CO_2-Abscheidung als Wertstoff-Rückgewinnung – eine Symbiose für die Umwelt?

Rudi H. Karpf*

1. Verfahrensübersicht zur gasseitigen CO_2-Abtrennung.....
2. Bilanzierung.....
2.1. Massenbilanz der CO_2-Abscheidung.....
2.2. Energie- und Massenbilanzen für die Abfallverbrennungsanlage .....
2.3. Energie- und Massenbilanzen für die CO_2-Abscheideverfahren .....
2.4. CO_2-Emissionsbilanz.....
3. Power to Methanol.....
4. Bewertung des Methanol-Prozesses .....
4.1. Energie- und Massenbilanz der Methanol-Anlage.....
4.2. Vergleich zur herkömmlichen Methanol-Herstellung und Nutzung.....
4.3. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung.....
5. Fazit und Ausblick .....
6. Literatur .....

Die Abfallverbrennung ist heute an vielen Standorten längst nicht mehr nur eine Abfallbehandlungs- und Abfallbeseitigungsanlage, sondern eine nicht wegzudenkende Energieversorgungseinrichtung, insbesondere wenn Wärme- und Prozessdampf ausgekoppelt werden. In dem Zeitraum 1980 bis 2000 kam es zu einer umfangreichen Entwicklung in der Festlegung von Emissionsgrenzwerten. Die damit einhergehenden fortdauernden Emissionswertreduzierungen hatten zur Folge, dass ein Großteil der bestehenden Abfallverbrennungsanlagen ihre Abgasreinigungsanlagen immer wieder anpassen bzw. erweitern musste. Das führte zu den, teils heute noch existierenden, mehrstufigen und sehr komplexen Anlagen. Ein weiterer Grund für die mehrstufigen Anlagen war in den 90er Jahren die Forderung der Wertstoffgewinnung aus den in der Abgasreinigung anfallenden Reststoffe, wie man es aus dem Kraftwerksbereich mit der Herstellung von Gips bei der Abgasentschwefelung kannte.

* Der folgende Beitrag basiert auf einem Fachartikel der Fachzeitschrift Müll und Abfall, Ausgabe Mai 2016 mit dem Titel *CO_2-Abscheidung bei der Abfallverbrennung* von Professor Dr.-Ing. Rudi H. Karpf und PD Dr.-Ing. habil. Christian Bergins. Ein Großteil der Textpassagen wurde unverändert übernommen.

Aber auch einstufige simultane Verfahren wurden in den letzten zwei Jahrzehnten weiterentwickelt und prägten den Stand der Technik unter sehr effizienten Bedingungen. Insbesondere im Bereich der Energieeffizienz bzw. -nutzung, die als Kriterium in den BVT-Merkblättern sowie in der geplanten Novellierung der TA-Luft gefordert wird, besteht ein großes Potential bei intelligenter Verschaltung bewährter Verfahrensstufen. Durch umfangreiche Bilanzierungen konnte aufgezeigt werden, dass selbst mehrstufige Abgasreinigungsverfahren mit niedrigsten Emissionswerten, die eine Energieauskopplung zulassen, eine positive Netto-Primärenergiebilanz aufweisen.

Neben der Energieeffizienz deuten jüngste Diskussionen auf eine Renaissance der Wertstoffgewinnung aus dem Abgas hin, jedoch diesmal nicht auf die Gewinnung von z.B. Gips oder Salzsäure, sondern auf die Überführung des Verbrennungsprodukts CO_2 zurück in den Kohlenstoffkreislauf in Form von z.B. Methanol. Ausgelöst werden solche Überlegungen durch politische Zielsetzungen zum Klimaschutz und der Dekarbonatisierung unserer zukünftigen Energieversorgung.

Für einige Standorte von Abfallverbrennungsanlagen, die aufgrund ihrer umliegenden Infrastruktur keinerlei Möglichkeiten zur weitergehenden Energienutzung besitzen, kann die Methanol-Synthese eine sinnvolle Lösung darstellen. Die für die Methanol-Synthese und Wasserstoff-Elektrolyse benötigte Energie könnte dann zum Teil durch überschüssige thermische und elektrische Energie aus der Abfallverbrennung bereitgestellt werden.

Vor diesem Hintergrund werden die Randbedingungen sowie Potentiale für eine Nutzung von CO_2 (CCU = Carbon Capture and Utilization) zur Herstellung von nachhaltigen Brennstoffen und Treibstoff, bekannt als Power to Gas, Power to Methanol oder allgemein als Power to Fuel beschrieben.

1. Verfahrensübersicht zur gasseitigen CO_2-Abtrennung

Die Problematik der CO_2-Abtrennung aus Abgasen 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.

Der ebenfalls dreiteilige Prozess der *CCU-Technologie* (Carbon Capture and Utilization) unterscheidet sich von der CCS-Technologie lediglich durch das letzte Glied der Prozesskette (Bild 2). Anstelle der Speicherung ist hier die *Nutzung* des abgeschiedenen CO_2 vorgesehen.

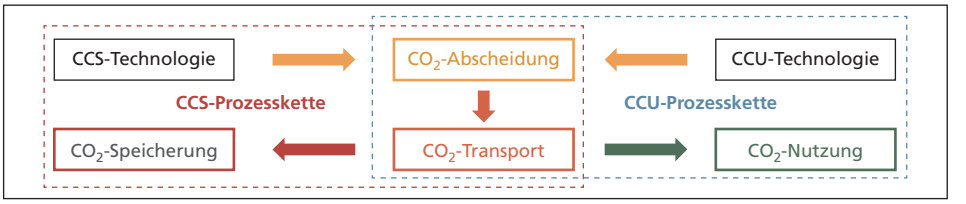

Bild 1: Prozessketten der CCS- und CCU-Technologie

Es gibt prinzipiell drei verschiedene Verfahrenswege für die CO_2-Abscheidung (Bild 2):

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

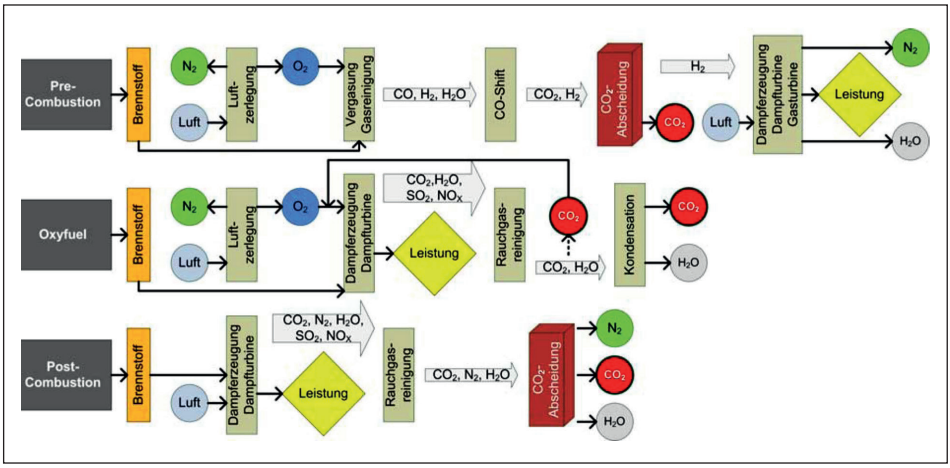

Bild 2: Schematische Darstellung der drei Verfahrenswege für die CO_2-Abtrennung

Quelle: Maun, A.: Optimierung von Verfahren zur Kohlenstoffdioxid-Absorption aus Kraftwerksrauchgasen mithilfe alkalischer Carbonatlösungen. Dissertation an der Universität Duisburg-Essen; 2013

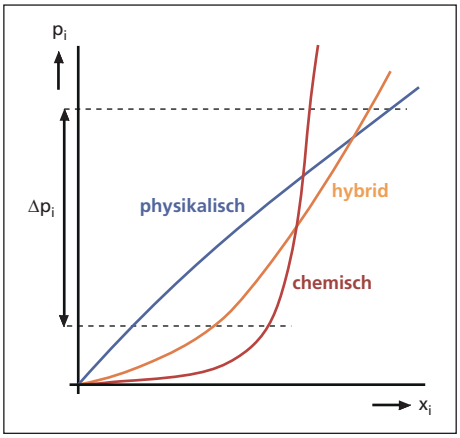

Bild 3: Abhängigkeit des Partialdrucks vom Stoffmengenanteil in der flüssigen Phase für unterschiedlich wirkende Absorptionsmittel (bei t = konstant)

Quelle: Ohle, A.: CO_2-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiglykol)-amin. Dissertation an der Technischen Universität Dresden; 2009

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).

Weitere Verfahren zur CO_2-Abtrennung werden in [14] ausführlich beschrieben.

Im Vergleich der physikalischen und chemischen Absorptionsverfahren ist zu erkennen, dass eine physikalische Absorption lediglich bei hohen Partialdrücken Vorteile aufweist (Bild 3). Für die CO_2-Abtrennung aus Abgasen von Kraftwerksprozessen ist daher nur eine chemische Absorption sinnvoll.

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

Aus diesem Grund kommen grundsätzlich folgende drei Absorptionsverfahren in Frage:

- die Amin-Wäsche – Referenz-Absorptionsmittel: Monoethanolamin, MEA,
- die Ammoniak-Wäsche – Chilled Ammonia Prozess, CAP – und
- der Carbonate Looping Prozess – direkt und indirekt beheizter Prozess.

Für einen Verfahrensvergleich sind vor allem die Arbeiten von Ohle [28], Notz [27], Galloy [13] und Qu [30] sowie der Beitrag von Darde [8] als Referenzen zu nennen.

Tabelle 1: Übersicht über kommerziell verfügbare Prozesse zur CO_2-Abtrennung mit wässrigen Aminlösungen

Parameter	Einheit	Kerr-McGee/ ABB Lummus Crest Prozess	Econamine FG Prozess	Mitsubishi Heavy Industry (MHI) 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, 500[3], 4.000[3]
CO_2-Trenngrad Ψ	%	90	85 bis 95	90
spezifischer Absorptionsmittelstrom	m³/t CO_2	25	17	11
spezifischer Heizdampfbedarf [1)]	GJ/t CO_2	5 bis 6,5	< 4,2	2,6 bis 3,2
spez. elektrischer Energiebedarf [2)]	GJ/t CO_2	0,36 bis 1,08	0,144 bis 0,396	≈ 0,47
spez. Absorptionsmittelverbrauch	kg/t CO_2	0,45	0,5 bis 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 ≈ 2,6 GJ/t CO_2 (etwa 0,95 Tonnen Dampf pro Tonne CO_2 nach [17]) wenn die gesamte Dampfenthalpie zugrunde gelegt wird) für Prozess mit KS-1, KS-2 (sterisch gehinderte Amine, deren Zusammensetzung bisher noch nicht veröffentlicht worden ist).

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

3) Eine 500 t CO_2/d Anlage wurde in den USA erfolgreich demonstriert [17]. Eine Anlage mit 4.000 t CO_2/d ist im Bau [18]

Quellen:

Kamijo, T.; Nagayasu, H.; Yonekawa, T.; Shimada, D.; Tsujiuchi, T.; Nakayama, K.: Carbon Capture and Storage Demonstration Test – Coal-fired Power Plant (in cooperation with Southern Company, a U.S. Electric Power Company). Mitsubishi Heavy Industries Technical Review Vol. 50 No. 1 (March 2013)

Kamijo, T.; Yonekawa, T.; Inui, M.; Hirata, T.; Tsujiuchi, T.; Miyamoto, O.: Deployment of World's Largest Post-combustion Carbon Capture Plant for Coal-fired Power Plants. Mitsubishi Heavy Industries Technical Review Vol. 52 No. 1 (March 2015)

Notz, R. J.: CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mittels Reaktivabsorption. Dissertation an der Universität Stuttgart; 2009, 2. Aufl. 2013; Logos Verlag Berlin GmbH; Berlin

Von den oben genannten 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 Tabelle 1. Für den Chilled Ammonia Prozess liegen lediglich Erfahrungen mit dem Betrieb von Demonstrations- und Pilotanlagen (z.B. We Energies Pleasent Prairie Power Plant, Wisconsin (USA): 5 MW_{th}; AEP Mountaineer Power Plant, West Virginia (USA): 58 MW_{th}) vor. Bei dem Carbonate Looping Prozess bestehen nur Erfahrungen mit dem Betrieb einer Pilotanlage (TU Darmstadt: 1 MW_{th}).

2. Bilanzierung

2.1. Massenbilanz der CO_2-Abscheidung

Die Massenbilanzierung erfolgt beispielhaft für eine Abfallverbrennungsanlage mit folgendem Aufbau.

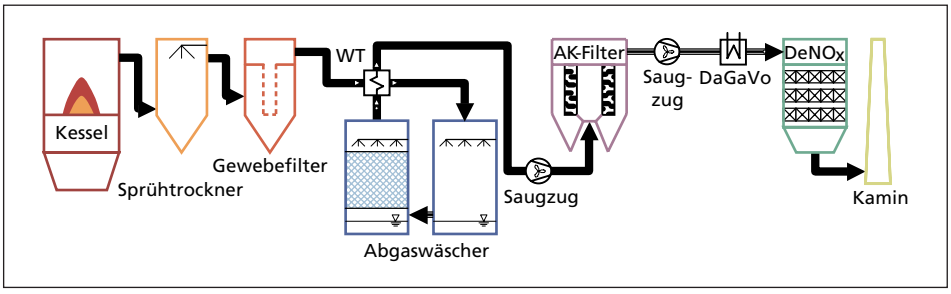

Bild 4: Schema der Abfallverbrennungsanlage

Es wurden folgende Prozessdaten für die Bilanzierung zugrunde gelegt.

Parameter	Einheit	Wert
Abgasmenge (trocken)	m³/h (i.N., tr.)	83.678
Abgasmenge (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

Tabelle 2:

Rohgasdaten nach Kesselaustritt

Schadstoff-konzentrationen	Einheit	Grenz-werte	Emissions-werte
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

Tabelle 3:

Reingasdaten (Tagesmittelwerte) am Kamin

Für die Massenbilanz der CO_2-Abscheidung muss der abzuscheidende CO_2-Massenstrom bestimmt werden. Die CO_2-Abscheiderate soll $\Psi = 90$ Prozent betragen.
Aus Tabelle 2 und 3 ergeben sich folgende Abgaswerte nach Kessel:

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

Der abzuscheidende CO_2-Massenstrom errechnet sich wie folgt:

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

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

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

2.2. Energie- und Massenbilanzen für die Abfallverbrennungsanlage

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

Tabelle 4: 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
Abgasmenge, feucht	m^3_N f.AG/h	102.046
Abgasmenge, trocken	m^3_N tr.AG/h	83.678
spezifische Abgasmenge, feucht	m^3_N f.AG/t Abf	6.075,1
spezifische Abgasmenge, trocken	m^3_N tr.AG/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 Abgaswäsche, die Abgaskühlung, die Wasserdampfkondensation und die CO_2-Absorption ändern sich die Abgaseigenschaften während des Abgasreinigungsprozesses (Tabelle 5).

Tabelle 5: Änderung der Abgaseigenschaften während des Abgasreinigungsprozesses (bei Vernachlässigung der Falschluft-, Druckluft- und Schadgasmengen)

Parameter	Temperatur	Druck	AG-Feuchte	CO_2-Gehalt		AG-Menge	
	t_{AG}	$p_{abs,AG}$	H_2O	CO_2 (tr.)	CO_2 (f.)	$V_{i.N.}$(AG)tr.	$V_{i.N.}$(AG)f.
Prozessschritt	°C	mbar	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	m³N tr.AG/h	m³N f.AG/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 AG-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
AG-Kühlung (VDK)	~ 66,2	1.010	25,96	11,95	8,85	83.678	113.017
AG-Kühlung [1] mit H_2O-Kondensation	40 10	1.005 1.005	7,34 1,22	11,95 11,95	11,07 11,81	83.678 83.678	90.305 84.712
CO_2-Absorption [1]	40 10	1.000 1.000	7,34 1,22	1,34 1,34	1,23 1,32	74.677 74.677	81.304 75.711

[1] AG-Kühlung auf Absorptionstemperatur, bei Amin-Wäsche mit MEA: t = 40 °C

2.3. Energie- und Massenbilanzen für die CO_2-Abscheideverfahren

Die Bilanzierung für die CO_2-Abscheidung erfolgt für eine Amin-Wäsche mit einer 30 Ma.-%igen MEA-Lösung. Die Betriebskostenbilanzierung für die CO_2-Absorption erfolgt auf der Basis verfügbarer Literaturdaten (Tabelle 6).

Umfangreiche Ergebnisse aus Versuchen zur CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mit MEA-Lösung an einer Technikumsanlage liefert die Arbeit von Notz [27]. 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 [19].

Tabelle 6: Betriebskostenbilanzierung für die CO_2-Abscheidung auf Basis der Amin-Wäsche mit MEA-Lösung

Parameter	Einheit	Amin-Wäsche
Absorptionsmittel (Lsg in H_2O)	–	30 Ma.-%ige MEA-Lösung
Molmasse Absorptionsmittel	kg/kmol	61,09
Absorptionstemperatur	°C	40 bis 70
Absorptionsdruck	bar	1 bis 3
Desorptionstemperatur	°C	110 bis 130
Desorptionsdruck	bar	1 bis 1,5
praktische CO_2-Beladung	kg CO_2/kg Lsg	0,05
spez. Wärmebedarf für die Regeneration [1]	GJ/t CO_2	3,8 bis 4,2

Tabelle 6: Betriebskostenbilanzierung für die CO_2-Abscheidung auf Basis der Amin-Wäsche mit MEA-Lösung – Fortsetzung –

Parameter	Einheit	Amin-Wäsche
spez. elektrischer Energiebedarf [2]	GJ/t CO_2	0,5 bis 1,5
spez. Absorptionsmittelverbrauch	kg/t CO_2	1,6 bis 2,0
spez. Absorptionsmittelkosten	EUR/kg	0,82 [3]
spez. CO_2-Vermeidungskosten [8]	EUR/t CO_2	25 bis 45
CO_2-Abscheiderate	%	90
abzuscheidende CO_2-Menge [4]	t CO_2/h	17,8
	t CO_2/a	142.352
Wärmebedarf für die Regeneration [1] [4]	MWh_{th}/h	18,8 bis 20,8
	MWh_{th}/a	150.260 bis 166.077
Dampfbedarf für die Regeneration [4] [5]	t D/h	32,0 bis 35,4
	t D/a	256.170 bis 283.422
Dampfverbrauchskosten [4] [5] [6]	EUR/h	200,1 bis 211,4
	EUR/a	1.601.063 bis 1.771.389
elektrischer Energiebedarf [2] [4]	MWh_{el}/h	2,471 bis 7,414
	MWh_{el}/a	19.771 bis 59.313
elektrische Energiekosten [2] [4] [7]	EUR/h	15,45 bis 46,34
	EUR/a	123.569 bis 370.708
Absorptionsmittelverbrauch [4]	kg/h	28,5 bis 35,6
	kg/a	227.763 bis 284.704
Absorptionsmittelkosten [4]	EUR/h	23,35 bis 29,18
	EUR/a	186.766 bis 233.457
CO_2-Vermeidungskosten [8]	EUR/h	444,85 bis 800,73
	EUR/a	3.558.800 bis 6.405.840

1) davon Strippdampfbedarf: 35 %, Desorption: 40 % und Waschmittelaufheizung: 25 %
2) inkl. Energiebedarf für Saugzuggebläse zur Abgasförderung, Waschmittelpumpen und Kompressor zur CO_2-Verdichtung
3) nach Angaben des Statistischen Bundesamtes (2002), zitiert in Galloy
4) bei 8.000 Betriebsstunden pro Jahr
5) Dampfparameter (angenommen)
6) spezifische Dampfverbrauchskosten = 6,25 EUR/t
7) spezifische elektrische Energiekosten = 35 EUR/MWh_{el}
8) 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

Quellen:

Fischedik, M. et al.: RECCS – Strukturell-ökonomisch-ökologischer Vergleich regenerativer Energietechnologien (RE) mit Carbon Capture and Storage (CCS). Forschungsvorhaben des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU); 2007

Galloy, A.: Experimentelle Untersuchungen an einer Carbonate Looping Versuchsanlage mit 1 MW thermischer Leistung. Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

Notz, R. J.: CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mittels Reaktivabsorption. Dissertation an der Universität Stuttgart; 2009, 2. Aufl. 2013; Logos Verlag Berlin GmbH; Berlin

Zu den Kosten für die CO_2-Abscheidung kommen bei keiner weiteren Nutzung des abgetrennten CO_2 (also CCS) zusätzlich die Kosten für die Kompression, den Transport und die Speicherung hinzu.

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:

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

$$\mu(CO_2)_{ab,Abf} = \frac{\dot{m}(CO_2)_{ab}}{\dot{m}(Abf)} \quad (4)$$

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

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

$$\mu(D)_{Abf} = \frac{\dot{m}(D)_{Ke}}{\dot{m}(Abf)} \quad (7)$$

$$\mu(D)_{Reg,CO_2} = \frac{q_{Reg,CO_2}}{\Delta h_{D,Reg}} \quad (8)$$

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 elektrische Bruttowirkungsgrad ($\eta_{el,Brutto}$ = 0,2358), η_{Ke} der Kesselwirkungsgrad (η_{Ke} = 0,82) und Δh_D die Dampfenthalpiedifferenz in [MWh_{th}/t].

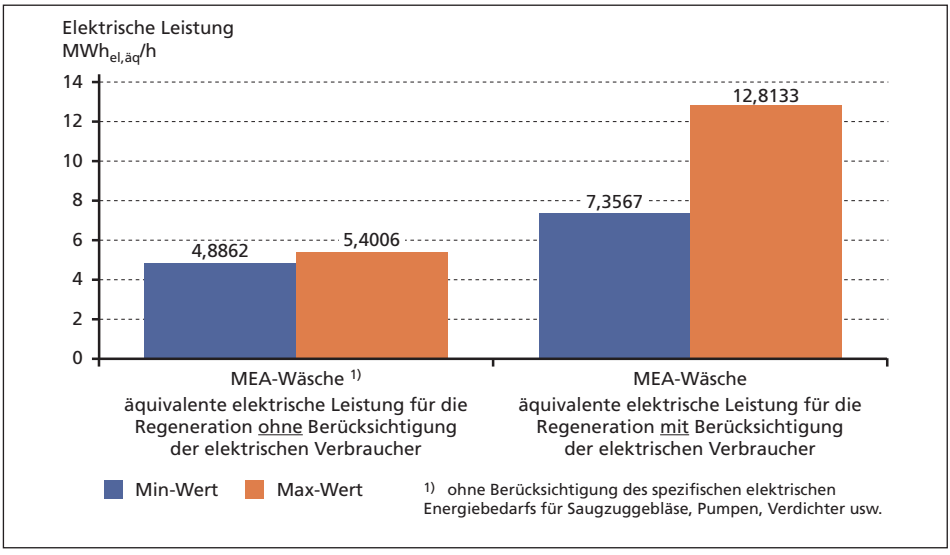

Bild 5: Äquivalenter elektrischer Energiebedarf der CO_2-Abscheideverfahren im Vergleich

2.4. 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 Prozent 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) [15] 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 [15] gilt für sämtliche Energieträger ein Mittelwert von 43 Prozent). 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 [25] 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 etwa 50,4 Prozent *klimaneutrale* CO_2-Emissionen.

Unter Berücksichtigung des CO_2-Emissionsfaktors für den deutschen Strommix von 0,559 t CO_2/MWh_{el} (nach [15] für das Jahr 2013) ergeben sich für die Amin-Wäsche durch den äquivalenten elektrischen Energiebedarf für die CO_2-Abscheidung (Bild 5) folgende CO_2-Emissionswerte:

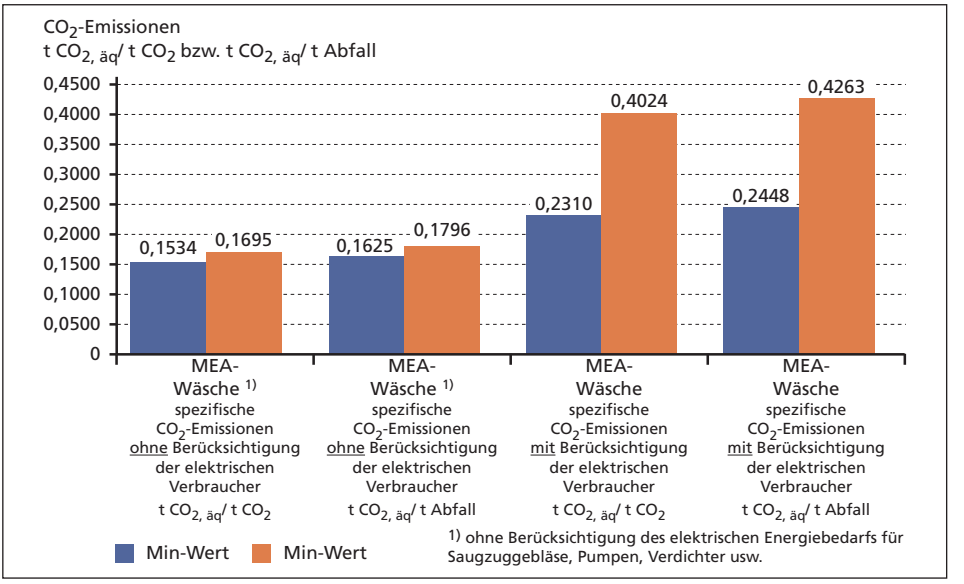

Bild 6: CO_2-Emissionswerte für die Amin-Wäsche

Aus Bild 6 lässt sich ableiten, dass durch den Energieaufwand für die CO_2-Abtrennung bei der MEA-Wäsche zwischen etwa 23 und 40 Prozent der abgeschiedenen CO_2-Menge wieder erzeugt bzw. emittiert werden (bezogen auf die CO_2-Emissionen des deutschen Strommix). Dabei ist der Aufwand für den Transport und die Speicherung noch nicht berücksichtigt worden.

Wie bereits in Tabelle 1 beschrieben, besitzt z.B. das Waschmittel von Mitsubishi Heavy Industry (MHI) KS-1 [17, 18] und KS-2 (sterisch gehinderte Amine [27]) im Vergleich den niedrigsten spez. Absorptionsmittelverbrauch (0,35 kg/t CO_2) sowie den niedrigsten spez. Heizdampfbedarf (2,6 GJ/t CO_2) für die Regeneration des Absorbens. Durch eine kontinuierliche Weiterentwicklung des Prozesses sowie die Nutzung des abgetrennten CO_2 als Wertstoff, (CCU) hat Mitsubishi Hitachi Power Systems Europe (MHPSE, Duisburg, Deutschland) in Zusammenarbeit mit Carbon Recycling International (CRI, Reykjavik, Island) eine Symbiose geschaffen, die im Folgenden beschrieben wird.

3. Power to Methanol

Das CCU-Konzept wird besonders in Deutschland seit einigen Jahren intensiv untersucht, um überschüssige Stromerzeugungskapazitäten aus erneuerbaren Energien ökonomisch sinnvoll zu nutzen. Da der energetische Zustand des Kohlenstoffs im CO_2 den (außer in den Karbonaten) niedrigsten Zustand eingenommen hat, ist zur Nutzung ein reaktiver Partner erforderlich. Steht – zumindest zeitweise – überschüssige Stromerzeugungskapaziät zur Verfügung, kann durch Elektrolyse von Wasser großtechnisch effizient Wasserstoff (H_2) erzeugt werden. Handelt es sich um erneuerbaren Strom, sind der Wasserstoff und die (gemeinsam mit CO_2 hergestellten) Folgeprodukte als erneuerbare Treibstoffe zertifizierbar.

4. Bewertung des Methanol-Prozesses

Am weitesten fortgeschritten ist dabei die Methanolherstellung aus Strom und CO_2 aus Kraftwerksabgasen sowie dessen Nutzung in PKW Motoren. CRI betreibt am Geothermiekraftwerk Svartsengi in Island eine erste kommerzielle Anlage, die jährlich 4.000 Tonnen Methanol aus 6.000 Tonnen CO_2 und Wasserstoff herstellt.

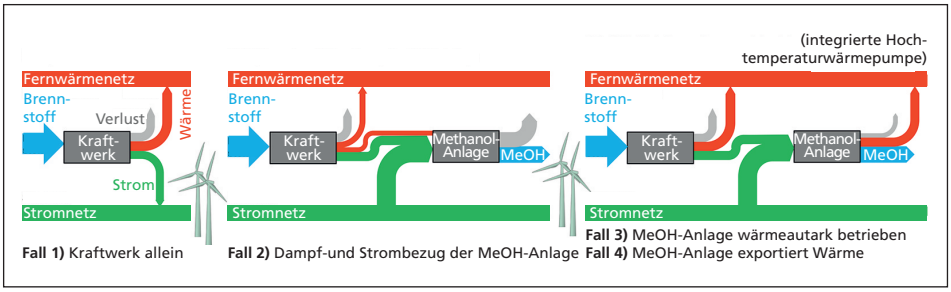

Bild 7: Untersuchte Konfigurationen

CRI und MHPSE entwickeln gemeinsam technische Konzepte für die Umsetzung des Power to Methanol (PtM oder PtMeOH) Verfahrens in der Kraftwerksindustrie sowie in Stahl- und Chemieindustrie. Verschiedene Anwendungen der Technologie wurden bereits zuvor beschrieben [3, 20]. Im Folgenden sollen Varianten der Einbindung in eine Abfallverbrennungsanlage mit und ohne Kraft-Wärmekopplung sowie verschiedener Wärmeversorgungskonzepte der MeOH-Anlage dargestellt werden (Bild 7).

4.1. Energie- und Massenbilanz der Methanol-Anlage

Als Grundlage für die Anbindung der MeOH-Erzeugung wird die zuvor beschriebene Abfallverbrennungsanlage herangezogen (Tabelle 4). Wird Anzapfdampf von der Turbine für Fernwärmeerzeugung oder industrielle Dampfversorgung genutzt, erniedrigt sich die erzeugte Strommenge. Die Stromverlustkennziffer ist etwa 15 Prozent. Entsprechend Tabelle 4 werden 108 $gCO_{2eq}/MJ_{(Brennstoff)}$ angenommen, dabei 50 Prozent aus nicht-erneuerbarer Energie. Die Methanol Anlage kann 100 kt/a Methanol herstellen. Die MeOH-Anlage wird 8.000 Stunden im Jahr betrieben und konsumiert den gesamten Strom der Abfallverbrennungsanlage, importiert aber zusätzlich Strom. Die Größenfestlegung und Entscheidung zum zusätzlichen Stromimport erfolgt in diesem Fall aus verschiedenen Gründen:

- Bei 100 kt/a ist eine ausreichende Economy-Of-Scale für die MeOH-Anlage erreicht.
- Bis zu 89 Prozent des gesamten CO_2 des Abgases bei Volllast werden abgeschieden. Zusammen mit der Teillastfähigkeit der MeOH-Anlage (20 bis 30 Prozent) ergibt sich eine ausreichende Betriebsflexibilität und Unabhängigkeit vom Strommarktpreis.
- Die CO_2-Intensität des Treibstoffes sollte unter 33 g CO_{2eq}/MJ erreichen (Kapitel 4.3. und [7]). Dazu wird in diesem Fall entsprechend zertifizierter Windstrom mit 10 g CO_{2eq}/kWh [26] importiert.

Das Fließbild der Anlagen ist in Bild 8 dargestellt. Der Prozess benötigt 1,01 MWh Dampf/Tonne Methanol und 9,75 MWh Strom pro Tonne. Dampf wird ausschließlich für die CO_2-Abscheidung benötigt. Hierbei wird ein fortschrittliches Waschmittel mit einem Energiebedarf zur Regeneration von 2.600 kJ/kg CO_2 [17, 18, 33] eingesetzt. Die Destillation des Methanols zur Abtrennung des Nebenproduktes Wasser wird über eine interne Energieintegration erreicht.

Der Dampfbedarf kann nun entweder über Anzapfdampf aus dem Dampfkreislauf zur Verfügung gestellt werden oder durch die Nutzung der Abwärme des Elektrolyseurs (80 °C) und eine Hochtemperaturwärmepumpe (HTWP) mit Ammoniak als Arbeitsmittel [6] erzeugt werden. Mit der HTWP kann bei Bedarf auch weiterer Dampf für Wärmeexport hergestellt werden. Da sich durch die Bereitstellung von zusätzlicher Fernwärme oder Dampf der Brennstoffausnutzungsgrad der Abfallverbrennung (und der CO_2-Footprint der Produkte) ändert, werden hier zwei Fälle (mit/ohne Fernwärme) untersucht. Für die Zertifizierung des hergestellten Treibstoffes ist die CO_2-Intensität des *Rohstoffes* Strom zugrunde zu legen. Im Kraftwerksprozess wird zunächst die

äquivalente CO_2-Emission nach der IEA-Methode [22] auf die Produkte Dampf und Strom gleichermaßen umgelegt. Importierter Strom und Eigenstrom der Abfallverbrennungsanlage sowie u.U. genutzter Dampf liefern dann die entsprechenden Beiträge für das Produkt Methanol.

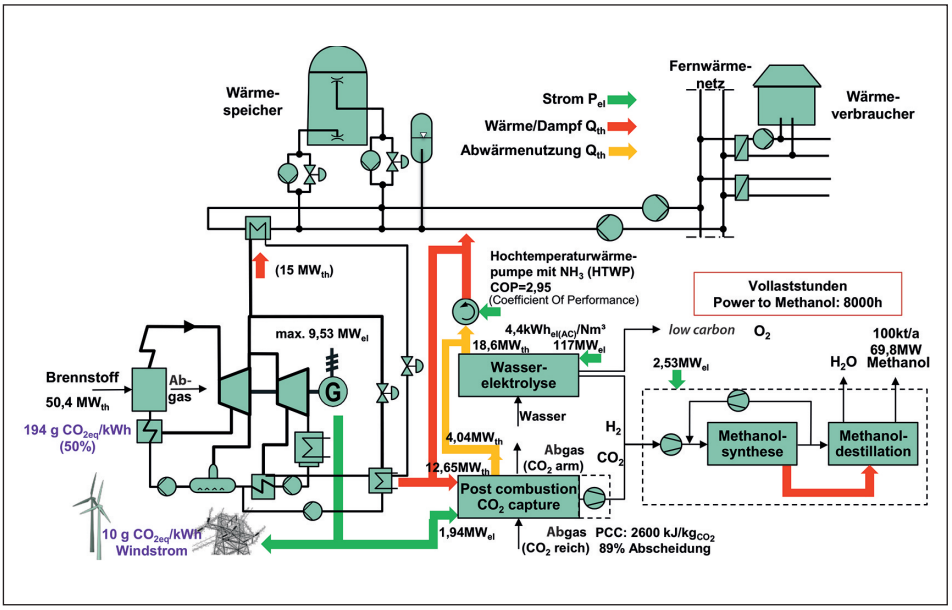

Bild 8: Abfallverbrennungsanlage mit integrierter Power-to-Methanol-Anlage, Kraft-Wärmekopplung und CO_2-Abscheidung

Bild 8 enthält auch die grundlegenden Auslegungs-/Leistungsdaten der Komponenten. Die Ergebnisse der Energie- und Massenbilanz sind in Tabelle 7 dargestellt. Im Fall der Nutzung von Anzapfdampf für die Versorgung der MEOH-Anlage (Fall 2a) ergibt sich eine Reduzierung der CO_2-Intensität des Methanols im Vergleich zu Benzin (Vergleichswert 83,8 g CO_{2eq}/MJ nach Bundes-Immissionsschutzgesetz [7]) von 48 Prozent. Die für eine Zertifizierung notwendige Schwelle von 60 Prozent Reduzierung kann in diesem Fall also nur erreicht werden, wenn der Brennstoffnutzungsgrad der Abfallverbrennungsanlage durch Fernwärmeauskopplung (Fall 2b, 69 Prozent) erhöht wird oder die MeOH-Anlage sich auch durch die HTWP selbst mit Prozesswärme versorgt (Fälle 3 & 4: 79 Prozent). In den Fällen 3 und 4 (4 mit erhöhtem Prozesswärmeexport) wird zudem der Gesamtausnutzungsgrad (η_A) von Brennstoffwärme und Strom zu Treibstoff und Prozesswärme auf nahezu 60 Prozent maximiert. Neben einer sehr niedrigen CO_2-Intensität des Methanols von 17,5 g CO_{2eq}/MJ ist die (mittlere) CO_2-Intensität der von Abfallverbrennungs- und Methanolanlage exportierten Wärme auch niedriger (54,0 statt 122 g CO_{2eq}/MJ). Der reine Umwandlungswirkungsgrad Strom zu Methanol (Heizwert) lässt sich im energieautarken Betrieb (Fall 3) am besten bestimmen und beträgt für diese Anlagenkonfiguration 55,2 Prozent.

Tabelle 7: Ergebnisse der Bilanzierung der 100 kt/a-Methanolanlage, Gesamtumwandlungswirkungsgrade und CO_2-Intensität der Produkte

Fall	MW_{el}	MW_{th}	Brennstoff- und Strom-Nutzungsfaktor		CO_{2eq}/MJ			MeOH-CO_2-Reduktion
	Netz	Netz	η_A	η_B	Strom, Dampf	MeOH	Wärme (ins Netz)	BImSchG § 37a
			%	%	KW			%
1a)	+9,53	–	18,9	–	286	–	–	–
1b)	+7,28	15,0	44,2	–	122	–	122	–
2a)	-114,3	–	42,4	51,8	134	43,0	–	-48
2b)	-116,5	15,0	50,8	51,8	82,4	25,9	82,4	-69
3)	-119,1	15,0	50,0	55,2	122	17,5	122	-79
4)	-126,0	34,3	59,0	66,9	122	17,5	54,0	-79

Fälle, Anlagenkonfiguration:	Umwandlungswirkungsgrade/Nutzungsgrade:	
1a) KW allein ohne FW 1b) KW allein mit FW 2a) MeOH mit AD, ohne FW 2b) MeOH mit AD, mit FW 3) MeOH Selbstversorger # 4) MeOH exportiert Wärme #	Brennstoff-/Stromnutzungsfaktor (A) (Anlagengrenze Kraftwerk + Methanolanlage)	$\eta_A = \frac{\dot{Q}_{th}^{MeOH} + \dot{Q}_{th}^{Netz} + P_{el(+)}^{Netz}}{\dot{Q}_{th}^{Brennstoff} + P_{el(-)}^{Netz}}$
	Wärme-/Stromnutzungsfaktor (B) (Anlagengrenze Methanolanlage)	$\eta_B = \frac{\dot{Q}_{th}^{MeOH} + \dot{Q}_{th}^{Netz}}{\dot{Q}_{th}^{Kraftwerk} + P_{el}^{Kraftwerk/Netz}}$

FW: Fernwärme/Industriedampfauskopplung KW: Kraftwerk AD: Anzapfdampf # Einsatz der Hochtemperaturwärmepumpe MeOH: Methanolanlage

4.2. Vergleich zur herkömmlichen Methanol-Herstellung und Nutzung

Normalerweise wird Methanol heute aus Erdgas über Dampfreformierung (Großanlagen im GW-Maßstab an Erdgasförderstellen) oder über Kohlevergasung (besonders in China) hergestellt, zu mehr Details über die Verfahren und Anwendungen siehe auch [4]. Es existiert ein Weltmarkt für Methanol von etwa 80 Millionen Tonnen im Jahr.

Die Nutzung von Methanol im Transportsektor steigt seit Jahren stark an. Bereits heute werden 27 Prozent des global produzierten Methanols im Treibstoffsektor eingesetzt: 12 Prozent für Beimischung zu Benzin, 12 Prozent für die MBTE-Produktion (Anti-Klopfmittel) und 3 Prozent für die Produktion von Biodiesel.

Weltweit gibt es eine Reihe von Initiativen, Methanol als Treibstoff einzusetzen. In Europa ist M3 (3 Prozent MeOH-Beimischung in Benzin) über die Norm SP95 EN228 standardisiert, und in Großbritannien ist M95 sogar steuerbefreit. M100 ist in Schweden als Schiffstreibstoff vorgesehen. China testet Mischungen von M15 bis M100 in elf Großstädten. Zur Nutzung von Methanol als Treibstoff oder Grundstoff für die Weiterverarbeitung zu Komponenten, denen Benzin beigemischt werden können, sei auf [2, 21, 24, 32] verwiesen.

Methanol aus der Erdgasreformierung hat eine CO_2-Intensität bei Transportanwendungen von 101 g CO_{2eq}/MJ und für MeOH aus Kohlevergasung ergeben sich sogar 194 g CO_{2eq}/MJ [11]. Auf EU-Ebene müssen Biotreibstoffe zukünftig 60 Prozent Emissionsminderung gegenüber dem Referenzwert 83,8 gCO_{2eq}/MJ erreichen, um

als solche zertifiziert zu werden. Dies erfordert, wie im letzten Kapitel gezeigt wurde, einen Strom-Mix mit sehr geringer CO_2-Intensität, den der Strom einer Abfallverbrennungsanlage allein nicht erfüllt, so dass sich die Nutzung von weiterem regenerativen Strom hier anbietet. Ansonsten erfüllt eine Abfallverbrennungsanlage üblicherweise alle Standortrahmenbedingungen (Netzanschluss, Infrastruktur, CO_2-Quelle, hohe Volllaststundenzahl) die für den CCU-Prozess notwendig sind.

4.3. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Zur Untersuchung der Wirtschaftlichkeit einer solchen Anlage wurde eine Kostenrechnung durchgeführt, deren Annahmen und Ergebnisse in Bild 9 zusammengefasst sind. Im Diagramm ist der maximal erlaubte Strompreis als Funktion des erzielbaren Methanol-Preises dargestellt. Der Wärmepreis ist wie zuvor zu 6,25 EUR/t angenommen und zusätzliche Kosten für Katalysator, Waschmittel, Abwasserreinigung, Kühlwasser und Reparaturen belaufen sich auf 32,3 EUR/t Methanol. 5,64 Millionen EUR/a sind als fixe Betriebskosten inkl. 15 Personen für den Betrieb der Anlage angenommen. In den meisten Fällen können in Bestandsanlagen aber schon vorhandene Mitarbeiter für diese Aufgabe (zum Teil) eingesetzt werden.

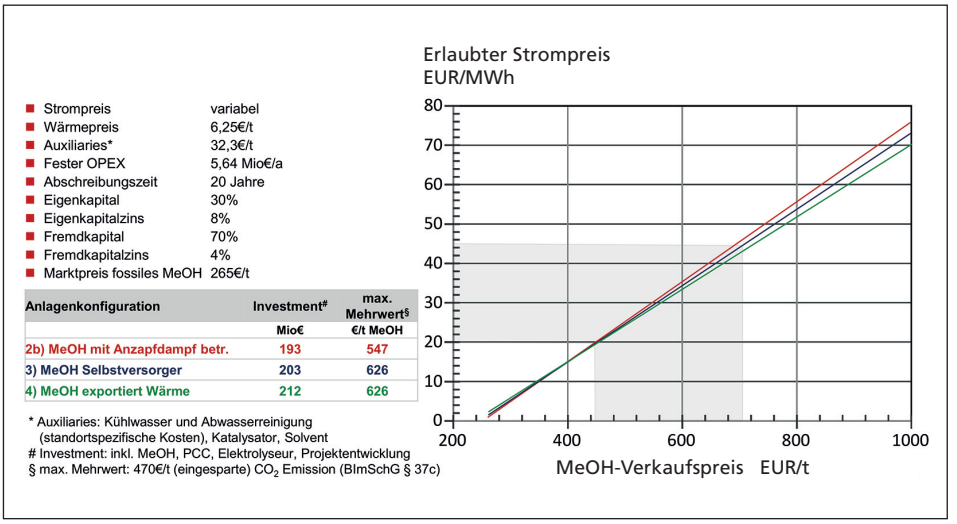

Bild 9: Ökonomie einer 100 kt/a-Methanolanlage

Der erzielbare Verkaufspreis für ein zertifiziertes Methanol mit niedriger CO_2-Intensität ist heute nicht eindeutig festlegbar, liegt aber im Prinzip zwischen dem Marktpreis für *fossiles* Methanol (265 EUR/t 2016, Höchststand um die 450 EUR/t 2014) und der Strafzahlung, die Treibstofflieferanten entrichten müssen, wenn sie die gesetzlich geforderte Beimischungspflicht und CO_2-Emissionsminderung [7] nicht erfüllen können (470 EUR/t CO_2). Dazwischen liegt auch heute der Preis für Bioethanol und andere Biokraftstoffe. Das aus dem CO_2-Fußabdruck abgeleitete maximale Premium (Mehrwert) ist in Bild 9 für die 3 Varianten dargestellt.

Die im Diagramm grau dargestellte Fläche gibt den erwarteten Bereich für erzielbare Verkaufspreise des Methanols an. Damit ergibt sich dann ein Bereich von 20 bis 45 EUR/MWh für den Stromerwerb (zertifizierter Windstrom) und den von der Abfallverbrennung bezogenen Strom. Dieser Bereich sollte in Deutschland auch unter Berücksichtigung von (reduzierten) Netzentgelten und EEG-Umlage realisierbar sein, da die Anlage als industrieller Großverbraucher zu sehen ist und Strom der wichtigste Rohstoff der Produktion ist.

5. Fazit und Ausblick

Vor dem Hintergrund der ansteigenden CO_2-Emissionen und den damit in Zusammenhang gebrachten Auswirkungen auf den Klimawandel wird eine globale Reduzierung der anthropogenen CO_2-Emissionen von der Politik 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. Bisher haben lediglich die CO_2-Wäsche mit Alkanolaminen (insbesondere mit Monoethanolamin, MEA sowie herstellerspezifischen Mischungen von Aminen) einen kommerziellen Entwicklungsstand erreichen können. Im Rahmen dieser Untersuchung ist die CO_2-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen mit einer auf MEA basierenden Amin-Wäsche betrachtet worden. Die Bilanzierung erfolgte mit bekannten Daten und Werten aus der Literatur.

Das Ergebnis der Bilanzierung zeigt, dass der Energieaufwand für die Abscheideverfahren so immens 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 Abgasreinigung vor der CO_2-Abscheidung.

Der Hauptunterschied besteht aber in den unterschiedlichen Nettowirkungsgraden der Kraftwerksanlagen. Während die Kohle- und Gaskraftwerke Nettowirkungsgrade von über 40 bis 50 Prozent vorweisen können, erreichen Abfallverbrennungsanlagen häufig nur Nettowirkungsgrade von etwa 20 Prozent und noch 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.

Mit der Herstellung von Treibstoffen kann im Gegensatz zum reinen CCS-Prozess die Wertschöpfung einer Abfallverbrennungsanlage jedoch grundsätzlich erhöht werden. Es existiert bereits eine solche Power-to-Methanol-Anlage in Island, die dort

ausschließlich mit isländischen Netzstrom betrieben wird und CO_2 aus dem Abgas einer Geothermiedampfturbine verwendet.

Die Zertifizierung einer vergleichbaren Anlage, die mit Strom aus Abfallverbrennung und anderem Strom aus erneuerbaren Quellen betrieben wird, wurde bislang in Deutschland noch nicht durchgeführt und ist bisher nach Bundes-Immissionsschutzgesetz so auch noch nicht vorgesehen. Mit der anstehenden Umsetzung der verabschiedeten Überarbeitung der EU Fuel Quality Directive [9, 10] (in der auch erstmals die neue Klasse der nicht-biogenen erneuerbaren Treibstoffe geregelt wird) in nationales Recht wird diese Lücke gefüllt werden müssen. Wie das Anlagenbeispiel gezeigt hat, ist bei heute niedrigen fossilen Brennstoffpreisen nur ein Produkt mit Zertifizierung als erneuerbarer Treibstoff wettbewerbsfähig durch CCU herstellbar bzw. vermarktbar.

6. Literatur

[1] Aronsson, J.; Björk, H.: 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

[2] Bergins, C.; Tran, K. C.; Fox, E. L.; Wuebben, P.: Commercialization of Low Carbon Methanol, ATZextra worldwide, January 2016, Volume 21, Supplement 11, 22-25

[3] Bergins, C.; Tran, K.-C.; Koytsoumpa, E.-I.; Kakaras, E.; Buddenberg, T.; Sigurbjörnsson, Ó.: Power to Methanol Solutions for Flexible and Sustainable Operations in Power and Process Industries, POWER-GEN Europe 2015, Amsterdam, Netherlands, 09–11 June 2015

[4] Bertau, M.; Offermanns, H.; Plass, L.; Schmidt,F.; Wernicke, H.-J. (Hrsg.): Methanol: The Basic Chemical and Energy Feedstock of the Future. Springer 2014, ISBN 978-3-642-39708-0

[5] Black, S.: Chilled Ammonia Scrubber for CO_2 Capture. ALSTOM Firmenschrift, 2006

[6] Buddenberg, T.; Bergins, C.; Agraniotis, M.: Hochtemperaturwärmepumpe als Baustein der industriellen KWK und Fernwärmekonzepten als Verknüpfung zu Energiespeicherung und Power to Heat. Jahrestreffen der ProcessNet-Fachgruppen Energieverfahrenstechnik und Abfallbehandlung und Wertstoffrückgewinnung, 2016

[7] Bundes-Immissionsschutzgesetz in der Fassung der Bekanntmachung vom 17. Mai 2013 (BGBl. I S. 1274), das zuletzt durch Artikel 76 der Verordnung vom 31. August 2015 (BGBl. I S. 1474) geändert worden ist

[8] Darde, V. et al.: Chilled ammonia process for CO_2 Capture. Energy Procedia 1 (2009), S. 1035–1042

[9] Directive (EU) 2015/652

[10] Directive (EU) 2015/1513

[11] Edwards, R.; Larive, J.-F.; Rickehard, D.; Weindorf, W.: Well to tank Report Version 4a Appendix 4 JRC Technical reports EUR 26237 EN 2014, JRC Institute for energy and transport Ispra Italy

[12] Fischedik, M. et al.: RECCS – Strukturell-ökonomisch-ökologischer Vergleich regenerativer Energietechnologien (RE) mit Carbon Capture and Storage (CCS). Forschungsvorhaben des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU); 2007

[13] Galloy, A.: Experimentelle Untersuchungen an einer Carbonate Looping Versuchsanlage mit 1 MW thermischer Leistung. Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

[14] Görner, K.: Post-Combustion Carbon Capture PCC – CO_2-Abtrennung als Nachrüstvariante; Kompetenz-Netzwerk Kraftwerkstechnik NRW; AP3 CO_2-arme Kraftwerkskonzepte; 19. März 2009

[15] Icha, P.: Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 bis 2013. Climate Change 23/2014. Dessau-Roßlau, Umweltbundesamt, Juli 2014

[16] 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

[17] Kamijo, T.; Nagayasu, H.; Yonekawa, T.; Shimada, D.; Tsujiuchi, T.; Nakayama, K.: Carbon Capture and Storage Demonstration Test – Coal-fired Power Plant (in cooperation with Southern Company, a U.S. Electric Power Company). Mitsubishi Heavy Industries Technical Review Vol. 50 No. 1 (March 2013)

[18] Kamijo, T.; Yonekawa, T.; Inui, M.; Hirata, T.; Tsujiuchi, T.; Miyamoto, O.: Deployment of World's Largest Post-combustion Carbon Capture Plant for Coal-fired Power Plants. Mitsubishi Heavy Industries Technical Review Vol. 52 No. 1 (March 2015)

[19] Kemper, J.: Kinetik und Stoffübertragung bei der reaktiven CO_2-Absorption/Desorption in speziellen Amin-Blends. Dissertation an der Ruhr-Universität Bochum; 2012

[20] Koytsoumpa, E.-I.; Bergins, C; Buddenberg, T.; Wu, S.; Sigurbjörnsson, Ó.; Tran, K. C.; Kakaras, E.: The Challenge of Energy Storage in Europe: Focus on Power to Fuel, accepted for publication in J. Energy Resour. Technol, (2016); doi: 10.1115/1.4032544

[21] Kuschel, M.: Production of high octane gasoline from synthesis gas on a new route. International Pittsburgh Coal Conference; Beijing, China; September 16–19, 2013

[22] Mauch, W.; Corradini, R.; Wiesemeyer, K.; Schwentzek, M.: Allokationsmethoden für spezifische CO_2-Emissionen von Strom und Wärme aus KWK-Anlagen, Energiewirtschaftliche Tagesfragen 55 (2010) 9, S. 12–14

[23] Maun, A.: Optimierung von Verfahren zur Kohlenstoffdioxid-Absorption aus Kraftwerksrauchgasen mithilfe alkalischer Carbonatlösungen. Dissertation an der Universität Duisburg-Essen; 2013

[24] Maus, W.; Jacob, E.; Härtl, M.; Seidenspinner, P.; Wachtmeister, G.: Synthetic Fuels – OME1: A Potentially Sustainable Diesel Fuel, 35. Internat. Wiener Motorensymposium, Fortschritt-Berichte VDI Reihe 12, Nr. 777, Bd.1, 325-347 (2014)

[25] Memmler, M.: Emissionsbilanz erneuerbarer Energieträger – Bestimmung der vermiedenen Emissionen im Jahr 2013. Climate Change 29/2014. Dessau-Roßlau, Umweltbundesamt, November 2014

[26] Memmler, M.; Schrempf, L.; Hermann, S.; Schneider, S.; Pabst, J.; Dreher, M.: Emissionsbilanz erneuerbarer Energieträger – Bestimmung der vermiedenen Emissionen im Jahr 2013, Umweltbundesamt Dessau-Roßlau, ISSN 1862-4359

[27] Notz, R. J.: CO_2-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mittels Reaktivabsorption. Dissertation an der Universität Stuttgart; 2009, 2. Aufl. 2013; Logos Verlag Berlin GmbH; Berlin

[28] Ohle, A.: CO_2-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiglykol)-amin. Dissertation an der Technischen Universität Dresden; 2009

[29] Orth, M.: Experimentelle Untersuchung des Chemical Looping Verfahrens an einer 1 MW-Versuchsanlage. Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

[30] Qu, Z.: Beitrag zur Umsetzung eines indirekt beheizten Carbonate Looping Prozesses. Dissertation an der Technischen Universität Darmstadt; 2014

[31] Resnik, K. P. et al.: 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

[32] Stahlschmidt, R.; Seifert, P.; Kuschel, M.; Meyer, B.: Concepts for XtL routes based on a technical proven gasoline synthesis process, 6th International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies, Coal Conversion and Syngas, 19.–22.05.2014, Dresden/Radebeul

[33] Wu, S.; Bergins, C.; Kikkawa, H.; Kobyashi, H.; Kawasaki, T.: Technology options for clean Coal Power Generation with CO2 capture, 21st World Energy Congress in Montreal, Canada 11th–16th September 2010

[34] Yeh, J. T. et al.: Absorption and Regeneration Studies for CO_2 Capture by Aqueous Ammonia. 3rd Annual Conference on Carbon Capture & Sequestration; Alexandria, 2004