



Abschlussbericht zum Verbundvorhaben:

**Modellierung und Entwicklung der Dekarbonisierung einer
Abfallverbrennungsanlage durch Rauchgasaufbereitung mit CO₂-
Bereitstellung – DrACO₂**

**Teilvorhaben: Experimentelle Entwicklung des Verbundes Verbrennung,
Gasreinigung, Gasaufbereitung**

Zuwendungsempfänger: TU Clausthal
- Abteilung Thermische Prozesstechnik -
Leibnizstraße 23
38678 Clausthal-Zellerfeld
www.tpt.tu-clausthal.de

Förderkennzeichen: 03EE5110A
Laufzeit des Vorhabens: 01.01.2022 - 31.12.2025
Berichtszeitraum: 01.01.2022 - 31.12.2025

Gefördert durch:



Bundesministerium
für Wirtschaft
und Energie

aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages

IHRE ANSPRECHPARTNER FÜR DIESEN BERICHT:

Name	Telefon	E-Mail
Dr.-Ing. Stefan Vodegel	(05323) 72 6122	stefan.vodegel@tu-clausthal.de
Dipl.-Ing. Felix Müller	(05323) 72 6246	felix.mueller@cutec.de

Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autoren.

Clausthal-Zellerfeld, 18.06.2026

Inhaltsverzeichnis

1	Aufgabenstellung	1
1.1	Gesamtvorhaben.....	1
1.2	Teilprojekte CUTEC	2
2	Voraussetzungen des Vorhabens	3
3	Planung und Ablauf	4
4	Wissenschaftlich-technischer Stand	5
5	Zusammenarbeit mit anderen Stellen	6
6	Chemisch-physikalische Modellierung der Aminwäsche (AP 2)	7
6.1	Grundfließbild	7
6.2	Ergebnisse mit Monoethanolamin (MEA)	10
6.3	Ergebnisse mit Diethanolamin (DEA)	15
6.4	Vergleich der Aminwäsche mit einem physikalischen Verfahren	18
7	Versuche in Labor und Technikum (AP 4)	21
7.1	Auswahl Waschlösung	21
7.2	Abbauprodukte und Analytik.....	21
7.3	Laboranlage	23
7.3.1	<i>Versuchsaufbau und -durchführung</i>	<i>23</i>
7.3.2	<i>Ergebnisse</i>	<i>26</i>
7.4	Technikumsanlage	29
7.4.1	<i>Anschluss der Gaswäsche an die Müllverbrennungsanlage</i>	<i>29</i>
7.4.2	<i>Umbauten</i>	<i>29</i>
7.4.3	<i>Druckprüfung und Wiederinbetriebnahme</i>	<i>33</i>
7.4.4	<i>Versuche</i>	<i>34</i>
7.4.5	<i>Untersuchungen auf Abbauprodukte</i>	<i>37</i>
8	Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen an einer Modellanlage (AP 8)	50
8.1	Datensammlung für die Modellanlage im Abfallverbrennungsteil.....	50
8.2	Energiebilanz der Modellanlage mit Aminwäsche.....	57
8.3	Abschätzung Invest- und Betriebskosten Aminwäsche.....	60

8.3.1	<i>Investkosten</i>	60
8.3.2	<i>Betriebskosten</i>	63
8.4	Aufbau der dynamischen Wirtschaftlichkeitsbetrachtung	64
8.5	Ergebnisse	66
8.6	Fazit	71
9	Wichtige Positionen des zahlenmäßigen Nachweises	72
10	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit	72
11	Voraussichtlicher Nutzen des Vorhabens.....	72
12	Fortschritte zur Thematik bei anderen Stellen.....	73
13	Veröffentlichungen während der Projektlaufzeit	74
14	Verwendete Quellen.....	75
15	Anhang	79
15.1	Abbildungsverzeichnis.....	79
15.2	Tabellenverzeichnis.....	82
15.3	Abkürzungsverzeichnis	83

1 Aufgabenstellung

1.1 Gesamtvorhaben

Das Verbundvorhaben DrACO₂ startete in 2022 mit den Partnern *Leibniz Universität Hannover/ Institut für Kraftwerkstechnik und Wärmeübertragung (IKW)*, der Fa. *EEW Energy from Waste GmbH/Abteilung Innovation und Projektentwicklung* sowie der *TU Clausthal/CUTEC-Forschungszentrum/Abt. Thermische Prozesstechnik*. Durch die Emeritierung des IKW-Leiters, Prof. Dr.-Ing. Roland Scharf, kurz vor Projektende ging der zugehörige Aufgabenteil an das *Institut für Technische Verbrennung (ITV)* unter der Leitung von Prof. Dr. Friedrich Dinkelacker.

Gemäß des Arbeitsplans des Antrags bestand das Gesamtvorhaben aus acht **Arbeitspaketen** (Abk.: AP) (s. **Abb. 1.1-1**).

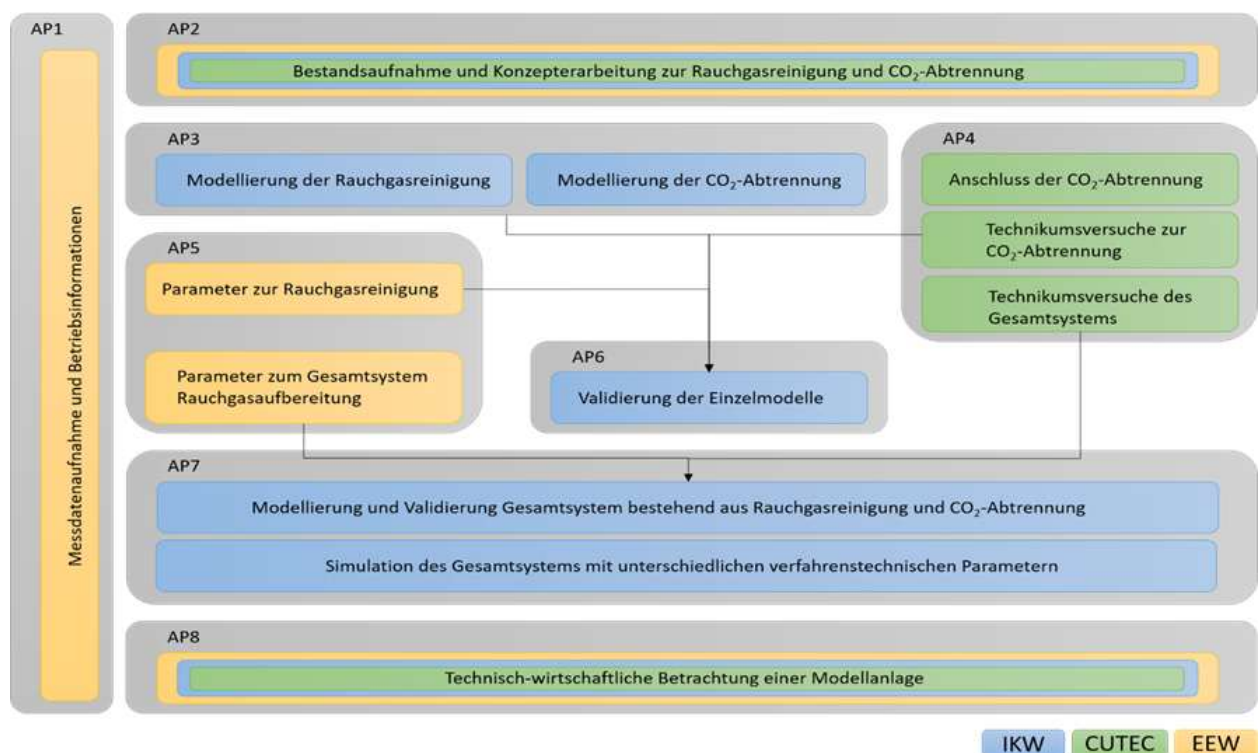


Abb. 1.1-1: Arbeitspakete gemäß des Antrags

Vom Grundsatz her lieferte der Partner EEW Betriebsdaten für die Modellierung. Das Unternehmen gab ferner Einschätzungen zur Praxisnähe der Forschungsergebnisse. Das IKW erstellte chemisch-physikalische Modelle zur Rauchgasreinigung und Aminwäsche mittels des Programmpaketes ASPEN, aus denen die Simulationen resultieren. CUTEC führte Versuche an einer Aminwäsche im Technikumsmaßstab mit verschiedenen Lösungsmitteln und unter Variation von Verfahrensparametern durch.

Geplant war, die APs 2 und 8 durch alle Partner bearbeiten zu lassen.

Projektkoordinator war die Leibniz Universität Hannover.

1.2 Teilprojekte CUTECH

Das Teilvorhaben der CUTECH trägt den Titel *Experimentelle Entwicklung des Verbundes Verbrennung-Gasreinigung-Gasaufbereitung*. Vorbereitend für die Projekthauptteile war im AP 2 von allen Verbundpartnern eine Bestandsaufnahme zur Rauchgasreinigung und CO₂-Abtrennung zu machen.

Die Aufgabe des AP 4 von CUTECH bestand darin, eine vorhandene Technikumsanlage zur Gas-aufbereitung von Synthesegas aus der Biomassevergasung, welche eine CO₂-Abtrennung enthielt, auf die Apparatechnik einer Aminwäsche umzurüsten. Die Anlage war dann an das Ende der Abgasreinigung einer Forschungsanlage zur Müllverbrennung der Leistung 0,9 MW_{therm,max} anzuschließen.

Zum Projektende sollten die Ergebnisse der vorherigen Arbeitspakete in die technisch-wirtschaftliche Betrachtung einer Abfallverbrennungs-Modellanlage, bestehend aus traditionellem Teil mit Feuerung, Kessel sowie Gasreinigung und der neu angeschlossenen Aminwäsche einfließen (AP 8).

In Erweiterung des ursprünglichen Arbeitsplans wurden aus Eigeninteresse Laborversuche mittels **Monoethanolamin** (MEA) zur CO₂-Absorption durchgeführt. Ziel war es, einen Eindruck von der Empfindlichkeit des Amins auf Bestandteile des Rauchgases zu gewinnen. Ferner sollte die Frage beantwortet werden, wie die Zersetzung detektiert werden kann.

Während der Laborversuche stellte sich schnell heraus, dass MEA sehr unterschiedlich sensitiv auf Elemente und Verbindungen reagierte. Bei den geplanten Kombiversuchen aber wären die Stoffe gleichzeitig im Abfall enthalten. Ihre Wirkung würde sich in der Aminwäsche überlagern. Daher wurden in Abstimmung mit den Projektpartnern und dem PtJ die begonnenen Anschlußarbeiten der Verbrennungsanlage an die Aminwäsche abgebrochen. Stattdessen wurde das Versuchsprogramm für Dauerversuche an der umgebauten CO₂-Absorptionsanlage deutlich ausgeweitet.

2 Voraussetzungen des Vorhabens

Mit den Partnern EEW, IKW und CUTEC fanden sich drei Institutionen zusammen, welche völlig unterschiedliche Voraussetzungen für die Thematik der CO₂-Abtrennung bei Abfallverbrennungsanlagen in DrACO₂ einbrachten. Bezüglich der Aufgabenstellung aber ergänzten sie sich sehr gut.

EEW als größter Betreiber von Müllverbrennungsanlagen und EBS-Kraftwerken in Deutschland besitzt ein hohes wirtschaftliches Interesse im Rahmen der Dekarbonisierung Strategien zum Umgang mit CO₂-Emissionen zu entwickeln. In der Abteilung *Innovation & Projektentwicklung* wird der Markt verfügbarer CO₂-Abscheidetechniken intensiv beobachtet. Mit betriebsinternen Forschungsprojekten werden schon Pilotanlagen an den eigenen Verbrennungsanlagen getestet, wobei nicht nur die Aminwäsche, sondern auch Alternativen auszuprobieren sind. Ein reger Informationsaustausch besteht mit Anbietern von CO₂-Abscheidetechniken. Daher war EEW über die Projektlaufzeit in der Lage, Zwischenergebnisse der Partner zu bewerten und Hinweise zum Projektfortschritt zu geben.

Am IKW liegen naturgemäß vertiefende Kenntnisse zur Kraftwerkstechnik incl. Abfallverbrennung vor. Das Know How umfasst die Modellbildung und Simulation.

Das CUTEC besitzt in der Abt. Thermische Prozesstechnik Anlagen in Technikumsgröße zu den Themen *Abfallverbrennung* und *Aufarbeitung von Synthesegasen mittels Wäschen*. Zur Technik gehört die passende Analytik und die Erfahrung des Personals.

Als Fazit bleibt festzuhalten: Die drei DrACO₂-Partner bieten in der Zusammenstellung das Potential, experimentelle Arbeiten zur Fragestellung der Beständigkeit von Aminen in Wäschern hinter Abfallverbrennungsanlagen auszuführen, die Ergebnisse in Modellen und Simulationen zu verwerten und Zwischenergebnisse auf ihre Praxistauglichkeit bewerten zu können.

DrACO₂ basierte bei der Antragstellung in 2021 auf dem 7. Energieforschungsprogramm der Bundesregierung, Teil *Thermische Kraftwerke*, Punkt *Abtrennung und Nutzung von CO₂ im Kontext der Verbrennung von Abfall und biogenen Reststoffen*. Die Prognose der Antragsteller, dass die CO₂-Abtrennung hinter Abfallverbrennungsanlagen in Zukunft an Bedeutung gewinnen werde, bewahrheitete sich nach Projektbeginn: Ab dem 01.01.2024 ist die Branche, zumindest für Anlagen ab einer Feuerungswärmeleistung von 20 MW, d.h. nahezu alle, in das nationale Emissionshandelssystem (nEHS) eingebunden und muss Abgaben gemäß des BEHG-**Brennstoffemissionshandels**gesetzes zahlen. Bis Juli 2026 soll die EU-Kommission ihren Bericht mit der Bewertung einer Aufnahme von Anlagen für die Verbrennung von Siedlungsabfällen in das EU-ETS I vorlegen. Ab spätestens dem Jahr 2031 ist damit zu rechnen, dass die Regelungen des EU-ETS I gültig werden, solange unterliegen sie weiter dem nEHS [1].

Die Voraussetzungen des Vorhabens gelten also auch bezüglich des angewandten gesetzlichen Rahmens zur Unterstützung der CO₂-Abtrennung an Abfallverbrennungsanlagen.

3 Planung und Ablauf

Zur Vorbereitung des Versuchsplanes für das AP 4 und der Modellanlage des AP 8 wurde als erstes ein chemisch-physikalisches Modell einer Aminwäsche mittels des Programmpakets ChemCAD erstellt. Dieses ist wesentlich einfacher zu bedienen als ASPEN; bietet aber gerade deshalb die Möglichkeit, schneller ein Grundfließbild und ein thermodynamisches Modell zu erstellen und Simulationen zur Abschätzung von Betriebszuständen durchzuführen.

Mithilfe der Rechnungen konnten Zusammenhänge zwischen verfahrenstechnischen Parametern ermittelt und Signifikanzanalysen erstellt werden. So war es für das AP 4 möglich, mit dem erworbenen Vorwissen Versuchsbedingungen gezielt zu definieren. Für das AP 8 wurden Massen-, Stoff- und Energieparameter gewonnen.

Da die Technikumsversuche zur Stabilität von Aminen naturgemäß pro Versuchseinstellung einigen Zeitbedarf besitzen, wurden in Erweiterung des ursprünglichen Arbeitsplanes Laborversuche vorgeschaltet.

Im Antrag waren Bestandteil des AP 4 Versuche an der bei CUTEC vorhandenen Technikumsanlage zur Abfallverbrennung mittels Rückschubrost, an deren Ende nach der Abgasreinigung die Aminwäsche anzuschließen war. Mit entsprechenden Arbeiten wurde nach der Projektbewilligung begonnen. Bei den Vorversuchen aber wurde schnell klar, dass einzelne Faktoren, speziell Metalleintrag, schnell und drastische Aminzersetzung hervorrufen können. Andere Parameter wie HCl- und SO₂-Gehalte im Rohgas wirken langsamer. Da durch die heterogene Zusammensetzung von Hausmüll eine Überlagerung der Wirkungen aller eingebrachten Elemente und Verbindungen stattfinden würde, d.h. es ist keine Zuordnung möglich, wurden die Anschlussarbeiten für die Aminwäsche abgebrochen. Stattdessen wurde das Versuchsprogramm an der CO₂-Absorptionsanlage ausgeweitet.

Für das AP 2 *Bestandsaufnahme und Konzepterarbeitung zur Rauchgasreinigung und CO₂-Abtrennung* startete DrACO₂ mit Durchführung und Auswertung einer umfangreichen Literaturrecherche besonders zur Aminwäsche. Die Ergebnisse flossen in die APs 2, 4 und 8 ein.

Für das AP 8 war als erstes die Frage zu klären: Wie sieht eigentlich eine Modellanlage zur Hausmüllverbrennung aus? Zu diesem Zweck wurde eine schriftliche Abfrage bei Betreibern durchgeführt, um Daten für Vergangenheit und Gegenwart zu Abfalldurchsatz, Heizwert sowie Strom- und Wärmeverkauf zu gewinnen.

Geplante Änderungen am Arbeitsplan wie die Einführung von Laborversuchen oder der Verzicht auf die Kopplung vom Müllverbrennung und Aminwäsche wurden in den routinemäßigen Projektbesprechungen vorgestellt und diskutiert.

Als Fazit bleibt festzuhalten, dass der im Antrag festgelegte Arbeits- und Terminplan sukzessiv befolgt, aber auch ständig anhand neuer Erkenntnisse oder gewonnener Projektergebnisse auf Sinnhaftigkeit überprüft und in Abstimmung mit den sonstigen Projektbeteiligten notfalls geändert wurde.

4 Wissenschaftlich-technischer Stand

Für die CO₂-Abscheidung aus Rauchgasen kommen v.a. die verfahrenstechnischen Prinzipien der Absorption, Adsorption, Membrantechnik, Chemical Looping und Hybrid Prozesse als Kopplungen der Einzelprinzipien in Frage [2]. Auch die kryogene Gastrennung und die Absorption mittels Mikroalgen werden erforscht [45]. Für die vorliegende Thematik großtechnisch auf einem prüfenswerten Niveau sind nur die Absorption und das Chemical Looping.

Bei der Absorption sind physikalische und chemische Verfahren verfügbar. Der CO₂-Gehalt im Rauchgas von Abfallverbrennungsanlagen bewegt sich allerdings, je nach Heizwert des Abfalls und dem λ -Wert der Verbrennung, nur im Bereich von 9 bis 13 Vol.-%_{tr}. Das in die Aminwäsche eintretende Gas besitzt einen Druck auf dem Niveau von 1 bar_{abs}, aus dem Kamin tritt es auf dem gleichen Niveau heraus. Damit scheiden physikalische Wäschen, welche i.d.R. im zweistelligen Druckbereich arbeiten (gemessen in bar) [3], wegen des hohen Strombedarfs zur Verdichtung des Rohgases aus. Nicht vergessen werden darf auch der Wärmeeaufwand, welcher bei der Entspannung des Reingases notwendig wäre, da das aus dem Kamin austretende Gas bei Abfallverbrennungsanlagen in Deutschland vermutlich überall einen Mindesttemperaturwert deutlich über 60°C besitzen muss.

Das höchste Entwicklungsniveau der chemischen Verfahren für die vorliegende Aufgabenstellung besitzt das Verfahren der Aminwäsche, welches bereits seit Anfang der 1930 Jahre eingesetzt wird, anfangs für Anwendungen zur Reinigung von Erd- und Synthesegasen [4,5].

Bedingt durch die auf EU-Ebene zunehmenden Bemühungen zur CO₂-Reduktion in Abgasen seit Anfang des Jahrtausends rückten Kohlekraftwerke in den politischen Fokus. Im Zeitraum 2004 bis 2017 sind Ergebnisse etlicher großer F&E-Verbundvorhaben zur CO₂-Absorption aus Rauchgasen mittels Aminwäsche veröffentlicht. Beispielfhaft, ohne den Anspruch auf Vollständigkeit, sind zu nennen die Projekte SOLViT (2008-15) [6], CASTOR (2004-08) [7], OCTAVIUS (2012-16) [8,9], DECARBit [2008-12] [10] oder CESAR (2008-11) [11]. In Deutschland führten die Firmen BASF und LINDE sowie RWE Power mit diversen namhaften Universitäten im Zeitraum 2007-17 ein zehnjähriges Entwicklungsprogramm durch. Für das am Ende stehende Lösungsmittel OASE®Blue von BASF und die Versuche sind einige Veröffentlichungen zu finden [12,13,14]. Auch die durch das Bundeswirtschaftsministerium im Rahmen des 6. Energieforschungsprogramms angestoßene Energieforschungsinitiative COORETEC, in deren Rahmen bis 2014 mehr als 500 Projekte durchgeführt wurden, darf nicht vergessen werden [15].

Bei den Vorhaben ging es um Fragestellungen wie die Erhöhung der chemischen Stabilität des Lösungsmittels, die Senkung des Energiebedarfs besonders beim Desorber und die Verringerung der Korrosionsgefahr. Beim Lösungsmittel wurden verschiedene Amine und deren Mischungen getestet und durch Fachfirmen Additive entwickelt. Für den Energiebedarf wurden neben Arbeiten an Aminen apparatetechnische Modifikationen besonders rund um den Desorber durchgeführt.

Nachdem feststand, dass zumindest in Deutschland Kohlekraftwerke keine Zukunft besitzen, endeten die Bemühungen zur Entwicklung der Aminwäsche in dieser Branche.

Seit 2016 sind verstärkt Veröffentlichungen zur CO₂-Absorption an Abfallverbrennungsanlagen zu finden. Anfangs noch mit skeptischem Charakter, ab ca. 2020 verstärkt mit positiver Grundstimmung [z.B. 16,17].

5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Projektpartner des CUTEC-Forschungszentrums waren antragsgemäß die Firma EEW Energy from Waste GmbH (Helmstedt) mit der Abteilung Innovation & Projektentwicklung und die Leibniz Universität Hannover mit dem Institut für Kraftwerkstechnik und Wärmeübertragung, später das Institut für Technische Verbrennung (ITV). Wegen des notwendigen Informationsaustausches, bedingt durch die Gestaltung der Arbeitspakete, fanden regelmäßige Arbeitstreffen der Partner an verschiedenen Orten statt. Insgesamt kamen über die vier Jahre Projektlaufzeit 16 Treffen zusammen, wobei ein Rhythmus von einer Zusammenkunft pro Quartal angestrebt wurde (s. **Abb. 5-1**). Als Orte dienten v.a. das MHKW Hannover der EEW in Lahe, der Standort Garbsen der Leibniz Universität und das CUTEC-Forschungszentrum. Aber auch das MHKW Delfzijl (Niederlande) sowie die Zentrale der EEW in Helmstedt oder die Möglichkeit per Videokonferenz wurden genutzt.

Kick Off: Garbsen, **24.02.2022**

2. Proj.fortschritttreffen: Lahe, **20.04.2022**

3. Proj.fortschritttreffen: Lahe, **28.06.2022**

4. Proj.fortschritttreffen, Clausthal, **13.10.2022**

5. Proj.fortschritttreffen, Lahe, **15.12.2022**

6. Proj.fortschritttreffen, Lahe, **15.03.2023**

7. Proj.fortschritttreffen, Videokonferenz, **23.07.2023**

8. Proj.fortschritttreffen, Clausthal, **20.10.2023**

9. Proj.fortschritttreffen, Clausthal, **18.01.2024**

10. Proj.fortschritttreffen, Garbsen, **22.04.2024**

11. Proj.fortschritttreffen, Clausthal, **25.07.2024**

12. Proj.fortschritttreffen, Helmstedt, **24.11.2024**

13. Proj.fortschritttreffen, Garbsen, **25.02.2025**

14. Proj.fortschritttreffen, Videokonferenz, **10.06.2025**

15. Proj.fortschritttreffen, Delfzijl, **09.09.2025**

Abschlusstreffen, Garbsen, **10.12.2025**



Abb. 5-1: Termine und Orte der Projekttreffen

Zu den Treffen wurde die wissenschaftliche Ansprechperson auf Seiten PtJ durch den Koordinator eingeladen. Das IKW übernahm auch die Protokollführung.

Insgesamt kann die Zusammenarbeit zwischen den Projektpartnern über die gesamte Laufzeit trotz verschiedener Personalwechsel als sehr gut bezeichnet werden.

6 Chemisch-physikalische Modellierung der Aminwäsche (AP 2)

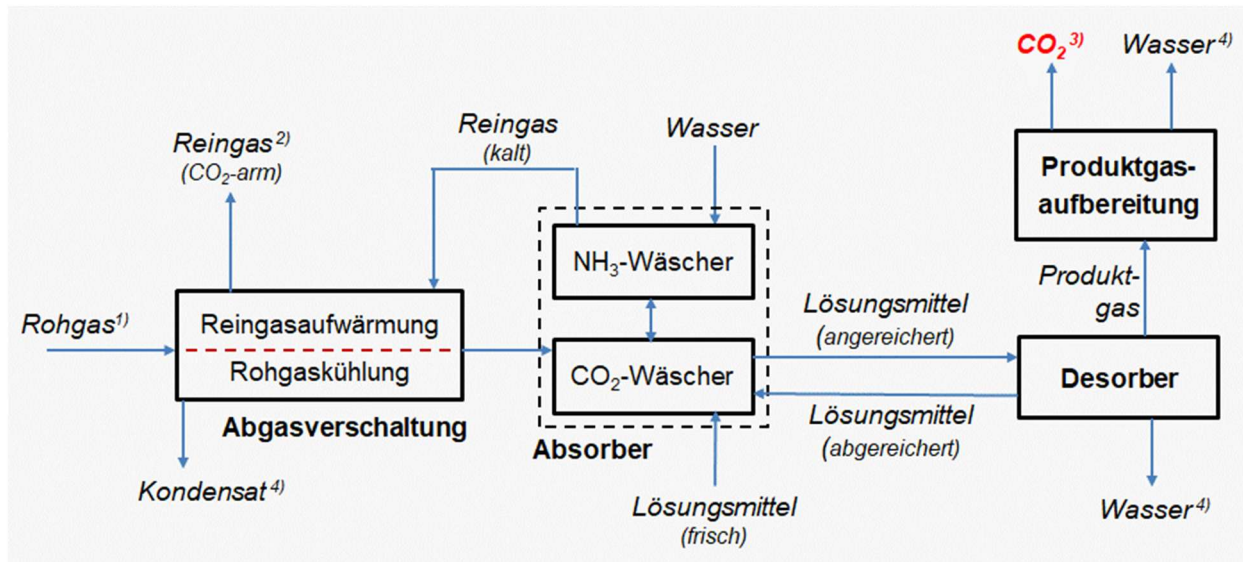
6.1 Grundfließbild

Um ein Verständnis für die Abläufe in einer Aminwäsche zu gewinnen, wurde vor Beginn der Versuche ein chemisch-physikalisches Modell erstellt. Als Werkzeug diente das Programm ChemCAD der Fa. Chemstations (Houston, USA). Die thermodynamischen Vorgänge bauen auf einem im Programm enthaltenen Amin-Modul mit entsprechenden Stoffdaten auf.

Vor Erstellung des Grundfließbildes wurde eine umfangreiche Literaturrecherche durchgeführt. Dabei stellte sich heraus, dass besonders Berichte aus europaweit vernetzten Forschungsprojekten, welche die Aminwäsche anwendungsnah an Kohlekraftwerken weiter entwickelten, sehr gut nutzbar waren.

Als eintretendes Gas stellte der Projektpartner EEW Betriebsdaten des firmeneigenen Müllheizkraftwerkes Delfzijl (Niederlande) zur Verfügung. Als Produkt sollte ein verkaufsfähiges, flüssiges CO₂ einer Reinheit größer 99 Mol.-% bei Bedingungen von -20°C und 20 bar_{abs} gewonnen werden.

Das aus der Literatur abgeleitete Grundfließbild ist in **Abb. 6.1-1** abgebildet. Das technische Konzept sieht die Baugruppen Abgasverschaltung, Absorber, Desorber und Produktgasaufbereitung vor. In der Abgasverschaltung wird das Rohgas aus der Abgasreinigung auf die Absorbereintrittstemperatur abgekühlt und das Kondensat entfernt. Die abgegebene Wärme dient teilweise zur Aufheizung des CO₂-armen Reingases auf die genehmigungsrechtlich notwendige Kamin-Mindesttemperatur.



1): nach Abgasreinigung, 2): mit vorgeschriebener Kamin-Mindesttemperatur, 3): $\geq 99\%$ Reinheit, -20°C, 20 bar, 4): für interne Verwendungen

Abb. 6.1-1: Grundfließbild der Aminwäsche

Der Absorber besteht aus dem eigentlichen Hauptteil, der CO₂-Wäsche, und einer zusätzlichen, mit Wasser betriebenen Waschstufe am Kopf. Die Schaltung basiert auf einer Empfehlung von Veröffentlichungen, um besonders das Zersetzungsprodukt Ammoniak und verdunstetes MEA auszuwaschen [5,12,18].

Das Lösungsmittel wird zwischen Absorber und Desorber im Kreis geführt.

Nach dem Desorber folgt die Produktgasaufbereitung, um flüssiges, verkaufsfähiges CO₂ einer Reinheit größer 99 % zu gewinnen.

Das Verfahrensbild des Modells zeigt **Abb. 6.1-2**. Die Abgasverschaltung wurde an das Ende der Simulation gesetzt, um Konvergenz erzielen zu können. Die Rechnungen starten mit der Baugruppe der Abgaskühlung. Das abgekühlte Rohgas tritt in den Absorber mit einer Temperatur von 40 °C und einem Druck von 1,03 bar_{abs} ein. Im Falle von MEA verlässt das beladene Waschmittel ihn mit ca. 61 °C; nach einer Aufheizung tritt es in den Desorber mit ca. 107 °C ein. Die Austrittstemperatur beträgt 112 °C, wobei vorher eine gewisse Energie für eine Zwischenkühlung des Waschmittels genutzt wird. Der Desorber arbeitet am Sumpf mit einem Druck von 2,00 bar; am Kopf liegen 1,48 bar vor.

Als Waschmittel wurden in den Simulationen die auch in den Versuchen eingesetzten Lösungsmittel MEA und DEA verwendet.

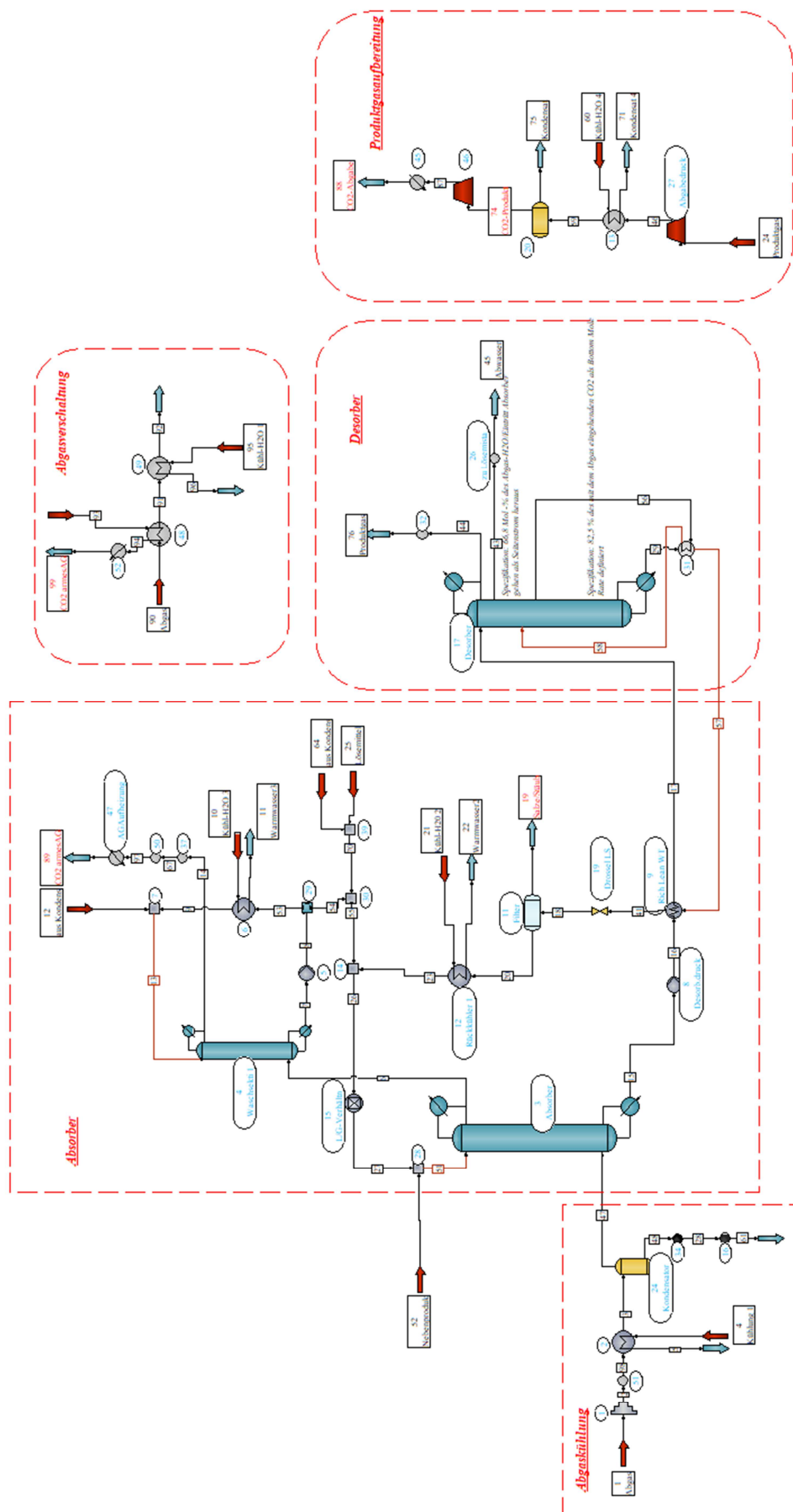


Abb. 6.1-2: Verfahrensfließbild der Aminwäsche im Modell

6.2 Ergebnisse mit Monoethanolamin (MEA)

Bei den Simulationen stellte sich heraus, dass mit den festgesetzten Verfahrensparametern der Kreislaufstrom am Desorber nicht einfach beliebig festgesetzt werden darf. Es besteht die Gefahr, dass bei einem willkürlich gewählten Wert keine Konvergenz bei den miteinander verbundenen Baugruppen Absorber und Desorber eintritt. Entscheidend ist, welcher Anteil des in den Absorber eintretenden CO₂, gemessen in [kmol/h], vom Desorber zum Absorber zurückgeführt wird. Das Verhältnis kann im Desorber als abzuführende Sumpfrate definiert werden. Es zeigte sich in den Simulationen, dass eine Abhängigkeit zwischen der Sumpfrate und dem CO₂-Abscheide-Wirkungsgrad der Gesamtanlage besteht (s. **Abb. 6.2-1**). Bei einer angestrebten CO₂-Gewinnungsrate von 90 % beträgt der einzustellende Wert 82,5 %.

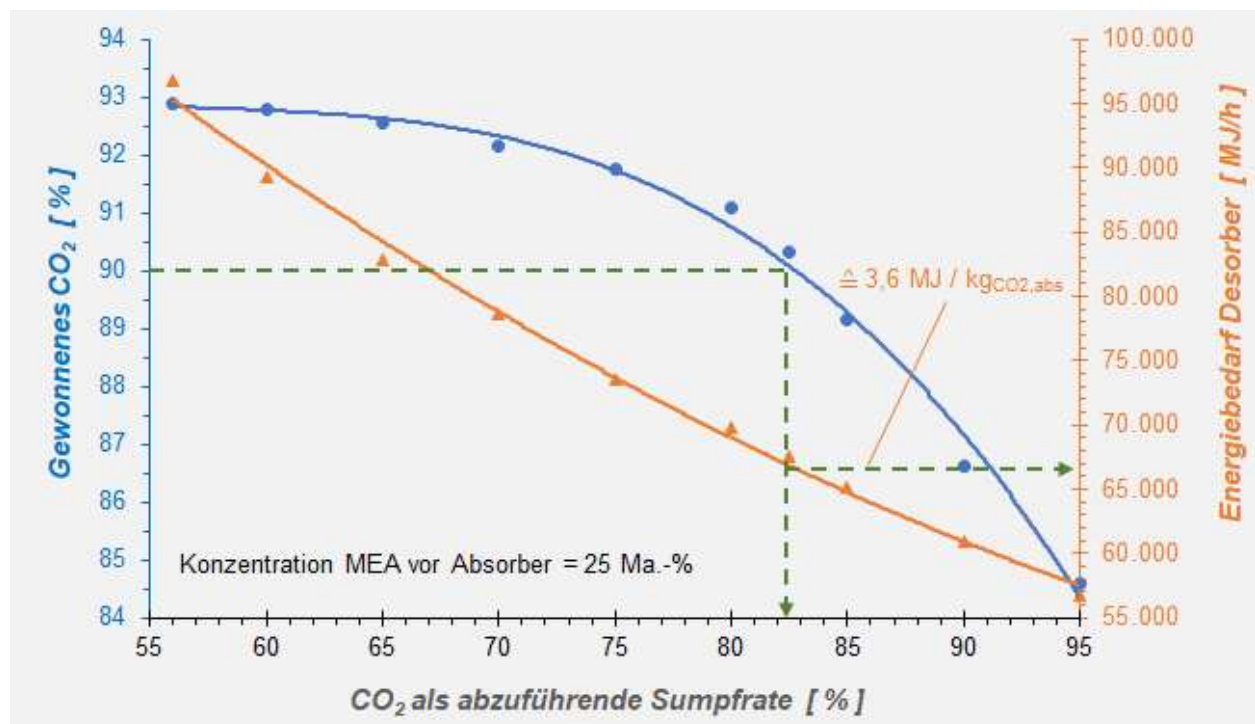


Abb. 6.2-1: Effektivität der CO₂-Abtrennung und Energiebedarf als Funktion der CO₂-Sumpfrate

Wird ein höherer Wert eingestellt, sinkt die Effizienz der Aminwäsche im Modell rapide ab. Eine verringerte Kreislaufführung lässt zwar die Effektivität noch leicht ansteigen bis maximal 93 %; erfordert aber mehr als 40 % zusätzlichen Energiebedarf im Desorber gegenüber dem Wirkungsgrad von 90 %.

Aus der Literatur ist zu ersehen, dass in F&E-Projekten zur Aminwäsche mit MEA bei Kohlekraftwerken und Abfallverbrennungsanlagen vorzugsweise eine MEA-Konzentration von 30 Ma.-% in wässriger Lösung gefahren wird. Die Ursache dafür liefert das vorliegende Modell (s. **Abb. 6.2-2**): Im Bereich von 18 bis 25 Ma.-% steigt die CO₂-Abscheideeffektivität stark an. Bei 25 % wird ein Wirkungsgrad von 90 % erreicht. Wie auch bei den Betrachtungen zur Sumpfrate zu sehen war, flacht die Kurve CO₂-Abtrennung = f (MEA-Konzentration) anschließend deutlich ab. Zu erwähnen ist, dass die Simulationen auf einem idealen Gleichgewichtszustand beruhen. Da dieser in der Praxis nicht zu erwarten ist, erscheint eine einzusetzende MEA-Konzentration von 30 % sinnvoll. Die Graphik zeigt auch, dass im asymptotischen Zweig der Effizienzkurve der Energiebedarf am Desorber wieder signifikant steigt.

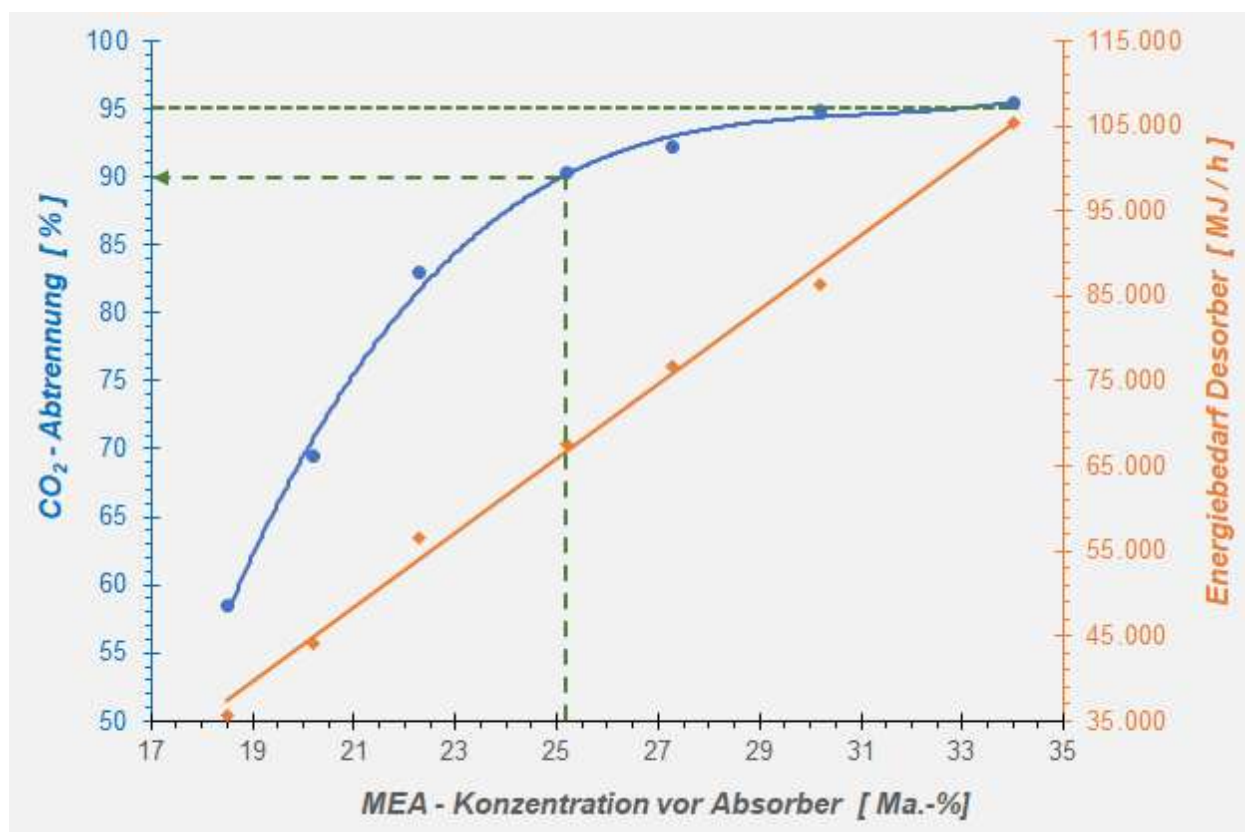


Abb. 6.2-2: Effektivität der CO₂-Abtrennung + Energiebedarf Desorber = f (MEA-Konzentration)

Hinzuweisen ist auf den Umstand, dass die MEA-Konzentration vor dem Absorber ca. 1 bis 2 Ma.-% niedriger ist als in der eingesetzten Lösung. Ursache ist, dass auch in der abgereicherten Lösung vor dem Absorber noch CO₂ gelöst ist, was mathematisch automatisch alle anderen Bestandteile herabsetzt.

Die mögliche Ursache für den asymptotischen Verlauf verschiedener Prozessgrößenkurven zeigt **Abb. 6.2-3**. Hier ist für eine steigende MEA-Konzentration die Entwicklung der CO₂-Konzentrationen im an- und abgereicherten Lösungsmittel aufgetragen. Bei den angesetzten Verfahrensbedingungen stellt sich, unabhängig von der MEA-Konzentration am Eintritt Absorber, eine konstante Konzentration von 4,3 Ma.-% CO₂ im abgereicherten Lösungsmittel ein. Die CO₂-Konzentration im angereicherten Lösungsmittel dagegen steigt mit wachsender MEA-Konzentration bis zu einem Grenzwert von 8,6 Ma.-% CO₂ an. Das recht scharfe Abknicken des ansteigenden Verlaufs auf den Grenzwert erfolgt knapp über 90 % CO₂-Abtrennung. Dies bedeutet, dass die CO₂-Differenz zwischen an- und abgereichertem Lösungsmittel nahezu gleich bleibt. Thermodynamisch zieht die konstante Differenz die Folge nach sich, dass die Triebkraft zur CO₂-Abscheidung ebenfalls nahezu konstant bleibt.

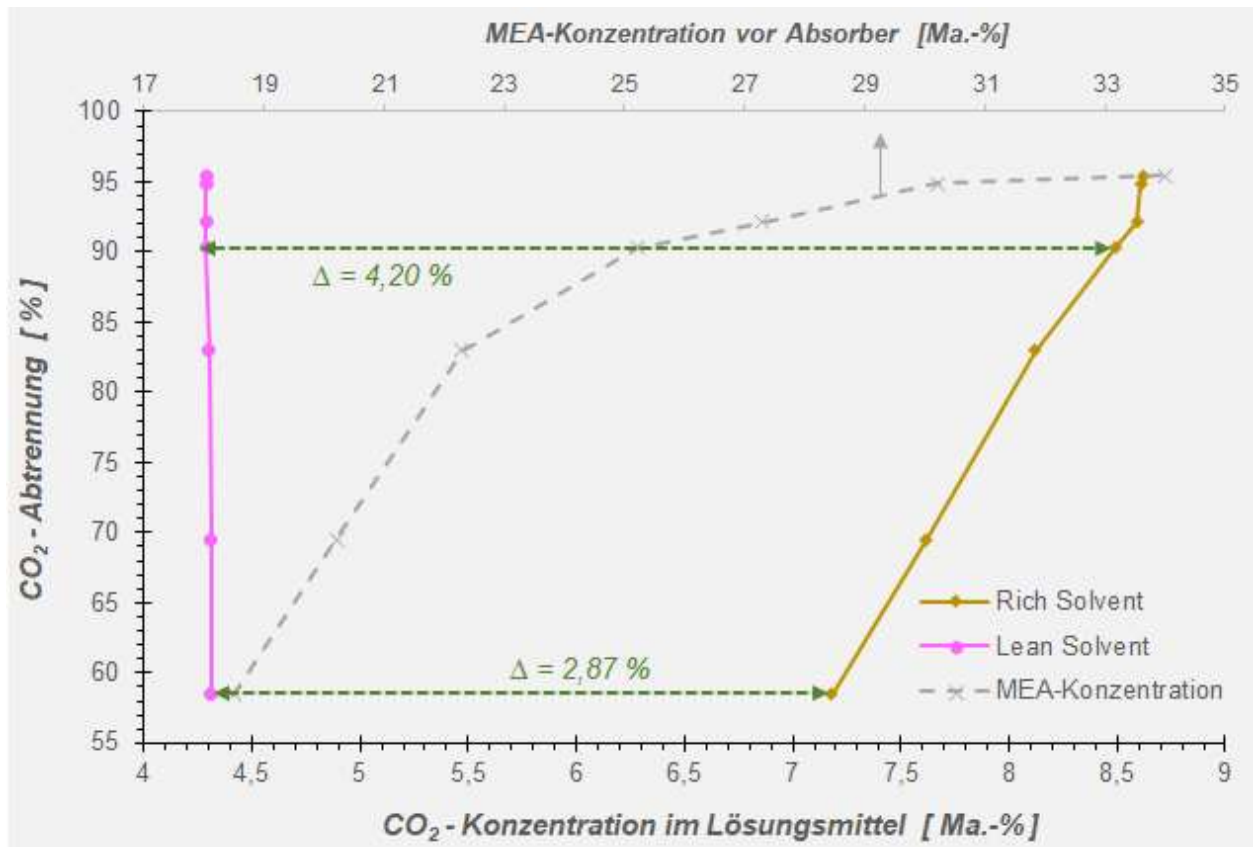


Abb. 6.2-3: Konzentrationen von CO₂ im an- und abgereicherten Lösungsmittel

Berücksichtigt werden muss, dass bei Energiebetrachtungen am Desorber der CO₂-Gehalt des Rohgases aus der Abfallverbrennungsanlage eine beachtenswerte Rolle spielt. Je höher dieser ist, desto effizienter arbeiten Absorption und Desorption. Dies wirkt sich auf den Energiebedarf signifikant aus, wie **Abb. 6.2-4** zeigt.

Die Berücksichtigung der CO₂-Konzentration ist bei Abfallverbrennungsanlagen deshalb wichtig, weil der CO₂-Gehalt als Funktion des Heizwertes bei konstanten Verbrennungsbedingungen abfallbedingt schwankt. Und je höher der Heizwert des Abfalls ist, desto höher ist der CO₂-Gehalt des Rohgases [19].

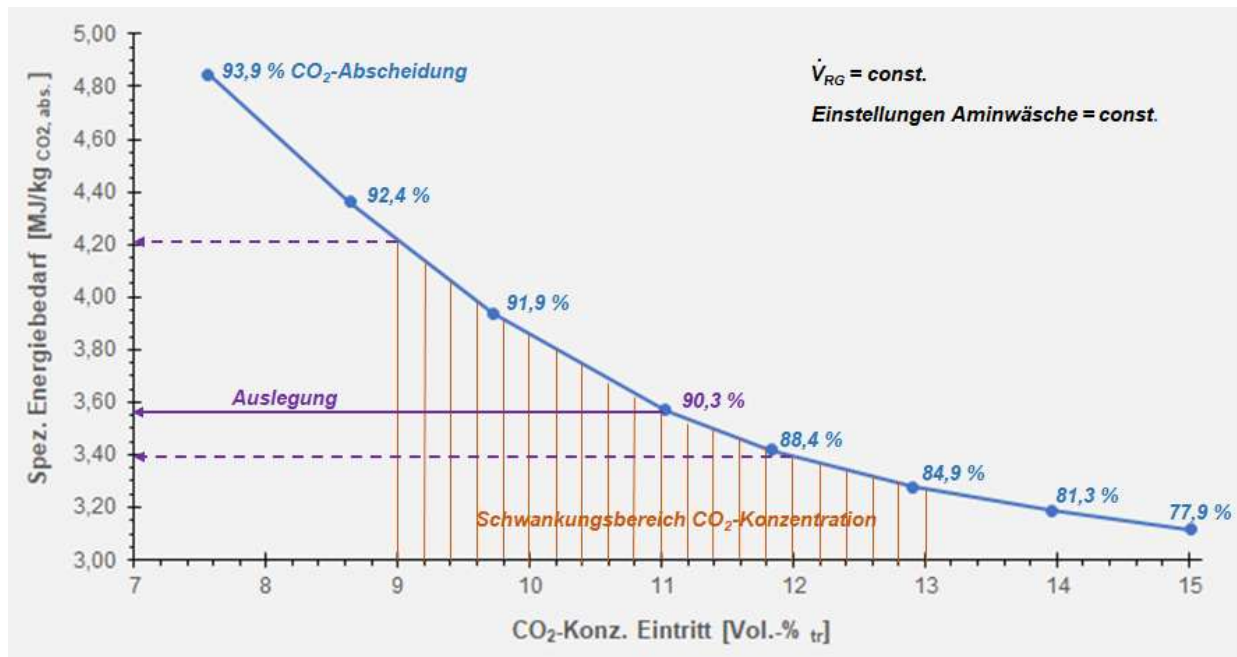


Abb. 6.2-4: Energiebedarf des Desorbers als Funktion des CO₂-Gehalts im Rohgas

Aus der Wirkungsweise von Wäschern ist bekannt, dass das Massenverhältnis der eintretenden Waschflüssigkeitsmenge zum eintretenden Rohgasstrom eine wichtige Prozessgröße bildet. Wie **Abb. 6.2-5** zeigt, bildet auch hier die Beziehungskurve einen starken Anstieg mit einem signifikanten Abknicken bei einem CO₂-Abscheidegrad von 90% aus. Im Modell ergibt sich ein Optimalwert des L zu G-Verhältnisses von 3,0. Ein größerer Wert hat kaum einen Effekt, führt aber durch die gesteigerte Pumpenleistung zu einem höheren Stromverbrauch und durch den gesteigerten Wärmebedarf am Desorber zu mehr Dampfeinsatz (s. **Abb. 6.2-6**).

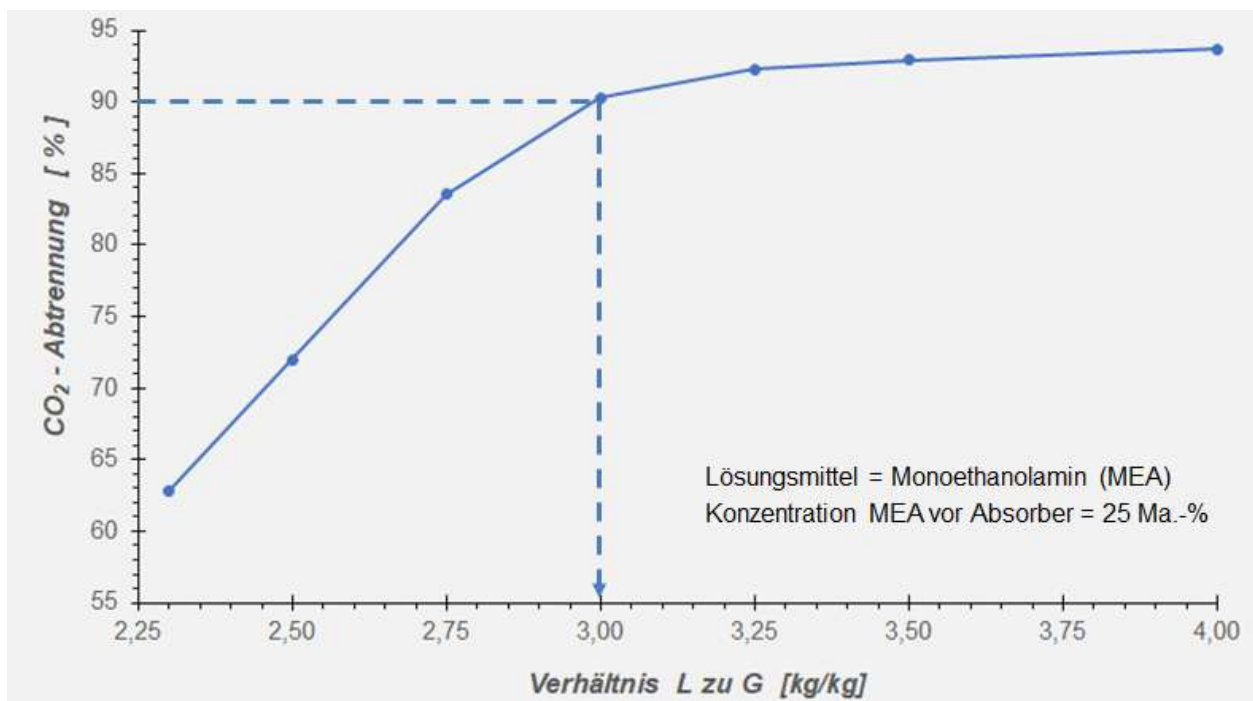


Abb. 6.2-5: CO₂-Abscheidung als Funktion des L zu G-Verhältnisses

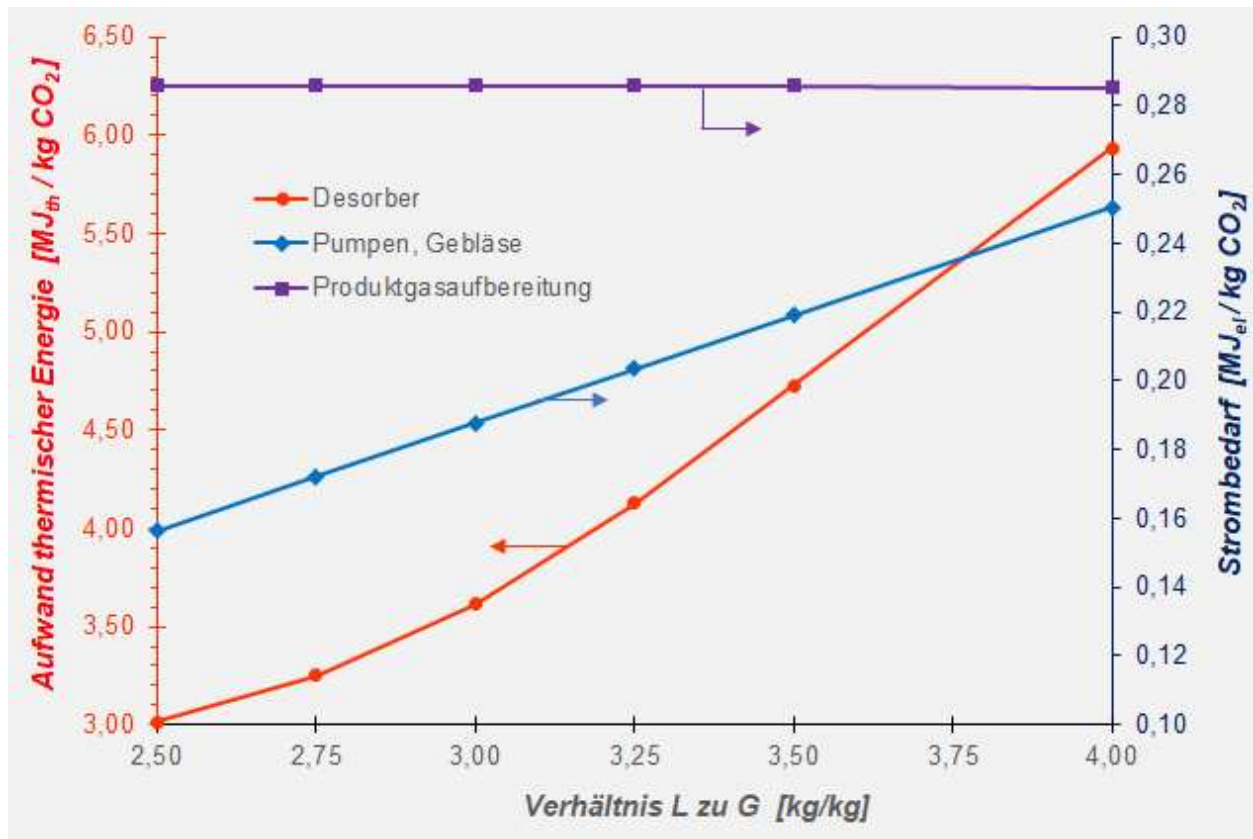


Abb. 6.2-6: Energieaufwand als Funktion des L zu G-Verhältnisses

Bem.: L: Massenstrom eintretendes Absorbens in den Absorber; G: Massenstrom eintretendes Rohgas (trocken)

6.3 Ergebnisse mit Diethanolamin (DEA)

Das Lösungsmittel **Diethanolamin** (Abk.: DEA) zählt zu den sekundären Aminen. Bei diesen findet die Reaktion zu Carbamaten weniger ausgeprägt als bei MEA statt [3,18]. Ferner verursachen die höhere Molekülmasse und komplexere Molekülstruktur des DEA eine geringere Reaktionsgeschwindigkeit gegenüber MEA.

Bei der gleichen Konzentration wie beim MEA, gerechnet in Ma.-%, und Variation verschiedener Prozessparameter war es in den Simulationen schwierig, einen Wirkungsgrad der CO₂-Abscheidung von 90 % zu erreichen. Exemplarisch zeigt **Abb. 6.3-1** anhand der abzuführenden Sumpfrate, dass die Wirkungsgradkurve einen wesentlichen Unterschied zum MEA im Verlauf aufweist: Es fehlt der Übergang in einen asymptotischen Zweig. Auch die Zahlenwerte der sinnvollen Sumpfrate liegen in einem völlig anderen Bereich.

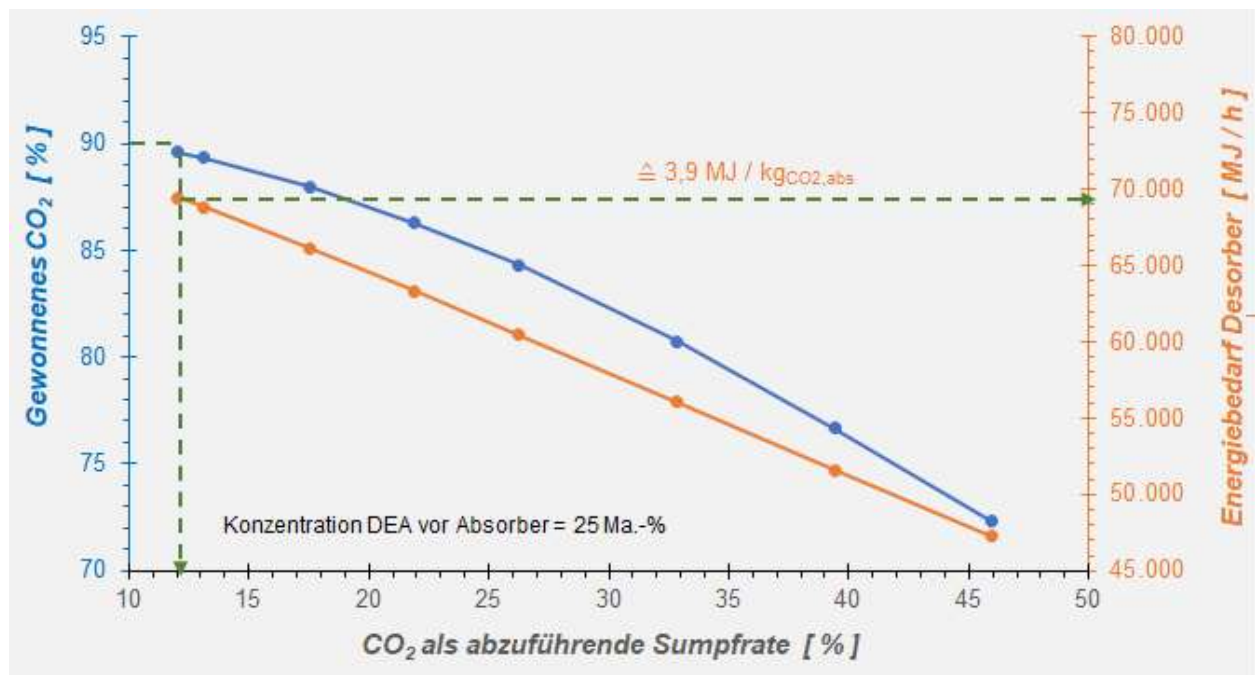


Abb. 6.3-1: Wirkungsgrad CO₂-Abscheidung als Funktion der Sumpfrate beim Einsatz von DEA

Eine Erklärung ist darin zu finden, dass die Löslichkeit von CO₂ in DEA-Lösung wesentlich niedriger ist als beim MEA-Waschmittel, rechnet man bei beiden mit 25 Ma.-% vor Absorber. Ursache ist, dass primäre und sekundäre Amine mit 0,5 mol CO₂ pro mol Amin eine maximale Aufnahmekapazität besitzen, wenn nur die vorherrschende Bindung des CO₂ durch Carbamate Berücksichtigung findet [5,18]. Da reines DEA mit 105 g/mol eine deutlich höhere Molmasse als reines MEA mit 61 g/mol besitzt, ist die molare Konzentration des DEA in der Lösung bei gleichen Werten für die massenmäßige Konzentration geringer. Durch die geringere Löslichkeit beim gleichen Zahlenwert der Aminkonzentration in [Ma.-%] fällt auch die Differenz des CO₂ in abgereicherter und angereicherter Lösung kleiner aus (s. **Abb. 6.3-2**): Damit ist die treibende Kraft für die Löslichkeit geringer.

Der Vollständigkeit halber sei erwähnt, dass die Löslichkeit von CO₂ in primären und sekundären Aminen ergänzend zur Carbamatbildung auch durch die Bildung von Hydrogencarbonat erfolgen kann [20].

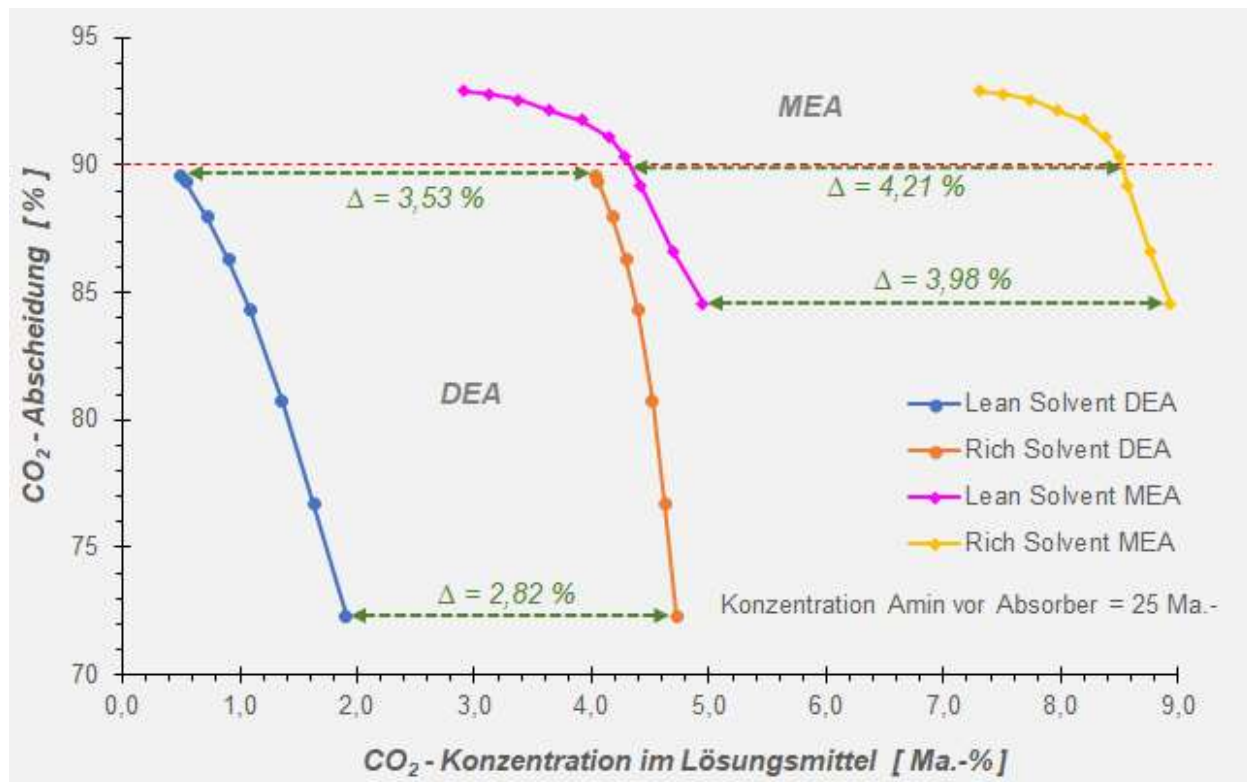


Abb. 6.3-2: Unterschiede bei der CO₂-Anreicherung in DEA und MEA bei veränderter Sumpfrate

Der gegenüber der MEA-Wäsche etwas höhere Energiebedarf im Desorber von 3,9 MJ/kg CO₂ erklärt sich durch den Umstand, dass bei geringerer CO₂-Beladung der CO₂-Partialdruck durch mehr Strippdampf reduziert werden muss. Dadurch bleibt das treibende Konzentrationsgefälle zwischen Flüssigkeit und Gas erhalten und der Energiebedarf steigt [20].

Die niedrige CO₂-Konzentration in der 25 %igen DEA-Lösung bei gleichzeitig geringerer Neigung zu Carbamaten gegenüber MEA erklärt auch eine bessere chemische Stabilität des sekundären Amins [3].

Einer 30 Ma.-%igen MEA Lösung entspricht eine 51 Ma.-%ige DEA-Lösung, wenn auf gleiche Molalität abgezielt werden soll. Da die chemische Stabilität von DEA besser ist, wurde bei der Simulation ein höherer Wert von 65 Ma.-% DEA ausprobiert, um seinen Effekt zu ermitteln.

Dabei stellte sich heraus, dass ein stabiler Betrieb der Aminwäsche mit einer abzuführenden Sumpfrate von 70 % zu erreichen ist (s. **Abb. 6.3-3**). Dies liegt nahe an dem Wert von 82,5 % des 25 %igen MEA-Absorbens. Die Simulation war nun wesentlich unempfindlicher gegenüber Änderungen als bei einer Sumpfrate von 12 % (Wert der 25 % DEA-Lösung).

Der Energiebedarf im Desorber ist gegenüber der Aminwäsche mittels MEA um 11,1 % gesenkt. Wenn man daran denkt, dass die Absorptionseenthalpie von MEA 85 kJ/mol_{CO2} beträgt und jene von DEA 75 kJ/mol_{CO2} [20], so entspricht die Absenkung des Energiebedarfs nahezu exakt der verringerten Absorptionseenthalpie von 11,8 %.

Bei der Energiebetrachtung nicht vergessen werden aber darf, dass die dynamische Viskosität von DEA mit einem Wert von 1,6 mPa·sec um 60 % über dem Wert von MEA von 1,0 mPa·sec liegt, gemessen jeweils für typische kommerziell eingesetzte Aminkonzentrationen [18]. Damit ist DEA wesentlich zäher, was die Riesel- und Transportfähigkeit herabsetzt.

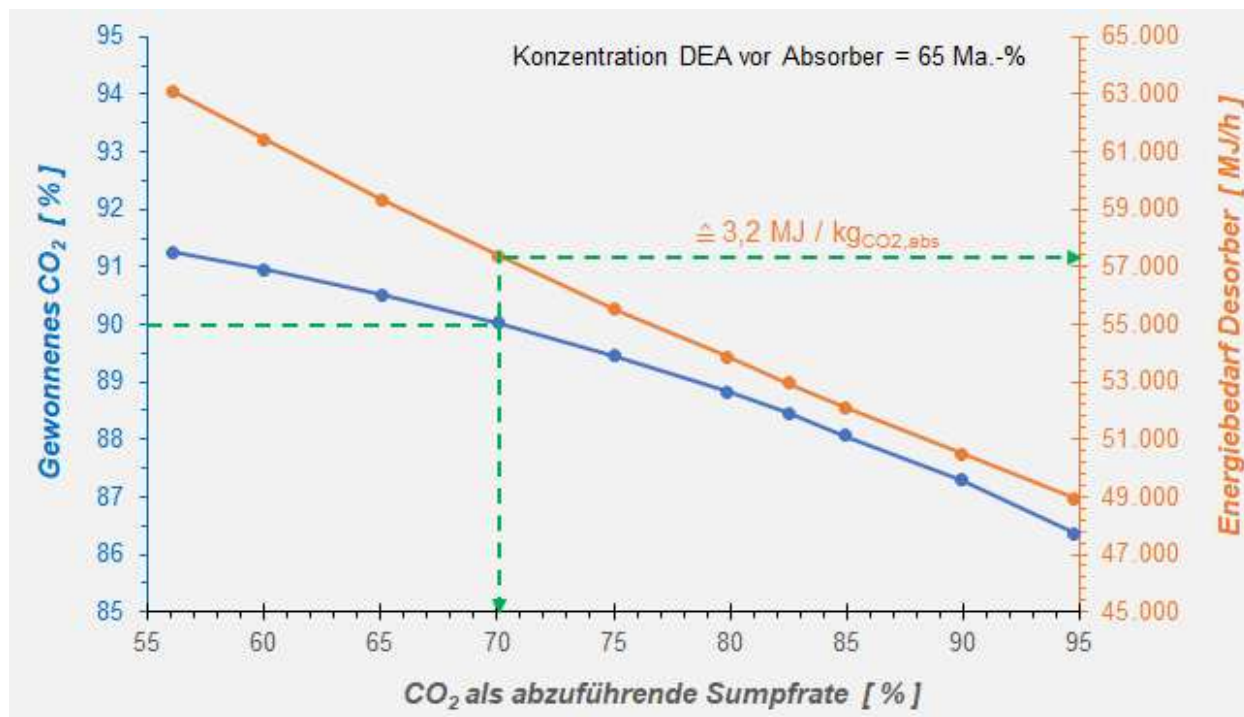


Abb. 6.3-3: Abzuführende Sumpfrate und Energiebedarf Desorber bei 65 % DEA

Auch der Verlauf der CO₂-Anreicherung im Lösungsmittel bei veränderter Sumpfrate ähnelt nun sehr den Kurven der betrachteten MEA-Absorption (vgl. Abb. Abb. 6.3-2). Die Differenz zwischen der CO₂-Konzentration in ab- und angereichertem Lösungsmittel bei einer 90%igen CO₂-Abscheidung ist identisch (s. **Abb. 6.3-4**).

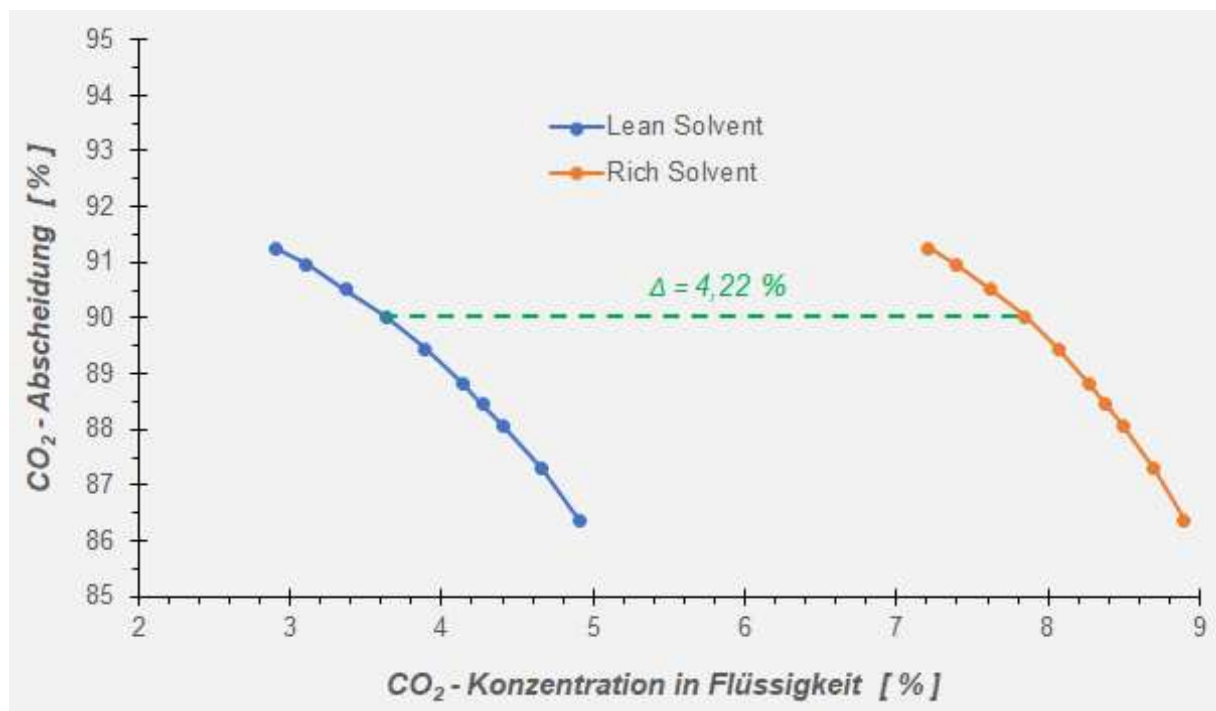


Abb. 6.3-4: Löslichkeitsdifferenz CO₂ in an- und abgereichertem Absorbens bei 65 % DEA

6.4 Vergleich der Aminwäsche mit einem physikalischen Verfahren

Gemäß Stand der Technik kommen bei geringen CO₂-Konzentrationen unter 15 Vol.-% im Rohgas physikalische Wäschen nicht in Betracht (s. Kap. 4). Zum Abschluss der Simulationen sollte geprüft werden, ob für die CO₂-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen nicht doch eine Chance des Einsatzes besteht.

Dazu wurde das vorhandene Grundfließbild der Aminwäsche verwendet; allerdings auf Temperatur- und Druckparameter einer physikalischen Wäsche mit dem Absorbens Selexol geändert. So wurde der Arbeitsdruck im Absorber auf 30 bar angehoben mit einer Temperatur des eintretenden Absorbens von -10 °C. Der Desorber arbeitete nun mit Partialdruckabsenkung. Die Rohgaszusammensetzung blieb gleich.

Wie **Abb. 6.4-1** anhand des L- zu G-Verhältnisses exemplarisch zeigt, ist mit den Prozessbedingungen der Aminwäsche nicht annähernd ein Abscheidegrad von 90 % zu erreichen.

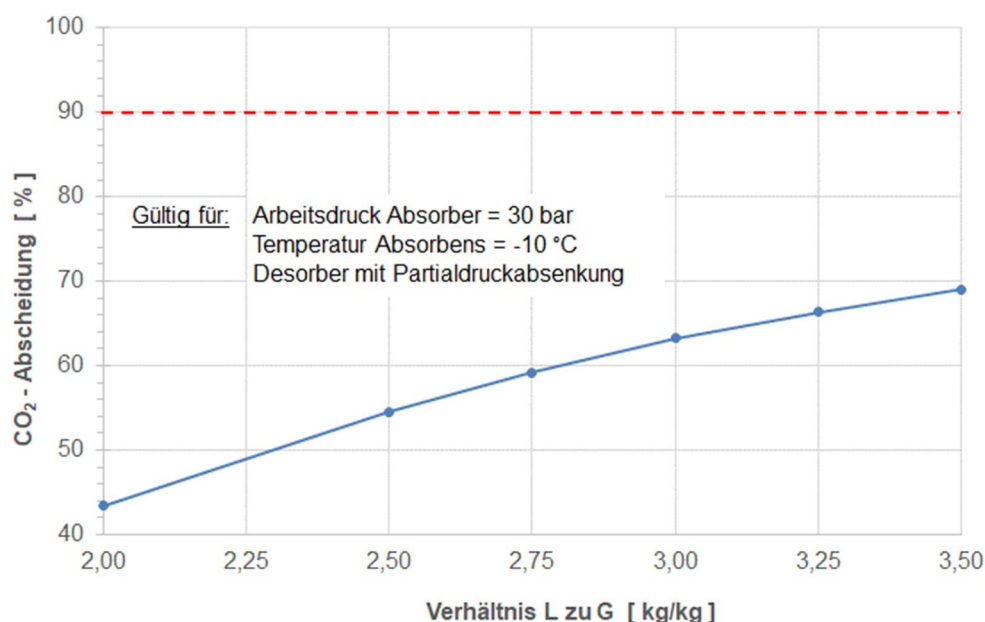


Abb. 6.4-1: CO₂-Abscheidung als Funktion des L- zu G-Verhältnisses bei einer Selexolwäsche

Auffällig an der Selexolwäsche ist, dass der elektrische Energiebedarf von 0,6 MJ/kg_{CO₂,abs} der Aminwäsche [19] signifikant auf mehr als 10 MJ/kg_{CO₂,abs} steigt. Ursache ist, dass das gesamte Rohgas aus der AVA mit einem niedrigen CO₂-Gehalt von 10,5 Vol.-%_{tr} von ca. einem bar auf 30 bar in der Baugruppe *Abgasverschaltung* verdichtet werden muss (s. **Abb. 6.4-2**).

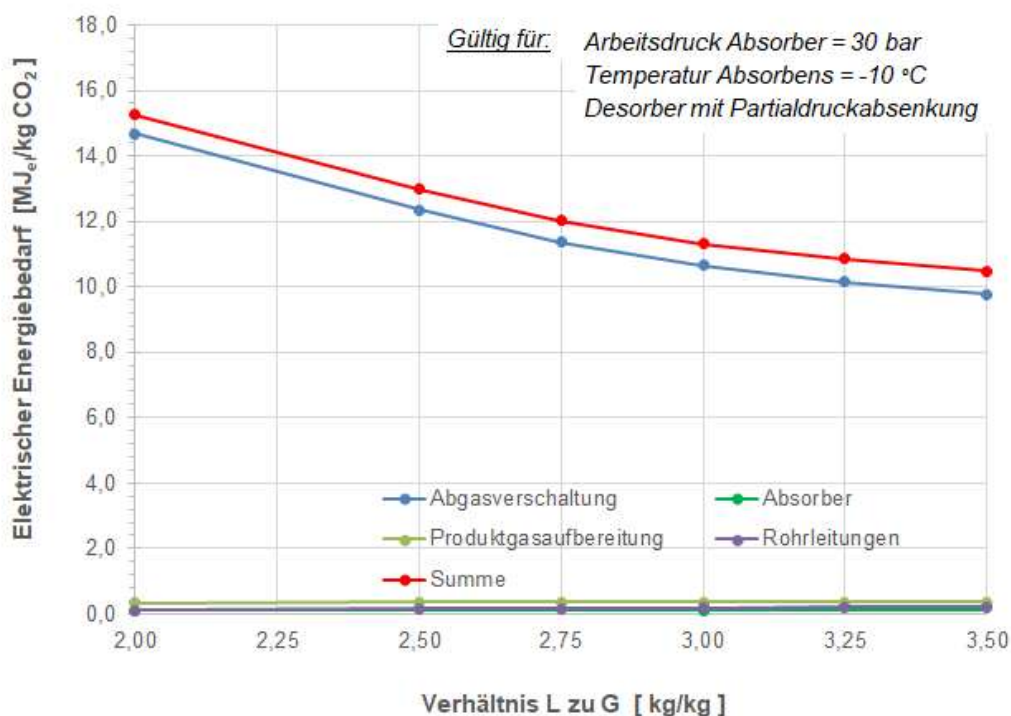


Abb. 6.4-2: Elektrischer Energiebedarf = f (L- zu G-Verhältnis) bei einer Selexolwäsche

Um zu sehen, ob die AVA den elektrischen Energiebedarf aus eigenen Mitteln aufbringen kann, wurde eine Bilanzrechnung durchgeführt. Bei einem angenommenen Kesselwirkungsgrad von 80 % ergibt sich eine heizwertabhängige Energieverfügbarkeit an thermischer Energie im Bereich von 9,10 bis 9,45 MJ/kg_{CO₂,ab} (s. **Abb. 6.4-3**).

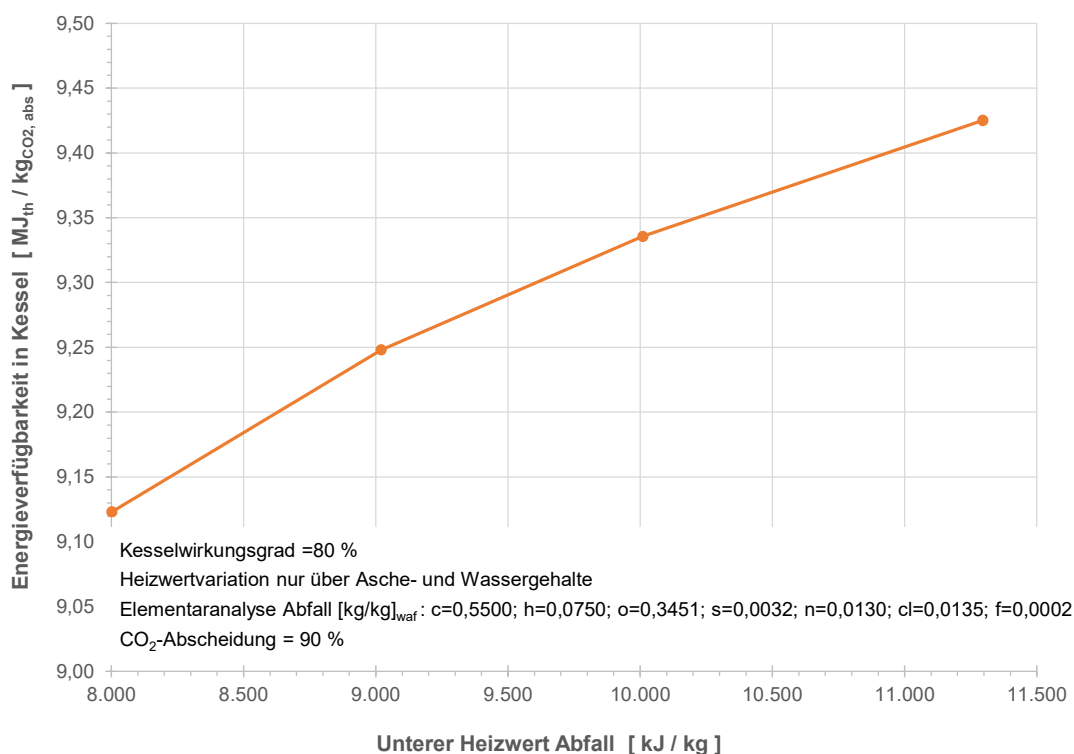


Abb. 6.4-3: Spez. Energieverfügbarkeit im Kessel als Funktion des Abfallheizwertes

Nimmt man nun an, dass die elektrische Energie von der AVA selber mit einem Turbinenwirkungsgrad von 20 % produziert wird und addiert die dafür notwendige Kesselenergie mit dem thermischen Energiebedarf der Selexolwäsche zu einer Größe *Thermisches Äquivalent* des Kessels, so ergibt sich die **Abb. 6.4-4**. Eingetragen ist der Bereich verfügbarer Energie bei einem Kesselwirkungsgrad von 80 % und als Funktion des L zu G-Verhältnisses. Die Annahmen unterliegen in der Praxis gewissen Schwankungen, so dass sich ein Bereich von im Kessel verfügbarer Energie einstellt. Eines aber ist aus der Abbildung klar ersichtlich: Der Energiebedarf der Selexolwäsche liegt weit oberhalb der Möglichkeiten einer Abfallverbrennungsanlage, ihn zur Verfügung zu stellen. Die Betrachtungen sind zwar nur als Abschätzungen durchgeführt, bei denen sicherlich Optimierungen möglich sind. Der Abstand zwischen Bedarf und Verfügbarkeit an Energie ist aber so hoch, dass sich weitere Arbeit erübrigen dürfte. Dies gilt besonders, da der Stand des Wissens mit den Rechnungen bestätigt wurde.

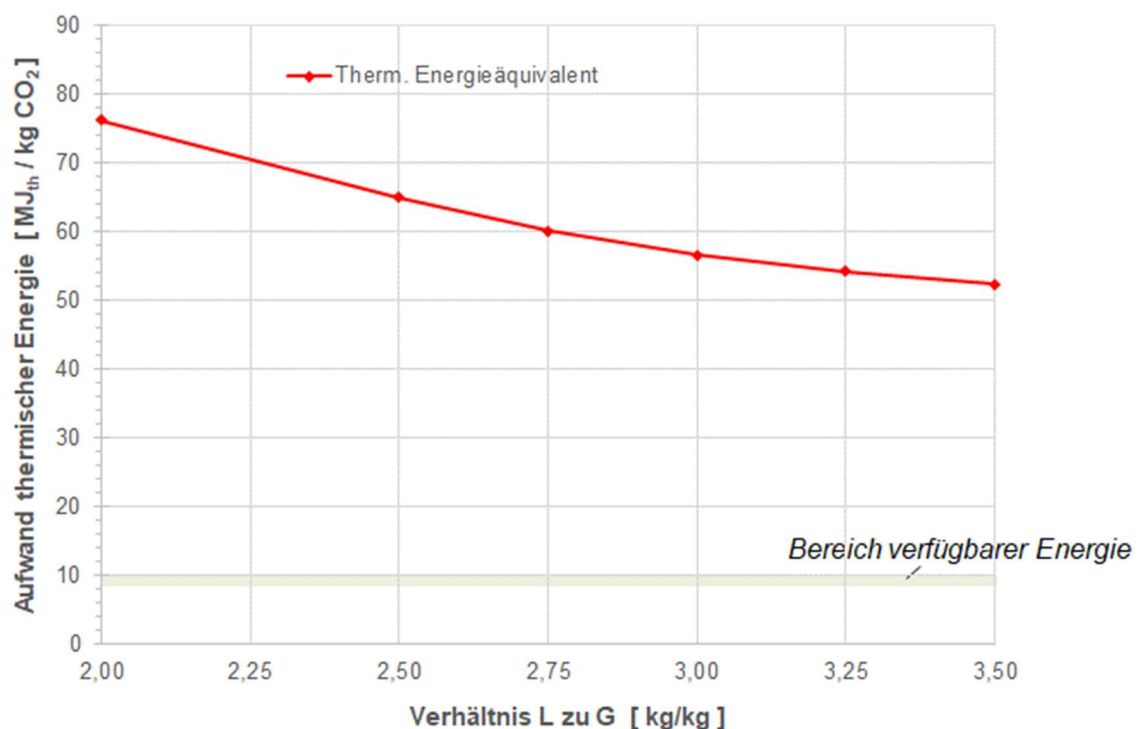


Abb. 6.4-4: Bedarf thermischer Energie der Selexolwäsche im Verhältnis zur verfügbaren Kesselenergie

7 Versuche in Labor und Technikum (AP 4)

7.1 Auswahl Waschlösung

Gesetzt für das Vorhaben war das Amin **Monoethanolamin** (MEA), welches gemäß Literaturrecherche als Standard für die meisten anwendungsnahen F&E-Projekte mit Aminwäsche dient. Um seine Stabilität gegenüber Rauchgasbestandteilen aus der Abfallverbrennung zu testen, kamen kommerzielle Stabilisatoren als Additive nicht in Betracht. Als sekundäres Amin fiel die naheliegende Wahl auf **Diethanolamin** (DEA). Gesucht bei Anbietern wurden ferner:

MDEA	N-Methyldiethanolamin
DIPA	Di-Isopropanolamin
1DMA2P	1-Dimethylamino-2-Propanol
AMP	Aminomethyl Propanol
DGA	Diglycolamin
PZ	Piperazine.

Verfügbar für die relativ geringen Mengen der Versuche im Technikumsmaßstab wären die Amine MDEA, DIPA, DGA und PZ gewesen.

Angefragt wurde ein deutscher Chemiekonzern, welcher an eine Spezialfirma verwies. Außerdem wurden eines der weltweit größten Familienunternehmen des Chemie-Marketings mit Sitz ebenfalls in Deutschland sowie zwei Online-Händler kontaktiert und Preise eingeholt. Die Beschaffungsmöglichkeiten von Aminen für das Projekt waren als recht gut zu bezeichnen.

Bestellt wurde in Gebinden von 195 kg bei MEA, welches in einer Konzentration von 85 Ma.-% vorlag, sowie 200 kg bei DEA mit der gleichen Konzentration. Die Verdünnung auf die gewünschten Einsatzkonzentrationen für die Versuche erfolgte bei CUTEC.

7.2 Abbauprodukte und Analytik

Um die Stabilität der Waschlösung unter verschiedenen Betriebsbedingungen und bei Belastung mit potenziellen Schadstoffen zu beurteilen, war es erforderlich, sich über die Vorgänge bei Absorption und Desorption und den nebenher ablaufenden möglichen chemischen Reaktionen Klarheit zu verschaffen. Parallel zu der gewünschten chemischen Absorption von CO₂ finden am MEA auch unerwünschte Reaktionen statt, die das Amin schädigen. Die Zersetzung reduziert die Leistungsfähigkeit der Waschflüssigkeit und kann zu Schaumbildung führen. Die Produkte können unter Umständen zudem das Korrosionspotential erhöhen. Grundsätzlich kann zwischen thermischer und oxidativer Degradation unterschieden werden, wobei oxidative Vorgänge prozessbedingt im Absorber und thermisch induzierte Prozesse im Desorber ablaufen [9]. Eine Auflistung mehrerer Abbauprodukte und die ablaufenden Mechanismen sind in [21] aufgeführt (s. **Tab. 7.2-1**).

Typische flüssige Abbauprodukte sind Ameisen-, Essig- und Oxalsäure, die in einem weiteren Reaktionsschritt mit über das Rauchgas eingebrachter Anorganik wie Schwefeldioxid (SO₂), Stickoxiden (NO_x) und Chlorwasserstoff (HCl) Salze bilden können. Die genannten Carbonsäuren müssten bei einem Abbau der Waschlösung in selbiger zu finden sein. Als gasförmige

Degradationsprodukte werden Ammoniak (NH₃) und Aldehyde (Formaldehyd und Acetaldehyd) genannt [21,22]. Die gasförmigen Abbauprodukte sollten im Reingas nachzuweisen sein. Auf diese Degradationsprodukte wurde im Rahmen des Projektes daher analysiert. Hinzu kamen Untersuchungen der Waschlösung auf enthaltene Metalle bei den Technikumsversuchen mittels ICP-OES, um das Korrosionsverhalten abzuschätzen. pH-Wert und Dichte der Waschflüssigkeit gaben einen Hinweis auf die Beladung mit CO₂. Bei den Versuchen mit Schadstoffen (Zugabe von HCl und SO₂) erfolgten Untersuchungen von Waschlösungen und Gas auf die entsprechenden Chlor- oder Schwefelverbindungen.

Tab. 7.2-1: Abbauprodukte von MEA [21], mit Daten aus [23,24]

Table 1 Degradation products of MEA induced by CO ₂ (Strazisar <i>et al.</i> , 2003).		Table 2 Degradation products of MEA induced by CO ₂ and O ₂ (Supap <i>et al.</i> , 2006)	
No	Compound name and formula	Major DGP were identified	1-methylazetidine; D,L-homoserine lactone; Imidazole; <i>N</i> -(2-hydroxyethyl)acetamide; <i>N</i> -methyl formamide; 1,3-dioxane; 2-ethyl-1H-imidazole; 5-hydrazinocarbonyl-1H-imidazole; Uracil; <i>N</i> -(2-hydroxyethyl)succinimide; 1-amino-4-methylpiperazine; 2-pyrrolidinone; 1-methyl-4-imidazole-5-carboxylic acid; <i>N</i> -methylene ethanamine; 5-aminovaleric acid; D,L-aspartic acid; 2-[(2-aminoethyl)amino] ethanol; Ethylamine; 4,5dimethyloxazole; 18-crown-6; Ethylurea; <i>N</i> -glycylglycine dimethylhydrazone-2- propanone; 1-(2-hydroxyethyl)-2-imidazolidinone
1	<i>N</i> -formylethanolamine (C ₃ H ₇ NO ₂)		
2	<i>N</i> -acetyethanolamine (C ₄ H ₉ NO ₂)		
3	2-oxazolidone (C ₃ H ₅ NO ₂)		
4	<i>N</i> -(hydroxyethyl)-succinimide (C ₆ H ₉ NO ₃)		
5	<i>N</i> -(2-hydroxyethyl)-lanthamide (C ₅ H ₁₁ NO ₃)		
6	1-hydroxyethyl-3-homopiperazine (C ₇ H ₁₄ N ₂ O ₂)		
7	1-(2-hydroxyethyl)-2-imidazolidinone (C ₅ H ₁₀ N ₂ O ₂)		
8	1-hydroxyethyl-2-piperazinone (C ₆ H ₁₂ N ₂ O ₂)		
9	4-hydroxyethyl-2-piperizinone (C ₆ H ₁₂ N ₂ O ₂)		
10	3-hydroxyethylamino- <i>N</i> -hydroxy- ethylpropanamide (C ₇ H ₁₆ N ₂ O ₃)		
11	2-hydroxyethylamino- <i>N</i> - hydroxyethylacetamide (C ₆ H ₁₄ N ₂ O ₃)		
12	Ammonia (NH ₃)		
13	Acetic acid (C ₂ H ₄ O ₂)		
14	Propionic acid (C ₃ H ₆ O ₂)		
15	n-butyric acid (C ₄ H ₈ O ₂)		
16	Monoethanolamine (C ₂ H ₇ NO)		
17	2,6-dimethyl-4-pyridinamine (C ₇ H ₁₀ N ₂)		
18	2-imidazolecarboxaldehyde (C ₄ H ₄ N ₂ O)		
19	1-methyl-2-imidazolecarboxaldehyde (C ₅ H ₆ N ₂ O)		
		Additional Products Found	Ammonia; Formic acid; Acetic acid; Pyrimidine; Acetamide; 2-methylaminoethanol; Acetaldehyde; Ethanol
		Other Compounds	Oxalic acid; Glycolic acid; Bicine

7.3 Laboranlage

7.3.1 Versuchsaufbau und -durchführung

Für Vorversuche mit der ausgewählten Waschlösung wurde eine Laboranlage errichtet. Den prinzipiellen Versuchsaufbau zeigt die folgende **Abb. 7.3-1**. Ziel der Experimente an der Laboranlage war, eine breite Datenbasis zu schaffen, die mit Versuchen an einer Anlage im Technikummaßstab nicht möglich wären. Die Laboranlage erlaubte vielfältige Parametervariationen. Im Rahmen der Versuche wurden die Gaszusammensetzung und die MEA-Konzentration variiert sowie potenzielle Schadgase wie Chlorwasserstoff (HCl) und Schwefeldioxid (SO₂) zugeführt.

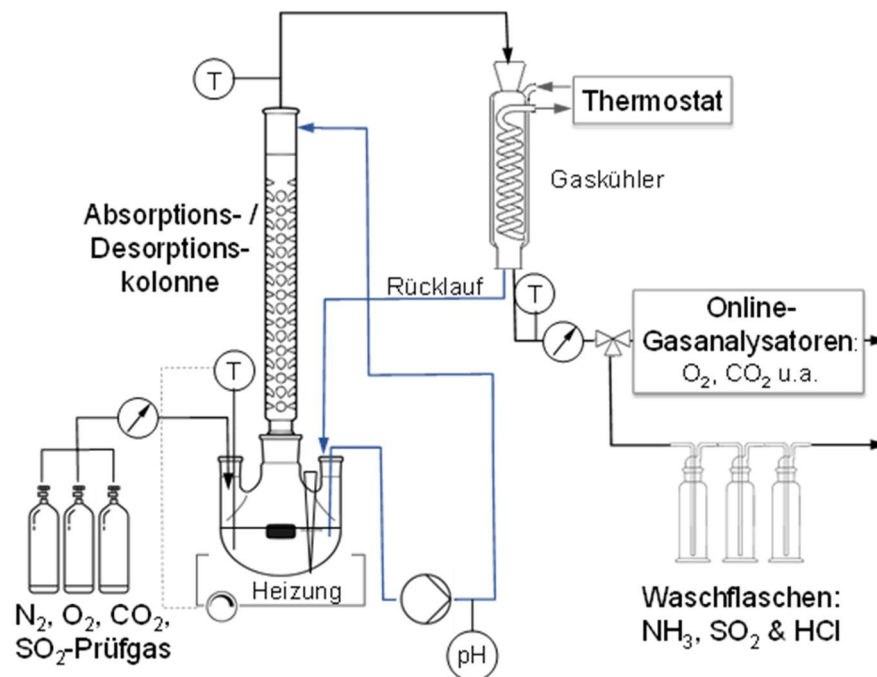


Abb. 7.3-1: Aufbau der DrACO₂-Laboranlage

Die Waschlösung lag in einem beheizbaren Rundkolben vor. Über elektronisch geregelte Durchflussregler erfolgte die Zufuhr der Gasbestandteile Stickstoff (N₂), Sauerstoff (O₂) bzw. Luft und Kohlendioxid (CO₂). Ergänzend konnte als Schadstoff SO₂-Prüfgas addiert werden. Der weitere mögliche Schadstoff HCl wurde hingegen flüssig direkt in die Vorlage injiziert. Aus dem Sumpf des Vorlagekolbens heraus förderte eine im Durchfluss einstellbare Pumpe die Waschlösung zum Kolonnenkopf. In der Kolonne passierten aufwärts strömendes Gas und abwärts rieselnde Waschlösung im Gegenstrom. Prinzipbedingt fanden diese Versuche satzweise statt, das heißt es liefen abwechselnd Absorption und Desorption. Die Waschflüssigkeit wurde bis zu einem CO₂-Durchbruch beladen (Absorption). Anschließend wurde durch stufenweise Temperaturerhöhungen das in der Waschlösung eingelagerte CO₂ ausgetrieben (Desorption). Typischerweise wurde zu jeder Versuchsreihe eine MEA-Lösung angesetzt und an ihr drei- bis fünfmal eine Absorption mit folgender Desorption durchgeführt. Gasflüsse und Gaszusammensetzung wurden protokolliert und dienten der Auswertung.

Zwei Fotos in der folgenden **Abb. 7.3-2** zeigen die Laboranlage.

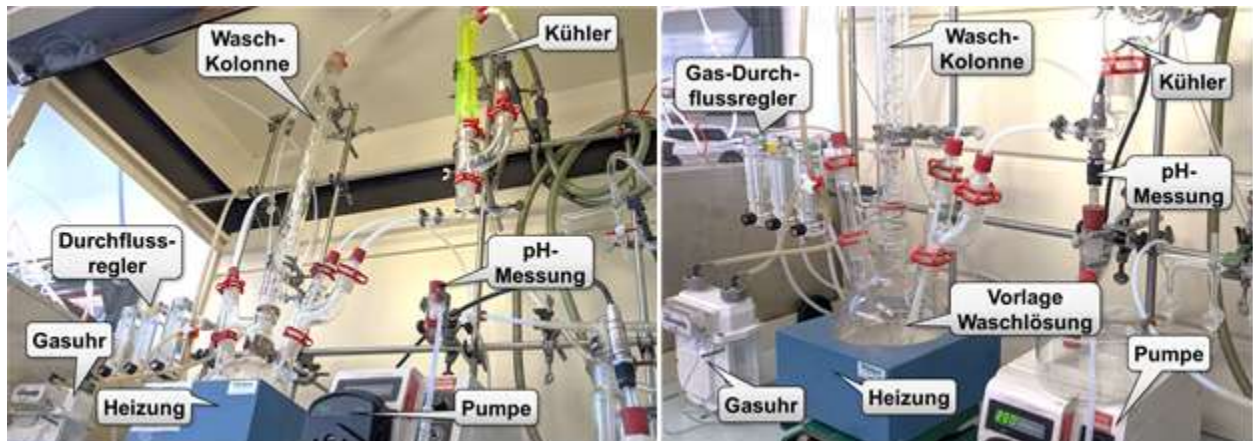


Abb. 7.3-2: Fotos der Laboranlage

Die folgenden beiden Diagramme veranschaulichen die Vorgänge während der Absorption (**Abb. 7.3-3**) und Desorption (**Abb. 7.3-4**) exemplarisch anhand eines Versuchsablaufes.

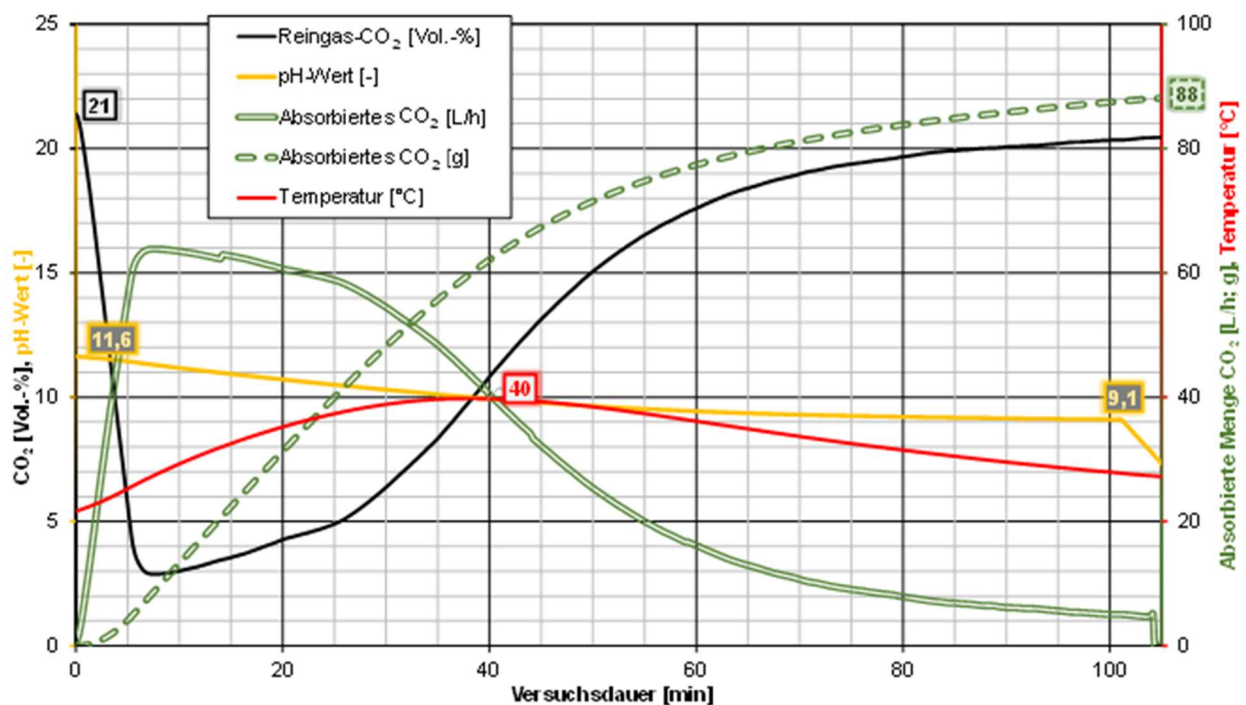


Abb. 7.3-3: Absorptionsvorgang in der DrACO₂-Laboranlage

Ausgehend von einem CO₂-Gehalt (schwarze Linie) von etwa 21 Vol.-% im Rohgas fällt umgehend nach dem Einschalten der Gaswäsche der CO₂-Gehalt auf etwa 3 Vol.-%. Aufgrund der zunehmenden Beladung der Waschlösung mit CO₂ sinkt die Abscheideleistung und der CO₂-Gehalt im Reingas steigt. Nach 25 Minuten werden 5 Vol.-% erreicht, nach 50 Minuten 15 Vol.-% und nach 90 Minuten sind 20 Vol.-% überschritten. Damit wird der Ausgangswert nahezu erreicht und es findet lediglich noch eine minimale Abscheidung von CO₂ statt. Währenddessen sinkt der pH-Wert (orange Linie) von anfänglichen 11,6 auf 9,1 nach 100 Minuten durch die Einlagerung von CO₂ in der MEA-Lösung. Bei der Einlagerung des CO₂ wird Wärme freigesetzt. Diese Exothermie ist über den Temperaturanstieg in der Waschlösung (rote Linie) erkennbar. Zum Start noch etwa 20°C warm, steigt die Temperatur in der Lösung nach 40 Minuten auf bis zu 40°C. Die

übergehende Menge von CO₂ aus dem Gas in die Waschflüssigkeit (grüne durchgezogene Doppellinie) ist zu Beginn am höchsten und sinkt durch bereits in die Waschlösung eingelagertes CO₂ mit der Zeit. In Summe wurden über die Dauer des Versuchs von etwa 100 Minuten 88 g CO₂ in die Lösung gebracht (grün gestrichelt). Unter Berücksichtigung der aus vorherigen Absorptions- und Desorptionsvorgängen resultierenden Startbeladung in Höhe von 37 g entspricht dies einer Endbeladung von 125 g bzw. 0,579 mol_{CO2}/mol_{MEA}.

Die Vorgänge, welche der Absorption in der Desorption folgen, zeigt **Abb. 7.3-4**.

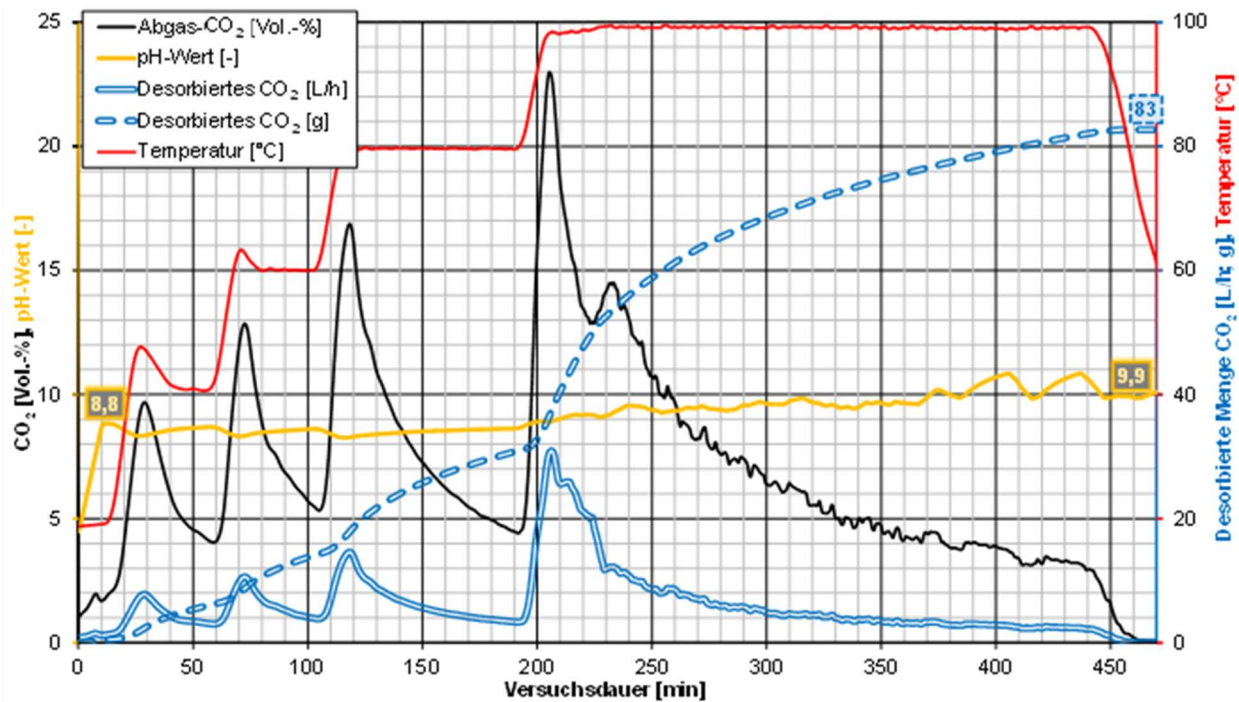


Abb. 7.3-4: Desorptionsvorgang in der DrACO₂-Laboranlage

Grundsätzlich ist die im Vergleich zur Absorption deutlich längere Versuchsdauer von 450 Minuten zu erwähnen. Rot ist die Temperatur im Vorlagekolben dargestellt, nach der bei der Desorption auch die Temperatur geregelt wurde. Erkennbar sind die nacheinander angefahrenen Temperaturstufen von 40, 60, 80 und 100°C. Jeder Temperaturstufe folgt eine CO₂-Spitze im Abgas (CO₂-Gehalt: schwarze Linie), die auf die verbesserte Desorption mit zunehmender Temperatur zurückzuführen ist. Sinkende CO₂-Gehalte in der Waschlösung bewirken bei jeder Temperaturstufe einen abnehmenden CO₂-Austritt aus der Lösung in die Gasphase. Durch die Vorgabe einer höheren Temperatur kann dem entgegengewirkt und der CO₂-Austrieb neu angestoßen werden. Der pH-Wert (orange Linie) steigt im Verlaufe der Desorption von anfangs 8,8 auf 9,9 zum Ende. Die im Rahmen dieses Versuchslaufes ausgetriebene Menge an CO₂ (blau gestrichelt) liegt bei etwa 83 g. Von den während der Absorption eingebrachten 88 g CO₂ (siehe Abb. 7.3-3 und folgender zugehöriger Beschreibung) konnte also nicht die gesamte Menge ausgetrieben werden, sondern lediglich 93%. Eine weitere Temperaturerhöhung hätte hier weitergeholfen. Jedoch ließe sich eine höhere Temperatur nur in einer druckbeständigen Apparatur umsetzen. Die für die Laborversuche eingesetzte Glasapparatur ist dafür ungeeignet. Ausgehend von der aus der Absorption resultierenden Startbeladung an CO₂ von 125 g wurde so nach siebeneinhalb Stunden Desorption eine Restbeladung von 42 g oder 0,19 mol_{CO2}/mol_{MEA} erreicht.

7.3.2 Ergebnisse

Bestimmung der CO₂-Beladung in der Waschlösung

Zunächst sollte eine einfache Methode zur Bestimmung der CO₂-Beladung in der Waschlösung entwickelt werden. Über die eingesetzten elektronischen Durchflussregler zur Mischung des Rohgases und die roh- und reingasseitig eingesetzten Online-Gasanalysatoren konnte die eingelagerte CO₂-Menge berechnet werden. Vergleichend hinzu kamen gravimetrische und analytische Verfahren. Angewandte gravimetrische Methoden sind die Ein- und Auswaage der Waschlösung sowie die Dichtebestimmung. Aus der Dichtedifferenz zwischen beladener und unbeladener Flüssigkeit kann auf die CO₂-Beladung geschlossen werden [22]. Durch eingelagertes CO₂ wird die Waschflüssigkeit schwerer, die Dichte nimmt zu. Als analytische Methode stand die Bestimmung des TIC-Gehaltes zur Verfügung. Die Ergebnisse von Versuchen mit einer 20-prozentigen MEA-Lösung sind in der folgenden **Tab. 7.3-1** zusammengefasst. Dargestellt werden die Messwerte der Bestimmungsverfahren und die daraus resultierenden Beladungen mit CO₂.

Tab. 7.3-1: Gegenüberstellung verschiedener ermittelter Waschmittelbeladungen

Versuch			9	10	11	12
			20%-MEA-Lösung			
Messwerte						
Messwerte	Bilanziell	[g]	82,3	85,9	85,1	81,5
	Einwaage		1000	1000	1000	1000
	Auswaage		1075	1077	1081	1039
	Dichte, beladen	[g/L]	1,081	1,085	1,084	1,083
	TIC, C als CO ₂		69,9	61,3	71,0	68,6
Resultierende CO ₂ -Beladungen						
CO ₂ -Beladung	Bilanziell	[g/L]	82,3	85,9	85,1	81,5
	Waage/Masse		74,8	77,3	80,8	39,2
	Dichte		81,2	85,3	83,9	82,8
	TIC, C als CO ₂		69,9	61,3	71,0	68,6
	Bilanziell	[mol _{CO2} /mol _{MEA}]	0,571	0,596	0,591	0,566
	Waage/Masse		0,519	0,536	0,561	0,272
	Dichte		0,563	0,592	0,582	0,575
	TIC, C als CO ₂		0,485	0,425	0,493	0,476

Mit eher leichten, im Versuch 12 größeren Abweichung nach unten wurden mit den verschiedenen Methoden CO₂-Beladungen von 70 bis 85 g/L, entsprechend ca. 0,5 bis 0,6 mol_{CO2}/mol_{MEA} ermittelt. Als am nächsten dem wahren Wert entsprechend wird der bilanziell ermittelte Wert angenommen, da mit Hilfe der Gas-Durchflussregler und der Online-Analysegeräte sehr präzise die Gasdurchflüsse erfasst werden.

Der Vergleich von eingewogener und ausgewogener Menge Waschflüssigkeit führt im Vergleich zu den bilanziell und über die Dichte bestimmten Werten zu durchgängig niedrigeren Zahlen. Immerhin ist aber auch bei der eingesetzten Menge von 1 L eine Massenzunahme messbar. Jedoch kommt es zu Verlusten an mehreren Stellen, die schwer fassbar sind. Einerseits ist mit nicht unerheblichen Verlusten an Flüssigkeit bei der Desorption zu rechnen, die auf eine unzureichende Kühlung des Abgases zurückzuführen sind. Durch die nicht vollständige

Kondensation im Gaskühler wird ein Rest an Flüssigkeit mit dem Gas ausgetragen. Auf der anderen Seite verbleiben nicht erfassbare geringe Mengen an Waschflüssigkeit in der Anlage. Damit ist diese Methode fehleranfällig und eher weniger für eine Auswertung geeignet.

Mittels Dichtebestimmung werden erstaunlich exakt den bilanziell ermittelten Beladungen entsprechende Werte bestimmt. Die Unterschiede sind vernachlässigbar gering. Verluste in der Anlage führen bei einer Bestimmung der Beladung über die Dichte nicht zu fehlerhaften Werten. Damit erweist sich diese Methode als robust.

Die TIC-Bestimmungen weisen auf eine Minder-Beladung im Vergleich zu den bilanziell berechneten Werten hin. Hier kam es zu Ausgasungen von CO₂ aus den Waschflüssigkeitsproben beim Umfüllen und Verdünnen sowie den mitunter längeren Standzeiten bis zur Analyse. Auch diese Methode erweist sich somit als unzuverlässig und eher unbrauchbar.

Auf Grund der recht präzisen Bestimmung der Beladungen mittels Dichtemessung sowie der Robustheit gegenüber Fehlern wie Waschflüssigkeitsverlusten wurde im Rahmen des Projektes durchgängig sowohl bei den Labor- als auch Technikumsversuchen diese einfach zu handhabende und schnell umsetzbare Methode zur Bestimmung der CO₂-Beladungen herangezogen.

Analytik auf Abbauprodukte

Auf das Degradationsverhalten bei unterschiedlichen Belastungsfaktoren sollte durch die Bestimmung der Abbauprodukte der Waschflüssigkeit geschlossen werden. Bei den Zersetzungen von MEA und DEA werden sowohl flüssige (Azetat, Formiat) als auch gasförmige (Ammoniak [NH₃]) Verbindungen frei. Das im Folgenden dargestellte Diagramm zeigt die Ammoniak-Werte im Reingas bei verschiedenen Versuchsbedingungen (s. **Abb. 7.3-5**).

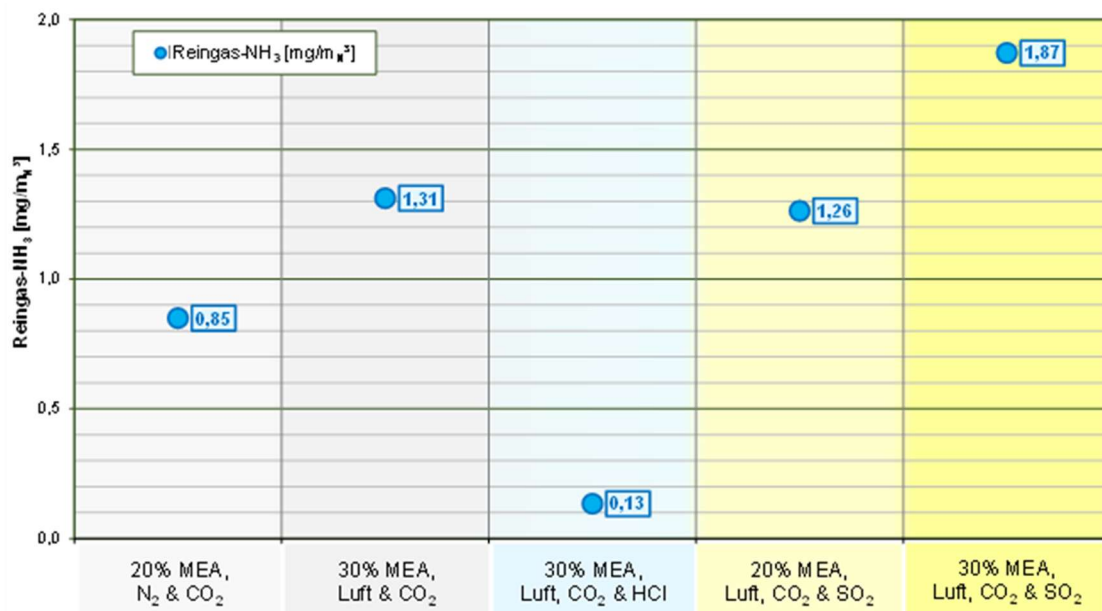


Abb. 7.3-5: NH₃-Werte im Reingas bei verschiedenen Versuchsbedingungen

Verglichen mit den 20-prozentigen MEA-Lösungen weisen beide 30-prozentigen MEA-Lösungen einen etwa 50-prozentig höheren Ammoniak-Gehalt im Reingas auf. Bei den beiden zuerst dargestellten Gehalten geht der Wert von 0,85 auf 1,31 mg/m³ hoch. Bei den letzten beiden Werten ist eine Zunahme von 1,26 auf 1,87 mg/m³ zu erkennen. Die Zunahme korrespondiert direkt mit dem höheren MEA-Gehalt. Dadurch, dass die Waschlösung 50% mehr MEA enthält,

wird auch 50% mehr Ammoniak produziert. Auffällig niedrig ist der mittlere Wert aus den Versuchen mit HCl. Hier wird vermutet, dass die Bildung von Ammoniumsalzen den Austritt von Ammonium-Ionen in die Gasphase verhindert. Die Ammonium-Ionen bleiben in der Flüssigphase. Ein Vergleich der ersten beiden mit den rechten zwei Werten zeigt, dass die Zugabe von SO₂ die Zersetzung beschleunigt und mit höheren Ammoniak-Gehalten im Reingas zu rechnen ist.

Abgleich der Versuchsdaten mit einer Gleichgewichtsbetrachtung

Parallel zu den Versuchen im Labor wurden die erzielten Ergebnisse mit Gleichgewichtsuntersuchungen mittels der Simulationssoftware ChemCAD abgeglichen. Eine Gegenüberstellung von Versuchs- und Gleichgewichtsdaten zeigt das nachfolgende Diagramm (s. **Abb. 7.3-6**).

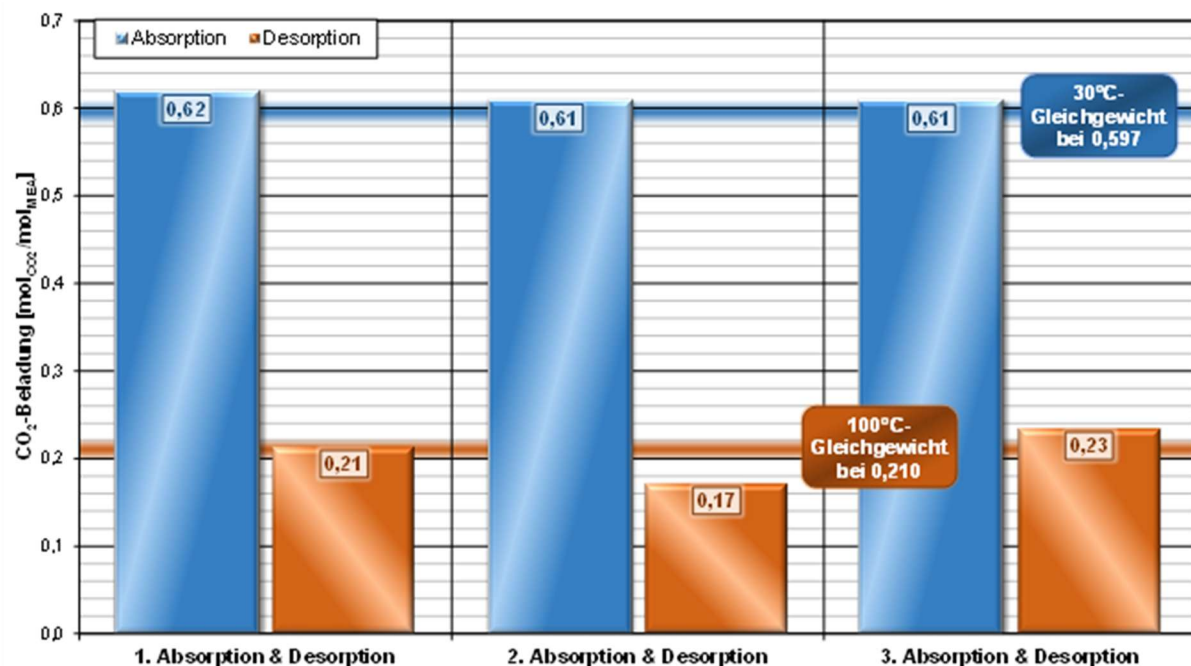


Abb. 7.3-6: Gegenüberstellung von Gleichgewichts- und Versuchsdaten

Die Säulen geben Ergebnisse einer Versuchsserie über drei Absorptions-/Desorptionsvorgänge wieder. Die horizontalen Linien stellen die Gleichgewichte dar: Die obere blaue Linie stellt das Gleichgewicht bei 30°C unter Absorptionsbedingungen dar. Das Gleichgewicht liegt hier bei 0,597 mol_{CO2}/mol_{MEA}. Die untere braune Linie zeigt den Gleichgewichtswert bei 100°C, also bei im Labor herrschenden Desorptionsbedingungen. Der Wert liegt bei 0,21 mol_{CO2}/mol_{MEA}. Mit den drei aufeinander folgenden Versuchen wurden die erwarteten Werte erreicht. Mit 0,61 bis 0,62 mol_{CO2}/mol_{MEA} liegen die Absorptionswerte leicht über den berechneten Gleichgewichten. Die minimal höheren Werte sind auf die Temperaturen im Labor zurückzuführen, die zumindest anfangs und zum Ende der jeweiligen Versuche unter 30°C lagen und damit die Absorption positiv beeinflussen. Bei den Desorptionsversuchen konnten die CO₂-Beladungen auf Werte zwischen 0,23 und 0,17 mol_{CO2}/mol_{MEA} abgesenkt werden. Die damit teils unter dem Gleichgewicht liegenden Ergebnisse sind dadurch zu erklären, dass einerseits die Desorptionstemperaturen leicht über den für die Simulation herangezogenen 100°C lagen und andererseits die Anlage mit Stickstoff gespült wurde und somit eine Partialdruckabsenkung stattfand und die Desorption begünstigte.

7.4 Technikumsanlage

7.4.1 Anschluss der Gaswäsche an die Müllverbrennungsanlage

Im Antrag war vorgesehen, die am CUTEC im Technikumsmaßstab vorhandene Forschungs-Müllverbrennungsanlage mit einem Teilstrom des Reingases aus der Gasreinigung an die CO₂-Wäsche anzuschließen. Hierzu war es nötig, Rohrleitungen neu zu legen. Einen Eindruck der Arbeiten im Technikum zum Anschluss des Rückschubrostes an die Gaswäsche veranschaulichen die beiden Fotos in der folgenden **Abb. 7.4-1**.

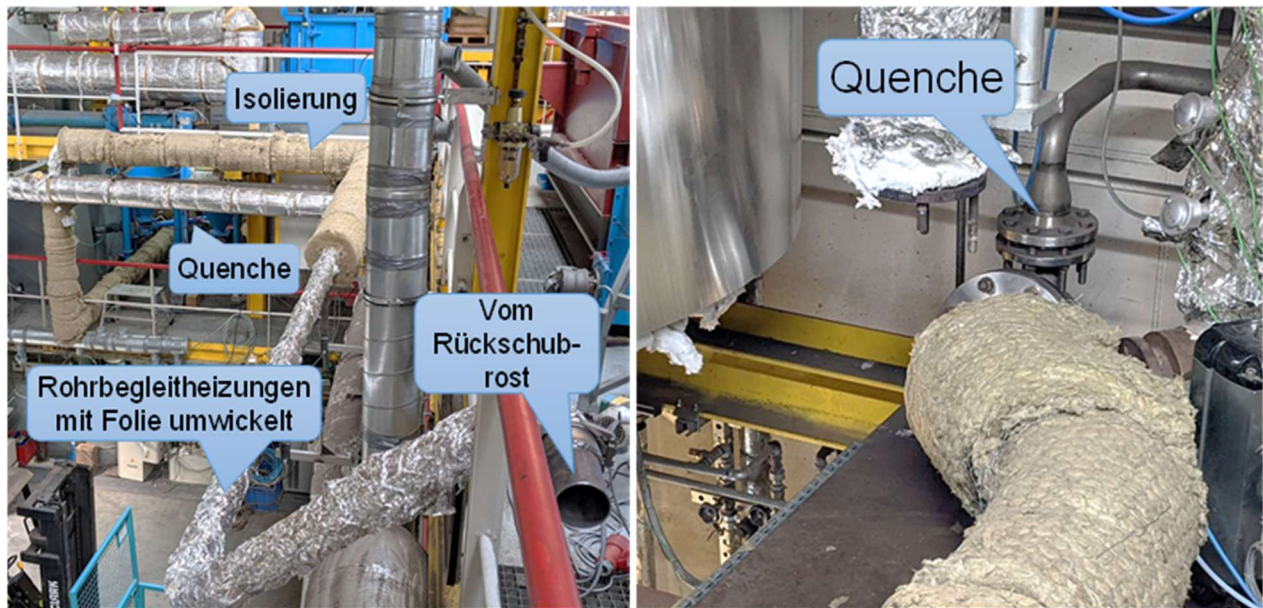


Abb. 7.4-1: Verrohrungsarbeiten im CUTEC-Technikum zum Anschluss der Müllverbrennungsanlage an die Gasreinigung

Die Vorbereitungsarbeiten für den Koppelbetrieb wurden in Abstimmung mit dem Projektträger und den Projektpartnern abgebrochen, da sich im Versuch maßgebliche Effekte überlagern würden. Staub, HCl und SO₂ treten hier in Kombination auf. Der gezielte Einfluss einer Komponente auf die Stabilität der Waschlösungen wäre so nicht zu untersuchen gewesen. Stattdessen wurden Laborversuche ergänzend in das Arbeitsprogramm aufgenommen, bei denen das Verhalten des Amins in Anwesenheit von verschiedenen einzelnen Schadstoffen untersucht wurde. Ferner konnten die Versuche an der Technikums-Gaswäsche mit Gas aus Flaschen gefahren und die Waschflüssigkeiten mit Schadstoffen genau definiert belastet werden.

7.4.2 Umbauten

Nach Auswahl eines Konzeptes zur CO₂-Abscheidung und Festlegung der erforderlichen Betriebsparameter wurde erkannt, dass die am CUTEC vorhandene Wäsche für die Anforderungen im Rahmen des Projektes DrACO₂ geeignet sein würde. Ursprünglich als dreistufiges Verfahren zur Reinigung von Synthesegasen aus der Biomassevergasung ausgelegt, sollte nun ein Teil der Anlage für die Versuche im Technikumsmaßstab im Rahmen dieses Projektes dienen. Neben der fälligen Druckprüfung waren Reparaturen und Umbauten sowie eine abschließende Wiederinbetriebnahme durchzuführen. Einen Vergleich der ursprünglichen Auslegung mit den Erfordernissen des DrACO₂-Projektes zeigt die folgende **Tab. 7.4-1**.

Tab. 7.4-1: Vergleich ursprüngliche Auslegung und DrACO₂-Erfordernisse

		Einheit	DrACO ₂	Ursprüngliche Auslegung
Absorber	Temperatur	[°C]	30 - 40	-10
	Druck	[bar _{abs}]	2	40
Desorber	Temperatur	[°C]	125	60
	Druck	[bar _{abs}]	2 - 2,3	1,2
Kondensator	Temperatur	[°C]	7	-
	Druck	[bar _{abs}]	1,7 - 2,0	-
Gas	Strom	[kg/h]	5 - 7	30
	Art	[-]	Rauchgas	Synthesegas
Waschmittel	Umlauf	[kg/h]	20 - 50	250
	Typ	[-]	MEA, DEA u.a.	Genosorb

Die signifikant anderen Temperaturen sowohl im Absorber (30 statt ursprünglich -10°C) als auch Desorber (125 statt 60°C) machten ein abgeändertes Wärmemanagement erforderlich, zu denen zusätzliche Heizungen und Kühler sowie der Einbau weiterer Wärmeübertrager gehörten. Zum Einbringen von ausreichender Wärme in den Desorbersumpf wurde ein Sumpfumlauf und eine zugehörige externe Sumpfheizung installiert. Die hohen Temperaturen im Desorber von deutlich über 100°C und den damit einhergehenden Austrag von dampfförmiger Waschflüssigkeit (insbesondere Wasser) machten eine Abkühlung des Abgases und die Rückführung des dabei ausfallenden Wassers notwendig. Zu diesem Zweck wurde ein Kondensator (Kühler) mit folgendem Gas-Flüssig-Separator installiert, wobei hauptsächlich auf vorhandene Aggregate sowie Mess- und Regeltechnik nicht genutzter Anlagenteile zurückgegriffen werden konnte. Die Umgehung nicht verwendeter Anlagenteile und der Einbau genannter Aggregate erforderten umfangreiche Änderungen der Verrohrungen. Die nachfolgend zusammengefassten Fotos veranschaulichen einige Arbeiten an der Anlage im CUTEC-Technikum (s. **Abb. 7.4-2**).

Dargestellt sind der Bypass um den nicht genutzten Hydrolyse-Reaktor (blaue Umrahmung, oben links), die installierte Sumpfheizung (rote Umrandung, unten links) und die teilweise erforderliche neue oder geänderte Verrohrung, da die beiden Waschkolonnen miteinander anders verschaltet und die Sumpfheizung installiert wurden.

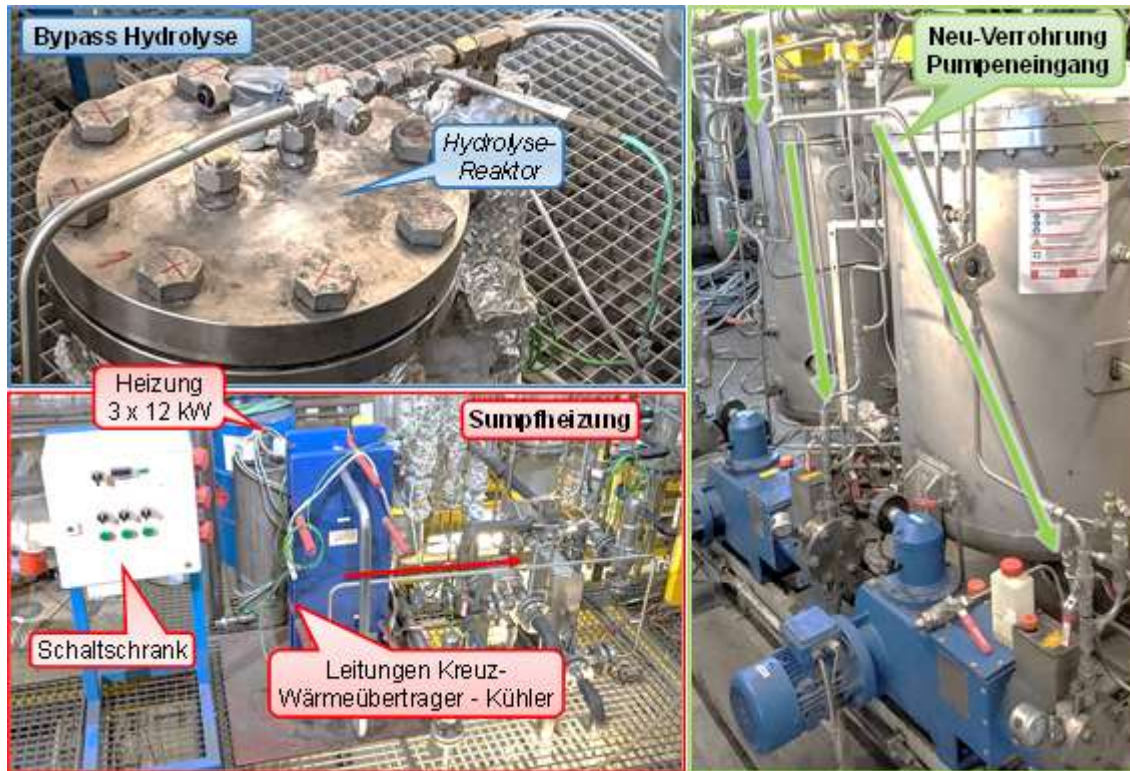


Abb. 7.4-2: Umbauten an der CUTEC-Anlage



Die auf Grund der hohen Desorbertemperaturen erforderlich gewordenen zusätzlich installierten Kühler und Abscheider für das Abgas zeigt nebenstehende **Abb. 7.4-3**. Das heiße Abgas aus dem Desorber (ca. 120°C) wurde mehrstufig im dargestellten Kühler bis auf etwa 5 bis 6°C gekühlt. Hierzu stand ein Kühlaggregat zur Verfügung, welches auch weitere Kühlaufgaben, wie das zwischenzeitliche Herunterkühlen der aus dem Desorbersumpf kommenden heißen Waschflüssigkeit, übernahm. Beim Herunterkühlen fiel Kondensat aus, welches hauptsächlich aus Wasser bestand und vernachlässigbar geringe Mengen MEA oder DEA enthielt. Das Kondensat wurde nach Erreichen eines bestimmten Füllstandes im folgenden Abscheider automatisiert in den Vorlagebehälter zurückgeführt.

Abb. 7.4-3: Desorptionskolonne mit folgendem Kühler und Kondensatabscheider

Anlagenbedingt wurden die Versuche im CUTEC-Technikum leicht abweichend von ansonsten an kommerziellen Anlagen erwartbaren Bedingungen gefahren. Wie aus **Tab. 7.4-1** ersichtlich ist, lag der Druck im Absorber bei etwa 2 bar_{abs} und damit höher als er in kommerziellen Ausführungen gefahren würde. Der erhöhte Druck war einerseits nötig, um die Waschflüssigkeit aus

dem Absorber gezielt abfließen zu lassen. Zum anderen kamen die Druckregel-/Druckhalteventile am Ende der Anlage auch wegen des im Vergleich zur Auslegung verminderten Gasmengensstromes an ihre Regelgrenze. Ebenso war der Druck im Desorber mit knapp über 2 bar_{abs} leicht überhöht. Grundsätzlich weitgehend zur Atmosphäre offen bewirkten folgende Einbauten wie Rückschlagventile, Kühler und Abscheider für das Kondensat den stark temperaturabhängigen Überdruck im Desorber. Die Auswirkungen der Druckerhöhung wurden in einer Simulation modelliert. Die Ergebnisse hinsichtlich der CO₂-Beladung und der Abscheideeffektivität in Abhängigkeit vom Druck im Absorber zeigt **Abb. 7.4-4**, die Abscheideeffektivität abhängig vom Desorberdruck **Abb. 7.4-5**.

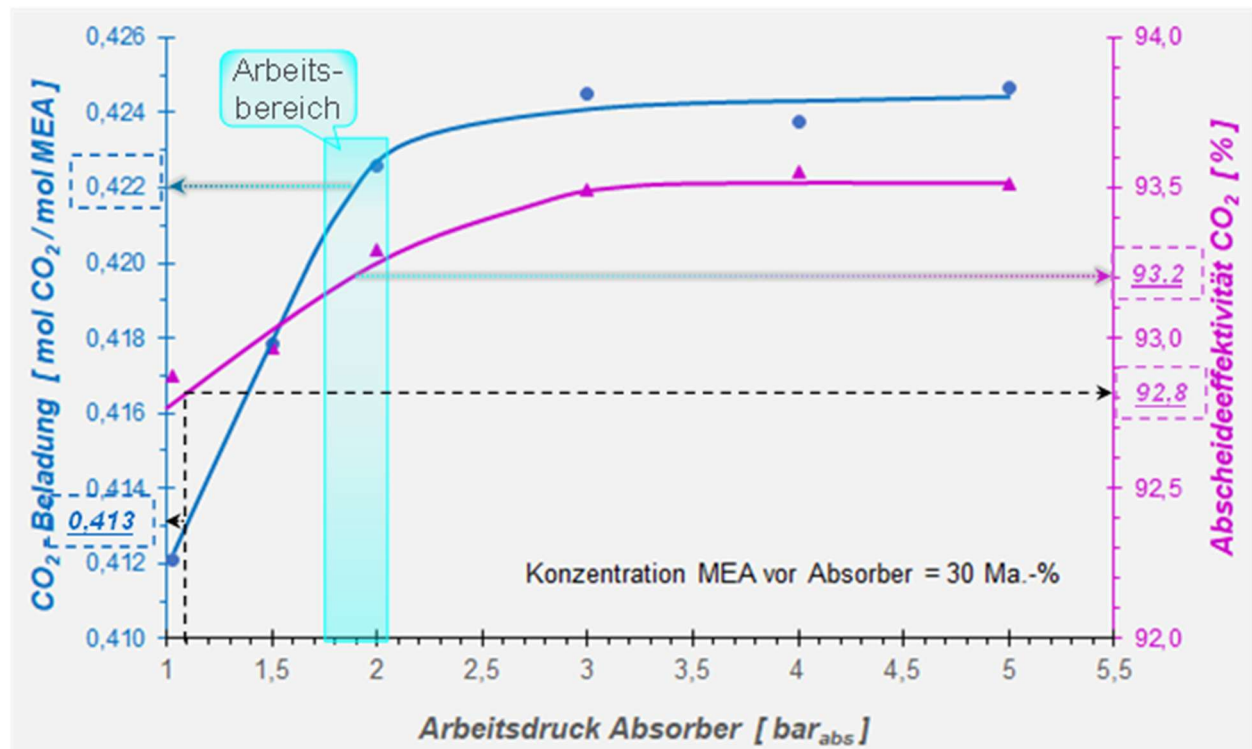


Abb. 7.4-4: Abscheideeffektivität für CO₂ als Funktion des Absorberdrucks

Zwar werden mit Hilfe eines erhöhten Drucks im Absorber sowohl höhere CO₂-Beladungen in der Waschlösung als auch höhere Abscheideleistungen erzielt. Jedoch liegen die Werte mit dem gefahrenen Druck um 2 bar_{abs} nicht ganz abwegig. Die Beladung steigt bspw. von 0,413 auf etwa 0,422 mol_{CO2}/mol_{MEA} bei einer Druckerhöhung von 1,1 auf 2 bar_{abs}. Die Abscheideeffektivität steigt in diesem Bereich leicht von 92,8 auf 93,2 %.

Eine Anhebung des Druckes im Desorber führt lediglich zu einer minimalen Verbesserung der Abscheideeffektivität im Bereich der zweiten Nachkommastelle.

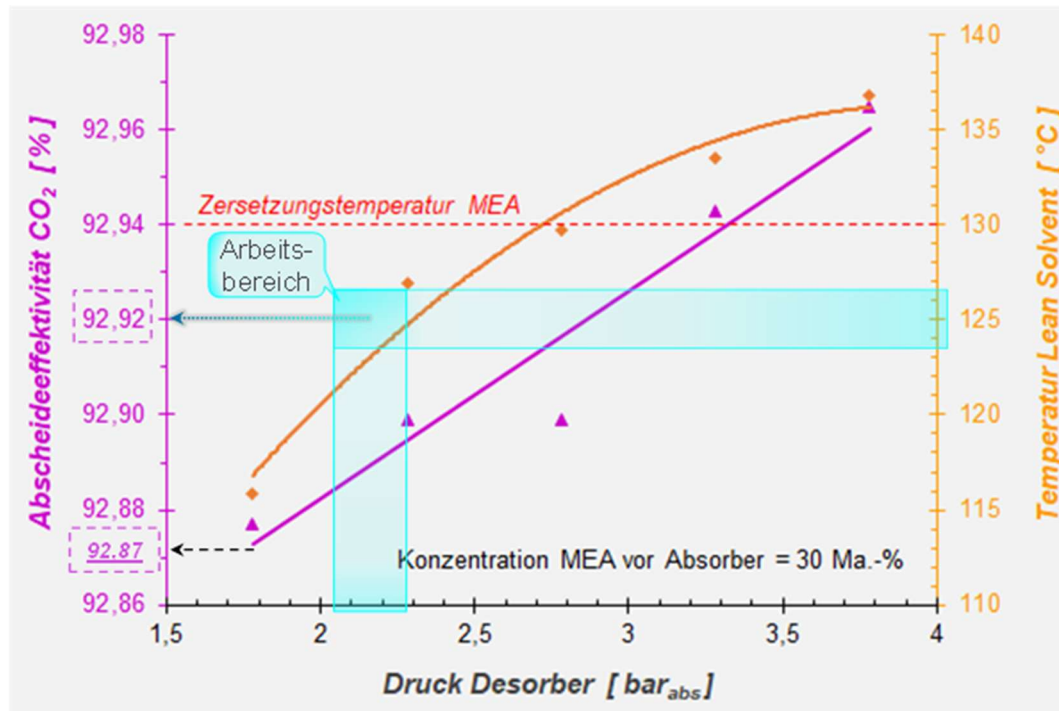


Abb. 7.4-5: Abscheideeffektivität für CO₂ als Funktion des Desorberdrucks

7.4.3 Druckprüfung und Wiederinbetriebnahme

Die CUTEC-Gaswäsche zur Abscheidung von unter anderem CO₂ ist eine im Betrieb unter Druck stehende und arbeitende Anlage. Dementsprechend sind die verbauten Aggregate als Druckbehälter ausgeführt und bedürfen einer regelmäßigen Überprüfung durch geeignete Sachverständige. Die zum Projektbeginn anstehende Prüfung bestand aus einer *Inneren Prüfung* und einer *Festigkeitsprüfung*. Bei der *Inneren Prüfung* werden insbesondere die inneren Oberflächen optisch begutachtet und so auf Korrosion überprüft. An der CUTEC-Anlage wurden die Waschkolonnen demontiert und Vorlagebehälter geöffnet. Kleinere Behälter (z. B. Abscheider oder Speicher) wurden endoskopisch inspiziert. Für die *Festigkeitsprüfung* mussten die Behälter wieder zusammengebaut, verschlossen und sämtliche Rohrleitungen abmontiert werden. Die Behälter wurden dann mit Wasser befüllt und durch den Sachverständigen bis über den Auslegungsdruck aufgedrückt. Im Anschluss an die bestandenen Prüfungen mussten schließlich die Rohrleitungen montiert werden. An der eingesetzten Anlage handelte es sich um etwa 60 Rohre, die an ihre Anschlüsse an Kolonnen, Abscheidern, Vorlagebehältern, Druckluftspeicher und weitere Behälter angeschlossen werden mussten.

Die Wiederinbetriebnahme erfolgte schließlich mit Wasser und Druckluft auf verschiedenen Temperatur- und Druckniveaus. Dabei zeigten sich einige defekte Bauteile, wie undichte Ventile auf Grund von verschlissenen Sitzdichtungen. Exemplarisch sind zwei defekte Ventile in der folgenden **Abb. 7.4-6** aufgeführt. Sie konnten durch Beschaffung von Ersatzteilen repariert und wieder eingebaut werden. Zusätzlich wurde die Reparatur des Kühlaggregates erforderlich, welches entsprechend ausgebaut, die elektrischen Anschlüsse entfernt und zum Hersteller eingeschickt werden mussten. Nach der Rückgabe erfolgten der Einbau und die Verdrahtung.



Abb. 7.4-6: Beispielhafte Darstellung zweier als undicht erkannter Ventile während des Inbetriebnahmeprozesses

7.4.4 Versuche

Die CUTECH-Technikumsanlage besteht aus Absorber, Desorber, Vorlagebehälter sowie Wärmetauschern und Pumpen. Hinzu kommen die erforderliche Aktorik und umfangreiche Sensorik zum Messen von Drücken, Temperaturen, Durchflüssen und Füllständen. Ergänzend kommen im Rohgas, Reingas und Abgas (abgeschiedenes CO₂) Messgeräte zur Bestimmung der Gaszusammensetzung hinzu. In **Abb. 7.4-7** ist ein Grundfließbild der Anlage zu sehen.

Der Absorber ist als Füllkörperkolonne ausgeführt. Er wird mit leichtem Überdruck (knapp 2 bar_{abs}) und in einem Temperaturbereich zwischen 30 und 40°C gefahren. Im Desorber, ebenfalls eine Füllkörperkolonne, werden Temperaturen um 125°C, beim DEA etwas niedrigere 120°C, eingestellt. Der resultierende Druck bei diesen Temperaturen liegt dann bei knapp über 2 bar_{abs}. Die Beheizung erfolgt über die heiß zugeführte beladene Waschflüssigkeit und die nachgerüstete externe Sumpfheizung. Die beiden Kolonnen sind 6 m lang. Beim Absorber besteht die Möglichkeit, nicht die vollständige Länge zu nutzen, sondern die Waschflüssigkeit auf 2/3- Höhe einzudüsen, sodass noch etwa 4 m Kolonnenlänge zur Verfügung stehen. Von dieser Möglichkeit wurde bei den MEA-Versuchen Gebrauch gemacht, da sich zeigte, dass die Kolonnenlänge für eine annähernd vollständige Abscheidung des CO₂ genügte. Im Reingas konnte trotz empfindlicher Messgeräte kein CO₂ nachgewiesen werden. Bei den DEA-Versuchen musste die gesamte Länge genutzt werden, da noch messbare Mengen CO₂ (ca. 0,8 Vol.-%) im Reingas zu finden waren.

Der eingehende Gasstrom bewegt sich zwischen 5 und 7 kg/h. Der Waschmittelumlauf beträgt in etwa 30 kg/h, kann jedoch in einem weiten Bereich von 20 bis 50 kg/h variiert werden.

Als Rohgas kann eine Mischung technischer Gase aus CO₂, N₂ und Druckluft zusammengestellt werden. Ergänzend helfen Durchflussregler bei der Addierung von Schadstoffen wie beispielsweise SO₂. Alternativ ist die Versorgung mit Rauchgasen aus einer ebenfalls am CUTEC vorhandenen Abfallverbrennungsanlage möglich.

In den durchgeführten Versuche wurde auf eine Mischung aus technischen Gasen zurückgegriffen mit einem CO₂-Gehalt von etwa 10,5 Vol.-% und einem Sauerstoff-Anteil von 5 bzw. 11 Vol.-%. Der Rest war N₂ oder bei den Versuchen mit Schadstoff-Zugabe N₂ mit entsprechendem Prüfgasgemisch. Die Zugabe von HCl erfolgte flüssig als Lösung in den Vorlagebehälter. Proben konnten an verschiedenen Stellen des Flüssigkeitsumlauf sowie vom Gas gezogen werden.

Im Absorber erfolgt die Herausnahme des CO₂ aus dem Rohgas und die Aufnahme in die Waschflüssigkeit. Im Desorber wird unter Zuhilfenahme von höheren Temperaturen das CO₂ aus der Waschflüssigkeit entfernt. Der Waschflüssigkeitsumlauf wird über drei Pumpen sichergestellt. Mehrere elektrische Heizungen und Wärmeübertrager sowie ein Kühlaggregat sorgen für die unterschiedlichen Temperaturniveaus in Absorber (ca. 40°C) und Desorber (ca. 125°C). Im Laufe der Versuche erkannte Unzulänglichkeiten wurden durch Umbauten oder zusätzliche Aggregate (z. B. Einbau zusätzlicher Wärmeübertrager) gerade während der ersten Versuchsserie behoben. Anlage und Fahrweise wurden dahingehend optimiert, dass von einem Stunden- auf einen Tages- und zuletzt gar Wochenbetrieb (Montag hochfahren, Freitag abschalten) gewechselt werden konnte. Die Versuche liefen weitestgehend kontinuierlich. Sporadisch wurden Phasen eingelegt, in denen allein Absorption oder Desorption betrieben wurden.

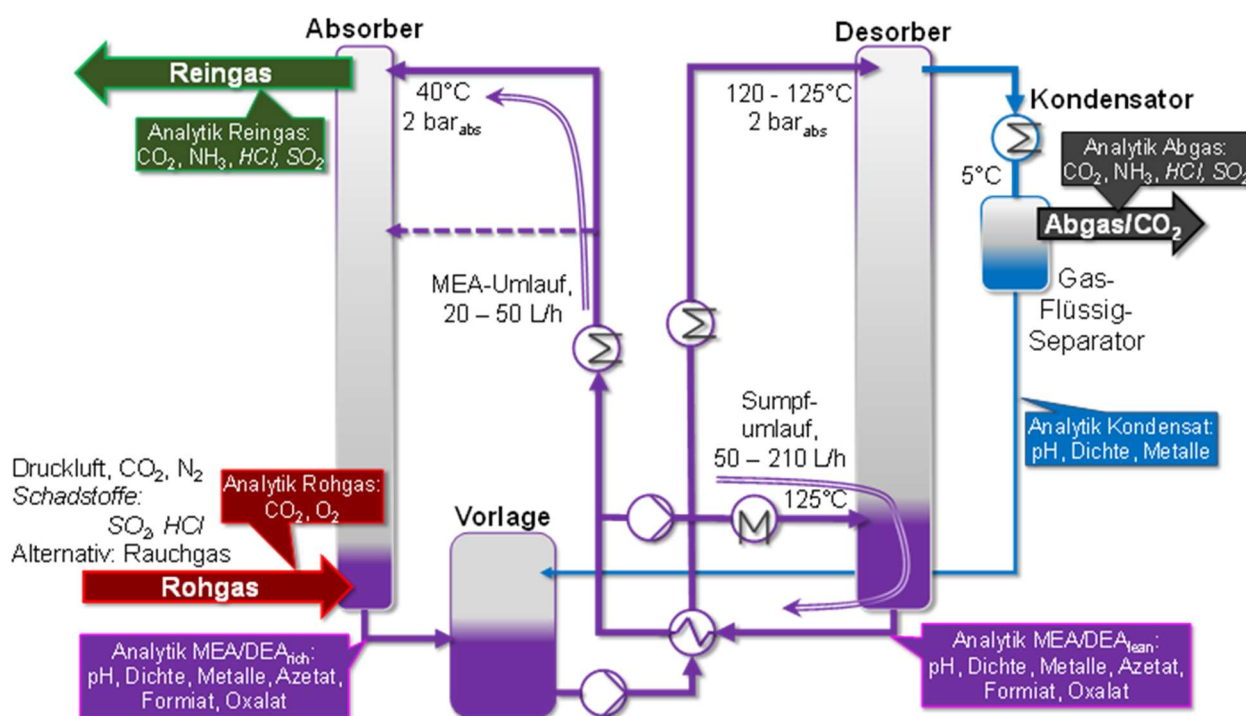


Abb. 7.4-7: Fließbild der im Rahmen des Vorhabens DrACO₂ eingesetzten Versuchsanlage

Tab. 7.4-2 vermittelt einen Eindruck über die durchgeführten Versuche und den Umfang.

Tab. 7.4-2: Übersicht über die im Rahmen des Vorhabens DrACO₂ durchgeführten Versuche an der Technikumsanlage

Versuchsreihe	1. Serie	2. Serie	3. Serie	4. Serie	5. Serie	6. Serie	Σ
Versuchsnummer	1 - 37	38 - 68	69 - 90	91 - 109	110 - 140	141 - 163	163 Versuchspunkte
Waschmittel	30% MEA-Lösung					30% DEA-Lösung	1100 L Waschlösung
Beschreibung	Referenzversuche	Degradationsversuche			Wiederholung Referenz & HCl	DEA	Start: Januar 2024
		HCl	SO ₂	O ₂			Ende: September 2025
Parameter	Absorber: 2 bara, ca. 40°C, Desorber: 2-2,3 bara, 125°C (DEA: 120°C), L/G = 5 (MEA/DEA-Lösung: 30 kg/h, Gas: 6 kg/h)						
	275 Bh	209 Bh	287 Bh	340 Bh	409 Bh	442 Bh	2000 Bh
Gas	5 Vol.-% O ₂ + 11 Vol.-% CO ₂ + Rest N ₂	5 Vol.-% O ₂ + 11 Vol.-% CO ₂ + Rest N ₂	5 Vol.-% O ₂ + 11 Vol.-% CO ₂ + Rest N ₂ + SO ₂ - Prüfgas	11 Vol.-% O ₂ + 11 Vol.-% CO ₂ + Rest N ₂	5 Vol.-% O ₂ + 11 Vol.-% CO ₂ + Rest N ₂	5 Vol.-% O ₂ + 11 Vol.-% CO ₂ + Rest N ₂	2 t (70 Flaschen) CO ₂
Betriebshinweise	Optimierungen Anlage, Fahrweise & Umbauten	Zugabe von 8 L 15% HCl-Lösung	Zugabe von 20 ppmv (53 mg/m _N ³) SO ₂ -Prüfgas	angehobener O ₂ -Gehalt	Wiederholung Referenz, zum Ende HCl-Lösung	DEA Referenz, zum Ende Zugabe HCl-Lösung	Anfangs Stundenversuche, später Tages- & Mehrtagesversuche & Wochenbetrieb Mo. - Fr.
Analytikhinweise	pH- & Dichte-Bestimmung jeweils von MEA/DEA aus Absorber und Desorber, MEA/DEA, Azetat, Formiat, Oxalat, Ammonium						
	Reingas-NH ₃ , teils Abgas-NH ₃ , teils HCl						

Insgesamt fanden sechs Versuchsserien statt. Die ersten fünf Serien liefen mit einer 30-prozentigen MEA-Lösung als Waschflüssigkeit. In einer abschließenden sechsten Versuchsserie wurde vergleichend eine 30-prozentige DEA-Lösung verwendet. Die MEA-Versuche teilten sich in zwei Referenz-Serien (erste und fünfte Serie) und Versuchsreihen durch Schadstoff-Zugaben auf. Zunächst wurde in der zweiten Serie in den Waschmittelumlauf HCl-Lösung injiziert. Die Zugabe von SO₂ erfolgte in Form eines Prüfgases, welches in das Rohgas gemischt wurde. Die vierte Serie beschäftigte sich mit einem erhöhten Sauerstoff-Anteil im Rohgas. Daran schloss sich eine wiederholende Referenzserie mit MEA an, in der dann zum Ende nochmals HCl untergemischt wurde.

Abb. 7.4-8 verdeutlicht anhand der sechsten Versuchsserie die Verläufe der CO₂-Beladungen der DEA-Lösungen und der zugehörigen pH-Werte über der Versuchsdauer.

pH-Wert und Beladung verlaufen grundsätzlich gegenläufig, da eingelagertes CO₂ zur Bildung von Säuren (Kohlensäure) führt und damit eine pH-Wert-Absenkung bewirkt. Entsprechend ist der pH-Wert der aufbereiteten, CO₂-armen Waschflüssigkeit (lean) höher als der der beladenen, aus dem Absorber kommenden Waschlösung (rich). Zur Vermeidung von übermäßigen Beladungen des DEAs wurde in dieser Versuchsserie nach etwa 125 und dann wieder nach 275 Betriebsstunden ausschließlich die Desorption betrieben (Zeitbereich grau hervorgehoben). Dabei kam es zügig zu Angleichungen von pH-Wert und ermittelten Beladungen. Bei einer typischen rich-Beladung um 0,32 mol_{CO2}/mol_{DEA} liegt der pH-Wert um 9,2. Bei einer lean-Beladung von etwa 0,17 mol_{CO2}/mol_{DEA} liegt der pH-Wert bei ca. 9,7.

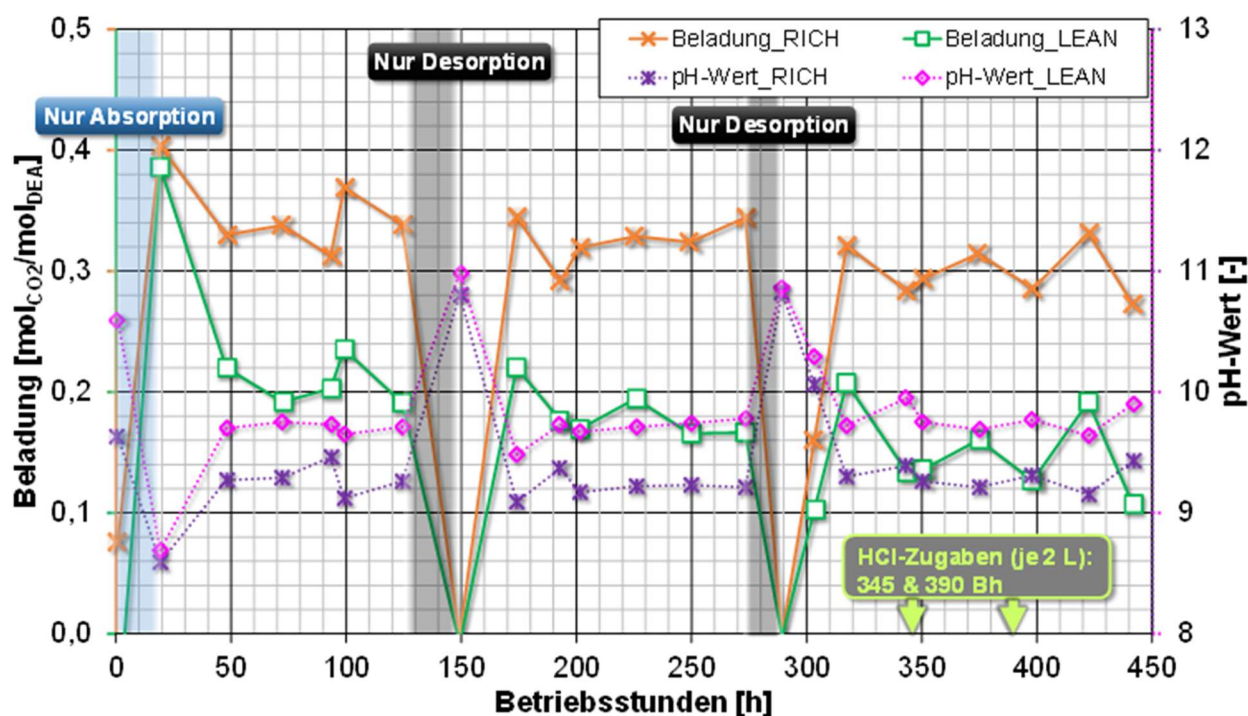


Abb. 7.4-8: Beladungen und pH-Wert der Waschflüssigkeit über die Betriebszeit

7.4.5 Untersuchungen auf Abbauprodukte

Die wesentlichen Abbauprodukte durch oxidative und thermische Zersetzung sind wie zuvor berichtet in flüssiger Form verschiedene Carbonsäuren (hauptsächlich Azetat & Formiat) sowie gasförmiges NH₃.

Einfluss von Metalleintrag auf Abbauprodukte

In der ersten Versuchsserie kam es zu einem unbeabsichtigten Metalleintrag auf Grund des Einbaus zweier nicht MEA-verträglicher Wärmeübertrager nach etwa 170 Betriebsstunden zwecks besserer Wärmeabfuhr. Zwar bestanden die genutzten Wärmeübertrager grundsätzlich aus Edelstahl. Jedoch waren die Platten mittels Kupferlot verlötet. Den Einfluss dieses Metalleintrages auf den Gehalt an den Zersetzungsprodukten des MEAs zeigt die folgende **Abb. 7.4-9**.

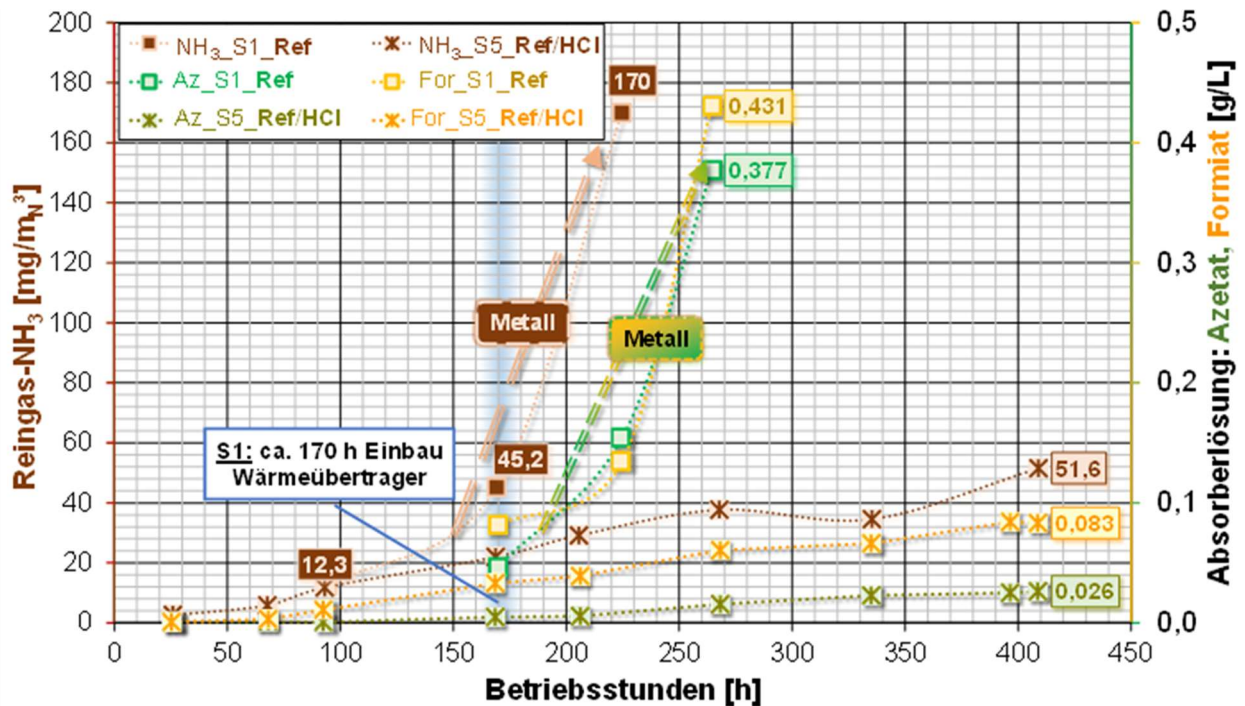


Abb. 7.4-9: NH₃-Austrag mit dem Reingas und Azetat- und Formiatgehalte durch Metalleintrag in die Waschlösung

Reingas-NH₃: Bei 94 Betriebsstunden noch bei 12,3 mg/m³ und damit im Rahmen der Referenzserie S5 liegend, schnellte der NH₃-Gehalt dieser Serie auf schließlich 170 mg/m³ nach 225 Betriebsstunden hoch (Quadrat-Symbol ■). In der Referenzserie wurden zu einem vergleichbaren Zeitpunkt nach 206 Betriebsstunden etwa 29 mg/m³ gemessen (Stern-Symbol ✕).

Azetat und Formiat: Ein vergleichbares Verhalten ist bei den beiden Abbauprodukten Azetat und Formiat auszumachen, die sich in der Waschlösung wiederfinden. Auch hier stiegen die Werte in Folge des Metalleintrags nach dem Einbau der Wärmeübertrager drastisch an. Nach 264 Betriebsstunden wurden in der ersten Serie in der MEA-Lösung 0,431 g/L Formiat (gelb, Quadrat-Symbol ■) und 0,377 g/L Azetat (grün, Quadrat-Symbol ■) gemessen, wohingegen in der Referenzserie dauerhaft und über eine längere Betriebszeit Werte von merklich unter 0,1 g/L ermittelt wurden.

Der Metalleintrag hat somit einen erheblichen Einfluss auf die Zersetzung der MEA-Lösung. Sowohl der Ammoniak-Gehalt im Reingas als auch die Azetat- und Formiatwerte nahmen im Vergleich zu den folgenden Serien Extremwerte an, die selbst bei Zugabe von HCl (Serie 2) oder SO₂ (Serie 3) so nicht wieder erreicht wurden.

Den stattgefundenen Metalleintrag verdeutlicht das nachfolgend abgebildete Diagramm (**Abb. 7.4-10**).

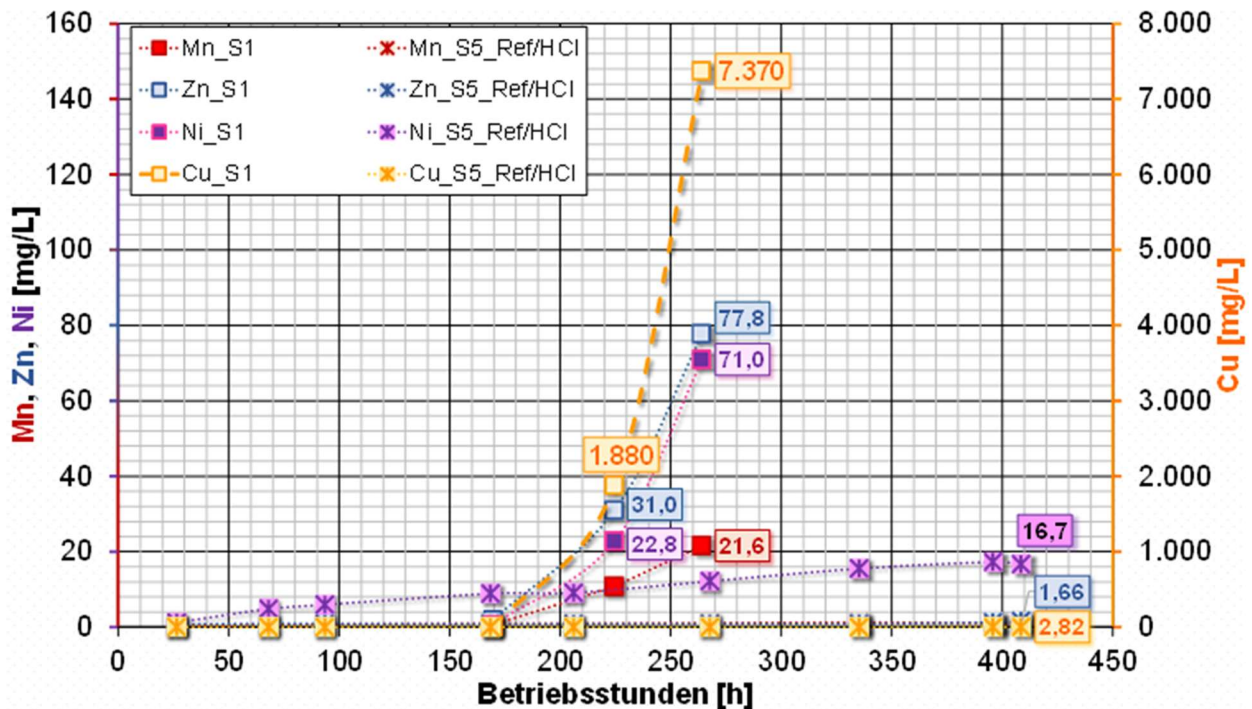


Abb. 7.4-10: Metalleintrag der Serie 1

Gerade der Eintrag von Kupfer (Cu) war in der ersten Serie auffällig (orange, Quadrat-Symbol $\square$). Mit 1.880 mg/L nach 225 Betriebsstunden und gar 7.370 mg/l nach 264 Stunden bedarf es hier sogar einer separaten y-Achse, um die Werte sinnvoll darzustellen. Bei 169 Betriebsstunden lag der Kupferwert hingegen noch bei 2,36 mg/L. Wenn auch weniger stark stiegen die Mangan- (Mn, $\blacksquare$), Zink- (Zn, $\blacksquare$) und Nickelgehalte (Ni, $\blacksquare$) nach dem Einbau der Wärmeübertrager bei 170 Betriebsstunden erkennbar an. In der ersten Messung dieser Serie bei 169 Betriebsstunden vor dem Einbau der Wärmeübertrager lagen die Mangan- und Nickelgehalte noch unter der Nachweisgrenze von 0,5 mg/L, der Zinkgehalt bei 1,86 mg/L. Bis 225 Stunden nahmen die Werte bereits bis auf 22,8 mg/L (Nickel) und 31 mg/L zu, nach 264 Stunden sogar auf 71 mg/L (Nickel) bzw. 77,8 mg/L (Zink). Im Vergleich dazu sind die Werte der Referenzserie S5 mit der gewählten Achsenauflösung nicht darstellbar. Lediglich der Nickelgehalt (Ni, Stern-Symbol $\times$) stieg bis auf etwa 17 mg/L nach 396 und 409 Stunden an.

Einfluss von HCl auf Abbauprodukte

Der Einfluss durch die Zugabe von HCl lässt sich sowohl in der zweiten Versuchsreihe als auch in der Referenzserie anhand der nachgewiesenen Abbauprodukte ablesen. Dargestellt in der **Abb. 7.4-11** sind die Analysenergebnisse dieser beiden Serien für Ammoniak, Azetat und Formiat.

Im Vergleich zur Referenzserie S5 (Stern-Symbole $\times$) liegen sämtliche dargestellten Werte der HCl-Serie (Kreis-Symbole $\circ$) höher. Gleich zu Beginn mit der Zugabe von HCl nach 20 Stunden ergaben sich in der zweiten Serie stark steigende Werte. Mit 46 mg/m³ nach 25 Betriebsstunden und bis auf 159 mg/m³ nach 201 Betriebsstunden zunehmend liegen die NH₃-Gehalte im Reingas dieser HCl-Serie über den ansonsten gemessenen Werten. Eine Ausnahme bildete lediglich der Reingaswert für NH₃ der ersten Serie auf Grund des Metalleintrages mit leicht

höheren 170 mg/mN³. Zum Ende der Serie 5 wurde HCl zugegeben. Infolgedessen wurde ein zunehmender NH₃-Wert ermittelt. Gerade die Azetatgehalte stiegen hingegen nur wenig.

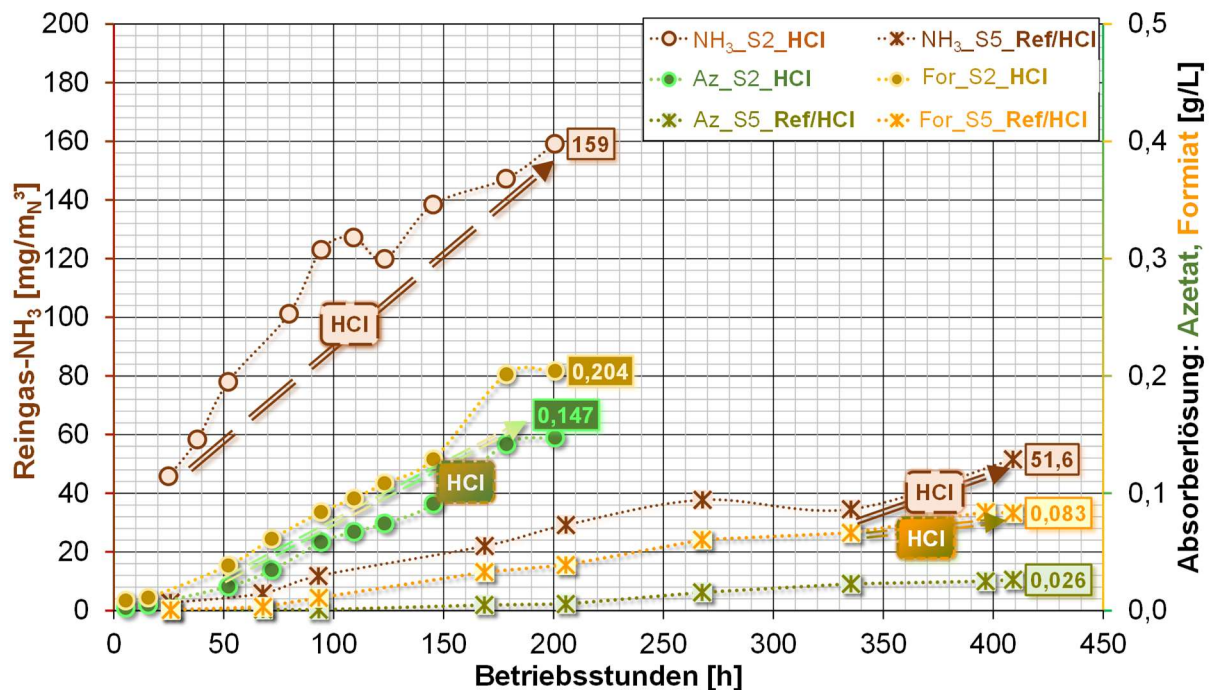


Abb. 7.4-11: Ammoniak-, Azetat und Formiatgehalte unter HCl-Einfluss

Einfluss von SO₂ auf Abbauprodukte

In der dritten Versuchsreihe wurde dem Rohgas SO₂ als Prüfgas zugeführt. Es wurde ein SO₂-Gehalt von etwa 20 ppmv (ca. 53 mg/mN³) gefahren. Die Auswirkungen auf die MEA-Lösung in Bezug auf die Abbauprodukte NH₃, Azetat und Formiat zeigt die folgende **Abb. 7.4-12**.

Das zugeführte SO₂ verursachte höhere Gehalte an Abbauprodukten als in der Referenzserie entstanden. Der NH₃-Gehalt (Raute-Symbol ♦) stieg von Beginn an schneller an als in der Vergleichsserie S5 (Stern-Symbol ✱). Nach 91 Stunden wurden in der SO₂-Reihe 35 mg/mN³ gemessen, während es in der Vergleichsserie nach 93 Betriebsstunden 12 mg/mN³ waren. Nach 287 Stunden lagen die NH₃-Werte der SO₂-Reihe bei 84 mg/mN³ und in der Referenzserie nach 268 Stunden bei 38 mg/mN³. Zu diesen Zeitpunkten liegen die Formiatwerte bei 0,126 mg/L in der SO₂-Serie (gelbe Raute-Symbole ♦) und mit 0,06 mg/L etwa halb so hoch in der Vergleichsserie (orange-gelbe Stern-Symbole ✱). Mit 0,089 mg/L zu 0,02 mg/L ist der Unterschied zwischen der SO₂- und der Referenzreihe größer.

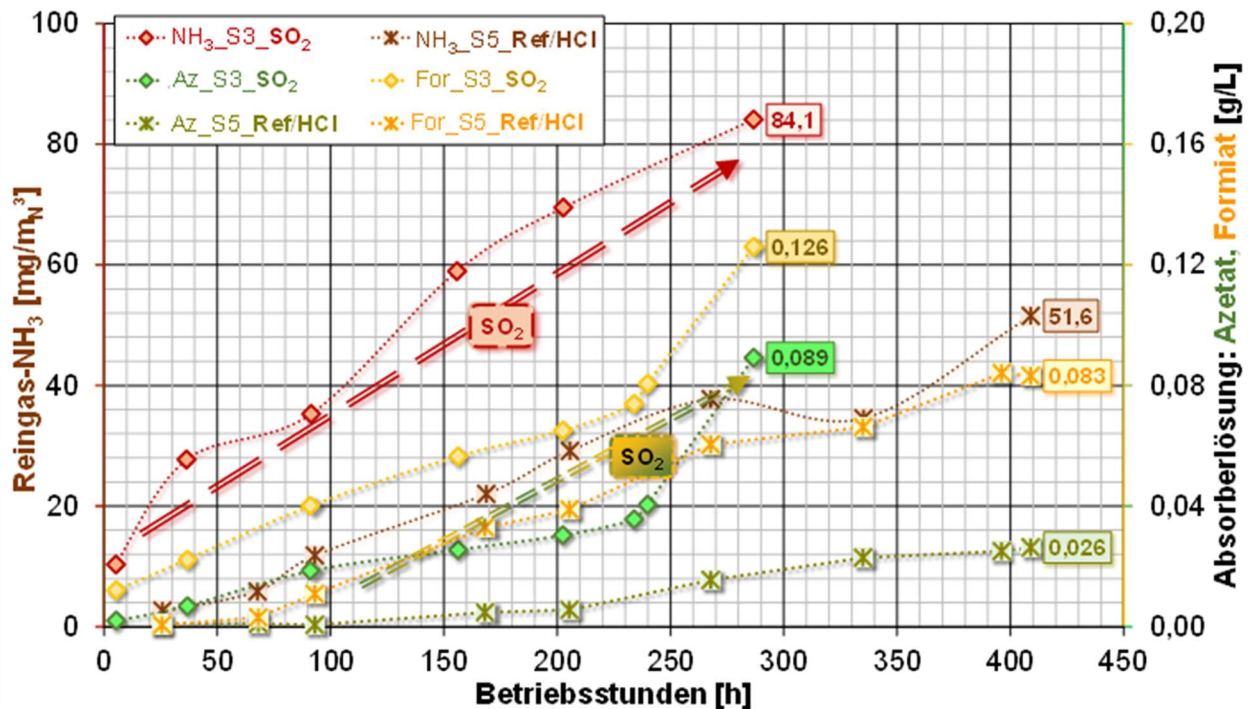


Abb. 7.4-12: Einfluss von SO₂ auf Abbauprodukte

Einfluss eines erhöhten O₂-Gehaltes im Rohgas auf Abbauprodukte

In der vierten Serie wurde der Einfluss eines erhöhten Sauerstoffgehaltes auf das Degradationsverhalten der MEA-Lösung untersucht. Dazu wurde ein Teil des zugeführten Stickstoffes durch zusätzliche Luft ersetzt. In der Summe erhöhte sich der Sauerstoffgehalt im Rohgas von 5 auf 11 Vol.-%. Der Rohgas-Massenstrom blieb gleich. Die Ergebnisse der Untersuchung des Reingases auf das Abbauprodukt NH₃ und der Waschlösung auf die beiden Abbauprodukte Azetat und Formiat der Sauerstoffserie S4 und zur Einordnung der Referenzserie S5 sind der folgenden **Abb. 7.4-13** zu entnehmen.

Zwar wurden anfangs leicht erhöhte NH₃-Werte im Reingas gemessen. Grundsätzlich liefen die Werte der Sauerstoffserie S4 (Dreieck-Symbole Δ) jedoch weitgehend parallel und ähnlich den Werten der Referenzserie S5 (Stern-Symbole $\times$). Im Detail ergaben sich folgende Werte: Der Startwert von NH₃ bei 28 Stunden lag in der Sauerstoffserie S4 (Δ) bei 6,7 mg/mN³. In der Referenzserie S5 ($\times$) wurde nach 26 Stunden ein Wert von lediglich 2,7 mg/mN³ gemessen. Anschließend glichen sich die Werte weitgehend an. So wurden in der Sauerstoffserie nach 176 Stunden und in der Referenzserie nach 169 Stunden beide Male 22 mg/mN³ ermittelt. Bei 340 Stunden in der Sauerstoffreihe und 335 Stunden in der Referenzreihe lagen die Werte bei 29,1 (O₂) und 34,6 mg/mN³ (Referenz). Während sich die Azetatgehalte in der Waschlösung weitestgehend gleichen (grüne Linien und Symbole, Sauerstoff-Reihe mit Dreieck-Symbolen Δ und Referenzserie mit Stern-Symbolen $\times$), liegen die Formiatwerte (gelb-orange Linie und Markierungen) teilweise weiter auseinander. Zu den zuvor angeführten Zeiten von 176 bzw. 169 Stunden wurden Werte von 0,016 g/L in der Sauerstoffserie (Δ) und mit 0,033 g/L etwa doppelt so viel Formiat in der Referenzserie ($\times$) analysiert. Bei 340 Stunden wurden in der MEA-Probe der Sauerstoffserie ein Formiatgehalt von 0,052 mg/L und in der Referenzserie bei 335 Stunden von leicht höheren 0,066 mg/L ermittelt.

Der Anstieg der Ammoniak- und Formiatgehalte zum Ende der Referenzserie 5 ist auf die Zugabe von HCl zurückzuführen.

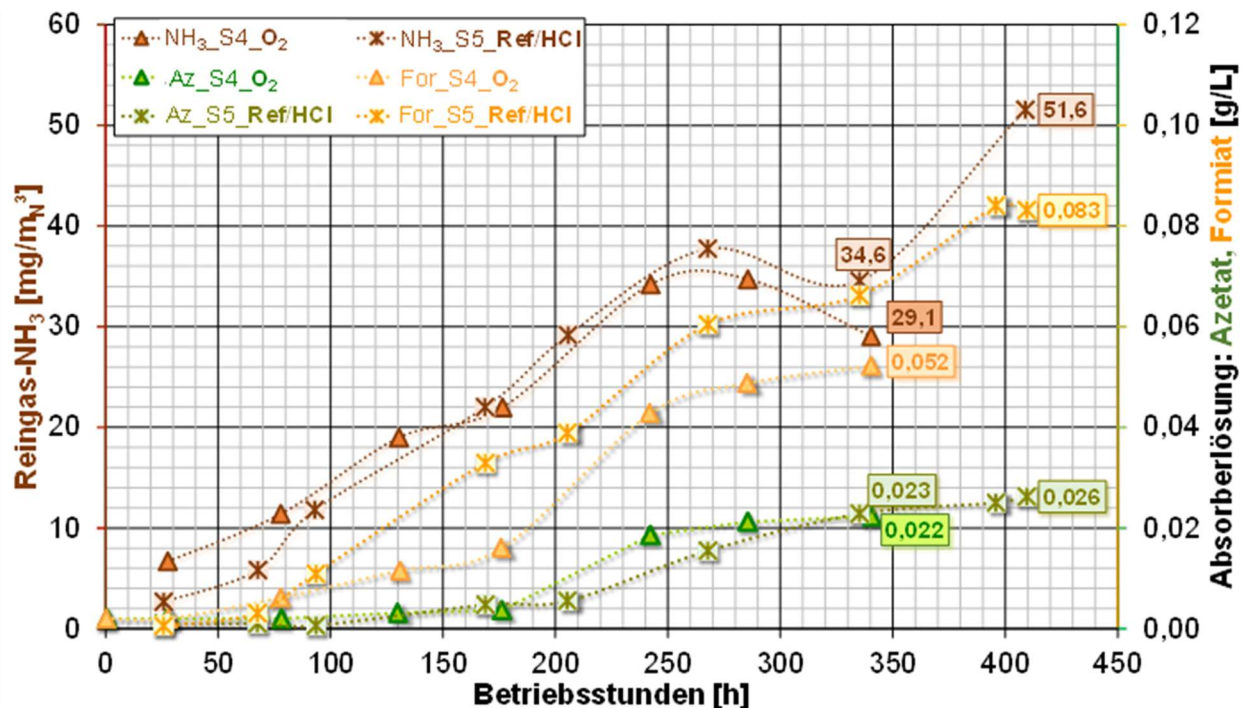


Abb. 7.4-13: Einfluss eines erhöhten Sauerstoffgehaltes auf MEA-Abbauprodukte

Einfluss der Verwendung von DEA

Die abschließende Versuchsreihe wurde mit Diethanol-Amin (DEA) durchgeführt. Während in den vorangegangenen fünf Versuchsserien eine 30-prozentige MEA-Lösung Verwendung fand, wurde für diese sechste Serie eine 30-prozentige DEA-Lösung angesetzt. Die Ergebnisse der Analysen auf NH₃ im Reingas sowie Azetat und Formiat in der DEA-Lösung im Vergleich zur Referenzserie S5 mit MEA-Lösung stellt **Abb. 7.4-14** dar.

Die gemessenen Werte der DEA-Versuche S6 (Plus-Symbole +) sind im Vergleich zur MEA-Referenzserie S5 dauerhaft auffallend niedrig, was auf eine geringe Zersetzung des DEAs schließen lässt. Während in der Referenzserie S5 zum Ende nach 409 Betriebsstunden 51,6 mg/m³ Ammoniak im Reingas gemessen wurden, waren es bei den DEA-Versuchen nach 442 Stunden 1,93 mg/m³. Beim Formiat lagen die Werte in der Referenzserie zum Ende bei 0,083 mg/L und bei den DEA-Versuchen bei 0,012 mg/L.

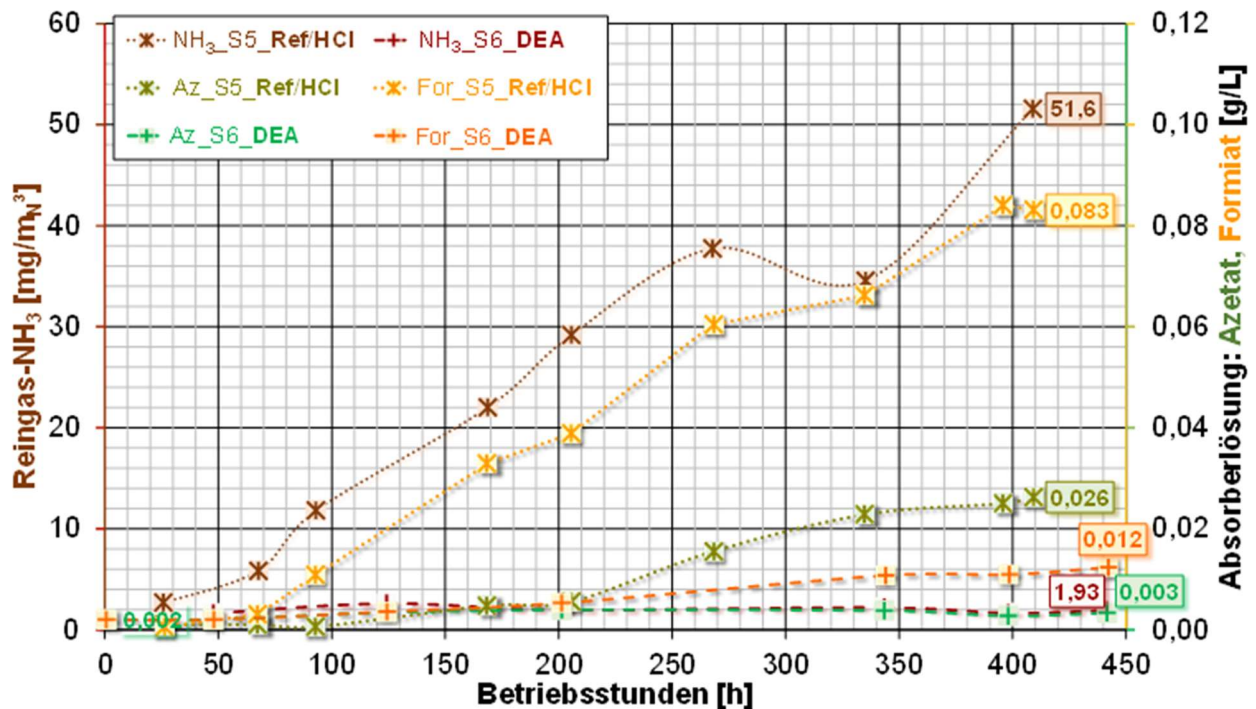


Abb. 7.4-14: Ammoniak-, Azetat- und Formiatgehalte bei den DEA-Versuchen

HCl- & Cl-Messungen

Bei den drei Versuchsserien mit HCl-Zugabe stellte sich die Frage, ob der eingebrachte Schadstoff in der Anlage und somit der Waschlösung verbleibt oder über Rein- oder Abgas zumindest teilweise ausgetragen wird. Das HCl wurde als 15-prozentige wässrige Lösung flüssig über eine Schlauchpumpe in den Vorlagebehälter injiziert (s. Abb. 7.4-15).



Abb. 7.4-15: Zugabe von HCl-Lösung über Schlauchpumpe

In der zweiten Serie (HCl-Serie) begann die HCl-Zufuhr ab 18 Betriebsstunden mehrstufig. In der eigentlich als Referenzserie gefahrenen Versuchsreihe S5 erfolgte die Zufuhr zum Ende ab 314 Betriebsstunden in zwei Stufen mit jeweils 2 L HCl-Lösung. In der DEA-Versuchsreihe S6 wurde ab 345 Betriebsstunden zweimalig 2 L HCl-Lösung zugegeben. Die HCl-Bestimmung in Abgas und Reingas erfolgte nasschemisch über die Durchleitung eines Teilstroms des Gases durch mit Wasser gefüllte Waschflaschen.

Abb. 7.4-16 zeigt die in den Waschlösungen ermittelten Chlorid-Konzentrationen und die über die Zugabemenge berechneten und ins Verhältnis zum im Umlauf befindlichen Wasch-

flüssigkeitsvolumen gesetzten Werte an Chlorid.

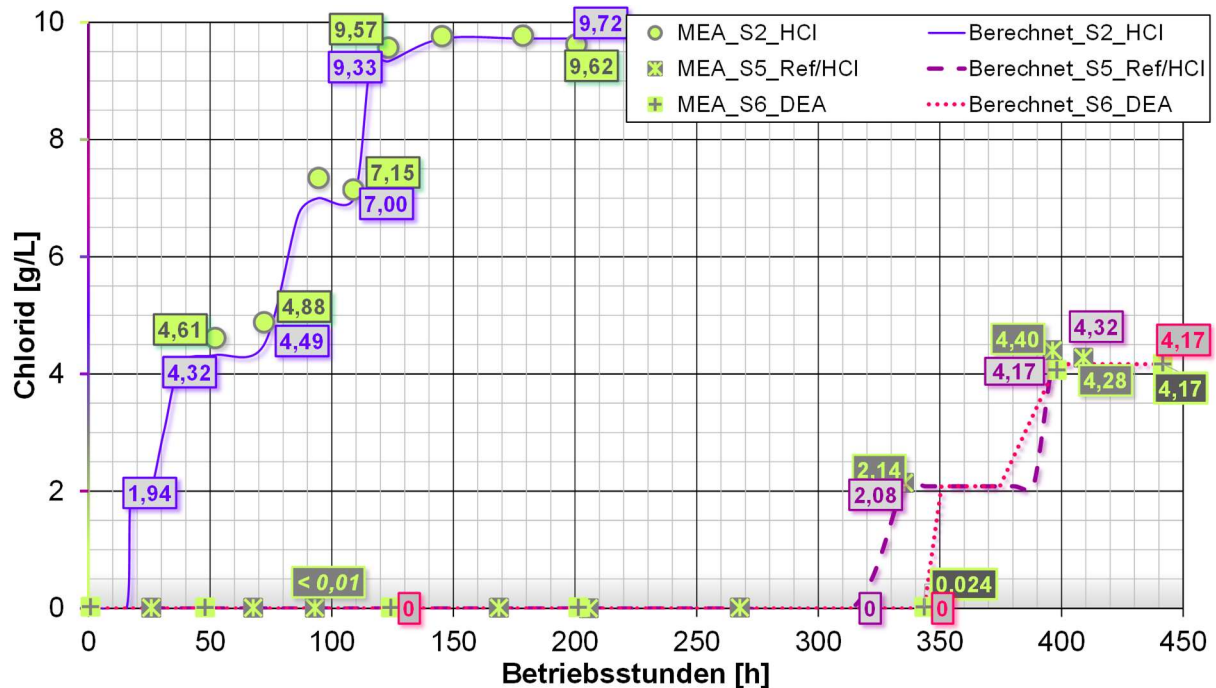


Abb. 7.4-16: Chlorid-Gehalte in den Waschlösungen, gemessen und berechnet

Die berechneten Werte werden über die gepunkteten Linien in blau (HCl-Serie S2), lila (Referenz-Serie S5) und magenta (DEA-Serie S6) dargestellt. Die Messwerte werden über Markierungen in grün/grau angezeigt. Messwerte und berechnete Werte liegen sehr nah beieinander. Bei den berechneten Werten ist die Abschätzung des noch in der Anlage vorhandenen Volumens an Waschlösung maßgeblich und mit leichten Ungenauigkeiten behaftet. Zwar wurde in den Versuchen zu Beginn einheitlich 170 kg (ca. 170 L) Waschlösung vorgelegt. Über die Dauer nahm das Volumen auf Grund der Probennahmen und von Verlusten über das Reingas und das Abgas kontinuierlich ab. Je nach Betriebspunkt schwankte somit das umlaufende Volumen in der Technikumsanlage zwischen anfänglichen 170 L und minimal 120 L zum Ende der Versuche. Dem Verlust wurde durch regelmäßiges Nachfüllen von Wasser unter Beachtung der momentan vorliegenden MEA- oder DEA-Konzentration sowie dem Zurückfüllen von bereits analysierten Waschlösungsproben entgegengewirkt. Trotz allem ergaben sich sehr gut passende Werte.

In **Tab. 7.4-3** werden die Chloridgehalte der MEA-Lösungen der zweiten Serie zusammengefasst.

Tab. 7.4-3: Chlorid-Gehalte in der Waschlösung der zweiten Versuchsreihe

	Serie 2, HCl-Zugabe									
Betriebsstunden [h]	17,6	52,0	72,0	94,4	109,1	123,2	145,3	178,4	200,6	209,1
Chlorid [g/L]	Chlorid [g/L] - Waschlösung									
MEA aus Absorber	-	4,61	4,88	7,34	7,15	9,57	9,76	9,77	9,62	-
MEA aus Desorber	-	4,63	4,99	7,30	7,24	9,58	9,74	9,77	9,58	-
Berechnet	1,94	4,32	4,49	7,00	7,00	9,33	9,72	9,72	9,72	9,72

Die Messwerte der MEA-Proben aus Absorber und Desorber bestätigen sich gegenseitig. Sie liegen nah beieinander. Größere Unterschiede wären auch nicht zu erwarten gewesen.

Tab. 7.4-4 zeigt die gemessenen und berechneten Chlorid-Gehalte in den Waschlösungen sowie die HCl-Werte in Reingas und Abgas der Versuchsserien 5 und 6.

Tab. 7.4-4: Chlorid-Gehalte in den Waschlösungen und HCl-Werte für Rein- und Abgas der Versuchsserien 5 und 6

	Serie 5, Referenz, zum Ende HCl-Zugabe							Serie 6, DEA, zum Ende HCl-Zugabe					
Betriebsstunden [h]	93,1	168,7	205,6	267,8	335,3	396,4	409,0	47,9	124,3	201,3	343,5	398,1	441,6
Chlorid [g/L]	Chlorid [g/L] - Waschlösung							Chlorid [g/L] - Waschlösung					
Kondensat, Abgas	-	-	-	-	-	-	-	-	< 0,0002	-	< 0,0003	-	0,0073
MEA aus Absorber	< 0,01	< 0,01	0,001	0,014	2,14	4,40	4,28	0,016	0,017	0,019	0,024	4,07	4,17
MEA aus Desorber	< 0,01	0,0002	< 0,01	0,016	2,16	4,39	4,32	0,019	0,020	0,021	0,026	4,06	4,20
Berechnet	0	0	0	0	2,08	4,17	4,32	0	0	0	0	4,17	4,17
HCl-Messungen [mg/m _N ³]	HCl-Messungen [mg/m _N ³] - Gas							HCl-Messungen [mg/m _N ³] - Gas					
HCl Reingas	-	-	-	-	< 0,11	< 0,11	< 0,10	-	-	-	-	-	< 0,15
HCl Abgas	-	-	-	-	< 0,18	< 0,15	< 0,13	-	-	-	-	-	< 0,23
Reingas	Reingaskondensat							Reingaskondensat					
Chlorid [g/L]					0,0058					0,0007	0,0008		0,0015

Tab. 7.4-5: Analysenergebnisse der Schwefeluntersuchungen in Versuchsreihe 3

	Serie 3, SO ₂ -Zugabe							
Betriebsstunden [h]	5,3	36,4	91,4	155,8	202,7	233,8	239,6	286,7
SO ₂ Reingas	Reingas-SO ₂ [mg/m _N ³]							
	-	< 0,09	< 0,09	< 0,08	< 0,08	< 0,08	-	-
	Sulfat [g/L] - Ionenchromatographie IC							
MEA aus Absorber	0,012	0,038	0,064	0,092	0,096	0,104	0,103	0,106
MEA aus Desorber	0,010	0,024	0,048	0,081	0,088	0,097	0,100	0,105
	S aus Sulfat [mg/L] - Ionenchromatographie IC							
MEA aus Absorber	3,86	12,6	21,5	30,7	32,2	34,7	34,4	35,4
MEA aus Desorber	3,26	8,02	16,0	26,9	29,4	32,2	33,3	35,1
	ICP-Messung S [mg/L]							
MEA aus Absorber	4,13	9,15	18,1	26,7	28,8	32,2	34,9	35,3
MEA aus Desorber	3,85	7,50	17,4	26,7	28,2	33,1	35,6	36,0

Im Reingas konnte kein SO₂ nachgewiesen werden. Die Werte lagen unter der Nachweisgrenze von 0,08 bis 0,09 mg/m_N³. SO₂ wird vollständig in der MEA-Wäsche aus dem Gas entfernt.

In der MEA-Lösung fanden sich über die Betriebszeit zunehmende Sulfat-Konzentrationen. Von anfangs 0,01 mg/L verzehnfachten sich die Werte über 287 Betriebsstunden auf über 0,1 mg/L. Auf Grund der kontinuierlichen Durchmischung liegen die Analysenwerte für die Absorber- und Desorberproben dicht beieinander.

Zur Einordnung sollen die Messwerte der Absorberlösung der über das Prüfgas zugegebenen Menge Schwefel gegenübergestellt werden (s. **Abb. 7.4-17**). Abgezogen wurde bei den IC- und ICP-Messwerten der Anfangswert (ca. 4 mg/L Schwefel), der als Blindwert betrachtet werden kann.

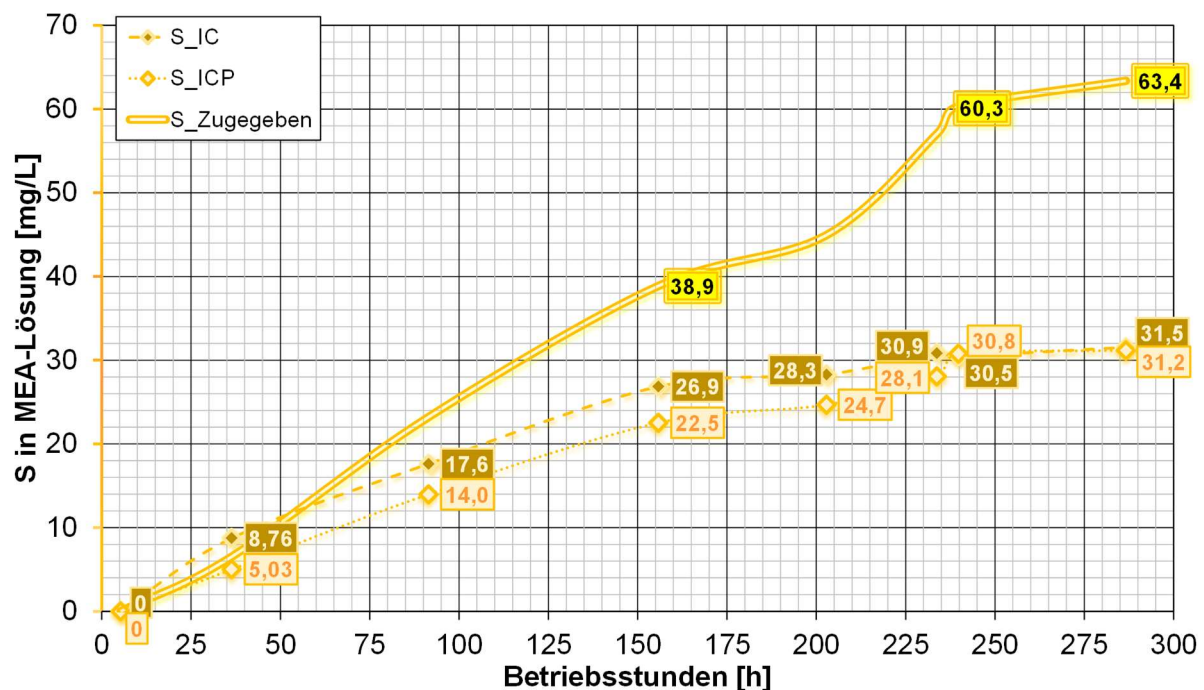


Abb. 7.4-17: Gegenüberstellung zugeführte Menge und analytisch nachgewiesene Menge Schwefel in Versuchsserie 3

Die über das Prüfgas zugeführte Menge Schwefel (Doppellinie) liegt höher als analytisch nachgewiesen werden konnte. Zum Ende nach 286,7 Betriebsstunden wurden rechnerisch 63,4 mg/L zugeführt und damit etwa doppelt so viel, wie mittels IC und ICP unter Abzug des Startwertes analysiert wurden (31,2 und 31,5 mg/L). Da auch im Reingas kein Schwefel nachgewiesen werden konnte (s. Tab. 7.4-5), ist anzunehmen, dass ein Teil des über das Prüfgas zugeführten Schwefels in der Anlage verblieben sein muss. Gerade angesichts des erhöhten pH-Wertes von etwa 10 bis 10,5 ist davon auszugehen, dass sich ausfallende Ammonium- und Metallsulfate bildeten, die mit den genutzten Analyseverfahren nicht nachgewiesen wurden. Die Differenz von ca. 32 mg/L entspricht bei einer Füllmenge an MEA-Lösung zum Ende der Versuche von 138 L einer Schwefelmenge von 4,4 g. Angesichts des Volumens der Anlage ist es unmöglich, diese geringe Menge wiederzufinden.

MEA- und DEA-Gehalte in den Waschlösungen

Das nachfolgende Diagramm zeigt die MEA- und DEA-Konzentrationen der aus dem Absorber kommenden Waschlösungen über die Versuchszeit in den einzelnen Versuchsreihen (s. **Abb. 7.4-18**).

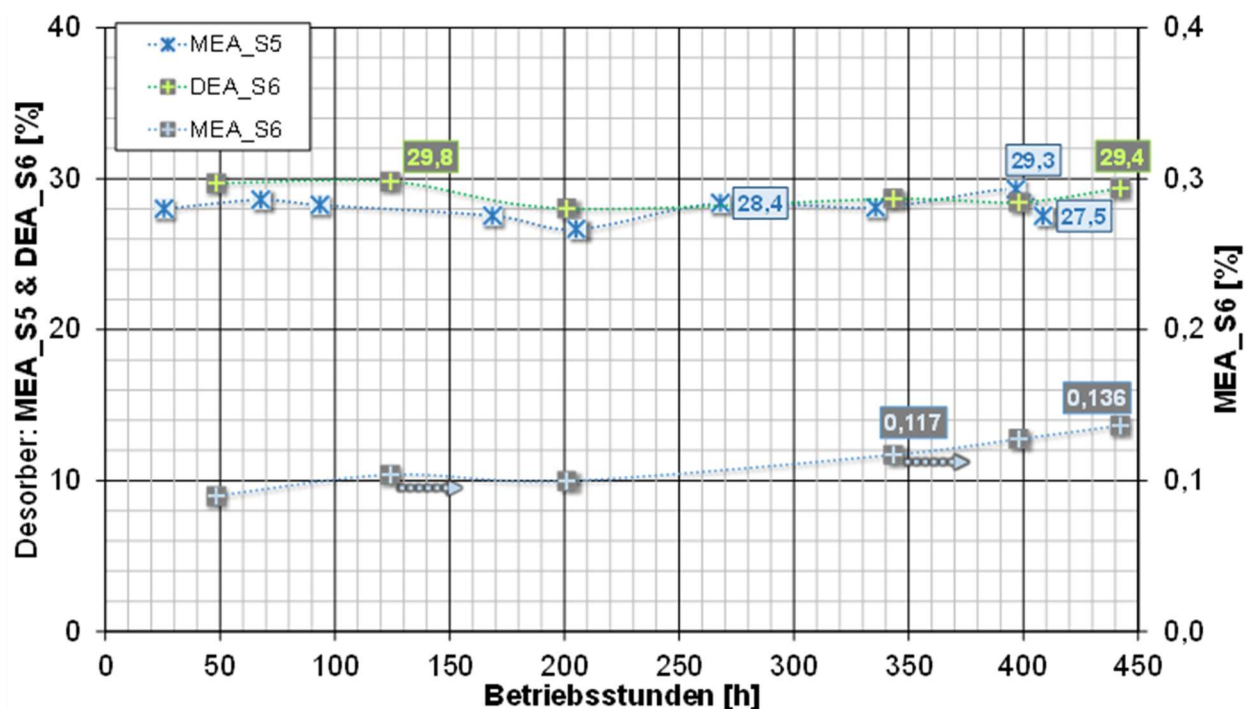


Abb. 7.4-18: MEA- & DEA-Gehalte der Waschlösung

Grundsätzlich als 30-prozentige Lösung vorgelegt liegen die MEA-Konzentrationen am Ausgang des Desorbers (entspricht auch Eingang des Absorbers) unter 30 Ma.-%. Erklären lässt sich der unter 30% liegende Wert damit, dass auch in der aus dem Desorber kommenden regenerierten Waschlösung CO₂ eingelagert ist. Je nach Versuchspunkt lagen die CO₂-Beladungen der Waschlösungen in einem Bereich zwischen etwa 20 bis 50 g/L. Damit verschiebt sich der Bezugspunkt. Den umgekehrten Effekt verursacht das wegen der hohen Temperaturen ständig verdampfende Wasser. Dieses ließe die MEA- und DEA-Gehalte kontinuierlich steigen. Wie die Messwerte zeigen, konnte der MEA-Gehalt bis zum Ende weitgehend stabil gehalten werden, da wiederholt

Wasser nachgefüllt wurde und andererseits durch den Kondensator das verdampfte Wasser weitgehend zurückgewonnen werden konnte.

In Serie 6, in der DEA eingesetzt wurde, konnten über den Versuchszeitraum leicht steigende, jedoch auf niedrigem Niveau liegende MEA-Konzentrationen ermittelt werden. Hier ist davon auszugehen, dass ein kleiner Teil des DEAs in MEA zerfällt. Nach 442 Betriebsstunden wurden in der Waschlösung 0,136 Ma-% MEA analysiert.

Vergleich MEA & DEA

Die ersten Versuchsreihen liefen mit MEA und dienten der Sammlung einer breiten Datenbasis. Für die abschließende sechste Versuchsserie wurde als Waschlösung eine 30-prozentige DEA-Lösung angemischt. Die Prozessbedingungen waren zu den vorangegangenen Versuchen weitgehend identisch. Waschflüssigkeitsumlauf, Gasdurchfluss, Gaszusammensetzung und Absorbertemperaturen entsprachen den vorherigen Einstellungen. Jedoch konnten für die DEA-Versuche die Desorbertemperaturen und der Sumpfumlauf für eine ausreichende Regeneration leicht abgesenkt werden, was gerade in dieser Kombination eine nennenswerte Energieeinsparung (Heiz- und Pumpleistung) verspricht. Andererseits war es bei den DEA-Versuchen erforderlich, für eine hohe CO₂-Abscheidung die gesamte Kolonnenlänge des Absorbers einzusetzen. Während bei den MEA-Versuchen die Möglichkeit bestand, die Waschlösung auf 2/3-Höhe einzudüsen und die darüber liegende Füllkörperschüttung als ergänzenden Flüssigkeitsabscheider zu nutzen und dabei die CO₂-Konzentration im Reingas auf unter die Nachweisgrenze der Online-Analysatoren zu senken, genügte dies bei den DEA-Versuchen nicht. Es wurden erkennbar niedrige Restgehalte an CO₂ im Reingas detektiert. Die beiden folgenden Diagramme zeigen den Vergleich über einen Ausschnitt der Betriebszeiten der fünften (links, MEA) und sechsten (rechts, DEA) Versuchsserie (s. **Abb. 7.4-19**).

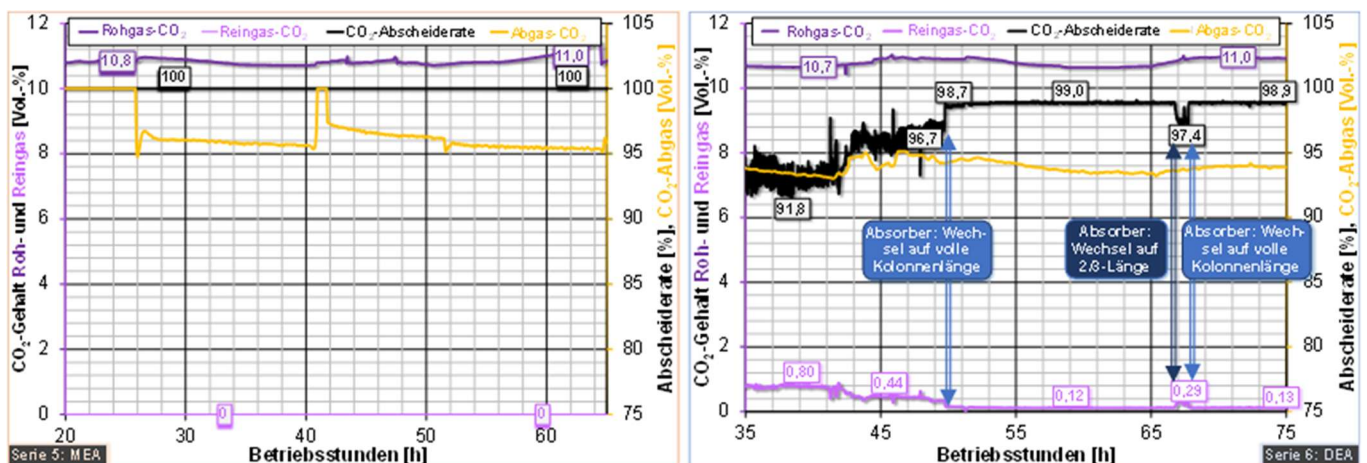


Abb. 7.4-19: Vergleich der fünften und sechsten Versuchsserie bezüglich der CO₂-Abscheiderleistung

Dargestellt sind die CO₂-Eingangskonzentrationen (Rohgas-CO₂, jeweils lila), die CO₂-Reingas-Gehalte (magenta), die CO₂-Abscheiderate (schwarz) sowie der CO₂-Gehalt im Abgas (gelb). Der CO₂-Rohgaswert konnte weitgehend stabil in einem Bereich zwischen 10, 7 und 11,0 Vol.-% gehalten werden. Bei den MEA-Versuchen konnte im Reingas kein CO₂ nachgewiesen werden, die Werte sind im hier dargestellten Versuchszeitraum über 45 Stunden durchgängig mit 0

angegeben. Entsprechend liegt die Abscheiderate bei 100 %. Bei den rechts dargestellten DEA-Versuchen wurden zunächst 0,8 Vol.-% CO₂ im Reingas gemessen. Die Abscheideleistung liegt erkennbar unter 100 % bei etwa 91,8 %. Durch Optimierungen, insbesondere desorberseitig beim Sumpfumlauf konnte der CO₂-Wert im Reingas auf zunächst 0,44 Vol.-% gesenkt werden, wodurch die Abscheiderate auf etwa 96,7 % steigt. Durch Umstellung auf volle Kolonnenlänge beim Absorber war eine Absenkung des CO₂-Gehaltes im Reingas auf noch 0,12 Vol.-% möglich, womit die Abscheideleistung bei immerhin 99 % liegt. Eine versuchsweise Umstellung zwischen 67 und 68 Betriebsstunden auf 2/3-Kolonnenlänge ließ den CO₂-Wert im Reingas auf 0,29 Vol.-% steigen und die Abscheideleistung auf 97,4 % sinken. Die Wiederherstellung des vorherigen Betriebes mit voller Kolonnenlänge senkte dann wieder den Reingaswert für CO₂ auf die zuvor erzielten Werte.

Ein Vergleich DEA zu MEA zeigt, dass einerseits die Desorption auf Grund niedrigerer Temperaturen einfacher ist. Andererseits ist die Absorption etwas aufwändiger, was hier aber anlagenbedingt ist. Durch eine angepasste Auslegung der Absorptionskolonne, andere Füllkörper und eine optimierte Flüssigkeitseindüsung sollten verbesserte Abscheideraten möglich sein. Ansonsten lagen die CO₂-Beladungen zwischen unbeladener und beladener Waschlösung beim DEA-Versuch höher als bei den MEA-Versuchen. Die pH-Werte lagen tendenziell niedriger, Ausgangsdichte und Viskosität höher. Der geringe Metalleintrag weist auf ein niedrigeres Korrosionsvermögen hin. Des Weiteren scheint DEA eine niedrigere Degradationsneigung zu besitzen, was aus den merklich niedrigeren Azetat-, Formiat- und Ammoniakgehalten zu schließen ist.

8 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen an einer Modellanlage (AP 8)

8.1 Datensammlung für die Modellanlage im Abfallverbrennungsteil

Grundlage der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen des AP 8 sollte gemäß Antrag eine Modellanlage sein. Um die Frage zu klären, wie denn ein repräsentatives Müllheizkraftwerk hinsichtlich projektrelevanter Parameter eigentlich aussieht, wurde in 2023 eine Anfrage unter Betreibern deutscher Müllverbrennungsanlagen durch das CUTEC durchgeführt. Die eingegangenen Antworten wurde durch eine Literaturrecherche und durch eine umfangreiche, in der Abt. Thermische Prozesstechnik bereits bestehende Datensammlung ergänzt. Bei der Auswertung sollten folgende Fragen beantwortet werden:

1. Entwicklung der Anlagenkapazität seit 1990
2. Entwicklung der mittleren Anlagengröße
3. Entwicklung des Stromverkaufs
4. Entwicklung des Wärmeverkaufs
5. Mittlerer Eigenstrom- und Eigenwärmeverbrauch

Da **Ersatzbrennstoff** (EBS)-Kraftwerke durch die vorwiegend private Betreiberschaft sehr zurückhaltend mit der Preisgabe von Betriebsdaten sind, konzentrierten sich Anfragen und Auswertung auf die klassischen Müllverbrennungsanlagen.

Ausgewertet wurde ab dem Jahr, ab dem durchgängig mindestens 40 % an Anlagenkapazität und Anlagenzahl abgedeckt sind. Dies war für die massenbezogenen Daten das Jahr 1990 und für die Energiewerte das Jahr 2006.

Die Datenerhebung ergab für den Zeitraum 1990 bis 2009 eine steigende Anlagenzahl von 45 auf 69. Durch Betriebsstilllegungen arbeiteten von 2017 bis 2020 dann 66 Müllverbrennungsanlagen. Die Anlagenkapazität stieg von ca. 9,0 Mio t/a in 1990 auf ca. 20,5 Mio t/a in 2010 an. Bis 2020 blieb sie nahezu konstant (s. **Abb. 8.1.-1**).

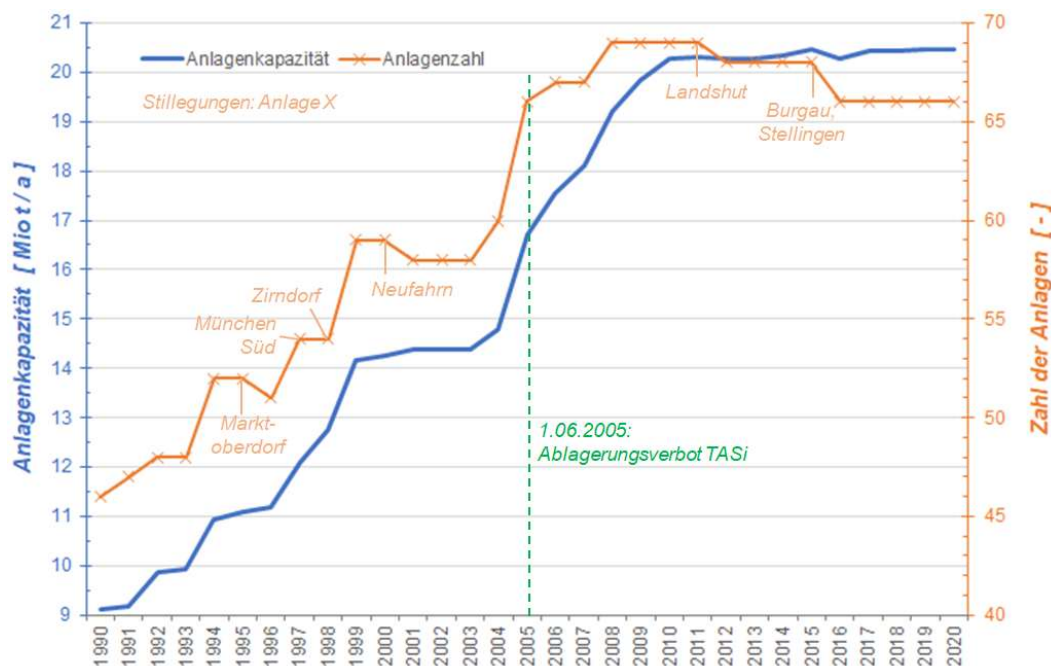


Abb. 8.1-1: Entwicklung von Kapazität und Zahl deutscher Müllverbrennungsanlagen

Unter diesen Bedingungen wuchs die mittlere Anlagenkapazität von ca. 200.000 t/(a*Anlage) auf 250.000 t/(a*Anlage) in 2005 und 310.000 t/(a*Anlage) in 2017 (s. **Abb. 8.1-2**).

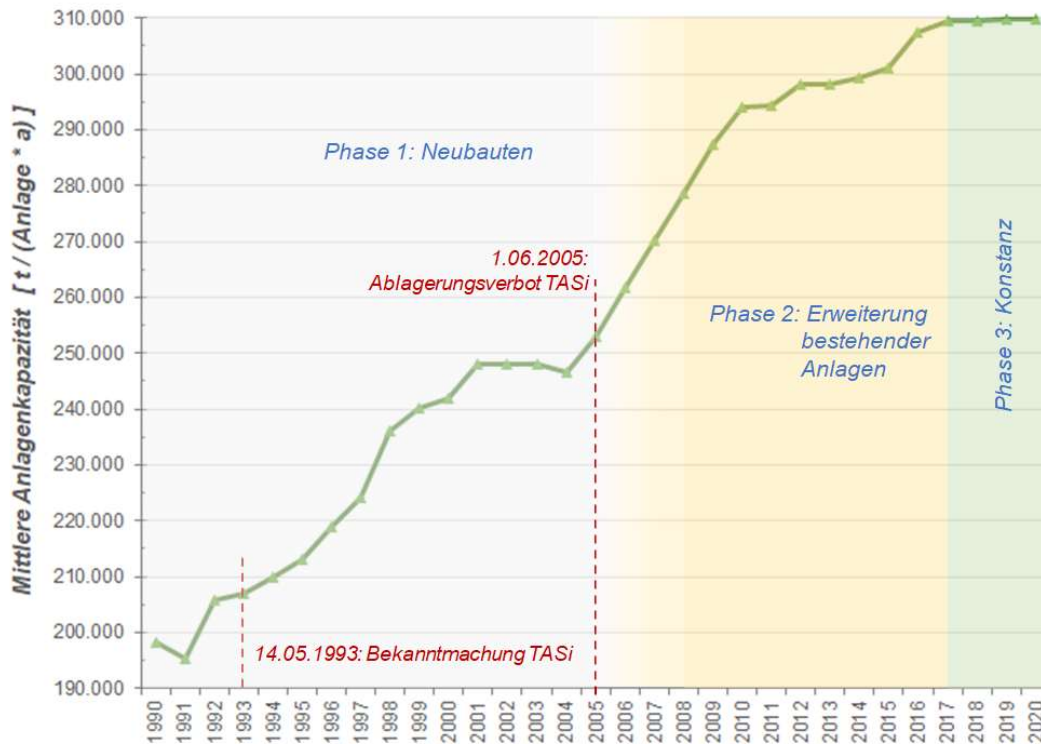


Abb. 8.1-2: Entwicklung der mittleren Anlagenkapazität deutscher Müllverbrennungsanlagen

Da der 1.06.2005 als Beginn des Ablagerungsverbotes der TASI ein markantes Datum bildet um welches herum eine hohe Zahl an Neuanlagen in Betrieb ging, wird eine Kapazität von **250.000 t/(a*Anlage)** für die Modellanlage des AP 8 zugrunde gelegt.

Um die Frage zu beantworten, ob die verfügbare Anlagenkapazität ausgelastet ist, wurde eine entsprechende Auswertung durchgeführt. Wie **Abb. 8.1-3** zeigt, arbeiten die deutschen Müllverbrennungsanlagen seit 2004 im Durchschnitt in einem Band von 95 bis 101 % der verfügbaren Kapazität.

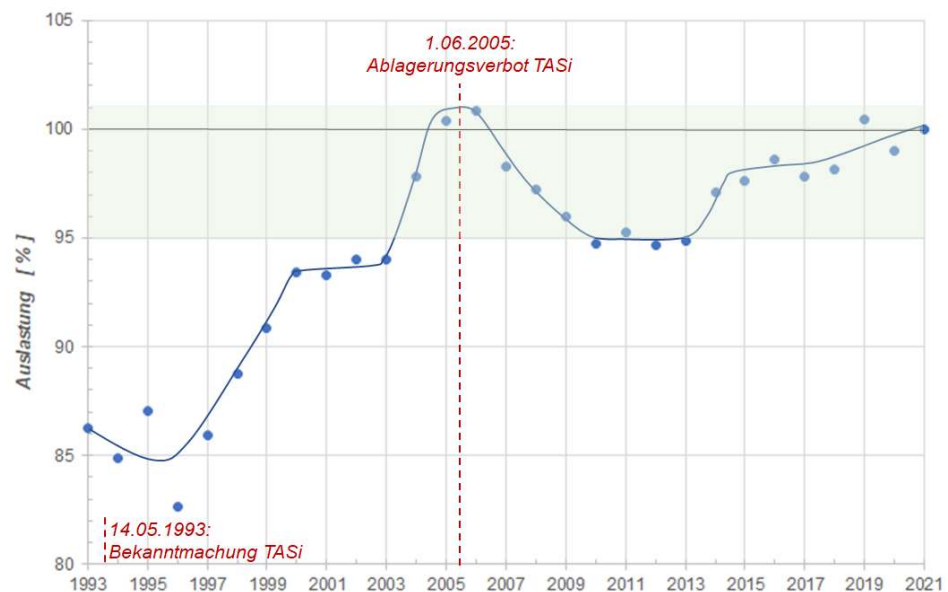


Abb. 8.1-3: Durchschnittliche Auslastung deutscher Müllverbrennungsanlagen seit 1990

Der Mülleintrag multipliziert mit dem Unteren Heizwert (Abk.: H_u) ergibt den Energieeintrag aus Abfall. Wie **Abb. 8.1-4** zeigt, schwankt der deutschlandweit durchschnittliche Heizwert seit Gültigkeit des Ablagerungsverbots der TASI zwischen 10.100 und 10.300 kJ/kg. Anzumerken ist, dass bei den einzelnen Anlagen davon beträchtlich abweichende Werte nach unten und oben sowie wesentlich stärkere Schwankungen über die Jahre auftreten können.

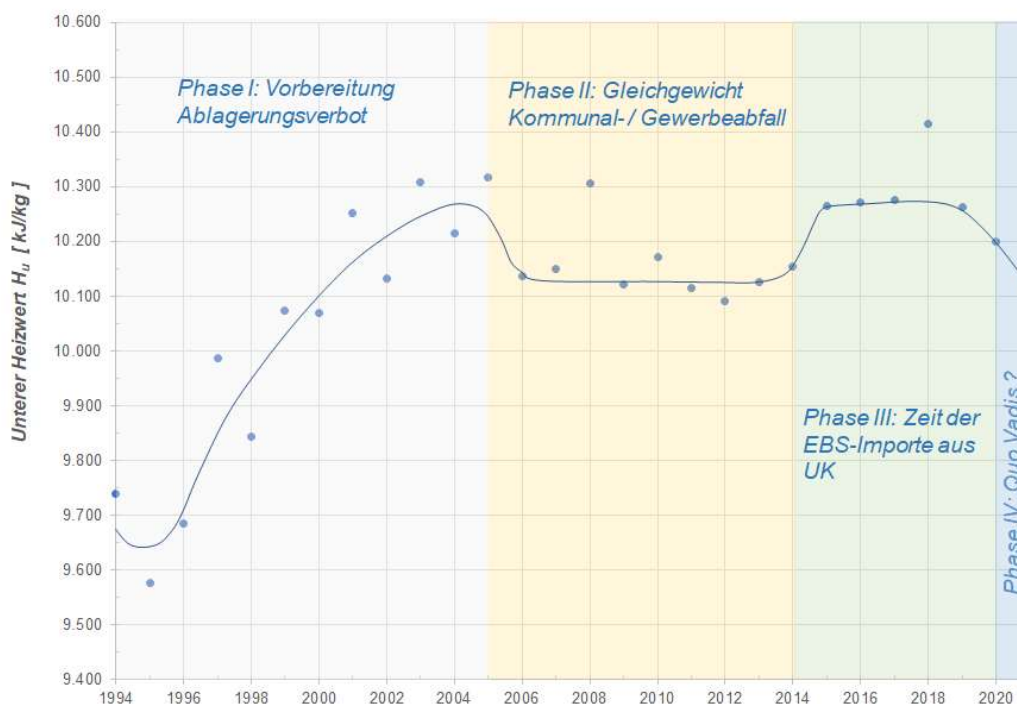


Abb. 8.1-4: Entwicklung des durchschnittlichen H_u an Müllverbrennungsanlagen

Für die Analyse der Energieabgabe wurde der Begriff der **Feuerungswärme** (Abk: FW) eingeführt. Diese ergibt sich als Produkt von Jahresdurchsatz und dem durchschnittlichen Heizwert des Jahres. Die Feuerungswärme bezieht sich auf einen Zeitraum von 8.760 h/a. Der Wert ist i.d.R. niedriger als die Feuerungswärmeleistung, welche aus der tatsächlichen jährlichen Betriebszeit errechnet wird.

Die Einführung des Begriffs ermöglicht die aussagekräftige Darstellung der Stromabgabe anhand zweier Kennzahlen:

$$\text{Spezif. Stromabgabe} = \sum_{n=1}^k (\text{Durchsatz}_n * \text{Spez. Stromabgabe}_n) / m \quad [\% \text{ der FW}] \quad (1)$$

$$\text{Mittlere Stromabgabe} = \sum_{n=1}^k (FW_n * \text{Anteil Stromabgabe}_n) / k \quad [\text{GWh pro Anlage}] \quad (2)$$

mit m = Gesamtdurchsatz erfasster Anlagen in [t/a], k = Anzahl erfasster Anlagen, Durchsatz_n = Jahresdurchsatz der Anlage n [t_{Müll}/a], $\text{Spez. Stromabgabe}_n = 100 * \text{Stromabgabe} / \text{FW}$ der Anlage n [%*kWh/kWh], $\text{Anteil Stromabgabe}_n = \text{Stromabgabe} / \text{FW}$ der Anlage n [-]

Die mittlere Stromabgabe ist massen- und heizwertmäßig gewichtet; der spezifische Wert nur massengewichtet.

Die gleichen Formeln finden sinngemäß auch bei der Wärmeabgabe Anwendung.

Wie **Abb. 8.1-5** als ein Ergebnis zeigt, stieg im Zeitraum bis 2016 der durchschnittliche Absatz des Stromverkaufs pro Anlage an. Vor allem die Modernisierung von Kessel und Turbine ermöglichte vielen Betreibern einen höheren Stromabsatz. Anschließend ist ein Absinken der Absatzkurven zu verzeichnen. Die Schwankungsbreite über 17 Jahre ist mit einem Minimalwert von 11,5 % der Feuerungswärme und einem Maximum von 13,5 % allerdings gering.

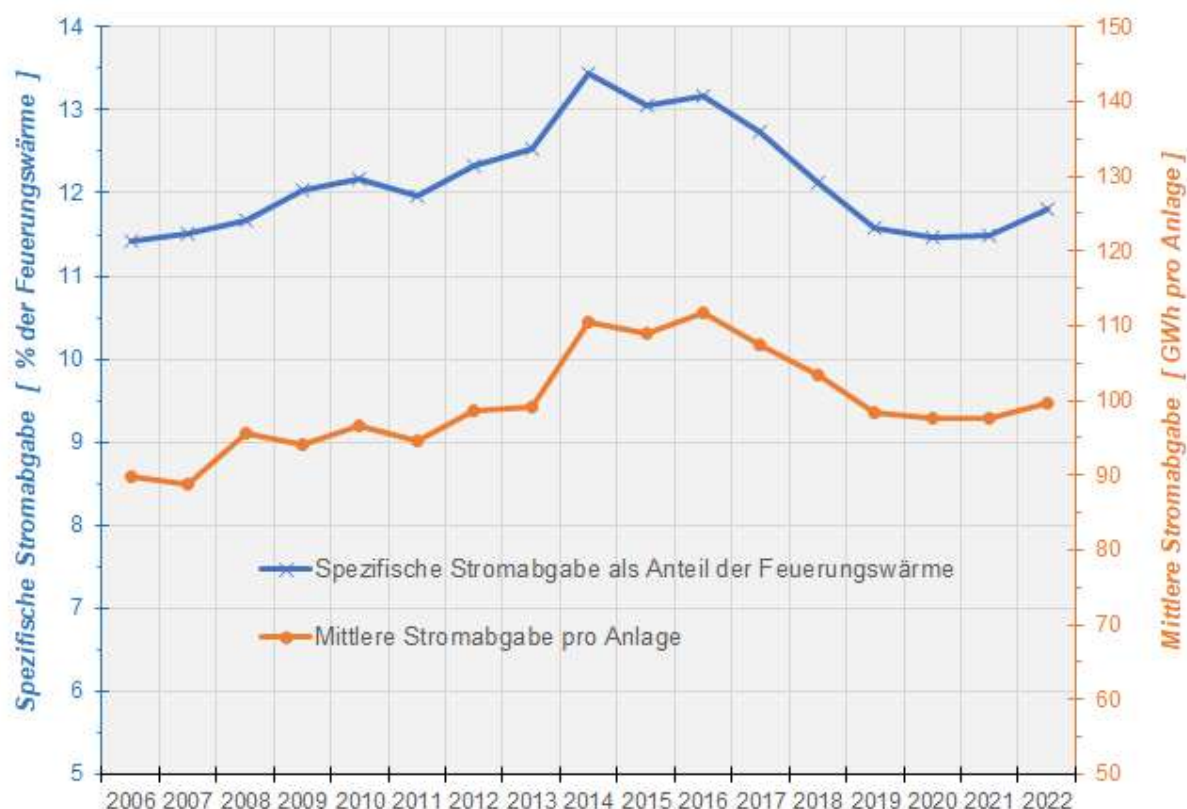


Abb. 8.1-5: Stromabgabe deutscher Müllverbrennungsanlagen von 2006 bis 2022

Völlig anders verhält es sich mit dem Wärmeabsatz der Müllverbrennungsanlagen. Für die Auswertung wurden Prozessdampf und Fernwärme zusammengefasst. In **Abb. 8.1-6** erkennbar ist ein kontinuierlicher Anstieg seit dem Erfassungsjahr. Schwankungen können besonders in Jahren mit außergewöhnlich harten oder milden Wintern entstehen, da hierdurch der Fernwärmeabsatz maßgeblich beeinflusst wird. In 2022 wurde ein Wert von 28 % der Feuerungswärme erreicht. Abgegeben wurden durchschnittlich 232 GWh pro Anlage.

Insgesamt konnten deutsche Müllverbrennungsanlagen in 2022 also einen Absatz an Energie von 40 % der freigesetzten Feuerungswärme erzielen mit steigender Tendenz. Es ist zu erwarten, dass im Rahmen der kommunalen Wärmeplanung die Nachfrage nach Abwärme hoch bleiben wird. Daher wird für die Modellanlage eine **Stromabgabe von 12 % der Feuerungswärme** und eine **Wärmeabgabe von 28 % der Feuerungswärme** ab dem Jahr 2022 angesetzt.

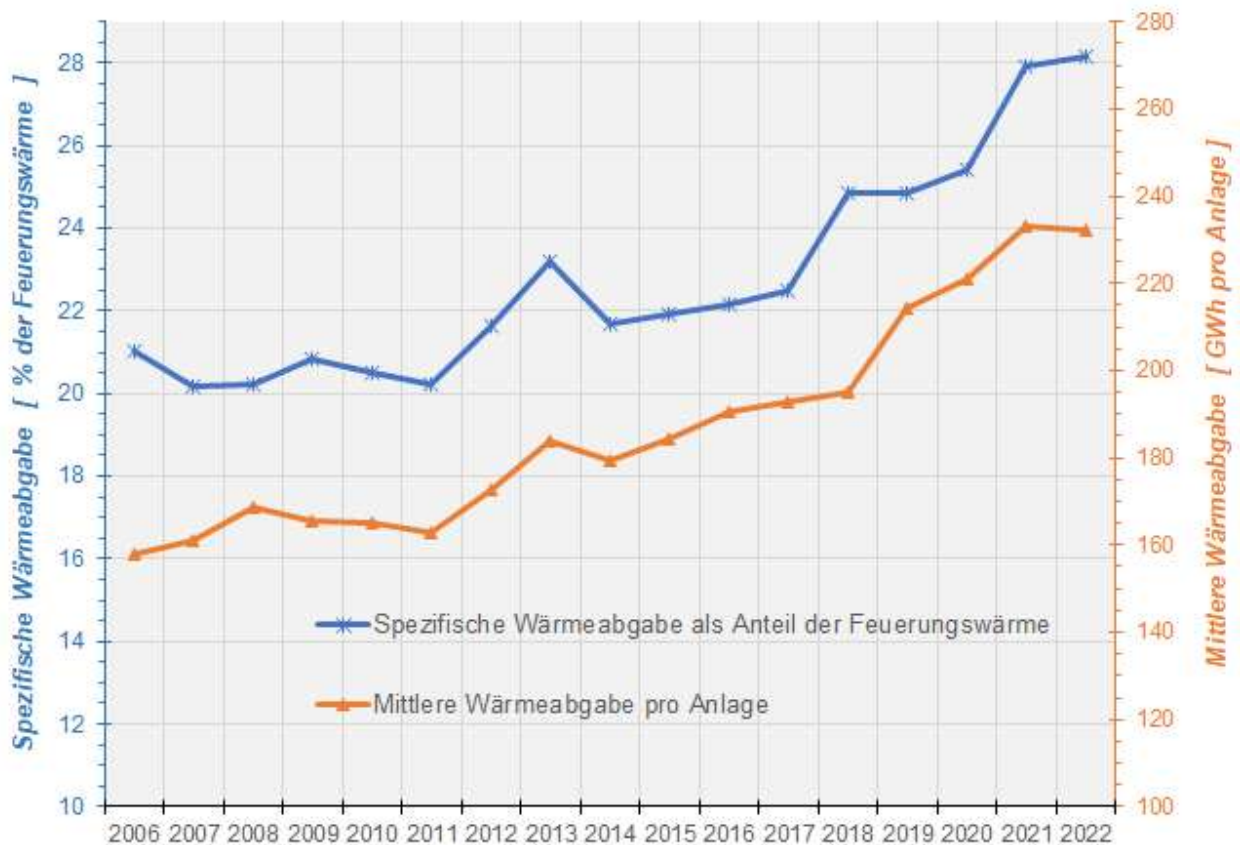


Abb. 8.1-6: Wärmeabgabe deutscher Müllverbrennungsanlagen von 2006 bis 2022

Da aus der Energieverfügbarkeit des Mülls nicht nur der Verkauf von Energie bestritten wird, sondern auch der größte Teil des Eigenenergiebedarfs zu decken ist, wurde aus verfügbaren Daten für ein beispielhaftes Jahr der anzahlbezogene mittlere Eigenstrombedarf ermittelt. Gemäß **Tab. 8.1-1** liegt der Mittelwert bei 3,9 % der Feuerungswärme im Zeitraum 2020 bis 2022. Schwankungen resultieren v.a. aus der unterschiedlichen Anlagentechnik.

In **Tab. 8.1-2** sind die verfügbaren Daten für den Eigenwärmeverbrauch aufgeführt. Demnach liegt der anzahlbezogene Mittelwert bei 10,4% der Feuerungswärme im Zeitraum 2020 bis 2022.

Tab. 8.1-1: *Eigenstrombedarf deutscher Müllverbrennungsanlagen im Zeitraum 2020 bis 2022*

Anlagen- nummer	Eigenstrom- bedarf [% der FW]		Anlagen- nummer	Eigenstrom- bedarf [% der FW]
1	5,0		11	3,4
2	3,5		12	3,8
3	4,3		13	4,5
4	3,6		14	4,4
5	2,7		15	2,1
6	4,3		16	3,7
7	5,1		17	3,1
8	4,2		18	5,1
9	3,1		19	3,6
10	4,2		20	4,2
			Durchschnitt:	3,9

Tab. 8.1-2: *Eigenwärmebedarf deutscher Müllverbrennungsanlagen im Zeitraum 2020 bis 2022*

Anlagen- nummer	Eigenwärme- bedarf [% der FW]
1	15,6
2	11,8
3	5,7
4	9,2
5	12,8
6	9,9
7	7,8
8	13,3
9	16,0
10	8,2
11	4,5
Durchschnitt:	10,4

Um abzuschätzen, wieviel Strom und Wärme die energieeffektivsten Müllverbrennungsanlagen in Deutschland verkaufen, wurde eine entsprechende Auswertung gemacht (s. **Tab. 8.1-3**). Nicht berücksichtigt wurden dabei Standorte, an denen nur Dampf abgegeben wird.

Deutlich zu erkennen ist, dass einige Anlagen eine Effizienz von über 60 % der Feuerungswärme erreichen; eine Vielzahl liegt bei 50 %. Daher wurde ein Wert von **60 %** auch für die Modellanlage mit Aminwäsche als technisch realisierbarer Wert angesetzt.

Tab. 8.1-3: *Energieverkauf der energieeffektivsten Müllverbrennungsanlagen im Zeitraum 2020 bis 2022 (ohne Anlagen mit reiner Dampfabgabe)*

Anlagen-Nr.	Strom-abgabe [% d. FW]	Wärme-abgabe [% d. FW]	Gesamt [% d. FW]		Anlagen-Nr.	Strom-abgabe [% d. FW]	Wärme-abgabe [% d. FW]	Gesamt [% d. FW]
1	9	34	43		12	19	23	42
2	7	44	51		13	10	36	46
3	17	22	39		14	4	54	58
4	9	39	48		15	9	53	62
5	17	35	52		16	4	57	61
6	10	33	43		17	11	50	61
7	18	29	47		18	13	36	49
8	10	40	50		19	8	39	47
9	8	61	69		20	12	35	47
10	12	39	51		21	6	46	52
11	12	39	51		22	18	23	41

Damit ergibt sich zusammenfassend für die Modellanlage mit einem gemäß Stand der Technik realistischen Kesselwirkungsgrad von mindestens 80 %:

Kesselverlust	= 20 % FW
Eigenbedarf Strom	= 3,9 % FW
Eigenbedarf Wärme	= 10,4 % FW
Verkaufbare Energie	= 60 % FW
Summe	= 94,3 % FW

eine Reserve von 5,7 % der Feuerungswärme für sonstige Verluste, Abweichungen von den angenommenen Mittelwerten beim Eigenenergiebedarf und der Variabilität von Turbine und Wasser-Dampf-Kreislauf bezgl. Strom- und Dampfproduktion.

Die hier an 22 Anlagen für den Zeitraum 2020 bis 2022 ermittelten Daten stimmen recht gut mit einer Erhebung von Bilitewski et al aus 2007 an 9 Anlagen überein. Hier wurden 3,6% Eigenstrombedarf und 8,6% Dampfeigenbedarf genannt; außerdem noch 3,2 % Fremdenergieeinsatz [25]. Da in den letzten Jahren die Betreiber versuchten, den Fremdenergieeinkauf zu Lasten von Eigenenergie zu reduzieren, sind die leicht höheren Werte des aktuelleren Zeitraums begründbar.

8.2 Energiebilanz der Modellanlage mit Aminwäsche

Gemäß des chemisch-physikalischen Modells der Aminwäsche stellt der Desorber den Haupt-Wärmeverbraucher dar. Andere Wärmesenken fallen kaum ins Gewicht (s. **Abb. 8.2-1**). Bei einem Abscheidegrad von 90 % CO₂ ergibt sich ein Wärmebedarf von insgesamt 3,7 MJ/kg_{CO₂,abs.}

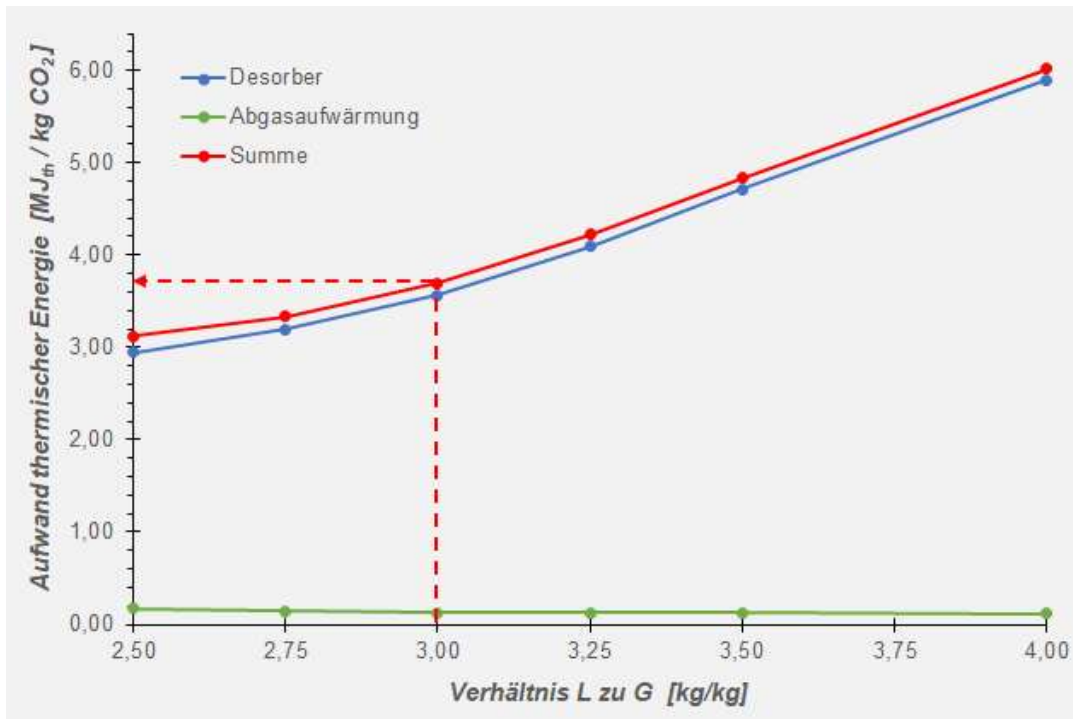


Abb. 8.2-1: Aufwand der spezifischen thermischen Energie der Modell-Aminwäsche

Beim elektrischen Verbrauch fällt das Gros für den Betrieb von Pumpen und Gebläsen an. Angenommen im Modell ist, dass für Kühlzwecke ausreichend Wasser einer Temperatur von 10°C zur Verfügung steht. Damit ergibt sich ein elektrischer Bedarf von 0,19 MJ/kg_{CO₂,abs.}. Der Wert bezieht sich nur auf die Baugruppe der Aminwäsche. Nicht vernachlässigt werden darf der Aufwand für die Bereitstellung des CO₂ in verflüssigter Form bei -20°C/20 bar und einer Reinheit größer 99 %. Allein die Verdichtung schlägt mit 0,29 MJ/kg_{CO₂,abs.} zu Buche. Für eine Kühlung bis in den Minusbereich hinab reicht Kühlwasser nicht mehr aus. Rechnet man mit dem Einsatz einer Kompressionskältemaschine, so kommen weitere 0,12 MJ/kg_{CO₂,abs.} hinzu. Insgesamt ergibt sich somit ein elektrischer Energiebedarf von ca. 0,60 MJ/kg_{CO₂,abs.} oder 166,7 kWh/t_{CO₂, abs.} (s. **Abb. 8.2-2**). In Summe errechnet sich eine notwendige Energiebereitstellung von 3,7+0,6 = 4,3 MJ/kg CO_{2,abs} für Aminwäsche und CO₂-Bereitstellung.

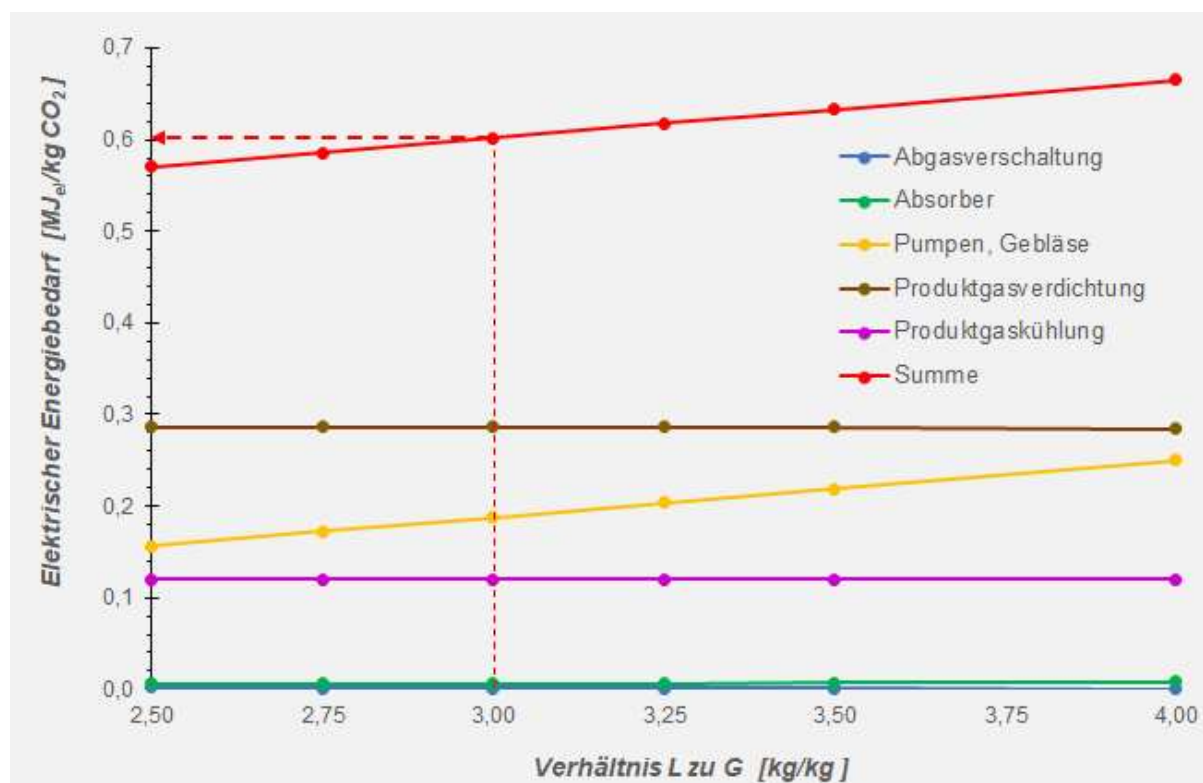


Abb. 8.2-2: Aufwand spezifischer elektrischer Energie von Wäsche und CO₂-Bereitstellung

Die Modellanlage liefert bei einem Mülldurchsatz von 250.000 t/a und einem Heizwert von 10,0 MJ/t einen Energieinput von 694.480 MWh/a. Rechnet man mit einer CO₂-Freisetzung 1,0 t CO₂ pro t Müll (s. **Abb. 8.2-3**) und einer 90 %igen Absorption, so muss die Aminwäsche eine Kapazität von 225.000 t/a besitzen.

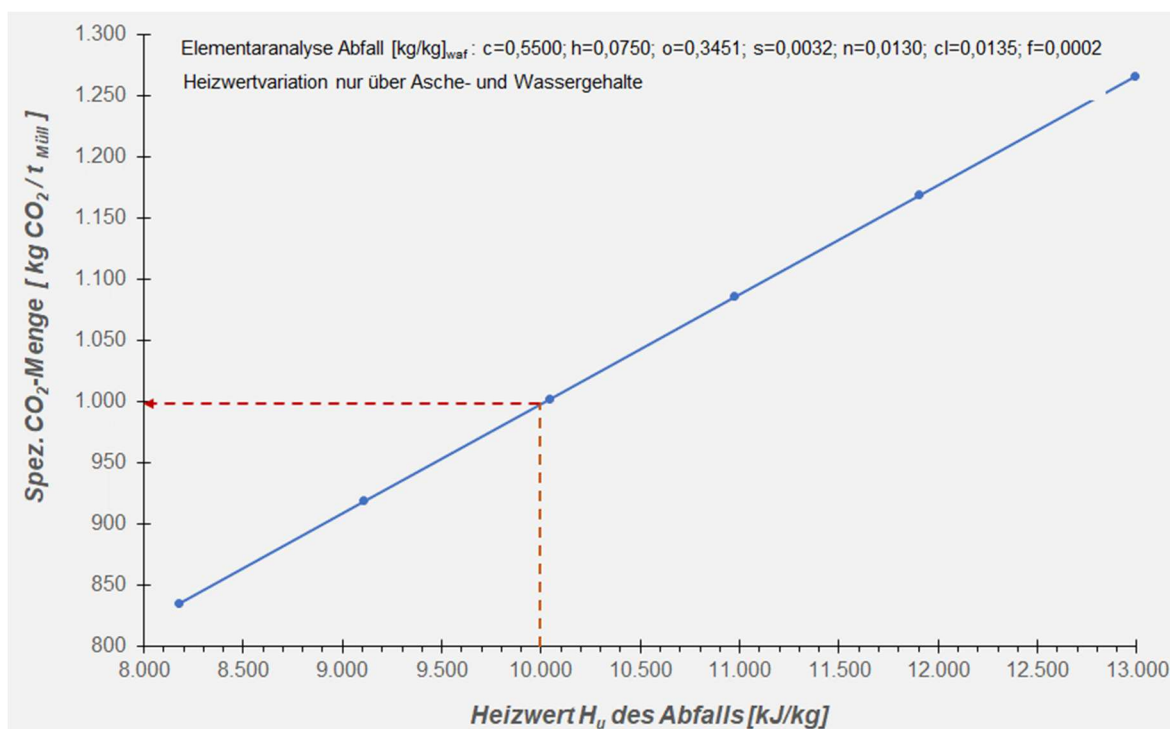


Abb. 8.2-3: CO₂-Freisetzung als Funktion des Heizwertes bei einem Modell-Hausmüll

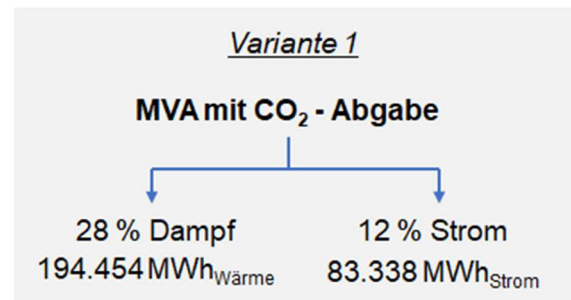
In der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung sollen zwei Betriebsweisen einer Abfallverbrennungsanlage gerechnet werden:

Variante 1: MVA kauft CO₂-Emissionszertifikate ohne Maßnahmen zur CO₂-Abscheidung zu ergreifen

Variante 2: MVA betreibt eine Aminwäsche

Mit den erläuterten 12 % der FW an verkaufbarem Strom ergibt sich ein Zahlenwert von 83.338 MWh/a und bei 28 % der FW an verkaufbarer Wärme ein Wert von 194.454 MWh für die Variante 1 (s. **Abb. 8.2-4**).

Abb. 8.2-4: Energieverkauf der Modellanlage
ohne CO₂-Absorption



Für die Variante 2 ist der Energiebedarf der Aminwäsche zu berücksichtigen. Bei den genannten Massen beträgt der Bedarf an Dampf 231.300 MWh/a und der Bedarf an Strom 37.575 MWh/a. Damit verbleibt bei einer 60 %igen verkaufbaren (intern und extern, wobei interner Abnehmer die Aminwäsche ist) Energiemenge ein Betrag an 102.050 MWh Wärme und 45.763 MWh an Strom (s. **Abb. 8.2-5**), für welche Erlös jenseits der Anlagengrenze erzielt werden kann.

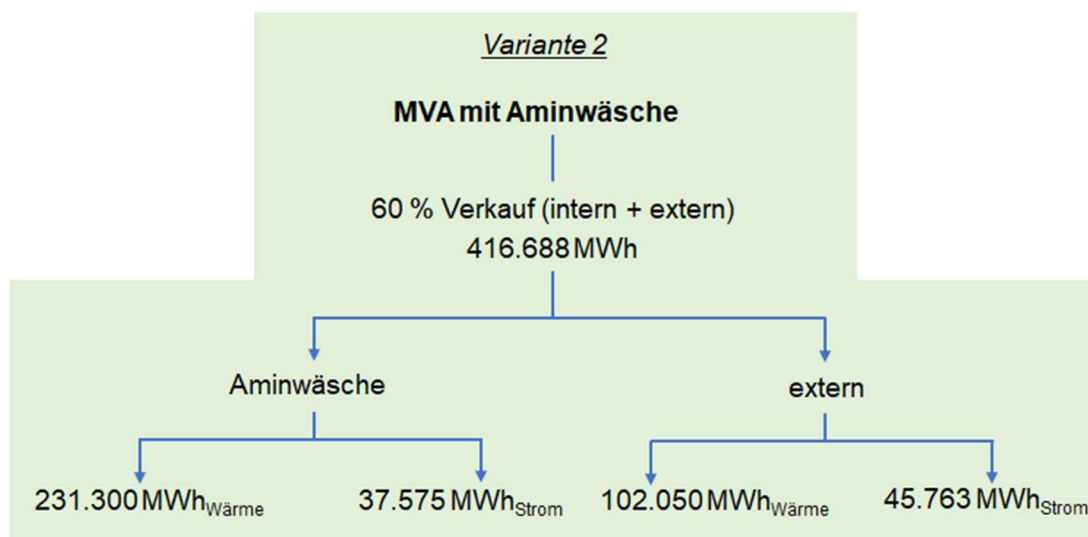


Abb. 8.2-5: Möglicher Energieverkauf einer MVA mit Aminwäsche

8.3 Abschätzung Invest- und Betriebskosten Aminwäsche

8.3.1 Investkosten

Die Aminwäsche der Modellanlage ist mit einer Kapazität von 225.000 t/a kalkuliert. Die Investkosten der verschiedenen Quellen waren auf diese Kapazität umzurechnen. Dies geschah nach einer aus der Chemietechnik bekannten Erfahrungsformel [26]:

$$I = I_0 * (K/K_0)^{0,67} \quad (1)$$

mit: I = Invest zum gewünschten Zeitpunkt X, I₀: Invest im Veröffentlichungsjahr; K: Kapazität der gewünschten Anlage, K₀: Kapazität der Ausgangsanlage

Die Kostenschätzung geht von einem Absorber aus. Nicht berücksichtigt ist der Umstand, dass eine stetige Benetzung der Einbauten mit Waschlösung notwendig ist und damit der Betriebsbereich der Absorberkolonne nur bedingt verändert werden kann [5]. Sollte die AVA nennenswerten Lastschwankungen unterliegen, könnte daher eine mehrsträngige Konzeption prüfenswert sei, welche die Investkosten in die Höhe triebe.

Das Inbetriebnahmedatum der Aminwäsche wird mit dem 01.01.2026 angesetzt. Die Teuerungsrate vom Veröffentlichungsjahr der Quellen bis 2026 wird mit einer Rate von 2,0 %/a abgeschätzt. Ausnahme ist der Zeitraum von 2022 bis Ende 2023, in welchem aufgrund des Ausbruchs des Ukrainekriegs eine sehr hohe Steigerung der Anlagenkosten in der Chemieindustrie zu verzeichnen war. Daher wurden für die Jahre die regelmäßig veröffentlichten Preisindizes für verschiedene Gewerke des Anlagenbaus in der Zeitschrift Chemietechnik zu Hilfe gezogen [27].

Investkosten von Aminwäschen waren aus der Literatur zu gewinnen. Dabei wurde festgestellt, dass in den verschiedenen Quellen unterschiedliche CO₂-Gehalte im Rohgas vorliegen. Je höher aber der CO₂-Gehalt ist, desto niedriger ist die spezifisch zu behandelnde Rauchgasmenge in [m³/(h*t_{CO2})] und damit auch desto niedriger der notwendige Durchmesser des Absorbers.

Ferner steigt mit dem CO₂-Gehalt die Effizienz der Absorption, d.h. die Höhe des Absorbers sinkt.

Da mit steigendem CO₂-Gehalt Absorption und Desorption effektiver verlaufen, wird angenommen, dass die Anlagengröße der Aminwäsche sinken kann, wenn die Absolutzahl an zu behandelndem CO₂ festgelegt ist (hier 225.000 t/a). Insgesamt wird ein linearer Zusammenhang zwischen Anlagengröße und CO₂-Gehalt abgeschätzt, welcher über die Kapazitätsformel (1) bei den Investkosten berücksichtigt wird.

Daher war es naheliegend, dass alle genutzten Investzahlen auf den gleichen CO₂-Gehalt umgerechnet werden müssen, um sie miteinander vergleichen zu können. Aus diesem Grund wurde aus verschiedenen Quellen eine kleine Zusammenstellung von CO₂-Gehalten am Kamin von Müllverbrennungsanlagen gemacht (s. **Tab. 8.3-1**). Es ergab sich ein anzahlbezogener Mittelwert von **10,5 Vol.-%_{tr}**. Zu bemerken ist, dass dieser in einem anderen Jahr oder mit mehr Anlagen anders ausfallen kann; aber wegen der geringen Schwankungsbreite der CO₂-Gehalte reicht seine Genauigkeit an dieser Stelle aus.

Tab. 8.3-1: Auszug aus CO₂-Gehalten deutscher Abfallverbrennungsanlagen in 2023

Anlagen-Nr.	CO ₂ – Gehalt [Vol.-% _{tr}]		Anlagen-Nr.	CO ₂ – Gehalt [Vol.-% _{tr}]
1	8,8		8	10,6
2	9,6		9	9,5
3	10,0		10	12,3
4	11,6		11	12,0
5	10,4		12	9,1
6	10,0		13	12,5
7	10,3			
			Durchschnitt:	10,5

Bei der Auswertung der Datenrecherche stellte sich schnell heraus, dass bei einem Downscaling der Preise für Aminwäschen hinter Kohlekraftwerken auf das Niveau von Müllverbrennungsanlagen sehr niedrige Investkosten entstehen. Sie widersprechen eklatant den Quellen aus der Abfallbranche. Daher wurden nur zwei Literaturstellen, welche Aminwäschen hinter Müllverbrennungsanlagen zum Inhalt haben, berücksichtigt:

Quelle 1 [17]: Stöckmann et al. beschreiben eine Müllverbrennungsanlage mit Aminwäsche, Elektrolyse und Methanolherstellung. Das Rohgas aus der MVA fällt mit einem Volumenstrom von 107.300 m³/h an. Es besitzt einen CO₂-Gehalt von 9,7 Vol.-%. Der abgeschiedene CO₂-Produktstrom beläuft sich auf 150.000 t/a. Als Investbedarf für die Aminwäsche wird ein Betrag von 56,25 Mio € genannt. Veröffentlicht wurde [17] in 2020.

Für die Aminwäsche der Modellanlage ergibt sich unter diesen Randbedingungen mit der Kapazitäts- und CO₂-Konzentrationsanpassung ein Investbedarf von **69,80 Mio €** in 2020.

Quelle 2 [28]: In der Studie wird umfassend das Thema des Aufbaus eines CCS-Systems in der Schweiz behandelt. Für die Investkosten der Aminwäsche hinter MVAs mit Preisbasis 2020 wird die Formel genannt:

$$I = 15,520 * m_{CO_2}^{0,6339} \quad (2)$$

mit m_{CO_2} = Massenstrom des abgeschiedenen CO₂ in [kg/sec]

Die Formel gilt für einen CO₂-Gehalt von 13 Vol.-% im Rohgas. Mit der Kapazitäts- und CO₂-Anpassung ergibt sich ein Preis von **64,19 Mio €** für die Aminwäsche im Jahr 2020.

Trotz der unbekannten genauen technischen Ausstattung der Aminwäschen in den beiden Kalkulationen liegen die Werte relativ nahe beieinander. Daher wurde für die Modellanlage der Mittelwert der Ergebnisse aus beiden Quellen genommen, welcher bei **67,00 Mio €** liegt.

Mit der beschriebenen Berücksichtigung der Inflation von 2020 bis zum 31.12.2025 ergibt sich für die Aminwäsche der Modellanlage endgültig ein Wert von **83,65 Mio €**.

In [28] wird darauf hingewiesen, dass die Formel für eine Nth-Anlage gilt; also Erfahrungen bereits vorliegen. Erstanlagen seien mit einem höheren Aufschlag zu belegen. Vom Investpreis der

Erstanlage könne dann erfahrungsgemäß ein Abschlag von 15 % gemacht werden, um auf die Investkosten von Anlagen mit Betriebserfahrung zu kommen. Berücksichtigt man diesen Einwand, errechnet sich für die Erstanlage Aminwäsche hinter MVA ein Wert von **98,46 Mio €** beim Inbetriebnahmedatum 01.01.2026.

Offen ist, wie sich der Invest auf Einzelposten verteilen könnte. Hilfreich zur Klärung dieser Frage ist die Quelle [29]. Sie entstammt zwar der Kraftwerkstechnik, listet aber eine Kostenverteilung anschaulich auf (s. **Tab. 8.3-2**).

Tab. 8.3-2: Verteilung der Investkosten einer Aminwäsche gemäß [29]

	Kostengröße	Anteil an Gesamtkosten [%]
1. Anlagentechnik	Absorber	25,7
	Desorber	11,4
	Wärmeübertrager	2,9
	Gebläse	8,6
	Pumpen	8,5
2. Bau	Aufbau, Stahlkonstruktion, Malerarbeiten, Grundstücksarbeiten	27,8
3. Prozessleittechnik	Instrumente + Kontrolleinrichtungen	5,6
	Elektrik	7,1
5. Sonstiges + Kundendienstanlagen		2,4
	Summe:	100

Hinzu kommen noch die Kosten für den Kompressor, um das gasförmige CO₂ zu verflüssigen sowie die begleitenden Wärmetauscher und der Kältetechnik. Hierzu wird in Anlehnung an [29] ein Wert von 5,62 Mio € abgeschätzt.

Zu addieren sind weitere Ausgaben wie Bauherrenkosten zur Vorbereitung, Planungskosten, Ausführungsüberwachung, Probebetrieb, Grundstücksarbeiten, Reservevorhaltung Lösemittel, Erstausrüstung Ersatz- und Verschleißteilelager, Bauzeitinsen und ein Zuschlag Unvorhergesehenes von 10 % auf die Anlagentechnik, um den Gesamtinvest des Bauherren zu definieren. Insgesamt steigen so die Investkosten von 83,65 auf **120,73 Mio €**. Dieser Wert liegt der folgenden Wirtschaftlichkeitsbetrachtung zugrunde.

8.3.2 Betriebskosten

Bei den Betriebskosten der Aminwäsche werden Dampf und Strom vom MVA-Teil kostenfrei zur Verfügung gestellt. Die Kosten werden als Einnahmeverlust der Gesamtanlage in der Kalkulation berücksichtigt.

Im Versuchsteil DrACO₂ war ein Ergebnis, dass das Absorptionsmittel MEA sich bei Kontakt mit Verunreinigungen aus der Anlage wie Kupfer schnell zersetzen kann. Beim Lösen von Emissionen aus dem Rohgas wie HCl und SO₂ im Waschmittel ist die Stabilität gefährdet. Sollten Hersteller das MEA mit Stabilisatoren oder Inhibitoren versetzen, was allerdings i.d.R. Firmengeheimnis ist, lässt sich die Haltbarkeit erhöhen. Unterschiedliche verfahrenstechnische Randbedingungen und MEA-Lieferanten könnten die Ursache sein, weshalb Veröffentlichungen teilweise sehr starke Unterschiede zum MEA-Verbrauch angeben (s. **Tab. 8.3-3**).

Tab. 8.3-3: Zusammenstellung von Angaben zum MEA-Verbrauch

Quelle	CO ₂ -Emittent	Menge [kg MEA-Lsg (30%) / tCO _{2, abs.}]
[14]	Kohlekraftwerk	1,4 – 2,4
[12,13]	“	0,29
[6]	“	2,6
[29]	“	1,7
[16]	Abfallverbrennungsanlage	1,6 – 2,0
[17]	“	0,28
[44]	“	1,0 – 1,5

Für die Wirtschaftlichkeitsrechnung wurde ein MEA-Verbrauch (30%ige Lösung) in der oberen Hälfte von Abfallverbrennungsanlagen angesetzt, d.h. 1,8 kg MEA-Lsg / kg_{CO_{2, abs.}}. Gemäß der Preisangaben der Angebote für Amine im AP 4 erscheint beim zu erwartenden Mengenverbrauch an MEA-Lösung ein spezifischer Preis von 1,4 € / kg_{MEA-Lsg.} realistisch.

Die sonstigen Betriebsmittel- und Energieverbräuche wurden aus [26] entnommen, in welcher Kirchner et. al. eine saubere Aufstellung von Mengen und Kosten angeben. Da der Stromverbrauch, welcher sich aus der Aufstellung für die Modellanlage errechnete, mit 38.172 MWh_{el}/a nur minimal vom eigenen chemisch-physikalischen Modell (37.575 MWh_{el}/a) und auch der Dampfverbrauch mit 227.943 MWh_{therm}/a nur minimal vom eigenen Wert (231.300 MWh_{therm}/a) abwich, wurden die CUTEC-Zahlen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung verwendet.

Da die internen Dampf- und Stromverbräuche kostenneutral verrechnet werden, bildet der MEA-Verbrauch mit 567.000 €/a den mit Abstand größten Posten bei den Betriebsmittelkosten der Aminwäsche.

Gemäß [30] fällt bei für die Eigennutzung selbst erzeugter elektrischer Energie Stromsteuer in Höhe von 20,5 € pro MWh an. Diese bildet einen weiteren nennenswerten Posten bei den variablen Kosten.

8.4 Aufbau der dynamischen Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Die dynamische Wirtschaftlichkeitsbetrachtung baut, wie oben beschrieben, auf zwei unterschiedlichen Betriebsweisen einer Modell-MVA auf. Inbetriebnahme ist der 01.06.2005; die Kapazität beträgt 250.000 t/a. Betrieben wird eine quasitrockene Abgasreinigung mit einer SNCR.

Bei der Betriebsweise 2 wird an die Abgasreinigung vor Kamin eine Aminwäsche angeschlossen. Gemäß der Experimente und des chemisch-physikalischen Modells wird der CO₂-Abscheidegrad mit 90 % kalkuliert, d.h. 225.000 t/a an CO₂ als flüssiges Produkt. Die Wäsche wird mit dem Inbetriebnahmedatum 01.01.2026 angesetzt.

In der Wirtschaftlichkeitsrechnung wird der MHKW-Teil als Kostenstelle 1 definiert und Aminwäsche und Produktaufbereitung als Kostenstelle 2. Die Einnahmen aus der CO₂-Abgabe werden der Aminwäsche gutgeschrieben, sodass kein Zahlungsfluss über die Anlagengrenze entsteht. Die Gesamtanlage kauft keine Emissionszertifikate. Beide Kostenstellen werden zu einer gemeinsamen Kostenstelle zusammengefasst, welche nach außen hin als Betreiber auftritt. Dies bedeutet, dass der Gewinn des einen Betriebsteils mit dem Verlust des Anderen verrechnet wird und nur auf den Gesamtgewinn auch Steuern bezahlt werden.

Die Laufzeit der wirtschaftlichen Betrachtung für den MHKW-Teil beläuft sich auf 01.06.2005 bis 31.12.2045 und für die Aminwäsche vom 01.01.2026 bis 31.12.2045. Für die letzten 20 Jahre wird die Wirtschaftlichkeit der Gesamtanlage errechnet und mit der Betriebsweise 1 des MHKW verglichen. Dabei wird einerseits eine jährliche Größe verwendet, in diesem Fall der **Deckungsbeitrag III (DB III) = Einnahmen minus Kosten incl. Abschreibung und Zinsen**. Andererseits wird auf eine Kennzahl abgestellt, in diesem Fall auf den **Internen Zinsfuß** als Kennzahl für den Zeitraum 2026 bis 2045.

Um die Einnahmen und Ausgaben auf einen konkreten Invest beziehen zu können, wird angesetzt, dass der MHKW-Teil nach 22 Jahren Betriebszeit, d.h. in 2027 eine Generalsanierung erfährt. Der Invest ist also die Summe der Investitionskosten von Aminwäsche und Sanierungskosten+Restwert des MHKW bei der Betriebsweise 2. Das gedankliche Prinzip verdeutlicht **Abb. 8.4-1** noch einmal.

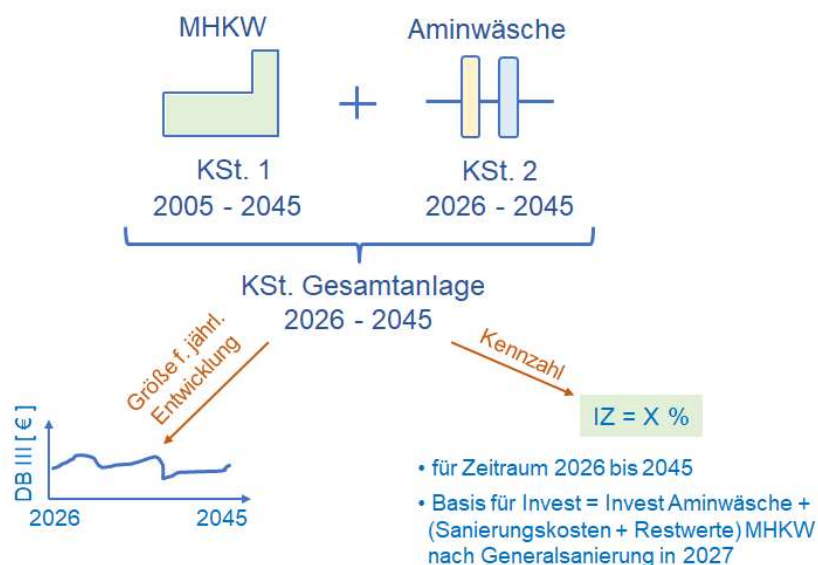


Abb. 8.4-1: Grundfließbild der kaufmännischen Betrachtungen

Die Idee der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung beruht auf der Annahme, dass die Anlagenbetreiber die Kosten für die CO₂-Besteuerung bzw. den Erwerb von Emissionszertifikaten nicht unbegrenzt an die Kunden weitergeben können. In der vorliegenden Betrachtung wird davon ausgegangen, dass der Markt maximal eine Verdoppelung des derzeitigen Verbrennungspreises akzeptiert. Das Niveau liegt in 2025 grob bei 100 €/t_{Abfall} gemäß [31]. Mit ca. 50 % biogenem Anteil im Müll wäre dies ein CO₂-Preis von 200 €/t_{CO₂}, welcher maximal an die Kunden weitergegeben werden kann. Dies dürfte, verfolgt man die Berichte in der Fachpresse, sehr großzügig bemessen sein.

Sollte sich die derzeitige politische Grundstimmung in EU-Kommission und -parlament nicht ändern, ist bis zum Jahr 2045 ein CO₂-Preis im Bereich von 250 bis 390 €/t_{CO₂} zu erwarten für den Bereich des EU-ETS II. Das Umweltbundesamt rechnet mit 275 €/t_{CO₂} im Jahr 2040 [32]. Die Abfallverbrennungsanlagen dürften gemäß derzeitiger Erwartung in das EU-ETS I eingeordnet werden [1]. Hierfür wird gemäß Projektionen in 2045 ein Preis in der Größenordnung 190 €/t_{CO₂} erwartet [33]. Dies läge noch innerhalb des angenommenen Bereichs der Weitergabemöglichkeit der CO₂-Kosten an die Abfalllieferanten. Die Prognos AG als Ersteller der Studie weist aber ausdrücklich darauf hin (Zitat): *Insgesamt ist festzuhalten, dass eine Abschätzung der Entwicklung der CO₂-Preise im EU-ETS auf Grund des großen Einflusses regulatorischer Eingriffe und der Unsicherheiten über die zukünftige wirtschaftliche Entwicklung mit großen Unsicherheiten behaftet ist.*

Da nach den Erfahrungen der letzten beiden Jahrzehnte bei entsprechender politischer Gesamtlage die Gefahr besteht, dass bei Abfallverbrennungsanlagen sehr hohe CO₂-Angaben angesetzt werden und angesichts des Umstandes, dass schon in 2030 mit 100 €/t_{CO₂} gerechnet wird [41], sollen in der vorliegenden Rechnung die Erwartungen des EU-ETS II angesetzt werden. Damit wird auch dem Umstand entsprochen, dass eine Preiserhöhung des Abfalls von 100 €/t_{Abfall} evtl. für die Betreiber nicht durchsetzbar ist.

Für die vorliegende Wirtschaftlichkeitsbetrachtung ist der exakte Wert der künftigen CO₂-Kosten gleichgültig. Wichtig ist, dass der Schätzbereich über der vermutlichen Schmerzgrenze der Kunden für die Erhöhung des Müllannahmepreises liegen könnte. Damit muss ein MVA-Betreiber ohne CO₂-Minderungsmaßnahmen damit leben, ab der Schmerzgrenze die CO₂-Kosten selber schultern zu müssen.

In der vorliegenden Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wurde mit einer jährlichen Erhöhung des CO₂-Preises um 15 €/t bis auf einen Maximalwert von 350 €/t im Jahr 2045 gerechnet, wie es in den beiden Positionspapieren des UBA aus 2024 und 2025 für EU-ETS II abgeschätzt wird [32,33].

Bei der Ergebnisdarstellung wird bei der graphischen Darstellung darauf geachtet, dass der Betrachter geänderte Kurvenverläufe für Abweichungen der CO₂-Preisentwicklung von den Annahmen selber ableiten kann.

Ziel ist: Die Wirtschaftlichkeitsrechnung soll anhand einer Modellanlage die Frage beantworten, ob und falls ja, unter welchen Randbedingungen sich eine Aminwäsche mit angeschlossener Produktgasaufbereitung lohnt.

Das bei CUTEK vorhandene und auf die Anforderungen in DrACO₂ angepasste Rechenprogramm berücksichtigt Planungskosten, technische Alterung, produktspezifische Inflation, durchsatzabhängige und -unabhängige Kosten, Personal, Re-Investe, Reparatur/Wartung/Unterhaltung und Umsatzerlöse in jährlicher Auflösung.

8.5 Ergebnisse

Bei der Darstellung des DB III zeigt sich, dass in der Betriebsweise 1 der Betreiber ab dem Zeitpunkt empfindlich getroffen wird, ab dem die Kosten der Emissionszertifikate nicht weitergegeben werden können. Mit den angenommenen Randbedingungen der Modellanlage kann dies sogar zu einem negativen Deckungsbeitrag führen, wie **Abb. 8.5-1** (blaue Kurve) eindrucksvoll zeigt.

Die Kurve der Betriebsweise 1 weist im Jahr 2028 einen Einbruch des DB III auf, verursacht durch die Generalsanierung des MVA-Teils in 2027 und der folgenden Erhöhung von Abschreibung und Zinsen. Nach Überschreiten der „Schmerzgrenze“, hier im Jahr 2035, sinkt der Deckungsbeitrag der MVA ohne Aminwäsche deutlich ab. Erst in 2043 ist ein Anstieg zu verzeichnen; ausgelöst durch das Auslaufen der steuerlichen Abschreibungszeit wesentlicher Anlagenkomponenten.

Mit Installation einer Aminwäsche sinkt das Niveau des DB III, bedingt durch die gesteigerten Kapitalkosten und verminderte Energieerlöse, erst einmal deutlich ab (Abb. 8.5-1, orange Kurve). Nach dem Einbruch des DB III im Jahr 2026, ausgelöst durch Abschreibung und Zinsen der Aminwäsche, steigt die Größe in den Folgejahren langsam wieder an. Ursache ist, dass im Gegensatz zur Betriebsweise 1 die Einnahmeerhöhung durch die Müllpreiserhöhung im Unternehmen verbleibt. Im Jahr 2036 läuft die steuerlich zulässige Abschreibungszeit gemäß AfA-Tabellen [34,35,36] wichtiger Komponenten wie Absorber, Desorber, Kompressor usw. aus. Da die realistische Annahme getroffen wurde, dass die tatsächliche Nutzungsdauer länger ist, kommt es durch reduzierte Abschreibung zu einem Sprung im Anstieg des DB III. Durch Re-Investitionen im Zeitraum bis 2042 entstehen Schwankungen, wobei das Niveau ungefähr konstant bleibt. In 2043 folgt dann der nächste Anstieg des DB III, diesmal ausgelöst durch das Auslaufen der steuerlichen Abschreibungsdauer wesentlicher Komponenten des MVA-Teils.

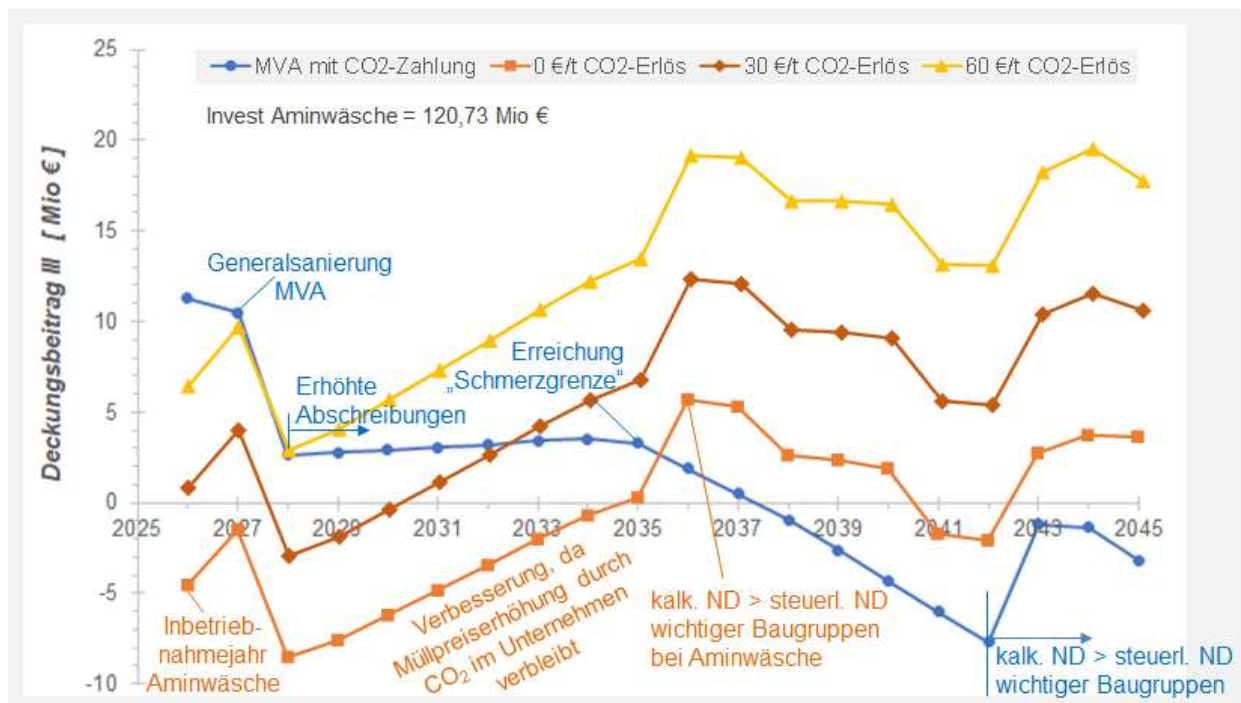


Abb. 8.5-1: DB III als Funktion der Betriebsweise der Anlage und des CO₂-Erlöses

Es muss geschaut werden, wo sich Ansatzpunkte einer Verbesserung ergeben. Eine erste Chance ist, wie oben erwähnt, dass die Erhöhung des Müllannahmepreises im Unternehmen verbleibt und nicht mehr für Emissionszertifikate ausgegeben werden muss.

Eine weitere Chance der Verbesserung der Wirtschaftlichkeit durch Installation einer Aminwäsche liegt darin, dass mit der politisch angestrebten Defossilierung von Wirtschaft und Gesellschaft der weiterhin benötigte Kohlenstoff bestmöglich im Nutzungs-Kreislauf geführt werden muss. Eine Möglichkeit ist, CO₂ als Quelle zu nutzen und die Verbindung für Synthesen einzusetzen. Beim Verzicht auf Rohöl und Erdgas könnte der Kohlenstoff aus CO₂ an Wert gewinnen. Bei einem Rohölpreis von ca. 70 US-\$ pro Barrel Rohöl und einem Wert von 0,87 € pro US-\$ errechnet sich ein Wert von 37 ct/kg Kohlenstoff im Rohöl (Stand: 10.11.2025). Eingezeichnet in Abb. 8.5-1 sind die Kurven für 30 und 60 €/t CO₂-Erlös. Dies entspricht einem Wert von 11 bzw. 22 ct/kg Kohlenstoff unter der Annahme, dass der Sauerstoff des CO₂ wertlos ist. Ein deutlicher Abstand des Kohlenstoffwertes der angenommenen CO₂-Schätzwerte zum Kohlenstoffwert im Rohöl ist einzuhalten, da der chemische Aufschluss des CO₂ Energie und Apparatenaufwand benötigt, was zu bezahlen ist.

Die Kurvenverläufe zeigen, dass ein evtl. CO₂-Erlös im angesetzten Schätzbereich einen signifikanten Einfluss besitzt. Bei 60 €/t CO₂-Erlös verläuft die DB III-Kurve sogar deutlich besser als bei der Anlage ohne Aminwäsche. Dabei darf allerdings nicht vergessen werden, dass der Invest bei Betriebsweise 2 wesentlich höher ist. Dies führt dazu, dass auch wesentlich höhere Einnahmeüberschüsse notwendig sind, um die gleiche Verzinsung des eingesetzten Kapitals zu erreichen, wie **Abb. 8.5-2** zeigt. Hier ist zahlenmäßig abzulesen, dass erst mit gezahlten Bereitstellungskosten von 70 €/t_{CO2} eine attraktive Verzinsung von 10 % erzielt wird.

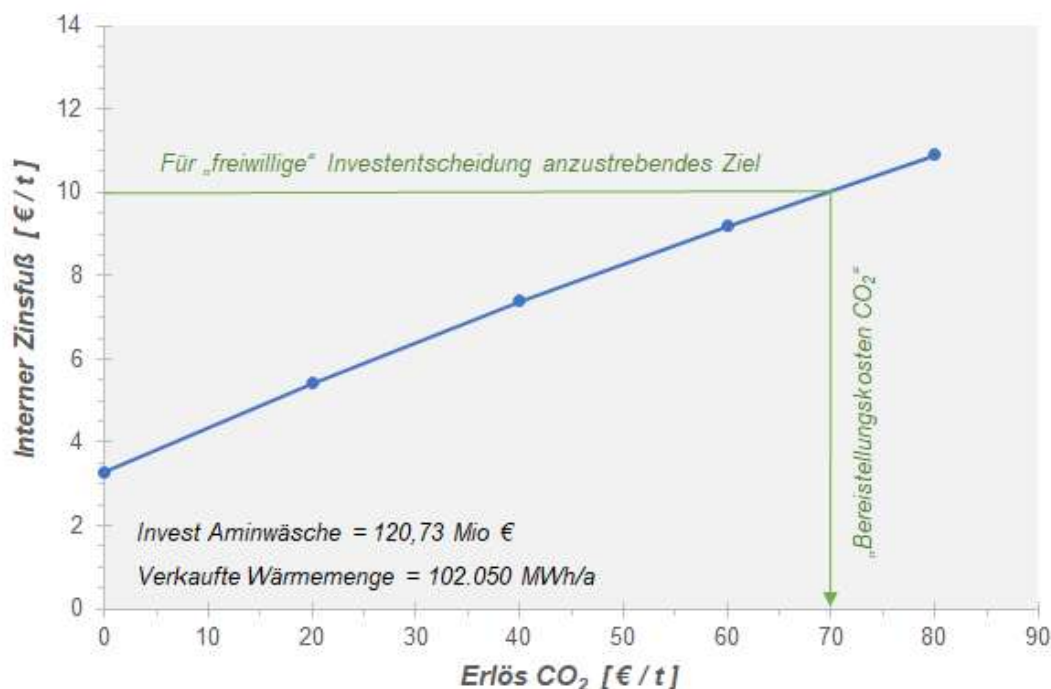


Abb. 8.5-2: Interner Zinsfuß als Funktion des CO₂-Erlöses

Einen nicht so ausgeprägten, aber immer noch signifikanten Effekt auf die Wirtschaftlichkeit besitzt die verkaufbare Wärmemenge. Wie in **Abb. 8.5-3** zu sehen ist, führt der Wärmebedarf der Aminwäsche zu einem deutlichen Absinken des Deckungsbeitrags. Wünschenswert ist offen-

sichtlich, diesen durch technische Maßnahmen im MVA-Teil möglichst gut auszugleichen oder den Wärmebedarf der Aminwäsche gegenüber dem vorliegenden Ansatz zu senken.

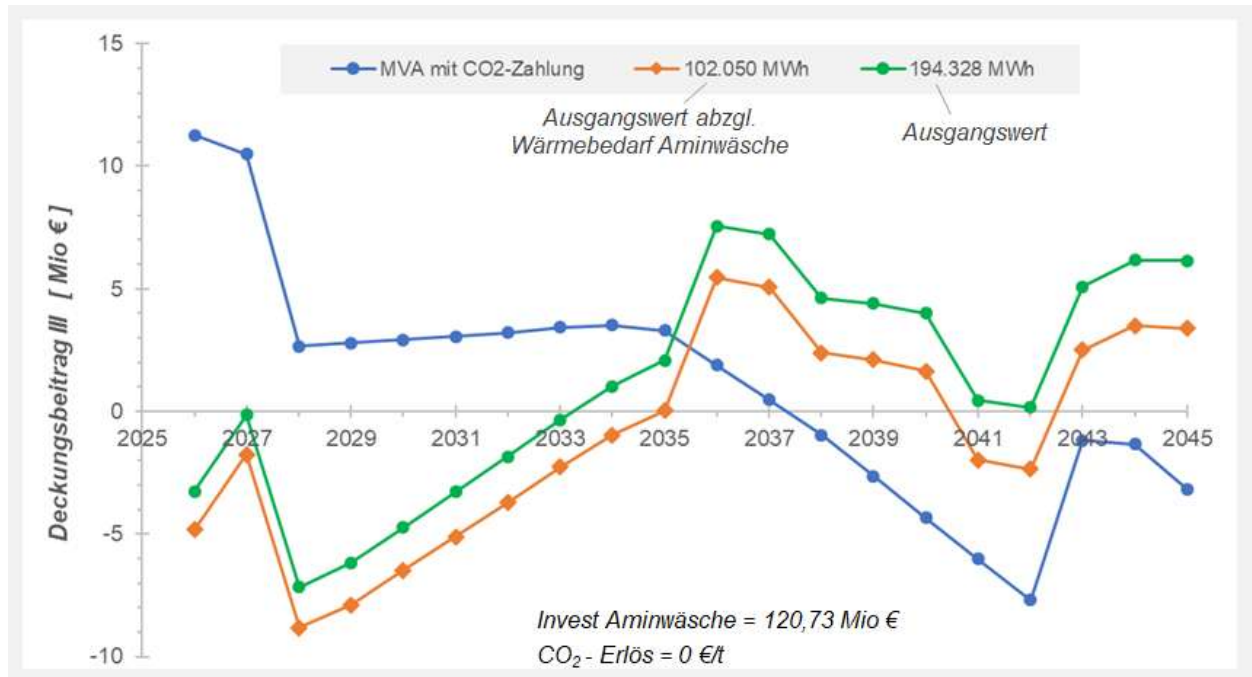


Abb. 8.5-3: DB III als Funktion der Betriebsweise der Anlage und der verkaufbaren Wärmemenge

Eine Abfederung der Minderung des möglichen Wärmeverkaufs schlägt sich in einer Minderung des CO₂-Bereitstellungspreises nieder, um die gewünschten 10 % Interne Verzinsung zu erhalten. Allerdings ist deutlich zu sehen, dass in den hier betrachteten Größenordnungen der CO₂-Erlös eine höhere Signifikanz als der Wärmeerlös besitzt (s. **Abb. 8.5-4**).

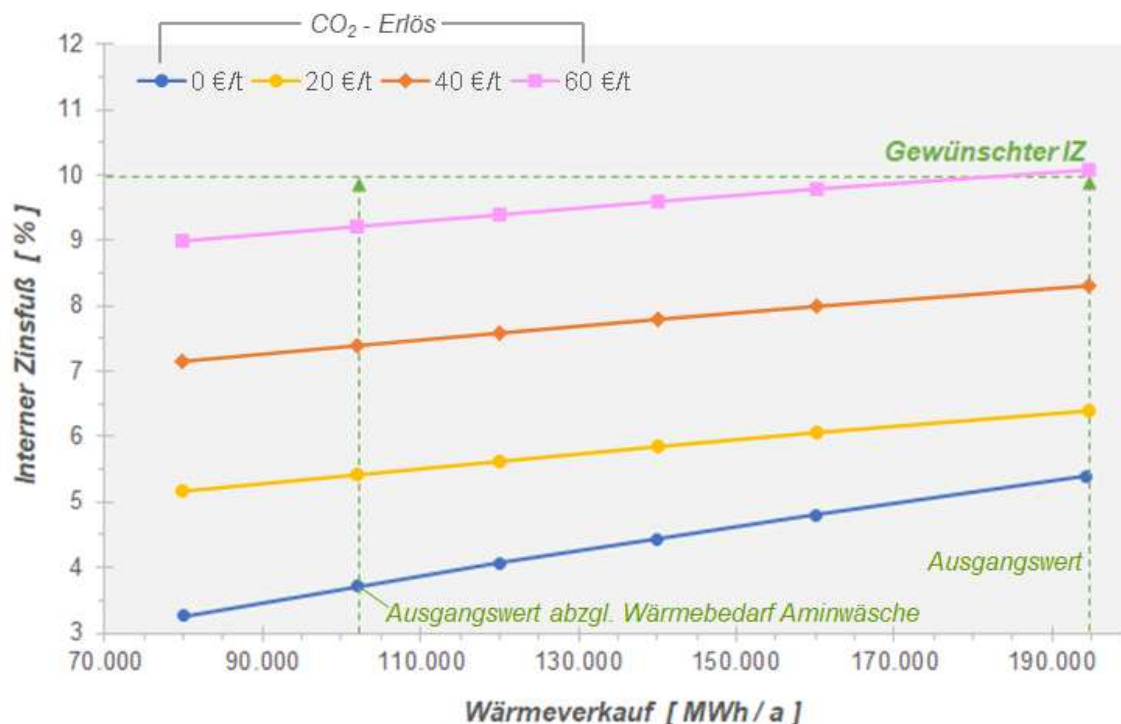


Abb. 8.5-4: IZ als Funktion von Wärmeverkauf und CO₂-Erlös

Bei einer kapitalintensiven Anlage wie der Aminwäsche dürfen die Investkosten nicht vergessen werden. Unterschiede können, wie bereits erwähnt, allein schon durch die Unterscheidung zwischen Erstanlage und n'te Anlage mit Konstruktions- und Betriebserfahrung entstehen.

Natürlich muss auch die Kapazität der Aminwäsche betrachtet werden. Sollte es rechtlich möglich sein, dass abgeschiedene CO₂ vollständig dem fossilen Teil des Abfalls zuzuordnen, wäre auch eine geringere Kapazität denkbar. Als Richtwert gilt in Deutschland ein Wert von 50 % fossiler Anteil an Kohlenstoff. Um Überschreitungen abzufedern, soll hier mit 60 % des CO₂-Rohgasstromes, d.h. 150.000 t/a Abscheidekapazität, gerechnet werden.

Wie zu erwarten, steigt der Interne Zinsfuß mit einer Absenkung des Investes aufgrund reinen Einsparens bei konstanter Größe der Aminwäsche, wie in **Abb. 8.5-5** dargestellt ist. Deutlich ins Auge aber fallen die beiden Punkte, wenn der Invest auf einer gezielt reduzierten Kapazität beruht. Dabei sind zwei Fälle zu unterscheiden:

1. Für das abgetrennte CO₂ wird kein Erlös erzielt. In diesem Fall steigt der IZ signifikant um 2,5 % von ca. 3,1 auf 5,6 %
2. Für das abgetrennte CO₂ wird Erlös erzielt. In diesem Fall kann die entgangene Einnahme einer kleinen Aminwäsche zu einer Abschwächung der Verzinsungsverbesserung führen, sofern der CO₂-Verkaufspreis hoch genug ist

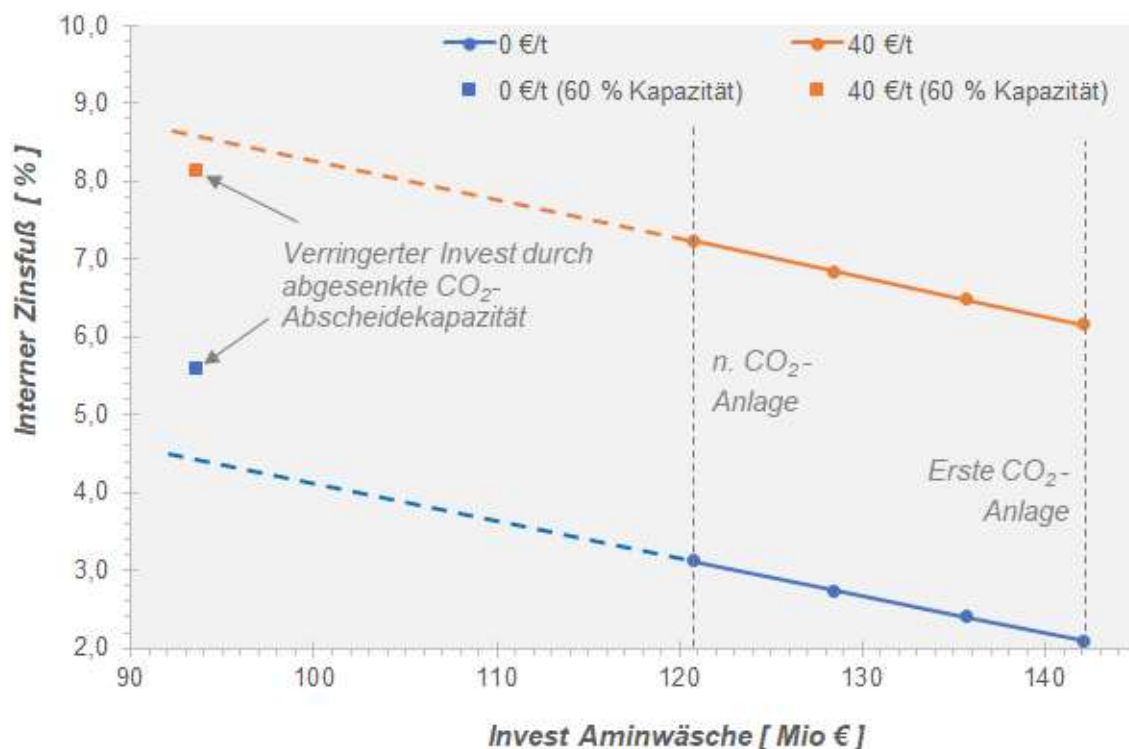


Abb. 8.5-5: IZ als Funktion des Investes und der Anlagenkapazität

Aufbauend auf den bisherigen Analysen bieten sich Chancen, die vorgenommene Startrechnung einer Anlage mit 90%iger CO₂-Abscheidung, Inbetriebnahmejahr 2026 und fehlendem CO₂-Erlös zu optimieren. **Abb. 8.5-6** zeigt dies für die Fälle:

1. Kapazität 60 %, fossiler CO₂-Anteil des Rohgases lässt sich voll der Aminwäsche zuordnen
2. Wie unter 1., aber Inbetriebnahmejahr liegt im Jahr des Erreichens der „Schmerzgrenze“ des Müllannahmepreises.

Deutlich zu erkennen ist, dass unter den gegebenen Randbedingungen schon die Beschränkung der Kapazität der Aminwäsche zu einer deutlichen Verbesserung des DB III führt. Ursachen sind sowohl die verringerten Kapitalkosten als auch die weniger stark reduzierten Energieeinnahmen. Juristisch zu klären wäre, ob die Annahme der vollständigen Zuordnung des fossilen CO₂-Anteils im Rohgas zur Aminwäsche zulässig ist.

Ebenfalls sehr effektiv ist die Wahl des Inbetriebnahmejahrs der Aminwäsche so, dass die Einnahmen der Gesamtanlage von Anfang an maximiert sind (rote Kurve). Damit lässt sich die Liquidität optimieren. Wie der Verlauf zeigt, kann auf eine gegebene Wirtschaftlichkeit geschlossen werden. Allerdings muss an dieser Stelle darauf aufmerksam gemacht werden, dass das Niveau in Höhe von ca. 5 Mio €/a DB III in den ersten Jahren darauf zurückzuführen ist, dass die Abfallanlieferer des MHKW eine Verdoppelung des Müllannahmepreises akzeptieren. Sollte die Akzeptanz geringer ausfallen, würde sich das Niveau nach unten verschieben.

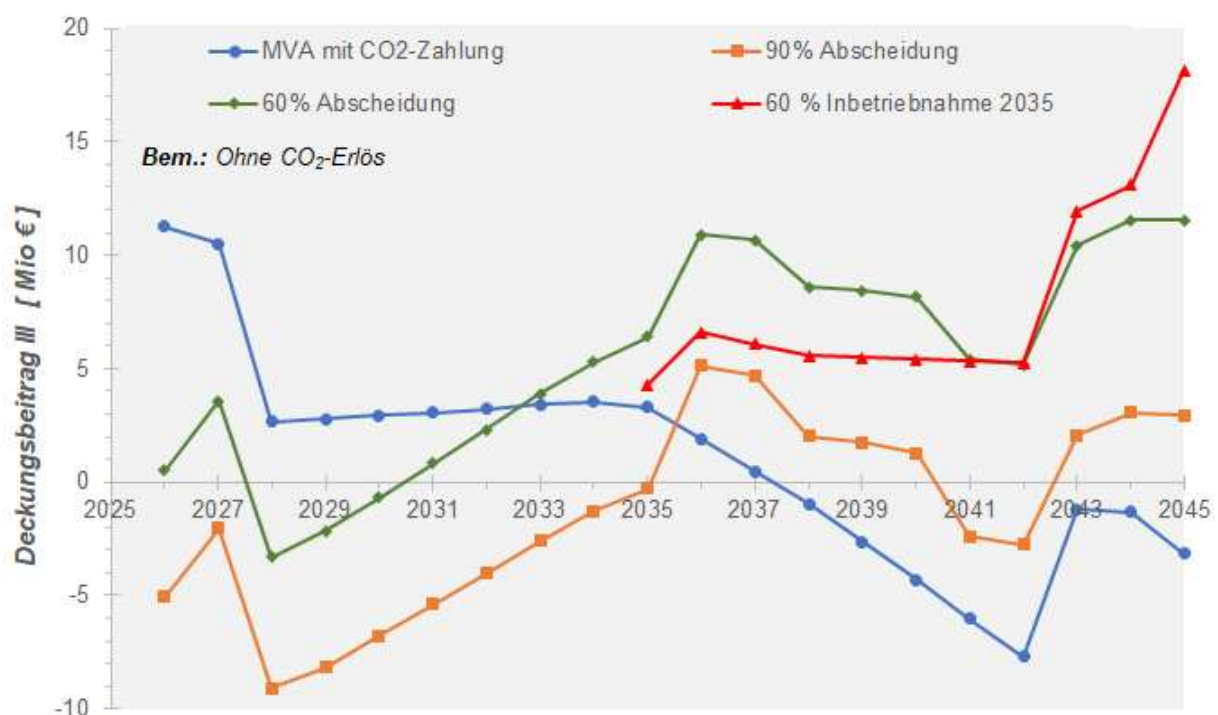


Abb. 8.5-6: Einfluss von Anlagengröße und Inbetriebnahmedatum auf den DB III

8.6 Fazit

Die Betrachtungen an einer Modellanlage zeigen, dass unter Beibehaltung des politischen Willens zur CO₂-Minderung auf EU-Ebene die wirtschaftliche Lage für die Betreiber von Abfallverbrennungsanlagen ab dem Zeitpunkt deutlich schwieriger wird, ab dem der CO₂-Preis nicht mehr an die Abfallanlieferer weitergegeben oder durch zusätzliche Energieerlöse ausgeglichen werden kann.

Mit Installation einer Aminwäsche besteht die Chance, keine Emissionszertifikate kaufen zu müssen. Ferner entfällt die betriebswirtschaftliche Unsicherheit über die Entwicklung der CO₂-Kosten bis 2045. Die Unternehmen haben die Situation wesentlich besser in der eigenen Hand. Die Frage ist allerdings, wo Hebel ansetzen können, um die Wirtschaftlichkeit zu wahren.

Gemäß der vorliegenden Betrachtungen ist eine wichtige Größe, den Energiebedarf der Aminwäsche durch technische Maßnahmen der Anlagentechnik im MVA-Teil auszugleichen. Dies betrifft besonders die Wärme.

Als weiterer Ansatzpunkt erscheint der Zeitpunkt der Investition mit einer durchdachten Planung zur liquiden Lage der Gesamtanlage, welche Re-Investitionen im MHKW-Teil, die durchsetzbare Erhöhung der Müllgebühren aufgrund CO₂-Kosten, vorhandene Betriebserfahrungen mit Aminwäschen hinter MVA zur Minimierung des Investes, Infrastruktur in H₂- und CO₂-Netze und mögliche CO₂-Verwerter berücksichtigt. Dann besteht durchaus die Möglichkeit, Ökologie und Ökonomie in Einklang zu bringen.

Eine signifikante Größe für die Wirtschaftlichkeit sind die CO₂-Bereitstellungskosten und die Frage, inwieweit sie durch Erlöse ausgeglichen werden können. Bei der Modellanlage liegen die Bereitstellungskosten unter den angesetzten Randbedingungen bei 70 €/t. Der Wert des Kohlenstoffs liegt dann deutlich unter dem augenblicklichen Wert des Kohlenstoffs im Rohöl. Hinzuzurechnen sind allerdings die Kosten des Transports und des Aufschlusses des CO₂, um den Kohlenstoff verfügbar zu machen. Sollte sich der politische Wille durchsetzen, Kohlenstoff bei der wirtschaftlichen Nutzung im Kreis zu fahren anstatt den Bedarf durch fossile Quellen zu decken, besteht die Chance, dass sich in Zukunft die Randbedingungen für die CO₂-Verwertung verbessern.

Einen weiteren Hebel stellt die Größe der Aminwäsche dar. Ist es rechtlich möglich, den fossilen Anteil des Kohlenstoffs im Abfall vollständig dem abgeschiedenen CO₂ zuzuordnen, wäre eine entsprechend niedrige Kapazität denkbar. Damit wäre neben dem verminderten Invest auch eine Reduzierung des Energiebedarfs der Aminwäsche möglich.

Zusammenfassend ist also festzustellen, dass die Installation einer Aminwäsche hinter Abfallverbrennungsanlagen durchaus wirtschaftliche Chancen bietet. Da allerdings wesentliche Faktoren wie die Entwicklung des CO₂-Preises oder die Realisierung einer Wasserstoffwirtschaft und damit die verbesserte Möglichkeit der technischen Verwertung des CO₂ noch relativ unbekannt sind, ist eine Investition zum jetzigen Zeitpunkt mit hohem Risiko verbunden.

9 Wichtige Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Größter Posten in der Finanzplanung waren die Personalkosten. Sie verteilten sich auf Wissenschaftler und Techniker, wobei letztere wegen des experimentellen Charakters des Teilvorhabens der TU Clausthal entsprechend vertreten waren. Es entfiel die Notwendigkeit von Invest, da die eingesetzte Anlagen- und Messtechnik nicht beschafft werden musste, sondern nur Umbauten durchzuführen waren. Sachkosten wurden v.a. für Klein- und Ersatzteile sowie Verbrauchsmaterialien bezahlt. Außerdem war die Abnahmeprüfung der Aminwäsche vor der Inbetriebnahme kostenpflichtig.

Insgesamt konnte das bewilligte Gesamtbudget eingehalten werden.

10 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Wie die Ergebnisse auf den Gebieten Modellbildung & Simulation, experimentelle Entwicklung und Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen zeigen, brachte die geleistete Arbeit etlichen Ertrag hervor, der in Veröffentlichungen schon früh präsentiert werden konnte. Weitere Publikationen werden folgen. Es war möglich, mit der investierten Arbeit effektiv Resultate zu erzielen. Die Ziele des Teilprojektes der TU Clausthal wurden voll erfüllt. Daher kann daraus die Schlussfolgerung gezogen werden, dass die geleistete Arbeit notwendig und angemessen war.

11 Voraussichtlicher Nutzen des Vorhabens

Das Vorhaben DrACO₂, Teilvorhaben *Experimentelle Entwicklung des Verbundes Verbrennung-Gasreinigung-Gasaufbereitung* bestätigte Erkenntnisse zur Empfindlichkeit von Aminen gegenüber Rauchgasbestandteilen, welche die Abgasreinigung passieren können. Besonders dramatisch war die Zersetzung hinsichtlich Metallen, speziell Kupfer. Aber auch HCl und SO₂ zeigten deutliche Effekte, weniger signifikant war der gegenüber den Kohlekraftwerken meist höhere O₂-Gehalt am Eintritt der Aminwäsche. DrACO₂ leistete somit einen Beitrag zur Erfahrungssammlung für Betreiber von Abfallverbrennungsanlagen.

Die Ergebnisse der Modellbildung&Simulation konnten im AP 8 zu Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen an einer Modell-AVA verwertet werden. In diesem AP konnte anhand systematischer Betrachtungen und einer dynamischen Wirtschaftlichkeitsbetrachtung die Bedeutung des CO₂-Emissionszertifikatspreises aufgezeigt werden. Es wurde deutlich, dass die politischen Rahmenbedingungen sowie die erwarteten Auswirkungen auf den CO₂-Preis genau beobachtet werden müssen, um den richtigen Zeitpunkt für eine evtl. Investition in eine CO₂-Abscheideanlage nicht zu verpassen. Mittels der Rechnungen wurde deutlich, dass vorbereitende Maßnahmen für eine CO₂-Abtrennung in zeitnahen, vorherigen Investitionsprojekten an Wasserdampf-Kreislauf oder Turbine ratsam sein könnten. Ferner wurde die Bedeutung der deutschlandweiten Planungen für CO₂- und H₂-Netze aufgezeigt. Es wurde deutlich, dass es ratsam sein könnte, dass die Betreiber von Abfallverbrennungsanlagen dafür zumindest auf lokaler Ebene Lobbyarbeit leisten sollten, um sich als Kohlenstofflieferanten der Zukunft zu positionieren.

12 Fortschritte zur Thematik bei anderen Stellen

Die Motivation zur Durchführung von DrACO₂, nämlich Erfahrungen mit der Aminwäsche zur CO₂-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen zu sammeln, ist allgemein als notwendig anerkannt und nach wie vor gültig. Sie führt dazu, dass etliche Betreiber von Abfallverbrennungsanlagen eigene Vorhaben starteten. Zu nennen sind, ohne Anspruch auf Vollständigkeit und nur auf Deutschland und Aminwäschen beschränkt:

Die RMVA Köln berichtete im April 2023 über eine Machbarkeitsstudie für zwei Varianten des Aminwäscheverfahrens an der eigenen Anlage. Beim Einsatz an zwei der vier Verbrennungslinien und einer Kapazität von 237.646 t/a abgetrenntem CO₂ rechnete man mit einem Investbedarf von ca. 140 Mio € bei einer energieoptimierten Ausführung der Aminwäsche [37].

Eine Studie führte die GMVA Oberhausen als Konsortialführer mit Partnern durch, um die Auswirkungen der CO₂-Abscheidung und deren Nutzung auf den Betrieb der eigenen Anlage sowie die CO₂-Bereitstellungskosten zu ermitteln. Über die Ergebnisse wurde in [30] im Mai 2025 berichtet.

Die Stadtreinigung Hamburg gab im Januar 2026 die Förderzusage für ein Pilotprojekt zur Abscheidung und Nutzung von CO₂ bekannt [38]. Im Mittelprojekt des Vorhabens steht die Müllverwertungsanlage Rugenberger Damm (MVR). Das abgeschiedene CO₂ soll mithilfe eines biologischen Verwertungsverfahrens in Produkte umgewandelt werden.

Die SWB veröffentlichte zum gleichen Zeitpunkt ihre Absicht, im Projekt „Bremen Waste Carbon-Capture and Storage (Brewaccs)“ am Standort des Mittelkalorik-Kraftwerks (MKK) im Industriehafen die erste große Anlage ihrer Art mit einer Produktionsrate von 300.000 t/a an CO₂ zu errichten. Als Gesamtinvestition wird ein Betrag von 130 bis 170 Mio € geschätzt [39].

Der Projektpartner EEW gab im Mai 2025 die strategische Partnerschaft mit dem Maschinen- und Anlagenbauer GEA bekannt [40]. Ziel sei es, innovative Verfahren zur Abscheidung und Verwertung von CO₂ unter realen Bedingungen zu testen und zur großtechnischen Anwendung weiterzuentwickeln.

Die ITAD *Interessengemeinschaft Thermische Abfallbehandlungsanlagen Deutschland* (Düsseldorf) kümmert sich für ihre Mitglieder um die CO₂-Thematik mittlerweile intensiv hinsichtlich des rechtlichen Rahmens, des Verwaltungsaufwandes und der Prognosen über die Entwicklung der Kosten der Emissionszertifikate [1,41]. Das Thema wurde als wichtig für die Verbandsmitglieder erkannt.

Mit der Änderung des Kohlendioxid-Speicherungsgesetzes (KSpG), welches am 28.11.2025 in Kraft trat, wird nicht nur die Speicherung an sich gesetzlich verbessert, sondern auch Bau, Betrieb und Änderung von CO₂-Leitungen durch die Feststellung eines „überragenden öffentlichen Interesses“ erleichtert [42].

Die Firma OGE - *Open Grid Europe GmbH* (ehemals Ruhrgas Transport AG & Co. KG und bayernets GmbH) treibt sowohl die Vorbereitungen für eine bundesweite CO₂-Infrastruktur als auch jene für H₂-Importkorridore nach Deutschland voran [43]. Damit eröffnen sich für Betreiber von Abfallverbrennungsanlagen nennenswerte wirtschaftliche Möglichkeiten, sofern sie Anschluß zumindest an das CO₂-Netz finden.

13 Veröffentlichungen während der Projektlaufzeit

Vorträge auf Tagungen

Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen – Kann man am Umweltschutz Geld verdienen ?*; vgb Konferenzen „Thermische Abfall-, Klärschlammbehandlung und Wirbelschichtfeuerungen 2025“, Hamburg, 25.+26.11.2025

Müller, F.; Park, E.S.; Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung aus Abgasen von Müllverbrennungsanlagen*; 57. Kraftwerkstechnisches Kolloquium, Dresden, 7.+8.10.2025

Müller, F.; Park, E.S.; Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung aus Abgasen von Müllverbrennungsanlagen*; 56. Kraftwerkstechnisches Kolloquium, Dresden, 8.+9.10.2024

Vodegel, S.: *CO₂-Abtrennung vs. Fernwärmelieferung am Beispiel der Müllheizkraftwerke – Steht sich der Umweltschutz selbst im Wege ?*; 21. Potsdamer Fachtagung *Optimierungen in der thermischen Abfall- und Reststoffbehandlung – Perspektiven und Möglichkeiten*, Potsdam, 29.02.+01.03.2024

Vodegel, S.: *Modellierung und Entwicklung der Dekarbonisierung von Abfallverbrennungsanlagen mit CO₂-Bereitstellung/CC vs. Energieeffizienzsteigerung/Fernwärmeauskopplung*; vgb Konferenzen „Thermische Abfall-, Klärschlammbehandlung und Wirbelschichtfeuerungen 2023“, Hamburg, 5.+6.12.2023

Vodegel, S., Büchner, H.-P.; Scharf, R.: *Modellierung und Entwicklung der Dekarbonisierung einer Abfallverbrennungsanlage durch Rauchgasaufbereitung mit CO₂-Bereitstellung → das Vorhaben DrACO₂*; 20. Potsdamer Fachtagung *Optimierungen in der thermischen Abfall- und Reststoffbehandlung – Perspektiven und Möglichkeiten*, Potsdam, 02.+03.03.2023

Vodegel, S., Hoppe, J., Scharf, R.: *Das Vorhaben DrACO₂: Modellierung und Entwicklung der Dekarbonisierung einer Abfallverbrennungsanlage*; 34. VDI-/ITAD-Fachkonferenz *Thermische Abfallbehandlung 2022*, Würzburg, 21.+22.09.2022

Schriftliche Veröffentlichungen

Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen – Kann man am Umweltschutz Geld verdienen ?*; vgb energy journal 06•2026, eingereicht

Müller, F.; Park, E.S.; Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung aus Abgasen von Müllverbrennungsanlagen*; In: Kraftwerkstechnik 2025, Hrsg.: Beckmann, Michael, Hurtado, Antonio, IKS-Verlag (Freiburg), Print: ISBN 978-3-00-082651-1, S. 409-419

Müller, F.; Park, E.S.; Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung hinter Müllverbrennungsanlagen – Energiebedarf Aminwäsche versus Wärmelieferungen an Haushalte und Industrie*; in Müll und Abfall 8•2025, ISSN 0027-2957, S. 468-473

Müller, F.; Park, E.S.; Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung aus Abgasen von Müllverbrennungsanlagen*; In: Kraftwerkstechnik 2024, Hrsg.: Beckmann, Michael, Hurtado, Antonio, IKS-Verlag (Freiburg), Print: ISBN 978-3-00-078478-1, S. 555-567

Büchner, H.-P., Scharf, R., Vodegel, S.: *Modellierung und Entwicklung der Dekarbonisierung von Abfallverbrennungsanlagen mit CO₂-Bereitstellung*; vgb energy journal 12•2022, S. 34-38

14 Verwendete Quellen

- [1] Treder, M.: *Was erwartet uns in der Abfallwirtschaft bei den Emissionshandelssystemen ab 2026 ?*, Müll und Abfall 12•25, S. 695-702
- [2] Al-Mamoori, A.; Krishnamurthy, A.; Rownaghi, A.A.; Rezaei, F.: *Carbon Capture and Utilization Update*; Energy Technology 2017, Wiley Online Library, DOI: 10.1002/ente.201600747, S. 834-849
- [3] Kemper, J.: *Kinetik und Stoffübertragung bei der reaktiven CO₂-Absorption/Desorption in speziellen Amin-Blends*; Dissertation, Ruhr-Universität Bochum, 2012
- [4] Notz, R. J.: *CO₂-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mittels Reaktivabsorption*; Dissertation, Institut für Technische Thermodynamik und Thermische Verfahrenstechnik der Universität Stuttgart, Logos Verlag Berlin GmbH; ISBN 978-3-8325-2386-2, 2009
- [5] Brechtel, K.: *Einfluss der Molekülstruktur auf die CO₂-Abtrennung mit wässrigen Aminlösungen aus Rauchgasen fossil befeuerter Kraftwerke*; Dissertation, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik der Universität Stuttgart, 2011
- [6] Knudsen, J.N.; Wærnes, O., Svendsen, H.F., Graff, O.: *Highlights and main findings from the 8 year SOLVit R&D programme – Bringing solvents and technology from laboratory to industry*; Energy Procedia 114 (2017), S. 5701-5710
- [7] *Final Report Summary – CASTOR (CO₂ from Capture to Storage)*; CORDIS – Forschungsergebnisse der EU; <https://cordis.europa.eu/project/id/502586/reporting/de>, Download am 27.01.2026
- [8] Broutin, P.; Kvamsdal, H.; La Marca, C.; van Os, P.; Robinson, L.: *OCTAVIUS: A FP7 Project Demonstrating CO₂ Capture Technologies*; Energy Procedia 63 (2014), S. 6194-6206
- [9] Rieder, Alexander: *CO₂-Abscheidung aus Kraftwerksrauchgasen mit wässriger MEA-Lösung - Waschmitteldegradation und Aufbereitungsverfahren*; Dissertation, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik der Universität Stuttgart, 2016
- [10] *Final Report Summary – DECARBIT (Enabling advanced precombustion capture techniques and plants)*; CORDIS – Forschungsergebnisse der EU; <https://cordis.europa.eu/project/id/211971/reporting/de>, Download am 27.01.2026
- [11] *Final Report Summary – CESAR (CO₂ Enhanced Separation and Recovery)*; CORDIS – Forschungsergebnisse der EU; <https://cordis.europa.eu/project/id/213569/reporting/de>, Download am 27.01.2026
- [12] Moser, P., Wiechers, G., Schmidt, S., Stahl, K., Vorberg, G., Stoffregen, T.: *OASE® blue – Optimierte CO₂-Abtrenntechnik als Ergebnis des 10-jährigen Entwicklungsprogramms von BASF, Linde und RWE Power im Innovationszentrum Kohle in Niederaußem*; VGB PowerTech 1/2 (2018), S. 43-49
- [13] Moser, P., Schmidt, S.: *CO₂-Abtrennung mit Monoethanolamin für braunkohlegefeuerte Kraftwerke*; VGB PowerTech 12 (2013), S. 35-41
- [14] Schlussbericht zum Vorhaben *Betrieb der CO₂-Wäsche-Pilotanlage zur Optimierung und Innovation der Abtrenntechnik unter realen Betriebsbedingungen an einem braunkohlegefeuerten Kraftwerk*, erstellt durch Linde AG, Engineering Division, Autor: Torsten

Verwendete Quellen

- Stoffregen, gef. durch Bundesministerium für Wirtschaft und Energie, FKZ. 0327793H, 21.08.2017
- [15] *10 Jahre Energieforschungsinitiative COORETEC*; im Newsletter *Energiewende direkt* vom 07.10.2014, Hrsg.: Bundesministerium für Wirtschaft und Energie; <https://energiewende.bundeswirtschaftsministerium.de/EWD/Redaktion/Newsletter/2014/30/Meldung/10-jahre-energieforschungsinitiative-cooretec.html> ; Download vom 26.01.2026
- [16] Karpf, R.H., Dütge, V.: *Wo treibt uns der CO₂-Wahnsinn hin ? – Ist eine CO₂-Abscheidung hinter Abfallverbrennungsanlagen wirklich zielführend ?*; in *Energie aus Abfall Bd. 13*, ISBN 978-3-944310-24-4, Hrsg.: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, Neuruppin 2016, S. 413-438
- [17] Stöckmann, M.; Bertau, M.: *Kohlenstoff-Recycling aus Abfallbehandlungsanlagen – Baustein für eine biobasierte Industrie ?*; Chem. Ing. Tech. 2020, 92, No. 11, S. 1700-1710
- [18] Ohle, A.: *CO₂-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiglykol)amin*; Dissertation, Technische Universität Dresden, 2009
- [19] Müller, F.; Park, E.S.; Vodegel, S.: *CO₂-Abscheidung hinter Müllverbrennungsanlagen*; in *Müll und Abfall 8•2025*, ISSN 0027-2957, S. 468-473
- [20] Schäffer, A.: *Amine und Aminmischungen zur CO₂-Absorption aus Kraftwerksrauchgasen und ihr Energiebedarf zur Regeneration*; Dissertation, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik der Universität Stuttgart, 2013
- [21] Islam, M.S.; Yusuf, R. und Ali, B. S.: *Degradation Studies of Amines and Alkanolamines During CO₂ Absorption and Stripping System*. In: Engineering e-Transaction 2010 Vol. 5 No. 2, 97-109
- [22] Weiland, R. H.; Dingman, J. C.; Cronin, D. B. und Browning, G. J.: *Density and Viscosity of Some Partially Carbonated Aqueous Alkanolamine Solutions and Their Blends*. In: J. Chem. Eng. Data 1998, 43, 378 – 382
- [23] Strazisar, B. R.; Anderson, R. R.; White, C. M.: *Degradation Pathways for MEA in a CO₂ Capture Facility*; in: Energy & Fuels, 17 (2); 2003
- [24] Supap, T.; Idem, R.; Tontiwachwuthikul, P.; Saiwan, C.: *Analysis of MEA and its oxidative Degradation Products during CO₂ Absorption from Flue Gases: A Comparative Study*; in: Ind. Eng. Chem. Res 45; 2006
- [25] Bilitewski, B.; Jager, J. et. al: *Energieeffizienzsteigerung und CO₂-Vermeidungspotenziale bei der Müllverbrennung – Technische und wirtschaftliche Bewertung*; EdDE-Dokumentation 13, Projektträger: Entsorgungsgemeinschaft der deutschen Entsorgungswirtschaft e.V.- EdDE, April 2010
- [26] Kirchner, J.; Li, Q.; Syper, P.; Drescher, H.; Hofmann, C.F.; May, A.; Bayer, T.: *Stoffliche Nutzung von CO₂-haltigen Abgasströmen aus der Kalkindustrie und Abfallverwertungsanlagen*; Chem. Ing. Tech. 2024, 00, No. 0, S. 1-18
- [27] Scheuermann, A.: *CT-Baupreisindex für Chemieanlagen PCD – Preise stagnieren auf hohem Niveau*; Chemie Technik, Februar 2024, S. 42-43
- [28] Albicker, M.; Eichler, M.; Flöer, L.; Hader, P.; Zwankhuizen, A.: *Carbon Capture & Storage (CCS) – Kostenschätzung für ein CCS-System für die Schweiz bis 2050*; Studie i.A. des

Verwendete Quellen

- Bundesamtes für Umwelt (BAFU) (Bern, Schweiz), erstellt durch BAK Economics AG (Basel) + dena Deutsche Energieagentur (Berlin), 21.07.2023
- [29] *Weiterentwicklung des Sprühwäscheprozesses zur Abtrennung von CO₂ aus Kraftwerksrauchgasen -CASPAR-*; Schlussbericht der Universität Stuttgart, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik (IFK), FKZ. 03ET7061, Stuttgart, November 2016
- [30] Gruschwitz, F.; Hölzer, K.P.; Lupbrand, R; Niermann, K.; Schöder, M.; Vogt, M.; Wölk, B.: *Technische und wirtschaftliche Machbarkeit einer CO₂-Abscheidung an einer thermischen Abfallbehandlungsanlage am Beispiel der Gemeinschafts-Müll-Verbrennungsanlage Niederrhein (GMVA)*; Müll und Abfall 5•25, S. 269-276
- [31] *Entsorgungspreise für gewerbliche und kommunale Siedlungsabfälle frei MVA (exkl. CO₂-Abgabe)*; regelmäßige Berichte in EUWID Recycling und Entsorgung
- [32] Mendelevitch, R.; Repenning, J.; Matthes, F.C.; Deurer, J.: *Treibhausgas-Projektionen 2024 für Deutschland – Rahmendaten*; Studie i.A. des Umweltbundesamtes (Dessau-Roßlau), erstellt durch Öko-Institut e.V. (Darmstadt), ISSN 1862-4359; Forschungskennzahl 372241 511 0, März 2024
- [33] Kemmler, A.; Kreidelmeyer, S.; Limbers, J.; Lübbers, S.; Muralter, F.: *Rahmendaten für die Treibhausgas-Projektionen 2025*; Studie i.A. des Umweltbundesamtes (Dessau-Roßlau), erstellt durch Prognos AG (Basel+Berlin), DOI: <https://doi.org/10.60810/openumwelt-7765>; Forschungskennzahl 37K2 44 201 0, Februar 2025
- [34] *AfA-Tabelle für die allgemein verwendbaren Anlagengüter („AV“)*; Quelle: juris – Fachportal Steuerrecht, Normgeber: Bundesministerium der Finanzen, Az. IV D 2-S 1551-188/00, B/2-2-337/2000-S 1551, Fassung v. 15.12.2000
- [35] *AfA-Tabelle Chemische Industrie*; Quelle: juris – Fachportal Steuerrecht, Normgeber: Bundesministerium der Finanzen, Az. S 1551, Fassung v. 01.07.1995
- [36] *AfA-Tabelle Energie- und Wasserversorgung*; Quelle: juris – Fachportal Steuerrecht, Normgeber: Bundesministerium der Finanzen, Az. IV A 8-S 1551-9/95, 45-S 1551-20, Fassung v. 24.01.1995
- [37] *Bei Abscheidung von CO₂ aus der Müllverbrennung noch viele Fragen offen*; EUWID Recycling und Entsorgung 18.2023, S. 6
- [38] *SRH startet in Hamburg Pilotprojekt zur CO₂-Abscheidung und -Nutzung*; EUWID Recycling und Entsorgung 1/2.2026, S. 15
- [39] *Großtechnische CO₂-Abscheidung am Bremer Müllheizkraftwerk geplant*; EUWID Recycling und Entsorgung 1/2.2026, S. 14
- [40] *EEW und GEA starten strategische Partnerschaft zur CO₂-Abscheidung*; EUWID Recycling und Entsorgung 22.2025, S. 15
- [41] Reitz, R.: *Thermische Abfallbehandlung und Emissionshandel - Aktuelle Entwicklungen*; Vortrag auf vgbe-Fachtagung Thermische Abfall-, Klärschlammbehandlung und Wirbelschichtfeuerungen 2025, Hamburg, 25.+26.11.2025
- [42] *Gesetz zur Änderung des Kohlendioxid-Speicherungsgesetzes* vom 25. November 2025, Bundesgesetzblatt, Teil I, Nr. 282, ausgegeben zu Bonn am 27.11.2025

Verwendete Quellen

- [43] Homepage der Fa. OGE, <https://oge.net/de> , Download am 19.01.2026
- [44] Andersson, J.: *An investigation of carbon capture technologies for Sävenäs waste-to-energy plant*, Masterarbeit, Luleå University of Technology, 2020
- [45] Thiedemann, T.; Wark, M.: *Abtrennung und Speicherung von CO₂ aus Abgasströmen*; Bunsen-Magazin, 25. Jahrgang•3/2023, DOI-Nr.: 10.26125/1kk5-a667, S. 75-77

15 Anhang

15.1 Abbildungsverzeichnis

Abb. 1.1-1:	<i>Arbeitspakete gemäß des Antrags.....</i>	1
Abb. 5-1:	<i>Termine und Orte der Projekttreffen.....</i>	6
Abb. 6.1-1:	<i>Grundfließbild der Aminwäsche.....</i>	7
Abb. 6.1-2:	<i>Verfahrensfließbild der Aminwäsche im Modell.....</i>	9
Abb. 6.2-1:	<i>Effektivität der CO₂-Abtrennung und Energiebedarf als Funktion der CO₂-Sumpfrate</i>	10
Abb. 6.2-2:	<i>Effektivität der CO₂-Abtrennung + Energiebedarf Desorber = f (MEA-Konzentration)</i>	11
Abb. 6.2-3:	<i>Konzentrationen von CO₂ im an- und abgereicherten Lösungsmittel.....</i>	12
Abb. 6.2-4:	<i>Energiebedarf des Desorbers als Funktion des CO₂-Gehalts im Rohgas.....</i>	13
Abb. 6.2-5:	<i>CO₂-Abscheidung als Funktion des L zu G-Verhältnisses.....</i>	13
Abb. 6.2-6:	<i>Energieaufwand als Funktion des L zu G-Verhältnisses.....</i>	14
Abb. 6.3-1:	<i>Wirkungsgrad CO₂-Abscheidung als Funktion der Sumpfrate beim Einsatz von DEA)</i>	15
Abb. 6.3-2:	<i>Unterschiede bei der CO₂-Anreicherung in DEA und MEA bei veränderter Sumpfrate</i>	16
Abb. 6.3-3:	<i>Abzuführende Sumpfrate und Energiebedarf Desorber bei 65 % DEA.....</i>	17
Abb. 6.3-4:	<i>Löslichkeitsdifferenz CO₂ in an- und abgereichertem Absorbens bei 65 % DEA</i>	17
Abb. 6.4-1:	<i>CO₂-Abscheidung als Funktion des L- zu G-Verhältnisses bei einer Selexol-wäsche</i>	18
Abb. 6.4-2:	<i>Elektrischer Energieaufwand = f (L- zu G-Verhältnis) bei einer Selexol-wäsche</i>	19
Abb. 6.4-3:	<i>Spez. Energieverfügbarkeit im Kessel als Funktion des Abfallheizwertes.....</i>	19
Abb. 6.4-4:	<i>Bedarf thermischer Energie der Selexolwäsche im Verhältnis zur verfügbaren Kesselenergie</i>	20
Abb. 7.3-1:	<i>Aufbau der DrACO₂-Laboranlage.....</i>	23
Abb. 7.3-2:	<i>Fotos der Laboranlage.....</i>	24
Abb. 7.3-3:	<i>Absorptionsvorgang in der DrACO₂-Laboranlage.....</i>	24
Abb. 7.3-4:	<i>Desorptionsvorgang in der DrACO₂-Laboranlage.....</i>	25

Abb. 7.3-5:	<i>NH₃-Werte im Reingas bei verschiedenen Versuchsbedingungen.....</i>	27
Abb. 7.3-6:	<i>Gegenüberstellung von Gleichgewichts- und Versuchsdaten.....</i>	28
Abb. 7.4-1:	<i>Verrohrungsarbeiten im CUTEC-Technikum zum Anschluss der Müllverbrennungsanlage an die Gasreinigung</i>	29
Abb. 7.4-2:	<i>Umbauten an der CUTEC-Anlage.....</i>	31
Abb. 7.4-3:	<i>Desorptionskolonne mit folgendem Kühler und Kondensatabscheider.....</i>	31
Abb. 7.4-4:	<i>Abscheideeffektivität für CO₂ als Funktion des Absorberdrucks.....</i>	32
Abb. 7.4-5:	<i>Abscheideeffektivität für CO₂ als Funktion des Desorberdrucks.....</i>	33
Abb. 7.4-6:	<i>Beispielhafte Darstellung zweier als undicht erkannter Ventile während des Inbetriebnahmeprozesses</i>	34
Abb. 7.4-7:	<i>Fließbild der im Rahmen des Vorhabens DrACO₂ eingesetzten Versuchsanlage</i>	35
Abb. 7.4-8:	<i>Beladungen und pH-Wert der Waschflüssigkeit über die Betriebszeit.....</i>	37
Abb. 7.4-9:	<i>NH₃-Austrag mit dem Reingas und Azetat- und Formiatgehalte durch Metalleintrag in die Waschlösung</i>	38
Abb. 7.4-10:	<i>Metalleintrag der Serie 1.....</i>	39
Abb. 7.4-11:	<i>Ammoniak-, Azetat und Formiatgehalte unter HCl-Einfluss.....</i>	40
Abb. 7.4-12:	<i>Einfluss von SO₂ auf Abbauprodukte.....</i>	41
Abb. 7.4-13:	<i>Einfluss eines erhöhten Sauerstoffgehaltes auf MEA-Abbauprodukte.....</i>	42
Abb. 7.4-14:	<i>Ammoniak-, Azetat- und Formiatgehalte bei den DEA-Versuchen.....</i>	43
Abb. 7.4-15:	<i>Zugabe von HCl-Lösung über Schlauchpumpe.....</i>	43
Abb. 7.4-16:	<i>Chlorid-Gehalte in den Waschlösungen, gemessen und berechnet.....</i>	44
Abb. 7.4-17:	<i>Gegenüberstellung zugeführte Menge und analytisch nachgewiesene Menge Schwefel in Versuchsserie 3</i>	46
Abb. 7.4-18:	<i>MEA- & DEA-Gehalte der Waschlösung.....</i>	47
Abb. 7.4-19:	<i>Vergleich der fünften und sechsten Versuchsserie bezüglich der CO₂-Abscheideleistung</i>	48
Abb. 8.1-1:	<i>Entwicklung von Kapazität und Zahl deutscher Müllverbrennungsanlagen....</i>	50
Abb. 8.1-2:	<i>Entwicklung der mittleren Anlagenkapazität deutscher Müllverbrennungsanlagen</i>	51
Abb. 8.1-3:	<i>Durchschnittliche Auslastung deutscher Müllverbrennungsanlagen seit 1990</i>	51
Abb. 8.1-4:	<i>Entwicklung des durchschnittlichen H_u an Müllverbrennungsanlagen.....</i>	52

Abb. 8.1-5:	<i>Stromabgabe deutscher Müllverbrennungsanlagen von 2006 bis 2022.....</i>	53
Abb. 8.1-6:	<i>Wärmeabgabe deutscher Müllverbrennungsanlagen von 2006 bis 2022.....</i>	54
Abb. 8.2-1:	<i>Aufwand der spezifischen thermischen Energie der Modell-Aminwäsche.....</i>	57
Abb. 8.2-2:	<i>Aufwand spezifischer elektrischer Energie von Wäsche und CO₂-Bereitstellung</i>	58
Abb. 8.2-3:	<i>CO₂-Freisetzung als Funktion des Heizwertes bei einem Modell-Hausmüll....</i>	58
Abb. 8.2-4:	<i>Energieverkauf der Modellanlage ohne CO₂-Absorption.....</i>	59
Abb. 8.2-5:	<i>Möglicher Energieverkauf einer MVA mit Aminwäsche.....</i>	59
Abb. 8.4-1:	<i>CO₂-Freisetzung als Funktion des Heizwertes bei einem Modell-Hausmüll....</i>	64
Abb. 8.5-1:	<i>DB III als Funktion der Betriebsweise der Anlage und des CO₂-Erlöses.....</i>	66
Abb. 8.5-2:	<i>Interner Zinsfuß als Funktion des CO₂-Erlöses.....</i>	67
Abb. 8.5-3:	<i>DB III als Funktion der Betriebsweise der Anlage und der verkaufbaren Wärmemenge</i>	68
Abb. 8.5-4:	<i>IZ als Funktion von Wärmeverkauf und CO₂-Erlös.....</i>	68
Abb. 8.5-5:	<i>IZ als Funktion des Investes und der Anlagenkapazität.....</i>	69
Abb. 8.5-6:	<i>Einfluss von Anlagengröße und Inbetriebnahmedatum auf den DB III.....</i>	70

15.2 Tabellenverzeichnis

Tab. 7.3-1:	<i>Abbauprodukte von MEA [21], mit Daten aus [23,24].....</i>	22
Tab. 7.4-1:	<i>Gegenüberstellung verschiedener ermittelter Waschmittelbeladungen.....</i>	26
Tab. 7.4-2:	<i>Vergleich ursprüngliche Auslegung und DrACO₂-Erfordernisse.....</i>	30
	<i>Übersicht über die im Rahmen des Vorhabens DrACO₂ durchgeführten Versuche an der Technikumsanlage</i>	36
Tab. 7.2-1:	<i>Abbauprodukte von MEA [21], mit Daten aus [23,24].....</i>	44
Tab. 7.4-3:	<i>Chlorid-Gehalte in der Waschlösung der zweiten Versuchsreihe.....</i>	45
Tab. 7.4-4:	<i>Chlorid-Gehalte in den Waschlösungen und HCl-Werte für Rein- und Abgas der Versuchsserien 5 und 6</i>	46
Tab. 7.4-5:	<i>Analysenergebnisse Schwefeluntersuchungen in Versuchsreihe 3.....</i>	55
Tab. 8.1-1:	<i>Eigenstrombedarf deutscher Müllverbrennungsanlagen im Zeitraum 2020 bis 2022</i>	55
Tab. 8.1-2:	<i>Eigenwärmebedarf deutscher Müllverbrennungsanlagen im Zeitraum 2020 bis 2022</i>	56
Tab. 8.1-3:	<i>Energieverkauf der energieeffektivsten Müllverbrennungsanlagen im Zeitraum 2020 bis 2022 (ohne Anlagen mit reiner Dampfabgabe)</i>	56
Tab. 8.3-1:	<i>Auszug aus CO₂-Gehalten deutscher Abfallverbrennungsanlagen in 2023....</i>	61
Tab. 8.3-2:	<i>Verteilung der Investkosten einer Aminwäsche gemäß [29].....</i>	62
Tab. 8.3-3:	<i>Zusammenstellung von Angaben zum MEA-Verbrauch.....</i>	63

15.3 Abkürzungsverzeichnis

Abt.	Abteilung
aMDEA TM	mit Piperazin aktivierte MDEA-Lösung von BASF
ASS	Aminosäuresalz
AVA	Abfallverbrennungsanlage
Az	Azetat
bar _{abs}	bar absolut, Absolutdruck
DEA	Diethanolamin
DGA	Di-Glykolinamin
DGP	Degradation Product, Abbauprodukt
DIPA	Di-Iso-Propyl-Amin
EBS	Ersatzbrennstoff
EU-ETS	European Union - Emission Trading System
F&E	Forschung und Entwicklung
For	Formiat
FW	Feuerungswärme
H _u	Unterer Heizwert
ICP-OES	Inductively Coupled Plasma, Optical Emissions Spectrometry, Optische Emissionsspektrometrie mittels induktiv gekoppelten Plasmas
KS-1 TM	Sterisch gehindertes Amin von Mitsubishi Heavy Industries
Ma.-%	Massenprozent
MDEA	Methyl-Diethanolamin
MEA	Monoethanolamin
MeOH	Methanol
MVA	Müllverbrennungsanlage
NMP	N-Methyl-2-Pyrrolidon
PC	Propylencarbonat
PEGDME	Polyethylenglykol Dimethylether
Ppmv	Parts per Million (volumenbezogen)
PZ	Piperazin, 1,4-Diethylendiamin
Ref	Referenz
S1...S6	im Rahmen des Projektes durchgeführte Versuchsserien 1 bis 6
SHA	Sterically hindered Amine, sterisch gehindertes Amin

TASi	Technische Anleitung Siedlungsabfall
TIC	Total Inorganic Carbon, Gesamter anorganischer Kohlenstoff, Analyseverfahren
TMS	Tetramethylsulfon
Vol.-%	Volumenprozent