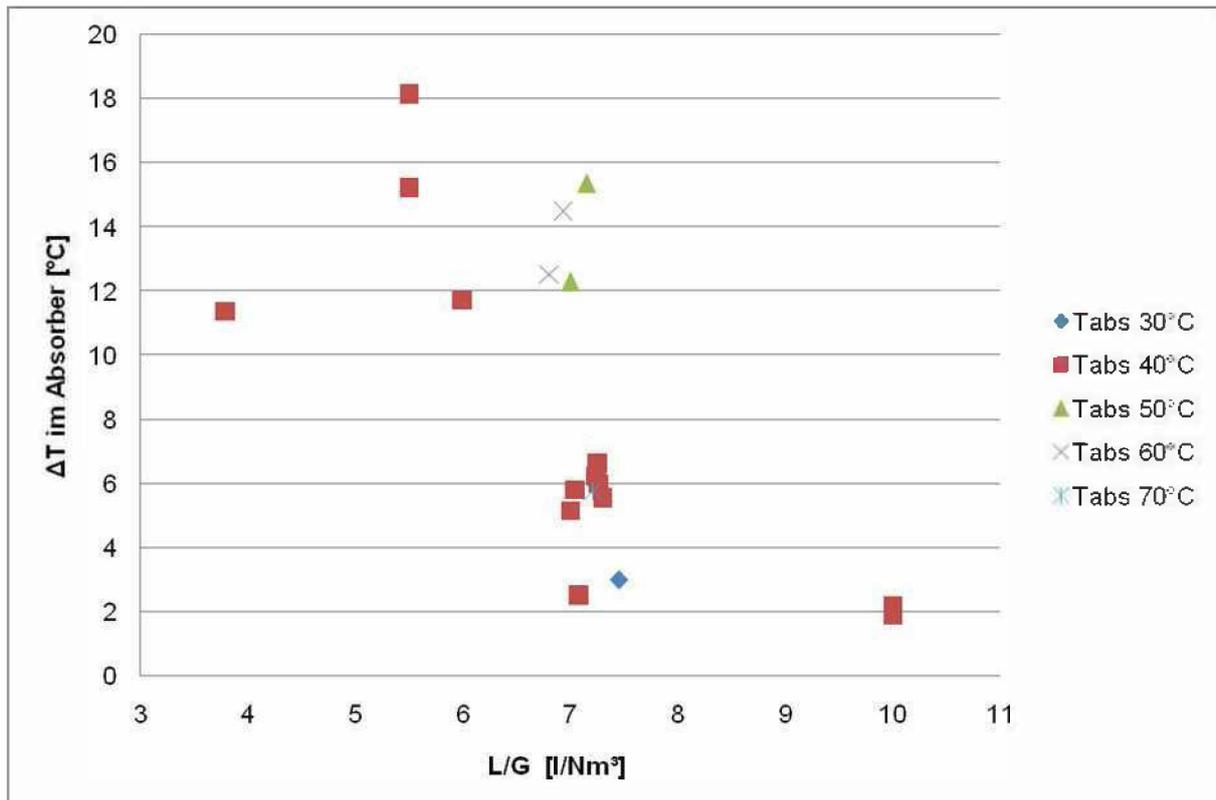


Abbildung 33: L/G-Verhältnis in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur und des Temperaturunterschiedes im Absorber für 30 w% MEA

Aus obiger Tabelle und Abbildung ist ersichtlich, dass bei einer Absorptionstemperatur von 40 °C am Kopf des Absorbers und einem L/G-Verhältnis zwischen 4 und 6 l/Nm³ der Temperaturunterschied zwischen Absorbermitte und Absorberkopf größer ist als bei einem L/G-Verhältnis über 6 l/Nm³. Bei einer Absorptionstemperatur von 50 und 60 °C ist dies bei einem L/G von 7 l/Nm³ der Fall. Es muss also eine bestimmte Absorptionstemperatur und ein bestimmtes L/G-Verhältnis zusammentreffen um diese Temperaturerhöhung in der Absorbermitte zu bewirken. Je höher die Temperatur im Absorber, umso höher kann auch das L/G-Verhältnis sein um diesen Temperatureffekt zu erreichen. Wird die Temperatur im Absorber erhöht und das L/G-Verhältnis nicht erhöht, so wird der Temperaturunterschied wieder kleiner. Zu dieser Temperaturerhöhung kommt es, weil die chemische Reaktion von CO₂ mit dem Amin eine exotherme Reaktion ist. Wird bei einer Absorptionstemperatur von 40 °C der Flüssigkeitsvolumenstrom von 0,8 l/min auf 1 l/min erhöht, verringert sich auch der Temperaturunterschied im Absorber, da dann mehr Absorptionsmittel vorhanden ist, welches die frei werdende Wärme aufnehmen kann.

Dieser Temperatureffekt hat jedoch keine ersichtliche Auswirkung auf die Abscheideleistung oder den Energieverbrauch.

6 Ergebnisse / Diskussion

Ein Ziel der durchgeführten Versuche mit 30 w% MEA war es, die Ergebnisse mit der in der Literatur angegebenen Werte zu vergleichen um Rückschlüsse auf die Versuchsanlage ziehen zu können. Deshalb werden im Folgenden die Lean Beladungen, Rich Beladungen, L/G-Verhältnisse und Energieverbräuche, mit den in der Literatur angegebenen Werten verglichen.

Tabelle 31: Vergleich der Lean Beladungen, Rich Beladungen und des Energieverbrauches mit Literaturwerten

	Lean Beladung [mol _{CO2} /mol _{MEA}]	Rich Beladung [mol _{CO2} /mol _{MEA}]	Energieverbrauch [GJ/t _{CO2}]	L/G [kg _{MEA} /kg _{Abgas}]
Versuchsergebnisse	0,21-0,3	0,36-0,44	5,7-6,5	~5
Abu-Zhare [21]	0,24	0,48	3,9	~3,2
Dugas [22]	0,2-0,27	0,45-0,47	3,7	2-3

Betrachtet man die Werte der Lean Beladungen, mit den im Rahmen dieser Diplomarbeit durchgeführten Versuche, so entsprechen diese durchaus den in der Literatur angegebenen Werten. Die Rich Beladung liegt jedoch unter den Literaturwerten. Aufgrund des zu hohen Absorptionsmittelvolumenstroms und somit auch zu hohen L/G-Verhältnisses (Begründung siehe Einleitung Kapitel 5) der im Rahmen dieser Diplomarbeit durchgeführten Versuche liegen die Rich Beladungen unter den in der Literatur angegebenen Werten. Bei einer Abscheideleistung von 90 % standen somit für die vorhandene Menge an CO₂ im Rauchgas zu viel MEA-Lösung zur Verfügung.

Die Energieverbräuche der durchgeführten Versuche sind höher als in der Literatur angegeben. Die höheren Energieverbräuche sind hauptsächlich auf die Bauweise der Versuchsanlage zurückzuführen. Einige Behälter im Absorptionsmittelkreislauf waren zu groß ausgeführt und die gesamte Anlage war nicht optimal isoliert. Dadurch ergaben sich Wärmeverluste und der Energieverbrauch war somit größer. Es wurden bereits im September und Oktober 2009 Versuche mit dieser Versuchsanlage durchgeführt. Bei diesen Versuchen war eine Heizleistung von 17 % ausreichend. In den Wintermonaten konnte eine ausreichende Regeneration des Absorptionsmittels nur mit 18-20 % Heizleistung erzielt werden. Durch die kalten Außentemperaturen im Winter vergrößerten sich die Wärmeverluste gegenüber den milderer Außentemperaturen im Herbst, und somit musste im Winter die Heizleistung erhöht werden. Dies vergrößerte den, im Rahmen dieser Diplomarbeit, ermittelten Energiebedarf zur CO₂-Abtrennung. In der Bauweise der Versuchsanlage liegt somit Optimierungspotential, da der Energieverbrauch so niedrig wie möglich sein sollte um die CO₂-Abtrennung möglichst energieeffizient durchführen zu können. Bei den Versuchen im Herbst, konnten Energieverbräuche von 4,5-5,2 GJ/t_{CO2} erreicht werden. Bei den im Herbst erreichten Energieverbräuchen ist jedoch zu berücksichtigen, dass die CO₂-Eingangskonzentration des Rauchgases, aufgrund einer anderen Fahrweise des Kraftwerks, bei 14 % lag. Diese höhere CO₂-Eingangskonzentration



verringert, wie in Kapitel 5.3 beschrieben, den Energieverbrauch zur CO₂-Abtrennung zusätzlich. Wird bei der Betrachtung des Energieverbrauches der Versuche, welche im Rahmen dieser Diplomarbeit durchgeführt wurden, die niedrigere CO₂-Konzentration des Rauchgases, sowie die erhöhte Heizleistung aufgrund der niedrigen Außentemperaturen berücksichtigt, so sind die Energieverbräuche mit jenen vom Herbst vergleichbar.

Der Schwerpunkt dieser Diplomarbeit lag darin, die Ergebnisse der Versuche mit den Absorptionsmitteln Monoethanolamin und Cholincarbonat zu vergleichen. Entscheidende Kriterien für das Absorptionsmittel sind die Abscheideleistung und der Energieverbrauch pro abgeschiedener Tonne CO₂. Es sollte eine Abscheideleistung von 90 % bei einem möglichst niedrigen Energieverbrauch erreicht werden. Das Ziel ist es, die CO₂-Abtrennung möglichst energieeffizient und kostengünstig zu gestalten. Um dieses Ziel zu erreichen, ist die Wahl des Absorptionsmittels ein entscheidendes Kriterium. Im Folgenden werden nun alle mit den beiden Absorptionsmitteln durchgeführten Versuche, hinsichtlich dieser beiden Parameter, verglichen.

Tabelle 32: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen MEA- und Cholincarbonat-Lösung

Betriebspunkt	Energieverbrauch [GJ/t _{CO2}]	Abscheideleistung [%]
MEA 53 BP1	5,67	83
MEA 55 BP2	6,13	87
MEA 55 BP3	6,12	90
MEA 55 BP4	5,72	91
MEA 56 BP1	6,06	91
MEA 56 BP2	5,92	90
MEA 58 BP1	6,10	92
MEA 58 BP2	6,51	97
MEA 59 BP1	6,56	93
MEA 59 BP2	6,02	97
MEA 60 BP1	6,23	93
MEA 61 BP1	5,68	87
MEA 62 BP3	5,69	97
MEA 63 BP1	5,86	94
MEA 63 BP2	5,89	88
IL 3 BP1	27,92	26
IL 5 BP1	18,67	24
IL 6 BP1	37,08	16
IL 6 BP2	30,29	25
IL 6 BP3	29,3	20
IL 7 BP1	44,58	13
IL 7 BP2	58,52	24
IL 7 BP3	28,83	50
IL 8 BP1	24,19	28

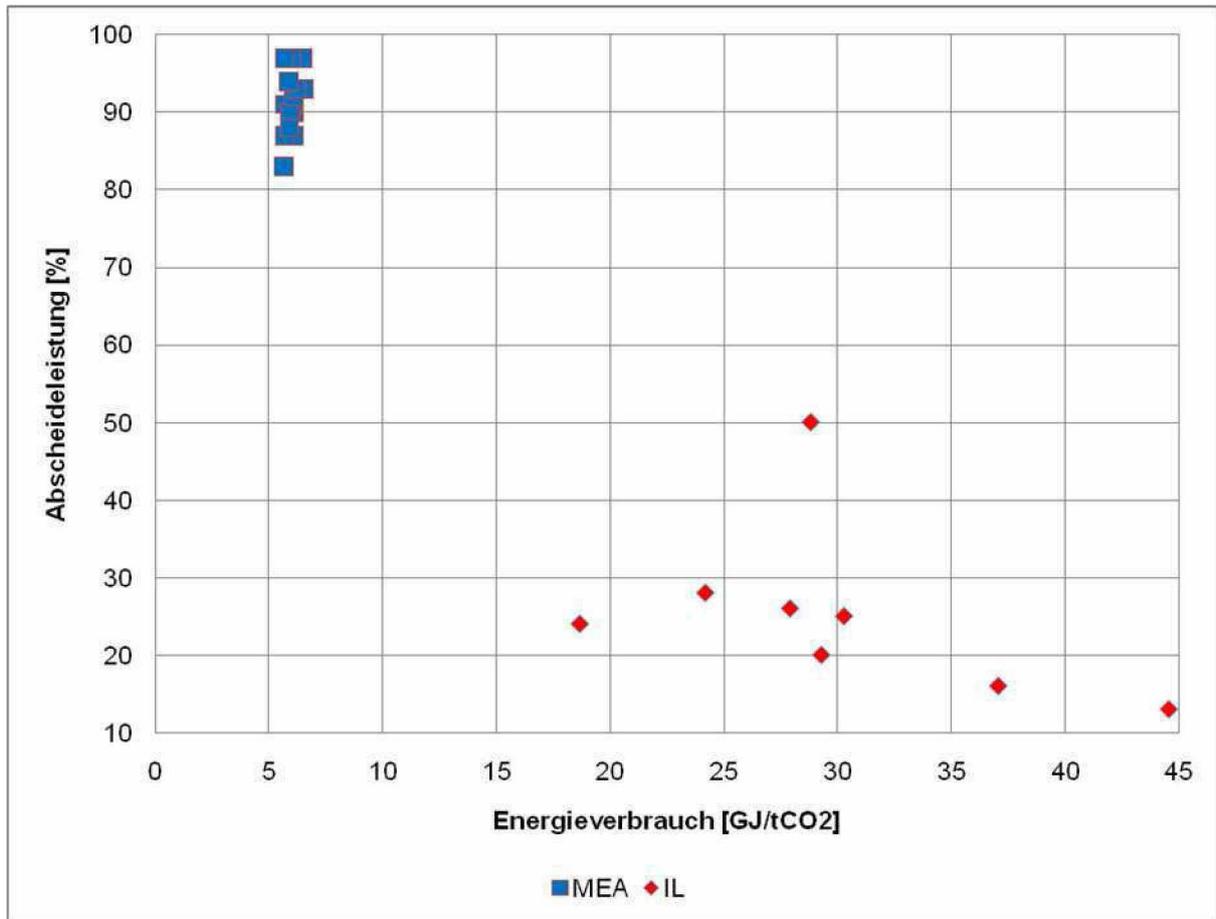


Abbildung 34: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30w% MEA- und 54 w% Cholincarbonat-Lösung

Obige Abbildung zeigt, dass mit der MEA-Lösung höhere Abscheideleistungen bei niedrigeren Energieverbräuchen erzielt werden. Die Abscheideleistungen der ionischen Flüssigkeit sind für eine technische Realisierung viel zu gering und der Energieverbrauch ist dennoch zu hoch. Das Problem war, dass die Abscheideleistungen der ionischen Flüssigkeit nach der erstmaligen Beladung und anschließenden Regeneration viel schlechter waren, als jene der unbeladenen ionischen Flüssigkeit. Dadurch ergibt sich bei gleichbleibender Heizleistung wie bei den MEA-Versuchen ein viel höherer spezifischer Energieverbrauch, da eine geringere Menge an CO₂ abgeschieden wird. Die Abscheideleistung der ionischen Flüssigkeit bei Einstellung vernünftiger Parameter liegt bei rund 25 %. Die Abscheideleistung von MEA liegt bei rund 90 %. Daraus resultiert, dass der Energieverbrauch der ionischen Flüssigkeit, aufgrund der schlechten Abscheideleistung, durchschnittlich fünf Mal größer als jener von MEA ist. Die Streuung der IL Betriebspunkte ist deshalb so hoch, da hier Einstellungen getroffen wurden, welche weiter vom Standardpunkt entfernt sind als bei den MEA-Betriebspunkten. Aber es wurden keine entscheidenden Verbesserungen erzielt. So wurde die für Cholincarbonat erreichte Abscheideleistung von 50 %, nur durch eine starke Reduktion des Rauchgasvolumenstromes und Erhöhung des Absorptionsmittelvolumenstromes erzielt. Das L/G-Verhältnis lag bei diesem Versuch bei 36 l/Nm³. Die MEA-Versuche wurden mit einem L/G von 7 l/Nm³ und die anderen Versuche mit

Cholincarbonat mit einem L/G von 7 l/Nm³ oder 16 l/Nm³ durchgeführt. Die drei überdurchschnittlich hohen Energieverbräuche bei den Versuchen mit Cholincarbonat sind dadurch zu erklären, dass versucht wurde durch eine Erhöhung der Heizleistung im Desorber mehr CO₂ auszutreiben und so die Abscheideleistung zu verbessern.

Im Folgenden werden nun die Versuchsauswertungen von zwei MEA-Betriebspunkten mit zwei IL-Betriebspunkten bei den selben Versuchsbedingungen und Parametereinstellungen an der Versuchsanlage verglichen.

Tabelle 33: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30 w% MEA und 54 w% Cholincarbonat von gleichen Betriebspunkten.

Betriebspunkte	IL 6 BP1	MEA 56 BP1	IL 8 BP1	MEA 58 BP1
Energieverbrauch [GJ/t _{CO2}]	37,08	6,06	24,19	6,10
Abscheideleistung [%]	16	91	28	92
Außentemperatur [°C]	0,5	-3	2	2,5
L/G [l/m ³]	7	7,25	8,80	6,93
Absorbtemperatur [°C]	40	40	60	60
Desorbtemperatur [°C]	120	120	120,00	120
Heizleistung [kW]	3,26	2,97	3,11	3

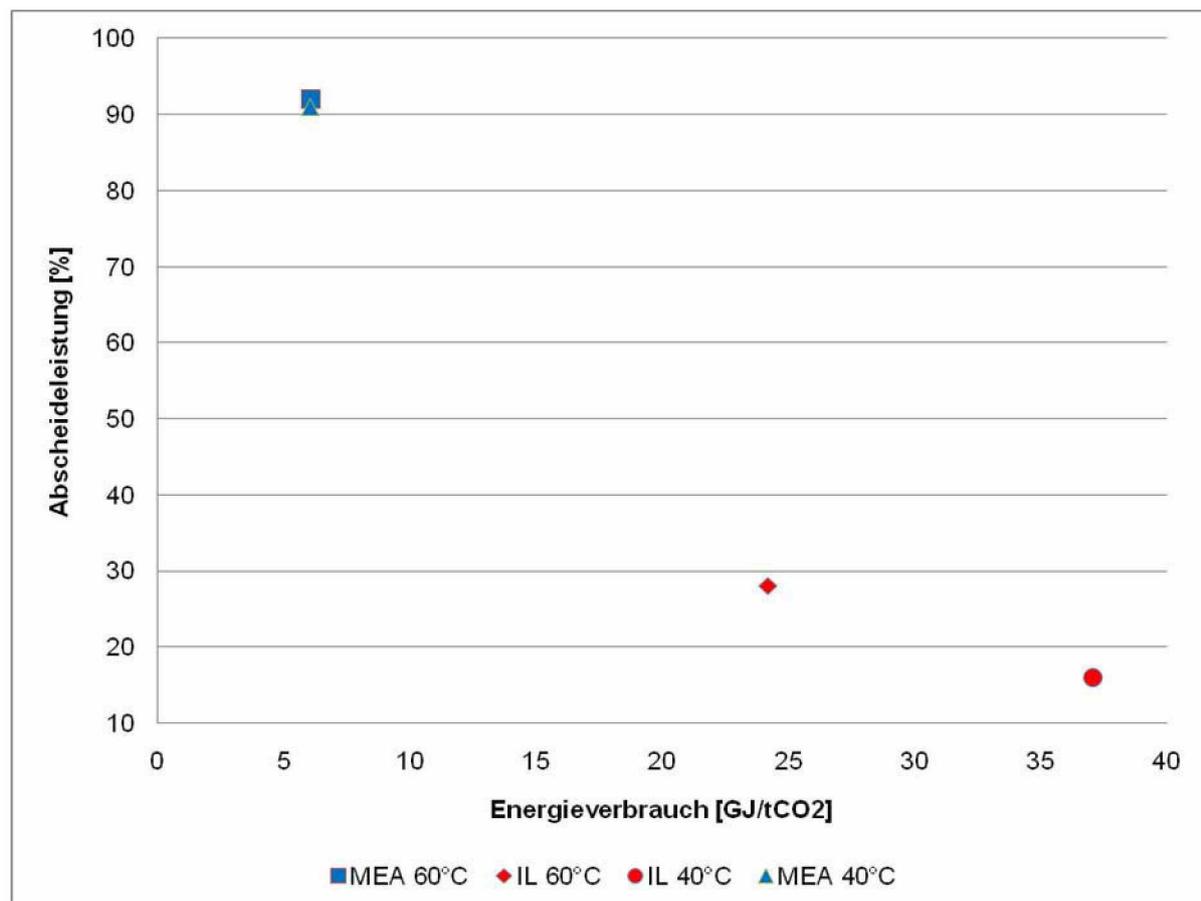


Abbildung 35: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30w% MEA und 54% Cholincarbonat von gleichen Betriebspunkten.



Auch der direkte Vergleich von MEA- und IL-Betriebspunkten bei den selben Versuchsbedingungen zeigt, dass die ionische Flüssigkeit bezüglich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches bei weitem nicht die Ergebnisse von MEA erreichen.

Die schlechten Abscheideleistungen von Cholincarbonat gegenüber MEA sind durch die unterschiedlichen Beladungsbereiche zu erklären. Folgende Tabelle zeigt die Lean sowie Rich Beladungen, die im Rahmen dieser Diplomarbeit, durchgeführten Absorptionsmittelanalysen.

Tabelle 34: Lean und Rich Beladungen von 30 w% MEA und 54 w% Cholincarbonat der im Rahmen der Diplomarbeit analysierten Proben

	MEA [$\text{mol}_{\text{CO}_2}/\text{mol}_{\text{MEA}}$]	IL [$\text{mol}_{\text{CO}_2}/\text{mol}_{\text{IL}}$]
Minimale Lean Beladung	0,21	0,52
Lean Beladung im Betrieb	0,21-0,3	0,52
Maximale Rich Beladung	0,44	0,84
Rich Beladung im Betrieb	0,36-0,44	0,6

Aus dieser Tabelle ist ersichtlich, dass Cholincarbonat gegenüber MEA eine höhere Lean Beladung aufweist. Dadurch stehen bei der Absorption mit Cholincarbonat im Vergleich zu MEA, viel weniger freie Reaktionspartner zur Verfügung, und dies verlangsamt die Reaktionsgeschwindigkeit so stark, dass eine hohe Rich Beladung bei entsprechender Reaktionszeit nicht erreicht wird. Die maximale Rich Beladung von 0,84 [$\text{mol CO}_2/\text{mol IL}$] wurde durch eine reine Absorption über einen Zeitraum von 15 h erreicht. Die maximale Rich Beladung kann somit nie im kontinuierlichen Betrieb erreicht werden. Die Verweilzeit kann durch die Veränderung der Gasgeschwindigkeit im Absorber gesteuert werden. Der Standardbetriebspunkt der ionischen Flüssigkeit wurde mit einem Gasvolumenstrom von 7,4 Nm^3/h festgelegt. Bei diesem Gasvolumenstrom wurden Abscheideleistungen von maximal 28 % erreicht. Wurde der Gasvolumenstrom jedoch auf 4,9 Nm^3/h verringert, so wurden Abscheideleistungen von 50 % erreicht. Dies bedeutet für die Praxis, dass bei der CO_2 -Abscheidung mit Cholincarbonat im Vergleich zu MEA mehr oder höhere Absorptionskolonnen mit dem selben Durchmesser gebaut werden müssten.

Aus den Ergebnissen der Diplomarbeit ist ersichtlich, dass die ionische Flüssigkeit 54 w% Cholincarbonat nicht als CO_2 -Absorptionsmittel für die CO_2 -Wäsche aus Kraftwerksrauchgasen geeignet ist.

7 Zusammenfassung

Der anthropogene Treibhauseffekt ist laut Experten mit hoher Wahrscheinlichkeit für die Klimaerwärmung verantwortlich. Kohlendioxid ist das wichtigste anthropogene Treibhausgas. Es entsteht hauptsächlich durch die Verbrennung von fossilen Energieträgern. Um die Klimaerwärmung zu stoppen muss laut dem Bericht des IPPC (Intergovernmental Panel on Climate Change) der CO₂-Ausstoß ab sofort massiv verringert werden. Doch durch die hohe Abhängigkeit von fossilen Rohstoffen, ist eine massive Reduktion dieser und somit auch der CO₂-Emissionen aus wirtschaftlicher und technischer Sicht in einem kurzen Zeitraum nicht möglich. Die Internationale Energieagentur (IEA) rechnet sogar damit, dass sich der Verbrauch an fossilen Rohstoffen bis zum Jahr 2030 nochmals um circa 50 Prozent erhöhen wird.

Die Maßnahmen zur Verminderung des CO₂-Ausstoßes reichen von der Anpassung der Anlagen an den Stand der Technik über vermehrten Einsatz von erneuerbarer Energie und Atomkraft, bis hin zu verschiedenen Verfahren mit welchen CO₂ aus dem Abgas abgetrennt und gespeichert werden kann. Will man die CO₂-Emissionen sofort reduzieren, so ist eine Anpassung der Anlagen an den Stand der Technik eine zu geringe Maßnahme. Auch der Umstieg auf erneuerbare Energien und/oder Atomkraft kann in einem so kurzen Zeitraum nicht realisiert werden und bringt natürlich auch wieder Probleme mit sich. Man denke an die beschränkte Verfügbarkeit von alternativen Energien, deren hohen Kosten sowie an das Problem mit der Atommüllendlagerung. Daher ist es notwendig Verfahren zur Abtrennung von CO₂ aus Verbrennungsabgasen und zur anschließenden Speicherung zu entwickeln. Diese Thematik ist auch unter der Abkürzung CCS (Carbon Capture and Storage) bekannt.

Zur Abscheidung von CO₂ lassen sich folgende technische Optionen unterscheiden:

- Verfahren zur Abscheidung nach der Verbrennung (Post-combustion capture)
- Verfahren zum Abtrennen des CO₂ vor der Verbrennung (Pre-combustion capture)
- Oxyfuel-Verfahren, bei denen die Verbrennung nicht mit Luft, sondern mit reinem Sauerstoff stattfindet und das Abgas daher bis auf den noch abzuscheidenden Wasserdampf weitgehend aus CO₂ besteht.

Da das Post-combustion capture Verfahren in bestehende Anlagen integriert werden kann, ist dies von besonderem Interesse. Dadurch könnten die CO₂-Emissionen an bestehenden Anlagen, durch Einbau dieses Verfahrensschrittes, reduziert werden. Somit ist die Forschung auf diesem Gebiet von großer Bedeutung. Bei dieser Technologie wird das CO₂ durch eine chemische Absorption aus den Kraftwerksrauchgasen entfernt. Im Rahmen dieser Diplomarbeit wurden mit einer Versuchsanlage zur CO₂-Abscheidung unterschiedliche Absorptionsmittel zur CO₂-Absorption aus Kraftwerksverbrennungsabgasen getestet. Da die Abtrennung des CO₂ aus den Kraftwerksrauchgasen ein sehr energieintensiver Schritt ist, war es das Ziel, den Energieverbrauch zur CO₂-Abtrennung bei entsprechender Abscheideleistung zu minimieren. Zu diesem Zweck wurden zwei verschiedene Absorptionsmittel bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen getestet. Zum einen wurde



eine 30 w% MEA-Lösung (Monoethanolamin) als Absorptionsmittel getestet. MEA ist das klassische Absorptionsmittel für die CO₂-Absorption und wird auch bei den meisten anderen Versuchsanlagen zur CO₂-Absorption als Absorptionsmittel verwendet. Zum anderen wurde eine 54 w% Cholincarbonat-Lösung, eine ionische Flüssigkeit, welche sich in Laborversuchen als vielversprechend für den Einsatz in der Pilotanlage erwies getestet.

Ziel war es, bei einer Abscheideleistung von 90 % einen möglichst geringen Energieverbrauch zu erreichen. Dazu wurden Parameter wie die Heizleistung, die Absorptionstemperatur, der Absorptionsmittelvolumenstrom und natürlich das Absorptionsmittel selbst verändert. Das Absorptionsmittel MEA wurde getestet um die Ergebnisse der Versuche mit jenen aus der Literatur vergleichen zu können, um somit Rückschlüsse auf die Funktionalität der Anlage ziehen zu können, und einen Vergleich zu den Versuchen mit Cholincarbonat herstellen zu können.

Die Auswertung der Versuche mit MEA und Cholincarbonat bezüglich Abscheideleistung und Energieverbrauch lieferte folgendes Ergebnis:

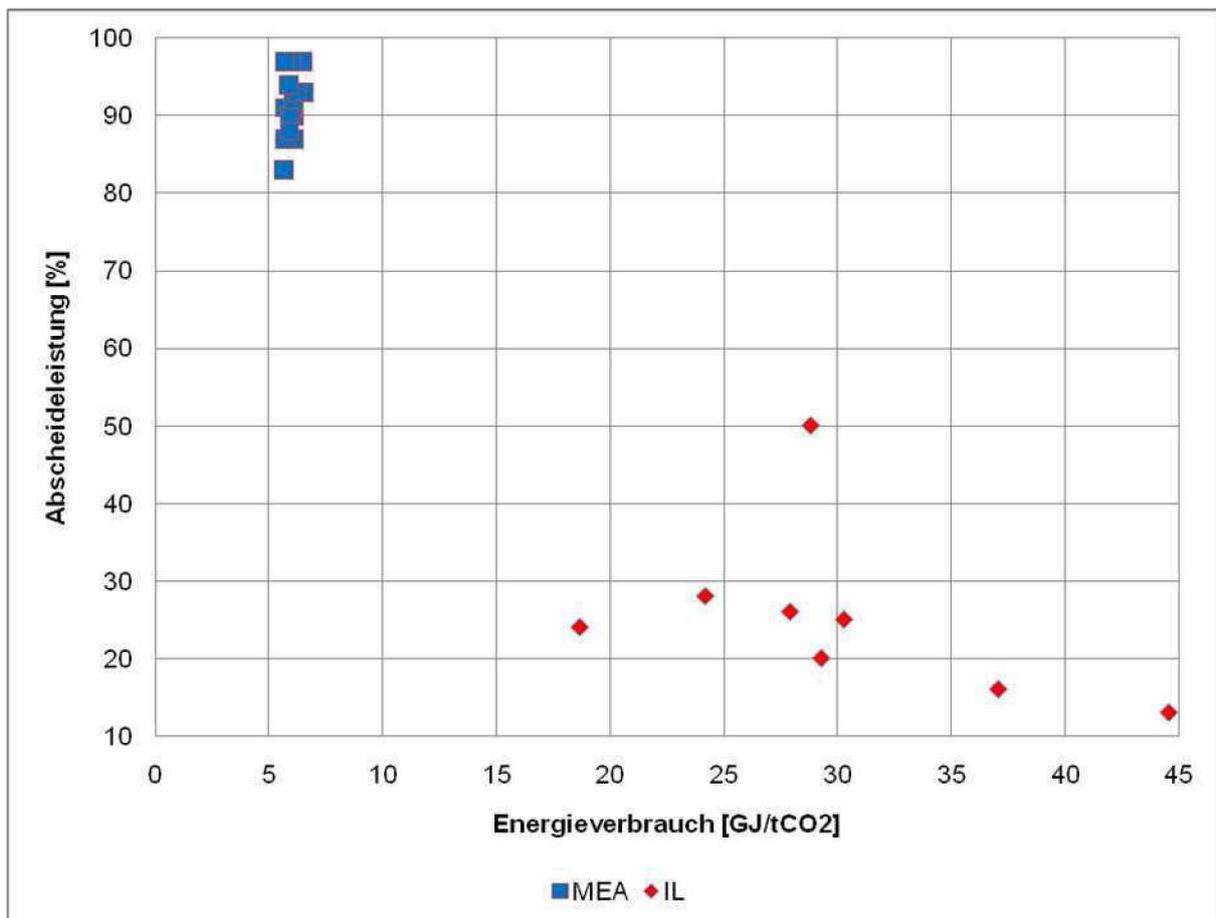


Abbildung 36: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30w% MEA- und 54 w% Cholincarbonat-Lösung.

Wie aus obiger Abbildung ersichtlich, wies die ionische Flüssigkeit im Vergleich zu MEA niedrigere Abscheideleistungen bei höheren Energieverbräuchen auf. Das Problem war, dass die Abscheideleistungen der ionischen Flüssigkeit nach der erstmaligen Beladung und

anschließenden Regeneration viel schlechter waren, als jene der unbeladenen ionischen Flüssigkeit. Somit wurden nur Abscheideleistungen von rund 25 % erzielt. Dadurch ergab sich eine geringe Menge am abgeschiedenem CO_2 , und somit war bei ähnlicher Energiezufuhr wie bei der MEA-Lösung der spezifische Energieverbrauch viel höher. Eine Abscheideleistung von 25% ist für eine technische Realisierung viel zu wenig. Es war somit klar, dass diese Flüssigkeit für den Einsatz als CO_2 -Absorptionsmittel nicht in Frage kommt. Vergleicht man die Ergebnisse der ionischen Flüssigkeit mit jenen der 30 %igen MEA Lösung so ist zu sehen, dass MEA eine bis zu 4 Mal höhere Abscheideleistung und eine um ein Fünftel geringeren Energieverbrauch als 54 w% Cholincarbonat aufweist. Diese Ergebnisse zeigen, dass MEA sehr viel besser als CO_2 -Absorptionsmittel geeignet ist, als die hier getestete ionische Flüssigkeit Cholincarbonat.



8 Verzeichnisse

8.1 Literatur

- [1] Solomon, S., D. Qin, M. Manning, R.B. Alley, T. Berntsen, N.L. Bindoff, Z. Chen, A. Chidthaisong, J.M. Gregory, G.C. Hegerl, M. Heimann, B. Hewitson, B.J. Hoskins, F. Joos, J. Jouzel, V. Kattsov, U. Lohmann, T. Matsuno, M. Molina, N. Nicholls, J. Overpeck, G. Raga, V. Ramaswamy, J. Ren, M. Rusticucci, R. Somerville, T.F. Stocker, P. Whetton, R.A. Wood and D. Wratt, 2007: Technical Summary. In: Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Solomon, S., D. Qin, M. Manning, Z. Chen, M. Marquis, K.B. Averyt, M. Tignor and H.L. Miller (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA. Online im WWW unter URL: www.ipcc.ch Stand: April 2010.
- [2] J. T. Kiehl and Kevin E. Trenberth: Earth's Annual Global Mean Energy Budget. Online im WWW unter URL: <http://www.atmo.arizona.edu/students/courselinks/spring04/atmo451b/pdf/RadiationBudget.pdf>. Stand: April 2010.
- [3] RWE Power AG: Perspektiven 2008. Online im WWW unter URL: <http://www.rwe.com/web/cms/de/235570/rwe-power-ag/mediencenter/powerperspektiven/>. Stand: April 2010.
- [4] IEA Greenhouse Gas R&D Programme 2007: Capturing CO₂. Online im WWW unter URL: http://www.ieaghg.org/docs/general_publications/cocapture.pdf. Stand: April 2010.
- [5] Arbeitsgemeinschaft Energiebilanzen e.V.: Pressedienst. Online im WWW unter URL: <http://www.ag-energiebilanzen.de/viewpage.php?idpage=62>. Stand: April 2010.
- [6] International Energy Agency: Key world energy statistics 2009. Online im WWW unter URL: http://www.iea.org/textbase/nppdf/free/2009/key_stats_2009.pdf. Stand: April 2010.
- [7] Schilling H. P.: Wie haben sich die Wirkungsgrade der Kohlekraftwerke entwickelt und was ist künftig zu erwarten? Online im WWW unter URL: <http://www.energiefakten.de/pdf/wirkungsgrade.pdf>. Stand: April 2010.
- [8] VGB PowerTech e.V.: CO₂ Capture and Storage. Online im WWW unter URL: <http://www.vgb.org/co2caasto.html>. Stand: April 2010.
- [9] Protokoll von Kyoto zum Rahmenübereinkommen der Vereinten Nationen über Klimaänderungen. Online im WWW unter URL: <http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/protodt.pdf>. Stand: April 2010.



- [10] RWE Power AG: IGCC-CCS-Kraftwerk. Online im WWW unter URL: <http://www.rwe.com/web/cms/de/2688/rwe/innovationen/stromerzeugung/clean-coal/igcc-ccs-kraftwerk/> Stand: April 2010.
- [11] Draxler J.: Skriptum zur Vorlesung Thermische Verfahrenstechnik; Leoben; 2002.
- [12] LUBW: Verfahren zur Behandlung CKW-haltiger Grundwässer. Online im WWW unter URL: <http://www.fachdokumente.lubw.baden-wuerttemberg.de/servlet/is/10014/ckw0041.html?COMMAND=DisplayBericht&FIS=161&OBJECT=10014&MODE=BER&RI GHTMENU=null> Stand: April 2010.
- [13] Online im WWW unter URL: http://www.rauschert-ks.de/cms/front_content.php?idcat=86 Stand: April 2010.
- [14] Mugrauer F.: Skriptum zur Vorlesung Energieformen,- nutzung und – umwandlung; Leoben; 2007.
- [15] Europäische Union: Entscheidung Nr. 406/2009/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 23. April 2009 über die Anstrengungen der Mitgliedstaaten zur Reduktion ihrer Treibhausgasemissionen mit Blick auf die Erfüllung der Verpflichtungen der Gemeinschaft zur Reduktion der Treibhausgasemissionen bis 2020 in: Amtsblatt der Europäischen Gemeinschaften Nr. L 140/136ff vom 5.6.2009.
- [16] Deutscher Bundestag, Wissenschaftliche Dienste: CO₂-Bilanzen verschiedener Energieträger im Vergleich. Online im WWW unter URL: [http://www.bundestag.de/dokumente/analysen/2007/CO₂-Bilanzen_verschiedener_Energietraeger_im_Vergleich.pdf](http://www.bundestag.de/dokumente/analysen/2007/CO2-Bilanzen_verschiedener_Energietraeger_im_Vergleich.pdf) Stand Mai 2010.
- [17] Wissel S.: Stromerzeugungs-kosten im Vergleich; Online im WWW unter URL: http://www.ier.uni-stuttgart.de/publikationen/arbeitsberichte/Arbeitsbericht_04.pdf Stand Mai 2010.
- [18] Jess A.: Skriptum zur Vorlesung Allgemeine Verfahrenstechnik II, Fakultät für Angewandte Naturwissenschaften, Universität Bayreuth, Online im WWW unter URL: www.cvt.uni-bayreuth.de/Lehre/Vorlesungen/AVTII_Kap3.pdf Stand Mai 2010.
- [19] Wappel D.: Ionic liquids for post-combustion CO₂ absorption; International Journal of Greenhouse Gas Control 4 (2010).
- [20] Wasserscheid P.: Ionic Liquid in Synthesis; Weinheim: WILEY-VCH, 2008.
- [21] Abu-Zhara M.: CO₂ capture from power plants Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine, International Journal of Greenhouse Gas Control 1 (2007).



- [22] Dugas R.: Absorber model for CO₂ capture by monoethanolamine – application to CASTOR pilot results; Online im WWW unter URL: www.sciencedirect.com/ Stand Mai 2010.
- [23] International Energy Agency: CO₂ Emissions from fuel combustion 2009. Online im WWW unter URL: www.iea.org/co2highlights/co2highlights.pdf Stand Juni 2010.

8.2 Abkürzungsverzeichnis

°C	Grad Celsius
%	Prozent
€	Euro
λ	Luftüberschuss
C	Kohlenstoff
CCS	Carbon Capture and Storage
CH ₄	Methan
CO	Kohlenmonoxid
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
DEA	Diethanolamin
EU	Europäische Union
g	Gramm
G	Giga
GuD	Gas und Dampf
h	Stunde
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
HCL	Salzsäure
IEA	International Energy Agency
IGGC	Integrated Gasification Combined Cycle
IPPC	Intergovernmental Panel on Climate Change
J	Joule
k	Kilo
K	Kelvin
l	Liter
m	milli
M	Mega
MEA	Monoethanolamin
MDEA	Methyldiethanolamin
min	Minuten
Mrd.	Milliarde
Nm ³	Normkubikmeter
NO _x	Stickoxide



N ₂ O	Lachgas
nm	Nanometer
O ₂	Sauerstoff
ppm	parts per million
S	Schwefel
SKE	Steinkohleeinheit
SO ₂	Schwefeldioxid
t	Tonnen
UNFCCC	United Nations Framework Convention on Climate Change
Vol-%	Volumsprozent
W	Watt
z.B.	zum Beispiel
Zn	Zink

8.3 Tabellen

Tabelle 1: CO ₂ -Emissionen von unterschiedlichen Kraftwerkstypen.....	9
Tabelle 2: Stromgestehungskosten von unterschiedlichen Kraftwerkstypen	10
Tabelle 3: Verbrennungsrechnung vom 06.10.09_1	31
Tabelle 4: Verbrennungsrechnung vom 06.10.09_2	32
Tabelle 5: Verbrennungsrechnung vom 29.10.09_1	33
Tabelle 6: Verbrennungsrechnung vom 29.10.09_2	33
Tabelle 7: Verbrennungsrechnung vom 25.01.10_1	33
Tabelle 8: Verbrennungsrechnung vom 25.01.10_2	33
Tabelle 9: Verbrennungsrechnung vom 26.01.10_1	34
Tabelle 10: Verbrennungsrechnung vom 26.01.10_2	34
Tabelle 11: Konstante Parameter für Auswertung der Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur bei 30 w% MEA	37
Tabelle 12: MEA-Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur	38
Tabelle 13: Konstante Parameter für Auswertung von Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur mit 54 w% Cholin ₂ -CO ₃	39
Tabelle 14: IL-Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur	39
Tabelle 15: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche die Abscheideleistung in Abhängigkeit der Lean Beladung zeigen	42
Tabelle 16: Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Lean Beladung	42
Tabelle 17: Beeinflussung der Lean Beladung durch Heizleistung und CO ₂ -Konzentration ..	44
Tabelle 18: Menge an abgeschiedenem CO ₂ im bei entsprechender CO ₂ - Eingangskonzentration.....	45
Tabelle 19: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche die Einflüsse auf die Abscheideleistung bei MEA zeigen.....	46
Tabelle 20: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 30 w% MEA	46



Tabelle 21: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche die Einflüsse auf die Abscheideleistung bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃ zeigen	49
Tabelle 22: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃ bei konstantem Rauchgasvolumenstrom	49
Tabelle 23: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃	51
Tabelle 24: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche den Einfluss auf den Energieverbrauch bei 30 w% MEA zeigen	53
Tabelle 25: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 30 w% MEA.....	54
Tabelle 26: CO ₂ -Eingangskonzentrationen	56
Tabelle 27: Konstante Parameter für Auswertung der Versuche welche den Einfluss auf den Energieverbrauch bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃ zeigen.	57
Tabelle 28: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃ mit konstantem Rauchgasvolumenstrom	57
Tabelle 29: Beeinflussung des Energieverbrauches bei der 54 w% Cholin ₂ -CO ₃	59
Tabelle 30: Temperaturunterschied im Absorber in Abhängigkeit des L/G-Verhältnisses und der Absorptionstemperatur für 30 w% MEA-Lösung.....	61
Tabelle 31: Vergleich der Lean Beladungen, Rich Beladungen und des Energieverbrauches mit Literaturwerten	63
Tabelle 32: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen MEA- und Cholincarbonat-Lösung	64
Tabelle 33: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30 w% MEA und 54 w% Cholincarbonat von gleichen Betriebspunkten.	66
Tabelle 34: Lean und Rich Beladungen von 30 w% MEA und 54 w% Cholincarbonat der im Rahmen der Diplomarbeit analysierten Proben	67

8.4 Abbildungen

Abbildung 1: Treibhauseffekt.....	3
Abbildung 2: Konzentration von Treibhausgasen und Temperaturschwankungen der letzten 650.000 Jahre	5
Abbildung 3: Änderungen der CO ₂ -Konzentration in der Erdatmosphäre basierend auf Eisbohrkernen und modernen Daten	6
Abbildung 4: Beobachtete Änderungen der mittleren globalen Erdoberflächentemperatur [1] 7	
Abbildung 5: Anteile der Energieträger am Primärenergieverbrauch in Deutschland 2009 ...	11
Abbildung 6: Anteile der Energieträger am Primärenergieverbrauch der Welt 2007	11
Abbildung 7: Durchschnittliche Wirkungsgrade, spezifischer Kohleverbrauch, CO ₂ -Emissionen [7].....	12
Abbildung 8: Die Hauptverfahren zur CO ₂ -Abtrennung bei Kraftwerken [8].....	13
Abbildung 9: Anlagenschema eines Kraftwerks mit Post-combustion-Abscheidung [8]	14
Abbildung 10: Kohlevergasung mit CO ₂ -Abtrennung [10]	15
Abbildung 11: Oxyfuel-Verfahren	16
Abbildung 12: Absorber mit Waschmittelregeneration	17
Abbildung 13: Füllkörperkolonne [12].....	20



Abbildung 14: Kunststofffüllkörper (Pall Ringe) [13].....	20
Abbildung 15: Beladungsdiagramm der Absorption [18].....	21
Abbildung 16: Beladungsdiagramm der Desorption [18].....	22
Abbildung 17: Außenansicht der Versuchsanlage	23
Abbildung 18: Verfahrensschema der Versuchsanlage	24
Abbildung 19: Aufbau zur Probenanalyse	29
Abbildung 20: Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung bei 30 w% MEA.....	38
Abbildung 21: Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin ₂ carbonat ..	40
Abbildung 22: Vergleich der Temperaturabhängigkeit der Abscheideleistung von MEA und Cholin ₂ carbonat	41
Abbildung 23: Abscheideleistungen in Abhängigkeit der Lean Beladung für 30 w% MEA	43
Abbildung 24: Beeinflussung der Lean Beladung	44
Abbildung 25: Beeinflussung der Abscheideleistung bei MEA.....	47
Abbildung 26: Abscheideleistung und Heizleistung bei MEA.....	48
Abbildung 27: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃ , bei konstantem Rauchgasvolumenstrom	50
Abbildung 28: Beeinflussung der Abscheideleistung bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃	52
Abbildung 29: Energieverbrauch in Abhängigkeit der Energiezufuhr bei 30 w% MEA	54
Abbildung 30: Menge an Abgeschiedenem CO ₂ in Abhängigkeit der Abscheideleistung bei 30 w% MEA.....	55
Abbildung 31: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃ mit konstantem Rauchgasvolumenstrom.....	58
Abbildung 32: Beeinflussung des Energieverbrauches bei 54 w% Cholin ₂ -CO ₃	59
Abbildung 33: L/G-Verhältnis in Abhängigkeit der Absorptionstemperatur und des Temperaturunterschiedes im Absorber für 30 w% MEA	62
Abbildung 34: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30w% MEA- und 54 w% Cholin ₂ carbonat-Lösung	65
Abbildung 35: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30w% MEA und 54% Cholin ₂ carbonat von gleichen Betriebspunkten.....	66
Abbildung 36: Vergleich der Abscheideleistung und des Energieverbrauches zwischen 30w% MEA- und 54 w% Cholin ₂ carbonat-Lösung.....	69