Wo treibt uns der CO_2-Wahnsinn hin?

Ist eine CO_2-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen wirklich zielführend?

Professor Dr.-Ing. Rudi H. Karpf
Dipl.-Ing. Volker Dütge

Berliner Abfallwirtschafts- und Energiekonferenz
25. und 26. Januar 2016

Inhaltsverzeichnis

Seite

1. Einleitung 3
2. Verfahrensübersicht zur gasseitigen CO_2-Abtrennung 3
3. Auswahl eines geeigneten Verfahrens für die CO_2-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen 5
   Ammoniak-Wäsche (Chilled Ammonia Prozess) 9
4. Bilanzierung 13
   4.1 Massenbilanz der CO_2-Abscheidung 13
   4.2 Energie- und Massenbilanzen für die Abfallverbrennungsanlage 14
   4.3 Energie- und Massenbilanzen für die CO_2-Abscheideverfahren 15
   4.4 CO_2-Emissionsbilanz 18
5. Relevanz der CO_2-Abscheidung für die Abfallverbrennung 20
6. Zusammenfassung 23
7. Literatur 25

1. Einleitung

Wegen der Zunahme des Treibhauseffektes durch ansteigende CO_2-Emissionen und den damit in Verbindung gebrachten Auswirkungen auf den Klimawandel wird eine globale Reduzierung des Ausstoßes an CO_2-Emissionen angestrebt. Neben den Abgasen aus der Verbrennung fossiler Brennstoffe (Erdgas, Erdöl und Kohle) sowie Abgasen aus dem Personen- und Güterverkehr (Straßen-, Schienen-, Schiffs- und Luftverkehr) sind u.a. auch die Abgase aus der Abfallverbrennung als grundsätzliche Quelle für anthropogene CO_2-Emissionen zu nennen.

Vor diesem Hintergrund werden mögliche Verfahren für eine Abscheidung bzw. Minderung von CO_2-Emissionen aus dem Rauchgas einer Abfallverbrennungsanlage aufgezeigt sowie die damit verbundenen Kosten ermittelt und eine ökonomische und ökologische Bewertung vorgenommen.

2. Verfahrensübersicht zur gasseitigen CO_2-Abtrennung

Die Problematik der CO_2-Abtrennung aus Rauchgasen betrifft nicht nur den Prozess der CO_2-Abscheidung an sich. Vielmehr stellt sich auch die Frage, was passiert mit dem abgeschiedenen CO_2 (*Speicherung* oder *Nutzung*), und wie wird das abgeschiedene CO_2 vom Standort der Erzeugung (z.B. Kohlekraftwerk) zum Zielort befördert (*Transport*). Unter dem Begriff *CCS-Technologie* (Carbon Capture and Storage) versteht man daher die *Abscheidung*, den *Transport* und die *Speicherung* von CO_2 als dreiteiligen Prozess (siehe Abb.1).

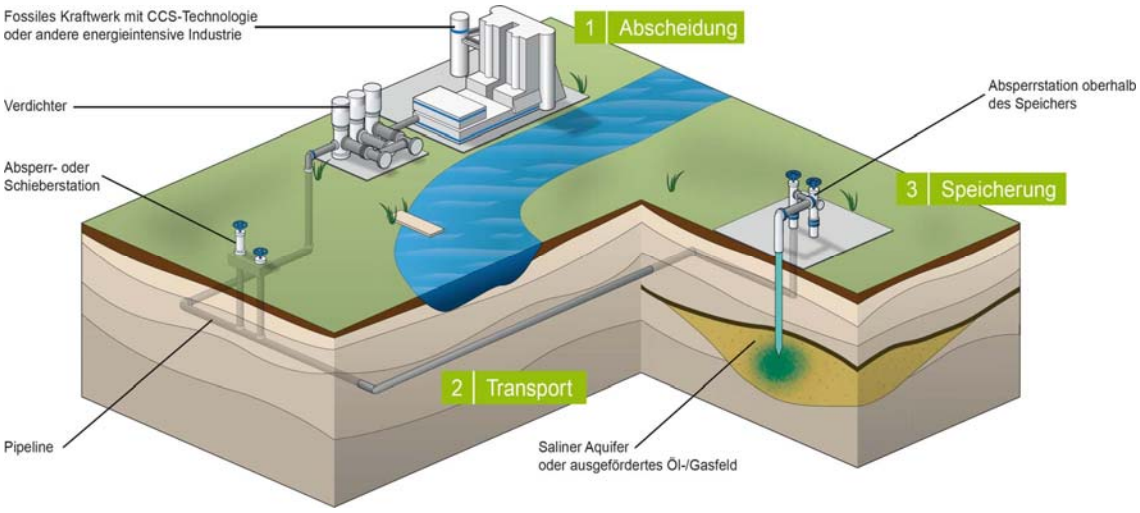

Abb. 1 Darstellung der CCS-Prozesskette Abscheidung, Transport und Speicherung von CO_2 [1]

Der ebenfalls dreiteilige Prozess der *CCU-Technologie* (Carbon Capture and Utilization) unterscheidet sich von der CCS-Technologie lediglich durch das letzte Glied der Prozesskette

(siehe Abb. 2). Anstelle der Speicherung ist hier die *Nutzung* des abgeschiedenen CO_2 vorgesehen.

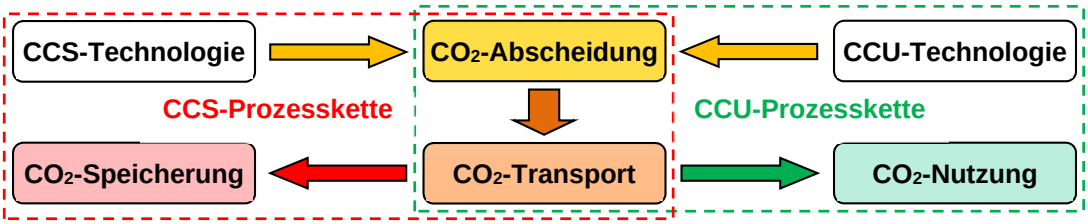

Abb. 2 Prozessketten der CCS- und CCU-Technologie

Es gibt prinzipiell drei verschiedene Verfahrenswege für die CO_2-Abscheidung (vgl. Abb. 3):

1.) *Pre-Combustion*-Verfahren:
   CO_2-Abtrennung aus Synthesegasen *vor* der Verbrennung mit *Luft*
2.) *Oxyfuel*-Verfahren:
   CO_2-Abtrennung aus Rauchgasen *nach* der Verbrennung mit *Sauerstoff*
3.) *Post-Combustion*-Verfahren:
   CO_2-Abtrennung aus Rauchgasen *nach* der Verbrennung mit *Luft*

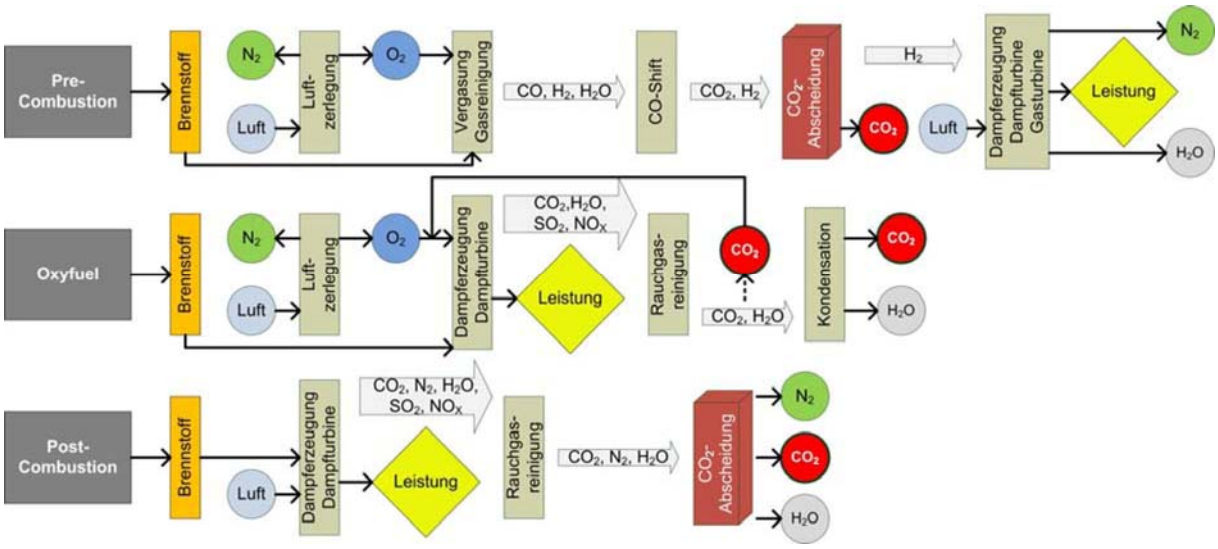

Abb. 3 Schematische Darstellung der drei Verfahrenswege für die CO_2-Abtrennung [2]

Die drei Verfahrenswege unterscheiden sich hauptsächlich durch die Art des eingesetzten Brennstoffs (*Erdgas* oder *Kohle*), die Art des verwendeten Oxidationsmittels (*Luft* oder *Sauerstoff*) und die Stelle der CO_2-Abtrennung im Verfahrensprozess (*vor* oder *nach* der Verbrennung).

Der eigentliche Prozess der CO_2-Abtrennung ist jedoch nur ein Schritt in der gesamten Verfahrenskette. Eine weitere Differenzierung bietet die Einteilung nach Prozessfamilien (vgl. Abb.4):

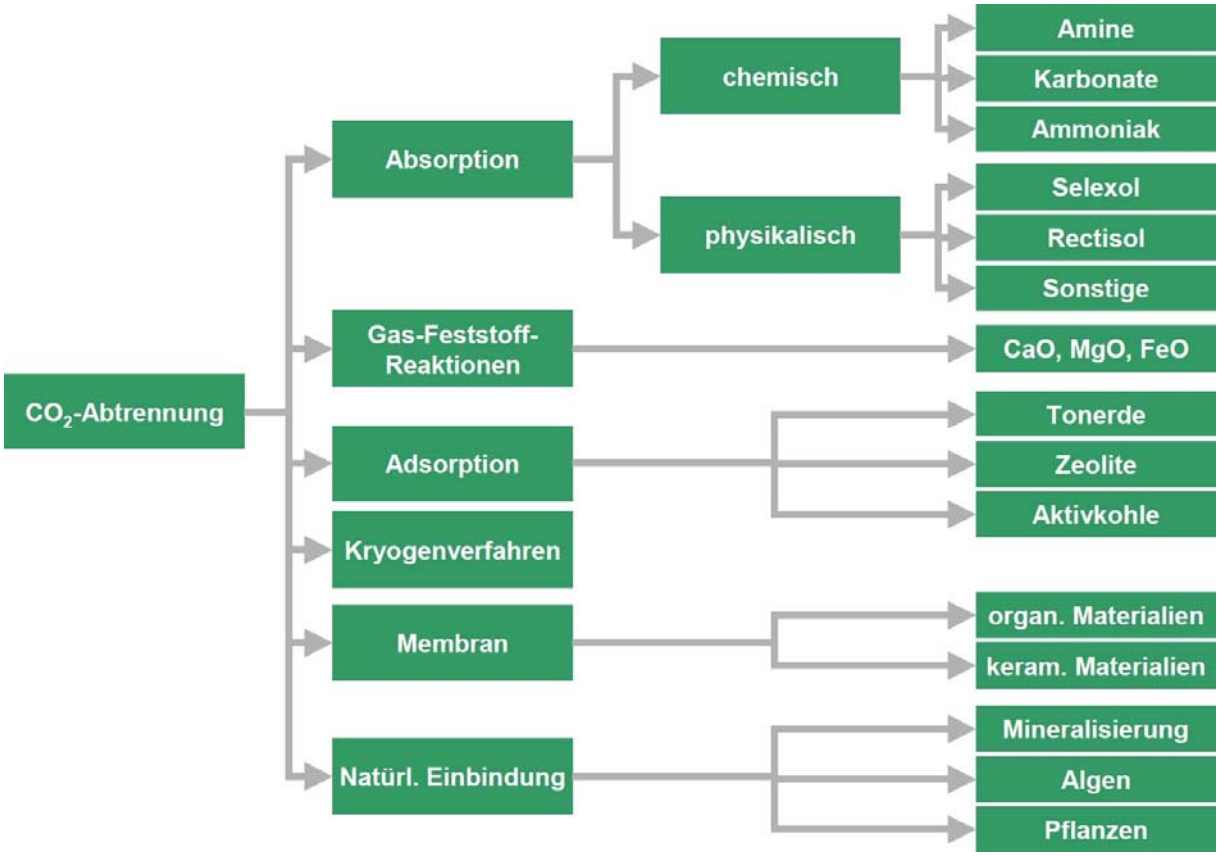

Abb.4 Übersicht der verschiedenen Verfahren zur CO_2-Abtrennung [3]

Verfahren zur CO_2-Abtrennung mit Brennstoffzellen sind z.Z. noch im F&E-Stadium.

3. Auswahl eines geeigneten Verfahrens für die CO_2-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen

Betrachtet man die Prozessketten der CCS- und CCU-Technologien (siehe Abb. 2), dann sind die drei Teilprozesse *Transport*, *Speicherung* und *Nutzung* von dem Teilprozess der *Abscheidung* unabhängig, sodass alle Verfahren, die diesen Teilprozessen zugeordnet werden können, bei der Auswahl eines geeigneten Verfahrens für die CO_2-Abscheidung nicht weiter berücksichtigt werden.

Werden zusätzlich die Einsatzprofile der drei verschiedenen Verfahrenswege *Pre-Combustion*-, *Oxyfuel*- und *Post-Combustion*-Verfahren betrachtet, dann sind für die CO_2-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen hauptsächlich die Post-Combustion-Verfahren geeignet, da diese Verfahren von dem Verbrennungsprozess unabhängig sind. Das Oxyfuel-Verfahren ist bisher nur bei Kohlekraftwerken mit Staubfeuerung eingesetzt worden. Erfahrungen mit einem Oxyfuel-Verfahren mit Rostfeuerung und heterogenen Brennstoffen wie Müll liegen dagegen noch nicht vor. Aufgrund der vergleichbaren Verhältnisse bei der Wärmeübertragung und dem Stoffaustausch ist der Einsatz bei Wirbelschichtfeuerungen denkbar. Das Oxyfuel-Verfahren

wird bisher nur bei Neuanlagen eingesetzt. Eine Nachrüstung von Abfallverbrennungsanlagen ist jedoch keine Option.

Adsorptionsverfahren werden kommerziell zur CO_2-Abtrennung bei der Synthesegas- und Wasserstofferzeugung sowie für die Biogasaufbereitung eingesetzt. Die Anwendung von Adsorptionsverfahren zur CO_2-Abtrennung im großen Maßstab ist aufgrund der Nachteile durch eine geringe CO_2-Selektivität, eine geringe Beladungskapazität für CO_2, die niedrigen Adsorptionsgeschwindigkeiten, den hohen Druckverlust bei der Durchströmung eines Festbetts sowie durch den erheblichen Energiebedarf für den Regenerationsprozess derzeit wenig attraktiv. Untersuchungen haben aber gezeigt, dass durch die Entwicklung von neuen Adsorbentien ein Potenzial zur Reduzierung des Energiebedarfs für den Regenerationsprozess vorhanden ist [4].

Im Vergleicht der physikalischen und chemischen Absorptionsverfahren ist zu erkennen, dass eine physikalische Absorption lediglich bei hohen Partialdrücken Vorteile aufweist (vgl. Abb. 5). Für die CO_2-Abtrennung aus Rauchgasen von Kraftwerksprozessen ist daher nur eine chemische Absorption sinnvoll.

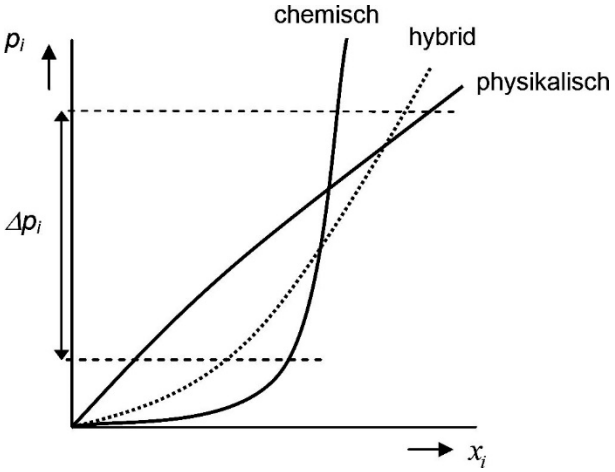

Abb. 5 Abhängigkeit des Partialdrucks vom Stoffmengenanteil in der flüssigen Phase für unterschiedlich wirkende Absorptionsmittel (bei t = konstant) [5]

Eine Komprimierung des kompletten Rauchgasstroms ist bei der Rauchgasreinigung von Abfallverbrennungsanlagen aus Kostengründen nicht möglich, so dass die CO_2-Abtrennung bei dem Betriebsdruck der Rauchgasreinigung (d.h. bei Atmosphärendruck) erfolgt. Daher muss auch die CO_2-Wäsche auf einen Betriebsdruck von 1 atm ausgelegt werden. Aufgrund des hohen Betriebsdrucks bei der CO_2-Absorption von ca. 20 bis 70 bar ist die Kaliumcarbonat-Wäsche (Benfield-Prozess) somit für die Absorption von CO_2 bei Atmosphärendruck ungeeignet.

Im Rahmen der Eignungsprüfung verbleiben für einen direkten Verfahrensvergleich

- die Amin-Wäsche (Referenz-Absorptionsmittel: Monoethanolamin, MEA),

- die Ammoniak-Wäsche (Chilled Ammonia Prozess, CAP) und
- der Carbonate Looping Prozess (direkt und indirekt beheizter Prozess).

Neben den Vor- und Nachteilen werden nachfolgend auch verfügbare Leistungsdaten der geeigneten CO_2-Abscheideverfahren in einem direkten Verfahrensvergleich gegenübergestellt (vgl. Tab. 1). Diese Daten basieren auf Angaben aus der Fachliteratur, die aufgrund der Vielzahl der durch den Bund, die EU oder andere Institutionen geförderten F&E-Projekte, den dazu publizierten Fachbeiträgen sowie projektbezogenen Arbeiten und Berichten sehr umfangreich ist. Für den Verfahrensvergleich sind vor allem die Arbeiten von OHLE [5], NOTZ [6], GALLOY [4] und QU [7] sowie der Beitrag von DARDE [8] als Referenzen zu nennen.

Tab.1 Leistungsdaten sowie Vor- und Nachteile geeigneter CO_2-Abscheideverfahren [4]/[5]/[6]/[7]/[8]/[9]/[10]

Verfahren / Parameter	Amin-Wäsche	Chilled Ammonia Prozess	Carbonate Looping Prozess	
			direkt beheizt	indirekt beheizt
Sorbens (Gehalt der Lösung)	MEA (30 Ma.-%ig)	NH_3 (28 Ma.-%ig)	CaO / $CaCO_3$	
Druck (Abs. / Des.)	Abs.: 1 - 3 atm Des.: 1 - 2,5 bar	Abs.: ≈ 1 atm Des.: 2 - 136 atm (i.d.R. 20 - 40 bar)	Carbonator: ≈ 1 atm Calcinator: ≈ 1 atm	Carbonator: ≈ 1 atm Calcinator: ≈ 0,4 atm
Temperatur (Abs. / Des.)	Abs.: 40 - 60 °C Des.: 50 - 120 °C	Abs.: 0 - 10 °C Des.: 100 - 150 °C	Carbonator: 65 - 170 °C (Eintritt), Erwärmung durch exotherme Reaktion (Kühlung erforderlich) auf 650 °C (Austritt); Calcinator: 900 °C	
CO_2-Beladung (Absorber) in [mol CO_2/mol Sorbens]	ein: 0,24 - 0,32 aus: 0,4 - 0,5	ein: 0,25 (0,33) - 0,67 aus: 0,5 (0,67) - 1,0	Die CO_2-Beladung erfolgt im Carbonator und ist von der Reaktivität des eingesetzten Kalks abhängig, die sich mit steigender Anzahl der Regenerationszyklen verschlechtert.	
CO_2-Abscheiderate	90%	90%	70 - 80% (max. 90%) reduziert sich durch die Regenerationszyklen bis auf etwa 15 - 20%	
spez. Wärmebedarf für die Regeneration in [MJ/kg CO_2]	GALLOY [4]: 3 NOTZ [6]: 3,8 - 4,2	GALLOY [4]: 1,5	Die Regeneration des Kalks erfolgt bei 900 °C im Calcinator. Die zugeführte Wärme für die Calcinierung kann wieder ausgekoppelt und z.B. für die Dampferzeugung genutzt werden.	
spez. CO_2-Vermeidungskosten in [€/t CO_2]	GALLOY [4]: 25 - 45 ORTH [9]: 14 - 36	GALLOY [4]: 11 - 23	GALLOY [4]: 8 - 37 QU [7]: 14,5	
Wirkungsgradverluste in [%] (%-Pkte der Kraftwerksleistung) mit (ohne) CO_2-Kompression	GALLOY [4]: 11- 12 (7 - 8)	GALLOY [4]: 6 - 11	GALLOY [4]: 6,5 - 7,5 (2,5 - 3,5) IGF [10]: 5 - 8	QU [7]: (1,5 - 2,0)
Vorteile	+ kommerziell verfüg-bares Verfahren	+ potenziell effizientestes Verfahren + geringe Sorbenskosten + Komponenten für die Lagerung und Dosierung von NH_3 sind für eine $DeNO_x$ mit SCR-Verfahren bereits vorhanden + keine Vorabscheidung erforderlich, da die Reaktionsprodukte (in Form von NH_4^+-Salzen) als Düngemittel verwertbar sind + keine Degradation bei der Absorption und Regeneration + Nutzung des NH_3-Schlupfs für einen nachgeschalteten SCR-Prozess	+ gut verfügbares Sorbens + keine Vorabscheidung erforderlich, da SO_2-Einbindung mit Kalk + verbrauchtes Sorbens kann für die Entschwefelung von Rauchgasen (z.B. in der REA von Kraftwerken) genutzt werden + die zugeführte Wärme für die Calcinierung kann wieder ausgekoppelt und z.B. für die Dampf-erzeugung genutzt werden	+ gut verfügbares Sorbens + keine Vorabscheidung erforderlich, da SO_2-Einbindung mit Kalk + verbrauchtes Sorbens kann für die Entschwefelung von Rauchgasen (z.B. in der REA von Kraftwerken) genutzt werden + die zugeführte Wärme für die Calcinierung kann wieder ausgekoppelt und z.B. für die Dampf-erzeugung genutzt werden + durch die Trennung von Brennkammer und Calcinator ist eine Verbrennung mit Luft möglich
Nachteile	– gesundheitsgefährliches Sorbens – hohe Kosten durch Regeneration und Degradation – ggf. Vorwäscher für Toleranzgrenzwert von SO_2 < 10 ppm erforderlich – ggf. Nachwäscher für Emissionsgrenz-wert von MEA < 20 mg/m³$_N$ erforderlich (TA Luft)	– gesundheitsgefährliches Sorbens – Wirkungsgradverluste durch Rauchgasabkühlung – Verfahren ist noch im F&E-Stadium	– aufwendiges Feststoffhandling – abnehmende CO_2-Abscheiderate mit steigender Anzahl der Regenerationszyklen des Sorbens – die Calcinierung mit Oxyfuel-Feuerung erfordert die Zufuhr von Sauerstoff aus einer kostenintensiven Luftzerlegung – Verfahren ist noch im F&E-Stadium	– aufwendiges Feststoffhandling – abnehmende CO_2-Abscheiderate mit steigender Anzahl der Regenerationszyklen des Sorbens – Verfahren ist noch im F&E-Stadium

Von den betrachteten CO_2-Abscheideverfahren hat in Bezug auf den Entwicklungsstand bisher lediglich die Amin-Wäsche die Marktreife erlangen können. Beispiele für kommerziell verfügbare Prozesse enthält die Tab.2. Während man bei dem Chilled Ammonia Prozess bereits über Erfahrungen mit dem Betrieb von Demonstrations- und Pilotanlagen (z.B. We Energies Pleasent Prairie Power Plant, Wisconsin (USA): 5 MW_{th}; E.ON Karlshamn Power Plant, Karlshamn (S): 5 MW_{th}; AEP Mountaineer Power Plant, West Virginia (USA): 58 MW_{th}) verfügt, liegen bei dem Carbonate Looping Prozess derzeit nur Erfahrungen mit dem Betrieb einer Pilotanlage (TU Darmstadt: 1 MW_{th}) vor.

Tab.2 Übersicht über kommerziell verfügbare Prozesse zur CO_2-Abtrennung mit wässrigen Aminlösungen [6]

Parameter	Einheit	Kerr-McGee/ ABB Lummus Crest Prozess	Econamine FG™ Prozess	Mitsubishi KS-1™/KS-2™
Lizenzgeber	[–]	ABB Lummus	Fluor	Kansai Electric Power und Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Absorptionsmittel	[–]	15 - 20 Ma.-%ige MEA-Lösung	30 Ma.-%ige MEA-Lösung + Inhibitoren	KS-1, KS-2
maximal realisierte Kapazität	[t CO_2/d]	800	1.000	200
CO_2-Trenngrad Ψ	[%]	90	85 - 95	90
spezifischer Absorptionsmittelstrom	[m³/t CO_2]	25	17	11
spezifischer Heizdampfbedarf [1)]	[GJ/t CO_2]	5 - 6,5	< 4,2	3,2
spez. elektrischer Energiebedarf [2)]	[GJ/t CO_2]	0,36 - 1,08	0,144 - 0,396	≈ 0,47
spez. Absorptionsmittelverbrauch	[kg/t CO_2]	0,45	0,5 - 2,0	0,35
Toleranzgrenze für SO_2	[ppm]	< 100	10	10

[1)] Abweichende Angaben für Heizdampfbedarf: ≈ 3,77 GJ/t CO_2 für Prozess mit 30 Ma.-%iger MEA-Lösung und ≈ 2,93 GJ/t CO_2 für Prozess mit KS-1, KS-2 (sterisch gehinderte Amine, deren Zusammensetzung bisher noch nicht veröffentlicht worden ist)

[2)] Enthält Energiebedarf für Saugzuggebläse zur Rauchgasförderung, Lösungsmittelpumpen und Kompressor zur Verdichtung von CO_2. Abweichende Angaben für elektrischen Energiebedarf: 0,51 - 0,61 GJ/t CO_2 für Kohlekraftwerk und 0,71 - 1,07 GJ/t CO_2 für GuD-Kraftwerk, beidesmal 0,4 GJ/t CO_2 für die Kompression.

Nach Berücksichtigung der Vor- und Nachteile (siehe Tab.1) sowie des aktuellen Entwicklungsstandes (F&E-Stadium) wird der Chilled Ammonia Prozess als geeignetes Verfahren für die CO_2-Abtrennung hinter Abfallverbennungsanlagen favorisiert.

Ammoniak-Wäsche (Chilled Ammonia Prozess)

Die Abscheidung von CO_2 (und H_2S) ist auch mit einer wässrigen Ammoniaklösung möglich. Der hohe Dampfdruck des Ammoniaks erfordert eine niedrige Absorptionstemperatur und Nachwäscher für den Absorber und den Desorber, um die Waschmittelverluste zu begrenzen. Die Absorption von CO_2 läuft außerdem nur langsam ab und es ist nicht möglich, CO_2 bis auf sehr geringe Restkonzentrationen im Reingas zu entfernen [5]. Daher wird die Ammoniak-

Wäsche (in ihrer konventionellen Form) kaum noch angewendet (z.B. für die Reinigung von Kokereigasen).

Inzwischen wird ein neues Verfahren der Ammoniak-Wäsche (Patent: Eli Gal, 2006; Lizenz: Fa. ALSTOM) getestet, das als *Chilled Ammonia Prozess* bezeichnet wird (siehe Abb. 6). Das Rauchgas wird hierbei zunächst durch einen direkten Kontakt mit kaltem Wasser abgekühlt, wobei ggf. vorhandene Restkonzentrationen an sauren Schadgasen (z.B. SO_2) und Staubpartikeln mit ausgewaschen werden. Vor dem Eintritt in den Absorber wird das Rohgas weiter auf 0 bis 10 °C abgekühlt. Im Absorber wird das CO_2 durch eine gekühlte wässrige NH_3-Lösung (CO_2-armer Waschmittelstrom) mit ca. 28 Ma.-% NH_3 absorbiert. Das Reingas tritt am Kopf des Absorbers aus und kann zwecks Rückgewinnung des NH_3-Schlupfs in einer nachgeschalteten Waschstufe gereinigt werden. Der am Absorberboden austretende CO_2-reiche Waschmittelstrom enthält infolge von Übersättigung einen Teil der Reaktionsprodukte als Feststoffe in suspendierter Form. Der CO_2-reiche Waschmittelstrom wird zunächst mithilfe einer Hochdruckpumpe auf einen Druck von 2 bis 136 atm verdichtet und anschließend in einem Wärmeübertrager auf eine Temperatur von 100 bis 150 °C erhitzt, bevor er in den Desorber (Regenerator) eintritt. Unter diesen Bedingungen werden das Ammoniak und das Wasser in der Waschmittellösung zurückgehalten bzw. an der Verdampfung gehindert, während das CO_2 desorbieren kann. Bei der Regeneration des Waschmittels im Desorber erfolgt die Abtrennung bzw. Desorption von CO_2, das am Kopf des Desorbers austritt, während der CO_2-arme Waschmittelstrom am Desorber-Boden abgepumpt wird. Der CO_2-arme Waschmittelstrom wird schließlich abgekühlt und auf Atmosphärendruck entspannt, bevor er wieder in den Absorber geleitet wird [8].

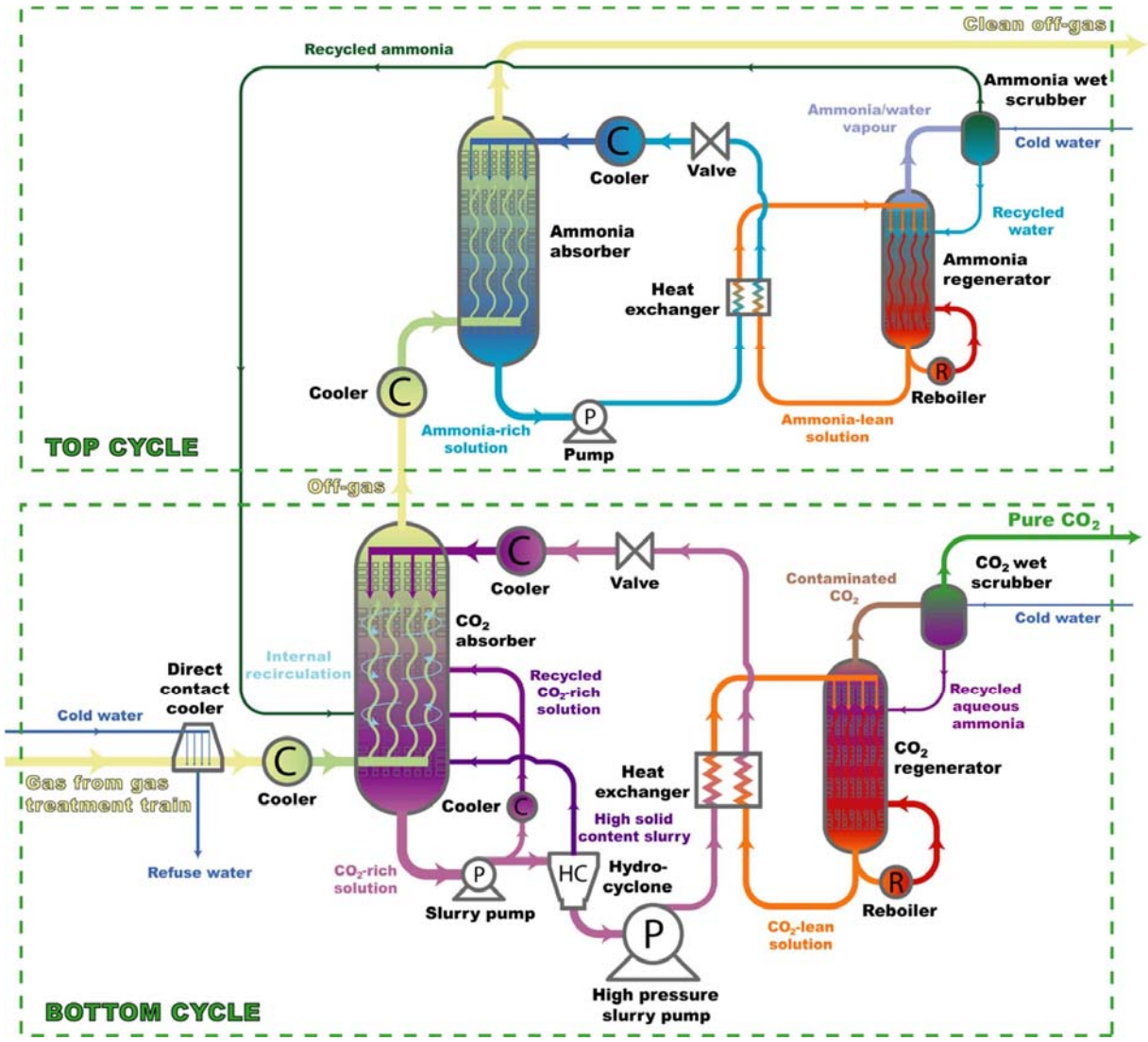

Abb. 6 Verfahrensschema für einen Chilled Ammonia Prozess (CAP) mit NH_3-Rezirkulation [11]

Die grundsätzlichen Hauptreaktionsmechanismen für die Reaktionen zwischen H_2O, CO_2 und NH_3 lauten wie folgt:

$2\ H_2O \leftrightarrow H_3O^+_{(aq)} + OH^-_{(aq)}$	(Autoprotolyse von Wasser)	(R1)
$CO_{2\ (aq)} + 2\ H_2O \leftrightarrow H_3O^+_{(aq)} + HCO_3^-{}_{(aq)}$	(erste Protolysestufe der Kohlensäure)	(R2)
$CO_{2\ (aq)} + OH^-_{(aq)} \leftrightarrow HCO_3^-{}_{(aq)}$	(Hydrogencarbonat-Bildung)	(R3)
$HCO_3^-{}_{(aq)} + H_2O \leftrightarrow H_3O^+_{(aq)} + CO_3^{2-}{}_{(aq)}$	(zweite Protolysestufe der Kohlensäure)	(R4)
$HCO_3^-{}_{(aq)} + OH^-_{(aq)} \leftrightarrow CO_3^{2-}{}_{(aq)} + H_2O$	(Carbonat-Bildung)	(R5)
$CO_{2\ (g)} \leftrightarrow CO_{2\ (aq)}$	(VLE-Reaktion von Kohlendioxid)[1)]	(R6)
$NH_{3\ (g)} \leftrightarrow NH_{3\ (aq)}$	(VLE-Reaktion von Ammoniak)[1)]	(R7)
$NH_{3\ (aq)} + H_2O \leftrightarrow NH_4^+{}_{(aq)} + OH^-_{(aq)}$	(Protolyse von Ammoniak)	(R8)

Reaktionen von Ammoniumhydrogencarbonat:

$NH_{3\ (aq)} + CO_{2\ (aq)} + H_2O \leftrightarrow NH_4^+{}_{(aq)} + HCO_3^-{}_{(aq)}$	(Hydrogencarbonat-Bildung)	(R9)

$NH_4^+{}_{(aq)} + HCO_3^-{}_{(aq)} \leftrightarrow NH_4HCO_{3\,(aq)} \leftrightarrow NH_4HCO_{3\,(s)}$ (SLE-Reaktion)[2] (R10)

Reaktionen von Ammoniumcarbonat:

$2\,NH_{3\,(aq)} + CO_{2\,(aq)} + H_2O \leftrightarrow 2\,NH_4^+{}_{(aq)} + CO_3^{2-}{}_{(aq)}$ (Carbonat-Bildung) (R11)

$2\,NH_4^+{}_{(aq)} + CO_3^{2-}{}_{(aq)} \leftrightarrow (NH_4)_2CO_{3\,(aq)} \leftrightarrow (NH_4)_2CO_{3\,(s)}$ (SLE-Reaktion)[2] (R12)

$(NH_4)_2CO_{3\,(aq)} + CO_{2\,(aq)} + H_2O \leftrightarrow 2\,NH_4HCO_{3\,(aq)}$ (Hydrogencarbonat-Bildung)(R13)

Reaktionen von Ammoniumcarbamat:

$2\,NH_{3\,(aq)} + CO_{2\,(aq)} \leftrightarrow NH_4^+{}_{(aq)} + NH_2COO^-{}_{(aq)}$ (Carbamat-Bildung) (R14)

$NH_4^+{}_{(aq)} + NH_2COO^-{}_{(aq)} \leftrightarrow NH_2COONH_{4\,(aq)} \leftrightarrow NH_2COONH_{4\,(s)}$ (SLE-Reaktion)[2] (R15)

$NH_2COONH_{4\,(aq)} + H_2O \leftrightarrow (NH_4)_2CO_{3\,(aq)}$ (Carbamat-Hydrolyse) (R16)

[1] VLE = Vapor-Liquid Equilibrium (Dampf-Flüssig-Gleichgewicht)

[2] SLE = Solid-Liquid-Equilibrium (Fest-Flüssig-Gleichgewicht)

Der Energiebedarf für die Regenerierung des Waschmittels im Desorber ist von der CO_2-Beladung des aus dem Absorber austretenden CO_2-reichen Waschmittelstroms und von dem NH_3-Gehalt des in den Absorber eintretenden CO_2-armen Waschmittelstroms abhängig (vgl. Abb. 7 und Abb. 8).

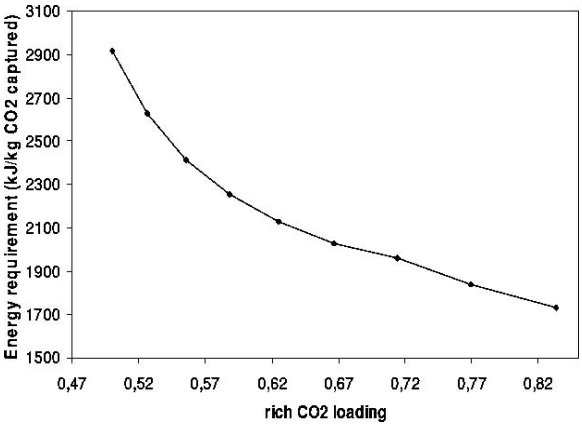

Abb. 7 Abhängigkeit des Energiebedarfs für die Waschmittelregenerierung im Desorber von der CO_2-Beladung des CO_2-reichen Waschmittelstroms bei einem konstanten NH_3-Gehalt von 28 Ma.-% [8]

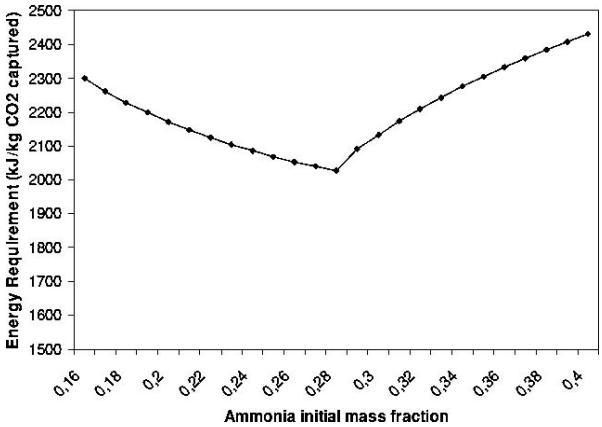

Abb. 8 Abhängigkeit des Energiebedarfs für die Waschmittelregenerierung im Desorber von dem NH_3-Gehalt des CO_2-armen Waschmittelstroms bei einer konstanten CO_2-Beladung von 0,67 [8]

4. Bilanzierung

4.1 Massenbilanz der CO_2-Abscheidung

Die Massenbilanzierung erfolgt beispielhaft für eine Abfallverbrennungsanlage mit folgendem Aufbau.

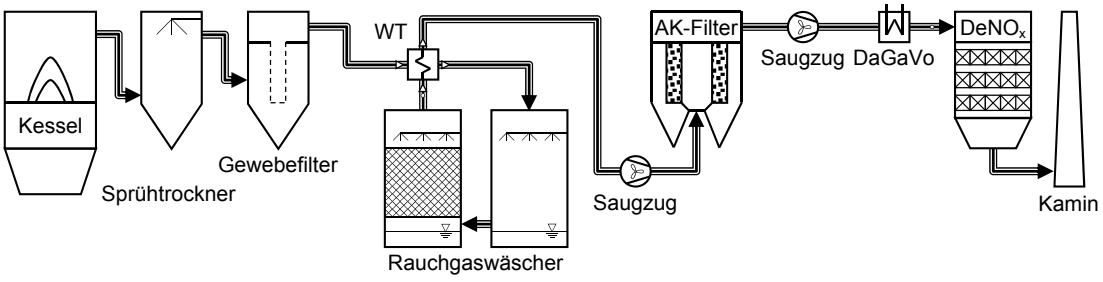

Abb. 9 Schema der Abfallverbrennungsanlage

Es wurden folgende Prozessdaten für die Bilanzierung zugrunde gelegt.

Tab. 3 Rohgasdaten nach Kesselaustritt

Parameter	Einheit	
Rauchgasmenge (trocken)	m³/h (i.N., tr.)	83.678
Rauchgasmenge (feucht)	m³/h (i.N., f.)	102.046
Betriebstemperatur	°C	235
Betriebsdruck (als p_e)	mbar	-6
Wasserdampf (H_2O)	Vol.-% (f.)	18,0
Sauerstoff (O_2)	Vol.-% (tr.)	8,0
Kohlendioxid (CO_2)	Vol.-% (f.)	9,8
Stickstoff (N_2)	Vol.-% (f.)	65,6
Flugasche / Gesamtstaub	mg/m³ (i.N., tr.)	3.600
Chlorwasserstoff (HCl)	mg/m³ (i.N., tr.)	2.200
Fluorwasserstoff (HF)	mg/m³ (i.N., tr.)	20
Schwefeloxide (SO_x), als SO_2	mg/m³ (i.N., tr.)	550

Tab. 4 Reingasdaten (Tagesmittelwerte) am Kamin

Schadstoffkonzentrationen	Einheit	Grenzwerte	Emissionswerte
Flugasche / Gesamtstaub	mg/m³ (i.N., tr.)	10	< 1
Chlorwasserstoff (HCl)	mg/m³ (i.N., tr.)	10	< 1
Fluorwasserstoff (HF)	mg/m³ (i.N., tr.)	1	0,1
Stickoxide (NO_x), als NO_2	mg/m³ (i.N., tr.)	200	< 150
Schwefeloxide (SO_x), als SO_2	mg/m³ (i.N., tr.)	50	< 1
Quecksilber (Hg), als Hg^0	µg/m³ (i.N., tr.)	30	< 3

Für die Massenbilanz der CO_2-Abscheidung muss der abzuscheidende CO_2-Massenstrom bestimmt werden. Die CO_2-Abscheiderate soll Ψ = 90% betragen.

Aus Tab. 3 und Tab. 4 ergeben sich folgende Rauchgaswerte nach Kessel:

$CO_{2\,(roh)}$ = 9,8 Vol.-% (f.) = 0,098 m^3_N $CO_2/m^3_{N\ f.RG}$; $\dot{V}_{i.N.\,(RG)f.}$ = 102.046 $m^3_{N\ f.RG}/h$

Der abzuscheidende CO_2-Massenstrom errechnet sich wie folgt:

$$\dot{m}(CO_2)_{roh} = \dot{V}_{i.N.(RG)f.} \cdot CO_{2\,(roh)} \cdot \rho_{i.N.}(CO_2)$$

$$= 102.046\ \frac{m^3_N\,f.RG}{h} \cdot 0{,}098\ \frac{m^3_N\,CO_2}{m^3_N\,f.RG} \cdot 1{,}977\ \frac{kgCO_2}{m^3_N\,CO_2} = 19.771\ kg\ CO_2/h$$

(Gl.1)

$$\dot{m}(CO_2)_{ab} = \Psi \cdot \dot{m}(CO_2)_{roh} = 0{,}9 \cdot 19.771\ kg\ CO_2/h = 17.794\ kg\ CO_2/h \qquad \text{(Gl. 2)}$$

4.2 Energie- und Massenbilanzen für die Abfallverbrennungsanlage

Für die beispielhaft beschriebene Abfallverbrennungsanlage wird im Folgenden die Energie- und Massenbilanz aufgestellt.

Tab. 5 Ermittlung der Leistungsdaten

Parameter	Einheit	Auslegungsdaten
Abfallmenge	[t Abf/h]	16,8
Heizwert des Abfalls	[MJ/t Abf]	10.800
Feuerungswärmeleistung	[MW_{th}]	50,4
Dampfmenge, Kessel	[t D/h]	63,8
spezifische Dampfmenge, Kessel	[t D/t Abf]	3,80 (30 bar/315 °C)
Dampfmenge, Turbine	[t D/h]	60,0
spezifische Dampfmenge, Turbine	[t D/t Abf]	3,57
elektrische Leistung (inkl. Eigenbedarf)	[MW_{el}]	11,88
elektrischer Eigenbedarf	[MW_{el}]	2,35
elektrische Nennleistung	[MW_{el}]	9,53
elektrischer Wirkungsgrad (Brutto)	[%]	23,58
elektrischer Eigenbedarfsanteil	[%]	19,80
elektrischer Wirkungsgrad (Netto)	[%]	18,91
Rauchgasmenge, feucht	[m^3_N f.RG/h]	102.046
Rauchgasmenge, trocken	[m^3_N tr.RG/h]	83.678
spezifische Rauchgasmenge, feucht	[m^3_N f.RG/t Abf]	6.075,1
spezifische Rauchgasmenge, trocken	[m^3_N tr.RG/t Abf]	4.981,6
emittierte Kohlendioxidmenge	[kg CO_2/h]	19.771
spezifische Kohlendioxidemission	[kg CO_2/t Abf]	1.177,0

	[kg CO_2/MWh_{th}]	392,3
abzuscheidende Kohlendioxidmenge	[kg CO_2/h]	17.794
spezifische Kohlendioxidabscheidung	[kg CO_2/t Abf]	1.059,3
	[kg CO_2/MWh_{th}]	353,1

Durch die Sprühtrocknung, die zweistufige Rauchgaswäsche, die Rauchgaskühlung, die Wasserdampfkondensation und die CO_2-Absorption ändern sich die Rauchgaseigenschaften während des Rauchgasreinigungsprozesses (siehe Tab. 6).

Tab. 6 Änderung der Rauchgaseigenschaften während des Rauchgasreinigungsprozesses (bei Vernachlässigung der Falschluft-, Druckluft- und Schadgasmengen)

Parameter	Temperatur	Druck	RG-Feuchte	CO_2-Gehalt		RG-Menge	
	t_{RG}	$p_{abs,RG}$	H_2O	CO_2 (tr.)	CO_2 (f.)	$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{tr.}$	$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{f.}$
Prozessschritt	[°C]	[mbar]	[Vol.-%]	[Vol.-%]	[Vol.-%]	[m^3_N tr.RG/h]	[m^3_N f.RG/h]
Sprühtrockner	175	988	21,15	11,95	9,42	83.678	106.130
WT, rohgasseitig	111	966	21,15	11,95	9,42	83.678	106.130
2-stufige RG-Wäsche	62	956	22,73	11,95	9,23	83.678	108.293
WT, reingasseitig	120	951	22,73	11,95	9,23	83.678	108.293
Saugzug n. AK-Filter	127,8	1.016	22,73	11,95	9,23	83.678	108.293
RG-Kühlung (VDK)	ca. 66,2	1.010	25,96	11,95	8,85	83.678	113.017
RG-Kühlung [1)] mit H_2O-Kondensation	40	1.005	7,34	11,95	11,07	83.678	90.305
	10	1.005	1,22	11,95	11,81	83.678	84.712
CO_2-Absorption [1)]	40	1.000	7,34	1,34	1,23	74.677	81.304
	10	1.000	1,22	1,34	1,32	74.677	75.711

[1)] RG-Kühlung auf Absorptionstemperatur, bei Amin-Wäsche mit MEA: t = 40 °C, bei Chilled Ammonia Prozess: t = 10 °C

4.3 Energie- und Massenbilanzen für die CO_2-Abscheideverfahren

Um eine Vergleichsmöglichkeit für die Bilanzierung des Chilled Ammonia Prozesses zu erhalten, dient eine Amin-Wäsche mit einer 30 Ma.-%igen MEA-Lösung als Referenzverfahren für die CO_2-Abscheidung. Die Betriebskostenbilanzierung für die CO_2-Abscheideverfahren erfolgt auf der Basis verfügbarer Literaturdaten (siehe Tab. 7).

Umfangreiche Ergebnisse aus Versuchen zur CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mit MEA-Lösung an einer Technikumsanlage liefert die Arbeit von NOTZ [6]. Hierin sind neben zahlreichen Parameterstudien und Degradationsuntersuchungen auch Energie- und Massenbilanzen für die CO_2-Abscheidung mit MEA-Lösung dargestellt. Weitere Informationen über die Degradation enthält u.a. auch die Arbeit von KEMPER [12]. Daten zum Chilled Ammonia Prozess findet man z.B. bei ARONSSON [13], DARDE [8], GALLOY [4], YEH [14], RESNIK [15] oder BLACK [16].

Tab. 7 Betriebskostenbilanzierung für die CO_2-Abscheideverfahren Amin-Wäsche mit MEA-Lösung als Referenzverfahren und Chilled Ammonia Prozess [17]/[6]/[4]/[16]

Parameter	Einheit	Amin-Wäsche	Chilled Ammonia Prozess
Absorptionsmittel (Lsg in H_2O)	[–]	30 Ma.-%ige MEA-Lösung	28 Ma.-%ige NH_3-Lösung
Molmasse Absorptionsmittel	[kg/kmol]	61,09	17,03
Absorptionstemperatur	[°C]	40 - 70	0 - 10
Absorptionsdruck	[bar]	1 - 3	ca. 1
Desorptionstemperatur	[°C]	110 - 130	110 - 130
Desorptionsdruck	[bar]	1 - 1,5	20 - 40
praktische CO_2-Beladung	[kg CO_2/kg Lsg]	0,05	0,1 - 0,2
spez. Wärmebedarf für die Regeneration [1)]	[GJ/t CO_2]	3,8 - 4,2	1,5
spez. elektrischer Energiebedarf [2)]	[GJ/t CO_2]	0,5 - 1,5	k.A.
spez. Absorptionsmittelverbrauch [3)]	[kg/t CO_2]	1,6 - 2,0	0,2
spez. Absorptionsmittelkosten [3)]	[€/kg]	0,82 [4)]	1,39
spez. CO_2-Vermeidungskosten [9)]	[€/t CO_2]	25 - 45	11 - 23
CO_2-Abscheiderate	[%]	90	90
abzuscheidende CO_2-Menge [5)]	[t CO_2/h]	17,8	17,8
	[t CO_2/a]	142.352	142.352
Wärmebedarf für die Regeneration [1) 5)]	[MWh_{th}/h]	18,8 - 20,8	7,4
	[MWh_{th}/a]	150.260 - 166.077	59.313
Dampfbedarf für die Regeneration [5) 6)]	[t D/h]	32,0 - 35,4	12,6
	[t D/a]	256.170 - 283.422	100.833
Dampfverbrauchskosten [5) 6) 7)]	[€/h]	200,1 - 211,4	78,8
	[€/a]	1.601.063 - 1.771.389	630.206
elektrischer Energiebedarf [2) 5)]	[MWh_{el}/h]	2,471 - 7,414	k.A.
	[MWh_{el}/a]	19.771 - 59.313	k.A.
elektrische Energiekosten [2) 5) 8)]	[€/h]	15,45 - 46,34	k.A.
	[€/a]	123.569 - 370.708	k.A.
Absorptionsmittelverbrauch [3) 5)]	[kg/h]	28,5 - 35,6	3,6
	[kg/a]	227.763 - 284.704	28.470
Absorptionsmittelkosten [3) 5)]	[€/h]	23,35 - 29,18	4,95
	[€/a]	186.766 - 233.457	39.574
CO_2-Vermeidungskosten [9)]	[€/h]	444,85 - 800,73	195,73 - 409,26
	[€/a]	3.558.800 - 6.405.840	1.565.872 - 3.274.096

[1)] davon Strippdampfbedarf: 35%, Desorption: 40% und Waschmittelaufheizung: 25%
[2)] inkl. Energiebedarf für Saugzuggebläse zur Rauchgasförderung, Waschmittelpumpen und Kompressor zur CO_2-Verdichtung
[3)] Verluste durch Degradation und Schlupf; bei einer NH_3-Schlupf-Nutzung für den SCR-Prozess entstehen keine NH_3-Verluste
[4)] nach Angaben des Statistischen Bundesamtes (2002), zitiert in [4]
[5)] bei 8.000 Betriebsstunden pro Jahr
[6)] Dampfparameter (angenommen) = 150 °C/4,76 bar: $\Delta h = h'' - h' = 2.113{,}6$ kJ/kg = 0,5871 MWh_{th}/t
[7)] spezifische Dampfverbrauchskosten = 6,25 €/t [33]
[8)] spezifische elektrische Energiekosten = 35 €/MWh_{el} [33]
[9)] in der Literatur findet man im Vergleich zu den o.g. Werten auch abweichende Angaben für die spez. CO_2-Vermeidungskosten der Amin-Wäsche oder z.B. für Post-Combustion-Verfahren bzw. CCS allgemein

Zu den Kosten für die CO_2-Abscheidung kommen zusätzlich die Kosten für die Kompression, den Transport und die Speicherung hinzu (siehe Abb. 10). In Abb. 11 werden die vier möglichen Transportarten (Pipeline, Schiff, Bahn und LKW) dargestellt. Die Transportkosten sind aber nicht nur von der Art des Transports, sondern auch von der Förderkapazität und der Reichweite abhängig.

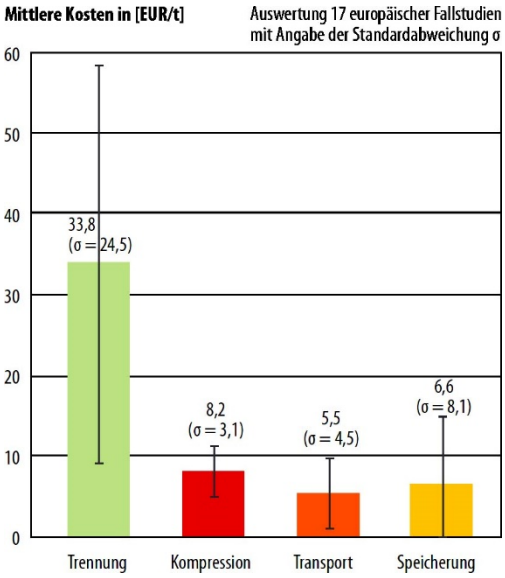

Abb. 10 Mittlere Kosten für die Trennung, die Kompression, den Transport und die Speicherung von CO_2 (GESTCO-Projekt) [17]

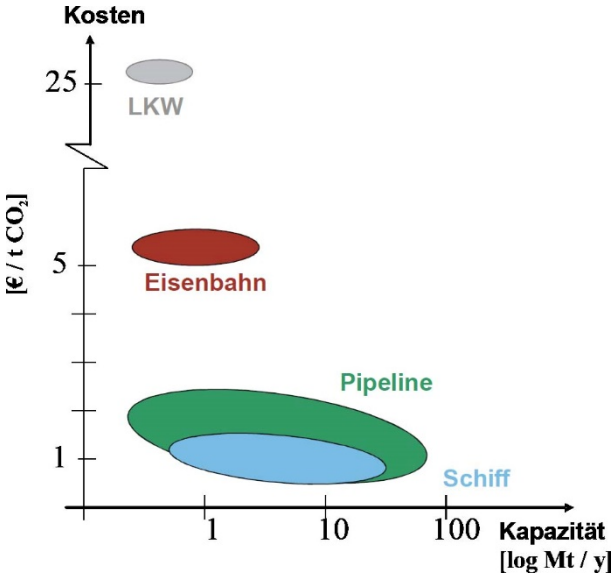

Abb. 11 Kosten des CO_2-Transportes über 250 km [18]

Der CO_2-Transport via Pipeline kann im Vergleich zu den anderen Transportarten die größte Kapazität und günstige Kosten vorweisen (vgl. Abb. 11). Für die Kompression (Verflüssigung) von CO_2 (d.h. eine mehrstufige Verdichtung von 1 auf 110 bar mit Zwischenkühlung auf 30 °C) ist nach Angaben von FISCHEDIK [17] ein spezifischer Energieaufwand von 110 kWh_{el}/t CO_2 erforderlich. Das entspricht unter Berücksichtigung der spezifischen elektrischen Energiekosten von 35 €/MWh_{el} (vgl. Tab.7) einem spezifischen Kostenaufwand von 3,85 €/t CO_2 für die Kompression, abweichend von dem Wert in Abb. 10.

Infolge des Wärmebedarfs für die Regeneration des Absorptionsmittels bei der CO_2-Wäsche und dem daraus resultierenden Dampfbedarf reduziert sich die Leistung der Abfallverbrennungsanlage. Der Wärme- bzw. Dampfbedarf kann über den Kesselwirkungsgrad in die Brennstoffleistung rückgerechnet und mithilfe des elektrischen Bruttowirkungsgrades in den äquivalenten elektrischen Energiebedarf umgerechnet werden:

$$P_{el,CO_2,äq} = \dot{m}(Abf) \cdot \mu(CO_2)_{ab,Abf} \cdot q_{Reg,el,äq} \qquad \text{(Gl. 3)}$$

$$\mu(CO_2)_{ab,Abf} = \frac{\dot{m}(CO_2)_{ab}}{\dot{m}(Abf)} \qquad \text{(Gl. 4)}$$

$$q_{Reg,el,äq} = \eta_{el,Brutto} \cdot \frac{\Delta h_{D,Ke}}{\Delta h_{D,Reg}} \cdot q_{Reg,CO_2} = \eta_{el,Brutto} \cdot \Delta h_{D,Ke} \cdot \mu(D)_{Reg,CO_2} \qquad \text{(Gl. 5)}$$

$$\Delta h_{D,Ke} = \frac{\eta_{Ke} \cdot H_{u,Abf}}{\mu(D)_{Abf}} \qquad \text{(Gl. 6)}$$

$$\mu(D)_{Abf} = \frac{\dot{m}(D)_{Ke}}{\dot{m}(Abf)} \qquad \text{(Gl. 7)}$$

$$\mu(D)_{Reg,CO_2} = \frac{q_{Reg,CO_2}}{\Delta h_{D,Reg}} \qquad \text{(Gl. 8)}$$

Hierin ist $P_{el,CO_2,äq}$ die äquivalente el. Leistung für die CO_2-Abscheidung in [$MWh_{el,äq}$/h], $\dot{m}$ der Massenstrom in [t/h], μ das Massenverhältnis in [t/t], $q_{Reg,el,äq}$ der spezifische äquivalente el. Energiebedarf für die Regeneration in [$MWh_{el,äq}$/t CO_2], $\eta_{el,Brutto}$ der el. Bruttowirkungsgrad ($\eta_{el,Brutto}$ = 0,2358), η_{Ke} der Kesselwirkungsgrad (η_{Ke} = 0,82) und Δh_D die Dampfenthalpiedifferenz in [MWh_{th}/t].

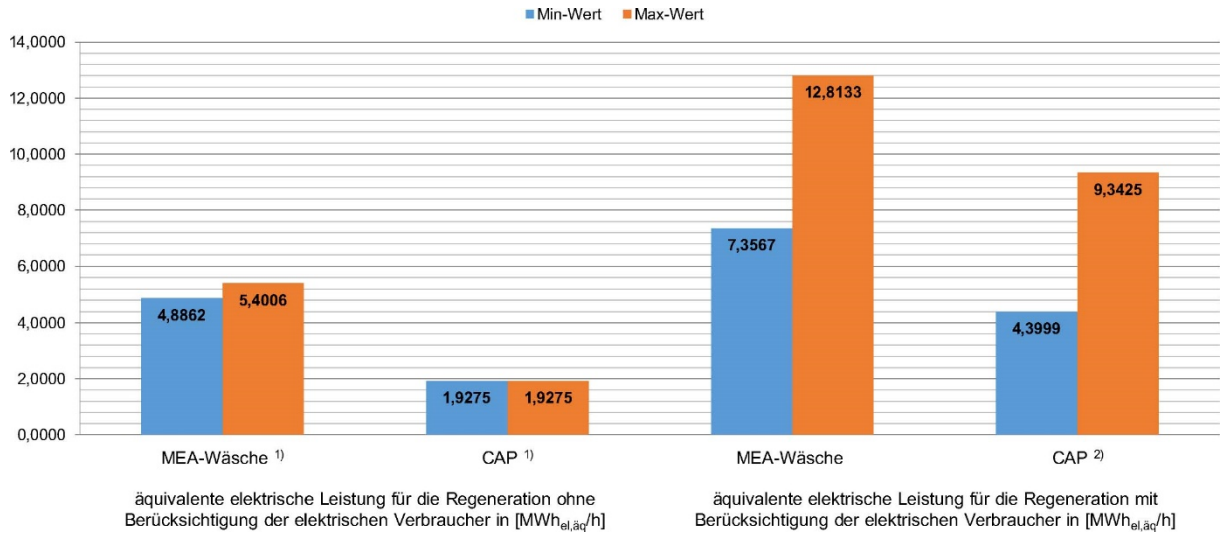

Abb. 12 Äquivalenter elektrischer Energiebedarf der CO_2-Abscheideverfahren im Vergleich

1) ohne Berücksichtigung des elektrischen Energiebedarfs für Saugzuggebläse, Pumpen, Verdichter etc.
2) inklusive Anteil eines gleich hohen elektrischen Energiebedarfs wie bei der MEA-Wäsche (Annahme)

4.4 CO_2-Emissionsbilanz

Im Gegensatz zu der Verbrennung von fossilen Energieträgern (Kohle, Öl und Gas) verursacht die Verbrennung von Siedlungsabfällen nicht nur klimarelevantes Kohlendioxid. Wegen des Biomasseanteils im Abfall entsteht bei dessen Verbrennung auch klimaneutrales CO_2 (etwa 40 bis 60% der gesamten CO_2-Emissionen). Deshalb zählt der Siedlungsabfall auch zu den erneuerbaren bzw. regenerativen Energieträgern.

Man unterscheidet zwischen dem CO_2-Emissionsfaktor bezogen auf den Brennstoffeinsatz und dem CO_2-Emissionsfaktor bezogen auf den Stromverbrauch, bei dem der Brennstoffausnutzungsgrad bezogen auf den Stromverbrauch (das entspricht dem elektrischen Wirkungsgrad) mitberücksichtigt wird.

Nach Angaben des Umweltbundesamtes (UBA) [19] beträgt der CO_2-Emissionsfaktor des fossilen Anteils im Hausmüll/Siedlungsabfall bezogen auf den Brennstoffeinsatz (für das Jahr

2011) 91,510 kg CO_2/GJ bzw. 0,32944 t CO_2/MWh_{th}. Da kein Emissionsfaktor oder Brennstoffausnutzungsgrad bezogen auf den Stromverbrauch angegeben wird, wird für die Umrechnung der gemittelte Wert für den Brennstoffmix übernommen (nach [19] gilt für sämtliche Energieträger ein Mittelwert von 43%). Hiermit errechnet sich für den CO_2-Emissionsfaktor bezogen auf den Stromverbrauch ein Wert von 0,76613 t CO_2/MWh_{el}.

Nach Angaben des Umweltbundesamtes [20] ergibt sich für den biogenen Anteil im Hausmüll/Siedlungsabfall ein CO_2-Vermeidungsfaktor (Netto) von 0,75335 t CO_2/MWh_{el}. Durch die Verbrennung des biogenen Anteils kann eine entsprechende Menge des fossilen Anteils substituiert werden. Die hierbei vermiedene CO_2-Menge des biogenen Anteils im Hausmüll/ Siedlungsabfall ist von der emittierten CO_2-Menge des fossilen Anteils abzuziehen. Dadurch erhält man bereits ab einem biogenen Anteil von ca. 50,4% *klimaneutrale* CO_2-Emissionen. In Abb. 13 sind die Grenzfälle des Bereiches des biogenen Anteils der CO_2-Emissionen dargestellt. Hierin bedeuten negativen CO_2-Emissionen eine CO_2-Vermeidung.

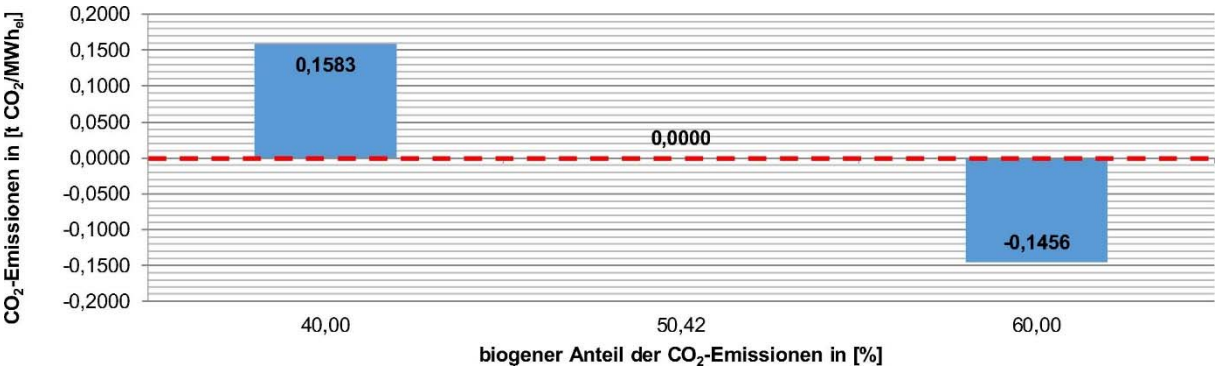

Abb. 13 Effektive CO_2-Emissionen in Abhängigkeit vom biogenen Anteil der CO_2-Emissionen aus der Verbrennung von Hausmüll/Siedlungsabfall für den betrachteten Bereich von 40 bis 60%

Unter Berücksichtigung des CO_2-Emissionsfaktors für den deutschen Strommix von 0,559 t CO_2/MWh_{el} (nach [19] für das Jahr 2013) ergeben sich für die Amin-Wäsche und den Chilled Ammonia Prozess durch den äquivalenten elektrischen Energiebedarf für die CO_2-Abscheidung (siehe Abb.12) folgende CO_2-Emissionswerte:

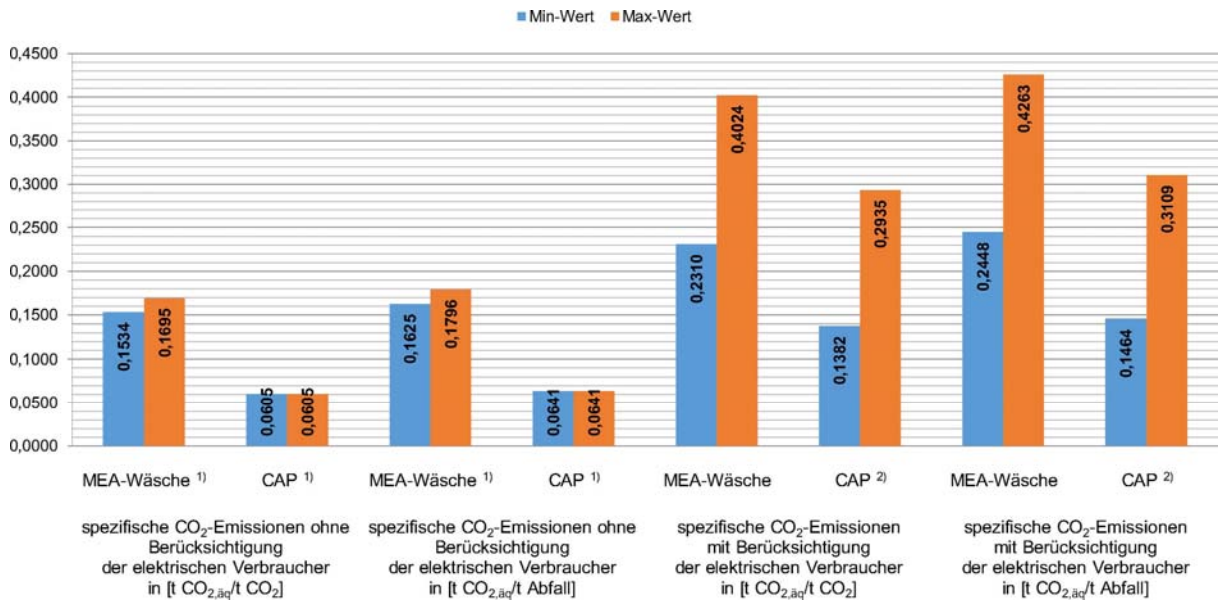

Abb. 14 CO_2-Emissionswerte für die Amin-Wäsche und den Chilled Ammonia Prozess

[1)] ohne Berücksichtigung des spezifischen elektrischen Energiebedarfs für Saugzuggebläse, Pumpen, Verdichter etc.
[2)] inklusive Anteil eines gleich hohen spezifischen elektrischen Energiebedarfs wie bei der MEA-Wäsche (Annahme)

Aus Abb. 14 lässt sich ableiten, dass durch den Energieaufwand für die CO_2-Abtrennung bei der MEA-Wäsche zwischen ca. 23 und 40% der abgeschiedenen CO_2-Menge wieder erzeugt bzw. emittiert werden (bezogen auf die CO_2-Emissionen des deutschen Strommix). Bei dem Chilled Ammonia Prozess liegt die erzeugte bzw. emittierte CO_2-Menge mit etwa 14 bis 29% der abgeschiedenen CO_2-Menge deutlich niedriger. Dabei ist der Aufwand für den Transport und die Speicherung noch nicht berücksichtigt worden.

5. Relevanz der CO_2-Abscheidung für die Abfallverbrennung

Die Abfallverbrennung hat nur einen geringen Anteil an dem Primärenergieverbrauch und der Bruttostromerzeugung (siehe Abb. 15 und Abb. 16). Daraus resultiert ein ebenfalls geringer Anteil an den gesamten Treibhausgasemissionen (siehe Abb. 17).

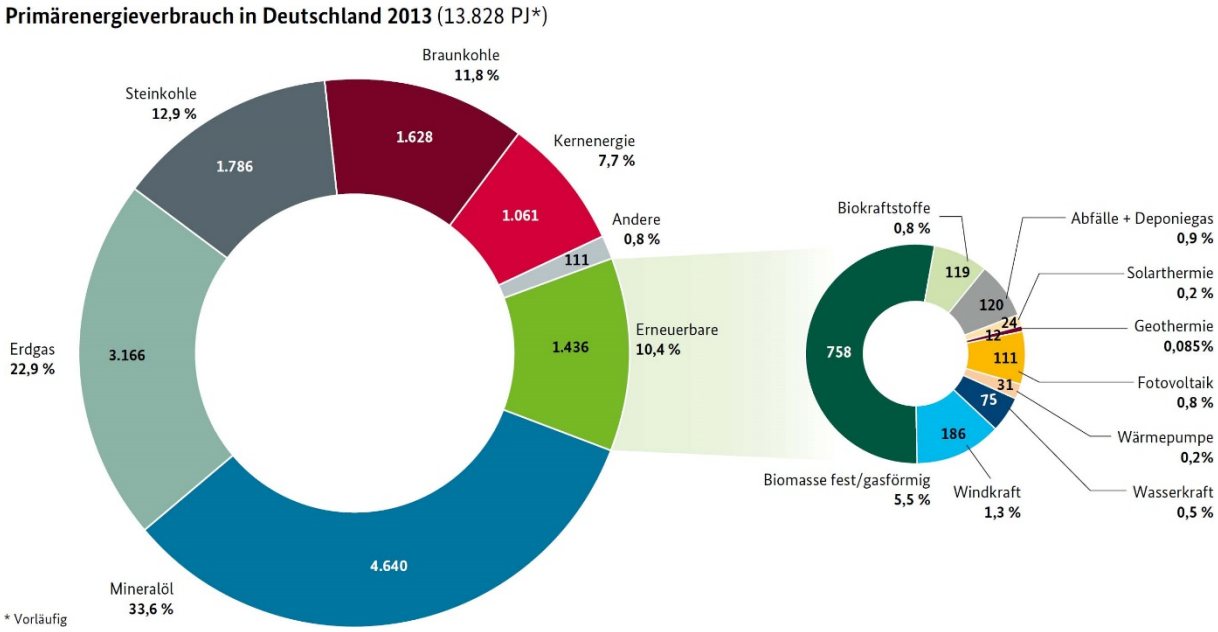

Abb. 15 Anteile der Energieträger am Primärenergieverbrauch in Deutschland 2013 [21]

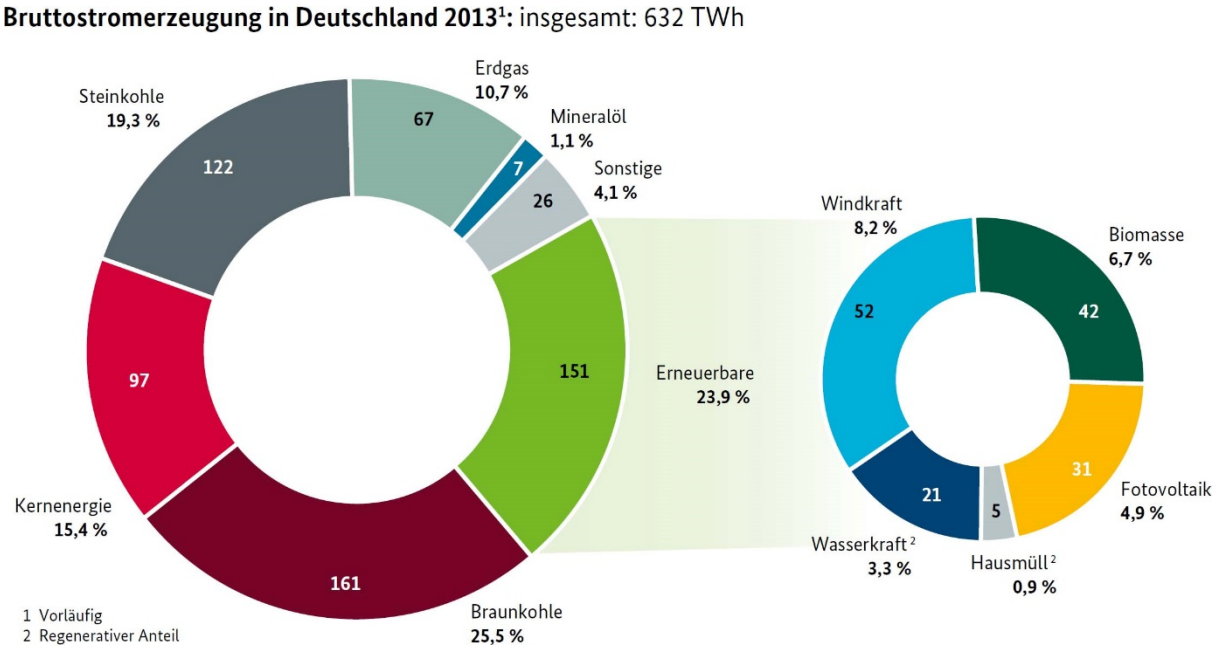

Abb. 16 Anteile der Energieträger an der Bruttostromerzeugung in Deutschland 2013 [21]

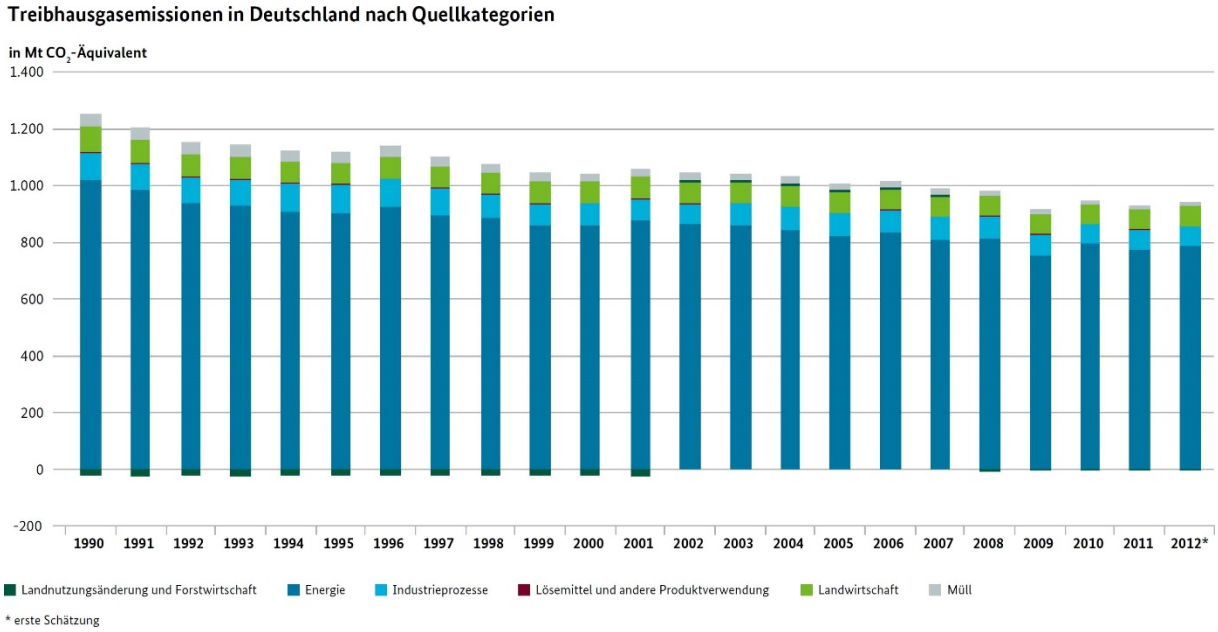

Abb. 17 Treibhausgasemissionen in Deutschland von 1990 bis 2012 nach Quellkategorien [21]

Wegen des geringen Anteils an den gesamten Treibhausgasemissionen kann die Abfallverbrennung durch eine zusätzliche CO_2-Abscheidung nur entsprechend wenig für eine Reduzierung dieser Emissionen beitragen. Die Abfallverbrennung leistet aber schon bereits einen Beitrag zum Umwelt- und Klimaschutz, indem sie folgende Aufgaben erfüllt (vgl. Abb. 18):

- Vermeidung von klimaschädlichen Emissionen (CO_2 und CH_4) infolge biologischer und chemischer Zersetzungsreaktionen von deponierten Abfällen
- Volumenreduzierung des Abfalls
- Zerstörung gesundheitsschädlicher Bakterien, Viren und Keime etc.
- Immobilisierung / Inertisierung von Schwermetallen und Schadstoffen
- Recycling von FE- und NE-Metallen
- Abtrennung umwelt- und klimaschädlicher Schadstoffe (Schadstoffsenke)

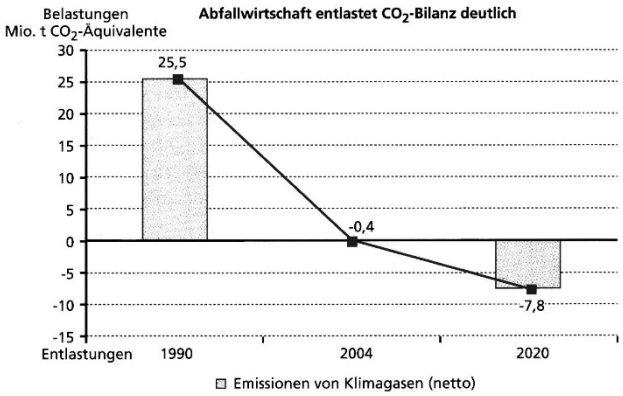

Abb. 18 Beitrag der Abfallwirtschaft zur CO_2-Reduzierung [22]

6. Zusammenfassung

Vor dem Hintergrund der ansteigenden CO_2-Emissionen und den damit verbundenen Auswirkungen auf den Klimawandel wird eine globale Reduzierung der anthropogenen CO_2-Emissionen angestrebt. In diesem Zusammenhang wird auch ein möglicher Beitrag der Abfallverbrennung bei der Anwendung der CCS- bzw. CCU-Technologie (CCS = Carbon Capture and Storage; CCU = Carbon Capture and Utilization) diskutiert. Die beiden dreiteiligen Prozesse unterscheiden sich nur in ihrem letzten Kettenglied. Während bei der CCS-Technologie außer der Abtrennung und dem Transport die Speicherung von CO_2 im Vordergrund steht, erfolgt bei der CCU-Technologie die Nutzung des abgeschiedenen CO_2. Im Rahmen zahlreicher geförderter F&E-Projekte sind einige Verfahren entwickelt worden, die ein großes Potenzial in Bezug auf die CO_2-Abscheidung besitzen. Die meisten Verfahren befinden sich aber noch im F&E-Stadium. Bisher hat lediglich die CO_2-Wäsche mit Alkanolaminen (insbesondere mit Monoethanolamin, MEA) einen kommerziellen Entwicklungsstand erreichen können. Im Rahmen dieser Studie ist die CO_2-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen mit einer auf MEA basierenden Amin-Wäsche als Referenzverfahren sowie mit dem auf Ammoniak basierenden Chilled Ammonia Prozess untersucht worden. Die Bilanzierung der Verfahren erfolgtemit bekannten Daten und Werten aus der Literatur.

Das Ergebnis der Bilanzierung zeigt, dass der Energieaufwand für die Abscheideverfahren (vor allem bei der Amin-Wäsche) so hoch ist, dass die damit verbundenen CO_2-Emissionen im Vergleich zu den abgeschiedenen CO_2-Emissionen unverhältnismäßig hoch sind.

Bisher ist eine Anwendung der CCS- bzw. CCU-Technologien überwiegend für den Einsatz in Kohle- und Gaskraftwerken konzipiert worden. Bei einem Einsatz in Abfallverbrennungsanlagen erhöhen sich aber infolge der höheren Schadstofffrachten auch die Anforderungen an die Rauchgasreinigung.

Der Hauptunterschied besteht aber in den unterschiedlichen Nettowirkungsgraden der Kraftwerksanlagen. Während die Kohle- und Gaskraftwerke Nettowirkungsgrade von über 40 bis 50% vorweisen können, erreichen Abfallverbrennungsanlagen häufig nur Nettowirkungsgrade von ca. 20% und darunter. Dadurch besteht praktisch keine Reserve bei der Kraftwerksleistung für den Energieaufwand, der für eine CO_2-Abscheidung erforderlich ist, sodass die verursachten Einbußen bei der Kraftwerksleistung unverhältnismäßig groß sind.

Hinzu kommt, dass bei der Abfallverbrennung infolge des biogenen Anteils nicht nur klimarelevantes, sondern auch klimaneutrales CO_2 emittiert wird. Dieser Anteil liegt i.d.R. zwischen 40 und 60%. Sobald der biogene Anteil mehr als 50% einnimmt, sind die emittierten CO_2-Mengen klimaneutral. Daher zählt der Siedlungsabfall auch zu den erneuerbaren bzw. regenerativen Energieträgern. Die Abtrennung der CO_2-Emissionen ist in diesem Fall unzweckmäßig.

Bei einer Berücksichtigung der dargestellten Ergebnisse aus der Bilanzierung kann die Installation einer CO_2-Abscheideanlage hinter Abfallverbrennungsanlagen sowohl aus ökonomischen als auch aus ökologischen Gründen nicht empfohlen werden.

7. Literatur

[1] IZ Klima – Informationszentrum für CO_2-Technologien e.V.
Broschüre: CCS Carbon Capture and Storage – CO_2-Abscheidung und -Speicherung als Beitrag zum weltweiten Klimaschutz; 5. Aufl., August 2013

[2] André Maun
Optimierung von Verfahren zur Kohlenstoffdioxid-Absorption aus Kraftwerksrauchgasen mithilfe alkalischer Carbonatlösungen
Dissertation an der Universität Duisburg-Essen; 2013

[3] Klaus Görner
Post-Combustion Carbon Capture PCC – CO_2-Abtrennung als Nachrüstvariante; Kompetenz-Netzwerk Kraftwerkstechnik NRW; AP3 „CO_2-arme Kraftwerkskonzepte“; 19. März 2009

[4] Alexander Galloy
Experimentelle Untersuchungen an einer Carbonate Looping Versuchsanlage mit 1 MW thermischer Leistung
Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

[5] Andrea Ohle
CO_2-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiglykol)-amin
Dissertation an der Technischen Universität Dresden; 2009

[6] Ralf Jörg Notz
CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mittels Reaktivabsorption
Dissertation an der Universität Stuttgart; 2009
2. Aufl. 2013; Logos Verlag Berlin GmbH; Berlin

[7] Zhichao Qu
Beitrag zur Umsetzung eines indirekt beheizten Carbonate Looping Prozesses
Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

[8] Victor Darde [u.a.]
Chilled ammonia process for CO_2 Capture
Energy Procedia 1 (2009), S.1035 – 1042

[9] Matthias Orth
Experimentelle Untersuchung des Chemical Looping Verfahrens an einer 1 MW Versuchsanlage
Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

[10] IGF-Vorhaben 361 ZN der AiF-Forschungsvereinigung „Deutsche Vereinigung für Verbrennungsforschung e.V.“, gefördert vom Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie; Entwicklung eines Konzepts zur CO_2-Abscheidung durch Carbonate Looping mit Verwertung der Adsorbentien in der Zementindustrie;
Schlussbericht des Instituts für Energiesysteme und Energietechnik der TU Darmstadt und des Forschungsinstituts der Zementindustrie; 2013

[11] Jesper Aronsson, Henric Björk
Process Integration and Performance of Chilled Ammonia CO_2 Capture Technology – Post combustion technology in a novel aluminium manufacturing process
Technical report no. 2011-355, Department of Energy and Environment;
Chalmers University of Technology; Gothenburg, 2011

[12] Jasmin Kemper
Kinetik und Stoffübertragung bei der reaktiven CO_2-Absorption/Desorption in speziellen Amin-Blends
Dissertation an der Ruhr-Universität Bochum; 2012

[13] Jesper Aronsson, Henric Björk
Process Integration and Performance of Chilled Ammonia CO_2 Capture Technology – Post combustion technology in a novel aluminium manufacturing process
Technical report no. 2011-355, Department of Energy and Environment;
Chalmers University of Technology; Gothenburg, 2011

[14] James T. Yeh [u.a.]
Absorption and Regeneration Studies for CO_2 Capture by Aqueous Ammonia
3rd Annual Conference on Carbon Capture & Sequestration; Alexandria, 2004

[15] Kevin P. Resnik [u.a.]
Aqua ammonia process for simultaneous removal of CO_2, SO_2 and NO_x
Int. J. Environmental Technology and Management, Vol. 4, Nos. 1/2, 2004

[16] Sean Black
Chilled Ammonia Scrubber for CO_2 Capture
ALSTOM Firmenschrift, 2006

[17] Manfred Fischedik [u.a.]
RECCS – Strukturell-ökonomisch-ökologischer Vergleich regenerativer Energietechnologien (RE) mit Carbon Capture and Storage (CCS)
Forschungsvorhaben des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU); 2007

[18] Peter Radgen [u.a.]
Bewertung von Verfahren zur CO_2-Abscheidung und -Deponierung
Abschlussbericht an das Umweltbundesamt Berlin, UBA-FB 000938;
F&E-Vorhaben Nr. 203 41 110; 2005

[19] Petra Icha (Umweltbundesamt)
Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 bis 2013
Climate Change 23/2014; Dessau-Roßlau, Juli 2014

[20] Michael Memmler [u.a.] (Umweltbundesamt)
Emissionsbilanz erneuerbarer Energieträger – Bestimmung der vermiedenen Emissionen im Jahr 2013
Climate Change 29/2014; Dessau-Roßlau, November 2014

[21] Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi) [Hrsg.]
Energiedaten: Gesamtausgabe; Stand: November 2014

[22] Carsten Stäblein
Thermische Abfallbehandlung im Spannungsfeld zwischen Energie- und Entsorgungsmarkt
In: Karl J. Thomé-Kozmiensky, Michael Beckmann; Energie aus Abfall, Band 4;
TK Verlag Thomé-Kozmiensky; Neuruppin; 2008