







Potenziale und Chancen der Technologie zur CO₂-Abtrennung und –Ablagerung (CCS) für industrielle Prozessemissionen

Kurzstudie für die Umweltstiftung WWF Deutschland

Berlin, Juni 2012

Hauke Hermann (Öko-Institut) Dr. Felix Chr. Matthes (Öko-Institut) Uwe Athmann (dezentec)

Öko-Institut e.V.

Büro Berlin Schicklerstraße 5-7 D-10179 Berlin Tel.: (030) 40 50 85-380 Fax: (030) 40 50 85-388

Geschäftsstelle Freiburg Merzhauser Straße 173 D-79100 Freiburg Tel.: (0761) 4 52 95-0 Fax (0761) 4 52 95-88

Büro Darmstadt Rheinstraße 95 D-64295 Darmstadt Tel.: (06151) 81 91-0 Fax (06151) 81 91-33

www.oeko.de

Executive Summary

Climate and energy policy currently faces great challenges. The latest research findings show that the complete decarbonisation of industrialised countries by 2050 will be necessary in order to limit global warming to a level below 2 degrees Celsius.

The Blueprint Germany study showed for the first time how such structural decarbonisation – i.e. an emission reduction of -95% by 2050 compared to 1990 – could actually be realised by an industrialised country like Germany. In 2008 emissions from industrial processes amounted to approx. 90 M t CO_2 , which corresponds to a share of 9 % of total greenhouse gas (GHG) emissions in Germany. As a result long-term decarbonisation strategies for Germany must focus significantly on reducing carbon emissions in industrial processes (i.e. non-energy-related emissions).

In terms of volume, the largest share of process-related CO_2 emissions in Germany in 2008 came from iron and steel production (5% of GHG emissions), followed by cement production (2% of GHG emissions). These two segments cover approx. 80 % of process-related emissions in Germany. An analysis of the industrial processes most relevant in terms of emissions – iron, steel, cement and lime – shows that other abatement options (with a potential of 20% to 40%) are available; however, with high probability, there will be no alternative to using carbon capture and storage (CCS) if far-reaching emission reductions are to be realised in these segments in Germany. Furthermore the capture of carbon dioxide from bio-energy sources – bio-energy CCS (BECCS) – will also need to play important role in an ambitious climate policy.

Technology-specific analyses show that compared to its use in coal-fired power plants CCS is environmentally and economically advantageous in the case of industrial processes. For all process-related emissions the energy efficiency of carbon capture is higher than in the case of coal-fired power plants. With the exception of lime production the investment costs for using CCS in relevant industrial processes are lower than those for coal-fired power plants. Thus, for industry segments with high process-related GHG emissions, the use of CCS constitutes a key, and economically feasible, requirement for their continued existence in an extensively (i.e. almost completely) decarbonised economy.

Taking into account the substantial (approx. 25 years) technical and economic lifetimes of blast furnaces and cement plants and the goal of complete decarbonisation of Germany by 2050, no more blast furnaces or cement kilns should be built in Germany from 2025 onwards if they are to be operated without CCS. In the case of existing installations and plants, retrofitting after this date would be conceivable but not likely since the costs for retrofitting are generally significantly higher than those for construction of a new plant.

Zusammenfassung

Die aktuelle Klima- und Energiepolitik steht vor großen Herausforderungen. Neuere wissenschaftliche Erkenntnisse zeigen, dass bis zum Jahr 2050 eine vollständige Dekarbonisierung der Industrieländer notwendig sein wird, um die globale Klimaerwärmung auf einen Wert von unter zwei Grad Celsius zu beschränken.

Mit der Studie "Modell-Deutschland" wurde erstmalig dargestellt, wie eine solche strukturelle Dekarbonisierung – also eine Emissionsminderung von -95% bis 2050 im Vergleich zu 1990 – für einen Industriestaat wie Deutschland konkret umgesetzt werden könnte. Im Jahr 2008 betrugen die Emissionen aus Industrieprozessen etwa 90 Mio. t CO₂, sie repräsentieren damit einen Anteil von 9 % der gesamten Treibhausgasemissionen in Deutschland. Damit kommt auch CO₂-Emissionsminderungen bei industriellen Prozessen (d.h. im Bereich der nicht-verbrennungsbedingten CO₂-Emissionen) für langfristige Dekarbonisierungsstrategien eine signifikante Rolle zu.

Mengenmäßig den größten Emissionsbeitrag lieferten im Jahr 2008 für den Bereich der CO₂-Prozessmemissionen die Eisen- und Stahlerzeugung (5% der Treibhausgas-(THG-) Emissionen), gefolgt von der Zementherstellung (2% der THG-Emissionen). Die beiden Sektoren repräsentieren damit etwa 80 % der Prozessemissionen. Eine Analyse der emissionsseitig relevantesten Prozesse Eisen, Stahl, Zement und Kalk zeigt, dass hier auch andere Minderungsoptionen (mit einem Potenzial von 20 bis 40%) zur Verfügung stehen, die Technologie der CO₂-Abtrennung und –Ablagerung (*Carbon Capture and Storage* – CCS) mit hoher Wahrscheinlichkeit eine alternativlose Option für sehr weitreichende Emissionsminderungen in diesen Bereichen sein wird. Darüber hinaus wird CCS in der Kombination mit Biomasse (Bio-energy CCS – BECCS) eine wichtige Rolle für ambitionierte Klimaschutzpolitik spielen müssen.

Technologiespezifische Analysen ergeben, dass CCS für Industrieprozesse im Vergleich zur Anwendung bei Kohlekraftwerken ökologische und ökonomische Vorteile bietet. Dies äußert sich dadurch, dass für alle Prozessemissionen die Energieeffizienz der CO₂-Abscheidung vorteilhafter ist als bei Kohlekraftwerken. Mit Ausnahme der Kalkherstellung liegen die Investitionskosten für den Einsatz von CCS bei den relevanten Industrieprozessen ebenfalls unter denen von Kohlekraftwerken. Für die Industriezweige mit hohen prozessbedingten Treibhausgasemissionen bildet also der Einsatz von CCS eine zentrale, gleichzeitig aber auch wirtschaftlich darstellbare Voraussetzung für ihren Fortbestand in einer sehr weitgehend (d.h. nahezu vollständig) dekarbonisierten Volkswirtschaft.

Unter Berücksichtigung der mit etwa 25 Jahren erheblichen technisch-wirtschaftlichen Lebensdauern von Hochöfen und Zementwerken sollte mit Blick auf das Ziel einer vollständigen Dekarbonisierung bis 2050 ab dem Jahr 2025 kein Hochofen und kein Zementofen in Deutschland mehr gebaut werden, der ohne CCS-Technologie betrieben wird. Zwar wäre auch eine spätere Nachrüstung bei Bestandsanlagen denkbar, eine Nachrüstung ist jedoch unwahrscheinlich, da die Kosten bei einer Nachrüstung im Vergleich zu einem Neubau in der Regel signifikant höher ausfallen.

Inhaltsverzeichnis

1	Anlass und Einleitung							
2	Über	Übersicht industrieller CO2-Prozessemissionen12						
3	Alter	native Vermeidungsoptionen	. 14					
	3.1	Vorbemerkungen	. 14					
	3.2	Zementherstellung	. 14					
	3.3	Kalkherstellung	. 16					
	3.4	Eisen- und Stahlproduktion	. 16					
	3.5	Ammoniak- und Wasserstoffherstellung	. 19					
	3.6	Aluminiumproduktion	. 20					
	3.7	Biotreibstoffproduktion	. 20					
	3.8	Zwischenfazit	. 21					
4	Ökon	omische und technische Rahmenbedingungen der Anwendung von						
	ccs	bei Industrieprozessen im Vergleich zu Kohlekraftwerken	. 22					
	4.1	Basisdaten für Industrieprozesse	. 23					
	4.2	Post-Combustion: Vergleich für Industrie- und Kraftwerksanlagen	. 26					
	4.3	Oxyfuel-CCS: Kurzvergleich für Industrie- und Kraftwerksanlagen	. 35					
5	Schlu	ussfolgerungen	. 40					
6	Litera	atur	. 42					

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1	Übersicht industrieller Prozessemissionen im Zeitraum 1990 bis 2008	12
Tabelle 2	Überblick über technische Vermeidungsoptionen für Industrieprozesse	21
Tabelle 3:	Übersicht über die wesentlichen produktionsbedingten CO ₂ - Frachten	26
Tabelle 4:	Vergleich von elektrischem Energiebedarf und Investitionskosten für Post-Combustion-CO ₂ -Abscheidung für Industrie- und Kraftwerksanwendungen mit Füllkörperkolonnen	32
Tabelle 5:	Vergleich des Energiebedarfs für den gesamten Post- Combustion-CCS-Prozess für Industrie- und Kraftwerksanwendungen	33
Tabelle 6:	Vergleich des Energiebedarfs für den gesamten Oxyfuel- CCS-Prozess für Industrie- und Kraftwerksanwendungen mit konstantem Strombedarf für die Luftzerlegung	36
Tabelle 7:	Vergleich des Energiebedarfs für den gesamten Oxyfuel- CCS-Prozess für Industrie- und Kraftwerksanwendungen unter Berücksichtigung der Energieeffizienz von Großanlagen zur Luftzerlegung	38

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1	Beitrag einzelner Handlungsbereiche zur Reduktion von Treibhausgasemissionen 2050	10
Abbildung 2	Benchmarking Kurve für Zementklinkerherstellung in Deutschland im Jahr 2007	15
Abbildung 3	Benchmarking-Kurve für die Erzeugung von Roheisen unter Verwendung der Hochofenroute, basierend auf Daten von 2007 und 2008	17
Abbildung 4	Benchmarking-Kurve für die Ammoniakherstellung in der EU	19

1 Anlass und Einleitung

Die aktuelle Klima- und Energiepolitik steht vor großen Herausforderungen. Neueste wissenschaftliche Erkenntnisse zeigen, dass bis zum Jahr 2050 eine vollständige Dekarbonisierung der Industrieländer notwendig sein wird, um die globale Klimaerwärmung auf zwei Grad Celsius zu beschränken (WBGU 2009, Ecofys 2009, EGS 2008).

Mit der Studie "Modell-Deutschland" (Prognos/Öko-Institut 2009) wurde erstmalig dargestellt, wie eine solche strukturelle Dekarbonisierung – also eine Emissionsminderung von -95% bis 2050 im Vergleich zu 1990 – für einen Industriestaat wie Deutschland konkret umgesetzt werden könnte. Im Rahmen der Studie "Modell-Deutschland" wurden drei Szenarien berechnet.

- 1. Das Referenzszenario unterstellt eine Fortführung der derzeitigen Energie- und Umweltpolitik und führt zu einer Emissionsminderung von 40% bis 2050 im Vergleich zu 1990.
- Im Innovationsszenario werden darüber hinausgehende Maßnahmen modelliert; diese erreichen aber bis 2050 nur Emissionsminderungen von etwas über 85%. Grund dafür sind u.a. die für dieses Szenarien definierten Beschränkungen im Bereich Biomasse (ausschließlich deutsches Aufkommen an nachhaltig bereitgestellter Biomasse) und bezüglich CCS (Einsatz nur als substituierbare Option).
- 3. Nur mit weiteren Maßnahmen, die für die Szenarienvariante "Modell-Deutschland" modelliert wurden, konnte eine Emissionsminderung von insgesamt 95% erreicht. Der Einsatz von CCS im Bereich von Industrieprozessen sowie in Verbindung mit der Biokraftstoffproduktion spielt hier neben dem Einsatz importierter Biomassen eine entscheidende Rolle.

Die Abbildung 1 zeigt, dass Industrieprozesse den drittgrößten Beitrag zur Emissionsreduktion bis 2050 leisten (übertroffen nur von denen der erneuerbaren Energien und der Energieeffizienz). Es wird auch deutlich, dass die letzten erzielten Prozentpunkte zur Erreichung des 95%-Ziels in der Szenariovariante "Modell-Deutschland" durch eine Senkung der Prozessemissionen erreicht wurden. Unter Prozessemissionen werden dabei diejenigen Treibhausgasemissionen verstanden, die nicht durch eine Verbrennung (fossiler) Energieträger entstehen, sondern die durch die Verarbeitung von verfahrenstechnisch notwendigen Rohstoffen in der energieintensiven Industrie im Produktionsprozess freigesetzt werden.

In der Szenarienvariante "Modell Deutschland" wurde hier angenommen, dass CCS im Bereich der Zementindustrie auch für die Eisen- und Stahlerzeugung sowie die Erzeugung von Biotreibstoffen zum Einsatz kommt.





Quelle: Umweltstiftung WWF Deutschland.

Insbesondere in der öffentlichen Wahrnehmung wurde CCS bisher vor allem im Bezug auf neue Kohlekraftwerke diskutiert. Technisch orientierte Kritikpunkte sind dabei unter anderem der höhere Brennstoffbedarf auf Grund des Wirkungsgradverlusts durch die CO₂-Abscheidung sowie die Verfügbarkeit von Alternativen zur Stromerzeugung mit CCS, z.B. auf Basis erneuerbarer Energien. Im Gegensatz dazu fand die Anwendung der CCS-Technologie für industrielle Prozesse in der öffentlichen Diskussion noch keine bzw. allenfalls eine marginale Aufmerksamkeit. Für die politische Diskussion über diesen Anwendungsbereich der CCS-Technologie ist eine sachliche Fundierung jedoch unabdingbar.

Vor diesem Hintergrund ist es das Ziel dieser Kurzstudie, den unter anderem in den Analysen des Projektes "Modell Deutschland" auf vergleichsweise hoch aggregierter Ebene betrachteten Einsatz von CCS für die Industrieprozesse sektoral differenzierter zu analysieren und zu fundieren. Dafür werden für die grundsätzlich in Frage kommenden Sektoren die relevanten technisch/ökonomischen Rahmenbedingungen eines verstärkten Einsatzes von CCS für Industrieprozesse vertieft betrachtet. Die CCS-Technologie ist für eine Reihe industrieller Prozesse aus verschiedenen Gründen sehr interessant:

- In einigen industriellen Prozessen fällt CO₂ in reiner Form an, kann also mit sehr niedrigem Energieaufwand erfasst werden und damit auch zu erheblichen Kostenreduktionen beitragen.
- Die Abscheidung aus kleineren, bestehenden Industrieanlagen könnte schneller realisiert werden als der Neubau von großen Kohlekraftwerken, für Demonstrationszwecke notwendige CO₂-Speicher könnten schneller befüllt werden. Auf diese Weise könnte schneller erprobt werden, welche Speicherformationen und Speicher langzeitsicher sind.
- Für einige Prozessemissions-Quellen, wie z.B. für die Zementherstellung, sind für sehr ambitionierte CO₂-Reduktionen (noch) keine alternativen CO₂-Minderungstechnologien zu CCS verfügbar bzw. absehbar, mit denen hohe Minderungsraten der CO₂-Emissionen erzielt werden können.

Im Rahmen der hier vorgelegten Kurzstudie sollen daher folgende Leitfragen beantwortet werden:

- In welcher Größenordnung fallen die für CCS relevanten prozessbedingten Treibhausgasemissionen in Deutschland derzeit jährlich an (Kapitel 2)?
- Welche alternativen Vermeidungsoptionen bestehen f
 ür diese Emissionen, ist CCS alternativlos, um signifikante Emissionsminderungen zu adressieren (Kapitel 3)?
- Wie ist die Energieeffizienz von CCS in verschiedenen Industrieprozessen im Vergleich zu CCS bei Kohlekraftwerken zu bewerten (Kapitel 4)?
- Wie stellt sich CCS für Industrieprozesse in ökonomischer und ökologischer Hinsicht im Vergleich zu CCS in der Stromerzeugung dar (Kapitel 4)?

Hinsichtlich der Kostenanalysen ist darauf hinzuweisen, dass im Rahmen der hier vorgelegten Studie nur die spezifischen Investitionskosten für die Abscheideanlagen verschiedener Anwendungsfälle verglichen wurden. Diese Kostenschätzung ist nicht komplett, liefert jedoch bereits eine wertvolle Einordnung, wie sich CCS für wichtige Industrieprozesse im Vergleich zum Einsatz in der Stromerzeugung wirtschaftlich einordnen lässt.

2 Übersicht industrieller CO₂-Prozessemissionen

In der Tabelle 1 sind die wichtigsten Sektoren zusammengestellt, in denen CO₂-Emissionen aus Industrieprozessen (Prozessemissionen) anfallen. Als Prozessemissionen werden dabei hier solche CO₂-Emissionen verstanden, die nicht primär durch die Verbrennung von (fossilen) Energierohstoffen entstehen, sondern durch die anderweitige Nutzung von verfahrenstechnisch notwendigen Rohstoffen entstehen. Insgesamt hatten die industriellen Prozessemissionen im Jahr 2008 einen Anteil von 9 % an den gesamten Treibhausgasemissionen in Deutschland. Zur Einordnung dieser Emissionsmengen sei darauf hingewiesen, dass die öffentliche Strom- und Wärmeversorgung im Jahr 2008 für insgesamt 32 % der deutschen Treibhausgasemissionen repräsentierte.

CRF	Sektor/Quellbereich	1990	2000	2005	2006	2007	2008
				Mt. C	O_2		
2A1, 1A2f	Zement	27,0	24,7	19,1	19,4	21,5	21,0
2A2, 1A2f	Kalk	8,2	6,7	7,1	7,1	7,5	7,5
2B1	Ammoniak	5,7	7,5	7,8	7,4	7,7	7,4
2C1, 1A2a	Eisen und Stahl	60,9	57,8	52,5	54,0	56,6	52,3
2C3	Aluminium	1,0	0,9	0,9	0,7	0,8	0,8
	Bioethanol	n.v.	n.v.	n.v.	n.v.	n.v.	0,9
	Biogas	n.v.	n.v.	n.v.	n.v.	n.v.	0,5
	Summe Industrienrozesse	102.9	97 7	87.3	88.7	94.0	00 3

335.8

309.5

325.1

326.9

336.0

316.9

Tabelle 1Übersicht industrieller Prozessemissionen im Zeitraum 1990 bis 2008

Quellen: Umweltbundesamt (2010), Berechnungen des Öko-Instituts.

Öffentliche Strom- und Wärmeversorgung

Die Emissionen aus der Zementherstellung betrugen im Jahr 1990 noch 27 Mio. t CO_2 , gingen bis zum Jahr 2005 auf 19 Mio. t CO_2 zurück und stiegen bis zum Jahr 2008 wieder auf 21 Mio. t CO_2 an. Je nach Verlauf der Baukonjunktur kam es in der Zementindustrie zu leichten Schwankungen im Emissionsverlauf. Die Emissionsreduktionen in der Zementherstellung sind zum einen auf eine gesunkene Zementproduktion zurückzuführen. 1990 betrug die Zementproduktion noch 28,6 Mio. t und ging bis 2008 auf 25,4 Mio. t zurück. Zum anderen ist ein stark gestiegener Einsatz von Ersatzbrennstoffen und Biomasse zu verzeichnen, mit denen der Einsatz von Kohle substituiert wurde. 2008 waren bereits 50 % der in der Zementindustrie eingesetzten Brennstoffe Ersatzbrennstoffe (Umweltbundesamt 2010).

Die Emissionen aus der *Kalkherstellung* betrugen im Jahr 1990 8,2 Mio. t CO_2 , gingen bis zum Jahr 2005 auf 7,1 Mio. t CO_2 zurück und stiegen bis zum Jahr 2008 wieder auf 7,5 Mio. t CO_2 an. Die Emissionsreduktion in der Kalkherstellung ist hauptsächlich auf eine leicht gesunkene Kalkproduktion zurückzuführen. 1990 betrug die Kalkproduktion noch 7,7 Mio. t Kalk und ging 2008 auf 7,1 Mio. t zurück (Umweltbundesamt 2010).

Die Emissionen aus der *Ammoniakherstellung* betrugen 2008 7,4 Mio. t CO₂ und liegen somit weit über dem Ausgangsniveau von 1990. Bei der Bilanzierung der Emissionen aus der Ammoniakherstellung ist eine Besonderheit zu beachten. Ammoniak kann zu Harnstoff weiterverarbeitet werden. Dabei werden rund zwei Drittel der bei der Ammoniakherstellung anfallenden CO₂-Menge im Harnstoff gebunden. Hier wird das CO₂

aber nicht dauerhaft gespeichert, bei der Verwendung (z.B. als Dünger) wird das gebundene CO₂ wieder frei. Für diese Studie wurden die gesamten Emissionen der Ammoniakherstellung berücksichtigt. Dies beinhaltet auch die im Harnstoff eingelagerten Emissionen, die in den Inventaren in der Landwirtschaft berichtet werden.¹

Die Emissionen aus der *Eisen- und Stahlerzeugung* betrugen im Jahr 1990 noch 61 Mio. t CO_2 . Nach der deutschen Vereinigung und der Stilllegung ineffizienter Produktionsstätten wie z.B. der Siemens-Martin-Öfen in den neuen Bundesländern sanken die Emissionen bis zum Jahr 1993 auf ein Niveau von 50,6 Mio. t CO_2 . In den folgenden Jahren stiegen die Emissionen wieder an und waren v.a. konjunkturellen Schwankungen unterworfen. Im Jahr 2008 betrugen die Emissionen 52,3 Mio. t CO_2 .

In der *Aluminiumindustrie* fallen direkte CO₂-Emissionen aus dem Anodenabbrand an. Parallel mit dem leichten Rückgang der Aluminiumproduktion zwischen 1990 und 2008 von 0,74 Mio. t auf 0,6 Mio. t (ein Rückgang von fast 20%) gingen auch die Emissionen um 20% zurück.

Für die CO₂-Emissionen aus der *Wasserstoffherstellung in Raffinerien, der Bioethanolproduktion und der Biogasproduktion* liegen noch keine konsistenten Zeitreihen vor. Für das Jahr 2008 wurden die Emissionen wie folgt abgeschätzt:

- Für die Bioethanolproduktion wurden die installierten Produktionskapazitäten in Deutschland (Neue Energie 2009) verwendet und die (biogenen) CO₂-Emissionen über die stöchiometrische Umsetzung von Stärke in Ethanol berechnet.
- Für die Biogasproduktion wurden nur die Emissionen der Anlagen mit einer Gaseinspeisung berücksichtigt (Biogaspartner 2010). Nur bei solchen Anlagen fällt das biogene CO₂ in reiner Form an. Die Emissionen aus der Biogasproduktion dienen einer ersten Orientierung. Auf der einen Seite ist zu erwarten, dass die Biogaseinspeisung in Zukunft stark ansteigen wird, auf der anderen Seite wird CCS bei kleineren Anlagen nicht wirtschaftlich zu betreiben sein.

¹ In Zukunft wäre es denkbar, dass weniger Harnstoff und mehr Ammoniumnitrat produziert wird. Dann würde das CO₂ komplett bei der Ammoniakherstellung anfallen und somit für CCS zur Verfügung stehen. Da das Ziel dieser Studie ist, die für CCS verfügbaren Emissionsströme abzuschätzen, wurde der höhere Wert verwendet, der alle Emissionen umfasst.

3 Alternative Vermeidungsoptionen

3.1 Vorbemerkungen

Um zu überprüfen, in welchen Sektoren alternative Vermeidungsoptionen existieren und in welchen Sektoren CCS mit hoher Wahrscheinlichkeit eine alternativlose Emissionsminderungsoption darstellt, werden in den folgenden Kapiteln überblickartige Kurzanalysen für vorstellbare Alternativoptionen für CCS in den einzelnen Sektoren vorgestellt.

3.2 Zementherstellung

Der emissionsintensive Produktionsschritt bei der Zementherstellung ist das Brennen des Zementklinkers. Dabei fallen sowohl energiebedingte als auch prozessbedingte Emissionen an. Der Zementklinker wird aus einer Mischung von Kalkstein (ca. 90%) und anderen Zuschlagsstoffen hergestellt. Beim Brennen zerfällt der Kalkstein zu Kalk und CO₂. In Verbindung mit den anderen Zuschlagsstoffen entsteht dann das Endprodukt Zementklinker. Die Reaktionsgleichung für die Umsetzung kann wie folgt angegeben werden.

 $CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$

Im Jahr 2007 betrug die Summe aus energiebedingten und prozessbedingten Emissionen im Durchschnitt 0,8 t CO₂ pro Tonne Zementklinker (Abbildung 2). Etwa 65 % dieser Emissionen (0,525 t CO₂/t Zementklinker) entfallen dabei auf die prozessbedingt anfallenden CO₂-Emissionen. Sie entstehen während des Brennprozesses durch die Entsäuerung des Kalksteines. Im Kalkstein ist CO₂ mineralisch gebunden, der bei der Zementklinkerherstellung freigesetzt wird. Die energiebedingten Emissionen werden durch den Brennstoffmix und den spezifischen Energiebedarf des Zementofens bestimmt.

Abbildung 2 zeigt die spezifischen Emissionen pro Tonne Zementklinker im Jahr 2007. Die Anlage mit den niedrigsten spezifischen Emissionen produziert rund 0,7 t CO₂/t Zementklinker und die Anlage mit den höchsten spezifischen Emissionen produziert über 1 t CO₂/t Zementklinker. Im Rahmen des Ersatzes von alten Anlagen durch Neuanlagen wird der spezifische Energiebedarf mit der Zeit zurückgehen. Zusätzlich werden sich durch einen verstärkten Einsatz von Biomasse und Ersatzbrennstoffen die energiebedingten Emissionen in Zukunft noch weiter senken lassen. Selbst wenn die Zementherstellung komplett auf Biomasse umgestellt werden würde, ließen sich die Emissionen nur auf 0,525 t CO₂ pro Tonne Zementklinker reduzieren. Dies entspricht einer Reduktion von bis zu 34% im Vergleich zu den durchschnittlichen Emissionen im Jahr 2007. Es verblieben dann nur noch die prozessbedingten Emissionen.



Abbildung 2 Benchmarking Kurve für Zementklinkerherstellung in Deutschland im Jahr 2007

Quelle: DEHSt (2008), Berechnungen des Öko-Instituts.

Eine weitere Möglichkeit, die prozessbedingten Emissionen zu verringern, besteht in der Verringerung der Zementklinkerproduktion:

- Grundsätzlich ist die Substitution eines Teils des Zementklinkers durch Hochofenschlacke aus der Roheisenherstellung oder Flugasche aus der Rauchgasreinigung von Kohlekraftwerken möglich. Dabei ist aber einerseits zu beachten, dass in einer Ultra-Low-Carbon Economy auch die Stahlproduktion und insbesondere die Kohleverstromung zurückgehen werden und die Verfügbarkeit anderer Zumahlstoffe mit erheblichen Unsicherheiten behaftet ist. Es ist richtig, dass die Substitution von Zementklinker auch in Zukunft eine wichtige Rolle bei der CO₂-Emissionsminderung spielen wird, die absolute Menge verfügbarer Substitute wird jedoch begrenzt bleiben. Andererseits muss darauf hingewiesen werden, dass die Substitution aus Gründen der Produktqualität auch Grenzen hat.
- Ein Rückgang der Zementnachfrage, z.B. durch einen rückläufigen Neubau von Gebäuden und Infrastrukturbauten auf Betonbasis oder aber im Rahmen einer massiv erhöhten Ressourceneffizienz, könnte einen weiteren Rückgang der CO₂-Emissionen in der Zementbranche bewirken.

Gleichwohl wird sich zumindest auf absehbare Zeit der Einsatz von Zement nicht vollständig vermeiden lassen und es verbleiben erhebliche Emissionsmengen, die absehbar nur mit CCS reduziert werden können (WBCSD/IEA 2009).

3.3 Kalkherstellung

Die Kalkherstellung ist vom Prozess her sehr ähnlich wie die Zementherstellung, mit dem Unterschied, dass reiner Kalkstein eingesetzt wird. Beim Brennen des Kalks zerfällt der Kalkstein zu Kalk und CO₂.

 $CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$

Die prozessbedingten Emissionen haben ein Niveau von 0,785 t CO₂/t Kalk, während die energiebedingten Emissionen nur einen Wert von nur 0,2 t CO₂/t Kalk erreichen, wenn Erdgas eingesetzt wird (Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut 2009c). Moderne Anlagen haben also Emissionen in Höhe von rund 1 t CO₂/t Kalk. Bei einer kompletten Umstellung des Brennstoffs auf Biomasse ließen sich also die Emissionen um rund 20% auf das Niveau von 0,785 t CO₂/Tonne Kalk vermindern. Bei den prozessbedingten Emissionen aus der Kalkherstellung sind aber außer der Nachfragereduktion keine Vermeidungsoptionen absehbar.

3.4 Eisen- und Stahlproduktion

Bei der Eisen- und Stahlproduktion kann grundsätzlich zwischen primären und sekundären Verfahren unterschieden werden. Bei der Primärherstellung wird Roheisen aus Eisenerz im Hochofen gewonnen. Dabei läuft (vereinfacht) folgende Reaktionsgleichung ab:

 $2 \operatorname{Fe}_2 \operatorname{O}_3 + 3 \operatorname{C} \rightarrow 4 \operatorname{Fe} + 3 \operatorname{CO}_2$

Dieses Roheisen wird dann im Stahlwerk durch die Einblasung von Sauerstoff zu Stahl weiterverarbeitet. Beim Recycling (sekundäres Verfahren) wird Schrott im Elektrostahlwerk eingeschmolzen. Die Primärherstellung ist wesentlich emissionsintensiver als das Recycling. Abbildung 3 illustriert die unterschiedliche Effizienz der Stahlerzeugung im Hochofenprozess in der EU. Im Durchschnitt emittieren Anlagen in der EU 1,63 t CO₂/t Rohstahl unter Verwendung der Hochofenroute. Die hier angegebenen Emissionen aus der Produktion von Rohstahl umfassen die Emissionen aus dem Hochofen, aus der Stromerzeugung aus Kuppelgasen und die Emissionen aus dem Oxygenstahlwerk. Ende 2010 wurden im Rahmen des EU-Emissionshandels Benchmarks für Industrieprozesse beschlossen. Bei der Festlegung des Benchmark für Rohstahl ("hot metal") wurden zusätzlich vorhandene Emissionsreduktionspotenziale berücksichtigt und ein Benchmark in Höhe von 1,33 t CO₂/t Rohstahl festgelegt (EC 2011). Der Benchmark liegt also rund 20% unter den Durchschnittsemissionen. Dieser Benchmark kann als grobe Schätzung für das vorhandene spezifische Reduktionspotenzial unter Verwendung verfügbarer Technologie in der Eisen- und Stahlindustrie verwendet werden.





Quelle: PTAI (2010), Berechnungen des Öko-Instituts.

Durch eine höhere Recyclingrate oder eine verringerte Nachfrage nach Eisen und Stahl, z.B. als Folge von einem Rückgang der Bautätigkeit oder einer Marktsättigung im Kraftfahrzeugbereich können die CO₂-Emissionen der Eisen- und Stahlindustrie nachfragebedingt reduziert werden.

Hinsichtlich der CO_2 -seitigen Prozessoptimierung werden auf europäischer Ebene im ULCOS Projekt² verschiedene neue Technologien zur Stahlerzeugung im Hochofenprozess untersucht (ULCOS 2010). Aus einer Vielzahl von Technologien wurden diejenigen ausgewählt, die am meisten Erfolg versprechen. Grundsätzlich ist es möglich, mit CCS die Emissionen aus der Stahlerzeugung um bis nahe an 100% zu reduzieren. Die hier vorgestellten Technologien sind auch für eine potenzielle CCS-Anwendung wichtig, weil durch sie einerseits die Energieeffizienz steigt (also weniger CO_2 anfällt, dass gespeichert werden muss) und andererseits das CO_2 in höherer Konzentration anfällt (also einfacher für CCS zu nutzen ist).

• Top-Gas Recycling: Hierbei wird die Energieeffizienz dadurch erhöht, dass das Abgas aufbereitet wird und das im Prozess notwendige Kohlenmonoxid wieder

² Das Projekt wurde mit 59 Mio. € aus EU-Mitteln gefördert, vereint 48 industrielle Partner und wird von Arcelor Mittal geleitet.

in den Hochofen eingeblasen wird. Da sich die Technologie noch im Entwicklungsstadium befindet, ist eine genaue Abschätzung schwierig. Insgesamt ist jedoch zu erwarten, dass sich die Energieeffizienz im Vergleich zum aktuellen europäischen Durchschnitt um 20% bis 35% verringern lässt.³

- Der Hisarna-Prozess: Hierbei handelt es sich um eine Schmelzreduktion auf der Basis von Kohle, bei der die Kohle zuvor vergast wird. Die Energieeffizienz steigt, weil die Kokerei nicht mehr benötigt wird und so ein Zwischenschritt entfällt.
- Direktreduktion mit CCS (auf der Basis von Erdgas): Hier sinken die Emissionen durch den Einsatz des emissionsärmeren Brennstoffs Erdgas; die große Herausforderung ist es, den Erdgasverbrauch zu verringern.
- Elektrolyse: Wie bei der Aluminiumelektrolyse wird Eisenoxid unter hohem Stromeinsatz in einem Elektrolysebad zu Eisen umgewandelt. Die sich bei einer Elektrolyse ergebenden Anpassungen sind jedoch enorm, es müssen ganz neue Anlagen gebaut werden, und vor allem muss Strom zu sehr niedrigen Kosten zur Verfügung stehen.

Für das Top-Gas Recycling ist der Bau einer größeren Pilotanlage in Eisenhüttenstadt in Vorbereitung. Der Hisarna-Prozess wird in einer Pilotanlage, die gerade in Ijmuiden in den Niederlanden gebaut wird, erprobt. Bei einer erfolgreichen Implementierung dieser Technologien können Emissionsreduktionen in einer Größenordnung von bis zu 35% erwartet werden. Mit diesen Reduktionen werden allmählich die physikalischen Grenzen mit Kohle als Reduktionsmittel erreicht. Diese Grenzen werden durch die Energiemenge beschrieben, die benötigt wird, um die chemischen Bindungen des Eisenoxids im Eisenerz aufzubrechen. Weitere Emissionsminderungen wären mit der Direktreduktion und damit verbunden einer Umstellung auf den emissionsärmeren Brennstoff Erdgas möglich. Wegen der hohen Erdgaskosten in Europa spielt die Direktreduktion aber bisher nur in Ländern mit eigener Gasförderung (z.B. im Nahen Osten) eine Rolle.

Auch bei Einführung neuer Technologien in der Stahlerzeugung ist CCS notwendig, um weitgehende Emissionsreduktionen zu realisieren. Wenn Kohle als Input durch Biomasse ersetzt wird, können die Emissionen sogar negativ werden, weil biogenes CO₂ gespeichert wird.

Theoretisch könnte die Reduktion von Eisenerz durch den Einsatz von erneuerbaren Energien im Elektrolyseverfahren auch emissionsfrei realisiert werden, wenn erneuerbare Energien in großem Umfang und zu niedrigen Kosten verfügbar wären. Wegen der hohen Umwandlungsverluste in der Stromerzeugung wurde diese Technologie

³ Dabei ist jedoch der Stromexport eines klassischen Hochofens und der Stromimport des Top-Gas Recyclings zu berücksichtigen. In einer Welt mit hohen Anteilen von erneuerbaren Energien verringern sich jedoch die bilanziellen Vorteile des klassischen Hochofens durch den Stromexport.

aber bisher kaum verfolgt und ist in der Entwicklung noch nicht so weit wie das Top-Gas Recycling oder der Hisarna Prozess. Darüber hinaus wäre mit der bestehenden Anlageninfrastruktur diese Technik nicht umsetzbar, bzw. würde hohe Investitionen erfordern. Außerdem würden Elektrolyse-Verfahren für die Stahlerzeugung voraussichtlich nicht in Deutschland realisiert, sondern an Standorten mit sehr vorteilhaften Bedingungen für die Windstrom- und Solarstromproduktion (wie z.B. in Nordafrika etc.).

3.5 Ammoniak- und Wasserstoffherstellung

Für die Herstellung von Ammoniak (NH₃) werden die beiden Zwischenprodukte Wasserstoff (H₂) und Stickstoff (N₂) benötigt. Der Wasserstoff wird in der Regel durch eine Reformierung von Erdgas (CH₄) unter Zugabe von Dampf (H₂O) gewonnen. Dabei läuft folgende Reaktionsgleichung ab, wobei das CO₂ als reiner Volumenstrom anfällt:

 $CH_4 + 2 H_2O \rightarrow 4 H_2 + CO_2$



Abbildung 4 Benchmarking-Kurve für die Ammoniakherstellung in der EU

Quelle: Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut (2009b), Berechnungen des Öko-Instituts.

Die Benchmarking-Kurve für die Ammoniakherstellung macht deutlich, dass die effizienteste Anlage in der EU weniger als 1,5 t CO₂/ t Ammoniak emittiert. Die schlechteste Anlage emittiert fast 3 t CO₂/t Ammoniak. Die spezifischen Emissionen der schlechtesten Anlagen sind damit fast doppelt so hoch wie die der besten Anlage. Dies illustriert, dass bei der Ammoniakherstellung noch mehr Vermeidungspotenzial im Vergleich durch den Ersatz alter, ineffizienter Anlagen durch neue Anlagen besteht als in der Zementherstellung und in der Eisen- und Stahlproduktion.

Der CO₂-intensive Prozessschritt der Wasserstoffherstellung könnte alternativ auch über die Erzeugung von Wasserstoff durch Elektrolyse aus erneuerbarem Strom substituiert werden.⁴

In Raffinerien kann ebenso wie bei der Ammoniakproduktion Wasserstoff aus der mit erneuerbarem Strom betriebenen Elektrolyse eingesetzt werden.⁵

3.6 Aluminiumproduktion

In der Primäraluminiumproduktion wird Strom durch Kohlenstoffanoden in ein Schmelzbad geleitet. Die CO₂-Emissionen entstehen durch einen langsamen Verbrauch der Anoden während des Betriebes (Anodenabbrand). Als Anode wird Petrolkoks eingesetzt. Dies ist ein Rückstand aus dem Raffinerieprozess, der hauptsächlich aus Kohlenstoff besteht. Beim Anodenabbrand läuft folgende Reaktion ab:

 $C + O_2 \rightarrow CO_2$

In der Aluminiumindustrie wird zur Zeit an der Entwicklung von inerten Anoden geforscht (EERE 2001). In diesem Fall würden Metallanoden eingesetzt, und es würdenkeine CO₂-Emissionen mehr bei der Aluminiumproduktion anfallen.

3.7 Biotreibstoffproduktion

Bei der Herstellung von (Bio-)Ethanol aus Stärke oder Zucker, die heute noch vorherrschend genutzt wird, fällt prozessbedingt biogenes CO₂ an. Dabei läuft folgende Reaktionsgleichung ab:

 $C_6O_6H_{12} \rightarrow 2 CO_2 und 2 C_2OH_6$

⁴ Dies wäre auch energetisch sinnvoller, als den erneuerbaren Wasserstoff für die Stromerzeugung zu verwenden. Beim Einsatz von erneuerbarem Wasserstoff für die Stromerzeugung sind – wie bei fossilen Kraftwerken auch - hohe Wirkungsgradverluste von 50% zu berücksichtigen. Bei der Ammoniakherstellung würden diese Wirkungsgradverluste nicht anfallen, weil der Wasserstoff direkt im Prozess weiterverwendet wird. Es ist jedoch noch offen, wann erneuerbarer Wasserstoff im industriellen Maßstab hergestellt wird.

⁵ Absolut sind Emissionen aus der Wasserstoffherstellung für die Ammoniakproduktion ca. achtmal höher als die Emissionen aus Raffinerien.

Aus einem Einfachzucker entstehen also zwei CO_2 -Moleküle und zwei Ethanolmoleküle. Die Entstehung des CO_2 lässt sich bei der Ethanolherstellung nicht vermeiden.

Bei der Herstellung von Biogas zersetzen Bakterien pflanzliche Kohlenwasserstoffe zu Methan (CH_4) und CO_2 . Das Rohbiogas besteht zu etwa 60% aus Methan und zu etwa 40% aus CO_2 . Die Entstehung des CO_2 lässt sich bei der Biogaserzeugung nicht vermeiden.

Bei der Herstellung von Biotreibstoffen der zweiten Generation ist es geplant, die Biomasse zu vergasen und dann wieder zu Treibstoffen synthetisieren. Bei der Vergasung wird ein Brenngas produziert, das CO_2 , H_2 , CO, CH_4 und höhere Kohlenwasserstoffe enthält. Es würde also auch beim Übergang auf Biotreibstoffe der zweiten Generation prozessbedingtes CO_2 anfallen. Je nach Verfahren ist die Konzentration des CO_2 im Abgas unterschiedlich hoch.

Der Einsatz von CCS in der Kombination mit Biomasse (Bio-energy CCS – BECCS) bildet also nicht erst langfristig und in Kombination mit der Verbrennung von Biomasse, sondern bereits kurz- und mittelfristig eine interessante Option zur Schaffung von Net-to-Senken für CO₂ (GCCSI 2011). Im Folgenden wird dieser Entwicklungspfad jedoch nicht weiter vertieft, hierzu bedarf es separater Analysen.

3.8 Zwischenfazit

Im Bereich der Ammoniakproduktion und der Wasserstoffherstellung in Raffinerien ist abzusehen, dass die Prozessemissionen komplett über die Bereitstellung von erneuerbarem Wasserstoff vermieden werden können. Auch bei der Aluminiumelektrolyse ist es möglich, dass sich die Emissionen durch den Einsatz neuer Technologien komplett vermeiden lassen. Bei den volumenmäßig wichtigsten Prozessen wie der Herstellung von Zement, Kalk, Eisen und Stahl sind weitere Emissionsreduktionen in der Größenordnung von 20% bis 34% zu erwarten (Tabelle 2). Für die verbleibenden Emissionen dieser Prozesse sowie für die Herstellung von Biotreibstoffen wird CCS mit hoher Wahrscheinlichkeit eine alternativlose Emissionsminderungsoption sein.

Sektor/Quellbereich	2008	Anteil	Verfügbare Vermeidungsoptionen	
	Mio. t CO ₂	%	%	Anmerkungen
Zement	21,0	23,2%	-34%	Biomasseeinsatz
Kalk	7,5	8,3%	-20%	Biomasseeinsatz
Ammoniak	7,4	8,2%	-100%	Einsatz von erneuerbarem Wasserstoff
Eisen und Stahl	52,3	57,9%	-35%	Effizienzverbesserung
Aluminium	0,8	0,9%	-100%	Inerte Anoden
Bioethanol	0,9	0,9%	-	keine
Biogas	0,5	0,6%	-	keine
Summe Industrieprozesse	90,3	100,0%	40%	

Tabelle 2 Überblick über technische Vermeidungsoptionen für Industrieprozesse

Quelle: Öko-Institut.

4 Ökonomische und technische Rahmenbedingungen der Anwendung von CCS bei Industrieprozessen im Vergleich zu Kohlekraftwerken

Zu den Möglichkeiten der CCS-Anwendung für Kohlekraftwerke liegen seit einiger Zeit umfangreiche Untersuchungsergebnisse vor (z.B. NETL (2010), IEA 2009, FhG-ISI/BGR 2006, IPCC 2005). Als Ergebnisse dieser Untersuchungen können sowohl der finanzielle als auch der energetische Aufwand der CCS-Technologie im Kraftwerksmaßstab abgeschätzt werden.

Im Vergleich zu Kohlekraftwerken verfügen Industrieprozesse über deutlich geringere Abgasvolumenströme, die jedoch zum Teil wesentlich höhere CO₂-Konzentrationen als die von Kohlekraftwerken aufweisen. Ziel dieser Betrachtung ist daher, den Einfluss der geringeren Abgasvolumenströme bei gleichzeitig höherer CO₂-Konzentration zu quantifizieren.

Durch die geringeren Abgasvolumenströme werden die Abscheideanlagen kleiner und daher, bezogen auf die abgeschiedene Menge an CO_2 , spezifisch teurer. Eine höhere Ausgangskonzentration an CO_2 hat dagegen einen positiven Effekt auf Investitionsund Betriebskosten einer Industrie-CCS-Anlage. Zum einen verläuft der Aufkonzentrationsprozess zu reinem CO_2 von der höheren Ausgangskonzentration aus einfacher. Zum anderen ist bei einer höheren CO_2 -Konzentration die Abgasmenge geringer, die behandelt werden muss, um eine gewisse Menge an CO_2 abzuscheiden.

Um eine Tonne CO₂ abzuscheiden muss z.B. bei einer doppelt so hohen CO₂-Konzentration nur die halbe Abgasmenge behandelt werden. Hierdurch werden die Abscheideapparate spezifisch kleiner und preiswerter. Die Behandlung einer geringeren Abgasmenge wirkt sich darüber hinaus auch z.B. positiv auf den elektrischen Energiebedarf der Ventilatoren aus.

Der im Folgenden dargestellte Modellansatz ermittelt den Einfluss verschiedener Industrieabgase auf die CCS-Technologie und quantifiziert den Kosten- und Energiebedarf von Industrie-CCS durch eine Rückbindung an die bekannten Daten der Kraftwerks-CCS-Technologie.

4.1 Basisdaten für Industrieprozesse

4.1.1 Vorbemerkungen

Als Berechnungsgrundlage für den Modellvergleich von *Post-Combustion*-CCS-Anwendungen für Industrie- und Kraftwerksprozesse (d.h. herkömmlichen Prozessen nach derzeitigem Stand der Technik wird eine CO₂-Abscheidung nachgeschaltet) werden typische Größen der wesentlichen prozessbedingten CO₂-Quellen verwendet. Als Vergleichsgröße wird in Tabelle 3 parallel zu den Industrieprozessen ein Kohlekraftwerk mit einer elektrischen Leistung von 1.000 MW betrachtet.

Um Aussagen über den spezifischen Energiebedarf und die spezifischen Kosten der Industrie-CCS-Anlagen treffen zu können, ist die Bestimmung der durchschnittlichen Anlagengröße und der durchschnittlichen CO₂-Konzentration im Abgas erforderlich.

Hieraus kann anschließend der durchschnittliche Abgasvolumenstrom jeder Anlage ermittelt werden, der als wichtige Auslegungsgröße für die Dimensionierung der CO₂-Abscheidungsanlagen benötigt wird.

4.1.2 Durchschnittliche Anlagengröße

Die durchschnittliche Anlagengröße wurde, basierend auf der Datenbasis für die EU und Deutschland, für die einzelnen Sektoren wie folgt bestimmt:

- Für den Bereich Zement wurden die europäischen CO₂-Emissionen der Zementherstellung durch die Anzahl der entsprechenden Anlagen geteilt. Diese Anlagendaten entstammen dem europäischen CO₂-Handelsregister CITL und sind in Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut (2009a) näher dokumentiert. Die durchschnittliche jährliche Emissionsfracht eines Zementwerks beträgt demnach 0,6 Mio. t CO₂.
- Für den Kalksektor wurden ebenfalls auf Basis der CITL-Daten für die EU-27 die Gesamtemissionen der Branche durch die Anzahl der emittierenden Anlagen geteilt. Hieraus ergibt sich eine durchschnittliche Jahresfracht von 0,2 Mio. t CO₂ pro Standort (CITL 2010).
- Die Bestimmung der CO₂-Emissionen einer durchschnittlichen Ammoniakerzeugungsanlage in der EU-27 erfolgte entsprechend auf der Datenbasis von Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut (2009b) und ergibt eine mittlere Emission von 0,5 Mio. t CO₂ pro Jahr und Standort.
- Für die Eisen- und Stahlerzeugung wurden die gesamten jährlichen CO₂-Emissionen der deutschen Hochöfen durch die Anzahl der Hochofenstandorte geteilt (Stahl 2009). Hieraus ergibt sich eine durchschnittliche CO₂-Emissionsfracht von 5,5 Mio. t CO₂ pro Jahr und Hochofen.
- Die j\u00e4hrlichen Emissionen von 0,2 Mio. t CO₂ f\u00fcr Wasserstoff in Raffinerien sind aus Werten einer Wasserstofferzeugungsanlage in Schwedt (Deutschland) abgeleitet (CITL 2010).

- Der Emissionswert f
 ür Bioethanol von 0,2 Mio. t CO₂ pro Jahr wurde basierend auf der Kapazit
 ät einer Ethanolerzeugungsanlage in Schwedt (Deutschland) nach Angaben aus Neue Energie (2009) berechnet. Bei der Anlage in Schwedt handelt es sich um eine der größeren Anlagen in Deutschland.
- Die CO₂-Emissionen für Biogas von 0,1 Mio. t CO₂ pro Jahr sind aus der Kapazität einer Großbiogasanlage in Schwedt (Deutschland) abgeleitet (eigene Berechnungen basierend auf Angaben aus Biogaspartner (2010)). Hierbei handelt es sich um eine der größten Biogasanlagen in Deutschland.
- Der Vergleichswert der j\u00e4hrlichen CO2-Emissionsfracht f\u00fcr Kohlekraftwerke mit 5,6 Mio. t CO2 basiert auf einem 1.000 MWeI Kohlekraftwerk (eigene Berechnungen). Hierbei handelt es sich um eine leicht \u00fcberdurchschnittliche Blockgr\u00f6ße eines Neubauprojektes.

Auf Grundlage dieser Annahmen wurden die Parameter für die exemplarisch zu untersuchenden Anlagen zusammengestellt.

4.1.3 Durchschnittliche CO₂-Konzentration

Für die Berechnung der Kosten und des Energiebedarfs einer nachgeschalteten CO₂-Abscheidung ist die Kenntnis sowohl der einzelnen Abgasvolumenströme als auch der jeweiligen CO₂-Konzentrationen der Abgase erforderlich. Mit diesen Inputdaten erfolgt modellgemäß die verfahrenstechnische Auslegung der Abscheideapparate.

In Tabelle 3 sind die durchschnittlichen CO₂-Konzentrationen für die betrachteten Anlagen dargestellt. Aus den in der Literatur angegebenen Konzentrationsspannen wurden hierzu Mittelwerte gebildet.

- Für die Zementproduktion wurde die CO₂-Konzentration mit 25 % als Mittelwert des Intervalls von 20-30 % bestimmt. Diese Schwankungsbreite ergibt sich aus den zementspezifischen CO₂-Emissionen, die zu 55 % aus der Kalzinierung und zu 35 % durch die Bereitstellung der Prozesswärme hervorgerufen werden, sowie aus typischen Abgasvolumenströmen von Zementöfen (Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut 2009a, EC 2009). Die Schwankungsbreite der CO₂-Konzentrationen von 20-30 % wurde von der Zementindustrie bestätigt.
- Für die Kalkherstellung wurde ebenfalls eine CO₂-Konzentration von 25 % als Basis für weitere Berechnungen angesetzt. Auch bei der Kalkherstellung schwanken die CO₂-Konzentrationen im Bereich von 20-30 % als Resultat des Prozesses, des eingesetzten Brennstoffs und typischer Abgasvolumenströme von Kalköfen (Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut 2009c, EC 2009). Die dargestellten Werte beziehen sich auf Kohlefeuerungen und würden bei Gasfeuerungen etwas geringer ausfallen.
- Bei der Ammoniakherstellung fällt ein reiner CO₂-Abgasstrom als direkte Prozessemission an. Bei der Bereitstellung der benötigten Prozessenergie entsteht feuerungsseitig ein weiterer Abgasstrom mit einer CO₂-Konzentration zwischen

10 und 15 %. Da sowohl dieser Volumenstrom als auch dessen CO_2 -Konzentration gering sind, wird für die weiteren Berechnungen nur der reine CO_2 -Volumenstrom betrachtet, da hierfür kein weiterer Aufwand für die Aufreinigung erforderlich ist. Der Volumenstrom der reinen Prozessemissionen beträgt etwa 70 % der gesamten CO_2 -Emissionen der Ammoniakanlage (Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut 2009b). Die zuvor angegebenen Emissionen von 0,5 Mio. t CO_2 pro Jahr beziehen sich auf den reinen Teilabgasvolumenstrom. Dieses reine CO_2 steht jedoch nur dann für die Speicherung zur Verfügung, wenn keine Harnstofferzeugungsanlage nachgeschaltet ist.

- Das Hochofengichtgas enthält 20-25 % CO₂ und 20-30 % CO. Die jeweiligen Mittelwerte der Konzentrationen wurden für die weiteren Berechnungen verwendet. Für die thermische Nutzung des Gichtgases wurde ein Luftüberschuss von 10 % (λ=1,1) angenommen. Das so entstehende Abgas weist eine CO₂-Konzentration von 27 % auf, unabhängig davon, ob das Gichtgas zur Beheizung der Winderhitzer oder zur Stromerzeugung eingesetzt wird (Kappelmayer 1968, Litinsky/Heiligenstaedt 1931).
- Die Dampfreformierung von Methan zur Wasserstoffgewinnung emittiert einen nahezu reinen CO₂-Volumenstrom, der direkt zur Speicherung verwendet werden kann.
- Bei der Erzeugung von Bioethanol fällt das CO₂ als reines Abgas direkt aus dem Gärprozess an, so dass keine weitere Aufreinigung erforderlich ist.
- Zur Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz muss unter anderem das CO₂ aus dem Rohbiogas entfernt werden. Durch die Aufkonzentration des Biogases, die integraler Bestandteil der Netzeinspeisetechnologie ist, fällt ein fast reiner CO₂-Volumenstrom an, so dass auch hier kein zusätzlicher apparativer Aufwand erforderlich ist.
- Für Kohlekraftwerke wird 14 % als typische CO₂-Konzentration angegeben (Ohle 2009).

Bei der Aluminiumelektrolyse fällt prozessbedingt eine Mischung von Sauerstoff, CO₂ und F-Gasen an. Da nicht mit einer hohen CO₂-Konzentration zu rechnen ist und eine Verunreinigung mit F-Gasen vorliegt, wird die Aluminiumproduktion nicht weiter analysiert.

Anhand der CO_2 -Jahresfrachten, der durchschnittlichen CO_2 -Konzentrationen und Angaben zu branchentypischen Jahresvolllaststunden (ZUG 2012) können die durchschnittlichen Abgasvolumenströme bestimmt werden. Diese sind in der rechten Spalte von Tabelle 3 dargestellt und gehen als wichtige Ausgangsgröße in die weiteren Berechnungen der CO_2 -Abscheider ein.

Sektor/Quellbereich	Emissionen	CO ₂ Konzentration	Abgasvolumenstrom	
	Mt. CO ₂ / Anlage	%	m ³ / h	
Zement	0,6	25%	160.000	
Kalk	0,2	25%	55.000	
Ammoniak	0,5	100%	34.000	
Eisen und Stahl	5,5	27%	1.200.000	
Aluminium	0,2	unbekannt	13.500	
Bioethanol	0,2	100%	13.500	
Biogas	0,2	100%	13.500	
Kohlekraftwerke	5,6	14%	2.700.000	

T I II A		
I ANAIIA 'J'	1 horecent liber die Weeentliehen produktionehedinaten (1) $-$ Lreen	itan.
	JUE(SICH) HUE(UIE WESEHINCHEN UTUUNKNUUSUEUTUUEN (JV)*ETACH	

Quellen: Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut (2009a-c), Stahlinstitut VDEh/WV Stahl (2010), Kappelmayer (1968), Litinsky/Heiligenstaedt (1931), Ohle (2009), EC (2009) sowie Berechnungen von dezentec und Öko-Institut.

4.2 Post-Combustion: Vergleich für Industrie- und Kraftwerksanlagen

4.2.1 Modellansatz, Gemeinsamkeiten und Unterschiede bei Industrieund Kraftwerksprozessen

Zur Ermittlung der Kosten von *Post-Combustion*-CCS-Anlagen für Kraftwerke, die große Volumenströme mit geringerer CO₂-Konzentration behandeln, wurden umfangreiche Untersuchungen durchgeführt (z.B. FhG-ISI/BGR 2006). Generell entspricht die hierbei zu Grunde gelegte Technologie der Gasreinigung in sogenannten Füllkörper- oder auch Packungskolonnen dem etablierten Stand der Technik. Die für die *Post-Combustion*-CCS-Technologie erforderliche Anwendung im Großmaßstab ist dagegen ein neues Anwendungsfeld für diese Technologie. In den in der Literatur dokumentierten Untersuchungen werden hautsächlich Amine als Waschflüssigkeit eingesetzt (z.B. ECRA 2009, FhG-ISI/BGR 2006).

Die Gruppe der Amine ist durch eine hohe Bindungsfähigkeit für CO_2 gekennzeichnet, wodurch der Abscheidungsprozess aus dem Abgas vereinfacht wird. Auf der anderen Seite werden große Mengen an thermischer Energie benötigt, um das abgeschiedene CO_2 wieder aus den Aminen für die Kreislaufführung auszutreiben und es so für die Kompression, den Transport und die Speicherung zu gewinnen. Eine weitere große technische Herausforderung besteht darin, die Betriebskosten für den stetigen Austausch der durch Sauerstoff und Schwefeldioxid voraussichtlich schnell alternden Amine zu begrenzen.

Beim Kraftwerksprozess wird der Bedarf an thermischer Energie zur Regenerierung der Amine durch die Auskopplung von Niederdampf aus der Turbine bereitgestellt. Hierdurch verringert sich der elektrische Wirkungsgrad des Kraftwerkes.

Bei Industrieprozessen wie Zementöfen, die prozessbedingt über keine Dampfturbine verfügen, gibt es keine entsprechende Auskopplungsmöglichkeit für den Niederdruckdampf. Hier kann die Bereitstellung der Wärme durch die Nutzung von Abwärme sowohl des eigenen Prozesses als auch durch die von Nachbaranlagen erfolgen. Sofern die Gewinnung von Prozessabwärme am jeweiligen Standort nicht vollständig ausreicht, müssten die Möglichkeiten einer gesonderten Dampferzeugung durch zusätzliche Kessel oder KWK-Anlagen im Hinblick auf die ökologische und ökonomische Verträglichkeit kritisch geprüft werden.

Bei den im Rahmen dieser Studie betrachteten industriellen *Post-Combustion*-CCS-Anlagen der Zement-, Kalk- und Stahlindustrie soll das CO₂ aus – im Vergleich zu bereits vielfach untersuchten Kraftwerksanwendungen – wesentlich kleineren Abgasvolumenströmen mit deutlich höherer Ausgangskonzentration abgeschieden werden. Durch die verfahrenstechnische Auslegung der für die CO₂-Abscheidung erforderlichen Kolonnen ist ein quantitativer Vergleich der *Post-Combustion*-Industrie-CCS-Anwendungen mit der *Post-Combustion*-CCS-Technologie für Kohlekraftwerke möglich. Als Ergebnis dieses Vergleichs können so Aussagen zum Strombedarf und zu den Investitionskosten für Industrie-CCS-Anlagen relativ zu den in der Literatur beschriebenen Kraftwerks-CCS-Anlagen getroffen werden.

4.2.2 Nicht modellierte Post-Combustion-Technologien

Branchenspezifische Lösungen, wie das innovative Verfahren des Top-Gas-Recyclings für Hochöfen der Stahlindustrie, konnten im Rahmen dieser Studie nicht betrachtet werden, da sie derzeit noch nicht dem Stand der Technik entsprechen, keine durch Langzeitbetrieb gesicherte Datenbasis vorliegt und ein direkter quantitativ belastbarer Vergleich z.B. zur aminbasierten *Post-Combustion*-CO₂-Abscheidung bei Kohlekraftwerken kaum möglich ist.

Ein weiterer, bisher noch nicht untersuchter Ansatz für *Post-Combustion*-Industrie-CCS-Anwendungen ist die zur CO₂-Abscheidung aus Biogas weit verbreitete Druckwasserwäsche (FhG-UMSICHT 2008). Biogas verfügt mit etwa 40 % über eine nur etwa anderthalbfach höhere CO₂-Konzentration als die Abgase der Hoch- und Zementöfen. Dieses Reinigungsverfahren verwendet Wasser als Lösungsmittel, so dass die aminspezifischen Problematiken wie Alterung und Wärmebedarf zur Regenerierung entfallen, während der Strombedarf zur Aufrechterhaltung des Betriebsdrucks steigt. Bedingt durch die stark unterschiedlichen Größen der Volumenströme der industriellen Prozessabgase im Vergleich zu Biogas wäre eine erste Abschätzung dieser Alternative für Industrieanwendungen nur grob überschlägig möglich, so dass sie im Rahmen dieser Studie mit Hinblick auf einen Verfahrensvergleich nach dem Stand der Technik nicht durchgeführt wurde.

4.2.3 Vergleichsmethodik von Industrie- und Kraftwerksanwendungen

Entscheidend für den hier durchgeführten relativen Vergleich ist, dass die Auslegung der Kolonnen zur CO₂-Abscheidung sowohl für die Industrie- als auch für die Kraftwerksanwendungen unter den gleichen Rahmenbedingungen stattfindet. Daher erfolgte die Kolonnenauslegung für die Industrieanwendung generell entsprechend der Maßgabe der CO₂-Abscheidung mit Aminen (hier z.B. Monoethanolamin, kurz: MEA).

Als variable Parameter für die Kolonnenauslegungen wurden entsprechend der jeweiligen Anwendung CO₂-Konzentrationen, Volumenströme und die Waschflüssigkeitsmenge (direkt-proportional zur CO₂-Konzentration) angepasst. Zur Auslegung wurde die Software Rapsody 2.20 der Firma RVT Process Equipment GmbH für Füllkörperkolonnen verwendet. Durch dieses vergleichsweise einfache Verfahren soll die Nachvollziehung der Berechnungen und gegebenenfalls die Modifikation der hier getroffenen Annahmen mit überschaubarem Aufwand ermöglicht werden.

4.2.4 Auslegung der Post-Combustion-CCS-Anlagen

Für jeden der betrachteten Industriesektoren und für das Vergleichskraftwerk wurde die Größe des benötigten CO₂-Abscheiders mit Hilfe der Auslegungssoftware bestimmt. Das Ziel der Auslegung dieser Gaswäscher ist die Ermittlung der jeweiligen Verhältnisse der Industrieanlagen im Vergleich zu den Kraftwerksanlagen, unter für alle Anwendungen gleichen Bedingungen.

Die Kolonnenauslegung und der weitere Modellvergleich beruhen auf den folgenden Grundlagen:

- Die CO₂-Abscheidung aus dem Abgas erfolgt in Füllkörperkolonnen, in denen das CO₂ durch Absorption aus der Gasphase in die Waschflüssigkeit überführt wird. Die Anwendung von Füllkörperkolonnen zur Gasreinigung entspricht dem Stand der Technik und ist in der Verfahrenstechnik weit verbreitet.
- Die im Inneren dieser Kolonnen befindliche Packung besteht aus stark strukturierten Einheiten, z.B. den sogenannten Füllkörpern, die sowohl eine große Oberfläche für den Kontakt von Gas und Flüssigkeit bieten als auch über einen hohen Hohlraumanteil für den Gasfluss verfügen.
- Die Waschflüssigkeit zur CO₂-Abscheidung (z.B. Amine wie MEA) wird über einen Flüssigkeitsverteiler von oben auf die Füllkörperschüttung aufgegeben, so dass diese mit Flüssigkeit beladen wird. Die Waschflüssigkeit fließt durch die Schwerkraft nach unten und wird dort durch eine Pumpe wieder nach oben über den Flüssigkeitsverteiler auf die Füllkörper gegeben. Hierdurch wird gewährleistet, dass die Füllkörper stetig befeuchtet sind.
- Die gesonderte Betrachtung der Regenerierung der beladenen Waschflüssigkeit (Desorption) vor der Wiederaufgabe auf die Füllkörper ist für die hier zu Grunde liegende Modellrechnung nicht erforderlich, da sich diese Kolonnen in sehr ähnlichem Maße wie die Absorptionskolonnen mit der Größe der Abgasvolumenströme ändern.
- Der CO₂-reiche Abgasstrom wird in der Absorberkolonne von unten nach oben im Gegenstrom zur Waschflüssigkeit geführt, die von oben nach unten über die Füllkörper fließt. Durch die große Reaktionsoberfläche der Füllkörper kommt es zu einem intensiven Gas-Flüssigkeits-Kontakt, bei dem das CO₂ zu wesentlichen Teilen in die Waschflüssigkeit übergeht.

- Das im Rahmen dieser Studie entwickelte Modell basiert auf dem Vergleich von Füllkörperkolonnen für die CO₂-Abscheidung für unterschiedliche Abgasvolumenströme mit verschiedenen CO₂-Konzentrationen gemäß den Angaben in Tabelle 3 (Abschnitt 4.1.3). Kraftwerks- und Industrie-CCS-Anlagen werden auf Basis der jeweiligen Absorberkolonnen miteinander verglichen. Die Dimensionierung der Kolonnen wird sowohl von den behandelten Abgasvolumenströmen als auch von den jeweils pro Stunde im Kreislauf gepumpten Waschflüssigkeitsmengen, die proportional zu den CO₂-Konzentrationen des Abgases sind, beeinflusst.
- Für das Design der Absorberkolonnen wurde eine spezielle Auslegungssoftware für Füllkörperkolonnen (Rapsody 2.20) verwendet, deren Ergebnisse in das Modell eingespeist wurden. Es ist offensichtlich, dass die Behandlung großer Abgasvolumenströme, wie z.B. von Hochöfen, größere Kolonnen erfordert als die von den deutlich kleineren Abgasströmen von Kalköfen.
- Eine Modellrestriktion ist, dass der Kolonnendurchmesser kleiner als zehn Meter sein soll, so dass der Transport vom Fertigungsbetrieb zur Anlage mit Binnenschiffen möglich ist. Aufgrund dieser Restriktion werden bei durchschnittlichen Hochöfen zwei Kolonnen und für das Kohlekraftwerk drei Kolonnen benötigt, wie in Tabelle 4 (Abschnitt 4.2.6) dargestellt.
- Im Bezug auf die verwendeten Waschflüssigkeiten stellt insbesondere die Degradierung von Aminen durch Sauerstoff sowie durch weitere Spurengase im Abgas eine Herausforderung dar. In aktuellen wissenschaftlichen Publikationen werden verschiedene Waschflüssigkeiten in unterschiedlichen Konzentrationen bei variierenden Betriebsparametern untersucht (Ohle 2009, Li 2008, Petrov 2006). Für die Auslegung der Füllkörperkolonnen sind präzise Daten der verwendeten Waschflüssigkeit erforderlich. Es wurde daher davon ausgegangen, dass ein bestimmtes, häufig untersuchtes Amin (MEA) als Waschflüssigkeit verwendet wird. Nach Rücksprache mit dem Hersteller der Auslegungssoftware Rapsody 2.20 wurde die Option der idealen chemischen Wäsche für den Absorptionsprozess gewählt und das Ergebnis für die Höhe der Füllkörperschüttung mit einem für alle Anwendungen gleichen Faktor drei multipliziert, um den realen Absorptionsprozess abzubilden.

Die beschriebenen Grundlagen und Annahmen werden dadurch gerechtfertigt, dass sie für alle betrachteten Industrieprozesse sowie für das Kraftwerk in gleicher Weise getroffen wurden und es bei der Modellrechnung um eine relative Betrachtung der relativen Verhältnisse der Industrieanlagen im Vergleich zu der Kraftwerksanlage geht.

4.2.5 Ermittlung des elektrischen Energiebedarfs

Eine Abscheideanlage für CO₂ besteht im Wesentlichen aus zwei Hauptkomponenten: einer Absorptionskolonne, in der das CO₂ vom Rauchgas in die Waschflüssigkeit überführt wird, sowie einer Desorptionskolonne, in der die CO₂-haltige Waschflüssigkeit regeneriert wird und aus der ein beinahe reiner CO₂-Strom zur Kompression, zum Transport und zur Speicherung entnommen werden kann.

Der Bedarf an elektrischer Energie für den Absorptionsprozess entsteht durch die Pumpe für die Kreislaufführung der Waschflüssigkeit sowie durch den Ventilator, der dem gasseitigen Druckverlust, insbesondere über die Füllkörperschüttung, entgegenwirkt.

Das Modell betrachtet den zusätzlichen elektrischen Energiebedarf der Absorptionskolonne für die betrachteten Industrie-CCS-Anlagen im Vergleich zur Kraftwerks-CCS-Anlage. Die Absorption des CO₂ aus dem Abgas erfolgt bei quasi-atmosphärischem Druck, so dass keine zusätzliche Verdichtung und Entspannung des Gases zu betrachten ist. Weitere Prozessparameter, die unter anderem durch die Kolonnenauslegung ermittelt wurden und die in die Modellrechnung eingehen, sind:

- Die Höhe der Füllkörperschüttung beträgt etwa zehn Meter für alle Kolonnen (9,6-10,5 Meter für 90 % CO₂-Abscheidung).
- Der Druckverlust über die Füllkörperschüttung beträgt etwa 45 mbar für alle Anlagen (41-47 mbar für 90 % CO₂-Abscheidung).
- Der Druckverlust am Gaseintritts- bzw. Gasaustrittsstutzen ist vernachlässigbar, da er weniger als 5 % des Druckverlustes über die Schüttung beträgt.
- Der Energiebedarf der Ventilatoren in der Modellrechnung basiert auf den Daten eines serienmäßigen großen Industrieventilators und wird jeweils für die entsprechenden Volumenströme, Druckverluste und CO₂-Gehalte angepasst. Der Ausgangbetriebspunkt dieses Großventilators ist: 1.200.000 m³_N/h, 25 mbar, 1 MW_{el} (Reitz 2010).
- Die geringfügige Abnahme der Effizienz für kleinere Ventilatoren wird vom Modell vernachlässigt.
- Der Einfluss der CO₂-Konzentration auf die Abgasdichte und damit auf den Energiebedarf des Ventilators wird in der Modellrechnung berücksichtigt.
- Die Förderhöhe der Pumpe für die Waschflüssigkeit wird aus der Füllkörperhöhe, dem Abstand zum Flüssigkeitsverteiler oberhalb der Füllkörper und dem Abstand zum Flüssigkeitsspiegel unterhalb der Füllkörper berechnet.
- Da die Höhe der Füllkörperschüttungen nur in geringem Maß variiert, ist zu erwarten, dass mit einer angepassten Kolonnenausführung konstante Abstände von der Füllkörperschüttung zum Flüssigkeitsverteiler und zum Flüssigkeitsspiegel realisiert werden können. Der Abstand zum Flüssigkeitsverteiler wird daher mit zwei Metern und der zum Flüssigkeitsspiegel mit sieben Metern angenommen.
- Da in den aktuellen wissenschaftlichen Publikationen ein großes Spektrum von Flussraten der verschiedenen Waschflüssigkeiten dargestellt wird, erfolgte die Festlegung der Waschflüssigkeitsmenge auf Basis einer Aminwäsche für Biogas (PURAC 2010) und wurde jeweils direkt-proportional an die geringeren

 CO_2 -Konzentrationen der Prozessabgase angepasst (5,0-9,6 kg MEA pro m³ Abgas).

Der Bedarf an elektrischer Energie für Pumpen und Ventilatoren der CO_2 -Absorberkolonnen wurde für jeden Industrieprozess und für das Kohlekraftwerk berechnet. Dieser Strombedarf der Industrieanlagen wurde jeweils ins Verhältnis zur Menge des abgeschiedenen CO_2 gesetzt und mit dem spezifischen Strombedarf der CO_2 -Abscheidung des Kohlekraftwerks verglichen. Das Ergebnis dieses Vergleichs ist der relative Bedarf an elektrischer Energie für die Industrie-CCS-Anlagen im Vergleich zu den bereits in großem Umfang untersuchten und in der Literatur beschriebenen CCS-Anlagen für Kohlekraftwerke (UBA 2006). In Tabelle 4 ist der relative Strombedarf der CO_2 -Abscheidung der betrachteten Industriesektoren im Vergleich zum Strombedarf der CO_2 -Abscheidung des Kohlekraftwerks dargestellt.

Der Bedarf an durch Dampf zur Verfügung gestellter thermischer Energie ist ebenfalls von der abgeschiedenen Menge und nicht von der Konzentration des CO₂ im Abgas abhängig (ECRA 2009). Für den Transport sowie für die Einlagerung von CO₂ ist eine Verdichtung des Gases auf hohe Drücke (mehr als 80 bis etwa 110 bar) erforderlich.

Der Strombedarf für die Kompression hängt ebenfalls von der Menge des abgeschiedenen CO_2 und dem Druckniveau der Kompression und nicht von der CO_2 -Konzentration im Abgas ab. Der spezifische Strombedarf für die Kompression ist daher für alle Industriesektoren und das Kraftwerk gleich.

4.2.6 Abschätzung der spezifischen Investitionskosten

Eine Methode zur Abschätzung der Preise von technischen Apparaten – wie in diesem Fall den Füllkörperkolonnen – ist die Berechnung der für die Fertigung benötigten Materialmenge. Dieser Ansatz wird z.B. im technischen Vertrieb von Apparate- und Anlagenherstellern häufig angewendet, wenn schnell Budgetangebote erstellt werden müssen, so dass keine Zeit für umfangreiche Lieferantenanfragen bleibt. Zur Angebotserstellung setzt diese Methode eine umfangreiche Kenntnis der aktuellen Material- und Fertigungspreise voraus. Da das Ziel der dieser Studie zu Grunde liegenden Modellrechnung der relative Vergleich der Investitionskosten für Industrie- und Kraftwerks-CCS-Anlagen ist, werden diese aktuellen Informationen nicht benötigt.

Daher kann die jeweils eingesetzte Materialmenge der Absorptionskolonnen für die betrachteten Anwendungen bei Industrie- und Kraftwerksanlagen als Basis für den Vergleich eingesetzt werden. Diese Materialmenge wird jeweils ins Verhältnis zu dem durch die Kolonnen abgeschiedenen CO₂ gesetzt und beschreibt damit den benötigten Aufwand zum erreichten Nutzen. Dieses Aufwand-Nutzen-Verhältnis der Industrieanlagen wird anschließend mit dem des Kohlekraftwerks verglichen.

Da der Absorptionsprozess etwa bei atmosphärischem Druck stattfindet, ist das Behältergewicht annähernd proportional zur Behälteroberfläche, da für alle Durchmesser die gleichen Materialwandstärken verwendet werden können (bei Druckbehältern würden ansonsten größere Behälterdurchmesser zu größeren Wandstärken und damit zu einem überproportionalen Materialeinsatz führen). Somit sind die Höhe und der Durchmesser der Absorptionskolonne die zentralen Eingangsgrößen für das Modell zur Abschätzung der relativen Investitionskosten der CO₂-Abscheidungsanlagen.

Als Ergänzung dieser rein oberflächen- bzw. gewichtsbasierten Methode zur Preisabschätzung, die den Preisvorteil für größere Anlagen vernachlässigt, wird auch die Wurzel der Apparategewichte betrachtet. Dieser Ansatz ist dann zu bevorzugen, wenn starke Effekte durch Skaleneffekte erwartet werden, die jedoch zum Teil durch die transportbedingte Durchmesserbeschränkung der Kolonnen auf zehn Meter wieder verringert werden.

Die Modellrechnung verzichtet auf eine gesonderte Betrachtung der Desorptionskolonne, da deren Größe sich annähernd proportional zu der Größe der Absorptionskolonne verhält. Daher ist sie für einen relativen Vergleich von Industrie- zu Kraftwerksanwendungen nicht erforderlich.

Die Kosten der peripheren Aggregate, wie z.B. Pumpen, Ventilatoren und Steuerungstechnik werden als proportional zu den jeweiligen Kolonnenkosten betrachtet, d.h. beim direkt-proportionalen Ansatz steigen sie linear mit dem Kolonnengewicht und ansonsten linear mit der Wurzel der Kolonnenmasse.

Tabelle 4:Vergleich von elektrischem Energiebedarf und Investitionskosten für
Post-Combustion-CO2-Abscheidung für Industrie- und Kraftwerksan-
wendungen mit Füllkörperkolonnen.

Prozess	Kolonnenauslegung			Modellergebnisse		
	Anzahl der	Höhe der	Durch-	Relativer	Relative	Relative
	Absorptions-	Absorptions	messer der	elektrischer	Investitionskosten	Investitionskosten
	kolonnen	kolonnen	Absorptions-	Energiebedarf der	(Basis:	(Basis: Wurzel
			kolonnen	CO ₂ -Abscheidung	Materialeinsatz)	des Material-
						einsatzes)
	-	r	n		%	
Zement	1	20,8	4,4	60	87	93
Kalk	1	18,2	2,6	58	127	113
Eisen und Stahl	2	28,8	8,6	57	61	78
Kohlekraftwerk	3	32,3	9,6	100	100	100

Quellen: Kolonnenauslegung mit Rapsody 2.20, Berechnungen des Öko-Instituts.

In der Tabelle 4 sind die Ergebnisse beider Berechnungsmethoden (spezifische Investitionskosten direkt proportional zur Masse bzw. zur Wurzel der Masse, jeweils im Verhältnis zur abgeschiedenen CO₂-Menge) nebeneinander dargestellt. Die Branchen mit reinen CO₂-Strömen sind hier nicht aufgeführt, da keine Kolonnen für die Aufkonzentration des CO₂ benötigt werden.

4.2.7 Vergleich der Energieeffizienz von Industrie- mit Kraftwerks-Post-Combustion-CCS-Anlagen

Die in Tabelle 4 dargestellten Ergebnisse der Modellberechnung basieren auf der Berechnung von Füllkörperkolonnen zur Abscheidung von jeweils 90 % des CO₂ aus den Abgasen der Industrieprozesse und des Kraftwerks mit den jeweiligen CO₂-Konzentrationen und Volumenströmen mit Hilfe der Auslegungssoftware Rapsody 2.20.

Die Durchmesser der Absorptionskolonnen werden durch die Größe der behandelten Volumenströme, aber auch durch die jeweilige Waschflüssigkeitsmenge und daher durch die CO₂-Konzentration der Abgasströme beeinflusst.

Viele verfahrenstechnische Detailfragen erübrigen sich hierbei durch den Modellansatz des relativen Vergleichs der Industrie- zur Kraftwerksanwendung, sofern diese Details für alle Anwendungen im gleichen Maße festgelegt werden. Auch für ein anderes Waschmittel mit anderen Umpumpraten wäre das Ergebnis des relativen Vergleichs sehr ähnlich.

Die unterschiedlichen Kolonnenhöhen resultieren, trotz annähernd gleicher Höhe der Füllkörperschüttungen, unter anderem aus mit dem Volumenstrom steigenden Durchmessern der Rohrleitungen für den Gasein- und -austritt, größeren erforderlichen Beruhigungszonen zur Vergleichmäßigung der Strömung für das ein- und ausströmende Gas sowie einem größeren Reservoir für Waschflüssigkeit im unteren Teil der Kolonne.

Die CO₂-Abscheidung bei der Zement- und Kalkindustrie erfordert jeweils eine Absorptionskolonne mit einer Höhe von rund 20 Metern und einem Durchmesser von unter fünf Metern. Deutlich größer sind dagegen die Abmaße der Absorptionskolonnen für Hochöfen und Kraftwerke, die mit rund 30 Metern Höhe etwa anderthalbmal so hoch sind wie die der Kalk- und Zementindustrie. Durch die transportbedinge Limitierung des Durchmessers auf maximal zehn Meter sind zur Behandlung der großen Abgasvolumenströme des Hochofens bzw. des Kraftwerks zwei bzw. drei Absorptionskolonnen erforderlich.

Der elektrische Energiebedarf für die CO₂-Abscheidung beträgt für alle Industrieanwendungen rund 60 % des Bedarfs bei der Kraftwerks-CCS-Abscheidung. Dieser Effekt ist vor allem auf die geringeren Ventilatorleistungen zurückzuführen, da bei höheren CO₂-Konzentrationen pro abgeschiedene Menge CO₂ geringere Volumenströme transportiert werden müssen.

	Wärmebedarf	Värmebedarf Strombedarf				
	Regenerierung	CO ₂ -Abscheidung	Kompression auf	Gesamt-	Relativer	
	der Amine		110 bar	Strombedarf	Strombedarf	
	kWh _{th} /tCO ₂	kWh _{el} /t CO ₂	kWh _{th} /t CO ₂	kWh _{th} /t CO ₂	%	
Zement	722	167	129	296	73	
Kalk	722	161	129	290	71	
Ammoniak	0	0	129	129	32	
Eisen und Stahl	722	158	129	287	71	
H ₂ -Herst. in Raffinerien	0	0	129	129	32	
Kohlekraftwerk	722	278	129	407	100	

Tabelle 5:	Vergleich des Energiebedarfs für den gesamten Post-Combustion-CCS-
	Prozess für Industrie- und Kraftwerksanwendungen

Quellen: ECRA 2009, UBA 2006, Berechnungen des Öko-Instituts.

Der Bedarf an Wärme für die Regenerierung der Amine und an Strom für die CO₂-Abscheidung in Füllkörperkolonnen existiert nur in den Branchen, die über keinen reinen CO₂-Abgasstrom verfügen.

In der ersten Spalte ist der Wärmebedarf zur Regenerierung der Aminmenge dargestellt, die zur Abscheidung von einer Tonne CO₂ benötig wird. Diese Aminmenge, und damit auch die Energiemenge für die Regeration, sind unabhängig davon, aus welcher Branche das abgeschiedene CO₂ stammt. Der hier dargestellte Wert von 722 kWh_{th}/tCO₂ bezieht sich auf die Verwendung des Amins "aMDEA" als Waschflüssigkeit (ECRA 2009). Dies deckt sich mit aktuellen Forschungsergebnissen von Siemens und E.ON für die Pilotanlage im Kraftwerk Staudinger (Siemens 2010).

In der zweiten Spalte ist der Bedarf an elektrischer Energie für den Abscheideprozess dargestellt, der für den Betrieb der Pumpen und Ventilatoren erforderlich ist. Bei dem Basiswert von 278 kWh_{el}/tCO₂ des Kohlekraftwerks handelt es sich um den Mittelwert, der in der Literatur für den Abscheideprozess angegeben wird (UBA 2006). Der Gesamtstrombedarf für die Zement-, Kalk-, Eisen- und Stahlindustrie in Tabelle 5 errechnet sich aus diesem Basiswert und den Angaben über den relativen Strombedarf aus Tabelle 4.

Der Bedarf an elektrischer Energie für die Kompression von jeweils einer Tonne CO_2 ist unabhängig davon, aus welcher Branche das CO_2 stammt. Der Wert von 129 kWh_{el}/tCO₂ für die Kompression auf 110 bar ist ein mittlerer Wert aus Literaturangaben (UBA 2006).

In der vierten Spalte wird der Gesamtbedarf an elektrischer Energie aus der CO₂-Abscheidung aus dem Rauchgas und der für Transport und Lagerung notwendigen Kompression aufsummiert.

In der fünften Spalte ist der relative Strombedarf der einzelnen *Post-Combustion*-CCS-Prozesse im Vergleich zum Kohlekraftwerk dargestellt.

Erwartungsgemäß ist die Prozesskette bei den Branchen mit reinem CO_2 -Strom (Ammoniak, H_2 in Raffinerien, Bioethanol und Biogas) am energieeffizientesten. Hier beträgt der Bedarf an elektrischer Energie nur etwa ein Drittel des Kohlekraftwerksprozesses. Für die Zement-, Kalk-, Eisen- und Stahlindustrie liegt der Strombedarf der CCS-Prozesskette pro Tonne CO_2 bei etwa 70 % dessen, was der CCS-Prozess für Kohlekraftwerke benötigt.

4.2.8 Zwischenfazit für Post-Combustion-CCS

Bei den auf die Menge des abgeschiedenen CO₂ bezogenen spezifischen Investitionskosten zeigt sich ein klarer Trend für die *Post-Combustion*-CO₂-Abscheidung der Industrieanlagen im Vergleich zu den Kraftwerksanwendungen. Dieser Trend ist unabhängig davon, ob die Kostenermittlung auf Basis der Apparatemasse oder durch die Wurzel dieser Masse bestimmt wird. In der folgenden Zusammenfassung sind die in Tabelle 4 (Abschnitt 4.2.6) dargestellten Werte gerundet wiedergegeben:

- Bei der Kalkindustrie liegen diese spezifischen Investitionskosten nach dem Ansatz über die Wurzel des Materialeinsatzes rund 10 % über denen des Kohlekraftwerks. Wird stattdessen der Kostenermittlungsansatz über den Materialeinsatz gewählt, ergeben sich etwa 30 % höhere Investitionskosten. Im Mittel kann daher für CCS-Anlagen in der Kalkindustrie von etwa 20 % höheren spezifischen Investitionskosten im Vergleich zu Kohlekraftwerks-CCS-Anlagen ausgegangen werden.
- Für die Zementindustrie liegen die spezifischen Investitionskosten für beide Rechenansätze bei rund 90 % von denen bei Kohlekraftwerken.

Wesentlich geringer fallen diese Kosten bei der Eisen- und Stahlindustrie aus. Hier liegen die spezifischen Investitionskosten für *Post-Combustion*-CCS-Anwendungen an Hochöfen nach dem Ansatz über den Materialeinsatz bei etwa 60 % und beim Ansatz über die Wurzel des Materialeinsatzes bei etwa 80 % von den Investitionskosten für Kraftwerksanwendungen. Im Mittel kann daher davon ausgegangen werden, dass die spezifischen Investitionskosten bei Hochöfen etwa 30 % geringer ausfallen als bei Kohlekraftwerken.

4.3 Oxyfuel-CCS: Kurzvergleich für Industrie- und Kraftwerksanlagen

Für die Werke der Zement-, Kalk-, Eisen- und Stahlindustrie, die nach heutigem Stand der Technik prozessbedingt über keine reinen CO₂-Abgasvolumenströme verfügen, kann durch den Oxyfuelprozess im Vergleich zum *Post-Combustion*-Prozess eine Verbesserung der Energieeffizienz erzielt werden.

Beim Oxyfuelverfahren wird anstelle von normaler Luft reiner Sauerstoff der Verbrennung zugeführt. Hierdurch wird erreicht, dass als Abgas ein hochkonzentrierter CO₂-Volumenstrom anfällt. Nach der Kondensation des Wasserdampfanteils und Abscheidung von Schwefel- und Stickoxiden enthält dieses Abgas nur noch CO₂ und etwas Überschusssauerstoff aus der Verbrennung, so dass keine weitere Aufkonzentration mit Füllkörperkolonnen erforderlich ist.

Da bei der Verbrennung mit reinem Sauerstoff die Flammtemperaturen deutlich höher sind als beim Einsatz von Luft, wird ein Teil des Abgases zurückgeführt und mit dem reinen Sauerstoff vermischt. Generell entspricht die Technologie der Rauchgasrückführung, die z.B. zur primären Minderung von Stickoxidemissionen eingesetzt wird, dem Stand der Technik. Beim Oxyfuelprozess wird durch die Rauchgasrückführung eine Substitution des Stickstoffanteils der Luft durch das Kohlendioxid des Abgases erzielt. Auch wenn sowohl Stickstoff als auch Kohlendioxid inerte Gase sind, bestehen noch etliche technische Herausforderungen bis zur allgemeinen großtechnischen Umsetzung, wie z.B. die Beherrschung der Korrosion (Hünert et al. 2010).

Der Energiebedarf entsteht beim Oxyfuelverfahren hauptsächlich durch die Luftzerlegung zur Erzeugung des reinen Sauerstoffs. Zur Luftzerlegung stehen je nach Prozessgröße unterschiedliche Verfahren mit unterschiedlichem Energiebedarf zur Verfügung (ECRA 2009). In den folgenden Tabellen ist jeweils der Gesamtenergiebedarf der Oxyfuel-CCS-Prozesskette für die Industrieprozesse, bei denen derzeit kein reiner CO₂-Strom emittiert wird, und das Vergleichskraftwerk dargestellt.

In Tabelle 6 wird zunächst ein konstanter Bedarf an elektrischer Energie aus Literaturangaben (ECRA 2009) für die Berechnung angenommen.

Tabelle 6:Vergleich des Energiebedarfs für den gesamten Oxyfuel-CCS-Prozess
für Industrie- und Kraftwerksanwendungen mit konstantem Strombedarf
für die Luftzerlegung

	Wärmebedarf	Strombedarf					
		Luftzerlegung	Kompression auf 110 bar	Gesamt- Strombedarf	Relativer Energiebedarf		
	kWh _{th} /tCO ₂	kWh _{el} /t CO ₂	kWh _{th} /t CO ₂	kWh _{th} /t CO ₂	%		
Zement	0	88	129	217	61%		
Kalk	0	45	129	174	49%		
Eisen und Stahl	0	62	129	191	54%		
Kohlekraftwerk	0	226	129	355	100%		

Quellen: ECRA 2009, UBA 2006, Berechnungen des Öko-Instituts.

Der Oxyfuelprozess benötigt im Gegensatz zum *Post-Combustion*-Prozess keine Amine. Daher besteht bei Oxyfuelanwendungen kein Bedarf an thermischer Energie, so dass die Werte in der zweiten Spalte für alle Branchen Null betragen. Die Angaben zum Bedarf an elektrischer Energie in der dritten Spalte beziehen sich auf den jeweiligen Sauerstoffbedarf der Prozesse, der nach derzeitigem Stand der Technik durch Luftsauerstoff gedeckt wird. Den Berechnungen liegen jeweils dieser Sauerstoffbedarf und der Durchschnittswert des Energiebedarfs für die Luftzerlegung von 310 kWh_{el}/tO₂ zu Grunde.

In der Zementindustrie sind etwa 39 % der über das Abgas ausgetragenen CO₂-Emissionen auf die Bereitstellung der Prozessenergie zurückzuführen, beim Rest handelt es sich um prozessbedingte Emissionen (Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut 2009a). Damit sind pro Tonne emittierten CO₂ etwa 390 kg verbrennungsbasiert. Aus dem Massenverhältnis von Kohlenstoff und Sauerstoff ergibt sich ein Sauerstoffanteil von 285 kg. Diese Menge an Sauerstoff wird für die Menge Klinker benötigt, bei der eine Tonne CO₂ emittiert wird. Der für die Verbrennung notwendige Sauerstoffüberschuss wird zur Vereinfachung mit dem im rückgeführten Abgas enthaltenen Restsauerstoff als gleich angenommen. Der spezifische elektrische Energiebedarf für die Luftzerlegung der Klinkerherstellung beträgt hier

 $310 \text{ kWh}_{el} / \text{ t O}_2 * 0,285 \text{ t O}_{2,\text{Verbr.}} / \text{ t CO}_{2,\text{ Ges}} = 88 \text{ kWh}_{el} / \text{ t CO}_2.$

Bei der Kalkherstellung betragen die gesamten CO₂-Emissionen 0,985 t CO₂/t Kalk und sind zu etwa 80 % prozessbedingt (Ecofys, FH-ISI, Öko-Institut 2009c), d.h. dass nur ca. 0,2 t CO₂/t Kalk durch die Bereitstellung thermischer Energie emittiert werden. Aus dem Massenverhältnis von Kohlenstoff und Sauerstoff ergibt sich ein spezifischer Sauerstoffbedarf von 0,146 Tonnen Sauerstoff pro Tonne Kalk. Im Gesamtprozess führt daher der Einsatz von 0,144 Tonnen Sauerstoff zu den Emissionen von einer Tonne

CO₂. Der spezifische elektrische Energiebedarf für die Luftzerlegung zur Kalkherstellung beträgt hier

 $310 \text{ kWh}_{el} / \text{t O}_2 * 0,144 \text{ t O}_{2,\text{Verbr.}} / \text{t CO}_{2,\text{ Ges}} = 45 \text{ kWh}_{el} / \text{t CO}_2.$

Für den Hochofenprozess der Eisen- und Stahlindustrie ist eine direkte Aufteilung in prozess- und energiebedingte CO₂-Emissionen über eine Bilanzierung des Kohlendioxids und des Sauerstoffs aufgrund des komplexen Prozesses schwierig. Der Sauerstoffeintrag findet sowohl über die Verbrennungsluft als auch über das Erz und die Zuschlagstoffe (z.B. Kalk und Quarzsand) statt. Der Austrag von Sauerstoff erfolgt sowohl über die Schlacke als auch über das Gichtgas.

Der Luftbedarf eines modernen Großhochofens beträgt etwa 990 m³ Luft oder 210 m³ bzw. 296 kg Sauerstoff pro Tonne Roheisen (Dillinger 2010). Pro Tonne Roheisen werden etwa 1,5 Tonnen CO₂ emittiert (PTAI 2010), so dass pro Tonne emittierten CO₂ 199 kg reiner Sauerstoff für den Hochofenprozess benötigt werden. Der spezifische elektrische Energiebedarf für die Luftzerlegung des Hochofenprozesses beträgt hier

 $310 \text{ kWh}_{el} / \text{t O}_2 * 0,199 \text{ t O}_{2,\text{Verbr.}} / \text{t CO}_{2,\text{ Ges}} = 62 \text{ kWh}_{el} / \text{t CO}_2.$

Die CO₂-Emissionen eines Kohlekraftwerks werden vollständig den energiebedingten CO₂-Emissionen zugerechnet.⁶ Zur Vereinfachung werden hier die stark schwankenden flüchtigen Kohlebestandteile vernachlässigt, und es wird davon ausgegangen, dass Kohle nur aus Kohlenstoff besteht. Der auf dieser Grundlage ermittelte Sauerstoffbedarf eines Oxyfuel-Kohlekraftwerks stellt daher die Untergrenze für das Verfahren dar. Ein höherer Sauerstoffbedarf für das Kraftwerk würde zu einer Verringerung des relativen Strombedarfs der Oxyfuel-Industrieprozesse führen. Damit beträgt der auf Basis der genannten Annahme konservativ ermittelte prozessbedingte Sauerstoffbedarf für die Emission von einer Tonne CO₂ 730 kg O₂. Der spezifische elektrische Energiebedarf für die Luftzerlegung für das Kohlekraftwerk beträgt hier

310 kWh_{el}/tO₂ * 0,730 t O_{2,Verbr.} / t CO_{2, Ges} = 226 kWh_{el}/t CO₂.

Der Energiebedarf für die betrachteten Industrie-Oxyfuel-CCS-Prozesse liegt pro Tonne komprimiertes CO₂ im Bereich von 50-60 % des Energiebedarfs eines Oxyfuel-Kohlekraftwerks.

Der geringe Wert für die Kalkindustrie resultiert daraus, dass dort nur etwa 20 % der CO₂-Emissionen energiebedingt und die restlichen 80 % prozessbedingt und damit unabhängig von der Verbrennung mit Luft, reinem Sauerstoff oder Abgas-Sauerstoff-Gemischen sind.

⁶ Zwar entstehen bei der Rauchgasentschwefelung auch CO₂-Emissionen aus Nicht-Verbrennungsprozessen, die entsprechenden Mengen sind jedoch für die Gesamtemissionen des Kraftwerks mit deutlich weniger als 1 % von nachrangiger Bedeutung.

Die Angaben in Tabelle 7 berücksichtigen die Tatsache, dass für unterschiedliche Prozessgrößen unterschiedliche Sauerstoffmengen benötigt werden, die durch Luftzerlegung nach unterschiedlichen Verfahren erfolgen (ECRA 2009).

Tabelle 7:Vergleich des Energiebedarfs für den gesamten Oxyfuel-CCS-Prozess
für Industrie- und Kraftwerksanwendungen unter Berücksichtigung der
Energieeffizienz von Großanlagen zur Luftzerlegung

	Wärmebedarf	Strombedarf					
		Luftzerlegung	Kompression auf 110 bar	Gesamt- Strombedarf	Relativer Energiebedarf		
	kWh _{th} /tCO ₂	kWh _{el} /t CO ₂	kWh _{th} /t CO ₂	kWh _{th} /t CO ₂	%		
Zement	0	88	129	217	75%		
Kalk	0	52	129	181	62%		
Eisen und Stahl	0	48	129	177	61%		
Kohlekraftwerk	0	161	129	290	100%		

Quellen: ECRA 2009, UBA 2006, Berechnungen des Öko-Instituts.

Der spezifische Sauerstoffbedarf, der bei dem jeweiligen Prozess zur Emission von einer Tonne CO₂ benötigt wird, ist identisch mit den in Tabelle 6 dargestellten Werten. Der tägliche Sauerstoffbedarf für die einzelnen Branchen wird auf Basis der verbrennungsbedingten jährlichen CO₂-Emissionsfrachten und der jährlichen Vollbenutzungsstunden abgeschätzt.

Für das betrachtete durchschnittliche Zementwerk kommt mit einem Sauerstoffbedarf von etwa 550 Tonnen pro Tag die kryogene Luftzerlegung in Frage. Da es sich hierbei um eine Anlage mittlerer Größe handelt, wurde der arithmetische Mittelwert des Strombedarfs von 310 kWh_{el}/t CO₂ zu Grunde gelegt (ECRA 2009).

Das durchschnittliche Kalkwerk benötigt etwa 100 Tonnen Sauerstoff pro Tag. Für diese Größenordnung bietet sich eine Vakuumdruckwechseladsorptionsanlage (VPSA) zur Luftzerlegung an. Der Mittelwert des Strombedarfs für diese Art der Luftzerlegung beträgt 360 kWh_{el}/t O₂ (ECRA 2009).

Ein Hochofen hat einen Sauerstoffbedarf in der Größenordnung von 3.000 Tonnen pro Tag, der aufgrund der Größe durch eine kryogene Luftzerlegung zur Verfügung gestellt wird. Da es sich bei dieser Anwendung um eine Großanlage handelt, wurde der spezifische Strombedarf mit 240 kWh_{el}/t CO₂ in der Nähe der unteren Intervallgrenze von 220 bis 400 kWh_{el}/t CO₂ abgeschätzt (ECRA 2009).

Das Kohlekraftwerk hat mit 13.000 Tonnen den größten täglichen Sauerstoffbedarf, der in dieser Größenordnung nur über eine kryogene Luftzerlegung bereit gestellt werden kann. Für diese Großanwendung wurde die Untergrenze des Intervalls für den spezifischen Strombedarf mit 220 kWh_{el}/t CO₂ angenommen (ECRA 2009).

Durch diesen größenbedingten Effizienzvorsprung der Sauerstofferzeugung beim Kohlekraftwerk steigt im Vergleich der relative Energiebedarf der betrachteten Industrieprozesse. Insgesamt erweisen sich die Industrieprozesse jedoch weiterhin als die energetisch günstigere Option. Der Energiebedarf pro Tonne abgeschiedenes CO₂ für Oxyfuel-Zementwerke beträgt nach dieser Berechnung etwa 75 % und der von Oxyfuel-Kalköfen oder Oxyfuel-Hochöfen etwa 60 % des Energiebedarfs von Oxyfuel-Kohlekraftwerken.

4.3.1 Zwischenfazit für Oxyfuel-CCS

Im Vergleich zum *Post-Combustion*-Prozess ist Oxyfuel-CCS deutlich energieeffizienter. Die Ergebnisse für *Post-Combustion* und Oxyfuel sind richtungsgleich: CCS für prozessbedingte Emissionen aus Industrieanlagen ist deutlich energieeffizienter als CCS in Kohlekraftwerken.

4.3.2 Ausblick: Synergien von Oxyfuel und erneuerbaren Energien

Wenn zukünftig der Oxyfuelprozess in größerem Umfang eingesetzt wird, ergeben sich daraus neue Synergieeffekte. Beispielsweise könnte hierdurch ein Beitrag zur Stabilisierung der Stromnetze erfolgen.

Der Oxyfuelprozess benötigt große Mengen an reinem Sauerstoff, der durch die Kompression von Umgebungsluft gewonnen wird (Luftzerlegung) und durch einen hohen Strombedarf gekennzeichnet ist. In Zeiten mit hohem Überangebot fluktuierender Stromerzeugung (Windstrom etc.) kann mehr reiner Sauerstoff erzeugt werden als zu diesem Zeitpunkt benötigt wird. Dieser Überschusssauerstoff kann zwischengespeichert und in Zeiten mit geringem Windstromangebot wieder dem Speicher entnommen werden. Durch die kurzfristige Speicherung von reinem Sauerstoff kann so indirekt ein Teil des für die Lufterzeugung benötigten Stroms gespeichert werden.

In der zumindest teilweise angebotsabhängigen Erzeugung von speicherbarem Sauerstoff besteht eine Möglichkeit, indirekt elektrischen Strom zu speichern und somit das Stromnetz von Schwankungen des Windstromangebotes zu entlasten.

Eine Abschätzung über die Möglichkeiten und Grenzen dieser Art der Netzentlastung bleibt weiteren Untersuchungen überlassen.

5 Schlussfolgerungen

Insgesamt hatten die CO₂-Emissionen aus Industrieprozessen im Jahr 2008 einen Anteil von 9 % an den gesamten deutschen Treibhausgasemissionen, dies entspricht etwas weniger als einem Viertel der Treibhausgasemissionen der öffentlichen Stromund Wärmeversorgung (32 % der gesamten deutschen Treibhausgasemissionen). Mengenmäßig den größten Emissionsbeitrag liefert die Eisen- und Stahlerzeugung (5% der THG-Emissionen in 2008), gefolgt von der Zementherstellung (2% der THG-Emissionen in 2008), der Kalkherstellung und der Ammoniakherstellung (jeweils 1% der THG-Emissionen in 2008). Der Anteil der Prozessemissionen aus der Wasserstoffherstellung in Raffinerien an den Gesamtemissionen ist mit nur 0,1% eher gering. Der Anteil der biogenen CO₂-Emissionen aus der Herstellung von Biotreibstoffen und Biomethan war in 2008 ebenfalls gering, wird jedoch in Folge des steigenden Anteils von Biotreibstoffen und Biomethan am Energieverbrauch in Zukunft weiter ansteigen.

Um im Kontext des 2°C-Ziels bis zum Jahr 2050 eine Emissionsminderung in Deutschland im Umfang von insgesamt 95% (gegenüber 1990) zu realisieren, ist damit auch eine drastische Reduktion auch der Prozessemissionen unumgänglich.

Im Bereich der Ammoniakproduktion und der Wasserstoffherstellung in Raffinerien ist abzusehen, dass die Prozessemissionen über alternative Optionen, wie z.B. die Wasserstoffelektrolyse, vermieden werden könnten. Für die Erzeugung von Zement, Kalk, Eisen und Stahl sowie für die Herstellung von Biotreibstoffen bildet CCS mit hoher Wahrscheinlichkeit – und in Ergänzung zu weiteren Prozessoptimierungen bzw. einer Erhöhung der Einsatzeffizienz der jeweiligen Produkte – eine absehbar alternativlose Emissionsminderungsoption. Bezogen auf die entsprechenden Emissionsmengen sind die Eisen- und Stahlherstellung und die Zementherstellung die relevantesten Sektoren, zusammen repräsentieren sie etwa 80 % der CO₂-Emissionen aus Industrieprozessen. Wenn diese Sektoren nicht zu substantiellen Emissionsreduktionen beitragen, ist das Ziel einer Minderung der Treibhausgasemissionen um 95 % kaum zu erreichen. Für die Industriezweige mit hohen prozessbedingten Treibhausgasemissionen bildet also der Einsatz von CCS eine zentrale, gleichzeitig aber in der Perspektive auch wirtschaftlich darstellbare Voraussetzung für ihren Fortbestand in einer sehr weitgehend (d.h. nahezu vollständig) dekarbonisierten Volkswirtschaft.

Erwartungsgemäß ist die Prozesskette bei den Branchen mit reinem CO₂-Strom (Ammoniak, Wasserstoff in Raffinerien, Bioethanol und Biogas) durch ein vergleichsweise hohes Maß an Energieeffizienz gekennzeichnet. Hier beträgt der Bedarf an elektrischer Energie nur etwa ein Drittel des Vergleichswertes für Kohlekraftwerksprozesse. Für die Zement-, Kalk-, Eisen- und Stahlindustrie liegt der Strombedarf der CCS-Prozesskette pro Tonne CO₂ bei etwa 70 % der entsprechenden Werte für den CCS-Prozess bei Kohlekraftwerken. Diese Ergebnisse haben sich sowohl für den *Post-Combustion*- Prozess als auch für den *Oxyfuel*-Prozess bestätigt.

Für den *Post-Combustion*-Prozess wurden die spezifischen Investitionskosten der Abscheideanlagen für Industrieprozesse mit den spezifischen Investitionskosten für Kohlekraftwerke verglichen. Für die Industrieprozesse sind überwiegend niedrigere Investitionskosten als für Kohlekraftwerke zu erwarten:

- Für die Eisen- und Stahlindustrie kann davon ausgegangen werden, dass die spezifischen Investitionskosten für Abscheideanlagen bei Hochöfen im Mittel etwa 30 % geringer als bei Kohlekraftwerken sind.
- Für die Zementindustrie liegen die spezifischen Investitionskosten etwa 10 % unter den Kosten für Kohlekraftwerke.
- Bedingt durch die kleine Anlagengröße in der Kalkindustrie liegen die spezifischen Investitionskosten f
 ür die Abscheideanlage etwa 20 % h
 öher als bei Kohlekraftwerken.

Zentrales Ergebnis ist, dass für alle Prozessemissionen die Energieeffizienz der CO₂-Abscheidung besser ausfällt als für Kohlekraftwerke. Mit Ausnahme der Kalkherstellung sind weiterhin die Investitionskosten für die untersuchten Industrieprozesse ebenfalls geringer als bei Kohlekraftwerken. Für den Einsatz von CCS für CO₂-Emissionen aus Industrieprozessen in den genannten Bereichen lässt sich damit schlussfolgern, dass dieser Anwendungsbereich von CCS sich kostengünstiger darstellen lässt als der Einsatz von CCS in der Kohleverstromung.

Auf Grundlage der in der hier vorgelegten Kurzanalyse vorgestellten Überblicksdaten und -Berechnungen lassen sich abschließend drei zentrale Schlussfolgerungen ziehen:

- Vor dem Hintergrund der technisch-wirtschaftlichen Einordnung sollte sich die Förderung von CCS sollte nicht wie bisher vor allem auf neue Kohlekraftwerke konzentrieren, sondern in verstärktem Maße Industrieprozesse aus den hier identifizierten Bereichen (Eisen und Stahl, Zement, ggf. Kalk) berücksichtigen. Darüber hinaus sollte die – in der hier vorgelegten Analyse nicht vertieft behandelte – Anwendung von CCS in Verbindung mit der Biomasse-Nutzung (Bioenergy CCS – BECCS) als auch kurz- bis mittelfristiger wichtiger Entwicklungspfad berücksichtigt werden.
- 2. Vor dem Hintergrund der Anlagenspezifika und der jeweiligen Industriestrukturen sollten die prozessbedingten CO₂-Emissionen bei den Fragen der Infrastrukturentwicklung für CCS besonders berücksichtigt werden.
- 3. Mit Blick auf die mit etwa 25 Jahren vergleichsweise langen technischwirtschaftlichen Lebensdauern von Hochöfen und Zementwerken, so sollte mit Blick auf das Ziel einer vollständigen Dekarbonisierung bis 2050 ab dem Jahr 2025 kein Hochofen und kein Zementofen in Deutschland mehr ohne CCS gebaut werden (zwar wäre eine spätere Nachrüstung bei Bestandsanlagen technisch vorstellbar, eine Nachrüstung ist jedoch unwahrscheinlich, da die Kosten bei einer Nachrüstung im Vergleich zu einem Neubau in der Regel signifikant höher sind).

6 Literatur

- Biogaspartner (2010): Projektliste Deutschland, http://www.biogaspartner.de/ index.php?id=10074
- CITL (2010): Community independent transaction log
- Deutsche Emissionshandelsstelle (DEHSt) (2008): Experiences with Benchmarking for Industry Sectors in Germany. 21 November 2008, Berlin.
- Dillinger Hütte (Dillinger) (2010): Vom Eisenerz zum Roheisen: Eisen Massenbilanz eines Hochofens. Stand: November 2010
- Ecofys (2009): Sharing the effort under a global carbon budget. Studie im Auftrag des WWF International.
- Ecofys, Fraunhofer-Institut für System- und Innovationsforschung (FhG-ISI), Öko-Institut (2009a): Competitiveness issues and allocation systems in the ETS post 2012. Sector report for the cement industry.
- Ecofys, Fraunhofer-Institut für System- und Innovationsforschung (FhG-ISI), Öko-Institut (2009b): Competitiveness issues and allocation systems in the ETS post 2012. Sector report for the chemical industry.
- Ecofys, Fraunhofer-Institut für System- und Innovationsforschung (FhG-ISI), Öko-Institut (2009c): Competitiveness issues and allocation systems in the ETS post 2012. Sector report for the lime industry.
- EU Climate Change Expert Group "EG Sience" (EGS) (2008): The 2°C target. Background on Impacts, Emission Pathways, Mitigation Options and Costs. Information Reference Document. Brussels, 9th July 2008.
- European Cement Research Academy (ECRA) (2009): ECRA CCS Project Report about Phase II. TR-ECRA-106/2009, 22 June 2009.
- European Commission (2009): Integrated Pollution Prevention and Control, Draft Reference Document on Best Available Techniques in the Cement, Lime and Magnesium Oxide Manufacturing Industries. May 2009.
- European Commission (EC) (2010): Determining transitional Union wide rules for the harmonised free allocation of emission allowances pursuant to Article 10a of Directive 2003/87/EC, 15 December 2010
- Fraunhofer-Institut f
 ür System- und Innovationsforschung (FhG-ISI), Bundesanstalt f
 ür Geowissenschaften und Rohstoffe (BGR) (2006): Verfahren zur CO₂-Abscheidung und –Speicherung. UBA Climate Change 07/06. Dessau, August 2006.
- Fraunhofer-Institut f
 ür Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik (FhG-UMSICHT) (2008): Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. Ergebnisse der Markterhebung 2007-2008, Oberhausen, Bonn, 2008

- Global CCS Institute (GCCSI) (2011): Global Status of BECCS Projects 2010. Canberra, March 2011.
- Hünert, D., Schulz, W., Kranzmann, A. (2010): Impact of H2O/CO2/O2 and H2O/CO2 atmospheres on the corrosion of ferritic-martensitic and austenitic steels. Bundesanstalt für Materialprüfung, Berlin.
- Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC) (2005): Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Cambridge.
- International Energy Agency (IEA) (2009): Technology Roadmap Carbon Capture and Storage. Paris.
- Kappelmayer, A. (1968): Modelluntersuchungen an einem Winderhitzer mit außenstehendem Brennschacht und Vergleich der Ergebnisse mit Betriebsmessungen, Dissertation, Technical University of Berlin, Faculty for Mining an Metallurgy, Berlin.
- Konrad Reitz Ventilatoren GmbH & Co.KG (Reitz) (2010): Grossventilatoren für Kraftund Stahlwerke, http://www.reitz-ventilatoren. de/public/pdf/de/RV_Kraftwerk_dt.pdf, Stand: Juli 2010
- Li, Y. (2008): Chemisch beschleunigte CO2-Absorption mittels wässriger Amine in einer Minipackungskolonne. Dissertation, Ruhr-Universität Bochum, Fakultät für Maschinenbau, Bochum.
- Litinsky, L., Heiligenstaedt, W. (1931): Der Industrieofen in Einzeldarstellungen, Volume 5: Regeneratoren, Rekuperatoren, Winderhitzer, Die Wärmerückgewinnung in industriellen Ofenanlagen, Verlag Otto Spamer Leipzig.
- Neue Energie (2009): Ausgabe Mai 2009, S.76, Kapazität von Bioethanolanlagen in Deutschland.
- Ohle, A. (2009): CO₂-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldigylkol)amin. Dissertation, Technische Universität Dresden, Fakultät für Maschinenbau, Dresden.
- Oil & Gas Journal (2006): Worldwide Refining Survey, Leena Kootungal, 2006.
- Petrov, P. T. (2006): Chemisorptive CO₂-Gasreinigung in Blasenabsorbern mit Waschflüssigkeitsgemischen aus organischen Lösungsmitteln und langkettigen Aminen, Dissertation, Ruhr-Universität Bochum, Fakultät für Maschinenbau, Bochum, 2006.
- Phillip Townsend Associates Inc. (PTAI) (2010): Pre-release from full report EUROFER – Hot Metal Benchmarking Curve; 19 January 2010; Houston
- Prognos AG, Öko-Institut, Dr. Ziesing (2009): Modell Deutschland, Klimaschutz bis 2050– vom Ziel her denken. Studie im Auftrag des WWF Deutschland. Basel, Berlin 15.10.2009.
- PURAC (2010): PURAC GmbH: Angebot über aminbasierte Aufreinigung von Biogas, Bremen, Mai 2010.

- Stahlinstitut VDEh, Wirtschaftsvereinigung Stahl (WV Stahl) (2009): Die bedeutendsten Standorte der Stahlerzeugung in der Bundesrepublik Deutschland. Düsseldorf, Stand: Juli 2010.
- U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory (NETL) (2010): Carbon Dioxide Capture and Storage RD&D Roadmap. Albany, December 2010.
- U.S. Department of Energy, Office of Industrial Technologies, Energy Efficiency and Renewable Energy (EERE) (2001): Aluminium Project Fact Sheet: Dynamic Inert Metal Anodes. Washington, D.C., July 2001.
- ULCOS (2010): Ultra Low CO2 Steelmaking; www.ulcos.org
- Umweltbundesamt (UBA) (2010): Inventartabellen im Common Reporting Format (CRF)
- United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) (2010): Global Technology Roadmap for CCS in Industry. Background Paper prepared for the Sectoral Workshops, Abu Dhabi, 30 June – 1 July 2010.
- Wissenschaftlicher Beirat der Bundesregierung Globale Umweltveränderungen (WBGU) (2009): Kassensturz für den Weltklimavertrag – Der Budgetansatz. Berlin.
- World Business Council on Sustainable Development (WBCSD), International Energy Agency (IEA) (2009): Cement technology roadmap 2009. Carbon emissions reductions up to 2050. Geneva, Paris.
- ZUG 2012: Zuteilungsgesetz 2012, Anhang 4 zu § 3 Abs. 2 Nr. 8: Vollbenutzungsstunden für Industrieprozesse und Kraftwerke, Bundesministerium der Justiz: Bundesgesetzblatt I 2007, 1800 – 1801,: http://www.gesetze-im-internet.de/ zug_2012/ anhang_4_34.html