

# **Diplomarbeit**

## **Biogaseinspeisung in das österreichische Erdgasnetz – eine kritische Situationsanalyse**

ausgeführt am Institut für  
Thermodynamik und Energiewandlung  
der Technischen Universität Wien

unter Anleitung von

ao.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Andreas WERNER

durch

Richard Kitzberger

Eduard-Suess-Gasse 1/32

1150 Wien

Wien, am 14. Dezember 2005

# INHALTSVERZEICHNIS

<b>1. EINLEITUNG .....</b>	<b>4</b>
<b>2. AUFGABENSTELLUNG .....</b>	<b>7</b>
<b>3. BIOMASSEVERGASUNG .....</b>	<b>9</b>
3.1 FESTBETT-VERGASUNG .....	11
3.1.1 Grundlagen .....	11
3.1.2 Ausführungen .....	12
3.1.3 Produktgaszusammensetzung .....	13
3.2 WIRBELSCHICHTVERGASUNG .....	15
3.2.1 Grundlagen .....	15
3.2.2 Ausführungen .....	16
3.2.3 Produktgaszusammensetzung .....	18
3.3 FERMENTATION .....	19
3.3.1 Grundlagen .....	19
3.3.2 Auswirkungen der Substratzusammensetzung .....	20
3.3.3 Fermenterbauweisen .....	23
3.3.4 Produktgaszusammensetzung .....	25
<b>4. REINIGUNGSVERFAHREN .....</b>	<b>27</b>
4.1 PLAUSIBILITÄTSERKLÄRUNGEN ZU DEN GRENZWERTEN .....	28
4.1.1 Kohlenwasserstoffe .....	28
4.1.2 Wasser .....	29
4.1.3 Sauerstoff .....	29
4.1.4 Kohlenstoffdioxid .....	29
4.1.5 Stickstoff .....	30
4.1.6 Wasserstoff .....	30
4.1.7 Schwefelverbindungen .....	30
4.1.8 Halogenverbindungen .....	30
4.1.9 Ammoniak .....	31
4.1.10 Fest- und Flüssigbestandteile .....	31
4.2 VERFAHREN ZUR SICHERSTELLUNG DER QUALITÄTSANSPRÜCHE .....	32
4.2.1. Die Wasserabtrennung .....	33
4.2.1.1 Vortrocknung .....	33
4.2.1.2 Kältetechnik .....	33
4.2.1.3 Adsorption .....	34
4.2.2 Die Abtrennung von H <sub>2</sub> S .....	35
4.2.2.1 Fermenter-interne Verfahren .....	35
4.2.2.2 Reinigung außerhalb des Fermenters .....	36
4.2.3 Die Abtrennung von Ammoniak .....	38
4.2.4 Die Abtrennung von Stickstoff und Sauerstoff .....	39
4.2.5 Die Abtrennung von CO <sub>2</sub> .....	39
4.2.5.1 Druckwasserwäsche mit Regeneration (DWW) .....	40
4.2.5.2 Druckwechsel-Adsorption am Kohlenstoffmolekularsieb .....	43
4.2.5.3 Gaspermeation .....	45
4.2.5.4 Marktreife .....	47

---

<b>5. EINSPEISUNG IN DAS ERDGASNETZ .....</b>	<b>48</b>
5.1 ANFORDERUNGEN SEITENS DER ÖVGW .....	48
5.2 DISKUSSION DER GASQUALITÄT .....	49
5.2.1 Brennwert .....	50
5.2.2 Relative Dichte, Wobbe-Index .....	52
5.2.3 Anforderungen an den Wassertaupunkt, H <sub>2</sub> S- und NH <sub>3</sub> -Anteil .....	53
5.2.4 ÖVGW Mitteilung G 33 .....	54
5.3 SYSTEMNUTZUNGSTARIF .....	55
5.4 VARIANTE: EINSPEISUNG VON BIOGAS OHNE CO <sub>2</sub> -ABTRENNUNG .....	56
5.4.1 Abrechnungsproblematik .....	56
5.4.2 Sicherstellung des Mindestbrennwertes beim Kunden .....	57
5.4.3 Absenkung des Brennwertes in der ÖVGW-Richtlinie G 31 .....	58
5.4.4 Kapazität .....	58
5.4.5 Auswirkungen einer Erhöhung des CO <sub>2</sub> -Gehalts auf Gasgeräte .....	60
<b>6. THERMODYNAMISCHE ÜBERLEGUNGEN .....</b>	<b>61</b>
6.1 EXERGIEBILANZ ÜBER EINE DWW-AUFBEREITUNG .....	61
6.1.1 Molare Exergie des Gases .....	62
6.1.2 Exergie des Stoffstroms .....	63
6.1.2.1 Massenanteile .....	64
6.1.2 Fortsetzung: Exergie des Stoffstroms .....	68
6.1.3 Bildung der Gesamtexergie .....	70
6.1.3.1 Stoffmengenanteile .....	71
6.1.3 Fortsetzung: Bildung der Gesamtexergie .....	72
6.1.4 Exergie des Abgases .....	74
6.1.5 Abzuführende Wärme des Verdichters .....	78
6.1.6 Strombedarf .....	81
6.1.7 Bilanzierung .....	81
6.2 EXERGIEBILANZ ÜBER EINE PSA-AUFBEREITUNG .....	83
6.2.1 Plausibilitätserklärungen .....	84
6.2.2 Exergie des Stoffstroms .....	84
6.2.3 Bildung der Gesamtexergie .....	85
6.2.4 Exergie des Abgases .....	85
6.2.5 Abzuführende Wärme des Verdichters .....	86
6.2.6 Strombedarf .....	86
6.2.7 Bilanzierung .....	86
6.3 EINSPEISUNG AUF NETZEBENE 3 .....	87
6.3.1 Verstromung vor Ort .....	87
6.3.2 Verbrennung vor Ort .....	89
6.3.3 Nutzung auf Netzebene 3 .....	91
6.3.3.1 Feuerung in einem Gaskessel .....	95
6.3.3.2 Verstromung nach Aufbereitung .....	95
6.4 EINSPEISUNG AUF NETZEBENE 2 .....	96
6.4.1 Kombierter Gas- und Dampfkraftprozess .....	96
6.4.2 Beschreibung der Netzebene 2 .....	97
6.4.3 Exergie des für Netzebene 2 aufbereiteten Biogases .....	98
6.4.3.1 Exergie des Stoffstroms .....	98
6.4.4 Nutzung auf Netzebene 2 .....	100

---

<b>7. ÖKONOMIE .....</b>	<b>101</b>
7.1 FERMENTATION .....	101
7.2 AUFBEREITUNG UND EINSPEISUNG.....	105
7.3 VARIANTE 2: KOSTENANALYSE NACH INSTITUT FÜR ENERGETIK UND UMWELT [21] .....	107
7.4 GESAMTKOSTEN .....	111
<b>8. ZUSAMMENFASSUNG .....</b>	<b>115</b>
<b>9. VERZEICHNISSE.....</b>	<b>118</b>
9.1 ABKÜRZUNGEN.....	118
9.2 FORMELZEICHEN.....	118
9.2.1 Indexverzeichnis.....	120
9.3 ABBILDUNGEN .....	120
9.4 TABELLEN.....	121
9.5 SCHRIFTTUM .....	122

# 1. Einleitung

Mit Ende des Jahres 2003 wurde ein Gesamtvorkommen der weltweit sicher gewinnbaren Erdgasreserven mit circa 154.000 Milliarden m<sup>3</sup> festgestellt, wobei der Verbrauch in jenem Jahr bei 2.470 Milliarden m<sup>3</sup> lag [1].

Aus diesen Zahlen lässt sich ableiten, dass selbst bei Berücksichtigung der Neuerschließung von fossilen Energieträgern die Verfügbarkeit von Erdgas beschränkt ist und in absehbarer Zeit zu Ende gehen wird. Hochrechnungen zufolge reicht die vorhandene Menge an Erdgas noch für etwa 70 Jahre, wobei der Nahe Osten, die GUS und Europa als die Hauptverbraucher genannt werden, was bedeutet, dass die Hauptverantwortung eines nachhaltigen Umgangs mit diesen Quellen bzw. die Suche nach Substitutionsmöglichkeiten dort zu suchen ist<sup>1</sup>.

Obwohl sich diese Zahlen nur auf Erdgas beziehen, können sie doch stellvertretend für fossile Energieträger (im Speziellen sei hier Erdöl erwähnt) stehen und untermauern, dass alternative Energiequellen zukünftig an Bedeutung gewinnen werden.

Um die Bedeutung dieses Umstandes herauszustreichen wurde eine Mikrozensus-Erhebung (Befragung 22.500 zufällig ausgewählter Haushalte) der Statistik Austria herangezogen die ergab, dass in der Heizsaison 2003/2004 Erdgas mit 28,5 % den ersten Platz unter den Brennstoffen in österreichischen Haushalten belegt, dicht gefolgt von Heizöl mit 28,2%. Ein Verzicht auf diese Art Energie bereitzustellen hätte weit reichende Folgen, muss aber bei einer mittelfristigen Sichtweise durchwegs in Betracht gezogen werden, [2]

Bild 1 verdeutlicht die Ergebnisse dieser Umfrage.

---

<sup>1</sup> Nimmt man die zusätzlichen gewinnbaren Ressourcen hinzu - also Quellen, die heute aus Kostengründen noch nicht wirtschaftlich genutzt werden können - ergibt sich eine Reichweite von rund 170 Jahren. Darüber hinaus können künftig nutzbare Technologien die Reichweite wesentlich erhöhen. So gibt es in Deutschland ein Pilotprojekt zur Gewinnung von Erdgas aus Kohlelagerstätten (sog. Flözgas). Interessant könnten auch die riesigen Erdgashydratlager (schneeförmige Verbindung zwischen Erdgas und Wasser, die bei hohem Druck bis 20°C stabil ist) in Alaska und Sibirien werden. Die OGP rechnet mit einem Investitionsvolumen von 500 Mrd. € bis zum Jahr 2020, um den steigenden Bedarf durch die Erschließung neuer Gasquellen im Einzugsbereich der EU decken zu können, [22].

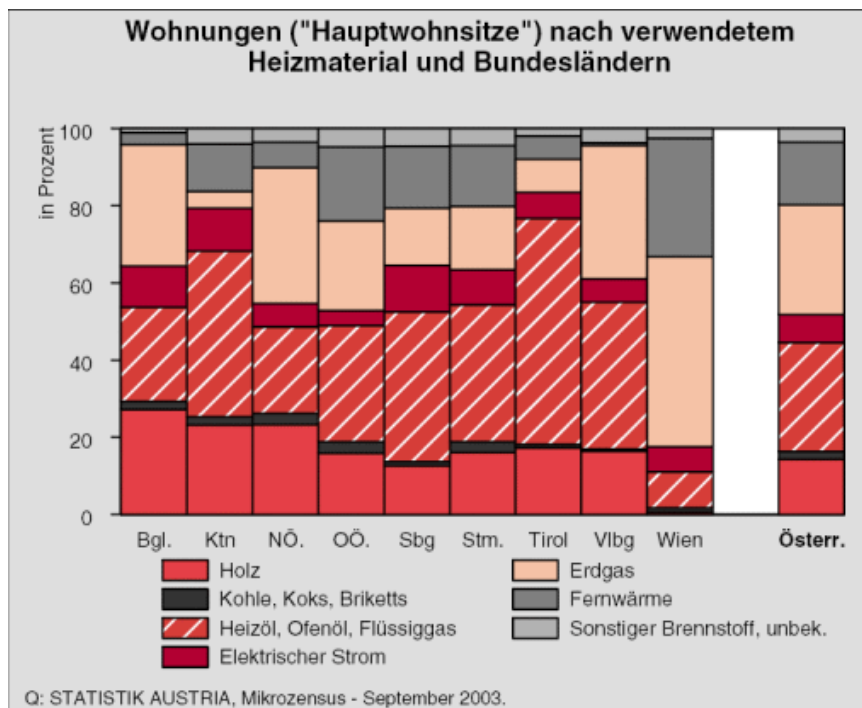


Bild 1: Balkendiagramm zur Heizmaterial-Umfrage, [2]

Derzeit gibt es in Österreich ca. 300 Biogasanlagen, die allerdings ausschließlich zur Stromproduktion eingesetzt werden und bei diesem Vorgang Abwärme erzeugen. Diese Wärme kann aufgrund der dezentralen Lage der meisten Anlagen nur bedingt genutzt werden (die unmittelbaren Abnehmer fehlen) was eine nicht unwesentliche Schwachstelle darstellt, da immerhin circa ein Drittel der im Biogas verfügbaren Energie auf diese Weise verloren geht.

Würde man das erzeugte Biogas nicht direkt vor Ort verstromen sondern über die bereits vorhandenen Erdgasleitungen direkt zum Endverbraucher transportieren, so könnte eben dieses Problem umgangen werden.

Die Gründe für die momentane Biogas-Nutzung, nämlich die Erzeugung von elektrischer Energie, liegen auf der Hand. Auf der einen Seite gibt es ein sehr attraktives Ökostrom-Förderkonzept, welches die Einspeisung von Strom aus erneuerbaren Energiequellen über einen Zeitraum von 15 Jahren mit fixen Tarifen unterstützt, andererseits ist die konkrete Umsetzbarkeit einer Einspeisung in das Erdgasnetz sowie die Auswirkungen dieser auf das bestehende Erdgasnetz (Leitungen, Druckstabilität, Durchfluss, ...) bzw. auf die Versorgung der Kunden (Qualität, Brenneinstellungen, etc.) noch relativ unerforscht. Da eine Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz eine gesonderte Aufbereitung erfordert, bedarf es

neben einer Analyse der technischen Realisierbarkeit auch einer Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der Aufbereitungskosten.

Ziel dieser Diplomarbeit ist es, den Stand der Technik der, für eine wirkungsgradtechnisch höherwertige Nutzung dieses Potentials notwendigen Teilprozesse zu ermitteln und zu beurteilen.

## 2. Aufgabenstellung

Es gilt, die Möglichkeiten einer Biogaseinspeisung in das bestehende österreichische Erdgasnetz sowohl aus technischer, als auch aus wirtschaftlicher Sicht zu prüfen, wobei die unten angeführten Themengebiete relevant für die Umsetzbarkeit sind.

Im Rahmen dieser Diplomarbeit werden die Reifegrade der unterschiedlichen Herstellungs- und Aufbereitungsverfahren für Biogas ermittelt und beurteilt, um feststellen zu können ob eine kommerzielle Einsatzfähigkeit effizient sein kann, wobei eine Reisezeit von mindestens 7000 h/a als Kriterium herangezogen wird. Speziell werden die unterschiedlichen Verfahren zur Erzeugung eines Gases aus Biomasse, sowie die notwendigen Schritte zur Aufbereitung des Rohgases näher beleuchtet und einer Untersuchung hinsichtlich des Betriebsaufwandes unterzogen.

Da die Ankopplung einer Biogasanlage an bestehende Erdgasleitungen problematisch sein kann, muss auch dieser Aspekt näher beleuchtet werden und hinsichtlich seiner Relevanz für das Gesamtsystem beurteilt werden. Konkret gilt es zu überlegen ob eine Erhöhung des Biogasdrucks notwendig ist, welche Sicherheitsvorkehrungen unbedingt getroffen werden müssen, ob es aus der Sicht des Biogasanlagenbetreibers sinnvoll scheint einen Speicher zu errichten und welche Bedeutung die Aufbereitung des Biogases inkl. Odorierung hat. Eine gleichzeitig praxisrelevante Würdigung der rechtlichen Umsetzbarkeit der Analyseergebnisse im Rahmen der bestehenden Gesetzgebung ist nicht Gegenstand der vorliegenden Arbeit.

In direktem Zusammenhang mit all diesen Problemstellungen steht auch die Frage nach möglichen Kostensenkungspotentialen, die einen wirtschaftlichen Betrieb ermöglichen. Dabei soll die Höhe und Dauer (einmalig/laufend) von eventuell notwendigen Förderungen eruiert und die Auswirkungen einer Massenproduktion abgeschätzt bzw. die Frage geklärt werden, ob ein wirtschaftlicher Betrieb ohne Fördermaßnahmen zukünftig möglich ist.

Um dies sinnvoll durchzuführen werden zweckmäßige Kombinationen der unterschiedlichen Einzelkomponenten als Gesamtanlagen herangezogen und hinsichtlich der entstehenden Kosten (Investitionen, Wartung, Personal,...) analysiert.



Abschließend werden thermodynamische Überlegungen angestellt, um zu zeigen inwieweit und ob überhaupt die Vergasung von Biomasse in Kombination mit der Einspeisung in das Erdgasnetz energetische bzw. exergetische Vorteile gegenüber anderen Verwertungsverfahren (Verstromung) mit sich bringt.

Aus der Summe dieser Betrachtungen gilt es jenen Mitteleinsatz zu finden, der den maximalen ökologischen und ökonomischen Effekt erzielt.

### 3. Biomassevergasung

Es gibt grundsätzlich zwei Möglichkeiten die Energie, die in der Biomasse enthalten ist, verfügbar zu machen. Einerseits kann man durch Verbrennung der Biomasse direkt Wärme gewinnen, die wieder, etwa unter Zuhilfenahme eines Dampferzeugers und einer Turbine, frei verfügbare Arbeit erzeugt, andererseits besteht die Möglichkeit, die chemische Energie der Biomasse in Form eines Produktgases bereitzustellen.

Bei näherer Betrachtung der unten eingefügten Grafik (Bild 2) werden die Vorzüge der Vergasung deutlich.

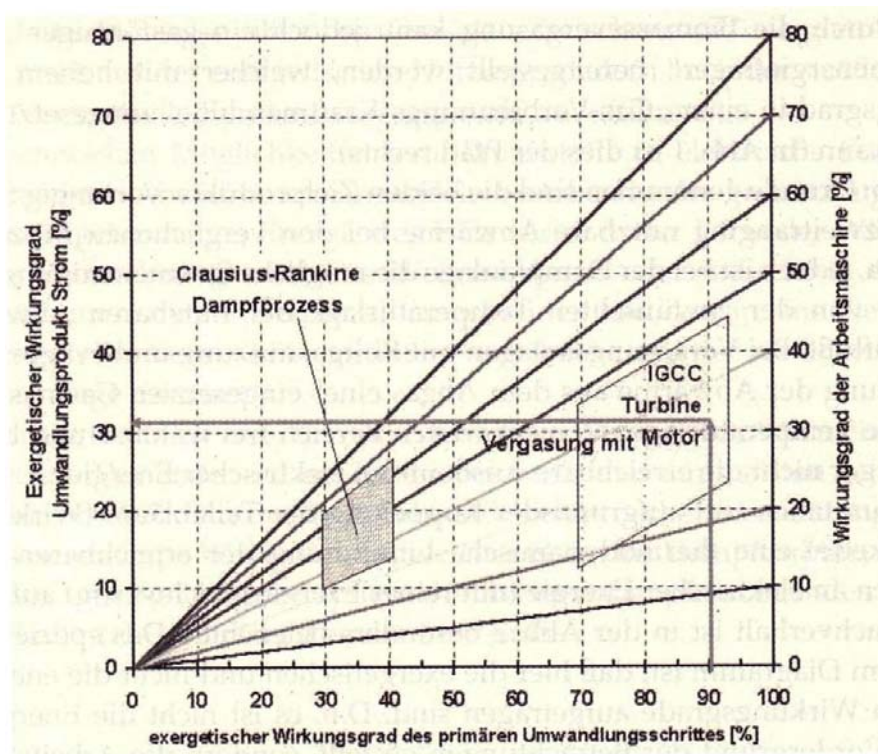


Bild 2: Exergetische Wirkungsgrade der Stromerzeugung durch Verbrennung bzw. Vergasung, [3]

Als ausschlaggebende Parameter wurden hier die exergetischen Wirkungsgrade der einzelnen Umwandschritte gewählt, sodass direkt die Arbeitsfähigkeit des Mediums abgelesen werden kann.

Wird durch die Verbrennung von Biomasse in einer Kleinanlage Dampf erzeugt, so kann mit einem etwa 30-35 %igen Exergiegehalt des Dampfes gerechnet werden. Wird noch der Wirkungsgrad der Dampfturbine von circa 50 % berücksichtigt, so ergibt sich für das Gesamtprodukt ein exergetischer Wirkungsgrad von rund 15 %.

Da der Exergiegehalt eines durch Vergasung erzeugten Produktgases bei 75 % liegt, der elektrische Wirkungsgrad eines optimierten Schwachgasmotors 35 % beträgt, ergibt sich ein Gesamtwirkungsgrad von etwa 26 %, immerhin grob 10 % mehr als bei einer direkten Verbrennung, [3]. (Näheres siehe Kapitel 6)

Um aus Biomasse Biogas entstehen zu lassen sind mehrere Methoden bekannt. Im Rahmen dieser Diplomarbeit wird auf die Fermentation, die Festbett- sowie die Wirbelschicht-Vergasung näher eingegangen.

### 3.1 Festbett-Vergasung

Soll aus Biomasse ein brennbares Gas erzeugen werden, so geschieht dies bei einem Festbett-Vergaser unter Zuhilfenahme eines Vergasungsmittels und durch Wärmeinbringung, wobei die Sauerstoffzufuhr im unterstöchiometrischen Bereich erfolgt, was bedeutet, dass sich die Luftüberschusszahl  $\lambda$ , die bei Verbrennung größer 1 ist, bei Vergasung deutlich unter 1 befindet.

Als Vergasungsmittel kann Luft oder Wasserdampf eingesetzt werden, wobei sich Wasserdampf aufgrund der unter Temperatureinwirkung stattfindenden Zerlegung in  $O_2$  und  $H_2$  als vorteilhafter für die Qualität des Produktgases hinsichtlich des Brennwertes erwiesen hat.

Um die Wärme, die notwendig ist um die endothermen (wärmefordernden) Teilprozesse wie Trocknung und Teile der Pyrolyse ablaufen zu lassen, kann sie entweder von außen zugeführt oder durch partielle Oxidation der Reaktionsgase intern freigesetzt werden. Bei der Energieeinbringung von außen wird zwischen der regenerativen (Umlaufgas, Feststoffe wie Sand,...) und der rekuperativen (Heizflächen in der Schüttung oder am Rand) Methode unterschieden.

#### 3.1.1 Grundlagen

Der Festbett-Vergaser lässt sich in vier Zonen unterschiedlicher Temperatur unterteilen (siehe Tabelle 1), die verschiedene chemische Reaktionen begünstigen und in Summe für die Änderung des Aggregatzustands der energiehaltigen Anteile der Biomasse verantwortlich sind, [4]:

Reaktionen	Temperatur
1. Trocknungszone	bis 200 °C
2. Pyrolysezone	bis 500 °C
3. Oxidationszone	bis 1400 °C
4. Reduktionszone	bis 500 °C

Tabelle 1: Unterteilung der Reaktionszonen, [4]

Eine derartige Vergasungsanlage benötigt eine Initialwärmeeinbringung, mit deren Hilfe die Biomasse eine gewünschte Temperatur erreicht. Durch die Luftzufuhr und Brennstoffbereitstellung wird der Prozess kontinuierlich geführt. Um den Energietransport an die neu eingebrachte Biomasse möglichst effizient zu gestalten, ist es wichtig, dass nicht zuviel Energie für die Trocknung des Substrats notwendig ist, was zur Forderung nach wasserarmen Substratsbestandteilen führt. Aus diesem Grund werden überwiegend Holzhackschnitzel verwendet, woraus sich die umgangssprachliche Bezeichnung „Holzgas“ erklärt.

Am unteren Ende des Behälters befindet sich ein Rost, der sicherstellt, dass die entstehende Asche von der Biomasse getrennt und entfernt werden kann. Dieser so entstandene Raum wird entweder zur Luftzufuhr oder zur Produktgasentnahme verwendet, je nach Betriebsart der Vergaser.

### 3.1.2 Ausführungen

Es ist von wesentlicher Bedeutung für die Qualität des Produktgases, wo die unterstöchiometrische Luftzufuhr stattfindet und an welchem Ort im Vergaser das Produktgas entnommen wird; daher beruht darauf die Unterscheidung zwischen den einzelnen Bauarten.

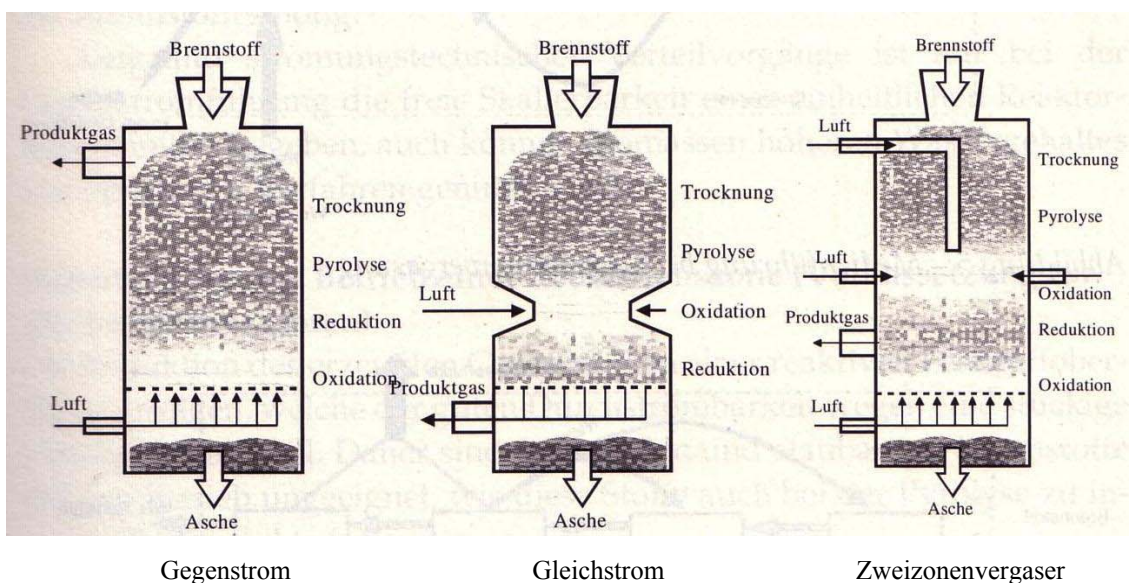


Bild 3: Darstellung der Strömungsvarianten der Festbett-Vergasung, [3]

Wie in Bild 3 ersichtlich wird in der *Gegenstromvergasung* von unten die Luft zugeführt und an der Oberseite das Produktgas entnommen, wobei der Luftstrom in gegensätzlicher Richtung zum Brennstoffstrom geführt wird, wovon sich auch der Name des Verfahrens ableitet. Der Vorteil einer derartigen Anlage liegt darin, dass die fühlbare Wärme des Produktgases direkt auf den frisch eingebrachten Brennstoff übertragen wird, somit einen wesentlichen Beitrag zum Wärmehaushalt im Vergaser leistet und einen hohen Wirkungsgrad sicherstellt.

Bei der *Gleichstromvergasung* verlässt das Produktgas den Vergaser über die Oxidations- und die Reduktionszone, womit die Teere, die ein Hauptproblem der Gasverunreinigungen bei einer Gegenstromvergasung darstellen, durch die hohe Temperatur gecrackt (gespalten) und daher für weitere Prozesse unschädlich gemacht werden.

Eine Mischform stellt die Zweizonenvergasung dar, die versucht, die Vorteile der Gegenstrom- und der Gleichstromvergasung zu vereinen.

### 3.1.3 Produktgaszusammensetzung

Die Zusammensetzung des Produktgases kann vereinfacht wie folgt angegeben werden (Tabelle 2):

Komponente	Bezeichnung	Volumsanteil
H <sub>2</sub>	Wasserstoff	11 – 16 %
CO	Kohlenmonoxid	13 – 18 %
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid	12 – 16 %
CH <sub>4</sub>	Methan	3 – 6 %
N <sub>2</sub>	Stickstoff	45 – 60 %

Tabelle 2: Produktgaszusammensetzung der Festbettvergasung, [4]

Da diese Werte den Anforderungen, die in der ÖVGW RL G 31 (siehe Kapitel 4) gestellt werden, bei weitem nicht genügen (CH<sub>4</sub> Gehalt muss bei 98 % liegen), wird auf diese Variante der Biogasproduktion in der vorliegenden Arbeit nicht weiter eingegangen. Ein weiterer Grund für die Vernachlässigung dieses Verfahrens liegt darin, dass, um dieses

Biogas auf Erdgas-Qualität aufzubereiten, noch eine anschließende Synthetisierung<sup>2</sup> von Methan notwendig ist, wobei derartige Verfahren derzeit noch in Entwicklung sind, [14].

Der Stand der Technik ermöglicht noch keinen kommerziellen Einsatz dieser Variante zur Biogaserzeugung. Zitat: “Der derzeitige Entwicklungsstand erlaubt es bei neu zu errichtenden Anlagen auf Basis der Biomassefestbettvergasung nicht auf kommerziell verfügbare und erst recht nicht auf für den jeweiligen Anwendungsfall zugeschnittene Aggregate zurückzugreifen.“, [12].

---

<sup>2</sup> Bei der Synthetisierung von Methan wird aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid katalytisch CH<sub>4</sub> erzeugt.

## 3.2 Wirbelschichtvergasung

Diese Vergasungsvariante hat ihren Ursprung im Winklervergaser, der bereits 1926 zur Erzeugung von Synthesegas aus Kohle eingesetzt wurde. Die Weiterentwicklung erfolgte insofern, als heute eine Zirkulation des Bettmaterials zwischen dem Vergasungsteil und dem Heizbereich, in dem das Bettmaterial auf die gewünschte Temperatur gebracht wird, Stand der Technik ist.

### 3.2.1 Grundlagen

Um eine kontinuierliche Bereitstellung der erforderlichen Energie gewährleisten zu können sind folgende Varianten bekannt:

Die *autotherme* Vergasung nutzt eine partielle Oxidation der Kohlenwasserstoffe mit Luft im Inneren des Vergasers und stellt die so gewonnene Reaktionswärme dem Prozess zur Verfügung. Eine Schwachstelle stellt dabei die der Oxidation innewohnende Produktion von Rauchgas dar, das zu einer Verdünnung des Produktgases führt.

Bei einer *allothermen* Prozessführung hingegen wird die zur Vergasung notwendige Wärme von außen bereitgestellt und über das Vergasungsmittel in den Vergaser eingebracht, was das Rauchgasproblem behebt und höhere Brennwerte für das Produktgas zulässt. Die so genannte „Reformierung“ stellt eine Sonderform dar und verwendet Wasserdampf als Vergasungsmittel, was einen ungewöhnlich hohen Wasserstoffanteil im Produktgas von bis zu über 50 % zur Folge hat.



### 3.2.2 Ausführungen

Als Modell zur Erläuterung der Funktionsweise wurde die Kraft-Wärme-Kopplungsanlage aus Güssing gewählt, die bereits seit 2002 samt Gasmotor in Betrieb ist (siehe Bild 4).

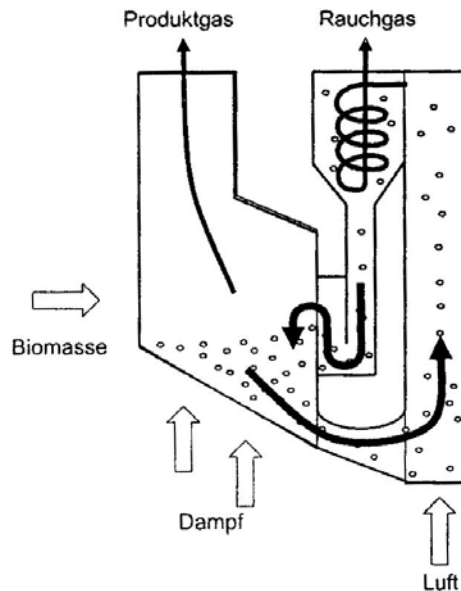


Bild 4: zirkulierender Wirbelschichtvergaser

Bei der Wirbelschichtvergasung wird der notwendige Sauerstoff (in obigem Fallbeispiel durch Wasserdampf eingebracht) von unten in ein Sandbett eingeblasen und erzeugt somit eine Zone von hoher Sand-Fluidisierungsmittel-Durchmischung, in die auch die zur Produktgaserzeugung erforderliche Biomasse eingebracht wird.

Das Sandbett wird vor diesem Vorgang im Verbrennungsteil durch Oxidation ( $\lambda > 1$ ) des Restkokes, der als Abfallprodukt der Vergasung anfällt, auf ein bestimmtes Temperaturniveau gehoben und kann so diese Wärme durch den Schwebезustand im Vergasungsteil und die damit einhergehende Oberflächenvergrößerung besonders gut an die gaserzeugenden Materialien weitergeben.

Diese Vorgehensweise stellt einen klassischen Typus der allothermen Wärmeeinbringung dar. „Allotherm“, weil die für die endothermen Teilprozesse notwendige Energie über den Sand, der extern in einer eigenen Verbrennungszone aufgeheizt und so zuzugewandt von „außen“ dem Vergasungsbereich zur Verfügung gestellt wird.

Gegensätzlich dazu könnte die Energieversorgung auch durch Heizflächen im Inneren des Vergasers sichergestellt werden, was einer *autothermen* Vergasung gleichkäme. Durch das entstehende Rauchgas würde allerdings eine Verunreinigung des Produktgases stattfinden.

Je nach Geschwindigkeit, mit der sich die Luft bzw. der Wasserdampf im Wirbelschichtreaktor bewegt, können sich unterschiedliche Regime in der Wirbelschicht ausbilden. Möglich ist ein stationärer, blasenbildender (BFB: „bubbling fluidized bed“) oder zirkulierender Betrieb (CFB: „circulating fluidized bed“), wobei die Verhaltensähnlichkeit zu Flüssigkeiten für die Namensgebung verantwortlich ist.

Der Betriebszustand einer derartigen Anlage wird über den Druckunterschied zwischen Ein- und Ausgang definiert. Bei einer stationären Wirbelschicht bleibt der Druckunterschied über weite Bereiche hin konstant, während bei einer zirkulierenden Wirbelschicht, nach Durchfahren des Bereichs mit konstanter Druckdifferenz, ein starker Anstieg desselben bei hohen Strömungsgeschwindigkeiten festzustellen ist. Weiters ergibt sich bei einer Geschwindigkeitszunahme ein beträchtlicher Austrag des Bettmaterials, was einen Abscheider nach der Produktgasentnahme notwendig macht, um so den Feststoff wieder dem Prozess zuführen zu können.

Der Hauptvorteil dieser Vergasungsvariante liegt darin, dass die Energie vom Sandbett, in der Wirbelschicht höchst effizient in Form von Wärme auf die zu vergasende Biomasse übertragen werden kann.

Prinzipiell unterscheidet sich eine autotherme Vergasung von der Verbrennung nur dadurch, dass dem Vergaser mehr Material zugeführt wird und somit der Sauerstoff für die Verbrennung der gesamten Materie nicht mehr ausreicht.

### 3.2.3 Produktgaszusammensetzung

Die Produktgaszusammensetzung des Biomasse-Kraftwerks in Güssing sieht etwa wie folgt aus (Tabelle 3):

Komponente	Bezeichnung	Volumensanteil
H <sub>2</sub>	Wasserstoff	35 – 41 %
CO	Kohlenmonoxid	21 – 26 %
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid	22 – 28 %
CH <sub>4</sub>	Methan	9 – 11 %
N <sub>2</sub>	Stickstoff	4 – 7 %

Tabelle 3: Produktgaszusammensetzung der Wirbelschichtvergasung

Auch bei dieser Art der Biogasproduktion können die Anforderungen des ÖVGW nach RL G 31 derzeit noch nicht erfüllt werden, weshalb das Verfahren im Rahmen der vorliegenden Arbeit nicht weiter untersucht wird.

Wirbelschichtvergaser werden nach momentanem Stand der Technik erfolgreich erprobt, allerdings genügt die erreichbare Reisezeit dzt. noch nicht den Anforderungen für einen kommerziellen Betrieb. Bezüglich der Synthetisierung von Methan aus dem Produktgas gelten die in Kapitel 3.1.3 gemachten Aussagen, [14].

### 3.3 Fermentation

Im Gegensatz zu den oben genannten Verfahren, die sich eines thermochemischen Umwandlungsmechanismus bedienen, macht sich die Fermentation einzellige Mikroorganismen zunutze und produziert mit deren Hilfe stufenweise, bei niedriger Temperatur, das gewünschte Biogas. Aus diesem Grund wird die Fermentation auch als Gärung oder mikrobielles Verfahren bezeichnet.

Es handelt sich dabei um eine *anaerobe* Vergärung, was bedeutet, dass die Arbeit unter komplettem Luftabschluss stattfindet. Darüber hinaus muss ein wässriges Milieu vorhanden sein, da die hohe Wasserkonzentration eine Pufferfunktion übernimmt, um die für die Mikroorganismen teils giftigen Stoffwechselprodukte aufzunehmen und einen reibungslosen Verfahrensablauf gewährleisten zu können.

Der Vollständigkeit halber sei erwähnt, dass es natürlich auch *aerobe* Vergärungsvarianten gibt, die Kompostierung zum Beispiel. Man nennt diese Vorgangsweise auch *Verrottung*, wobei oftmals Temperaturen von bis zu 90 °C erreicht werden.

#### 3.3.1 Grundlagen

Die Biogasgewinnung findet in vier Stufen statt, wobei aufgrund der Bakterienaktivität aus unbehandeltem Substrat ein bis zu 2/3 aus Methan bestehendes Produktgas entsteht.

Jene genannten Stufen können wie folgt charakterisiert werden, [15]:

Die **Hydrolyse** bezeichnet die erste Stufe, in der polymere Verbindungen wie Cellulose, Proteine und Fette mit Hilfe von Exoenzymen in monomere Verbindungen gespalten werden.<sup>3</sup>

In der zweiten Stufe, der so genannten **acidogenen Phase**, werden jene einfachen, monomeren Verbindungen von den fermentativen Bakterien aufgenommen und zu

---

<sup>3</sup> Exoenzyme dienen dem Abbau von Makromolekülen, z.B. Polymeren, in einzelne Bruchstücke außerhalb des Mikroorganismus

organischen Säuren, Alkoholen und in weiterer Folge zu Wasserstoff und Kohlendioxid verarbeitet.

Die Umsetzung der gebildeten Carbonsäuren und Alkohole zu Essigsäure, Wasserstoff und Kohlendioxid charakterisiert die dritte Stufe und wird **acetogene Phase** genannt.

Erst in der letzten Stufe, der **methanogenen Phase** erfolgt unter Luftabschluss durch acetotrophe Methanbakterien eine Umwandlung der Essigsäure in Methan und durch hydrogenotrophe Methanbakterien die Erzeugung von CH<sub>4</sub> aus Wasserstoff und Kohlendioxid.

Zur Verdeutlichung dieser Phasen dient das nachfolgende Bild 5.

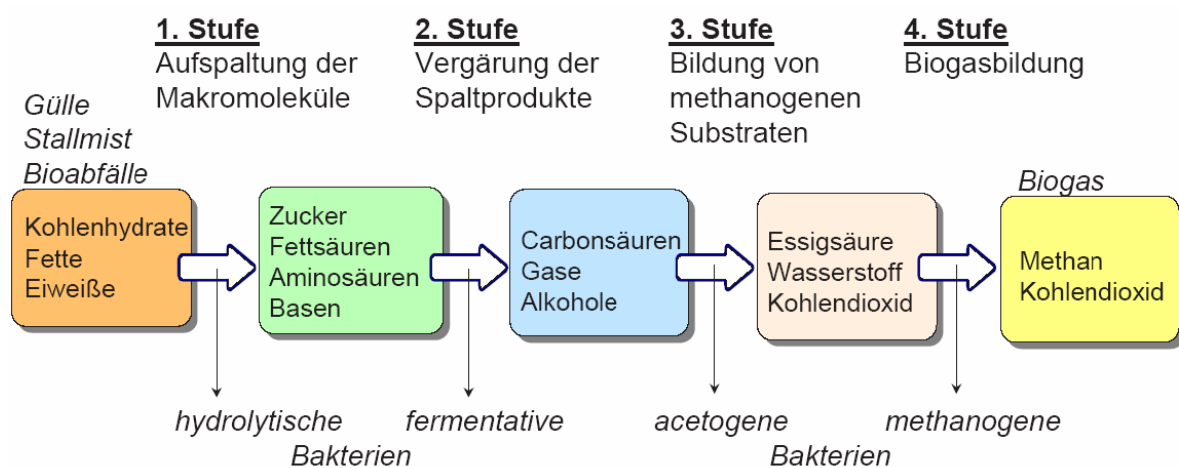


Bild 5: Darstellung der einzelnen Stufen bei der Methangärung, [10]

### 3.3.2 Auswirkungen der Substratzusammensetzung

Der tatsächliche Gasertrag und die Biogaszusammensetzung hängen sehr stark von der verwendeten Biomasse ab.

Die folgende Grafik (Bild 6) gibt einen groben Überblick über den Gasertrag der verschiedenen Substrate, [5].

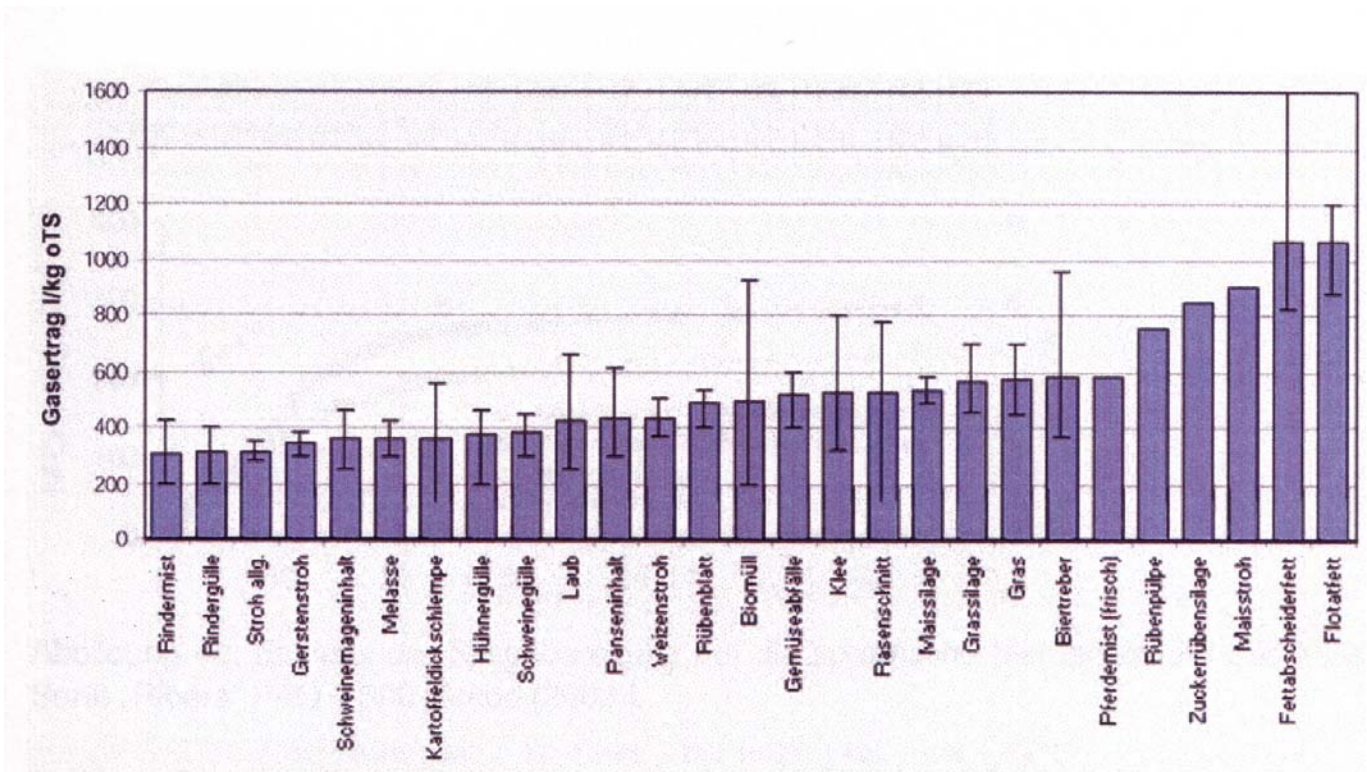


Bild 6: Gaserträge verschiedener Substrate, [5]

Aus dieser Abbildung ist ersichtlich, dass die Abfälle der Lebensmittelindustrie, zum Beispiel Fette, den höchsten Gasertrag zulassen, während Rindergülle, die allgemein wohl am ehesten mit Biogas in Verbindung gebracht wird, am letzten Platz rangiert.

Es ist kaum mehr üblich sich auf eine einzige Substratart zu beschränken („Mono-Vergärung“), vielmehr sind so genannte Kofermentate, die mehrere unterschiedliche Substanzen beinhalten, üblich.

Als Basis wird sowohl aufgrund des ausgewogenen Gehalts an Spurenelementen und Nährstoffen, als auch wegen der Steigerung der Pump- und Fließfähigkeit, bedingt durch den hohen Wassergehalt, nach wie vor Gülle verwendet. Eine weitere positive Eigenschaft der Gülle liegt in der Fähigkeit, die für den Prozess kritischen Schwankungen des pH-Werts zu puffern. Als Zusätze kommen sämtliche Stoffe der obigen Tabelle in Frage, allerdings gilt es zu beachten, dass nachwachsende Rohstoffe wie Mais und Gras mengenmäßig den anderen überlegen sind. Abfälle aus der Lebensmittelindustrie, Gastronomie oder der kommunalen

Biomüllentsorgung zeigen den höchsten Gasertrag und können unter gewissen Bedingungen<sup>4</sup> erheblich zu einer Verbesserung der Wirtschaftlichkeit von Biogasanlagen beitragen.

Doch nicht alleine die Substratzusammensetzung, auch die Verweildauer im Reaktor ist von maßgeblicher Bedeutung. Bild 7 veranschaulicht diesen Umstand:

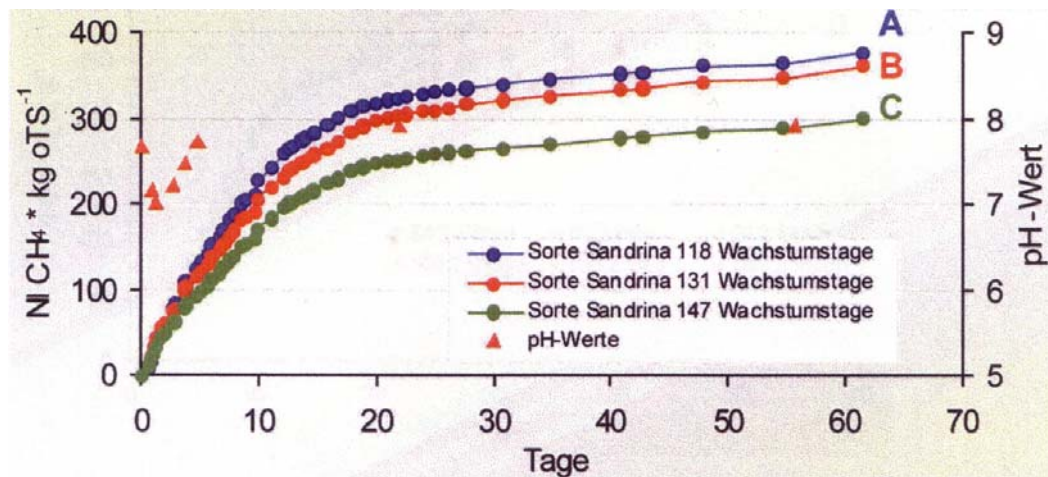


Bild 7: Auswirkungen der Gärzeit auf die Methanausbeute, [5]

Dieses Bild kann stellvertretend für den Großteil der nachwachsenden Rohstoffe herangezogen werden und lässt erkennen, dass eine maximale Methanausbeute nach circa 60 Tagen erreicht wird. Generell lässt sich sagen, dass nach 35 bis 45 Tagen zwischen 90 und 95 % des möglichen Ertrages erreicht werden. Der Faktor, der diesen Umstand beschreibt, wird mit „hydraulischer Verweilzeit“ bezeichnet und nach dem englischen Ausdruck „Hydraulic Retention Time“ mit HRT abgekürzt. Die HRT ist bestimmend bezüglich der Volumensdimensionierung der Fermenter, da vereinfacht folgender Zusammenhang gilt:

$$V(m^3) = HRT(d) * M\left(\frac{t}{d}\right) * 1\left(\frac{m^3}{t}\right) \quad \text{wobei M die Gärgutmasse angibt.}$$

Diese Formel verdeutlicht, dass ein langer Aufenthalt der Biomasse im Reaktor ein großes Vergärungsvolumen mit sich bringt, was wiederum die Wirtschaftlichkeit solcher Anlagen verringert. Aus diesem Grund werden die Fermenter nicht auf einen maximal möglichen Methanertrag ausgelegt, sondern es wird ein Kompromiss zwischen Volumen und Verweilzeit gesucht.

<sup>4</sup> Für die Entsorgung von Lebensmittelabfällen, Fetten oder Biomüll ist vom Entsorger eine Gebühr an den Abnehmer zu entrichten.

### 3.3.3 Fermenterbauweisen

Man unterscheidet derzeit zwischen zwei Anlagensystemen, wobei im Jahre 1999 mit dem „ÖKL-Merkblatt Nr. 61“ erstmals eine standardisierte Biogasanlage erläutert wurde, [5] S. 60.

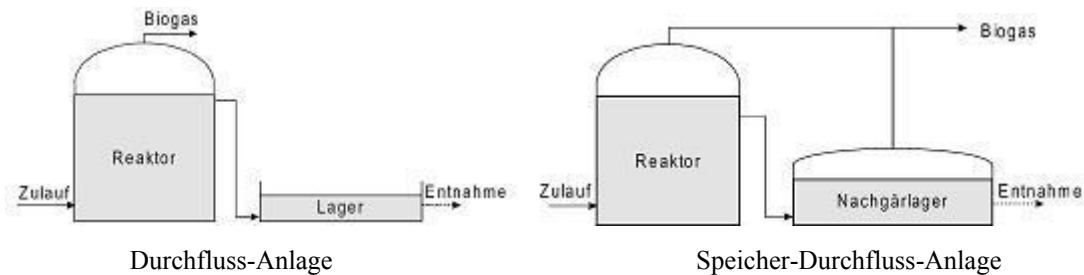


Bild 8: Typische Reaktorbauweisen, [10]

Das genannte Merkblatt bezeichnet die signifikanten Merkmale einer Speicher-Durchfluss-Anlage und definiert sie als Standard (linke Abbildung in Bild 8). Im Unterschied zu einer reinen Durchfluss-Anlage wird bei der standardisierten Variante auch das Produktgas, das im Nachgärbehälter entsteht, abgezogen und dem effektiven Biogasertrag hinzugefügt. Durch diese Maßnahme können 5 bis 15 % des im Reaktor gewonnenen Gases addiert werden.

Aufgrund der Düngeverordnung und des Gewässerschutzes ist es nicht zulässig das ausgegorene Substrat direkt nach dem Verlassen des Reaktors in die Landwirtschaft als Dünger auszubringen, was das Lager nach der Biogaserzeugung erklärt. Sie werden in Österreich so dimensioniert, dass sie die Gärrückstände einer dreimonatigen Produktion aufnehmen können.

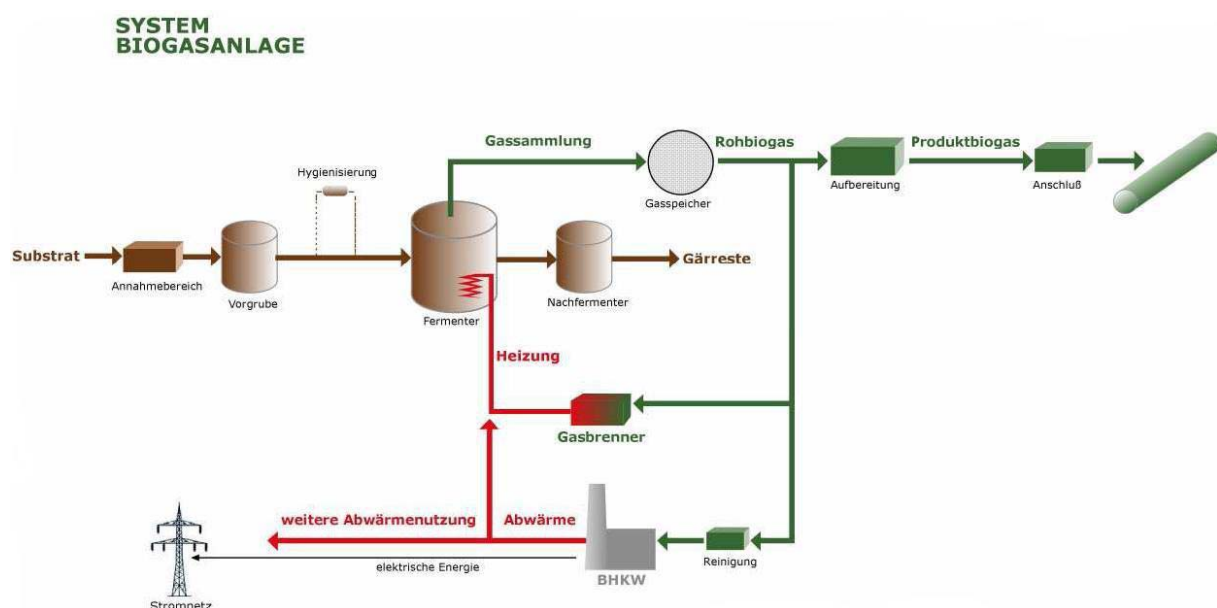


Bild 9: Gesamtsystem einer Biogasanlage, [10]



Die in Bild 9 gezeigte Anlage beinhaltet eine Vorgrube, die zur Zwischenlagerung und Aufbereitung (Zerkleinern, Mischen, pumpfähig machen, etc.) der Biomasse dient. Weiters ist eine Hygienisierung eingezeichnet, die nur unter speziellen Bedingungen zu verwenden ist, wie etwa dem Einsatz von Abfällen aus der Lebensmittelindustrie. Von hier aus wird der Fermenter beschickt, der gas-, wasser- und lichtdicht auszuführen ist und in dessen Innerem ein Rührwerk für die notwendige Homogenität des Substrats sorgt. Darüber hinaus ist dieses Herzstück des Gesamtsystems zu beheizen, was durch einen abgezweigten Teil des erzeugten Biogases in Kombination mit einem Gasbrenner erfolgt und eine konstante Temperatur von etwa  $30 - 35^{\circ} \text{C}^5$  im Reaktor sicherstellt.

Die Vermischung im Inneren des Reaktors ist zwingend erforderlich um die Homogenität im Substrat einerseits, eine konstante Temperaturverteilung andererseits zu gewährleisten und kennt verschiedene physikalische Prinzipien, die genutzt werden (siehe Bild 10).

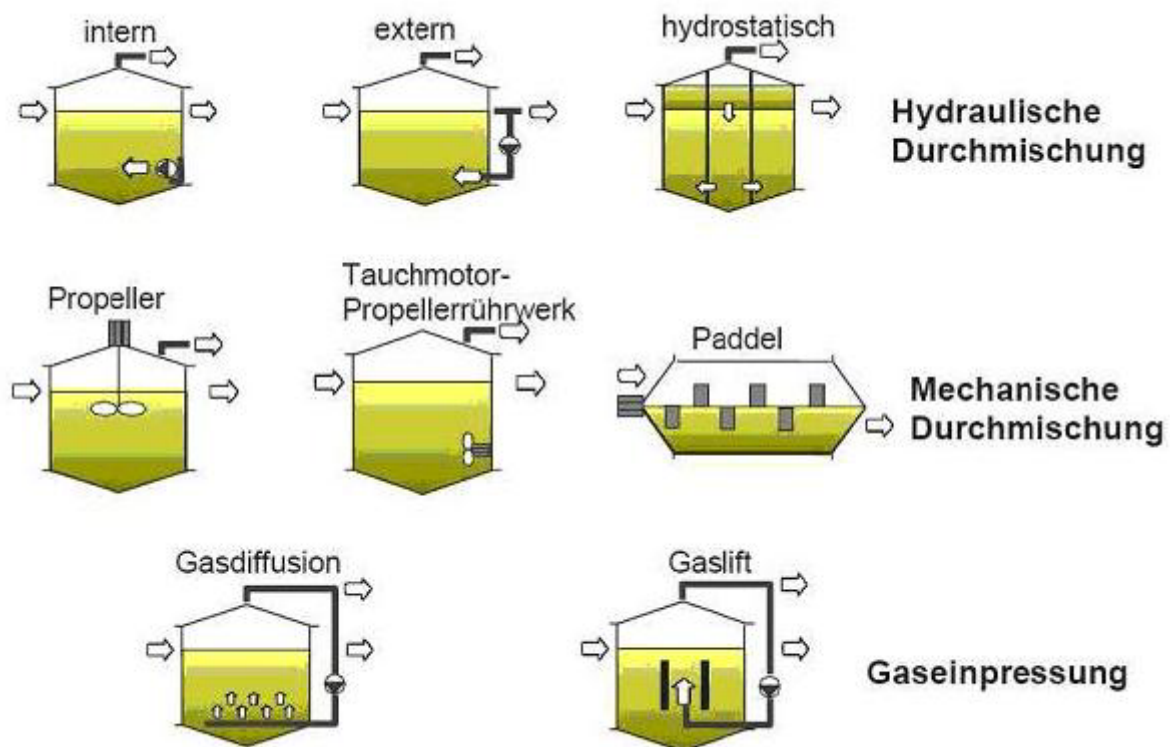


Bild 10: Varianten der Substratdurchmischung, [10]

<sup>5</sup> Ein Großteil der Biogasanlagen wird im mesophilen Bereich ( $30 - 35^{\circ} \text{C}$ ) betrieben. Weiters ist die thermophile Betriebsart zu nennen, die in einem Temperaturbereich von  $50 - 58^{\circ} \text{C}$  arbeitet und eine Abtötung diverser krankheitsregender Keime bewirkt, [5] S. 14.

Bei der internen und externen **hydraulischen Durchmischung** wird mit Hilfe einer Pumpe das Gärsubstrat an der Oberseite abgesaugt und von unten wieder zugeführt, wobei der Unterschied zwischen den beiden Varianten lediglich in der Positionierung der Pumpe liegt.

Eine Sonderform stellt die **hydrostatische Vermischung** dar, die ohne technische Hilfsmittel auskommt und sich den Druck, der im Außenring durch die Vergärung entsteht, zunutze macht. Durch diesen Druckaufbau wird die Biomasse nach unten gedrückt und weicht in den mittleren Bereich aus. Dadurch steigt der Oberflächenspiegel und somit auch die potentielle Energie des Substrats. Über entsprechende Leitsysteme kann dies genutzt werden und zur Durchmischung beitragen.

Die Methode der **Gaseinpressung** ähnelt der externen hydraulischen Durchmischung mit dem Unterschied, dass nicht Biomasse, sondern ein Teil des produzierten Gases oben abgesaugt und unten dem Prozess wieder zugeführt wird.

Am häufigsten verwendet wird die **mechanische Durchmischung**, bei der ein Rührwerk die notwendige Arbeit verrichtet. Die Abbildung Mitte links in Bild 10 wird *dänische Technik* genannt und erlaubt sehr große Volumina von bis zu 5000 m<sup>3</sup>. Sämtliche Kräfte und Momente, die durch die kontinuierliche Vermischung entstehen, werden bei dieser Variante vom Fermenterdach aufgenommen.

In Österreich und Deutschland übliche Fermenter bedienen sich der Tauchmotor-Propellerrührwerk-Technologie, die Volumina zwischen 500 und 1200 m<sup>3</sup> zulässt.

Der Rohrfermenter (Mitte rechts) wird vor allem bei Substraten, die sehr stark zu Sink- oder Schwimmschichtbildung neigen, eingesetzt und wird aus technisch-wirtschaftlichen Gründen nur bis zu einer Größe von 200 bis 300 m<sup>3</sup> gebaut.

#### 3.3.4 Produktgaszusammensetzung

Wie bereits erwähnt steht die tatsächliche Zusammensetzung in engem Zusammenhang mit den verwendeten Substraten. Um für weiterführende Überlegungen sinnvolle Aussagen treffen zu können, werden in der Tabelle 4 die Minima und Maxima, sowie die entsprechenden Mittelwerte, die von nun an als Grundlage dienen sollen, angeführt, [5].

Komponente	Bezeichnung	Volumensanteil	Volumensanteil-Mittel
CH <sub>4</sub>	Methan	50 – 75 %	60 %
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid	25 – 45 %	38,9 %
H <sub>2</sub> S	Schwefelwasserstoff	0 – 1 %	0,05 %
H <sub>2</sub> O	Wasser	gesättigt	gesättigt
H <sub>2</sub>	Wasserstoff	0 – 1 %	0,5 %
O <sub>2</sub>	Sauerstoff	0 – 1 %	0,1 %
N <sub>2</sub>	Stickstoff	0 – 3 %	0,4 %
NH <sub>3</sub>	Ammoniak	0 – 0,5 %	0,05 %

Tabelle 4: Produktgaszusammensetzung der Fermentation, [5]

Im Gegensatz zu den bereits erwähnten Vergasungsverfahren fällt hier der hohe Anteil an Methan und Kohlendioxid auf. Bei einer entsprechenden Aufbereitung, sprich Entfernung des CO<sub>2</sub> und anderer schädlicher Stoffe (siehe Kapitel 4), kann eine Erfüllung der Anforderungen gemäß ÖVGW RL G 31 durch Aufbereitung realisiert werden.

Der lange kommerzielle Einsatz dieser Technologie attestiert ihr Marktfähigkeit. Es stellt kein Problem dar, derartige Anlagen schlüsselfertig zu kaufen und über einen längeren Zeitraum kontinuierlich zu betreiben.

## 4. Reinigungsverfahren

Da aus den Betrachtungen in Kapitel 3 lediglich die Fermentationstechnik als voll einsatzfähig hervorgegangen ist, wird im Folgenden nur die Zusammensetzung dieses Gases berücksichtigt und hinsichtlich der einzelnen Begleitstoffe und deren Auswirkungen auf die bestehende Erdgasnetzstruktur diskutiert.

Des Weiteren werden unterschiedliche Verfahren, die eine Reduktion der für das bestehende Erdgasnetz schädlichen Biogaskomponenten unter definierte Grenzwerte gewährleisten, vorgestellt und erklärt.

Die ÖVGW hat in ihrer Richtlinie G 31 diese Grenzwerte genau für die einzelnen Bestandteile der im Netz transportierten Gase definiert, um eine bestimmte Qualität und einen reibungslosen Betrieb der Geräte der Endabnehmer sicherstellen zu können.

Nachfolgende Tabelle 5 gibt einen ersten Überblick über die Anforderungen, die auch von den Biogasherstellern, die das Netz benutzen wollen, erfüllt werden müssen (Näheres zu den Richtlinien siehe Kapitel 5).

<b>Gasbegleitstoffe</b>			
<b>Bezeichnung</b>	<b>Komponente</b>	<b>Einheit</b>	<b>Grenzwerte</b>
Kohlenwasserstoffe: Kondensationspunkt		°C	maximal 0 bei Betriebsdruck
Wasser: Kondensationspunkt	H <sub>2</sub> O	°C	maximal -8 bei einem Druck von 40 bar
Sauerstoff	O <sub>2</sub>	% Mol-Anteil	≤ 0,5
Kohlenstoffdioxid	CO <sub>2</sub>	% Mol-Anteil	≤ 2,0
Stickstoff	N <sub>2</sub>	% Mol-Anteil	≤ 5

Wasserstoff	H <sub>2</sub>	% Mol-Anteil	≤ 4
Gesamtschwefel		mg S/Nm <sup>3</sup>	in Störfällen kurzzeitig ≤ 150 im Jahresmittel ≤ 30 auf Dauer ≤ 10
Mercaptanschwefel		mg S/Nm <sup>3</sup>	≤ 6
Schwefelwasserstoff	H <sub>2</sub> S	mg/Nm <sup>3</sup>	≤ 5
Kohlenstoffoxidsulfid	COS	mg/Nm <sup>3</sup>	≤ 5
Halogenverbindungen		mg/Nm <sup>3</sup>	0
Ammoniak	NH <sub>3</sub>		technisch frei
Fest- und Flüssigbestandteile			technisch frei
Andere Bestandteile, welche die Betriebssicherheit und den Bestand des Netzes gefährden, dürfen nicht enthalten sein.			

Tabelle 5: Auszug aus der Richtlinie ÖVGW G 31, [16]

## 4.1 Plausibilitätserklärungen zu den Grenzwerten

### 4.1.1 Kohlenwasserstoffe

In Abhängigkeit von Herstellungs- und Aufbereitungsverfahren ist es möglich, dass Gase Kohlenwasserstoffe enthalten, die unter Umständen bei Betriebsdruck und –temperatur kondensieren. Dieser Vorgang wird durch eine Druckabsenkung hervorgerufen und muss somit nicht zwingend bereits bei der Erzeugung stattfinden.

Wahrscheinlicher ist eher, dass die Reduktion des Druckes erst im Brenner stattfindet, da spätestens dort der Druck unter dem der Aufbereitung und des Transportes liegt, und dann Kondensate in Form von Ölen gebildet werden. Diese ausfallenden Stoffe bergen zwei Risiken in sich: Einerseits können die Öle direkt zu Verrußung und Verstopfung im Brenner führen, andererseits gibt es die Gefahr der „Verpuffung“ im Brenner, bei der es zu einem Druckaufbau und in weiterer Folge zu einer spontanen, explosionsartigen Druckausbreitung im Brennraum kommt.

Um derartige Beschädigungen am Gerät zu verhindern sieht die Richtlinie G 31 die Temperatur von 0° C bei Betriebsdruck vor, oberhalb der die Kohlenwasserstoffe nicht kondensieren dürfen.

### 4.1.2 Wasser

Wasser stellt eine kritische Komponente dar, weil es zu Korrosion und Gashydratbildung führen kann. Die transportierten Gase sollten möglichst trocken sein, da andernfalls sämtliche Transporteinrichtung beschädigt werden könnten. Zusätzlich ist zu beachten, dass einige andere Gasbegleitstoffe in Kombination mit Wasser stark korrosive Tendenzen zeigen. Zur Unterbindung dieses Phänomens ist eine Beschränkung des Wassergehaltes notwendig.

Da Wasser nicht in den Leitungen vorhanden sein darf, wird ein Kondensationspunkt als Richtwert für den höchst zulässigen Wassergehalt herangezogen. In der ÖVGW-Richtlinie G 31 liegt dieser Punkt bei -8°C und einem Betriebsdruck von 40 bar.

### 4.1.3 Sauerstoff

Sauerstoff ist das erste Beispiel des oben erwähnten Korrosions-Problems, da Sauerstoff in Kombination mit Wasserdampf aggressiv wirkt und somit ein Problem für die Leitungen darstellt. Aus diesem Grund wird von der ÖVGW eine Konzentrationsbeschränkung auf  $\leq 0,5$  % Mol-Anteilen angegeben.

### 4.1.4 Kohlenstoffdioxid

Auch bei diesem Begleitstoff besteht die Gefahr eines korrosiven Angriffs auf das Rohrleitungsnetz, vorausgesetzt das Kohlendioxid befindet sich in einem feuchten Medium. Des Weiteren stellt CO<sub>2</sub> ein Inert-Gas dar und beansprucht somit Transportkapazität im Netz (siehe Kapitel 5.4.4). Aus diesen Gründen wurde eine Beschränkung des CO<sub>2</sub> auf  $< 2$  % Mol-Anteilen in der Richtlinie G 31 definiert.

#### 4.1.5 Stickstoff

Die Restriktionen an dieser Stelle haben keinen unmittelbaren sicherheitstechnischen Hintergrund. Eine Stickstoff-Beimischung hat keine negative Wirkung auf die bestehende Netzstruktur, allerdings kommt es auch hier aufgrund des Inertcharakters zu einer Reduktion des Brennwertes. Um eine Verminderung von Transportkapazitäten zu vermeiden wurde eine 5 % Mol-Anteilsgrenze von der ÖVGW festgelegt.

#### 4.1.6 Wasserstoff

Die Limitierung von Wasserstoff liegt bei 4 % Mol-Anteil am Gesamtproduktgas. Diese Begrenzung wurde aufgrund der bei Stahl auftretenden „Wasserstoffversprödung“ eingeführt, da H<sub>2</sub> in den Stahl der Leitungen diffundiert, sich im dortigen Gefüge festsetzen und zu einer Beeinträchtigung der Risszähigkeit führt.

#### 4.1.7 Schwefelverbindungen

Unter diesem Überbegriff fallen alle schwefelhaltigen Elemente wie Schwefelwasserstoff, Kohlenstoffoxidsulfid und diverse organische Sulfide, etwa Disulfide, Mercaptane und Thiophene. Diese Verbindungen wirken in Verbindung mit Wasser zumeist stark korrosiv auf Anlagenteile und das gesamte Erdgasnetz. Auch bei der Verbrennung können Schwefeloxide entstehen, die eine starke Korrosion bei metallischen Anlagenteilen hervorrufen.

Kurzfristig höhere Belastungen stellen kein großes Problem dar, allerdings muss der Durchschnittswert aufgrund der vorher genannten Komplikationen im Jahresmittel unter 30 mg S/Nm<sup>3</sup> bzw. bei längerfristiger Betrachtung unter 10 mg S/Nm<sup>3</sup> liegen.

#### 4.1.8 Halogenverbindungen

Auch bei diesen Gasbegleitstoffen treten Korrosionsprobleme auf, da es speziell in feuchten Medien zur Bildung von aggressiver Salz- oder Flusssäure kommen kann. Daher muss der Anteil dieser Stoffe unter der technischen Messbarkeit liegen (0 mg/Nm<sup>3</sup>). Sie treten

allerdings, genau wie Siloxane, nur bei Klär- und Deponiegasen auf und spielen bei fermentativ produzierten Gasen keine Rolle.

### 4.1.9 Ammoniak

Die Formulierung „technisch frei“ gewährleistet einen dauerhaften Betrieb von Gasgeräten und gastechnischen Einrichtungen, normgerechter oder üblicher Konstruktion. Auch hier hat sich eine korrosive Wirkung in Zusammenhang mit Wasserdampf gezeigt, die es zu verhindern gilt. Des Weiteren besteht bei Ammoniak ebenfalls die weiter oben beschriebene „Verpuffungsgefahr“ (siehe Kapitel 4.1.1).

### 4.1.10 Fest- und Flüssigbestandteile

Auch an dieser Stelle fordert die ÖVGW, dass das Produktgas technisch frei von derartigen Begleitprodukten ist, um einen reibungslosen Betrieb für die Endabnehmer gewährleisten zu können.

Das Vorhandensein derartiger Bestandteile ist stark von den verwendeten Aufbereitungsverfahren abhängig, da zum Beispiel schon einfache Kompressoranlagen durch minimale Undichtheiten einen Ölnebel<sup>6</sup> im Produktgas verursachen können. Auch Glykol oder andere schwerflüchtige Flüssigkeiten können in Form eines Nebels im Produktgas vorkommen.

Zusätzlich muss der Staub, der korrosionsbedingt in den Rohrleitungen anfällt und nicht zur Gänze vermieden werden kann, entweder gebunden oder nachträglich abgeschieden werden, um eine nachteilige Beeinflussung der Gasgeräte zu verhindern.

---

<sup>6</sup> Da sich Öl aus flüssigen Kohlenwasserstoffen zusammensetzt, ist wieder mit Problemen der Verrußung, Verstopfung und Verpufferung zu rechnen



## 4.2 Verfahren zur Sicherstellung der Qualitätsansprüche

Die Möglichkeiten, das Produktgas den geforderten Ansprüchen gerecht zu machen, sind vielfältig und beruhen auf unterschiedlichen chemischen und physikalischen Prinzipien.

Bild 11 gibt einen Überblick über sämtliche momentan bekannten Wege zur Aufbereitung von Biogas auf Erdgasqualität:

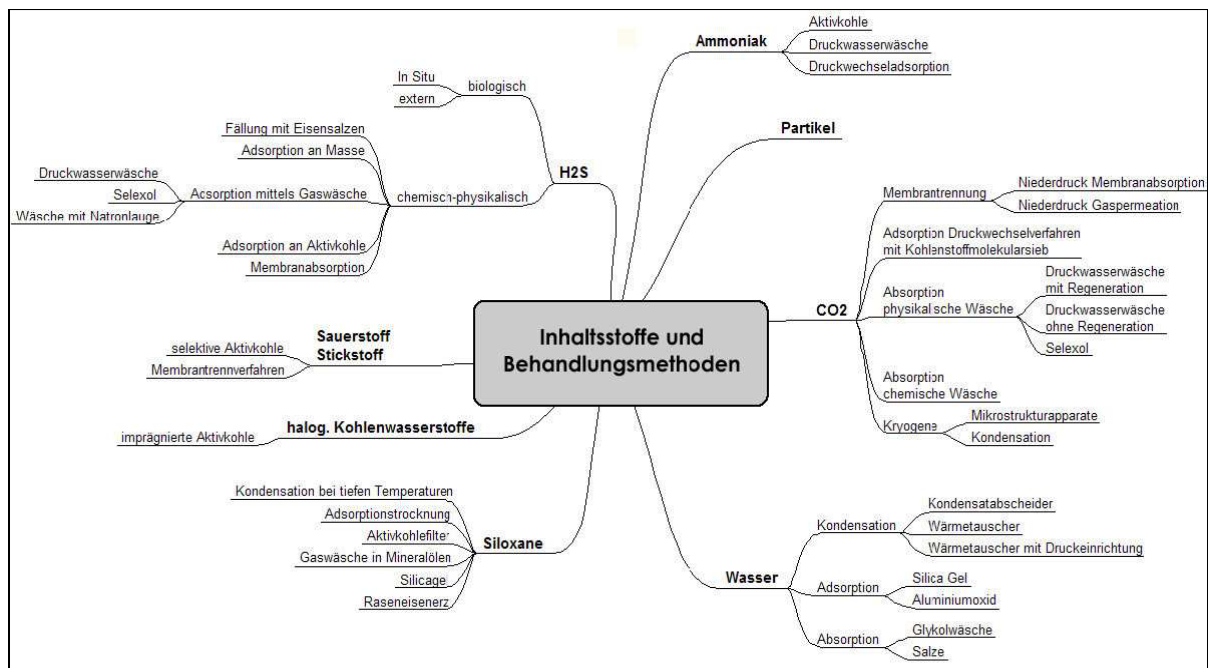


Bild 11: Überblick über bekannte Reinigungsverfahren, [10]

Im Folgenden wird nur auf die am häufigsten angewandten und technisch ausgereiftesten Varianten näher eingegangen.

Für eine Darstellung der seltener verwendeten Methoden sei an dieser Stelle auf die Diplomarbeit von *Herbert Tretter mit dem Titel „Neue Optionen für die Nutzung von Biogas“ ab Seite 154 ff.*, [5] verwiesen.

### 4.2.1. Die Wasserabtrennung

H<sub>2</sub>O ist zumeist der erste Stoff der abgeschieden wird, da speziell die Wechselwirkungen, die mit anderen Begleitstoffen eine stark korrosive Wirkung zeigen, schnell unterbunden werden sollen. In der Regel wird das Rohbiogas nach Verlassen des Fermenters auf eine kältere Umgebung treffen was zu einer unmittelbaren Kondensation des Wasserdampfes in den Rohrleitungen führt und in weiterer Folge erhebliche Schäden verursachen kann.

#### 4.2.1.1 Vortrocknung

Zu Beginn werden die Wassertröpfchen abgeschieden, da dies relativ leicht möglich ist und im Zuge einer Schmutzfilterung mit dem nachfolgend beschriebenen Verfahren erfolgen kann. Wird das Gas beispielsweise gleich nach Austreten aus dem Reaktor durch einen Koaleszenzfilter<sup>7</sup> geleitet, so können dort die Tröpfchen zu Wasser kondensieren, das entstehende Wasser abgeleitet und die das Gas verschmutzenden Schwebstoffe abgeschieden werden. Auch die Funktionen einer Überdruck- und Flammenrückschlagsicherung übernehmen solche Kiesfilter.

Dies bewirkt allerdings nur eine grobe Reinigung und bedingt weitere Wasserentfernungsverfahren, um den geforderten Standard erreichen zu können. Am häufigsten kommen dabei die Kältetechnik und Adsorptionsvarianten zur Anwendung.

#### 4.2.1.2 Kältetechnik

Bei dieser Option wird das Biogas durch eine stark gekühlte Membran geschickt. Der wasserhältige Teil des Produktgases kann an dieser kondensieren und in flüssiger Form abgeführt werden. Auf diese Art wird eine Absenkung des Taupunktes auf maximal 0,5 – 1° C erreicht. Für eine weitere Reduktion ist es notwendig, das Gas vorzuverdichten, was die Gefahr von weiteren Abscheidungen anderer unerwünschter Gasbegleitstoffe mit sich bringt und eine weitere Nachbehandlung erforderlich macht, weil es sich nicht mehr um reines und somit unproblematisch zu entsorgendes Wasser handelt.

---

<sup>7</sup> bei dieser Art von Filtern handelt es sich um eine Art Kiestöpfe

Da auf diese Weise das Gas auf eine sehr niedrige Temperatur abgekühlt wird, die meisten weiteren Aufbereitungsverfahren aber ein höheres Temperaturniveau verlangen, wird das Gas nach der Entspannung auf ein niedrigeres Druckniveau noch durch einen Wärmetauscher geschickt und wieder auf rund 25 °C aufgewärmt.

### 4.1.2.3 Adsorption

Prinzipiell spricht man von *Adsorption* wenn Gase, Dämpfe oder gelöste Stoffe an die Oberfläche eines festen Stoffes<sup>8</sup> gebunden werden. Da ein derartiger Stoff an seine Sättigungsgrenze gelangt und dann keine weiteren Produkte aufnehmen kann, muss eine Loslösung der adsorbierten Stoffe, die sog. *Desorption*, stattfinden. Weil sich die Adsorption exotherm verhält, kann die Desorption durch eine Umkehr des Energieflusses (Wärmeeinbringung) erzwungen werden.

Muss das Biogas auf sehr niedrige Taupunkte aufbereitet werden, so kommt dieses Verfahren zum Einsatz, wobei eine Vortrocknung wie oben erklärt nicht erforderlich ist.

Als Adsorbens kommen hier Silicagele, Aluminiumoxide oder anorganische Molekularsiebe zum Einsatz, die unter erhöhtem Druck in der Lage sind niedrigere Taupunkte zu realisieren. Aufgrund der erforderlichen Regenerationszeit kommen zwei parallele Adsorber zum Einsatz die abwechselnd beschickt werden. Dies stellt einen kontinuierlichen Reinigungsprozess bei Berücksichtigung der Desorptionszeiten sicher.

In der Praxis hat sich gezeigt, dass bei einem Gasdruck von 7 – 10 bar ein Taupunkt von bis zu -60 °C möglich ist.

---

<sup>8</sup> Diese Stoffe werden Adsorbens genannt.

## 4.2.2 Die Abtrennung von H<sub>2</sub>S

Es gibt zwei unterschiedliche Herangehensweisen, um Schwefelwasserstoff aus dem Biogas zu entfernen: Einerseits kann im Fermenter noch vor der Bildung von H<sub>2</sub>S präventiv regulierend eingegriffen werden, andererseits gibt es Verfahren, die eine Abscheidung am Produktgas selbst betreiben.

### 4.2.2.1 Fermenter-interne Verfahren

#### Eisensalze

Das Beifügen von Eisenschlämmen oder –salzen bewirkt bereits im Reaktor eine Bindung der dort anfallenden Sulfide, die sich für die Bildung von Schwefelwasserstoff verantwortlich zeigen. Es wird also Eisensulfid (FeS) gebildet und somit in weiterer Folge die Entstehung von H<sub>2</sub>S verhindert.

Größtenteils kommt dabei Eisenchlorid zum Einsatz, das ausgesprochen stabile Eisensulfide bildet und im Reaktor verbleibt. Je nach Dosierung und tatsächlicher Produktgaszusammensetzung können dabei H<sub>2</sub>S-Gehalte von 500 – 100 ppm<sup>9</sup> erreicht werden.

Diese Art der Schwefelwasserstoff-Abtrennung ist speziell bei Kofermentationsanlagen weit verbreitet, da die Investitionskosten (Aufbewahrungsbehälter für das Eisenchlorid und Dosiersystem) gering sind.

#### Insitu-Entschwefelung

Bei diesem Verfahren handelt es sich um eine Vorgehensweise, die auf einer rein biologischen Verminderung des H<sub>2</sub>S-Gehalts beruht. Mit Hilfe kleiner Pumpen wird Sauerstoff auf die Oberfläche des Gärguts geblasen, was in dem anaerob arbeitenden Reaktor einen Bereich schafft, in dem *Thiobakterien* auf aerobem Weg Schwefelwasserstoff zu elementarem Schwefel bzw. Schwefelsäure umsetzen können. Welche Form das Endprodukt

---

<sup>9</sup> ppm = parts per million und kann für H<sub>2</sub>S wie folgt in eine Massenangabe umgerechnet werden: 1 ppm H<sub>2</sub>S = 1,42 mg/m<sup>3</sup>

annimmt hängt stark von den Bakterien ab. Günstig sind solche, die reinen Schwefel produzieren, da sich sonst eine sehr saure Umgebung mit niedrigem pH-Wert und den damit verbundenen Korrosionsproblemen ausbildet. Diese Mikroorganismen müssen nicht zugesetzt werden sondern sind bereits zahlreich im Gärgut vorhanden sind. Allerdings sind eigene Besiedlungsflächen und geeignete Bedingungen für die Bakterien vorzusehen.

Von entscheidender Bedeutung ist auch die Menge an Sauerstoff die eingeblasen wird. Bei einer übermäßigen Einbringung kommt es zu einer Störung im Vergärungsprozess (die Methanbildner brauchen eine anaerobe Umgebung), die Biogasausbeute nimmt stark ab und es kommt zu einer neuerlichen  $H_2S$ -Bildung. Weiters kann ein bestimmtes Mischungsverhältnis von Sauerstoff, Methan und Inertgas zu Explosionsgefahr führen.

### 4.2.2.2 Reinigung außerhalb des Fermenters

#### katalytische Aktivkohle

Bei diesem Verfahren arbeiten zwei adsorbierend wirkende Aktivkohlefilter, die in Serie geschaltet werden. Das Biogas durchströmt diese unter erhöhtem Druck und Temperatur und wird von dem Schwefelwasserstoff befreit, der durch katalytische Oxidation in elementaren Schwefel und Wasser umgesetzt wird.

Für das Verfahren ist es zwingend erforderlich, dass das Produktgas noch einen Wasserdampfgehalt von mindestens 1 Vol.-% und eine gewisse erforderliche Sauerstoffmenge aufweist, wobei zu beachten ist, dass mit dem Sauerstoff auch die Stickstoffkonzentration im Biogas zunimmt und damit der Brennwert reduziert wird.

Die Serienschaltung stellt sicher, dass eine kontinuierliche Abscheidung des ungewünschten Nebenprodukts erfolgen kann. Zu Beginn ist lediglich der erste Filter aktiv und trennt  $H_2S$  ab, doch sobald sich dort ein gewisser Sättigungsgrad einstellt, bricht der Schwefelwasserstoff durch und der zweite Filter tritt in Aktion. Durch eine permanente Messung des Schwefelwasserstoffgehalts vor und nach dem Filter lässt sich der Zeitpunkt feststellen, an dem die  $H_2S$ -Konzentrationen vor und nach dem Filter gleich groß sind. Dies signalisiert die Notwendigkeit, die Aktivkohle in der ersten Stufe auszutauschen. Um auch die zweite Stufe voll auszulasten, wird nun diese vorgeschaltet und voll belastet. Ist ein Filter nicht weiter

einsetzbar, so wird er an den Hersteller retourniert und dort entweder regeneriert oder unter Energiegewinnung verbrannt.

Um eine Steigerung der Adsorptionsfähigkeit zu erreichen, wird die Kohle mit Kaliumjodid oder Jod und Eisen angereichert. Durch diese Maßnahmen kann eine Schwefelaufnahme von 1 kg pro kg Aktivkohle und somit eine Standzeit von einem Jahr und länger erreicht werden. Eine Absenkung des Schwefelwasserstoffgehalts von 500 – 5000 mg/m<sup>3</sup> auf 1 mg/m<sup>3</sup> ist realisierbar.

### Biotropfkörper

Im Wesentlichen beruht diese Technologie auf der In-Situ-Entschwefelung, allerdings wird bei der Biotropf-Methode der Prozess ausgelagert und findet in eigenen Behältern außerhalb des Fermenters statt, (Schema siehe Bild 12).

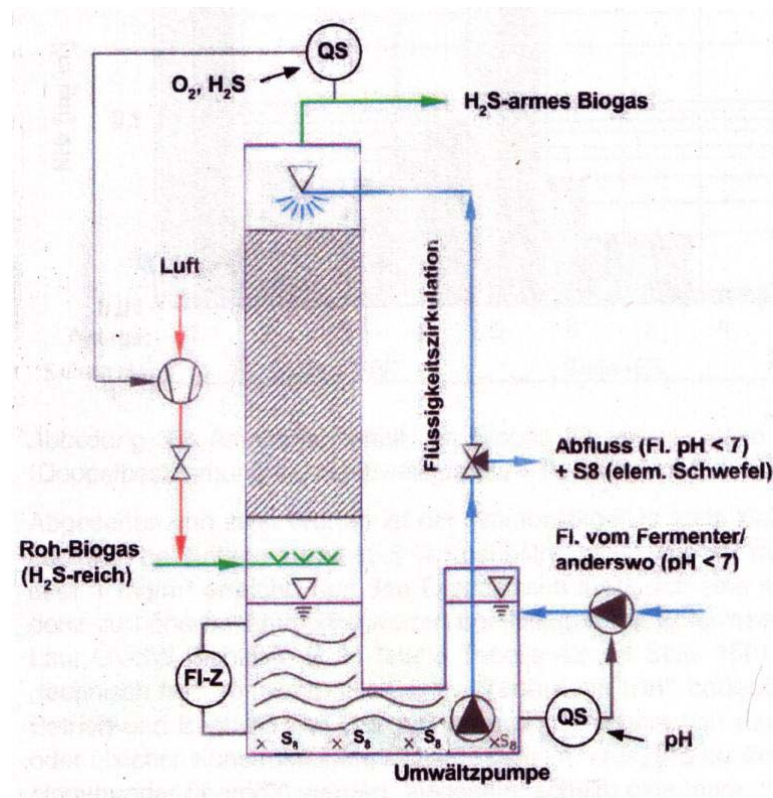


Bild 12: Schema einer Biotropfkörperanlage, [5]

Die für den Abbau von H<sub>2</sub>S verantwortlichen Thiobazillen werden auf einem Trägermaterial angesiedelt und dort mit einem Nährstoff versorgt, bei dem es sich im Normalfall um dem Fermenter direkt entnommene Substratflüssigkeit handelt. Das Biogas wird von unten in den

Behälter eingebracht und steigt durch die geringe Dichte bis an das obere Ende. Auf diesem Weg passiert es die Filter und wird dort von den Mikroorganismen von Schwefelwasserstoff befreit. Die Spülflüssigkeit durchläuft dabei einen ständigen Kreislauf und übernimmt auch die Funktion der Reinigung des Trägermaterials, indem es den gebildeten Schwefel wieder ausspült. Um eine Erhöhung der Schwefel- bzw. der Sulfatkonzentration im System zu verhindern wird permanent ein Teil der alten Flüssigkeit abgeführt und neue hinzugefügt, wobei kurze Spülungen im Ausmaß von wenigen Minuten pro Stunde ausreichend sind.

Die Technologie ist inzwischen soweit ausgereift, dass eine Reduktion des Schadstoffs um 90 % erreicht werden kann.

### 4.2.3 Die Abtrennung von Ammoniak

Eine Untersuchung an zehn verschiedenen Biogasanlagen in Bayern hat ergeben, dass der Ammoniak-Gehalt bei durch Fermentation erzeugtem Produktgas durchwegs unter  $1,5 \text{ mg/m}^3$  liegt. Dieser Wert stellt auch bereits ein Extremum dar und wird lediglich bei einer Anlage erreicht. Bei acht der untersuchten Anlagen lag der Wert stets unter  $0,1 \text{ mg/m}^3$ , [5] S.172.

Die ÖVGW-Richtlinie G 31 sieht vor, dass das Biogas „technisch frei“ von Ammoniak sein muss, was bedeutet, dass keine Einschränkung der Betriebsfähigkeit der Endabnehmergeräte durch diese Stoffes stattfinden darf. Da die Anteile am Biogas ausgesprochen gering sind und des Weiteren eine Abtrennung von  $\text{NH}_3$  im Zuge der Kohlendioxidreduktion (im Speziellen bei der Druckwasserwäsche) stattfindet (Details siehe 4.2.5) ist es nicht angebracht, eine Vorrichtung nur zu diesem Zweck in die Gesamtanlage zu integrieren.

#### 4.2.4 Die Abtrennung von Stickstoff und Sauerstoff

Größere Mengen an Stickstoff oder Sauerstoff müssen separat über Aktivkohlen oder Membrantrennverfahren abgeschieden werden, was zu einer deutlichen Erhöhung der Anlagenkosten führt. Um das zu vermeiden ist es zweckdienlich, bereits die Entstehung dieser Komponenten zu verhindern.

Stickstoff und Sauerstoff kommen nur bei der Entschwefelung als Luftbestandteile bewusst zum Einsatz und stellen dort ein notwendiges Betriebsmittel dar. Erfolgt die Dosierung in zu hohem Maße, so findet sich im Produktgas eine erhöhte Konzentration der beiden Stoffe und die Gefahr der Korrosion durch Sauerstoff entsteht. Wird der Entschwefelungsprozess adäquat überwacht und Luft in richtigem Maße zugeführt, aber dennoch eine übermäßige O<sub>2</sub>- und N<sub>2</sub>-Konzentration im Produktgas festgestellt, so ist das ein sicherer Hinweis auf Leckagen im Reaktor bzw. den Gasleitungen.

Eine kontinuierliche Überwachung der beiden Werte erscheint aus Gründen der Betriebssicherheit und Prozessstabilität unerlässlich, eine eigene Vorrichtung zum Verhindern unzulässiger Werte ist allerdings bei ordnungsgemäßem Betrieb eines Fermenters nicht notwendig.

#### 4.2.5 Die Abtrennung von CO<sub>2</sub>

Der Kohlendioxid-Gehalt stellt den zweitgrößten Anteil am Rohbiogas dar, da circa 40 % des Produktgases aus der Fermentation CO<sub>2</sub> ausmachen. Aufgrund der Tatsache, dass nach der Abtrennung dieses Stoffes überwiegend CH<sub>4</sub> übrig bleibt, wird dieser Vorgang auch *Methananreicherung* genannt.

Tretter, [5], hat festgestellt, dass mit einem Anteil von 55,2 % die Druckwasserabsorption bei der CO<sub>2</sub> Abtrennung das in Europa am häufigsten angewandte Verfahren darstellt, gefolgt von der Adsorption am Kohlenstoffmolekularsieb (KMS) mit 25,9 %. Diese Varianten sind demnach die gängigsten Optionen und werden nachfolgend bezüglich ihrer Funktionsweisen erläutert.



Eine Übersicht über die einzelnen Verfahren gibt die Tabelle 6:

Technologie	Anwendungen	Prozentanteile
Druckwasser	32	55,2 %
Adsorption am KMS	15	25,9 %
Gaspermeation	5	8,6 %
Membranabsorption	1	1,7 %
Selexol	1	1,7 %
Kryotechnik	1	1,7 %
unbekannt	3	5,2 %

Tabelle 6: Übersicht über die Methanisierungsverfahren und deren Anwendungshäufigkeit in Europa, [5]

#### 4.2.5.1 Druckwasserwäsche mit Regeneration (DWW)

Die Grundidee dieses Reinigungsverfahrens beruht auf der Tatsache, dass sich Ammoniak, Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid in Wasser deutlich besser lösen als Methan. Zur Verdeutlichung dieses Umstandes dient die Tabelle 7:

Stoff	Löslichkeit in Wasser bei 1 bar Druck des gelösten Gases [mmol/(kg bar)]	
	0 °C	25 °C
CO <sub>2</sub>	75	34
H <sub>2</sub> S	205	102
NH <sub>3</sub>	53.000	28.000
CH <sub>4</sub>	2,45	1,32
Luft	1,27	0,72

Tabelle 7: Löslichkeit unterschiedlicher Stoffe in Wasser, [5]

Wird der Umstand berücksichtigt, dass die Löslichkeit pro kg und bar angegeben ist, so lässt sich feststellen, dass bei einem Druck von 10 bar theoretisch 3 Liter Kohlendioxid in einem Liter Wasser gelöst werden können. Dieser Wert ist zwar durch die begrenzte

Aufenthaltsdauer des Gases im Wasser nur bedingt umsetzbar, aber immerhin können 80 bis 90 % dieses Wertes erreicht werden.

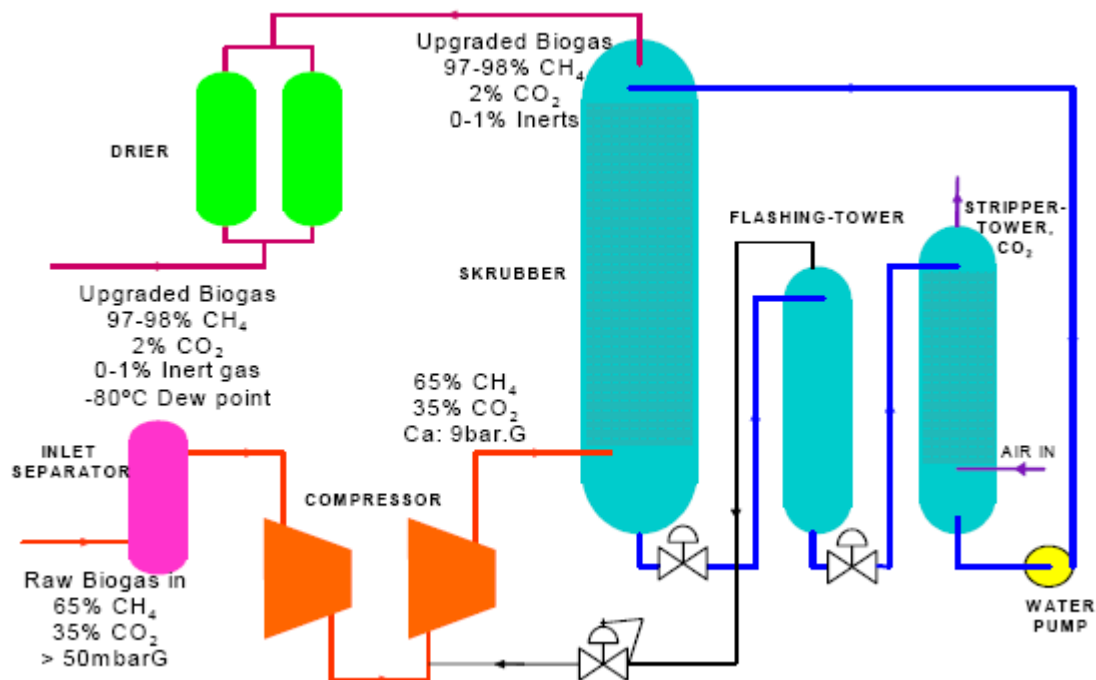


Bild 13: Schema einer DWW-Anlage, [6]

Bild 13 zeigt schematisch eine derartige Anlage samt den dazugehörigen Prozessdaten, wobei der „Inlet Separator“ und der „Drier“ in keinem direkten Zusammenhang mit der CO<sub>2</sub>-Abtrennung stehen. Sie bewirken lediglich eine grobe Vorreinigung bzw. die Trocknung des Gases und wurden bereits in Kapitel 4.2.1 behandelt.

Um die gesteigerte Absorptionsfähigkeit bei erhöhtem Druck ausnutzen zu können, wird das Rohgas in einer zweistufigen Kompressoranlage zuerst auf ca. 3 bar, in der zweiten Stufe auf 9 bar komprimiert. Dieser Vorteil bleibt aber nur erhalten, wenn auch die Temperatur des Gases niedrig bleibt (siehe Tabelle 6). Aus diesem Grund wird das Biogas nach der Kompression wieder abgekühlt und die so entstandene Abwärme kann zur Fermenterbeheizung genutzt werden. Da durch den erhöhten Druck Wasser nach jeder Stufe kondensiert, findet jeweils eine Abscheidung desselben statt. Das komprimierte Gas wird nun von unten in die Absorptionssäule, den so genannten „Skрубber“, geleitet und dort im Gegenstromverfahren mit Wasser durchflutet, wobei dieses die unerwünschten Stoffe CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S und NH<sub>3</sub> aufnimmt. Derartig gereinigtes Biogas verlässt oben die Säule und wird noch weiter getrocknet.

Das mit den Schadstoffen beladene Wasser wird von der Absorptionssäule in die erste Desorptionssäule („Flashing-Tower“) gepumpt und einer ersten Entspannung zwischen Reinigungs- und Umgebungsdruck unterzogen. Durch die dort stattfindende Druckreduktion wird ein Großteil des gelösten Methans wieder freigesetzt und um die Verluste zu minimieren wieder der zweiten Kompressorstufe zugeführt. In weiterer Folge wird das Wasser in die zweite Desorptionssäule den so genannten „Stripper-Tower“ geleitet, um durch die Zufuhr von Frischluft einer endgültigen Desorption unterzogen zu werden. Da bei diesem Vorgang auch Wasser aus dem System geblasen wird, kommt es an dieser Stelle zur Zufuhr von Frischwasser und das so aufbereitete Wasser wird wieder der Absorptionssäule zugeführt.

Mit der Druckwasserwäsche kann der CO<sub>2</sub>-Gehalt des aufbereiteten Biogases auf unter 2 Vol.-% gesenkt und somit den Anforderungen der ÖVGW Rechnung getragen werden. Beträgt die Schwefelwasserstoffkonzentration beim Rohgas nicht mehr als 300 mg/Nm<sup>3</sup>, so ist eine Absenkung auf < 5 mg/Nm<sup>3</sup> realisierbar und auch bei diesem kritischen Stoff den Ansprüchen der ÖVGW entsprochen. Bei höheren H<sub>2</sub>S Werten des Rohgases ist eine Vorentschwefelung unablässig. Diese kann mit den weiter oben genannten Verfahren erzielt werden. Die dritte gefährliche Komponente, Ammoniak, liegt schon im Rohgas nur in geringer Konzentration vor und kann aufgrund der hervorragenden Löslichkeit in Wasser, bei Bedarf, ausreichend gut entfernt werden. Das so gereinigte Biogas steht am Ende des Prozesses mit einem Druck > 8 bar zur Verfügung und kann somit in eine druckerhöhte Erdgasleitung (Netzebene 3) eingespeist werden.

Betragen der Stickstoff- und der Sauerstoff-Gehalt im Rohgas in Summe weniger als 1 Vol. % so ist es mit der Druckwasserwäsche möglich, einen dauerhaften Methangehalt von 97 Vol.-% zu erhalten. Da sich bei höheren N<sub>2</sub> und O<sub>2</sub> Konzentrationen der Methangehalt entsprechend verringert, ist es nicht zuletzt auch aus Sicherheitsgründen (Explosionsgefahr!) zwingend erforderlich, jeglichen Lufteintrag<sup>10</sup> in das System zu verhindern, [6].

Ein Problem stellt momentan noch das Abgas aus der zweiten Desorptionssäule dar, da in diesem Gas ca. 2 Vol % des Methanvolumens im Roh-Biogas enthalten sind. Die empfohlene Weiterverarbeitung dieses Abgases beinhaltet einen Biofilter, der lediglich in der Lage ist, den Schwefelwasserstoff abzuscheiden, aber das Methan, das einen hohen Beitrag zum Treibhauseffekt leistet, nicht unschädlich machen kann. Um Gase mit geringem CH<sub>4</sub> -Gehalt

---

<sup>10</sup> Luft besteht im Wesentlichen zu 78 % aus Stickstoff und 21 % aus Sauerstoff.

zu verbrennen, bedarf es aufwändiger Technologien (katalytische Oxidation unter hohen Temperaturen), deswegen erfolgt in der Praxis keine spezielle Nachbehandlung in Bezug auf Methan.

Die jährliche Verfügbarkeit einer derartigen DWV-Anlage wird von Herstellerseite mit 95 % (8.322 Stunden) angegeben, ist allerdings nicht mit Volllaststunden gleichzusetzen.

#### 4.2.5.2 Druckwechsel-Adsorption am Kohlenstoffmolekularsieb

Das Herzstück einer derartigen Anlage stellt das Kohlenstoffmolekularsieb (KMS) dar, bei dem es sich um einen speziellen Aktivkohlefilter handelt. Es wird eine spezielle Struktur erzeugt, die es den kleineren Molekülen wie  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$  und  $\text{O}_2$  erlaubt schneller als Methan in die Poren einzudringen. Die Aufnahmefähigkeit des Filters wird maßgeblich durch Druck, Temperatur und Strömungsgeschwindigkeit beeinflusst. Ist die Grenze erreicht, so beginnen die abzutrennenden Stoffe durchzudringen und die erforderliche Reinheit des Biogases kann nicht mehr sichergestellt werden.

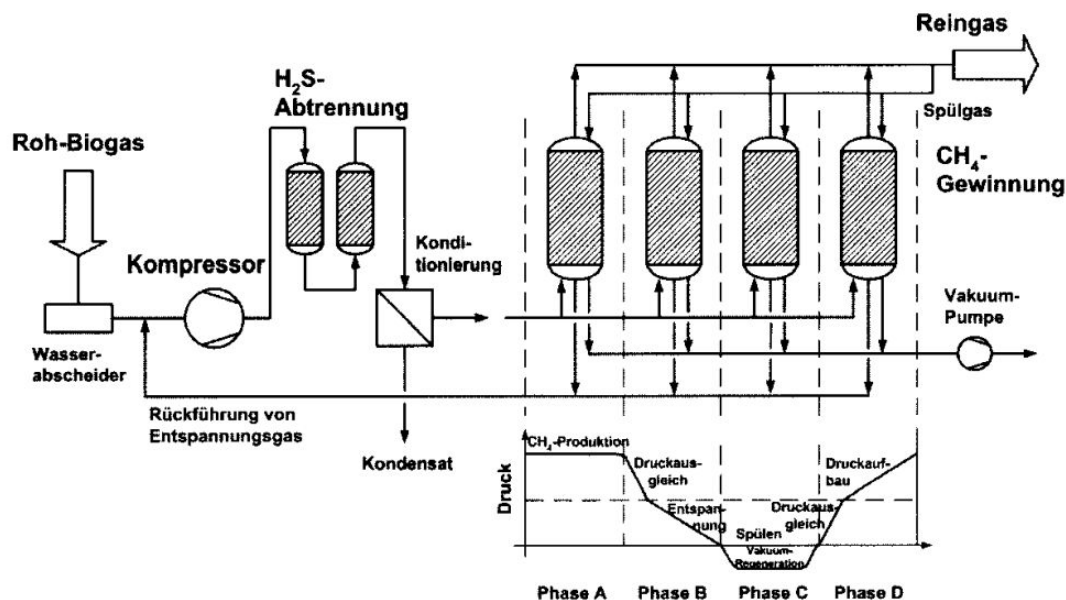


Bild 14: Schema einer PSA-Anlage, [5]

Bild 14 zeigt schematisch den Aufbau einer Druckwechseladsorptionsanlage<sup>11</sup>. Wichtig ist, dass der Schwefelwasserstoff bereits vor dem Passieren eines derartigen Filters abgeschieden

<sup>11</sup> engl. „Pressure Swing Adsorption“ PSA

wird, da er sich andernfalls dort festsetzt und sich auch bei einer durch Desorption stattfindenden Reinigung nicht aus dem KMS löst.

Ein KMS wird in vier Phasen betrieben, die sich zyklisch wiederholen (siehe Grafik Bild. 14). In der ersten Phase („*Phase A*“) wird der Adsorber mit unter Druck stehendem Biogas beschickt. Der Filter ist noch unverbraucht und kann die oben beschriebene Methangewinnung bewirken. Nach drei bis fünf Minuten beginnt die *Phase B* in zwei Stufen die Desorption einzuleiten. Wie aus der Grafik ersichtlich findet ein Druckausgleich von Betriebsdruck auf Umgebungsdruck statt. Wurde im Inneren des Adsorbers der gewünschte Umgebungsdruck erreicht, so startet in der *Phase C* zuerst eine Vakuumpumpe die Evakuierung des Filters<sup>12</sup>, um danach mit Reingas (bereits gereinigtes Biogas) eine Spülung und somit auch die vollkommene Entladung des KMS vornehmen zu können. *Phase D* gliedert sich wieder in zwei Stufen, wobei im ersten Schritt ein Druckaufbau stattfindet. In Zuge dessen wird dem evakuierten Adsorber Biogas von dem Filter, der sich gerade in *Phase B* (Druckabbau) befindet, zugeführt. Im zweiten Schritt wird das KMS wieder mit komprimiertem Rohgas beschickt und der Prozess wird wieder bei Phase A fortgesetzt.

Da ein Adsorber während seines Betriebs vier unterschiedliche Phasen durchläuft, sind zwingend vier KMS vonnöten, um einen kontinuierlichen Betrieb gewährleisten zu können. Ein versetzter Betriebsmodus der einzelnen Filter stellt sicher, dass zumindest einer die Aufgabe der Biogasreinigung wahrnehmen kann. Weiters unterstützen sich die Adsorber wechselseitig sowohl durch Bereitstellung von Reingas zur Desorption, als auch durch den Druckaufbau in den evakuierten Kammern nach der Desorption.

Der gesamte Methanverlust beträgt bei dieser Aufbereitungsvariante 2 bis 3 Vol.-%. Dieser Wert wird durch eine Rückführung des zur Desorption verwendeten Reingases zum Kompressor und somit eines zusätzlichen Reinigungsschrittes erreicht. Das aufbereitete Biogas liegt im Idealfall mit einer CO<sub>2</sub>-Konzentration von < 1 Vol.-% vor, der Methangehalt erreicht Werte > 97 Vol.-%. Durch die teilweise Entfernung von Stickstoff und Sauerstoff wird die Überschreitung von höchstzulässigen Konzentrationen dieser Komponenten verhindert und die Betriebssicherheit der Anlage gewährleistet. Der Druck dieses Reingases liegt zwischen 4 und 10 bar und ermöglicht somit eine unmittelbare Einspeisung in Erdgasleitungen mit erhöhtem Druckniveau, [7].

---

<sup>12</sup> Die Desorption findet bei einem Druck von 0,05 bar absolut statt.

Laut Hersteller kann die Anlage für 8.600 Stunden pro Jahr betrieben werden, was einer Verfügbarkeit von 98 % gleichkommt. Auch hier ist zu beachten, dass es sich dabei nicht um Volllaststunden handelt!

#### 4.2.5.3 Gaspermeation

Als weiteres hoffnungsvolles Aufbereitungsverfahren sei noch die Gaspermeation an der trockenen Membran erwähnt.

Dieses Verfahren macht sich den Umstand zu Nutze, dass unterschiedliche Moleküle verschieden schnell durch eine permeable Membran transportiert werden können. Bei einer entsprechenden Materialwahl (bspw. Zelluloseacetat) gelangen Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff deutlich schneller durch die Polymermembran als beispielsweise Methan. Die treibende Kraft hinter dieser Komponentenabtrennung ist ein auf der Rohbiogas-Seite notwendiger Überdruck in der Höhe von etwa 40 bar.

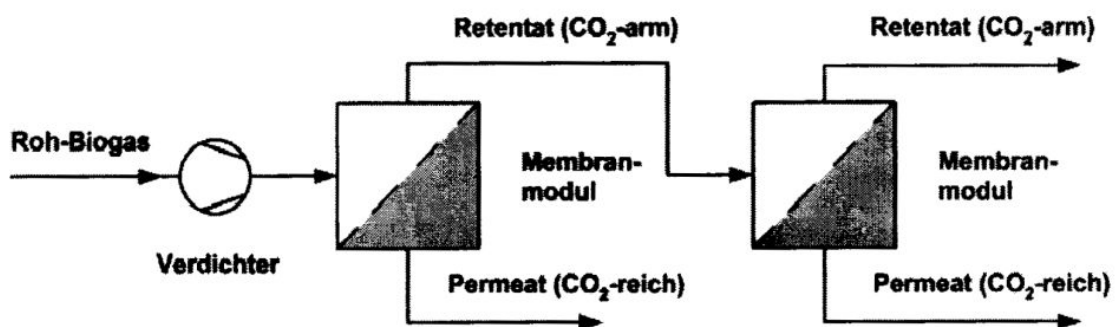


Bild 15: Schema der Gaspermeation an der trockenen Membran, [5]

Bild 15 zeigt, dass an der Membran der ursprüngliche Biogas-Strom in zwei Massenströme geteilt wird. Einerseits entsteht das Permeat, welches die Membran durchdrungen hat und im Wesentlichen aus CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S besteht, andererseits wird das Retentat, das nun einen erhöhten Methangehalt aufweist und zur energetisch höherwertigen Weiterverwendung gedacht ist, erzeugt.

Um den Methangehalt im aufbereiteten Produktgas zu erhöhen, werden mehrere derartige Module in Serie geschaltet. Ein wesentlicher Nachteil dieser Methode liegt in dem Umstand, dass Methan, obwohl schlechter als die ungewünschten Komponenten, sehr wohl durch die

Membran durchdringen kann und daher, speziell bei einer Serienschaltung, mit einem relativ hohen Methanverlust zu rechnen ist.

Das unten angeführte Bild 16 verdeutlicht den Zusammenhang zwischen Methanausbeute, Methangehalt im gereinigten Produktgas und Anzahl der Module.

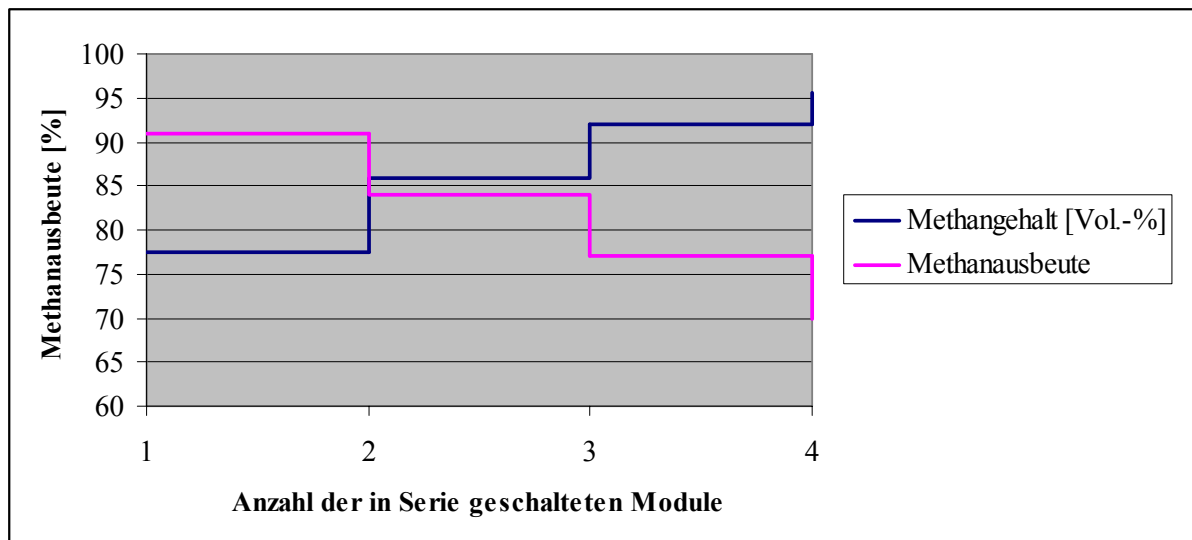


Bild 16: Methanverlust bei der Gaspermeation

Es ist ersichtlich, dass bei hohen Anforderungen an die Methanqualität mit entsprechenden Verlusten von 9 – 30 % bei der Methanausbeute gerechnet werden muss. Vergleichsweise liegt der Methanverlust bei einer Aufbereitung durch Druckwechseladsorption bei 2-3 %, bei der Druckwasserwäsche sogar unter 2 %.

Ein weiteres Problem liegt in den momentan noch nicht genau definierten Standzeiten der einzelnen Module. Allgemein wird eine Lebensdauer von ca. 3 Jahren als Richtwert herangezogen, wobei Langzeitversuche gezeigt haben, dass die Leistung solcher Membrane bereits nach 2 Jahren um etwa 20 % abnehmen kann.

### 4.2.5.4 Marktreife

Sowohl die Druckwasserwäsche, als auch die Druckwechsel-Adsorption am Kohlenstoffmolekularsieb haben mittlerweile marktreife erlangt. Sie werden seit über 10 Jahren zur Methananreicherung eingesetzt und sind auch für kleine Massenströme erhältlich, wobei die Kosten pro Kubikmeter Produktgas mit der Größe der Anlage deutlich geringer werden (Näheres siehe Kapitel 7).

Die Gaspermeationstechnik für die Biogasaufbereitung auf Erdgasqualität befindet sich noch in der F&E-Phase, allerdings wird an vielen Forschungsinstituten speziell an einer Gaspermeation im Niederdruckbereich (6 – 16 bar) geforscht, [11].



## 5. Einspeisung in das Erdgasnetz

### 5.1 Anforderungen seitens der ÖVGW

Die seitens der ÖVGW gestellten Anforderungen im Hinblick auf die Gasbegleitstoffe wurden bereits in Kapitel 4 vorgestellt. Die Plausibilitätserklärungen zu diesen Restriktionen wurden ebenfalls dargelegt (Kapitel 4.1), sind aus Sicherheitsgründen notwendig und erlauben keine Adaption hinsichtlich großzügigerer Werte.

Die ÖVGW hat in der Richtlinie G 31 noch weitere Bedingungen bezüglich der brenntechnischen Daten zum Transport eines Gases im österreichischen Erdgasnetz festgelegt. Tabelle 8 zeigt die gestellten Ansprüche:

<b>Brenntechnische Kenndaten</b>			
<b>Bezeichnung</b>	<b>Kurzzeichen</b>	<b>Einheit</b>	<b>Wert</b>
Wobbe Index	$W_s$	kWh/Nm <sup>3</sup>	13,3 bis 15,7
		MJ/Nm <sup>3</sup>	47,7 bis 56,5
Brennwert	$H_s$	kWh/Nm <sup>3</sup>	10,7 bis 12,8
		MJ/Nm <sup>3</sup>	38,5 bis 46,0
relative Dichte	$d$		0,55 bis 0,65

Tabelle 8: Brenntechnische Daten der ÖVGW Richtlinie G 31

Der Wobbe-Index kennzeichnet die Austauschbarkeit verschiedener Gase untereinander hinsichtlich der Wärmebelastung von Gasgeräten und muss zwingend eingehalten werden, um die Funktion der Endabnehmergeräte nicht zu beeinträchtigen.

Er kann wie folgt ermittelt werden:

$$W_s = \frac{H_s}{\sqrt{d}}$$

Es bedeuten:  $W_s$  = Wobbe-Index

$$H_s = \text{Brennwert}$$

$$d = \text{relative Dichte}$$

Dieser Index stellt nur *eine* Variante zur Beurteilung der Austauschbarkeit dar und darf nicht isoliert vom Verhalten der einzelnen Gasbegleitstoffe betrachtet werden. So kann zum Beispiel der Wobbe-Index zwar innerhalb der zulässigen Grenzen liegen, das Gas aber einzelne Komponenten enthalten, die für den Betrieb kritische Kondensationspunkte überschreiten und in weiterer Folge Anlagenteile beschädigen.

Der Brennwert setzt sich zusammen aus der Wärmemenge, die durch die Verbrennung von einem Normkubikmeter Gas frei wird, plus der Kondensationswärme, die durch Rückkühlung des Abgases auf 25° C und der damit verbundenen Kondensation des gasförmigen Wassers entsteht.

$$H_s = \text{Verbrennungswärme} + \text{Kondensationswärme}$$

Die relative Dichte entspricht dem Verhältnis der Dichte eines trockenen Gases zur Dichte trockener Luft, wobei sich beide Gase im physikalischen Normzustand<sup>13</sup> befinden. Die Dichte von Luft beträgt 1,293 kg/Nm<sup>3</sup>.

## 5.2 Diskussion der Gasqualität

Nach momentanem Stand (September 2005) müssen Einspeiser die ÖVGW Richtlinie G 31 (siehe oben) zu erfüllen. Ergänzend dazu wird aktuell eine ÖVGW Richtlinie G33 erarbeitet, die speziell auf Anforderungen an regenerative Gase eingeht. Diese Regelwerke schreiben verbindlich einzuhaltende Gasqualitäten vor und berechtigen bei deren Erfüllung zum Transport im bestehenden österreichischen Gasnetz. Die G33 muss nach Fertigstellung noch in die sog. „Sonstigen Marktregeln“ (siehe auch unter [www.e-control.at](http://www.e-control.at)) aufgenommen werden.

---

<sup>13</sup> Normdruck  $p_n = 1.013,25$  mbar  
 Normtemperatur  $T_n = 273,15$  K bzw. 0° Celsius

Tabelle 9 stellt die Forderungen im direkten Vergleich zu Rohbiogas und Erdgas dar:

Komponente	Bezeichnung	Rohbiogas	ÖVGW G 31 Anforderungen <sup>14</sup>	Erdgas
CH <sub>4</sub>	Methan	60 Vol.-%	keine	97,38 Vol.-%
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid	38,9 Vol.-%	< 2 Vol.-%	0,33 Vol.-%
H <sub>2</sub> S	Schwefelwasserstoff	0,05 Vol.-%	< 0,0003 Vol.-%	0,0 Vol.-%
H <sub>2</sub> O	Wasser	gesättigt	Taupunkt -8° C bei 40 bar	0,0 Vol.-%
H <sub>2</sub>	Wasserstoff	0,5 Vol.-%	< 4 Vol.-%	0,0 Vol.-%
O <sub>2</sub>	Sauerstoff	0,1 Vol.-%	< 0,5 Vol.-%	0,0 Vol.-%
N <sub>2</sub>	Stickstoff	0,4 Vol.-%	< 5 Vol.-%	0,93 Vol.-%
NH <sub>3</sub>	Ammoniak	0,05 Vol.-%	technisch frei	0,0 Vol.-%

Tabelle 9: Gasqualitäten und Anforderungen, [23]

### 5.2.1 Brennwert

Es wird zwar seitens der ÖVGW in der G 31 kein Mindestgehalt für Methan vorgeschrieben, allerdings zeichnet CH<sub>4</sub> aufgrund des hohen Brennwertes von 39,819 MJ/Nm<sup>3</sup> (bzw. 11,0608 kWh/Nm<sup>3</sup>) hauptsächlich für das Erreichen des notwendigen Brennwertes und somit auch des Wobbe-Indexes verantwortlich. Es gilt, den Methangehalt zu erhöhen, indem Kohlendioxid abgetrennt und auf diesem Wege das Gesamtvolumen reduziert, allerdings der CH<sub>4</sub>-Gehalt im aufbereiteten Produktgas stark erhöht wird.

<sup>14</sup> Bei idealen Gasen entsprechen Mol-% Vol.-%.

Die Umrechnung von mg/Nm<sup>3</sup> erfolgte unter Zuhilfenahme der Molmasse für H<sub>2</sub>S (M = 34,081 g/mol) und dem Normvolumen V<sub>N</sub> = 22,414 m<sup>3</sup>/kmol, [8]

Einen weiteren Beitrag leisten noch Wasserstoff und Schwefelwasserstoff (N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> sind inert und liefern daher keinen Beitrag zum Brennwert), allerdings wird H<sub>2</sub>S so stark limitiert, dass er keine Relevanz mehr für den Brennwert hat - im Gegensatz zu Wasserstoff, der mit erlaubten 4 Vol.-% noch einen kleinen Teil zum Erreichen des unteren Grenzwertes beiträgt.

Wird in einer ersten Annahme davon ausgegangen, dass es möglich wäre, Kohlendioxid vollständig aus dem Produktgas zu entfernen, der Methanverlust im System bei 2 Vol.-% liegt und vernachlässigt man den geringen Ammoniak- sowie den Schwefelwasserstoff-Gehalt, dann ergeben sich nach folgenden einfachen Überlegungen die Maximalwerte für CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> und O<sub>2</sub>.

Komponenten	Vol.-% Anteile im Roh-Biogas	Vol.-% Anteile im gereinigten Biogas
CH <sub>4</sub>	58 %	98,3 %
H <sub>2</sub>	0,5 %	0,85 %
O <sub>2</sub>	0,1 %	0,17 %
N <sub>2</sub>	0,4 %	0,68 %
Gesamt	59 %	100 %

Tabelle 10: Gegenüberstellung Rohgas – Produktgas, [5]

Unter Zuhilfenahme der einzelnen Brennwerte für reine Stoffe nach DIN 51850 berechnet man den maximalen Brennwert zu:

$$0,983 * 39,819 * \frac{MJ}{Nm^3} + 0,0085 * 12,745 * \frac{MJ}{Nm^3} = 39,2504 \frac{MJ}{Nm^3}$$

Dies entspricht einem Brennwert von  $\frac{39,2504}{3,6} = 10,9028 * \frac{kWh}{Nm^3}$

Wird in einer weiteren Annahme der Wasserstoff-Gehalt vernachlässigt und der Brennwert von Methan betrachtet, so sind 96,74 Vol.-% CH<sub>4</sub> erforderlich um einen Brennwert von 10,7 kWh/Nm<sup>3</sup> zu erreichen.

$$\frac{H_S}{H_{S,CH_4}} = x_{CH_4} \quad \text{bzw.} \quad \frac{10,7kWh/Nm^3}{11,0608kWh/Nm^3} = 0,96738 * 100\%$$

Unter Berücksichtigung eines realistischen Wasserstoff-Anteils von 0,82 Vol.-% (H<sub>2</sub> wird bei keinem Verfahren vollständig entfernt) ergibt sich die Höhe des von Methan abzudeckenden Brennwertes zu 10,67097 kWh/ Nm<sup>3</sup>. Dieser Wert bedarf eines CH<sub>4</sub>-Gehalts im aufbereiteten Produktgas von 96,47 Vol.-%. Sowohl die Aufbereitung mittels Druckwasserwäsche, als auch die Kohlendioxidabtrennung am Kohlenstoffmolekularsieb sind in der Lage, diesen Wert zu gewährleisten.

### 5.2.2 Relative Dichte, Wobbe-Index

Die relative Dichte des Produktgases, die auch erforderlich ist, um den Wobbe-Index zu bestimmen, kann leicht unter Zuhilfenahme der DIN 51850, der Zusammensetzung des aufbereiteten Biogases und der Dichte von Luft ermittelt werden.

Komponente	Dichte [kg/Nm <sup>3</sup> ]	Vol.-% im Produktgas
Methan	0,717	96,5
Kohlendioxid	1,977	1,9
Stickstoff	1,250	0,656
Sauerstoff	1,429	0,164
Wasserstoff	0,090	0,82
Schwefelwasserstoff	1,539	0,0003
Luft	1,293	
<b>Gesamtdichte</b>	<b>0,74069</b>	
<b>relative Gesamtdichte</b>	<b>0,5728</b>	

Tabelle 11: relative Dichte des Produktgases

Die Anforderung an die relative Dichte des Gases stellt kein Problem dar.

Der Wobbe-Index berechnet sich nach der in Kapitel 5.1 angeführten Formel und mit den ermittelten Werten für relative Dichte und Brennwert zu:

$$W_s = \frac{10,7}{\sqrt{0,572}} \quad W_s = 14,1476 * \frac{kWh}{m^3}$$

Dieser Index muss laut ÖVGW RL G 31 zwischen 13,3 und 15,8 kWh/Nm<sup>3</sup> liegen und behindert die Einspeisung von aufbereitetem Biogas in das österreichische Erdgasnetz nicht.

### 5.2.3 Anforderungen an den Wassertaupunkt, H<sub>2</sub>S- und NH<sub>3</sub>-Anteil

Mit der in Kapitel 4.2.1 dargestellten Adsorptionstechnik kann Biogas auf einen Taupunkt zwischen -30 bis -60 °C, bei einem Druck von 7 – 10 bar getrocknet werden. Unter Zuhilfenahme dieser Technologie ist es kein Problem, einen Taupunkt von -8° C bei 40 bar zu erreichen<sup>15</sup>.

Um den Schwefelwasserstoff-Gehalt zu reduzieren eignen sich mehrere der in Kapitel 4.2.2 erläuterten Verfahren. So werden unter Verwendung katalytischer Aktivkohlen H<sub>2</sub>S - Konzentrationen von ca. 1 mg/Nm<sup>3</sup>, bei Reinigung in einem Biotropfkörper Reduktionen um 90 % und auch bei der Methananreicherung in der Druckwasserwäsche Schwefelwasserstoff-Werte < 5 mg/Nm<sup>3</sup> realisiert. Es ist ersichtlich, dass sämtliche hier genannten Verfahren für eine Aufbereitung auf G 31-Qualität herangezogen werden können<sup>16</sup>.

Der Ammoniak-Gehalt ist, wie in Kapitel 4.2.3 erwähnt, bei den meisten durch Fermentation erzeugten Gasen ausgesprochen gering und bedarf daher keiner weiteren Adaption um der Richtlinie G31 gerecht zu werden. Sollten sich aufgrund der eingesetzten Gärsubstrate höhere Konzentrationen einstellen, so ist es sinnvoll, für die Methananreicherung die Druckwasserwäsche einzusetzen, da bei dieser Methode sehr hohe Reinheiten hinsichtlich des NH<sub>3</sub>-Gehalts im Produktgas erreicht werden.

<sup>15</sup> Plausibilitätserklärung: der Sättigungspartialdruck des Wasserdampfes ist überwiegend von der Temperatur abhängig. Der unterschiedliche Druck, bei konstanter Temperatur, wird über die Poynting-Korrektur berücksichtigt, die bei einem Druck von 1 bar 1,00053 und bei 10 bar 1,00650 beträgt und somit bei einer Drucksteigerung um eine Zehnerpotenz, lediglich eine Differenz von 0,00597 ausmacht, [8] S. 285

<sup>16</sup> So bedient sich zum Beispiel die ins Erdgasnetz einspeisende Biogasanlage der erdgas oö in Pucking (Oberösterreich) der Biotropfkörper-Technologie um die Richtlinie G 31 hinsichtlich der H<sub>2</sub>S-Konzentration erfüllen zu können.

### 5.2.4 ÖVGW Mitteilung G 33

Die momentan gültige Fassung der G 33 (April 1992) ist eine Mitteilung bezüglich der weiteren Verwendung von Deponiegasen. Dies bedeutet, dass sie informativer Natur ist und noch keine verbindlich einzuhaltenden Daten enthält.

Da das Interesse an biogenen Gasen und deren Einspeisung in Erdgasnetze steigt, sah sich die ÖVGW veranlasst, die Mitteilung G 33 in eine Richtlinie (RL) umzuwandeln. So wird in Zukunft nicht alleine die RL G 31, sondern auch die „neue“ RL G 33 ausschlaggebend für die Zulässigkeit der Einspeisung von Biogasen in das bestehende Netz sein. Nachstehend wird der Entwurf der RL G 33 vom 31.08.2005 dargestellt, [16].

Um den Brennwert von  $10,7 \text{ kWh/Nm}^3$  einhalten zu können, wird in der RL G 33 ein unterer Methan-Gehalt vorgeschrieben werden, mit dem Hinweis, dass eine alleinige  $\text{CH}_4$ -Konzentration von 97 % genügt um den Anforderungen laut RL G 31 gerecht zu werden, was auch nach eigenen Berechnungen (siehe oben) verifiziert werden konnte. Weiters wird die Summe der Inertgase ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ ) limitiert und die mögliche Komponente Kohlenstoffoxidsulfid (COS), die in der G 31 nicht erwähnt wird, einer Restriktion unterworfen werden. Diese Begrenzungen ergeben sich zwingend aus der Forderung nach dem Mindest-Brennwert.

Zur Sicherstellung der Einhaltung aller geforderten Grenzwerte gilt es, die Prozessbestimmenden Parameter kontinuierlich zu messen und zu dokumentieren. Um weitere, nicht bekannte Schadstoffe ausschließen zu können, werden zwei seriell geschaltete Aktivkohlefilter bzw. gleichwertige Techniken verlangt, zwischen denen periodische Messungen durchzuführen sind. Werden diese Filter nicht eingesetzt, so ist eine kontinuierliche Messung vorzusehen, damit im Falle einer Qualitätsverschlechterung des Produktgases eine sofortige und automatische Unterbrechung der Einspeisung erfolgen kann. Eine derartige Unterbrechung ist prinzipiell vorzusehen, da sich die Betriebsbedingungen im Fermenter (somit auch die Zusammensetzung des Produktgases) laufend ändern können und der Netzbetreiber bzw. die Kunden schadlos zu halten sind.

In direktem Zusammenhang mit dem Erstellen des Netzzugangsvertrages stehen auch die erforderliche Mengen- und Komponentenmessung zur Abrechnung, die eventuell

vorzusehende Odorierung, die Sicherung des Druckniveaus im Netz und Maßnahmen, die bei einer möglichen Überproduktion bzw. dem Ausfall (Wartungsarbeiten) getroffen werden und seitens der ÖVGW in der RL G 33 vorgeschrieben werden..

Als weiteres Novum kann die Forderung nach hygienischer Unbedenklichkeit gesehen werden. So wird in der „G 33 neu“ ein Gutachten, welches von autorisierter Stelle zu verfassen ist, verlangt, in dem sowohl Voll- und Teillast-Betrieb als auch der Anfahrvorgang zu berücksichtigen sind.

Darüber hinaus werden die Einspeisebedingungen insofern verschärft, als aus sicherheitstechnischen Überlegungen weder FCKW, noch Siloxane im Produktgas enthalten sein dürfen.

### **5.3 Systemnutzungstarif**

Die prinzipielle Abhängigkeit von Erdgas als „back-up“ für Spitzenverbräuche im täglichen Lastgangsprofil stellt die manchmal auftauchende Forderung nach einem entfernungsabhängigen Systemnutzungstarif in Frage.

In Österreich gilt für die Erdgasnetznutzung ein „Briefmarkensystem“, dies bedeutet, dass unabhängig von der zurückgelegten Strecke zwischen Einspeise- und Entnahmestelle, innerhalb Österreichs ein fixes Entgelt zu entrichten ist. Dies scheint sich auf den ersten Blick potentiellen Biogaseinspeisern gegenüber nachteilig auszuwirken, da eine Einspeisung in erster Linie auf einer Ebene mit niedrigem Druckniveau sinnvoll scheint und somit seitens der Biogashändler das bestehende Netz nur zur Überbrückung von kurzen Distanzen genutzt werden wird. Bei näherer Betrachtung wird allerdings deutlich, dass nur durch Zufügen von Erdgas der tatsächliche Bedarf abgedeckt werden kann, und somit indirekt auch der Rest des Netzes wesentlich zu einer Deckung der erforderlichen Gasmenge beiträgt.

Wäre es im Bereich des Möglichen einen so genannten „Inselbetrieb“, d.h. die alleinige Versorgung eines Gebietes durch einen Biogasproduzenten zu realisieren, so wäre es sinnvoll, lediglich für die benutzten Leitungen ein entsprechend geringeres Entgelt zu verrechnen. In



einem derartigen Anlagenkonzept müssen dann aber auch Speicher existieren, welche den Preis der Gesamtanlage weiter steigern.

## **5.4 Variante: Einspeisung von Biogas ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung**

Nachfolgende Kapitel beschäftigen sich mit der, unter anderem in der von D. Hornbachner et. al. (2005) verfassten Studie „*Biogas-Netzeinspeisung. Rechtliche, wirtschaftliche und technische Voraussetzungen in Österreich*“ dargestellten Idee, die Qualitätsanforderungen hinsichtlich des CO<sub>2</sub>-Gehalts am Einspeisepunkt abzusenken, indem die Kohlendioxidabtrennung in geringerem Ausmaß bzw. gar nicht betrieben und somit der geforderte Mindestbrennwert von 10,7 kWh/m<sup>3</sup> unterschritten wird.

### **5.4.1 Abrechnungsproblematik**

Da Biogasanlagen nur bedingt in der Lage sind Lastwechsellvorgängen zu folgen, gilt es als Erstes abzuklären, ob die erzeugte Menge auch tatsächlich abgenommen werden kann. Um dies zu ermitteln wird der Sommertag mit der geringsten Erdgasabnahme als Referenz herangezogen und direkt mit der durch den Fermenter erzeugten Menge an Gas verglichen. Liegt der Verbrauch unter der erzeugten Biogasmenge so sind Speicher vonnöten, die diese kurzfristige Überproduktion aufnehmen und zu gegebenen Zeiten wieder einspeisen können. Als sinnvolle Zeitspanne für eine Pufferung wurde von dem Institut für Energetik und Umwelt in Leipzig ein Zeitraum von sechs Stunden gewählt. Liegt die Mindestbedarfsmenge über dem erzeugten Biogasstrom so ergeben sich keine Speicherprobleme, das Biogas kann direkt eingespeist und zur Abdeckung des Grundbedarfs herangezogen werden. Da der Lastgang allerdings bereits über einen Zeitraum von 24 Stunden starken Schwankung unterliegt und zusätzlich wesentlich mit der Jahreszeit variiert, ist es notwendig je nach Bedarf Erdgas beizumischen.

Diese Beimischungen ziehen, bei einem niedrigeren Brennwert des Biogases, Brennwertschwankungen bei den Kunden nach sich und bewirken, dass eine Abrechnung auf Grundlage des Volumenstroms nicht mehr möglich ist. Vielmehr müsste die Gaszusammensetzung bei jedem Kunden einzeln gemessen werden, um den tatsächlichen Heizwert des verbrauchten Gases, und somit den adäquaten Preis, feststellen zu können.

Es würde dem allgemeinen Rechtsempfinden widersprechen, einen konstanten Brennwert pro Kubikmeter Gas zu verrechnen, unabhängig von der tatsächlichen Heizleistung. Für Endabnehmer, die „zufällig“ nicht mit Biogas versetztes Gas erhalten, wäre die gleiche Heizleistung deutlich günstiger.

#### 5.4.2 Sicherstellung des Mindestbrennwertes beim Kunden

Einen weiteren, in der oben erwähnten Studie nicht genannten Punkt, stellt die gezielte Ausnutzung der in der ÖVGW RL G 31 festgelegten Grenzwerte dar indem biogene Gase nicht entsprechend aufbereitet werden müssten und lediglich die Qualität am Entnahmepunkt den Mindestanforderungen zu genügen hätte.

Speisen in diesem Falle mehrere Biogasproduzenten hintereinander in dasselbe Netz ein, wobei der erste Einspeiser seine Gasmenge bereits so dimensioniert, dass am Entnahmepunkt der Mindestbrennwert von  $10,7 \text{ kWh/Nm}^3$  geliefert wird, so könnte ein weiterer, nachfolgender Einspeiser von Biogas mit niedrigerem Brennwert die Gasqualität unter die geforderten Werte senken. Der Netzbetreiber hätte in einer derartigen Situation keine rechtliche Handhabe um einzelne Biogasproduzenten einer Mengenlimitierung zu unterwerfen, was allerdings bei einem derartigen Szenario zwingend erforderlich wäre um einen störungsfreien Betrieb der Gasgeräte garantieren zu können. Ein Absenken des Mindestbrennwertes würde die Erbringung der Nennwärmeleistung, sowie die einwandfreie Verbrennung in Frage stellen.

Da sämtliche in Haushalten verwendeten Geräte einer europäischen Gerätezulassung (CE-Zertifizierung) unterliegen, die wiederum auf der ÖNORM EN 437, in der die Gasqualität 2H für Österreich definiert wird, basieren, können auch rechtliche Konsequenzen, die aus der dann notwendigen Modifikation eines ursprünglich genehmigten Gerätes erwachsen, nicht ausgeschlossen werden.

Auch bei speziellen Sparten der Großindustrie würde ein Wechsel der Gasqualität Probleme verursachen, da deren Prozesse im Hinblick auf konstanten Brennwert optimiert wurden.

Davon betroffen wären unter anderem Glasfabriken, Härtereien und die chemische Industrie<sup>17</sup>, die das gelieferte Gas als Rohstoff einsetzen bzw. weiter verarbeiten.

### 5.4.3 Absenkung des Brennwertes in der ÖVGW-Richtlinie G 31

Würde in weiterer Folge der Brennwert in der ÖVGW RL G 31 nach unten adaptiert werden und somit das Einspeisen unaufbereiteter Biogase gestatten, so wäre ein flächendeckendes Umstellen der brenntechnischen Daten aller betroffenen Verbrauchsgeräte notwendig. Derartige Projekte verursachen hohen logistischen Aufwand und konnten bei sämtlichen in der Tabelle 12 angeführten Umstellungen nur durch zertifizierte Dienstleistungsunternehmen und Ingenieursdienstleister in enger Zusammenarbeit mit den jeweiligen Auftraggebern durchgeführt werden. Diese Arbeiten verlangten eine langfristige, vierstufige Prozessabwicklung und können keinesfalls, wie in der Studie behauptet, im Rahmen der alljährlichen Inspektion umgesetzt werden, [26].

Anpassungsprojekte	Auftraggeber	Zähler-kunden	Geräte
NGW 2000	Thyssengas GmbH	3 634	5 184
Rhede 2000	Thyssengas GmbH	4 618	6 686
Bocholt 2000	Thyssengas GmbH	20 350	30 797
Stw. Duisburg 2000/2001	Thyssengas GmbH	20 124	25 511
Mülheim 2001	Thyssengas GmbH	26 593	34 335
Marsberg/Winterberg 2002	RWE Westfalen-Weser-Ems AG	17 760	23 267
Warburg/Arnsberg 2003	RWE Westfalen-Weser-Ems AG	31 146	39 403
Steinheim 2004	RWE Westfalen-Weser-Ems AG	16 913	19 505

Tabelle 12: Geräteumstellungen durch Gasqualitätswechsel, [26]

### 5.4.4 Kapazität

Ein weiteres Problem liegt in den Auslegungsrechnungen der einzelnen Gasleitungen. So definiert man vor dem Bau einer neuen Leitung einen Betrachtungszeitraum, an dessen Ende die gastechnische Erschließung des neu hinzugefügten Gebietes als abgeschlossen und vollständig angesehen wird. In weiterer Folge ermittelt man den absehbaren maximalen Gasverbrauch für diesen Endzeitpunkt und dimensioniert den Durchmesser so, dass die Leitungen mit dem Transport zur Deckung des erforderlichen Bedarfs voll ausgelastet sind.

<sup>17</sup> Die Agrolinz Melamine International bspw. benötigt Gas zur Herstellung von Düngemitteln.

Würde man nun Gas mit niedrigerem Brennwert transportieren, so wäre eine Erhöhung des Massenstroms erforderlich, um die gleiche Leistung beim Kunden gewährleisten zu können. Da aber eine Erhöhung des Massenstroms bei voll ausgelasteten Transportkapazitäten rein technisch nicht möglich ist, würde die Absenkung des Brennwertes den Bau neuer Leitungen und somit erhebliche Kosten verursachen.

In direktem Zusammenhang mit diesem Problem stehen auch die sog. „Schnellverschluß“ Ventile, welche Anfang der 90er-Jahre eingeführt wurden. Diese Ventile werden unter anderem vor jedem Hausanschluss in das Leitungssystem integriert und beinhalten eine kapazitätssensible Messeinrichtung, die bei einem außergewöhnlich hohen Gasdurchsatz, der auf Leckagen im hausinternen Gassystem schließen lässt, die Zuleitung sperrt. Ein erhöhter Volumenstrom in der Zuleitung, wie er durch Absenken des Brennwertes erforderlich wäre, würde eine Neujustierung (eventuell sogar den Austausch) dieser Ventile bedingen und in weiterer Folge erheblichen finanziellen und logistischen Aufwand verursachen<sup>18</sup>.

---

<sup>18</sup> Derartige Ventile werden auch in Transportleitungen höheren Druckniveaus eingegliedert und ziehen dort dieselben Komplikationen nach sich.

#### 5.4.5 Auswirkungen einer Erhöhung des CO<sub>2</sub>-Gehalts auf Gasgeräte

Gasgeräte werden vor der Einführung in den Markt mit exakt definierten Gasen nach ÖNORM EN 437 hinsichtlich des Brennverhaltens überprüft. Bei diesem Vorgang kommen unterschiedliche Gaszusammensetzungen zum Einsatz, allerdings werden die Auswirkungen einer Kohlendioxid-Erhöhung in diesen Testreihen nicht untersucht.

Da biogene Gase im Rohzustand aufgrund des höheren CO<sub>2</sub>-Anteils eine höhere Dichte als Erdgas aufweisen, kommt es bei der Verbrennung eines Mischgases in atmosphärischen Brennern zu einer verstärkten Primärluftansaugung und infolge dessen zur Erhöhung der Austrittsgeschwindigkeit, vgl. [17]. Hierdurch kann eine verstärkte Abhebeneigung der Flamme hervorgerufen werden. Bei überstöchiometrisch vormischenden Brennern wurde durch die Erhöhung der Primärluftansaugung des Weiteren eine Verminderung der Zündgeschwindigkeit festgestellt, womit die Abhebeneigung weiter verstärkt wird. Zusätzlich hat sich bei Versuchsreihen des Gaswärme-Instituts in Essen gezeigt, dass CO<sub>2</sub> die Zündgeschwindigkeit um etwa das dreifache stärker als Stickstoff vermindert.

Für konventionelle Gasgeräte sind bis zu einem Kohlendioxid-Anteil von 6 % keine Störungen zu erwarten. Allerdings werden moderne NO<sub>x</sub>-arme Brenner an der Abhebegrenze betrieben, daher ist bei diesen Geräten mit Betriebsstörungen zu rechnen, speziell da die Reserven heute prinzipiell schon sehr gering sind. Nicht zuletzt aus diesem Grund sind in Deutschland bereits bei Änderungen der Gaszusammensetzung innerhalb der Richtlinien Betriebsstörungen aufgetreten, [17].

## 6. Thermodynamische Überlegungen

Um die energetische Effizienz der Biogasaufbereitung zu beurteilen wurden in einem ersten Schritt die Systemgrenzen um die Aufbereitungsanlagen gelegt. Erst in weiterer Folge wurden auch potentielle Nutzungsszenarien betrachtet (siehe Kapitel 6.3 und 6.4) und somit eine umfassendere Analyse durchgeführt. Genaue Beachtung wurde der Exergie<sup>19</sup> geschenkt, da sie den tatsächlich verfügbaren Teil der Energie beschreibt.

Sämtliche Berechnungen wurden mit Mathcad 7 durchgeführt, beruhen auf eigenen Überlegungen und wurden als nicht aktive Felder zur Dokumentation in diese Studie eingefügt.

### 6.1 Exergiebilanz über eine DWW-Aufbereitung

Als Grundlage für die nachfolgenden Berechnungen gilt Bild 17, das sämtliche relevanten Ein- und Ausgangsgrößen einer DWW darstellt.

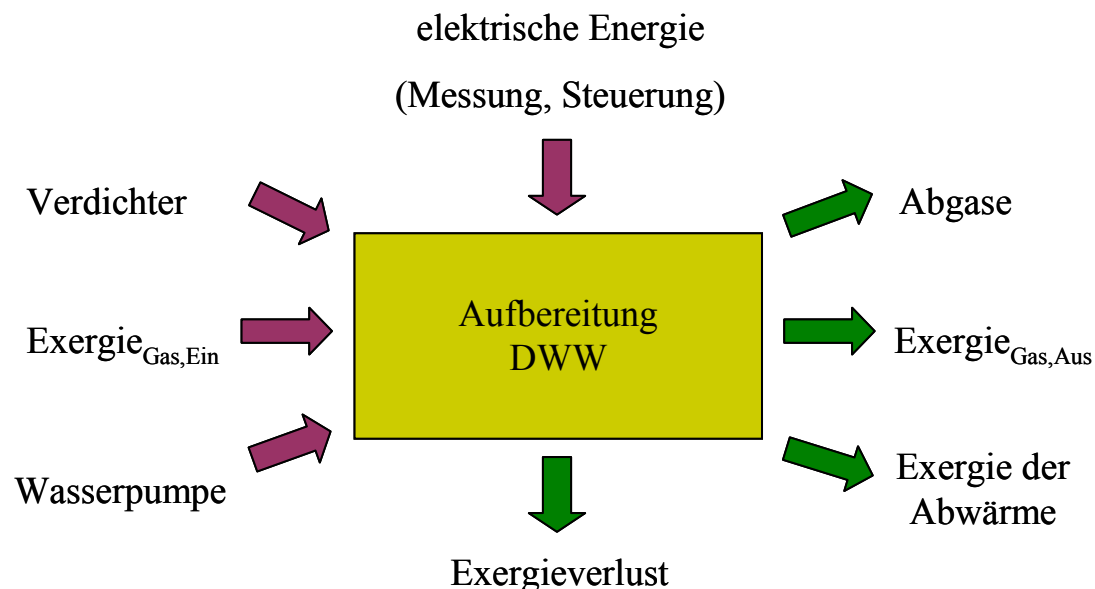


Bild 17: Exergiebilanz über die DWW

<sup>19</sup> Energie = Anergie + Exergie

Exergie beschreibt den Teil der Energie, der in jede andere Energieart umgeformt werden kann.

Zur Ermittlung der wesentlichen Größen wurden folgende Annahmen getroffen:

DWW	Volumenstrom <sup>20</sup>	CH <sub>4</sub> -Gehalt	CO <sub>2</sub> -Gehalt	Druck
Einheit	Nm <sup>3</sup> /h	Vol.-%	Vol.-%	bar (absolut)
Rohgas	100	60	40	1,03
Produktgas	60	98	2	10

Tabelle 13: Rahmenbedingungen zur Aufbereitung, [5, 6]

### 6.1.1 Molare Exergie des Gases

Zuerst wird die molare Exergie, die den einzelnen Molekülen aufgrund deren Zusammensetzung innewohnt, ermittelt. Nach [8] S. 356 kann die Standard-Exergie mit Glg. 6.1 berechnet werden:

$$E_{oi} := G_{oi} + \sum_{k=1}^M |v_{ki}| \cdot (E_{ok} - G_{ok}) \quad (\text{Glg. 6.1})$$

Darin bedeuten:

- E molare Standardexergie
- G molare Gibbsfunktion
- v stöchiometrischer Koeffizient

der *Index i* nimmt Bezug auf das Endprodukt  
 der *Index k* bezieht sich auf die an der Reaktion beteiligten Komponenten

Es ist ersichtlich, dass sich die molare Exergie eines Moleküls aus der Bildungsreaktion ergibt. Für CO<sub>2</sub> lautet die Reaktion:



<sup>20</sup> gilt bei Normbedingungen: Normdruck  $p_n = 1.013,25$  mbar  
 Normtemperatur  $T_n = 273,15$  K bzw. 0° Celsius

Bei bekannten molaren Standard-Exergien und Standard-Gibbsfunktionen nach [8] S. 356 bzw. S. 607 berechnet sich die molare Exergie zu:

$$E_C := 405.552 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad G_C := -1.711 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad E_{O_2} := 4.967 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad G_{O_2} := -61.166 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$G_{CO_2} := -457.25 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$E_{CO_2} := G_{CO_2} + (E_C - G_C) + (E_{O_2} - G_{O_2})$$

$$E_{CO_2} := 16.146 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Da das Finden der Standard-Exergie nach obigem Algorithmus nur für bestimmte Bildungsreaktionen zulässig ist, wurde die molare Exergie von  $CH_4$  direkt nach [8] S. 616 übernommen.

$$E_{CH_4} := 824.16 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

### 6.1.2 Exergie des Stoffstroms

Zusätzliche Aufmerksamkeit gilt es der Exergie des Stoffstroms zu schenken, die vorhandene Drücke und Temperaturen hinsichtlich des Exergieinhalts berücksichtigt.

Nach [9] S. 57 ist die Exergie des Stoffstroms folgendermaßen definiert:

$$e_{st} := h - h_u - T_u \cdot (s - s_u) \quad (\text{Glg. 6.2})$$

hierin bedeuten:

$e_{st}$	spezifische Exergie des Stoffstroms
$h$	spezifische Enthalpie
$T$	Temperatur (in Kelvin)
$s$	spezifische Entropie



der Index  $u$  bezieht die jeweilige Größe auf Umgebungsbedingungen<sup>21</sup>

Für die Entropiedifferenz gilt nach [9] S. 38 der Zusammenhang:

$$s_2 - s_1 := c_p \cdot \ln\left(\frac{T_2}{T_1}\right) - R \cdot \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right) \quad (\text{Glg. 6.3})$$

Wobei  $c_p$  die spezifische Wärmekapazität bei konstantem Druck und  $R$  die spezifische Gaskonstante beschreiben.

Da  $c_p$  und  $R$  für Biogas Größen eines Stoffgemisches darstellen, müssen diese Größen in einem weiteren Schritt für die gegebenen Bedingungen ermittelt werden. Nach [8] S. 271 und 272 gelten für ideale Gasgemische, bestehend aus  $N$  Komponenten, die Zusammenhänge:

$$c_p := \sum_{i=1}^N \xi_i \cdot c_{p_i} \quad (\text{Glg. 6.4}) \quad \text{und} \quad R := \sum_{i=1}^N \xi_i \cdot R_i \quad (\text{Glg. 6.5})$$

Das Formelzeichen  $\xi$  beschreibt die Massenanteile der einzelnen Komponenten  $i$  am Gemisch.

### 6.1.2.1 Massenanteile

Da die Volumenströme am Ein- bzw. Ausgang unter Normbedingungen gegeben sind, können unter Zuhilfenahme der idealen Gasgleichung die Massenströme der einzelnen Komponenten und in weiterer Folge die Massenanteile, die sich aus dem Quotienten mit dem Gesamtmassenstrom ergeben, ermittelt werden.

<sup>21</sup>  $T_u = 298,15 \text{ K}$  bzw.  $25^\circ \text{ C}$   
 $p_u = 1 \text{ bar}$  bzw.  $10^5 \text{ Pa}$

**Massenanteile am Rohgas:***Variablendefinition:*

$$V_{\text{punkt}_{\text{ges}}} := (100) \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad \text{bar} \equiv 10^5 \text{ Pa} \quad ^\circ\text{C} \equiv \text{K} \quad \text{g} \equiv 10^{-3} \text{ kg}$$

$$V_{\text{punkt}_{\text{CH}_4}} := 0.6 \cdot V_{\text{punkt}_{\text{ges}}}$$

$$V_{\text{punkt}_{\text{CO}_2}} := (1 - 0.6) \cdot V_{\text{punkt}_{\text{ges}}}$$

$$p := 1.01325 \text{ bar}$$

$$T := 273.15 \text{ K}$$

$$M_{\text{CH}_4} := 16.0426 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$M_{\text{CO}_2} := 44.0098 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$R := 8.31451 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

es bedeuten:  $V_{\text{punkt}}$       Volumenstrom  
 $R$                       universelle Gaskonstante  
 $M$                       molare Masse

Die ideale Gasgleichung lautet nach [9] S. 23:

$$p \cdot V := m \cdot R \cdot T \quad (\text{Glg. 6.6})$$

Durch Einführung zeitbezogener Größen mit anschließender Umformung ergibt sich die ideale Gasgleichung zu:

$$p \cdot V_{\text{punkt}} := m_{\text{punkt}} R \cdot T \quad m_{\text{punkt}} := \frac{p \cdot V_{\text{punkt}}}{R \cdot T}$$

Berechnung der Komponenten-spezifischen Gaskonstanten:

$$R_{\text{CH}_4} := \frac{R}{M_{\text{CH}_4}} \qquad R_{\text{CH}_4} := 518.27696 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

$$R_{\text{CO}_2} := \frac{R}{M_{\text{CO}_2}} \qquad R_{\text{CO}_2} := 188.92406 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

Ermittlung der Massenströme:

$$m_{\text{punktCH}_4} := \frac{p \cdot V_{\text{punktCH}_4}}{R_{\text{CH}_4} \cdot T} \qquad m_{\text{punktCH}_4} := 0.01193 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$m_{\text{punktCO}_2} := \frac{p \cdot V_{\text{punktCO}_2}}{R_{\text{CO}_2} \cdot T} \qquad m_{\text{punktCO}_2} := 0.02182 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Gesamtmassenstrom:

$$m_{\text{punktges}} := m_{\text{punktCH}_4} + m_{\text{punktCO}_2}$$

$$m_{\text{punktges}} := 0.03375 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Massenanteile:

$$\xi_{\text{CH}_4} := \frac{m_{\text{punktCH}_4}}{m_{\text{punktges}}} \qquad \xi_{\text{CH}_4} := 0.35348$$

$$\xi_{\text{CO}_2} := \frac{m_{\text{punktCO}_2}}{m_{\text{punktges}}} \qquad \xi_{\text{CO}_2} := 0.64652$$

*Kontrolle:*

$$\xi_{\text{ges}} := \xi_{\text{CH}_4} + \xi_{\text{CO}_2} \qquad \xi_{\text{ges}} := 1$$

**Massenanteile am Produktgas**

Die Ermittlung der Massenanteile des Produktgases am Ausgang erfolgt analog zu obiger Vorgehensweise, allerdings bei geänderten Bedingungen, da der Volumenstrom des Produktgases, durch Abtrennung des Kohlendioxids und nach den in Kapitel 6.1 getroffenen Annahmen, nur mehr 60 % des Eingangs-Volumenstroms beträgt.

*Variablendefinition:*

$$\begin{aligned} V_{\text{punkt ges.aus}} &:= 0.6 \cdot V_{\text{punkt ges}} & V_{\text{punkt ges.aus}} &:= 60 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \\ V_{\text{punkt CO}_2.\text{aus}} &:= (1 - 0.98) \cdot V_{\text{punkt ges.aus}} & V_{\text{punkt CO}_2.\text{aus}} &:= 1.2 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \\ V_{\text{punkt CH}_4.\text{aus}} &:= 0.98 \cdot V_{\text{punkt ges.aus}} & V_{\text{punkt CH}_4.\text{aus}} &:= 58.8 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \end{aligned}$$

Mit diesen Volumenströmen ergeben sich die Massenanteile der Produktgas-Komponenten zu:

$$\xi_{\text{CH}_4.\text{aus}} := 0.94698$$

$$\xi_{\text{CO}_2.\text{aus}} := 0.05302$$

### 6.1.2 Fortsetzung: Exergie des Stoffstroms

Mit den nun ermittelten Massenanteilen können (nach Gl. 6.4 und Gl. 6.5) die spezifischen Wärmekapazitäten und Gaskonstanten, somit auch in weiterer Folge die Exergien der Stoffströme berechnet werden.

#### Spezifische Wärmekapazitäten

*Rohgas:*

$$\xi_{\text{CH}_4} := 0.353 \quad \xi_{\text{CO}_2} := 0.647$$

$$c_{\text{pBG.ein}} := \xi_{\text{CH}_4} \cdot c_{\text{pCH}_4} + \xi_{\text{CO}_2} \cdot c_{\text{pCO}_2}$$

$$c_{\text{pBG.ein}} := 1.317 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

*Produktgas:*

$$\xi_{\text{CH}_4.\text{aus}} := 0.946 \quad \xi_{\text{CO}_2.\text{aus}} := 0.054$$

$$c_{\text{pBG.aus}} := \xi_{\text{CH}_4.\text{aus}} \cdot c_{\text{pCH}_4} + \xi_{\text{CO}_2.\text{aus}} \cdot c_{\text{pCO}_2}$$

$$c_{\text{pBG.aus}} := 2.113 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

#### spezifische Gaskonstanten

*Rohgas:*

$$\xi_{\text{CH}_4} := 0.353 \quad \xi_{\text{CO}_2} := 0.647$$

$$R_{\text{BG.ein}} := \xi_{\text{CH}_4} \cdot R_{\text{CH}_4} + \xi_{\text{CO}_2} \cdot R_{\text{CO}_2}$$

$$R_{\text{BG.ein}} := 0.305 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Produktgas:

$$\xi_{\text{CH4.aus}} := 0.946 \quad \xi_{\text{CO2.aus}} := 0.054$$

$$R_{\text{BG.aus}} := \xi_{\text{CH4.aus}} \cdot R_{\text{CH4}} + \xi_{\text{CO2.aus}} \cdot R_{\text{CO2}}$$

$$R_{\text{BG.aus}} := 0.501 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

In einem weiteren Schritt können nun die spezifischen Exergien der Stoffströme nach Glg. 6.2 und Glg. 6.3 ermittelt werden.

Für spezifische Enthalpien ( $h$ ) gilt nach [8] S. 88:

$$dh = c_p \cdot dT \quad (\text{Glg. 6.7})$$

Rohgas:

Die Exergie des Stoffstroms des Rohgases ergibt sich für eine gewählte Eingangstemperatur von 30° C zu:

$$\theta_{\text{ein}} := 30 \text{ °C}$$

$$\theta_{\text{u}} := 25 \text{ °C}$$

$$p_{\text{BG.ein}} := 1.030 \text{ bar}$$

$$p_{\text{u}} := 1 \text{ bar}$$

$$h := c_{p\text{BG.ein}} \cdot \theta_{\text{ein}}$$

$$h_{\text{u.ein}} := c_{p\text{BG.ein}} \cdot \theta_{\text{u}}$$

und mit:

$$T_{\text{ein}} := 303.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{u}} := 298.15 \text{ K}$$

$$s_{\text{ein}} - s_{\text{u}} := c_{p\text{BG.ein}} \cdot \ln\left(\frac{T_{\text{ein}}}{T_{\text{u}}}\right) - R_{\text{BG.ein}} \cdot \ln\left(\frac{p_{\text{BG.ein}}}{p_{\text{u}}}\right)$$

$$e_{\text{st.ein}} := h - h_{\text{u.ein}} - T_{\text{u}} \cdot (s_{\text{ein}} - s_{\text{u}})$$

$$e_{\text{st.ein}} := 2.74256 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Produktgas:

Aus dem erzwungenen Kontakt mit dem kühleren Wasser resultiert eine niedrigere Gastemperatur des Produktgases; sie wurde mit 20° C angenommen.

$$\theta_{\text{aus}} := 20 \text{ °C}$$

$$\theta_{\text{u}} := 25 \text{ °C}$$

$$p_{\text{BG.aus}} := 10 \text{ bar}$$

$$p_{\text{u}} := 1 \text{ bar}$$

$$h_{\text{aus}} := c_{p\text{BG.aus}} \cdot \theta_{\text{aus}}$$

$$h_{\text{u.aus}} := c_{p\text{BG.aus}} \cdot \theta_{\text{u}}$$

und mit:

$$T_{\text{aus}} := 293.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{u}} := 298.15 \text{ K}$$

$$s_{\text{aus}} - s_{\text{u2}} := c_{p\text{BG.aus}} \cdot \ln\left(\frac{T_{\text{aus}}}{T_{\text{u}}}\right) - R_{\text{BG.aus}} \cdot \ln\left(\frac{p_{\text{BG.aus}}}{p_{\text{u}}}\right)$$

$$e_{\text{st.aus}} := h_{\text{aus}} - h_{\text{u.aus}} - T_{\text{u}} \cdot (s_{\text{aus}} - s_{\text{u2}})$$

$$e_{\text{st.aus}} := 344.03398 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

### 6.1.3 Bildung der Gesamtexergie

Um die molare Exergie eines Gemisches berechnen zu können wurde, nach [8] S. 358, folgende Formel verwendet:

$$E_{\text{m}}(T, p) := \left[ \sum_{i=1}^N x_i \cdot E_{\text{oi}}(T, p) + R_{\text{m}} \cdot T_{\text{u}} \cdot \sum_{i=1}^N x_i \cdot \ln(x_i) \right] \quad (\text{Glg. 6.8})$$

es bedeuten:  $E_{\text{m}}$  molare Exergie des Gemisches  
 $x_i$  Stoffmengenanteil der Komponente  $i$   
 $R_{\text{m}}$  molare (universelle) Gaskonstante  
 $T_{\text{u}}$  Umgebungstemperatur

Da die Stoffmengenanteile noch nicht bekannt sind, gilt es diese in einem weiteren Zwischenschritt zu ermitteln.

### 6.1.3.1 Stoffmengenanteile

Die Ermittlung der Stoffmengenanteile eines Gemisches mit  $N$  Komponenten erfolgt (nach [8] S. 240) unter Zuhilfenahme folgender Zusammenhänge:

$$x_i := \left( \frac{M}{M_i} \right) \cdot \xi_i \quad (\text{Gl. 6.9}) \quad \text{und} \quad \frac{1}{M} := \sum_{i=1}^N \frac{\xi_i}{M_i} \quad (\text{Gl. 6.10})$$

Der Index  $i$  nimmt wieder Bezug auf die einzelnen Bestandteile, während hingegen  $M$  die Molmasse des idealen Gasgemisches bezeichnet. Da bereits sämtliche, zur Bestimmung der Stoffmengenanteile relevanten, Größen bekannt sind, können die Molmassen am Ein- und Austritt, sowie die Stoffmengenanteile berechnet werden.

Rohgas:

Gesamtmolmasse

$$M_{\text{ein}} := \left[ \left( \frac{\xi_{\text{CH}_4}}{M_{\text{CH}_4}} \right) + \left( \frac{\xi_{\text{CO}_2}}{M_{\text{CO}_2}} \right) \right]^{-1}$$

$$M_{\text{ein}} := 0.02724 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}$$

Stoffmengenanteile

$$x_{\text{CH}_4} := \left( \frac{M_{\text{ein}}}{M_{\text{CH}_4}} \right) \cdot \xi_{\text{CH}_4} \quad x_{\text{CH}_4} := 0.59948$$

$$x_{\text{CO}_2} := \left( \frac{M_{\text{ein}}}{M_{\text{CO}_2}} \right) \cdot \xi_{\text{CO}_2} \quad x_{\text{CO}_2} := 0.40052$$



Produktgas:

Gesamtmolmasse

$$M_{\text{aus}} := \left[ \left( \frac{\xi_{\text{CH4.aus}}}{M_{\text{CH4}}} \right) + \left( \frac{\xi_{\text{CO2.aus}}}{M_{\text{CO2}}} \right) \right]^{-1}$$

$$M_{\text{aus}} := 0.01661 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}$$

Stoffmengenanteile

$$x_{\text{CH4.aus}} := \left( \frac{M_{\text{aus}}}{M_{\text{CH4}}} \right) \cdot \xi_{\text{CH4.aus}} \quad x_{\text{CH4.aus}} := 0.97962$$

$$x_{\text{CO2.aus}} := \left( \frac{M_{\text{aus}}}{M_{\text{CO2}}} \right) \cdot \xi_{\text{CO2.aus}} \quad x_{\text{CO2.aus}} := 0.02038$$

## 6.1.3 Fortsetzung: Bildung der Gesamtexergie

Nach Glg. 6.8 und bei bekannten Molmassen der Gemische kann die Berechnung der Gesamtexergien und in einer nachfolgenden Überlegung die Umformung zu den Einheiten  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$  erfolgen.

Rohgas:

Molare Gesamtexergie

$$E_{\text{m.ein}} := (x_{\text{CH4}} \cdot E_{\text{CH4}} + x_{\text{CO2}} \cdot E_{\text{CO2}}) + R_{\text{m}} \cdot T_{\text{u}} \cdot (x_{\text{CH4}} \cdot \ln(x_{\text{CH4}}) + x_{\text{CO2}} \cdot \ln(x_{\text{CO2}}))$$

$$E_{\text{m.ein}} := 498.86291 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

bzw.:

$$e_{\text{ein}} := \frac{E_{\text{m.ein}}}{M_{\text{ein}}} \quad e_{\text{ein}} := 1.83109 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Produktgas:

Molare Gesamtexergie

$$E_{\text{m.aus}} := (x_{\text{CH}_4.\text{aus}} \cdot E_{\text{CH}_4} + x_{\text{CO}_2.\text{aus}} \cdot E_{\text{CO}_2}) + R_m \cdot T_u \cdot (x_{\text{CH}_4.\text{aus}} \cdot \ln(x_{\text{CH}_4.\text{aus}}) + x_{\text{CO}_2.\text{aus}} \cdot \ln(x_{\text{CO}_2.\text{aus}}))$$

$$E_{\text{m.aus}} := 807.44292 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

bzw.:

$$e_{\text{aus}} := \frac{E_{\text{m.aus}}}{M_{\text{aus}}} \quad e_{\text{aus}} := 4.8604 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Nun kann die Gesamtexergie nach folgender Beziehung bestimmt werden:

Rohgas:

$$e_{\text{ges.ein}} := e_{\text{ein}} + e_{\text{st.ein}} \quad e_{\text{ges.ein}} := 1.83136 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Produktgas:

$$e_{\text{ges.aus}} := e_{\text{aus}} + e_{\text{st.aus}} \quad e_{\text{ges.aus}} := 4.89481 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Unter Zuhilfenahme der oben ermittelten Massenströme ergeben sich folgende, für die ursprünglich angesetzte Bilanz relevanten, Exergieströme:

Rohgas:

$$E_{\text{punkt ein}} := e_{\text{ges.ein}} \cdot m_{\text{punkt ein}} \quad E_{\text{punkt ein}} := 618.00114 \text{ kW}$$

Produktgas:

$$E_{\text{punkt\_aus}} := e_{\text{ges. aus}} \cdot m_{\text{punkt\_aus}} \quad E_{\text{punkt\_aus}} := 604.25731 \text{ kW}$$

### 6.1.4 Exergie des Abgases

Die Ermittlung der Exergie des Abgases erfolgt analog zu den Berechnungen in Kapitel 6.1.3, unter Beachtung des Umstandes, dass der Volumenstrom des Abgases wie in Tabelle 11 definiert 40 % des Eingangsvolumenstroms ausmacht. Da der Methanverlust bei einer DWW-Anlage etwa 2 % beträgt, wird die Abgaszusammensetzung mit 2 Vol.-% Methan und 98 Vol.-% Kohlendioxid angenommen.

Variablendefinition:

$$V_{\text{punkt\_ges}} := (100) \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$V_{\text{punkt\_ab}} := 0.4 \cdot V_{\text{punkt\_ges}}$$

$$V_{\text{punkt\_CH4.ab}} := 0.02 \cdot V_{\text{punkt\_ab}} \quad V_{\text{punkt\_CO2.ab}} := (1 - 0.02) \cdot V_{\text{punkt\_ab}}$$

$$p := 1.01325 \text{ bar}$$

$$T := 273.15 \text{ K}$$

Die molare Exergie der einzelnen Moleküle entspricht natürlich auch in diesem Fall der oben ermittelten. Aus diesem Grund werden zur Bildung der molaren Gesamtexergie direkt die Stoffmengen- und Massenanteile ermittelt.

Massenströme:

$$m_{\text{punkt\_CH4.ab}} := \frac{p_2 \cdot V_{\text{punkt\_CH4.ab}}}{R_{\text{CH4}} \cdot T_2} \quad m_{\text{punkt\_CH4.ab}} := 1.59053 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$m_{\text{punkt\_CO2.ab}} := \frac{p_2 \cdot V_{\text{punkt\_CO2.ab}}}{R_{\text{CO2}} \cdot T_2} \quad m_{\text{punkt\_CO2.ab}} := 0.02138 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Gesamtmassenstrom:

$$m_{\text{punkt}_{\text{ges.ab}}} := m_{\text{punkt}_{\text{CH4.ab}}} + m_{\text{punkt}_{\text{CO2.ab}}}$$

$$m_{\text{punkt}_{\text{ges.ab}}} := 0.02154 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Massenanteile:

$$\xi_{\text{CH4.ab}} := \frac{m_{\text{punkt}_{\text{CH4.ab}}}}{m_{\text{punkt}_{\text{ges.ab}}}} \quad \xi_{\text{CH4.ab}} := 7.38432 \cdot 10^{-3}$$

$$\xi_{\text{CO2.ab}} := \frac{m_{\text{punkt}_{\text{CO2.ab}}}}{m_{\text{punkt}_{\text{ges.ab}}}} \quad \xi_{\text{CO2.ab}} := 0.99262$$

Die Berechnung der Stoffmengenanteile erfolgt wieder nach den Gleichungen 6.9 und 6.10 bei bereits bekannten Molmassen und Massenanteilen der einzelnen Komponenten:

Molare Gesamtmasse:

$$M_{\text{ab}} := \left[ \left( \frac{\xi_{\text{CH4.ab}}}{M_{\text{CH4}}} \right) + \left( \frac{\xi_{\text{CO2.ab}}}{M_{\text{CO2}}} \right) \right]^{-1}$$

$$M_{\text{ab}} := 0.04345 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}$$

Stoffmengenanteile:

$$x_{\text{CH4.ab}} := \left( \frac{M_{\text{ab}}}{M_{\text{CH4}}} \right) \cdot \xi_{\text{CH4.ab}} \quad x_{\text{CH4.ab}} := 0.02$$

$$x_{\text{CO2.ab}} := \left( \frac{M_{\text{ab}}}{M_{\text{CO2}}} \right) \cdot \xi_{\text{CO2.ab}} \quad x_{\text{CO2.ab}} := 0.98$$

Es ist ersichtlich, dass die Stoffmengenanteile bei idealen Gasen ident sind mit den Vol.-% Angaben.

Nach Glg. 6.8 ergibt sich die molare Gesamtexergie des Abgases zu:

$$E_{m.ab} := (x_{CH4.ab} \cdot E_{CH4} + x_{CO2.ab} \cdot E_{CO2}) + R_m \cdot T_u \cdot (x_{CH4.ab} \cdot \ln(x_{CH4.ab}) + x_{CO2.ab} \cdot \ln(x_{CO2.ab}))$$

$$E_{m.ab} := 32.06318 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Unter Zuhilfenahme der molaren Gesamtmasse erfolgt wie zuvor die Umformung zu  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ .

$$e_{ab} := \frac{E_{m.ab}}{M_{ab}} \quad e_{ab} := 737.92818 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Auch beim Abgas gilt es die Exergie des Stoffstroms zu beachten, wobei die Berechnung dieser nach Glg. 6.2 bzw. 6.3 erfolgt. Da die spezifische Wärmekapazität und auch die spezifische Gaskonstante, wie bereits oben erwähnt, von der Zusammensetzung des Gemisches abhängt, müssen diese Werte (nach den Glg. 6.4 und 6.5) neu ermittelt werden.

spezifische Wärmekapazität:

$$c_{p.ab} := \xi_{CH4.ab} \cdot c_{pCH4} + \xi_{CO2.ab} \cdot c_{pCO2}$$

$$c_{p.ab} := 0.8537 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

spezifische Gaskonstante:

$$R_{ab} := \xi_{CH4.ab} \cdot R_{CH4} + \xi_{CO2.ab} \cdot R_{CO2}$$

$$R_{ab} := 0.19135 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Das Kohlendioxid wird durch Entspannung auf Umgebungsdruck wieder freigesetzt. Dieser Umstand findet bei der Exergie des Stoffstroms Berücksichtigung.

Variablendefinition:

$$T_{ab} := 293.15 \text{ K} \quad T_u := 298.15 \text{ K}$$

$$p_{ab} := 1 \text{ bar} \quad p_u := 1 \text{ bar}$$

Exergie des Stoffstroms:

$$h_{ab} := c_{p,ab} \cdot T_{ab} \quad h_{u,ab} := c_{p,ab} \cdot T_u$$

$$s_{ab} := c_{p,ab} \cdot \ln\left(\frac{T_{ab}}{T_u}\right) \quad s_{u,ab} := R_{ab} \cdot \ln\left(\frac{p_{ab}}{p_u}\right)$$

$$e_{st,ab} := h_{ab} - h_{u,ab} - T_u \cdot (s_{ab} - s_{u,ab})$$

$$e_{st,ab} := 0.0362 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Mit dem oben ermittelten Massenstrom ergibt sich der für die Bilanz relevante Exergiestrom:

$$E_{\text{punkt}_{ab}} := (e_{ab} + e_{st,ab}) \cdot m_{\text{punkt}_{ges,ab}}$$

$$E_{\text{punkt}_{ab}} := 15.8952 \text{ kW}$$

### 6.1.5 Abzuführende Wärme des Verdichters

In der Exergiebilanz scheint auch die Abwärme des Verdichters auf. Um diese genau beziffern zu können ist es notwendig, die technische Arbeit zu ermitteln.

Nach [9] S. 31 und 23 beschreibt Glg. 6.11 die spezifische, technische Arbeit einer isentropen<sup>22</sup> Verdichtung, die in einem weiteren Schritt über einen entsprechenden Wirkungsgrad auf die real zu verrichtende Arbeit schließen lässt:

$$w_{t12} := c_p \cdot \left[ \left( \frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1-\kappa}{\kappa}} - 1 \right] \cdot T_1 \quad (\text{Glg. 6.11})$$

Der Isentropenexponent  $\kappa$  wird aus dem Quotienten der spezifischen Wärmekapazität bei konstantem Druck ( $c_p$ ) und der spezifischen Wärmekapazität bei konstantem Volumen ( $c_v$ ) gebildet.

Nach [9] S.23 gelten folgende Zusammenhänge:

$$R := c_p - c_v \quad (\text{Glg. 6.12})$$

und

$$\kappa := \frac{c_p}{c_v} \quad (\text{Glg. 6.13})$$

Da das Gas vor der Aufbereitung verdichtet wird, sind lediglich die Werte von  $c_{pBG, \text{ein}}$  und  $R_{BG, \text{ein}}$ , die bereits in Kapitel 6.1.2 ermittelt wurden, relevant.

$$c_{vBG, \text{ein}} := c_{pBG, \text{ein}} - R_{BG, \text{ein}} \quad c_{vBG, \text{ein}} := 1.012 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

<sup>22</sup> Die Isentrope beschreibt eine reversible, adiabate (kein Wärmeaustausch mit der Umgebung) Zustandsänderung

Mit dem nun ermitteltem  $c_v$  ergibt sich das  $\kappa$  nach Glg. 6.13 zu:

$$\kappa_{\text{BG.ein}} := \frac{c_{p\text{BG.ein}}}{c_{v\text{BG.ein}}} \quad \kappa_{\text{BG.ein}} := 1.302$$

Die Verdichtung eines Gases findet üblicher Weise in mehreren Stufen statt, wobei für diesen Fall eine zweistufige Verdichtung angenommen wurde. Um die Arbeit auf beide Stufen gleich aufzuteilen wird der dafür notwendige Zwischendruck ermittelt

Unter der genannten Voraussetzungen gilt nach Glg. 6.11:

$$c_p \cdot \left[ \left( \frac{p_1}{p_z} \right)^{\frac{1-\kappa}{\kappa}} - 1 \right] \cdot T_1 := c_p \cdot \left[ \left( \frac{p_z}{p_2} \right)^{\frac{1-\kappa}{\kappa}} - 1 \right] \cdot T_z \quad (\text{Glg. 6.14})$$

Durch die Abkühlung des Gases nach der Verdichtung auf die Ausgangstemperatur ergibt sich die Bedingung:

$$T_1 := T_z$$

Durch Einsetzen und Kürzen ist folgender Zusammenhang erkennbar:

$$\left( \frac{p_1}{p_z} \right) := \left( \frac{p_z}{p_2} \right) \quad \text{bzw.} \quad p_z := \sqrt{(p_1 \cdot p_2)}$$

Unter Beachtung der in Kapitel 6.1 gestellten Annahmen errechnet sich der Zwischendruck zu:

$$p_1 := 1.03 \text{ bar} \quad p_2 := 10 \text{ bar}$$

$$p_z := \sqrt{(p_1 \cdot p_2)} \quad p_z := 3.20936 \text{ bar}$$



Nun kann mit Glg. 6.11 die erforderliche spezifische, technische Arbeit für eine Stufe berechnet werden:

$$w_{t1z} := c_{pBG.ein} \left[ \left( \frac{p_1}{p_z} \right)^{\frac{1 - \kappa_{BG.ein}}{\kappa_{BG.ein}}} - 1 \right] \cdot T_1$$

$$w_{t1z} := 120.42423 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Über einen Isentropen-Wirkungsgrad von  $\eta = 0,85$  wird die real zu verrichtende Arbeit pro Stufe ermittelt:

$$w_{t.real} := \frac{w_{t1z}}{\eta} \quad w_{t.real} := 141.67556 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Mit der Glg. 6.15 (nach [9] S.31) gilt:

$$w_t := c_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (\text{Glg. 6.15})$$

nach Umformung und Einsetzen der relevanten Größen:

$$T_{2r} := \left( \frac{w_{t.real}}{c_{pBG.ein}} \right) + T_1 \quad T_{2r} := 410.72446 \text{ K}$$

Die Rückkühlung auf  $30^\circ \text{ C}$ , und somit die Ausgangstemperatur ergibt, bei bekanntem Massenstrom des Rohgases, folgenden abzuführenden Wärmestrom:

Rückkühlung:

$$T_{2r} - 303.15 \text{ K} := 107.57446 \text{ }^\circ\text{C}$$

Wärmestrom pro Stufe:

$$Q_{\text{punkt.ab}} := c_{pBG} \cdot \dot{m}_{\text{punkt.ges}} \cdot (T_{2r} - 303.15 \cdot \text{K}) \quad Q_{\text{punkt.ab}} := 4.78155 \text{ kW}$$

Gesamter, abzuführender Wärmestrom des Verdichters:

$$Q_{\text{punkt.ab.ges}} := 2 \cdot Q_{\text{punkt.ab}} \quad Q_{\text{punkt.ab.ges}} := 9.5631 \text{ kW}$$

### 6.1.6 Strombedarf

Nach [6] S. 40 ist für den Strombedarf einer DWW-Aufbereitungsanlage festgestellt worden, dass pro  $\text{Nm}^3$  Produktgas 0,3  $\text{kWh}_{el}$  für den Betrieb benötigt werden. Dies bewirkt für das fiktive Modell folgenden Bedarf:

$$P_{el} = V_{\text{punkt}_{PG}} \cdot 0,3 \quad (\text{Gl. 6.15}) \quad \text{bzw.} \quad P_{el} = 18 \text{ kW}$$

mit:  $V_{\text{punkt}_{PG}}$                       Volumenstrom des Produktgases (nach Kapitel 6.1)  
 $P_{el}$                                       elektrische Leistung

### 6.1.7 Bilanzierung

Bei Betrachtung von Bild 17 ergibt sich nun folgender Zusammenhang:

$$E_{\text{punkt}_{ein}} + P_{el} = E_{\text{punkt}_{aus}} + E_V + E_{\text{punkt}_{ab}} + E_{\dot{Q}_{ab}}^*$$

bzw.

$$E_V = E_{\text{punkt}_{ein}} + P_{el} - E_{\text{punkt}_{aus}} - E_{\text{punkt}_{ab}} - E_{\dot{Q}_{ab}}^* \quad (\text{Gl. 6.16})$$

hierin bedeuten:  $E_{\text{punkt}_{ein}}$                       Exergiestrom des eintretenden Gases  
 $P_{el}$     notwendige elektrische Leistung  
 $E_{\text{punkt}_{aus}}$                                   Exergiestrom des austretenden Gases  
 $E_V$     Exergieverlust

$E_{punkt_{ab}}$  Exergiestrom des Abgases

$E_{\dot{Q}_{ab}}^*$  Exergie der Abwärme

Mit den ermittelten Zahlenwerten und unter Berücksichtigung der Tatsache, dass die Abwärme bei dieser Systemwahl an die Umgebung abgegeben wird und somit keinen Exergiegehalt besitzt, ergibt sich der Exergieverlust in Relation zum eingehenden Exergiestrom zu:

$$E_V = 2,56 \%$$

## 6.2 Exergiebilanz über eine PSA-Aufbereitung

Die Ermittlung des Exergieverlustes, den eine Aufbereitung durch eine Druckwechsel-Adsorptions-Anlage nach sich zieht, folgt derselben Vorgehensweise, wie in Kapitel 6.1 für eine DWW-Anlage beschrieben, wobei auch die Rahmenbedingungen, zwecks Vergleichbarkeit, erhalten werden (Tabelle 14).

PSA	Volumenstrom <sup>23</sup>	CH <sub>4</sub> -Gehalt	CO <sub>2</sub> -Gehalt	Druck
Einheit	Nm <sup>3</sup> /h	Vol.-%	Vol.-%	bar (absolut)
Rohgas	100	60	40	1,03
Produktgas	60	98	2	<b>6</b>

Tabelle 14: Rahmenbedingungen zur PSA-Aufbereitung, [5, 6]

Bild 18 beschreibt die Systemabgrenzung, sowie die neuen Ein- bzw. Ausgangsgrößen.

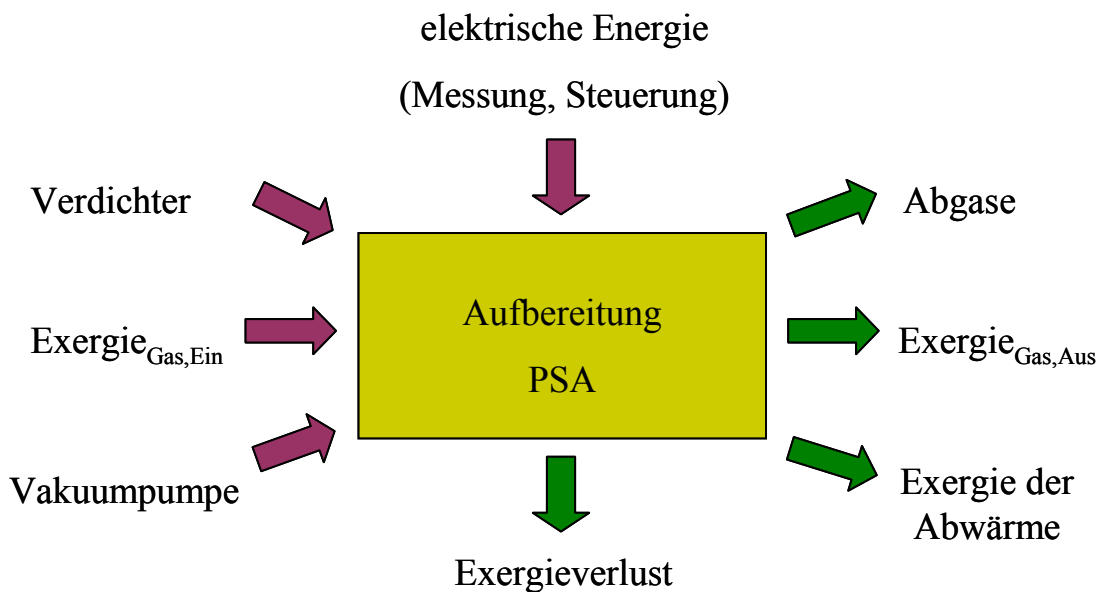


Bild 18: Exergiebilanz über die PSA

<sup>23</sup> gilt bei Normbedingungen: Normdruck  $p_n = 1.013,25$  mbar  
 Normtemperatur  $T_n = 273,15$  K bzw. 0° Celsius

### 6.2.1 Plausibilitätserklärungen

Da sowohl der Volumenstrom, als auch die Produktgaszusammensetzung gleich angenommen werden, unterliegen die Stoffmengen- bzw. Massenanteile einerseits und die Massenströme andererseits den gleichen Bedingungen<sup>24</sup>. Die molare Exergie, die den einzelnen Verbindungen innewohnt, kann sich zwangsweise nicht ändern.

Bei der Exergie des Stoffstroms sind aufgrund des geänderten Druckes beim Produktgas Änderungen zu erwarten. Auch die erforderliche elektrische Leistung nimmt aufgrund der anderen Anlagenstruktur neue Werte an.

### 6.2.2 Exergie des Stoffstroms

#### Rohgas

Die Exergie des Rohgas-Stoffstroms unterliegt keinerlei Änderung. Die Eingangstemperatur, sowie der Druck am Eingang werden durch die Fermentation bestimmt und sind somit unabhängig von der Art der Aufbereitung.

#### Produktgas

Wie in Tabelle 14 festgehalten, liegt der Druck der PSA-Aufbereitung bei 6 bar absolut. Aus diesem Umstand ergibt sich analog zu Kapitel 6.1.2 nach Gl. 6.2 und Gl. 6.3 die spezifische Exergie des Produktgas-Stoffstroms zu:

$$e_{\text{st.aus}} := 267.73 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

---

<sup>24</sup> Beide Verfahren sind in der Lage, bei ähnlichem Methanverlust die gleiche Produktgasqualität zu liefern.

### 6.2.3 Bildung der Gesamtexergie

Mit den in Kapitel 6.1 gefundenen Werten kann nun nach Gl. 6.8 die Gesamtexergie gebildet werden.

#### Rohgas

$$E_{\text{punkt}_{\text{ein}}} := e_{\text{ges.ein}} \cdot m_{\text{punkt}_{\text{ges}}} \quad E_{\text{punkt}_{\text{ein}}} := 618.00114 \text{ kW}$$

#### Produktgas

$$E_{\text{punkt}_{\text{aus}}} := e_{\text{ges.aus}} \cdot m_{\text{punkt}_{\text{ges.aus}}} \quad E_{\text{punkt}_{\text{aus}}} := 603.31535 \text{ kW}$$

Es ist ersichtlich, dass das niedrigere Druckniveau eine Reduktion der Leistung des Exergiestroms des Produktgases nach sich zieht.

### 6.2.4 Exergie des Abgases

Da das Abgas durch die Absaugung mit einer Vakuumpumpe aus der Aufbereitungsanlage entfernt wird, tritt es wieder bei Umgebungsdruck aus der gewählten Systemgrenze aus und gleicht somit dem in Kapitel 6.1.4 gefundenen Wert.

Der Exergiestrom des Abgases liegt folglich bei:

$$E_{\text{punkt}_{\text{ab}}} := 15.8952 \text{ kW}$$

### 6.2.5 Abzuführende Wärme des Verdichters

Da auch hier, wie in Kapitel 6.1, der abgehende Wärmestrom des Verdichters an die Umgebung abgegeben wird, besitzt die Abwärme keinen Exergiegehalt.

### 6.2.6 Strombedarf

In der bereits zitierten Quelle [6] wurde auch der Strombedarf für eine PSA-Aufbereitungsanlage festgestellt. Er liegt bei 0,5 kWh<sub>el</sub> pro Nm<sup>3</sup> aufbereitetem Produktgas. Nach Gl. 6.15 und einem Produktgasvolumenstrom von 60 Nm<sup>3</sup>/h ergibt das eine Leistung von:

$$P_{el} = 30 \text{ kW}$$

### 6.2.7 Bilanzierung

Nach Gl. 6.16 und dem angenommenen System nach Bild 18 errechnet sich der Exergieverlust in Relation zu dem eingehenden Exergiestrom zu:

$$E_V = \mathbf{4,66 \%}$$

Der Verlust bei der Aufbereitung durch die PSA-Anlage ist um rund 2 Prozentpunkte höher als bei einer DWW. Plausibel wird dieser Umstand durch den beinahe doppelt so hohen Stromverbrauch, bei einem deutlich niedrigeren Druckniveau des Gases in der Aufbereitung. Weiters bewirkt der Einfluss des Drucks auf die Stoffstrom-Exergie einen niedrigeren Exergiestrom des Produktgases. Diese Zusammenhänge bewirken in letzter Konsequenz einen höheren Exergieverlust.

### 6.3 Einspeisung auf Netzebene 3

Bei der momentanen Nutzung von Biogas überwiegt die direkte Stromerzeugung vor Ort. Es besteht zwar die theoretische Möglichkeit, die Abwärme, die zwangsweise bei der Verbrennung in einem Gasmotor anfällt, über eine Kraft-Wärme-Kopplung über Fernwärme zu nutzen, allerdings wird von dieser Möglichkeit nur selten Gebrauch gemacht, da oftmals Abnehmer fehlen oder der Leitungsbau zu teuer wäre.

Da die Abwärme zwischen 40 und 60 % des Energieinhalts des Rohgases ausmacht, liegt die Idee nahe, das Biogas aufbereitet in das Erdgasnetz einzuspeisen und so der direkten, zentralen Nutzung, mit geringeren Verlusten zugänglich zu machen.

Um einheitliche Bedingungen zu schaffen wird einmal am unaufbereiteten Rohbiogas, ein weiteres Mal am aufbereiteten Produktgas hinsichtlich der exergetischen Effizienz analysiert.

#### 6.3.1 Verstromung vor Ort

Die Verstromung vor Ort stellt wie oben dargestellt den Standardfall der Verwertung dar. Einen Überblick über die diversen Massen-, Wärme- und Exergieströme gibt Bild 19:

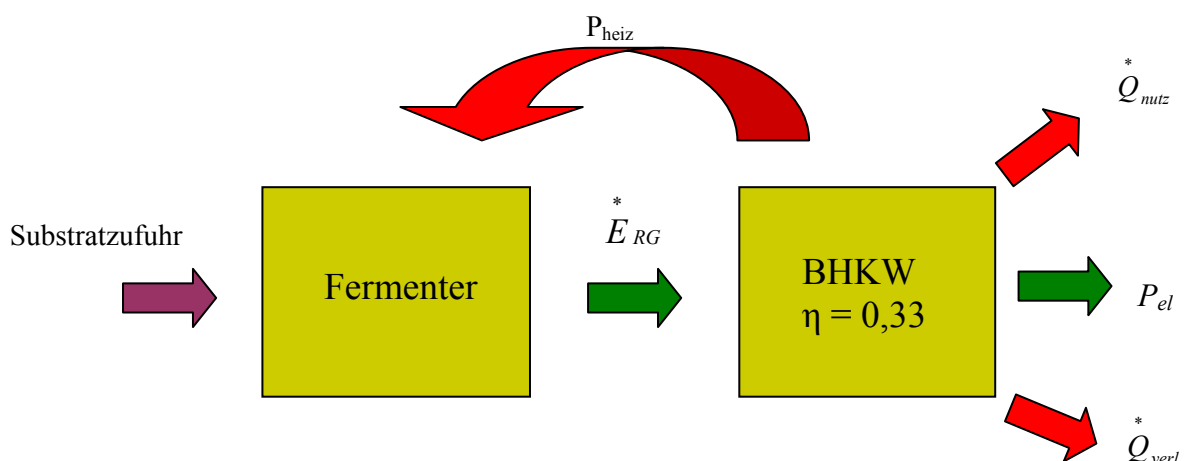


Bild 19: Systembeschreibung der dezentralen Verstromung

Hierin bedeuten:  $E_{RG}^*$  Exergiestrom des Rohgases



$P_{el}$	elektrische Nutzleistung
$Q_{nutz}^*$	nutzbarer Abwärmestrom
$Q_{verl}^*$	Verlust-Abwärmestrom
$\eta$	Wirkungsgrad des BHKW
$P_{heiz}$	Heizleistung

Bei der dezentralen Verstromung wird das Rohbiogas ohne weitere aufwändige Aufbereitung direkt in einem Blockheizkraftwerk verwertet. Der Wirkungsgrad eines BHKWs liegt bei etwa 33 %. Die gewinnbare elektrische Leistung kann somit nach Gl. 6.17 ermittelt werden.

$$P_{el} = E_{RG}^* \eta \quad (\text{Gl. 6.17})$$

Der verwertete Exergiestrom wird leicht beziffert, da er den in eine Aufbereitungsanlage eingehenden Rohgas-Exergiestrom darstellt und somit in Kapitel 6.1.3 bereits ermittelt wurde. Die elektrische Leistung ergibt sich zu:

$$P_{el} = 618,003 * 0,33 \quad P_{el} = \mathbf{203,94 \text{ kW}}$$

Es gilt zu beachten, dass zwischen der Exergie und dem Brennwert von Methan nach [8] folgender Zusammenhang gilt:

$$\frac{E_b}{H_o} = 0,9257$$

In sämtlichen nachfolgenden Überlegungen werden jeweils die unterschiedlichen, sich ergebenden Exergieströme miteinander verglichen.

Es gilt bei derartigen Überlegungen immer Rücksicht auf den Wärmebedarf des Fermenters, der mit etwa 10 % des Rohgasenergieinhalts angenommen wird, zu nehmen. Da bei der Verbrennung in einem BHKW nutzbare Abwärme anfällt, die direkt zur Deckung des Energiebedarfs des Fermenters genutzt wird, bedarf es in diesem Anwendungsfall keiner weiteren Beachtung dieses Umstandes.

### 6.3.2 Verbrennung vor Ort

Zum Vergleich der Nutzung auf Netzebene 3, wird die Verfeuerung in einem Gaskessel vor Ort betrachtet, da davon ausgegangen wird, dass es sich bei Kunden, die Gas aus dieser Ebene beziehen, primär um Kunden handelt, die das Gas überwiegend zu Heiz- bzw. Warmwasserbereitstellungszwecken verwenden. Der Wirkungsgrad einer derartigen Anlage ist, da es sich nicht um die Bereitstellung von Nutzarbeit handelt, deutlich höher und liegt bei etwa 85 % [18].

Bild 20 zeigt die Systematik, die einer derartigen Verwendung unterstellt wird:

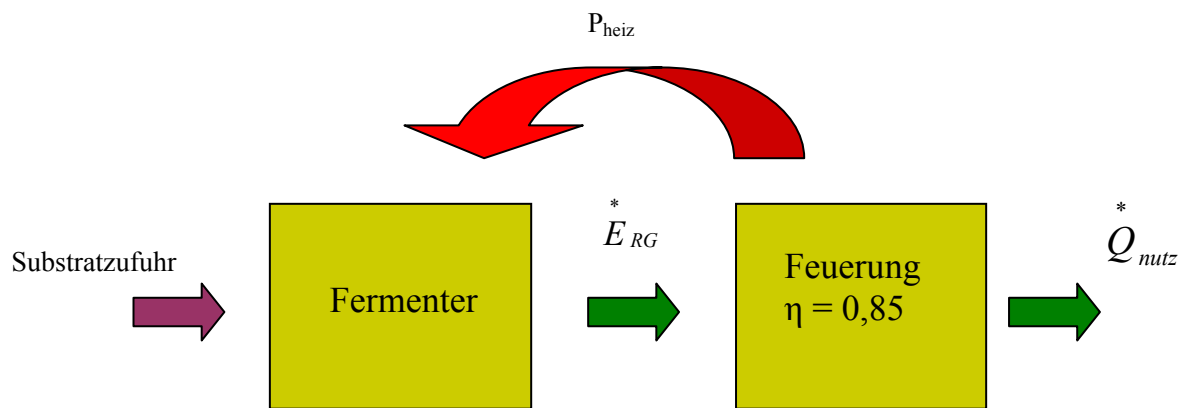


Bild 20: Systembeschreibung der dezentralen Verfeuerung

Da bei der Verfeuerung keine nutzbare Abwärme anfällt, muss die notwendige Energie von der Nutzwärme abgezweigt werden.

#### Ermittlung des notwendigen Wärmestroms

Wie bereits in Kapitel 6.3.1 erwähnt, wird der Wärmebedarf eines Fermenters mit 10 % des Energieinhalts des Rohgases angenommen. Als Grundlage für weitere Überlegungen wird eine Rohgas-Produktion von  $100 \text{ Nm}^3/\text{h}$  Rohgas und ein Heizwert von  $6 \text{ kWh/Nm}^3$  vorausgesetzt.

Über den Volumenstrom wird die verfügbare Leistung und in weiterer Folge der tatsächliche Bedarf ermittelt:

$$H := 6 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$$

$$V_{\text{punkt\_ein}} := (100) \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{punkt\_erf}} = H \cdot V_{\text{punkt\_ein}} \cdot \frac{10}{100}$$

$$Q_{\text{punkt\_erf}} = 60 \text{ kW}$$

### Nutzbarer Wärmestrom

Dieser erforderliche Wärmestrom wird von der Nutzwärme in Abzug gebracht, um so den tatsächlich zur Verfügung stehenden Wärmestrom zu ermitteln.

$$Q_{\text{nutz}}^* = E_{\text{RG}}^* \cdot \eta - W_{\text{erf}} \quad \text{bzw.} \quad Q_{\text{nutz}}^* = 618,003 \cdot 0,85 - 60$$

$$Q_{\text{nutz}}^* = 465,3 \text{ kW}$$

## 6.3.3 Nutzung auf Netzebene 3

Für die Bereitstellung des Biogases mit Erdgasqualität wird die Aufbereitung durch eine DWW, mit den in Tabelle 11 gestellten Annahmen gewählt. Der Wärmebedarf des Fermenters findet bei sämtlichen Verwertungsmethoden auf Netzebene 3 Berücksichtigung, da die Nutzung örtlich getrennt von der Produktion und Methanisierung stattfindet. Einen Überblick über die zu Grunde gelegte Systematik gibt Bild 21.

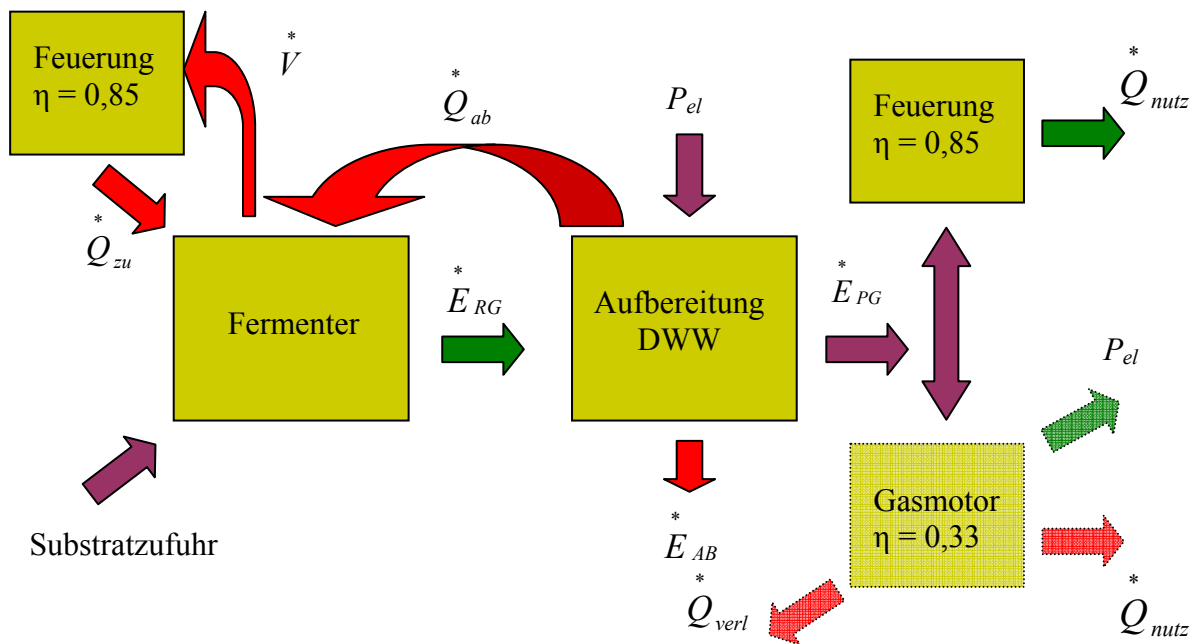


Bild 21: Systembeschreibung der Einspeisung auf Netzebene 3

Die Aufbereitungsanlage liefert über die Verdichtung den in Kapitel 6.1.5 ermittelten Abwärmestrom  $\dot{Q}_{ab}^*$ , der in der Lage ist, einen Beitrag zur Deckung des Energiebedarfs des Fermenters zu leisten. Allerdings wurde der in Kapitel 6.3.2 eruierte tatsächliche Energiebedarf für eine 100 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas produzierende Anlage, mit 60 kW beziffert und fällt somit deutlich höher aus, als die zur Verfügung stehende Leistung von 10 kW. Um den Fehlbetrag zur Verfügung zu stellen wird ein Teil des Rohgases abgezweigt, in einem Gaskessel verfeuert und die so entstandene Wärme zur Heizung des Reaktors genutzt. Die Ermittlung des notwendigen Rohgasstroms geschieht wie folgt:

In einem ersten Schritt gilt es die aufzubringende Differenz zu beziffern.

$$Q_{\text{punkt.erf}} := 60 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{punkt.ab.ges}} := 9.5631 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{punkt.aufz}} := Q_{\text{punkt.erf}} - Q_{\text{punkt.ab.ges}}$$

$$Q_{\text{punkt.aufz}} := 50.4369 \text{ kW}$$

Da die Feuerung mit einem Wirkungsgrad von 0,85 arbeitet, kann nicht die gesamte, dem Rohgas innewohnende Energie genutzt werden. Der Schluss auf den erforderlichen Volumenstrom erfolgt aber über die fehlende Leistung, was in weiterer Folge bedingt, dass bei dieser der Wirkungsgrad bereits zu berücksichtigen ist.

$$Q_{\text{punkt.aufz.real}} = \frac{Q_{\text{punkt.aufz}}}{0.85}$$

$$Q_{\text{punkt.aufz.real}} = 59.33753 \text{ kW}$$

Um von dieser Leistung nun auf den Volumenstrom schließen zu können, erfolgt eine Division durch den Heizwert des Rohgases.

Für den Heizwert gilt:

$$H := 6 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$$

Und somit:

$$V_{\text{punkt.erf}} := \frac{Q_{\text{punkt.aufz.real}}}{H}$$

$$V_{\text{punkt.erf}} := 9.88959 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Dieser erforderliche Volumenstrom ( $V_{\text{punkt.erf}}$ ) wird vom Rohgas abgezweigt und bewirkt in weiterer Folge auch eine Reduktion des Massenstroms. Damit einhergehend nimmt der Abwärmestrom des Verdichters ab, da auch der zu komprimierende Massenstrom reduziert wird. Auf iterativem Wege wurden folgende Zahlenwerte für die beiden Größen gefunden:

$$\dot{Q}_{\text{ab.ges}}^* = 8,59687 \text{ kW} \quad \text{und} \quad \dot{V}_{\text{erf}}^* = 10,079 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Mit der Verringerung des Produktgasstroms ist auch eine Verringerung des Exergiestroms verknüpft, die spezifische Exergie der Gase bleibt allerdings die gleiche.

Um die verfügbaren Leistungen beurteilen zu können, gilt es in einem ersten Schritt analog zu Kapitel 6.1.2.1 die „neuen“ Massenströme zu ermitteln. Wieder dient als Grundlage der Volumenstrom, allerdings mit den oben erwähnten Veränderungen.

Der neue, in die Aufbereitung eingehende Volumenstrom lautet nun:

$$V_{\text{punkt\_ges}} := (100 - 10.07905) \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Über die ideale Gasgleichung erfolgt die Ermittlung der Massenströme.

$$m_{\text{punkt\_CH}_4} := \frac{p \cdot V_{\text{punkt\_CH}_4}}{R_{\text{CH}_4} \cdot T} \quad m_{\text{punkt\_CH}_4} := 0.01073 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$m_{\text{punkt\_CO}_2} := \frac{p \cdot V_{\text{punkt\_CO}_2}}{R_{\text{CO}_2} \cdot T} \quad m_{\text{punkt\_CO}_2} := 0.01962 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Der Gesamtmassenstrom, der nach Abzweigung des erforderlichen Heizgases in die Aufbereitungsanlage eingeht lautet somit:

$$m_{\text{punkt\_ges}} := m_{\text{punkt\_CH}_4} + m_{\text{punkt\_CO}_2}$$

$$m_{\text{punkt\_ges}} := 0.03034 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Da weder die Gaszusammensetzung als solche, noch das Verhältnis des Rohgasstroms zum Produktgasstrom geändert werden, bleiben einerseits die Massen- bzw. Stoffmengenanteile und andererseits die Exergien der Stoffströme dieselben. Die Volumenströme basieren auf den gleichen Überlegungen wie in Kapitel 6.1.2.1 dargestellt.

$$V_{\text{punkt ges.aus}} := 0.6 \cdot V_{\text{punkt ges}}$$

$$V_{\text{punkt CO2.aus}} := (1 - 0.98) \cdot V_{\text{punkt ges.aus}}$$

$$V_{\text{punkt CH4.aus}} := 0.98 \cdot V_{\text{punkt ges.aus}}$$

Daraus ergeben sich die Massenströme der Komponenten:

$$m_{\text{punkt CH4.aus}} := \frac{p_2 \cdot V_{\text{punkt CH4.aus}}}{R_{\text{CH4}} \cdot T_2} \quad m_{\text{punkt CH4.aus}} := 0.01053 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$m_{\text{punkt CO2.aus}} := \frac{p_2 \cdot V_{\text{punkt CO2.aus}}}{R_{\text{CO2}} \cdot T_2} \quad m_{\text{punkt CO2.aus}} := 5.89766 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Und in weiterer Folge der Gesamtmassenstrom des Produktgases:

$$m_{\text{punkt ges.aus}} := m_{\text{punkt CH4.aus}} + m_{\text{punkt CO2.aus}}$$

$$m_{\text{punkt ges.aus}} := 0.0111 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Aus den in Kapitel 6.1.3 gefundenen spezifischen Exergien und den „neuen“ Massenströmen ergeben sich die Exergieströme zu:

$$E_{\text{punkt ein}} := e_{\text{ges.ein}} \cdot m_{\text{punkt ein}} \quad E_{\text{punkt ein}} := 555.71377 \text{ kW}$$

$$E_{\text{punkt aus}} := e_{\text{ges.aus}} \cdot m_{\text{punkt aus}} \quad E_{\text{punkt aus}} := 543.3524 \text{ kW}$$

$E_{\text{punkt ein}}$  beschreibt den Exergiestrom des Rohgases (in Bild 21  $E_{RG}^*$ ) und  $E_{\text{punkt aus}}$  den des Produktgases ( $E_{PG}^*$ ).

### 6.3.3.1 Feuerung in einem Gaskessel

Die Belieferung von Privatkunden zur Deckung des Heiz- und Warmwasserbedarfs stellt auf Netzebene 3 den Standardfall dar. Als Vergleichsmöglichkeit zu der in Kapitel 6.3.2 dargestellten Verfeuerung direkt vor Ort wird nun die zentrale Nutzung in einem Gaskessel des aufbereiteten Biogases betrachtet (in Bild 21 wird diese Option im rechten oberen Eck dargestellt).

Der gewinnbare Nutzwärmestrom kann wie folgt ermittelt werden:

$$\eta_F := 0.85$$

$$Q_{\text{punkt.nutz}} = P_{\text{aus}} \cdot \eta_F \quad Q_{\text{punkt.nutz}} = 461.84954 \text{ kW}$$

Es wäre zu erwarten gewesen, dass sich der in Kapitel 6.1.7 ermittelte Exergieverlust von 2,56 % in den Nutzwärmeströmen wieder findet. Die Differenz zwischen der dezentralen und der zentralen Verfeuerung fällt allerdings deutlich niedriger aus, was sich in der Wahl der Systemgrenze begründet. Bei der Ermittlung des Exergieverlustes nach Kapitel 6.1 wurde die Aufbereitungsanlage isoliert betrachtet, während hingegen bei der Verfeuerung in einem Gaskessel das gewählte System auch den Fermenter beinhaltet. Dieser Umstand hat die Konsequenz, dass die in Bild 17 als verloren betrachtete Abwärme der Verdichter, bei der Systemgrenzenwahl nach Bild 21 einen Beitrag zur Deckung des Energiebedarfs der Fermentation leisten kann und somit den Exergieverlust des Gesamtsystems reduziert.

### 6.3.3.2 Verstromung nach Aufbereitung

Um auch die gängige Variante der dezentralen Verstromung einer Vergleichsmöglichkeit unterziehen zu können, wird der unwahrscheinliche Fall der Stromerzeugung in einem BHKW nach Aufbereitung auf Erdgasqualität näher untersucht. In Bild 21 wird diese Variante in der linken, unteren Ecke dargestellt, leicht transparent, da nicht davon auszugehen ist, dass diese Anwendung häufig Gebrauch findet.



Der Wirkungsgrad einer derartigen Anlage wird sinnvoller Weise gleich mit dem in Kapitel 6.3.1 gewählten angenommen. Mit dem ermittelten Exergiestrom des Produktgases nach der Aufbereitung gilt:

$$\eta_{el} := 0.33$$

$$P_{el} := P_{aus} \cdot \eta_{el} \quad P_{el} := 179.30629 \text{ kW}$$

Im Vergleich zur dezentralen Verstromung fällt auf, dass diese Variante eine deutlich niedrigere Leistung liefert. Plausibel wird dieser Umstand durch den Wärmebedarf des Fermenters. Kann bei einer dezentralen Nutzung die (sonst meist ungenutzte) Abwärme des BHKW den gesamten Energiebedarf des Reaktors abdecken, so ist dies bei der Variante der Einspeisung auf Netzebene 3 nicht möglich. Die notwendige Energie für den Fermenter muss über einen abgezwigten Rohgasstrom mit anschließender Verbrennung sichergestellt werden und bewirkt somit eine Reduktion des Produktgas-Massenstroms. Letztendlich resultieren der Exergieverlust der Aufbereitung in Kombination mit der Notwendigkeit den Energiebedarf des Fermenters zu decken in einer niedrigeren verfügbaren Leistung.

## 6.4 Einspeisung auf Netzebene 2

### 6.4.1 Kombiniertes Gas- und Dampfkraftprozess

Die in Kapitel 6.3.3.2 beschriebene Variante zur Stromerzeugung stellt, wie bereits erwähnt, eine ausgesprochen unübliche Vorgehensweise dar. Wird beabsichtigt, aus Erdgas (bzw. aufbereitetem biogenen Gas) in größeren Mengen Strom zu erzeugen, so geschieht dies üblicher Weise in einem „Gas- und Dampfkraft Kombinationsprozess“ (GuD-Prozess), deren Kraftwerke direkt an Netzebene 2 angeschlossen werden. Bild 22 stellt schematisch einen derartigen Prozess dar.

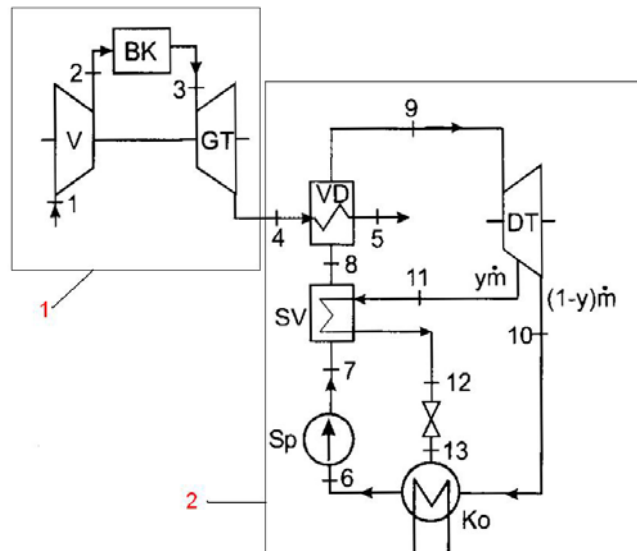


Bild 22: GuD-Prozess, [24]

Im Rahmen dieses Prozesses wird in einem ersten Schritt (1) Luft angesaugt und verdichtet (V), durch die Verbrennung von Gas in der Brennkammer (BK) einer Wärmezufuhr unterzogen und des weiteren in einer Gasturbine (GT) unter der Freigabe von Leistung an der Welle auf Umgebungsdruck entspannt.

Um die erhöhte Temperatur des Abgases zu nutzen (2), wird in weiterer Folge ein Dampferzeuger (VD) durch die Wärmeabgabe des Abgases betrieben. Der so erzeugte Dampf wird in einer Dampfturbine entspannt und liefert einen weiteren Beitrag zum Antrieb eines Generators.

### 6.4.2 Beschreibung der Netzebene 2

Im Gegensatz zur Netzebene 3 ist das Druckniveau in der darüber liegenden Ebene mit maximal 70 bar deutlich höher. Um Gas in dieser Ebene einspeisen zu können, ist es zwingend erforderlich, einen weiteren Verdichter zwischen die Aufbereitungsanlage und die Einspeisestelle zu schalten. Die sich dadurch ergebenden zusätzlichen Kosten wurden in der ökonomischen Analyse (siehe Kapitel 7) nicht berücksichtigt, da einerseits die geographischen Bedingungen nur in Ausnahmesituationen eine derartige Einspeisung begünstigen und andererseits sich das gesamte Prozedere hinsichtlich eines Anschlusses an die Leitung deutlich verkomplizieren würde (es ist wesentlich leichter einen Anschluss an eine Kunststoffleitung mit 6 bar Innendruck, als vergleichsweise an eine Metallleitung mit 70 bar Innendruck zu errichten), was eine weitere Kostensteigerung verursachen würde.

Nichtsdestotrotz wird aus rein wissenschaftlichem Interesse auch die exergetische Effizienz einer Verwertung des Biogases auf Netzebene 2 betrachtet.

### 6.4.3 Exergie des für Netzebene 2 aufbereiteten Biogases

Wie bereits mehrfach erwähnt ist eine Drucksteigerung notwendig, was eine Änderung der Stoffstrom-Exergie nach sich zieht. Als Vereinfachung wird die Abwärme des zusätzlichen Verdichters (und die damit einhergehenden Erhöhung des Massenstroms) nicht berücksichtigt, sondern lediglich dem neuen Druckniveau Beachtung geschenkt.

#### 6.4.3.1 Exergie des Stoffstroms

Analog zu Kapitel 6.1.2 erfolgt die Ermittlung der an die neuen Randbedingungen angepassten Exergie des Stoffstroms wie folgt:

$$c_{pBG.aus} := 2.113 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \quad R_{BG.aus} := 0.501 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

$$T_{aus} := 293.15 \text{ K} \quad T_u := 298.15 \text{ K}$$

$$\theta_{aus} := 20 \text{ °C} \quad \theta_u := 25 \text{ °C}$$

$$p_{BG.aus} := 70 \text{ bar} \quad p_u := 1 \text{ bar}$$

$$h_{aus} := c_{pBG.aus} \cdot \theta_{aus} \quad h_u := c_{pBG.aus} \cdot \theta_u$$

$$s_{aus} - s_{u2} := c_{pBG.aus} \cdot \ln\left(\frac{T_{aus}}{T_u}\right) - R_{BG.aus} \cdot \ln\left(\frac{p_{BG.aus}}{p_u}\right)$$

$$e_{st.aus} := h_{aus} - h_u - T_u \cdot (s_{aus} - s_{u2})$$

$$e_{st.aus} := 634.701 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Da sich die Gaszusammensetzung nicht ändert, bleibt die spezifische, chemische Exergie dieselbe. Nach Kapitel 6.1.3 wird diese beziffert mit:

$$e_{\text{aus}} := 4.8604 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Die spezifische Gesamtexergie nimmt somit folgenden Wert an:

$$e_{70\_ges} := e_{\text{aus}} + e_{\text{st.aus}} \quad e_{70\_ges} := 4.924 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Der Exergiestrom wird wie gehabt unter Zuhilfenahme des Massenstroms gefunden:

$$m_{\text{punkt}_{\text{aus}}} := 0.01112 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$E_{\text{punkt}_{70}} := e_{70\_ges} \cdot m_{\text{punkt}_{\text{aus}}} \quad E_{\text{punkt}_{70}} := 547.534 \text{ kW}$$

## 6.4.4 Nutzung auf Netzebene 2

Mit dieser Leistung ist es nun unter Beziehung der entsprechenden Wirkungsgrade möglich, weitere Verfahren zur Stromerzeugung aus Erdgas näher zu betrachten. Es entspricht dem Stand der Technik, in einem GuD-Prozess Strom zu erzeugen, da der Wirkungsgrad mit 50 % deutlich höher als bei einem BHKW liegt. Bild 23 zeigt den Weg vom Substrat zur Elektrizität mit sämtlichen im Zuge der Aufbereitung und Einspeisung in Netzebene 2 auftretenden spezifischen Exergien und Massenströmen, aus denen die Leistungen resultieren.

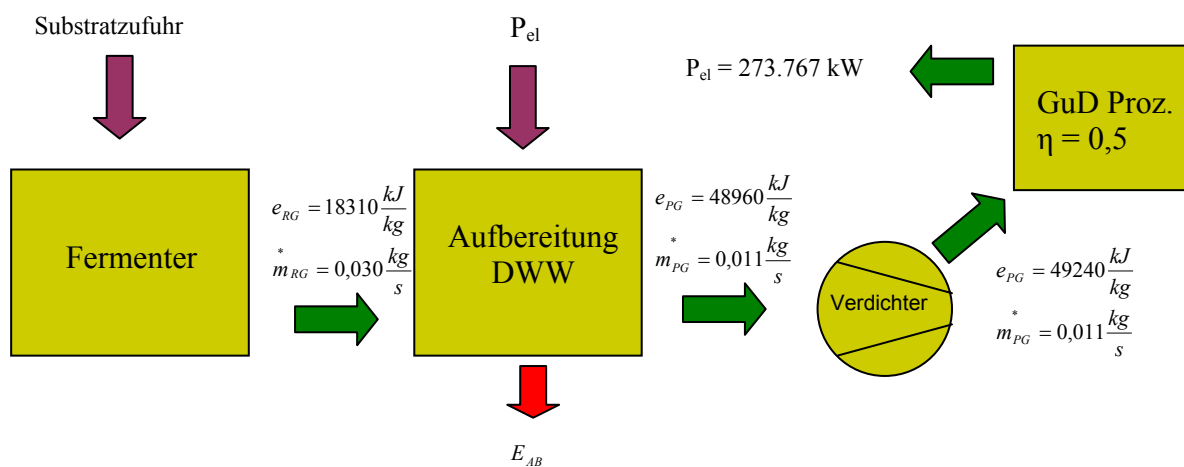


Bild 23: Variante: Einspeisung auf Netzebene 2

Die Rahmenbedingungen wurden gleich zu den in Tabelle 11 gewählten angenommen. Berücksichtigung fand die Erhöhung der Stoffstrom-Exergie durch den zusätzlichen Verdichter. Durch den verbesserten Wirkungsgrad eines derartigen Prozesses und die geringfügig höhere spezifische Exergie, kann die nutzbare elektrische Leistung im Vergleich zu der zentralen Produktion in einem BHKW um knappe 100 kW gesteigert werden (siehe vergleichsweise Bild 21 bzw. S. 98).

## 7. Ökonomie

Um eine Schätzung des aufzubringenden Förderbetrags, der einen für den Betreiber der Anlage wirtschaftlichen Betrieb ermöglichen soll, liefern zu können, wurden Preise für die einzelnen Komponenten recherchiert. Damit ein Vergleich zu Erdgas zulässig ist, wurde die gesamte Produktionskette, vom Substrat bis zum aufbereiteten Gas am Einspeisepunkt inkl. technischer Vorrichtungen zur Einspeisung, betrachtet. Diverse weitere anfallende Gebühren für die Netznutzung, Speicher, Ausgleichsenergie etc. fanden weder für das biogene Gas, noch für das Erdgas Berücksichtigung. Als Referenz wurden die Kosten für an die österreichische Staatsgrenze geliefertes Erdgas gewählt.

### 7.1 Fermentation

Im Rahmen einer Internetrecherche konnte der Fermenter-Hersteller enbion ([www.enbion.de](http://www.enbion.de)) gefunden werden. Auf deren Homepage werden Komplettpreise für Biogasanlagen inklusive BHKW angeboten, wobei die Kategorisierung nach elektrischen Leistungen der BHKWs erfolgt, und auch der Bedarf an Ko-Substrat (Mais) pro Jahr an dieser Stelle zu finden ist.

Um über die elektrische Leistung auf den Volumenstrom Rohgas schließen zu können, wurde der gleiche BHKW-Wirkungsgrad wie in Kapitel 6 angenommen und der Heizwert des Rohgases mit  $6 \text{ kWh/m}^3$  festgelegt. Mit diesen Informationen kann der Volumenstrom wie folgt ermittelt werden:

Rückschließung von der elektrischen auf die thermische Leistung über den thermischen Wirkungsgrad:

$$\frac{P_{el}}{\eta} = P_{therm}$$

Über den Heizwert des Rohgases wird der Volumenstrom gefunden:

$$\frac{P_{therm}}{H_u} = V_{RG}^*$$

Der Strombedarf eines Fermenters wird nach [19] mit 5 % der erzeugten elektrischen Arbeit festgelegt und für 10 ct/kWh<sub>el</sub> zugekauft.

Da die gefundenen Preise so genannte „Ab-Preise“ darstellen, und somit die günstigste Variante ohne jegliche Zusatzleistungen darstellen, wurden mit folgender Argumentation keine Änderungen vorgenommen.

Nach [5] S. 77 betragen die Kosten für das BHKW etwa 14 % der Gesamtinvestition für Anlagen < 25 kW installierte elektrischer Leistung und bis zu 19 % für Anlagen > 200 kW. Dieser Prozentsatz wurde nicht in Abzug gebracht, da davon auszugehen ist, dass zu erwartende Kosten für Planung, Bauüberwachung, Inbetriebnahme, Genehmigungen, baupolizeiliche Abnahme und unvorhergesehene Ausgaben in den gestellten Angeboten keine Berücksichtigung fanden.

Die Kosten für das Ko-Substrat wurden nach [20] mit ca. 25 €/t (Silomais) angenommen.

Für die Deckung der Investitionskosten wurden ein Zinssatz von 6 % und der Amortisationszeitraum mit 15 Jahren festgelegt. Die jährlich zu erwartende Belastung wurde nach der Annuitätenmethode, welche die zahlbaren Beträge zur Tilgung der Schuld (inklusive Zinsen) am Ende des festgelegten Zeitraums sicherstellt, herangezogen. Die Ermittlung der jährlich fälligen Raten erfolgt nach [21] S. 167 mit folgender Formel:

$$A = KW * \frac{i * (1 + i)^N}{(1 + i)^N - 1}$$

hierin beschrieben:	<i>A</i>	Annuität (jährlich zu zahlender Betrag)
	<i>KW</i>	Kapitalwert (Investition)
	<i>i</i>	Zinssatz
	<i>N</i>	Laufzeit

Da der Wärmebedarf des Fermenters, wie in Kapitel 6.3.3 beschrieben, durch die lokale Verbrennung von Rohgas gedeckt wird, kommt es zu einer Reduktion des Produktgas-Volumenstroms und somit in weiterer Folge zu einer Verteuerung desselben, da weniger aufbereitetes Gas der Einspeisung zur Verfügung steht. Die abzuzweigenden Volumenströme wurden analog zu Kapitel 6.3.3, unter Rücksichtnahme auf die jeweilige Rohgasproduktion berechnet und bei der Preisbildung berücksichtigt.

Um die Preise für das Produktgas darstellen zu können, wurde der Volumenstrom, unter Voraussetzung der in Kapitel 6 gestellten Annahmen, mit 60 % des Rohgas-Volumenstroms und einem Brennwert von  $10,7 \text{ kWh/Nm}^3$  angenommen.

Tabelle 15 zeigt sämtliche oben diskutierte Posten für die einzelnen Anlagengrößen, wobei die rot eingekreisten Größen seitens der enbion Energieernte GmbH gegeben waren und alle anderen Werte auf eigenen Berechnungen beruhen.



<b>Fermenter</b>					
enbion Energieernte GmbH (www.enbion.de)					
<b>Investition</b>	Einheit				
Anbieter					
Kapazität	kW <sub>el</sub>	150,00	320,00	480,00	740,00
Heizwert Rohgas	kWh/m <sup>3</sup>	6,00	6,00	6,00	6,00
Wirkungsgrad BHKW		0,33	0,33	0,33	0,33
Volumenstrom	Nm <sup>3</sup> /h	75,76	161,62	242,42	373,74
Investitionskosten	€	570.000,00	1.190.000,00	1.540.000,00	1.800.000,00
Annuität	€	58.688,78	122.525,69	158.562,66	185.332,98
<b>Betriebskosten (8000h/a)</b>					
Strom (5 % der erzeugten Arbeit)					
Jahresproduktion	kWh <sub>el</sub> /a	1.200.000,00	2.560.000,00	3.840.000,00	5.920.000,00
5 % der JP	kWh <sub>el</sub> /a	60.000,00	128.000,00	192.000,00	296.000,00
Stromkosten (bei 10 ct/kWh <sub>el</sub> )	€/a	6.000,00	12.800,00	19.200,00	29.600,00
Ko-Substrat (Mais)	t/a	2.500	5.500	9.000	12.500
Kosten	€/t	25,00	25,00	25,00	25,00
Gesamt Mais	€/a	62.500,00	137.500,00	225.000,00	312.500,00
Betriebskosten ges.	€/a	68.500,00	150.300,00	244.200,00	342.100,00
Fermenter ges.	€/a	127.188,78	272.825,69	402.762,66	527.432,98
spez. bezügl. RG	€/m <sup>3</sup>	0,21	0,21	0,21	0,18
spez. bezügl. PG	€/m <sup>3</sup>	0,39	0,39	0,38	0,33
Brennwert PG	kWh/m <sup>3</sup>	10,70	10,70	10,70	10,70
spez. bezügl. PG	ct/kWh BW	3,62	3,64	3,58	3,04

Tabelle 15: Kostenaufstellung für die Fermentation, [25, eigene]

Im Sinne einer später erfolgenden Zusammenführung der Kosten für Fermentation, Aufbereitung und Einspeisung wurden als Basis die Rohgas-Volumenströme mit 105, 200 und 275 Nm<sup>3</sup>/h herangezogen. Durch lineare Interpolation wurden die spezifischen Kosten der Fermentation den gewählten Kategorien angepasst und in Bild 24 dargestellt.

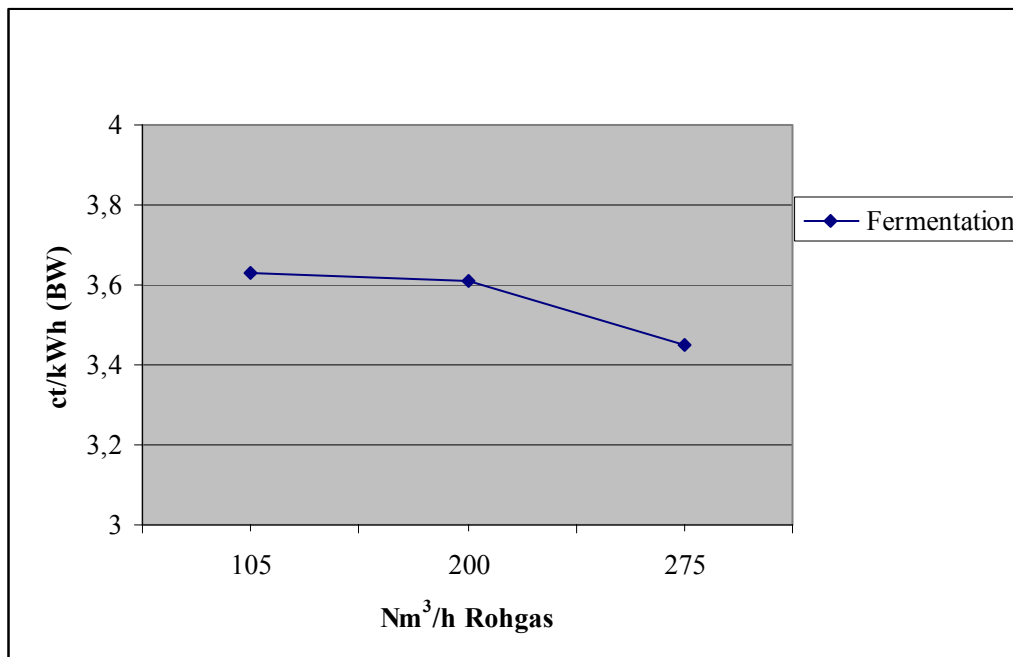


Bild 24: spezifische Produktgaskosten über der Rohgasproduktion für die Fermentation

## 7.2 Aufbereitung und Einspeisung

Um die Kostensituation für die Aufbereitung auf Erdgasqualität darzustellen, wurden die kommerziell verfügbaren Verfahren der Druckwasserwäsche einerseits, und der Adsorption am Kohlenstoffmolekularsieb andererseits, ausgewählt.

Die Zahlenwerte für die einzelnen Anlagengrößen wurden von [5] übernommen. Sie basieren auf einem Eigenkapitalanteil von 25 %, einem Fremdkapitalzinssatz von 6 % und einer Darlehenslaufzeit von 15 Jahren.

Nach [5] S. 297 ff. wurden für die Aufbereitung mit einer DWW-Anlage auf einen Brennwert von 10,85 kWh/Nm<sup>3</sup> folgende Investitionen bei der Preisfindung berücksichtigt<sup>25</sup>:

- Aufbereitungsanlage inklusive Flüssiggaszusatz, Inbetriebnahme und 5 %igen Aufschlag für Unvorhergesehenes
- Gasbrenner inklusive Heizkessel zur Fermenterbeheizung
- Gasspeicher für Rohgas

<sup>25</sup> Dieser Brennwert wird durch die Zumischung von Flüssiggas erreicht.

- Umhausung für sämtliche Komponenten der Anlage
- Biofilter zur Reinigung des Abgases
- Ersatzinvestitionen für Anlagenteile, deren technische Lebensdauer unter der Darlehenslaufzeit liegen
- sämtliche betriebsgebundenen Kosten für Betriebs- und Wartungspersonal, Instandhaltung und Reparatur der gesamten Anlage, Ersatzteile und Entsorgung der Aktivkohlefilter
- verbrauchsgebundene Kosten wie Strom, Waschwasser, Aktivkohle und Flüssiggas.

Für die CO<sub>2</sub>-Abtrennung in einer PSA-Anlage werden die gleichen Positionen angesetzt, allerdings liegen sowohl die Kosten für die Aufbereitungsanlage, als auch die verbrauchsgebundenen Kosten niedriger, da die Anlagen bereits im Einkauf günstiger sind und kein Waschwasser benötigt wird, [5] S. 301 ff. .

Der Produktgas-Volumenstrom wird bei diesen Verfahren, wie bei der Fermentation und in Kapitel 6, mit 60 % des Rohgas-Volumenstroms angenommen.

Der Transport zum Erdgasnetz und die unmittelbare Einspeisung in dieses stellen für beide Verfahren die gleichen technischen bzw. logistischen Anforderungen und bedingen somit die gleichen Maßnahmen. Folgende Positionen wurden als notwendig erachtet, um eine Einspeisung auf Netzebene 3, bei Einhaltung sämtlicher seitens der Netzbetreiber gestellten Bedingungen, durchführen zu können:

- Odoriereinrichtung
- Volumenstrommessung
- zweiseitige Gasdruckregelung von 5 auf 4 bar
- Steuerung der Übernahmestation
- Rohrleitungsbau zur Erdgasleitung Länge: 500 m, bei 55–100 €/m (je nach Durchmesser) und einer Baukostenerhöhung um 40 % für 15 % der Gesamtlänge aufgrund schwieriger Bodenverhältnisse (Strassen-, Flussquerungen, etc.)

Da die Kosten in Abhängigkeit von den installierten BHKW-Leistungen gegeben waren, wurden die Zusammenhänge zwischen diesen Leistungen und der Rohgas-Volumenströme, die bei den angeführten Quellen gegeben waren, für eine einheitliche Darstellung genutzt.

Weiters erschien die Angabe der spezifischen Kosten in ct/kWh Heizwert nicht sinnvoll, da für die thermische Abrechnung immer der Brennwert herangezogen wird. Aus diesem Grund erfolgte eine Einheiten-Transformation zu ct/kWh Brennwert<sup>26</sup>.

Durch lineare Interpolation wurden die Kosten für die Aufbereitung mittels DWW inklusive Transport und Einspeisung in das bestehende Erdgasnetz gefunden. Bild 25 zeigt diese in grafischer Form:

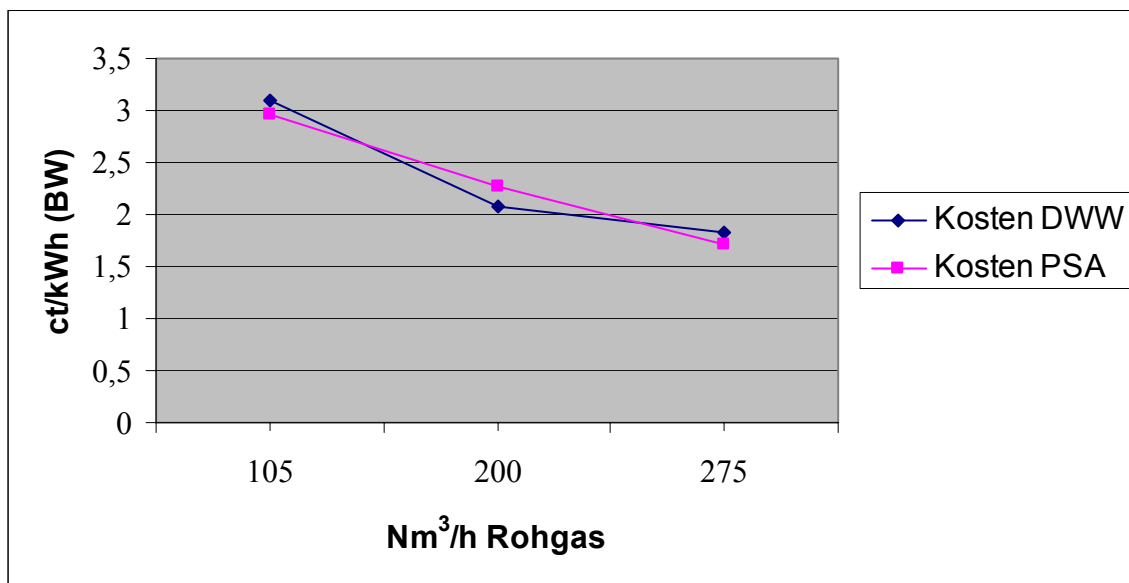


Bild 25: spezifische Produktgaskosten über der Rohgasproduktion für die Aufbereitung inklusive Einspeisung, [5]

### 7.3 Variante 2: Kostenanalyse nach Institut für Energetik und Umwelt [21]

Das Institut für Energetik und Umwelt in Leipzig veröffentlichte im August 2005 ebenfalls eine Studie, in der unter anderem die zu erwartenden Kosten für auf Erdgas-Qualität aufbereitetes Biogas beschrieben werden. Betrachtet werden zwei unterschiedliche Konzepte, wobei einmal von einer Substratzusammensetzung mit 90 % Gülle und in der zweiten Variante 90 % Maissilage als Hauptbestandteil für die Fermentation Beachtung fanden.

<sup>26</sup> Die Umrechnung erfolgte über den Heizwert des Produktgases, der nach [5] S. 227 mit 9,78 kWh/Nm<sup>3</sup> beträgt. Durch Multiplikation des spezifischen Preises pro kWh(HW) ergeben sich die Kosten pro Normkubikmeter. Die Division durch den Brennwert ergibt den Preis pro kWh Brennwert.

Als für Österreich relevant wurde letztere erachtet, da bereits ein nicht unerheblicher Teil der zur Verfügung stehenden Gülle zur Stromerzeugung aus Biogas genutzt wird.

Die angeführte Studie berücksichtigt die Durchleitung von der Einspeisestelle zum Kunden, indem eine zu überwindende Strecke von 20 km zu € 0,74/km und ein Zusatzentgelt von € 4,34/(Nm<sup>3</sup>/h) und pro Jahr für Systemdienstleistungen angenommen werden. Diese Positionen wurde von den Gesamtkosten abgezogen, da einerseits in Österreich die Verrechnung für die Netzbenutzung anders erfolgt (siehe Kapitel 5.3) und andererseits der kostenspezifische Vergleich zu Erdgas am Einspeisepunkt in das österreichische Erdgasnetz stattfindet. Somit werden sowohl für Biogas, als auch für Erdgas nur die reinen Gestehungskosten betrachtet.

Im Vergleich zu den von der *enbion Energieernte GmbH* verfügbaren Daten, fällt der Maisbedarf in der Studie aufgrund des 90 %igen Massenanteils entsprechend höher aus. Dieser Umstand macht sich im Endpreis für den Substratbedarf deutlich bemerkbar, da des Weiteren der spezifische Preis für Mais um € 5/t höher angesetzt und die Lagerung in Fahrsilos inklusive der Aufbereitung zu Silagemais zusätzlich berücksichtigt wurden.

Für die Ermittlung der jährlichen Belastung wurde auch hier die Annuitätenmethode mit einem 6 %igen Zinssatz gewählt. Die Laufzeit wurde an die jeweilige zu erwartende Lebensdauer der einzelnen Anlagenteile (Gaskessel, Aufbereitung, Einspeisung, etc.) angepasst, so dass zum Zeitpunkt der notwendigen Ersatzinvestition die jeweilige Komponente zur Gänze bezahlt ist und eine Neuanschaffung keine finanzielle Zusatzbelastung darstellt.

Einen Überblick gibt Tabelle 16:

<b>Kostenaufstellung IE für 90 % Maissilage</b>				
	Einheit			
<b>Kapazität</b>	Nm <sup>3</sup> /h	50	250	500
Substratbedarf	t/a	2.600,00	13.000,00	26.000,00
Bereitstellung (30€/t)	€/a	78.000,00	390.000,00	780.000,00
Lager + Aufber.	€/a	7.239,00	28.856,00	57.712,00
<b>Substrat Gesamt</b>	€/a	85.239,00	418.856,00	837.712,00
<b>Fermenter Gesamt</b>	€/a	79.414,00	187.347,00	340.272,00
<b>PSA Gesamt</b>	€/a	102.393,00	185.414,00	268.318,00
<b>DWW Gesamt</b>	€/a	131.083,00	195.579,00	273.927,00
<b>Einspeisung</b>	€/a	46.753,00	57.583,00	67.370,00
<b>Summe PSA</b>	€/a	313.799,00	849.200,00	1.513.672,00
<b>Summe DWW</b>	€/a	342.489,00	859.365,00	1.519.281,00
Produktgas PSA	% RG	52,00	52,00	52,00
Produktgas DWW	% RG	54,00	54,00	54,00
Produktgas PSA	Nm <sup>3</sup> /h	26,00	130,00	260,00
Produktgas DWW	Nm <sup>3</sup> /h	27,00	135,00	270,00
Produktgas PSA	Nm <sup>3</sup> /a	208.000,00	1.040.000,00	2.080.000,00
Produktgas DWW	Nm <sup>3</sup> /a	216.000,00	1.080.000,00	2.160.000,00
<b>Kosten (8000 h/a)</b>				
Produktgas PSA	€/m <sup>3</sup>	1,51	0,82	0,73
Produktgas DWW	€/m <sup>3</sup>	1,59	0,80	0,70
Brennwert PG	kWh/m <sup>3</sup>	10,70	10,70	10,70
Kosten PSA	ct/kWh	14,10	7,63	6,80
Kosten DWW	ct/kWh	14,82	7,44	6,57

Tabelle 16: Gesamtkostenaufstellung nach [21]

Die tatsächliche Verfügbarkeit des Produktgases wird mit 52 % (PSA) bzw. 54 % (DWW) des Rohgas-Volumenstroms niedriger angenommen als bei den nach [5] ermittelten Werten. Dieser Umstand bewirkt eine weitere Steigerung des spezifischen Produktgaspreises.

Die Beimischung von Flüssiggas wurde zwar in der Studie erfasst, allerdings zur Erreichung des Mindestbrennwerts für Gas der H-Qualität<sup>27</sup> nicht als notwendig erachtet.

Die Positionen „Fermenter“ und „Gasaufbereitungsanlage“ beinhalten vergleichbare technische Komponenten und sowohl die Kosten für Betrieb und Instandhaltung, als auch die verbrauchsgebundenen Kosten wie etwa Hilfsenergie und Betriebsmittel.

Einen grundlegenden Unterschied zu Kapitel 7.2 stellt die Kalkulation für die Einspeisung dar. Im Gegensatz zu [5] wurde die Länge der neu zu errichtenden Leitung mit 1 km angenommen und die Kosten für die Errichtung derselbigen mit € 160/m festgelegt. Dieser Preis gilt für Rohrleitungen, die Gasmengen von bis zu 500 Nm<sup>3</sup>/h transportieren können und beinhaltet Planung, Material, Verlegung und Tiefbau.

---

<sup>27</sup> In Deutschland werden zwei Gasgruppen unterschieden: L-Gas und H-Gas, wobei die „H“ Gruppe weitestgehend den österreichischen Qualitätsstandards entspricht

## 7.4 Gesamtkosten

Da unterschiedliche Studien näher betrachtet wurden, kann eine Bandbreite der zu erwartenden Kosten angegeben werden. Durch Zusammenführen der Ergebnisse aus Kapitel 7.1 und 7.2 ergibt sich folgende Situation:

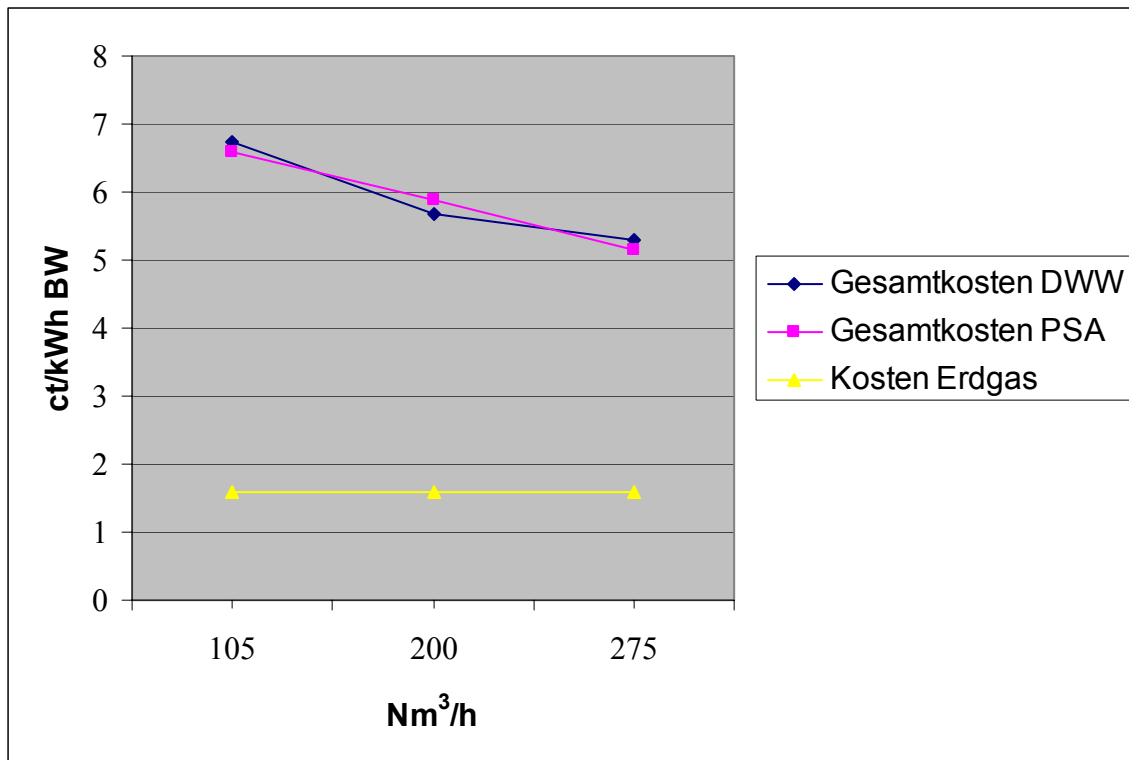


Bild 26: Kostensituation für ÖVGW-konformes Biogas nach [5] und eigenen Berechnungen  
(Kosten pro kWh BW über der Rohgasproduktion)

Als Referenz wurde der Erdgaspreis an der österreichischen Landesgrenze mit 1,6 ct/kWh BW gewählt.

Um die Vergleichbarkeit dieser Zahlen zu den Ergebnissen der Studie des IE zu ermöglichen, wurden über lineare Interpolation die Kosten für die gleichen Rohgas-Volumenströme berechnet. Bild 27 zeigt die Ergebnisse:



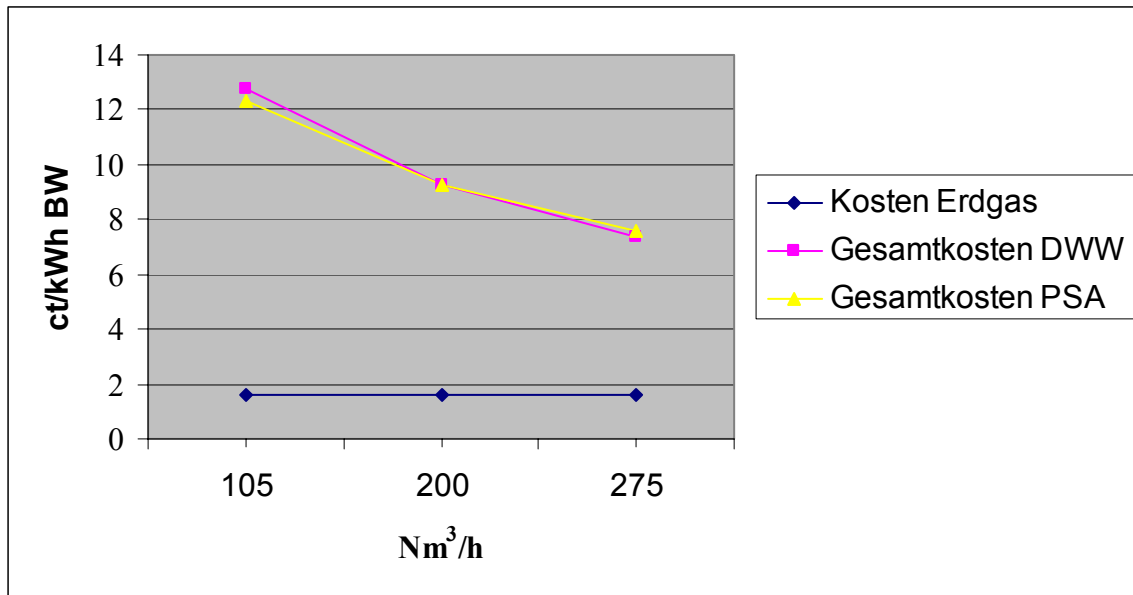


Bild 27: Kostensituation für ÖVGW-konformes Biogas nach [21] (Kosten pro kWh BW über der Rohgasproduktion)

Beide Abbildungen lassen keinen wesentlichen Unterschied zwischen der Aufbereitung über die DWW und die PSA erkennen. Auffällig ist, dass die Kosten nach IE deutlich höher ausfallen. Dieser Umstand findet seine Begründung in mehreren Annahmen: Einerseits wurde sowohl der Bedarf an Ko-Substrat, als auch die Kosten dafür höher angesetzt, andererseits schlagen sich die Kosten für die Errichtung der Gasleitung zu Buche.

Die Zusammenführung der Bilder 26 und 27 liefert eine Abschätzung der zu erwartenden Bandbreite:

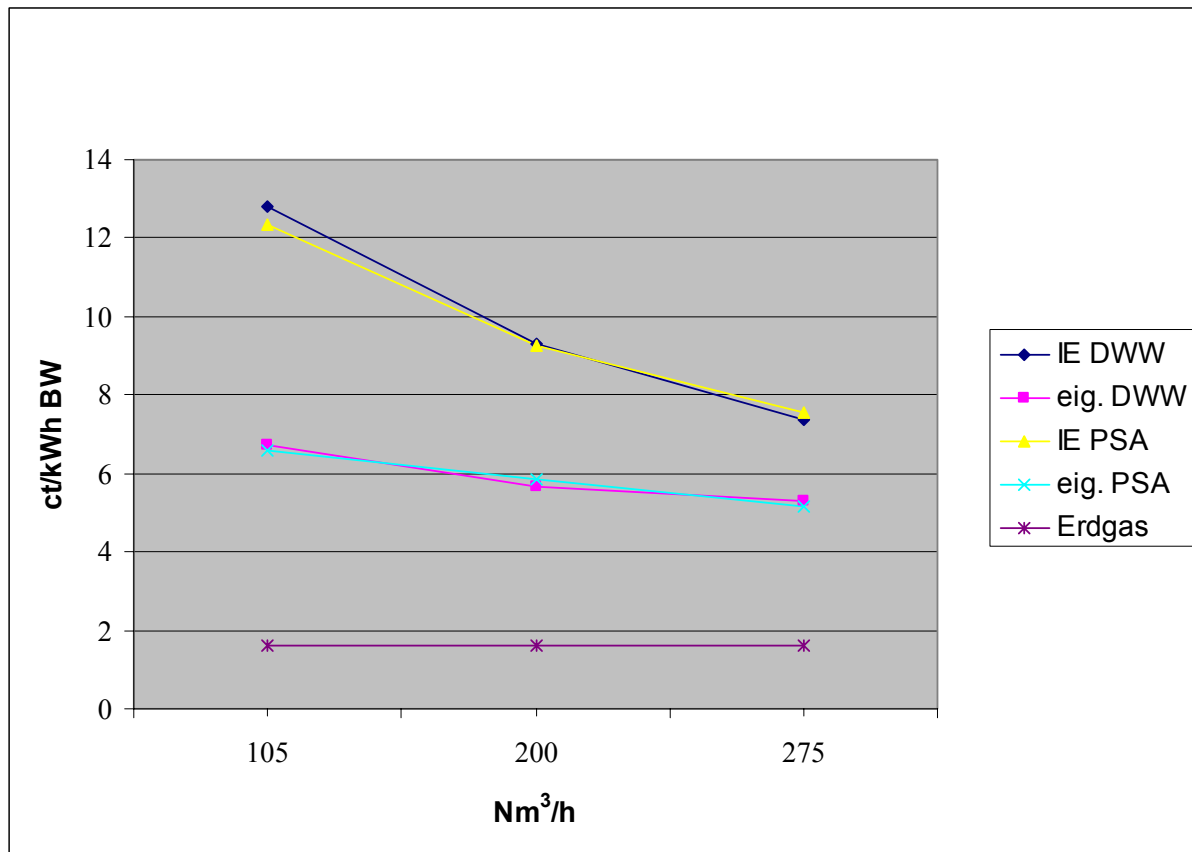


Bild 28: Bandbreite der zu erwartenden Kosten für ÖVGW-konformes Biogas (Kosten pro kWh BW über der Rohgasproduktion), [5, 21]

Aus Bild 28 ist ersichtlich, dass die Kosten für Anlagen um die 100 Nm<sup>3</sup>/h eine sehr große Spannweite von 6,6 ct/kWh bis zu 12,79 ct/kWh aufweisen. So beträgt der Preis für aufbereitetes Biogas nach IE beinahe das Doppelte der eigenen Berechnungen. Bei steigender Anlagengröße fallen die Kosten nach IE sehr stark und nähern sich den unteren Werten an. Dieser Umstand begründet sich unter anderem in der Tatsache, dass bei der Studie des IE für die Aufbereitungsanlagen Kosten für Bandbreiten des verarbeitbaren Rohgas-Volumenstroms zur Verfügung standen. So fließen Anlagen die bspw. 50 Nm<sup>3</sup>/h aufbereiten können, mit dem gleichen Anschaffungspreis in die Kalkulation ein, wie Aufbereitungsanlagen, die für eine Kapazität von 150 Nm<sup>3</sup>/h ausgelegt wurden. Dementsprechend erhöhen sich natürlich die Kosten für das Produktgas unverhältnismäßig für kleine Anlagen.

Aus diesen ermittelten Kosten ist es in weiterer Folge möglich, den Förderbedarf, der einen wirtschaftlich sinnvollen Betrieb einer derartigen Anlage ermöglichen soll, zu ermitteln. Zur Ermittlung der Höhe desselbigen, wurden die jeweils höchsten spezifischen Kosten der beiden Ergebnisreihen herangezogen. Bild 29 stellt diese Beträge dar.

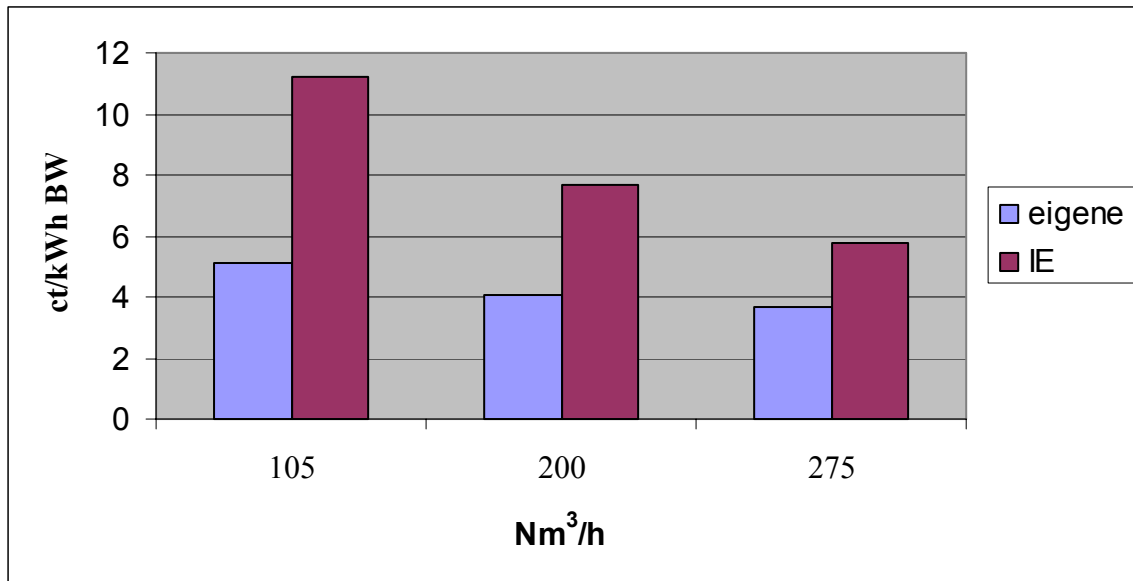


Bild 29: notwendige Förderbeträge in ct/kWh BW über der Rohgasproduktion

Die momentan notwendigen Förderbeträge betragen somit das ca. 4-6 fache von herkömmlichem Erdgas, bei einem relativ hoch angesetztem Erdgas-Einstandspreis von 1,6 ct/kWh.

## 8. Zusammenfassung

Biogaserzeugung und dessen Verwendung in der Energieerzeugung ist bereits nahezu ein Thema mit Tradition. Im Rahmen des Ökostromgesetzes wird unter anderem die Erzeugung von Strom aus Biogas mit Einspeisetarifen vergütet. Seit kurzem wird eine alternative Verwendung des Biogases diskutiert: Anstatt einer direkten Umwandlung in elektrische Energie soll Biogas in die Erdgasnetze eingespeist werden und zur heimischen Energieversorgung beitragen. Der Einsatz von erneuerbaren Energieformen ist jedenfalls zu begrüßen, insbesondere, wenn dies mit vertretbarem Mitteleinsatz möglich ist.

In der derzeit öffentlich geführten Diskussion werden zumeist sehr hohe Potentiale für den Biogaseinsatz genannt. Damit würde sich die Aufbringungsstruktur von Erdgas wesentlich ändern.

Die vorliegende Diplomarbeit setzt sich speziell mit den Themen Biogaseinspeisung in Erdgasnetze - Reife der Technologie, Wirtschaftlichkeit und Energieeffizienz - kritisch auseinander.

Für die biochemische Biogaserzeugung gibt es aufgrund der vorhandenen Anlagen mit angeschlossener Verstromung Erfahrungswerte, die der Erzeugungstechnologie technische Reife attestieren. Hinsichtlich der Technologie zur Gasaufbereitung für die Einspeisung in Erdgasnetze liegt allerdings noch wenig Praxiserfahrung vor. In Europa sind je 2 Anlagen in der Schweiz und in Schweden bekannt, bei denen aufbereitetes Biogas im Rahmen von geförderten Forschungsprojekten in ein Erdgasnetz eingespeist wird. Alle anderen bekannten Aufbereitungsanlagen dienen einer reinen Inselversorgung. In Österreich wird seit kurzem in einem Forschungsprojekt die Machbarkeit in einer Versuchsanlage untersucht. Es gibt verfahrenstechnisch ausgereifte Prozesse zur Gasreinigung, die allerdings mit einem massiven Kostenaufwand verbunden sind – alleine die Kosten der Gasaufbereitung liegen in etwa bei den doppelten Gesteungskosten für Erdgas.

Für die thermochemische Biogaserzeugung („Holzvergasung“) sind Erzeugungsverfahren und Aufbereitungstechnologie, die eine Einspeisung in Erdgasnetze ermöglicht, noch in Entwicklung. Wegen des hohen Wasserstoffanteils ist eine Methanisierung erforderlich, bevor

eine Einspeisung in das Erdgasnetz möglich ist. Diese Technologien befinden sich in einer F&E-Phase deren Ergebnisse noch nicht absehbar sind. Für die nächsten 10 bis 15 Jahre ist aus heutiger Sicht keine kommerzielle Einsatzfähigkeit zu erwarten.

Nachgewiesen wurde die Notwendigkeit der Aufbereitung von Biogas als Voraussetzung für die Einspeisung in ein Erdgasnetz. Eine Einspeisung von Biogas mit mehr als 40 % Kohlendioxid führt zu technischen Problemen, zu Kapazitätsengpässen und nicht zuletzt zu abrechnungstechnischen Problemen.

Die Betrachtungen zu den Exergieströmen lieferte die Erkenntnis, dass die Deckung des Energiebedarfs des Fermenters von maßgeblicher Bedeutung für die effektiv nutzbaren Leistungen ist. Dieser Umstand bewirkt einen deutlichen Vorteil für die dezentrale Stromerzeugung und einen kaum spürbaren Unterschied zwischen der dezentralen und der zentralen Verfeuerung in einem Gaskessel. Der Exergieverlust, den die Aufbereitung (isoliert betrachtet) bedingt, ist mit 2,5 % für die DWW bzw. 4,6 % für die PSA gering.

Aus dem Gesichtspunkt der Abwärme, die durch die momentan eingesetzte Verstromung des Biogases in einem BHKW zwangsweise anfällt und in den meisten Fällen ungenützt bleibt, scheint es sinnvoll das Rohbiogas aufzubereiten, durch Einspeisung transportfähig zu machen und so die direkt vor Ort gewünschte Energieform bereitzustellen. Es muss allerdings klar sein, dass mit dieser Variante der Verwertung ein gewisser Verlust des Exergieinhalts einerseits und ein ausgesprochen hoher Kapital- und Geräteaufwand andererseits verbunden sind.

Betrachtet man die Wirtschaftlichkeit der Erzeugung von Biogas zur Einspeisung in Erdgasnetze, so zeigt sich bei den oben gemachten Angaben, dass die Gestehungskosten von für die Einspeisung konditioniertem Biogas etwa das 4-6fache von herkömmlichem Erdgas betragen. Der aufzubringende Förderbetrag je m<sup>3</sup> liegt bei rd. 50 - 80 ct. In diesem Betrag sind bereits die derzeit hohen Einstandspreise (etwa 1,6 ct/kWh) für Erdgas berücksichtigt, wobei Prognosen über die Preisentwicklung naturgemäß schwierig sind.

Die Komplexität der Anlagen zur Erzeugung von einspeisbarem Biogas wurde dargestellt. Da eine „Massenproduktion“ aufgrund der Potentialabschätzung unwahrscheinlich ist und diese Anlagen in aller Regel individuell für den Einzelfall konzipiert werden, kann von keiner Kostensenkung aus dem „Mengeneffekt“ ausgegangen werden. Daraus kann abgeleitet werden, dass ohne Fördermaßnahmen auch in Zukunft kein wirtschaftlicher Betrieb zu erwarten ist - d.h. Fördermaßnahmen sind nicht als „Starthilfe“ zu konzipieren sondern gegebenenfalls als kontinuierlich einzuplanen. Würde man etwa 1 % des Erdgasabsatzes durch Biogas substituieren, das sind etwa 100 Mio. m<sup>3</sup>, wäre ein Förderbedarf von rd. 50-80 Mio. € pro Jahr gegeben.

## 9. Verzeichnisse

### 9.1 Abkürzungen

BFB	Bubbling Fluidized Bed
BHKW	Blockheizkraftwerk
CFB	Circulating Fluidized Bed
DIN	Deutsches Institut für Normung e. V.
DWW	Druckwasserwäsche
EN	Europäische Norm
GUS	Gemeinschaft unabhängiger Staaten
HRT	Hydraulic Retention Time (Verweildauer im Fermenter)
IE	Institut für Energetik und Umwelt, gemeinnützige GmbH, Leipzig
JP	Jahresproduktion
KMS	Kohlenstoffmolekularsieb
OGP	International Association of Oil & Gas Producers
ÖNORM	Österreichisches Normungsinstitut
ÖVGW	Österreichische Vereinigung für das Gas- und Wasserfach
PG	Produktgas
RG	Rohgas
RL	Richtlinie

### 9.2 Formelzeichen

A	Annuität (jährlich zu zahlender Betrag)	[€/a]
E_punkt	Exergiestrom	[kW]
E <sub>m</sub>	molare Exergie	[kJ/mol]
E <sub>v</sub>	Exergieverlust	[%]
G	molare Gibbsfunktion	[kJ/mol]
H <sub>s</sub>	Brennwert	[kWh/Nm <sup>3</sup> ]
H	Heizwert	[kWh/Nm <sup>3</sup> ]
KW	Kapitalwert (Investition)	[€]
M	molare Masse	[kg/mol]

---

N	Laufzeit	[a]
P	Leistung	[kW]
Q_punkt	Wärmestrom	[kW]
R	Gaskonstante	[]
T	Temperatur	[K]
V_punkt	Volumenstrom	[Nm <sup>3</sup> /h]
W <sub>s</sub>	Wobbe-Index	
c <sub>p</sub>	spezifische Wärmekapazität bei konstantem Druck	[kJ/kg*K]
c <sub>v</sub>	spezifische Wärmekapazität bei konstantem Volumen	[kJ/kg*K]
d	relative Dichte	[]
e	spezifische Exergie	[kJ/kg]
e <sub>st</sub>	spezifische Exergie des Stoffstroms	[kJ/kg]
h	spezifische Enthalpie	[kJ/kg]
i	Zinssatz	[%]
m_punkt	Massenstrom	[kg/s]
p	Druck	[bar]
s	spezifische Entropie	[kJ/kg*K]
w <sub>t</sub>	spezifische, technische. Arbeit	[kJ/kg]
x	Stoffmengenanteil	[]
<i>Q<sub>ab</sub></i>	abzuführender Wärmestrom	[kW]
<i>P<sub>el</sub></i>	elektrische Leistung	[kW]
<i>P<sub>heiz</sub></i>	Heizleistung	[kW]
<i>E</i>	Exergiestrom	[kW]
<i>Q<sub>nutz</sub></i>	nutzbarer Abwärmestrom	[kW]
<i>Q<sub>verl</sub></i>	Verlust-Abwärmestrom	[kW]
<i>V</i>	Volumenstrom	[Nm <sup>3</sup> /h]
<i>Q<sub>zu</sub></i>	zugeführter Wärmestrom	
η	Wirkungsgrad	[]

---



$\theta$	Temperatur	[°C]
$\kappa$	Isentropenexponent	[]
$\nu$	stöchiometrischer Koeffizient	[]
$\xi$	Massenanteile	[]
$\lambda$	Luftüberschusszahl	[]

### 9.2.1 Indexverzeichnis

ab	bezieht sich auf das Abgas
el	elektrisch
ges	betrachtet die Gesamtheit
u	bezieht sich auf Umgebungsbedingung
BG.aus bzw. aus	in die Aufbereitung eintretendes Biogas
BG.ein bzw. ein	aus der Aufbereitung austretendes Biogas
CH <sub>4</sub>	Methan
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid
PG	Produktgas
RG	Rohgas

## 9.3 Abbildungen

Bild 1: Balkendiagramm zur Heizmaterial-Umfrage, [2]

Bild 2: Exergetische Wirkungsgrade der Stromerzeugung durch Verbrennung bzw. Vergasung, [3]

Bild 3: Darstellung der Strömungsvarianten der Festbett-Vergasung, [3]

Bild 4: zirkulierender Wirbelschichtvergaser

Bild 5: Darstellung der einzelnen Stufen bei der Methangärung, [10]

Bild 6: Gaserträge verschiedener Substrate, [5]

Bild 7: Auswirkungen der Gärzeit auf die Methanausbeute, [5]

Bild 8: Typische Reaktorbauweisen, [10]

Bild 9: Gesamtsystem einer Biogasanlage, [10]

Bild 10: Varianten der Substratdurchmischung, [10]

- Bild 11: Überblick über bekannte Reinigungsverfahren, [10]
- Bild 12: Schema einer Biotropfkörperanlage, [5]
- Bild 13: Schema einer DWW-Anlage, [6]
- Bild 14: Schema einer PSA-Anlage, [5]
- Bild 15: Schema der Gaspermeation an der trockenen Membran, [5]
- Bild 16: Methanverlust bei der Gaspermeation
- Bild 17: Exergiebilanz über die DWW
- Bild 18: Exergiebilanz über die PSA
- Bild 19: Systembeschreibung der dezentralen Verstromung
- Bild 20: Systembeschreibung der dezentralen Verfeuerung
- Bild 21: Systembeschreibung der Einspeisung auf Netzebene 3
- Bild 22: GuD-Prozess, [24]
- Bild 23: Variante: Einspeisung auf Netzebene 2
- Bild 24: spezifische Produktgaskosten über der Rohgasproduktion für die Fermentation
- Bild 25: spezifische Produktgaskosten über der Rohgasproduktion für die Aufbereitung inklusive Einspeisung, [5]
- Bild 26: Kostensituation für ÖVGW-konformes Biogas nach [5] und eigenen Berechnungen (Kosten pro kWh BW über der Rohgasproduktion)
- Bild 27: Kostensituation für ÖVGW-konformes Biogas nach [21] (Kosten pro kWh BW über der Rohgasproduktion)
- Bild 28: Bandbreite der zu erwartenden Kosten für ÖVGW-konformes Biogas (Kosten pro kWh BW über der Rohgasproduktion), [5, 21, eigene]
- Bild 29: notwendige Förderbeträge in ct/kWh BW über der Rohgasproduktion

## 9.4 Tabellen

- Tabelle 1: Unterteilung der Reaktionszonen, [4]
- Tabelle 2: Produktgaszusammensetzung der Festbettvergasung, [4]
- Tabelle 3: Produktgaszusammensetzung der Wirbelschichtvergasung
- Tabelle 4: Produktgaszusammensetzung der Fermentation, [5]
- Tabelle 5: Auszug aus der Richtlinie ÖVGW G 31, [16]
- Tabelle 6: Übersicht über die Methanisierungsverfahren und deren Anwendungshäufigkeit in Europa, [5]

- Tabelle 7: Löslichkeit unterschiedlicher Stoffe in Wasser, [5]  
Tabelle 8: Brenntechnische Daten der ÖVGW Richtlinie G 31, [16]  
Tabelle 9: Gasqualitäten und Anforderungen, [23]  
Tabelle 10: Gegenüberstellung Rohgas – Produktgas, [5]  
Tabelle 11: relative Dichte des Produktgases  
Tabelle 12: Geräteumstellungen durch Gasqualitätswechsel, [26]  
Tabelle 13: Rahmenbedingungen zur Aufbereitung, [5, 6]  
Tabelle 14: Rahmenbedingungen zur PSA-Aufbereitung, [5, 6]  
Tabelle 15: Kostenaufstellung für die Fermentation, [25, eigene]  
Tabelle 16: Gesamtkostenaufstellung nach, [21]

## 9.5 Schrifttum

- [1] <http://www.hamburger-bildungsserver.de/klima/energie/enf-1.html>
- [2] [http://www.statistik.at/fachbereich\\_03/mikrozensus\\_ergebnis3.shtml](http://www.statistik.at/fachbereich_03/mikrozensus_ergebnis3.shtml)
- [3] *Markus Kleinhappl: Festbett-Vergasung – Stand der Technik. Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“ Bd. 24 (2003) S. 45 ff*
- [4] *Manfred Kleemann: „Regenerative Energiequellen“. Springer Verlag (1988) S. 174 ff*
- [5] *Herbert Tretter: „Neue Optionen für die Nutzung von Biogas“. Diplomarbeit an der TU Wien (2003)*
- [6] *Wolfgang Schulz, Maren Hille unter Mitarbeit von Wolfgang Tentscher. „Untersuchung zur Aufbereitung von Biogas zur Erweiterung der Nutzungsmöglichkeiten“ Bremer Energie-Konsens (August 2004) S. 35 ff*
- [7] *H. Zellmann: „Gaseinspeisung – Anforderungen, Möglichkeiten und Grenzen“. VDI-Berichte Nr. 1751 (2003) S. 217 ff*
- [8] *Hans Dieter Baehr: „Thermodynamik“. Springer Verlag (2005) 12. Auflage*

- [9] *Wladimir Linzer: „Angewandte Thermodynamik“ Eigenverlag (1997) 3. Auflage*
- [10] *D. Hornbachner, G. Hutter und D. Moor: „Biogas-Netzeinspeisung. Rechtliche, wirtschaftliche und technische Voraussetzungen in Österreich“. Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie : Berichte aus Energie- und Umweltforschung 19/2005*
- [11] *S. Kabasci und R. Hiller: „Anforderungen an die Gasqualitäten in der Weiternutzung“. VDI-Berichte Nr. 1872 (2005) S. 114*
- [12] *Alexander Vogel, Martin Kaltschmitt, Markus Bolhar-Nordenkampff: „Festbettvergasung zur Stromerzeugung – Lessons learned“. Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“ Bd. 24 (2003) S. 173*
- [13] *Jürgen Karl: „Wirbelschichtvergasung – Stand der Technik“. Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“ Bd. 24 (2003) S. 71 ff.*
- [14] *Christian Aichering et al.: „Das Güssing-Projekt“. Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“ Bd. 24 (2003) S. 232*
- [15] *P. Weiland: „Grundlagen der Methangärung – Biologie und Substrate“. “. VDI-Berichte Nr. 1620 (2001) S. 19 ff*
- [16] *Treffen mit dem Ausschuss der ÖVGW zur Neugestaltung der G 33, vom 31.08.2005*
- [17] *Gregor Friedrichs et al. „Biogas – Möglichkeiten und Voraussetzungen der Einspeisung in die Netze der öffentlichen Gasversorgung“. GWF – Gas/Erdgas 144 (2003) Nr.1 S. 63-64*
- [18] *Recknagel et al. „Taschenbuch für Heizung und Klimatechnik“ Oldenburg Verlag (2000) 69. Auflage, S. 1766*

- [19] *Ulrich Keymer: „Wirtschaftlicher Vergleich von Nachwachsenden Rohstoffen“ Bayrische Landesanstalt für Landwirtschaft (Institut für Agrarökonomie) März 2005*
- [20] *Waldemar Gruber: „Erneuerbare Energien, Nachwachsende Rohstoffe“ Ref. 44 S. 16 <http://www.landwirtschaftskammer.de/fachangebot/technik/biogas/veroeffentlichungen/04-01-08-gruber.pdf>*
- [21] *Frank Hofmann et al. : „Evaluierung der Möglichkeiten von Einspeisung in das Erdgasnetz“ Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. Projektnummer 323 2002 (2005) <http://www.fnr.de>*
- [22] *OGP, Enlarged EU/EEA gas supply, ( 2002)*
- [23] [http://www.wiengas.at/wg/wiengas/jsp/content/item\\_detail.jsp?BV\\_SessionID=@@@@0168166220.1132907401@@@@&BV\\_EngineID=ccccaddgfkmieljhcfngecfkmdfhjd fkn.0&chnid=-1073752244&prgid=1073753433&rid=-1073752239](http://www.wiengas.at/wg/wiengas/jsp/content/item_detail.jsp?BV_SessionID=@@@@0168166220.1132907401@@@@&BV_EngineID=ccccaddgfkmieljhcfngecfkmdfhjd fkn.0&chnid=-1073752244&prgid=1073753433&rid=-1073752239)
- [24] *Prüfungsunterlagen des Instituts für Thermodynamik und Energieumwandlung, TU-Wien (WS 04/05)*
- [25] [http://www.enbion.de/bga\\_typen.php](http://www.enbion.de/bga_typen.php)
- [26] *Hans Runkel et al. „Neue Erkenntnisse und Erfahrungen auf dem Gebiet der Anpassung von Gasgeräten“. GWF – Gas/Erdgas 146 (2005) Nr. 6 S. 333-338*