

## STE Research Report

04/2010

Prozesskette von CCS-Technologien:  
Technische Risiken und CO<sub>2</sub>-Emissionen

R. Bongartz, P. Markewitz, P. Zapp

Institut für Energieforschung  
Systemforschung und Technologische Entwicklung (IEF-STE)

Kurzstudie im Auftrag des Potsdam-Instituts für Klimafolgenforschung  
e.V., Potsdam

Beitrag zur Studie *Anpassungs- und Vermeidungsstrategien: Eine  
Marktsegmentstudie für den deutschen Versicherungssektor* für den Ge-  
samtverband der Deutschen Versicherungswirtschaft (GDV)

Endbericht

Jülich, Mai 2010

# Inhalt

I	Einleitung .....	1
II	Beschreibung der Prozesskette .....	1
II.1	<b>Abscheidung</b> .....	<b>1</b>
II.1.1	<i>Post-Combustion</i> .....	2
II.1.2	<i>Oxyfuel</i> .....	6
II.1.3	<i>Pre-Combustion</i> .....	8
II.2	<b>CO<sub>2</sub>-Transport</b> .....	<b>10</b>
III	Technische Risiken der Prozesskette .....	11
III.1	<b>Definition des Risikobegriffs</b> .....	<b>12</b>
III.2	<b>Risiken bei der Post-Combustion-Abscheidung mittels MEA</b> .....	<b>13</b>
III.2.1	<i>Grundprinzip des Amin-Wäscheverfahrens</i> .....	13
III.2.2	<i>Eigenschaften von Monoethanolamin (MEA)</i> .....	15
III.2.3	<i>Erfahrungen aus der Erdgasaufbereitung</i> .....	15
III.2.4	<i>Einbindung der Post-Combustion-Abscheidung in den Kraftwerksprozess</i> .....	16
III.2.5	<i>Betrieb der Kraftwerksanlage bei ausgefallener MEA-Anlage</i> .....	18
III.2.6	<i>Verfügbarkeit der CO<sub>2</sub>-Abscheideanlage</i> .....	19
III.2.7	<i>Mögliche Ausfallzeiten und Schadensausmaße</i> .....	20
III.2.8	<i>Kategorisierung der technischen Risiken</i> .....	22
III.2.9	<i>Zwischenfazit</i> .....	25
III.3	<b>Risiken beim CO<sub>2</sub>-Transport</b> .....	<b>26</b>
III.3.1	<i>Gefahren durch CO<sub>2</sub></i> .....	26
III.3.2	<i>Gefährdungspotential durch CO<sub>2</sub>-Pipelines</i> .....	27
III.3.3	<i>Betriebserfahrungen mit CO<sub>2</sub>- und Erdgas-Pipelines</i> .....	27
III.3.4	<i>Maßnahmen zur Risikominimierung</i> .....	30
III.3.5	<i>Bewertung der Transportrisiken</i> .....	37
III.3.6	<i>Kategorisierung der technischen Risiken</i> .....	43
III.3.7	<i>Unsicherheiten in der Bewertung</i> .....	47
IV	CO <sub>2</sub> -Emissionen und Abfälle der Prozesskette .....	48
IV.1	<b>Abscheidung</b> .....	<b>48</b>
IV.1.1	<i>CO<sub>2</sub> Emissionen</i> .....	48
IV.1.2	<i>Amine und mögliche Folgeprodukte</i> .....	48
IV.1.3	<i>Entsorgungsansätze für Waschsubstanzen nach der Nutzung</i> .....	49
IV.2	<b>Transport</b> .....	<b>50</b>
V	Zusammenfassung .....	51
VI	Literatur .....	54



## **I Einleitung**

Die nachfolgenden Ausführungen sind Bestandteil des Arbeitspakets AP 5 (Die Rolle der Versicherungswirtschaft in Ergänzung zu anderen Instrumenten des Kapitalmarktes am Beispiel CCS) und beinhalten eine Expertise zu technischen Risiken der Prozesskettenelemente CO<sub>2</sub>-Abscheidung und -Transport (Arbeitspaket AP 5.1). In einem ersten Schritt erfolgt eine Kurzbeschreibung der Prozesskettenelemente, die eine Kurzcharakterisierung einzelner Abscheideverfahren sowie Transportmöglichkeiten mit den wichtigsten Merkmalen sowie Vor- und Nachteilen enthält. In einem zweiten Schritt wird der Begriff des technischen Risikos definiert. Ausgehend von einem Kategorisierungsschema wird, wie mit dem Auftraggeber vereinbart, am Beispiel einer Monoethanolaminwäsche (MEA) und des CO<sub>2</sub>-Pipelinetransports eine Bewertung technischer Risiken vorgenommen. Da es derzeit noch keine kommerziellen Kraftwerke mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung gibt, ist die Bewertung weitestgehend qualitativer Art. Die Bewertung des technischen Risikos des Pipelinetransports erfolgt im Vergleich mit dem Pipelinetransport von Erdgas. Die Abschätzung von CO<sub>2</sub>-Emissionen sowie eine Bewertung der Abfälle, die entlang der Prozesskette zu erwarten sind, bilden den Abschluss der vorliegenden Kurzexpertise.

## **II Beschreibung der Prozesskette**

Im Folgenden wird zunächst die Prozesskette beschrieben. Dies umfasst im Rahmen der vorliegenden Ausführungen die CO<sub>2</sub>-Abscheidung sowie den CO<sub>2</sub>-Transport. Für die Abscheidung sind drei Prozessrouten (Post-Combustion, Oxyfuel, Pre-Combustion), die sich derzeit im Fokus weltweiter Entwicklungen befinden. Als Transportoption wird der Pipelinetransport analysiert.

### **II.1 Abscheidung**

Kohlendioxid kann bereits mit heute verfügbarer Technik aus CO<sub>2</sub>-haltigen Gasen abgeschieden werden. Diese Techniken sind im Bereich der Chemieverfahrenstechnik auch im großskaligen Bereich z.B. bei der Düngemittel- oder Methanolproduktion sowie in der Lebensmittelindustrie im Einsatz. Die Übertragung der CO<sub>2</sub>-Abscheidung auf den Kraftwerksbereich ist jedoch mit vielen technischen Neuerungen insbesondere im Bereich Systemintegration (Energie- und Stoffstrommanagement, Einbindung in den Kraftwerksprozess) verbunden. Alle nachfolgend diskutierten CO<sub>2</sub>-Abscheidungsverfahren sowie die für den Transport notwendige CO<sub>2</sub>-Aufbereitung (z.B. Kompression) benötigen einen zusätzlichen hohen Energieaufwand mit der Folge einer deutlichen Wirkungsgradeinbuße des Kraftwerksprozesses. Darüber hinaus erfordern alle Verfahren erhebliche zusätzliche Investitionen, die u.a. eine Erhöhung der Stromgestehungskosten bedeuten.

Im Rahmen des vorliegenden Berichts stehen Entwicklungen und Techniklinien im Vordergrund, die nach derzeitiger Einschätzung das Potenzial für eine großtechnische Umsetzung in Kraftwerken aufweisen. Es werden jeweils kurz die Entwicklungslinien mit ihrem derzeitigen Stand der Technik dargestellt. Im Weiteren werden die technischen Herausforderungen aufgeführt und Lösungsansätze vorgestellt. Dem Auftrag entsprechend wird ein besonderer Fokus auf das Post-Combustion-Verfahren (z.B. Monoethanolaminwäsche) gelegt. Für diese Technologielinie wird nachfolgend eine Bewertung des technischen Risikos vorgenommen.

### *II.1.1 Post-Combustion*

#### *Entwicklungslinie*

Wird die CO<sub>2</sub>-Abscheidung nach dem Verbrennungsprozess inklusive der nachgeschalteten Rauchgasreinigung (Entstaubung, Entschwefelung, Entstickung) vorgenommen, spricht man von Post-Combustion-Verfahren. Die aus heutiger Sicht aussichtsreichsten Verfahren sind sogenannte chemische Absorptionsverfahren, die auch oftmals als chemische Wäschen bezeichnet werden. Als Lösungsmittel werden derzeit aminbasierte, ammoniakhaltige oder alkalihaltige Lösungen favorisiert.

Nach der Absorption wird das CO<sub>2</sub> durch einen Regenerationsprozess aus dem Lösungsmittel entfernt. Die Regeneration des Lösungsmittels wird durch einen Temperatur- und/oder Druck-Wechsel angeregt. Das Lösungsmittel wird dem Kreislauf wieder zugeführt und das abgeschiedene CO<sub>2</sub> für den Transport und die anschließende Speicherung aufbereitet.

Die Absorption in flüssigen Lösungsmitteln ist eine industriell erprobte, weit verbreitete CO<sub>2</sub>-Abtrenntechnik, mit der hohe Reinheiten und Abtrenngrade erreicht werden können. Mögliche Lösungsmittel können organischer oder auch anorganischer Natur sein. Aus der großtechnischen Anwendung in der Chemie haben sich Monoethanolamine (MEA) als Lösungsmittel bewährt. In Verbindung mit den verschiedenen Kraftwerksprozessen und Rauchgaszusammensetzungen wird derzeit eine Reihe weiterer möglicher Waschflüssigkeiten untersucht. Eine weitere Option bietet der Einsatz einer ammoniakbasierten Wäsche. Auf dem Gebiet der Lösungsmittel sind Arbeiten der Industrieunternehmen Fluor, Mitsubishi Heavy Industries, Dow Chemical und BASF hervorzuheben. Im Vordergrund der Arbeiten stehen die Verbesserung der Stabilität von Lösungsmitteln sowie die Senkung der Kosten.

Die Wirkungsgradeinbußen inklusive Kompression werden aus heutiger Sicht mit etwa 10 – 12 Prozentpunkten angegeben [IPCC, 2005]. Durch den Einsatz von verbesserten Waschflüssigkeiten wird eine Reduzierung des Wirkungsgradverlustes auf etwa 10 Prozentpunkte für möglich gehalten. Gegenüber anderen CO<sub>2</sub>-Abscheidetechniklinien zeichnet sich das Post-Combustion-Verfahren durch sehr hohe Reinhei-

ten aus, die deutlich über 99% liegen. Als erreichbarer Abscheidegrad wird etwa 90% angestrebt.

#### *Stand der Technik*

Weltweit wurden im Rahmen von kleineren Versuchsprojekten und ersten kommerziellen Anwendungen bereits einige Kraftwerke mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus dem Rauchgas errichtet. Eine Vielzahl von kleinen Versuchsanlagen wird derzeit errichtet bzw. befindet sich in der Planung. Eine der weltweit größten CO<sub>2</sub>-Wäschen in Verbindung mit einem Kraftwerksprozess (320 MW<sub>el</sub>) wird am Kraftwerksstandort Shady Point (Oklahoma, USA) zur Gewinnung von CO<sub>2</sub> für die Lebensmittelindustrie betrieben. Die aminbasierte chemische Wäsche erreicht eine Abscheideleistung von 800 t pro Tag, was etwa 15 % der gesamten CO<sub>2</sub>-Menge des Kraftwerks entspricht. Ein weiteres Beispiel für die chemische Absorption auf Basis von Aminen ist das Sleipner-Projekt in Norwegen. Auf der in der Nordsee befindlichen Erdgasförderplattform wird mit Hilfe einer chemischen Wäsche pro Jahr etwa 1 Mio. t CO<sub>2</sub> aus dem geförderten Erdgas abgeschieden (Natural gas sweetening) und in einen geologischen Speicher verpresst. Weitere Beispiele sind der großtechnische Einsatz von CO<sub>2</sub>-Abschreibeverfahren im Rahmen der Düngemittelproduktion sowie der Methanolherstellung.

Folgende Absorptionswäschen sind bereits heute kommerziell verfügbar:

- Kerr-McGee/ABB Lummus Crest-Prozess: MEA-Lösung (Gewichtsanteil von MEA: 15 %),
- Fluor Daniel ECONAMINE-Prozess (Gewichtsanteil von MEA: 30 %),
- Mitsubishi Heavy Industries, KEPCO/MHI-Prozess (sterische Amine, KS-1),
- BASF (aMDEA).

#### *Technisch-wissenschaftliche Herausforderung*

Die Hauptprobleme für chemische Waschverfahren mit Monoethanolamin (MEA) und anderen Lösungsmitteln beziehen sich auf folgende Punkte, die insgesamt zu hohen Betriebs- und Kapitalkosten sowie auch zu unerwünschten Umweltwirkungen führen:

- *Zersetzung der Lösungsmittel in Anwesenheit von Sauerstoff und anderen Fremdstoffen (Staub)*

Die Anforderungen an die heute in der chemischen Industrie eingesetzten chemischen Wäschen sind wegen der einfacheren Rauchgaszusammensetzung sehr viel niedriger als für Waschlösungen, die für die Reinigung von Kraftwerksabgasen gedacht sind. Der relativ hohe Sauerstoffgehalt in Kraftwerksabgasen führt zu einem Abbau der Amine, der mit dem Zusatz von sogenannten Inhibitoren verhindert werden kann.

Reststaubgehalte können möglicherweise Verstopfungen der Füllkörper verursachen und damit maßgeblich den Betrieb der betreffenden Anlagenkomponenten beeinträchtigen.

- *Hohe Raten der Lösemitteldegradierung durch Reaktionen mit Schwefeldioxid oder Stickoxid aus dem Rauchgas*

Amine bilden durch Reaktion mit  $\text{SO}_x$  und  $\text{NO}_x$  Salze, die mit zusätzlichem Aufwand in speziellen Apparaten (Reclaimer) bei hohen Temperaturen abgeschieden werden müssen. Dies kann vermieden werden, indem der  $\text{SO}_2$ -Gehalt des Rauchgases weiter reduziert wird. Nach [Rao & Rubin, 2002] lässt sich die Salzbildung bei etwa 10 ppm ( $\text{SO}_2$ ) vermeiden. Dieser Wert liegt jedoch weit unter den gesetzlich vorgeschriebenen Grenzwerten (Neuanlagen: 70 ppm bzw.  $200 \text{ mg/m}^3$ ). Ob dieser mit herkömmlichen Kalkwäschen einzuhalten ist, ist derzeit Gegenstand von Forschungsarbeiten (z.B. REAPlus Kraftwerk Niederaußem).

- *Hoher Energiebedarf für die Regenerierung des Lösungsmittels*

Der für die Regenerierung des Lösungsmittels erforderliche Energieeinsatz ist maßgeblich für die Wirkungsgradeinbußen des Post-Combustion-Verfahrens mit chemischen Wäschen. Der Energieverbrauch (Niederdruckdampf) der ersten Post-Combustion-Anlagen lag bei etwa 4 GJ je abgeschiedene Tonne  $\text{CO}_2$ ; etwa 40 bis 50 % des gesamten Niederdruckdampfes wurden für die Regeneration benötigt [Irons et al., 2007]. Es wird vermutet, dass durch die Verwendung effizienterer Waschflüssigkeiten der Energieverbrauch halbiert werden kann. Weitere Potenziale bestehen in der optimalen Schaltung und thermodynamischen Auslegung der einzelnen Anlagenkomponenten sowie des Gesamtsystems.

### *Lösungsansätze*

Ein zentraler Punkt laufender sowie zukünftiger Forschungsaktivitäten ist die Entwicklung effizienterer Lösungsmittel. Ziel ist es, den Energieeinsatz für die Regeneration zu reduzieren, den Lösungsmittelleinsatz zu verringern sowie Kosten zu senken. Hierzu gehört auch, entsprechende Erklärungsansätze für die auftretenden Degradationsmechanismen (Oxidative und thermische Degradation, Reaktion mit sauren Gasen, Nebenreaktionen mit  $\text{CO}_2$ ) zu finden.

Wesentlicher Nachteil der aminbasierten Wäsche ist der hohe Energieaufwand für die Desorption des  $\text{CO}_2$ -beladenen Lösungsmittels. Wie laufende Forschungsarbeiten zeigen, scheint der Einsatz von sogenannten sterisch gehinderten oder tertiären



Aminen<sup>1</sup> (mit Einsatz von Aktivatoren zur Reaktionsbeschleunigung) vielversprechend, da sie weniger Energie für die Desorption sowie für Pumpen und Verdichter benötigen. Darüber hinaus lässt sich die Korrosionsgefahr verringern. Allerdings weisen sie Nachteile beim eigentlichen Absorptionsprozess auf. Eine weitere Möglichkeit besteht im Einsatz von Aminosäuresalzlösungen, die sich durch eine geringe Absorptionenthalpie und einen niedrigen Dampfdruck auszeichnen. Darüber hinaus besitzen sie eine hohe Selektivität, eine geringe Degradation und einen hohen Stoffumsatz. Weiterhin lassen sich hohe Reinheiten des CO<sub>2</sub>-Stroms erreichen [Jockenhövel et al., 2009].

Der Einsatz von Karbonaten stellt eine weitere interessante Option dar, da diese sich insbesondere durch eine hohe thermische Stabilität, die Beständigkeit gegenüber Sauerstoff sowie durch relativ niedrige Ab- und Desorptionswärmen auszeichnen. Nachteilig sind die relativ niedrigen Reaktionsgeschwindigkeiten, die aber durch die Zugabe von Additiven erhöht werden können. Im Mittelpunkt einiger Forschungsarbeiten steht auch das sogenannte „chilled ammonia“-Verfahren, bei dem das CO<sub>2</sub> mit Hilfe von Ammoniak und Wasser gebunden wird. Dieses zeichnet sich zum einen durch einen niedrigen Energieeigenbedarf für Ab- und Desorption aus. Zum anderen stellt Ammoniak ein im industriellen Maßstab kostengünstig herzustellendes Absorptionsmittel dar [Görner, 2009, Kozak et al., 2009, Schimkat, 2008].

Die Optimierung von Post-Combustion-Anlagen hinsichtlich Auslegung, Fahrweise sowie die optimale thermodynamische Integration in den eigentlichen Kraftwerksprozess stellen weitere Herausforderungen dar.

Aktuell ist weltweit eine steigende Anzahl von Post-Combustion-Versuchsanlagen zu verzeichnen. Derzeit werden in Deutschland an zwei Kraftwerksstandorten (Staudinger, Niederaußem) Versuchsanlagen betrieben. Weitere Versuchsanlagen sind in der Planungsphase. Hierbei wird es wichtig sein, die mit diesen Versuchsanlagen gewonnenen Erfahrungen auf Demonstrationsanlagen zu übertragen. Zwar werden bereits heute schon aminbasierte CO<sub>2</sub>-Wäschen im industriellen Maßstab eingesetzt, ohne aber die für ein Kraftwerk notwendige Größe zu erreichen. Eine wesentliche Herausforderung stellt demzufolge neben der optimalen thermodynamischen Auslegung und Einbindung in den Kraftwerksprozess das „up scaling“ solcher Anlagen dar. Die in heutigen Versuchsanlagen behandelten Rauchgasvolumenströme sind nur sehr gering im Vergleich zum gesamten Rauchgasvolumenstrom eines Kraftwerkes und entsprechen Leistungen von unterhalb 1 MW<sub>el</sub>. Nach Expertenmeinung ist davon auszugehen, dass in einem nächsten Schritt der Bau von Demonstrationsanlagen in einem Leistungsbereich von >10 MW<sub>el</sub> bis 250 MW<sub>el</sub> erfolgen muss, bevor auf heute

---

<sup>1</sup> aMDEA, MDEA, KS-1

übliche Kraftwerksgrößen (500 bis 1000 MW<sub>el</sub>) übergegangen wird. Im Rahmen ihrer SET-Initiative beabsichtigt die Europäische Union sechs Demonstrationskraftwerke zu fördern. Drei dieser Anlagen sind Post-Combustion-Anlagen an den Standorten Maasvlakte (Niederlande), Porto Tolle (Italien) sowie Belchatow (Polen) (s. Erläuterung in [Kuckshinrichs et al. 2010]).

### *II.1.2 Oxyfuel*

#### *Entwicklungslinie*

Unter der Bezeichnung Oxyfuel-Verfahren wird die Verbrennung von kohlenstoffhaltigen Brennstoffen mit reinem Sauerstoff verstanden. Nach der Rauchgasreinigung und -wäsche besteht das Rauchgas im Wesentlichen aus einem Kohlendioxid-Wasserdampf-Gemisch. Gegenüber herkömmlichen Kraftwerken, bei denen der CO<sub>2</sub>-Gehalt im Rauchgas zwischen 12 und 15 Vol.-% beträgt, liegt er bei Oxyfuel-Anlagen bei etwa 89 %. Durch Auskondensation des Wasserdampfes erhält man ein CO<sub>2</sub>-reiches Rauchgas, das nach der Entfeuchtung, der Trocknung und der Kompression über eine Pipeline zum Speicherstandort transportiert werden kann.

Die Bereitstellung von Sauerstoff für den Verbrennungsprozess erfolgt derzeit mit kryogenen Luftzerlegungsanlagen, in denen Sauerstoff durch Kondensation bei tiefen Temperaturen (<-182°C) aus der Luft abgeschieden wird. Dieses Verfahren wird bereits großtechnisch in der Stahlindustrie und in Gas-to-Liquid-Anlagen (Kraft- und Brennstoffherstellung aus Erdgas) weltweit genutzt.

Wird Brennstoff mit reinem Sauerstoff verbrannt, liegt die Verbrennungstemperatur deutlich höher als bei einer konventionellen luftbetriebenen Verbrennung und erfordert aufgrund anderer wärme- und strömungsspezifischer Randbedingungen eine Modifikation des Dampferzeugers sowie Maßnahmen zur Begrenzung der Verbrennungstemperatur. Daher wird ein großer Teil des CO<sub>2</sub>-reichen Verbrennungsgases (etwa zwei Drittel des Rauchgasvolumenstroms) in den Feuerungsraum zurückgeführt, um die Verbrennungstemperatur wegen der begrenzten Warmfestigkeit der eingesetzten Werkstoffe zu senken. Weiterhin wird nicht umgesetzter Sauerstoff erneut dem Oxidationsprozess zugeführt und der Restsauerstoffgehalt im Rauchgas gesenkt. Die Verbrennung mit reinem Sauerstoff führt zu deutlich reduzierten Rauchgasmengen und einem veränderten Strahlungswärmeübergang der Rauchgase (aufgrund veränderter CO<sub>2</sub>- und H<sub>2</sub>O-Konzentrationen) und macht eine Neuauslegung von Wärmetauscherflächen und Brennraumgeometrien sowie die Implementierung eines optimierten Rauchgaskanalsystems erforderlich.

Für das Oxyfuel-Verfahren werden derzeit Wirkungsgradverluste (inkl. Kompression) von 10 bis 11 Prozentpunkten genannt. Mittelfristig werden auch Verluste von unterhalb 10 % für möglich gehalten. Angaben von Wirkungsgrad, Reinheiten sowie Abscheidegraden können nicht unabhängig voneinander gesehen werden. Derzeit wer-

den für das Oxyfuel-Verfahren Reinheiten von 95 bis 98 % sowie Abscheidegrade von etwa 90 % angegeben [Kather et al., 2008].

#### *Stand der Technik*

Die Verbrennung mit reinem Sauerstoff in Kraftwerken wurde bisher in einzelnen Versuchsanlagen verwirklicht. Das Unternehmen Vattenfall hat im September 2008 die weltweit größte Oxyfuel-Anlage mit einer Feuerungswärmeleistung von 30 MW in Betrieb genommen. Die Versuchsanlage umfasst einen Dampferzeuger, eine Luftzerlegungsanlage, eine Rauchgasreinigung sowie Vorrichtungen für die CO<sub>2</sub>-Aufbereitung. Aufbauend auf den Erfahrungen mit der Versuchsanlage soll in einem nächsten Schritt am Kraftwerksstandort Jämschwalde eine Demonstrationsanlage gebaut werden. Im Rahmen ihrer SET-Plan-Initiative hat die Europäische Union entschieden, den Bau dieser Anlage mit finanziellen Mitteln zu fördern.

#### *Technisch-wissenschaftliche Herausforderung*

Die Rückführung eines erheblichen Teils des Rauchgasstroms in die Brennkammer sowie der veränderte Luftüberschuss werfen eine Vielzahl von Problemen auf. So bewirkt beispielsweise der verringerte Sauerstoffüberschuss Ausbrandprobleme und Korrosion an den Brennkammerwänden. Ein weiterer wichtiger Punkt ist die optimale thermodynamische Einbindung der CO<sub>2</sub>-Aufbereitung in den Kraftwerksprozess, mit der eine weitere Wirkungsgradsteigerung bewirkt werden könnte. Hierunter ist beispielsweise die optimale energetische Einbindung mehrstufiger CO<sub>2</sub>-Verdichter zu verstehen [Stadler et al., 2010].

Weitere wichtige Herausforderungen sind nach [Sekkappan et al., 2006, Strömberg et al., 2006, Vagani et al., 2006] die weitere Optimierung von Luftzerlegungsanlagen, eine optimale thermodynamische Auslegung des Gesamtprozesses sowie die Einbindung geeigneter Entstickungs- und Entschwefelungsanlagen.

#### *Lösungsansätze*

Die Herstellung von reinem Sauerstoff mit herkömmlichen kryogenen Verfahren verringert den Kraftwerkswirkungsgrad um 7-8 %-Punkte. Die Abscheidung sowie die Aufbereitung des für den Transport vorgesehenen CO<sub>2</sub> kosten zusätzlich 3 %-Punkte. Neben der Optimierung des Gesamtsystems liegt das Effizienzpotenzial somit hauptsächlich bei der Sauerstoffherstellung. Dies könnte eine prozesstechnische Verbesserung des kryogenen Verfahrens (z.B. Drei-Säulen-Prozess) sein, was eine weitere Absenkung des Energiebedarfs um 20 % ermöglichen würde. Langfristig ist auch der Einsatz von Membrantechnik zur Luftzerlegung denkbar.

### *II.1.3 Pre-Combustion*

#### *Entwicklungslinie*

Das Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus dem Brenngas nutzt die Kombination aus Umwandlung des Brennstoffes in ein wasserstoffreiches Synthesegas und Abscheidung des entstandenen CO<sub>2</sub> aus dem Brenngas. Das dekarbonisierte Brenngas wird anschließend einem Gas- und Dampfturbinen-Prozess (GuD) zur Erzeugung elektrischer Energie zugeführt. Die CO<sub>2</sub>-Abscheidung findet nach der Brenngaserzeugung und der katalytischen Konvertierung (CO-Shift) des Kohlenmonoxids zu CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub> statt, so dass der nachfolgende wasserstoffgefeuerte GuD-Prozess weitgehend emissionsfrei betrieben werden kann.

Da das nach dem CO-Shift vorliegende Brenngas auf einem erhöhten Druckniveau bei hohen H<sub>2</sub>-Anteilen vorliegt, ist die CO<sub>2</sub>-Abscheidung mit Hilfe von physikalischen Lösungsmitteln vorteilhaft. Diese Art der Gasseparation zeichnet sich durch moderate Wirkungsgradeinbußen und Kosten aus. Sie wird in einigen Chemiebereichen kommerziell eingesetzt und ist somit Stand der Technik [IEA, 2006a].

Mit den geplanten Anlagen werden CO<sub>2</sub>-Abscheidegrade von mehr als 90 % angestrebt bei Reinheiten von 97 bis 99 %. Für eine kommerziell betriebene Anlage werden Wirkungsgradverluste von 9 bis 10 Prozentpunkte für möglich gehalten [Weil, 2009, Renzenbrink et al., 2008].

#### *Stand der Technik*

Kraftwerke mit integrierter Kohlevergasung (IGCC) sind bereits in den achtziger Jahren geplant und zum Teil auch gebaut worden. Das IGCC-Verfahren ohne CO<sub>2</sub>-Abscheidung wird bereits in einigen mit Kohle, Rückstandsöl und Petrolkoks betriebenen Anlagen in kommerziellem Maßstab angewandt. Seit Mitte der neunziger Jahre werden im spanischen Puertollano sowie im niederländischen Buggenum kohlegefeuere IGCC-Kraftwerke betrieben. Als Brennstoffe werden in Puertollano Petrolkoks (Rückstand aus der Petrochemie beim Cracken und Destillieren von Erdöl) und Steinkohle eingesetzt. Allerdings wies die Anlage in Puertollano keine langen und kontinuierlichen Nutzungszeiten auf und die technische Verfügbarkeit unterschritt marktübliche Werte. Hauptursache für die technischen Ausfälle der Anlage war die Vergasungseinheit mit knapp 50 % Fehlerhäufigkeit [Casero, 2007]. Demgegenüber weist die Anlage in Buggenum ausreichende Verfügbarkeiten auf. Die Möglichkeit zur Nutzung eines vielfältigen Brennstoffbands ist ein wesentlicher Vorteil des IGCC-Kraftwerksprozesses.

Für den CO<sub>2</sub>-Abscheideprozess bietet sich auf Grund der günstigen Partialdruckverhältnisse und des höheren Druckniveaus der Einsatz physikalischer Wäschen an. Derzeit wird der Einsatz der Rectisolwäsche favorisiert, da hier neben CO<sub>2</sub> auch H<sub>2</sub>S und COS (Carbonylsulfid) aus dem Brenngas entfernt werden. Als Lösungsmittel

dient ein methanolbasiertes Absorbens, welches mit Hilfe von Stickstoff und Temperaturwechsel regeneriert wird. Der Vorteil dieser Wäsche liegt in der Kombinationsmöglichkeit der Brenngas-Entschwefelung und der CO<sub>2</sub>-Abscheidung.

#### *Technisch-wissenschaftliche Herausforderung*

Verglichen mit konventionellen Dampfkraftwerken wird IGCC-Kraftwerken ein größeres Wirkungsgradpotenzial zugeschrieben. Allerdings konnten mit einigen bestehenden IGCC-Anlagen die geforderten Verfügbarkeiten nicht erreicht werden. Darüber hinaus ist die Komplexität solcher Anlagen größer und die Investitionskosten liegen deutlich über denen konventioneller Kraftwerke. Dies führte in der Vergangenheit dazu, dass nur wenige kohlegefeuerte IGCC-Kraftwerke (weltweit sechs Anlagen) gebaut und viele geplante Anlagen nicht realisiert wurden. Wesentliche Herausforderungen sind daher die Verbesserung der Verfügbarkeit sowie die Reduzierung von Kosten.

Gegenüber konventionellen Kraftwerken mit CCS-Technik könnte die höhere Produktflexibilität ein Vorteil sein. So könnte das Synthesegas auch zur Herstellung von Chemikalien oder Kraftstoffen (z.B. Methanol) genutzt werden oder der produzierte Wasserstoff in Brennstoffzellen eingesetzt werden. Die Möglichkeit, neben Elektrizität und Wärme auch andere Produkte erzeugen zu können (Polygeneration), könnte auch zu einer höheren Anlagenausnutzung und -flexibilität führen.

#### *Lösungsansätze*

Der Einsatz des Brenngases in einer Gasturbine stellt große Anforderungen an die Brenngasreinigung (z.B. Entstaubung). Hierfür sind verbesserte Techniken zu entwickeln. Die Nutzung von wasserstoffreichen Brenngasen (über 50 % Wasserstoffanteil) in Gasturbinen kleinerer Leistungsgrößen erfolgt derzeit hauptsächlich in Raffinerien [Scholz & Payrhuber, 2009]. Die Nutzung von wasserstoffreichen Gasen in Gasturbinen der F-Klasse (heavy duty gas turbines) ist derzeit Gegenstand intensiver Forschungs- und Entwicklungsarbeiten.

Die thermodynamisch optimale Integration der CO<sub>2</sub>-Abscheidung in den Gesamtprozess ist derzeit Gegenstand von Konzept- und Machbarkeitsstudien. Jedoch gilt es, in einem ersten Schritt die prinzipielle technische Machbarkeit von IGCC-Kraftwerken mit CO<sub>2</sub>-Abscheidung zu zeigen. Vor diesem Hintergrund ist auch das von der RWE AG geplante IGCC-Kraftwerk mit CCS-Technik (Standort: Hürth) zu sehen, dessen ursprünglicher Baubeginn (2015) verschoben wurde. Weitere Pre-Combustion Kraftwerke sind in den USA (FUTUREGEN Projekt), China (GreenGen Projekt) sowie in England (Hatfield, EU SET-Plan) geplant.

## II.2 CO<sub>2</sub>-Transport

Theoretisch ist der Transport von Kohlendioxid mit Pipelines, per Schiff oder per LKW möglich. Realisiert von diesen Möglichkeiten sind derzeit lediglich der Pipeline- sowie der LKW-Transport.

### *LKW Transport*

Für kleine Transportmengen (bis zu einigen zehn kt CO<sub>2</sub> pro Jahr) und kurze Transportentfernungen ist der Transport in Druckkessel-LKW möglich und wird auch praktiziert. Da nur relativ kleine CO<sub>2</sub>-Mengen transportiert werden können, scheidet er jedoch angesichts der großen CO<sub>2</sub>-Mengen von Kraftwerken aus und wird im Nachfolgenden nicht weiter betrachtet.

### *Schiffstransport*

Gegenüber dem ortsgebundenen Pipelinetransport besitzt der Schiffstransport den Vorteil der örtlichen und zeitlichen Flexibilität. Da die CO<sub>2</sub>-Abscheidemenge kontinuierlich anfällt, der Schiffstransport jedoch diskontinuierlich erfolgt, ist eine Zwischenspeichermöglichkeit notwendig, die zu einer deutlichen Kostenerhöhung führt. Der Schiffstransport von CO<sub>2</sub> ist in etwa vergleichbar mit dem Transport von LPG (Liquefied Petrol Gas) oder LNG (Liquefied Natural Gas). Entsprechend den Eigenschaften von CO<sub>2</sub> ist ein Transport von flüssigem CO<sub>2</sub> bei niedrigen Temperaturen (ca. -50°C) und Drücken von 6 bis 7 bar möglich. Heutige LNG-Tanker befördern ein Volumen von etwa 200.000 m<sup>3</sup> Erdgas. Ein Tanker von vergleichbarer Größe könnte eine CO<sub>2</sub>-Menge (flüssig) von etwa 230 kt transportieren [IPCC, 2005].

Angesichts der bei der CO<sub>2</sub>-Abscheidung aus Kraftwerken anfallenden großen Mengen, stellt der Schiffstransport somit keine ernsthafte Alternative dar. Allerdings könnte er in Einzelfällen evtl. sinnvoll sein, wie z.B. der Nutzung von CO<sub>2</sub> zur Erdölförderung an entfernten Explorationsorten. Gegenüber Pipelines ist der Schiffstransport erst wirtschaftlich, wenn er über große Entfernungen (ab ca. 1800 bis 2000 km) erfolgt [IPCC, 2005].

### *Pipelinetransport*

Derzeit existieren weltweit CO<sub>2</sub>-Pipelinenetze von über 4.000 km Länge (vornehmlich in den USA und Kanada), die jedoch von ihren Flächendeckungen und Vernetzungen nicht vergleichbar sind mit Erdgas- oder Erdöl-Pipelinenetzen. Die existierenden CO<sub>2</sub>-Pipelines, von denen eine Vielzahl Anfang der 80er Jahre gebaut wurden, werden überwiegend zur Erdölexploration genutzt. Der Pipelinebetrieb, der in einigen Fällen seit über zwei Dekaden erfolgt, hat sich technisch bewährt und ist somit Stand der Technik.

Für einen Transport von CO<sub>2</sub> aus dem Kraftwerk kommt aus logistischen und wirtschaftlichen Gründen nur der Transport bei hohen Dichten in Frage. Da Pipelines in

der Regel nicht aktiv gekühlt werden, ist neben dem Pipelinedruck auch die Umgebungstemperatur für den Aggregatzustand des Kohlendioxids entscheidend. Das Kohlendioxid wird daher im überkritischen Zustand transportiert. In vielen Fällen wird auf eine Zwischenverdichtung entlang der Pipeline verzichtet, so dass die Pipelines mit relativ hohen Anfangsdrücken (Weyburn Pipeline, 330 km, 150 bar) betrieben werden. Die für das Kraftwerk Hürth geplante Pipeline, mit der das abgeschiedene CO<sub>2</sub> nach Norddeutschland über mehr als 500 km transportiert werden soll, ist für einen Anfangsdruck von etwa 200 bar ohne Zwischenverdichtung ausgelegt.

Nach Einschätzung von Experten sind der Bau (z.B. Verlegetiefe) und die Beschaffenheit von CO<sub>2</sub>-Pipelines (z.B. Durchmesser und Wanddicke) mit heutigen Erdgaspipelines vergleichbar, so dass davon ausgegangen wird, dass weite Teile des technischen Regelwerks für den Erdgastransport übertragen werden können. Für die Detektion möglicher Lecks, die einen Temperaturabfall bewirken, sind entsprechende Messfühler vorgesehen, deren Messwerte über Glasfaserkabel übermittelt werden. Zur Detektion von Rissen hat sich der Einsatz von Molchen, die durch die Pipeline geführt werden, als sehr vorteilhaft erwiesen (siehe auch Kapitel III). Diese bei den Erdgaspipelines eingesetzte Technik bietet sich auch für CO<sub>2</sub>-Pipelines an. Aus sicherheitstechnischen Erwägungen sowie für turnusmäßige Wartungen sind Schieberstationen in festgelegten Abständen vorgesehen. Analog zu Erdgaspipelines ist davon auszugehen, dass auch CO<sub>2</sub>-Pipelines mit einem kathodischen Korrosionsschutz (Schutzstrom) ausgerüstet werden.

Der Bau und Betrieb von Pipelines in Deutschland ist durch Bundesgesetze (z.B. Umweltverträglichkeitsprüfung, Energiewirtschaftsgesetz) und Verordnungen geregelt. Die technischen Standards für den Bau und Betrieb sind in Verordnungen festgeschrieben wie z.B. der Rohrfernleitungsverordnung (RohrFLtgV) oder der Gashochdruckleitungsverordnung (GasHL-VO). Auch wenn viele Experten davon ausgehen, dass eine Vielzahl der bestehenden Regelungen auch auf CO<sub>2</sub>-Pipelines übertragbar ist, steht eine detaillierte Prüfung jedoch noch aus.

Nicht unerwähnt bleiben soll an dieser Stelle die Langfristigkeit von Pipelinebauten, deren Bauzeit im Wesentlichen durch planerische und genehmigungsrechtliche Verfahren bestimmt wird. Beim Aufbau eines CO<sub>2</sub>-Transportnetzes muss daher mit langen Vorlaufzeiten geplant werden. Derzeit wird davon ausgegangen, dass für die Planung, die Genehmigungsverfahren (z.B. Raumordnungsverfahren, Planfeststellungsverfahren) und den Bau etwa 5 Jahre erforderlich sind [IZK, 2010].

### **III Technische Risiken der Prozesskette**

Im folgenden Abschnitt werden die technischen Risiken entlang der Prozesskette beschrieben und -wenn möglich- qualitativ bewertet. Nach der Definition des Risikobegriffs erfolgt eine Beschreibung möglicher Risiken für den Betrieb am Beispiel ei-

ner Monoethanolaminwäsche unter Berücksichtigung der Auswirkungen auf den gesamten Kraftwerksprozess. Danach erfolgen eine Kategorisierung der technischen Risiken sowie die Erstellung einer Risikomatrix, die eine Einordnung der Risiken erlaubt. Analog zu diesem Vorgehen für die MEA-Wäsche wird eine Bewertung für den CO<sub>2</sub>-Transport mittels Pipeline durchgeführt.

### III.1 Definition des Risikobegriffs

Da es für die Begriffe Risiko/Gefahrenpotenzial eine Vielzahl von Definitionen gibt, werden zunächst die hier berücksichtigten Definitionen bestimmt.

Zum Begriff Risiko finden sich verschiedene Definitionen in der Literatur. Die vielseitige Verwendung des Begriffs ist nach [Jonen, 2006] u.a. darauf zurückzuführen, dass die Definition abhängig ist vom praktischen Anwendungsgebiet (z.B. Ökologie, Versicherungen oder Unternehmen) und vom wissenschaftlichen Hintergrund (z.B. Natur-, Geistes-, Ingenieur- und Sozialwissenschaften).

Die wohl verbreitetste Definition ist die *statistisch-mathematische Risikodefinition*, die sich vor allem in der Versicherungswirtschaft und im Technikbereich findet. Dieser mathematisch orientierte Ansatz beruht auf Modellen der quantitativen Risikokalkulation. Die Versicherungswirtschaft definiert Risiko (R) als das Produkt aus dem Ausmaß eines Ereignisses (A) und seiner Eintrittswahrscheinlichkeit (E):  $R = A \times E$ . Im technischen Bereich wird das Risiko nach DIN VDE 31000 wie folgt definiert:

„Das Risiko, das mit einem technischen Vorgang oder Zustand verbunden ist, wird zusammenfassend durch eine Wahrscheinlichkeitsaussage beschrieben, die

- die zu erwartende Häufigkeit (H) des Eintritts eines zum Schaden führenden Ereignisses und
- das beim Ereigniseintritt zu erwartende Schadensausmaß (S)

berücksichtigt und in der *Risikoformel*  $R = H \times S$  darstellt, wobei die Risikozahl R ein Maß für das Risiko liefert.“

Diese im Technikbereich häufig verwendete Definition des Risikos als Produkt von Häufigkeit und Schaden hat rechnerisch die Kompensation sehr großer Schäden durch sehr kleine Häufigkeiten zur Folge. Eine solche Sichtweise legt nahe, das Risiko von Anlagen mit hohen Gefährdungspotentialen (z.B. Aktivitätsinventar von Kernkraftwerken) in erster Linie durch eine Verringerung der Störfallhäufigkeit zu senken [Hennings et al., 1995].

Im Technikbereich wird oftmals nur die Eintrittshäufigkeit eines Schadens ermittelt, nicht aber dessen Ausmaß mit etwaigen Folgen z.B. für unbeteiligte Dritte. Untersuchungen mit derartiger Zielsetzung werden als Sicherheitsanalysen bezeichnet. Sie sind ein effizientes Werkzeug, um technische Anlagen im Hinblick auf ihre Sicherheit zu optimieren.



Detaillierte Risikoanalysen technischer Systeme sind meist sehr aufwendig und vor allem für neuartige Systeme wegen fehlender Betriebserfahrungen und Daten nicht immer möglich. In solchen Fällen kann eine erste grobe Risikoeinordnung mit Hilfe einer sogenannten Risikomatrix vorgenommen werden. Hierfür müssen Eintrittshäufigkeit und Schadensausmaß eines Ereignisses grob abgeschätzt und Klassen zugeordnet werden. Aus der Verknüpfung von Häufigkeits- und Schadensklasse ergibt sich eine definierte Risikoklasse für das Ereignis. Bei solchen Analysen handelt es sich um semiquantitative Risikoanalysen.

### **III.2 Risiken bei der Post-Combustion-Abscheidung mittels MEA**

Die Risiken bei der Abscheidung mittels MEA können zunächst nur qualitativ beschrieben werden, da es derzeit noch keine ausreichende Erfahrung im großtechnischen Kraftwerkseinsatz gibt. Obwohl es mittlerweile einige Versuchsanlagen gibt, sind nur wenige Prozessinformationen veröffentlicht.

Die technischen Risiken der CO<sub>2</sub>-Abscheidung mittels Monoethanolamin (MEA) als Lösungsmittel betreffen im Wesentlichen Störungen des Anlagenbetriebes, die zum Ausfall einzelner Stränge oder zum Komplettausfall der Abscheideanlage führen. Die Störungen können im Absorptions- oder Desorptionsteil der Anlage sowie bei der abschließenden Verdichtung des abgeschiedenen Kohlendioxids auftreten. Ihre Ursachen und Folgen (Schäden) können sehr verschiedenartig sein. Als Ursachen kommen Ausfälle von Anlagenkomponenten wie Pumpen und Verdichter, Fehler in der Prozesssteuerung, Bedienungsfehler, Verstopfungen, Leckagen oder vorzeitiger Verschleiß z.B. der Regenerationskolonnen oder der Amin-Wärmetauscher in Betracht. Die Folgen können von Leistungsbeschränkungen durch Teilausfälle bis zum langfristigen Totalausfall der MEA-Anlage mit Stofffreisetzungen (z.B. CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, Monoethanolamin) reichen. Diese Stoffe wirken in unterschiedlich hohen Konzentrationen toxisch.

#### *III.2.1 Grundprinzip des Amin-Wäscheverfahrens*

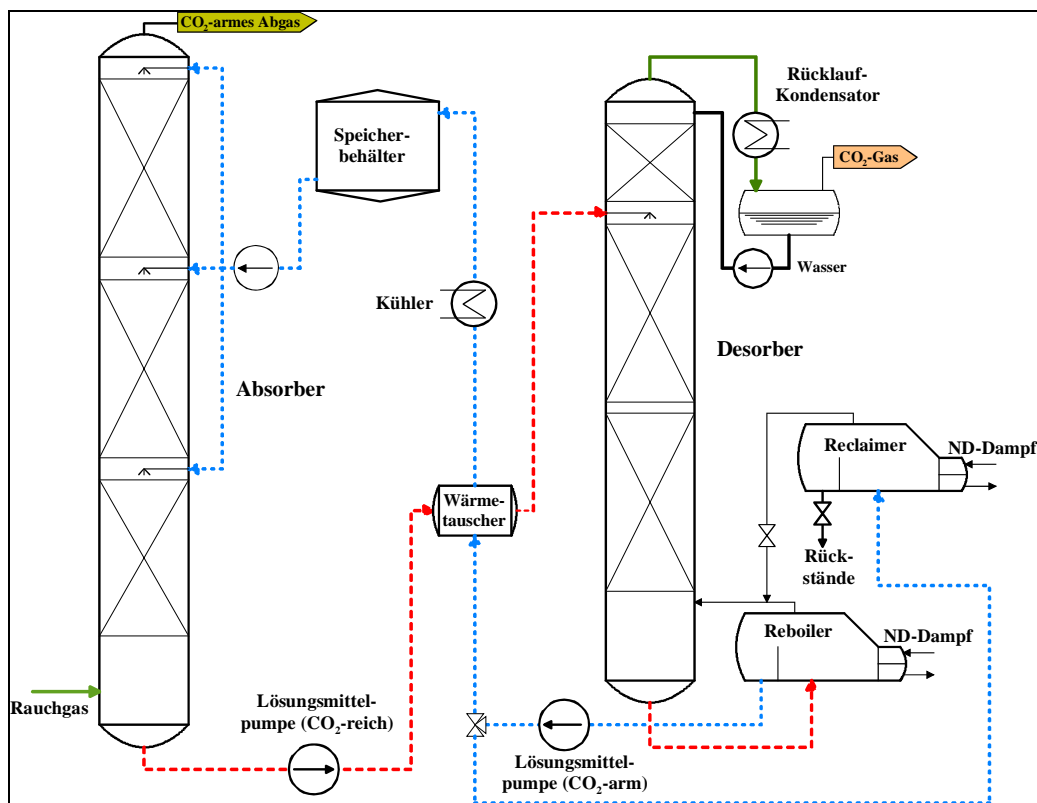
Den grundsätzlichen Aufbau eines aminbasierten Gaswäscheverfahrens zeigt Abbildung III.1. Mit Hilfe der aminbasierten Waschlösung (z.B. Monoethanolamin, MEA) wird das im Rauchgas befindliche CO<sub>2</sub> in der Absorptionskolonne chemisch absorbiert. In gebundener Form (als Carbamat) tritt es anschließend in die Regenerationskolonne ein, wo die Desorption des beladenen Lösungsmittels durch Auskochen erfolgt.

Als Absorptionsvorrichtungen kommen am häufigsten im Gegenstrom betriebene Kolonnen zum Einsatz, die z.B. mit Füllkörperschüttungen zur Verbesserung des Stoffübergangs versehen sind. Bei mittleren bis hohen Absorptionsgeschwindigkeiten können auch Sprühkolonnen zum Einsatz kommen [Ohle, 2009, Görner, 2009].

Das mit  $\text{CO}_2$  und anderen Begleitstoffen (z.B.  $\text{O}_2$ ,  $\text{SO}_2$ , Reststäube) beladene Rauchgas tritt unten in den Absorber ein und durchströmt diesen nach oben. Das Waschmittel wird der Absorptionskolonne über den Schüttungen zugegeben und rieselt im Gegenstrom zum Rauchgas nach unten. Beim Kontakt zwischen Rauchgas und Waschmittel belädt sich das Waschmittel u.a. mit dem auszuwaschenden  $\text{CO}_2$ , so dass das Rauchgas die Absorptionskolonne mit einem z.B. um 90 % verringerten  $\text{CO}_2$ -Gehalt verlässt. Das mit  $\text{CO}_2$  beladene Waschmittel wird vor seiner erneuten Verwendung in einer Desorptionsvorrichtung (Regenerator) thermisch vom  $\text{CO}_2$  befreit. Aus Gründen der energetischen Optimierung wird es zunächst in einem Wärmetauscher erwärmt. Gleichzeitig wird das warme, regenerierte Waschmittel gekühlt. Eine weitere Aufheizung des beladenen Waschmittels erfolgt im Reboiler, der sich am Sumpf der Regenerierkolonne befindet.

Das erhitzte Waschmittel rieselt im Desorber über die Schüttung hinab, wobei ein großer Teil des  $\text{CO}_2$  wieder in die Gasphase übergeht und nach oben steigt. Am Kopf des Desorbers wird das  $\text{CO}_2$  gekühlt, um verdampftes Waschmittel auszukondensieren. Das mit dem Rauchgas in den Prozess eingebrachte Wasser kann hier ausgeschleust werden. Bevor das regenerierte,  $\text{CO}_2$ -arme Waschmittel der Absorptionskolonne wieder zugeführt wird, wird es in einem zweiten Wärmetauscher weiter abgekühlt und auf die Absorptionstemperatur von  $40\text{ }^\circ\text{C}$  gebracht [Ohle, 2009].

**Abbildung III.1: Schaltschema einer MEA-Wäsche**



### *III.2.2 Eigenschaften von Monoethanolamin (MEA)*

Monoethanolamin ( $C_2H_7NO$ , MEA) gehört wie Diethanolamin (DEA) zur Stoffgruppe der Ethanolamine. Es wird industriell aus Ethylenoxid ( $C_2H_4O$ ) und Ammoniak ( $NH_3$ ) hergestellt. Den Waschlösungen der Post-Combustion-Abscheidung wird es in einer Konzentration von 20 bis 30 % zugesetzt.

Monoethanolamin ist eine farblose bis leicht gelbe Flüssigkeit mit einem Siedepunkt von  $171\text{ °C}$  und einer Dichte von  $1022\text{ kg/m}^3$ . Mit steigendem Wassergehalt nimmt der Siedepunkt einer MEA-Lösung ab. Monoethanolamin hat einen ammoniakähnlichen Geruch und wirkt haut- und schleimhautreizend. Der MAK-Wert liegt bei 3 ppm, die Geruchsschwelle bei 2-4 ppm. Es verhält sich stark alkalisch (pH-Wert einer reinen Lösung = 13,8). An der Luft oxidiert MEA unter Verfärbung.

### *III.2.3 Erfahrungen aus der Erdgasaufbereitung*

Die chemische Gaswäsche mit Monoethanolamin (MEA) oder Methyldiethanolamin (MDEA) ist ein häufig eingesetztes Verfahren zur Abtrennung von Sauer gasen wie z.B.  $CO_2$ ,  $SO_2$  oder  $H_2S$  aus Gasströmen. Sie wird großtechnisch u.a. bei der Erdgas aufbereitung eingesetzt. Eine hohe  $CO_2$ -Konzentration würde den Brennwert des Erdgases reduzieren und in Verbindung mit in Gasströmen häufig mitgeführtem Wasser zu Korrosionen an Leitungen und Armaturen führen.

Betriebserfahrungen zeigen, dass aminbasierte Waschlösungen durch die Beladung mit Sauer gasen wie  $CO_2$  und  $H_2S$  Korrosionen und Ablagerungen in der Abscheideanlage verursachen. Die Korrosionsraten steigen mit der Höhe der Aminkonzentration, der Höhe der Sauer gaskonzentration, durch Degradationsprodukte und durch Aufschäumen der Waschlösung. Dabei wird die Korrosivität beladener Aminlösungen stärker durch  $CO_2$  als durch Schwefelwasserstoff beeinflusst, da  $H_2S$  in wässrigen Systemen weniger korrosiv ist. Die gegenüber Korrosionen empfindlichsten Bereiche (Amin-Wärmetauscher, Reboiler, Teile des Regenerators mit vorgelagerten Leitungen und Komponenten, Reflux-Kondensator) werden häufig aus korrosionsbeständigen Materialien gefertigt [DOW, 1998].

Nach Safruddin [2000] traten im Aufbereitungsteil einer Flüssiggasanlage trotz Einsatz von Korrosionsschutzmitteln und hochwertigem Stahl erhebliche Korrosionsschäden und Ablagerungen auf. Spannungsrißkorrosionen führten zu Defekten an Absorber- und Regeneratoreinheiten. Ungeplante Anlagenstillstände zur Reparatur der Korrosionsschäden waren der Hauptgrund für einen Wechsel der Waschflüssigkeit. Der Ersatz der MEA-Waschlösung (Einsatzzeit: 1977-1989) durch aktiviertes Methyldiethanolamin (aMDEA) des Unternehmens BASF führte zu einer deutlichen Reduzierung der Korrosionsraten. Allerdings werden bei diesem Waschmittel Nachteile beim Absorptionsprozess gesehen [STE, 2010].

Die Einsatzbedingungen und -ziele der Rauchgaswäsche unterscheiden sich von denen der Erdgaswäsche insbesondere bezüglich Betriebsdruck, Gaszusammensetzung, CO<sub>2</sub>-Abscheidegrad und Regeneration der Waschflüssigkeit (Tabelle III.1). Im Vergleich zu Erdgas enthält das Rauchgas der Kohleverbrennung neben Stickstoff und CO<sub>2</sub> (bis zu 14 Vol-%) u.a. Sauerstoff, Reststaubgehalte sowie Schwefeloxide (SO<sub>x</sub>) und Stickoxide (NO<sub>x</sub>). Mit letzteren bildet Monoethanolamin Degradationsprodukte (vorwiegend Salze), die aus dem Prozess abgeschieden werden müssen.

Der relativ hohe Sauerstoffgehalt (ca. 5 Vol-%) im Rauchgas führt zu einem Abbau der Amine, der mit einem Zusatz von Inhibitoren verhindert werden kann. Durch Reststäube können möglicherweise die Füllkörper der Absorptionskolonnen verstopfen und deren Funktion kann damit maßgeblich beeinträchtigt werden. Eine mögliche Lösung stellt eine der Rauchgasentschwefelung nachgeschaltete Elektrofilternasentstaubung dar, mit der sich niedrigste Staubgehalte (<3 mg/m<sup>3</sup>) einhalten lassen [STE, 2010].

Die Desorption der beladenen Waschflüssigkeit erfolgt bei der Erdgaswäsche vor allem durch Entspannen der Waschlösung. Dabei treten im Kopf der Regenerationskolonne hohe Belastungen auf [BASF, 2007]. Bei der drucklosen Rauchgaswäsche werden die Sauerstoffe durch Erwärmung der Flüssigkeit ausgetrieben.

Auf Grund der genannten Unterschiede können die Erfahrungen aus der Erdgasaufbereitung nicht ohne weiteres auf die Verhältnisse der Rauchgaswäsche übertragen werden. Nach Görner [2009] ist die Waschmittel- und Prozessentwicklung für das Post-Combustion-Verfahren noch nicht abgeschlossen und wird derzeit intensiv verfolgt.

**Tabelle III.1: Erdgas- vs. Rauchgaswäsche: Hauptunterschiede**

	<b>Erdgas</b>	<b>Rauchgas</b>
Druck	50 – 100 bar	1 bar
Durchsatzrate	bis zu 1,5 Mio. Nm <sup>3</sup> /h	bis zu 3,0 Mio. Nm <sup>3</sup> /h
Gaszusammensetzung	Alkane, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, ...	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , SO <sub>x</sub> , NO <sub>x</sub> ,
Ziel	CO <sub>2</sub> : 50 ppm – 2 % S: <4 – 10 ppm	CO <sub>2</sub> : 90 % Abscheiderate

Quelle: [Sieder, 2009]

IEF-STE 2010

#### *III.2.4 Einbindung der Post-Combustion-Abscheidung in den Kraftwerksprozess*

Für die CO<sub>2</sub>-Abscheidung muss dem Kraftwerksprozess neben elektrischer Energie (z.B. für Pumpen und Verdichter) Wärme in Form von Dampf für die Regeneration des Waschmittels und für die Abscheidung der Degradationsprodukte sowie Kühl-

wasser für den Wärmeaustausch aus dem Abscheide- und Verdichtungsprozess entnommen werden.

Die Einbindung der CO<sub>2</sub>-Abscheidung in den Kraftwerksprozess ist daher mit einigen prozesstechnischen Veränderungen und Rückwirkungen verbunden. Dabei ist bei einer Nachrüstung auch von Bedeutung, ob die Integration sogenannte 'capture-ready' Kraftwerke betrifft, oder ob Altanlagen, die ohne technische CCS-Vorkehrungen gebaut wurden, nachgerüstet werden. In beiden Fällen ist zur Minimierung der Kraftwerksverluste eine möglichst optimale Prozessintegration anzustreben.

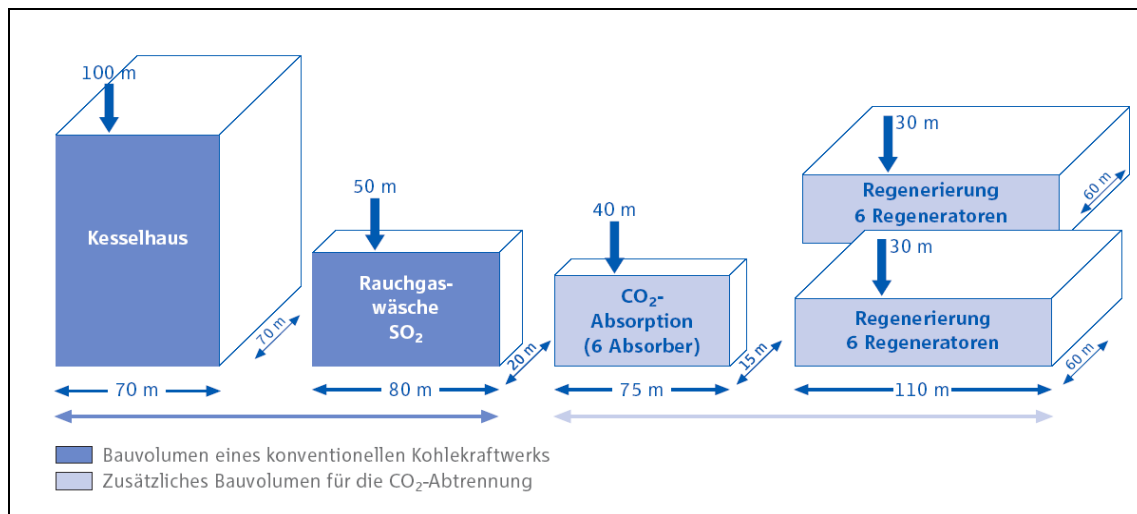
Der für die Regeneration des Waschmittels im Reboiler benötigte Niederdruckdampf (3,6 bar, 140 °C) kann der Zuleitung zur ND-Turbine entnommen werden. Dies bedeutet für 'capture-ready'-Kraftwerke oder nachgerüstete Altanlagen, dass die ND-Turbinen im weniger optimalen Teillastbereich arbeiten [Korkmaz et al., 2008]. Dafür können sie bei Teil- oder Totallausfall der Abscheideanlage den überschüssigen Dampf Wirkungsgrad steigernd nutzen. Bei mit CCS ausgestatteten Neuanlagen ist davon auszugehen, dass die ND-Turbinen auf die reduzierte ND-Dampfmenge ausgelegt werden und so überschüssigen Dampf nicht nutzen können. Eine Alternative für die Dampfversorgung der MEA-Anlage ist z.B. der Anzapfdampf für die Vorwärmung des Kraftwerks-Speisewassers [Korkmaz et al., 2008].

Eine Option, die bei dem Abscheide- und Verdichtungsprozess anfallende Wärme gewinnbringend im Kraftwerksprozess zu integrieren, stellt die Einbindung in die Speisewasservorwärmung dar. Hierdurch ließen sich verglichen mit dem Kraftwerksprozess ohne Integration der Abwärme zwei ND-Vorwärmer substituieren und so die Kraftwerksleistung steigern [Korkmaz et al., 2008].

Ein größeres Problem bei der Nachrüstung von Kraftwerken könnte der große Bauflächen- und Bauraumbedarf der Abscheideanlage darstellen. Abbildung III.2 zeigt den zusätzlichen Platzbedarf für ein 660-MW-Steinkohlekraftwerk, der bei 'capture-ready'-Kraftwerken vorzuhalten ist.

Wie die Abbildung III.2 verdeutlicht, setzt sich die Abscheideanlage aus mehreren Strängen zusammen; im vorliegenden Beispiel aus 6 Absorptions- und 12 Regenerationskolonnen. Der Ausfall einzelner Anlagenteile muss daher nicht zwangsläufig zum Totalausfall der Abscheideanlage führen. Denkbar ist, dass das Kraftwerk auf die reduzierte Leistung der Abscheideanlage geregelt wird, bzw. ohne Leistungsabsenkung mit erhöhter CO<sub>2</sub>-Emission betrieben wird. Neuere Überlegungen gehen davon aus, dass die Anzahl der Stränge deutlich niedriger ist als ursprünglich angenommen. So geht [Sieder, 2009] davon aus, dass die MEA-Anlage bei einem 1.100 MW Braunkohlekraftwerk aus zwei Strängen bestehen wird.

**Abbildung III.2: Platzbedarf eines 660-MW-Kraftwerks mit nachgeschalteter CO<sub>2</sub>-Wäsche**



Quelle: [Sieder, 2009]

IEF-STE 2010

### III.2.5 Betrieb der Kraftwerksanlage bei ausgefallener MEA-Anlage

Prinzipiell kann bei Teil- oder Totalausfall der Abscheideanlage die Kraftwerksanlage weiterbetrieben werden. Allerdings können sich -wie zuvor erläutert- Rückwirkungen auf den Kraftwerksprozess ergeben. Etwa 40-50 % des gesamten Niederdruckdampfes aus dem Kraftwerksprozess werden für die Regenerierung des Lösungsmittels im Reboiler und Reclaimer der MEA-Anlage benötigt. Die hierdurch bedingte Wirkungsgradeinbuße bleibt erhalten, wenn die bei einem Totalausfall der MEA-Anlage vorhandene überschüssige Dampfergie im Kraftwerksprozess nicht sinnvoll genutzt werden kann.

Generell dürften mit steigender Prozessintegration die Rückwirkungen auf den Kraftwerksprozess zunehmen. Störungen an der Abscheideanlage können daher zu Leistungseinbußen bis hin zum Folgeausfall des Kraftwerks führen. Die hierdurch entstehenden finanziellen Folgen betreffen u.a. die entgangenen Stromerlöse und/oder Zertifikatkosten für das nicht abgeschiedene CO<sub>2</sub>. Daher ist in jedem Fall eine höchstmögliche Verfügbarkeit der MEA-Anlage anzustreben.

Die folgende Tabelle III.2 zeigt die Anfahrzeiten von Kohlekraftwerken in Abhängigkeit von der Startart. Sie betragen zwischen 1 Stunde (Heißstart) und knapp 7 Stunden (Kaltstart) und tragen damit zu den möglichen Stillstandszeiten des Kraftwerks nach Ausfällen an der Abscheideanlage in einem begrenzten Umfang bei.

**Tabelle III.2: Anfahrzeiten von Kohlekraftwerken**

Startart	Anfahrzeit
Kaltstart nach <72 h Stillstand	400 min
Warmstart nach <48 h Stillstand	280 min
Warmstart nach <8 h Stillstand	115 min
Heißstart nach 0,5 h Stillstand	60 min

Quelle: [Klemm, 2008], [STEAG, 1988]

IEF-STE 2010

### III.2.6 Verfügbarkeit der CO<sub>2</sub>-Abscheideanlage

Wie erwähnt wird die chemische CO<sub>2</sub>-Wäsche bereits großtechnisch zur Erdgasaufbereitung eingesetzt. Die Anlagen setzen sich weitgehend aus gängigen verfahrenstechnischen Komponenten (Rohrleitungen, Pumpen, Verdichter, Ventile, Wärmetauscher) zusammen. Die Verfügbarkeit (Zuverlässigkeit) solcher Komponenten hängt wesentlich von ihren Einsatzbedingungen (Medien, Druck, Temperatur) ab.

Die Einsatzbedingungen von Komponenten und Bauteilen einer MEA-Anlage für den Kraftwerkseinsatz sind bis auf die Korrosionsgefahr durch das saure Rauchgas und eventuell durch Produkte bei der MEA-Degradation (z.B. Salze, Ammoniak) als moderat zu bezeichnen. Die MEA-Anlage wird weitgehend drucklos und bei niedrigen Betriebstemperaturen (40 – 140 °C) betrieben. Das saure Rauchgas und die Degradationsprodukte können die Komponentenzuverlässigkeit dagegen negativ beeinflussen.

Betriebserfahrungen mit Komponenten verschiedener Einsatzbereiche zeigen zum Teil sehr breite Streuungen der Ausfallraten. So werden z.B. für den Betriebsausfall einer Pumpe, die Säure bei Umgebungsbedingungen fördert, eine Ausfallrate von  $178 \cdot 10^{-6}/h$  und für Pumpen mit Wasser als Betriebsmedium eine Rate von  $44 \cdot 10^{-6}/h$  genannt [Hauptmanns et al., 1985]. Im ersten Fall fällt die Pumpe statistisch nach ca. 5.600 Stunden aus, im zweiten nach knapp 23.000 Stunden (2,6 Jahre). Selbst wenn für die verschiedenen Komponenten der MEA-Anlage jeweils relativ günstigste Ausfallraten zutreffen, muss auf Grund ihrer Vielzahl statistisch gesehen einige Male pro Jahr mit einem störungsbedingten Ausfall zumindest von einzelnen Strängen der Anlage gerechnet werden. Durch eine strangweise Aufteilung der Anlage sind Totalausfälle vermutlich eher selten. Gängige Praxis ist es außerdem, betriebsrelevante Komponenten redundant auszulegen, um Ausfälle zu kompensieren und dadurch die Verfügbarkeit der Anlage zu steigern.

### *III.2.7 Mögliche Ausfallzeiten und Schadensausmaße*

Die möglichen jährlichen Ausfallzeiten der MEA-Anlage bzw. einzelner Stränge hängen neben der Anzahl von der jeweiligen Dauer des Ausfalls ab. Die Dauer eines Ausfalls wird hauptsächlich vom Umfang der notwendigen Reparaturmaßnahmen bestimmt. Die mittleren Instandsetzungszeiten betragen z.B. für Pumpen und Ventile etwa 8 Stunden [GRS, 1980]. Die betroffenen Komponenten lassen sich in der Regel durch Reparaturschieber vom Kreislauf separieren. Hierdurch wird eine Instandsetzung ohne Abkühlung oder gar Entleerung der MEA-Anlage ermöglicht. Bei redundanten Komponenten ist die Reparatur der ausgefallenen Komponente sogar während des Anlagenbetriebes möglich bzw. in die Revisionsphase verschiebbar. Störungen an gängigen verfahrenstechnischen Komponenten sind daher für die zeitliche Verfügbarkeit der MEA-Anlage vermutlich relativ unkritisch, es sei denn, sie treten gehäuft auf.

Längere Ausfallzeiten der MEA-Anlage können dagegen vor allem bei einem vorzeitigen Verschleiß oder plötzlich auftretenden massiven Beschädigungen von Anlagenanteilen wie Absorber, Waschkolonne, Regenerator, Reboiler oder Reclaimer auftreten, u.U. in Verbindung mit dem Austritt toxischer Substanzen. Gravierende Anlagenschäden sind trotz Auslegung der Anlage entsprechend der einschlägigen Regeln, Richtlinien und Verordnungen und dem Einsatz von Sicherheits- und Überwachungsmaßnahmen (z.B. kontinuierliche Erfassung der Korrosionsraten) nicht auszuschließen. Im Allgemeinen ist aber mit ihnen während der Anlagenlebensdauer nicht zu rechnen.

Die in der Anlage gehandhabten Stoffe wie  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$  und Monoethanolamin können bei ihrer Freisetzung bei unterschiedlich hohen Konzentrationen das Betriebspersonal und eventuell unbeteiligte Dritte gefährden. Eine Gefährdung 'Dritter' ist aber eher unwahrscheinlich, da eine großflächige atmosphärische Ausbreitung der weitgehend fluiden bzw. gebundenen und relativ kalten Stoffe nicht zu erwarten ist.

Die Freisetzungen der mitunter gesundheitsgefährdenden Stoffe können durch fehlerhafte Schweißnähte und Dichtungen, durch Risse und Brüche oder durch fehlerhafte Wartungs- und Reparaturarbeiten sowohl während des Betriebes als auch bei Stillstand der Anlage auftreten. Durch das saure Rauchgas besteht im Inneren der Anlage Korrosionsgefahr. Eine erhebliche Schwächung der Einschluss-Strukturen kann zu Folgeschäden wie Rissen und Brüchen führen. Aus dem bestimmungsgemäßen Betrieb der Anlage ergeben sich ansonsten keine besonderen Belastungen. Die MEA-Anlage wird weitgehend drucklos und bei niedrigen Betriebstemperaturen (40 – 140 °C) betrieben.

Die Stofffreisetzung aus der MEA-Anlage kann von unbedeutenden Leckagen (z.B. an Flanschdichtungen) bis zu sehr großen Leckströmen (z.B. bei Brüchen oder offenen Leitungen) reichen. Die maximal möglichen Austrittsmengen entsprechen den in



der Anlage gehandhabten Stoffmengen, die im Wesentlichen die unbeladene und beladene Waschflüssigkeit sowie die Degradationsprodukte umfassen. Die tatsächlichen Austrittsmengen lassen sich aber selbst bei massiven Schäden an der Anlage durch Abschieber der einzelnen Anlagenbereiche erheblich reduzieren.

Geringe Leckagen z.B. an Ventilen, Pumpen oder Flanschen müssen nicht zwangsläufig zur Abschaltung der MEA-Anlage oder einzelner betroffener Stränge führen. Bestimmte Reparaturen können z.B. durch provisorische Abdichtmaßnahmen in die Revisionsphase verschoben werden.

Dagegen kann der Austritt größerer Mengen von Stoffen wie CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, Monoethanolamin und deren Degradationsprodukte neben dem Ausfall der MEA-Anlage auch die Abschaltung der Kraftwerksanlage nach sich ziehen (z.B. aus Sicherheitsgründen).

Das größte Gefährdungspotenzial stellt die beladene bzw. unbeladene Waschflüssigkeit dar. Für ein 1.100 MW-Braunkohlekraftwerk wird eine Initialfüllung von etwa 1800 t benötigt [Sieder, 2009]. Das darin enthaltene Monoethanolamin (20 – 30 %) ist haut- und schleimhautreizend. Außerdem sind die Degradationsprodukte zu beachten (siehe Kapitel 0). Neben Salzen wird u.a. auch Ammoniak gebildet. Auswertungen von Reclaimer-Proben ergaben Anteile von ca. 11 % [Strazisar et al., 2003].

Die Degradation des Monoethanolamins erfordert neben einer periodisch wiederkehrenden Abscheidung der Degradationsprodukte bei hohen Temperaturen (ca. 140 °C) eine laufende Zugabe von neuem Waschmittel. Bei einem SO<sub>2</sub>-Gehalt im Rauchgas von 200 mg/m<sup>3</sup> (gesetzlich vorgeschriebener Grenzwert) ergibt sich für ein 500 MW-Steinkohlekraftwerk (CO<sub>2</sub>-Emission: ca. 2,4 Mio. t pro Jahr) ein jährlicher Zugabebedarf von etwa 5.800 t bei einem spezifischen Verbrauch von 2,4 kg/t CO<sub>2</sub> [STE, 2010].

Die Degradation des Monoethanolamins lässt sich durch eine Absenkung des SO<sub>2</sub>-Gehalts im Rauchgas reduzieren. Die Salzbildung kann bei etwa 10 ppm (SO<sub>2</sub>) nahezu vermieden werden [STE, 2010]. Eine Möglichkeit, den SO<sub>2</sub>-Gehalt im Rauchgas auf 10 bis 25 mg/m<sup>3</sup> zu senken, stellt der Einsatz einer effizienteren Rauchgasentschwefelungsanlage dar, wie sie derzeit am Kraftwerkstandort Niederaußem erprobt wird [Reissner & Meschbiz, 2009]. Nach [Sieder, 2009] lässt sich durch die Absenkung des SO<sub>2</sub>-Gehaltes die spezifische MEA-Nachfüllmenge um etwa 46 % reduzieren. Mit verbesserten MEA-Flüssigkeiten lässt sich die Nachfüllmenge nochmals deutlich reduzieren. Insgesamt wird eine Reduzierung der Nachfüllmenge von gut 85 % angestrebt. Letztendlich ist darauf hinzuweisen, dass Waschflüssigkeiten mit verbesserten Degradationseigenschaften eine effizientere Rauchgasentschwefelung nicht überflüssig macht, da das SO<sub>2</sub> auf die nachgelagerte Pipelineperipherie einen nachteiligen korrosiven Einfluss ausüben kann.

### III.2.8 Kategorisierung der technischen Risiken

Die technischen Risiken der CO<sub>2</sub>-Abscheidung betreffen ungeplante Abschaltungen und Ausfälle der MEA-Abscheideanlage oder einzelner Stränge (Teilausfälle). Das Schadensausmaß kann von einem kurz- bis langfristigen Stillstand durch Reparatur oder Austausch von Anlagenkomponenten oder Bauteilen reichen und die Freisetzung gesundheitsgefährdender Stoffe (z.B. CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> und Monoethanolamin) beinhalten. Die Abschaltungen und Ausfälle können ausgelöst werden durch zufällige Ausfälle von Anlagenkomponenten wie Pumpen und Verdichter, durch Fehler in der Prozesssteuerung, durch Leckagen oder durch vorzeitigen Verschleiß von Bauteilen.

Die technischen Risiken der CO<sub>2</sub>-Abscheidung lassen sich durch folgende Ausfallkategorien der MEA-Anlage beschreiben:

- M1 Einzelne kurze Teilausfälle (Einzelstränge) pro Jahr ohne nennenswerte Stofffreisetzung, bei vollem Weiterbetrieb des Kraftwerks
- M2 wie M1, aber mit reduzierter Kraftwerksleistung
- M3 Einzelne kurze Totalausfälle (wg. Ausfall zentraler Einrichtungen wie z.B. CO<sub>2</sub>-Verdichtungsanlage) pro Anlagenlebensdauer ohne nennenswerte Stofffreisetzung, bei vollem Weiterbetrieb des Kraftwerks
- M4 wie M3, aber mit Kraftwerksstillstand
- M5 Einzelne kurze Teilausfälle (Einzelstränge) pro Jahr (ohne nennenswerte Stofffreisetzung) sowie einzelne längere Teilausfälle pro Anlagenlebensdauer (mit z.T. größerer Leckage), bei vollem Weiterbetrieb des Kraftwerks
- M6 wie M5, aber mit reduzierter Kraftwerksleistung
- M7 Häufige kurze Teilausfälle (Einzelstränge) pro Jahr ohne nennenswerte Stofffreisetzung, bei vollem Weiterbetrieb des Kraftwerks
- M8 wie M7, aber mit reduzierter Kraftwerksleistung
- M9 Totalausfall mit Langzeitstillstand wegen massivem Anlagenschaden und erheblicher Stofffreisetzung, bei Weiterbetrieb des Kraftwerks
- M10 wie M9, aber mit Kraftwerksstillstand

In Tabelle III.3 werden die verschiedenen Ausfallkategorien hinsichtlich ihrer möglichen Schadensfolgen und Eintrittshäufigkeiten qualitativ bewertet. Hierzu werden die Schadensmerkmale: Ausfalldauer, Stofffreisetzung, Reparaturaufwand, CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten und entgangene Stromerlöse, einer von vier Schadensklassen ('hoch', 'moderat', 'gering', 'unbedeutend') und die voraussichtliche Eintrittshäufigkeit der Ausfallkategorie einer von drei Häufigkeitsklassen ('hoch', 'mittel' und 'klein') zugeordnet.

Die Schadensfolgen der Ausfallkategorie M1 und M2 (wenige Kurzausfälle ohne größere Lecks) werden durchweg als gering eingestuft. Mit dem Auftreten muss während eines Betriebsjahres gerechnet werden. Ihre Eintrittshäufigkeit wird daher als hoch eingestuft.

Etwas größere finanzielle Schäden sind zu erwarten, wenn auf Grund von Störungen an zentralen Einrichtungen der Abscheideanlage (z.B. Verdichterstation) ein Totalausfall auftritt. Hiermit ist während eines Betriebsjahres eher selten zurechnen, jedoch während der Anlagenlebensdauer. Dementsprechend wird der Ausfallkategorie M3 und M4 die Häufigkeitsklasse 'mittel' zugeordnet.

Noch etwas größere Schäden ('moderat') sind zu erwarten, wenn neben einigen kurzen Teilausfällen pro Betriebsjahr zusätzlich einige längere Ausfälle während der Anlagenlebensdauer auftreten (z.B. infolge von Instandsetzungsmaßnahmen bei Korrosionen oder größeren Lecks). Der Ausfallkategorie M5 bzw. M6 wird die Häufigkeitsklasse 'mittel' zugeordnet.

Hohe Ausfallzeiten und damit relativ hohe Schäden können sich einstellen, wenn während eines Betriebsjahres Teilausfälle gehäuft auftreten (Ausfallkategorie M7 und M8). Sie führen zu hohen Zertifikatkosten bzw. zu hohen Stromerlösausfällen. Der Instandsetzungsaufwand ist vermutlich eher 'moderat' (keine größeren Lecks). Die Eintrittshäufigkeit der Kategorie M7 bzw. M8 ist bei gängiger Auslegung der Anlage (z.B. redundante Betriebskomponenten) und üblicher qualitätssichernder Maßnahmen wie regelmäßige Wartungen und Revisionen als eher 'klein' einzustufen, d.h. ihr Auftreten wird während der Lebensdauer der Anlage nicht erwartet.

Hohe Ausfallzeiten können aber auch durch einen einzelnen Ausfall verursacht werden, wenn z.B. infolge massiver Korrosionen Einschlussstrukturen versagen und erhebliche Stoffmengen austreten (M9, M10). Bei unterstellter jährlicher Inspektion und Innenbesichtigung der relevanten Anlagenbauteile (z.B. Regenerator) und kontinuierlicher Überwachung der Korrosionsraten wird mit einem solchen Schadensbild während der Anlagenlebensdauer nicht gerechnet. Die Eintrittshäufigkeit wird dementsprechend als 'klein' eingestuft.

Tabelle III.3: Kategorisierung der technischen Risiken

MEA-Ausfallkategorie:	Eintrittshäufigkeit pro Jahr	Dauer des Teil- oder Totalausfalls		Schadensausmaß			
		MEA-Anlage	Kraftwerk	toxische Stoffe	Reparaturaufwand	Zertifikatkosten	Stromerlösausfall
<b>M1:</b> Einzelne Teilausfälle o. größere Lecks	Hoch	Gering	-	Unbedeutend	Gering	Gering	-
<b>M2:</b> dito; aber mit red. Kraftwerksleistung	Hoch	Gering	Gering	Unbedeutend	Gering	-	Gering
<b>M3:</b> Einzelne Totalausfälle o. größere Lecks	Mittel	Gering	-	Unbedeutend	Gering	Moderat	-
<b>M4:</b> dito; aber mit Kraftwerksstop	Mittel	Gering	Gering	Unbedeutend	Gering	-	Moderat
<b>M5:</b> Einzelne längere Teilausfälle wg. Lecks	Mittel	Moderat	-	Moderat	Moderat	Moderat	-
<b>M6:</b> dito; aber mit red. Kraftwerksleistung	Mittel	Moderat	Moderat	Moderat	Moderat	-	Moderat
<b>M7:</b> Viele Teilausfälle ohne größere Lecks	Klein	Hoch	-	Gering	Moderat	Hoch	-
<b>M8:</b> dito, aber mit red. Kraftwerksleistung	Klein	Hoch	Hoch	Gering	Moderat	-	Hoch
<b>M9:</b> Totalausfall wg. massiver Schäden	Klein	Hoch	-	Hoch	Hoch	Hoch	-
<b>M10:</b> dito, aber mit Kraftwerksstop	Klein	Hoch	Hoch	Hoch	Hoch	-	Hoch

Quelle: eigene Bewertung

IEF-STE 2010

Insgesamt sind die Schäden der Ausfallkategorie M1 bis M4 'gering' bis 'moderat', die der Kategorie M5 bis M8 'moderat' bis 'hoch' und die der Kategorie M9 und M10 'hoch' (Tabelle III.3).

Mit Hilfe der in Abbildung III.3 dargestellten Risikomatrix lässt sich durch Verknüpfung der zuvor spezifizierten Häufigkeits- und Schadensklassen eine grobe Risikoeinordnung der MEA-Ausfallkategorien vornehmen. Wie die Abbildung III.3 zeigt, entfällt bei der vorgenommenen Klassifizierung und Bewertung keine Ausfallkategorie auf die kritischen Risikofelder 1 und 5, die für unzulässig hohe Anlagenrisiken stehen.

**Abbildung III.3: Risikomatrix für die Post-Combustion Abscheidung mit MEA**

Matrix zur Einstufung der technischen Risiken von Post-Combustion Abscheidung			
Häufigkeitsklasse: → Schadenklasse: ↓	3: Klein ( $\leq 1$ Ausfall pro Anlagen-Lebensdauer)	2: Mittel ( $\geq 1$ Ausfall pro Anlagen-Lebensdauer)	1: Hoch ( $\geq 1$ Ausfall pro Betriebsjahr)
1: Groß (hohe Ausfallzeit, hoher Reparaturaufwand, hohe Stofffreisetzung)	<u>Risikofeld 9</u> (Mittleres Risiko): <b>M9, M10</b>	<u>Risikofeld 5</u> (Hohes Risiko):	<u>Risikofeld 1</u> (Hohes Risiko):
2: Mittel (hohe/mod. Ausfallzeit, mod. Reparaturaufwand, geringe/mod. Stofffreisetzung)	<u>Risikofeld 10</u> (Geringes Risiko): <b>M7, M8</b>	<u>Risikofeld 6</u> (Mittleres Risiko): <b>M5, M6</b>	<u>Risikofeld 2</u> (Mittleres Risiko):
3: Gering (geringe Ausfallzeit, geringer Reparaturaufwand, geringe Stofffreisetzung)	<u>Risikofeld 11</u> (Unbed. Risiko):	<u>Risikofeld 7</u> (Geringes Risiko): <b>M3, M4</b>	<u>Risikofeld 3</u> (Geringes Risiko): <b>M2</b>
4: Unbedeutend (geringe Ausfallzeit, unbedeut. Reparaturaufwand, unbedeut. Stofffreisetzung)	<u>Risikofeld 12</u> (Unbed. Risiko):	<u>Risikofeld 8</u> (Unbed. Risiko):	<u>Risikofeld 4</u> (Unbed. Risiko): <b>M1</b>

Quelle: eigene Bewertung

IEF-STE 2010

### III.2.9 Zwischenfazit

Die vorherigen Ausführungen liefern erste grobe Hinweise, wie die technischen Risiken einer MEA-Anlage im Kontext eines Kraftwerksbetriebs zu bewerten sind. Eine weitergehende Aussage erfordert jedoch eine umfassende Klassifizierung und quantitative (monetäre) Erfassung der Schäden, was aufgrund fehlender Betriebserfahrung im Rahmen der vorliegenden Kurzstudie nicht zu leisten war. Erst auf einer solchen Grundlage wäre eine vergleichbare Gewichtung des Ausmaßes der beschriebenen Schäden möglich. Des Weiteren wären mögliche Analogieschlüsse zu bereits bestehenden nicht in Kraftwerken eingesetzten MEA-Anlagen, die seit Jahrzehnten eingesetzt werden, zu prüfen. Die vorliegenden Überlegungen und Einschätzungen sowie die durchgeführte Literaturrecherche lassen jedoch vermuten, dass das technische Risiko einer im Kraftwerk eingesetzten Aminwäsche sich nicht fundamental von einer Anlage unterscheidet, wie sie bereits heute schon in der Praxis eingesetzt wird.

### III.3 Risiken beim CO<sub>2</sub>-Transport

Als Transportmittel für den Ferntransport großer CO<sub>2</sub>-Mengen kommen insbesondere Pipelines infrage. Hierfür wird das CO<sub>2</sub> nach der Abscheidung auf überkritische Zustände<sup>2</sup> verdichtet. Derzeit existieren weltweit CO<sub>2</sub>-Pipelinenetze von über 4.000 km Länge (alleine 3100 km in den USA und in Kanada). Eine Vielzahl der CO<sub>2</sub>-Pipelines wurde Anfang der 80er-Jahre gebaut; sie werden überwiegend zur Erdölexploration (Enhanced Oil Recovery, EOR) genutzt. CO<sub>2</sub>-Pipelines sind somit Stand der Technik.

Da sich der Transport von CO<sub>2</sub> nicht wesentlich von dem von Erdgas unterscheidet, sind Analogieschlüsse denkbar. Der größte Unterschied bei CO<sub>2</sub>-Pipelines ist, dass die verwendeten Materialien eine hohe Korrosionsbeständigkeit aufweisen müssen [Grünwald, 2008].

Für das Transportrisiko ist die gesamte Pipelinestrecke zwischen Kraftwerksanlage und Injektion am Speicherort relevant.

#### III.3.1 Gefahren durch CO<sub>2</sub>

Die Auswirkungen erhöhter Kohlendioxid-Konzentrationen auf den Menschen sind in Tabelle III.4 aufgeführt. CO<sub>2</sub> wirkt indirekt auf den Sauerstoffgehalt des Blutes. Bei erhöhter Konzentration wird im Blut über das Dissoziationsgleichgewicht der Kohlensäure der pH-Wert vermindert – das Blut wird sauer. Von diesem Absinken ist das Hämoglobin betroffen, welches dadurch seine O<sub>2</sub>-Bindungskapazität verringert. Darüber hinaus wird bei hohen Konzentrationen der reflektorische Atemreiz vermindert oder gänzlich aufgehoben, wodurch es zum Atemstillstand kommt. Diese Wirkung tritt wesentlich schneller ein als eine Erstickung [Seliger et al., 2009].

Die Freisetzung großer Mengen CO<sub>2</sub> kann zu einer lokalen Gefährdung von Mensch und Tier führen. CO<sub>2</sub> ist schwerer als Luft und kann sich daher in Bodennähe in hoher Konzentration ansammeln. Weitere potentielle Auswirkungen sind die Versauerung von Trinkwasservorkommen und negative Auswirkungen auf Flora und Fauna. Der spektakulärste Fall der jüngeren Vergangenheit ereignete sich 1986 am See Nyos in Kamerun. Aus diesem See traten am 21. August plötzlich große Mengen CO<sub>2</sub> natürlichen Ursprungs aus, die sich großflächig verteilten und mehr als 1.700 Menschen erstickten. Über Jahre hatte sich im See des vulkanischen Gebietes Kohlendioxid angesammelt. Im See löste sich das Gas zunächst, bis das Wasser gesättigt war und Kohlendioxid plötzlich in großen Mengen aufstieg.

---

<sup>2</sup> Spezieller Aggregatzustand, bei dem sich flüssige und gasförmige Phase nicht unterscheiden lassen. CO<sub>2</sub> ist oberhalb 31 °C und 73 bar überkritisch. Es verhält sich wie ein Gas, hat aber eine Dichte im Bereich von flüssigem Wasser.

**Tabelle III.4: Gesundheitliche Auswirkungen erhöhter CO<sub>2</sub>-Konzentrationen**

Konzentration	Wirkung
0,05 %	Natürliche Konzentration der Luft
0,3 %	MIK-Wert, keine Gesundheitsbedenken bei dauerhafter Einwirkung
0,5 %	MAK-Grenzwert, für tägliche Exposition von 8h/Tag
1,5 %	Zunahme des Atemzeitvolumens um mehr als 40 %
4 %	Konzentration beim Ausatmen
5 %	Kopfschmerzen, Schwindel, Bewusstlosigkeit
8 %	Bewusstlosigkeit, Tod nach 30 – 60 min
>17 %	Bewusstlosigkeit und Tod innerhalb 1 min

Quelle: [Seliger et al. 2009, DNV, 2008]

IEF-STE 2010

### III.3.2 Gefährdungspotential durch CO<sub>2</sub>-Pipelines

CO<sub>2</sub>-Pipelines mit hoch verdichtetem, überkritischem CO<sub>2</sub> können je nach Abmessung und Länge viele tausend Tonnen CO<sub>2</sub> enthalten, die bei einer Freisetzung große geografische Bereiche gefährden können [DNV, 2008]. Durch die in regelmäßigen Abständen vorgesehenen automatischen *Absperrvorrichtungen* kann die Austrittsmenge allerdings erheblich begrenzt werden. Bei einer sektionalen Absperrung tritt im Wesentlichen nur das in diesem Abschnitt vorhandene Gas aus.

Das CO<sub>2</sub> wird für den Transport auf ca. 150 bar verdichtet. Seine Dichte beträgt dann ca. 850 kg/m<sup>3</sup>. Eine Pipeline von 400 mm Durchmesser kann dadurch jährlich etwa 3 Mio t CO<sub>2</sub> transportieren (Emissionsmenge eines 700 MW Kohlekraftwerks), eine von 1000 mm etwa 35 Mio t. In einem Abschnitt von z.B. 8 km Länge befinden sich bei der 400 mm-Leitung etwa 850 t und bei der 1000 mm-Leitung rund 5.300 t CO<sub>2</sub>. Diese Menge würde bei einem Bruch der Leitung und automatischer Absperrung der betroffenen Sektion mindestens aus der Pipeline entweichen und das Gefährdungspotential für die betroffene Umgebung darstellen.

### III.3.3 Betriebserfahrungen mit CO<sub>2</sub>- und Erdgas-Pipelines

#### CO<sub>2</sub>-Pipelines

Zur Sicherheit von CO<sub>2</sub>-Pipelines wurde von Gale & Davison [2004] eine vergleichende Analyse für amerikanische CO<sub>2</sub>-, Erdgas- und Flüssigkeits-Pipelines auf der Basis von Schadensstatistiken durchgeführt (Tabelle III.5). Im Gegensatz zu Erdgas-Pipelines hat es bisher keine schweren Unfälle beim CO<sub>2</sub>-Pipelinebetrieb gegeben. Auch die monetären Schäden der insgesamt 10 Störungen sind vergleichsweise gering. Hinsichtlich eines Vergleichs mit der Situation in Deutschland ist einschränkend

anzumerken, dass die CO<sub>2</sub>-Pipelines weit entfernt von Städten liegen und dass ggfs. andere Sicherheitsstandards einzuhalten sind. Ein Vergleich von Erdgas-Pipelines mit der Schadens- und Unfallstatistik der Deutschen Vereinigung des Gas- und Wasserfaches (DVGW) belegt, dass die Sicherheit deutscher Gaspipelines sehr viel höher ist.

Die Ursachen der CO<sub>2</sub>-Pipelineschäden sind defekte Überdruckventile, Dichtungsprobleme/fehlerhafte Schweißnähte sowie Korrosion. Ursachen der Schäden an Erdgaspipelines sind hauptsächlich Korrosion (32 %) sowie externe Ursachen wie z. B. Baggerarbeiten (35 %).

**Tabelle III.5: Statistik von Pipelineschäden in den USA**

<b>Pipelines</b>	<b>Erdgas (1986-2001)</b>	<b>Gefährliche Flüssigkeiten (1986-2001)</b>	<b>CO<sub>2</sub> (1990-2001)</b>
Anzahl Vorfälle	1287	3035	10
Anzahl Todesfälle	58	36	0
Anzahl Schadensfälle	217	249	0
Eigentumsschäden	\$285M	\$764M	\$469,000
Vorfälle/1000km/Jahr	0.17	0.82	0,32
Eigentumsschäden/1000km/a	\$37,000	\$205,400	\$15,200

Quelle: eigene Darstellung nach [Gale & Davison, 2004]

IEF-STE 2010

In [DOE, 2007] wurde die Versagensrate für CO<sub>2</sub>-Pipelines auf der Basis von online verfügbaren Betriebserfahrungen mit CO<sub>2</sub>-Pipelines im Zeitraum 1994 – 2006 abgeschätzt. In diesem Zeitraum traten in dem betrachteten Pipelinennetz von 2600 km Länge 31 Störungen auf. Zwei dieser Störungen führten zu CO<sub>2</sub>-Freisetzungen von ca. 640 bzw. 1200 t. Sie wurden von DOE als Bruchtyp-Freisetzungen kategorisiert. Die vier nächst größeren Ereignisse beinhalteten Freisetzungen zwischen 120 und 570 t. Sie wurden als punktförmige Freisetzungen kategorisiert. Daraus ergeben sich bei einer kumulierten Betriebserfahrung von 33.800 km (13 Jahre) für die Versagenskategorie 'Bruch' eine Eintrittsrate von  $5,92 \cdot 10^{-5}$  pro Rohrkilometer und Jahr. Für die Kategorie 'Leck' wurde eine Rate von  $1,18 \cdot 10^{-4}/(\text{km a})$  ermittelt.

Überträgt man diese Daten auf eine zukünftige durchschnittliche CO<sub>2</sub>-Pipelinelänge von 500 km, ergeben sich Eintrittshäufigkeiten für Leitungsbrüche von ca. 0,03 pro Jahr und für größere Lecks von ca. 0,06 pro Jahr. Ob die Freisetzung einer relativ großen Menge CO<sub>2</sub> (einige tausend Tonnen) zu einer lebensbedrohlichen Gefähr-



derung von Menschen führt, hängt davon ab, wie nah der Leckort an Siedlungsräumen liegt, welche Wetterverhältnisse (z.B. Schwachwind-Wetterlagen, Inversionen) gerade vorliegen und wann die Freisetzung erfolgt (Tag/Nacht). Risikoabschätzungen von [HSE, 2009] und [DOE, 2007] weisen Distanzen von bis zu ca. 150 m als Gefährdungsbereich um die Bruchstelle aus (siehe Kapitel III.3.5).

### Europäische Erdgas-Pipelines

Die Statistik der European Gas Pipeline Incident Data Group [EGIG, 2008] weist für den Zeitraum 1970-2007 eine Fehlerhäufigkeit für europäische Erdgas-Pipelines von 0,37 pro 1000 km und Jahr aus ( $3,7 \times 10^{-5}/\text{km a}$ ). Für die letzten 5 Jahre (2003-2007) liegt dieser Wert bei 0,14 (Tabelle III.6). Die Fehlerereignisse sind in drei Leckkategorien unterteilt (Pinhole/crack: <2 cm Durchmesser, Holes: >2 cm, Rupture). In der Statistik überwiegen Pipelines mit Durchmessern von 5-10 inch (125-250 mm) und 11-17 inch (275-425 mm). Mit einer Fehlerhäufigkeit von etwa 0,58/(1000 km a) trägt die unterste Größenklasse ( $\leq 5$  inch) überproportional zum Gesamtergebnis bei.

**Tabelle III.6: Fehlerhäufigkeit europäischer Erdgas-Pipelines**

Zeitraum	Fehlerereignisse	Gesamterfahrung (km)	Fehlerhäufigkeit/ (1000 km und Jahr)
1970-2007	1.172	$3,15 \times 10^6$	0,37
1970-2004	1.123	$2,77 \times 10^6$	0,40
2003-2007	88	$0,62 \times 10^6$	0,14
2007	14	$0,13 \times 10^6$	0,11

Quelle: eigene Darstellung nach [EGIG, 2008]

IEF-STE 2010

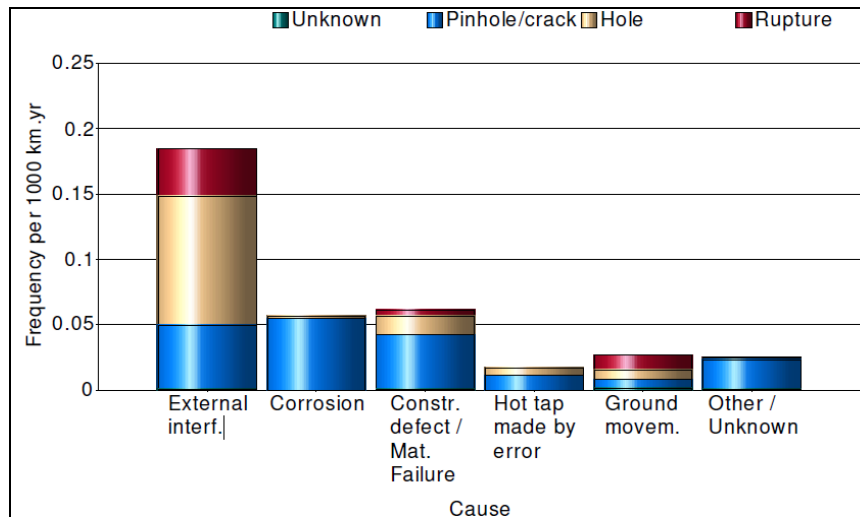
Hauptfehlerursache mit einem Anteil von knapp 50 % sind externe Einwirkungen (z.B. Erdarbeiten, Pflügen, Arbeiten an Leitungen), gefolgt von Ausführungs- und Materialfehlern (16,5 %), interne und externe Korrosionen (15,4 %) und Grundbewegungen (7,3 %).

Etwa 55 % der externen Einwirkungen führen zu 'Löchern' (z.B. durch Zähne von Baggerschaufeln), etwa 18 % zu Guillotine-Brüchen und etwa 27 % zu sehr kleinen Löchern oder Rissen (pinhole/crack). Fast alle übrigen Fehlerursachen führen überwiegend zu sehr kleinen Lecks/Rissen (Abbildung III.4).

Einen wichtigen Einfluss auf die Fehlerhäufigkeit bei externen Einwirkungen hat die Höhe der Erdüberdeckung. Bei einer Überdeckung von <80 cm liegt sie bei ca. 0,7/(1000 km und Jahr), bei Überdeckungen >100 cm bei unter 0,1/(1000 km und Jahr).

Wie aus der Abbildung III.4 zu entnehmen ist, liegt die Eintrittshäufigkeit von Brüchen über alle Fehlerursachen, Zeiträume und Pipelinegrößen bei etwa 0,05 pro 1000 km und Jahr ( $5 \times 10^{-5}/\text{km a}$ ), für größere Lecks bei etwa 0,13 ( $1,3 \times 10^{-4}/\text{km a}$ ) und für sehr kleine Lecks bei etwa 0,19 ( $1,9 \times 10^{-4}/\text{km a}$ ). Diese Versagensraten entsprechen weitgehend den in [DOE, 2007] und [HSE, 2009] verwendeten Werten (siehe Kapitel III.3.5).

**Abbildung III.4: Beziehung zwischen Leckursache und -größe**



Quelle: [EGIG, 2008]

IEF-STE 2010

#### III.3.4 Maßnahmen zur Risikominimierung

Um Pipelineschäden zu vermeiden bzw. deren Auswirkungen zu begrenzen, werden folgende technische und administrative Maßnahmen ergriffen:

- CO<sub>2</sub>-Reinheitsanforderungen
- Kontinuierliche Überwachung der Gasreinheit
- Lecküberwachung
- Wartungsmaßnahmen
- Absperrarmaturen
- Riss-Stopper zur Begrenzung der Rissausbreitung
- Überwachung der Pipelinetrasse
- Sicherheitsabstand

Im Nachfolgenden werden einige der oben aufgelisteten Maßnahmen, die der Risikominimierung dienen, erläutert. Wie die vorherigen Ausführungen zeigen, ist ein

erheblicher Anteil von Pipelineschäden auf Korrosion zurückzuführen. Besondere Beachtung wird daher den Reinheitsanforderungen geschenkt.

### CO<sub>2</sub>-Reinheitsanforderungen

Die Zusammensetzung des abgeschiedenen Rauchgasgemisches hängt sowohl von dem Kraftwerksprozess als auch vom jeweiligen CO<sub>2</sub>-Abschreibeverfahren ab. Tabelle III.7 enthält die wesentlichen typischen Verunreinigungen für die jeweiligen Technologierouten unterschieden nach Energieträgern. Die Unterschiede der einzelnen Verfahren sind signifikant. Während bei Oxyfuel-Verfahren aufgrund von Luftfeinbrüchen der Anteil von Argon und Stickstoff dominiert, resultieren die Verunreinigungen (CH<sub>4</sub>, und H<sub>2</sub>) beim Pre-Combustion-Verfahren aus dem Vergasungsprozess. Von allen Technologierouten lassen sich mit dem Post-Combustion-Verfahren die höchsten Reinheitsgrade (>99,9%) erreichen.

**Tabelle III.7: Typische Verunreinigungen von Rauchgasen nach der Abscheidung**

Kraftwerkstyp	Komponente	Kohle (Vol.-%)	Erdgas (Vol.-%)
Post-Combustion	SO <sub>2</sub>	< 0,01	< 0,01
	NO <sub>x</sub>	< 0,01	< 0,01
	N <sub>2</sub> /Ar/O <sub>2</sub>	0,01	0,01
Pre-Combustion	H <sub>2</sub> S	0,01 - 0,6	< 0,01
	H <sub>2</sub>	0,8 – 2,0	1
	CO	0,03 – 0,4	0,04
	CH <sub>4</sub>	0,01	2
Oxyfuel	SO <sub>2</sub>	0,5	< 0,01
	NO <sub>x</sub>	0,01	< 0,01
	N <sub>2</sub> /Ar/O <sub>2</sub>	3,7	4,1

Quelle: [IEA, 2004, Seevam et al., 2008]

IEF-STE 2010

Tabelle III.8 enthält für eine Auswahl amerikanischer CO<sub>2</sub>-Pipelines die Zusammensetzung der transportierten Gase. Maßgeblichen Einfluss auf die Verunreinigungsbestandteile haben die Herkunft sowie die Verwendung des Gases. Bei den anthropogenen Quellen handelt es sich um Synthesegasproduktion, was insbesondere den H<sub>2</sub>S-Gehalt sowie den Anteil leichter Kohlenwasserstoffe erklärt. Vergleicht man die Zusammensetzungen aus Tabelle III.7 und Tabelle III.8, fällt auf, dass sich die Zusammensetzung der Verunreinigungen unterscheidet. So findet sich in den Kraftwerksrauchgasen SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, Ar und O<sub>2</sub> wieder, was einen Einfluss auf das Pipeline-design sowie die Materialauswahl haben kann.

**Tabelle III.8: Gaszusammensetzungen existierender Pipelines**

	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>2</sub> H <sub>n</sub>	CO	O <sub>2</sub>	Quelle
Canyon Reef	95 %	5 %	<0,5 %	100 ppm	-	-	-	Anthr.
Central Basin	98,5 %	0,2 %	1,3 %	-	-	-	-	Natürl.
Sheep Mountain	96,8 %	1,7 %	0,9 %	-	0,6 %			Natürl.
Bravo Dome	99,7 %	-	0,3 %	-	-	-	-	Natürl.
Weyburn	96 %	0,7%	<300 ppm	0,9 %	2,3 %	0,1 %	<50 ppm	Anthr.

Quelle: [Seevam et al., 2008]

IEF-STE 2010

Das US-Unternehmen Kinder Morgan, das in den USA CO<sub>2</sub>-Pipelines baut und betreibt, hat für die zu transportierenden CO<sub>2</sub>-Gemische Standards gesetzt und Bandbreiten für Verunreinigungen vorgegeben (siehe Tabelle III.9). Hierbei ist zu sehen, dass das transportierte Kohlendioxid zur Förderung von Erdöl (Enhanced Oil Recovery, EOR) eingesetzt wird. Die Gründe für die Festlegung der Kriterien sind sehr unterschiedlich. So wird eine Mindestreinheit von 95 % CO<sub>2</sub> gefordert, um die Löslichkeit mit Erdöl zu gewährleisten. Der Löslichkeitsdruck wird auch durch Verunreinigungen beeinflusst. So wirken sich Substanzen wie Schwefel, Stickstoff und Stickoxide negativ auf den Löslichkeitsdruck aus, während H<sub>2</sub>S und leichte Kohlenwasserstoffe sich positiv auswirken. Dies erklärt auch den relativ hohen Grenzwert für Kohlenwasserstoffe. Weitere Ursachen für die Begrenzung der Verunreinigungsbestandteile sind material-, korrosions- oder sicherheitstechnischer Natur.

Diese Standards sind nur mit Einschränkungen auf den Transport von CO<sub>2</sub>-Gemischen zu übertragen, die aus Kraftwerksprozessen stammen. Im Rahmen des EU-Projekts „DYNAMIS“<sup>3</sup> wurde versucht, Standards für CO<sub>2</sub>-Pipelines zu definieren, die mit Kraftwerks-CO<sub>2</sub>-Gemischen (aus Pre-Combustion- oder Post-Combustion-Anlagen) betrieben werden. Hierbei wurden technische, sicherheitsspezifische und gesundheitsrelevante Kriterien in den Blick genommen. Tabelle III.10 enthält die vorgeschlagenen Richtwerte für den Pipelinebetrieb.

---

<sup>3</sup> [www.dynamis-hypogen.com](http://www.dynamis-hypogen.com)

**Tabelle III.9: Qualitätsanforderungen für CO<sub>2</sub>-Pipelines in den USA**

Komponente	Konzentration	Minimum/Maximum	Kriterium
CO <sub>2</sub>	95 %	Minimum	Löslichkeitsdruck
N <sub>2</sub>	4 %	Maximum	Löslichkeitsdruck
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub>	5 %	Maximum	Löslichkeitsdruck
H <sub>2</sub> O	480 mg/m <sup>3</sup>	Maximum	Korrosion
O <sub>2</sub>	10 ppm	Maximum	Korrosion
H <sub>2</sub> S	10-200 ppm	Maximum	Gesundheit
Glykol	0,04 ppmv	Maximum	Betrieb
Temperatur	50°C	Maximum	Material

Quelle: [Visser et al., 2007]

IEF-STE 2010

**Tabelle III.10: Empfohlene Qualität für CO<sub>2</sub>-Ströme für den Pipelinetransport**

Komponente	Konzentration	Grund für Begrenzung
H <sub>2</sub> O	500 ppm	Unterhalb der Löslichkeitsgrenze in CO <sub>2</sub> . Keine Wechselwirkungen mit H <sub>2</sub> S, geringe Wechselwirkungen mit CH <sub>4</sub>
H <sub>2</sub> S	200 ppm	Gesundheit, Sicherheit
CO	2.000 ppm	Gesundheit, Sicherheit
O <sub>2</sub>	Aquifer <4 Vol.-%, EOR 100 bis 1.000 ppm	Aquifer: zu wenig Kenntnisse über Wechselwirkung mit Speicherumgebung
CH <sub>4</sub>	Aquifer <4 Vol.-%, EOR <2 Vol.-%	Vorschlag ENCAP-Projekt
N <sub>2</sub>	<4 Vol.-% (alle Gase ohne Mehrphasenmischung)	Vorschlag ENCAP-Projekt
Ar	4 Vol.-% (alle Gase ohne Mehrphasenmischung)	Vorschlag ENCAP-Projekt
H <sub>2</sub>	4 Vol.-% (alle Gase ohne Mehrphasenmischung)	Vorschlag ENCAP-Projekt. Möglichst gering wg. zu hoher Energieverluste
SO <sub>x</sub>	100 ppm	Gesundheit, Sicherheit
NO <sub>x</sub>	100 ppm	Gesundheit, Sicherheit
CO <sub>2</sub>	>95,5 %	Resultierend aus den Reinheitsanforderungen der obigen Komponenten

Quelle: [Visser et al., 2007, Visser et al., 2008]

IEF-STE 2010

Die Gründe für die Begrenzung der einzelnen Substanzen finden sich ebenfalls in Tabelle III.10. So wirkt sich ein zu hoher Wassergehalt im CO<sub>2</sub>-Gemisch nachteilig auf den Pipelinetransport aus, da hierdurch Korrosion und die Bildung von Hydraten ermöglicht werden. Bei einer Ansammlung von festen Hydraten besteht die Gefahr

von Verstopfungen und Beschädigungen der Pipelineperipherie (z.B. Ventile etc.). Korrosionsgefahr besteht zum einen durch die Bildung von Kohlensäure und in Verbindung mit anderen Bestandteilen (z.B.  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ). Besonders nachteilig ist die Bildung von (freiem) Wasser, da hierdurch die Korrosionsgefahr extrem steigt. Der dem Pipelinetransport vorgelagerte Prozessschritt der Entfeuchtung besitzt daher allergrößte Relevanz. So wird bei den derzeit in den USA betriebenen  $\text{CO}_2$ -Pipelines der Wassergehalt des Gasgemisches vor der Einspeisung kontinuierlich gemessen. Bei Überschreiten des Grenzwertes wird das Gasgemisch nicht in die Pipeline eingeleitet, um einer Schädigung der Pipelinekomponenten vorzubeugen [Eldevik et al. 2009].

Ein zu hoher Wasserstoffanteil (nur bei Pre-Combustion zu erwarten) ist generell unerwünscht, da er die Energieeffizienz des Gesamtprozesses reduziert. Darüber hinaus besteht die Gefahr, dass die Eigenschaften des Pipelinematerials (Kohlenstoffstähle) z.B. durch Versprödung negativ beeinflusst werden. Ebenso unerwünscht ist Sauerstoff als Verunreinigungs-komponente (betrifft im Wesentlichen das Oxyfuel-Verfahren), da es in Verbindung mit Wasser oxidierende Reaktionen beschleunigen kann, die zu Korrosionsschäden führen können. Darüber hinaus ist anzumerken, dass je nach Druck, Temperatur und Verunreinigungsbestandteil die zuvor beschriebenen Effekte in unterschiedlichem Ausmaß auftreten können [Doctor, 2000, Gale & Davison, 2004, Visser et al., 2007].

Aufgrund der hohen mit einer MEA-Wäsche erzielbaren Reinheiten ist der Verunreinigungsanteil des Gasgemisches sehr gering. Die nachfolgende Einschätzung möglicher Transportrisiken konzentriert sich lediglich auf die Freisetzung von Kohlendioxid sowie dessen Gefährdungspotenzial.

### **Lecküberwachung**

Nach der Rohrfernleitungsverordnung (TRFL) müssen Flüssigkeits- und Gaspipelines mit geeigneten Einrichtungen zur Erkennung und Ortung von Lecks ausgerüstet sein, speziell mit:

1. zwei unabhängigen, kontinuierlich arbeitenden Systemen zur Leckerkennung bei stationärem Betrieb,
2. einem System zur Leckerkennung auch bei instationärem Betrieb,
3. einem System zur Leckerkennung während Förderpausen,
4. einem System zur Erkennung von schleichenden Lecks, und
5. einem System zur schnellen Leckortung.

Nach dem Stand der Technik werden zur Leckerkennung von Flüssigkeits- und Gaspipelines überwiegend Verfahren zur Bilanzierung von Volumina oder Massen

verwendet. Bei der Leckortung kommt häufig das Verfahren „negative Druckwelle“ zum Einsatz. Tritt ein hinreichend spontanes und großes Leck auf, so breitet sich zu beiden Seiten hin eine negative, d.h. zeitlich abfallende Druckwelle näherungsweise mit Schallgeschwindigkeit aus. Mit dynamischen Druckmesssystemen (z.B. am Ein- und Auslass der Pipeline) bestimmt man die Zeitpunkte, zu denen die Druckwelle den Ein- bzw. Auslass erreicht. Hierüber lässt sich dann der Leckort ermitteln [Geiger, 2002].

Für instationäre Betriebszustände, bei denen die oben beschriebenen Verfahren nicht zuverlässig arbeiten, können modellgestützte Verfahren eingesetzt werden, die Störeffekte bei instationären Betriebszuständen kompensieren.

### **Wartungsmaßnahmen**

Als Teil des Instandhaltungsprozesses und um die Sicherheit von Pipelines zu gewährleisten, ist es heute üblich neben Reinigungsmolchen sogenannte intelligente Molche einzusetzen, die während des laufenden Betriebs in den Leitungen selbstständig Messdaten u.a. zu Wanddickenschwächungen aufgrund von Korrosionen oder zu Riefen und Rissen aufzeichnen. Dabei kommen verschiedene Verfahren der zerstörungsfreien Werkstoffprüfung zum Einsatz, etwa magnetischer Streufluss, Wirbelstrom oder Ultraschall. Diese Prüfgeräte werden rohrpostartig mit dem geförderten Medium durch die zu prüfende Leitung gepumpt und benötigen keinen eigenen Antrieb. Nach der Ausschleusung des Molches werden die aufgezeichneten Daten ausgewertet. Um den Molch in die Leitung ein- und auszubringen, sind Schleusvorrichtungen erforderlich [Barbian et al., 2007].

### **Absperrarmaturen**

Der Austritt von CO<sub>2</sub> aus gebrochenen oder gerissenen Pipelines kann durch die in regelmäßigen Abständen vorgesehenen *Absperrvorrichtungen* (Absperrstationen) begrenzt werden. Die üblichen Abstände betragen bei Erdgasleitungen 20 km. In [DOE, 2007] werden für die dort betrachteten CO<sub>2</sub>-Leitungen Abstände von 8 km genannt. Durch eine Verkürzung der Abstände insbesondere im Bereich nahegelegener Siedlungsräume kann das Leckagevolumen der einzelnen Sektionen weiter reduziert werden; allerdings ist das durch die Absperrstationen verursachte zusätzliche Leckagerisiko zu betrachten [Kaufmann, 2008]. Bei einer sektionalen Absperrung tritt im Wesentlichen nur das in diesem Abschnitt vorhandene Gas aus. Voraussetzung hierfür ist die Installation hocheffizienter und zuverlässiger Leckerkennungs- und Leck-Lokalisierungssysteme.

### **Riss-Stopper zur Begrenzung der Rissausbreitung**

Zur Schadensminimierung beim Versagen von hochbeanspruchten Pipelines werden vermehrt *Riss-Stopper* (Crack Arrestors) eingesetzt, bei denen es sich um Faserverbundwerkstoffe handelt, die in regelmäßigen Abständen (z. B. 300 m) um die Rohrleitung gewickelt werden. Das Aufplatzen von Leitungen über größere Abschnitte lässt sich damit wirkungsvoll vermeiden.

### **Überwachung der Pipelinetrasse (Begehen, Überfliegen)**

Kleinere CO<sub>2</sub>-Leckagen sind messtechnisch nur schwer oder kaum zu erfassen. Sie können aber durch *Trassengänger* entdeckt werden. Zum Schutz gegen externe Beschädigungen werden z. B. Erdöl- und Erdgasleitungen durch Trassengänger und/oder regelmäßige Überwachungsflüge beobachtet. Die *visuelle Überwachung* aus der Luft ist eine bei Erdöl- und Erdgasleitungen vom Gesetzgeber geforderte Ergänzung zur Überwachung am Boden: Aus der Luft lassen sich auch minimale Lecks durch etwaige Bodenverfärbungen erkennen, die am Boden selbst gar nicht auffallen würden [Hanseatic, 2010].

### **Sicherheitsabstand**

Die Technische Regel für Rohrfernleitungsanlagen (TRFL) fordert einen Sicherheitsabstand zu einer Pipeline von bis zu 5 m beidseits der Leitung. Der Sicherheitsabstand dient in erster Linie dem Schutz der Trasse vor Einwirkungen von Außen. Er ist nicht geeignet, Aussagen darüber zu treffen, ob schutzbedürftige Gebiete hinreichend vor schädlichen Umweltauswirkungen geschützt sind [BAM, 2007]. Andererseits schützt er auch nicht die bestehenden Rohrfernleitungen vor zukünftigen Bauentwicklungen. In diesem Zusammenhang wird in [BAM, 2007] die Frage aufgeworfen, ob der geforderte Sicherheitsabstand von 5 m zu einer unterirdisch verlegten Pipeline in allen Fällen ausreichend ist.

Die Prüfung der Pipeline durch unabhängige Sachverständige erfolgt vor der Inbetriebnahme, regelmäßig alle 2 Jahre, nach größeren Änderungen sowie nach Unfällen [BAM, 2007].

### **Vermeidung von Schäden durch Dritte**

Schäden durch Dritte sind die häufigste Schadensursache an Pipelines. Im Falle geplanter Baumaßnahmen in der Nähe von Pipelines sollten alle potentiell vom Bauvorhaben betroffene Pipeline-Betreiber informiert werden. Dies erfolgt in einigen Bundesländern (NRW, Niedersachsen, Schleswig-Holstein) über das ALIZ-Datenbanksystem, aus der aktuelle Auskünfte über das Leitungsnetz abgefragt werden



können. Schäden durch illegale Baumaßnahmen können damit nicht verhindert werden [BAM, 2007].

### *III.3.5 Bewertung der Transportrisiken*

Bereits in [IPCC, 2005] wird auf das prinzipielle Risiko eines CO<sub>2</sub>-Pipelinetransports hingewiesen. Insbesondere wird auf ein erhöhtes Risiko hingewiesen, wenn Pipelines durch dicht besiedelte Gebiete verlaufen. Desweiteren wird am Beispiel der bestehenden Erdgaspipelines versucht, Analogien zu CO<sub>2</sub>-Pipelines zu ziehen.

In den vergangenen Jahren ist eine Zunahme von Studien [Koornneef et al., 2009, IEA GHG, 2009, Eldevik et al., 2009, McGillivray & Wilday 2009] zu beobachten, die sich mit der Bewertung von Transportrisiken von CO<sub>2</sub> beschäftigen. Dies unterstreicht insbesondere die Aktualität dieses Themas. Die Bandbreite der behandelten Themen reicht hierbei von der Analyse möglicher Fehlerursachen, Maßnahmen zur Schadensvermeidung bis hin zur quantitativen Abschätzung (QRA: Quantitative Risk Assessment) möglicher Risiken, bei der verschiedene Schadensszenarien angenommen und analysiert werden. Mit QRA-Analysen wird versucht, ausgehend von einem definierten Schadensereignis mögliche Risiken in unmittelbarer Nähe der Schadenstelle mit Hilfe von Ausbreitungsmodellen und unter Annahme unterschiedlichster Parameter (z.B. Meteorologie, Riss/Loch etc.) abzuschätzen. [Koornneef et al. 2009] stellen fest, dass zwar eine Vielzahl von QRA-Analysen durchgeführt wurde, jedoch kein einheitlicher Konsens hinsichtlich der Risikoeinschätzung von CO<sub>2</sub>-Transport besteht.

Im Rahmen einer Studie, die von der Internationalen Energieagentur im Rahmen des Implementing Agreements Greenhouse Gas R&D in Auftrag gegeben wurde, wurden im Rahmen von 4 Workshops Expertenbefragungen zur Risikobewertung durchgeführt. Die Workshops umfassten die Definition der Prozessketten (Abscheidung, Transport, Injektion am Speicherstandort) für unterschiedliche Technikrouten in Form von Flow sheets, die Definition von Schadensereignissen und deren Konsequenzen sowie die Identifikation der sensitivsten Komponenten der Prozesskette. Ausgehend von möglichen Schäden (Explosion, Feuer, CO<sub>2</sub>-Austritt) wurden einzelne Ablaufschemata erstellt, die sowohl die Schadenereignisse, Möglichkeiten der Vermeidung sowie Optionen der Schadensbegrenzung aufzeigen. Es wird von der IEA empfohlen, im Sinne einer Risikominimierung die erarbeiteten Ergebnisse als Leitfaden für zukünftige CCS-Projekte zu benutzen.

In einigen Europäischen Staaten werden im Bereich der Raum- und Flächenplanung risikobasierte Bewertungsverfahren eingesetzt. Die Anwendung eines Risikoansatzes setzt akzeptierte Risikogrenzwerte voraus, die im Gegensatz zu Deutschland z.B. in Großbritannien für das Individualrisiko ( $10^{-5}/a - 3 \times 10^{-7}/a$ ) zur Verfügung stehen [DNV, 2005]. In Deutschland wird statt eines risikobasierten Bewertungsansatzes ein deterministischer Bewertungsansatz („Dennoch-Störfälle“) nach der Störfall-

Verordnung verfolgt [Uth, 2009]. Die in der europäischen SEVESO-II-Richtlinie für die Ansiedlung gefährlicher Industrieanlagen geforderten und deterministisch oder probabilistisch begründeten Abstandsempfehlungen gelten allerdings nicht für Pipelines.

Quantitative Risikoanalysen liefern der HSE (britisches Amt für Gesundheit und Sicherheit) die Grundlage zur Festlegung von Zonen, die die Basis für die Genehmigung und Errichtung einer Anlage bzw. für die Genehmigung von Bauvorhaben in der Umgebung von Anlagen bilden. Als Bewertungsmaßstab gilt die so genannte gefährliche Dosis (DTL) toxischer Substanzen. Diese Dosis führt nicht notwendigerweise zum Tode und liegt vor, wenn durch ein Ereignis die folgenden Schadensfolgen mindestens zu verzeichnen sind [DNV, 2005]:

- Erhebliche Unruhe in der Bevölkerung
- Große Zahl von Menschen wird verletzt und bedürfen ärztlicher Hilfe
- Einige Menschen sind schwer verletzt und bedürfen stationärer Behandlung
- Einige Todesfälle (etwa 1 %)

### **Risikoabschätzung von CO<sub>2</sub>-Freisetzungen**

In [McGillivray & Wilday, 2009] werden nach dem Ansatz der HSE die Risiken von CO<sub>2</sub>- und Erdgas-Pipelines abgeschätzt und verglichen. Für das probabilistische Bewertungsverfahren wurden verschiedene Parameter verwendet, um die Vielfalt der möglichen Ereignisse, einschließlich der Expositionsorte, Wetterbedingungen und Leckgrößen zu modellieren.

Um ein breites Spektrum an Freisetzungen abzudecken, wurden neben dem Bruch der Leitung Lecks mit Größen von 150 mm und 50 mm Durchmesser betrachtet. Da Lecks über den gesamten Umfang der Rohrleitung auftreten können, wird zwischen nach unten und oben gerichteter Freisetzung unterschieden. Der nach oben gerichtete Leckstrahl wird als ungehemmt, der nach unten gerichtete als gehemmt berücksichtigt.

Die meteorologischen Bedingungen zum Zeitpunkt der Freisetzung beeinflussen das Ausbreitungsverhalten und die potentiellen Gefahren. Es wurden daher zwei Wetterbedingungen (D5 und F2) im Verhältnis 0,8 zu 0,2 betrachtet. Am gefährlichsten ist die F2-Wetterlage. Sie repräsentiert worst-case Wetterkonditionen mit Schwachwinden von 2 m/s und nächtlichen bodennahen Inversions-Wetterlagen mit Nebel. D5 repräsentiert typische Wetterlagen mit instabilen atmosphärischen Bedingungen und Windgeschwindigkeiten von 5 m/s. Sie führt vor allem bei kleineren Freisetzungen zu einer schnelleren Durchmischung und Dispersion der Freisetzungen und reduziert dadurch die potentiellen Gefahren [DOE, 2007].

Für die Bestimmung des Individualrisikos ist außerdem der Abstand der Rohrleitung zu Wohngebieten von Bedeutung. Die CO<sub>2</sub>-Dosis, die von Einzelpersonen empfangen wird, hängt zudem davon ab, ob diese sich innerhalb oder außerhalb von Gebäuden befinden. Der Aufenthalt in Gebäuden wird für den Tag mit 90 % und für die Nacht mit 99 % angesetzt.

Die Abbildung III.5 zeigt die 20 verschiedenen Störfallszenarien, die für die drei Pipeline-Versagenskategorien modelliert wurden.

**Abbildung III.5: Betrachtete Störfallszenarien**

Pipeline-versagen	CO <sub>2</sub> -Ausströmung ungehemmt/gehemmt	Schwachwind-wetterlage D5/F2	Aufenthalt außerhalb/innerhalb von Gebäuden	Sze-nario:	Gefährdungs-bereich (m)	
					Länge	1/2-Weite
3,4E-8/m x a (Bruch)	1 ungehemmt	0,8 (D5, Tag)	0,1 (außen)	1	142	8,6
			0,9 (innen)	2	115	6,4
			0,01 (außen)	3	138	21
			0,2 (F2, Nacht)	4	106	12
			0,99 (innen)	5	18	0,4
4,6E-8/m x a (großes Leck)	0,4 aufwärts = ungehemmt	0,2		6	16	0,4
				7	17	0,4
				8	14	0,4
				9	149	10
				10	122	7,5
	0,6 abwärts = gehemmt	0,2		11	138	17
				12	101	9,7
				13	6,3	0,1
				14	5,5	0,1
				15	6,8	0,2
2,8E-7/m x a (kleines Leck)				16	5,4	0,1
				17	43	1,9
				18	33	1,3
				19	56	8,1
				20	37	3,2

Quelle: eigene Darstellung, angelehnt an [McGillivray & Wilday, 2009] IEF-STE 2010

Die berücksichtigten Versagenshäufigkeiten wurden aus Statistiken für typische Erdgas-Pipelines mit Betriebsdrücken von 32 bar bzw. 15 bar errechnet. Die Ergebnisse für pinhole und small leaks wurden zu einem Wert für kleine Lecks zusammengefasst. Tabelle III.11 zeigt die in der Analyse verwendeten Versagenshäufigkeiten. Die Werte für Brüche und kleinere Lecks unterscheiden sich von den oben genannten, aus Betriebserfahrungen mit CO<sub>2</sub>-Pipelines abgeleiteten Werten um weniger als den Faktor 2.

**Tabelle III.11: Versagensraten von Erdgas-Pipelines**

Pipelinefehler	Eintrittshäufigkeit
Bruch	$3,39 \times 10^{-8} / \text{m} \cdot \text{a}$
Großes Leck (15 cm)	$4,65 \times 10^{-8} / \text{m} \cdot \text{a}$
Kleines Leck (5 cm)	$2,87 \times 10^{-7} / \text{m} \cdot \text{a}$

Quelle: nach [McGillivray &amp; Wilday, 2009]

IEF-STE 2010

**Toxikologische Belastung**

Um die Auswirkungen toxischer Substanzen auf den Menschen abzuschätzen, wird üblicherweise die sogenannte „Probit“-Methode verwendet, die die allgemeine Form hat:  $Pr = -A + B \cdot \ln(c^n \cdot t)$ . Das Produkt  $c^n \cdot t$  gibt dabei die toxische Dosis oder Belastung der Substanz an, mit  $c$  = Konzentration der Substanz in der Luft und  $t$  = Expositionszeit. Die Stoffwerte  $A$ ,  $B$ ,  $n$  werden so gewählt, dass bei  $Pr = 2,67$  gerade 1 % und bei  $Pr = 5$  gerade 50 % der betroffenen Personen sterben, d.h., dass die Dosis-Wirkungs-Beziehung keine lineare Abhängigkeit aufweist.

**Tabelle III.12: Zusammenhang zwischen Expositionszeit und CO<sub>2</sub>-Konzentration**

Expositionszeit / Luftkonzentration für %-Letalität		
	1-5-% Letalität (SLOT)	50 % Letalität (SLOD)
60 min	63.000 ppm	84.000 ppm
30 min	69.000 ppm	92.000 ppm
20 min	72.000 ppm	96.000 ppm
10 min	79.000 ppm	105.000 ppm
5 min	86.000 ppm	115.000 ppm
1 min	105.000 ppm	140.000 ppm

Quelle: nach [Harper, 2010]

IEF-STE 2010

Für CO<sub>2</sub> liegen noch keine genormten Expositions-Schwellwerte und einheitlichen Dosis-Wirkungs-Beziehungen vor. Von [McGillivray & Wilday, 2009] wurde für das Konsequenz-Modell PHAST folgende Probit-Funktion gewählt:  $Pr = -63,3 + \ln(c^8 \cdot t)$ . Die Tabelle III.12 zeigt den berücksichtigten Zusammenhang zwischen Expositionszeit und Luftkonzentration für die Toxizitätslevel SLOT (Specified Level of Toxicity) und SLOD (Significant Likelihood of Death). Ersteres gilt für eine Mortalitätsrate von 1-5 %, letzteres für eine Mortalitätsrate von 50 % der betroffenen Population.

## Abschätzung der Gefährdungsbereiche

Um das Risiko der betrachteten CO<sub>2</sub>-Freisetzungsszenarien (s. Abbildung III.5) bestimmen zu können, wurden mit Hilfe des Konsequenz-Modells PHAST die Gefährdungsbereiche für beide Toxizitätslevel ermittelt. Die Abbildung III.5 zeigt die Ergebnisse dieser Berechnungen für das SLOT-Toxizitätslevel.

Die Längsausdehnung der Gefährdungsbereiche liegt bei den meisten Szenarien deutlich unter 100 m. Die seitliche Ausdehnung ist in allen Fällen erheblich geringer. Relativ hohe Ausdehnungen liefern die Szenarien 1-4 (Bruch der CO<sub>2</sub>-Leitung) und 9-12 (großes Leck). Den größten Gefährdungsbereich erzeugt Szenario 3, das den Bruch der Leitung, die Wetterkategorie F2 (nachts) und die Exposition außerhalb von Gebäuden beinhaltet. Die kleinsten Gefährdungsbereiche werden für aufwärts gerichtete Jet-Strömungen ermittelt (Szenarien 5-8 und 13-16). Die Gefährdungsbereiche für das SLOD-Toxizitätslevel sind insgesamt kleiner.

Die ermittelten Gefährdungsbereiche sowie weitere, in Abbildung III.5 aufgeführte Parameter sind die Eingangsgrößen für das Programm TPRAM (Toxic Pipeline Risk Assessment Method), mit dessen Hilfe das Risiko der CO<sub>2</sub>-Freisetzungen berechnet wird. Es liefert die Eintrittshäufigkeit einer gefährlichen CO<sub>2</sub>-Freisetzungsdosis in bestimmten Abständen zur Pipeline.

## Risikozonen

Die Ergebnisse solcher Risikoabschätzungen werden in Großbritannien für die Einteilung von Risikozonen (innere, mittlere, äußere Zone) genutzt, die die Basis für die Genehmigung zur Errichtung einer Anlage (hier Pipeline) bzw. für die Genehmigung von Bauvorhaben in der Umgebung von Anlagen bilden. Die innere Zone kennzeichnet ein individuelles Risiko von  $1 \times 10^{-5}/a$ , die mittlere Zone eines von  $1 \times 10^{-6}/a$  und die äußere Zone eines von  $3 \times 10^{-7}/a$ , jeweils für das SLOT-Toxizitätslevel. Durch Kombination dieser 3 Zonen mit 4 Verletzlichkeitsklassen (sensitivity level) erhält man eine Entscheidungsmatrix, auf deren Basis die HSE ihre Empfehlung für Bauvorhaben abgibt. Die Verletzlichkeitsklassen tragen der Zahl und der Schutzbedürftigkeit der betroffenen Personen Rechnung. Bei Wohnsiedlungen sind für die innere Zone 25 Personen zulässig und für die mittlere Zone 75. Für die äußere Zone sind keine Einschränkungen vorgesehen.

Die Berechnungen für das SLOT-Toxizitätslevel zeigen, dass der Risikogrenzwert ( $1 \times 10^{-5}/a$ ) für die Implementierung einer inneren Zone nicht erreicht wird. Der Grenzwert für die mittlere Zone ( $1 \times 10^{-6}/a$ ) würde wie die Tabelle III.13 zeigt, nach 20 m, der für die äußere Zone ( $3 \times 10^{-7}/a$ ) nach 70 m unterschritten.

**Tabelle III.13: Distanzen der spezifizierten Risikozonen**

Zone	Grenzwert für Individual-Risiko	Distanzen der Risikozonen	
		SLOT Tox-Level	SLOD Tox-Level
Innere	$10^{-5}/a$	-	-
Mittlere	$10^{-6}/a$	20 m	19 m
Äußere	$0,3 \times 10^{-6}/a$	70 m	65 m

Quelle: eigene Darstellung nach [McGillivray & Wilday, 2009]

IEF-STE 2010

Die Analysen von [McGillivray & Wilday, 2009] wurden allerdings für niedrigere Drücke (15 bzw. 32 bar) durchgeführt, als für den Betrieb von CO<sub>2</sub>-Pipelines vorgesehen ist. Der Grund hierfür waren Unsicherheiten bei der Modellierung von überkritischem CO<sub>2</sub> (>74 bar), da die Ausbildung von Feststoffen nicht korrekt modelliert werden konnte. Für den Pipeline-Betrieb mit überkritischem CO<sub>2</sub> werden daher größere Gefährdungsbereiche und demzufolge auch größere Risiken erwartet [McGillivray & Wilday, 2009].

### Risikoabschätzung durch DOE

In [DOE, 2007] werden Risikountersuchungen für verschieden große CO<sub>2</sub>-Pipelines (325 – 490 mm Durchmesser, mit bis zu 100 km Länge) durchgeführt. Der Betriebsdruck wurde mit 150 bar, die sektionale Absperrung mit 8 km Länge berücksichtigt. In den Leitungsabschnitten befinden sich zwischen 723 und 1.290 t CO<sub>2</sub>. Bei Brüchen schwankt die Leckrate wegen der unterschiedlichen Leitungsquerschnitte zwischen 3.500 und 7.950 kg/s; bei Leckgrößen von 0,0019 m<sup>2</sup> beträgt sie lediglich 81,4 kg/s. Daraus ergeben sich für Brüche Ausströmzeiten von 162 s, für das Leck Zeiten zwischen 7.000 s (723.100 kg) und 15.800 s (1.290.000 kg).

Bei der schnellen Expansion des unter hohem Druck stehenden CO<sub>2</sub> kann sich durch die Temperatur- und Druckabnahme festes CO<sub>2</sub> bilden. Dessen Anteil wurde zu 26 % abgeschätzt. Das Rechenmodell SLAB, das die Dispersion von Gasen simuliert, die schwerer sind als Luft, kann die Umsetzung von festem CO<sub>2</sub> nicht abbilden. Den CO<sub>2</sub>-Ausbreitungsrechnungen wurde daher nur ein Anteil von 74 % des freigesetzten Volumens als Eingangsgröße zugrunde gelegt. Es wurden wie in [HSE, 2009] die Wetterbedingungen D5 und F2 berücksichtigt.

Mit Hilfe der Ausbreitungsrechnungen wurden die Abstände ermittelt, bis zu denen CO<sub>2</sub>-Konzentrationen von 30.000, 40.000, 60.000 und 70.000 ppmv bei Brüchen oder Lecks erreicht werden. Die beiden ersten Niveaus verursachen nur milde oder

vorübergehende gesundheitliche Auswirkungen, letzteres wird bis zu einer Expositionszeit von 3 min als lebensbedrohend, danach als tödlich eingestuft.

Auf der Basis von online verfügbaren Betriebserfahrungen mit CO<sub>2</sub>-Pipelines im Zeitraum 1994 – 2006 wurden für die Versagenskategorien 'Bruch' und 'Leck' Eintrittsraten von  $5,92 \cdot 10^{-5}$  pro Rohrkilometer und Jahr bzw. von  $1,18 \cdot 10^{-4}$  / (km a) ermittelt.

Die Tabelle III.14 zeigt die wesentlichen Analyseergebnisse für die größte der betrachteten CO<sub>2</sub>-Pipelines (490 mm Durchmesser). Lebensbedrohliche CO<sub>2</sub>-Konzentrationen von 70.000 ppmv reichen bei Brüchen der Pipeline bis zu einer Entfernung von 66 m und bei dem betrachteten Leck bis zu 35 m. Die Distanzen sind Maximalwerte, die für ungünstige Wetterverhältnisse gelten (F2-Wetterkondition).

**Tabelle III.14: Abschätzung von CO<sub>2</sub>-Pipeline-Risiken durch DOE**

Pipeline-Fehler <sup>1)</sup> (Leckgröße, Ausströmdauer)	Häufigkeit pro km x a	Gefährdungsbereich (70.000 ppmv CO <sub>2</sub> )
Bruch (0,189 m <sup>2</sup> , Minuten)	$5,92 \times 10^{-5}$	66 m
Leck (0,0019 m <sup>2</sup> , Stunden)	$1,18 \times 10^{-4}$	35 m
1) CO <sub>2</sub> -Inventar: 1.290 t (8 km Leitungsabschnitt, 490 mm Durchmesser)		

Quelle: eigene Darstellung nach [DOE, 2007]

IEF-STE 2010

### III.3.6 Kategorisierung der technischen Risiken

Die technischen Risiken des CO<sub>2</sub>-Transports betreffen in erster Linie das Versagen der Einschlussfunktion der Pipeline, dass zu ungewollten CO<sub>2</sub>-Freisetzungen in die Umgebung führt und in der näheren Umgebung des Leckortes Mensch, Flora und Fauna gefährden kann. Die Freisetzungen können von geringfügigen Leckagen bis zu plötzlichen massiven Freisetzungen reichen und durch Undichtigkeiten, Wartungsfehler, Lecks oder Brüche verursacht werden. Das Schadensausmaß hängt von der Höhe und Ausdehnung der CO<sub>2</sub>-Konzentration ab. Konzentrationen von 7 % werden in [DOE, 2007] bereits als lebensbedrohend eingestuft, andere Quelle weisen 7-10 Vol-% aus. Die Größe des gefährdeten Bereichs hängt von der austretenden CO<sub>2</sub>-Menge, der Freisetzungsrate und den Wetterbedingungen ab. Die größten Bereiche ergeben sich bei sehr schnellen Freisetzungen nach Brüchen und stabilen Wetterlagen mit niedrigen Windgeschwindigkeiten (F2-Wetterlage).

In [DOE, 2007] werden CO<sub>2</sub>-Konzentration von 7 Vol-% bis zu einer Entfernung von 66 m ausgewiesen. Dieser Wert gilt für eine Pipeline von 490 mm Durchmesser mit einer Abschnittslänge von 8 km. Die daraus resultierende CO<sub>2</sub>-Menge von 1.290 t

CO<sub>2</sub> wird innerhalb von etwa 3 min freigesetzt. Bei einer Pipeline von 1000 mm Durchmesser erhöht sich die Freisetzungsmenge auf gut 5.300 t.

Die technischen Risiken des CO<sub>2</sub>-Transports lassen sich durch folgende Störfallkategorien beschreiben:

- P1 Undichtigkeiten an Ventil- und Verdichterstationen
- P2 Sehr kleine Pipeline-Lecks (z.B. <2 cm Durchmesser)
- P3 Kleine Pipeline-Lecks (z.B. >5 cm Durchmesser)
- P4 Große Pipeline-Lecks (>15 cm Durchmesser)
- P5 Pipeline-Brüche (Pipeline-Querschnitt)
- P6 Pipeline-Lecks mit Versagen der automatischen Absperrung

In Tabelle III.15 werden die verschiedenen Störfallkategorien hinsichtlich ihrer möglichen Schadensfolgen und Eintrittshäufigkeiten qualitativ bewertet. Hierzu wird das Schadensmerkmal 'Reichweite kritischer CO<sub>2</sub>-Konzentration' einer von vier Schadensradien ('groß', 'mittel', 'gering', 'sehr gering') und die voraussichtliche Eintrittshäufigkeit der Störfallkategorie einer von vier Häufigkeitsklassen ('hoch', 'mittel', 'klein', 'extrem klein') zugeordnet. Es wurde folgendes Klassifizierungsschema gewählt:

- Häufigkeiten: 'Hoch':  $\geq 1x$  pro Pipeline-Betriebsjahr, 'Mittel':  $\geq 1$  pro Pipeline-Einsatzdauer (50 Jahre), 'Klein':  $<1x$  pro Pipeline-Einsatzdauer, 'Extrem klein':  $<1x$  pro Pipelinenetz und Einsatzdauer.
- Reichweiten: 'Sehr gering':  $<<40$  m, 'Gering':  $<40$  m, 'Mittel': 40 bis 120 m, 'Groß':  $>120$  m
- Ausströmdauer: 'Groß': viele Stunden, 'Mittel': wenige Stunden, 'Gering': wenige Minuten.

Die Schadensfolgen der Störfallkategorie P1 (Undichtigkeiten an Ventil- und Verdichterstationen) können als gering eingestuft werden. Mit ihrem Auftreten muss bei etwa 60 Ventilstationen pro 500 km Pipelinelänge einige Male während der 50-jährigen Betriebsphase gerechnet werden. Ihre jährliche Eintrittshäufigkeit wird daher als Mittel eingestuft.

Mit Blick auf die Ergebnisse in [HSE, 2009] sind auch für die Störfallkategorie P2 (sehr kleine Pipeline-Lecks,  $<2$  cm) nur geringe Auswirkungen und Gefährdungsradien zu erwarten. Als Leckhäufigkeit wird der in [EGIG, 2008] für Erdgas-Pipelines ermittelte Wert von  $1,9 \times 10^{-4}$  pro Pipelinekilometer und Jahr angesetzt. Für eine unterstellte durchschnittliche Pipelinelänge von 500 km ergibt sich pro Betriebsjahr eine Eintrittshäufigkeit von 0,095, d.h. etwa einmal in 10 Betriebsjahren muss mit dem



Auftreten der Kategorie 2 gerechnet werden. Die jährliche Eintrittshäufigkeit wird daher als Mittel eingestuft.

Bereits bei Lecks der Kategorie P3 (kleine Lecks, >5 cm) können unter ungünstigen Bedingungen (z.B. Wetter) lebensbedrohliche CO<sub>2</sub>-Konzentrationen (ca. 7 %) in nennenswerter Entfernung vom Leckort auftreten. In [DOE, 2007] wurden bis zu 35 m ermittelt, in [HSE, 2009] bis zu 56 m, bei allerdings sehr geringer seitlicher Ausdehnung des Gefährdungsbereichs. Die Leckhäufigkeit ist mit der sehr kleiner Lecks vergleichbar [HSE, 2008:  $2,8 \times 10^{-4}/\text{km a}$ ). Die jährliche Eintrittshäufigkeit der Kategorie P3 wird daher ebenfalls als Mittel eingestuft.

**Tabelle III.15: Kategorisierung der Transportrisiken**

Pipeline-Störfallkategorie	Häufigkeit pro Jahr	Ausströmdauer	Reichweite kritischer CO <sub>2</sub> -Konzentration
<b>P1:</b> Ventil-Leckage	Mittel	Groß	Sehr gering
<b>P2:</b> Sehr kleines Leck (<2 cm)	Mittel	Groß	Gering
<b>P3:</b> Kleines Leck (>5 cm)	Mittel	Groß	Mittel
<b>P4:</b> Großes Leck (>15 cm)	Klein	Mittel	Groß
<b>P5:</b> Bruch (1 F-Bruch)	Klein	Gering	Groß
<b>P6:</b> Bruch + Absperrversagen	Extrem klein	Gering	Groß

Quelle: eigene Darstellung

IEF-STE 2010

Größere Gefahren gehen von Lecks der Kategorie P4 (Große Pipeline-Lecks) aus. In [HSE, 2008] wurden gesundheitsrelevante CO<sub>2</sub>-Konzentrationen bis etwa 150 m ermittelt. Bei günstigen Bedingungen (Jet-Strömung) reduzieren sich die Entfernungen um etwa den Faktor 8 (s. Abbildung III.5). Die Eintrittshäufigkeit der Kategorie P4 wird als klein eingestuft. Dieser Einstufung liegt die in [HSE, 2009] für große Lecks angesetzte Eintrittshäufigkeit von  $4,6 \times 10^{-5}/(\text{km a})$  zugrunde.

Das relativ größte Risiko ergibt sich für die Störfallkategorie P5 (Pipeline-Bruch), da selbst bei günstigen Störfallbedingungen lebensbedrohliche CO<sub>2</sub>-Konzentrationen in nennenswerter Entfernung vom Leckort auftreten können. [HSE 2009] weist diesbezüglich eine Entfernung von gut 100 m aus, ansonsten bis ca. 140 m (s. Abbildung III.5). [DOE 2007] ermittelt dagegen nur eine Entfernung von maximal 66 m (Tabelle III.14). Basierend auf den oben genannten Häufigkeiten für Brüche ( $5,9 \times 10^{-5}$  -  $3,4 \times 10^{-5}/\text{km a}$ ) wird die Eintrittshäufigkeit der Kategorie P5 als 'klein' eingestuft.

Als worst-case Fall (P6) ist die Kombination aus Bruch der Pipeline und Absperrversagen des betroffenen Abschnitts anzusehen. Dadurch kann das CO<sub>2</sub> des benachbarten Rohrleitungsabschnitts ebenfalls ausströmen und eine Ausdehnung des Gefährdungsbereichs zur Folge haben. Die Eintrittshäufigkeit einer solchen Störfallkombination wird allerdings als 'extrem klein' eingestuft und die Störfallkategorie damit als nicht risikorelevant bewertet.

**Abbildung III.6: Risikomatrix für CO<sub>2</sub>-Transport-Risiken**

Matrix zur Einstufung der CO <sub>2</sub> -Transportrisiken (Pipeline-Transport)				
Häufigkeitsklasse: → Schadenklasse: ↓	4: Sehr klein (< 1 pro Netz- Lebensdauer)	3: Klein (< 1x pro P- Lebensdauer)	2: Mittel (≥ 1x pro P- Lebensdauer)	1: Hoch (≥ 1x pro P- Betriebsjahr)
1: Groß (große Reichweite kritischer CO <sub>2</sub> - Konzentrationen)	<u>Risikofeld 13</u> (Unbedeutend) <b>P6</b>	<u>Risikofeld 9</u> (Mittl. Risiko) <b>P4, P5</b>	<u>Risikofeld 5</u> (Hohes Risiko)	<u>Risikofeld 1</u> (Hohes Risiko)
2: Mittel (mittlere Reichweite kritischer CO <sub>2</sub> - Konzentrationen)	<u>Risikofeld 14</u> (Unbedeutend)	<u>Risikofeld 10</u> (Gering. Risiko)	<u>Risikofeld 6</u> (Mittl. Risiko) <b>P3</b>	<u>Risikofeld 2</u> (Hohes Risiko)
3: Gering (geringe Reichweite kritischer CO <sub>2</sub> - Konzentrationen)	<u>Risikofeld 15</u> (Unbedeutend)	<u>Risikofeld 11</u> (Unbedeutend)	<u>Risikofeld 7</u> (Gering. Risiko) <b>P2</b>	<u>Risikofeld 3</u> (Mittl. Risiko)
4: Sehr gering (sehr geringe Reich- weite kritischer CO <sub>2</sub> - Konzentrationen)	<u>Risikofeld 16</u> (Unbedeutend)	<u>Risikofeld 12</u> (Unbedeutend)	<u>Risikofeld 8</u> (Unbedeutend) <b>P1</b>	<u>Risikofeld 4</u> (Gering. Risiko)

Quelle: eigene Bewertung

IEF-STE 2010

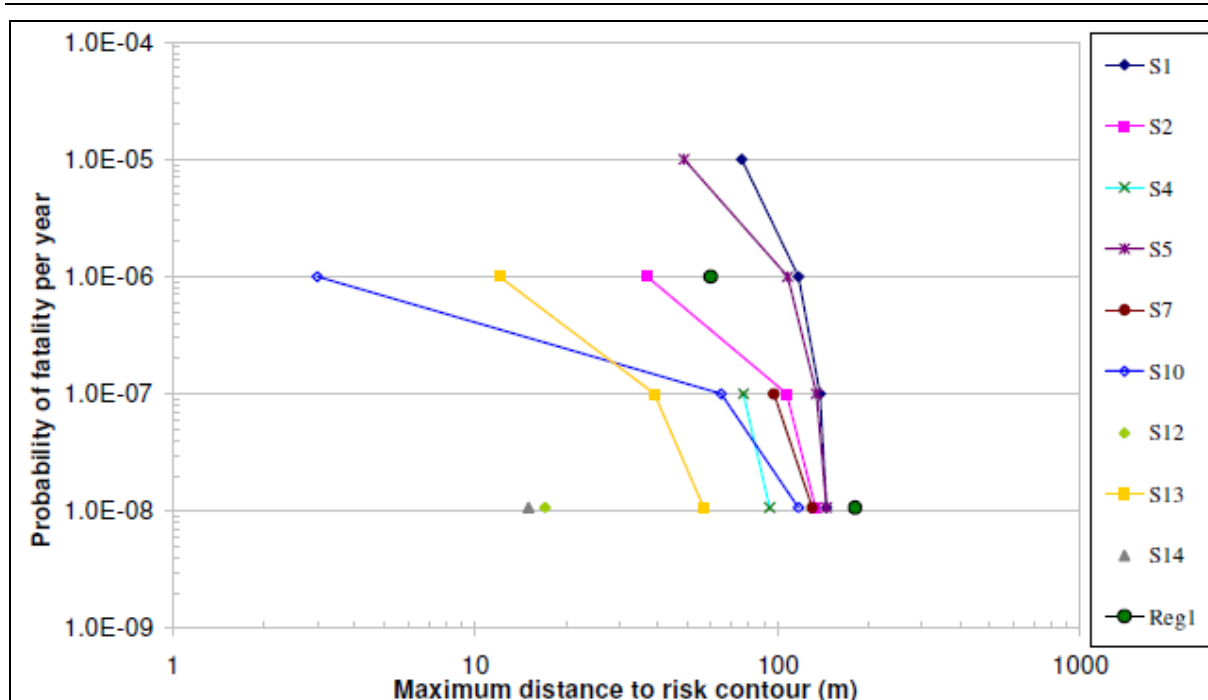
Mit Hilfe der in Abbildung III.6 dargestellten Risikomatrix kann durch Verknüpfung der zuvor spezifizierten Häufigkeits- und Schadensklassen eine grobe Risikoeinordnung der CO<sub>2</sub>-Transportrisiken vorgenommen werden. Wie die Abbildung zeigt, entfällt bei der vorgenommenen Klassifizierung und Bewertung keine der 6 betrachteten Störfallkategorien auf eines der als kritisch eingestuftes Risikofelder 1, 2 und 5. Die Störfallkategorien P3, P4 und P5 wurden in die als vertretbar anzusehende 'mittlere' Risikoklasse eingestuft. Sie erfordern gegebenenfalls eine genauere Bewertung. Ein geringes Risiko stellt die Kategorie P2 (sehr kleine Lecks) dar, ein unbedeutendes die

Kategorie P1 (Ventilleckagen) und P6 (Kombination aus Leitungsbruch und Ab-sperrversagen). Letztere wegen der extrem kleinen Eintrittshäufigkeit.

### III.3.7 Unsicherheiten in der Bewertung

Die vorliegenden Risikoabschätzungen zum CO<sub>2</sub>-Pipelinetransport differieren in ihren Ergebnissen und Aussagen. Dies ist vor allem darauf zurückzuführen, dass noch eine Reihe von Unsicherheiten und Kenntnislücken bestehen, insbesondere in Bezug auf das Dispersionsverhalten von CO<sub>2</sub> und die Modellierung der Freisetzung von superkritischem CO<sub>2</sub>. Außerdem mangelt es an genormten Expositions-Schwellwerten und einheitlichen Dosis-Wirkungsbeziehungen. Diese Unsicherheiten und Kenntnislücken haben nach [Koorneef et al., 2009] einen großen Einfluss auf die Genauigkeit der Risikoabschätzung und führen bei den bislang durchgeführten Analysen zu Ergebnisabweichungen. Abbildung III.7 zeigt, welchen Einfluss die Variation verschiedener Parameter (z.B. Leckgröße, Dampfanteil, Freisetzungstyp, Fehlerrate, Probit Funktion) auf die Abschätzung des CO<sub>2</sub>-Pipelinerisikos hat. Es wurden insgesamt 14 Szenarien betrachtet (S1 – S14).

**Abbildung III.7: Vergleich der Szenarienergebnisse**



Quelle: [Koorneef et al., 2009]

IEF-STE 2010

Das S1-Szenario führt zu den größten Risikodistanzen, mit Werten von 117 m für ein Individualrisiko von  $1 \times 10^{-6}/a$  und 145 m für ein Risiko von  $1 \times 10^{-8}/a$ . Es beinhaltet einen Pipeline-Bruch mit einer Versagensrate von  $6,1 \times 10^{-4}/(km \ a)$ , eine unmittelbare CO<sub>2</sub>-Freisetzung mit einem Dampfanteil von 58 % und eine vermutlich konservative

Probit-Funktion ( $Pr = -63,3 + \ln(c^{5,2} \cdot t)$ ). Mit einer anderen, weniger konservativen Probit-Funktion (S4) ergeben sich entweder keine oder um ca. 50 m reduzierte Risikodistanzen.

## IV CO<sub>2</sub>-Emissionen und Abfälle der Prozesskette

Im Folgenden werden entlang der Prozesskette (Abscheidung und Transport) CO<sub>2</sub>-Emissionen sowie mögliche Abfälle diskutiert. Der Fokus der Analysen richtet sich hierbei auf die aminbasierte CO<sub>2</sub>-Wäsche sowie den Pipelinetransport.

### IV.1 Abscheidung

#### IV.1.1 CO<sub>2</sub> Emissionen

Derzeit werden für alle zuvor beschriebenen CCS-Technologierouten Abscheidegrade von etwa 90 % für möglich gehalten. Ein anderes Kriterium stellt die Reinheit des abgeschiedenen CO<sub>2</sub>-Volumenstroms dar. Gegenüber den anderen CO<sub>2</sub>-Abscheidetechniken besitzt das Post-Combustion-Verfahren eindeutige Vorteile. So lassen sich mit diesem Verfahren Reinheiten von über 99 % erreichen.

**Tabelle IV.1: Reinheiten und Abscheidegrade verschiedener Abscheidetechniken**

	Abscheidegrad	Reinheit
Post-Combustion	85 – 95%	> 99%
Oxyfuel	85 – 95%	95 - > 99%
Pre-Combustion	> 90%	97 – 99%

Quelle: [STE, 2010]

IEF-STE 2010

Es ist zu betonen, dass eine weitere Erhöhung von Abscheidegraden sowie Reinheiten nur mit einem zusätzlichen apparativen Aufwand (z.B. Kolonnenhöhen) erreicht werden kann. Vor diesem Hintergrund sind die in Tabelle IV.1 aufgelisteten Bandbreiten zu verstehen. Neben der technischen Machbarkeit ist die Umsetzung letztendlich eine Frage der Wirtschaftlichkeit.

#### IV.1.2 Amine und mögliche Folgeprodukte

Im Nachfolgenden wird auf der Basis von Literaturrecherchen eine Bewertung möglicher Auswirkungen durch die Freisetzung von Aminen sowie möglicher Folgeprodukte diskutiert. Emissionen wären in Form von Sprühverlusten denkbar. Demzufolge ist zum einen der mögliche Einfluss von Aminen zu diskutieren. Zum anderen ist anzunehmen, dass die emittierten Amine zu Folgeprodukten reagieren, die wiederum einen Einfluss auf die Umwelt oder den Menschen besitzen können. Auch dieser Effekt

wird im Nachfolgenden angesprochen. Die Basis der folgenden Ausführungen bilden hierbei aktuelle Studien, die vom norwegischen Forschungsinstitut NILU (Norsk institutt for luftforskning) initiiert und teilweise auch selber durchgeführt wurden. Im Rahmen dieser Studien [Nielsen et al., 2010] wurden vier verschiedene Aminflüssigkeiten hinsichtlich Toxizität sowie möglicher Auswirkungen auf das Ökosystem untersucht.

Es ist davon auszugehen, dass bei einer MEA-Wäsche sogenannte Sprühverluste entstehen, indem feine Tröpfchen der MEA-Flüssigkeit mit dem gereinigten Rauchgas mitgerissen werden. In aller Regel versucht man dies mit Hilfe apparativer Maßnahmen zu verhindern. Über die Höhe der dennoch in die Atmosphäre geleiteten MEA-Sprühverluste existieren derzeit keine belastbaren Informationen. Nach Untersuchungen von NILU ist davon auszugehen, dass die freigesetzte MEA-Lösung in der Atmosphäre weiterreagiert. Aufgrund photochemischer Oxidation vermutet man einen Einfluss auf die Ozon- und Aerosolbildung. Darüber hinaus wird davon ausgegangen, dass die MEA-Emissionen unter Umgebungsbedingungen z.B. zu Aldehyden, Nitraminen oder auch Nitrosaminen reagieren (degradieren) könnten und dies zu einer Zunahme der Stickstofffrachten in die Atmosphäre und damit in das Ökosystem führen könnte [Karl et al., 2010]. Diese Annahme basiert jedoch lediglich auf theoretischen Überlegungen; ein experimenteller Beweis wurde bislang nicht erbracht. Sollte sich die Bildung der obigen Stoffe bestätigen, könnte dies für das Ökosystem (z.B. Trinkwasser, Luft etc.) von Relevanz sein, da einige Degradationsprodukte wie z.B. Nitrosamine krebserregende Eigenschaften besitzen [Lag et al., 2010, Brooks, 2010]. Allerdings sind in diesem Zusammenhang auch die durch eine MEA-Wäsche eingebrachten Mengen zu sehen, die aller Wahrscheinlichkeit nach sehr gering sein werden. Dies in Rechnung stellend wird das Gesundheitsrisiko sowie das Risiko für die Ökosysteme für eine Vielzahl von Degradationsprodukten als eher gering eingeschätzt [Karl et al. 2010, Lag et al., 2010].

Im Rahmen der NILU Studie [Lag et al., 2010] wurden verschiedene Amine (MEA, MDEA, AMP, PIPA) hinsichtlich ihrer Toxizität und sonstiger Wirkungen auf die menschliche Gesundheit analysiert. Basis bildete hierbei eine intensive Literaturstudie. Die Autoren gelangen zu dem Ergebnis, dass die gesundheitlichen Risiken der untersuchten nicht degradierten Amine sehr gering sind. Jedoch werden für die vier untersuchten Amintypen maximale Grenzwerte vorgeschlagen. Inwieweit Amine bereits während der CO<sub>2</sub>-Wäsche zu Folgeprodukten umgewandelt werden können, ist derzeit nicht bekannt.

#### *IV.1.3 Entsorgungsansätze für Waschsubstanzen nach der Nutzung*

Bei der aminbasierten Wäsche handelt es sich um ein gängiges Verfahren, dass seit langem für verschiedenste Anwendungen in der chemischen Industrie eingesetzt wird. Allerdings werden nach [COORETEC, 2007] in solchen chemischen Anlagen Lösungsmittel kaum abgebaut, da die Produktgase zumeist außer Kohlenstoffdioxid

und Schwefelwasserstoff nur sehr geringe Mengen an Sauerstoff enthalten. Die Randbedingungen für eine MEA Wäsche in einem Kraftwerk sind deutlich anders. So enthält das zu reinigende Rauchgas Sauerstoff (etwa 3 bis 7%), das einen Abbau der Amine verursacht (oxidative degradation). Dabei treten Zersetzungsprodukte wie Acetate, Glycolate sowie Nitrate auf. Darüber hinaus bewirken die im Rauchgas befindlichen Schwefel- und Stickoxide die Bildung von Salzen, die in einem sogenannten Reclaiming-Prozess von der Lösung abgetrennt werden. Nach [COORETEC, 2007] bewirkt die thermische Degradation einen weiteren Aminverbrauch. Viele Forschungsanstrengungen konzentrieren sich auf eine Verringerung des Aminverbrauchs. Lösungswege sind z.B. die weitere Verminderung von  $\text{SO}_2$  und  $\text{NO}_x$ , die Entwicklung neuer Waschflüssigkeiten (z.B. anorganische Lösungsmittel) oder auch der Einsatz von Inhibitoren.

Nach [Nazarko et al., 2007] beträgt der MEA-Verbrauch eines 750  $\text{MW}_{\text{el}}$ -Steinkohlekraftwerks etwa 2,54 kg/t abgeschiedenes  $\text{CO}_2$ . Dieser Verlust wird zu etwa 27 % durch Oxidation, zu 27 % durch Polymerisation und zu 46 % durch saure Gase verursacht. Die Menge der hitzebeständigen im Reclaimer anfallenden MEA-Salze ist nicht unerheblich [Nazarko et al., 2007, IEA, 2006]. Derartige Abfälle sind nach [Nazarko et al., 2007] entsprechend den in der Gefahrstoffverordnung aufgeführten Merkmalen im Zusammenhang mit der Abfallverzeichnisverordnung als gefährlich bzw. besonders überwachungsbedürftig einzustufen. Mögliche Entsorgungswege (Deponierung, Verbrennung, Aufarbeitung) sowohl für die degradierte Waschflüssigkeit als auch für Salze sind derzeit Bestandteil laufender Forschungsvorhaben [IEA, 2006b].

## IV.2 Transport

Beim Transport können mögliche Leckagen oder Fehlbedienungen zu zusätzlichen  $\text{CO}_2$ -Emissionen führen. Mögliche Ursachen für Fehler wurden in den vorangegangenen Kapiteln detailliert erläutert und bewertet. Über mögliche Leckagen, die nicht auf Fehler und Störungen zurückzuführen sind, finden sich keine Angaben in der Literatur [z.B. IPCC, 2005]. Für Erdgaspipelines werden Transportverluste angegeben, die ca. 1,5 % der gesamten transportierten Erdgasmenge betragen [IPCC, 2005]. Hierbei handelt es sich um die Summe aller Verluste, die auch Komponenten wie Kompressoren, Ventile, Ein- und Ausspeisung etc. umfassen. Inwieweit solche betriebsbedingten Verluste von Erdgaspipelines auf  $\text{CO}_2$ -Pipelines übertragen werden können, ist völlig ungeklärt. Verglichen mit Erdgaspipelines weisen  $\text{CO}_2$ -Pipelines erhebliche Unterschiede auf (z.B. keine Zwischenverdichter) und eine Analogie zu den Verlusten von Erdgaspipelines dürfte kaum herzustellen sein.

## V Zusammenfassung

Die im Rahmen dieser Analyse betrachtete Prozesskette umfasst auftragsgemäß die Abscheidung von Kohlendioxid durch eine Monoethanolaminwäsche sowie den Transport von CO<sub>2</sub>. Neben einer Kurzbeschreibung des Stands der Technik und möglicher Effizienzpotenziale erfolgt eine Bewertung der technischen Risiken der beiden betrachteten Prozesselemente. Ausgehend von der Beschreibung möglicher Risiken und deren Auswirkungen wird für beide Prozessschritte jeweils eine qualitative Risikobewertung anhand einer Risikomatrix vorgenommen.

In der vorliegenden Kurzanalyse erfolgt ebenfalls eine Beschreibung und Bewertung möglicher Produkte (CO<sub>2</sub>-Emissionen, Abfälle), die bei einer Monoethanolaminwäsche bzw. bei einem Pipelinetransport anfallen würden. Hierbei wird auch auf mögliche Gesundheitsgefährdungen bzw. Auswirkungen auf das Ökosystem eingegangen.

### MEA Wäsche

Die Monoethanolaminwäsche zur CO<sub>2</sub>-Abscheidung besitzt gegenüber anderen Technologierouten den Vorteil, auch für eine mögliche Nachrüstung bestehender Kraftwerke eingesetzt werden zu können. Daneben zeichnet sich die MEA-Wäsche insbesondere durch hohe erzielbare Reinheiten des abgeschiedenen CO<sub>2</sub> aus, die deutlich größer als 99 % sind. Ein erreichbarer Abscheidegrad von 90 % wird aktuell für möglich gehalten. MEA Wäschen werden bereits seit den 60er Jahren für andere chemische Industrieanwendungen eingesetzt und sind somit Stand der Technik. Die Kombination eines Kraftwerksprozesses mit einer Monoethanolaminwäsche erfordert keine Neuentwicklung von Komponenten und besitzt daher ein überschaubares technisches Entwicklungsrisiko. Technisches Neuland wird hinsichtlich der Anlagengröße sowie der kraftwerkspezifischen Zusammensetzung der zu reinigenden Rauchgase betreten.

Die im Rahmen der Studie erfolgte Risikobewertung einer Monoethanolaminwäsche erfolgt insbesondere im Hinblick auf den Gesamtanlagenbetrieb also unter Berücksichtigung möglicher Verfügbarkeiten bzw. Ausfälle. Ausgehend von einer Kategorisierung der technischen Risiken (z.B. Teilausfall der Anlage, reduzierte Kraftwerksleistung, Kraftwerksstillstand) werden die Risiken hinsichtlich ihrer Eintrittshäufigkeit und des möglichen Schadensausmaßes (toxische Stoffe, Reparaturaufwand, Zertifikatskosten, Stromerlösausfall) qualitativ bewertet. Die aus verschiedenen Häufigkeits- und Schadensklassen erstellte Risikomatrix erlaubt eine qualitative Risikoeinordnung der Ausfallkategorien. Die Analysen liefern erste grobe Hinweise, wie die technischen Risiken einer MEA Anlage im Kontext eines Kraftwerksbetriebs zu bewerten sind. Eine weitergehende Aussage erfordert jedoch eine umfassende Klassi-

fizierung und quantitative (monetäre) Erfassung der Schäden, was im Rahmen der vorliegenden Kurzstudie nicht zu leisten war. Erst auf einer solchen Grundlage wäre eine vergleichbare Gewichtung des Schadensausmaßes möglich. Die vorliegenden Überlegungen und Einschätzungen sowie die durchgeführten Literaturrecherchen lassen jedoch vermuten, dass das technische Risiko einer im Kraftwerk installierten MEA-Wäsche sich nicht fundamental von einer Anlage unterscheidet, wie sie bereits heute in der chemischen Industrie kommerziell eingesetzt wird.

Das im Kreislauf (Absorption/Desorption) geführte Monoethanolamin verliert im Laufe der Zeit aufgrund unterschiedlicher Mechanismen seine Fähigkeit  $\text{CO}_2$  zu absorbieren und muss sukzessive ausgetauscht werden. Darüber hinaus bilden sich aufgrund des im Rauchgas befindlichen Schwefel- und Stickstoffoxids verschiedene Salze, die im Reclaimer von der eigentlichen Lösung getrennt werden. Derartige Abfälle (degradiertes Lösungsmittel, Salze) lassen sich entsprechend der Abfallverzeichnisverordnung einstufen. Mögliche Entsorgungswege (Deponierung, Verbrennung) bzw. eine mögliche Aufarbeitung sind derzeit Gegenstand laufender Forschungsvorhaben.

Es ist nicht auszuschließen, dass durch sogenannte Sprühverluste Amine in geringen Mengen emittiert werden und somit in die Umgebung gelangen. Eine Umwandlung in mögliche toxische Folgeprodukte (z.B. Nitrosamine) aufgrund photochemischer Umsetzung wird theoretisch für möglich gehalten, ein experimenteller Nachweis steht jedoch noch aus. Aufgrund der geringen Aminmengen wird derzeit das Risiko hinsichtlich Gesundheit und Ökosysteme als eher gering eingeschätzt.

## **$\text{CO}_2$ -Transport**

Als Transportmittel für den Ferntransport großer  $\text{CO}_2$ -Mengen kommen insbesondere Pipelines infrage. Derzeit existieren weltweit  $\text{CO}_2$ -Pipelinenetze mit einer Gesamtlänge von über 4000 km. Eine Vielzahl der  $\text{CO}_2$ -Pipelines wurde Anfang der 80er Jahre vornehmlich in den USA gebaut. Das transportierte  $\text{CO}_2$  wird zur Exploration von Erdöl genutzt. Der Transport von Kohlendioxid ist Stand der Technik.

Die Freisetzung großer Mengen  $\text{CO}_2$  kann zu einer lokalen Gefährdung von Mensch und Umwelt führen. Da  $\text{CO}_2$  schwerer als Luft ist, kann es sich z.B. in Senken sammeln und bei sehr hohen Konzentrationen (7-10 Vol-%) eine lebensbedrohende Gefahr darstellen. Vergleiche zwischen Erdgas- und  $\text{CO}_2$ -Pipelines belegen, dass die Fehlerhäufigkeit ähnlich ist. Eine Auswertung von US-Pipelinestatistiken über den Zeitraum von 1990 bis 2001 zeigt, dass im Gegensatz zu Erdgaspipelines keine Störfälle mit Todesfällen auftraten. Die Ursachen für  $\text{CO}_2$ -Pipelineschäden sind im Wesentlichen defekte Überdruckventile, Dichtungsprobleme/fehlerhafte Schweißnähte sowie korrosionsbedingte Schäden. Die technischen Standards für den Bau und Betrieb von Pipelines sind in Deutschland in entsprechenden Verordnungen (z.B. Rohr-



FLtgV, GasHL-VO) vorgeschrieben. Es wird davon ausgegangen, dass sich viele Standards auch auf den Kohlendioxidtransport übertragen lassen. Das Spektrum der Maßnahmen zur Risikominimierung reicht von entsprechenden Gasreinheiten (indirekter Korrosionsschutz), der Lecküberwachung, Absperrarmaturen, Riss-Stoppfern, der Überwachung von Pipelines bis hin zur Festlegung von Sicherheitsabständen zur Pipeline.

In jüngeren Untersuchungen wurden von verschiedenen Instituten Risikoabschätzungen von CO<sub>2</sub>-Freisetzungen mit Hilfe probabilistischer Verfahren vorgenommen. Hierbei wurden verschiedene Störfallszenarien untersucht, in denen u.a. Wetterbedingungen und Leckgrößen/Leckageraten variiert wurden. Unter der Annahme von Eintrittshäufigkeiten werden für die verschiedenen Szenarien die Reichweiten kritischer CO<sub>2</sub>-Konzentrationen ermittelt. Vor dem Hintergrund dieser Analysen werden im Rahmen der vorliegenden Studie die kategorisierten Transportrisiken (z.B. Ventilleckage, Leck, Bruch) hinsichtlich Häufigkeit und Reichweite kritischer CO<sub>2</sub>-Konzentrationen qualitativ bewertet. Analog zur Aminwäsche wird mit Hilfe einer Risikomatrix (Häufigkeitsklassen, Schadensklassen) eine grobe Risikoeinordnung der Transportrisiken vorgenommen. Die Ergebnisse zeigen, dass die meisten Transportrisiken entweder unbedeutend sind oder nur ein sehr geringes Risiko aufweisen.

Über mögliche Leckagen oder Freisetzungen, die nicht auf Fehler und Störungen zurückzuführen sind, finden sich in der aktuellen Literatur keinerlei Angaben. Für Erdgaspipelines werden solche betriebsbedingten Verluste (Kompressoren, Ventile, Ein- und Ausspeisung) mit etwa 1,5 % der gesamten transportierten Erdgasmenge angegeben. CO<sub>2</sub>-Pipelines weisen gegenüber Erdgaspipelines erhebliche konzeptionelle Unterschiede (z.B. keine Zwischenverdichtung) auf, so dass ein Analogieschluss kaum möglich sein dürfte.

## VI Literatur

- BARBIAN, O. A., BELLER, M., VOGEL, R. WILLEMS, H., DICK, R., LALONDE, G., YATES, R., & POLLARD, L. (2007) *Kombinierte Wanddickenmessung und Rissprüfung einer Gaspipeline mit einem Ultraschallmolch*. DGZfP-Jahrestagung 2007.
- BAM (2007) *Fachgespräch „Raum- und Flächenplanung bei Pipelines“*. Bundesanstalt für Materialforschung und –prüfung, Berlin, Februar 2007.
- BASF (2007) *Device for the tangential introduction of a gas-loaded liquid stream into the head of a column (WO/2007/033971)*.  
<http://www.sumobrain.com/patents/wipo/Device-tangential-introduction-gas-loaded/WO2007033971.html>
- BROOKS, S. (2010) *The toxicity of selected primary amines and secondary products to aquatic organisms.: A review*. Norwegian Institute of water research, Report Nr.O-28285.
- CASERO, P. (2007) *Puertollano IGCC Power Plant. Operational Experience and Current Developments*. 2<sup>nd</sup> International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies, Freiberg, 08.–10.05.2007.
- COORETEC (2007) *Leuchtturm COORETEC - Der Weg zum zukunftsfähigen Kraftwerk mit fossilen Brennstoffen. Forschungsbericht Nr. 566*, Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie.
- DNV (2005) *Vergleichendes Gutachten: Praxis bei der Ermittlung von Betrieben nach de Seveso-II-Richtlinie in Europa und entsprechenden Betrieben in Nordamerika*. DNV Consulting, 14. Oktober 2005.
- DNV (2008) *Mapping of potential HSE issues related to large scale capture, transport and storage of CO<sub>2</sub>*. Det Norske Veritas, DNV Report no:2008-1993.
- DOCTOR, R. D. (2000) *Transporting Carbon Dioxide Recovered from Fossil-Energy Cycles*. Fifth International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Cairns, Australia, 13.-16.08.2000.
- DOE (2007) *Final Risk Assessment Report for the FutureGen Project Environment Impact Statement*. DOE/EIS-0394, Revision 2 October 2007.
- DOW (1998) *Gas Sweetening*. Dow Chemical Company.  
[http://www.dow.com/PublishedLiterature/dh\\_0039/0901b803800391f8.pdf?file\\_path=gastreating/pdfs/noreg/170-01395.pdf&fromPage=GetDoc](http://www.dow.com/PublishedLiterature/dh_0039/0901b803800391f8.pdf?file_path=gastreating/pdfs/noreg/170-01395.pdf&fromPage=GetDoc)
- EGIG (2008) *Gas Pipeline Incidents. 7<sup>th</sup> EGIG-report 1970-2007*. European Gas Pipeline Incident Data Group, EGIG 08.TV-B.502, December 2008.  
[http://www.egig.nl/downloads/7th\\_report\\_EGIG.pdf](http://www.egig.nl/downloads/7th_report_EGIG.pdf)
- ELDEVIK, F., GRAVER, B., TORBERGSEN, L.E. & SAUGERUD, O.T. (2009) *Development of a Guideline for Safe, Reliable and Cost Efficient Transmission of CO<sub>2</sub> in Pipelines*. Energy Procedia 1(2009), 1579-1585.
- HSE (2009) *Comparison of risk from carbon dioxide and natural gas pipeline*. Health and Safety Executive, Research Report RR749.  
<http://www.hse.gov.uk>
- GALE, J. & DAVISON, J. (2004) *Transmission of CO<sub>2</sub> - safety and economic considerations*. Energy, 29, 1319 - 1328.

- GEIGER, G. (2002) *Lecküberwachung auf der Grundlage der neuen Technischen Richtlinie für Rohrfernleitungen*. 17. Rohrleitungstechnische Tagung, March 5-6, 2002, Stuttgart (Germany). Proceedings pp. 365-379, Vulkan-Verlag, Essen.
- GÖRNER, K. (2009) *Post-Combustion Carbon Capture PCC - CO<sub>2</sub>-Abtrennung als Nachrüstvariante*. Kompetenznetzwerk Kraftwerkstechnik NRW, Gelsenkirchen, 19. März 2009.
- GRÜNWALD, R. (2008) *Treibhausgas - ab in die Versenkung?* Studien des Büros für Technikfolgen-Abschätzung beim Deutschen Bundestag, Berlin, 2008.
- GRS (1980) *Deutsche Risikostudie Kernkraftwerke. Fachband 3: Zuverlässigkeitskenngrößen und Betriebserfahrungen*. Gesellschaft für Reaktorsicherheit, Verlag TÜV Rheinland, 1980.
- HANSEATIC (2010) *Pipelinekontrolle*. [www.hanseatic-helicopter.de/kontrollfluege](http://www.hanseatic-helicopter.de/kontrollfluege)
- HARPER, P. (2010) *The Inclusion of CO<sub>2</sub> as a Hazardous Substance in the Seveso Directive*. Health and Safety Executive.  
<http://www.hse.gov.uk/seveso/co2-hazardous-substance.pdf>
- HAUPTMANN, U., HÖMKE, P., HUBER, J., REICHART, G. & RIOTTE, H-G. (1985) *Ermittlung der Kriterien für die Anwendung systemanalytischer Methoden zur Durchführung von Sicherheitsanalysen für Chemieanlagen*. Gesellschaft für Reaktorsicherheit, GRS-59, Dezember 1985.
- HENNINGS, W., MERTENS, J. & REER, B. (1995) *Methodik der Risikoanalyse für Kernkraftwerke. Polyprojekt Risiko und Sicherheit*, ETH Zürich, vdf Hochschulverlag, 1995.
- IEA (2004) *Impact of Impurities on CO<sub>2</sub> Capture, Transport and Storage*. IEA Greenhouse Gas Programme, Report Number PH4/32, August 2004, [www.ieagreene.org.uk](http://www.ieagreene.org.uk)
- IEA (2006a) *Energy Technology Perspectives 2006: Scenarios and Strategies to 2050*, OECD/IEA Paris.
- IEA (2006b) *Greenhouse Gas R&D Programme: Environmental Impact of Solvent Scrubbing of CO<sub>2</sub>*. 2006/14. IEA GHG, October 2006.
- IEA Greenhouse Gas R&D Programme (2009) *Safety in carbon dioxide capture, transport and storage. Technical study*, Report Number: 2009/6, June 2009.
- IPCC (2005) *Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage*. Cambridge University Press.
- IRONS, R., DAVISON, J., SEKKAPPAN, G. & GIBBINS, J. (2007) Implications of building „capture ready“ power plants. Third international Conference on Clean Coal Technologies for our Future, Cacliari, Sardinia, 15.–17.05.2007.
- IZK (2010) *Transport von CO<sub>2</sub>: Pipelines für den Klimaschutz*. IZ Klima, [www.iz-klima.de](http://www.iz-klima.de)
- JOCKENHÖVEL, T., SCHNEIDER, R., SANDELL, M. & SCHLÜTER, L. (2009) *Optimal Power Plant Integration of Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture*. POWER-GEN Europe 2009 - Cologne, May 26-29, 2009.
- JONEN, A. (2006) *Semantische Analyse des Risikobegriffs*. TU Kaiserslautern, Lehrstuhl für Unternehmensrechnung und Controlling.  
[http://luc.wiwi.uni-kl.de/forschung/Beitraege\\_Controlling-Forschung/11\\_Hauptdokument\\_Risikodefinition.pdf](http://luc.wiwi.uni-kl.de/forschung/Beitraege_Controlling-Forschung/11_Hauptdokument_Risikodefinition.pdf)

- KATHER, A., RAFAILIDIS, S., HERMSDORF, C., KLOSTERMANN, M., MASCHMANN, A., MIESKE, K., OEXMANN, J., PFAFF, I., ROHLOFF, K. & WILKEN, J. (2008) *Research and development needs for clean coal deployment*. Report CCC/130, Hrsg. IEA Clean Coal Centre, <http://www.iea-coal.org.uk>, Januar 2008.
- KLEMM, M. (2008) *Verbrennung und Dampferzeugung*. TU Dresden.  
[http://tu-dresden.de/die\\_tu\\_dresden/fakultaeten/fakultaet\\_maschinenwesen/iet/kwt/lehre/folder.2008-01-10.9969950109/VDampf5.pdf](http://tu-dresden.de/die_tu_dresden/fakultaeten/fakultaet_maschinenwesen/iet/kwt/lehre/folder.2008-01-10.9969950109/VDampf5.pdf)
- KOORNNEEF, J., SPRUIJT, M., MOLAG, M., RAMIREZ, A., FAAIJ, A. & TURKENBURG, W. (2009) *Uncertainties in risk assessment of CO<sub>2</sub> pipelines*. Energy Procedia 1 (2009) 1587-1594.
- KOZAK, F., PETIG, A., MORRIS, E., RHUDY, R. & THIMSEN, D. (2009) *Chilled Ammonia Process for CO<sub>2</sub> capture*. Greenhouse Gas Control Technologies 9, Proceedings of the 9th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-9), 16.–20.11.2008, Washington DC, USA, February 2009, Energy Procedia, Nr. 1/1, S. 1419–1426.
- KUCKSHINRICHS, W., MARKEWITZ, P., ZAPP, P., PETERS, M., KÖHLER, B., MÜLLER, T. & LEITHNER, W. (2010) *Weltweite Innovationen bei der Entwicklung von CCS Technologien und Möglichkeiten der Nutzung und des Recyclings von CO<sub>2</sub>*. Energie&Umwelt Band 60, Forschungszentrum Jülich.
- MCGILLIVRAY, A. & WILDAY, J. (2009) *Comparison of risk from carbon dioxide and natural gas pipelines*. Health and Safety Executive, Research Report RR749.
- KARL, M., BROOKS, S., WRIGHT, R. & KNUDSEN, S. (2010) *Amines Worst Case Studies: Worst Case Studies on Amine Emission from CO<sub>2</sub> Capture Plants*. NILU Project Report OR78/2008.
- KAUFMANN, K.D. (2008) *CO<sub>2</sub>-Transport in Pipelines – Hauptaspekte für eine technisch, sicherheitstechnisch und wirtschaftlich optimale Auslegung*. ÖGEW/DGMK Herbstversammlung 23./24.10.2008, Wien.
- KORKMAZ, Ö., OELJEKLAUS, G. & GÖRNER, K. (2008) *Energiesystemtechnische Bewertung zur Nachrüstung von Kohlekraftwerken mit einer CO<sub>2</sub>-Rückhaltung*. 40. Kraftwerkstechnisches Kolloquium 2008. 14.-15. Oktober 2008, Dresden.
- LAG, M., ANDREASSEN, A., INSTANES, I. & LINDEMAN, B. (2010) *Health effects of different amines for CO<sub>2</sub> capture*. NILU Report OR7/2009.
- NAZARKO, J., RIENSCHKE, E., BLUM, L., MENZER, R. & STOLTEN, D. (2008) *Analyse der CO<sub>2</sub>-Abtrennung mittels Monoethanolamin-Wäsche als Emissionsminderungsmaßnahme in Deutschland*. 40. Kraftwerkstechnisches Kolloquium 2008 der TU Dresden, 14./15. Oktober.
- NIELSEN, C.J., D'ANNA, B., DYE, C., GEORGE, C., GRAUS, M., HANSEL, A., KARL, M., KING, S., MUSABILE, M., MULLER, M., SCHMIDBAUER, N., STENSTRØM, Y. & WISTHALER, A. (2010) *Atmospheric Degradation of Amines - Summary report*. NILU Report OR 8/2010.
- OHLE, A. (2009) *CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiglykol)amin*. TU Dresden, 17.03.2009.
- RAO, A.B. & RUBIN, E.S. (2002) *A technical, economic and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse control*. In: Environmental Science and Technology 36, S. 4467–4475.

- REISSNER, H. & MESCHGBIZ, A. (2009) *Flue Gas Desulfurization as a Key Requirement of PCC*. International Symposium on Post Combustion Capture, Neuss, 30<sup>th</sup>/31<sup>th</sup> July 2009.
- RENZENBRINK, W., EWERSA, J., KELLERA, D., WOLFA, K.J. & APEL, W. (2008) *RWE's 450 MW IGCC/CCS Project – Status and Outlook*. 9<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Washington DC, 16.–20.11.2008, Energy Procedia 1, S. 615–622.
- SAFRUDDIN, R. (2000) *Twenty year experience in controlling corrosion in amine unit of Badak LNG plant*. CORROSION 2000, March 26 - 31, 2000, Orlando, FL.
- SCHIMKAT, A. (2008) *Mit Ammoniak auf CO<sub>2</sub>-Jagd*. energiespektrum, 3/2008, 28-29.
- SCHOLZ, M.H. & PAYRHUBER, K. (2009) *Gas Turbine Fuel Flexibility for IGCC*. Sustainable fossil fuels for future energy (S4FE 2009), Rome, July 07, 2009.
- SEEVAM, P., DOWNIE, M.J. & RACE, J.M. (2008) *The next generation of CO<sub>2</sub>-pipelines*. Presentation at the International Interdisciplinary CCS Summer School 2008, IEA-GHG Programme, Vancouver Island 2008, <http://www.co2captureandstorage.info/SummerSchool/SSDetails.html>
- SEKKAPPAN, G., MELLING, P., ANHEDEN, M., LINDGREN, G., KLUGER, F., MOLINERO, I., MAGGAUER, C. & DOUKELIS, A. (2006) *Oxyfuel Technology for CO<sub>2</sub> Capture from Advanced Supercritical Pulverized Fuel Power Plants*. 8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Trondheim, 19.–21.06.2006.
- SELIGER, U., KEUTEL, K. & KOCH, M. (2009) *Entwicklung eines toxischen Gasgemisches in Räumen durch Restglut im Holzkohlengrill*. Institut der Feuerwehr Sachsen-Anhalt, Jahresbericht 2006 - 2008.
- SIEDER, G. (2009) *No Escape for CO<sub>2</sub> - BASF's Solvent and Technology Development program for PCC*. International Symposium on Post Combustion Capture, Neuss, 30<sup>th</sup>/31<sup>th</sup> July 2009, <http://www.rwe.com>.
- STADLER, H., BEGGEL, F., HABERMEHL, M., PERSIGEHL, B., KNEER, R., MODIGELL, M. & JESCHKE P. (2010) *Oxyfuel coal combustion by efficient integration of oxygen transport membranes*. Accepted in International Journal of Greenhouse Gas Control.
- STE (2010) *Energietechnologien 2050 – Schwerpunkte für Forschung und Entwicklung. Fossil basierte Kraftwerkstechnologien, Wärmetransport, Brennstoffzellen*. STE Research Report 01/2010. Forschungszentrum Jülich (IEF-STE).
- STEAG (1988) STEAG (Hrsg.) *Strom aus Steinkohle – Stand der Kraftwerkstechnik*. Springer Verlag 1988.
- STRAZISAR, B.R., ANDERSON, R.R. & WHITE, C.M. (2003) *Degradation Pathways for Monoethanolamine in a CO<sub>2</sub> Capture Facility*. Energy & Fuels 2003, 17, 1034-1039.
- STRÖMBERG, L., LINDGREN, G., ANHEDEN, M., SIMONSSON, N. & KÖPCKE, K. (2006) *Vattenfall's 30 MWth Oxyfuel Pilot Plant project*. 8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Trondheim, 19.–21.06.2006.
- TRBOJEVIC, V.M. (2005) *Risk Criteria in EU*. ESREL'05, Poland June 27-30, 2005.
- UTH, H-J. (2009) *Störfallvorsorge durch Raumplanung*. Technische Überwachung, Springer-VDI-Verlag 2009, Heft 1-2, S. 18-22.

[http://www.expert.abendgalerie.de/homo\\_investigator/Publikationen\\_/2009\\_VDI.pdf](http://www.expert.abendgalerie.de/homo_investigator/Publikationen_/2009_VDI.pdf)

- VAGANI, R., CHATEL-PELAGE, F., GAUTIER, F. & PRANDA, P. (2006) *Oxy-Combustion Process for CO<sub>2</sub> Capture from Coal Fired Power Plants: An Overview of Techno-Economic Study and Engineering Feasibility Analysis*. 8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Trondheim, 19.–21.06.2006.
- VISSER, E., HENDRIKS, C., BARRIO, M., MØLNVIK, M., KOEIJER, G., LILJEMARK, S, AUSTEGARD, A. & BROWN, A. (2007) *Dynamis CO<sub>2</sub> quality recommendations*. Final report D 3.1.3, Project No. 019672, [www.dynamishypogen.com](http://www.dynamishypogen.com), 2007.
- VISSER, E., HENDRIKS, C., BARRIO, M., MØLNVIK, M., KOEIJER, G., LILJEMARK, S. & GALLO, Y. (2008) *Dynamis CO<sub>2</sub> quality recommendations*. International Journal of Greenhouse Gas Control 2 (2008) pp. 478-484.
- WEIL, S. (2009) *Statusbericht IGCC-CCS-Projekt von RWE-Power*. 5. Sitzung der COORETEC-Arbeitsgruppe Kohlekombikraftwerke mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung, 11.02.2009. [www.cooretec.de](http://www.cooretec.de).

## Preprints 2010

- 01/2010 Hansen, P.: Klimaschutz im Europäischen Gebäudesektor – Auf dem Weg zum Strukturwandel mit der neuen Gebäude-Richtlinie?
- 02/2010 Martinsen, D., Markewitz, P., Weber, K.: Energy scenarios for Germany up to 2050 in View of Energy Economy Indicators.
- 03/2010 Markewitz, P., Schreiber, A., Zapp, P.: Implementierung von CCS-Technik in Deutschland: Strategien und umweltseitige Auswirkungen
- 04/2010 Vögele, S., Wassermann, S. Fuchs, G.: Globalisierung, Multinationale Unternehmen und Innovationen im Kohlekraftwerkssektor.
- 05/2010 Weber, K., Martinsen, D.: Computation of transition paths towards sustainable energy systems by means of Fuzzy Optimization
- 06/2010 Weber, K., Martinsen, D.: From cost minimization to sustainability maximization – A new approach to energy systems analysis.
- 07/2010 Geske, J., Herold J.: Carbon capture transport and storage investment and management in an environment of technological and price uncertainties.
- 08/2010 Schlör, H., Fischer, W., Hake, J.-Fr.: Adjusted genuine savings and HDI - a two dimensional indicator for sustainability.
- 09/2010 Schlör, H., Fischer, W., Hake, J.-Fr.: Measuring income and energy distribution in Germany with the Atkinson Index.
- 10/2010 Schlör, H., Fischer, W., Hake, J.-Fr.: Is the German energy system sustainable? An analysis based on the UNCSO theme-based sustainability approach.
- 11/2010 Kuckshinrichs, W., Markewitz, P., Peters, M., Leitner, W.: Weltweite Innovationen bei der Entwicklung von CCS-Technologien und Möglichkeiten der Nutzung und des Recyclings von CO<sub>2</sub>.
- 12/2010 Claas, B., Marker, S., Bickert, S., Linssen, J., Strunz, K.: Integration of plug-in hybrid and electric vehicles: Experience from Germany.
- 13/2010 Sander, M.: Structure and effects of national and transnational policy networks in the Russian-German energy relations.
- 14/2010 Geske, J.: Modeling the development of demographic urban structures via the family/household life cycle.
- 15/2010 Sander, M.: Institutionelle und personelle Netzwerke zwischen politischen und wirtschaftlichen Akteuren im russischen Energiesektor
- 16/2010 Schumann, D., Pietzner, K., Esken, A.: Umwelt, Energiequellen und CCS: Regionale Unterschiede und Veränderungen von Einstellungen der deutschen Bevölkerung.
- 17/2010 Baufumé, S., Hake, J.-Fr., Linssen, J., Markewitz, P.: Infrastructure issues of decoupled hydrogen/ electricity production with carbon capture and storage.
- 18/2010 Schumann, D., Simon, A.: Agent-based modeling of public acceptance in energy systems.
- 19/2010 Castillo, R.: Thermodynamic analysis of oxyfuel power plants with high temperature membrane for air separation.
- 20/2010 Castillo, R.: Technical evaluation of CO<sub>2</sub> compression and purification in CCS power plants
- 21/2010 Cyperek, M., Zapp, P., Bouwmeester, H. J. M., Modigell, M., Ebert, K., Voigt, I., Meulenberg, W.A., Singheiser, L., Stöver, D.: Gas separation membranes for zero-emission fossil power plants: MEM-BRAIN.
- 22/2010 Kronenberg, T.: What can post-Keynesian input-output models tell us about social sustainability?

23/2010 Kuckshinrichs, W., Kronenberg, T., Hansen, P.: Das CO<sub>2</sub>-Gebäudesanierungsprogramm der KfW: Klimaschutz, Konjunkturreffekt, Budgeteffekt für die Förderjahre 2005-2007.

### **Research Reports 2010**

01/2010 Birnbaum, U., Bongartz, R., Markewitz, P., Vögele, S, Linssen, J.: Energietechnologien 2050 – Fossil basierte Stromerzeugung, Wärmetransport, Brennstoffzellen.

02/2010 Martinsen, D., Weber, K.: Optimization of sustainability by means of IKARUS-FLP and Energy Indicators for sustainable Development (EISD).

03/2010 Schumann, D,: Scrutinizing the impact of CCS communication on the general and local public. Final project report.



## **Systems Analysis and Technology Evaluation at the Research Centre Jülich**

Many of the issues at the centre of public attention can only be dealt with by an interdisciplinary energy systems analysis. Technical, economic and ecological subsystems which interact with each other often have to be investigated simultaneously. The group Systems Analysis and Technology Evaluation (STE) takes up this challenge focusing on the long-term supply- and demand-side characteristics of energy systems. It follows, in particular, the idea of a holistic, interdisciplinary approach taking an inter-linkage of technical systems with economics, environment and society into account and thus looking at the security of supply, economic efficiency and environmental protection. This triple strategy is oriented here to societal / political guiding principles such as sustainable development. In these fields, STE analyses the consequences of technical developments and provides scientific aids to decision making for politics and industry. This work is based on the further methodological development of systems analysis tools and their application as well as cooperation between scientists from different institutions.

Head: Jürgen-Friedrich Hake

Forschungszentrum Jülich

Institut für Energieforschung (IEF)

Systems Analysis and Technology Evaluation (IEF-STE)

Wilhelm-Johnen-Straße

52428 Jülich

Tel.: +49-2461 61-6363

Fax: +49-2461 61-2540

Email : [jfh@fz-juelich.de](mailto:jfh@fz-juelich.de)

Internet: [www.fz-juelich.de/ief-ste](http://www.fz-juelich.de/ief-ste)