



**Fraunhofer** Institut  
Umwelt-, Sicherheits-,  
Energietechnik UMSICHT

# Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. Ergebnisse der Markterhebung 2007-2008

**bearbeitet von:**  
**Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Sicherheits-  
und Energietechnik (Fraunhofer UMSICHT)**

Institutsleitung: Prof. Dr.-Ing. Eckhard Weidner  
Osterfelder Str. 3  
46047 Oberhausen

Dipl.-Ing. Wolfgang Urban      Tel.: 0208 8598-1124  
Dipl.-Ing. Kai Girod  
Dipl. Chem.-Ing. Heiko Lohmann

Ergänzte und aktualisierte Fassung vom 03.03.2009, Version 4.16



Diese Studie entstand im Rahmen des Verbundprojektes Biogaseinspeisung und wurde mit Mitteln des Bundesministeriums für Bildung und Forschung (BMBF) unter dem Förderkennzeichen 01LS05039 gefördert. Die inhaltliche Verantwortung liegt bei den Autoren. Die Autoren danken dem Fördermittelgeber für die freundliche Unterstützung.

Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF)  
Forschung für Nachhaltigkeit, Wissenschaft und Gesellschaft

Heinemannstr. 2  
53175 Bonn

Tel.: 01888 57-0  
Fax: 01888 57-83601  
Internet: [www.bmbf.de](http://www.bmbf.de)



**Bundesministerium  
für Bildung  
und Forschung**

### **Urheberrechtshinweis**

Diese Studie ist urheberrechtlich geschützt. Jede Verwertung außerhalb der Grenzen des Urheberrechtsgesetzes ist ohne schriftliche Zustimmung von Fraunhofer UMSICHT unzulässig. Zuwiderhandlungen werden gerichtlich verfolgt. Dies gilt insbesondere für Modifikationen, Übersetzungen, Fotokopieren oder andere – insbesondere elektronische – Vervielfältigungen oder Bearbeitungen dieses Dokuments oder Teilen daraus. Der Vorbehalt erstreckt sich auch auf die Aufnahme in oder die Auswertung durch Datenbanken.

Es sei insbesondere darauf hingewiesen, dass diese Studie nicht auf Webseiten Dritter zum Download angeboten werden darf. Nach schriftlicher Zustimmung kann jedoch gern auf die Studie bzw. auf die Webseite [www.biogaseinspeisung.de](http://www.biogaseinspeisung.de) verlinkt werden. Bitte wenden Sie sich hierzu an die Marketing-Abteilung von Fraunhofer UMSICHT, Frau Manuela Rettweiler, 0208-8598-1412 oder [manuela.rettweiler@umsicht.fraunhofer.de](mailto:manuela.rettweiler@umsicht.fraunhofer.de).

©Copyright Fraunhofer UMSICHT, 2008



**Fraunhofer** Institut  
Umwelt-, Sicherheits-,  
Energietechnik UMSICHT

### **Inhaltliche Zuarbeiten anderer Institute**

BASE Technologies GmbH  
Steinsdorfstraße 19  
80538 München  
Tel.: 089 213194-40  
Fax: 089 213194-41  
Email: [office@base-technologies.com](mailto:office@base-technologies.com)  
Internet: [www.base-technologies.com](http://www.base-technologies.com)



Verfasser: Dipl.-Ing. Gregor Dachs,  
Dipl.-Ing. Christoph Zach

Inhaltliche Zuarbeiten erfolgten zu folgenden Kapiteln: technische Beschreibungen und Bewertungen von CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren und Kostenermittlung für einige Aufbereitungsverfahren. Des Weiteren wurden Beiträge zum Entwicklungs- und Optimierungspotenzial bei Gasaufbereitungsverfahren und für die technischen Verfahrensvergleiche geliefert.

Die Arbeiten der BASE TECHNOLOGIES GmbH wurden mit Mitteln des Solarenergieförderverein Bayern e. V., München gefördert und im Rahmen einer eigenen Studie über den Solarenergieförderverein Bayern e. V. veröffentlicht.

Projektförderer des Kooperationspartners BASE TECHNOLOGIES GmbH

Solarenergieförderverein Bayern e.V.  
Elisabethstraße 34  
80796 München  
Tel.: 089 278134-28  
Fax: 089 2710156  
E-Mail: [sev-bayern@eon-bayern.com](mailto:sev-bayern@eon-bayern.com)  
Internet: [www.sev-bayern.de](http://www.sev-bayern.de)

## Vorwort

Fortschreitender Klimawandel, die Endlichkeit fossiler Ressourcen und die Abhängigkeit Europas von Öl- und Gasimporten sowie ein kontinuierlich steigender Energiebedarf der Industrienationen und erwachender »Energiehunger« aufstrebender Länder wie China und Indien führen zu der Erkenntnis, dass die Reduktion von Emissionen und die Erschließung und Nutzung alternativer Energiequellen unabdingbar sind.

Neben der Herstellung alternativer Brenn- und Kraftstoffe und der Verstromung in Blockheizkraftwerken findet seit einiger Zeit auch die Einspeisung von Biomethan in das Erdgasnetz zunehmend Beachtung. Sie ist derzeit in vielen Projekten geplant und in einigen Projekten bereits realisiert. Durch die angekündigte Novellierung des EEG und den damit verbundenen Anstieg der Vergütung ist zu erwarten, dass das Interesse an dieser Form der Biomassenutzung weiter steigt und damit ebenfalls die Nachfrage nach entsprechenden Technologien.

Die vorliegende Studie »Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz« konzentriert sich weniger auf technische Details, sie möchte vielmehr einen Überblick über das derzeit verfügbare Spektrum von europaweit marktverfügbaren und sehr marktnahen Technologien bieten. Die Studie erhebt aber keinen Anspruch auf Vollständigkeit.

Es wird nur kurz auf grundlegende Zusammenhänge und Funktionsprinzipien der einzelnen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren eingegangen, da ausführlichere Informationen dazu leicht verfügbar sind. Der Schwerpunkt liegt dabei auf marktverfügbaren Verfahren, die ihre Serienreife mit entsprechenden Referenzanlagen untermauern können und für die vor allem eine ausreichende und belastbare Datengrundlage für die wirtschaftliche Bewertung verfügbar ist. Die Bewertung erfolgte sowohl unter Berücksichtigung technischer als auch wirtschaftlicher Gesichtspunkte. Für die wirtschaftliche Betrachtung wird die gesamte Prozesskette von der Gaserzeugung bis zur Nutzung des Biomethans in Blockheizkraftwerken für einige Modellfälle betrachtet. Hierzu werden die einzelnen Prozessschritte mit Kosten hinterlegt und den zu erwartenden Erlösen gegenübergestellt.

Auf eine ausführliche Darstellung von Membrantrennverfahren, kryogenen Verfahren oder sich in der Entwicklung befindlichen absorptiven CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren wird hier bewusst verzichtet; wohl wissend, dass es hier teilweise interessante Entwicklungen gibt.

Das Ziel dieser Studie besteht primär darin, eine Handreichung zur konkreten Planung von Biogaseinspeiseprojekten zur Verfügung zu stellen und richtet sich daher insbesondere an Projektentwickler und Entscheidungsträger. Dazu wurden viele in Europa ansässige Anbieter kontaktiert, nach Möglichkeit auch entsprechende Referenzanlagen besichtigt und begutachtet und die Herstellerinformationen kritisch geprüft.

Die Studie ist in Zusammenarbeit mit BASE Technologies GmbH, München entstanden, die Beiträge zur technischen Beschreibungen, zur Bewertung von einigen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren und zur Kostenermittlung einzelner Aufbereitungsverfahren geleistet hat.

Die Autoren danken dem Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF), das die hier vorliegende Arbeit im Rahmen des Verbundprojekts »Biogaseinspeisung« finanziert hat, sehr herzlich für die Unterstützung; des Weiteren unseren Projektpartnern, die wertvolle Hinweise und Anregungen bei der Erstellung dieser Studie gegeben haben.

Unser herzlicher Dank gilt auch den Herstellern und Anlagenbetreibern, die sich bereit erklärt haben, an dieser Studie mitzuwirken und Informationen zu Ihren Verfahren bereitzustellen.



Ohne die gewährte Unterstützung hätte die Studie nicht in diesem Umfang verwirklicht werden können. Der Firma BASE, München danken wir für die vertrauensvolle Zusammenarbeit. Diese Studie und andere Ergebnisse aus dem Verbundprojekt »Biogaseinspeisung« sind verfügbar auf der Webseite:

**[www.biogaseinspeisung.de](http://www.biogaseinspeisung.de)**

Oberhausen, April 2008

## **Vorwort zur aktualisierten Fassung**

Die Änderungen, Ergänzungen und Aktualisierungen einiger Kapitel in der hier vorliegenden Studie wurden im Zeitraum Juni bis Juli 2008 durchgeführt und betreffen im Wesentlichen die Kapitel EEG-Vergütung, BHKW-Kosten und Gesamtkostenübersicht. Damit werden in der nun vorliegenden Fassung die Vergütungssätze der am 06.06.08 in der 3. Lesung des Bundestags verabschiedeten Novellierung des Erneuerbare-Energien-Gesetzes (EEG) berücksichtigt. Die Änderungen der EEG-Erlöse haben natürlich erheblichen Einfluss auf die Gesamtkostenübersicht, weshalb diese überarbeitet und teilweise auch weiter entwickelt wurde. Im Kapitel BHKW-Kosten wurden ursprünglich sehr konservative und mit zunehmender Anlagengröße degressiv verlaufende Wärmeerlöse unterstellt, die jetzt angehoben wurden. Bei der Berechnung der BHKW-Investkosten und der Netznutzungsentgelte wurden kleine Rechenfehler behoben. Darüber hinaus wurden an zwei Unterkapiteln über Anlagenhersteller bzw. –anbieter inhaltliche Präzisierungen vorgenommen.

Oberhausen, Juli 2008

## Zusammenfassung

Die Aufbereitung und Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz ist derzeit das Thema der Biogasbranche: An einigen Biogasanlagen in Deutschland – so zum Beispiel in Pliening, Straelen, Könnern oder Schwandorf – wird bereits aufbereitetes Biomethan in das Gasnetz eingespeist. Weitere Anlagen werden diesen Beispielen in diesem und in den nächsten Jahren folgen. Die vorliegende Studie beschäftigt sich mit den marktverfügbaren Technologien zur Aufbereitung von Biogasen aus landwirtschaftlichen Biogasanlagen auf Erdgasqualität und versucht für Planer, Anwender und Interessenten Antworten auf technische und wirtschaftliche Fragen zu geben.

Für die Aufbereitung von Rohbiogasen aus fermentativer Erzeugung sind zumeist drei Arbeitsschritte zu vollziehen: Biogasentschwefelung, Gastrocknung und als wichtigster Schritt die CO<sub>2</sub>-Abtrennung.

Die Entschwefelung des Biogases sollte – wenn sie nicht parallel zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfolgen kann – aus wirtschaftlichen Gründen zweistufig erfolgen. Geeignete Grobentschwefelungsverfahren sind bei geringen H<sub>2</sub>S-Belastungen im Rohgas (bei Vergärung von Energiepflanzen) die Sulfidfällung und bei hohen H<sub>2</sub>S-Gehalten bzw. hohen Rohgasvolumenströmen Biowäscher mit externer Waschwasserregenerierung. Ein Lufteintrag in das Rohbiogas (beispielsweise über das Substrateinbringsystem) sollte eher vermieden werden, da Stickstoff die weiteren Aufbereitungskosten (vor allem die Brennwertanpassung) spürbar erhöht.

Die Feinent Schwefelung erfolgt adsorptiv mit seriell geschalteten Aktivkohlebehältern. Imprägnierte Aktivkohlen (Kaliumjodid oder Kaliumcarbonat) sind Stand der Technik; neuerdings sind aber auch deutlich reaktivere und damit effizientere dotierte Aktivkohlen am Markt verfügbar.

Für die CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Biogasen sind auf dem deutschen Markt mittlerweile einige Verfahren verfügbar. Die Druckwasserwäsche (DWW) und die Druckwechseladsorption (PSA) verfügen über die meisten Referenzen in Europa. Beide Verfahren sind technisch ausgereift und Stand der Technik. Daneben werden gegenwärtig einige andere Waschverfahren weiter entwickelt; vorrangig chemische Wäschen (Aminwäschen).

Ein technischer Vergleich der verschiedenen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren ist derzeit nur unter dem Vorbehalt der weiteren Entwicklungen auf dem Markt möglich, da für viele Waschverfahren – die Genosorb<sup>®</sup>-Wäsche, die MEA- bzw. DEA-Wäsche – nur wenige Praxiserfahrungen vorliegen und durchaus noch Potenziale zur Steigerung der Anlageneffizienz erwartet werden können. Insbesondere bei Aminwäschen müssen auch noch einige technische Fragen im Praxisbetrieb beantwortet werden.

Der Vergleich hinsichtlich der Produktgasqualität zeigt, dass Aminwäschen die höchste Produktgasqualität, den geringsten Methanschluß und den geringsten spezifischen Strombedarf aufweisen. Im Vergleich zu PSA-Verfahren und Druckwasserwäschen benötigen Aminwäschen allerdings auch Prozesswärme auf einem hohen Temperaturniveau; z. B. die Aminwäsche des Anbieters MT-Energie<sup>1</sup> etwa 0,5 kWh/m<sup>3</sup> Rohbiogas mit einer Vorlauftemperatur von 160 °C. Der Vorteil des deutlich geringeren Stromverbrauchs bleibt demzufolge nur erhalten, wenn preiswert regenerative Wärme zur Verfügung gestellt werden kann.

<sup>1</sup> Vgl. Fußnote 6.

Waschverfahren sind im Vergleich zu anderen Verfahren flexibler hinsichtlich Durchsatz (modulierend zw. 50-100 % Nennlast) und Produktgasqualität. Sowohl die Produktgasqualität als auch die Methanverluste können leicht nach Bedarf angepasst werden, wobei sehr hohe Qualitäten die Betriebskosten und den Methanverlust spürbar ansteigen lassen.

Der Vorteil der sehr hohen Produktgasqualität bei Aminwäschen ist allerdings relativ zu sehen, da die Anforderungen der DVGW G260 übererfüllt werden. In vielen Fällen, wo eine Einspeisung von Austauschgas erfolgen soll, reduziert sich jedoch der Aufwand der Brennwertanpassung mit LPG deutlich, je höher die Produktgasqualität nach der Aufbereitung ist. Hier haben sich die Verantwortlichkeiten mit der Novellierung der Gasnetzzugangsverordnung allerdings hin zum Netzbetreiber verschoben. Bei Aminwäschen ist im Vergleich zur PSA oder Druckwasserwäsche keine vorherige Verdichtung des Rohgases notwendig, da die Absorption drucklos abläuft. Bei einer nachfolgenden Einspeisung in das Gasnetz ist nur noch das aufbereitete Biomethan (ohne das Ballastgas  $\text{CO}_2$ ) zu verdichten. Grundsätzlich besitzen drucklose Verfahren einen wirtschaftlichen Vorteil gegenüber Verfahren, die prozessbedingt mit Druck arbeiten müssen (PSA und DWW, etwa 4-7 bar), da durch die novellierte GasNZV der Einspeiser nur druckloses Gas bereitzustellen hat. Dieser Vorteil relativiert sich mit steigendem Netzdruck deutlich. Darüber hinaus bleibt der wirtschaftliche Vorteil der Aminwäschen nur bestehen, wenn preiswerte Prozesswärme zur Verfügung steht.

Das Genosorb<sup>®</sup>-Verfahren erlaubt als einziges Verfahren eine gleichzeitige Biogasentschwefelung ( $\text{H}_2\text{S}$ -Limit 100 ppmv), eine  $\text{CO}_2$ -Abtrennung und eine Gastrocknung auf Taupunkte bis  $-20\text{ }^\circ\text{C}$ . Allerdings bietet die Genosorb<sup>®</sup>-Wäsche im Vergleich zu anderen Waschverfahren in zwei wichtigen Punkten keine Vorteile: Stromverbrauch und Methanverlust. Aminwäschen benötigen aus wirtschaftlichen Gründen eine vorherige Entschwefelung (Grob- und Feinentschwefelung) des Rohgases, PSA-Systeme darüber hinaus auch eine vorherige Gastrocknung.

Die Druckwasserwäsche kann bevorzugt an Standorten ohne Wärmebereitstellung eingesetzt werden. Das Waschmittel Wasser ist preiswert, überall verfügbar und leicht handhabbar. Druckwasserwäschen ermöglichen eine gleichzeitige Entschwefelung und  $\text{CO}_2$ -Abtrennung und sind sehr flexibel im Betrieb. Aufgrund relativ weniger beweglicher Anlagenteile (im Wesentlichen Verdichter und Pumpen) kann von einer hohen Anlagenverfügbarkeit ausgegangen werden. Die Anlage kann im laufenden Betrieb gewartet werden. Die Druckwechseladsorption ist prädestiniert für die Aufbereitung von Biogasen mit nennenswerten Luftanteilen; die chemischen Wäschen sind bevorzugt bei kleinen Anlagengrößen und bei preiswert verfügbarer Wärmebereitstellung einsetzbar. Sowohl die Druckwasserwäsche als auch das PSA-Verfahren können nennenswert Abwärme als Niedertemperaturwärme für externe Anlagen (z. B. Fermenter) zur Verfügung stellen.

Hinsichtlich wirtschaftlicher Anlagengrößen zeigen die Untersuchungsergebnisse, dass bei kleineren Anlagengrößen wesentlich höhere spezifische Kosten anfallen als bei größeren Biogasaufbereitungsanlagen. Die Kostendegression würde demnach den Bau möglichst großer Fermenter und Biogasaufbereitungsanlagen nahe legen. Dem stehen allerdings Limitierungen bei der Substratversorgung gegenüber. Des Weiteren haben sich mit der Novellierung des EEG die Vergütungsregelungen geändert. Der Technologiebonus ist nunmehr an die Anlagengröße gekoppelt, weshalb wirtschaftlich attraktive Anlagengrößen im Bereich zwischen 500 und 1.400  $\text{Nm}^3/\text{h}$  Rohbiogas liegen werden.

Ohne eine ausreichende Wärmenutzung sind auch die meisten Einspeiseprojekte nicht wirtschaftlich darstellbar. Selbst bei großen Anlagen muss die BHKW-Abwärme in erheblichem Maße genutzt werden, um ein deutlich positives Ergebnis zu erzielen. Die Grundvergütung und die Boni decken in der Regel nur die gesamten Kosten von der Gaserzeugung und Aufbereitung bis zur Stromerzeugung; der Gewinn wird in nicht unerheblichem Maß aus den Wärmeerlösen generiert.

Den größten Einfluss auf die Biogastgestehungskosten und damit auch auf die Gesamtkosten haben die Substratpreise. Substratpreise deutlich über 35 €/t können auch bei großen Anlagen zu einem kaum positiven oder sogar negativen Ergebnis führen.

Die Ergebnisse zeigen sehr anschaulich, dass sich die spezifischen Kosten der Gasaufbereitungsverfahren mit zunehmender Anlagengröße stark nivellieren und damit das Merkmal Kosten im Vergleich zu anderen Eigenschaften wie Anlagenverfügbarkeit und Produktgasqualität in den Hintergrund tritt. Unter den vorgenannten Randbedingungen sind Aminwäschen besonders für kleine Anlagengrößen interessant, wobei zu beachten ist, dass die spezifischen Kosten der Aminwäsche sehr sensitiv gegenüber den Wärmebereitstellungskosten sind.

Für den wirtschaftlich erfolgreichen Betrieb einer Biomethaneinspeiseanlage wird es auch zukünftig trotz einer besseren Erlössituation zwingend nötig sein, dauerhaft moderate Substratpreise auszuhandeln. Aus diesem Grund sollte auf partnerschaftliche Modelle zur Absicherung der Substratversorgung mit den Lieferanten gesetzt werden. Darüber hinaus ist zwingend ein hoher Wärmenutzungsgrad bei der Stromerzeugung mit Biomethan erforderlich – ideal wären ein wärmegeführtes BHKW und möglichst hohe Wärmeerlöse.

Der wirtschaftliche Erfolg eines Einspeiseprojektes ist von drei Faktoren abhängig. Dies sind die Biogasanlagengröße, die Substratpreise und der Wärmenutzungsgrad bzw. die Höhe der Wärmeerlöse in einem wärmegeführten BHKW.

# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Biogase aus landwirtschaftlichen Biogasanlagen und Anforderungen an die Biogasaufbereitung .....</b>	<b>15</b>
1.1	Herkunft der Minorkomponenten in Biogasen .....	17
1.2	Anforderungen des DVGW-Regelwerks an die Biogasaufbereitung .....	26
1.3	DVGW G 685: Gasabrechnung.....	30
1.4	Aktuelle rechtliche Entwicklungen bei der Einspeisung von biogenen Erdgassubstituten.....	31
<b>2</b>	<b>Verfahrensschritte zur Biogasaufbereitung .....</b>	<b>33</b>
2.1	Biogastrocknung .....	34
2.2	Sauerstoffentfernung aus Biogasen .....	35
<b>3</b>	<b>Biogaseschwefelungsverfahren .....</b>	<b>40</b>
3.1.1	Grobentschwefelungsverfahren .....	41
3.1.2	Adsorptive Feinentschwefelungsverfahren .....	45
<b>4</b>	<b>CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren .....</b>	<b>49</b>
4.1	Adsorptive CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren .....	50
4.2	Absorptive CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren .....	53
4.3	Übersicht über ausgewählte CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren.....	59
4.3.1	Druckwasserwäsche der Malmberg AB .....	59
4.3.2	Druckwasserwäsche der Fa. Flotech .....	62
4.3.3	Druckwasserwäsche der Fa. Ros Roca Ingenieria de Medio Ambiente S.L. ....	64
4.3.4	Genosorb®-Wäsche der Fa. HAASE Energietechnik, Biogasverstärker .....	65
4.3.5	Druckwechseladsorption der Fa. CarboTech Engineering GmbH .....	67
4.3.6	Druckwechseladsorption der Fa. QuestAir.....	69
4.3.7	CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren der Fa. Cirmac .....	70
4.3.8	Aminwäsche DGE Dr.-Ing. Günter Engineering GmbH, Wittenberg/ MT-Biomethan® .....	74
4.4	Bewertung der Verfahren zur CO <sub>2</sub> -Abtrennung .....	76
4.4.1	Abgasbehandlung und Methanverluste bei der Biogasaufbereitung.....	78
4.4.2	Entwicklungs- und Optimierungsbedarf bei der Biogasaufbereitung .....	81

<b>5</b>	<b>Kosten der Biogaserzeugung und Aufbereitung.....</b>	<b>84</b>
5.1	Kosten der Biogaserzeugung .....	88
5.2	Kosten der Biogasgrobenschwefelung.....	90
5.2.1	Wirtschaftlichkeitsvergleich der Grobenschwefelungsverfahren .....	91
5.3	Kosten der CO <sub>2</sub> -Abtrennung .....	93
5.3.1	Druckwasserwäsche der Fa. Malmberg .....	93
5.3.2	Druckwasserwäsche der Fa. Flotech.....	95
5.3.3	Druckwechseladsorption der Fa. CarboTech .....	96
5.3.4	CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren der Fa. Cirmac .....	97
5.3.5	CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren Aminwäsche.....	98
5.3.6	Vergleich der spezifischen Kosten der CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren .....	99
5.4	Netzanschlusskosten .....	102
5.5	BHKW-Kosten .....	105
5.6	Erlöse nach dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG).....	108
5.7	Gesamtübersicht und abschließende Bewertung.....	110
<b>6</b>	<b>Herstellerverzeichnis.....</b>	<b>119</b>
<b>7</b>	<b>Literaturverzeichnis.....</b>	<b>120</b>

# Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1:	Methanganglinie einer Biogasanlage im Rheinland .....	15
Abbildung 1-2:	Schwefelwasserstoffganglinie einer Biogasanlage im Rheinland .....	16
Abbildung 1-3:	Biochemische Wege beim mehrstufigen Abbau von Biomasse zu Biogas .....	17
Abbildung 1-4:	Einspeiseschnittstellen und relevantes Regelwerk .....	31
Abbildung 2-1:	Übersicht Verfahrensschritte der Biogasaufbereitung zu Erdgassubstituten ...	33
Abbildung 2-2:	Fließbild Chemisorptionsverfahren .....	36
Abbildung 2-3:	Verfahrensfließbild katalytisches Verfahren.....	38
Abbildung 3-1:	Schematische Darstellung des Lösungsgleichgewichts und der H <sub>2</sub> S-Fällung als Eisensulfid .....	42
Abbildung 3-2:	Fließdiagramm eines Biowäschers .....	44
Abbildung 4-1:	Beispiel für das Layout einer Druckwechseladsorption .....	52
Abbildung 4-2:	Druckwasserwäsche in Stockholm .....	60
Abbildung 4-3:	Druckwasserwäsche mit einer Kapazität von 1.250 Nm <sup>3</sup> /h Rohgas der Fa. Malmberg in Könnern, Sachsen-Anhalt.....	61
Abbildung 4-4:	Flotech-Druckwasserwäsche CSFR-225 in Kobe, Japan .....	63
Abbildung 4-5:	Druckwasserwäsche der Fa. YIT in Norrköpping und Västeras.....	64
Abbildung 4-6:	Pilotanlage des BiogasVerstärkers in Jameln .....	66
Abbildung 4-7:	PSA-Anlage der Fa. CarboTech in Mühlacker .....	67
Abbildung 4-8:	MEA-Versuchsanlage in Schwandorf .....	69
Abbildung 4-9:	PSA-Anlage Typ QuestAir™ M-3200 .....	70
Abbildung 4-10:	VPSA-Anlage zur Biogasaufbereitung der Fa. Cirmac.....	71
Abbildung 4-11:	Aminwäsche Coaab in Göteborg, Schweden.....	72
Abbildung 4-12:	Membrantrennanlage zur Biogasaufbereitung der Fa. Cirmac.....	73
Abbildung 4-13:	vereinfachtes Verfahrensschema CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren .....	74
Abbildung 4-14:	Pilotanlage in Godenstedt bei Zeven.....	75
Abbildung 4-16:	Entgangene Gewinne aufgrund von Methanverlusten bei der Biogasaufbereitung.....	79
Abbildung 4-17:	Gewinnverlust durch Methanverlust .....	80
Abbildung 5-1:	Kostenvergleich Grobentschwefelung mit Eisenhydroxid und zweistufigem Biowäscher .....	92
Abbildung 5-2:	Gegenüberstellung der spezifischen CO <sub>2</sub> -Abtrennungskosten unterschiedlicher Anbieter in ct/kWh.....	100

Abbildung 5-3:	spezifische Kosten der CO <sub>2</sub> Abtrennung in Abhängigkeit der Wärmegestehungskosten.....	101
Abbildung 5-4:	Sensitivitätsanalyse der spezifischen Netzanschlußkosten.....	104
Abbildung 5-5:	beispielhafte Berechnung der gesamten Vergütung, bestehend aus EEG-Vergütung und den Wärmeerlösen.....	109
Abbildung 5-6:	Gesamtübersicht über das spezifische Betriebsergebnis in ct/kWh in Abhängigkeit des Aufbereitungsverfahrens .....	112
Abbildung 5-7:	Gesamtkostenübersicht nach Gaserzeugung, Aufbereitung, Ein- und Ausspeisung, Stromerzeugung in Erdgas-BHKW, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009 .....	113
Abbildung 5-8:	Sensitivitätsanalyse der spezifischen Rohbiogaserzeugungskosten in Abhängigkeit der Substratkosten und der Biogasanlagengröße .....	114
Abbildung 5-9:	Gegenüberstellung Gesamtkosten und erzielbare Erlöse.....	114
Abbildung 5-10:	Gesamtergebnis nach Abzug aller Kosten in Abhängigkeit möglicher Wärmeerlöse in ct/kWh <sub>Hi</sub> .....	115
Abbildung 5-11:	EEG-Erlöse inkl. Wärmeerlöse in Abhängigkeit des Technologiebonus .....	116
Abbildung 5-12:	BHKW-Kosten und EEG-Erlöse in ct/kWh <sub>el</sub> .....	117

# Tabellenverzeichnis

Tabelle 1-1:	Herkunft geeigneter Substrate für biochemische Biomassekonversionsverfahren .....	18
Tabelle 1-2:	theoretische Biogaszusammensetzung in Abhängigkeit der Organik .....	18
Tabelle 1-3:	Nachgewiesene Minorkomponenten in Biogasen .....	21
Tabelle 1-4:	gemessene Konzentrationen von Minorkomponenten an unterschiedlichen Biogasanlagen .....	22
Tabelle 1-5:	Biogasanlagenübersicht – verwendete Substrate .....	24
Tabelle 1-6:	Biogaszusammensetzung, Schwankungsbreiten und Auslegungsgrunddaten .....	25
Tabelle 2-1:	Kostenübersicht für die katalytische Sauerstoffentfernung in Abhängigkeit des Durchsatzes und der Wasserstoffbereitstellung .....	39
Tabelle 3-1:	Anforderungen einiger CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren an die Biogaseschwefelung .....	41
Tabelle 4-1:	Überblick über CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren und Hersteller .....	49
Tabelle 4-2:	physisorptive Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO <sub>2</sub> und Schwefelverbindungen .....	55
Tabelle 4-3:	physikochemisorptive Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO <sub>2</sub> und Schwefelverbindungen .....	55
Tabelle 4-4:	chemisorptive aminbasierte Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO <sub>2</sub> und Schwefelverbindungen .....	55
Tabelle 4-5:	chemisorptive anorganische Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO <sub>2</sub> und Schwefelverbindungen .....	56
Tabelle 4-6:	Löslichkeiten in physikalischen Waschmitteln .....	56
Tabelle 4-7:	Beladungskapazitäten und physikalische Daten typischer Amine für Wäscherkolonnen .....	57
Tabelle 4-8:	Eigenschaftsübersicht verschiedener Waschmittel .....	58
Tabelle 4-9:	Verfahrensvergleich anhand ausgewählter technischer Parameter .....	76
Tabelle 5-1:	Wirkungsgrade von Erdgas-BHKW .....	86
Tabelle 5-2:	Kosten der Biogaserzeugung »Gülle-BGA« .....	88
Tabelle 5-3:	Kosten der Biogaserzeugung »NawaRo-BGA« .....	88
Tabelle 5-4:	Spezifische Kosten der Grobentschwefelung einer Gülle-BGA .....	91
Tabelle 5-5:	Spezifische Kosten der Grobentschwefelung einer NawaRo-BGA .....	91
Tabelle 5-6:	Kosten der CO <sub>2</sub> -Abtrennung mittels Druckwasserwäsche von Malmberg .....	93
Tabelle 5-7:	Kosten der CO <sub>2</sub> -Abtrennung mittels Druckwasserwäsche von Flotech .....	95

Tabelle 5-8:	Kosten der CO <sub>2</sub> -Abtrennung mittels PSA von CarboTech.....	96
Tabelle 5-9:	Kostenübersicht über CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren der Fa. Cirmac. ....	97
Tabelle 5-10:	Kostenübersicht der CO <sub>2</sub> -Abtrennung mittels Aminwäsche .....	98
Tabelle 5-11:	Wärmebereitstellungskosten mittels Holzhackschnitzelkessel.....	99
Tabelle 5-12:	Gegenüberstellung der spezifischen CO <sub>2</sub> -Abtrennungskosten unterschiedlicher Anbieter in ct/kWh.....	100
Tabelle 5-13:	Netzanschlusskosten für ausgewählte Beispielanlagen.....	103
Tabelle 5-14:	gewählte spezifische Netzanschlusskosten für die Modellanlagen.....	104
Tabelle 5-15:	Stromerzeugungskosten ausgewählter BHKW-Leistungsgrößen.....	106
Tabelle 5-16:	Berechnung spezifische Netznutzungsentgelte und anderer Abgaben bei der Ausspeisung von Biomethan an Endverbraucher .....	106
Tabelle 5-17:	EEG-Vergütungssätze nach altem Stand (2004) und nach neuem Stand für Anlageninbetriebnahmen ab 2009.....	108
Tabelle 5-18:	Gesamtübersicht für einen exemplarischen Modellfall: NawaRo-BGA, Malmberg-DWW, Ein- und Ausspeisung, Erdgas-BHKW, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009 .....	111
Tabelle 5-19:	Gesamtübersicht für einen exemplarischen Modellfall: NawaRo-BGA, CarboTech-PSA, Ein- und Ausspeisung, Erdgas-BHKW, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009 .....	111

## 1 Biogase aus landwirtschaftlichen Biogasanlagen und Anforderungen an die Biogasaufbereitung

Biogas aus landwirtschaftlichen Vergärungsanlagen besteht im Wesentlichen aus den Hauptkomponenten Methan und Kohlendioxid und ist vollständig wasserdampfgesättigt. Abhängig von der technischen Ausführung des Fermenters (Undichtigkeiten oder interne biologische Entschwefelung) kann auch Stickstoff und Sauerstoff (Luft) in nennenswerten Anteilen im Biogas enthalten sein. Aufgrund der bisher ausschließlichen Nutzung in Motor-BHKW werden bei Biogasanlagen vorrangig die Konzentrationen von Methan, Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff überwacht. In den folgenden Abbildungen sind beispielhafte Ganglinien einer Referenzanlage (mit biologischer Biogasentschwefelung) im Rheinland [1] über einen Zeitraum von ca. 15 Monaten dargestellt. Die wichtigste Minorkomponente in Biogasen ist Schwefelwasserstoff, wobei die Mengen abhängig von den Eingangssubstraten unterschiedlich hoch sein können. Die Schwankungsbreiten für H<sub>2</sub>S können zwischen verschiedenen Biogasanlagen durchaus im Bereich zwischen 200 bis 10.000 ppmv liegen.

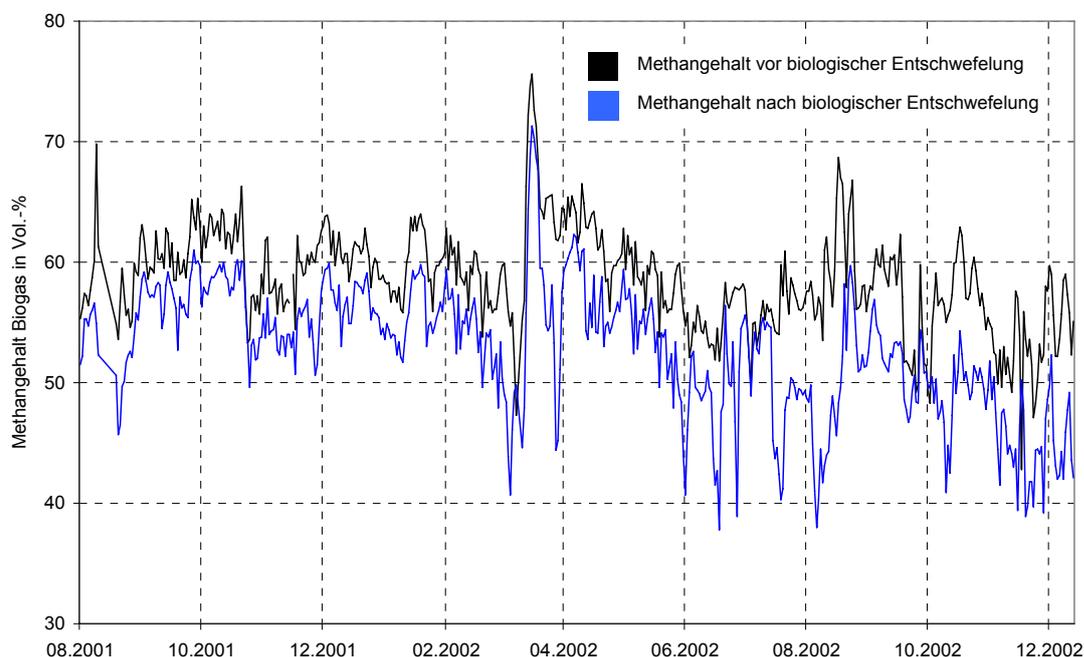


Abbildung 1-1: Methanganglinie einer Biogasanlage im Rheinland

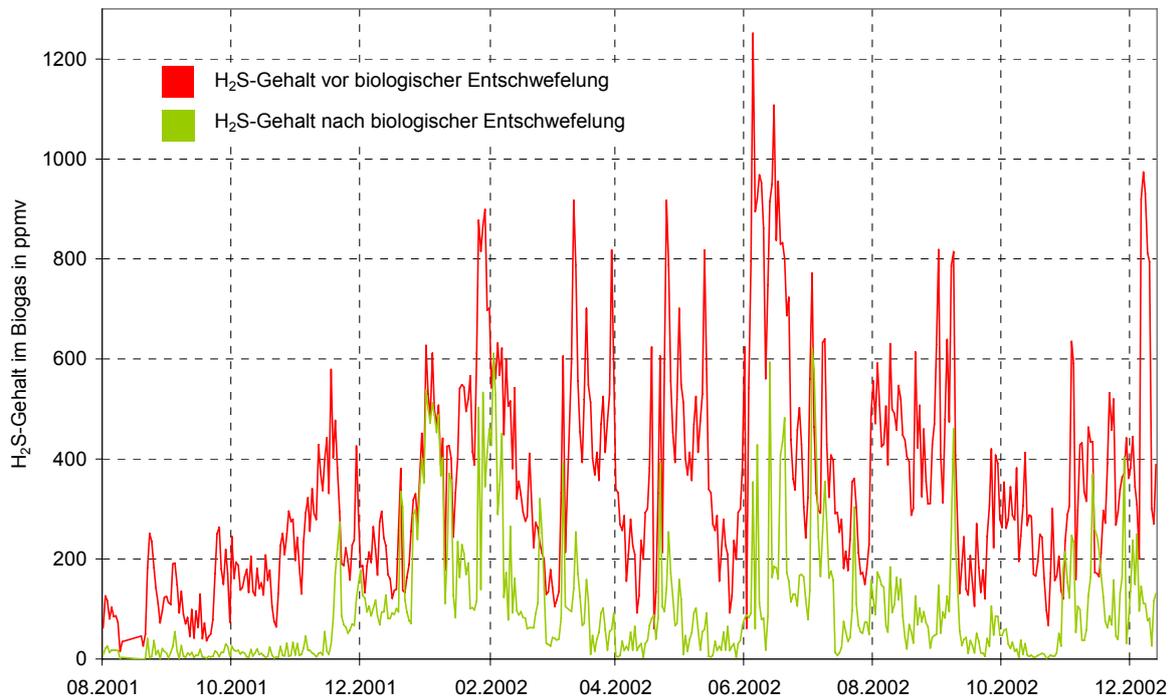


Abbildung 1-2: Schwefelwasserstoffganglinie einer Biogasanlage im Rheinland

In Abbildung 1-2 wird auch deutlich, dass die  $H_2S$ -Belastung in einer Biogasanlage sehr stark schwankt; im konkreten Beispiel zwischen 200 und 1.000 ppmv. Generell kann davon ausgegangen werden, dass Biogase aus Gülleanlagen deutlich schwefelreicher sind als Biogase aus Biogasanlagen mit NawaRo-Substraten (NawaRo – nachwachsende Rohstoffe). Von Einfluss auf die  $H_2S$ -Belastung des Biogases ist bei Gülleanlagen auch die Trinkwasserqualität für den Tierbestand. Insofern wird bei weiteren Betrachtungen der Gasaufbereitungsverfahren eingeschränkt auf wechselnde  $H_2S$ -Schadstoffbelastung eingegangen, indem bei der Betrachtung der Entschwefelungsverfahren auch zu erwartende  $H_2S$ -Maximalbelastungen mit beachtet werden.

Ein tiefer gehendes Verständnis der biologischen Vorgänge im Fermenter und der Substratzusammensetzungen ist wichtig für die Einschätzung und Beurteilung von Biogaszusammensetzungen. Änderungen im Prozessregime (pH-Milieu, Temperatur im Fermenter) oder Betriebsstörungen wirken sich unmittelbar auch auf die Biogaszusammensetzungen aus. Die verwendeten Eingangssubstrate haben einen wesentlichen Einfluss auf die Gasqualität.

Bei einer Verwendung von Kofermenten (Speisereste, Altfette etc.) können im Biogas auch weitere Minor Komponenten wie Aromaten (Toluol, Benzol oder Xylol) oder Siliziumorganika (Siloxane) in Spuren nachgewiesen werden. Nachfolgende Ausführungen stützen sich im Wesentlichen auf Analysen des Fraunhofer-Institutes UMSICHT, Oberhausen, des Heinrich von Thünen-Instituts, Braunschweig (VTI, früher FAL) und des Bayerischen Landesamtes für Umweltschutz, Augsburg [2, 3].

## 1.1 Herkunft der Minorkomponenten in Biogasen

Die Vergärung wasserreicher organischer Fraktionen zu Biogas ist ein biologischer Prozess, der unter Abwesenheit von Sauerstoff, d. h. unter anaeroben Bedingungen, abläuft. Das organische Substrat wird von verschiedenen Mikroorganismen stufenweise von hochmolekularen Strukturen bis zu den Endprodukten Methan und Kohlendioxid abgebaut (siehe Abbildung 1-3). Die beteiligten biologischen Stoffwechselprozesse sind in zahlreichen Fachbüchern ausführlich beschrieben [4] und gelten grundsätzlich für alle Biomassen, unabhängig davon, ob es sich um Abfälle (Deponiegas), Klärschlämme (Klärgas) oder landwirtschaftliche Substrate handelt.

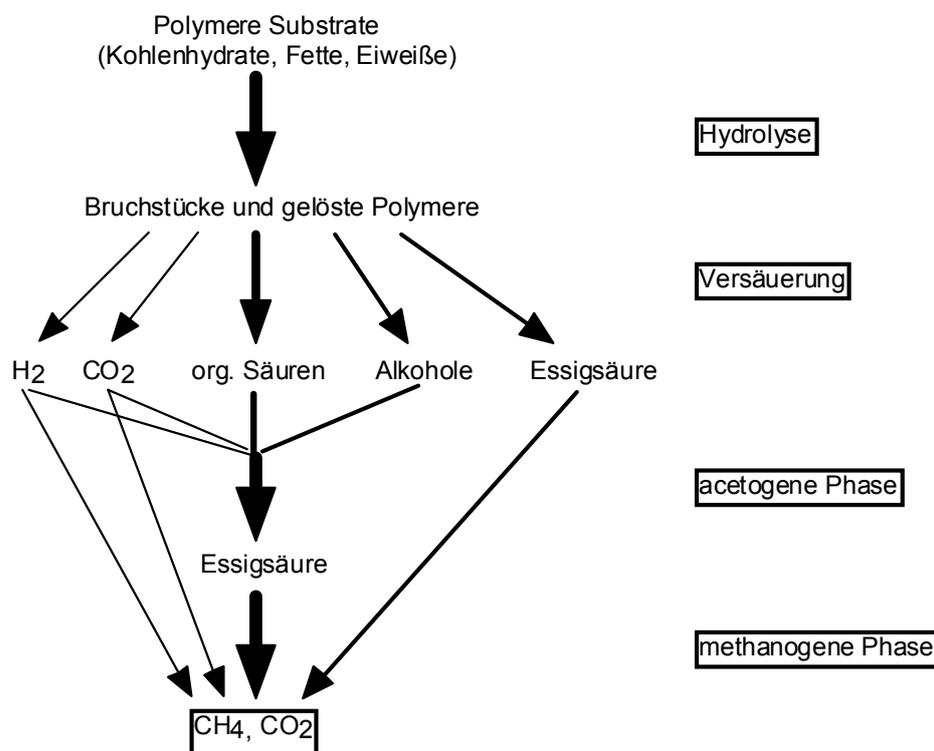


Abbildung 1-3: Biochemische Wege beim mehrstufigen Abbau von Biomasse zu Biogas

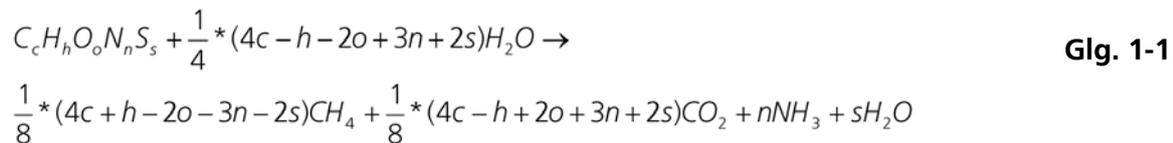
Generell geeignete Substrate für die anaerobe Vergärung feuchter Biomassen sind strukturarme – also lignin- oder zellulosearme – wasserreiche organische Stoffe. Holzreiche Materialien sind als Einsatzmaterial für die Vergärung ungeeignet.

Die Geschwindigkeit des anaeroben mikrobiellen Abbaus hängt wesentlich von der Zusammensetzung des eingesetzten organischen Materials ab. Während bei gut wasserlöslichen und leicht hydrolysierbaren Polymeren wie einigen Kohlenhydraten und Proteinen die methanbildenden Bakterien am Ende der Nahrungskette die Abbaugeschwindigkeit limitieren, stellt bei schlecht wasserlöslichen und schwer hydrolysierbaren Komponenten wie z. B. Fetten und Cellulose der Hydrolyseschritt zu Beginn der Nahrungskette den »Flaschenhals« dar.

Tabelle 1-1: Herkunft geeigneter Substrate für biochemische Biomassekonversionsverfahren

Wirtschaftszweig	Geeignete Substrate
Landwirtschaftliche Produkte (Nachwachsende Rohstoffe) und Reststoffe	Gülle, Festmist, Frischpflanzen und Silagen (Gras, Klee, Mais, Grünroggen etc.), Grünschnitt, Erntereste (z. B. Rübenblätter, z. B. Kartoffelkraut, z. B. Maisstroh, z. B. Obstabfälle), Treber, Fleischverarbeitungsabfälle, Speisereste
Industrielle Rückstände (z. B. Lebensmittelindustrie)	Fettabscheiderinhalte, Abwässer und Schlämme, Schlemphen, Trester, Molke, Gemüseabfälle
Kommunale Abfälle	getrennt gesammelter Bioabfall, Grasschnitt

Die chemische Zusammensetzung der Ausgangsmaterialien beeinflusst auch maßgeblich die Mengenanteile der Endprodukte Methan und Kohlendioxid im entstehenden Biogas. Die theoretisch maximale Ausbeute an Methan und Kohlendioxid lässt sich mit Hilfe der erweiterten Formel nach Buswell (Gleichung 2-1) ermitteln:



Für die wichtigsten organischen Stoffgruppen Kohlenhydrate, Proteine und Fette ergeben sich nach obiger Formel folgende Biogaszusammensetzungen (Tabelle 1-2):

Tabelle 1-2: theoretische Biogaszusammensetzung in Abhängigkeit der Organik

	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S
Kohlenhydrate	50 %	50 %		
Fette	71 %	29 %		
Proteine	38 %	38 %	18 %	6 %

Fette ergeben die höchste spezifische Biogausausbeute, sind in der Praxis aber nicht unproblematisch. Auf den limitierenden Hydrolyseschritt wurde bereits eingegangen. Außerdem tritt bei zu hoher Belastung des Gärprozesses mit Fett-Substrat eine Versäuerung ein, die den methanbildenden Prozess empfindlich hemmt. Aus diesen Gründen werden in der Praxis keine reinen Fett-Vergärungsanlagen betrieben, sondern Fette ausschließlich als Kosubstrate im Gemisch mit anderen Komponenten wie z. B. Gülle vergoren. Als Kosubstrat tragen Fette bei optimaler Steuerung der Vergärung durch Steigerung der Biogausausbeuten erheblich zur Wirtschaftlichkeit des Gesamtprozesses bei. Anhand Tabelle 1-2 wird schnell deutlich, dass proteinreiche Substrate wie Gülle, Bio- oder Speiseabfälle zu hohen H<sub>2</sub>S- bzw. NH<sub>3</sub>-Konzentrationen im Rohbiogas führen können und darüber hinaus die wichtigsten Minorkomponenten in Biogasen aus landwirtschaftlichen Biogasanlagen darstellen.

## H<sub>2</sub>S

Bei der Entstehung von Schwefelwasserstoff wird zwischen zwei mikrobiellen Prozessen unterschieden. Bei der assimilatorischen Sulfatreduktion wird Sulfat von autotrophen Bakterien aufgenommen und in Form von organischen Schwefelverbindungen (z. B. Aminosäuren) gebunden. Bei der anschließenden Desulfuration durch hydrolysierende und fermentative Bakterien entstehen dann unter anaeroben Bedingungen Sulfide. Die zweite Art der Schwefelwasserstoffbildung (Desulfurikation) beruht auf der Reduzierung von Sulfat zu Sulfid durch obligat anaerobe Bakterien unter Nutzung von Acetat, Fettsäuren, Alkoholen und Wasserstoff als Wasserstoffdonatoren. Sulfide stellen die Vorstufe zur Bildung von Schwefelwasserstoff dar, sie liegen in der Flüssigphase in dissoziierter ionischer Form oder ungelöst als Metallsulfide vor. Dabei stehen die Sulfidionen (S<sup>2-</sup>) mit den Hydrogensulfidionen (HS<sup>-</sup>) und damit mit undissoziiertem Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S) im Gleichgewicht. Der Übergang des undissoziierten Schwefelwasserstoffs in die Gasphase nimmt mit sinkendem pH-Wert zu. Eine steigende Temperatur hat aufgrund einer dann geringeren Löslichkeit denselben Effekt. Die Vermutung liegt nahe, dass Nebenprodukte der Schwefelwasserstoffbildung einen Teil des Spurengasspektrums im Biogas darstellen. Schwefelwasserstoff kann in der Flüssigphase bei Anwesenheit von Eisensalzen als Sulfid ausgefällt und somit dem biologischen Prozess entzogen werden.

## Ammoniak NH<sub>3</sub>

Grundvoraussetzung für die Entstehung von Ammoniak im Biogas durch die Mineralisierung von organischem Stickstoff ist das Vorhandensein von Ammoniumstickstoff im Fermenter. In dieser Form hat er eine wichtige biologische Bedeutung, da alle Lebewesen (mit Ausnahme von Stickstoff fixierenden Bakterien) Stickstoff nur in dieser Form aufnehmen können, um ihn in ihren Stoffwechsel einzubinden. Da in einem Biogasprozess Stickstoff fixierende Bakterien keine Bedeutung haben, stellt gelöstes Ammonium (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) somit die einzige verfügbare Stickstoffquelle für die Mikroorganismen im Reaktor dar. Ammonium befindet sich in einem thermodynamischen Gleichgewicht mit gelöstem Ammoniak, welches schon in sehr niedrigen Konzentrationen toxisch für Mikroorganismen ist. Dieses steht wiederum an der Grenzfläche zwischen Flüssigkeit und umgebendem Gas im Gleichgewicht mit gasförmigem Ammoniak.



**Glg. 1-2**

Das Dissoziationsgleichgewicht zwischen gelöstem Ammonium und gelöstem Ammoniak ist stark von Temperatur und pH-Wert abhängig. Mit steigender Temperatur steigt der NH<sub>3</sub>-Partialdruck, in saurem Milieu liegt das Gleichgewicht auf Seiten des Ammoniums. Erst oberhalb von pH 7,5 liegt ein nennenswerter Anteil an gelöstem Ammoniak vor. Ab einem pH-Wert von 11 kann der Stickstoff zu 100 % in Ammoniak überführt werden. Methanbildende Bakterien werden im Vergleich zu hydrolysierenden und acidogenen Mikroorganismen schon bei verhältnismäßig niedrigeren Ammoniakkonzentrationen gehemmt. Es konnte nachgewiesen werden, dass viele hydrolysierende Arten von Mikroorganismen selbst bei Ammoniakkonzentrationen um 7-8 g/l noch vital sind, während es bei den Methanbildnern bereits einen signifikanten Einbruch gibt. Dadurch kommt es zu einer Aufkonzentration organischer Säuren, die einen Abfall des pH-Wertes bewirken. Dadurch wiederum verschiebt sich das Gleichgewicht zwischen Ammoniak und Ammonium in Richtung des Ammoniums, so dass die Ammoniakkonzentration sinkt und die Hemmung abnimmt; parallel kann aber eine Hemmung durch die Akkumulation organischer Säuren im System die Folge sein.

Grundsätzlich liegt die Ammoniakkonzentration in vielen Biogasanlagen auf sehr niedrigem Niveau. Lediglich bei Anlagen mit hohen Kosubstratanteilen (z. B. Fettabscheiderflotate) sind Ammoniakwerte von maximal  $1,5 \text{ mg/m}^3$  möglich. Die Minorkomponenten Ammoniak und Schwefelwasserstoff können die Biogasproduktion sogar hemmen. Beides tritt vermehrt beim Abbau von stark proteinhaltigen Materialien auf, darüber hinaus entsteht Schwefelwasserstoff durch biologische Reduktion von Sulfaten. Die als hemmend wirkenden Konzentrationen hängen auch von anderen Parametern, vor allem pH-Wert und Temperatur und damit zusammenhängenden Gleichgewichtsreaktionen, ab und variieren in der Literatur [4].

Das pH-Milieu im Fermenter ist für die Biomassevergärung von großer Bedeutung; insbesondere die Konzentration an niedermolekularen organischen Säuren. Die für die Biogasproduktion verantwortlichen methanogenen Bakterien zeigen ein enges pH-Spektrum zwischen 6,5 und 8, in welchem eine optimale Biogasbildung stattfindet. Insbesondere bei Überladung mit leicht vergärbaren Materialien kommt es schnell zu einer Versäuerung im Gärbehälter durch die hydrolysierenden und säurebildenden Bakterien, welche zu einer Hemmung der methanogenen Bakterien und damit zu einer Verringerung der Biogasbildung führt. Viele Materialien, vor allem Gülle, weisen eine hohe Pufferkapazität auf, so dass das vermehrte Auftreten der organischen Säuren nicht unbedingt zu einem Absinken des pH-Wertes führt. Dennoch tritt eine Hemmung der Biogas-Produzenten auf, da die Konzentration an nicht dissoziierten Säuren für die Hemmung entscheidend ist und diese bei einer entsprechend hohen Gesamtsäurekonzentration auch bei pH-Werten um 7 wirken. Die optimale Beladung des Gärbehälters in Kombination mit der hydraulischen Verweilzeit (Verhältnis aus Fermentervolumen zu Substratvolumenstrom) erfordert daher besondere Aufmerksamkeit bei der Prozessführung.

### **Andere Minorkomponenten**

Weitere Schadstoffe wie Aromaten oder Siloxane sind nur in Ausnahmefällen in sehr geringen Mengen in Biogasen zu finden, wenn biogene Abfälle als Kofermente verwendet werden. Abhängig vom Eingangssubstrat können Aromaten (Toluol, Benzol oder Xylol) oder Siliziumorganika (Siloxane) nachgewiesen werden. In Untersuchungen zur Ermittlung der Spurengasmatrix wurden insgesamt 10 Biogasanlagen (Tabelle 1-5) spurengasanalytisch über einen Zeitraum von einem Jahr begleitet. Dabei wurde parallel die Substrat- und Betriebssituation der jeweiligen Anlage erfasst, um Rückschlüsse bezüglich einer Beeinflussung des Spurengasspektrums zu erhalten (siehe Tabelle 1-5). Tabelle 1-3 zeigt eine Übersicht über alle in diesem Zeitraum detektierten Spurengaskomponenten, die Konzentrationen wurden nach dem NIST-Referenzstandardverfahren mittels GC-MS (QP-5050A Shimadzu, GasPro-Säule Agilent) bestimmt (Tabelle 1-4).

Das ermittelte Spektrum erstreckt sich hauptsächlich über verschiedene Kohlenwasserstoff- und Schwefelverbindungen. Dabei handelt es sich um Nebenprodukte des anaeroben Gärprozesses. Die angegebenen Konzentrationen in Tabelle 1-4 sind Maximalwerte für die einzelnen Minorkomponenten über alle vermessenen Biogasanlagen.

Bis auf die Kofermentationsanlage BGA 3 handelte es sich dabei um NawaRo-Anlagen mit nachwachsenden Rohstoffen und betriebseigenen Reststoffen wie Gülle bzw. Festmist als Substrate. Auf die individuellen Substrat- und Spurengassituationen der einzelnen Anlagen wird in Tabelle 1-5 eingegangen. Die Spurengasmatrix zeigt insgesamt eine große Varianz an möglichen Komponenten, von denen die meisten in Konzentrationsbereichen deutlich unter  $1 \text{ ppmv}$  liegen.

Tabelle 1-3: Nachgewiesene Minorkomponenten in Biogas [2]

Stoff	BGA Nr.	1		3	4		5		6		7	8	9	10
	Kalenderwoche	14	46	44	13	43	10	18	13	43	13	13	47	22
Carbonylsulfid			X							X		X		X
Propen				X										X
Cyclopropen														X
Carbondisulfid			X	X						X				X
2-Methyl-1-Propen				X										
Ethan			X											
Pentan			X	X		X	X	X		X			X	
Methanthiol		X	X	X	X	X	X	X				X		X
2-Methyl-2-Buten			X						X	X			X	
1,4-Pentadien						X	X	X		X				
1-Methyl-1,3-Butadien		X	X		X						X			X
Ethanthiol / Dimethylsulfid			X	X										
2,5-Dihydrothiophen			X		X				X		X			
2-Propanthiol		X	X	X	X	X	X	X		X			X	
Benzol			X			X	X	X		X			X	
1,5-Hexadien 3-in			X		X	X	X	X					X	X
1-Propanthiol				X										X
2-Butanthiol			X		X	X	X	X					X	X
3-Methylthiophen			X							X			X	
Toluol		X	X		X	X	X	X		X	X	X	X	X
2-Butanon			X	X								X	X	
Butan		X	X	X	X	X	X	X		X		X		
3-Hydroxy-2-Butanon		X	X		X							X	X	
Pentandinitril			X											X
3-Pentanon			X						X					X

Tabelle 1-4: gemessene Konzentrationen von Minorkomponenten an unterschiedlichen Biogasanlagen [2]

Minorkomponente	WOHER	Konzentration [ppmv]
Carbonylsulfid	BGA 2 KW15	0,246
Propen	BGA 3 KW44	2,351
Cyclopropen	BGA 2 KW46	0,325
	BGA 3 KW44	2,351
Carbondisulfid	BGA 2 KW46	0,015
	BGA 3 KW44	0,098
2-Methyl-1-Propen	BGA 1 KW14	0,092
	BGA 3 KW44	5,128
Ethan	BGA 2 KW46	0,247
Pentan	BGA 2 KW16	0,111
	BGA 2 KW46	1,289
	BGA 3 KW44	2,116
Methanthiol	BGA 4 KW43	0,193
	BGA 3 KW44	0,683
2-Methyl-2-Buten	BGA 2 KW15	0,089
	BGA 2 KW16	0,84
	BGA 2 KW46	2,979
1,4-Pentadien	BGA 2 KW46	0,662
	BGA 2 KW46	0,636
	BGA 2 KW46	1,58
	BGA 3 KW44	0,276
1-Methyl-1,3-Butadien	BGA 1 KW14	0,218
Hexan	BGA 5 KW10	16,158
1,4-Pentadien	BGA 3 KW44	0,229
Bromcyclopentan	BGA 2 KW46	0,101
	BGA 2 KW46	0,069
	BGA 3 KW44	0,597
Ethanthiol / Dimethylsulfid	BGA 2 KW15	0,003
	BGA 2 KW46	0,016
2,5-Dihydrothiophen	BGA 3 KW44	0,176
	BGA 2 KW16	0,131
2-Propanthiol	BGA 2 KW46	0,563
	BGA 2 KW15	1,316
	BGA 3 KW44	0,07
Benzol	BGA 2 KW15	0,216
	BGA 2 KW46	0,121
	BGA 2 KW46	0,377
Ethylenoxid	BGA 2 KW46	0,086
1-Propanthiol	BGA 3 KW44	0,519
Methylnitrat	BGA 3 KW44	0,024
2,4-Dimethylpentan	BGA 3 KW44	0,196

Tabelle 1-4: gemessene Konzentrationen von Minorcomponenten an unterschiedlichen Biogasanlagen [2]

Minorkomponente	WOHER	Konzentration [ppmv]
2-Butanthiol	BGA 2 KW15	0,062
	BGA 2 KW46	0,293
	BGA 2 KW46	0,117
	BGA 3 KW44	0,008
3-Methylthiophen	BGA 2 KW15	0,024
	BGA 2 KW46	0,068
Pyridin	BGA 2 KW16	0,443
	BGA 2 KW46	0,036
Toluol	BGA 2 KW15	0,165
	BGA 2 KW46	1,045
	BGA 2 KW46	1,288
	BGA 3 KW44	0,906
2-Butanon	BGA 2 KW16	0,117
Butan	BGA 2 KW16	10,879
	BGA 2 KW46	42,58
	BGA 3 KW44	83,864
3-Hydroxy-2-Butanon	BGA 2 KW15	0,581
	BGA 2 KW46	1,544
	BGA 3 KW44	1,811
Pentandinitril	BGA 2 KW15	0,094
1-Methyl-3,1-Methylethylbenzol	BGA 3 KW44	1,048
	BGA 2 KW46	3,549
	BGA 1 KW14	0,319
3-Pentanon	BGA 2 KW15	0,151
3-Methyl-2-Butanon	BGA 3 KW44	0,987

Die Konzentrationen an Benzol, Toluol, Ethylbenzol und Xylol im Biogas sind sehr gering und liegen im Allgemeinen unterhalb oder nahe der Nachweisgrenze von 0,1 mg/m<sup>3</sup>. Lediglich Toluolbelastungen bis 5 mg/m<sup>3</sup> können in Einzelfällen bei Einsatz von Kosubstraten, wie z. B. Altfetten, nachgewiesen werden. Konzentrationen von Chlor und Fluor im Biogas liegen ebenfalls, von einzelnen Ausnahmen (Chlor bis 0,15 mg/m<sup>3</sup>) abgesehen, unterhalb der jeweiligen Nachweisgrenze von 0,1 mg/m<sup>3</sup> [3].

An einzelnen Biogasanlagen wurden zeitweise hohe Konzentrationen an Alkanen (Ethan, Propan, Butan bis Hexan) und Alkenen gemessen. Hier liegen die Konzentrationen in Bereichen teilweise deutlich über 1 ppmv. Auffällig ist vor allem die teilweise sehr hohe Butankonzentration. Es ist denkbar, dass Butan ein Nebenprodukt beim Abbau von Buttersäure ist.

Organische Schwefelkomponenten, wie Methanthiol können in sehr wenigen Ausnahmefällen in Biogasen enthalten sein. Ethanthiol ist bisher kaum nachgewiesen worden. Siloxane treten bei Verwendung von Lebensmittelabfällen als Kosubstrate in sehr geringen Mengen in Biogasen auf. Bisher wurden nur vereinzelt in wenigen Ausnahmefällen cyclische Siloxanverbindungen im Bereich < 5 mg/m<sup>3</sup> gemessen.

Tabelle 1-5: Biogasanlagenübersicht – verwendete Substrate im Untersuchungszeitraum [2]

Biogasanlage Zeitraum	Substrate	Verteilung in %
BGA 1 KW 14	<i>Maissilage</i>	90,5 %
	Corn-Cob-Mix	0,4 %
	Getreide	9,0 %
BGA 2 KW15	GPS	16,5 %
	Mais + Sonnenblumen	7,8 %
	<i>Maissilage</i>	12,6 %
	Getreideschrot	4,7 %
	<i>Gülle</i>	58,4 %
BGA 2 KW 16	GPS	15,5 %
	Mais + Sonnenblumen	7,3 %
	<i>Maissilage</i>	18,2 %
	Getreideschrot	4,4 %
	<i>Gülle</i>	54,6 %
BGA 2 KW 46	GPS	24,3 %
	Körnermaisschrot - Silage	3,5 %
	<i>Maissilage</i>	24,3 %
	Getreideschrot	0,9 %
	<i>Gülle</i>	47,0 %
BGA 3 KW 44	Kartoffelschälabfälle	32,4 %
	<i>Fettabscheiderinhalte</i>	36,5 %
	Brotabfälle	16,5 %
	Getreideabfälle	14,7 %
BGA 4 KW14	<i>Maissilage</i>	89,5 %
	Grassilage	7,0 %
	Mist	3,5 %
BGA 5 KW 10	<i>Maissilage</i>	100,0 %
BGA 6 KW47	<i>Silomais</i>	62,1 %
	Roggenschrot	10,2 %
	Schweinegülle	27,8 %
BGA 7 KW 43	Mist	21,9 %
	Grassilage	15,7 %
	<i>Maissilage</i>	56,2 %
	Getreide	6,2 %

Ausgehend von eigenen Analysen und Literaturangaben wird für die Beschreibung und Auslegung der Biogasaufbereitungsverfahren sowie für die Entwicklung von Modellanlagen zur Biogasaufbereitung von folgenden Biogaszusammensetzungen ausgegangen (Tabelle 1-6).

Tabelle 1-6: Biogaszusammensetzung, Schwankungsbreiten und Auslegungsgrunddaten

	Biogase Schwankungsbreite	Auslegungsgrundlage	
		Gülle-BGA	NawaRo-BGA
<b>Methan</b>	45 – 70 %	57,0 %	53,0 %
<b>Kohlendioxid</b>	25 – 55 %	39,7 %	43,7 %
<b>Luft</b>	0,05 – 5 %	< 1%	< 1%
<b>Schwefelwasserstoff</b>	10 – 30.000 mg/m <sup>3</sup>	2.000 ppmv	500 ppmv
<b>organischer Schwefel</b>	< 0,1 – 30 mg/m <sup>3</sup>	vernachlässigbar	
<b>Ammoniak</b>	0,01 – 2,5 mg/m <sup>3</sup>	vernachlässigbar	
<b>BTX</b>	< 0,1 – 5 mg/m <sup>3</sup>	Vernachlässigbar	
<b>Siloxane</b>	< 0,1 – 5 mg/m <sup>3</sup>	vernachlässigbar	
<b>Wasserdampf</b>	100 % r.F.	100 % r.F.	
(bei 25 °C und 1.013mbar)	3,1 %	3,1 %	

Im Rahmen dieser Studie werden zwei Referenzbiogasanlagen näher betrachtet:

- eine »**Gülle-Biogasanlage**« (nachfolgend auch »Gülle-BGA« genannt),  
verwendete Substrate: 90 % Gülle und 10 % Maissilage,  
betrachtete Anlagengrößen: 100, 250 und 500 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas
- eine »**NawaRo-Biogasanlage**« (nachfolgend auch »NawaRo-BGA« genannt),  
verwendete Substrate: 10 % Gülle und 90 % Maissilage,  
betrachtete Anlagengrößen: 250, 500, 1.000, 1.500 und 2.000 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas.

Im Kapitel 5 (Kosten der Biogaserzeugung und -aufbereitung) wird die NawaRo-Biogasanlage als Referenzanlage unterstellt; d. h. die spezifischen Kostenangaben beziehen sich auf die Rohbiogasqualität einer NawaRo-Biogasanlage. Es wird bei beiden Biogasanlagen davon ausgegangen, dass in den Fermenter keine Luft zur internen biologischen Entschwefelung eingeblasen wird und das Rohbiogas weitestgehend sauerstoff- und stickstofffrei an der Schnittstelle Fermenter austritt-Eintritt Gasreinigung anliegt.

Aufgrund der sehr geringen Belastung von Biogasanlagen mit BTX (Benzol, Toluol, Xylol), Siloxanen, Ammoniak und organischen Schwefelverbindungen werden diese bei der Auslegung der Gasreinigungsverfahren vernachlässigt. Dafür sprechen drei Gründe: Zum einen liegen die Belastungen unterhalb der Anforderungen des DVGW-Regelwerkes, die Minorkomponenten sind in der Regel nicht im Biogas nachweisbar und schließlich können diese Minorkomponenten in den nachfolgend betrachteten Gasreinigungsverfahren mit entfernt werden, ohne dass zusätzliche Prozessschritte erforderlich wären.

## 1.2 Anforderungen des DVGW-Regelwerks an die Biogasaufbereitung

Entsprechend den maßgeblichen DVGW-Arbeitsblättern G260 (Entwurf Februar 2007), G262 (Stand November 2004) und G685 sind bei einer Einspeisung von biogenen Gasen einige Randbedingungen einzuhalten, die nachfolgend etwas detaillierter erläutert werden [5, 6, 7]. Weitere DVGW-Arbeitsblätter, wie G280 oder andere Regelwerke (TA, TR, UT) sind ebenfalls zu beachten. Das DVGW-Arbeitsblatt G260 spezifiziert die Anforderungen an Brenngase der öffentlichen Gasversorgung und regelt die Rahmenbedingungen für Gaslieferungen. Sie findet keine Anwendung in gesonderten Leitungen. Dabei werden drei Gasstandards definiert:

<b>Brenngas</b>	Gase der öffentlichen Gasversorgung, die über ein Netz geliefert werden (Brenngasspezifikation = Netzspezifikation), Verweis auf DIN 1340
<b>Grundgas</b>	im Versorgungsgebiet üblicherweise verteiltes Gas
<b>Konditionierungsgas</b>	zur Einstellung brenntechnischer Kennwerte.

Des Weiteren werden bei einer Gaseinspeisung zwei mögliche Fälle definiert:

<b>Austauschgas</b>	ist in Zusammensetzung und in den brenntechnischen Grunddaten verschieden zum Grundgas, aber gleichartig im Brennverhalten wie Grundgas (bei konstantem Druck).
<b>Zusatzgas</b>	ist in Zusammensetzung und brenntechnischen Grunddaten wesentlich verschieden zum örtlichen verteilten Grundgas und kann begrenzt zugemischt werden. Die Forderung nach gleichartigem Brennverhalten bestimmt die maximale Zumischung

Brenntechnische Grunddaten sind der Brennwert  $H_{s,N}$ , Heizwert  $H_{i,N}$ , die relative Dichte  $d$ , der Wobbeindex  $W_{s,N}$ . In der öffentlichen Gasversorgung werden Brenngase mit weitgehend identischen Brenneigenschaften bestimmten Gasfamilien zu geordnet. In Deutschland sind drei Gasfamilien relevant:

- 1. Gasfamilie** wasserstoffreiche Gase, nach Wobbe in A (Stadtgas) und B (Ferngas) unterteilt
- 2. Gasfamilie** methanreiche Gase, natürlich vorkommende Erdgase, synthetische Erdgase (SNG) sowie deren Austauschgase, nach Wobbe in L und H unterteilt
- 3. Gasfamilie** Flüssiggase nach DIN 51622.

Die Anforderungen an die genannten Gasfamilien werden in den Tabellen 2 bis 4, Kapitel 3 DVGW-Arbeitsblatt G260 näher spezifiziert. Die wichtigsten Festlegungen betreffen den Wobbeindex, die relative Dichte und den Brennwert (innerhalb zulässiger Schwankungsbereiche bzw. Gesamtbereiche, Nennwerte sind festgelegt). Der Gesamtbereich (Brennwert) einer Gasfamilie darf dabei in keinem Fall überschritten, unter bestimmten Umständen aber unterschritten werden.

Eine zeitlich begrenzte Unterschreitung zur Vermeidung von Versorgungsengpässen, ist möglich bei:

**Erdgas-H** vom oberen Wobbeindex  $W_{s,N}$  12,8 kWh/m<sup>3</sup> auf 12,0 kWh/m<sup>3</sup>

**Erdgas -L** vom oberen Wobbeindex  $W_{s,N}$  10,5 kWh/m<sup>3</sup> auf 10,0 kWh/m<sup>3</sup>.

Die relative Dichte eines Brenngases kann bei Zumischung eines Flüssiggas/Luftgemisches als Austausch- oder Zusatzgas überschritten werden.

Hinsichtlich Gasbegleitstoffen ist der Gehalt an höheren Kohlenwasserstoffen zu begrenzen; deren mögliche Kondensation muss sicher ausgeschlossen werden können. Für Wasser gilt: die maximal zulässige relative Feuchte darf in HD-/MD-Leitungen 60 % nicht überschreiten. Darüber hinaus sollte das einzuspeisende Gas möglichst trocken sein. Der maximale CO-Gehalt darf 3 % nicht überschreiten. Der Sauerstoffgehalt darf in trockenen Netzen 3 % und kurzfristig 4 % nicht überschreiten; in feuchten Gasnetzen gilt der strengere Wert von 0,5 %.

Hinsichtlich »Kohlendioxid-Gehalte« gibt es im DVGW-Arbeitsblatt G260 keine Vorgaben oder Einschränkungen; jedoch den Verweis auf DVGW G262<sup>2</sup>. Weitere Festlegungen hinsichtlich maximal zulässigen Schwefelgehalten, Stäuben, Nebel oder anderen Schadstoffen können den vorgenannten Tabellen entnommen werden.

In Kapitel 5 des DVGW-Arbeitsblattes G260 sind weitere Ergänzungen für die 2. Gasfamilie (Erdgase) festgelegt, welche für Erdgase gelten, die nicht die G260 erfüllen; d. h. für Zusatz- und Konditionierungsgase und Gase anderer Beschaffenheit (z. B. Biogase).

Als Konditionierungsgase sind zulässig: Luft, Stickstoff, Gase der 1. Gasfamilie (Stadtgas, Synthesegas), Erdgase anderer Beschaffenheit oder Flüssiggase. Gase der ersten Gasfamilie müssen bezüglich Gasbegleitstoffen G 260, Tab. 2 entsprechen; des Weiteren dürfen die Anteile an CO 1 % und an Wasserstoff 12 % im Mischgas (Gaszusammensetzung nach Mischerstation, Mischung Grundgas mit Konditionierungsgas) nicht überschreiten. Unter Umständen können je nach Versorgungsgebiet und Gasversorgungsunternehmen (GVU) diese Grenzwerte nicht ausgeschöpft werden.

Flüssiggase müssen G 260, Tab. 4 entsprechen. Eine Zumischung von Flüssiggas (LPG) ist z. B. sinnvoll, um die brenntechnischen Eigenschaften des einzuspeisenden Gases auf Erdgas-L oder Erdgas -H anzuheben bzw. den Brennwert des einzuspeisenden Gases auf das der örtlich verteilten Brenngasqualität einzustellen (Karburierung nach G685). Die Höhe der Zumischung orientiert sich am Brennwert. Eine Propanzumischung ist dabei aufgrund der nachlassenden Verbrennungsgüte weniger kritisch als eine Butanzumischung. Bei einer BrennwertEinstellung ( $H_{s,N}$ ) bis auf 11,1 kWh/m<sup>3</sup> gibt es keine zeitlichen oder technischen (Propan-Butan-Verhältnis) Begrenzungen, bei einer BrennwertEinstellung über 12,1 kWh/m<sup>3</sup> ist ausschließlich Propan zu verwenden und der Einsatz sollte zeitlich beschränkt sein auf Ausnahmesituationen<sup>3</sup>.

Als Zusatzgase sind zulässig: Gase der 1. GF im Gemisch mit Flüssiggas, Flüssiggas/Luft-Gemische, Austauschgase nach G260, Kapitel 4.4 (Propan-Luft-Gemisch, Klärgas, Biogas, Grubengas) und sonstige methanreiche Gase gegebenenfalls im Gemisch mit Flüssiggas.

Im Flüssiggas/Luft-Gemisch ist der maximale Olefingehalt auf 10 % zu begrenzen. Höhere Olefingehalte können zu Problemen (bei Überschreitung der relativen Dichte von 0,75 bzw. Unterschreitung des Wobbeindex von mehr als 20 %) führen. Die maximal zulässige relative Dichte bei Flüssiggaszudosierung darf bei Einspeisung als Erdgas L 0,9 und bei Erdgas H 0,85 nicht

<sup>2</sup> Im DVGW-Arbeitsblatt G260 (Kapitel 3.3.5) gibt es lediglich den Hinweis auf eine durch CO<sub>2</sub> begünstigte Korrosion und die Empfehlung einer Gastrocknung bei höheren CO<sub>2</sub>-gehalten im Gas sowie einen Verweis auf G262.

<sup>3</sup> Siehe DVGW-Schriftenreihe Nr. 37

überschreiten. Die maximal zulässigen Wobbeindexabweichungen betragen bei Erdgas-H 13,5 kWh/m<sup>3</sup> nach unten und bei Erdgas-L bis 11,6 kWh/m<sup>3</sup>. Gegebenenfalls sind engere Grenzen bei bestimmten Verbrauchern einzuhalten.

Bei der Einspeisung von Gasen der 1. Gasfamilie (wasserstoffreiche Gase, Synthesegase) im Gemisch mit Flüssiggasen als Zusatzgas sind die gleichen Bedingungen wie bei der Einspeisung bzw. Zugabe von Konditionierungsgasen zu beachten.

Als Austauschgase sind zulässig: Propan-Luft-Gemische, Klärgas, Biogas bzw. Grubengas. Diese Gase müssen die Anforderungen nach G262 und G260, Tab. 3 erfüllen. Abweichend vom DVGW-Arbeitsblatt G260 werden im DVGW-Arbeitsblatt G262 (Stand November 2004) weitere Festlegungen getroffen. Nach Kapitel 3.2 dürfen biogene Austausch- oder Zusatzgase nur die Begleitstoffe enthalten, die in G260, Tab. 3 enthalten sind und diese auch nicht überschreiten. In Kapitel 3.2.1 des DVGW-Arbeitsblattes G262 wird der maximale CO<sub>2</sub>-Gehalt auf 6 % im Brenngas (gilt für Austauschgas bzw. bei Zusatzgaseinspeisung für das Brenngasgemisch nach Einspeisung) begrenzt. Die maximale Zumischrate für Wasserstoff im Brenngas wird auf 5 % begrenzt, wobei diese manchmal nicht ausgeschöpft werden kann.

Eine Einspeisung kann daher entweder als:

- Austauschgas nach G260 (Kapitel 4.4.2: Klär-, Bio- u. Grubengase, wenn sie G260, Tab. 3 erfüllen und der CO<sub>2</sub>-Anteil auf 6 % limitiert ist)
- oder als Zusatzgas zur Konditionierung (Kapitel 4.3: 1. GF mit Flüssiggas, Brennwert soll sich an Brennwert im Versorgungsgebiet orientieren, max. O<sub>2</sub>-Anteil gemäß G260, Tab. 3 und nach Kapitel 4.2: max. CO-Anteil 1 %, max. H<sub>2</sub>-Anteil 12 %, Gasbegleitstoffe nach Tab. 2 bzw. Tab. 3 für Gesamtschwefel)

erfolgen.

Bei einer Austauschgaseinspeisung ist die Einspeisung unproblematisch. Das Austauschgas ist auf den erforderlichen Netzdruck zu bringen und die eingespeiste Energiemenge zu messen. Bei einer Einspeisung auf ND-Ebene sind die DVGW-Arbeitsblätter G280 und G685 zu beachten.

Demnach müssen als Austauschgas eingespeiste Biogase folgende Randbedingungen erfüllen:

- Einhaltung der brenntechnischen Kennwerte, wie Wobbeindex, relative Dichte und Brennwert innerhalb der zulässigen Schwankungsbereiche, wobei die relative Dichte bei einer Zumischung von Flüssiggas zeitweise überschritten werden darf und der Wobbeindex bei Versorgungsengpässen kurzzeitig unterschritten werden darf
- Einhaltung des maximal zulässigen CO<sub>2</sub>-Anteiles im Austauschgas von 6 %
- Einhaltung des maximal zulässigen O<sub>2</sub>-Anteiles im Austauschgas von 3 % in trockenen Netzen bzw. 0,5 % in feuchten Netzen (kann in trockenen Netzen kurzzeitig bis auf 4 % überschritten werden)
- Einhaltung des maximal zulässigen Wasser-Anteiles im Austauschgas, der sich nach der Bodentemperatur (z.B. 4 °C in Endverteilernetzen [8]) und dem jeweiligen Leitungsdruck richtet (ggf. erhebt der Netzbetreiber höhere Anforderungen an die Trockenheit des Gases, z. B. Taupunkte von -15 °C bei einem Leitungsdruck von 70 bara).

Bei einer Zusatzgaseinspeisung ist das Zusatzgas auf Netzdruck zu verdichten, die Energiemenge des eingespeisten Gases genau zu bestimmen und mit Erdgas-H oder Erdgas-L so zu mischen, dass die Anforderungen der öffentlichen Gasversorgung im nachgeschalteten Netz hinter dem Mischpunkt hinsichtlich Gasverwendung und Abrechnung erfüllt werden« (DVGW G262). Größ-

tes Augenmerk ist also auf die Übergabestation bzw. Mischerstation zu richten. Der Netzbetreiber teilt die Anforderungen mit und wirkt unterstützend bei der Erfüllung der Anforderungen mit. Die resultierende Gasbeschaffenheit ist abhängig vom Zusatzgas und dessen Menge – eine genaue Mengensteuerung ist erforderlich. Eine Strähnenbildung oder inhomogene Mischungen nach der Einspeisung sind zu vermeiden. Die Anforderungen an Gasmischanlagen nach G213 und die Forderungen nach einer Odorierung nach G280 sind einzuhalten.

Gemäß der ATV-DVWK-Richtlinie M 363 (Stand 08/02), Kapitel 7.5 sind die Gasanforderungen am Einspeisepunkt mit dem Netzbetreiber abzustimmen. Austauschgase sind nach DVGW-G280 (Stand 12/99) zu odorieren (gilt nur für Endverteilernetze, nicht für Transportleitungen).

Bei einer Biogaseinspeisung als Zusatzgas sind nach dem Gasmischer folgende Randbedingungen einzuhalten:

- Einhaltung der brenntechnischen Kennwerte, wie Wobbeindex, relative Dichte und Brennwert des Mischgases nach der Mischerstation (Brenngasgemisch nach Einspeisung) innerhalb der zulässigen Schwankungsbereiche, wobei die relative Dichte bei einer Zumischung von Flüssiggas zeitweise überschritten werden darf und der Wobbeindex bei Versorgungsengpässen kurzzeitig unterschritten werden darf
- Einhaltung des maximal zulässigen CO<sub>2</sub>-Anteiles im Mischgas nach der Mischerstation von 6 %
- Vermeidung einer Strähnenbildung oder inhomogenen Mischung nach der Einspeisung
- Einhaltung des maximal zulässigen O<sub>2</sub>-Anteiles im Mischgas nach der Mischerstation von 3 % in trockenen Netzen bzw. 0,5 % in feuchten Netzen (kann in trockenen Netzen kurzzeitig bis auf 4 % überschritten werden)
- Einhaltung des maximal zulässigen Wasser-Anteiles im Mischgas nach der Mischerstation, der sich nach der Bodentemperatur (z.B. 4 °C in Endverteilernetzen [8]) und dem jeweiligen Leitungsdruck richtet (ggf. erhebt der Netzbetreiber höhere Anforderungen an die Trockenheit des Gases, z. B. Taupunkte von -15 °C bei einem Leitungsdruck von 70 bara).

### 1.3 DVGW G 685: Gasabrechnung

Das DVGW-Arbeitsblatt G685 regelt die für die Abrechnung von Erdgasbezügen (Gase nach G260) anzuwendenden Verfahren. Bei zeitlichen Änderungen des Einspeisebrennwertes oder bei einer Verteilung von Gasen mit unterschiedlichen Brennwerten in räumlich getrennten Netzen eines GVU ist als Abrechnungsbrennwert ein Mittelwert (arithmetisches oder mengengewogenes Mittel der täglichen Gasabgabe und des Einspeisebrennwertes in einem Netz evtl. mit Abzug von Großverbrauchern) zu bestimmen und entsprechend anzuwenden (siehe Kapitel 5.1 bis 5.4 DVGW G685).

Bei einer Verteilung von Gasen mit unterschiedlichen Brennwerten in einem räumlich zusammenhängenden Netz (vermaschtes Netz) an *einer* Einspeisestelle ist ein Ersatzverfahren nach Kapitel 5.4.2 G685 anzuwenden. Dies träfe z. B. auf eine Einspeisung von aufbereitetem Biogas (Austausch- aber auch Zusatzgas) in die Mitteldruck- oder Hochdruckverteilebene mit einer nachgelagerten Einspeisestelle in das Niederdruck- oder Mitteldruckversorgungsnetz (Versorgung von Endkunden) zu. In diesen Fällen ist der Brennwert des Mischgases entweder zu messen oder anhand der Mengenströme und der Brennwerte der zu mischenden Gase zu berechnen.

Bei einer Verteilung von Gasen mit unterschiedlichen Brennwerten in einem räumlich zusammenhängenden Netz (vermaschtes Netz) an *mehreren* Einspeisestellen entstehen Misch- und Pendelzonen. Hierbei gilt: der Abrechnungsbrennwert ist für jeden einzelnen Kunden anhand seiner regionalen Lage im Versorgungsgebiet zu ermitteln. Es ist anzustreben, dass der für ein Versorgungsgebiet zugrunde gelegte Abrechnungsbrennwert um nicht mehr als 2 % vom mittleren Brennwert des dem Kunden während der Abrechnungsperiode gelieferten Gases abweicht.

Zur Überprüfung ist daher an jeder Einspeisestelle der Mittelwert (Brennwert) zu bestimmen und für das nachgeschaltete Netz ein mengengewichteter Mittelwert zu berechnen. Hierbei sollten die Einspeisebrennwerte nicht um mehr als 2 % (thermische Abrechnung) vom für das Versorgungsgebiet zugrunde gelegten Abrechnungsbrennwert abweichen. Andernfalls ist die zuständige Eichbehörde über das anzuwendende Abrechnungsverfahren zu unterrichten.

Aufgrund dieser Bestimmungen kann davon ausgegangen werden, dass bei einer Einspeisung von aufbereiteten Biogasen direkt in die Nieder- bzw. Mitteldruckversorgungsebene (Endkundenversorgung) über eine zusätzliche Einspeisestelle der Einspeisebrennwert zeitlich und örtlich mit der Netzqualität weitestgehend übereinstimmen muss; eine Brennwertanpassung des aufbereiteten Biogases durch Luft- oder Flüssiggaszumischung also erforderlich ist. Bei einer Biogaseinspeisung in ein Versorgungsnetz über *eine* Einspeisestelle – Mischung von Grundgas der übergeordneten Gasverteilebene mit biogenem Austausch- bzw. Zusatzgas – vereinfachen sich das Abrechnungsverfahren und der Aufwand einer Biogaskonditionierung.

### 1.4 Aktuelle rechtliche Entwicklungen bei der Einspeisung von biogenen Erdgassubstituten

Das DVGW-Regelwerk lässt zwei Möglichkeiten der Einspeisung zu. Aufbereitetes Biogas kann in das Gasnetz entweder als Austauschgas oder als Zusatzgas eingespeist werden. Austauschgas muss nach DVGW G260 bzw. G262 und G685 voll kompatibel mit der am Einspeisepunkt verteilten Gasqualität sein. Die maximal zulässigen Anteile an CO<sub>2</sub> im Biomethan betragen 6 Vol.-%; für H<sub>2</sub> 5 Vol.-% (G262, Kap. 3.2.1). Nach G685 (Gasabrechnung) dürfen darüber hinaus die Einspeisebrennwerte nicht um mehr als 2 % (thermische Abrechnung) vom für das Versorgungsgebiet zugrunde gelegten Abrechnungsbrennwerten abweichen.

In der Praxis bedeutet dies, dass trotz weitgehender CO<sub>2</sub>-Abtrennung und Einhaltung der DVGW G260 der Brennwert bzw. Wobbeindex aufbereiteten Biogases je nach Versorgungsgebiet entweder mit Flüssiggas (Erdgas H) und oder mit Luft (Erdgas L) angepasst werden muss. Die Flüssiggasbeimischung verursacht allerdings nennenswerte Betriebskosten und warf darüber hinaus auch rechtliche Probleme hinsichtlich einer Vergütung nach dem EEG auf (Verletzung des Ausschließlichkeitsprinzips EEG). In der derzeitigen EEG-Novellierung wird hier allerdings eine Klärstellung erwartet.

Alternativ kann das aufbereitete Biogas auch als Zusatzgas dem Erdgas zugemischt werden. Die maximalen Zumischraten richten sich nach der Biogasqualität und der zur Verfügung stehenden Mischgasmenge (bei Einhaltung der Wobbezahlgrenzen und örtlich erlaubten Brennwertschwankungen nach DVGW G685). Die Zusatzgaseinspeisung eines Biogases, das lediglich getrocknet und entschwefelt wurde, ist grundsätzlich zulässig und konform mit dem DVGW-Regelwerk.

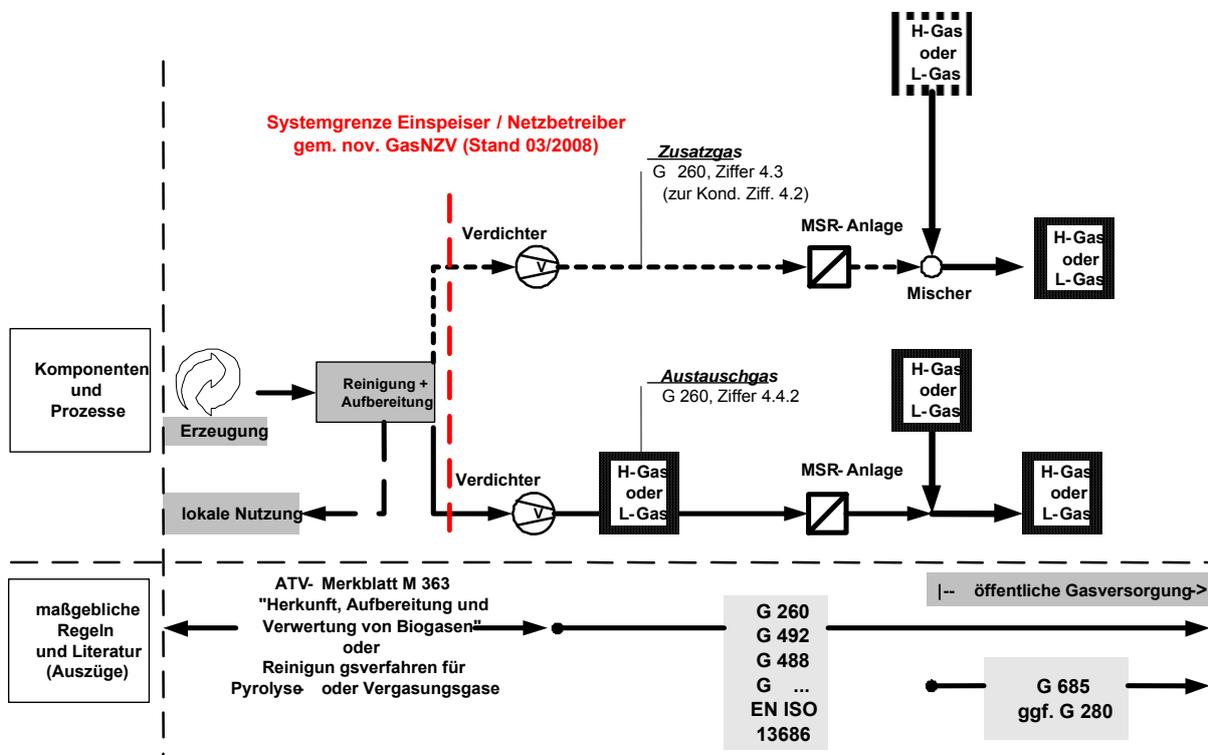


Abbildung 1-4: Einspeiseschnittstellen und relevantes Regelwerk [6]

Bisher stellte die Zusatzgaseinspeisung aufgrund des hohen Vermaschungsgrades (Gefahr von Pendel- bzw. Mischzonen), der geringen Gasdurchsätze (geringe Grundgasmengen) und den üblichen Abnehmerstrukturen (starke saisonale und tageszeitliche Schwankungen) in den Endverteilternetzen eher eine theoretische Option dar und wird eher übergeordneten Netzebenen vorbehalten bleiben.

Bis vor kurzem war der Einspeiser von Biomethan verantwortlich für die Sicherstellung der Gaskompatibilität nach G685 und für die Einspeisung nach dem geltenden DVGW-Regelwerk (technische Ausführung Einspeisestation). Allerdings ist kürzlich die Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) [9] novelliert worden, die eine Verschiebung der Verantwortlichkeiten hinsichtlich der Einspeisung vorsieht. Nach neuer GasNZV ist eine Netzanschlusspflicht für Biomethan eingeführt worden. Diese sieht z. B. vor, dass Kapazitätsengpässe (aufgrund bestehender Verträge) oder zu geringer Gasabnahmen im Sommer (Min-Flow-Problematik) keine Verweigerungsgründe für eine Gaseinspeisung darstellen. Der Einspeiser hat nunmehr nur noch ein nach den DVGW-Regeln G260 und G262 konformes Biomethan drucklos bereitzustellen bzw. an die Einspeisestation zu übergeben.

Die Einspeisung (GDRM-Station) und die Brennwertanpassung obliegen dem Netzbetreiber. Die Netzanschlusskosten teilen sich Einspeiser und Netzbetreiber zu je 50 %. Die Einspeisestation besteht aus einer Gasdruckregel- und Messanlage (Druckregelung bzw. Begrenzung, Sicherheitseinrichtungen, Mengenummessung), einer Anlage zur Gasbeschaffenheitsmessung (brenntechnische Kenndaten, Gaszusammensetzung, Gasbegleitstoffe), zur Gasabrechnung (Brennwertbestimmung) und je nach Gegebenheit aus einer Odorierstation (bei Einspeisung in Endverteilternetze, G280), einem Gasmischer (Gaskonditionierung bei Zusatzgaseinspeisung, DVGW G213), einer Nachverdichtung (Verdichtung des Biomethans auf den Netzdruck) und einer Brennwertanpassung mit Flüssiggas (LPG) und oder Luft. Bei einigen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren (PSA, DWW) liegt das Biomethan verfahrensbedingt bereits mit einem Druck von ca. 4-7 bar vor. Bei drucklosen Aufbereitungsverfahren wie beispielsweise chemischen Wäschen muss das Biomethan in der Einspeisestation auf den Netzdruck verdichtet werden.

## 2 Verfahrensschritte zur Biogasaufbereitung

Für die Aufbereitung von Rohbiogasen aus fermentativer Erzeugung sind im Wesentlichen drei Arbeitsschritte zu vollziehen: Biogasentschwefelung, CO<sub>2</sub>-Abtrennung und Gastrocknung. Hierfür steht eine Vielzahl unterschiedlicher Verfahren zur Verfügung, die abhängig von technischen und wirtschaftlichen Randbedingungen miteinander entsprechend verknüpft werden müssen. Den wichtigsten und aufwendigsten Verfahrensschritt stellt die CO<sub>2</sub>-Abtrennung dar.

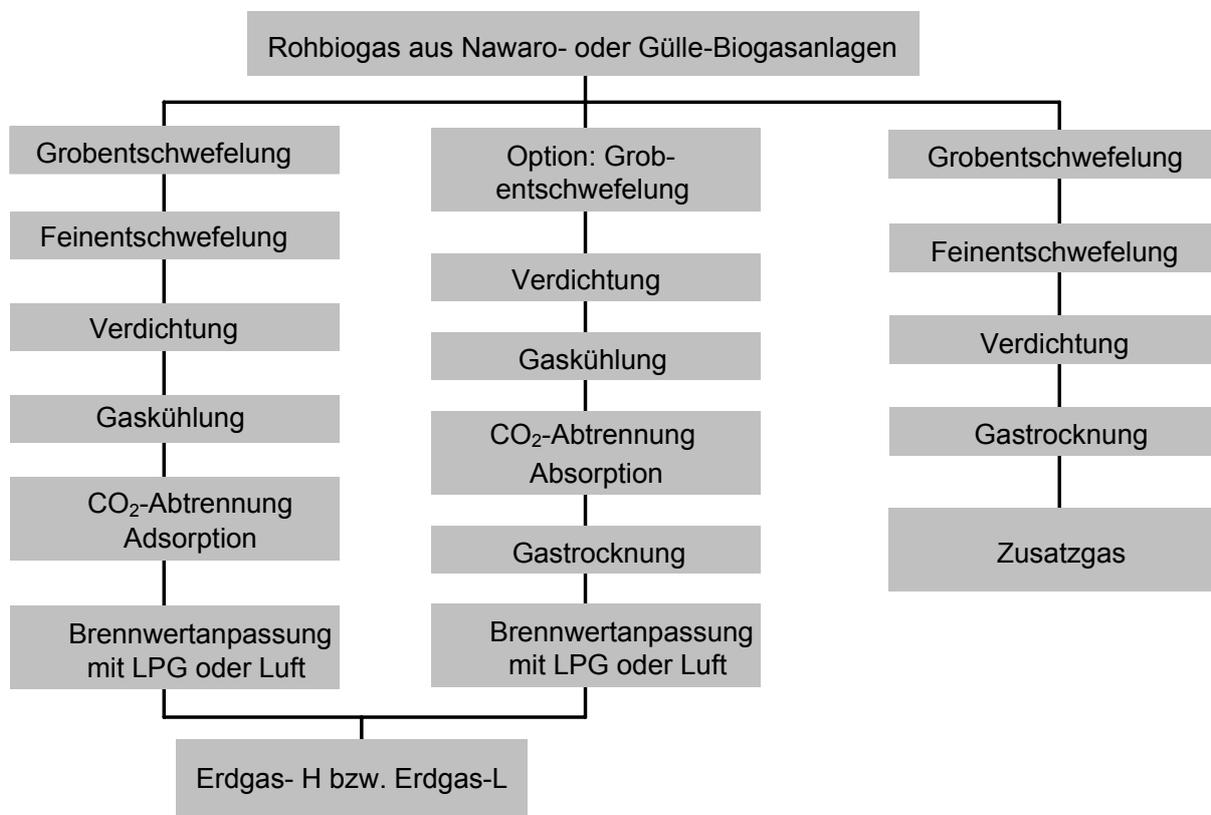


Abbildung 2-1: Übersicht Verfahrensschritte der Biogasaufbereitung zu Erdgassubstituten

In Kapitel 2 werden prinzipiell geeignete Verfahren zur Gastrocknung und zur Sauerstoffentfernung und in den nachfolgenden Kapiteln 3 und 4 Verfahren zur Entschwefelung und zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung von Biogasen erläutert, wobei in dieser Studie eine Vorauswahl und Beschränkung auf die wichtigsten Verfahren und technische Neuerungen getroffen wurde. Die nachfolgende Übersicht erhebt also keinen Anspruch auf Vollständigkeit. Informationen über weitere Biogasaufbereitungsverfahren, insbesondere über deren prinzipielle Funktionsweise, können frei verfügbarer Literatur entnommen werden [10].

## 2.1 Biogastrocknung

Eine Biogastrocknung ist aus mehreren Gründen zwingend notwendig: zum einen aufgrund der Anforderungen des DVGW-Regelwerks und zum anderen aufgrund von Anforderungen sich anschließender Gasreinigungsprozesse (z. B. Druckwechseladsorption). Darüber hinaus kann es in Anlagenteilen zu Kondensationserscheinungen kommen, die aufgrund des darin gelösten  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$  zu einer erhöhten Korrosion führen können. Für den konkreten Anwendungsfall der Biogasaufbereitung zu Erdgassubstituten kommen hauptsächlich Kondensationsverfahren und adsorptive Verfahren in Betracht, die hier kurz vorgestellt werden. Hinsichtlich adsorptiver Verfahren, wie beispielsweise Glykolwäschen, sei auf Fachliteratur verwiesen.

Mit **Kondensationsverfahren** können Taupunkte von etwa 3-5 °C erreicht werden. Damit lässt sich der Wasserdampfanteil in Biogasen von ca. 3,1 Vol.-% (30 °C, Umgebungsdruck) auf unter 0,15 Vol.-% reduzieren. Durch eine vorherige Gaskompression (vor der Abkühlung) können die erreichbaren Taupunkttemperaturen noch weiter herabgesetzt werden. Die dafür erforderliche Kälte wird durch einen Kaltwassersatz bereitgestellt. Eine weitere Absenkung des Taupunktes bzw. Gaskühlung auf Temperaturen unterhalb des Wassergefrierpunktes ist technisch möglich, hat sich jedoch nicht bewährt (deutlich geringere Anlagenverfügbarkeit durch vermehrte Betriebsausfälle, zufrieren des Wärmetauschers oder Ausfall der Kälteanlage). Dieses Verfahren der Gaskühlung ist Stand der Technik bei einer motorischen Biogasnutzung.

Eine Kondensatbildung und darauf folgende Korrosion wird damit in nachfolgenden Anlagenteilen sicher vermieden. Eine Gastrocknung durch Gaskühlung ist auch ausreichend für Biogasaufbereitungsverfahren wie die Druckwechseladsorption ( $\text{CO}_2$ -Abtrennung) oder adsorptive Entschwefelungsverfahren (kaliumjodierte Aktivkohle).

Die Anforderungen aus den DVGW-Arbeitsblättern G260 und G262 werden mit einer Gaskühlung jedoch noch nicht erreicht. Der Wasserdampftaupunkt des einzuspeisenden Gases muss mindestens unterhalb der Bodentemperatur des Leitungsnetzes in Abhängigkeit des jeweiligen Leitungsdruckes liegen. Des Weiteren wird darauf verwiesen, dass die relative Feuchte im Gasnetz 60 % nicht überschreiten sollte. Üblich sind Taupunkttemperaturen im Gasnetz von z.B. -15 °C bei einem Leitungsdruck von 70 bara.

**Adsorptive Gastrocknungsverfahren** werden vielfach in der Industrie zur Trocknung von technischen Gasen angewandt. Je nach Aufgabenstellung werden als Adsorbentien Molekularsiebe (auch Zeolithe), Kieselgele oder Aluminiumoxide eingesetzt [10, 11].

Die Adsorbentien werden als Granulat in von unten nach oben durchströmte Festbettadsorber eingebracht. Als übliche Arbeitsbereiche werden zumeist Umgebungstemperaturen und Drücke zwischen 6 und 10 bar angegeben. Dieses Verfahren wird vorrangig für kleine bis mittlere Volumenströme angewandt. Für den diskontinuierlichen Betrieb ist ein Festbettadsorber ausreichend, bei kontinuierlicher Fahrweise sind mindestens zwei Adsorber notwendig, die wechselseitig beladen und regeneriert werden.

Zur Regenerierung des beladenen Adsorbens haben sich in der Praxis zwei unterschiedliche Verfahrensvarianten durchgesetzt: das kalt regenerierende (Heatless-Dryer-Prinzip) und das warm regenerierende Verfahren.

Bei dem warm regenerierenden Verfahren wird der beladene Adsorber – nach Druckabsenkung – im Gegenstrom entweder mit einem Heißgas (Temperaturen um 120 bis 150 °C) durchströmt oder der Desorber direkt beheizt und mit einem Spülgas beaufschlagt. In der Regel wird als Spülgas ein Teilstrom des Feed- oder des Produktgases verwendet, der im Kreislauf geführt wird. Aufgrund der erhöhten Temperaturen wird das bei der Adsorption aufgenommene Wasser wieder desorbiert und mit dem Heißgas ausgetragen. In Abhängigkeit der Regenerierungstemperatur, der Dauer des Spülzyklus und den Wassergehalten des Regenerationsgases stellt sich ein Restwassergehalt im regenerierten Adsorbens ein, aus dem der erreichbare Taupunkt des zu trocknenden Gases resultiert. Als gesamte Zykluszeiten (Adsorption und Desorption) werden mehrere Stunden bis Tage angegeben. Anwendung findet dieses Regenerationsverfahren vor allem bei größeren Durchsätzen, da der erhöhte Energieaufwand bei kleineren Anlagen nicht zur Wirtschaftlichkeit führt.

Bei der kalt regenerierenden Variante (Heatless-Dryer-Prinzip) wird der beladene Adsorber durch Druckabsenkung/Evakuierung und eine nachfolgende Spülung (im Gegenstrom) mit einem entspannten Teilstrom (10-25 %, in der Regel mit ca. 15 %) des zuvor getrockneten Gases getrocknet. Das feuchte Spülgas wird in der Regel verworfen und nicht wieder dem Kreislauf zugeführt. Die gesamte Zykluszeit beläuft sich auf 2 bis 10 Minuten. Gegenüber dem wärmeregenerierenden Verfahren weist dieses Verfahren einige wichtige Vorteile auf. Das Heatless-Dryer-Prinzip ist ein technisch sehr einfaches Verfahren, mit dem sehr niedrige Taupunkte erreicht werden können und keine Prozesswärme zur Wasserdessorption oder Wärmeisolation benötigt wird. Des Weiteren wird eine längere Lebensdauer des Adsorbens erreicht, da die verwendeten Adsorbentien keinerlei thermischen Beanspruchungen unterliegen. Das Heatless-Dryer-Prinzip arbeitet jedoch nur bei kleinen Durchflussmengen wirtschaftlich [11].

## 2.2 Sauerstoffentfernung aus Biogasen

Bei einer Einspeisung von Erdgassubstituten in Ferngasleitungen können hinsichtlich der einzuhaltenden Gasqualitäten deutlich strengere internationale Regelwerke als das DVGW-Regelwerk zur Geltung kommen, da dann transnationale Vereinbarungen einzuhalten sind. Dies gilt insbesondere hinsichtlich der maximal zulässigen Sauerstoffkonzentration. Das einzuspeisende Biomechan enthält Sauerstoffkonzentrationen bis zu einigen 1.000 ppmv. Die einzuhaltenden EASEE-Spezifikationen<sup>4</sup> lassen allerdings nur Sauerstoffgehalte von derzeit höchstens 100 ppmv zu, weshalb eine Sauerstoffentfernung zwingend notwendig wird [12].

Zur Entfernung des Sauerstoffs bieten sich grundsätzlich zwei Reinigungsverfahren an, die z. B. in der chemischen Industrie zur Aufbereitung von Prozessgasen häufig eingesetzt werden: die katalytische Sauerstoffentfernung an einem Palladium-Platin-Katalysator oder die Chemisorption von Sauerstoff an einem Kupferkontakt. Im Folgenden werden beide Verfahren kurz vorgestellt und ihre verfahrensspezifischen Vor- und Nachteile erläutert. Abschließend werden einige Anhaltspunkte hinsichtlich der Kosten genannt.

<sup>4</sup> Die EASEE-Spezifikation wird derzeit überarbeitet. Geplant ist eine Verschärfung des Sauerstoff-Grenzwerts auf dann 10 ppmv.



In der Beladungsphase wird der zu reinigende Gasstrom zunächst auf erforderliche Betriebstemperaturen von ca. 50 bis 200 °C erwärmt, wobei meist die im Reingas enthaltene Wärme wieder in den Prozess eingekoppelt wird. Bei Durchströmen des Kupferkontaktes (Hersteller z. B. [14]) wird der im Gas enthaltene Sauerstoff am Kupfer gebunden; das Gas verlässt sauerstofffrei die Anlage. Die Beladungskapazität des Kupferkontakts ist stark von der Temperatur abhängig, weshalb hohe Prozesstemperaturen um 200 °C zu bevorzugen sind.

Theoretisch können bis zu 47 l O<sub>2</sub> je kg Kupferkontakt, praktisch bei Raumtemperatur 4,5 l O<sub>2</sub> je kg (trockenes Gas) bzw. bis zu 10 l O<sub>2</sub> je kg Kupferkontakt (feuchtes Gas) chemisorbiert werden [15, 16, 17].

Die Regeneration des beladenen Reaktors wird überwiegend im geschlossenen Kreislauf mit Prozessgas durchgeführt, dem eine definierte Menge Wasserstoff zugesetzt wird. Bei Durchströmen des Kupferkontaktes wird dieser durch Wasserstoff reduziert. Die Regeneration des Kupferkontakts ist eine exotherme Reaktion, so dass die Wasserstoffkonzentration im Prozeßgas sowie die Temperatur während des Regenerationsvorgangs stufenweise erhöht werden muss, um eine Überhitzung und anschließende thermische Desaktivierung des Kupferkontakts zu vermeiden.

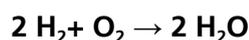
Prinzipiell ist auch eine in situ-Regenerierung des Kupferkontakts während der Beladung möglich, d. h. dass dem zu reinigenden Biomethan Wasserstoff zudosiert wird. Vorteilhaft an dieser Variante wäre, dass nur noch ein Reaktor mit CuO notwendig ist. Nachteilig ist die entsprechend anspruchsvolle Prozessführung.

Des Weiteren ist auch die in situ-Regenerierung mit Methan selbst denkbar, da Methan bei Temperaturen ab 450 °C selbst ein Reduktionsgas ist. Mit dieser Variante entfällt der Aufwand für die Wasserstoffbereitstellung, der allerdings sehr wahrscheinlich durch die aufwändige Wärmeinkopplung (sicherheitstechnisch anspruchsvoll, noch nicht großtechnisch umgesetzt) mehr als kompensiert werden wird.

Nachteilig am Chemisorptionsverfahren ist, dass es im Vergleich zum katalytischen Verfahren verfahrenstechnisch aufwändiger (2 Reaktoren, Wärmerückgewinnung) und deshalb auch teurer (Katalysatoren, Behälter, höherer H<sub>2</sub>-Bedarf) ist. Die Reaktionsführung zur Regenerierung des beladenen Kupferkontakts ist technisch anspruchsvoll. Im Gegensatz zu anderen Verfahren werden allerdings kein Wasserstoff und kein Wasser in den Gasstrom eingetragen. Mit dem Verfahren werden höchste Reinheiten hinsichtlich Sauerstoff (< 1 bis 10 ppmv) erreicht.

### **Katalytische Sauerstoffentfernung**

Dieses Verfahren basiert auf nachfolgender Reaktion (Knallgasreaktion):



$$\Delta H -485 \text{ KJ/mol}$$

In Anwesenheit von Katalysatoren (z. B. fein verteiltes Palladium- oder Platin-Metall) kann die Reaktion bereits bei Raumtemperatur erfolgen. Dem Biomethan wird vor dem Reaktor Wasserstoff in ausreichender Menge zugemischt. In dem mit einem Palladiumkatalysator gefüllten Reaktor reagieren Sauerstoff und Wasserstoff zu Wasser. Der Katalysator ist bei Temperaturen um 80 °C bereits ausreichend aktiv, so dass nur eine geringe Aufheizung des Gases notwendig ist (Anordnung nach Verdichter sinnvoll).

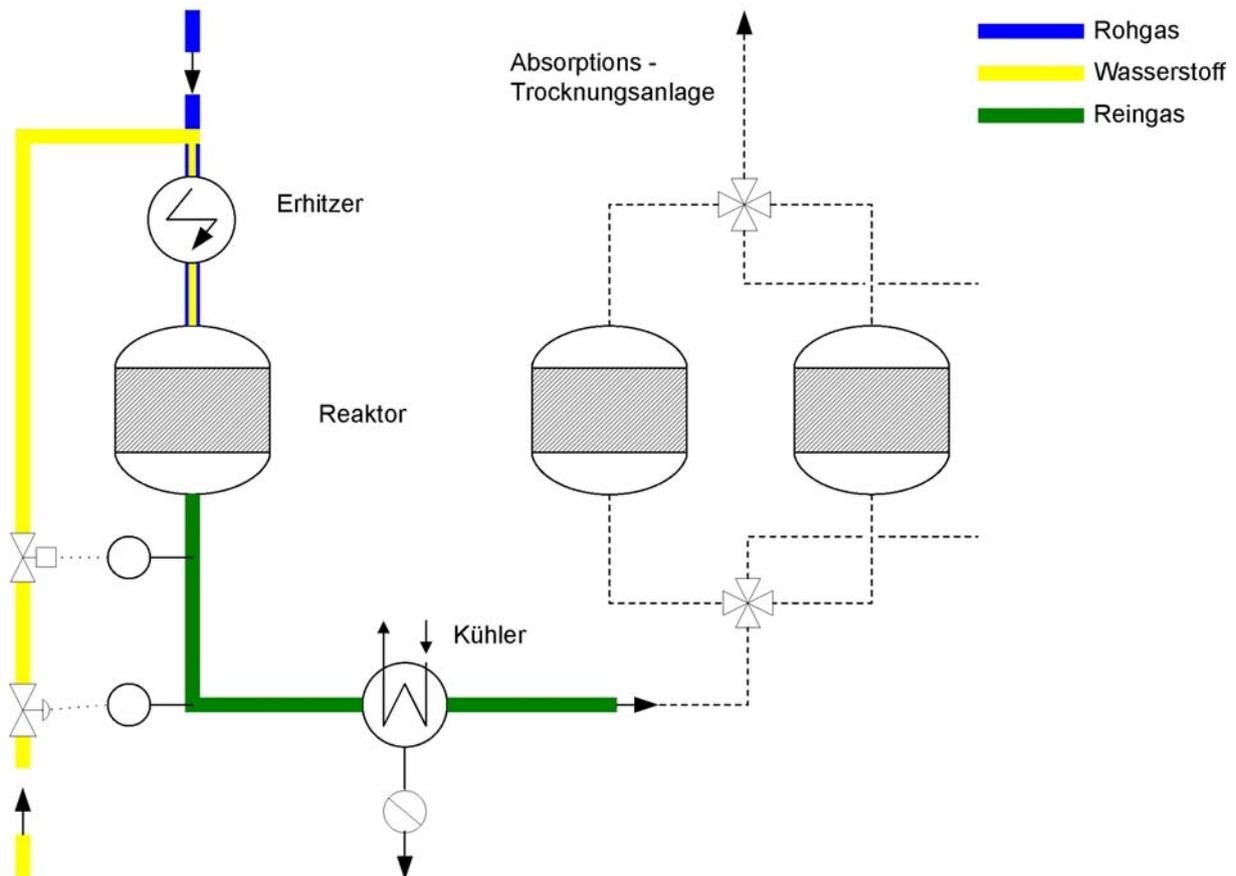


Abbildung 2-3: Verfahrensfießbild katalytisches Verfahren (blau = Rohgas, gelb = H<sub>2</sub>, grün = Reingas) [13]

Allerdings ist der Palladium-Kontakt empfindlich gegenüber Katalysatorgiften wie Schwefel, weshalb unbedingt eine vorherige Feinstentschwefelung notwendig ist. Der Katalysatorhersteller gibt eine maximale Schwefelbelastung von 1.000 ppmw über die gesamte Lebenszeit an. Die Gefahr der Desaktivierung durch Schwefel gilt in abgeschwächter Form auch für das chemisorptive Verfahren, wobei allerdings hier aufgrund der ständigen Regenerierung des Kupferkontakts Maßnahmen zu dessen Reaktivierung vorgenommen werden können und Kupferoxide selbst auch preisgünstiger sind als Palladium-Katalysatoren.

Der Restgehalt an Sauerstoff im Biomethan beträgt nach der katalytischen Reinigung < 10 ppmv. Die Bildung des Wassers durch die Reaktion verläuft exotherm, weshalb für die nachfolgende Gastrocknung nach dem Reaktor eine Gaskühlung auf Umgebungstemperaturen notwendig wird. Hierdurch wird ein Teil des Wassers auskondensiert.

Anschließend wird der Wassergehalt im Biomethan mit einer Adsorptions-Trocknungsanlage auf den erforderlichen Taupunkt abgesenkt. Die katalytische Sauerstoffentfernung ist insgesamt einfacher aufgebaut und damit günstiger in der Anschaffung und im Betrieb. Das Erdgassubstitut enthält allerdings nach der Sauerstoffentfernung einen Restwasserstoffgehalt von ca. 500-1.000 ppmv [18] bei O<sub>2</sub>-Gehalten < 1.000 ppmv am Eintritt. Darüber hinaus muss das Gas anschließend noch getrocknet werden.

## Kosten der Sauerstoffentfernung

Beide Verfahren benötigen Wasserstoff, entweder zur Regenerierung des Kupferkontakts (Chemisorption) oder in situ für die katalytische Umsetzung des Sauerstoffs. Unterschiedlich sind lediglich die benötigten Mengen. Die Wasserstoffbereitstellung kann entweder über eine Methanreformierung vor Ort oder über Flaschenbündel erfolgen, wobei die Bereitstellung über Flaschenbündel die deutlich teurere Variante ist. Die nachfolgende Kostenübersicht gilt für die katalytische Sauerstoffentfernung, da dieses Verfahren für die hier in dieser Studie betrachteten Anwendungsfälle das preisgünstigere Verfahren ist. Die vorausgegangenen Vollkostenanalysen sind mit Richtpreisangeboten verschiedener Hersteller von Sauerstoffentfernungsanlagen (sowohl für das chemisorptive als auch für das katalytische Verfahren), Gaslieferanten, Herstellern von Methanreformern und Gastrocknungsanlagen unterlegt.

Tabelle 2-1: Kostenübersicht für die katalytische Sauerstoffentfernung in Abhängigkeit des Durchsatzes und der Wasserstoffbereitstellung

Anlagengröße Biomethan	1.000 m <sup>3</sup> /h	500 m <sup>3</sup> /h	1.000 m <sup>3</sup> /h	500 m <sup>3</sup> /h	5.000 m <sup>3</sup> /h
Bei H <sub>2</sub> -Bereitstellung	Lieferung	Lieferung	Vor Ort	Vor Ort	Vor Ort
spez. Betriebskosten ct/m <sup>3</sup>	1,7	2,1	0,9	1,4	0,5
spez. Betriebskosten ct/kWh (H <sub>i,N</sub> )	0,17	0,22	0,09	0,15	0,05

Die spezifischen Kosten der Sauerstoffentfernung sind wesentlich von der Art der Wasserstoffbereitstellung abhängig. Für diesen Reinigungsschritt sind hohe Investitionen notwendig, die insbesondere bei kleineren Gasdurchsätzen überproportional steigen würden. Unter der Voraussetzung, dass geringe Wasserstoffspuren im Bereich von 500-1.000 ppmv im Produktgas nach der Sauerstoffentfernung zulässig sind, ist das katalytische Verfahren die wirtschaftlich deutlich interessantere Variante, da dieses Verfahren verfahrenstechnisch einfacher aufgebaut ist. Das chemisorptive Verfahren der Sauerstoffentfernung mittels Kupferkontakt ist das Verfahren der Wahl, wenn keinerlei Wasserstoffspuren oder Feuchte im Produktgas zulässig sind.

### 3 Biogasentschwefelungsverfahren

Für die Entschwefelung von Biogasen sind unterschiedlichste Verfahren verfügbar; jedoch sind nicht alle Verfahren für die Aufbereitung von Biogasen auf Erdgasqualität geeignet. Dies gilt insbesondere für Verfahren, bei denen eine Luftzudosierung in den Biogasstrom notwendig wird.

Allgemein kann nach dem Verfahrensprinzip – biologische oder chemische (Chemisorption, Sorptionskatalyse, Fällungsreaktionen) bzw. adsorptive oder absorptive Verfahren – und nach dem Anwendungsfall – Grob- oder Feinentschwefelung – unterschieden werden. In den meisten Fällen ist eine Grob- und Feinentschwefelung empfehlenswert, da so die Wirtschaftlichkeit des Gesamtkonzeptes und die Reinigungsleistung verbessert werden können.

Biologische Verfahren basieren auf dem Prinzip Schwefelwasserstoff verzehrender (oxidierender) Mikroorganismen und werden ausschließlich zur Grobentschwefelung von Biogasen genutzt. Bei einer motorischen Biogasverwertung am Erzeugungsort sind die erreichbaren Reinheiten bzw. Abscheidegrade völlig ausreichend.

Das Verfahren der biologischen Entschwefelung kann sowohl in den Fermenter integriert als auch nachgeschaltet ausgeführt werden. Grundsätzlich wird in diesen Verfahren zuerst die Schwefelwasserstofffraktion aus dem Biogas gelöst, mikrobiell in elementarem Schwefel überführt und dann aus dem Prozess ausgeschleust. Die üblichen Verfahren der biologischen Entschwefelung sind die fermenterinterne Entschwefelung durch Lufteinblasung, die biologische Tropfkörperkolonne mit interner Regenerierung durch Lufteinblasung und Biowäscher mit externer Regenerierung. In dieser Studie wird nur auf den Biowäscher detaillierter eingegangen, da nur dieses biologische Verfahren für die Biogasaufbereitung auf Erdgasqualität geeignet ist; hinsichtlich der anderen Verfahren sei auf Literatur verwiesen [10]. Bei einer fermenterinternen biologischen Entschwefelung ist zwar auch die Zugabe von technischem Sauerstoff möglich; in den meisten Fällen jedoch nicht wirtschaftlich.

Chemische Verfahren, wie die Sulfidfällung mit Eisensalzen bzw. Eisenoxiden, basieren auf der Zugabe von schwefelbindenden Reagenzien in den Vergärungsprozess oder auch – dann dem Vergärungsprozess nachgelagert und eher als adsorptive Verfahren zu verstehen – auf der Durchströmung von Festbettadsorbentien mit chemisorptiven Sorbentien. Bisher hat sich nur die Zugabe von Eisenoxiden bzw. Eisensalzen direkt in den Fermenter (Sulfidfällung) durchsetzen können.

Für die Biogasaufbereitung auf Erdgasqualität sind nach Meinung der Autoren Sulfidfällungsverfahren im Fermenter oder dem Fermenter nachgelagerte biologische Entschwefelungsverfahren mit externer Regenerierung (Biowäscher) zu bevorzugen.

Für die Feinentschwefelung von Biogasen werden ausschließlich Adsorbentien wie Aktivkohlen oder Zinkoxid eingesetzt. Abhängig von der Biogaszusammensetzung (Sauerstoffgehalt) bzw. der Schwefelbelastung und der zu erfüllenden Anforderungen an das Produktgas kommen unterschiedliche Sorbentien in Betracht. Üblicherweise werden imprägnierte – und seit neuestem auch dotierte – Aktivkohlen zur Feinentschwefelung eingesetzt.

Mit Kaliumpermanganat ( $\text{KMnO}_4$ ) imprägnierte Aktivkohlen können grundsätzlich ebenfalls zur Biogasfeinentschwefelung eingesetzt werden. Dieses Spezialadsorbens, das selbst den Sauerstoff für die in situ-Regenerierung mitliefert, findet allerdings im Biogasbereich kaum Verwendung, da

es teuer in der Anschaffung bzw. Entsorgung ist und darüber hinaus fast immer genügend Sauerstoff im Biogas zur in situ-Regenerierung enthalten ist.

Zinkoxid findet vorrangig Anwendung bei der Feinentschwefelung mit sehr hohen bis höchsten Reinheitsanforderungen. Mit Zinkoxid sind beispielsweise Endreinheiten bis 15 ppbv H<sub>2</sub>S erreichbar. Allerdings erfordert dieses Feinentschwefelungsverfahren, abhängig von den Randbedingungen, Prozesstemperaturen zwischen 100 und 400 °C.

Für den in dieser Studie betrachteten Anwendungsfall Biogaseinspeisung sind nur adsorptive Feinentschwefelungsverfahren auf der Basis von Aktivkohlen, auf die in Kapitel 3.1.2 näher eingegangen wird, relevant. Hinsichtlich aller anderen Verfahren wird auf Literatur [10] verwiesen. In dem Kapitel über die Kosten der Gaserzeugung und Aufbereitung (Kapitel 5) werden einige grundsätzliche Hinweise und Kostenvergleiche zwischen Grobentschwefelungsverfahren dargestellt. Schließlich sei noch darauf hingewiesen, dass oftmals auch die nachgeschalteten CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren eine Biogaseschwefelung verlangen. Die Anforderungen einiger CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren können Tabelle 3-1 entnommen werden.

Tabelle 3-1: Anforderungen einiger CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren an die Biogaseschwefelung

zulässige H <sub>2</sub> S-Konzentrationen im Rohgas vor Eintritt in das CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren	
Druckwechseladsorption - CarboTech	5 mg/Nm <sup>3</sup>
Druckwasserwäsche - Malmberg	500 ppmv
Druckwasserwäsche - Flotech	2.000 ppmv
Genosorb <sup>®</sup> -Wäsche - HAASE Energietechnik	100 ppmv
Aminwäsche - MT-Energie	5 mg/Nm <sup>3</sup>

### 3.1.1 Grobentschwefelungsverfahren

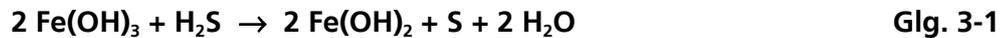
#### Sulfidfällung

Der bei der Methanbildung im Fermenter als Nebenprodukt entstehende Schwefelwasserstoff steht in einem Löslichkeitsgleichgewicht zwischen Gasphase und Flüssigphase. Ein hoher Anteil des H<sub>2</sub>S verbleibt physikalisch gelöst in der Fermentersuspension. Mit steigendem pH-Wert nimmt der Anteil dissoziierten Schwefelwasserstoffs zu (vollständige Dissoziation zu S<sup>2-</sup> Ionen sehr gering, siehe auch Abbildung 3-1). Typische pH-Werte liegen bei der anaeroben Vergärung um den Neutralpunkt pH 7-8, wobei dabei dann etwa 40 % des Schwefels als gelöster und nicht dissoziierter Schwefelwasserstoff vorliegt [19].

Durch die direkte Zugabe von Eisenverbindungen in den Fermenter bzw. Substratvorlagebehälter wird durch Fällungsreaktionen des H<sub>2</sub>S an Eisenverbindungen der Anteil gelösten Schwefelwasserstoffs in der Flüssigphase und damit auch der Phasenübergang in das Biogas deutlich vermindert.

Fällungsmittel zur fermenterinternen Biogaseschwefelung sind sowohl als feste (Granulate, Pulver, Pellets) als auch als pumpfähige Eisensalzlösungen marktverfügbar. Bei den pulverförmigen Fällungsmitteln handelt es sich in der Regel um Eisen-(III)-Verbindungen, die als Eisenoxidhydrate beziehungsweise Eisenhydroxide erhältlich sind. Geeignete Eisensalze sind Eisenchlorid (FeCl<sub>2</sub>) oder Eisen-(II)-sulfat. Der in der Fermenterflüssigkeit gelöste Schwefelwasserstoff wird zum überwiegenden Teil als Eisen-(II)-sulfid ausgefällt. Dabei wird Eisen(III) nach Gleichung 3-1 zu Eisen(II) reduziert. Das Eisen(II) reagiert anschließend weiter und fällt nach Gleichung 3-2 als

Fe(II)S aus. Ein Teil des Schwefelwasserstoffs wird zu elementarem Schwefel oxidiert, welcher sich als fester Schlamm ansammelt und den Gärrückstand schwarz färbt [20].



Durch die Verwendung von Eisenoxiden beziehungsweise Hydroxiden werden keine zusätzlichen Anionen in das Gärsystem eingetragen. Außerdem sind Eisenoxide als nicht wassergefährdend eingestuft und stellen keinen Gefahrstoff dar, was die Lagerung und Anwendung verhältnismäßig einfach gestaltet [20].

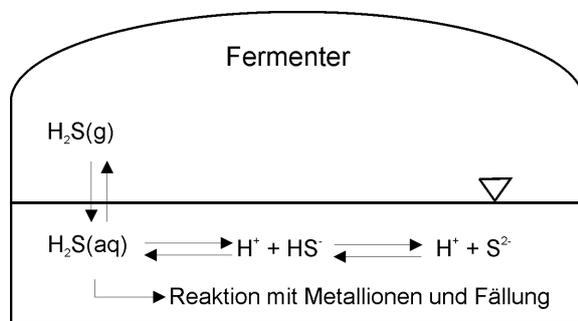


Abbildung 3-1: Schematische Darstellung des Lösungsgleichgewichts und der H<sub>2</sub>S-Fällung als Eisensulfid [19]

Die fermenterinterne Schwefelfällung kann auch durch die Zugabe pumpfähiger Eisensalzlösungen, wie beispielsweise Eisenchlorid oder Eisen-(II)-sulfat, erfolgen. Die Dosierung der Eisensalzlösung erfolgt direkt in den Fermenter oder in den Substrataufgabebunker. Fe<sup>2+</sup>-Ionen binden die S<sup>2-</sup>-Ionen an sich, es bildet sich unlösliches Eisen-(II)-sulfid, das sich nach folgender Reaktionsgleichung als Salz in der Vergärungsmasse ansammelt:



Aus Handhabbarkeitsgründen erfolgt die Zugabe in den Fermenter in der Regel als fertig gemischte Salzlösung. Da die handelsüblichen Eisenchloridlösungen pH-Werte < 1 aufweisen [21], müssen spezielle Sicherheitsvorkehrungen bei Transport, Lagerung und Dosierung getroffen werden. Die dafür notwendigen Sicherheitseinrichtungen (z. B. Auffangwanne) führen zu erhöhten Investitionskosten und benötigen darüber hinaus geschultes Personal.

Eine Anpassung der Prozessparameter (z. B. pH-Wert- oder Temperaturanpassung) innerhalb des Fermenters ist bei diesem Verfahren nicht erforderlich. Allerdings ist nicht ausgeschlossen, dass die in situ-Sulfidfällung die Fermentationsprozesse im Fermenter beeinflussen und sich negativ auf die Biogasausbeuten und Qualität auswirken könnte.

Aufgrund ungenügender Durchmischungen im Fermenter müssen für eine zufriedenstellende Biogasentschwefelung die Eisensalze bzw. Eisenverbindungen im Überschuss vorgelegt werden [22]. Zu hohe Eisenoxidkonzentrationen – also Überdosierungen in den Fermenter – können allerdings auch zur Bildung von Karbonaten und Phosphaten führen.

Abhängig vom pH-Wert im Fermenter (üblich zwischen 6-9) findet zunächst eine Sulfidbildung, dann eine Phosphat- und schließlich auch eine Carbonatbildung statt [22,23]:



Für eine effektive Reduktion des Schwefelwasserstoffgehaltes im Biogas ist der richtige pH-Wertbereich entscheidend. Die Zugabe der Eisenverbindungen direkt in den Fermenter ist günstiger als die Zugabe in die Vorgrube, da in der Vorgrube in der Regel ein niedrigerer pH-Wert herrscht. In dem Fermenter ist ein größerer Anteil des Schwefelwasserstoffs dissoziiert und geht nicht als Schwefelwasserstoff in die Gasphase über (siehe Abbildung 3-1). Wird das Eisen in die Vorgrube gegeben, dann wird ein großer Teil des Eisens bereits außerhalb des Fermenters ausgefällt und steht nicht mehr für eine H<sub>2</sub>S Minderung im Fermenter zur Verfügung [19].

Die Höhe der nötigen Überdosierung an Eisen wird durch einen  $\beta$ -Faktor nach Gleichung 3-7 angegeben [22]. Für die Höhe des  $\beta$ -Faktors kann kein einheitlicher Wert angegeben werden, da der Eisenverbrauch von den Prozessbedingungen im Fermenter abhängt. Für die Grobentschwefelung in anaeroben Abwasserbehandlungsanlagen ist in der Literatur ein Wert von  $\beta=1,7-2,3$  angegeben [22]. Ein Praxiswert für Biogasanlagen wird von Oechsner mit  $\beta=3-5$  angegeben [24].

$$\text{Fe} = \beta \cdot \frac{M_{\text{Fe}}}{M_{\text{S}}} \cdot \left( \frac{\text{H}_2\text{S}(\text{aq})}{f_{\text{H}_2\text{S}}} \cdot \dot{V}_{\text{Substrat}} + \frac{\Delta\text{H}_2\text{S}(\text{g})}{1000} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{S}} \cdot \dot{V}_{\text{Biogas}} \right) \quad \text{Glg. 3-7}$$

Legende	Einheit	Beschreibung
Fe	g/d	Eisenbedarf
H <sub>2</sub> S(aq)	g/m <sup>3</sup>	gelöstes Gesamtsulfid
f <sub>H<sub>2</sub>S</sub>	-	Anteil H <sub>2</sub> S(aq) am Gesamtsulfid
ΔH <sub>2</sub> S(g)	ppmv	zu entfernende Schwefelwasserstoffmenge aus dem Biogas
V <sub>Substrat</sub>	m <sup>3</sup> /d	Volumenstrom Substratzulauf
V <sub>Biogas</sub>	m <sup>3</sup> /d	Volumenstrom Biogas
ρ <sub>H<sub>2</sub>S</sub>	g/l	Dichte H <sub>2</sub> S
M <sub>Fe</sub>	g/mol	Molare Masse Eisen
M <sub>S</sub>	g/mol	Molare Masse Schwefel
β	-	Faktor der Überdosierung: β = 1,7-2,3 [22] bzw. β = 3-5 [24]

Mit Gleichung 3-7 kann der Bedarf an Eisenionen abgeschätzt werden. Um den Eisenbedarf auf das jeweilige Fällungsmittel übertragen zu können, muss dessen Eisengehalt bekannt sein. Der Eisengehalt des von der Firma HegoBiotec vertriebenen Ferrosorp DG beträgt 40 % bezogen auf die Trockenmasse [25]. Es handelt sich hierbei um ein eisenhaltiges Pulver auf der Basis von Eisen(III)oxidhydrat (FeO(OH)) [20]. Der Eisengehalt der von der Firma Kronos Ecochem vertriebenen Eisenchloridlösung beträgt ca. 8,7 % [21].

Die Betriebskosten einer Sulfidfällung können je nach Schwefelbelastung des Rohgases sehr hoch ausfallen. Weiterhin nachteilig am Sulfidfällungsverfahren ist die geringe Lastwechseldynamik bezüglich schwankender Schwefelgehalte im Fermenter. Von großem Vorteil an diesem

Verfahren ist aber, dass in das Biogas keine Luft eingetragen wird. Die Bildung von Schwefelwasserstoff wird weitgehend unterbunden, sie ist aber weiterhin möglich.

Mit dieser Technik werden bevorzugt hohe Schwefelgehalte in der Abwassertechnik reduziert. Durch Zugabe von 3-5 g  $\text{FeCl}_2$  je  $1 \text{ m}^3$  Abwasser sind beispielsweise  $\text{H}_2\text{S}$ -Werte  $< 100 \text{ ppmv}$  möglich [26]. Für eine Entschwefelung von Biogasen sind deutlich höhere Zudosierungen an Eisenchlorid notwendig. Oechsner [24] gibt beispielsweise an, dass für eine Rohbiogasentschwefelung von 2.000 ppmv bis auf 20 ppmv (Reingas) die Zugabe von 120 bis 160 g je  $\text{Nm}^3$  Rohbiogas notwendig sind. Polster et.al. geben für landwirtschaftliche Biogasanlagen als groben Richtwert 33 g Fe pro  $\text{m}^3$  Substrat an [19].

Eine genauere Abschätzung kann mit Gleichung 3-7 erfolgen. Damit wird deutlich, dass dieses Verfahren nur zur Grobentschwefelung des Rohbiogases geeignet und eine Nachreinigung des Biogases unumgänglich ist. Aufgrund der vorgenannten Randbedingungen beschränkt sich die Anwendung von Fällungsverfahren vorrangig auf kleinere Biogasanlagen oder NawaRo-Biogasanlagen mit geringen  $\text{H}_2\text{S}$ -Belastungen ( $< 500 \text{ ppmv}$ ). Typische Restkonzentrationen im Gasstrom betragen ca. 100-150 ppmv  $\text{H}_2\text{S}$  [27].

### Biologische Entschwefelung mittels Biowäscher

Die biologische Entschwefelung kann prinzipiell innerhalb des Fermenters durch Lufteinblasung oder extern (dem Fermenter nachgeordnet) als Biowäscher oder auch als Tropfkörperanlage ausgeführt werden. Bei der Biogasaufbereitung auf Erdgasqualität ist nur der Biowäscher mit externer Waschwasserregenerierung als biologisches Verfahren einsetzbar.

Biowäscher bestehen im Wesentlichen aus einem Gegenstromabsorber und einem Bioreaktor. Im Gegenstromwäscher durchströmt das Biogas eine Füllkörperkolonne, in der das zu entfernende  $\text{H}_2\text{S}$  absorbiert wird. Als Absorptionsmedium wird leicht alkalisches Wasser verwendet. Die Zugabe geringer Mengen an verdünnter Natronlauge in das Waschwasser führt zu einer höheren Basizität (pH-Milieu um 8-9) und damit höheren Wasserlöslichkeit von  $\text{H}_2\text{S}$  in der Waschlösung.

Im Bioreaktor wird die mit  $\text{H}_2\text{S}$  beladene Waschflüssigkeit mit Luftsauerstoff (Gleichung 3-8) mikrobiologisch regeneriert. Die für den mikrobiellen Abbau benötigten Mikroorganismen sind in der Waschlösung suspendiert. Der anfallende Elementarschwefel wird aus dem Bioreaktor in einem Schwefelabscheider ausgekreist. Bedingt durch eine teilweise Durchoxidation des gelösten Schwefels zu Sulfat nach Gleichung 3-10 und durch den Schwefelaustrag in den Schwefelabscheider muss immer wieder ein wenig Waschwasser – und damit auch technische Natronlauge – nachgespeist werden. Die regenerierte Waschlösung wird wieder zum Wäscher zurückgeführt.

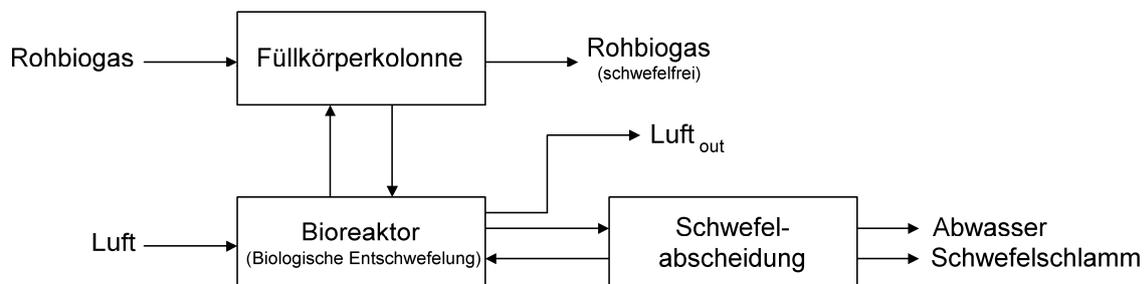


Abbildung 3-2: Fließdiagramm eines Biowäschers [28]

Die biologische  $\text{H}_2\text{S}$ -Eliminierung beruht auf der Absorption von Schwefelwasserstoff in Wasser und einer anschließenden biologischen Oxidation des in Wasser gelösten Schwefelwasserstoffs

durch suspendierte bzw. auch immobilisierte Thiobacillen (abhängig von der Ausführungsform des Verfahrens) mit Luftsauerstoff zu Schwefel.

Schwefelbakterien (Thiobacillus und Sulfolobus), die in der Vergärungsmasse enthalten sind, wandeln das im Vergärungsprozess gebildete H<sub>2</sub>S zu elementarem Schwefel und weiter zu Sulfat um:



Auch die direkte Oxidation von Schwefelwasserstoff zu Sulfat ist möglich:



Um eine Sulfatbildung im Bioreaktor weitgehend zu unterdrücken, muss die Luftzudosierung gesteuert werden. Des Weiteren muss in den Bioreaktor auch stetig eine Nährlösung zugegeben werden, um für die Mikroorganismen optimale Lebens- und Wachstumsbedingungen aufrecht zu erhalten. Der im Bioreaktor gebildete elementare Schwefel wird kontinuierlich abgezogen und sedimentiert in einem Schwefelabscheider. Nach Zentrifugierung des Schwefelschlammes kann dieser weiterverarbeitet oder weiter veräußert werden.

Vorteilhaft an diesem Verfahren ist, dass keine Luft in den Biogasstrom eingebracht wird und durch die Oxidation des absorbierten Schwefelwasserstoffs in einem separaten Bioreaktor eine Verblockung des Wäschers – in konventionellen biologischen Entschwefelungsverfahren (Tropfkörperanlagen) möglich bei zu geringer Luftzugabe – ausgeschlossen werden kann.

Das Verfahren, das bisher überwiegend in der Abwasserreinigung eingesetzt wird, ist für sehr hohe Schwefelfrachten bis über 30.000 mg/m<sup>3</sup> prädestiniert. Das Verfahren ermöglicht eine sehr effiziente Entschwefelungsleistung und arbeitet sehr zuverlässig. Mit einer zweistufigen Gegenstromabsorption ist prinzipiell sogar eine Feinentschwefelung auf weniger als 5 mg/Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>S (Grenzwert nach DVGW G260) möglich. Problematisch sind für dieses Verfahren eher zu niedrige Schwefellasten im zu reinigenden Biogas. Endreinheiten von 50 ppmv und weniger, abhängig von der Schwefelwasserstoffbelastung des eingangsseitigen Biogases, können in der Regel garantiert werden.

Nach Angaben des Herstellers können bei einem H<sub>2</sub>S-Gehalt von weniger als 2.000 ppmv im Rohgas Austrittskonzentrationen < 50 ppmv garantiert werden; bei H<sub>2</sub>S-Gehalten von weniger als 500 ppmv sogar Austrittskonzentrationen < 20 ppmv.

Der hohe apparative Aufwand limitiert jedoch die Einsetzbarkeit dieses Verfahrens auf hohe Gasdurchsätze bzw. Biogase mit hohen H<sub>2</sub>S-Gehalten, wie Sie bei Abfallanlagen oder Biogasanlagen mit hohen Anteilen an Wirtschaftsdünger (Gülle, Festmist etc.) üblich sind.

### 3.1.2 Adsorptive Feinentschwefelungsverfahren

Die Abscheidung von Schwefelwasserstoff an Aktivkohlen erfolgt durch eine katalytische Oxidation des an der Aktivkohleoberfläche adsorbierten Schwefelwasserstoffs. Der Katalysator – z. B. Kaliumjodid oder Kaliumcarbonat – wird entweder durch Imprägnierung der inneren Oberfläche aufgebracht oder auch durch Dotierung der Aktivkohlenmatrix in das System integriert. Die Imprägnierung bzw. Dotierung der Aktivkohle mit Metallsalzen wirkt dabei als Katalysator und

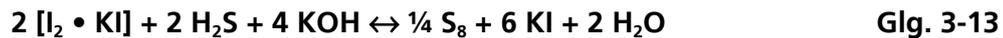
bewirkt damit eine Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit und der möglichen Beladungskapazitäten. Zur H<sub>2</sub>S-Entfernung können unterschiedliche Imprägniermittel angewendet werden.

### **Mit Kaliumjodid (KI) imprägnierte Aktivkohlen**

KI, das einen Anteil von 1-5 Gew.-% an Aktivkohle ausmacht [29], kann nur genutzt werden, wenn gleichzeitig Sauerstoff und Wasserdampf vorhanden sind (eine relative Feuchte um 60% wird empfohlen). Nachdem sich H<sub>2</sub>S und O<sub>2</sub> zunächst in einem auf der Aktivkohlen-Oberfläche gebildeten Wasserfilm gelöst haben, reagiert O<sub>2</sub> bereits bei niedrigen Temperaturen (Optimum 50-70 °C) mit H<sub>2</sub>S unter Bildung von elementarem Schwefel und Wasser entsprechend der Bruttoreaktionsgleichung:



Genauer lässt sich der Vorgang durch die folgenden Reaktionsschritte beschreiben:



KI wirkt als Katalysator reaktionsbeschleunigend auf diese Reaktion; des Weiteren wird durch die Anwesenheit von KI auch die mögliche, aber unerwünschte Bildung von Schwefelsäure (Nebenreaktion) vermindert, da das Oxidationspotenzial von I<sub>2</sub> bzw. [I<sub>2</sub> • KI] dafür nicht ausreicht. Der entstandene Schwefel wird an der inneren Oberfläche der Aktivkohle adsorbiert, das Wasser desorbiert von der Katalysatoroberfläche. Beladungen bis zu 100 Gew.-% Schwefel und Reingaskonzentrationen von < 5 mg H<sub>2</sub>S/m<sup>3</sup> sind möglich [27]. In Abwesenheit von Sauerstoff ist die Beladungskapazität imprägnierter Kohle deutlich vermindert, da nur noch im stöchiometrischen Verhältnis Schwefel gebunden wird.

Die beladene Aktivkohle wird in der Regel ausgetauscht und thermisch verwertet; selten wieder aufbereitet. Eine Heißgas- oder Heißdampf-Regeneration (Temperaturen über 450 °C) ist möglich. Trotz Aktivkohleregeneration verbleibt stets eine Restbeladung auf der Aktivkohle, die nur mit einem exorbitanten Mehraufwand (Heißdampf-Regeneration bei 800 bis 850 °C) entfernbar ist [30].

Vorteile der Aktivkohleimprägnierung mit Kaliumjodid sind: hohe Beladungskapazitäten, hohe erzielbare Endreinheiten und niedrige Betriebstemperaturen. Nachteilig ist, dass überstöchiometrisch Luftsauerstoff für die Schwefelwasserstoffentfernung benötigt wird und kaliumjodiertes Sorbens daher für eine Entschwefelung luftfreier Biogase nicht verwendet werden kann; es sei denn, zwei Adsorber werden wechselseitig umschaltbar (ein Adsorber unter H<sub>2</sub>S-Beladung und ein Adsorber unter Luftregeneration) beladen. Aufgrund der hohen Betriebskosten sollte dieses Verfahren nur zur Feinentschwefelung benutzt werden.

### **Mit Kaliumcarbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) imprägnierte Aktivkohlen**

Bei Temperaturen über 50 °C und unter der Voraussetzung, dass Wasserdampf und Sauerstoff vorhanden sind, kann zur H<sub>2</sub>S-Entfernung eine mit Kaliumcarbonat imprägnierte Aktivkohle genutzt werden, wobei K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> einen Anteil von 10-20 Gew.-% an Aktivkohle ausmacht [29]. Durch die Reaktion von Schwefelwasserstoff mit K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> und O<sub>2</sub> bildet sich neben Kohlendioxid und Wasser auch Kaliumsulfat, das an der Aktivkohleoberfläche adsorbiert wird:



Die verbrauchte Aktivkohle kann mit einer Wasserwäsche und Nachimprägnierung regeneriert werden. Auch hier gilt wie für kaliumjodierte Aktivkohle, dass mit Kaliumcarbonat imprägnierte Aktivkohlen nicht zur Feinentschwefelung sauerstofffreier Biogase und nicht zur Grobentschwefelung von Biogasen verwendet werden können.

### **Dotierte Aktivkohlen**

Zur Feinentschwefelung von Biogasen werden - wie zuvor beschrieben – hauptsächlich imprägnierte Aktivkohlen verwendet. Bei imprägnierten Aktivkohlen wird die innere Oberfläche der Aktivkohle – sie beträgt je nach Art der Aktivierung zwischen 800-1200 m<sup>2</sup>/g – mit geeigneten Salzlösungen imprägniert. Übliche Imprägniermittel sind Kaliumjodid (KI) oder Kaliumcarbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). Seit kurzem sind am Markt Produkte verfügbar, bei denen die Aktivierung der inneren Oberfläche von Aktivkohlen mit den entsprechenden Salzen nicht mehr durch eine Imprägnierung, sondern durch eine Dotierung erfolgt.

Die Unterschiede beginnen bei der Herstellung. Die Imprägnierung von Aktivkohlen erfolgt nach deren eigentlicher Herstellung (Pyrolyse von Strangpresslingen unter definierten Bedingungen) mit wässrigen Salzlösungen. An der inneren Oberfläche werden dabei die Salze abgeschieden. Aufgrund der »Beschichtung« verringert sich die innere Oberfläche.

Die Dotierung von Aktivkohlen erfolgt hingegen bereits vor der Aktivierung (Pyrolyse) der Strangpresslinge zu Aktivkohle. Das entsprechende Dotierungsmittel wird als hochdisperses Pulver dem Ausgangsmaterial zugemischt. Aufgrund dieser Herstellungsweise kommt es zu keiner Blockade der Mikroporen; der hohe Mikroporenanteil bleibt vollständig erhalten und kann auch entsprechend genutzt werden. Des Weiteren können im Vergleich zu imprägnierten Aktivkohlen (natürliche Begrenzung durch Monolagenbedeckung der inneren Oberfläche) sehr hohe Metallsalzgehalte eingebaut werden. Dies ermöglicht eine deutlich verbesserte Oberflächenaktivität bzw. Reaktionskinetik und damit eine effizientere Sauerstoffaktivierung an der Oberfläche

und schlussendlich auch spürbar höhere  $H_2S$ -Beladungen im Vergleich zu imprägnierten Aktivkohlen.

Grundsätzlich gilt, dass die  $H_2S$ -Beladungskapazität von Aktivkohlen in sehr starkem Maße von der Gasfeuchte, vom Sauerstoffgehalt und schließlich auch von der Verweilzeit in der Schüttung abhängig ist. Darüber hinaus ist allgemein bekannt, dass imprägnierte Aktivkohlen auf einen kurzzeitigen Sauerstoffmangel sehr empfindlich reagieren und die letztendliche  $H_2S$ -Beladungskapazität dabei deutlich negativ beeinflusst wird.

Dotierte Aktivkohlen ermöglichen bereits bei einfach stöchiometrischem  $O_2:H_2S$ -Verhältnis sehr gute und bessere Entschwefelungsleistungen als imprägnierte Aktivkohlen, da sie deutlich reaktiver sind. Überstöchiometrische Sauerstoffzugaben haben hingegen bei dotierten Aktivkohlen – im Gegensatz zu imprägnierten Aktivkohlen – kaum noch Leistungsverbesserungen zur Folge. Ein kurzzeitiger Sauerstoffmangel wirkt sich weder negativ auf das Entschwefelungsverhalten noch negativ auf die letztendliche  $H_2S$ -Beladungskapazität aus.

Im praktischen Versuch an einer Biogasanlage wurde beispielsweise festgestellt, dass das Rohgas vor der Feinentschwefelung mit dotierter Aktivkohle zu wenig Sauerstoff enthielt und dementsprechend die  $H_2S$ -Beladungskapazität sehr gering war. Mit einer Zugabe geringer Mengen technischen Sauerstoffs (Verdünnung mit dem Rohgasstrom auf ca. 1000 ppmv  $O_2$ ) während des Betriebes war eine vollständige Regenerierung der Aktivkohle möglich, ohne dass Sauerstoff am Ausgang aus den Adsorbern gemessen werden konnte. Diese Art der in situ-Regenerierung ist nur mit hochreaktiven Aktivkohlen möglich [31].

## 4 CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren

Mittlerweile sind auf dem deutschen Markt einige Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung aus Biogas verfügbar. Die Verfahren der Druckwasserwäsche (DWW) und der Druckwechseladsorption (PSA) verfügen über die meisten Referenzen in Europa. Daneben werden gegenwärtig einige weitere Waschverfahren erprobt; vorrangig chemische Wäschen. Folgende Tabelle gibt einen Überblick über die wichtigsten Verfahren und ausgewählte Hersteller.

Tabelle 4-1: Überblick über CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren und Hersteller

Verfahren	Firmen	Auszug Referenzen (Bezug Rohgas)
Druckwechseladsorption	CarboTech Engineering (D) Cirmac (NL) QuestAir (CAN) Verdesis (CH)*	D, S, A, CH: mehr als 20 Anlagen NL: Nuenen Mehrere in USA, CAN CH: Widnau, Lavigny, Villeneuve, Inwil
<b>Physikalische Wäsche</b>		
Druckwasserwäsche	Flotech (S, NZ) Malmberg (S) YIT (S), RosRoca (D)*	mehrere Anlagen in S, E, JP S: mehr als 20 Anlagen, D: 2 S: 5 Anlagen
Genosorb®-Wäsche	HAASE Energietechnik (D)	Jamelh, Hannover
<b>Chemische Wäsche</b>		
Aminwäsche	DGE (D) MT-Biomethan (D)* CarboTech (D) Cirmac (NL)	Prototyp Lanen, CH: Zürich Rockstedt 600 m <sup>3</sup> /h Prototyp Schwandorf Göteborg 1600 m <sup>3</sup> /h, Boras 300 m <sup>3</sup> /h
Membrantrennverfahren	Cirmac (NL) Air Liquide (F)	NL: Beverwijk

\* - Lizenznehmer

In den folgenden Kapiteln wird nur kurz auf grundlegende Zusammenhänge und Funktionsprinzipien der einzelnen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren eingegangen, da ausführliche Informationen schnell verfügbar sind [10]. Der Fokus liegt dabei auf marktverfügbaren Verfahren, die die Serienreife mit entsprechenden Referenzanlagen untermauern können und wo eine ausreichende und belastbare Datengrundlage zu deren Bewertung verfügbar ist.

Auf eine ausführliche Darstellung von Membrantrennverfahren, kryogenen Verfahren oder sich in der Entwicklung befindlichen absorptiven CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren – beispielsweise Entwicklungsarbeiten bei Frings Biotec, Dreyer & Bosse, Karl Steiger oder anderen Firmen – wird hier bewusst verzichtet; wohl wissend, dass es hier teilweise interessante Entwicklungen gibt. Das Ziel dieser Studie besteht primär darin eine Handreichung zur Planung von Biogaseinspeiseprojekten zur Verfügung zu stellen und weniger die Technologieentwicklung zu dokumentieren.

#### 4.1 Adsorptive CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren

Die Druckwechseladsorptionstechnik wird in vielen Anwendungsfällen zur Gastrennung, aber auch zur Gasaufbereitung verwendet. In der Regel werden Aktivkohlen, Molekularsiebe (Zeolithe) und Kohlenstoffmolekularsiebe als Adsorbentien verwendet. Das PSA-Verfahren ist weit verbreitet und technisch ausgereift. Übliche Anwendungsfälle sind Verfahren kleiner bis mittlerer Durchsatzleistung zur Wasserstoffabtrennung aus Prozessgasen, zur Sauerstoffanreicherung für Verbrennungsprozesse, oder zur Stickstoff- bzw. Kohlendioxidabtrennung von methanhaltigen Gasen wie Erdgas oder Biogas. Das PSA-Verfahren ist vor allem bei der Luftzerlegung im kleinen Leistungsbereich und der Wasserstoffaufbereitung nahezu konkurrenzlos; lediglich bei der CH<sub>4</sub>-CO<sub>2</sub>-Trennung muss sich das PSA-Verfahren der Konkurrenz absorptiver Verfahren stellen.

Grundsätzlich begünstigen tiefe Temperaturen und hohe Betriebsdrücke die Adsorption von Gasen in festen Phasengrenzflächen. Bei der Druckwechseladsorptionstechnik werden hauptsächlich kinetische und sterische, aber auch Gleichgewichtseffekte zur Gastrennung genutzt.

##### Adsorbentien

Grundsätzlich sind für Gastrennungsverfahren (zur Abtrennung von Kohlendioxid von Methan) Kohlenstoffmolekularsiebe und Molekularsiebe (Zeolithe) geeignet. Ausgangsstoff für Kohlenstoffmolekularsiebe ist vor allem Steinkohle, da hier bereits ein Porensystem mit Porendurchmessern im Molekularbereich vorliegt. Die Steinkohle muss für den technischen Prozess aber noch aufbereitet werden, damit das Porensystem systematisch variiert und die Porenradienverteilung in Verbindung mit einer genügend großen inneren Oberfläche entsprechend den Erfordernissen eingestellt werden kann. Dazu wird die Steinkohle fein zermahlen, mit Luft voroxidiert, mit Pech vermischt und zu Formlingen extrudiert. Im Anschluss daran ist oft noch eine thermische Nachbehandlung notwendig, um eine Erweiterung des Porensystems oder eine systematische Anreicherung von Submikroporen zu schaffen, die durch eine gezielte Teilvergasung oder durch Anlagerung von Crackkohlenwasserstoffen erreicht wird [32].

Unter Molekularsiebzeolithen versteht man eine »Gruppe von natürlichen oder synthetischen, hydratisierten Aluminiumsilikaten ein- oder mehrwertiger Basen, die ihr Wasser ohne Änderung der Kristallstruktur abgeben und anstelle des Wassers andere Verbindungen in das Gitter aufnehmen können. Die Zeolithe sind zum Basenaustausch fähig und weisen, bedingt durch ihren Gitterbau, Porenöffnungen zu den inneren Adsorptionshohlräumen des Kristallgitters auf, die untereinander völlig gleiche Querschnitte aufweisen« [32].

Bei der Auswahl der Adsorbentien ist zusätzlich zu beachten, dass sich kohlenstoffhaltige Adsorbentien in bestimmten Parameterbereichen hydrophob verhalten und Zeolithe als hydrophil gelten müssen. Dies ist bei der Auswahl von Adsorbentien und entsprechenden Verfahren zu beachten; eine vorherige Gastrocknung ist also in bestimmten Fällen notwendig. Da Molekularsiebzeolithe eine geringere Selektivität zwischen Stickstoff und Methan besitzen, werden vorrangig Kohlenstoffmolekularsiebe als Adsorbens eingesetzt.

Nach Auskunft von CarboTech, Essen sind die Standzeiten für Kohlenstoffmolekularsiebe theoretisch nahezu unbegrenzt, falls keine besonderen Inhaltsstoffe im Gas enthalten sind. In Angeboten wird aber auf Regelfallwechselintervalle von 10 Jahren hingewiesen.

## Verfahren

Grundsätzlich basiert das Druckwechseladsorptionsverfahren auf vier gemeinsamen Teilschritten:

1. Adsorption bei höherem Druck,
2. Desorption durch Druckabsenkung im Gleichstrom bzw. Gegenstrom,
3. Desorption durch Spülen mit Roh- oder Produktgas,
4. Druckaufbau mit Roh- oder mit Produktgas.

Unterschiedlich sind nur die jeweiligen Verknüpfungen zwischen den Teilschritten, die verfahrenstechnische Umsetzung, die spezifischen Betriebsparameter und vorrangig das gewählte Druckniveau bei Adsorption und Desorption. Übliche Drücke während der Adsorptionsphase sind 4-7 bar. Die Fa. CarboTech baut für die Biogasaufbereitung auf Erdgasqualität üblicherweise Anlagen mit 6 wechselseitig verschalteten Adsorbern, bietet aber auch wie die Fa. Cirmac, Niederlande, Anlagen mit 4 Adsorbern an. Im Gegensatz zu Cirmac und CarboTech – deren Verfahren auf den Forschungen der früheren Bergbauforschung Essen basiert – hat die kanadische Firma QuestAir ein deutlich kompakteres Anlagendesign mit 9 Adsorbern und rotierenden Ventilen zur Verschaltung der Adsorber entwickelt. Weitere Informationen sind Kapitel 4.3.5 bis 4.3.7 zu entnehmen.

Zur Gewinnung hochreinen Methans aus Biogasen muss vor allen Dingen die Zusammensetzung des Biogases bekannt sein, da sich das zu wählende Verfahren hauptsächlich nach den Anteilen der eventuellen Störgrößen Kohlendioxid, Sauerstoff und Stickstoff richtet. Ist der Anteil von Stickstoff und Sauerstoff im Vergleich zu Kohlendioxid eher gering, fällt das Produktgas Methan am Adsorberausgang mit einem gewünschten oder vorgegebenen Betriebsdruck an. Das heißt, Kohlendioxid, aber auch Wasser und Schwefelwasserstoff  $H_2S$  werden adsorbiert. Sind jedoch Stickstoff und Sauerstoff die maßgeblichen Störgrößen – bei Kohlendioxidgehalten unter 2 Vol.-% – so wird Methan adsorbiert und kann während der Regeneration als Desorbat gewonnen werden. Dies bedeutet jedoch auch, dass in den Fällen, in denen Stickstoff, Sauerstoff und Kohlendioxid gleichermaßen im Rohgas vorhanden sind, ein zweistufiges Adsorptionsverfahren unvermeidlich ist.

In den Fällen, in denen die PSA auf die Trennung  $CH_4$  und  $CO_2$  ausgelegt wird, muss das Rohbiogas vorher entschwefelt und getrocknet werden. Die Firma CarboTech gibt beispielsweise folgende max. zulässige Eingangskonzentrationen vor: 5 mg/m<sup>3</sup>  $H_2S$  und 0,15 Vol.-% Wasserdampf. Nach Angaben von CarboTech ist prinzipiell auch eine partielle Entfernung von Falschluff möglich; allerdings sind hierzu keine näheren Informationen verfügbar.

Das Druckwechseladsorptionsverfahren läuft allgemein nach folgendem Schema ab. Zunächst wird das Rohgas mit einem ölfreien Verdichter auf ca. 4-7 bar verdichtet. Anschließend wird das verdichtete Gas auf unter 40 °C abgekühlt (je niedriger die Temperatur ist, desto besser läuft die Adsorption); das dabei anfallende Kondensat wird aus dem Gasstrom abgetrennt.

Nach der Verdichtung strömt das Gas von unten nach oben durch einen Adsorber. Häufig besteht die Schüttung in diesen Adsorbern aus zwei Schichten: einer unteren aus Zeolithen zur Adsorption von Wasserdampf und einer oberen, wesentlichen längeren aus Kohlenstoffmolekularsieben zur Adsorption von Kohlendioxid.

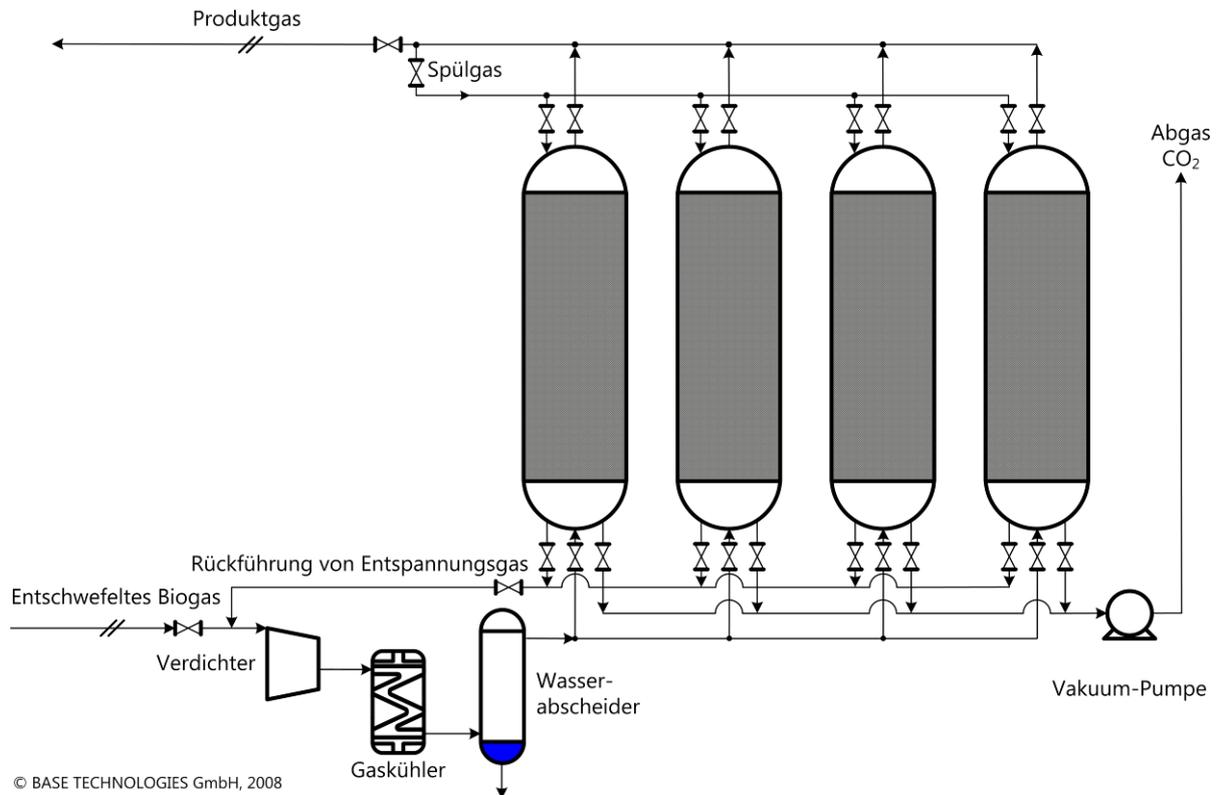


Abbildung 4-1: Beispiel für das Layout einer Druckwechseladsorption nach CarboTech bzw. Cirmac [33]

Das Produktgas verlässt kontinuierlich den Adsorber mit nahezu gleichbleibendem Volumenstrom und fast konstanter Zusammensetzung. Je nach Prozessführung lassen sich bei Abwesenheit von Falschluff Reinheiten über 98 Vol.-% Methan im Produktgas erreichen.

Bevor das KMS völlig mit den zu adsorbierenden Komponenten gesättigt ist, wird der verdichtete Rohgasstrom vom verbrauchten auf einen frisch regenerierten Adsorber umgeschaltet. Der Produktgasanfall ist dabei unterbrechungsfrei. Der gerade verbrauchte Adsorber wird im Gegenstrom auf einen mittleren Druck zwischen Adsorptionsdruck und Umgebungsdruck entspannt. In dieser Phase enthält das Abgas, das am Adsorberboden anfällt, große Mengen an Methan. Zur Ausbeutesteigerung wird dieses Gas in einen gerade evakuierten Adsorber geleitet, der damit gleichzeitig etwas Druck aufbaut. Nach diesem ersten Entspannungsschritt wird der Adsorber weiter im Gegenstrom entspannt bis auf Umgebungsdruck. Das entweichende Gas enthält nun hauptsächlich Kohlendioxid und zunehmend Wasserdampf. Es wird in die Umgebung abgegeben bzw. einer Abgasnachbehandlung zugeführt.

Um eine möglichst große Kapazität der Adsorbentien zu erreichen und um auch den Wasserdampf vollständig von den Zeolithen zu entfernen, wird in einem dritten Schritt der Adsorber mit einer Vakuumpumpe weiterhin im Gegenstrom evakuiert. Übliche Evakuierungsenddrücke liegen um 100 mbar absolut. Das Abgas wird wie vorher in die Umgebung abgeführt.

Nachdem der Adsorber so regeneriert wurde, kann er wieder zur Gastrennung vorbereitet werden. Zuerst wird das methanhaltige Abgas aus dem ersten Entspannungsschritt eines anderen, gerade erschöpften Adsorbers aufgefangen und damit ein erster Druckaufbau durchgeführt. Anschließend wird parallel zur Gastrennung in einem anderen Adsorber mit verdichtetem Rohgas ein vollständiger Druckaufbau bis auf Verdichterenddruck durchgeführt.

Je nach Dauer der Adsorptions-, Entspannungs-, Evakuierungs- und Druckaufbauzyklen können Anlagen mit 4 oder 6 Adsorbern parallel ausgeführt werden. Üblich sind mittlerweile für Biogasaufbereitungsanlagen 6-Adsorber-Anlagen, da mit dieser Anlagenkonfiguration Methanausbeuten von bis zu 98 % [34] erreicht werden. Die für hohe Methanausbeuten notwendigen Gleichstrom- und/oder Gegenstrom-Spülzyklen mit Roh- und/oder Produktgas sowie einer Teilrückführung des Abgases vor den Verdichter erfordern allerdings eine komplexe Prozessführung bzw. aufwendige Ventilsteuerung.

Hinsichtlich der Abgasbehandlung verfolgen die einzelnen Hersteller unterschiedliche Ansätze. Während CarboTech und Cirmac den Methanverlust möglichst gering halten – CarboTech garantiert beispielsweise derzeit einen Methanverlust  $< 2\%$  [34] – wollen, lässt QuestAir Technologies bewusst einen höheren Methanverlust zu, um die Produktgasqualität möglichst hoch zu treiben. Das Abgas enthält dann so viel Methan, dass es ohne Stützgas in Brennern verbrannt werden kann und die dabei anfallende Abwärme z. B. dem Fermenter zur Verfügung gestellt werden kann.

Grundsätzlich ist festzuhalten, dass bei Druckwechseladsorptionsverfahren immer zwischen Produktgasqualität, also dem Methangehalt im Produktgas, und Methanverlusten zu optimieren ist. Je höher der Methananteil im Produktgas, desto höher ist auch der Methananteil im Abgas. Beides ist nicht beliebig steigerbar, da dies nur mit einer noch aufwändigeren Verfahrenstechnik (mehr Adsorber) bewerkstelligt werden könnte. Die von den Herstellern angebotenen Anlagentechnologien stellen für sich jeweils die optimierten Anlagentechnologien dar.

## 4.2 Absorptive CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren

Unter Absorption sind Trennverfahren zu verstehen, bei denen ein Gas mit einer Flüssigkeit in Kontakt gebracht wird und eine oder mehrere Komponenten des Gases von der Gasphase in die Flüssigkeit übertreten (absorbiert werden). Dabei werden zwei verschiedene Varianten unterschieden: Physisorption und Chemisorption.

Bei der physikalischen Absorption werden die absorbierten Gasteilchen durch physikalische Kräfte an das Waschmittel gebunden. Grundsätzlich werden alle Gaskomponenten in jeglicher Flüssigkeit absorbiert; lediglich die Bindungsstärken der Gaskomponenten in der Flüssigkeit unterscheiden sich. Je höher die Bindungskräfte für eine einzelne Gaskomponente ausfallen, desto größer ist die Löslichkeit dieser Komponente in der Waschflüssigkeit, d. h. desto höher ist die Konzentration (und damit die aus dem Gas entfernte Menge) dieser Komponente in der Waschflüssigkeit bei gleichen Partialdrücken aller Komponenten. Grundsätzlich begünstigen tiefe Temperaturen und hohe Betriebsdrücke die Absorption von Gasen in Flüssigphasen.

Bei der Chemisorption ist die physikalische Absorption aller im Gas vorhandenen Komponenten mit einer nachfolgenden, chemischen Reaktion zwischen Bestandteilen des Waschmittels und einzelnen Gaskomponenten gekoppelt. Die hierbei wirkenden chemischen Bindungskräfte sind stärker als die rein physikalischen Anziehungskräfte, so dass durch Chemisorption eine viel größere Beladung der Waschflüssigkeit erreicht werden kann. Während Kohlendioxid in Wasser im Wesentlichen physikalisch absorbiert wird, unterliegt es bei Methanol oder Monoethanolamin (MEA) einer nachfolgenden Reaktion. Bei gleichen Partialdrücken in der Gasphase sind die Beladungen in den Chemisorptionsmitteln um ein Vielfaches größer als bei Wasser. Da die chemischen Bindungskräfte oft sehr spezifisch wirken, lässt sich hierdurch eine deutlich größere Selektivität erzielen (absorbierte Menge an erwünschter Gaskomponente im Verhältnis zur absorbierten Menge an unerwünschter Gaskomponente).

Zur Wiedergewinnung der Waschmittel wird der Absorptionsstufe üblicherweise eine Desorptions- oder auch Regenerationsstufe nachgeschaltet. Die Regenerierung kann bei der physikalischen Wäsche in der Regel durch Entspannen und Strippen – das Austreiben von flüchtigen Bestandteilen in die Gasphase durch Ausblasen mit Luft – oder auch in Kombination mit einer leichten Erwärmung erfolgen. Der Vorteil der chemischen Waschmittel, nämlich die höhere Kapazität und Selektivität, wandelt sich im Hinblick auf ihre Regenerierbarkeit eindeutig in einen großen Nachteil. Chemische Sorptionsmittel lassen sich nur unter hohem energetischen Aufwand regenerieren. Die Regeneration erfolgt im Allgemeinen durch Auskochen. Hinweise zur richtigen Auswahl des Waschmittels wurden von Fritz [35] und Weiß et. al. [36] zusammengestellt.

In Tabelle 4-2 bis Tabelle 4-4 sind einige wichtige physikalische und chemische Waschverfahren zusammengestellt [10, 36, 37]. Um bei wechselnden Beladungen günstige Absorptionsverhältnisse einzustellen, werden zum Teil auch chemische und physikalische Absorption kombiniert eingesetzt. Als Waschlaugen finden in der chemischen Industrie für die CO<sub>2</sub>-Abscheidung oft z. B. Monoethanolamin (MEA) – in Niederdruckverfahren und wenn nur CO<sub>2</sub> ausgewaschen werden soll – oder Diethanolamin (DEA) – in Hochdruckverfahren ohne Regeneration - Verwendung. Für die Abtrennung von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S dienen Methyldiethanolamin (MDEA) oder auch Triethanolamin (TEA), wobei MDEA eine höhere Affinität zu H<sub>2</sub>S gegenüber CO<sub>2</sub> aufweist. Die genannten Verfahren werden von den großen Gasversorgungs- und Chemieunternehmen angewendet und sind als »Stand der Technik« einzustufen. Die komplexen Anlagen werden vollautomatisch betrieben. Probleme im Betrieb ergeben sich durch korrosive Laugen, die Bildung von unlöslichen Salzen und Schaumbildungen. Auch die Oxidation von Aminen durch Luftsauerstoff und die Flüchtigkeit von Aminen bzw. Aktivatoren oder anderen Additiven kann Probleme bereiten.

Als ungünstig sind bei absorptiven Verfahren – insbesondere bei chemisorptiven – der stetige Lösungsmittelverbrauch durch unvollständige Regenerierung, durch Austrag aus dem Prozess über das Produktgas und der hohe Energiebedarf für die Regeneration des Lösungsmittels zu bewerten. Insofern stellt bei der Biogasaufbereitung das »Downscaling« von Aminwäschen auf kleine Gasdurchsätze und die Adaption des Verfahrens auf eine besonders hohe energetische Effizienz (geringer Prozesswärmeverbrauch und möglichst niedrige Temperaturniveau bei der Regeneration) eine besondere Herausforderung dar.

Im Bereich der Biogasaufbereitung wurden bisher fast ausschließlich Wasser als Absorptionsmedium und erst seit Neuestem Amine oder organische physikalische Sorptionsmittel, wie Genosorb<sup>®</sup>, verwendet. Insbesondere Wasser weist den Vorteil auf, dass sich aufgrund des amphoteren Charakters neben den sauren Gasbestandteilen wie CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S auch basische Komponenten wie Ammoniak weit besser als unpolare, hydrophobe Bestandteile wie Kohlenwasserstoffe lösen und die Regenerierung des Waschwassers sehr einfach durch Entspannen und Strippen erfolgen kann. Zudem ist Wasser preiswert verfügbar und zeichnet sich durch günstige Umwelt- und Korrosionseigenschaften aus.

Tabelle 4-2: physisorptive Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO<sub>2</sub> und Schwefelverbindungen

Verfahren	Absorptiv	Waschmittel/Prozessbedingungen
Druckwasserwäsche	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub>	P < 10 bar, T 3 – 30 °C
Purisol®-Wäsche (Lurgi)	H <sub>2</sub> S, COS, CO <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub> , HCN, Aromaten	N-Methyl-2-pyrrolidon, P > 20 bar, T -20 - +40 °C
Rektisol®-Wäsche (Linde, Lurgi)	H <sub>2</sub> S, COS, organ. S, CO <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub> , HCN, Aromaten	Methanol, P > 20 bar, T -70 bis -10 °C
Selexol®-Wäsche (Allied Chem. Corp.)	H <sub>2</sub> S, COS, organ. S, CO <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub> , HCN, Aromaten	Polyethylenglykoldimethylether, P < 20-30 bar, T 0 - +40 °C
Genosorb®-Wäsche (Clariant)	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O	Tetraethylenglykoldimethylether, P < 7 bar, T 20-40 °C
Sepasolv®-Verfahren (BASF)	CO <sub>2</sub>	Methylisopropylether/Polyethylenglykol

Tabelle 4-3: physikochemisorptive Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO<sub>2</sub> und Schwefelverbindungen

Verfahren	Absorptiv	Physikalisch wirkendes Waschmittel
Sulfinol®-(D/M)-Wäsche (Shell)	H <sub>2</sub> S, COS, Mercaptane, Aromaten, CO <sub>2</sub>	Mischung aus DIPA (Diisopropanolamin), MDEA, Wasser und Tetrahydrothiophendioxid
Amisol®-Wäsche (Lurgi)	H <sub>2</sub> S, COS, organ. S, NH <sub>3</sub> , HCN, CO <sub>2</sub> , Aromaten	Gemisch aus Methanol, MEA, DEA, DIPAM (Diisopropylamin) oder Diethylamin

Tabelle 4-4: chemisorptive aminbasierte Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO<sub>2</sub> und Schwefelverbindungen

Verfahren	Absorptiv	Waschmittel	Prozessbedingungen
MEA-Wäsche (Dow Chemical)	SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, COS, CS <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub>	2,5n Monoethanolamin, Oxidationsinhibitoren	P > Umgebungsdruck, T 40 °C
MEA-Wäsche (Union Carbide)		5n Monoethanolamin, Oxidationsinhibitoren	P > Umgebungsdruck, T 40 °C
DEA-Wäsche (SNEA)	H <sub>2</sub> S, COS, CS <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub>	2n - 3n Diethanolamin	P 8 - 70 bar, T 20-55 °C
MDEA-Verfahren (BASF)	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Methyldiethanolamin 10-25 % in H <sub>2</sub> O	P > 10 bar, T 50-70 °C
ADIP-Wäsche (Shell)	H <sub>2</sub> S, COS, CO <sub>2</sub>	DIPA und MDEA-Mischung (Diisopropanolamin/ Methyldiethanolamin)	P > Umgebungsdruck, T 40 °C
Alkazid-Wäsche	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	Alkazid M in H <sub>2</sub> O	

Tabelle 4-5: chemisorptive anorganische Absorptionsverfahren zur Entfernung von CO<sub>2</sub> und Schwefelverbindungen

Verfahren	Absorptiv	Waschmittel	Sonstiges
Pottaschewäsche Catacarb®-Verfahren, Benfield®-Verfahren, (Lurgi, Eickmeyer)	SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, HCN, COS, CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> -Lauge und Katalysatoren (Lurgi) bzw. Borate (Catacarb®)	Reaktionsprodukt KHCO <sub>3</sub> , P 22-70 bar, T 70 – 120 °C
Kaltlaugewäsche	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	NaOH, 8 %ige Lauge	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , Na <sub>2</sub> S
Heißlaugewäsche	COS	NaOH, 2-4 %ige Lauge	Na <sub>2</sub> CO, Na <sub>2</sub> S
Ammoniak-Wasser- Wäsche	CO <sub>2</sub>	5 % NH <sub>3</sub> in H <sub>2</sub> O	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>

Die Verluste des Waschmittels sind zwar nicht zu vernachlässigen, stellen aber kein Problem dar, da es aufgrund der allgemeinen Verfügbarkeit und des geringen Preises leicht ersetzt werden kann. Wasser kann CO<sub>2</sub> in Bezug auf Methan mit hoher Selektivität absorbieren. CO<sub>2</sub> ist im Vergleich zu Methan ca. um den Faktor 70 besser löslich. Der im Biogas enthaltene Schwefelwasserstoff hat in Wasser eine noch höhere Löslichkeit als CO<sub>2</sub> und wird deshalb bevorzugt absorbiert und reichert sich dort an. Einer zu starken Anreicherung kann mit einer Ausschleusung eines Teils der Waschflüssigkeit entgegengewirkt werden. Das Waschwasser kann beispielsweise mit in den Fermenter gegeben werden. Der Verlust wird durch Frischwasser ausgeglichen.

Tabelle 4-6: Löslichkeiten in physikalischen Waschmitteln [38]

Waschmittel	CH <sub>4</sub> -Löslichkeit	CO <sub>2</sub> -Löslichkeit	H <sub>2</sub> S-Löslichkeit	Siede- punkt	Dampfdruc k
Wasser	25 mg/l (17 °C)	1.700 mg/l (20 °C)	6.720 mg/l (20 °C)	100 °C	2.300 Pa
Genosorb® 1753	0,206 l/l	3,19 l/l	21,63 l/l	> 250 °C	0,2 Pa

Die Beladungskapazität, also die Menge Gas, die pro Liter Waschflüssigkeit sorbiert werden kann, ist jedoch im Vergleich zu allen anderen hier betrachteten Waschmitteln am geringsten. Aus diesem Grund sind die verwendeten Waschmittelmengen und die umzupumpende Flüssigkeitsmenge sehr hoch. Um die Beladungskapazität zu steigern, findet die Absorption bei erhöhtem Druck statt (ca. 5-10 bar). Die Regeneration des beladenen Waschwassers ist sehr einfach; ein Entspannen und Strippen des Waschwassers mit Luft ist ausreichend.

Zusätzlich kann die Beladungskapazität über eine Kühlung des Waschwassers gesteigert werden. Ein Beispiel: Die Absenkung der Waschwassertemperatur von 25 °C auf etwa 7 °C ermöglicht in etwa eine Kapazitätsverdopplung in einer Druckwasserwäsche. Allerdings ist dieser Schritt mit einem höheren Regenerationsaufwand verbunden, weshalb beispielsweise die Fa. Malmberg auf diese Option bewusst verzichtet und diese nicht anbietet.

Andere physikalische Waschmittel, die großtechnisch zur CO<sub>2</sub>- und H<sub>2</sub>S Abtrennung genutzt werden, bestehen aus Dimethylether-Polyethylenglykol-Gemischen. Diese Waschmittel sind beispielsweise unter dem Handelsnamen Genosorb® 1753 (Tetraethylenglykoldimethylether) von der Fa. Clariant auf dem Markt verfügbar. Genosorb® besitzt beispielsweise gegenüber Wasser den Vorteil einer höheren CO<sub>2</sub>-Beladungskapazität und ermöglicht gleichzeitig auch eine Trock-

nung des Biogases auf Taupunkte bis  $-20\text{ °C}$ . Hieraus resultieren kleinere Apparate und geringere Umlaufströme. Weitere Vorteile sind günstige Korrosionseigenschaften und ein geringer Dampfdruck (geringe Waschmittelverluste). Polyethylenglykol ist hygroskopisch und wird in der Verfahrenstechnik zur Trocknung eingesetzt. Die  $\text{H}_2\text{S}$ -Löslichkeit ist im Vergleich zur  $\text{CO}_2$ -Löslichkeit in etwa neunfach höher. Der gelöste Schwefelwasserstoff kann durch Strippen und auskochen wieder desorbiert werden. Die hohe Siedetemperatur des reinen Waschmittels Genosorb® von über  $200\text{ °C}$  wird durch die Verdünnung mit Wasser deutlich reduziert.

Von den chemischen Waschmitteln werden hier nur die relevanten Amine und keine anorganischen Wäschen (Laugen, siehe auch Tabelle 4-5) dargestellt. Chemische Waschmittel haben die höchste Beladungskapazität. Verwendung finden primäre, sekundäre und tertiäre Alkanolamine. Die einzelnen Amine unterscheiden sich in Ihrer Beladungskapazität bzw. Selektivität gegenüber  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$ , aber auch in ihren Korrosions- und Umwelteigenschaften.

Die Absorption erfolgt in der Regel drucklos. Die Beladungskapazität ist nahezu unabhängig von dem Prozessdruck. Zur Regeneration ist thermische Energie notwendig, um  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$  auszutreiben. Die Löslichkeit für Schwefelwasserstoff ist geringer als für  $\text{CO}_2$ . Es kommt nicht zu einer Anreicherung von Schwefelwasserstoff in der Waschflüssigkeit. In Tabelle 4-7 sind die relativen Kapazitäten typischer und für die Biogasaufbereitung interessanter Amine aufgeführt.

Amine sind als Reinstoffe bei Umgebungsbedingungen teilweise Feststoffe, lösen sich jedoch gut in Wasser. MEA ist bei Normalbedingungen eine stark nach Ammoniak riechende, korrosive Flüssigkeit. DEA ist als wassergefährdend eingestuft. Bei Umgebungsbedingungen liegt es als Feststoff vor. MDEA ist weniger korrosiv und kann in Anlagen aus Kohlenstoffstahl eingesetzt werden. Der energetische Regenerationsaufwand sinkt von primären hin zu höheren Aminen. Allerdings sinkt auch die Beladungskapazität für  $\text{CO}_2$ .

Tabelle 4-7: Beladungskapazitäten und physikalische Daten typischer Amine für Wäscherkolonnen

Waschmittel	relative $\text{CO}_2$ -Kapazität	relative $\text{H}_2\text{S}$ -Kapazität	Schmelzpunkt	Siedepunkt
MEA	0,5	0,07	$10\text{ °C}$	$172\text{ °C}$
DEA	0,32	0,09	$28\text{ °C}$	$269\text{ °C}$
MDEA	0,12	0,1	$-21\text{ °C}$	$243\text{ °C}$
	Mol Gas / Mol Amin bei 1,3 mol Amin/ kg $\text{H}_2\text{O}$	Mol Gas / Mol Amin bei 1,3 mol Amin/ kg $\text{H}_2\text{O}$		

Mit zunehmender Aminkonzentration in der Waschmittellösung steigt auch die Beladungskapazität. Begrenzt wird die zulässige Aminkonzentration beispielsweise durch eine Zunahme der Korrosivität oder der Viskosität. Alkanolamine neigen dazu, sich mit der Zeit zu zersetzen. Hohe Temperaturen in der Regenerationseinheit begünstigen Zersetzungserscheinungen, weshalb bei der Regeneration möglichst moderate Temperaturen zu wählen sind.

Diese Abbaureaktionen werden durch zahlreiche Spurenkomponenten und durch Kohlendioxid verursacht. Kohlendioxid katalysiert den Abbau von MEA und DEA zu hitzestabilen Salzen und Polymerisationsprodukten, die zu einer Zunahme der Viskosität und verstärkter Schaumbildung führen.

Um die Kapazität des Waschmittels zu erhalten, ist eine permanente Regenerierung des Waschmittels erforderlich. MDEA ist als tertiäres Amin unempfindlich gegen Abbaureaktionen, die durch  $\text{CO}_2$  ausgelöst werden [37].

Durch den Abbau von Aminen mit Sauerstoff bilden sich organische Säuren, z. B. Ameisen- oder Essigsäure, die sich wiederum mit Amin zu hitzestabilen Salzen verbinden. Salze verringern die Beladungskapazität und sind eine Hauptursache für Korrosion. Eine mögliche Gegenmaßnahme ist die Zugabe von Natriumhydroxid, womit die Amine wieder freigesetzt werden. Die Anionen der organischen Säuren müssen durch Ionenaustauscher oder Destillation entfernt werden. Da MEA einen vergleichsweise hohen Dampfdruck besitzt und in das Reingas gelangt, sollte es mit einem zusätzlichen Abscheider nach der CO<sub>2</sub>-Abtrennung, z. B. Wasserquenche, aus dem Produktgas entfernt werden. Durch Zusatz von Korrosionsinhibitoren kann der Abbau verlangsamt werden.

Auf dem Markt sind verschiedene Aminformulierungen verfügbar, die solche Inhibitoren enthalten. MDEA kann mit einem Massenanteil von 30-50 % in Apparaten aus Kohlenstoffstahl verwendet werden. Durch geringe Anteile von primären und sekundären Aminen kann die Beladungskapazität von MDEA gesteigert werden. Die Abbauprodukte von MDEA bestehen teilweise aus primären und sekundären Aminen, welche als Aktivatoren für die Absorption wirken können, so dass die Kapazität der MDEA Lösung höher als erwartet sein kann [37]. In Tabelle 4-8 sind die unterschiedlichen Waschmittel vergleichend gegenübergestellt. Aus Ihr können Tendenzen bezüglich wichtiger Eigenschaften entnommen werden.

Tabelle 4-8: Eigenschaftsübersicht verschiedener Waschmittel

Eigenschaft	Wasser	Genosorb®	MEA	DEA	MDEA
Beladungskapazität CO <sub>2</sub>	-	+	++	++	+
Selektivität CO <sub>2</sub>	+	o	++	+	o
Aufwand Regeneration	++	+	--	--	--
Druck	--	--	++	++	++
Temperatur Regeneration	<b>Nein</b>	~ 50-80 °C	~160 °C <sup>1</sup>	~160 °C <sup>1</sup>	~120 °C <sup>2</sup>
Wärmebedarf	++	-	--	--	--
Korrosivität	+	+	--	o	o
Preis	+	-	-	-	-
gleichzeitige Trocknung	-	+	-	-	-
Waschmittelverluste <sup>3</sup>	-	+	-	+	+
Methanverluste <sup>4</sup> [%]	<b>1-2</b>	<b>2-4</b>	<b>&lt; 0,1</b>	<b>&lt; 0,1</b>	<b>&lt; 0,1</b>
Produktgasreinheit	+	+	++	++	++
<sup>1</sup> Das mittelfristige Entwicklungsziel hinsichtlich der Regenerationstemperaturen liegt laut Herstellern bei etwa 110-120 °C. <sup>2</sup> Angabe des Aminherstellers BASF AG. Derzeit ist kein MDEA-Verfahren zur Biogasaufbereitung verfügbar. <sup>3</sup> Sowohl bei der Kondensatabscheidung als auch bei der Waschmittelregeneration können kleinere Verluste auftreten. <sup>4</sup> Die Angaben sind abhängig von der Anlagenbetriebsweise. Darüber hinaus gibt es differierende Angaben in der Literatur.					
-- sehr negativ      - negativ      o neutral      + positiv      ++ sehr positiv					

Physikalische Wäschen, wie beispielsweise die Druckwasserwäsche, sind prädestiniert für Standorte ohne günstige Wärmebereitstellung. Chemische Wäschen benötigen immer in erheblicher Menge Prozesswärme. Im Vergleich zu physikalischen Wäschen erreichen chemische Wäschen höchste Produktgasreinheiten > 99 Vol.-% und sehr geringe Methanverluste < 0,1 %. Bei chemischen Wäschen sollte vorher das Biogas entschwefelt werden, da der Regenerationsaufwand sonst überproportional steigen würde. Druckwasserwäschen ermöglichen eine gleichzeitige Biogaseschwefelung; Wäschen mit Polyethylenglykollgemischen darüber hinaus auch noch eine gleichzeitige Gastrocknung. Bei chemischen Waschverfahren und der Druckwasserwäsche ist eine nachfolgende Gastrocknung notwendig.

### 4.3 Übersicht über ausgewählte CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren

#### 4.3.1 Druckwasserwäsche der Malmberg AB

Malmberg Water AB mit Sitz in Åhus, Schweden hat auf Basis seiner langjährigen Erfahrung im Bereich der Wasseraufbereitung in den 1990er Jahren ein Verfahren zur Biomethanerzeugung mittels Druckwasserwäsche entwickelt. Das Unternehmen hat nach eigenen Angaben innerhalb von Europa bereits über 20 Gasaufbereitungsanlagen installiert. Der Großteil davon ist schon seit längerer Zeit in Schweden zur Aufbereitung von Klärgas in Betrieb (z. B. Abbildung 4-2). Die Druckwasserwäsche ist das in Europa am meisten angewandte Verfahren zur Methananreicherung bzw. CO<sub>2</sub>-Abtrennung von biogenen Gasen. Das aufbereitete Biomethan wird meist in Tankstellen verwendet. In Deutschland werden derzeit vier Anlagen gebaut; eine Anlage in Könnern, Sachsen-Anhalt mit einer Kapazität von 1.250 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas ist bereits in Betrieb.

Die Firma Malmberg Water AB verfügt über eine langjährige Erfahrung im Anlagenbau und ist seit 2007 auch mit einer Niederlassung in Deutschland (Malmberg Bioerdgastech GmbH, Bad Dürrenberg) vertreten. Malmberg ist weltweit eine von drei Firmen, die Druckwasserwäschen zur Biogasaufbereitung anbieten. Die Firma Malmberg bietet verschiedene Standardmodulgrößen zwischen 300 – 1.250 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas. Nach Angaben des Herstellers wären prinzipiell auch Absorber mit einem Durchsatz bis 2.000 m<sup>3</sup>/h denkbar (physikalisch bedingte Obergrenze, da der Absorberdurchmesser nicht beliebig vergrößerbar ist); allerdings sieht Malmberg keinen Markt dafür.

Die bisher größte in Schweden gebaute Anlage hat eine Kapazität von 800 + 600 m<sup>3</sup>/h in Stockholm (Erweiterung in 2006). In Deutschland ging im Dezember 2007 eine Druckwasserwäsche mit einer Kapazität von 1.250 Nm<sup>3</sup>/h in Könnern, Sachsen-Anhalt in Betrieb.

Die Firma Malmberg bietet zwei Anlagenkonzepte an, die als COMPACT<sup>®</sup> und SKID<sup>®</sup> bezeichnet werden. Die COMPACT<sup>®</sup>-Druckwasserwäsche stellt eine vorgefertigte Anlage dar, die in Standard-Seecontainern errichtet wird und in drei Räume unterteilt ist, die die Absorber, Desorber, Pumpen und die Stromversorgung enthalten. Das SKID<sup>®</sup>-Anlagenkonzept ist in vorgefertigten Modulen (vorgefertigte Komponenten auf Stahlrahmen) verfügbar und wird für die Installation in Gebäuden angeboten. Auf diese Weise können zeitaufwändige Montagearbeiten am Standort vermieden werden.

Die Druckwasserwäsche ermöglicht parallel zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung auch eine Biogasentschwefelung auf weniger als 5 mg/Nm<sup>3</sup> Biomethan (gemäß den Anforderungen des DVGW-Regelwerks). Dieser Garantiewert ist allerdings auf durchschnittliche H<sub>2</sub>S-Belastungen im Rohgas < 500 ppmv und kurzzeitige Spitzen < 2.000 ppmv beschränkt. Dauerhaft höhere H<sub>2</sub>S-Konzentrationen mindern die Standzeit der einzelnen Anlagenkomponenten, insbesondere die Verdichter, und erhöhen den Wasserverbrauch nicht unerheblich.

Die Druckwasserwäsche arbeitet bei etwa 7 bar und Waschwassertemperaturen um die 25 °C. Die bei der Rohgasverdichtung anfallende Abwärme kann über ein Wärmetauschersystem ausgekoppelt und für die Beheizung der Fermenter genutzt werden. Die auskoppelbare Abwärmemenge entspricht nach Angaben von Malmberg etwa 90 % der in den Verdichtern eingesetzten elektrischen Arbeit (1 kWh<sub>th</sub> Abwärme entspricht ca. 0,9 kWh<sub>el</sub> Verdichterarbeit) und steht mit einer Vorlauftemperatur von 55 °C zur Verfügung.



Abbildung 4-2: Druckwasserwäsche in Stockholm (Foto Malmberg)

Malmberg garantiert einen Methanverlust kleiner 1 % und einen Methananteil von > 97 Vol.-%. Der CO<sub>2</sub>-Gehalt im Biomethan beträgt ca. 2 Vol.-% (Voraussetzung luftfreies Rohbiogas). Die Methanverluste bzw. der Methangehalt im Produktgas sind immer eine Frage der Anlagenabstimmung. Malmberg geht prinzipiell zwar davon aus, dass der Methanverlust auf 0,5 % reduziert werden könnte, allerdings gehe dies zu Lasten der Betriebskosten und der Produktgasqualität.

Das Abgas enthält neben Methan auch Schwefelwasserstoff und muss entsprechend behandelt werden. Hierfür bietet Malmberg abhängig von den Anforderungen am Standort unterschiedliche Technologien an. Der Schwefelwasserstoff kann entweder über einen Biofilter oder durch eine Aktivkohleschüttung aus dem Abgasstrom entfernt oder gemeinsam mit dem Methan oxidiert werden. Die Druckwasserwäsche ist – wie andere Wäschen auch – sehr flexibel hinsichtlich schwankender Biogaszusammensetzungen und Lastanforderungen. Der Durchsatz eines GR12L-Moduls (Kapazität 1.250 Nm<sup>3</sup>/h) kann in wenigen Sekunden zwischen 625 Nm<sup>3</sup>/h und 1.250 Nm<sup>3</sup>/h (50 - 100 %) variiert werden. Der CO<sub>2</sub>-Gehalt im Produktgas (am Austritt Absorber) ist die Führungsgröße bei der Steuerung der Wasserumwälzung; dadurch ist eine schnelle Regelung möglich.

Aufgrund weniger beweglicher Teile (im Wesentlichen Verdichter und Umwälzpumpe) in der Anlage kann grundsätzlich von einer hohen Anlagenverfügbarkeit ausgegangen werden. Die Firma Malmberg garantiert eine Anlagenverfügbarkeit von 95 % (Basis: Rohbiogas mit einer H<sub>2</sub>S-Konzentration < 500 ppmv, kurzzeitige Spitzen bis 2.000 ppmv). Die Wartung der Anlage kann während des Betriebs bei reduzierter Leistung erfolgen. Sollte das Rohbiogas höhere H<sub>2</sub>S-Konzentrationen aufweisen, wird eine Grobentschwefelung empfohlen.



Abbildung 4-3: Druckwasserwäsche mit einer Kapazität von 1.250 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas der Fa. Malmberg in Könnern, Sachsen-Anhalt, grüner Container im Vordergrund GDRM-Station (Foto Malmberg)

Der Wasserverbrauch des Malmberg-Verfahrens ist relativ gering und wird hauptsächlich durch die H<sub>2</sub>S-Belastung im Rohgas bestimmt. Das gelöste H<sub>2</sub>S desorbiert nicht vollständig bei der Regenerierung, sondern bleibt zu geringen Teilen im Waschwasser gelöst. Das pH-Optimum liegt bei ca. 5,5-6,0. Der Wasserverbrauch einer GR12L (Kapazität 1.250 Nm<sup>3</sup>/h, Basis: Rohbiogas mit einer H<sub>2</sub>S-Konzentration < 500 ppmv, kurzzeitige Spitzen bis 2.000 ppmv) beträgt ca. 220 m<sup>3</sup>/a. Für die Druckwasserwäsche wird nur Brauchwasserqualität benötigt. Prinzipiell ist sogar Abwasser aus einer Kläranlage verwendbar; allerdings kam es in einem solchen Fall zu einem Bakterienwachstum im Absorber und damit zu Betriebsstörungen.

### 4.3.2 Druckwasserwäsche der Fa. Flotech

Neben zahlreichen Anlagenlösungen für die Petrochemie vertreibt Flotech Schweden unter dem Produktnamen Greenlane™ CSFR ein Druckwasserwäscheverfahren. Die Technologie wurde in den 1990er Jahren entwickelt und bereits in zahlreichen Referenzanlagen weltweit verwirklicht.

Das Aufbereitungsverfahren basiert wie das Verfahren von Malmberg oder YIT auf einer rezirkulierenden Druckwasserwäsche, die eine parallele Abtrennung von CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S und in Spuren auch NH<sub>3</sub> und weiteren Störstoffen ermöglicht. Die Firma Flotech bietet verschiedene Standardbaugrößen für Gasvolumenströme zwischen 150 bis 2.000 Nm<sup>3</sup>/h an.

Im Vergleich zu Malmberg verfolgt Flotech allerdings ein etwas anderes Konzept hinsichtlich der verfahrenstechnischen Ausgestaltung der Druckwasserwäsche. Die zweistufige Rohgasverdichtung erfolgt in zwei ölgeschmierten<sup>5</sup> Drehschieberverdichtern von General Electric, die eine deutlich höhere Korrosionsbeständigkeit gegenüber H<sub>2</sub>S aufweisen. Das Rohgas darf H<sub>2</sub>S-Gehalte bis 5.000 ppmv enthalten, ohne dass die Garantien des Herstellers verletzt werden. Kurzzeitige Spitzen von bis zu 10.000 mg/m<sup>3</sup> sind erlaubt.

Allerdings ziehen deutlich höhere H<sub>2</sub>S-Gehalte im Rohgas auch einen deutlich höheren Wasserverbrauch (SCFR1000 bis ca. 4.000 m<sup>3</sup>/a Frischwasser) und gegebenenfalls auch höhere Abgasbehandlungskosten nach sich. Der Verzicht auf eine vorherige Grobentschwefelung ist also nur vorteilhaft, wenn Brauchwasser sehr günstig verfügbar ist und die Wasserentsorgung z. B. in einen Schluckbrunnen erfolgen kann.

Grundsätzlich beeinflussen hohe Drücke und niedrige Waschwassertemperaturen die Absorption von CO<sub>2</sub> sehr positiv, weshalb Flotech standardmäßig sowohl aktiv gekühlte Absorber (7 °C) als auch passiv gekühlte (20-25 °C) Absorber anbietet. Eine Absenkung der Waschwassertemperatur von 25 °C auf ca. 7 °C bringt in etwa eine Kapazitätsverdopplung. Allerdings ist genau abzuwägen, ob eine aktive Kühlung des Absorbers die effizienteste Betriebsweise darstellt.

Zwar ist die umzuwälzende Waschwassermenge bei einer aktiv gekühlten Druckwasserwäsche im Vergleich zur passiv gekühlten deutlich geringer; die Kältebereitstellung zur Waschwasser- und zur Gaskühlung zieht jedoch einen erhöhten Strombedarf der Gesamtanlage nach sich und auch der Regenerierungsaufwand (Strippluftbedarf) steigt. Nach Meinung der Autoren stellt die Kühlung des Absorbers eher einen interessanten Ansatz zur Kapazitätssteigerung bereits existierender Anlagen dar.

Das Flotech-Verfahren ermöglicht Methangehalte im Produktgas von etwa 97–98 Vol.-% (Basis: luftfreies Rohbiogas). Der Methanverlust bei der Biogasaufbereitung ist garantiert kleiner 2 %. Der Wasserdruck wird dabei in Abhängigkeit des gewünschten Methanteils im Produktgas geregelt, um den Betriebsstromverbrauch der Umwälzpumpen auf ein wirtschaftliches Maß zu begrenzen.

Nach derzeitigem Kenntnisstand bietet Flotech keine schlüsselfertige Montage am Standort an. Flotech stellt lediglich das Personal zur Beaufsichtigung und Leitung der vor Ort durchzuführenden Montagearbeiten. Die Inbetriebnahme und Schulung erfolgt durch Flotech-Personal. Die Flotech-Anlage läuft vollautomatisch. Eine kontinuierliche Überwachung durch Personal ist nicht

<sup>5</sup> Das Waschwasser enthält neben H<sub>2</sub>S dann auch Ölsuren, die in einem Dekanter (am Absorbersumpf) abzutrennen sind und entsorgt werden müssen.

erforderlich. Das Wartungsintervall für eine Greenlane™ CSFR1000 beträgt ca. 6 Monate; allerdings muss für Wartungsarbeiten die Anlage gestoppt werden.



Abbildung 4-4: Flotech-Druckwasserwäsche CSFR-225 in Kobe, Japan (Quelle: Flotech)

### 4.3.3 Druckwasserwäsche der Fa. Ros Roca Ingenieria de Medio Ambiente S.L.

Der schwedische Anlagenbauer YIT Vatten & Miljöteknik AB hat vor einigen Jahren ebenfalls ein Druckwasserwäscheverfahren entwickelt und insgesamt in Schweden bisher fünf Anlagen errichtet.

In 2006 hat Ros Roca weltweit mit Ausnahme von Nordeuropa, dem Baltikum und Russland die exklusiven Rechte zum Bau der Biogasaufbereitungstechnik von YIT erworben. In den nicht im Lizenzabkommen enthaltenen Ländern strebt YIT eine Zusammenarbeit mit Ros Roca an. In der Realisierungsphase befindet sich derzeit eine Biogasaufbereitungsanlage in Kielen, Luxemburg (600 Nm<sup>3</sup>/h, Inbetriebnahme 2009) [39]. Das produzierte Biomethan wird in das Erdgasnetz eingespeist.

Die Anlagen in Schweden sind in Västerås (550 Nm<sup>3</sup>/h), Norrköpping (400 Nm<sup>3</sup>/h), Eskilstuna (330 Nm<sup>3</sup>/h), Boden (250 Nm<sup>3</sup>/h) und Linköpping (2 x 700 Nm<sup>3</sup>/h) in Betrieb. In den Biogasaufbereitungsanlagen in Schweden wird Biogas auf Treibstoffgasqualität aufbereitet und an Tankstellen angeboten. Hierbei wird in den Biogasaufbereitungsanlagen eine Qualität entsprechend der schwedischen Norm SS 15 54 38 hergestellt. Diese Norm verlangt u.a. einen Methangehalt von 97 ± 2 Vol.-% und einen Wobbeindex von 12,2-13,1 kWh/Nm<sup>3</sup> was H-Gasqualität entspricht.

In Västerås wurde die erste Druckwasserwäschanlage der Fa. YIT installiert und erprobt. Das Projekt wurde von der EU gefördert und wissenschaftlich begleitet. Detaillierte Informationen zu dem Projekt können der Webseite [www.agroptigas.com](http://www.agroptigas.com) entnommen werden. In den Forschungsberichten bzw. Projektbeschreibungen wird die Anlagenverfügbarkeit mit 95 % und der spezifische Stromverbrauch mit 0,31 kWh/Nm<sup>3</sup> Produktgas angegeben [40].



Abbildung 4-5: Druckwasserwäsche der Fa. YIT in Norrköpping (links) und Västerås (rechts) (Quelle Ros Roca)

Laut Forschungsbericht kam es während der Inbetriebnahme bzw. Erprobung der Västerås-Anlage in der Betriebsphase von Herbst 2005 bis Sommer 2006 zu einigen betriebstechnischen Problemen, verbunden mit relativ hohen Methanverlusten und einem zu hohen Stromverbrauch. Der Versuch, den Methanverlust durch eine Senkung des Druckniveaus im Flash zu reduzieren, führte zu einem schlechteren Abfluss des Kreislaufwassers aus dem Flashtank, was zu einem erhöhten Eintrag von Frischwasser in der Stripperkolonne führte. Die Methanverluste in der YIT-Anlage betragen in diesem Zeitraum zwischen 2 und 5,5 % bezogen auf das Rohbiogas [40]. Der Methanschluß war bei einem mittleren Durchsatz am geringsten. Sowohl bei sehr geringem, als auch bei sehr hohem Durchsatz, stieg der Methanschluß. Bei der Bewertung der Ergebnisse muß allerdings berücksichtigt werden, dass es sich um eine prototypische Versuchsan-

lage handelte und die gewonnenen Erkenntnisse aus der Erprobung zu einer weiteren Verbesserung des Verfahrens – nach Abschluss der wissenschaftlichen Begleitung des Projektes – führten.

Laut Aussage von Ros Roca wurden vom Anlagenbauer YIT 2007 weitere Entwicklungs- und Optimierungsarbeiten an der Biogasaufbereitungsanlage Västerås durchgeführt. Im Vollastbetrieb werden jetzt folgende Werte erzielt: Methanverlust < 1,6 % (Garantiewert des Anlagenherstellers YIT < 2%) und spezifischer Stromverbrauch 0,26 kWh/Nm<sup>3</sup>. Der Methanverlust kann nach Angabe von Ros Roca durch eine weitere Absenkung des Druckniveaus auf < 1 % und durch eine Nachbehandlung des Schwachgases auf < 0,5 % reduziert werden. Diese Werte werden von Ros Roca garantiert.

Wie bei anderen Druckwasserwäschen auch, wird bei dem Verfahren von Ros Roca keine Wärme zur Regenerierung des Waschwassers benötigt; ganz im Gegenteil: die bei der Verdichtung des Rohbiogases anfallende Wärme kann ausgekoppelt und beispielsweise zur Fermenterbeheizung verwendet werden. Eine Grobentschwefelung des Rohbiogases ist ab einer Schwefelwasserstoff-Konzentration von 2.000 ppm erforderlich.

#### **4.3.4 Genosorb®-Wäsche der Fa. HAASE Energietechnik, Biogasverstärker**

Die HAASE Energietechnik AG aus Neumünster, Schleswig-Holstein, vertreibt unter dem Namen »HAASE BiogasVerstärker« ein Aufbereitungssystem auf der Basis einer physikalischen Wäsche zur Herstellung von Biomethan. Seit Juni 2006 bereitet ein »BiogasVerstärker« im Wendland Biogas für die erste Biomethantankstelle Deutschlands auf (Abbildung 4-6). In den ersten 18 Betriebsmonaten sind bisher keine nennenswerten Probleme aufgetreten. Im Frühjahr 2008 wurde am Standort Ronnenberg, Niedersachsen für die Stadtwerke Hannover die erste Anlage zur Erdgaseinspeisung in Betrieb genommen.

Das Verfahren basiert auf einer physikalischen Gaswäsche mit der Waschflüssigkeit Genosorb®. Die Absorption erfolgt unter einem Druck von etwa 7 bar<sub>g</sub>. Zur Regeneration wird die beladene Waschlösung auf etwa 50 °C erwärmt und nach einer Zwischenentspannung in einem Flashdesorber im Desorber auf Umgebungsdruck entspannt. Die benötigte Vorlauftemperatur des Wärmeträgermediums muss mindesten 5-10 °C über der Temperatur der zu regenerierenden Waschlösung liegen. Höhere Temperaturen sind ebenfalls möglich, falls beispielsweise günstige Abwärme zur Verfügung steht, beispielsweise aus einem BHKW. Durch die Zufuhr von Umgebungsluft als Strippluft werden die absorbierten Gasbestandteile im Desorber wieder ausgetrieben. Die Strippluft aus dem Desorber wird entweder thermisch behandelt (z. B. mit einer Vocsi-Box®) oder wie in Jameln dem dort installierten BHKW als Verbrennungsluft zugeführt.

Zur Verringerung der Methanverluste wird ein Teilstrom des Gases bei Bedarf rezirkuliert. Für die Regeneration der Waschflüssigkeit muss keine externe Wärmeversorgung bereitgestellt werden, da die interne Abwärmeauskopplung bei der Gasverdichtung (Wärmepumpe) ausreichend ist. Bei der thermischen Regeneration wird auch das sorbierte Wasser wieder abgetrennt. Im Vergleich zur DWW weist das eingesetzte Waschmittel höhere Löslichkeiten von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S auf und ermöglicht zudem auch eine Gastrocknung auf Taupunkte bis -20 °C.

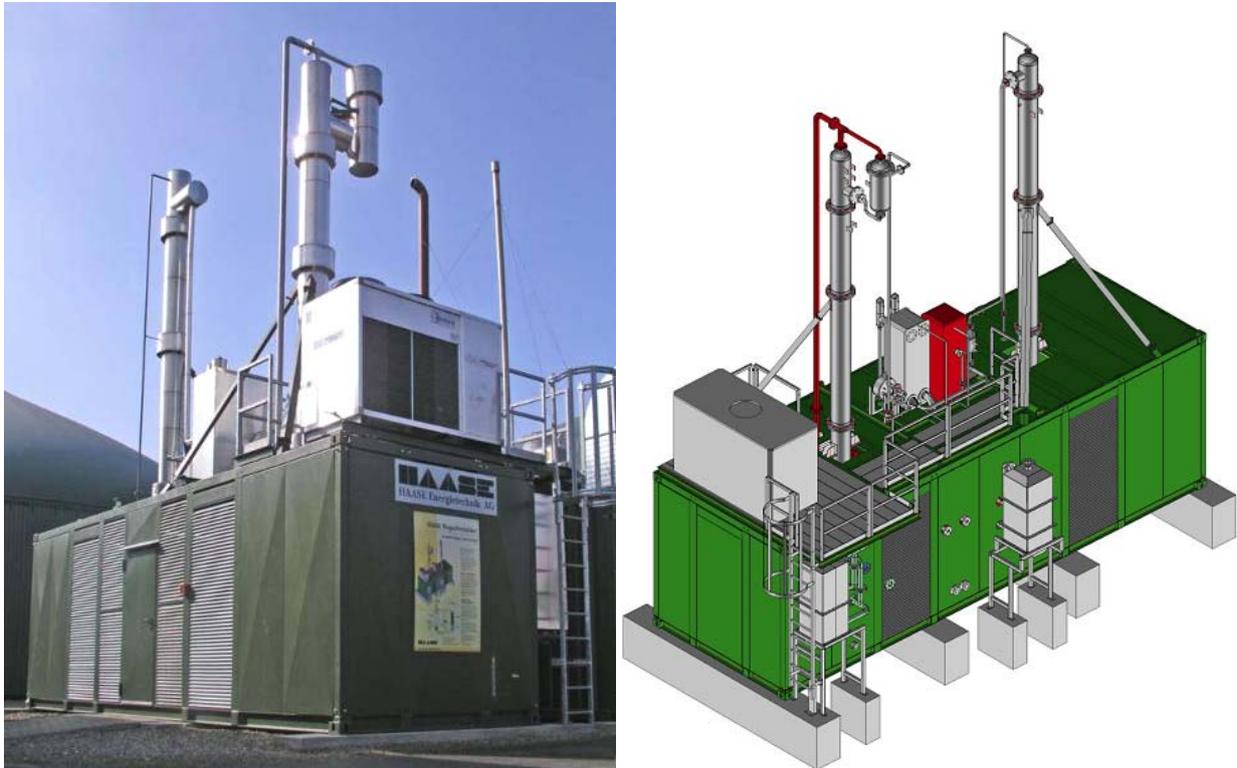


Abbildung 4-6: Pilotanlage des BiogasVerstärkers in Jameln (Quelle HAASE Energietechnik)

Damit ist das Genosorb<sup>®</sup>-Verfahren innerhalb gewisser Grenzen das einzige absorptive Biogasaufbereitungsverfahren, das eine simultane CO<sub>2</sub>-Abtrennung, Entschwefelung und Trocknung ermöglicht. Die bei vielen anderen Verfahren nachgeschaltete Gastrocknung (PSA) kann also entfallen.

Nach Angaben des Herstellers werden die Anforderungen des DVGW-Regelwerks hinsichtlich des H<sub>2</sub>S-Gehalts eingehalten; allerdings ist diese Garantie auf H<sub>2</sub>S-Gehalte < 100 ppmv am Eintritt beschränkt. Eine vorherige Grobentschwefelung wird im Regelfall benötigt und ist auch aus ökonomischen Erwägungen heraus im Regelfall zu empfehlen.

Stickstoff, Sauerstoff und Ammoniak werden nicht aus dem Biogas abgetrennt. Die Standzeit der Waschlösung beträgt nach Herstellerangaben etwa zehn Jahre. Das Genosorb<sup>®</sup>-Verfahren soll nach Angaben der Firma HAASE Energietechnik für den Leistungsbereich zwischen 100 bis 1.900 m<sup>3</sup>/h Produktgas lieferbar sein.

HAASE Energietechnik gibt einen minimalen Methanschluß von 1 bis 2 % bei einem einspeisbaren Methangehalt von 98 % an (Basis: luftfreies Biogas). Andere [41] nennen einen Methanverlust von 2-4 %, der in jedem Fall nachzubehalten ist. HAASE Energietechnik bietet hierfür die VocsiBox<sup>®</sup> (thermische Oxidation) an. In Jameln wurde darauf verzichtet und das Abgas als Verbrennungsluft einem Motor-BHKW zugeführt.

Der spezifische Stromverbrauch erscheint im Vergleich zur Druckwasserwäsche mit etwa 0,24 bis 0,33 kWh<sub>el</sub>/m<sup>3</sup> Rohbiogas allerdings etwas hoch (Druckwasserwäsche < 0,25 kWh<sub>el</sub>/m<sup>3</sup>). Nach Angaben der Fa. HAASE Energietechnik wird der hohe Stromverbrauch neben dem Rohgasverdichter und der Waschmittelumwälzpumpe vor allem durch die Kompressionskältemaschine (Waschwasserkühlung) und die Wärmepumpe (interne Wärmeauskopplung) verursacht.

#### 4.3.5 Druckwechseladsorption der Fa. CarboTech Engineering GmbH

Die CarboTech Engineering GmbH aus Essen, eine Tochtergesellschaft der Schmack Biogas AG, ist Marktführer in Deutschland im Bereich der Biogasaufbereitung mittels Druckwechseladsorption. Die Firma CarboTech liefert nach Bedarf auch die benötigte Einspeisestation zur Einspeisung des aufbereiteten Biomethans in das Erdgasnetz. Fünf der derzeit in Deutschland betriebenen Biogasaufbereitungsanlagen mit Einspeisung in das Erdgasnetz wurden von CarboTech installiert. Die Standorte sind Pliening bei München, Straelen bei Aachen, Schwandorf, Werlte im Emsland und Mühlacker bei Pforzheim.

Zuletzt ging im Februar 2008 eine Biogasaufbereitungsanlage in Schwandorf mit einer Aufbereitungskapazität von 2.000 m<sup>3</sup>/h Biogas, die in Kooperation mit der Schmack Biogas AG, der E.ON Bioerdgas GmbH und der E.ON Bayern AG errichtet wurde, in Betrieb.



Abbildung 4-7: PSA-Anlage der Fa. CarboTech in Mühlacker (Quelle: CarboTech 2008)

In standardisierten Containermodulen können Rohgasmengen von 100 bis 1.000 m<sup>3</sup>/h auf Erdgasqualität gemäß den DVGW-Richtlinien aufbereitet werden. Für größere Volumenströme können mehrere Module zu einer Anlage kombiniert werden. CarboTech setzt als Standardkonstellation in Bezug auf hohe Verfahrenseffizienz und vertretbare Investitionskosten auf die 6-Adsorber-Anlagen. Für die Erreichung höchster Produktgasreinheiten können bis zu neun Adsorbereinheiten eingesetzt werden.

CarboTech selbst nennt erzielbare Methankonzentrationen im Produktgas von 96 bis 97 % bei einer garantierten Methanausbeute von mindestens 98 %; garantiert jedoch in Angeboten nur Methanverluste kleiner 3% [42]. Die realen Methanverluste von PSA-Anlagen konnten bisher noch nicht von unabhängigen Dritten gemessen bzw. bestätigt werden. Höhere Reinheitsgrade sind realisierbar, bedingen allerdings verfahrensbedingt einen höheren Methanschleupf während der Aufbereitung. Um Methanemissionen in die Atmosphäre zu vermeiden, können zur Behandlung des PSA-Abgases geeignete Verbrennungssysteme angeboten werden. Die Schwachgasverbrennung erfolgt über das von CarboTech patentierte ZETECH4<sup>®</sup>-System – eine katalytische Nachverbrennung – ohne Stützgaseinsatz. Die dabei entstehende Abgaswärme kann für prozessfremde Prozesse wie z. B. die Fermenterbeheizung ausgekoppelt werden.

Das Rohbiogas muss vor Eintritt in die PSA entschwefelt und getrocknet werden. Zur Gastrocknung reicht in der Regel eine Kondensationstrocknung, wie Sie beispielsweise auch in Pliening installiert ist (Gaskühlung auf ca. 5 °C und nachherige Rückerwärmung auf ca. 20 °C). Die Biogaseschwefelung erfolgt in zwei in Reihe geschalteten Festbettadsorbent mit imprägnierter Aktivkohle von CarboTech Aktivkohlen GmbH. Zwischen PSA und Einspeisestation ist in der Regel ein Pufferspeicher zur Vergleichmäßigung der Produktgasmenge installiert.

Mit PSA-Verfahren ist auch eine partielle Stickstoffentfernung möglich, falls eher schlechtere Gasqualitäten vorliegen. Im Gegensatz zu Wäschen erlaubt dieses Verfahren (aufgrund der aufwändigen Ventilsteuerung) einen variablen Anlagenbetrieb nur in den engen Grenzen von ca. 10-15 % Nennlast [43, 44]. Dieses Verfahren ist damit prädestiniert für einen steten Grundlastbetrieb.

Mit der Eingliederung der Firma Köhler&Ziegler Anlagentechnik GmbH in die Schmack-Gruppe übernahm die Firma CarboTech auch deren Entwicklungsaktivitäten; die Biogasaufbereitung mit einer MEA-Wäsche. An der Konzernzentrale in Schwandorf entstand zur Verfahrensentwicklung eine Versuchsanlage zur Aufbereitung von 170 m<sup>3</sup>/h Biogas (Abbildung 4-8). Dieses Verfahren befindet sich allerdings noch in der Entwicklung, so dass fast keine Informationen darüber verfügbar sind. Verschiedenen Quellen zufolge wird für die thermische Regenerierung derzeit eine Vorlauftemperatur von ca. 160 °C benötigt. Die Absorption soll bei dieser MEA-Wäsche drucklos erfolgen. Das Entwicklungsziel ist, die Vorlauftemperatur auf etwa 120 °C abzusenken. Der Wärmebedarf dieser Versuchsanlage soll spezifisch in etwa dem der LP-Cooab-Wäsche von Circmac entsprechen [45, 46], die einen Wärmebedarf von etwa 0,7-0,75 kWh<sub>th</sub> je m<sup>3</sup> Rohbiogas angeben. Der spezifische Stromverbrauch soll in etwa bei 0,15 kWh<sub>e</sub>/m<sup>3</sup> Rohbiogas liegen [45].



Abbildung 4-8: MEA-Versuchsanlage in Schwandorf (Foto Schmack Biogas AG)

Wie bei anderen Aminwäschen auch, wird für den wirtschaftlichen Betrieb solcher Aufbereitungsanlagen eine preiswerte Wärmebereitstellung und ein gutes Wärmekonzept benötigt.

#### 4.3.6 Druckwechseladsorption der Fa. QuestAir

Die kanadische Firma QuestAir Technologies Inc. bietet ein alternatives PSA-Verfahren zur Biogasaufbereitung an. Das Schweizer Unternehmen Verdesis Suisse AG ist Lizenznehmer und vertreibt diese Technologie intensiv in der Schweiz. QuestAir selbst unterhält auch in Frankfurt am Main eine Vertretung. Statt der üblichen Magnetventiltechnologie zur Umschaltung zwischen den einzelnen Verfahrenszyklen und Adsorbentien wird hier ein rotierendes Ventilsystem eingesetzt. Damit wird eine stufenlose Umschaltung zwischen den einzelnen Produktions- und Regenerationszyklen und eine Verkürzung der Intervallzeit auf rund eine Minute ermöglicht. Laut Hersteller kann eine derartige Anlage bis zu einem Faktor 10 kleiner gebaut werden als konventionelle PSA-Anlagen bei gleicher Aufbereitungsleistung.

Aufgrund der kompakten Bauweise und der niedrigen Intervallzeiten sollen nach Aussage des Herstellers auch kleinere Biogasaufbereitungsanlagen wirtschaftlich betrieben werden können. Das Grundmodell vom Typ QuestAir™ M-3100 / M-3200 (siehe auch Abbildung 4-9) kann mit seinen 9 Adsorbereinheiten 150 m<sup>3</sup>/h Produktgas erzeugen und modular für Anlagen mit einer Produktgasleistung bis 4.000 m<sup>3</sup>/h kombiniert werden. Derzeit entwickelt QuestAir zusammen mit ExxonMobil Research and Engineering ein größeres Anlagenmodul für Volumenströme bis 10.000 m<sup>3</sup>/h.

Neben drei im Bau befindlichen Anlagen in der Schweiz ist im Kanton St. Gallen im November 2007 die erste Aufbereitungsanlage in Betrieb gegangen. QuestAir selbst gibt an, in den letzten sechs Jahren weltweit über 50 PSA-Anlagen installiert zu haben. Der Haupteinsatzbereich dieser Anlagen ist jedoch nicht eine Biogasaufbereitung, sondern die Wasserstoffgewinnung für Brennstoffzellen.



Abbildung 4-9: PSA-Anlage Typ QuestAir™ M-3200 (Foto: QuestAir Technologies Inc.)

Die PSA-Anlage kann druckreguliert gefahren werden. Die Ansteuerung der rotierenden Ventile und die Volumenstromregelung erfolgen über einen Frequenzumrichter. Das von QuestAir eingesetzte und patentierte Kohlenstoffmolekularsieb muss nach Aussage des Herstellers bei sachgemäßem Betrieb nicht ausgewechselt werden. Zur Erhöhung der Methanausbeute wird während der Desorptionsphase ein Teil des Gases über ein Vakuumgebläse zurück in den Rohgasstrom geführt.

Die Abgase der PSA weisen je nach gewünschtem Produktreinheitsgrad noch Methangehalte im Prozentbereich auf und können über einen FLOX®-Brenner thermisch verwertet werden. Hier verfolgt QuestAir Technologies bewusst ein etwas anderes Konzept und lässt auf Wunsch höhere Methanverluste von 6-10 % zu, um eine sehr hohe Produktgasqualität zu erreichen. Die Abgasverbrennung mittels FLOX®-Brenner kann dann auch ohne Stützgas erfolgen. Die dabei frei werdende Abwärme sollte dann z. B. für die Fermenterbeheizung genutzt werden. Mit dieser Lösung wird eine sehr hohe Ausnutzung des Energieinhaltes des Biogases erreicht; allerdings auf Kosten einer dann geringeren Biomethanmenge, die nicht mehr eingespeist werden kann.

#### 4.3.7 CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren der Fa. Cirmac

Das in den Niederlanden ansässige Unternehmen Cirmac International BV bietet ein Druckwechseladsorptionsverfahren, eine Aminwäsche und ein Membrantrennverfahren an. Nach eigenen

Angaben liefert das Unternehmen hauptsächlich an die chemische Industrie und in die Petrochemie und kann auf viele Referenzanlagen zur Gastrennung verweisen.

Zuerst brachte Cirmac die Vakuum-Druckwechsel-Adsorptions-Technologie (VPSA) in den achtziger Jahren auf den Markt und kann damit vor allem bei Deponie- und Klärgasanlagen auf eine langjährige Praxiserfahrung zurückgreifen. Cirmac hat in den Niederlanden zwei PSA-Anlagen zur Aufbereitung von Deponiegasen gebaut. Eine inzwischen nicht mehr in Betrieb befindliche Anlage hatte eine Kapazität von 35 m<sup>3</sup>/h; die zweite, nach wie vor in Betrieb befindliche, Anlage hat eine Kapazität von 1.600 Nm<sup>3</sup>/h Deponiegas (Abbildung 4-10). Die VPSA arbeitet mit Kohlenstoffmolekularsieben, die sich in 4 Adsorberbehältern befinden. Nach einer Kühlung und Trocknung des Rohgases auf 5 °C, einer Verdichtung auf 7 bar<sub>ü</sub> erfolgt eine vorgeschaltete Entschwefelung an Aktivkohle. Vor der eigentlichen CO<sub>2</sub>-Abtrennung wird das Gas nochmals auf eine Temperatur von 5 °C abgekühlt. Für Abfallanlagen oder Deponiegasanwendungen kann eine zusätzliche Stufe mit Kohlenstoffmolekularsieben zur Adsorption von Ammoniak und halogenierten Kohlenwasserstoffverbindungen zwischengeschaltet werden. Diese Stufe muss zyklisch etwa alle 10 Betriebsstunden thermisch bei ca. 200 °C regeneriert werden.

Die VPSA erreicht mit einer Zykluszeit von 200 bis 300 Sekunden einen Methangehalt im Produktgas von bis zu 98 %. Die Regeneration erfolgt durch Druckentspannung und Aufbau eines Unterdruckes in den Adsorbern.



Abbildung 4-10: VPSA-Anlage zur Biogasaufbereitung der Fa. Cirmac (Quelle Cirmac, NL)

Eine neuere Entwicklung des Herstellers ist ein Niederdruck-CO<sub>2</sub> Absorptionsverfahren (Aminwäsche - Coaab), das vom schwedischen Lizenznehmer und Vertriebspartner, der schwedischen Purac aus der Läckebywater Group, im Rahmen von Contracting-Projekten vertrieben wird. Die deutsche Tochtergesellschaft ist die PURAC Wasser GmbH mit Sitz in Bremen. Purac betreibt unter anderem eine Anlage in Borås mit einer Rohgaskapazität von 390 m<sup>3</sup>/h (Inbetriebnahme 2002) und seit 2006 auch eine Anlage in Göteborg mit 1.600 m<sup>3</sup>/h. In den Niederlanden selbst gibt es noch keine Referenzen für die Aminwäsche. In Borås wird für die Regeneration Dampf

mit einer Vorlaufemperatur von 120-125 °C und in Göteborg Heißwasser mit einer Vorlaufemperatur von 160 °C (Biogasverbrennung) bereitgestellt. Cirmac weist daraufhin, dass Sauerstoffgehalte > 0,1 Vol.-% im Biogas zur einer beschleunigten Aminoxidation führen und daher bei der Biogaserzeugung entsprechende Vorkehrungen zu treffen sind.

Wie bei anderen Aminwäschen auch installiert Cirmac eine vorherige Biogasentschwefelung. Das Standardverfahren sind hierbei Aktivkohleadsorber. Die CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfolgt in einer Adsorptionskolonne, die Regeneration der eingesetzten Aminlösung in einer Stripperereinheit. Cirmac nennt für dieses Verfahren Methanverlustwerte kleiner 0,1 %. Das vorgereinigte Biogas durchfließt die CO<sub>2</sub>-Absorptionskolonne über eine Füllkörpereinheit. Die Absorptionsflüssigkeit wird im Gegenstrom von oben in die Kolonne eingesprüht. Das Biomethan wird am Kolonnenkopf abgesaugt und anschließend komprimiert und getrocknet.



Abbildung 4-11: Aminwäsche Coaab in Göteborg, Schweden (Quelle Cirmac, NL)

Das CO<sub>2</sub> beladene Coaab wird der Stripperkolonne zugeführt und für die CO<sub>2</sub>-Desorption bis zum Siedepunkt erhitzt. Die benötigte Wärme für die Desorption wird in Form von Dampf in einem Reboiler am Boden des Strippers erzeugt. Das abgetrennte CO<sub>2</sub> aus dem Stripper wird in die Umwelt emittiert oder steht für eine weitere biologische oder industrielle Nutzung zur Verfügung. Die anfallende Prozessabwärme kann für prozessfremde Zwecke genutzt werden.

Interessant ist der im Vergleich mit den Angaben von MT-Energie GmbH recht hohe Prozesswärmebedarf, wobei nicht nachvollziehbar ist, ob die Unterschiede bei gegebenenfalls verschie-

denen Aminformulierungen bzw. Anlagendesign oder bei den verschiedenen Betriebserfahrungen zu suchen sind. In Abbildung 4-11 ist die Aminwäsche Coaab der Firma Cirmac in Göteborg mit einer Kapazität von 1.600 Nm<sup>3</sup>/h dargestellt.

Als drittes Verfahren bietet Cirmac auch ein einstufiges Membrantrennverfahren an. Cirmac selbst gibt als bevorzugtes Anwendungsgebiet die Methananreicherung von Schwachgasen beispielsweise für eine motorische Gasnutzung (Mindestmethangehalt 40 Vol.-%) oder die Anreicherung von Biogasen auf Erdgas-L Qualität an. In den Niederlanden gibt es eine Referenzanlage in der Nähe von Amsterdam, die 2006 errichtet wurde, bei ca. 7-8 bar betrieben wird und eine Kapazität von 160 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas hat. Das Produktgas wird in das Gasnetz eingespeist, das Abgas wird thermisch genutzt. In der Nähe von Paris wird voraussichtlich 2009 noch eine Anlage mit einer PSA und einer Membrantrenneinheit mit jeweils 100 Nm<sup>3</sup>/h Kapazität (vermutlich zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung) und nachgeschaltet noch eine PSA zur Stickstoffabtrennung (Rohgas ist Deponiegas) in Betrieb gehen.



Abbildung 4-12: Membrantrennanlage zur Biogasaufbereitung der Fa. Cirmac (Quelle Fa. Cirmac)

#### 4.3.8 Aminwäsche DGE Dr.-Ing. Günter Engineering GmbH, Wittenberg/MT-Biomethan<sup>6</sup>

Die DGE Dr.-Ing. Günter Engineering GmbH, Wittenberg hat für die Aufbereitung von Biogas ein Verfahren der drucklosen Aminwäsche mit dem Waschmittel »BCM-Sorb« entwickelt, das den Markennamen »BCM<sup>®</sup>-Verfahren« trägt. An der Entwicklung des Verfahrens war das Institut für Nichtklassische Chemie der Universität Leipzig beteiligt. Das BCM<sup>®</sup>-Verfahren wurde erstmals im Oktober 2006 von der DGE GmbH in einer Versuchsanlage in Lanken (Kapazität 25 m<sup>3</sup>/h) erprobt [47].

Neben der DGE Dr.-Ing. Günter Engineering GmbH werden Gasaufbereitungsanlagen auf Basis des BCM<sup>®</sup>-Verfahrens auch von Lizenznehmern wie der MT-Biomethan GmbH [48] aus Rockstedt oder der Erdgas-Zürich AG geplant, gefertigt und vertrieben. Die Lizenzvergabe betrifft allerdings nur die CO<sub>2</sub>-Abtrennung, die Gasvor- und Nachbehandlung wird von den Lizenznehmern selbst angeboten.

Auf Basis der Erfahrungen in Lanken wurde eine prototypische Anlage mit einer Aufbereitungskapazität von 600 m<sup>3</sup>/h Biogas in Godenstedt errichtet (Abbildung 4-14). Diese im Oktober 2007 in Betrieb gegangene Pilotanlage dient zur Weiterentwicklung und Optimierung des Verfahrens. Eine Einspeisung an diesem Standort ist geplant [49]

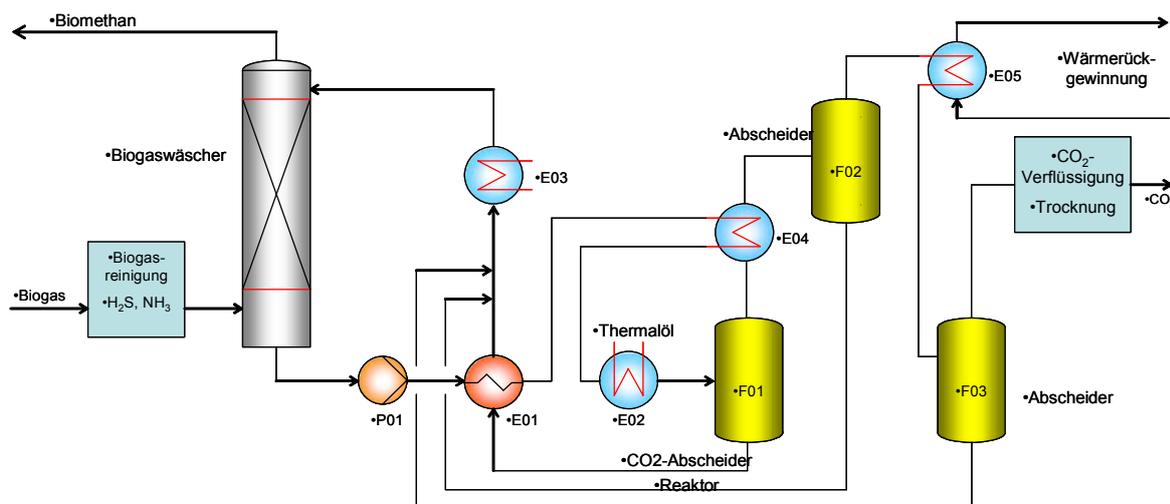


Abbildung 4-13: vereinfachtes Verfahrensschema CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren (Quelle MT-Energie 2008)

Wie in Abbildung 4-13 dargestellt, wird das Rohgas in einem vorgeschalteten Wäscher (Natronlauge) jeweils von Ammoniak und Schwefelwasserstoff gereinigt. Daraufhin erfolgt die CO<sub>2</sub>-Abtrennung im drucklosen Biogaswäscher mit einer DEA-Amin-Waschlösung. Die mit CO<sub>2</sub> beladene Waschlösung wird in einer Regenerationseinheit erhitzt und geflasht und nach der Desorption über Wärmetauscher zur Wärmerückgewinnung und Kühlung in den Prozess zurückgeführt. In Godenstedt erfolgt die Bereitstellung von Prozesswärme (Vorlauftemperatur 160 °C, Entwick-

<sup>6</sup> Die im Mai 2008 gegründete MT-Biomethan<sup>®</sup> GmbH ist ein Partnerunternehmen der Firma MT-Energie GmbH & Co. KG, die ihren Geschäftszweig Gasaufbereitung in die MT-Biomethan<sup>®</sup> GmbH überführt hat. Die Ausführungen in der Studie beziehen sich überwiegend auf Aussagen der zum Zeitpunkt der Studiererstellung im Markt aktiven MT-Energie GmbH & Co. KG. Deshalb ist auch bei den entsprechenden Aussagen im Folgenden die MT-Energie als Informationsquelle genannt.

lungsziel 120 °C) über eine Wärmeauskopplung aus dem Abgas eines benachbarten Motor-BHKW. Seit Februar 2008 soll der Prototyp in Godenstedt einen spezifischen Wärmebedarf von weniger als 0,5 kWh/Nm<sup>3</sup> Rohgas erreicht haben [50]. Dazu wurde eine zweite Regenerationsstufe eingebaut. MT-Energie nennt für das Produktgas eine erreichbare Methankonzentration von bis zu 99,9 % bei einem Methanschlupf von weniger als 0,1 % (Basis: luftfreies Rohbiogas) [50].

Die Absorption erfolgt auf Nachfrage bei MT-Energie nicht aus technischen, sondern vielmehr aus wirtschaftlichen Erwägungen (GasNZV) drucklos. Der Einspeiser muss nur ein nach dem DVGW-Regelwerk konformes Biomethan anbieten; dazu gehört keine – kostenintensive – Verdichtung. Nach Auskunft von MT-Energie soll das Verfahren bevorzugt in Projekten mit einer Einspeisung in Endverteilernetze und eher in kleinen Leistungsgrößen eingesetzt werden. Aus technischer Sicht wäre eine Absorption unter moderatem Druck (etwa 1,5 bar) günstiger, da dann der Absorber kleiner gebaut werden könnte und die Regeneration energetisch vorteilhafter wäre.

Das Amin ist wassergefährdend, weshalb im Container eine entsprechende Auffangwanne vorzusehen ist. Amine weisen eine relativ hohe Flüchtigkeit auf, weshalb pro Jahr in etwa eine komplette Füllung über das Produktgas verloren geht. Aus diesem Grund ist die Aminkonzentration in der Waschlösung (maximal 50 % Amin in Wasser) in regelmäßig zu überwachen. Da Amine sauerstoffempfindlich sind, ist bei der Biogaserzeugung, insbesondere bei der Substrataufgabe, entsprechende Sorgfalt walten zu lassen.



Abbildung 4-14: Pilotanlage in Godenstedt bei Zeven (Quelle MT-Energie 2008)

#### 4.4 Bewertung der Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung

Ein Vergleich der verschiedenen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren ist derzeit nur unter dem Vorbehalt der weiteren Entwicklungen auf dem Markt möglich, da für viele Waschverfahren – die Genosorb®-Wäsche, die MEA- bzw. DEA-Wäsche – nur Erfahrungen mit Prototypen vorliegen und noch nennenswerte Potenziale zur Steigerung der Anlageneffizienz erwartet werden können. Die meisten Betriebserfahrungen und Referenzen liegen mit Druckwechseladsorptionsanlagen (PSA) und Druckwasserwäschen (DWW) vor. Beide Verfahren sind technisch ausgereift und Stand der Technik.

In Tabelle 4-9 werden die wichtigsten CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren anhand ausgewählter technischer Parameter miteinander verglichen. Der Verfahrensvergleich zeigt, dass Aminwäschen die höchste Produktgasqualität, den geringsten Methanschlepp und den geringsten spezifischen Strombedarf aufweisen. Im Vergleich zu PSA-Verfahren und Druckwasserwäschen benötigen Aminwäschen allerdings auch Prozesswärme auf einem hohen Temperaturniveau; z. B. das DEA-Verfahren von MT-Energie etwa 0,5 kWh/m<sup>3</sup> Rohbiogas mit einer Vorlaufemperatur von 160 °C. Der Vorteil des deutlich geringeren Stromverbrauchs bleibt demzufolge nur erhalten, wenn preiswert regenerative Wärme zur Verfügung gestellt werden kann.

Tabelle 4-9: Verfahrensvergleich anhand ausgewählter technischer Parameter

Kriterien	PSA	DWW	Genosorb®	MEA	DEA
Vorreinigung <sup>a</sup>	Ja	Nein	Nein	Ja	Ja
Arbeitsdruck [bar]	4-7	4-7	4-7	drucklos	drucklos
Methanverlust <sup>b</sup>	< 3 % / 6-10 <sup>b</sup>	< 1% / <2 % <sup>b</sup>	1-4 %	< 0,1 %	<0,1%
Methananteil Produktgas <sup>c</sup>	> 96 %	> 97 %	> 97 %	> 99 %	> 99 %
Stromverbrauch <sup>d</sup> [kWh/Nm <sup>3</sup> ]	0,25	< 0,25	0,24-0,33	< 0,15	< 0,15
Wärmebedarf [°C]	Nein	Nein	55-80 <sup>e</sup>	160	160
Regelbarkeit in % der Nennlast	+/- 10-15 %	50-100 %	50-100 %	50-100 %	50-100 %
Referenzen <sup>f</sup>	> 20	> 20	2	3	2

- a Die Angaben beziehen sich auf Rohbiogase mit H<sub>2</sub>S-Belastungen kleiner 500 mg/m<sup>3</sup>. Bei hohen H<sub>2</sub>S-Gehalten, wie sie beispielsweise bei Gülle-Biogasanlagen anzutreffen sind, empfiehlt sich auch bei physikalischen Wäschen eine vorgelagerte Grobentschwefelung.
- b Der Methanverlust ist abhängig von den Betriebsbedingungen. Die hier angegebenen Werte sind entweder Garantieangaben des Herstellers oder Betreiberangaben. Der Methanverlust < 3 % bezieht sich Anlagen der Fa. CarboTech, die Spanne zwischen 6-10 % auf Anlagen der Fa. QuestAir. Druckwasserwäsche: < 1 % Fa. Malmberg, < 2 % Fa. Flotech
- c Die Produktgasqualität ist prinzipiell variabel einstellbar; allerdings auf Kosten der Wirtschaftlichkeit oder des Methanverlustes. Die hier angegebenen Werte sind entweder Garantieangaben des Herstellers oder Betreiberangaben. Basis: luftfreies Biogas
- d Basis: Angaben in kWh/Nm<sup>3</sup> Rohbiogas, Verdichtung des Produktgases auf 7 bar<sub>i</sub>
- e Nach Angaben der Fa. HAASE ist eine interne Wärmebereitstellung mittels Wärmepumpe möglich.
- f Teilweise sind die angeführten Referenzanlagen Prototypen. Die Angaben in der Tabelle erheben keinen Anspruch auf Vollständigkeit.

Der Vorteil der sehr hohen Produktgasqualität ist allerdings relativ zu sehen. Die Anforderungen der DVGW G 260 werden übererfüllt; Biogasaufbereitungsverfahren müssen nur Methangehalte von ca. 95 % im Produktgas sicher erreichen. In vielen Fällen, wo eine Einspeisung von Austauschgas erfolgen soll, reduziert sich jedoch der Aufwand der Brennwertanpassung mit LPG deutlich, je höher die Produktgasqualität nach der Aufbereitung ist.

Hier haben sich die Verantwortlichkeiten aufgrund der Novellierung der Gasnetzzugangsverordnung deutlich verschoben. Bis vor kurzem war der Einspeiser auch für die Brennwertanpassung – also die vollständige Kompatibilität des eingespeisten Gases mit der örtlich verteilten Netzqualität – verantwortlich. Eine Brennwertanpassung kann mit erheblichen Kosten verbunden sein. Die Brennwertanpassung von beispielsweise 500 Nm<sup>3</sup>/h Biomethan mit durchschnittlich 4 % LPG kann ca. 250.000 €/a kosten. Mit der novellierten Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) verschiebt sich diese Verantwortlichkeit hin zum Netzbetreiber. Derjenige, der das Biogas aufbereitet, muss also nicht mehr das Verfahren mit der höchsten Produktgasqualität einsetzen. Darüber hinaus ist auch die Einspeisung von Zusatzgas – also das Untermischen von teilaufbereitetem Biogas in einen Grundgasstrom – zulässig (Einspeiseprojekt in Pliening). Dies hat zur Folge, dass nicht unbedingt das technisch beste, sondern eher das preiswerteste Verfahren den Zuschlag erhalten kann.

Sowohl bei der Druckwasserwäsche als auch bei der Druckwechseladsorption ist das Rohbiogas vorher auf etwa 4-7 bar zu verdichten; das Rohbiogas ist darüber hinaus vor Eintritt in eine PSA-Anlage auch noch zu entschwefeln und zu trocknen.

Bei Aminwäschen ist im Vergleich zur PSA oder Druckwasserwäsche keine vorherige Verdichtung des Rohgases notwendig, da die Absorption drucklos abläuft. Bei einer nachfolgenden Einspeisung in das Gasnetz ist nur noch das aufbereitete Biomethan (ohne das Ballastgas CO<sub>2</sub>) zu verdichten. Dieser wirtschaftliche Vorteil hebt sich allerdings mit steigendem Netzdruck wieder auf. Des Weiteren nivellieren sich die Kostenunterschiede zwischen den Verfahren mit zunehmender Anlagengröße.

Grundsätzlich besitzen drucklose Verfahren einen wirtschaftlichen Vorteil gegenüber Verfahren, die prozessbedingt mit Druck arbeiten müssen (PSA und DWW). Der Einspeiser hat nach der neuen novellierten Gasnetzzugangsverordnung nur ein druckloses und nach dem DVGW-Arbeitsblatt G260 konformes Gas bereitzustellen. Die Druckerhöhung auf den Netzdruck liegt nun in der Verantwortlichkeit des Netzbetreibers [9]. Dieser Vorteil ist jedoch zu relativieren, wenn die Gesamtkosten der Einspeisung unabhängig von der Zuständigkeit der Druckerhöhung betrachtet werden.

Das Genosorb<sup>®</sup>-Verfahren erlaubt als einziges Verfahren eine gleichzeitige Biogasentschwefelung (H<sub>2</sub>S-Limit 100 ppmv), eine CO<sub>2</sub>-Abtrennung und eine Gastrocknung auf Taupunkte bis -20 °C. Allerdings bietet die Genosorb<sup>®</sup>-Wäsche im Vergleich zu anderen Waschverfahren in zwei wichtigen Punkten keine Vorteile: Stromverbrauch und Methanverlust.

Die Druckwasserwäsche kann bevorzugt an Standorten ohne Wärmebereitstellung eingesetzt werden. Das Waschmittel Wasser ist preiswert, überall verfügbar und leicht handhabbar. Druckwasserwäschen ermöglichen eine gleichzeitige Entschwefelung und CO<sub>2</sub>-Abtrennung und sind sehr flexibel im Betrieb. Aufgrund relativ weniger beweglicher Anlagenteile (im Wesentlichen Verdichter und Pumpen) kann von einer hohen Anlagenverfügbarkeit ausgegangen werden. Die Anlage kann im laufenden Betrieb gewartet werden.

Sowohl die Druckwasserwäsche als auch das PSA-Verfahren können nennenswert Abwärme als Niedertemperaturwärme für externe Anlagen (z. B. Fermenter) zur Verfügung stellen. Die Druckwechseladsorption ist prädestiniert für die Aufbereitung von Biogasen mit nennenswerten

Luftanteilen; die chemischen Wäschen sind bevorzugt einsetzbar, wenn Prozesswärme am Standort preiswert verfügbar ist.

#### 4.4.1 Abgasbehandlung und Methanverluste bei der Biogasaufbereitung

Aus ökologischen und auch wirtschaftlichen Gründen sind Methanverluste bei der Biogasaufbereitung gering zu halten und Methanemissionen in die Atmosphäre zu vermeiden. Alle CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren weisen technisch bedingt einen Methanverlust auf, weshalb fast alle Aufbereitungsverfahren mit einer Abgasbehandlung auszustatten sind. Die einzige Ausnahme stellen hier Aminwäschen dar, deren Methanverluste vernachlässigbar sind.

Je nach Verfahren sind der Methanverlust und die Methankonzentration im Abgas unterschiedlich hoch: der Methanverlust ist bei chemischen Wäschen am geringsten, gefolgt von physikalischen Wäschen wie der Druckwasserwäsche mit 1-2 % bzw. Genosorb<sup>®</sup>-Wäschen mit etwa 2-4 %, der methanschlußoptimierten 6-Bett-Druckwechseladsorption von CarboTech mit etwa 1-3 % und schließlich der investoptimierten, kurzzyklischen Druckwechseladsorption von QuestAir bei etwa 4 –10 %<sup>7</sup>. Hinsichtlich der Methanverluste ist festzuhalten, dass die vorgenannten Angaben Herstellerangaben sind und generell noch nicht von unabhängigen Dritten bestätigt wurden.

Der Methanverlust bezeichnet hier die Methanmenge, die nicht ins Netz eingespeist werden kann, bezogen auf die von der Biogasanlage gelieferte Methanmenge. Grundsätzlich muss zwischen dem Methanverlust und der Methankonzentration im Abgas unterschieden werden. Bei manchen Verfahren wird zur Regeneration zusätzlich Strippluft zugegeben. Hierdurch wird das Abgas verdünnt und somit die Methankonzentration merklich herabgesetzt. Die Methankonzentration im Abgas beeinflusst die möglichen Abgasbehandlungs-, bzw. Verwertungsmöglichkeiten.

Bei sehr geringen Methankonzentration im Abgas (aufgrund der Abgasverdünnung mit Luft, z. B. bei Druckwasser- und Genosorb<sup>®</sup>-Wäschen) ist im Regelfall nur eine thermische Oxidation ohne Wärmerückgewinnung möglich. Meist ist die Methankonzentration noch ausreichend für einen autothermen Betrieb, so dass kein Stützgaseinsatz notwendig wird.

Abgase aus der Druckwechseladsorption enthalten, abhängig von der Anlagenausführung (invest- oder methanschlußoptimiert), in der Regel höhere Methankonzentrationen um beispielsweise 2 – 6 % Methan. Diese Methanmengen können thermisch oder auch katalytisch oxidiert werden; entweder mit oder ohne Abwärmeauskopplung. Die Fa. QuestAir favorisiert für ihre kurzzyklische PSA einen FLOX<sup>®</sup>-Brenner (FLOX<sup>®</sup> – flammenlose Oxidation) der e-flox GmbH, Renningen.

Nach Angaben des Schweizer Instituts Ökozentrum Langenbruck [51], das den FLOX<sup>®</sup>-Brenner für diesen Anwendungszweck erprobt, kann der FLOX<sup>®</sup>-Brenner für Schwachgase mit Methangehalten größer 7 Vol.-% eingesetzt werden. Im Regelfall bedeutet dies, dass dem Abgas Stütz-

<sup>7</sup> Die Methanverluste eines PSA-Verfahrens sind stark abhängig von der verfahrenstechnischen Ausgestaltung der Anlage, der Rohgasqualität und den Produktgasanforderungen. Die Fa. CarboTech garantiert nach eigenen Angaben einen Methanverlust < 2% bei einer Aufbereitung von NawaRo-Biogas (53 Vol.-% Methan, luftfreies Biogas) auf 96 Vol.-% Methan im Produktgas. Das PSA-Verfahren der Fa. QuestAir lässt zugunsten sehr hoher Produktgasqualitäten einen Methanschluß von 4-10% mit nachfolgender thermischer Abgasnutzung zu.

gas – entweder Rohbiogas oder Biomethan oder Erdgas – zugegeben werden muss. Die dabei auskoppelbare Wärme deckt zumeist den Wärmebedarf einer Biogasanlage.

CarboTech Engineering verwendet nach eigenen Angaben für die Abgasbehandlung eine katalytische Nachverbrennung (KNV, patentiert als ZETECH4®-System). Das Methan im Abgas wird über eine nachgeschaltete Schwachgasverbrennung (z. B. katalytische Niedertemperaturverbrennung) bei etwa 400-500 °C ohne Stützgaszufuhr oxidiert und die anfallende Abwärme aus dem Prozess ausgekoppelt. Der Energieinhalt des Methananteils im Abgas kann zu 70-80 % zurückgewonnen und zur Beheizung der Fermenter genutzt werden. Zu beachten ist, dass die verwendeten Oxidationskatalysatoren schwefelempfindlich sind und daher das Rohgas feinentschwefelt werden muss. Bei einer katalytischen Nachverbrennung wird das Schwachgas mit Luft verdünnt, anschließend rekuperativ auf ca. 400 °C aufgeheizt und über ein Katalysatorbett geleitet. Nach dem erstmaligen Anfahren arbeitet die katalytische Nachverbrennung autotherm.

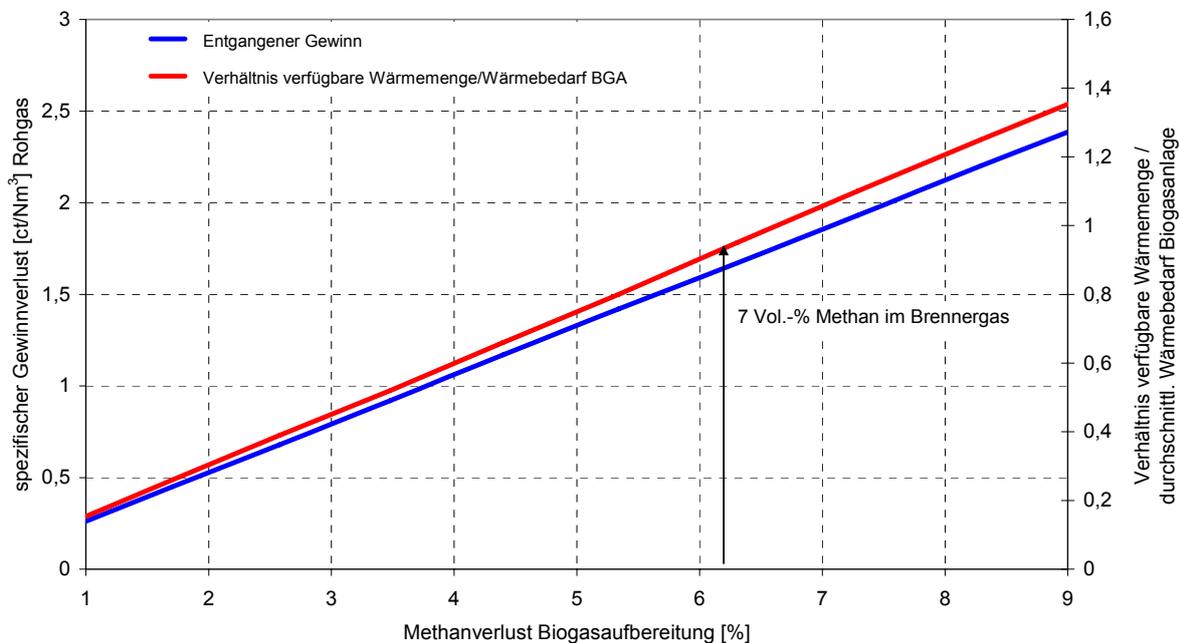


Abbildung 4-15: Entgangene Gewinne aufgrund von Methanverlusten bei der Biogasaufbereitung

In Abbildung 4-15 ist der entgangene Gewinn durch nicht eingespeistes Biogas in Abhängigkeit vom Methanverlust bei der Biogasaufbereitung dargestellt. Der Sachverhalt gilt für folgende Randbedingungen: 53 Vol.-% Methan im Rohbiogas; 95 % Methan im Biomethan; Rest CO<sub>2</sub>. An der linken Ordinate kann der spezifische Gewinnverlust durch nicht eingespeistes Biomethan, bezogen auf die Rohgasmenge abgelesen werden. Ein Beispiel: Der entgangene Gewinn bei einer Aufbereitungsanlage mit einem Durchsatz von 1.000 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas und einem Methanverlust bei der Aufbereitung von 2 % beträgt pro Jahr etwa 40.000 € (0,5 ct/Nm<sup>3</sup> x 1.000 Nm<sup>3</sup>/h x 8.000 Bh/a / 100 ct/€ = 40.000 €). Auf der rechten Ordinate ist das Verhältnis der verfügbaren Wärmemenge aus dem Abgas zum durchschnittlichen Wärmebedarf einer entsprechenden Biogasanlage dargestellt.

Eine Abwärmeauskopplung ist auch bei thermischen Abgasbehandlungsanlagen, wie dem ZETECH4®-System von CarboTech möglich. Die dabei freiwerdende Abwärme kann für die Fermenterbeheizung eingesetzt werden und verringert damit die Kosten für den Wärmebezug bzw. die Wärmebereitstellung an der Biogasanlage und somit auch den spezifischen Gewinnverlust – aufgrund von Methanverlusten bei der CO<sub>2</sub>-Abtrennung – in der Gesamtkostenbetrachtung.



Für die in dieser Studie präsentierten Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung sind typische Methanverluste eingetragen. Die Aminwäschen haben verfahrensbedingt einen so geringen Methanverlust, dass eine Abgasbehandlung nicht erforderlich und eine Abgasverwertung nicht möglich ist. Für alle anderen Verfahren muss eine Abgasbehandlung vorgesehen werden.

Die Druckwasserwäsche erreicht einen vergleichsweise geringen Methanverlust von unter 1-2 %, abhängig vom Hersteller. Das Abgas ist jedoch durch die Strippluft so stark verdünnt, dass eine Methananreicherung wirtschaftlich nicht sinnvoll ist. Es enthält jedoch zu viel Methan, um als unbehandeltes Abgas in die Atmosphäre entlassen werden zu können. Eine Möglichkeit ist hier die thermische Oxidation des Abgases. Der Methanverlust der Genosorb®-Wäsche liegt in etwa bei 2-4 %. Bei der Regeneration wird ebenfalls Luft zugesetzt, so dass die Sachlage hier ähnlich ist wie bei der Druckwasserwäsche.

Das Abgas aus der Druckwechseladsorption kann so weit angereichert werden, dass es in einem Brenner mit Wärmeauskopplung verwertet werden kann. Der Gewinnverlust kann teilweise durch eine Wärmegutschrift reduziert werden.

Bei Aufbereitungsverfahren mit geringen Methanverlusten muss dem Abgasstrom vergleichsweise viel Methan zugesetzt werden, um die für den Brenner erforderliche Mindestmethankonzentration zu erreichen. Entsprechend hoch ist der entgangene Gewinn aufgrund der Anreicherung mit Biogas. Die Wärmebereitstellung zur Beheizung der Fermenter sollte aus ökonomischen Gründen über eine Feuerung (Holzpellets oder andere regenerative Energieträger) bedarfsgerecht und preisgünstig erfolgen. Die Verwendung von Rohbiogas zur Fermenterbeheizung ist nicht sinnvoll, da über die Aufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz eine höhere Wertschöpfung erzielt werden kann. Insofern stellen Aufbereitungskonzepte mit bewusst hohen Methanverlusten nicht die wirtschaftlich optimale Lösung dar.

#### **4.4.2 Entwicklungs- und Optimierungsbedarf bei der Biogasaufbereitung**

Der mit Abstand aufwändigste Verfahrensschritt bei der Biogasaufbereitung auf Erdgasqualität ist die CO<sub>2</sub>-Abtrennung. Der hohe Energieaufwand für die CO<sub>2</sub>-Abtrennung – beispielsweise aufgrund der Gasverdichtung oder des hohen Wärmebedarfs – schlägt sich entsprechend in hohen Betriebskosten nieder, die in der Regel kaum mehr weiter reduziert werden können. Einige der näher betrachteten Verfahren (Druckwechseladsorption, Druckwasserwäsche) sind bereits energetisch und wirtschaftlich optimiert, so dass hier keine wesentlichen Verbesserungen mehr zu erwarten sind.

Eine Ausnahme stellen die Aminwäschen dar, die noch ein gewisses Optimierungspotenzial aufweisen. Die heute verwendeten Amine wurden ursprünglich für Anwendungen in der chemischen Industrie (z. B. Erdgasaufbereitung oder Raffinerien) entwickelt und sind nicht auf die speziellen Anforderungen der Biogasaufbereitung hin angepasst. In der chemischen Industrie wird in der Regel auf eine besonders hohe Selektivität und Kapazität und weniger auf die energetische Effizienz der Regenerierung Wert gelegt, da meist an Industriestandorten genügend Prozessdampf preiswert verfügbar ist. Eine Anpassung der eingesetzten Amine an die Anforderungen der Biogasaufbereitung lässt sicher noch eine gewisse Effizienzsteigerung bei den Betriebskosten erwarten. Wünschenswert wäre nicht nur eine Absenkung des absoluten Wärmebedarfs, sondern auch des Temperaturniveaus bei der Regenerierung. Das eingesetzte Amin sollte möglichst wenig oxidationsanfällig sein und eine geringe Korrosionsneigung aufweisen, um lange Standzeiten zu erreichen bzw. preiswertere Materialien (einfache C-Stähle statt Edelstahl) einsetzen zu können.

Eine Reduktion der Investitionskosten für Biogasaufbereitungsanlagen ist durchaus noch denkbar mit einer weiteren Standardisierung bei der Fertigung und einer etwas geringeren Redundanz bei der Systemauslegung. Einige Hersteller wie beispielsweise CarboTech, Malmberg oder Flo-tech bieten bereits standardisierte Anlagenmodule an, weshalb hier nur noch geringe Kostenreduktionen aufgrund höherer Stückzahlen erhofft werden können.

Weitere Kosteneinsparungen bei der Anlagentechnik sind denkbar, wenn redundant ausgeführte Anlagenteile (z. B. Verdichter) nur einfach ausgeführt werden. Allerdings ist sorgfältig abzuwägen, ob geringere Investitionskosten (keine Redundanzen) etwaige Verluste durch vermehrte Anlagenausfälle bzw. –stillstände kompensieren können. Eine Gegenmaßnahme hierfür könnte die Entwicklung eines präventiven Wartungskonzeptes sein.

Generell sollte bei der Planung eines Einspeiseprojektes der Anlagenverfügbarkeit im Vergleich zu den Kosten mehr Bedeutung zukommen. Dies gilt besonders bei großen Anlagenkapazitäten, wo sich die spezifischen Kosten zwischen den einzelnen Verfahren sehr stark nivellieren. Die derzeitigen Erfahrungen lassen noch keine abschließenden Aussagen über die Ausfallwahrscheinlichkeiten der einzelnen Verfahren oder über wirklich notwendige Redundanzen zu. Generell kann vielleicht festhalten werden, dass die Anlagenverfügbarkeit insbesondere von der Anzahl bewegter oder rotierender Teile und der Komplexität des Verfahrens abhängig ist. Projektentwickler tun sicherlich gut daran, auch und besonders hinsichtlich solcher Eigenschaften wie Anlagenverfügbarkeit, Komplexität des Verfahrens, Garantiewerte der Hersteller, Servicezeiten (Ersatzteillieferzeiten etc.) genau zwischen den einzelnen Verfahren abzuwägen. In diesem Zusammenhang ist auch auf die Rohgasqualität hinzuweisen. Bei CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren mit simultaner Entschwefelung wie der Druckwasserwäsche oder Genosorb<sup>®</sup>-Wäsche empfiehlt sich eine vorherige Grobentschwefelung, da hohe H<sub>2</sub>S-Gehalte in den Anlagenteilen zu Korrosionserscheinungen führen und darüber hinaus die Schwefel- bzw. SO<sub>x</sub>-Konzentration im Abgas geringer sind. Alle anderen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren benötigen übrigens zwingend eine Grob- und eine Feinentschwefelung.

Für die meisten CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren (z. B. Aminwäschen, Druckwasserwäsche und Druckwechseladsorption) sind auch Systeme zur Wärmerückgewinnung verfügbar. Die Wärmerückgewinnungssysteme (zumeist Niedertemperaturabwärme, z. B. für die Beheizung von Fermentern) sind ausgereift, so dass eine weitere Erhöhung der zurückgewonnenen Abwärme nicht zu erwarten ist. Eine sinnvolle Nutzung bzw. Verkauf dieser Wärme könnte zu einer Gutschrift führen und die Wirtschaftlichkeit des gesamten Projektes verbessern. Ob eine Wärmeauskoppelung sinnvoll ist, hängt von der Nähe zu einem entsprechenden Wärmeverbraucher ab. Nach Möglichkeit sollte die Abwärme zur Fermenterbeheizung verwendet werden.

Chemische Wäschen liefern höchste Produktgasqualitäten bei sehr geringen Methanverlusten. Prinzipiell sind auch Druckwasserwäschen oder Druckwechseladsorptionsanlagen in der Lage, hohe Produktgasqualitäten zu erzeugen; allerdings bei deutlich höheren Methanverlusten. Ein optimales Verhältnis aus Methanverlust und Produktgasqualität ist wichtig für die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens. Die meisten Verfahren sind diesbezüglich bereits optimiert, so dass hier fast alle Möglichkeiten ausgeschöpft sind. Mit der Novellierung der GasNZV ist es allerdings nun auch denkbar, die Anforderungen an das Produktgas abzusenken. Bisher musste das Biomethan immer auf höchstmögliche Qualitäten gebracht werden, um die Kosten der Brennwertanpassung (in der Regel mit Flüssiggas) gering zu halten.

Da sich hier die Verantwortlichkeiten verschieben, wäre es für den Einspeiser ausreichend, nur die Mindestanforderungen der DVGW G260 einzuhalten und damit den Methanverlust bei der CO<sub>2</sub>-Abtrennung spürbar zu reduzieren. Inwieweit solche Maßnahmen zielführend sind, ist im Einzelfall abzuwägen. Diese Maßnahmen führen meist nur zu einer Kostenverlagerung vom Einspeiser (Minimierung des entgangenen Gewinns durch Methanverluste) hin zum Netzbetreiber (höhere Kosten bei der Brennwertanpassung bei einer Austauschgaseinspeisung). Sinnvoll erscheint ein solches Vorgehen bei einer Biomethaneinspeisung als Zusatzgas bzw. bei eher kleinen Biogasaufbereitungsanlagen.

Mit der heute vielfach verwendeten Einbringtechnik von Substraten oder anderen Feststoffen (z. B. Eisenoxide zur fermenterinternen Sulfidfällung) gelangt nennenswert Luft und damit auch Sauerstoff zunächst in den Fermenter und anschließend in das Rohbiogas. Hohe Inertgasanteile vermindern die Produktgasqualität deutlich und erhöhen spürbar den finanziellen Aufwand bei der Einspeisung in das Erdgasnetz (Brennwertanpassung). Des Weiteren kann Sauerstoff zu einem beschleunigten Abbau der Aminlösung und damit zu einer verringerten Reinigungsleistung und verstärkter Korrosion führen (siehe Kapitel 4.2).

Obwohl geringe Mengen an Sauerstoff bei einigen Aufbereitungsverfahren wie beispielsweise der Druckwechseladsorption (vorherige adsorptive Feinentschwefelung, siehe auch Kapitel 3.1.2) benötigt werden, empfiehlt es sich, die Feststoffdosiertechnik hinsichtlich einer Verringerung des Sauerstoffeintrags zu optimieren.

Entwicklungs- und Optimierungsbedarf besteht ebenfalls bei der Abgasreinigung der Druckwasserwäsche und der physikalischen Wäsche. Das Abgas enthält nur sehr geringe Methankonzentrationen und kann nur thermisch oxidiert werden (siehe Kapitel 4.4.1). Die bisherigen Abgasbehandlungssysteme erfordern jedoch einen erheblichen Investitionsaufwand. Die Entwicklung einer einfachen und preisgünstigen Abgasbehandlung könnte die Kosten des Gesamtverfahrens senken. Das Abgas der investioptimierten PSA-Anlagen enthält höhere Methankonzentrationen. Die Absenkung der für die thermische Nutzung des Abgases erforderlichen Mindestmethankonzentration durch eine Optimierung der Brennersysteme würde zu einer Reduktion des Stützgasverbrauchs und damit auch zu einer Betriebskostenreduktion führen.

## 5 Kosten der Biogaserzeugung und Aufbereitung

Die Kosten einer Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz setzen sich aus den Kosten der Biomasse selbst, den entsprechenden Kosten der Gaserzeugung (Kapitel 5.1) und Biogasaufbereitung (Kapitel 5.2 und 5.3) und den Kosten der eigentlichen Gaseinspeisung (Kapitel 5.4) zusammen. In dieser Studie werden exemplarisch für einige Modellfälle alle Kosten von der Biomasse ausgehend bis zur Ausspeisung und Stromerzeugung in einem Blockheizkraftwerk mit Wärmenutzung – jedoch ohne gegebenenfalls anfallende Kosten für eine etwaige Zwischenspeicherung oder Brennwertanpassung mit Flüssiggas (LPG) – bilanziert.

Alle Investitions- und Betriebskosten der einzelnen Anlagen und Verfahren sind zwischen 2007 und 2008 bei den entsprechenden Firmen direkt abgefragt worden. Obwohl teilweise sehr nahe an Marktpreisen, können alle nachfolgenden Kostenangaben nur als Richtpreise verstanden werden. Insbesondere die Modellfälle können nicht sämtliche Randbedingungen eines speziellen Einspeiseprojektes berücksichtigen und dienen daher nur als grobe Orientierung. Insbesondere die spezifischen Kostenangaben, die zumeist auf zwei Stellen nach dem Komma angegeben werden, können unter Umständen dem Leser eine Genauigkeit vorspiegeln, die es in diesem Rahmen kaum geben kann. Allerdings sollte man sich bewusst machen, dass z. B. bei einer Biogasanlage mit einem Biogasdurchsatz von 1.000 Nm<sup>3</sup>/h eine Änderung in den spezifischen Kosten um 0,1 ct/kWh das Betriebsergebnis in etwa um 40.000 €/a verändert. Investitionskostenangaben werden meist auf volle 1.000 € aufgerundet.

Für die Ermittlung der Biogaserzeugungskosten werden die beiden in Kapitel 1.1 beschriebenen Referenz-Biogasanlagen zugrunde gelegt. Folgende Rohbiogaszusammensetzungen werden dabei unterstellt:

- »NawaRo«-Biogasanlage: 53 Vol.-% Methan, 43,7 Vol.-% Kohlendioxid
- »Gülle«-Biogasanlage: 57 Vol.-% Methan, 39,7 Vol.-% Kohlendioxid

Weitere Minorkomponenten sind: Wasserdampf mit 3,1 Vol.-% (100 % r.F.) und Luft mit Anteilen unter 1 Vol.-%. Schwefelwasserstoff wird mit 0,2 Vol.-% H<sub>2</sub>S (2.000 ppmv) im Rohbiogas berücksichtigt. Für die Entsorgung der Gärreste werden keine Kosten in Rechnung gestellt.

Die Kostenermittlung für die Biogasaufbereitung – Entschwefelung und CO<sub>2</sub>-Abtrennung – beschränkt sich auf wichtige Verfahren, die zum einen marktverfügbar und zum anderen mit belastbaren Kostendaten hinterlegbar sind.

Die Netznutzungsentgelte, die bei der Ausspeisung anfallen und sich nach der Jahresabnahmemenge und der installierten Gasleistung richten, werden in Kapitel 5.4 für einen exemplarischen Fall ermittelt und dienen lediglich als ein Beispiel: die Ein- und Ausspeisung von Biomethan innerhalb des Marktgebietes Südbayern (Preise der Stadtwerke München [52]). Inkludiert werden auch vermiedene Netzentgelte (novellierte GasNZV), die durch den Netzbetreiber zu erstatten sind.

Bei der Ermittlung der Kosten der Stromerzeugung und der erzielbaren Erlöse nach dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) wird den Modellrechnungen das Inbetriebnahmehjahr 2009 und das dann wahrscheinlich novellierte EEG 2009 mit höheren Erlösen als in 2008 unterstellt. Ab-

weichend hiervon wird lediglich beim KWK-Bonus eine Mischkalkulation von bestehenden (EEG 2004) und neu errichteten KWK-Anlagen (EEG 2009) angenommen.

Alle nachfolgend aufgelisteten Kosten werden als betriebswirtschaftliche Vollkosten netto vor Steuern kalkuliert und setzen sich aus den Investitions- und Betriebskosten (Eigenverbrauch, Wasserverbrauch, Strom, Wärmeverbrauch, Abwasseranfall, Prozesshilfsmittel, Wartungs- und Instandhaltungskosten, Personalkosten, Kapitalkosten) zusammen. Versicherungskosten sind in den Kostenrechnungen nicht enthalten; desgleichen werden die jährlichen Kapitalkosten nur statisch berechnet (keine Dynamisierung oder Gleitwertanpassungen an jährliche Teuerungen).

Wenn sinnvoll, wurden die Angaben der Hersteller zu Wartungs- und Instandhaltungskosten miteinander verglichen und abgeglichen, um eine Vergleichbarkeit zwischen den Verfahrensprinzipien zu ermöglichen. Inbetriebnahme-, Transport- und Installationskosten für die jeweiligen Anlagen sind in den Investitionskosten enthalten, wenn nicht gesondert vermerkt und ausgeschlossen. Bei der Darstellung der einzelnen Verfahrensschritte werden die bauseitigen Leistungen wie Fundamente, Heizkreisverteiler oder Medienanschlüsse pauschal geschätzt. Diese Angaben differieren sehr stark je nach konkreten Gegebenheiten und können im Rahmen dieser Studie nur überschlägig geschätzt (Ansatz 5 % der Investitionskosten) werden.

Die Baunebenkosten und Kosten für Planungsleistungen bei der Errichtung von Biogasaufbereitungsanlagen werden pauschal abgeschätzt. Die Vollkostenanalyse beinhaltet auch die am Ende der Nutzungsdauer anfallenden Rückbaukosten; sowohl für die Biogasanlage als auch für die nachfolgende Aufbereitung. Die gesamten Rückbaukosten sind der Biogasanlage zugeschlagen.

Jährlich anfallende Wartungs- und Installationskosten (Personalkosten einschließlich Materialvorhaltung) für alle Anlagen der Gaserzeugung und Gasaufbereitung werden pauschal mit 2 % der Investitionskosten abgeschätzt, sofern nicht andere Angaben zu den betrachteten Verfahrensschritten von den Anlagenbauern vorliegen. Bei der Berechnung der Betriebs- und Investitionskosten werden folgende Randbedingungen zugrunde gelegt:

- Personalkosten: 35 €/h
- Substratkosten Maissilage: 35 €/t
- Strombezugskosten für den Betrieb technischer Anlagen: 15 ct/kWh
- Betriebsstunden pro Jahr: 8.000 (h/a)
- BHKW-Volllaststunden pro Jahr (wärmegeführtes Erdgas-BHKW): 5.250 (h/a)
- Kalkulatorischer Annuitätzinssatz: 6 %
- Anlagennutzungsdauer: 15 Jahre
- Abwärmenutzungsgrad Erdgas-BHKW: 90 % (wenn nicht anders angegeben)

Bei der Berechnung der Strom- und Wärmeerlöse aus einem erdgasbetriebenen Motor-BHKW werden die in Tabelle 5-1 dargestellten Wirkungsgrade unterstellt, die der Studie »BHKW-Kenndaten 2005« der Arbeitsgemeinschaft für sparsamen und umweltfreundlichen Energieverbrauch e.V. (ASUE) entstammen und mit Praxiswerten bzw. Herstellerangaben (z. B. Deutz Power Systems) abgeglichen wurden [53, 54].

Tabelle 5-1: Wirkungsgrade von Erdgas-BHKW

installierte elektrische Leistung	Elektrischer Wirkungsgrad in %	thermischer Wirkungsgrad in %
100 kW <sub>el</sub>	33,5	51,5
150 kW <sub>el</sub>	35,0	50,0
<b>500 kW<sub>el</sub></b>	<b>37,5</b>	<b>47,5</b>
1.000 kW <sub>el</sub>	39,5	45,5
2.000 kW <sub>el</sub>	41,7	43,3

Wasserkosten: Es wird angenommen, dass die Wasserkosten 2 €/m<sup>3</sup> inklusive Entsorgung nicht überschreiten, wobei davon ausgegangen wird, dass zur Entsorgung des Wassers entweder ein Schluckbrunnen zur Verfügung steht oder das Wasser zusammen mit dem Substrat in den Fermenter gegeben werden kann.

Die spezifischen Kostenangaben für die Biogaserzeugung beziehen sich auf die Rohgasmenge bzw. auf den Energiegehalt des Rohbiogases. In den Gesamtkostenübersichten – von der Biomasse bis zur Stromerzeugung – hingegen werden die spezifischen Erzeugungs- und Aufbereitungskosten auf das Produktgas bezogen dargestellt. Diese Angaben berücksichtigen dann auch etwaige Methanverluste bei der Gasaufbereitung. Bei der Berechnung der spezifischen Kosten der CO<sub>2</sub>-Abtrennung bezogen auf das Produktgas, wird von folgenden Randbedingungen ausgegangen:

- 1 Vol.-% Luft bzw. 53 Vol.-% Methan im Rohgas,
- die CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfolgt zu 97 %.

Für die dargestellten CO<sub>2</sub>-Abtrennungsverfahren werden folgende Methanverluste zugrunde gelegt:

- Druckwechseladsorption 3 %
- Druckwasserwäsche Malmberg 1 %
- Druckwasserwäsche Flotech 2 %
- Aminwäsche 0,1 %

Die auf die Produktgasmenge bezogenen spezifischen Biogaserzeugungs- und Aufbereitungskosten sind als maßgeblich zu betrachten, da nur die eingespeiste Energiemenge bei einer Einspeisung in das Erdgasnetz relevant ist. Alle spezifischen Angaben mit Bezug Energiegehalt [kWh] beziehen sich auf den Heizwert im Normzustand (H<sub>i,N</sub>), wenn nicht anders ausgewiesen. Bei der Berechnung der brenntechnischen Kenndaten wird unterstellt, dass das Produktgas nach der Aufbereitung nur Methan und keine weiteren brennbaren Gasbestandteile enthält. Wenn sinnvoll, werden zu Vergleichszwecken die spezifischen Angaben auch auf den Brennwert (H<sub>s,N</sub>) bezogen mit angegeben.

Für die in der vorliegenden Studie betrachteten Modellfälle wird das Rohbiogas ausschließlich auf H-Gas Qualität gemäß den Anforderungen nach DVGW-Arbeitsblatt G260 aufbereitet. Die



betriebswirtschaftliche Bilanzierung einer Brennwertanpassung des eingespeisten Biomethans auf örtliche Erdgasqualitäten mit LPG oder Luft kann in dieser Studie nicht betrachtet werden, da dies von zu vielen Randbedingungen (z. B. Rohgasqualität, Aufbereitungsverfahren, örtliche Erdgasqualität) abhängig ist und im Einzelfall konkret berechnet werden muss. Darüber hinaus ist aufgrund der novellierten Gasnetzzugangsverordnung der Netzbetreiber für die Einhaltung der G685 und damit auch für eine gegebenenfalls notwendige Brennwertanpassung verantwortlich. Die dabei entstehenden Kosten werden als unvermeidbare Netzkosten auf alle Endkunden umgelegt bzw. Netznutzungsentgelten zugeschlagen.

## 5.1 Kosten der Biogaserzeugung

Die Biogaserzeugungskosten in Tabelle 5-2 und Tabelle 5-3 wurden von Fraunhofer UMSICHT anhand realer gebauter Biogasanlagen berechnet (gemittelte Preise für Anlagen im mittleren Preisbereich mit hohem Automatisierungsgrad) und beziehen sich auf eine exemplarische »Gülle-Biogasanlage« (Güllevergärung, 90 % Gülle und 10 % Maissilage, Bezug t Frischmasse) bzw. auf eine exemplarische »NawaRo-Biogasanlage« (Vergärung nachwachsender Rohstoffe, 90 % Maissilage und 10 % Gülle, Bezug t Frischmasse). Allen Berechnungen ist ein Substratpreis von 35 €/t Frischmasse (Maissilage) unterstellt worden. Die Kostenangaben unterstellen eine gute Betriebsführung mit entsprechend ausgebildetem Personal. Die Angaben können daher erheblich von Praxiswerten abweichen. Die Wärmebereitstellung erfolgt bei den hier dargestellten Beispielfällen mit einer Holzhackschnitzelfeuerung, um das wertvollere Biogas einzuspeisen zu können. Dabei werden spezifische Wärmebereitstellungskosten zwischen 6 und 4,2 ct/kWh<sub>th</sub> je nach Anlagengröße veranschlagt.

Bei der Berechnung der Kapitalkosten der Biogasanlagen wurde abweichend ein Abschreibungszeitraum von 15 Jahren angesetzt, obwohl der Abschreibungszeitraum nach AfA für die Biogasanlage 16 Jahre (Fermenter etc.) bzw. 20 Jahre für das Substratlager beträgt. Für alle Rechnungen werden jedoch grundsätzlich 15 Jahre als Abschreibungszeitraum unterstellt, um eine einheitliche Bilanzierung zu ermöglichen. In der Konsequenz bedeutet dies, dass in den nachfolgenden Tabellenübersichten, die eine Biogaserzeugung mit einschließen, – aufgrund unterschiedlicher Abschreibungszeiträume – nach 15 Jahren noch ein Restwert für die Biogasanlage (in Höhe einer Jahresrate) und für das Substratlager besteht (in Höhe von fünf Jahresraten). Die jährlichen Kosten sind aus diesem Grund etwas höher, als dies nach AfA gefordert ist.

Tabelle 5-2: Kosten der Biogaserzeugung »Gülle-BGA« (Substrat: 90 % Gülle, 10 % Maissilage)

Biogaserzeugung, »Gülle-Anlage« Substratmix: 90 % Gülle, 10 % NawaRo	Einheit	Anlagendurchsatz in Nm <sup>3</sup> /h		
		100	250	500
<b>1. Investitionskosten</b>	<b>€</b>	<b>535.100</b>	<b>1.080.000</b>	<b>1.850.000</b>
davon Maschinenteknik	€	67.000	147.000	252.000
davon Bauliche Anlagen (Fermenter)	€	303.900	619.500	1.080.000
davon Elektro-/Leittechnik	€	51.500	94.500	144.000
davon Sonstiges	€	92.700	189.000	324.000
Rückbaukosten	€	20.000	30.000	50.000
<b>2. Jährliche Kosten</b>	<b>€/a</b>	<b>217.400</b>	<b>514.100</b>	<b>927.100</b>
Substratbereitstellung (Maissilage)	€/a	79.600	199.100	398.200
Personalkosten	€/a	12.800	38.300	63.900
Wartung	€/a	8.000	16.200	27.800
Eigenstrom	€/a	12.500	31.200	62.400
Wärmekosten	€/a	40.800	100.800	154.700
Sonstiges	€/a	8.600	17.300	29.600
Kapitalkosten	€/a	55.100	111.200	190.500
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>				
a) Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	27,18	25,71	23,18
b) Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	47,68	45,10	40,66
c) Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	4,78	4,52	4,08
d) Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	4,31	4,08	3,68

Tabelle 5-3: Kosten der Biogaserzeugung »NawaRo-BGA« (Substrat: 10 % Gülle, 90 % Maissilage)

Biogaserzeugung »NawaRo-Anlage«	Ein- heit	Anlagendurchsatz in Nm <sup>3</sup> /h				
		250	500	1.000	1.500	2.000
<b>1. Investitionskosten</b>	€	<b>1.375.000</b>	<b>2.450.000</b>	<b>4.400.000</b>	<b>6.188.000</b>	<b>7.900.000</b>
Maschinentechnik	€	154.000	266.000	462.000	635.000	798.000
Biogasanlage inkl. Baunebenkosten	€	627.000	1.102.000	1.914.000	2.632.000	3.306.000
Substratlager	€	250.000	500.000	1.000.000	1.500.000	2.000.000
Elektro-/Leittechnik	€	121.000	190.000	330.000	454.000	570.000
sonstiges	€	198.000	342.000	594.000	817.000	1.026.000
Rückbaukosten	€	25.000	50.000	100.000	150.000	200.000
<b>2. Jährliche Kosten</b>	<b>€/a</b>	<b>676.000</b>	<b>1.278.200</b>	<b>2.451.400</b>	<b>3.574.200</b>	<b>4.689.500</b>
Substratbereitstellung (Maissilage)	€/a	378.800	757.600	1.515.200	2.272.700	3.030.300
Personalkosten	€/a	51.100	76.700	127.800	153.300	178.900
Wartungs- und Instand- haltungskosten	€/a	20.600	36.800	66.000	92.800	118.500
Eigenstrom	€/a	31.200	62.400	124.800	187.200	249.600
Wärmekosten	€/a	30.700	53.200	94.200	132.100	172.400
Sonstiges	€/a	22.000	39.200	70.400	99.000	126.400
Kapitalkosten	€/a	141.600	252.300	453.000	637.100	813.400
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>						
a) je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	33,80	31,96	30,64	29,79	29,31
b) je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	63,77	60,29	57,82	56,20	55,30
c) je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	6,40	6,05	5,80	5,64	5,55
d) je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	5,77	5,46	5,23	5,09	5,00

Das Rohbiogas aus der Güllevergärung hat einen höheren Methangehalt (57 Vol.-%) als das Rohbiogas aus der Maisvergärung (53 Vol.-%). Darüber hinaus ist die Biogaserzeugung aus Mais absolut und spezifisch teurer als eine Güllevergärung. Allerdings ist das Biogaspotenzial von NawaRo-Biogasanlagen um ein Vielfaches höher, so dass mittelfristig absehbar die Biogaserzeugung aus nachwachsenden Rohstoffen überwiegen wird. Infolgedessen werden in der Gesamtkostenübersicht (Erzeugungs- und Aufbereitungskosten) die Kostensätze der NawaRo-Biogasanlage (Tabelle 5-18 und Tabelle 5-19) zugrunde gelegt.

## 5.2 Kosten der Biogasgrobentschwefelung

Die Kosten für die Grobentschwefelung sind in Tabelle 5-4 und in Tabelle 5-5 zusammengefasst. Dabei sind für die unterschiedlichen Modellfälle Gülle-BGA und NawaRo-BGA nur die jeweils günstigsten Varianten aufgeführt. Für eine bestimmte Anlagenkapazität ist also entweder eine Grobentschwefelung mit Eisenhydroxid (Sulfidfällung) oder eine Grobentschwefelung mit zwei-stufigem Biowäscher dargestellt. Die Auswahl des wirtschaftlich günstigsten Grobent-schwefelungsverfahrens für den jeweiligen Modellfall ist in Kapitel 5.2.1 erläutert.

### Biowäscher

Die in der Kostenübersicht in Tabelle 5-4 und Tabelle 5-5 dargestellten spezifischen Kosten für den Biowäscher beziehen sich auf den Typ Thiopaq ECO-10/1 der niederländischen Firma Paques B.V.

Eine  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration deutlich kleiner  $100 \text{ ppmv}^8$  nach dem Bio-Wäscher kann als Mittel ange-nommen und eingehalten werden. Die Wäscher sind für sehr hohe  $\text{H}_2\text{S}$ -Belastungen von bis zu  $85 \text{ kg}$  Schwefel pro Tag ausgelegt und besitzen den Vorteil, dass durch die räumliche Trennung von Absorptions- und Regenerationsstufe keine Luft durch die Grobentschwefelung in das Bio-methan gelangt.

Der Betrieb dieser Anlage erfordert einen geringen Personalbedarf; laut Herstellerangaben eine halbe Stunde pro Tag. Monatlich sind einige Betriebsmittelbevorratungen zu erneuern. In Tabelle 5-4 und Tabelle 5-5 sind nur spezifische Kosten dargestellt, diese sind aber das Ergebnis einer Vollkostenanalyse über den gesamten Lebenszyklus.

Während des Betriebs müssen geringe Mengen an Natronlauge zudosiert werden, um leicht alkalische Bedingungen für eine optimale Absorption des Schwefelwasserstoffs zu gewährleis-ten. Außerdem wird Wasser benötigt. Der Verbrauch hängt von der Schwefelfracht im Biogas ab, beträgt aber bei allen betrachteten Anlagengrößen weniger als einen halben Kubikmeter pro Tag. Für den Nährstoffbedarf der Mikroorganismen im Wäscher müssen außerdem Nährsalze hinzugegeben werden. Die Kosten hierfür sind als sehr gering zu bewerten. Die höchsten Verbrauchskosten entstehen durch den Strombedarf des Wäschers. Hier ist die Umwälzpumpe der Wäscherflüssigkeit der größten Stromverbraucher. Die gesamte installierte elektrische Lei-stung beträgt ca.  $6 \text{ kW}$ .

### Sulfidfällung mit Eisenhydroxid

Die angegebenen Kosten beziehen sich auf die reinen Verbrauchskosten für Eisenhydroxid be-ziehungsweise Eisenoxidhydrat. Für die Kosten wurden ein Bezugspreis von  $500 \text{ €/t}$  und eine Überdosierung um den Faktor  $\beta=3$  angenommen (siehe Kapitel 3.1.1). Die Investitionskosten für Lagerhaltung und Dosierung sind im Vergleich zu den Betriebskosten vernachlässigbar.

<sup>8</sup> Die  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentrationen im Reingas sind abhängig vom Anlagendesign und der Rohgasbelastung und können je nach Anwendungsfall auf bis zu  $25 \text{ ppmv}$  garantiert werden.

Tabelle 5-4: Spezifische Kosten der Grobentschwefelung einer Gülle-BGA

Grobentschwefelungsverfahren	Einheit	Sulfidfällung		Biowäscher	
		Anlagenkapazität (Rohgas)		250	500
		<b>100</b>			
Spezifische Kosten					
a) Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	2,22		1,31	0,71
b) Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	3,89		2,30	1,24
c) Kosten je kWh Methan	ct/kWh	0,39		0,23	0,12

Tabelle 5-5: Spezifische Kosten der Grobentschwefelung einer NawaRo-BGA

Grobentschwefelungsverfahren	Einheit	Sulfidfällung		Biowäscher		
		Anlagenkapazität (Rohgas)		1.000	1.500	2.000
		<b>250</b>	<b>500</b>			
Spezifische Kosten						
a) Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	0,46	0,46	0,34	0,23	0,18
b) Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	0,86	0,86	0,64	0,44	0,34
c) Kosten je kWh Methan	ct/kWh	0,09	0,09	0,06	0,04	0,03

### 5.2.1 Wirtschaftlichkeitsvergleich der Grobentschwefelungsverfahren

Werden die jährlichen Kosten für die Anwendung von festen Eisenverbindungen betrachtet, so entfällt der Hauptteil auf die Verbrauchskosten. Die Investitionskosten für die Lagerhaltung und die Dosierung sind vernachlässigbar. Die Dosierung kann beispielsweise mit den Substraten erfolgen. Bei der Anwendung von Eisensalzlösungen sind die Kosten für die Dosierung und Lagerhaltung erheblich, da umfangreiche Sicherheitsvorkehrungen getroffen werden müssen.

In diesem Kapitel wird das Sulfidfällungsmittel Eisen-(III)-hydroxid mit dem zweistufigen Biowäscher Thiopaq® der Firma Paques B.V. verglichen. Die Preise für Eisenverbindungen wurden bei verschiedenen Herstellern und Anlagenbetreibern angefragt. Die angegebenen Preise waren jedoch sehr unterschiedlich<sup>9</sup>, so dass für die folgenden Betrachtungen eine Preisspanne zwischen 400 €/t und 600 €/t angenommen wird. Die Eisenverbindungen werden im Überschuss eingesetzt. Je nach den Bedingungen im Fermenter kann der Überschuss, welcher durch den Faktor  $\beta$  ausgedrückt wird, variieren. Für die folgenden Betrachtungen wird von einem dreifachen Überschuss ausgegangen. Ein Kostenvergleich der Grobentschwefelung mit Eisenhydroxid mit einem zweistufigen Biowäscher der Firma Paques ist in Abbildung 5-1 dargestellt. Es sind die spezifischen Kosten, bezogen auf den Rohgasheizwert für die Modellfälle »Gülle-Biogasanlagen« mit durchschnittlichen H<sub>2</sub>S-Belastungen um 2.000 ppmv und »NawaRo-Biogasanlagen« mit durchschnittlich 500 ppmv H<sub>2</sub>S in verschiedenen Anlagengrößen, dargestellt.

<sup>9</sup> Aus der Abwasseraufbereitung sind auch Eisenoxide zu Preisen um 200 €/t verfügbar. Sogenannte Luxmassen sind allerdings mikrobiologisch aktiv, was möglicherweise zu Betriebsproblemen im Fermenter führen kann.

Die spezifischen Kosten für feste Eisenverbindungen sind unabhängig von der Anlagenkapazität, da die Investitionskosten gegenüber den Verbrauchskosten zu vernachlässigen sind. Die Sulfidfällung ist besonders bei kleinen Anlagengrößen und geringen  $H_2S$ -Konzentrationen im Rohgas wirtschaftlich interessanter als ein Biowäscher.

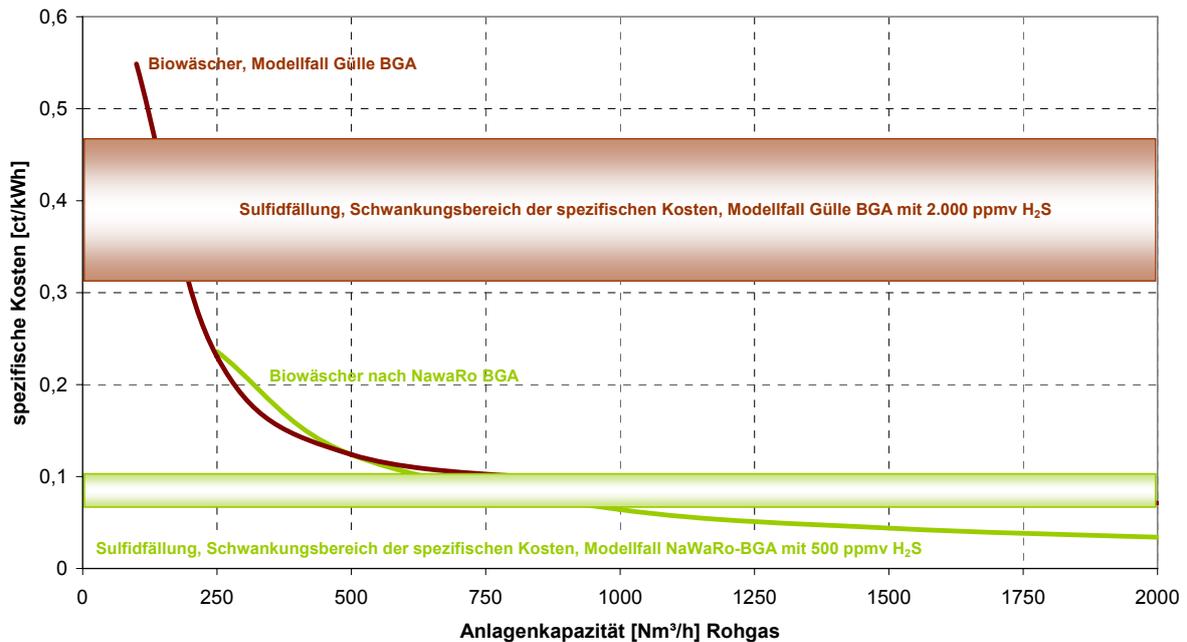


Abbildung 5-1: Kostenvergleich Grobentschwefelung mit Eisenhydroxid und zweistufigem Biowäscher in Abhängigkeit der Biogaskapazität und der Eisenhydroxidkosten (400-600 €/t)

Die spezifischen Kosten für die Grobentschwefelung eines NawaRo-Biogases (Annahme  $H_2S$ -Gehalte < 500 ppmv) mit Eisenhydroxid (mittlerer Preis von 500 €/t) liegen bis zu einer Anlagenkapazität von ca. 750  $Nm^3/h$  Rohgas unter den Kosten eines Biowäschers. Bei größeren Anlagen sind die spezifischen Kosten des Biowäschers geringer.

Bei Biogasanlagen, die vorwiegend Gülle als Substrat einsetzen und aus diesem Grund hohe  $H_2S$ -Konzentrationen (Annahme 2.000 ppmv  $H_2S$ ) im Rohgas aufweisen, ist der Einsatz eines Biowäschers schon bei wesentlich kleineren Anlagengrößen zu empfehlen. Die Kosten für einen Biowäscher sind hier ab einer Anlagengröße von ca. 200  $Nm^3/h$  geringer als bei einer alternativen Verwendung von Eisenhydroxid. Für die Biowäscher-Variante ist eine sehr starke Kostendegression zu beobachten. Dies ist dadurch zu erklären, dass bei der hier vorliegenden Betrachtung, die Kosten eines standardisierten Anlagentyps hinterlegt sind und die jährlichen Kosten für die kleinste und die größte Anlagenvariante in einer ähnlichen Größenordnung liegen.

### 5.3 Kosten der CO<sub>2</sub>-Abtrennung

Die CO<sub>2</sub>-Abtrennung ist der aufwändigste Gasaufbereitungsschritt. Der größte Anteil der spezifischen Aufbereitungskosten entfällt auf diesen Verfahrensschritt. In den Anlagenkosten sind auch die Kosten für die gegebenenfalls notwendige Feinentschwefelung und die Gastrocknung enthalten. Bei einem Vergleich der verschiedenen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren ist gegebenenfalls zu beachten, dass das Produktgas bei einigen Verfahren mit einem Druck von 4 bis 7 bar<sub>ü</sub> vorliegt und bei Aminwäschen drucklos bzw. bei geringem Überdruck.

#### 5.3.1 Druckwasserwäsche der Fa. Malmberg

Die angegebenen Investitionskosten der 250 Nm<sup>3</sup>/h-Anlage beziehen sich auf eine Anlage vom Typ GR3L-, die 500 Nm<sup>3</sup>/h-Anlage auf eine GR6L-Anlage und die 1.000 Nm<sup>3</sup>/h-Anlage auf eine GR12L-Anlage. Diese Anlagentypen weisen für die betrachteten Gasdurchsätze einige Kapazitätsreserven auf. Die GR3L- und die GR6L-Anlage können bis zu 300 Nm<sup>3</sup>/h beziehungsweise 600 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas aufbereiten, die GR12L bis zu 1.250 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas. Alle Anlagenvarianten werden schlüsselfertig geliefert. In den angegebenen Investitionskosten ist eine Gastrocknung enthalten (Adsorption).

Tabelle 5-6: Kosten der CO<sub>2</sub>-Abtrennung mittels Druckwasserwäsche von Malmberg

DWW - Malmberg	Einheit	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h		
		250	500	1.000
<b>1. Investitionskosten</b>	€	<b>1.145.000</b>	<b>1.323.500</b>	<b>1.699.000</b>
a) Anlage	€	900.000	1.070.000	1.380.000
b) Abgasbehandlung	€	200.000	200.000	250.000
c) Baunebenkosten	€	45.000	53.500	69.000
<b>2. jährliche Kosten</b>	€/a	<b>229.300</b>	<b>326.500</b>	<b>523.100</b>
a) Betriebskosten	€/a	111.400	190.200	348.200
davon Strom	€/a	75.000	150.000	300.000
davon Betriebsmittel (Wasser)	€/a	300	500	1.000
davon thermische Abgasbehandlung	€/a	6.000	6.000	6.000
b) Personal (Bedienung)	€/a	7.200	7.200	7.200
c) Wartungs- und Instandhaltungskosten	€/a	22.900	26.500	34.000
d) Kapitalkosten	€/a	117.900	136.300	174.900
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>				
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	11,47	8,16	6,54
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	21,63	15,40	12,34
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	2,17	1,54	1,24
<b>4. Spezifische Kosten (Produktgas*)</b>	Nm <sup>3</sup> /h	<b>135</b>	<b>269</b>	<b>539</b>
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Produktgas	ct/Nm <sup>3</sup>	21,23	15,17	12,13
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	21,85	15,56	12,46
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	2,19	1,56	1,25
d) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,98	1,41	1,13

\* Methanverlust bei Aufbereitung 1 % berücksichtigt

Neben der CO<sub>2</sub>-Abtrennung ist in der Investitionskostenaufstellung auch eine thermische Abgasbehandlung enthalten. Mit einem Vocsidizer der Firma Megtec bzw. einer VocsiBox<sup>®</sup> von HAASE Energietechnik wird das im Abgas enthaltene Methan (garantierter Methanverlust < 1 %) und das im Stripper freigesetzte H<sub>2</sub>S zu CO<sub>2</sub> bzw. SO<sub>x</sub> oxidiert. Die hierfür nötigen Investitionskosten

werden, je nach Durchsatz, mit 200.000-300.000 € geschätzt. Die jährlichen Betriebskosten für die thermische Abgasbehandlung werden mit etwa 6.000 €/a abgeschätzt, wobei hierfür eine durchschnittliche elektrische Leistung von 5 kW unterstellt wurde. Im Regelbetrieb arbeiten diese Systeme autotherm, so dass nur im Anfahrbetrieb und bei Störungen thermische Energie (Stützgas oder elektrischer Strom) zuzuführen ist.

Die Firma Malmberg betrachtet die thermische Oxidation nur als eine Möglichkeit der Abgasbehandlung. Derzeit wird ein neues Ionisationsverfahren (kaltes Plasma) erprobt, das Methan und H<sub>2</sub>S vollständig oxidiert und deutlich günstiger im Betrieb (2 kW<sub>el</sub>) und im Invest (75.000 € nach Angaben des Herstellers) sein soll.

Der höchste Anteil an den Betriebskosten insgesamt entfällt auf den Stromverbrauch, der verfahrensbedingt, durch die Kompression des Biogases und die großen umzupumpenden Waschmittelmengen, verhältnismäßig hoch ausfällt. Ein hoher Anteil der elektrischen Antriebsleistung kann als Abwärme an den Kompressoren zurückgewonnen werden und für die Fermenterbeheizung mit einer Vorlauftemperatur von 55 °C genutzt werden.

In Tabelle 5-6 wird auf die Darstellung der spezifischen Kosten für eine 1.500 Nm<sup>3</sup>/h bzw. 2.000 Nm<sup>3</sup>/h Anlage verzichtet, da für diese Anlagenvarianten keine standardisierten Anlagenmodule verfügbar und beispielsweise zwei GR12L-Module miteinander zu kombinieren sind. Es darf vermutet werden, dass bei einer Kombination von zwei Standardmodulen eine Kostendegression bei der allgemeinen Infrastruktur (MSR-Technik, Kühlsystem etc.) möglich ist; allerdings kann diese im Vergleich zu der Kostendegression zwischen Standardmodulen geringer ausfallen.

### 5.3.2 Druckwasserwäsche der Fa. Flotech

In der Tabelle 5-7 sind auf Wunsch des Herstellers nur die spezifischen Kosten der Greenlane™ Druckwasserwäsche von Flotech aufgeführt, obschon Fraunhofer UMSICHT die Investitions- und Betriebskosten vollständig vorliegen. Die 250 Nm<sup>3</sup>/h Anlagenvariante bezieht sich auf den Typ CSFR 300, die 500 Nm<sup>3</sup>/h-Anlage auf das Standardmodul CSFR 600 und die 1.000 Nm<sup>3</sup>/h-Anlage auf das Standardmodul CSFR 1000. Die Kapazität der Anlage wird teilweise durch eine Kühlung des Waschwassers erreicht. Die Stromkosten für die Kälteanlage sind mit in die Kostenbetrachtung einbezogen worden. Die elektrische Leistung der Kälteanlage macht ca. 15 % des gesamten elektrischen Energieverbrauchs aus. Der Hauptteil des elektrischen Energieverbrauchs entfällt wie bei der Druckwasserwäsche von Malmberg auf die Kompressoren. Als Abgasbehandlung wurde wie bei der Druckwasserwäsche von Malmberg eine thermische Oxidation angenommen. Die Betriebskosten hierzu wurden pauschal mit 6.000 €/a geschätzt.

Tabelle 5-7: Kosten der CO<sub>2</sub>-Abtrennung mittels Druckwasserwäsche von Flotech

DWW - Flotech	Einheit	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h		
		250	500	1.000
<b>1. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>				
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	13,08	9,26	8,04
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	24,67	17,47	15,17
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	2,47	1,75	1,52
<b>2. Spezifische Kosten (Bezug Produktgas*)</b>	<b>Nm<sup>3</sup>/h</b>	<b>133</b>	<b>267</b>	<b>534</b>
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Produktgas	ct/Nm <sup>3</sup>	24,58	17,34	15,06
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	25,17	17,83	15,48
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	2,52	1,79	1,55
d) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	2,28	1,61	1,40

\* Methanverlust bei Aufbereitung 2 % berücksichtigt

Die Fa. Flotech lässt eine hohe H<sub>2</sub>S-Konzentration am Eintritt in das System zu und verfolgt hier hinsichtlich des Verfahrenskonzeptes ein etwas anderes Konzept als Malmberg. Zum einen werden deutlich korrosionsfestere Kompressoren von General Electric eingesetzt und zum anderen wird mehr Wasser aus dem System ausgeschleust. Der dann höhere Wasserverbrauch ist nur problematisch, wenn kein preiswertes Prozesswasser verfügbar bzw. keine preiswerte Entsorgung des verbrauchten Waschwassers möglich ist.

### 5.3.3 Druckwechseladsorption der Fa. CarboTech

Die nachfolgende Tabelle 5-8 basiert auf einem Richtpreisangebot des Anbieters CarboTech, dass sich auf die Aufbereitung von Rohbiogas (Zusammensetzung: 60 Vol.-% CH<sub>4</sub>, 35 Vol.-% CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> und O<sub>2</sub> < 1,5 Vol.-%, H<sub>2</sub>S < 250 ppmv) zu Reingas mit einer Erdgas-H-ähnlichen Qualität (CH<sub>4</sub>-Gehalt 96 Vol.-%) bezieht. Die Anlage wird inklusive Kältetrocknung und Feinentschwefelung schlüsselfertig geliefert. Der Aufwand für die Bedienung der Anlage wird von CarboTech mit einer halben Stunde pro Tag angegeben. Der Aufwand für Wartungs- und Instandhaltungskosten der Anlage wird vom Hersteller mit 26.000 €/a für eine 500 Nm<sup>3</sup>/h-Anlage angegeben und erscheint, gemessen an der Komplexität der Anlage, als eher zu gering angesetzt. Im Vergleich dazu gibt der niederländische Hersteller Cirmac, der ebenfalls eine PSA-Anlage zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung anbietet, über 60.000 € an. Den spezifischen Stromverbrauch einer PSA-Anlage gibt der Hersteller CarboTech mit ca. 0,25 kWh/Nm<sup>3</sup> Rohgas an.

Tabelle 5-8: Kosten der CO<sub>2</sub>-Abtrennung mittels PSA von CarboTech

PSA - CarboTech	Einheit	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h		
		500	1.000	2.000
<b>1. Investitionskosten</b>	€	<b>1.407.500</b>	<b>1.840.800</b>	<b>2.925.000</b>
a) Anlage inkl. Transport und Installation	€	1.150.000	1.515.000	2.500.000
b) Baunebenkosten	€	57.500	75.800	125.000
c) Abgasbehandlung	€	200.000	250.000	300.000
<b>2. jährliche Kosten</b>	€/a	<b>336.100</b>	<b>539.100</b>	<b>982.400</b>
a) Betriebskosten	€/a	191.200	349.600	681.200
davon Strom	€/a	150.000	300.000	600.000
davon Betriebsmittel	€/a	2.800	5.200	10.300
davon thermische Abgasbehandlung	€/a	6.000	6.000	6.000
b) Personal (Bedienung)	€/a	6.400	6.400	6.400
c) Wartungs- und Instandhaltungskosten	€/a	26.000	32.000	58.500
d) Kapitalkosten	€/a	144.900	189.500	301.200
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>				
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	8,40	6,74	6,14
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	15,85	12,71	11,58
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,59	1,28	1,16
<b>4. Spezifische Kosten (Produktgas*)</b>	Nm <sup>3</sup> /h	<b>264</b>	<b>528</b>	<b>1.056</b>
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Produktgas	ct/Nm <sup>3</sup>	15,91	12,76	11,63
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	16,34	13,11	11,94
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	1,64	1,31	1,20
d) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,48	1,19	1,08

\* Methanverlust bei Aufbereitung 3 % berücksichtigt

Als Abgasbehandlung wird eine thermische Oxidation des im Abgas enthaltenen Methans angenommen. Mögliche Wärmegutschriften aus dem Abgasbehandlungsverfahren z. B. der katalytischen Nachverbrennung (ZETECH4<sup>®</sup> von CarboTech) werden hier nicht mit berücksichtigt, können aber zu Minderkosten bei der Wärmebereitstellung für die Fermenterbeheizung führen. Alternativ wäre auch die Anwendung eines FLOX<sup>®</sup>-Brenners denkbar. In diesem Falle müsste allerdings das Abgas mit Methan angereichert werden, um die für den Brenner erforderliche Mindestkonzentration an Methan zu erreichen. Hierdurch entstehen zusätzliche Kosten (siehe Kapitel 4.4.1)

### 5.3.4 CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren der Fa. Cirmac

Die Fa. Cirmac aus Apeldoorn in den Niederlanden bietet drei Biogasaufbereitungsverfahren an, wovon aber nur das PSA- und Aminwaschverfahren für eine Aufbereitung auf Erdgasqualität relevant sind. Für diese beiden Verfahren liegen Richtpreisinformationen für eine Anlagenkapazität (500 Nm<sup>3</sup>/h) vor. Beide Verfahren verlangen eine vorherige Biogasentschwefelung. Eine adsorptive Feinentschwefelung ist hier in der Kostenübersicht im Preis jeweils enthalten. Für die Wärmebereitstellung bei der Aminwäsche wurden spezifische Kosten in Höhe von 4,6 ct/kWh<sub>th</sub> kalkuliert (siehe Tabelle 5-11). Die spezifischen Kosten mit Bezug Produktgas beziehen sich auf Methanverluste von 3 % (VPSA) bzw. 0,1 % (Aminwäsche LP-Coaab). Im Vergleich zu Angeboten anderer Hersteller sind die nachfolgenden jährlichen Kosten, dabei insbesondere die Wartungs- und Instandhaltungskosten, teilweise deutlich höher. Hier bleibt abzuwarten, von welchen Erfahrungen Betreiber von Aufbereitungsanlagen in der nächsten Zeit berichten werden.

Tabelle 5-9: Kostenübersicht über CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren der Fa. Cirmac, Niederlande. Die hinterlegten Wärmebereitstellungskosten sind Tabelle 5-11 zu entnehmen.

Fa. Cirmac, NL Anlagendurchsatz jeweils 500 Nm <sup>3</sup> /h	Einheit	Aminwäsche LP-Coaab	PSA
<b>1. Investitionskosten</b>	€	<b>996.200</b>	<b>1.068.600</b>
a) Anlage	€	839.000	903.000
b) Baunebenkosten	€	50.000	50.000
Errichtung vor Ort	€	50.000	50.000
Inbetriebnahme	€	29.500	29.500
Erstausrüstung Ersatzteile	€	27.700	36.100
<b>2. jährliche Kosten</b>	€/a	<b>363.300</b>	<b>338.300</b>
a) Betriebskosten	€/a	260.700	228.300
davon Strom	€/a	72.000	150.000
davon Wärme	€/a	134.900	0
davon Betriebsmittel	€/a	7.200	6.300
b) Personal	€/a	6.300	8.800
c) Wartungs- und Instandhaltungskosten	€/a	40.300	63.200
d) Kapitalkosten	€/a	102.600	110.000
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>			
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	9,08	8,46
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	17,14	15,96
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,72	1,60
<b>4. Spezifische Kosten (Produktgas*)</b>	Nm <sup>3</sup> /h	<b>272</b>	<b>264</b>
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Produktgas	ct/Nm <sup>3</sup>	16,70	16,02
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	17,15	16,45
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	1,72	1,65
d) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,55	1,49

\* Methanverlust bei Aufbereitung 0,1 % berücksichtigt

### 5.3.5 CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren Aminwäsche

Die in Tabelle 5-10 angegebenen Investitionskosten entstammen Richtpreisangeboten von MT-Energie<sup>10</sup>, Rockstedt und sind, da sie auf Kostenschätzungen und Erfahrungswerten auf der Basis des 600 Nm<sup>3</sup>/h-Prototypen in Godenstedt basieren (siehe auch Kapitel 4.3.8), als Orientierungspreise zu verstehen. Für die Fallbeispiele existieren bisher noch keine Referenzanlagen. In den Investitionskosten für die Gasaufbereitungsanlage sind 32.000 € für eine adsorptive Feinentschwefelung enthalten. Die Kosten für die Feinentschwefelung stammen aus eigenen Berechnungen. Als Richtwert wird ein Preis von 5 €/kg Aktivkohle angenommen, für einen einmaligen Service (Wechsel und Entsorgung der beladenen Aktivkohle) eine Pauschale von 2.500 € je Adsorber.

Die in Tabelle 5-10 angegebenen Wartungs- und Instandhaltungskosten basieren auf Anbieterangaben und unterscheiden sich deutlich von den Angaben anderer Hersteller. Des Weiteren ist auch der Wärmeverbrauch im Vergleich zum Cirmac-Verfahren spürbar niedriger. Die vom Anbieter MT-Energie angegebenen Verbrauchswerte müssen sich jedoch erst noch in der Praxis bestätigen. Deshalb wurde in Tabelle 5-10 der spezifische Wärmebedarf der Aminwäsche statt mit 0,44 mit 0,5 kWh/Nm<sup>3</sup> Rohgas (thermisch) bewertet.

Tabelle 5-10: Kostenübersicht der CO<sub>2</sub>-Abtrennung mittels Aminwäsche (Anbieter MT-Energie). Die hinterlegten Wärmebereitstellungskosten sind Tabelle 5-11 zu entnehmen.

Aminwäsche des Anbieters MT-Energie	Einheit	Anlagendurchsatz [Nm <sup>3</sup> /h]		
		250	500	1.000
<b>1. Investitionskosten</b>	<b>€</b>	<b>847.400</b>	<b>1.057.400</b>	<b>1.556.100</b>
a) Anlage	€	807.000	1.007.000	1.482.000
b) Baunebenkosten	€	40.400	50.400	74.100
<b>2. jährliche Kosten</b>	<b>€/a</b>	<b>206.900</b>	<b>332.900</b>	<b>570.500</b>
a) Betriebskosten	€/a	119.600	224.000	410.300
davon Strom	€/a	45.000	90.000	180.000
davon Wärme	€/a	47.700	92.400	153.600
davon Betriebsmittel (z. B. Aktivkohle)	€/a	5.500	8.200	16.300
b) Personal	€/a	6.400	6.400	6.400
c) Wartungs- und Instandhaltungskosten	€/a	15.000	27.000	54.000
d) Kapitalkosten	€/a	87.300	108.900	160.200
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Rohbiogas)</b>				
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Rohgas	ct/Nm <sup>3</sup>	10,35	8,32	7,13
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	19,52	15,70	13,46
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,96	1,58	1,35
<b>4. Spezifische Kosten (Produktgas*)</b>	<b>Nm<sup>3</sup>/h</b>	<b>136</b>	<b>272</b>	<b>544</b>
a) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Produktgas	ct/Nm <sup>3</sup>	19,02	15,30	13,11
b) spezifische Kosten je Nm <sup>3</sup> Methan	ct/Nm <sup>3</sup>	19,54	15,72	13,47
c) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>i,N</sub> )	ct/kWh	1,96	1,58	1,35
d) spezifische Kosten je kWh Methan (H <sub>s,N</sub> )	ct/kWh	1,77	1,42	1,22

\* Methanverlust bei Aufbereitung 0,1 % berücksichtigt

Im Gegensatz zur Druckwechseladsorption oder der Druckwasserwäsche wird bei einer Aminwäsche für die Waschmittel-Regenerierung Prozesswärme benötigt. Im Rahmen dieser Studie wird davon ausgegangen, dass keine auskoppelbare BHKW-Abwärme zur Verfügung steht und eine

<sup>10</sup> Vgl. Fußnote 6.

separate Wärmebereitstellung – z. B. über einen Gaskessel oder eine Holzhackschnitzelfeuerung – nötig ist. Die zugrundegelegten Wärmegestehungskosten beziehen sich auf einen Holzhackschnitzelkessel und sind in Tabelle 5-11 dargestellt.

Tabelle 5-11: Wärmebereitstellungskosten mittels Holzhackschnitzelkessel

Wärmeerzeugung Holzhackschnitzelkessel*	Einheit	Anlagendurchsatz [Nm <sup>3</sup> /h]		
		250	500	1.000
installierte Leistung	kW <sub>th</sub>	150	256	590
<b>1. Investitionskosten</b>	€	<b>150.000</b>	<b>250.000</b>	<b>360.000</b>
<b>2. Betriebskosten (ohne Brennstoff)</b>	€/a	<b>23.200</b>	<b>37.000</b>	<b>54.000</b>
a) davon Strom	€/a	1.300	2.200	5.000
b) davon Personal	€/a	3.500	4.100	4.700
c) davon Wartungs- und Instandhaltung	€/a	3.000	5.000	7.200
d) Kapitalkosten	€/a	15.400	25.700	37.100
spezifische Betriebskosten (ohne Brennstoff)	ct/kWh <sub>th</sub>	2,27	2,13	1,35
spezifische Brennstoffkosten (Holzhackschnitzel)	ct/kWh <sub>th</sub>	2,50	2,50	2,50
spezifische Gesamtkosten	ct/kWh <sub>th</sub>	4,77	4,62	3,84

\* angenommener Kesselwirkungsgrad 85 %

In der Aufstellung der Investitionskosten für die Aminwäsche sind keine etwaigen Investitionskostenzuschüsse enthalten, da die Studie die »echten« Aufbereitungskosten darstellen und die verschiedenen Verfahren miteinander vergleichen will und hierfür eine gemeinsame Basis nötig ist. Die Basis für einen möglichen und zeitlich befristeten Investitionskostenzuschuss in Höhe von bis zu 30 % der förderfähigen Nettoinvestitionskosten stellt die »Richtlinie zur Förderung von Maßnahmen zur Nutzung erneuerbarer Energien im Wärmemarkt« vom 06.12.2007 dar [55].

### 5.3.6 Vergleich der spezifischen Kosten der CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren

Ein Vergleich der verschiedenen CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren ist derzeit nur unter dem Vorbehalt der weiteren Entwicklungen auf dem Markt möglich, da für einige Waschverfahren nur wenige Erfahrungen vorliegen und teilweise noch Potenziale zur Steigerung der Anlageneffizienz erwartet werden können.

Belastbare Kostendaten und umfangreiche Betriebserfahrungen liegen mit Druckwechseladsorptionsanlagen (PSA) und Druckwasserwäschen (DWW) vor. Beide Verfahren sind technisch ausgereift und Stand der Technik.

In Tabelle 5-12 sind die spezifischen Kosten verschiedener Verfahren zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung gegenübergestellt. Es liegen nicht für alle betrachteten Anlagengrößen bzw. Verfahren die entsprechenden Kostendaten vor, so dass entweder keine Angabe erfolgen oder nur eine entsprechend markierte Kostenschätzung angegeben werden kann. In der Darstellung werden nur Kosten und keinerlei Investitionskostenzuschüsse [55] oder Erlöse, wie beispielsweise mögliche Erlöse oder Gutschriften bei einer Abwärmeauskopplung (gilt in besonderer Weise für Aminwäschen, aber auch für die Druckwasserwäsche und die Druckwechseladsorption) berücksichtigt. Bei der wirtschaftlichen Gegenüberstellung der einzelnen Verfahren sollte nicht außer Acht gelassen werden, dass bei den chemischen Wäschen das Produktgas drucklos und bei allen anderen Verfahren unter Druck – in der Regel zwischen 4 und 7 bar – steht.

Die hinterlegten Investitionskosten sind unterschiedlich stark belastbar. Für das CarboTech- und das Malmberg-Verfahren existieren mehrere Referenzanlagen; die angegebenen Investitions-

und Betriebskosten sind daher belastbar. Für die Aminwäsche desAnbieters MT-Energie<sup>11</sup> existiert nur ein Prototyp, anhand dessen die Investitionskosten durch den Anbieter abgeschätzt wurden. Die Investitionskosten für die Druckwasserwäsche von Flotech wurden beim Hersteller erfragt. Für das Flotech Verfahren existieren ebenfalls Referenzanlagen. Trotz dieser Einschränkungen können anhand der Tabelle 5-12 einige wichtige Hinweise bezüglich der Verfahrenskosten der unterschiedlichen Anbieter gewonnen werden.

Tabelle 5-12: Gegenüberstellung der spezifischen CO<sub>2</sub>-Abtrennungskosten unterschiedlicher Anbieter in ct/kWh (H<sub>i,N</sub> Bezug Produktgas, Methanverluste berücksichtigt), ° Kostenschätzung der Autoren, k.A. – keine Angaben

Spez. Kosten verschiedener CO <sub>2</sub> -Abtrennverfahren in ct/kWh (H <sub>i,N</sub> Produktgas)	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h				
	250	500	1.000	1.500	2.000
PSA - CarboTech	° 2,26	1,64	1,31	° 1,24	1,20
PSA - Cirmac	k.A.	1,65	k.A.	k.A.	k.A.
DWW - Malmberg	2,19	1,56	1,25	° 1,23	° 1,18
DWW - Flotech	2,52	1,79	1,55	k.A.	k.A.
Aminwäsche - Cirmac LP Coaab	k.A.	1,72	k.A.	k.A.	k.A.
Aminwäsche - MT-Energie (Referenz, Tab 5.9)	1,96	1,58	1,35	° 1,27	° 1,23

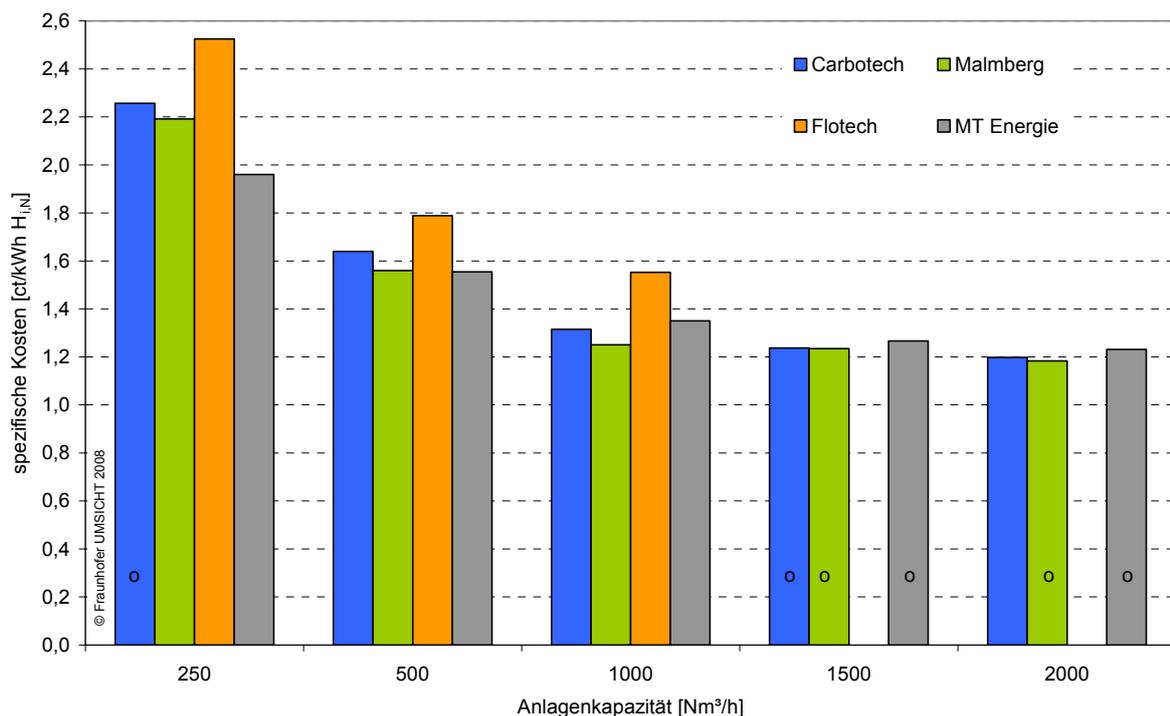


Abbildung 5-2: Gegenüberstellung der spezifischen CO<sub>2</sub>-Abtrennungskosten unterschiedlicher Anbieter in ct/kWh (H<sub>i,N</sub> Bezug Produktgas, Methanverluste berücksichtigt), ° Kostenschätzung der Autoren

Bei allen Verfahren ist eine starke Kostendegression mit steigender Anlagengröße zu beobachten. Die Aminwäsche des Anbieters MT-Energie ist laut den in Abbildung 5-2 hinterlegten Kos-

<sup>11</sup> Vgl. Fußnote 6.

tendaten das günstigste CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren bei einer Anlagenkapazität von 250 Nm<sup>3</sup>/h (Hinweise hierzu in Kapitel 5.3.5). Bei einem Anlagendurchsatz von 500 Nm<sup>3</sup>/h liegt das Verfahren des Anbieters MT-Energie gleich auf mit der Malmberg-Druckwasserwäsche; bei 1.000 Nm<sup>3</sup>/h weist im Vergleich zu allen anderen Verfahren die Druckwasserwäsche von Malmberg die geringsten spezifischen Kosten auf. Im Anlagenkapazitätsbereich oberhalb von 1.000 Nm<sup>3</sup>/h liegen die Druckwechseladsorption (PSA) von CarboTech und die Druckwasserwäsche (DWW) von Malmberg gleich auf, wobei hier ist zu beachten ist, dass den Angaben teilweise nur Schätzungen hinterlegt sind.

Bei den in Abbildung 5-2 hinterlegten Kosten für die Aminwäsche wurden je nach Anlagengröße unterschiedliche Wärmegestehungskosten zugrunde gelegt (siehe Tabelle 5-11). Für die 1.500 Nm<sup>3</sup>/h und die 2.000 Nm<sup>3</sup>/h Anlagen werden Wärmegestehungskosten von 3,8 ct/kWh (H<sub>i,N</sub>) angenommen. Wie stark die spezifischen Aufbereitungskosten von den Wärmekosten der Aminwäsche abhängen, zeigt Abbildung 5-3. Bei Wärmegestehungskosten von beispielsweise 3 ct/kWh weist die Aminwäsche des Anbieters MT-Energie verhältnismäßig geringe und damit sehr wettbewerbsfähige spezifische Aufbereitungskosten auf. Bei Wärmegestehungskosten von 6 ct/kWh hingegen ist das Verfahren teurer als die meisten Konkurrenzverfahren ohne Wärmebedarf. Mit zunehmender Anlagenkapazität steigt der Einfluss der Wärmekosten auf die gesamten spezifischen Aufbereitungskosten.

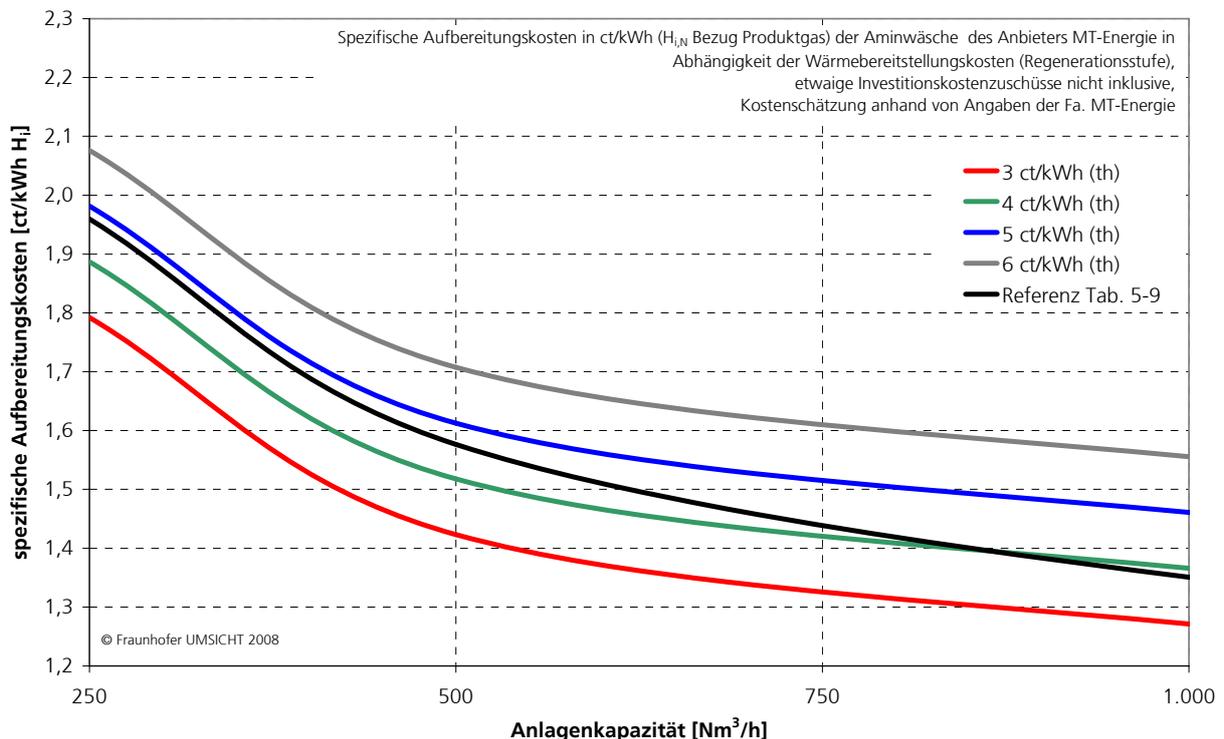


Abbildung 5-3: spezifische Kosten der CO<sub>2</sub> Abtrennung (Aminwäsche, Information MT-Energie) in Abhängigkeit der Wärmegestehungskosten

Für die Aminwäsche der Firma Cirmac (Aminwäsche-Coab-Verfahren) lagen zum Zeitpunkt der Datenerhebung nur detaillierte Informationen für eine Anlagenkapazität von 500 Nm<sup>3</sup>/h vor. Die spezifischen Kosten belaufen sich hier auf 1,7 ct/kWh für die CO<sub>2</sub>-Abtrennung inklusive Entschwefelung. Die Aufbereitungskosten sind etwas höher als bei der Aminwäsche des Anbieters

MT-Energie. Dies liegt hauptsächlich an dem höheren Wärmebedarf des LP-Cooab Verfahrens (ca. 40 % höherer Wärmebedarf im Vergleich zum Anbieter MT-Energie). Cirmac kann jedoch als einziger Hersteller auf einige Betriebserfahrungen mit einer Aminwäsche zur Biogasaufbereitung verweisen.

#### **5.4 Netzanschlusskosten**

Eine detaillierte Erfassung der Netzanschlusskosten kann nur bedingt erfolgen, da die Kosten des Netzanschlusses von vielen örtlich vorgegebenen Randbedingungen abhängig und allgemeingültige Aussagen dazu kaum möglich sind. Darüber hinaus sind hinsichtlich der Netzanschlusskosten von Biogasanlagen – die Novellierung der Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) ist erst einige Monate her – nur sehr wenige praktische Erfahrungen verfügbar. Die Netzanschlusskosten, die sich Netzbetreiber und Einspeiser laut novellierter GasNZV hälftig teilen, sind z. B. wesentlich davon abhängig, welche Erdgasqualität mit welchem Netzdruck örtlich verteilt wird. Von der Gasqualität ist der Aufwand für die Brennwertkonditionierung (Luft und oder Flüssiggas, siehe hierzu auch [56]) und vom Netzdruck der Verdichtungsaufwand, der quadratisch mit dem zu erreichenden Druckverhältnis steigt, abhängig. Darüber hinaus bestimmt das Druckniveau auch die einzuhaltenden Sicherheitsanforderungen. Eine deutliche Verschärfung hinsichtlich der Sicherheitsanforderungen setzt das DVGW-Regelwerk bei Drücken oberhalb von 16 bar (siehe hierzu z. B. die DVGW-Arbeitsblätter G463, G491, G492 und G497). Bei einer Einspeisung in Erdgasleitungen mit grenzüberschreitenden Gastransporten sind neben dem DVGW-Regelwerk auch die EASEE-Spezifikation (siehe Kap. 2.2) zu beachten.

Schließlich sei noch darauf verwiesen, dass Biogasanlagen nur selten direkt neben Erdgasleitungen mit ausreichender physikalischer Aufnahmekapazität platziert werden können und oftmals noch Stichleitungen von der Biogasanlage zur nächsten Erdgasleitung zu ziehen sind. Je nach Bebauungsgrad können die Kosten hierfür stark variieren.

Die Ausführungen in Tabelle 5-13 skizzieren beispielhaft einige Modellfälle, bei denen folgende Voraussetzungen unterstellt wurden [57]: im ersten Fall (kleine Biogasanlage mit 500 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogasleistung) befindet sich die Biogasanlage direkt neben einer Erdgasleitung mit einem max. Betriebsdruck von 16 bar, Erdgas-H (GUS) und genügend hoher Aufnahmekapazität. Der mittlere Fall (1.000 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogasleistung) bezieht sich auf eine Biogasanlage, die in 1 km Entfernung zur nächsten Erdgasleitung mit einer Druckstufe von 45 bar liegt, und das letzte Beispiel basiert auf einer großen Biogasanlage mit einer Rohbiogasleistung von 2.000 Nm<sup>3</sup>/h und einer Entfernung zur nächsten Erdgasleitung von 5 km (weitestgehend unbebautes Ackerland). Die Netzanschlusskosten hat der Einspeiser zur Hälfte zu tragen. Diese werden in Tabelle 5-13 auf eine jährliche Umlage einschließlich Abschreibung und Zinsen und nachfolgend in spezifische Netzanschlusskosten (Bezug Energiemenge Produktgas, Heizwert, Normbedingungen) umgerechnet.

In der Kostenübersicht in Tabelle 5-13 sind keinerlei Betriebskosten, etwa für die Nachverdichtung des Biomethans auf Netzdruck oder Konditionierungskosten (z. B. Flüssiggaszugabe), enthalten, da diese nunmehr durch den Netzbetreiber zu tragen sind.

Diese Beispielfälle werden unter Experten als wahrscheinlich anzunehmende Einspeisefälle diskutiert [57]. Dabei wird unterstellt, dass die physikalische Aufnahmekapazität des Erdgasnetzes mit steigender Druckstufe zwar zunimmt, gleichzeitig jedoch auch die Verfügbarkeit von Hochdruckleitungen in der Fläche mit steigender Druckstufe stark abnimmt. Als wahrscheinlich gilt, dass die spezifischen Netzanschlusskosten in ct/kWh ( $H_{i,N}$ ) mit zunehmender Einspeisemenge eher konstant bleiben bzw. aufgrund der dann überdurchschnittlich zunehmenden Entfernungen

zwischen Biogasanlage und Erdgasnetz sogar leicht steigen. Eine Sensitivitätsanalyse der spezifischen Netzanschlusskosten in Abbildung 5-4 zeigt mögliche Schwankungsbereiche.

Tabelle 5-13: Netzanschlusskosten für ausgewählte Beispielanlagen [57]

Netzanschlusskosten für ausgewählte Beispiele Investitionskostenübersicht	Einheit	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h (Rohbiogas)		
		500	1.000	2.000
Produktgasmenge	Nm <sup>3</sup> /h	265	530	1.060
eingespeiste Energiemenge (ohne LPG)	kWh/a (H <sub>i,N</sub> )	20.352.000	40.704.000	81.408.000
Erdgasleitung, max. Netzdruck	bar	16	45	70
Entfernung BGA-Erdgasleitung (Länge Stichelung)	m	200	1.000	5.000
<b>Investitionskosten</b>				
a) Einspeisestation inkl. Nachverdichtung (2-fach redundant), Odorierung, Gasmengen- und Gasbeschaffenheitsmessung (PGC), GDR-Strecke, Brennwertkonditionierung, kompl. eingehaust	€	480.000	820.000	1.410.000
b) mechanischer Netzanschluss	€	8.000	25.000	75.000
c) Gesamtplanung Netzanschluss inkl. Fachplanung Anschlussleitung und GDRM-Station*	€	85.000	95.000	150.000
d) Investitionskosten Stichelung (PE, PN10)	€	26.000	150.000	750.000
<b>Gesamtinvestitionskosten Netzanschluss</b>	<b>€</b>	<b>599.000</b>	<b>1.090.000</b>	<b>2.385.000</b>
Investitionskostenzuschuss Netzanschluss durch den Einspeiser (50% lt. GasNZV)	€	299.500	545.000	1.192.500
jährliche Umlage der Anschlusskosten**	€/a	30.800	56.100	122.800
<b>spez. Netzanschlusskosten für den Einspeiser</b>	<b>ct/kWh (H<sub>i,N</sub>)</b>	<b>0,15</b>	<b>0,14</b>	<b>0,15</b>
spez. Netzanschlusskosten für den Einspeiser	ct/kWh (H <sub>s,N</sub> )	0,14	0,13	0,14

\* durch Netzbetreiber oder externe Ingenieurbüros

\*\* Umlage einschließlich Abschreibung über 15 Jahre und Annuitätzinssatz von 6%

Hierbei wurden die Netzanschlusskosten für drei Biogasanlagen (500, 1.000 und 2.000 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas) in Abhängigkeit der Entfernung zur nächsten Erdgasleitung (200 bis 10.000 m) variiert. Die Sensitivitätsanalyse beinhaltet jeweils eine vollständige Investitionskostenbilanzierung analog zu den Berechnungen in Tabelle 5-13.

Die spezifischen Netzanschlusskosten können je nach Situation noch in einem sehr viel stärkeren Maße variieren, als in Abbildung 5-4 dargestellt. Es ist beispielsweise möglich, dass die Entfernung zwischen einer Biogasanlage mit 1.000 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogasleistung und der nächsten Erdgasleitung (PN 63) bis zu 10 km beträgt und teilweise durch bebauten Gebiet führt. Spezifische Netzanschlusskosten von bis zu 0,6 ct/kWh (H<sub>i,N</sub>) sind hier durchaus vorstellbar.

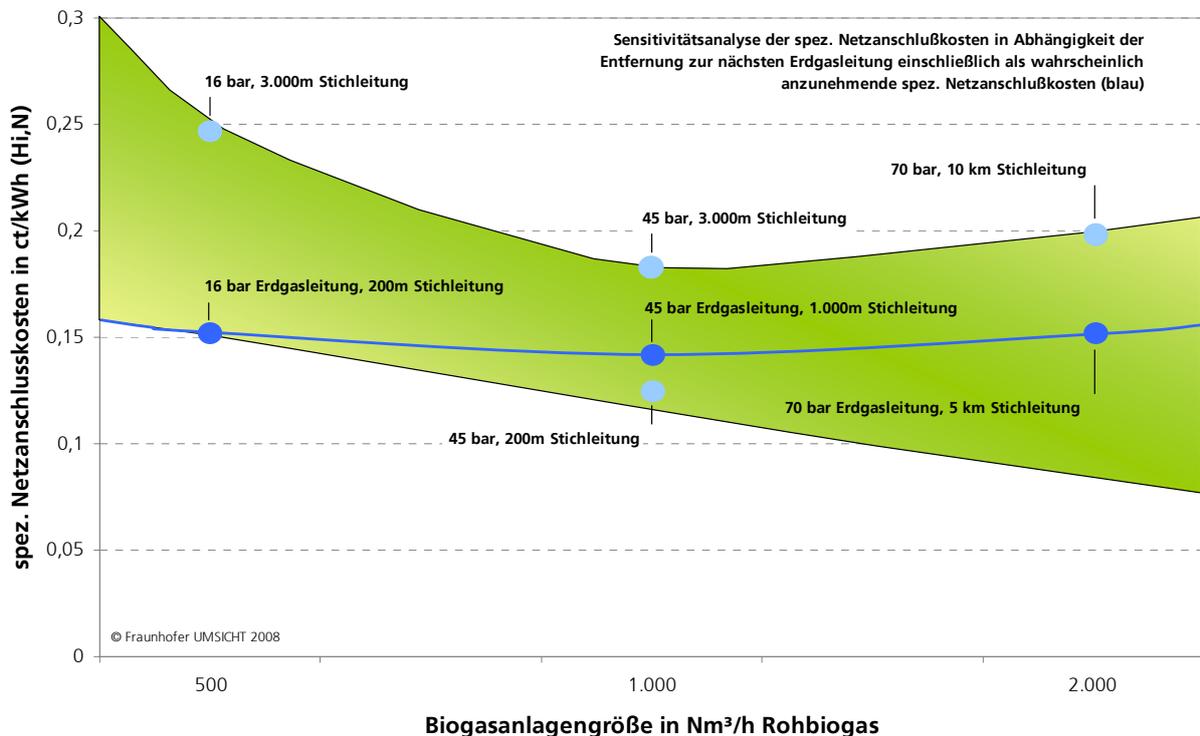


Abbildung 5-4: Sensitivitätsanalyse der spezifischen Netzanschlusskosten

Für die in Kapitel 5.7 folgende Gesamtkostenbetrachtung werden basierend auf dem heutigen Wissensstand bei Einspeiseprojekten abhängig von der eingespeisten Biomethanmenge nachgenannte spezifische Netzanschlusskosten angenommen.

Tabelle 5-14: gewählte spezifische Netzanschlusskosten für die in der Studie betrachteten Modellanlagengrößen [nach 57]

Gewählte Netzanschlusskosten für die Modellfälle in der Studie	Anlagendurchsatz [Nm³/h]				
	250	500	1.000	1.500	2.000
Rohgasvolumenstrom [Nm³/h]					
Produktgasvolumenstrom [Nm³/h]	133	265	530	795	1060
spez. Netzanschlusskosten [ct/kWh (H <sub>i,N</sub> )]	0,17	0,15	0,12	0,13	0,15
spez. Netzanschlusskosten [ct/kWh (H <sub>s,N</sub> )]	0,15	0,14	0,11	0,12	0,14

Die in Tabelle 5-14 aufgeführten spezifischen Netzanschlusskosten spiegeln die derzeitigen Erfahrungswerte von Projekten mit einer Einspeisung von Biomethan in das Erdgasnetz wieder und sind mit realen Daten belegt. Allerdings werden zukünftige Entwicklungen noch zeigen müssen, welche durchschnittlichen Entfernungen zwischen Biogasanlagen und dem Erdgasnetz in Abhängigkeit der Biogasanlagengröße zu überwinden sind und damit die in Tabelle 5-14 genannten Netzanschlusskosten zutreffend sind.

## 5.5 BHKW-Kosten

Die Stromerzeugung in Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen (KWK) stellt die ökologisch und ökonomisch effizienteste Biomethan-Nutzungsoption dar, weshalb in dieser Studie auch ausschließlich diese Nutzungsoption betrachtet wird. Im Weiteren wird davon ausgegangen, dass in das Erdgasnetz eingespeistes Biomethan an Standorten entnommen wird, die einen wärmegeführten BHKW-Betrieb ermöglichen. Nach mehrheitlicher Auffassung von Fachleuten sind Wärmeeinsatzgrade bis 90% und eine Volllaststundenzahl von etwa 5.250 Stunden pro Jahr – in seltenen Ausnahmefällen sind auch bis zu 7.500 Stunden pro Jahr vorstellbar – als wahrscheinlich anzunehmen. Das wärmegeführte BHKW folgt damit dem Lastgangprofil eines herkömmlichen Erdgas-BHKW.

Die Autoren gehen davon aus, dass eine Aufteilung des eingespeisten Biomethans auf mehrere BHKW und damit eine Optimierung der Vergütungen nach dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) möglich ist. Anhand von eigenen Berechnungen, die in Kapitel 5.7, z. B. in Abbildung 5-11 näher erläutert werden, stellt der Leistungsbereich um 500 kW<sub>el</sub> das Optimum aus EEG-Erlösen, BHKW-Betriebskosten und elektrischem Wirkungsgrad dar, weshalb in der Gesamtkostenbetrachtung ein BHKW mit einer Leistung von 500 kW elektrisch als Bezug gewählt wird. Die den Gesamtkostenberechnungen hinterlegten Erlöse nach dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) werden im nächsten Kapitel 5.6 erläutert. Für den Wärmeverkauf werden spezifische Erlöse von 5 ct/kWh<sub>th</sub> angenommen, wobei in Sensitivitätsanalysen ein Schwankungsbereich zwischen 3 und 6 ct/kWh<sub>th</sub> zugelassen wird. Generell wird unterstellt, dass aufgrund von Wärmeverlusten nur 90% der anfallenden Abwärme auch verkauft werden können (Abwärmeeinsatzgrad).

Die Ausbauziele der Bundesregierung hinsichtlich der Biogaseinspeisung können nur erreicht werden, wenn auch bereits vorhandene KWK-Anlagen auf Biomethan umgestellt werden. Für diese Studie bedeutet dies, dass die Erlöse aus der Biomethannutzung zur dezentralen Stromerzeugung zu 50 % in Bestandsanlagen (KWK-Bonus nach EEG 2004) und zu 50 % in Neuanlagen (EEG 2009) erzielt werden. Aufgrund der erweiterten Bilanzkreisregelung der GasNZV kann der Gasbezug von der Einspeiseleistung von Biogasanlagen zeitlich entkoppelt werden. Andere Regelungen würden dem KWK-Gedanken mit wärmegeführten BHKW zuwider laufen.

Die in Tabelle 5-15 angegebenen Angaben (Investitions- und Betriebskosten, elektrischer Wirkungsgrad) beziehen sich auf erdgasbetriebene BHKW und entstammen im Wesentlichen der Studie »BHKW-Kenndaten 2005« der Arbeitsgemeinschaft für sparsamen und umweltfreundlichen Energieverbrauch e.V. (ASUE) [53], die lediglich an heutige Kostensätze angepasst wurden. Der elektrische Wirkungsgrad nimmt mit steigender Anlagengröße stetig zu; der Gesamtwirkungsgrad wird als konstant mit 85 % angenommen. Die in Tabelle 5-15 aufgeführten Betriebskosten enthalten keinerlei Brennstoffkosten. Es wird von einem Vollwartungsvertrag ausgegangen, durch den sämtliche Kosten für Wartung, Reparatur und Generalüberholung (nach 10 Jahren) gedeckt werden. Mit zunehmender Anlagengröße sinken die spezifischen Kosten leicht. Dies ist durch die Kostendegression mit zunehmender Anlagengröße und den steigenden Wirkungsgrad mit zunehmender Anlagengröße zu erklären.

Tabelle 5-15: Stromerzeugungskosten ausgewählter BHKW-Leistungsgrößen (Erdgasbetrieb, Volllaststunden 5.250 h/a, Abwärmenutzungsgrad 90 %)

Kosten Stromerzeugung BHKW, ohne Brennstoffkosten	Installierte elektrische Leistung [kW <sub>el</sub> ]				
	100	150	500	1.000	2.000
Jahresabnahmemenge Erdgas (GUS) [Nm <sup>3</sup> /a]	157.200	225.700	702.100	1.333.100	2.525.600
Jahresabnahmemenge Gas [kWh/a (H <sub>i,N</sub> )]	1.567.200	2.250.000	7.000.000	13.291.100	25.179.900
erzeugte Strommenge [kWh <sub>el</sub> /a]	525.000	787.500	2.625.000	5.250.000	10.500.000
<b>1. Investitionskosten [€]</b>	<b>99.300</b>	<b>130.200</b>	<b>291.800</b>	<b>464.300</b>	<b>738.700</b>
<b>2. jährliche Kosten [€/a]</b>	<b>19.500</b>	<b>25.900</b>	<b>60.000</b>	<b>97.500</b>	<b>158.600</b>
a) Betriebskosten [€/a]	9.300	12.500	30.000	49.700	82.500
b) Kapitalkosten [€/a]	10.200	13.400	30.000	47.800	76.100
<b>3. Spezifische Kosten (Bezug Produktgas)</b>					
a) Variable Kosten [ct/Nm <sup>3</sup> ] Methan	12,41	11,48	8,55	7,31	6,28
b) Variable Kosten [ct/kWh] Methan (H <sub>i,N</sub> )	1,24	1,15	<b>0,86</b>	0,73	0,63
c) Variable Kosten [ct/kWh] Methan (H <sub>i,N</sub> )	1,12	1,04	0,77	0,66	0,57
d) spez. Kosten [ct/kWh <sub>el</sub> ]	3,71	3,29	2,29	1,86	1,51
<b>4. BHKW-Kenngrößen</b>					
el. Wirkungsgrad BHKW [%]	33,5%	35,0%	37,5%	39,5%	41,7%
Th. Wirkungsgrad BHKW [%]	51,5%	50,0%	47,5%	45,5%	43,3%
installierte Gasleistung (Erdgas) [kWh <sub>th</sub> ]	299	429	1.333	2.532	4.796
thermische Leistung (Abwärme) [kWh <sub>th</sub> ]	138	193	570	1.037	1.869
Bezug zur BGA-Anlagengröße [Nm <sup>3</sup> /h Rohgas]	37	54	167	318	602

Bei Bezug von Biomethan an der Ausspeisestelle fallen neben den Brennstoffkosten auch Netznutzungs- und Abrechnungsentgelte (NNE) sowie Konzessionsabgaben an. Die Netznutzungsentgelte richten sich nach der Jahresabnahmemenge (NNE-Arbeitspreis) und der installierten Gasleistung (kW<sub>th</sub>, NNE-Leistungspreis) [52].

Tabelle 5-16: beispielhafte Berechnung der spezifischen Netznutzungsentgelte und anderer Abgaben bei der Ausspeisung von Biomethan an Endverbraucher (KWK-Anlagen ausgewählter Leistungsgrößen)

Netznutzungsentgelte und Abgaben nach [52]	installierte elektrische Leistung in kW <sub>el</sub>			
	150	500	1.000	2.000
NNE-Arbeitspreis (NNE-AP) in ct/kWh (H <sub>i,N</sub> )	0,28	0,24	0,21	0,18
NNE-Leistungspreis (NNE-LP) in €/kW	12,83	11,90	10,94	9,66
jährliche Netznutzungsentgelte am Ausspeisepunkt in €/a	12.530	34.400	58.300	95.700
Entgelte* für Messung und monatl. Abrechnung in €/a	370	480	560	910
jährliche Gesamtnutzungsentgelte am Ausspeisepunkt in €/a	12.900	34.900	58.900	96.600
<b>Spezifische Entgelte und Abgaben in ct/kWh (H<sub>i,N</sub>)</b>				
spez. Netznutzungsentgelt (AP, LP inkl. Messung, Abrechnung)	0,57	0,50	0,44	0,38
sonstige Entgelte und Abgaben**	0,10	0,10	0,10	0,10
vermiedenes Netzentgelt n. GasNZV	-0,78	-0,78	-0,78	-0,78
<b>Summe Entgelte und Abgaben</b>	<b>-0,10</b>	<b>-0,18</b>	<b>-0,23</b>	<b>-0,29</b>
<b>Spezifische Entgelte und Abgaben in ct/kWh (H<sub>s,N</sub>)</b>				
spez. Netznutzungsentgelt (AP, LP inkl. Messung, Abrechnung)	0,52	0,45	0,40	0,35
sonstige Entgelte und Abgaben**	0,09	0,09	0,09	0,09
vermiedenes Netzentgelt n. GasNZV	-0,70	-0,70	-0,70	-0,70
<b>Summe Entgelte und Abgaben</b>	<b>-0,09</b>	<b>-0,16</b>	<b>-0,21</b>	<b>-0,26</b>

\* Kostenschätzung

\*\* Die sonstigen Entgelte und Abgaben betreffen z. B. Kosten für die Bilanzkreisführung, den Biomethanvertrieb, Betriebsprüfungen etc. Die Angabe ist nicht mit Daten hinterlegt und kann höher ausfallen.

Die in Tabelle 5-16 aufgeführten Netznutzungsentgelte beziehen sich beispielhaft auf die Netznutzungsentgelte der Stadtwerke München Infrastruktur Region GmbH, München für einen

Gastransport ab dem virtuellen Handelspunkt im Marktgebiet Südbayern und beinhalten alle derzeit gültigen gewälzten Kosten aller vorgelagerten Netzbetreiber (NB) [52].

Mit diesen Entgelten sind die Ein- und Ausspeisung, sowie der Transport und die Durchleitung von Gasmengen in Erdgasversorgungsleitungen innerhalb eines Marktgebietes, auch in Netze Dritter und nicht mit dem Netzbetreiber am Ausspeisepunkt verbundener Unternehmen, abgegolten. Der Gastransport über die Grenzen eines Marktgebietes hinaus führt allerdings zu weiteren Kosten. Der Netznutzungsentgeltabelle werden auch die »vermiedenen Netzentgelte« auf Basis der jetzigen Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV, Stand 12.03.08) in Höhe von 0,7 ct/kWh ( $H_{s,N}$ ) zugeordnet [9].

Vertriebskosten bzw. Kosten für Management, Bilanzkreisführung und Infrastruktur etc. sind in den vorgenannten Ausführungen nur mit 0,1 ct/kWh ( $H_{i,N}$ ) enthalten und könnten die Gesamtkostenbetrachtung noch weiter belasten [58].

## 5.6 Erlöse nach dem Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG)

Die Novelle des Erneuerbare-Energien-Gesetzes (EEG) beinhaltet einige Veränderungen bezüglich der Vergütungssätze, die die Wirtschaftlichkeit von Einspeiseprojekten nachhaltig beeinflussen werden. Die Novelle tritt voraussichtlich zum 01.01.2009 in Kraft. Die in der zweiten und dritten Lesung des Bundestags verabschiedeten EEG-Novelle enthaltenen Vergütungssätze sind in Tabelle 5-17 aufgeführt (Stand vom 04.07.08) [59, 60, 61]. Alle nachfolgenden Ausführungen basieren auf vorläufigen Dokumenten, weshalb für alle in dieser Studie aufgeführten Angaben zu Gesetzesinhalten keine Gewähr übernommen werden kann.

Tabelle 5-17: EEG-Vergütungssätze nach altem Stand (2004) und nach der EEG-Novelle vom 06.06.2008 beschlossenen Vergütung ab 2009 für Anlageninbetriebnahmen ab 2009

EEG-Vergütungssätze in ct/kWh <sub>el</sub>	Grund- vergütung		NawaRo- Bonus		Technologie- Bonus		KWK- Bonus	
	2004	2009	2004	2009	2004	2009*	2004	2009
elektr. Leistung (kW <sub>el</sub> )								
0-150	10,67	11,67	6,00	7,00	2,00		2,00	3,00
150-500	9,18	9,18	6,00	7,00	2,00		2,00	3,00
500-5.000	8,25	8,25	4,00	4,00	2,00		2,00	3,00
5.000-20.000	7,79	7,79	0,00	0,00	0,00		2,00	3,00

\* nicht mehr anwendbar, da jetzt an Aufbereitungsanlagengröße gekoppelt

Die bei der Erlösberechnung in Ansatz zu bringende elektrische Leistung ist nicht die installierte elektrische Leistung, sondern der Quotient aus den eingespeisten kWh<sub>el</sub> und den Zeitstunden des jeweiligen Kalenderjahres (Äquivalentleistung).

Entgegen dem Regierungsentwurf vom 05.12.07 haben sich einige Änderungen bei der Vergütung ergeben. Neu eingeführt wird ein sogenannter »Immissionsschutz-Bonus« (Verminderung von Formaldehydemissionen an Biogasanlagen, gilt laut § 27 Abs. 2 EEG jedoch **nicht** bei Biogaseinspeisung) und ein »Landschaftspflege-Bonus« in Höhe von 2 ct/kWh<sub>el</sub> bei überwiegender Verwendung von Landschaftspflegematerial (gilt auch bei Biogaseinspeisung).

Des Weiteren wird ein erhöhter NawaRo-Bonus (auch bekannt als sogenannter »Gülle-Bonus«) in Höhe von 4 bzw. 1 ct/kWh<sub>el</sub> (Leistungsklasse < 150 bzw. 500 kW<sub>el</sub>) gewährt, wenn der Anteil von Gülle im Sinne der Nummer II.2 jederzeit mindestens 30 Masseprozent beträgt. Er wird jedoch **nicht** bei einer Biomethaneinspeisung gewährt.

Die Erhöhung der Grundvergütung bis 150 kW um 1 ct/kWh<sub>el</sub> gilt sowohl für Alt- als auch für Neuanlagen und für Anlagen die Biogas aus dem Gasnetz entnehmen. Die EEG-Grundvergütung wird bei eingespeistem Biomethan allerdings nur gewährt, wenn das Gas in KWK-Anlagen verstromt wird (§ 27 Abs. 3: »Anspruch auf Vergütung besteht für Strom ... Abs. 3. aus Anlagen, die aus einem Gasnetz entnommenes Gas im Sinne von Abs. 2 einsetzen, nur, soweit der Strom in Kraft-Wärme-Kopplung nach Maßgabe der Anlage 3 zu diesem Gesetz erzeugt wird.« Die Anhebung des KWK-Bonus um 1 ct/kWh<sub>el</sub> ist an strenge Kriterien geknüpft worden (siehe § 3 Abs. 4 KWKG, Positivliste Nummer III EEG).

Die für die Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz bedeutendsten Gesetzesänderungen gegenüber dem Kabinettsentwurf vom 05.12.07 sind am »Technologie-Bonus« vorgenommen worden, der nun nicht mehr der Leistungsgröße der EEG-Anlage sondern der Biogasanlagengröße zugeordnet wird und dessen Gewährung an zahlreiche Voraussetzungen geknüpft ist.

Die wichtigsten Voraussetzungen für die Gewährung des »Technologie-Bonus« sind:

- das eingespeiste Gas wird auf Erdgasqualität aufbereitet,
- maximal zulässige Methanemissionen von Biogasaufbereitungsanlagen in die Atmosphäre in Höhe von 0,5% (Bezug eintretender Gasstrom),
- maximaler Stromverbrauch von Biogasaufbereitungsanlagen: 0,5 kWh/Nm<sup>3</sup> Rohgas,
- Bereitstellung der Prozesswärme für die Aufbereitung und die Erzeugung des Klär- oder Biogases aus erneuerbaren Energien, Grubengas oder aus der Abwärme der Gasaufbereitungs- oder Einspeiseanlage ohne den Einsatz zusätzlicher fossiler Energie,
- maximale Kapazität der Gasaufbereitungsanlage: 700 Nm<sup>3</sup>/h aufbereitetes Rohgas.

Die Bonushöhe beträgt 2 ct/kWh<sub>el</sub> bei einer maximalen Kapazität der Gasaufbereitungsanlage von 350 Nm<sup>3</sup>/h aufbereitetem Rohgas bzw. 1 ct/kWh<sub>el</sub> bis zu einer Anlagenkapazität von 700 Nm<sup>3</sup>/h, wobei auch für Gasaufbereitungsanlagen § 19 Abs. 1 (Anlagenbegriff) entsprechend gilt. Altanlagen genießen Bestandsschutz, d. h. diese erhalten wie bisher unabhängig von der Anlagengröße einen »Technologie-Bonus« von 2 ct/kWh<sub>el</sub>.

In Abbildung 5-5 wird für ein Beispiel die Berechnung der EEG-Vergütung in ct/kWh<sub>el</sub> und der Wärmeerlöse sowie die Umrechnung der Vergütung in ct/kWh (Bezug Gasheizwert H<sub>i,N</sub>) einschließlich aller Randbedingungen und Annahmen nachvollziehbar dargestellt.

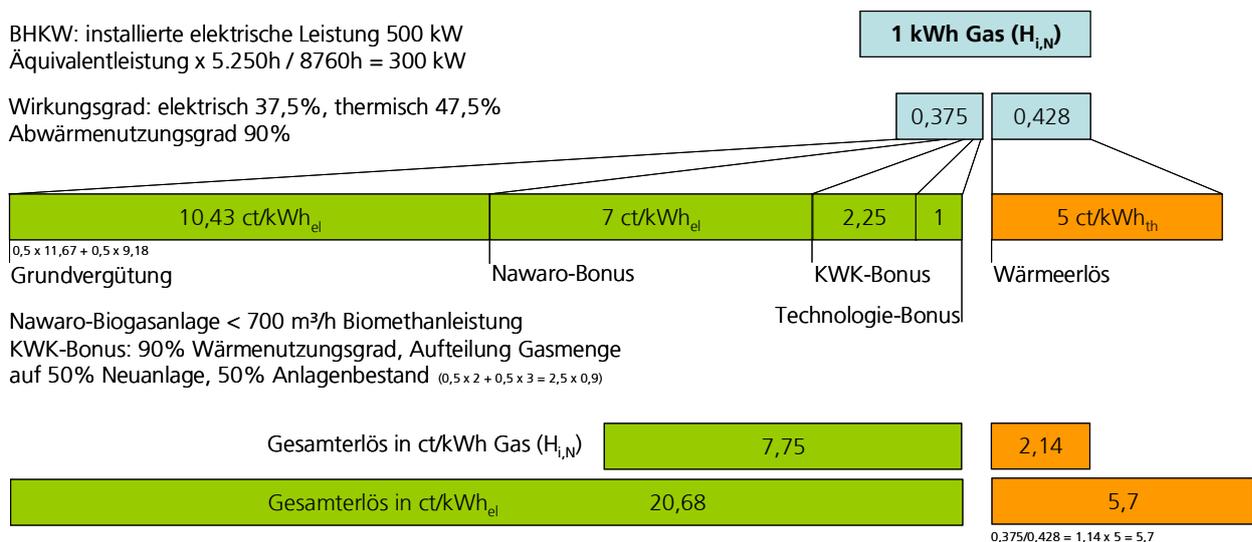


Abbildung 5-5: beispielhafte Berechnung der gesamten Vergütung, bestehend aus EEG-Vergütung und den Wärmeerlösen, in ct/kWh H<sub>i,N</sub> und ct/kWh<sub>el</sub>

## 5.7 Gesamtübersicht und abschließende Bewertung

Die folgenden Ausführungen fassen die in den vorherigen Kapiteln 5.1 bis 5.6 behandelten Kosten der Gaserzeugung, der Gasaufbereitung und Einspeisung sowie die Kosten und Erlöse der Stromerzeugung noch einmal übersichtlich für zwei Beispielfälle zusammen. Die Untersuchungen fokussieren dabei ausschließlich auf die Verwendung des Biomethans in KWK-Anlagen mit hoher Wärmenutzung. Den in Tabelle 5-18 und Tabelle 5-19 dargestellten Beispielen sind folgende Randbedingungen gemeinsam:

- NawaRo-Biogasanlage, Substratbezugskosten 35€/t Frischmasse,
- Aufteilung des eingespeisten Biomethans auf räumlich nicht zusammenhängende BHKW-Einheiten (unter Beachtung des Anlagenbegriffs EEG §19),
- wärmegeführtes Erdgas-BHKW mit einer installierten elektrischen Leistung von 500 kW<sub>el</sub>, 5.250 Volllaststunden pro Jahr und einem Abwärmenutzungsgrad von 90 %,
- Stromerlöse nach novelliertem EEG (Anlageninbetriebnahme bzw. Anlagenumstellung auf Biomethan in 2009, Mischkalkulation KWK-Bonus, siehe Kapitel 5.5) und spezifische Wärmeerlöse von 5 ct/kWh<sub>th</sub>
- Ein- und Ausspeisung des Biomethans innerhalb eines Marktgebietes nach den in Kapitel 5.5 bzw. in Tabelle 5-16 genannten Kostenstrukturen.

Die Stromerzeugung erfolgt in den Rechnungen ausschließlich mit Biomethan. Die vorgenannte BHKW-Größe von 500 kW<sub>el</sub> liegt im Optimalbereich aus Stromerzeugungskosten, elektrischem Wirkungsgrad und EEG-Vergütung (siehe auch Seite 116f). Hier wird unterstellt, dass eine Aufteilung des eingespeisten Biomethans auf mehrere BHKW und damit eine wirtschaftliche Optimierung der Stromvergütung aus Biomethan möglich ist.

Sensitivitätsanalysen sollen den Einfluss wichtiger Parameter bzw. Randbedingungen veranschaulichen. Dazu gehören insbesondere:

- die Biogasanlagengröße,
- der Substratpreis; hier beispielhaft Maissilage in €/t Frischmasse,
- das Aufbereitungsverfahren,
- die installierte elektrische Leistung des Motor-BHKWs,
- und erzielbare Wärmeerlöse.

In den Übersichtstabellen 5–18 und 5–19 werden die Anlagengröße (Bezug Rohgasmenge) und das Aufbereitungsverfahren (entweder eine PSA-Anlage der Fa. CarboTech oder eine DWW-Anlage der Fa. Malmberg) variiert. Die spezifischen Kosten beziehen sich bei der Biogaserzeugung und Grobentschwefelung auf das Rohgas; in allen sonstigen Punkten auf die Produktgasmenge, d. h. der entgangene Gewinn aufgrund von Methanverlusten bei der Aufbereitung wurde berücksichtigt. Auf eine tabellarische Darstellung weiterer Beispielfälle wird hier verzichtet, da teilweise die verfügbaren Daten mit hohen Unsicherheiten belastet sind. Verwiesen sei jedoch auf die Abbildung 5-6, die einen ersten Überblick über alle in der Studie betrachteten Aufbereitungsverfahren ermöglicht. Anhand der Kostendaten in den vorherigen Kapiteln sollte es jedoch schnell möglich sein, eine eigene und nach individuellen Bedürfnissen zugeschnittene Kostenübersicht zu erstellen.

Tabelle 5-18: Gesamtübersicht für einen exemplarischen Modellfall: NawaRo-BGA, Malmberg-DWW, Ein- und Ausspeisung, Erdgas-BHKW (500 kW<sub>el</sub>, 90 % Wärmenutzung, 5.250 Volllaststunden, spezifischer Wärmeerlös 5 ct/kWh<sub>th</sub>, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009 (Bezug H<sub>i,N</sub>)

NawaRo-BGA, DWW Typ Malmberg, 90 % Wärmenutzung	Einheit	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h				
		250	500	1.000	*1.500	*2.000
<b>1) spez. Kosten in ct/kWh (Bezug H<sub>i,N</sub>)</b>						
Biogaserzeugung (NawaRo-BGA)	ct/kWh	6,40	6,05	5,80	5,64	5,55
Grobentschwefelung	ct/kWh	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO <sub>2</sub> -Abtrennung	ct/kWh	2,19	1,56	1,25	1,23	1,18
Netzanschlusskosten	ct/kWh	0,17	0,15	0,12	0,13	0,15
Netznutzungsentgelte (500kW <sub>el</sub> )	ct/kWh	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18
BHKW (500 kW <sub>el</sub> )	ct/kWh	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86
<b>2) gesamte Kosten</b>	<b>ct/kWh</b>	<b>9,44</b>	<b>8,44</b>	<b>7,85</b>	<b>7,68</b>	<b>7,56</b>
<b>3) Erlöse</b>	<b>ct/kWh</b>	<b>10,27</b>	<b>10,27</b>	<b>9,89</b>	<b>9,52</b>	<b>9,52</b>
<b>4) Ergebnis</b>	<b>ct/kWh</b>	<b>0,83</b>	<b>1,83</b>	<b>2,04</b>	<b>1,84</b>	<b>1,96</b>

\* Aufbereitungskosten geschätzt

Tabelle 5-19: Gesamtübersicht für einen exemplarischen Modellfall: NawaRo-BGA, CarboTech-PSA, Ein- und Ausspeisung, Erdgas-BHKW (500 kW<sub>el</sub>, 90 % Wärmenutzung, 5.250 Volllaststunden, spezifischer Wärmeerlös 5 ct/kWh<sub>th</sub>, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009 (Bezug H<sub>i,N</sub>)

NawaRo-BGA, PSA Typ CarboTech, 90 % Wärmenutzung	Einheit	Anlagendurchsatz Nm <sup>3</sup> /h				
		*250	500	1.000	*1.500	2.000
<b>1) spez. Kosten in ct/kWh (Bezug H<sub>i,N</sub>)</b>						
Biogaserzeugung (NawaRo-BGA)	ct/kWh	6,40	6,05	5,80	5,64	5,55
Grobentschwefelung	ct/kWh	0,09	0,09	0,06	0,04	0,03
CO <sub>2</sub> -Abtrennung	ct/kWh	2,26	1,64	1,31	1,24	1,20
Netzanschlusskosten	ct/kWh	0,17	0,15	0,12	0,13	0,15
Netznutzungsentgelte (500kW <sub>el</sub> )	ct/kWh	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18
BHKW (500 kW <sub>el</sub> )	ct/kWh	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86
<b>2) gesamte Kosten</b>	<b>ct/kWh</b>	<b>9,59</b>	<b>8,60</b>	<b>7,98</b>	<b>7,73</b>	<b>7,61</b>
<b>3) Erlöse</b>	<b>ct/kWh</b>	<b>10,27</b>	<b>10,27</b>	<b>9,89</b>	<b>9,52</b>	<b>9,52</b>
<b>4) Ergebnis</b>	<b>ct/kWh</b>	<b>0,68</b>	<b>1,66</b>	<b>1,91</b>	<b>1,79</b>	<b>1,91</b>

\* Aufbereitungskosten geschätzt

Aus Tabelle 5-18 und Tabelle 5-19 geht hervor, dass bei einem hohen Wärmenutzungsgrad von 90 % und hohen Wärmeerlösen alle Anlagenvarianten ein deutlich positives Ergebnis aufweisen. Aufgrund des nunmehr an die Anlagengröße gekoppelten Technologiebonus (siehe Kapitel 5.6) liegt die optimale Anlagengröße bei ca. 1.400 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas bzw. 699 Nm<sup>3</sup>/h Biomethan. Die mit steigender Anlagengröße zunehmende Kostendegression bzw. Verbesserung des möglichen Betriebsergebnisses werden mit dem stufenweise zurückgehenden Technologiebonus kompensiert, weshalb das bisherige Primat »möglichst große Anlagen« zum Teil seine Gültigkeit verloren hat.

Die spezifischen Ergebnisse in ct/kWh (H<sub>i,N</sub>) sind für das Malmberg-Verfahren im Vergleich zum CarboTech-Verfahren geringfügig besser. Die Gründe hierfür liegen zum einen im geringeren Methanschlupf (Annahmen CarboTech 3 %, Malmberg 1 %) bei der Aufbereitung und zum anderen in den Entschwefelungskosten. Bei NawaRo-Biogasanlagen sind üblicherweise nur geringe H<sub>2</sub>S-Gehalte unterhalb 500 ppmv zu erwarten, weshalb bei einer Druckwasserwäsche – die im Gegensatz zur Druckwechseladsorption bis zu einem gewissen Maß eine parallele Entschwefelung ermöglicht – eine vorherige Grobentschwefelung entfallen kann. Allein dieser Unterschied macht bei kleinen Anlagengrößen knapp 0,1 ct/kWh (H<sub>i,N</sub>) aus.

In Abbildung 5-6 ist das spezifische Ergebnis (Erlöse abzüglich aller Kosten) für alle betrachteten CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahren grafisch dargestellt (Randbedingungen in Grafik bzw. S. 110). Die spezifi-

schen Erlöse nach Abzug aller Kosten in ct/kWh ( $H_{i,N}$ ) bei einer Verwendung der Verfahren von Flotech, Cirmac LP-Cooab und CarboTech liegen bei einem Durchsatz von 500 Nm<sup>3</sup>/h leicht unterhalb des Malmberg-Verfahrens und der Aminwäsche des Anbieters MT-Energie.

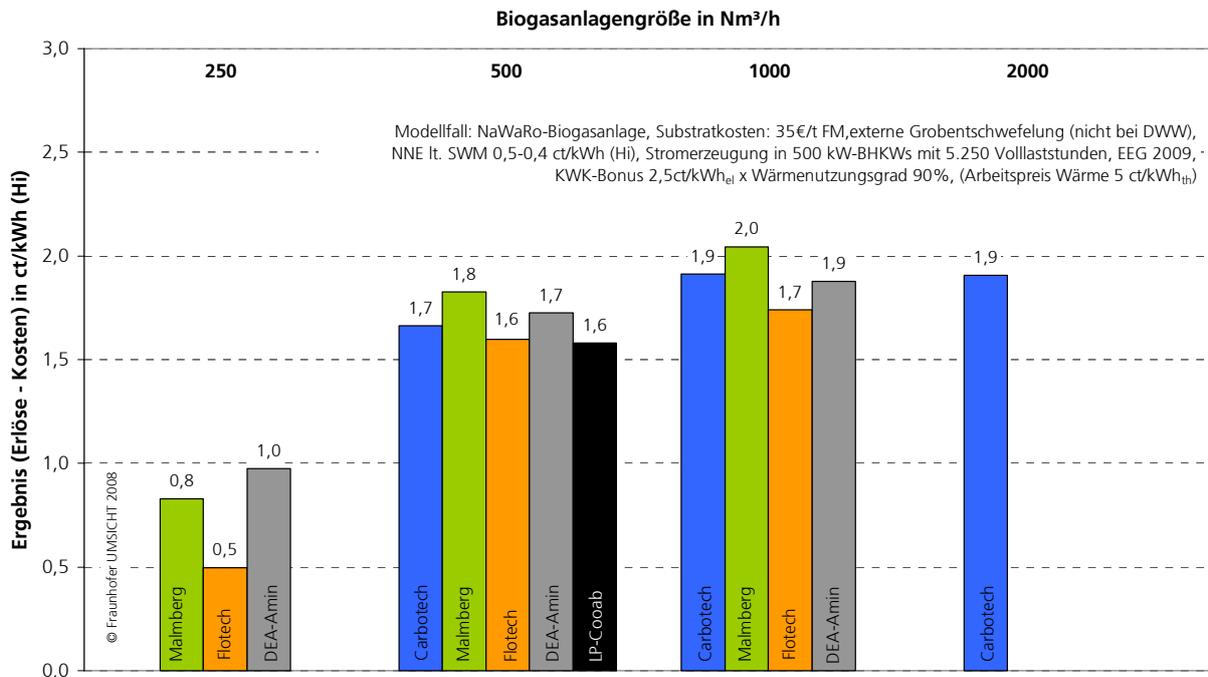


Abbildung 5-6: Gesamtübersicht über das spezifische Betriebsergebnis (Erlöse – Kosten) in ct/kWh ( $H_{i,N}$  Bezug Produktgas) in Abhängigkeit des Aufbereitungsverfahrens nach Gaserzeugung, Aufbereitung, Ein- und Ausspeisung, Stromerzeugung in Erdgas-BHKW (500 kW<sub>el</sub>) mit 50 % Wärmenutzung und 5.250 Volllaststunden, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009

Bei einer Anlagenkapazität von 500 bzw. 1.000 Nm<sup>3</sup>/h erscheint das Malmberg-Verfahren am günstigsten. Für eine Anlagenkapazität von 2.000 Nm<sup>3</sup>/h liegen nur für eine CarboTech-Anlage Kosteninformationen vor. Deshalb muss für diese Anlagengröße leider auf einen Vergleich mit anderen Anlagen verzichtet werden. Die Aminwäsche des Anbieters MT-Energie scheint insbesondere für kleine bis mittlere Anlagengrößen prädestiniert zu sein, da dieses Verfahren im Vergleich zu anderen Verfahren geringere Aufbereitungskosten aufweist. Auch hier gilt es allerdings zu beachten, dass die Kosten der DEA-Aminwäsche in hohem Maße von den Wärmebereitstellungskosten (Regenerierung Waschfluid) abhängig sind.

Ein Blick auf die gesamten Kosten von der Gaserzeugung über die Aufbereitung und Einspeisung bis hin zur Stromerzeugung in einem Erdgas-BHKW in Abbildung 5-7 macht allerdings deutlich, dass das Aufbereitungsverfahren im Vergleich zur Anlagengröße oder dem Substratpreis nur einen geringen Einfluss die Gesamtkosten hat. Dies bedeutet in der Konsequenz, dass bei der Wahl des Aufbereitungsverfahrens nicht die Kosten das bestimmende Auswahlkriterium darstellen, sondern vielmehr zwischen Anlagenverfügbarkeit, Produktgasqualität sowie anderen Leistungsmerkmalen und den Kosten abzuwägen ist.

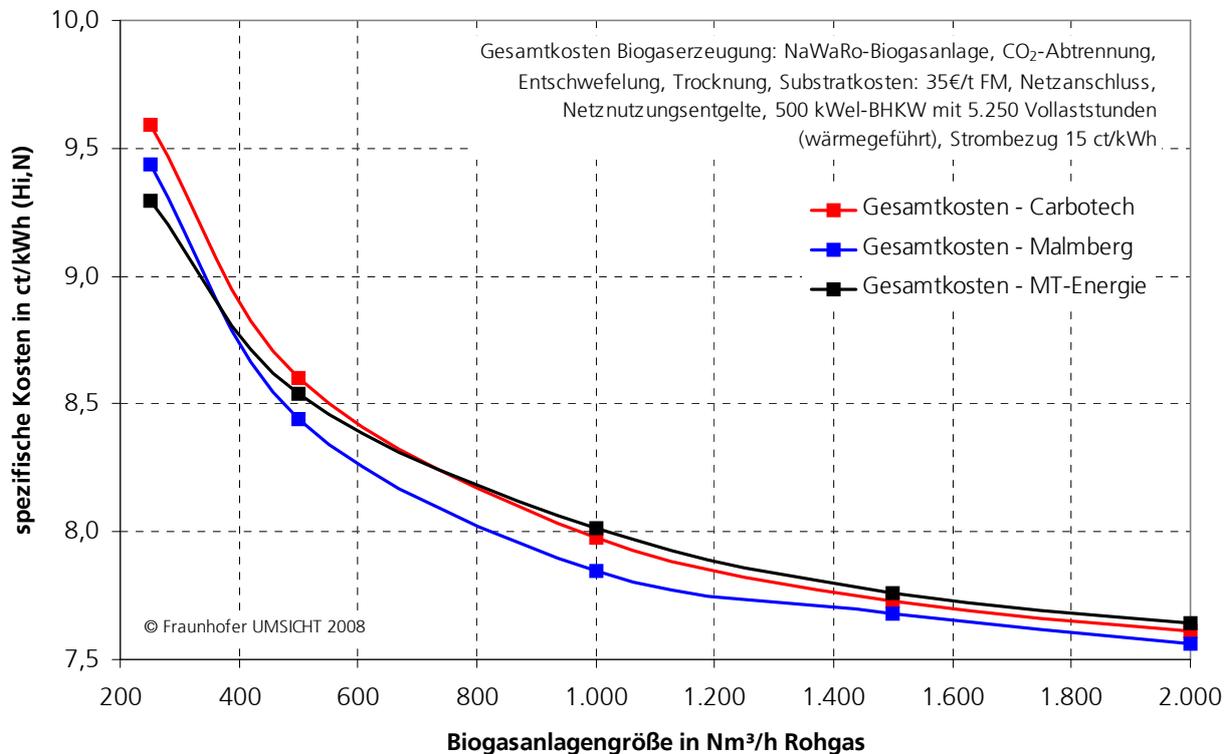


Abbildung 5-7: Gesamtkostenübersicht, spez. Kosten in ct/kWh ( $H_{i,N}$  Bezug Produktgas) nach Gaserzeugung, Aufbereitung, Ein- und Ausspeisung, Stromerzeugung in Erdgas-BHKW (500 kW<sub>el</sub>) mit 90 % Wärmenutzung und 5.250 Volllaststunden, EEG-Vergütung und Boni bei Inbetriebnahme ab 2009

Bei der Kalkulation eines Projektes mit Biogaseinspeisung sind noch weitere Sensitivitäten zu beachten, die das Betriebsergebnis noch deutlich verändern können. Alle durchgeführten Kostenabschätzungen beziehen sich auf den gesamten Lebenszyklus solcher Anlagen (15-20 Jahre), und Schwankungen bei einigen laufenden Kosten – z. B. Substratkosten, Strombezugskosten – sind hier unvermeidlich. Ähnliches gilt für Wärme- und oder Stromerlöse (EEG), die etwaigen Änderungen unterliegen können. Beispielhaft sei an dieser Stelle noch der Einfluss der Substratkosten (siehe Abbildung 5-8) und der möglichen Wärmeerlöse (Abbildung 5-9) dargestellt.

Eine Änderung des Substratpreises um 1 €/t Frischmasse zieht in etwa eine Änderung der spezifischen Rohgasgestehungskosten von 0,1 ct/kWh ( $H_{i,N}$ ) nach sich. Bei einer NawaRo-Biogasanlage mit einer Leistung von 1.000 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas wirkt sich dieser Umstand mit etwa 40.000 € pro Jahr auf das Betriebsergebnis aus.

Die Gegenüberstellung der Erlöse (EEG und Wärmeerlöse) und der Kosten in Abhängigkeit des erzielbaren Wärmepreises in ct/kWh<sub>th</sub> zeigt deutlich, dass das Betriebsergebnis in sehr starkem Maße von den Wärmeerlösen abhängig ist und sogar den Technologiebonus überkompensieren kann. Dieser Sachverhalt zeigt die Bedeutung der Wärmeerlöse für Projekte mit Biogaseinspeisung auf. Jedem Biogaseinspeiser sei daher empfohlen, die Erlöse aus dem Biomethanverkauf an zukünftige Preisentwicklungen (z. B. Wärme, Ölpreis) zu koppeln und eine Preisgleitklausel zu vereinbaren.

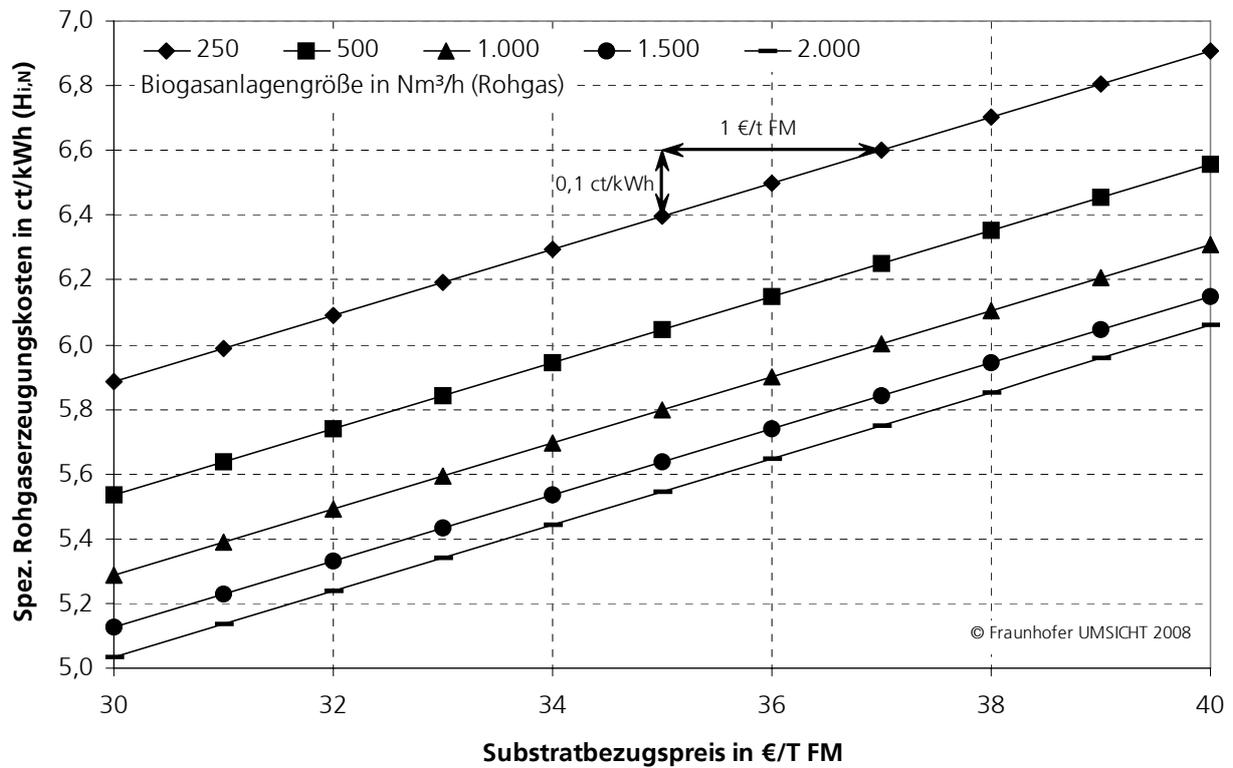


Abbildung 5-8: Sensitivitätsanalyse der spezifischen Rohbiogaserzeugungskosten in ct/kWh (H<sub>i,N</sub>) in Abhängigkeit der Substratkosten (Maissilage) und der Biogasanlagengröße

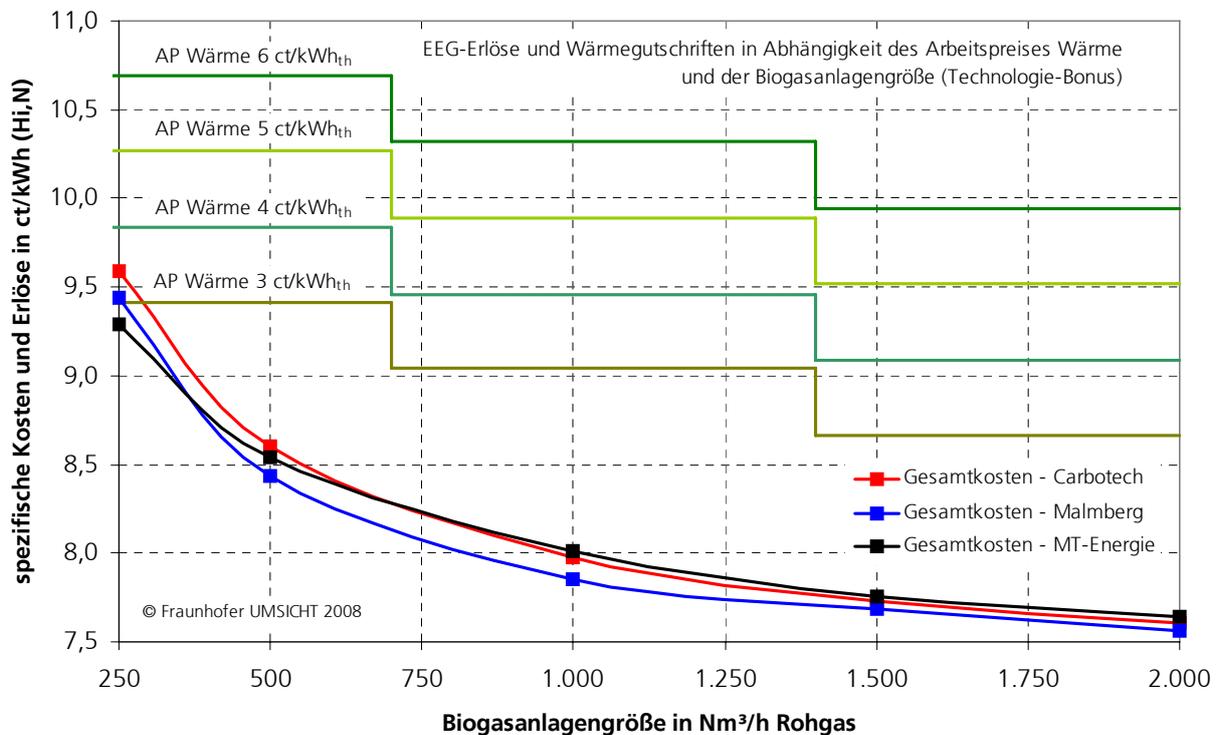


Abbildung 5-9: Gegenüberstellung Gesamtkosten und erzielbare Erlöse (EEG und Wärmeverkauf) in ct/kWh<sub>H<sub>i,N</sub></sub>, Erdgas-BHKW, 90 % Wärmenutzung (NawaRo-BGA, Malmberg-DWW, Inbetriebnahme 2009)

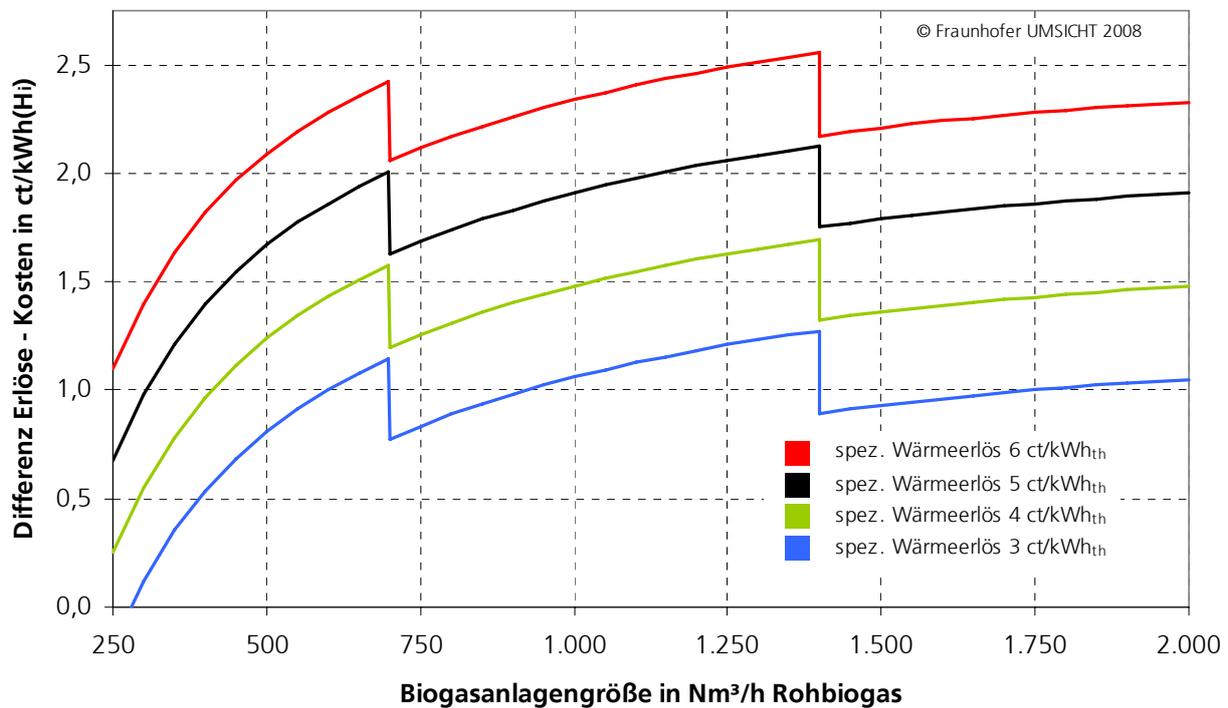


Abbildung 5-10: Gesamtergebnis nach Abzug aller Kosten in Abhängigkeit möglicher Wärmeerlöse in ct/kWh<sub>th</sub>, Erdgas-BHKW mit 90 % Wärmenutzung (NawaRo-BGA, Malmberg-DWW, Inbetriebnahme 2009)

Für die Optimierung der EEG-Vergütung bei der Strom- und Wärmeerzeugung aus Biomethan einschließlich Boni sind mehrere Punkte zu beachten. Der Wirkungsgrad des BHKW steigt mit zunehmender Modulgröße und die spezifischen BHKW-Kosten sinken mit zunehmender Anlagengröße. Diese beiden Punkte begünstigen große BHKW. Demgegenüber steht jedoch die nach Anlagengröße gestaffelte Vergütung nach dem EEG, wonach Strom aus kleineren Anlagen besser vergütet wird.

Da die Biogasproduktion und die Verwertung von Biogas in einem BHKW durch die Einspeisung in ein Erdgasnetz räumlich entkoppelt sind, muss die installierte Leistung des BHKW nicht mit der eingespeisten Gasleistung korrespondieren. Der Betreiber von Einspeiseprojekten verletzt nicht das Ausschließlichkeitsprinzip, wenn er die eingespeisten Gasmengen aufteilt und an mehrere Kunden veräußert bzw. mehrere Anlagen verteilt. Demzufolge kann die installierte BHKW-Leistung nach den Bedürfnissen vor Ort – wärmegeführter BHKW-Betrieb an der Auspeisestelle – und nach den EEG-Vergütungssätzen optimiert werden.

Abbildung 5-11 und Abbildung 5-12 verdeutlichen beispielhaft die Zusammenhänge zwischen maximal erreichbarer EEG-Vergütung einschließlich NawaRo-, Technologie- und KWK-Bonus (Basis EEG-Novelle, BHKW-Inbetriebnahme 2009, siehe auch Kapitel 5.6), möglichen Erlösen aus dem Wärmeverkauf (Annahme hier 90 % Abwärmenutzung) und den Kosten für die Stromerzeugung ohne Brennstoffkosten (spez. BHKW-Kosten, siehe Randbedingungen in Kapitel 5.5). Für den Wärmeverkauf sind Erlöse in Höhe von 5 ct/kWh<sub>th</sub> angenommen worden.

Um mit einem Einspeiseprojekt Gewinn erwirtschaften zu können, müssen die spezifischen Kosten für Gaserzeugung, Grobentschwefelung, CO<sub>2</sub>-Erzeugung, GDRM-Station und Durchleitung unter den aus Abbildung 5-12 ablesbaren Nettoerlösen bleiben. Die in rot dargestellten spezifischen Erlöse in ct/kWh (H<sub>i,N</sub>) stellen die maximal zulässigen spezifischen Kosten dar, die für den Technologiepfad Biomethaneinspeisung entstehen dürfen, um noch einen Gewinn erwirtschaften zu können. Dabei ist zu beachten, dass der Nettoerlös in starkem Maße vom Abwärmenutzungsgrad und den erzielten Wärmeerlösen abhängig ist.

Die Verläufe der Netto-Erlöskurven weisen ein Maximum bei 500 kW<sub>el</sub> auf (siehe Abbildung 5-12), da der steigende Wirkungsgrad des BHKW die degressiv verlaufende EEG-Vergütung überkompensiert. Oberhalb von 500 kW<sub>el</sub> sinken die Netto-Erlöse wieder, da die absinkende EEG-Vergütung durch den nur noch gering ansteigenden Wirkungsgrad nicht wieder ausgeglichen werden kann. Falls standortbedingte Gründe, wie z. B. eine geringe Wärmegrundlast, nicht dagegen sprechen, sind BHKW-Module mit einer installierten elektrischen Leistung von 500 kW<sub>el</sub> eine empfehlenswerte Baugröße.

Die EEG-Grundvergütung und die Boni decken zumeist nur die Kosten der Gaserzeugung, Aufbereitung und Einspeisung ab. Ob und in welcher Höhe ein Einspeiseprojekt einen Gewinn generiert, hängt sehr stark von den Erlösen aus der Wärmenutzung ab. Die Kosten eines Einspeiseprojektes werden außerdem sehr stark durch die Substratpreise beeinflusst. Wie stark beide Einflussgrößen das wirtschaftliche Ergebnis eines Einspeiseprojektes beeinflussen können, verdeutlichen exemplarisch Abbildung 5-8, Abbildung 5-9 und Abbildung 5-10.

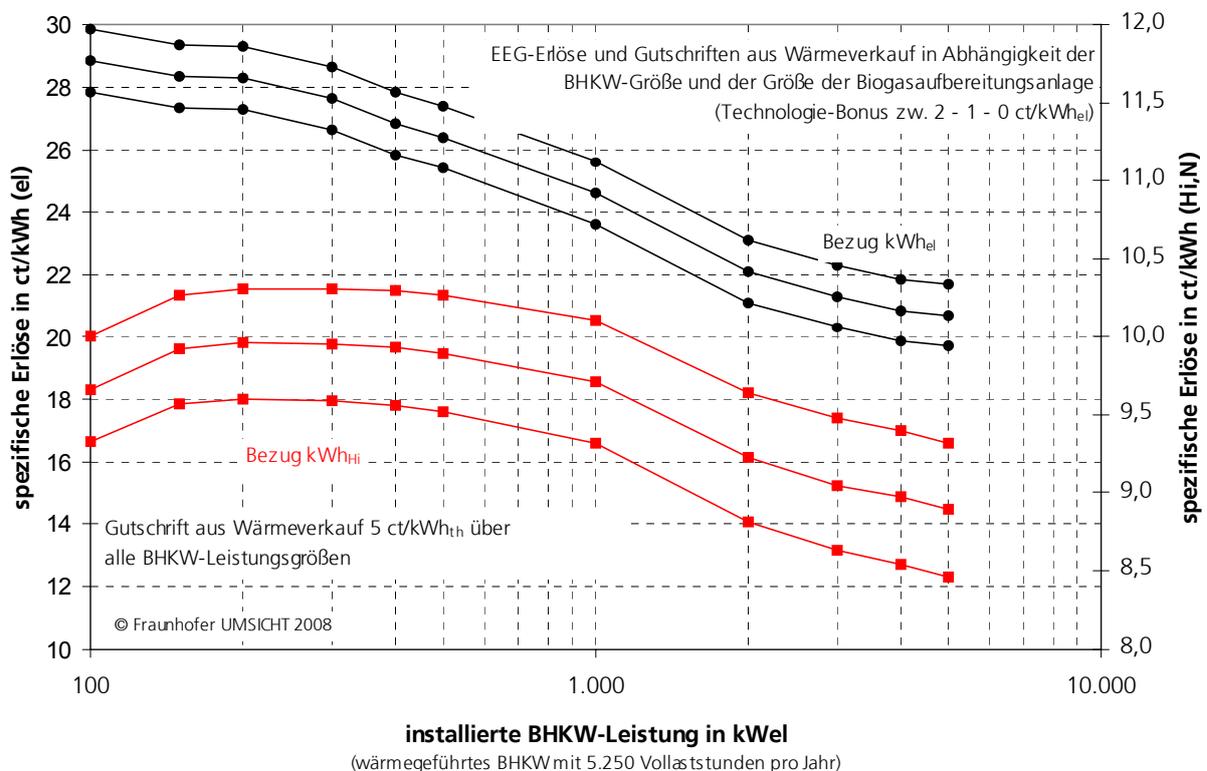


Abbildung 5-11: EEG-Erlöse in ct/kWh<sub>el</sub> (schwarz) und in ct/kWh H<sub>i,N</sub> (rot) inklusive Wärmeerlöse in Höhe von 5 ct/kWh<sub>th</sub> und in Abhängigkeit des Technologiebonus, Erdgas-BHKW mit 90 % Wärmenutzung, 5.250 Volllaststunden pro Jahr, Inbetriebnahme 2009

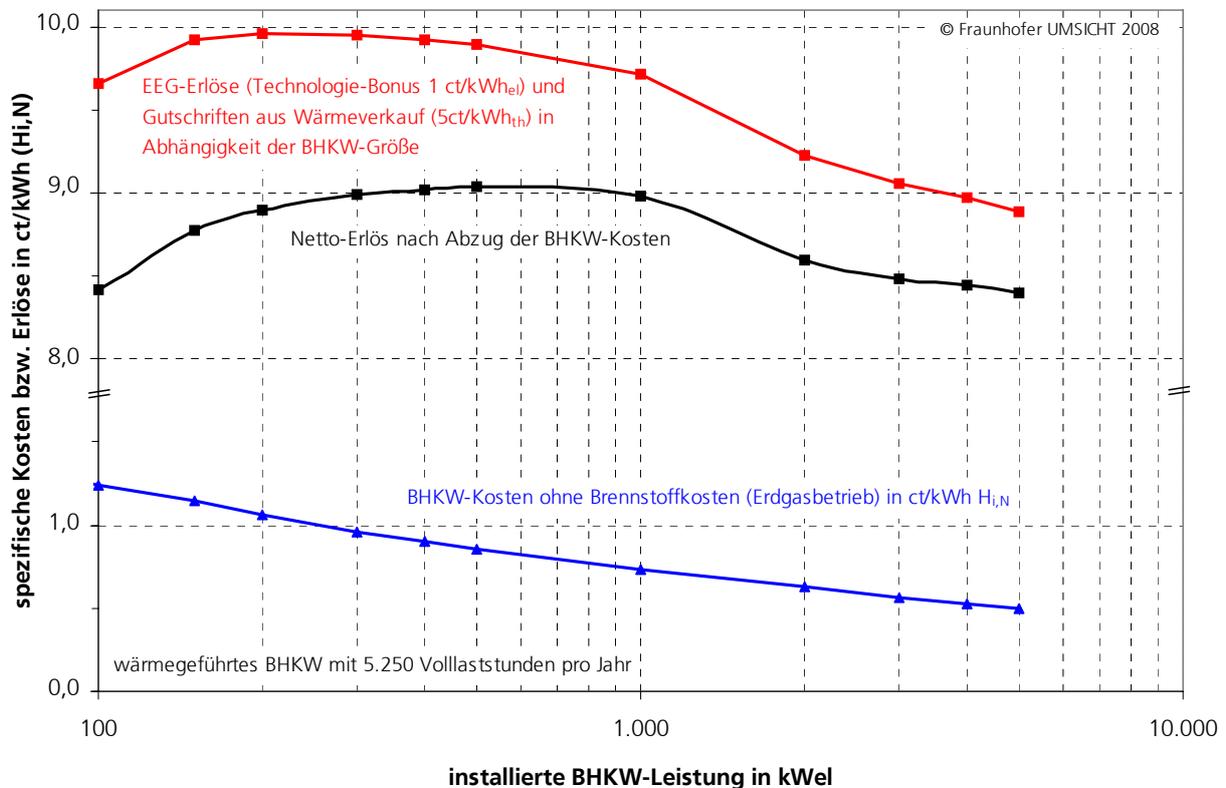


Abbildung 5-12: BHKW-Kosten und EEG-Erlöse in ct/kWh<sub>el</sub>, Erdgas-BHKW mit 50 % und 90 % Wärmenutzung (1.000 Nm<sup>3</sup>/h NawaRo-BGA, Malmberg-DWW, Inbetriebnahme 2009)

## Fazit

Der Einfluss der Anlagengröße wird zu Beginn dieses Kapitels in Abbildung 5-7 und Abbildung 5-9 deutlich. Die kleinste in dieser Studie betrachtete Anlagengröße von 250 Nm<sup>3</sup>/h kann unter den angenommenen Randbedingungen nur bei einem hohen Wärmenutzungsgrad und hohen Wärmeerlösen oberhalb von 4 ct/kWh<sub>th</sub> wirtschaftlich betrieben werden. Die Untersuchungsergebnisse als auch die Praxis bestätigen, dass bei kleineren Anlagengrößen wesentlich höhere spezifische Kosten anfallen als bei größeren Biogasaufbereitungsanlagen.

Die Kostendegression würde den Bau möglichst großer Fermenter und Biogasaufbereitungsanlagen nahe legen. Dem stehen allerdings Limitierungen bei der Substratversorgung gegenüber. Aufgrund des sehr hohen benötigten Viehbestandes für Gülle-Biogasanlagen mit Gaserzeugungsleistungen von 500 m<sup>3</sup>/h (> 6.300 GVE) werden nur wenige Betriebe in der Bundesrepublik in Betracht kommen. Ähnliches gilt für NawaRo-Biogasanlagen, bei denen die Obergrenze durch den logistischen Aufwand für den Biomassetransport bestimmt wird. Energiepflanzen werden eher selten kostendeckend über Entfernungen von mehr als 15-25 km zu transportieren sein.

Die Analyse der Erlöse nach Abzug aller Kosten in Abbildung 5-9 legen den Schluss nahe, dass Anlagengrößen um 1.400 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas bzw. 699 Nm<sup>3</sup>/h aufbereitetes Biogas – verbunden mit einem hohen Wärmenutzungsgrad und hohen Wärmeerlösen – das betriebswirtschaftliche Optimum darstellen und noch größere Anlagengrößen aufgrund des abnehmenden Technologiebonus mögliche Effizienzvorteile nicht mehr nutzen können. Attraktive Betriebsergebnisse

können bei hohen Wärmeerlösen bereits mit Anlagengrößen um 500 Nm<sup>3</sup>/h Rohbiogas erreicht werden.

Ohne eine Wärmenutzung sind auch Projekte mit Biogaseinspeisung nicht wirtschaftlich darstellbar. Hinzu kommt, dass im novellierten EEG hohe Anforderungen an Projekte mit Biogaseinspeisung gestellt werden (EEG § 27 Abs. 3) und die Gewährung der EEG-Vergütung mit einer entsprechenden Nutzung der anfallenden Abwärme verknüpft ist. Die Grundvergütung und die Boni decken in der Regel nur die gesamten Kosten von der Gaserzeugung und Aufbereitung bis zur Stromerzeugung; der Gewinn wird hauptsächlich aus den Wärmeerlösen generiert.

Den größten Einfluss auf die Biogasgestehungskosten und damit auch auf die Gesamtkosten haben die Substratpreise (siehe Abbildung 5-8). Substratpreise deutlich über 35 €/t können auch bei großen Anlagen zu merklich geringeren positiven Betriebsergebnissen führen.

Die Abbildung 5-7 zeigt sehr anschaulich, dass sich die spezifischen Kosten der Gasaufbereitungsverfahren untereinander mit zunehmender Anlagengröße stark nivellieren und damit das Merkmal Kosten im Vergleich zu anderen Eigenschaften wie Anlagenverfügbarkeit und Produktgasqualität in den Hintergrund tritt. Unter den vorgenannten Randbedingungen sind Aminwäschen besonders für kleine Anlagengrößen interessant, wobei zu beachten ist, dass die spezifischen Kosten der Aminwäsche sehr sensitiv gegenüber den Wärmeerzeugungskosten sind und sich der in Abbildung 5-6 und Abbildung 5-7 dargestellte Kostenvergleich ändern kann.

Für den wirtschaftlich erfolgreichen Betrieb einer Biomethaneinspeiseanlage wird es auch zukünftig trotz einer besseren Erlössituation zwingend nötig sein, dauerhaft moderate Substratpreise zu gewährleisten und hohe Wärmeerlöse bei der Stromerzeugung aus Biomethan zu erzielen. Aus diesem Grund sollte auf partnerschaftliche Modelle zur Absicherung der Substratversorgung mit den Lieferanten gesetzt und Preisgleitklauseln in Biomethan- oder Wärmelieferverträgen vereinbart werden. Darüber hinaus ist zwingend ein hoher Wärmenutzungsgrad bei der Stromerzeugung mit Biomethan erforderlich – ideal wären ein wärmegeführtes BHKW mit einer installierten elektrischen Leistung von 500 kW.

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass der wirtschaftliche Erfolg eines Einspeiseprojektes von drei wichtigen Faktoren abhängig ist. Dies sind:

- die Biogasanlagengröße,
- die Substratpreise und
- die Wärmeerlöse und der Wärmenutzungsgrad bzw. die Volllaststundenzahl bei der EEG-Stromerzeugung mit Biomethan in einem wärmegeführten BHKW.

## 6 Herstellerverzeichnis

### Adresse

CarboTech Engineering GmbH, Essen  
<http://www.carbotech.info>

QuestAir Technologies Inc., Kanada  
<http://www.questairinc.com/>

Malmberg Water AB, Schweden  
<http://www.malmberg.se/>

Flotech, Schweden  
<http://www.flotech.com/>

Ros Roca Ingenieria de Medio Ambiente S.L.  
Niederlassung Deutschland, Ostfildern  
<http://www.rosroca.de>

HAASE Energietechnik AG, Neumünster  
<http://www.haase-energietechnik.de/>

MT-Energie GmbH & Co. KG, Rockstedt  
<http://www.mt-energie.com/>  
MT-Biomethan GmbH  
<http://www.mt-biomethan.com>

DGE Wittenberg GmbH  
<http://www.dge-wittenberg.com/>

Paques bv, Balk, Niederlande  
<http://www.paques.nl/>

Cirmac International bv, Apeldoorn, Niederlande  
<http://www.cirmac.com/>

### Logo



## 7 Literaturverzeichnis

- [1] Besgen, S.; Kempkens, K.: Energie- und Stoffumsetzung in Biogasanlagen – Ergebnisse messtechnischer Untersuchungen an landwirtschaftlichen Biogasanlagen im Rheinland. Abschlussbericht 2004, Landwirtschaftskammer Nordrhein-Westfalen, Eendenicher Allee 60, 53115 Bonn
- [2] Ahrens, T.: Optimierung der Spurengasanalytik von Biogasen zur Bewertung und Weiterentwicklung von Gasaufbereitungstechniken und –verfahren im Hinblick auf den Einsatz neuartiger und hocheffizienter Energiekonverter. Abschlussbericht, BMBF-Verbundprojekt 01SF0306 Regasnet, 2007
- [3] Ebertsch, G.; Zell, B.: Energetische Nutzung von Biogas aus der Landwirtschaft - Untersuchung der Biogaszusammensetzung bei Anlagen aus der Landwirtschaft. Bayerisches Landesamt für Umweltschutz (LfU), Augsburg, verfügbar unter: <http://www.bavaria.de/LFU/luft/biogas/biogas4.htm>, Abruf: 16.12.2004
- [4] Böhnke, B. u.a. (Hrsg.): Anaerobtechnik-Handbuch der anaeroben Behandlung von Abwasser und Schlamm, Springer Verlag Heidelberg 1993
- [5] DVGW-Arbeitsblatt G 260 »Gasbeschaffenheit«, Januar 2000
- [6] DVGW-Arbeitsblatt G 262 »Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasversorgung«. Stand November 2004
- [7] DVGW-Arbeitsblatt G 685 »Gasabrechnung« inkl. Beiblätter von April 1995, April 1993 und Dezember 2004
- [8] persönliche Auskunft von Herrn Kloster, Energieversorgung Oberhausen (EVO) AG, 3.11.2004
- [9] Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie: Verordnung zur Änderung der Gasnetzzugangsverordnung und der Gasnetzentgeltverordnung und der Anreizregulierungsverordnung (GasNZV) vom 12.03.08, verfügbar unter: <http://www.bmwi.de/BMWi/Redaktion/PDF/E/entwurf-verordnung-biogas,property=pdf,bereich=bmwi,sprache=de,rwb=true.pdf>, Abruf am 12.03.08
- [10] Ramesohl, S.; Hofmann, F.; Urban, W.; Burmeister, F.: Analyse und Bewertung der Nutzungsmöglichkeiten von Biomasse. Studie im Auftrag von BGW und DVGW. 2006. Verfügbar unter: [www.biogaseinspeisung.de](http://www.biogaseinspeisung.de)
- [11] Kast, W.: Adsorption aus der Gasphase. VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim, 1988
- [12] European Association for the Streamlining of Energy Exchange – gas (EASEE-gas): »Harmonisation of Natural Gas Quality - CBP 2005-001/01« Verfügbar unter: [http://www.easee-gas.org/common%2Dbusiness%2Dpractices/approved%2DCBPs/documents/easeeWG8\\_050203\\_CBP2005\\_001\\_01\\_000.pdf](http://www.easee-gas.org/common%2Dbusiness%2Dpractices/approved%2DCBPs/documents/easeeWG8_050203_CBP2005_001_01_000.pdf), Stand Februar 2005
- [13] Silica Verfahrenstechnik GmbH: Produktinformationsblatt, Berlin, Stand: März 2007
- [14] BASF AG: Technische Information zum Kupferkatalysator PURISTAR R3-11G, Stand Dezember 2005

- [15] Baptista, G.; Bosteels, M.; Ilie, S.; Schäfer, C.: Experimental study on oxygen and water removal from gaseous streams for future gas systems in LHC detectors. CERN Geneva 2000
- [16] Breck, D. W.: Zeolite Molecular Sieves-Structure, Chemistry and Use, John Wiley & sons, 1974.
- [17] Schütze, M.: Feinreinigung von Gasen mit einem hochreaktiven Kuperkatalysator. Angew. Chemie, 70. Jg. 1958, Nr. 22/23, S. 697
- [18] persönliche Auskunft von Herrn Köhne, Silica Verfahrenstechnik GmbH, Berlin, März 2007
- [19] Polster, A.; Brummack, J.; Mollekopf, N.: Abschlussbericht 2006 – Verbesserung von Entschwefelungsverfahren in landwirtschaftlichen Biogasanlagen, TU Dresden
- [20] Produktinformation Ferrosorp – Pulverförmiges Reaktionsmittel für die Bindung von Schwefelwasserstoff in Biovergärungsanlagen, HeGo Biotec GmbH, 2007
- [21] Technische Information Kronofloc 1.05b, Kronos Ecochem
- [22] Ries, T.: Reduzierung der Schwefelwasserstoffbildung im Faulraum durch Zugabe von Eisenchlorid. Schriftenreihe der Siedlungswasserwirtschaft Bochum 25, 1993
- [23] Verink, J.: Sulfatreduktion und Sulfatelimination bei der ein- und zweistufigen anaeroben Behandlung hochsulfatreicher Abwässer. Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 70, 1988
- [24] Oechsner, H.: Biogas in Blockheizkraftwerken; Landesanstalt für landwirtschaftliche Maschinen- und Bauwesen der Universität Hohenheim, 2000
- [25] Produktspezifikation Ferrosorp DG, HeGo Biotec
- [26] Dichtl, N.; Geschwind, S.: Technische Voraussetzungen zur Einspeisung von Biogas in das Gasnetz. Beitrag zur 10. Jahrestagung des Fachverbandes Biogas e.V. vom 09.-12.01.2001 in Borken (Hessen)
- [27] Swedish Gas Center: Report SGC 118 - Adding gas from biomass to the gas grid. Malmö, 2001, verfügbar unter: <http://www.sgc.se/rapporter/resources/sgc118.pdf>
- [28] Fa. Paques: THIOPAQ® Scrubber - Cost effective H<sub>2</sub>S removal. Verfügbar unter: [www.paques.nl](http://www.paques.nl), Abruf Januar 2005
- [29] Henning, K.; Schäfer, S.: Impregnated activated carbon for environmental protection. CarboTech-Aktivkohlen GmbH, Essen. Verfügbar unter: <http://www.activated-carbon.com/enviro.html>, Abruf 26.01.2005
- [30] Brauckmann, J.: Planung der Gasaufbereitung eines mobilen Brennstoffzellenteststandes. Diplomarbeit, Fraunhofer UMSICHT und FH Münster, 2002
- [31] persönliche Auskunft von Herrn Toralf Götze, AdFis GmbH, Teterow. 2007
- [32] Knoblauch, K.; Reichenberger, J.: Druckwechselperfahren zur Gastrennung. - Glückauf 118 (1982) Nr. 4, S. 329 – 340

- [33] Zach, Ch: BASE Technologies GmbH, München: 2007
- [34] Persönliche Auskunft von Herrn Dr. Schulte-Schulze-Bernd, Fa. CarboTech, Essen vom 15.04.08
- [35] Fritz, W.; Kern, H.: Reinigung von Abgasen. - 3. Auflage, Würzburg: Vogel-Verlag, 1992 aus: Fachbuchgruppe Umweltschutz/Entsorgungstechnik, Sattler, K. (Hrsg.)
- [36] Weiß, S. u. a (Hrsg.): Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden, Teil 2: Thermisches Trennen. – VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1986
- [37] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Gas Production. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KgaA, 2000, verfügbar unter:  
[http://www.mrw.interscience.wiley.com/ueic/articles/a12\\_169/sect5.html#a12\\_169-sec3-0052](http://www.mrw.interscience.wiley.com/ueic/articles/a12_169/sect5.html#a12_169-sec3-0052), Abruf Dezember 2004
- [38] Reinigung von Abluft- und Gasströmen. Genosorb-Informationsbroschüre der Fa. Clariant. Version EBR 5163 DE 0898/488. Clariant GmbH, Division Functional Chemicals, Functional Fluids/Marketing, 65926 Frankfurt am Main. Stand 2002, verfügbar unter:  
<http://surfactants.clariant.com>
- [39] RosRoca Internacional: Pressekonferenz der Naturgas Kielen am 20.11.2007. Hinweis unter: <http://www.rosroca.de/de/news.htm> (letzter Abruf am 12.03.08)
- [40] Ahrens, T.: Demonstration of an optimised production system for biogas from biological waste and agricultural feedstock. Final Report. 2006, Verfügbar unter:  
[http://www.agroptigas.com/common/load\\_ext\\_file.asp?Source=ext\\_pages&Id=114562](http://www.agroptigas.com/common/load_ext_file.asp?Source=ext_pages&Id=114562)
- [40] Homepage Fa. Ros Roca: <http://www.rosroca.de>
- [41] Persönliche Auskunft von Herrn Marklewitz, Raiffeisen Jameln am 22.10.2007
- [42] unabhängig voneinander mündlich erteilte Auskünfte von zwei Anlagenbetreibern
- [43] Persönliche Auskunft von Herrn Dr. Schulte-Schulze-Bernd, Fa. CarboTech, Essen vom 21.02.08
- [44] Persönliche Auskunft von Herrn Schäfer, STAWAG Energie vom Dezember 2007
- [45] Persönliche Auskunft von Herrn Ralf Schneider, Schmack Biogas AG, Schwandorf vom 14.08.07
- [46] Persönliche Auskunft von Herrn Diez, Wingas GmbH, Kassel vom 22.11.07
- [47] DGE Dr.-Ing. Günther Engineering GmbH: »Das BCM-Verfahren der drucklosen Aminwäsche zur Aufbereitung von Biogas und anderer Gasfraktionen zu qualitätsgerechtem und einspeisefähigem Biomethan«; Wittenberg 2008.
- [48] Mitteilung der DGE Wittenberg GmbH und der Fa. MT-Energie GmbH & Co. KG
- [49] Information der MT-Biomethan GmbH auf der Webseite: [www.mt-biomethan.com](http://www.mt-biomethan.com) unter Referenzen / Gasaufbereitungsanlage Godenstedt, Abruf August 2008
- [50] persönliche Auskunft von Herrn Wünsche, Fa. MT-Energie GmbH & Co. KG vom März 2008

- [51] Persönliche Auskunft von Herrn Schmid, Ökozentrum Langenbrück, Schweiz vom 22.11.07
- [52] SWM Infrastruktur Region GmbH: Preisblatt für die Ausspeisung von Gas im Netzgebiet der SWM Infrastruktur Region GmbH für Gastransporte im Marktgebiet Südbayern. Verfügbar unter: <http://www.swm-infrastruktur-region.de/dokumente/swm-infrastruktur-region/pdf/gastransport-handelspunkt-ausspeisepunkt-region.pdf>, Stand: 18.04.2008
- [53] ASUE Arbeitsgemeinschaft für sparsamen und umweltfreundlichen Energieverbrauch e.V. : BHKW Kenndaten 2005 – Module Anbieter Kosten, Verlag Rationeller Energieeinsatz, Kaiserslautern
- [54] Produktdatenblätter der Fa. DEUTZ Power Systems GmbH, Mannheim, verfügbar unter: [www.deutzpowersystems.de](http://www.deutzpowersystems.de) > Produkte > Gensets Gas, letzter Abruf April 2008
- [55] Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU): Richtlinien zur Förderung von Maßnahmen zur Nutzung erneuerbarer Energien im Wärmemarkt vom 06.12.07, Verfügbar unter: [http://www.bmu.de/erneuerbare\\_energien/downloads/doc/40533.php](http://www.bmu.de/erneuerbare_energien/downloads/doc/40533.php); Abruf am 12.03.08
- [56] Burmeister, F.: Studie zur Einspeisung von aufbereitetem Biogas in eine L-Gasleitung. Studie im Auftrag der RWE WVE Netzservice GmbH, Oktober 2006
- [57] persönliche Information Herr Dr. Klos, bmp Greengas GmbH, München, 2008
- [58] persönliche Information Herr Dr. Seebach, RES Projects GmbH, München, 2008
- [59] Beschlussmpfehlung und Bericht des Ausschusses für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (16. Ausschuss) zum Gesetzentwurf der BR: Entwurf eines Gesetzes zur Neuregelung des Rechts der Erneuerbaren Energien im Strombereich und zur Änderung damit zusammenhängender Vorschriften. Drucksache 16/9477 vom 04.06.08. Verfügbar unter: <http://dip21.bundestag.de/dip21/btd/16/094/1609477.pdf>
- [60] Walter, René: Förderung der Gaseinspeisung durch ausgewählte Meseberg-Gesetze. Vortrag auf dem zweiten Workshop »Rechtsfragen der Einspeisung von Biogas in Gasnetze« am 13.06.08 in Oberhausen
- [61] Beschluss des Bundesrates vom 04.07.2008: Gesetz zur Neuregelung des Rechts der Erneuerbaren Energien im Strombereich und zur Änderung damit zusammenhängender Vorschriften. Drucksache 418/08 B. Verfügbar unter: <http://www.bundesrat.de>