

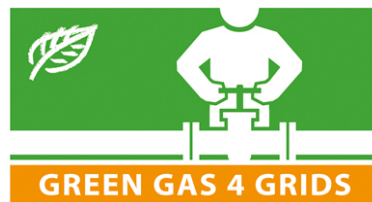
Gas

GF 54

Entwicklung eines Standard-Konzepts für die Aufbereitung von Rohbiogas zu einem einspeisefähigen Gas

Juni 2020

FORSCHUNG ÖVGW



Lehrstuhl für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes
Forschungsbereich Renewable Materials Processing
Montanuniversität Leoben



Entwicklung eines Standard-Konzepts für die Aufbereitung von Rohbiogas zu einem einspeisefähigen Gas

Gas

GF 54

Juni 2020

Development of a Standard Concept for Processing Untreated Biogas to Suitable Gas for Grid Feed

Inhalt

1. Inhalt
2. Aufgabenstellung
3. Zusammenfassung
4. Einleitung
5. Grundlagen der Biogasproduktion
6. Biogasnetzeinspeisung
7. Vorkonditionierung, Biogasspeicherung und Erdgasnetz
8. Vollaufbereitung
9. Verfahrensbewertung und Auswahl
10. Verfahrensanalyse und Aufbereitungskonzept
11. Ergebnisse und Schlussfolgerungen aus der Verfahrensanalyse
12. Literaturverzeichnis
13. Anhang

Ausgabe Juni 2020

Vervielfältigung, Übertragung und Speicherung, auch auszugsweise, ist nur mit Genehmigung der ÖVGW gestattet.

Medieninhaber: Österreichische Vereinigung für das Gas- und Wasserfach
1010 Wien, Schuberttring 14
ZVR 818158001
Telefon +43/1/513 15 88-0*
Telefax +43/1/513 15 88-25 DW
E-mail: office@ovgw.at
Internet: www.ovgw.at

ENDBERICHT

Technischer Bereich: Biogasaufbereitung

Auftraggeber: ÖVGW – Österreichische Vereinigung für das Gas- und Wasserfach

Titel: „Greening the gas“; Task 3.2: Standardisierte Aufbereitung CH₄-basierter biogener Gase

Verfasser: Ass.Prof. DI Dr.mont. Markus Ellersdorfer
Ass.Prof. DI Dr.techn. Michael Harasek

Datum: 10.06.2020 (Revision 2)

Seitenzahl: 63

Status: ☐ Entwurf
☐ Vorläufig
☒ Endgültig

Unterschrift: 

Auftrags-Nr.: 050/31-2018

INHALT

Inhalt.....	2
Aufgabenstellung.....	3
Zusammenfassung.....	4
Einleitung.....	5
Grundlagen der Biogasproduktion	6
Zusammensetzung von Rohbiogas	7
Biogassubstrate.....	10
Aufbau einer Biogasanlage	10
Biogasnetzeinspeisung	13
Grundlagen der Biogasaufbereitung.....	14
Vorkonditionierung, Biogasspeicherung und Erdgasnetz	15
Entwässerung.....	15
Entschwefelung.....	16
Gasspeicherung.....	18
Erdgasnetz in Österreich	19
Vollaufbereitung.....	20
Physikalische Absorption: Druckwasserwäsche (DWW)	20
Physikalische Absorption: Organische Physisorption	21
Chemische Absorption: Aminwäschen	22
Adsorption: Druckwechseladsorption (PSA).....	23
Gaspermeation/Membrantrennung.....	25
Kryogenvorgang	26
Schwachgasnachbehandlung.....	27
Verfahrensbewertung und Auswahl	28
Verfahrensanalyse und Aufbereitungskonzept.....	30
Kosten der Rohbiogasgestehung	31
Netzeinspeisungskosten	32
Kosten einer Hochdruckkompression.....	32
Verfahrensanalyse und Kosten einer Druckwasserwäsche (DWW)	33
Verfahrensanalyse und Kosten einer Druckwechseladsorption (PSA)	42
Verfahrensanalyse und Kosten von Gaspermeation/Membranverfahren.....	46
Ergebnisse und Schlussfolgerungen aus der Verfahrensanalyse	53
Literaturverzeichnis	58
Anhang	60

AUFGABENSTELLUNG

Die Zielsetzung des in diesem Bericht beschriebenen Teilprojekts (Task 3.2) zur Initiative „Greening the gas“ der ÖVGW ist die Entwicklung eines Standard-Konzeptes für die Aufbereitung von Rohbiogas zu einem einspeisefähigen Gas. Dabei wird auf eine allgemein umsetzbare Technologie abgezielt, die insbesondere auch an kleineren Biogasanlagen (< 250 kW_{el}) effektiv, wirtschaftlich und betriebssicher den Methangehalt im Biogas anreichert, wobei nicht zwingend die derzeitigen Vorgaben der ÖVGW G31, G33 bzw. G B220:2011 eingehalten werden. Die potentiellen Gasaufbereitungstechnologien werden technisch sowie hinsichtlich Investitionsaufwand und Betriebskosten verglichen, und der Aufwand für die Erreichung unterschiedlicher Einspeisequalitäten erhoben. Als wesentliches Ergebnis soll ein allgemein einsetzbares Standardkonzept für die Aufbereitung von Biogas vorgeschlagen werden.

Im Detail werden im vorliegenden Bericht folgende Inhalte zusammengefasst:

- Erhebung und Darstellung möglicher Gasaufbereitungsverfahren entsprechend dem Stand der Technik sowie typischer, substratabhängiger Zusammensetzungen von Rohbiogas
- Ausarbeitung von Anlagenschemata für die Gasaufbereitungsverfahren unter Einbeziehung unterschiedlicher Feedgaszusammensetzungen
- Bewertung der technischen Eigenschaften der einzelnen Technologien hinsichtlich Handhabung, Betriebssicherheit, Skalierbarkeit, modularer Bauweise und Komplexität
- Abschätzung des Investitionsaufwandes und der Betriebskosten in Abhängigkeit der erzielbaren Gasqualität
- Vorschlag eines Standard-Konzeptes für die Aufbereitung von Biogas

ZUSAMMENFASSUNG

Im vorliegenden Bericht werden nach einer kurzen Einleitung zu den Grundlagen der Biogasproduktion sowie zur Biogasnetzeinspeisung die einzelnen Schritte der Rohbiogasaufbereitung zur Gewinnung von einspeisefähigem Biomethan im Detail beschrieben. Diese Prozessschritte umfassen die Entwässerung, Entschwefelung und Gasspeicherung, zusammenfassend als „Vorkonditionierung“ bezeichnet, sowie die Methananreicherung (= CO₂-Abscheidung) inklusive Netzeinspeisung, welche in diesem Bericht „Vollaufbereitung“ genannt wird.

Während für die Entwässerung, Entschwefelung, Gasspeicherung sowie Netzeinspeisung (Gasnetze, Einspeisepunkte und Kompression) ein allgemeinerer Technologie- und Kostenüberblick gegeben wurde, wurden im Block der Vollaufbereitung die derzeit gängigsten Verfahren zur CO₂-Abscheidung im Detail beschrieben und vergleichend bewertet. Betrachtet wurden Druckwasserwäsche, organische Physisorption, Aminwäsche, Druckwechseladsorption und Membranverfahren. Auf Grundlage dieser Verfahrensbewertung wurde drei Verfahren ausgewählt, welche sich im Hinblick auf ein Standardaufbereitungskonzept für die Biomethangewinnung auch an kleineren bis mittelgroßen Biogasanlagen aus Sicht der Autoren besonders eignen. Diese Verfahren (Druckwasserwäsche, Druckwechseladsorption und Membranverfahren) wurden im Detail ausgelegt bzw. deren Investitions-, Betriebs- und spezifischen Gesamtkosten auf Basis von verfahrenstechnischen Berechnungsmodellen für unterschiedliche Szenarien bestimmt. Dabei wurden unterschiedliche Produktionskapazitäten für Rohbiogas zwischen 50 bis 1000 Nm³/h (= Input für die Gasaufbereitung) betrachtet und die Produktgasqualität (= Biomethanqualität) variiert, um den Einfluss des Methananteils im aufbereiteten Biomethan auf die Kosten des jeweiligen Verfahrens zu zeigen und hinsichtlich einer möglichen Anpassung der ÖVGW-Richtlinie zu bewerten (CH₄-Variation zwischen 85 und 98 vol.-%).

Auf Grundlage dieser Berechnungen und der Verfahrenseigenheiten scheint die Aufbereitung mittels Membranen (Gaspermeation) aus derzeitiger Sicht das vielversprechendste Verfahren zur Aufbereitung von Biogas an Anlagen kleiner 200 Nm³/h Rohbiogasproduktion zu sein (entspricht einer BHKW-Leistung von ca. 400 kW_{el}). Neben den geringeren Kosten im Vergleich zu einer Druckwasserwäsche und Druckwechseladsorption weisen Membranverfahren eine flexible Anlagengestaltung und lastflexible Fahrweise auf und benötigen keine zusätzlichen Betriebsmittel oder Chemikalien für den Betrieb. Druckwasserwäschen können kostenseitig erst bei einer starken Reduktion der Vorgaben hinsichtlich Methananteil im Produktgas (~ 85 %) auch an kleineren Anlagen (< 150 Nm³/h Rohbiogas) mit Membranverfahren konkurrieren, sofern keine zusätzlichen Kosten für eine Entschwefelung des Rohbiogases anfallen (H₂S im Rohbiogas sollte dafür < 500 ppm sein).

Aufgrund dieser Vorteile und der Kostensituation können Membranverfahren als die derzeit vielversprechendste Technologie für ein Standard-Konzept zur Aufbereitung von Rohbiogas zu einem einspeisefähigen Biomethan an kleineren bis mittleren Biogasanlagen (< 250 kW_{el}) empfohlen werden.

Eine detaillierte Auslegung bzw. Planung eines Membrananlagenkonzeptes kann mittels vorhandener Rechenmodelle der TU Wien angepasst an die jeweilige Anlagensituation vor Ort erfolgen.

EINLEITUNG

In der Österreichischen Klima- und Energiestrategie (#mission2030) setzt sich Österreich das Ziel, den Anteil erneuerbarer Energie am Bruttoendenergieverbrauch bis 2030 auf einen Wert von 45–50% anzuheben. Darüber hinaus soll im Jahre 2030 der Gesamtstromverbrauch zu 100% (national bilanziell) aus erneuerbaren Energiequellen im Inland gedeckt und bis 2050 eine weitgehende Dekarbonisierung des Energiesystems erreicht werden. Dazu braucht es eine Reihe von unterschiedlichen Maßnahmen, unter anderem soll ein wesentlicher Anteil von Erdgas in Zukunft durch erneuerbares Methan ersetzt werden. „Greening the gas“ durch Biomethan aus biogenen Reststoffen, durch Wasserstoff und synthetisches Methan aus erneuerbaren Stromquellen auf Basis eines deutlich verbesserten Systems von Herkunftsnachweisen sind Hauptkomponenten zur nachhaltigen Weiterentwicklung des Energiesystems (Bundesministerium für Nachhaltigkeit und Tourismus und Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie 2018).

Grundsätzlich kann der Anteil an erneuerbarem CH₄ (Biomethan) im Erdgasnetz auch durch die Umrüstung bestehender Biogasanlagen von einer Verstromung (Kraft-Wärme-Kopplung) des Biogases hin zu einer Gasaufbereitung und Netzeinspeisung erhöht werden. Dadurch wird zwar auch weniger Ökostrom produziert, allerdings könnte die Aufbereitung und Einspeisung speziell bei Biogasanlagen, welche über keine ausreichende, ganzjährige Wärmeabnahme verfügen, den Gesamtwirkungsgrad und somit über die Anlagengrenzen hinaus den Anteil an verwertbarer „grüner Energie“ deutlich erhöhen.

Derzeit gibt es in Österreich 288 Biogasanlagen mit einer installierten Engpassleistung von rund 86 MW, welche im Vertragsverhältnis zur OeMAG Ökostrom produzieren (Stand: 2018). Die durchschnittliche installierte Leistung betrug rund 300 kW_{el}, weshalb es sich vorwiegend um kleinere Anlagen handelt. Diese verwenden als Hauptsubstrat Maissilage (56%) gefolgt von Grassilage, anderen NAWAROs und Roggen-GPS (zusammen rund 20%). Die Anteile der anderen Substrate liegen jeweils deutlich unter 3%. (e-control 2019)

Im Jahr 2018 wurden von diesen Anlagen zusammen in etwa 570 GWh an Strom eingespeist (e-control 2019). Unter Annahme eines elektrischen Wirkungsgrades von 30% entspricht dies einer verstromten Biomethanmenge von etwa 190 Mio. Nm³/a. Laut Kompost & Biogas Verband (2020) werden an 14 Biogasanlagen in Österreich jährlich rund 3000 Nm³/h an aufbereitetem Biomethan produziert und entweder direkt als Kraftstoff verwendet oder ins Erdgasnetz eingespeist. Unter Annahme von 7000 Volllaststunden pro Jahr entspricht dies rund 21 Mio. Nm³/a. Demnach werden nur rund 10% des in Österreich produzierten Biogases als Biomethan genutzt, der überwiegende Anteil wird verstromt.

Neben der aktuellen Biomethanproduktion von 21 Mio. Nm³/a könnten theoretisch zusätzliche 190 Mio. Nm³/a an Biomethan aus der Umstellung der oben genannten Biogasanlagen von Verstromung auf Einspeisung produziert werden. Zudem gehen Lindorfer et al. (2017) von einem theoretischen Potential von etwa 1,3-1,5 Mrd. Nm³/a aus Reststoffen aus, welches derzeit noch nicht genutzt wird und für einen zukünftig Ausbau der Biomethanproduktion herangezogen werden könnte. Zusammen gerechnet stellt dieses theoretische Potential einen Anteil von etwa 17% am jährlichen Erdgasverbrauch in Österreich (8,7 Mrd. Nm³/a; BP Statistical Review of World Energy 2019) dar.

GRUNDLAGEN DER BIOGASPRODUKTION

Die Bildung von Methan ist ein natürlicher Prozess, welcher abläuft, wenn organisches Material („Biomasse“) in feuchter Umgebung unter Luftabschluss bzw. Abwesenheit von Sauerstoff („anaerob“) zersetzt wird. Der schrittweise Abbau erfolgt durch Gruppen von vergesellschafteten Mikroorganismen, welche dadurch Energie zur Aufrechterhaltung ihres Metabolismus gewinnen. Bei der Umsetzung von organischem Material bildet sich ein Gasgemisch, welches aus Methan, Kohlendioxid und Spurengasen besteht und als „Biogas“ bezeichnet wird. Die für die Erzeugung von Biogas in technischen Anlagen eingesetzte Biomasse wird „Substrat“ genannt. Unter die Bezeichnung „Biogas“ fallen heute landwirtschaftlich und gewerblich erzeugtes Biogas sowie Klär- und Deponiegas. Holzgas wird zumeist nicht als Biogas bezeichnet, ist aber auch biogenen Ursprungs. (Tretter 2002)

Der Prozess der Bildung von Biogas wird als „Biomethanisierung“ oder „Gärung“ bezeichnet. Unter dem oft in diesem Zusammenhang als Synonym für Gärung verwendeten Begriff der „Fermentation“ wird heutzutage abweichend von der ursprünglichen Definition die Gesamtheit aller aeroben und anaeroben, technischen Bioreaktionen verstanden. Die Gärung ist streng genommen ein Teilbereich der Fermentation und läuft ausschließlich anaerob ab. Reaktoren, in denen solche biotechnologischen Prozesse ablaufen, werden als „Fermenter“ bezeichnet. Das direkt im Fermenter entstehende Gas wird üblicherweise als „Rohbiogas“ bezeichnet, während auf Erdgasqualität aufbereitetes Biogas üblicherweise die Bezeichnung „Biomethan“ trägt.

Beim Biogas-Prozess an sich handelt es sich in erster Linie um mikrobiologische Umsetzungen, wenngleich auch mechanische und chemische Prozesse ablaufen. Den Prozess vollziehen unterschiedliche Arten von Mikroorganismen, vor allem leisten Bakterien und Archaeen den Substratabbau und die Umsetzung der organischen Stoffe. Die Mikroorganismen werden entsprechend ihrer Leistung in den einzelnen Abbauschritten der anaeroben Vergärung als hydrolytische, acidogene, acetogene und methanogene Mikroorganismen bezeichnet. Die Vielfalt der Mikroorganismen, deren Wachstum und Aktivität und damit die Effizienz der Biogasproduktion werden insbesondere durch die Gärtemperatur, den pH-Wert und das Nährstoffangebot beeinflusst. (Biogas Forum Bayern 2010)

Zusammensetzung von Rohbiogas

Biogas besteht hauptsächlich aus Methan und Kohlendioxid, ist ab einem Methangehalt von ca. 45% entzündbar und enthält neben diesen Hauptbestandteilen auch einige Spurengase bzw. Verunreinigungen. Für ein typisches Biogas mit 60% Methan und 40% Kohlendioxid können die folgenden Gaseigenschaften im Vergleich zu Erdgas angegeben werden (Tabelle 1).

Tabelle 1 – Physikalische Eigenschaften von Biogas (Deublein und Steinhauser 2011; Weiland 2000)

		Biogas	Erdgas (100 % CH₄)
Heizwert (H _u)	kWh/m ³	~ 6,0 – 6,5	9,97
Dichte	kg/m ³	1,2	0,72
Zündtemperatur	°C	700	650
Verbrennungsgeschwindigkeit	m/s	0,25	0,39
kritischer Druck	bar	75 - 89	47
kritische Temperatur	°C	- 82,5	- 82,5

Die Dichte von Biogas ist ab einem Methananteil von mehr als 65 Vol.-% im Regelfall kleiner als die Dichte der Umgebungsluft. Daher sammelt sich austretendes Biogas nicht immer am Boden, wie etwa Propan oder reines Kohlendioxid, sondern verflüchtigt sich abhängig von der Zusammensetzung. Eine Einschränkung der Nutzungsmöglichkeit von Biogas liegt in der Schwierigkeit der Verflüssigung, die nur bei sehr tiefen Temperaturen möglich ist. Die kritische Temperatur von Methan liegt bei - 82,5°C. Der Heizwert H_u von Biogas ist abhängig vom Methananteil. Reines Methan hat einen Heizwert von 35,9 MJ/m³ oder 9,97 kWh/m³. Biogas ist unterhalb eines Methangehaltes von 23 Vol.-% Methan nicht entzündbar. Bei einem Methangehalt von z.B. 70 Vol.-% ist ein Biogasgemisch zwischen 7 und 17 Vol.-% in Luft entzündbar. (Deublein und Steinhauser 2011; Weiland 2001)

Generell ist die Gaszusammensetzung vom Oxidationsgrad der eingesetzten Substrate abhängig. Bei rein chemischer Betrachtung ergibt sich der in Abbildung 1 dargestellte Zusammenhang zwischen mittlerer Oxidationsstufe des Kohlenstoffs und Methangehalt im Biogas.

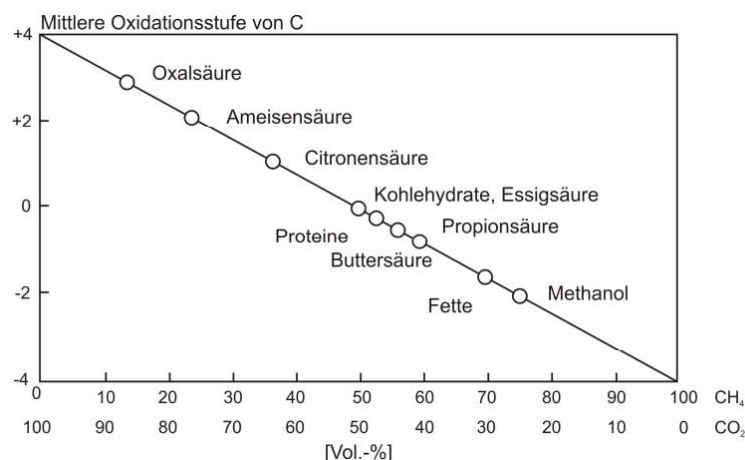


Abbildung 1 – Zusammensetzung von Biogas als Funktion der mittleren Oxidationsstufe des Kohlenstoffs im Substrat (theoretisch berechnet); nach (Weiland 2001)

Die unter realen Prozessbedingungen erreichbaren Gaserträge und Methangehalte ausgewählter organischer Stoffgruppen zeigt Tabelle 2.

Tabelle 2 – Biogasertrag und Methangehalt ausgewählter organischer Stoffe; (Weiland 2001)

Stoffgruppe	Biogasertrag [NI/kg oTS]	Methangehalt [Vol.-%]	Heizwert [kWh/m ³]
Kohlenhydrate	700 - 800	50 - 55	5,0 - 5,5
Proteine	600 - 700	70 - 75	7,0 - 7,5
Fette	1000 - 1250	68 - 73	6,8 - 7,3
Bioabfall	350 - 500	55 - 68	5,5 - 6,8
Nachwachsende Rohstoffe	500 - 700	50 - 62	5,0 - 6,2

oTS ... organische Trockensubstanz

NI ... Normliter (1 NI = 10⁻³ Nm³)

Die höchsten Biogaserträge können demnach bei der Vergärung fetthaltiger Substrate erreicht werden, wobei die in der Praxis tatsächlich erzielbaren Biogaserträge meist geringer sind. Die Gründe sind zum Einen, dass die zum Abbau verfügbaren Verweilzeiten aus Wirtschaftlichkeitsgründen eingeschränkt werden müssen und zum Anderen die mikrobielle Verfügbarkeit der einzelnen Stoffgruppen in der Regel durch einen unzureichenden mechanischen Aufschluss des Substrates eingeschränkt ist. Die maximalen Biogaserträge für gemischte organische Abfälle und nachwachsende Rohstoffe liegen in der Regel zwischen 700-1000 NI/kg organischer Trockensubstanz (oTS; = 0,7-1 Nm³/kg oTS). Erträge über 1000 NI/kg oTS werden nur bei Substraten mit hohem Fettanteil erreicht. Für eine energetische Betrachtung ist neben der aus einem Substrat gewinnbaren absoluten Gasmenge auch der Methangehalt entscheidend. Demzufolge werden, wie in Tabelle 2 angeführt, bei der Vergärung von Kohlenhydraten die niedrigsten Methangehalte im Biogas erzielt, wohingegen fett- und proteinhaltige Substrate zu den höchsten CH₄-Gehalten führen. Bei der Vergärung komplexer organischer Stoffgemische stellt sich ein mittlerer Methangehalt ein, der zusätzlich von der Löslichkeit des Kohlendioxids im Gärsubstrat und vom Prozessverlauf beeinflusst wird. So sind aufgrund der Löslichkeit die tatsächlichen Methangehalte im Biogas etwas größer als die in Abbildung 1 dargestellten, errechneten Werte. (Weiland 2001)

Rohbiogas aus dem Fermenter enthält im Wesentlichen die in Tabelle 3 angeführten Bestandteile, wobei Methan den eigentlich nutzbaren „Wertstoff“ im Biogas darstellt.

Tabelle 3 – Typische Zusammensetzung und Inhaltsstoffe von Rohbiogas (Deublein und Steinhauser 2011)

Komponente	Konzentration	Anmerkungen
Methan CH ₄	50 – 75 Vol.-%	
Kohlendioxid CO ₂	25 – 50 Vol.-%	verringert Heizwert; verursacht Korrosion (Kohlensäure); kann alkalische Brennstoffzellen schädigen
Schwefelwasserstoff H ₂ S	0 – 0,5 Vol.-%	verursacht Korrosion; verursacht SO ₂ -Emissionen bei der Verbrennung; Katalysatorgift
Ammoniak NH ₃	0 – 0,05 Vol.-%	verursacht NO _x -Emissionen bei der Verbrennung; schädigt Brennstoffzellen
Wasserdampf H ₂ O	1 – 5 Vol.-%	Kondensatbildung führt zu Schäden durch Korrosion; Einfrieren
Staub	> 5 µm	kann Düsen, Rohrleitungen und Brennstoffzellen verstopfen
Stickstoff N ₂	0 – 5 Vol.-%	verringert Heizwert
Sauerstoff O ₂	0 – 2 Vol.-%	kann anaerobe Prozesse hemmen
Wasserstoff H ₂	0 - 500 ppm	kann auf Störungen im anaeroben Abbau hindeuten
Siloxane	0 – 50 mg/Nm ³	wirkt abrasiv; bildet Ablagerungen

Die Ammoniakkonzentration im Biogas ist aufgrund der guten Löslichkeit im Gärrest bzw. dem Gleichgewicht zum Ammonium generell sehr niedrig (< 0,1 mg/m³ Biogas). Beim Einsatz hoher Mengen an Co-Substraten (z.B. Geflügelkot) können die Konzentrationen 1-1,5 mg/m³ Biogas überschreiten. Hohe Ammoniakkonzentrationen >150 mg/m³ können die Verbrennungseigenschaften und Standzeiten von Motoren negativ beeinflussen. (Deublein und Steinhauser 2011)

Das aus dem Fermenter entnommene Rohbiogas ist vollständig mit Wasser gesättigt. Bei 35°C entspricht dies einem Wassergehalt von etwa 40 g/m³ Biogas. Dieser hohe Wassergehalt kann zusammen mit Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid bei Kondensatbildung zu Korrosion führen. Daher wird Biogas zunächst entschwefelt und über Kondensattöpfe durch Abkühlung getrocknet. Aufgrund der Entschwefelung, welche meist über die gezielte Zugabe von Luft in den Fermenter auf mikrobiellem Wege erfolgt, finden sich im Biogas oft Spuren von Sauerstoff und Stickstoff. Die Konzentration von Chlor, Fluor, Mercaptanen bzw. Thiolen sowie BTEX und PAKs liegen meist unter den Nachweisgrenzen der gängigen Analysenmethoden (0,1 mg/m³ für Chlor, Fluor und Thiole sowie 1 mg/m³ für BTEX und 0,01 µg/m³ für PAKs). Organische Silikonverbindungen (Siloxane) sind typischerweise in Kosmetika, Detergentien, Druckfarben und Baumaterialien enthalten und finden so den Weg über die Kanalisation in die Abwasserbehandlungsanlagen. Vor allem bei der Vergärung von kommunalem Klärschlamm aber auch beim Einsatz von manchen Lebensmittelrückständen und Industrieabfällen als Co-Substrate können die Siloxankonzentrationen im Biogas die empfohlenen Limits für den Betrieb von BHKWs übersteigen. (Deublein und Steinhauser 2011)

Biogassubstrate

Für die Biogaserzeugung sind sämtliche biogenen Roh- und Reststoffe geeignet, die anaerob weitgehend abbaubar sind und Hemm- bzw. Schadstoffe in so geringer Konzentration enthalten, dass weder der Gärprozess noch eine mögliche nachfolgende landwirtschaftliche Verwertung des Gärrückstandes nachteilig beeinflusst wird. Als Grundsubstrat von landwirtschaftlichen Biogasanlagen dient vorwiegend Flüssigmist (Gülle) bzw. Festmist. Zusätzlich zum Grundsubstrat werden heutzutage weitere Stoffe verwertet, die als Co-Substrate (z.B. landwirtschaftliche Abfälle) bezeichnet werden. Eine Co-Fermentation kann einerseits für den wirtschaftlichen Betrieb einer Biogasanlage notwendig sein (z.B. höhere spezifische Gasausbeute), aber andererseits auch einen Mehraufwand für den Betrieb der Anlage bedeuten (z.B. Substrataufbereitung, Hygienisierung).

Zum Großteil werden heute auch Anlagen mit nachwachsenden Rohstoffen (Energiepflanzen, z.B. Mais, Silagen etc.) als Grundsubstrat betrieben. Neben den vielfältigen Verarbeitungsrückständen aus der Nahrungs- und Agroindustrie spielen insbesondere Fettabscheiderrückstände, Flotatfette und Speiseabfälle als Co-Substrate eine bedeutende Rolle, da sie eine deutliche Steigerung der Biogasausbeute bewirken und damit die Wirtschaftlichkeit von Biogasanlagen erheblich verbessern. (Weiland 2000; Theißen 2006)

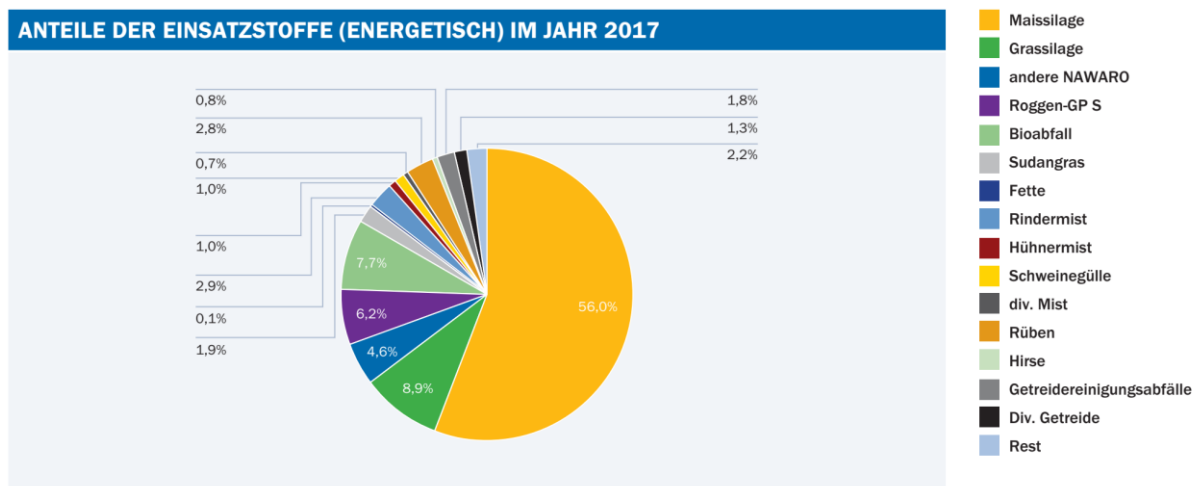


Abbildung 2 – Energiebezogener Substrateinsatz an österreichischen Biogasanlagen im Jahr 2017 (e-control 2019)

Aufbau einer Biogasanlage

Grundsätzlich sollte die anlagentechnische Gestaltung einer Biogasanlage darauf abzielen, optimale Lebensbedingungen für die Mikroorganismen des anaeroben Abbaus zu schaffen und zu erhalten. Eine Biogasanlage zur Nassvergärung von Substraten ist im Allgemeinen wie folgt aufgebaut (Abbildung 3):

Biogas-Anlage

Für die Biogasproduktion eignen sich Gülle und feste Biomasse. Mit einem Rind von 500 kg Gewicht kann pro Tag z. B. eine Gasausbeute von maximal 1,5 Kubikmeter erzielt werden. Energetisch entspricht dies in etwa einem Liter Heizöl. Nachwachsende Rohstoffe liefern jährlich zwischen 6 000 Kubikmeter (Wiesengras) und 12 000 Kubikmeter (Silomais/Futterrüben) Biogas pro Hektar Anbaufläche.

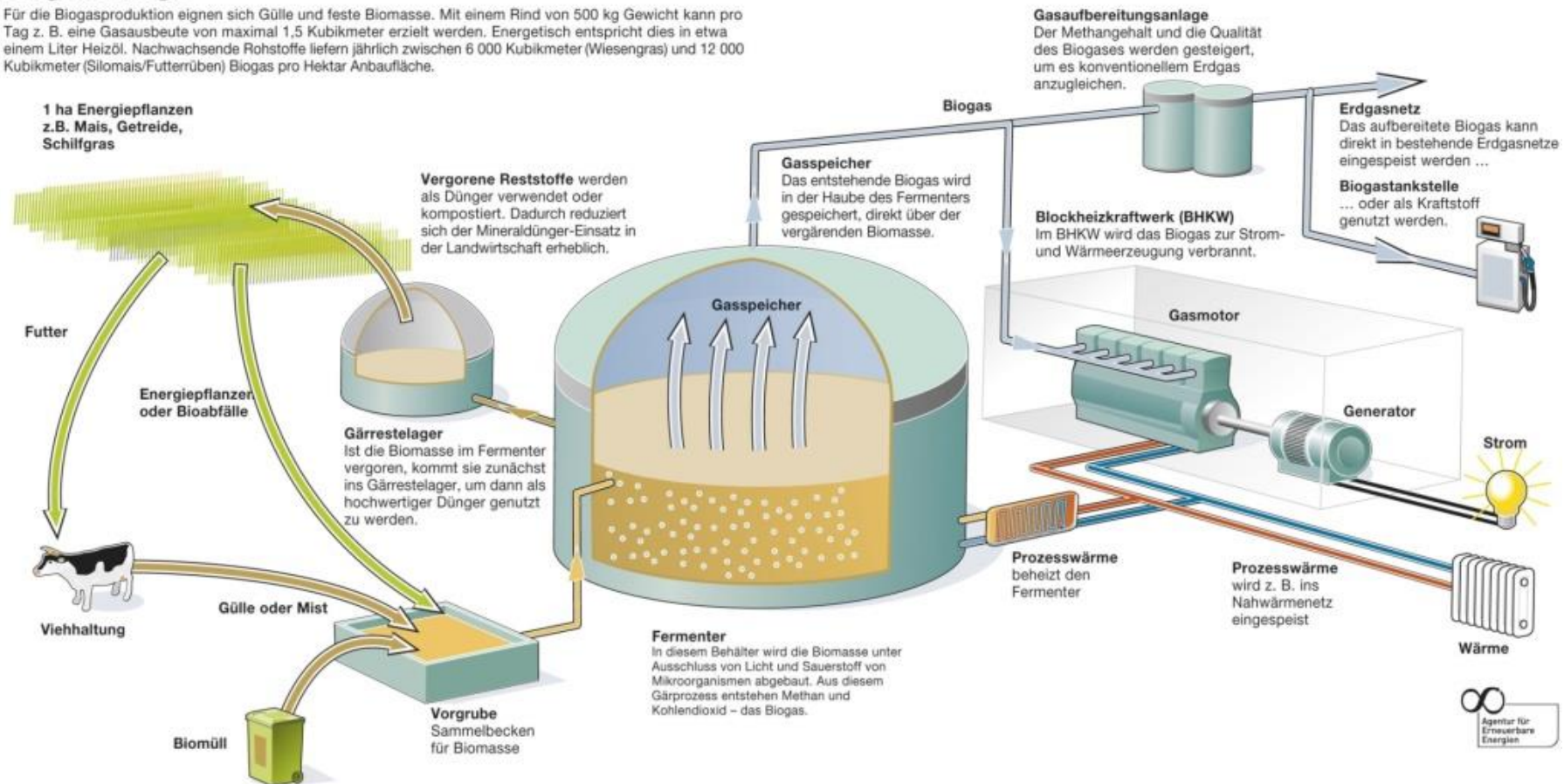


Abbildung 3 –Schema des Aufbaus einer Biogasanlage zur Nassvergärung (Agentur für Erneuerbare Energien 2011)

Auftrags-Nr.: 050/31-2018

Ass.Prof. DI Dr. Markus Ellersdorfer, Franz-Josef-Straße 18, A-8700 Leoben,
Tel.: +43 3842 402-5006, Fax-DW: 5002, markus.ellersdorfer@unileoben.ac.at

Das zentrale Aggregat einer Biogasanlage stellt der Fermenter dar, in den die Substrate wie z.B. Gülle und/oder organische Reststoffe möglichst gleichmäßig aus einem Misch- bzw. Lagertank eingebracht werden. Der Gärrest aus dem Fermenter wird meist zwischengelagert und kann unter Einhaltung der gesetzlichen Vorgaben (z.B. DüngerVO) auf landwirtschaftliche Flächen ausgebracht werden. Das Biogas sammelt sich im Fermenter und wird nach der Aufbereitung (Entschwefelung, Trocknung) entweder zur Erzeugung von Strom und Wärme in einem BHKW verbrannt oder nach weitergehender Aufbereitung ins Erdgasnetz eingespeist bzw. als Treibstoff verwendet.

Dieser Ablauf stellt ein gängiges Konzept einer Biogasanlage dar, wobei alle Anlagen die Verfahrensschritte Substrataufbereitung, Biogasreaktor (Fermenter), Nachgärraum (Gärrestlager), Gasspeicherung und -verwertung sowie Gärrestbehandlung umfassen. Wesentliche Unterscheidungsmerkmale von Anlagensystemen finden sich erst in der Verfahrens- und Betriebstechnik der Anlagen. Es existieren keine „Typenanlagen“ für einen jeweils spezifischen Einsatzbereich, sondern alle Anlagen werden individuell angepasst an die jeweiligen Substrat und sonstigen Rahmenbedingungen geplant und errichtet (Braun 2004).

BIOGASNETZEINSPEISUNG

Die Reinheit und Qualität des im Vergärungsprozess anfallenden Rohbiogases sowie der Ertrag an Gas bzw. Methan werden maßgeblich von der stofflichen Zusammensetzung des Gärsubstrates bestimmt (siehe oben). Von wesentlicher Bedeutung für die Wirtschaftlichkeit der Biogas-Netzeinspeisung ist dabei die Frage, in welchem Ausmaß das Rohbiogas gereinigt bzw. sein Methangehalt erhöht werden muss. Um den sich daraus ergebenden Reinigungs- und Anreicherungsbedarf für die Einspeisung von Biogas aufzeigen, sind in Tabelle 4 die wichtigsten Komponenten von typischem Rohbiogas den Kriterien der ÖVGW Richtlinie G31 für Erdgas, der ÖVGW Richtlinie G33 bzw. G B220:2011 zusammenfassend dargestellt (Hornbachner et al. 2005). Die Richtlinie G B220:2011 beschreibt die Mindestanforderungen und Qualitätskontrolle für die Einspeisung und Verteilung von regenerativen Gasen in die Erdgasnetze der Gasnetzbetreiber.

Tabelle 4 – Vergleich der Zusammensetzung von Rohbiogas mit Grenzwerten nach aktuell relevanten ÖVGW-Richtlinien

Parameter	Rohbiogas	ÖVGW G31/G33/G B220	Einheit
Brennwert	5,52 - 8,27	10,7 - 12,8	kWh / m ³
Wobbe-Index	5,9 - 8,15	13,3 - 15,7	kWh / m ³
relative Dichte	1,2	0,55 - 0,65	kg / m ³
Methan	50 - 75	> 96 *	Vol.-%
Kohlendioxid	25 - 50	< 2	Vol.-%
Wasser: Kondensationspunkt	1 - 5 Vol.-%	max. - 8°C bei einem Druck von 40 bar	-
Kohlenwasserstoffe: Kondensationspunkt	0 - 1 Vol.-%	max. 0°C beim Betriebsdruck	-
Stickstoff	0 - 5	< 5	Vol.-%
Sauerstoff	0 - 2	0,5	Vol.-%
Wasserstoff	< 1	< 4	Vol.-%
Ammoniak	0 – 0,05	technisch frei	Vol.-%
Schwefelwasserstoff	0 - 7500	< 5	mg/Nm ³
Siloxane, Silane (gesamt)	0 - 50	≤ 5	mg/Nm ³

* Wert für Methan darf geringer sein, wenn der Brennwert über 10,7 kWh/m³ liegt (z.B. bei H₂ im Biomethan)

Bei Einhaltung des angegebenen Methan-Grenzwertes können die Mindestwerte der brenntechnischen Daten der ÖVGW Richtlinie G 31 erreicht werden. Wenn jedoch kein Wasserstoff, oder andere brennbare Gase vorhanden sind, muss zur Sicherstellung des Brennwertes von 10,7 kWh/m³ der Methananteil mind. 97% betragen.

Für eine Netzeinspeisung müssen im Wesentlichen der Brennwert, die relative Dichte und der Wobbe-Index durch eine Methananreicherung angepasst sowie Kohlendioxid, Wasserdampf, Schwefelwasserstoff und weitere Gasbegleitstoffe nahezu vollständig entfernt werden. Es existiert eine Vielzahl von Verfahren, die zur Aufbereitung von Rohbiogas in Betracht kommen, teilweise können in einem Prozessschritt gleich mehrere unerwünschte Komponenten gleichzeitig entfernt werden.

Grundlagen der Biogasaufbereitung

Abbildung 4 zeigt den möglichen Aufbau einer Aufbereitungskette für Rohbiogas zur Einspeisung ins Erdgasnetz ohne Anspruch auf Vollständigkeit. Dabei werden die Blöcke „Vorkonditionierung“ und „Vollaufbereitung“ unterschieden, wobei der Detailaufbau der Vorkonditionierung je nach verwendeter Methode der Vollaufbereitung unterschiedlich ist. Die Vollaufbereitung umfasst im Wesentlichen den Prozessschritt der CO₂-Abscheidung, welches als Hauptbestandteil neben Methan vor einer Einspeisung abgetrennt werden muss.

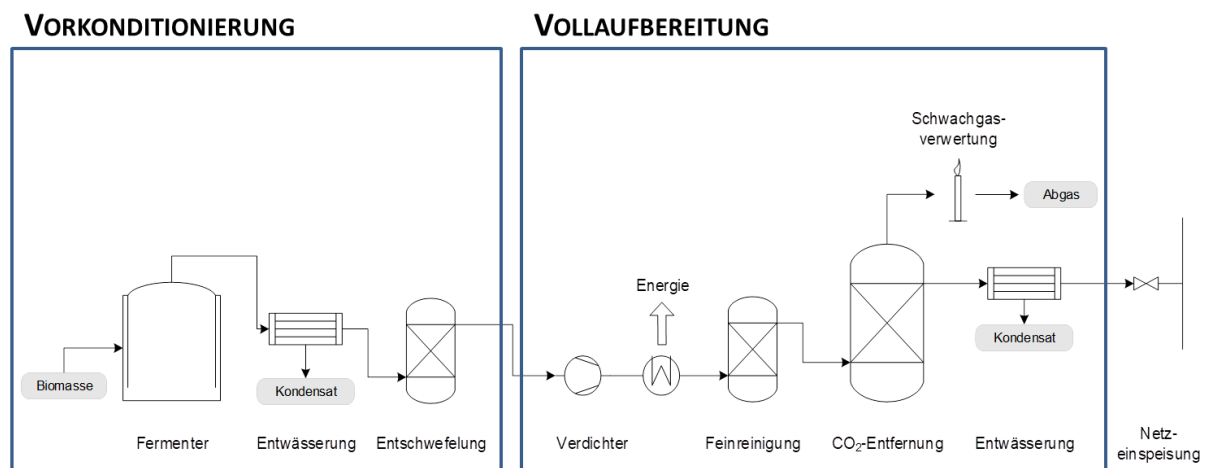


Abbildung 4 – Allgemeines Fließschema einer Aufbereitungskette für Rohbiogas zur Produktion von Biomethan

Die Gasaufbereitung besteht in der Regel aus einer Entwässerung und einer Vor- oder Grobentschwefelung, bei der der H₂S-Volumenanteil verfahrensabhängig auf unter 100 ppm gesenkt werden kann. Das vorbehandelte Rohbiogas wird auf den für die nachfolgenden Schritte notwendigen Prozessdruck verdichtet, zwischengekühlt und durch eine Feinreinigung (Feinentschwefelung) und anschließende CO₂-Entfernung weiter aufbereitet. Alternativ kann auch eine kombinierte CO₂/H₂S-Entfernung erfolgen. In jedem Fall entsteht als Nebenprodukt der CO₂-Entfernung bzw. CH₄-Anreicherung ein Schwachgas mit geringem Methangehalt, welches einer Nachbehandlung unterzogen werden muss. Nachdem Methan stark treibhauswirksam ist (deutlich höheres Treibhauspotential als Kohlendioxid), ist es für die Nachhaltigkeit der Biomethananlage von wesentlicher Bedeutung die Methanemissionen an die Atmosphäre so gering wie möglich zu halten (TU Wien 2013). Die Trocknung auf den Taupunkt, der durch die Bedingungen im Erdgasnetz an der Einspeisestelle vorgegeben wird, erfolgt ebenso wie eine eventuell notwendige weitere Verdichtung normalerweise als letzter Schritt (Bajohr und Graf 2011). Weiters sind Zuleitungen bis zum Anschlusspunkt an das öffentliche Gasnetz sowie geeichte Gasmengen- und Gasbeschaffenheitsmessungen sowie eventuell Gasmischstationen für die Zugabe hochkaloriger Gase zur Brennwertanpassung einzuplanen (Eder und Schulz 2007).

Für die Abtrennung von CO₂ können die folgenden Verfahren eingesetzt werden (Tabelle 12).

Tabelle 5 – Überblick über mögliche Verfahren zur CO₂-Abtrennung aus Biogas

physikalische Druckwäsche	Druckwasserwäsche	DWW	Wasser
	Genosorb®-Wäsche	GW	Polyethylenglykol-dimethylether
chemische Druckwäsche	MEA-Wäsche	MEA	Monoethanolamin
	DEA-Wäsche	DEA	Diethanolamin
	MDEA-Wäsche	MDEA	Methyldiethanolamin
Druckwechseladsorption	PSA- bzw. DWA-Adsorption	DWA	Festbett (Aktivkohle)
Membranverfahren			
Kryogenverfahren			

VORKONDITIONIERUNG, BIOGASSPEICHERUNG UND ERDGASNETZ

Eine Vorkonditionierung von Rohbiogas durch Entwässerung und Entschwefelung dient zum Schutz nachfolgender Aggregate vor Kondensatbildung und Korrosion (durch H₂S, CO₂, NH₃) sowie Verschleppung von Mikroorganismen (mikrobielle Korrosion). Die Vorkonditionierung ist unumgänglich für jede nachfolgende Vollaufbereitung vor Ort, jede Form der Speicherung von Biogas sowie jegliche Einspeisung von Biogas in regionale Biogaspipelines.

Entwässerung

Das aus dem Fermenter entnommene Rohbiogas enthält größere Mengen an Kohlendioxid und Wasserdampf, in geringeren Konzentrationen sind auch Schwefelwasserstoff, Ammoniak und Sauerstoff vorhanden. Alle diese Bestandteile wirken auf unterschiedlichste Weise und in verschiedener Stärke auf die Kontaktmaterialien und können zu Schädigungen des Rohrleitungssystems und weiterer Anlagenkomponenten führen. Dabei entfalten die genannten Komponenten in Wasser gelöst eine gesteigerte korrosive Wirkung, weshalb Stellen, an denen sich Kondenswasser bilden und ansammeln kann, aus korrosionstechnischer Sicht besonders gefährdet sind. Mitgerissene Mikroorganismen können im Leitungssystem Biofilme ausbilden, welche eine mikrobielle Korrosion verursachen können. (Krause und Erler 2011)

Um einen sicheren Transport des Rohbiogases zu gewährleisten, einen Verschluss der Leitungen bzw. Funktionsbeeinträchtigungen von Anlagen zu verhindern, sowie die Korrosionsneigung gering zu halten, sind Maßnahmen zur Abscheidung und Entfernung des Wassers notwendig. Eine erste grobe Entwässerung findet bei Abkühlung auf Umgebungstemperatur im Speicher und in den Rohrleitungen statt. Die Rohre müssen frostfrei verlegt, gut isoliert sein und so verlegt werden, dass Kondenswasser entweder in den Fermenter, Lagerbehälter oder Speicher zurückfließen bzw. in einem geeigneten Kondenswasserabscheider abfließen kann. Dieser wird meist am Anfang der Gasstrecke in einem frostfreien Raum angeordnet und dient oftmals gleichzeitig als Überdrucksicherung für den Fermenter, wobei die Eintauchtiefe des unter Gasdruck stehenden Einlaufrohres im **Kondensatabscheider** den Überdruck im Fermenter bestimmt. Die Eintauchtiefe wird mittels eines flexiblen Siphonschlauchs über den Füllstand im Kondensatabscheider eingestellt. Solche Kondensatfallen wie zum Beispiel **Kiestöpfe**, zeichnen sich durch eine einfache Bauweise ohne externe Kühlung aus, haben aber nur geringe Trocknungsleistungen.

Auftrags-Nr.: 050/31-2018

Durch das Abkühlen von Rohbiogas mit einem **Kälteaggregat** (Kondensationstrocknung) lassen sich sehr niedrige Wassergehalte im Restgas einstellen und gleichzeitig ein Großteil der wasserlöslichen Spurengase abscheiden. Dabei kommen meist **Edelstahl-Wärmetauscher** zum Einsatz, in denen Biogas auf 0 – 5°C abgekühlt wird, wobei bei einer Eintrittstemperatur des Rohbiogases von 25°C bei Umgebungsdruck etwa 30 g/m³ abgeschieden werden können. Bei einer Gasproduktion von 250 m³/h entspricht dies ca. 7,5 l Kondensat. In der Praxis zeigt sich, dass bei Einsatz eines solchen Verfahrens die Schäden an den Gasmotoren erheblich reduziert werden können, weshalb die Investition fast immer gerechtfertigt ist (Eder und Schulz 2007). Wird für die Speicherung ein höherer Gasdruck benötigt, so ist eine Trocknung nach dem Verdichter anzuordnen. Die Belastung des Verdichters kann durch eine eventuelle Vorentwässerung reduziert werden (Krause und Erler 2011). Nichtsdestotrotz reicht diese Art der Gasbehandlung allein nicht aus, um einen hohen Gehalt an Schwefelwasserstoff durch Auswaschung mit dem Kondensat genügend zu reduzieren.

Überblick

1. Kondensatfalle (25°C): *Einfache Bauweise (Kiestopf), keine externe Kühlung, geringe Trocknungsleistung*
2. Kühlaggregate/Edelstahl-Wärmetauscher (0-5°C): *Externe Kühlung z.B. durch Kältemaschinen, hohe Trockenleistung (ca. 30 g H₂O/m³ (25°C -> 5°C), simultane Abscheidung von NH₃ aufgrund Löslichkeit*

Entschwefelung

Im Rahmen der Entschwefelung des Rohbiogases werden biologische und chemisch-physikalische Verfahren eingesetzt. Die biologischen Entschwefelungsverfahren basieren auf dem Abbau von H₂S mit Hilfe von Sauerstoff und Mikroorganismen (z.B. Thiobazillen) über Schwefel hin zu Sulfaten. Biologische Verfahren können den Volumenanteil an H₂S im entschwefelten Biogas auf 50 ppm (wirtschaftlich sinnvoll ca. 100 – 200 ppm) senken und sind daher in der Regel nur für die Grobentschwefelung einsetzbar. Heute hat sich vor allem die **biologische Entschwefelung im Fermenter** durch gezieltes Einblasen geringer Außenluftmengen (3 – 5 % der anfallenden Biogasmenge) durchgesetzt. Gründe dafür sind die einfache Handhabung bei ausreichender Reinigungsleistung bis ca. 100 ppm Rest-H₂S sowie die geringen Anschaffungs- und Betriebskosten.

Die Entschwefelung kann aber auch extern in einem **Gaswäscher** erfolgen (50 – 100 ppm Rest-H₂S erreichbar), welcher meist zwischen Gärbehälter und Gasspeicher angeordnet ist und mit reinem Sauerstoff betrieben wird. Dabei wird Biogas über eine Füllkörperschüttung geleitet, auf welcher Schwefelbakterien wachsen. Im Gegenstrom wird Spülflüssigkeit (ein Gemisch aus Natronlauge und Substrat) eingebracht, durch welche Feuchtigkeit und Nährstoffe eingebracht und gleichzeitig elementarer Schwefel ausspült wird (Dünger). Durch die Verwendung von O₂ wird kein zusätzlicher Stickstoff ins Biogas eingetragen, es entstehen aber Kosten für das zusätzliche Aggregat und die Bereitstellung des reinen Sauerstoffs (Eder und Schulz 2007). Eine Sonderstellung bei den Entschwefelungsverfahren nehmen **Biofilter** ein. Ein Biofilter ist eine feuchte Schüttung aus biologischen Materialien (Holzschnitt, Kokosfasern u.ä.), welcher mit Biogas durchströmt wird. Mikroorganismen verstoffwechseln dabei das H₂S, wobei die bioaktive Schüttung als Siedelfläche dient und gleichzeitig die notwendigen Spurenstoffe für deren Wachstum bereitstellt. Außerdem weist die Schüttung eine gewisse Pufferwirkung zur Abdämpfung von Konzentrationsspitzen auf. Bei gleichmäßiger Beaufschlagung mit Gas sind theoretisch H₂S-Anteile von unter 1 ppm im gereinigten

Auftrags-Nr.: 050/31-2018

Gas möglich. Allerdings werden Biofilter aufgrund der Gefahr einer Versäuerung durch die mikrobielle H₂SO₄-Bildung, des hohen Flächenbedarfs, der schwierigen Handhabung und Prozesskontrolle sowie der Notwendigkeit eines Eintrages von Luft nicht für die Biogasreinigung empfohlen (Bajohr und Graf 2011).

Bei den chemisch-physikalischen Verfahren spielt die trockene, chemische **Adsorption** an Materialien wie Eisenhydroxid oder ZnO aufgrund der hohen Kosten für die Entsorgung der Rückstände sowie des hohen Wartungsaufwands kaum eine Rolle. Jodierte Aktivkohle kann unter günstigen Umständen ihr Eigengewicht an H₂S aufnehmen, wobei beim Einsatz geeigneter Metallsalze als Dotierung gleichzeitig auch andere Schwefelverbindungen wie zum Beispiel Mercaptane oder Halogenverbindungen und auch Siloxane aus dem Gasstrom entfernt werden können. Reinigungsleistungen von unter 1 ppm H₂S sind möglich, wobei allerdings eine vorhergehende Grobentschwefelung durchgeführt werden sollte. Allen Adsorbentien gemein ist, dass sie relativ teuer sind und nach erfolgter Beladung extern regeneriert bzw. entsorgt werden müssen. Aus diesem Grund sollten adsorptive Verfahren lediglich zur Fein-Entschwefelung verwendet werden, um eine hinreichend lange Standzeit des Adsorbers bei vertretbaren Kosten zu garantieren. (Eder und Schulz 2007; Bajohr und Graf 2011)

Kombinierte, chemisch-biologische Verfahren arbeiten meist mit einer FeO(OH)-haltigen Granulatschüttung, an der H₂S in Form von FeS adsorbiert und welche auf biologischem Weg insitu wieder regeneriert wird. Reingasgehalte unter 5 ppm H₂S sind möglich, allerdings werden aufgrund des Wechsels zwischen Beladung und Regeneration zwei Adsorber benötigt. Dadurch wird das Verfahren aufwändig und teuer und ist meist nur bei großen einzuspeisenden Gasmengen wirtschaftlich einsetzbar. (Bajohr und Graf 2011; Eder und Schulz 2007)

Deutlich besser geeignet sind Verfahren, bei denen H₂S durch **Fällung mit Eisensalzen** bereits in der Flüssigphase des Fermenters zurückgehalten bzw. abgeschieden wird. Als Fällungsmittel können Eisenchelate, Eisen(III)-hydroxid, Eisen(III)-oxid oder FeCl₂ zum Einsatz kommen. Eine Entschwefelung auf H₂S-Anteile kleiner 50 ppm ist theoretisch möglich, für eine weitergehende Entschwefelung muss jedoch eine mehrfache Überdosierung gegenüber der Stöchiometrie erfolgen. Dadurch wird selbst dieses einfache Verfahren schnell unwirtschaftlich und es kann zu Problemen mit der Entsorgung der Fermentationsrückstände aufgrund des Schwefel- bzw. FeS-Gehaltes kommen. (Bajohr und Graf 2011)

Bei der **chemisch-oxidativen Wäsche** wird Schwefelwasserstoff durch basische Wäsche mit einer Natronlauge unter Zugabe von Wasserstoffperoxid (H₂O₂) aus Biogas entfernt. Die Natronlauge sorgt dabei für eine ausreichende H₂S-Absorption in der Waschflüssigkeit, während das Redox-Potential durch Zugabe von H₂O₂ erhöht und damit H₂S in der Lösung oxidiert wird. Es entsteht Schwefelsäure, welche mit der Natronlauge zu Natriumsulfat umgesetzt wird, welches ausgeschleust wird (Ersatz durch Frischwasser). Laut Fink (2010) zeichnet sich das System durch eine gute Regelbarkeit und hohe Ansprechdynamik (Lastflexibilität) aus, ist einfach automatisierbar und im Vergleich zu anderen Entschwefelungsverfahren deutlich wirtschaftlicher (25 % geringere Betriebskosten). Im Vergleich zu anderen Verfahren liegen aber die Investitionskosten höher. Abscheidegrade um und über 90 % können auch bei hohen Eingangskonzentrationen bis 1500 ppmv H₂S erreicht werden, allerdings wird auch ein Teil des im Rohbiogas vorhandenen CO₂ mitabgeschieden. Der Prozess wird bereits kommerziell angeboten. (Fink 2010)

Überblick (in Klammer: typische Rest-H₂S-Gehalte in ppm)

1. Biologische Entschwefelung im Fermenter (~ 100 ppm): *Einblasen von Luft in Fermenter, einfach & kostengünstig, Gehalte an O₂/N₂ problematisch hinsichtlich Einspeisekriterien*
2. Externe Gaswäscher & Biofilter (~ 10 - 50 ppm): *meist Eindüsen von O₂, Handhabung oft schwierig, wenig lastflexibel*
3. Trockenadsorption an FeOH₂/Aktivkohle (~ 1 - 10 ppm): *Nicht regenerierbar, Entsorgung, nur für Feinentschwefelung*
4. Kombinierte chem./biologische Entschwefelung an FeO(OH)-Granulaten (~ 5 ppm): *aufwendig und teuer aufgrund Verfahrensführung (Adsorber & Regeneration)*
5. Fällung z.B. mit Eisensalzen (~ 50 - 100 ppm): *einfach aber teuer, da nicht regenerierbar, Entsorgung/Verwertung Gärreste problematisch*
6. Chemisch/oxidative Entschwefelung mit NaOH & H₂O₂ (~ 5 - 50 ppm): *lastflexibel, automatisierbar, kostengünstiger als andere Verfahren, noch wenig umgesetzt*

Gasspeicherung

Die Speicherung von Biogas dient in erster Linie der Bevorratung sowie dem Ausgleich von Schwankungen in Gasqualität und -produktion (Aufrühren und Einpumpen von Substrat) bis zur weiteren Aufbereitung zu Biomethan bzw. Verwertung zur Strom-/Wärmeproduktion. Das Speichervolumen hängt von der Höhe der Gasproduktion und dem Verlauf des Verbrauchs ab. Je besser die Abstimmung zwischen Gaserzeugung und -verwertung, umso kleiner kann der Gasspeicher gewählt werden (BayLfU 2007). So sollte für die reine Wärmeerzeugung ein Speicher von etwa einer Tagesproduktion vorhanden sein, bei der Verstromung reicht erfahrungsgemäß ein Speichervolumen von 20 – 50 % der Tagesproduktion aus. Biogasspeicher unterscheiden sich vor allem durch die Bauart, Größe sowie den Betriebsdruck, bei dem sie arbeiten. Da Biogas eine relativ geringe volumenbezogene Energiedichte aufweist, sind für eine drucklose Speicherung große Volumina notwendig. Dennoch haben **Niederdruckspeicher** bisher die größte Verbreitung gefunden, zu Anfang der Biogasbewegung vor 1995 vor allem in Form von Wassertassengasometern, später vorwiegend als interne oder externe Foliengasspeicher. Diese können an nahezu jede beliebige Form und Größe angepasst werden und sind sehr preiswert im Vergleich zum Wassertassengasometer. Vorteilhaft sind außerdem, dass durch die Flexibilität des Materials der umhüllte Raum fast 100 % genutzt werden kann und materialbedingt keine Korrosionsprobleme auftreten. Bei den internen Foliengasspeichern wird eine Folienhaube direkt über dem offenen Fermenter angebracht, wodurch ein großes Speichervolumen möglich ist und auf eine Betondecke verzichtet werden kann. Dafür ist ausreichender Schutz gegen Witterung und äußere Einflüsse sicherzustellen. Externe Foliengasspeicher werden bis 2000 m³ Fassungsvermögen angeboten. Werden sie größer, sind der Aufwand und die Kosten für das nötige umgebende Gebäude erheblich. Gegenüber internen Speichern bieten sie allerdings den Vorteil, dass bei Bedarf in den Fermenter eingestiegen werden kann, ohne den Speicherinhalt zu verlieren.

Mitteldruckspeicher aus Stahl arbeiten mit 5 bis 20 bar Betriebsdruck und werden vorwiegend dann eingesetzt, wenn ein Niederdruckspeicher aus räumlichen Gründen nicht in Frage kommt. Im Mitteldruckbereich verhält sich Biogas fast wie ein ideales Gas, d.h. die untergebrachte Menge steigt nahezu linear mit dem aufgebrauchten Druck.

Die **Hochdruckspeicherung** von Biogas bei Drücken über 200 bar konnte sich bisher aufgrund der Kosten nicht durchsetzen. In der Praxis müssen für eine Verdichtung auf 200 bis 300 bar ca. 20 % des zu verdichtenden Biogases zum Antrieb des Kompressors aufgewendet werden.

Eine **Verflüssigung** von Biogas ist bei Normaltemperatur nicht möglich, sondern funktioniert erst ab -160°C und Normaldruck. Diese Speichervariante ist noch aufwendiger als die reine Hochdruckverdichtung und wird deshalb ebenfalls nicht angewendet (Eder und Schulz 2007). Werden Hochdruckspeicher oder Verflüssigung zur Speicherung von Biogas (nicht Biomethan) eingesetzt, so muss auch Rücksicht auf das Phasenverhalten von CO₂ genommen werden.

Erdgasnetz in Österreich

Das Gasnetz besteht aus Leitungen mit unterschiedlichen Druckniveaus und Funktionen. Die Fernleitungsebene besteht aus den Leitungsanlagen der Fernleitungsbetreiber wobei eine Fernleitung als Leitung angesehen wird, die die Kundenversorgung ermöglicht, aber nicht selbst die Kunden versorgt. Davon abgegrenzt ist der Bereich der Verteilerleitungsanlagen, die in die Netzebenen 1, 2 und 3 gegliedert wird. Die Unterscheidung zwischen Ebene 2 und 3 wird lediglich anhand des Betriebsdruckes vorgenommen. Leitungen der Netzebene 3 weisen einen Druck ≤ 6 bar auf, Leitungen der Netzebene 2 dagegen einen Druck > 6 bar. Die Netzebene 1 wird nicht über Druckwerte vom Rest abgegrenzt sondern ist als bestimmte, regional abgegrenzte Verteilerleitungsanlagensysteme im § 84 GWG 2011 (Anlage 1) festgeschrieben (Österreich Ost, Tirol, Vorarlberg). Grundsätzlich kann eine Einteilung der Netzebenen daher wie folgt vorgenommen werden:

- Netzebene 1: Überregionale Transport- und Transitleitung (Hochdruckebene mit einem Druckniveau von 70 bar, tw. bis 120 bar)
- Netzebene 2: Verteilnetze, Versorgung von Großabnehmern (Druckniveau 6 bis 70 bar)
- Netzebene 3: Versorgungsnetze, Ortsnetze, Kleinverbraucher (Druckniveau bis zu 6 bar)

Die Auswahl der Netzebene, in die Biomethan eingespeist werden soll, hat erhebliche Auswirkungen auf die anfallenden Kosten für die Verdichtung. Beispielsweise werden für eine einstufige Verdichtung (Vordruck 10 bis 300 mbar; Fördervolumen bis 200 Nm³/h) auf etwa 10 bar Investitionskosten in der Höhe von € 30.000 – 40.000 veranschlagt, für eine Verdichtung auf 70 bar sind diese Kosten zwei bis dreimal so hoch. Die Betriebskosten für Verdichter liegen laut Hersteller für die Netzebene 2 (70 bar) bei ca. 3,4 Cent/m³ für Energie und 1,4 Cent/m³ für Wartung. Für Netzebene 3 (6 bar) belaufen sich die Betriebskosten für Energie auf ca. 2,0 Cent/m³ und für Wartung auf 0,9 Cent/m³. (Güssing Energy Technologies GmbH 2014)

Neben der Verdichtung sind aber auch die Transportkosten im Netz selbst zu berücksichtigen. Für die Nutzung des Gasnetzes müssen je nach Netzebene sogenannte „Systemnutzungstarife“ bezahlt werden, wobei diese gleich sind wie für den Transport von Erdgas und es unerheblich ist, wie weit das Biomethan im Netz tatsächlich transportiert wird.

VOLLAUFBEREITUNG

Für die Vollaufbereitung von Biogas zu Biomethan, welche im Wesentlichen die Abscheidung von CO₂ aus dem vorkonditionierten Biogas umfasst, können unterschiedliche Technologien angewendet werden, welche auf den folgenden Seiten kurz beschrieben werden. Im Hinblick auf die Aufgabenstellung im Task 3.2 werden die Verfahren abschließend bewertet, um mögliche Standardkonzepte zur Biogasaufbereitung zu identifizieren. Dabei wird auf eine allgemein umsetzbare Technologie abgezielt, die insbesondere auch an kleineren Biogasanlagen (< 250 kW_{el}) effektiv, wirtschaftlich und betriebssicher den Methangehalt im Biogas anreichert, wobei nicht zwingend die derzeitigen Vorgaben der ÖVGW G31 bzw. G B220:2011 eingehalten werden müssen.

Physikalische Absorption: Druckwasserwäsche (DWW)

Bei der Druckwasserwäsche (DWW) wird die höhere Löslichkeit von Kohlendioxid im Gegensatz zu Methan in Wasser genutzt, um eine Abtrennung auf physikalischem Weg zu erreichen. Dieses Verfahren ist das heute in Europa zur Aufbereitung von Biogas am meisten verbreitete. Die Regeneration des beladenen Wassers erfolgt durch Absenkung des Gesamtdrucks und Strippung mit Luft. (Bajohr und Graf 2011)

Abbildung 5 zeigt den grundsätzlichen Ablauf einer Druckwasserwäsche anhand des Verfahrensfliessbilds. Dabei wird das vorkonditionierte Rohbiogas mittels Kompressor auf einen Druck von etwa 4-8 bar verdichtet. Das Gas tritt in die Absorptionskolonne ein und wird dort mit Wasser im Gegenstrom in Kontakt gebracht. Dabei löst sich ein Großteil des im Rohbiogas vorhandenen CO₂ im Waschwasser. Das vom CO₂ weitgehend freie Biogas (Biomethan), welches noch mit Wasserdampf gesättigt ist, wird vom Kopf der Absorberkolonne abgezogen und über einen Trocknungsschritt weiter aufbereitet und verlässt dann als methanangereichertes Gas den Prozess. Das Waschwasser mit dem physikalisch gelösten CO₂ und einem geringen Anteil an gelöstem Methan wird in eine Desorptionskolonne geleitet und dort entspannt, wodurch es zum Ausgasen von CO₂ aus dem Wasser kommt. Dieser Prozess wird durch das Einblasen von Luft in die Waschflüssigkeit beschleunigt, wodurch die gelösten Gase aus der Flüssigkeit ausgetrieben werden (Strippung). Das dabei entstehende Gas (Schwachgas) besteht zum Großteil aus CO₂ mit geringen Anteilen von CH₄ und Luft und muss einer Nachbehandlung zugeführt werden. Die Menge an Methan im Schwachgas bezogen auf die Gesamtmenge an Methan im Rohbiogas wird Methanschlupf genannt. Der Methanschlupf ist von vielen Faktoren unter anderem dem Betriebsdruck und der Anzahl der Kolonnenböden im Absorber (entspricht der Höhe des Absorbers) sowie der Menge an verwendetem Lösungsmittel (Waschwasser). Typische Werte für den Methanschlupf bei DWW liegen um 2 %.

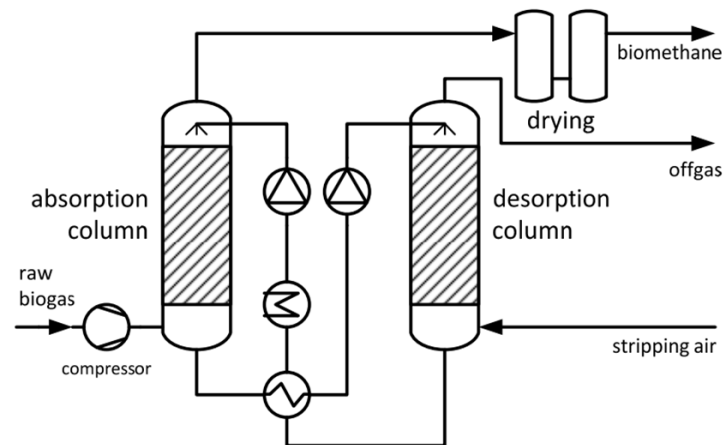


Abbildung 5 – Verfahrensfließbild der Druckwasserwäsche

Steckbrief Druckwasserwäsche

Physikalische Absorption in Wasser bei erhöhtem Druck; $p_{\text{Betrieb,ü}} = 4\text{-}8 \text{ bar}$; Methanschlupf = $\sim 2 \%$

- + Lösungsmittel = Wasser -> gute Verfügbarkeit, ungiftig
- + H_2S und NH_3 werden teilweise direkt mitabgetrennt -> geringere Anforderungen an die Vorkonditionierung
- + Keine Nachkompression für Netzebene 2 und 3 nötig
- + Kein Bedarf an Prozesswärme
- Regeneration mit Luft (möglicher Eintrag von N_2 und O_2 in den Biomethanstrom)
- Abschließende Biomethantrocknung notwendig
- Hoher Bedarf an Lösungsmittel/Waschwasser aufgrund niedriger CO_2 -Löslichkeit (Energieaufwand Pumpen etc.)

Physikalische Absorption: Organische Physisorption

Die organische Physisorption ist vom Prozessablauf der Druckwasserwäsche sehr ähnlich (Abbildung 6). Allerdings wird statt reinem Wasser zusätzlich ein organisches Lösungsmittel (z.B. Polyethylenglykol) in die Waschlösung zugegeben. Kohlendioxid zeigt in den verwendeten Lösungsmitteln zudem eine wesentlich höhere Löslichkeit als in Wasser, weshalb kleinere Lösungsmittelkreisläufe und generell kleinere Apparate für die gleiche Rohbiogaskapazität erreicht werden können. Das Vorhandensein von H_2S im aufzubereitenden Biogas kann sich allerdings negativ auf die Abscheideleistung durch Wechselwirkungen mit dem verwendeten Lösungsmittel auswirken und wird daher meist auf < 100 ppm begrenzt. Wie bei der Druckwasserwäsche erfolgt die Regeneration des beladenen Lösungsmittels durch Absenkung des Gesamtdrucks und Strippung mit Luft, allerdings muss diese bei der organischen Physisorption auch bei erhöhten Temperaturen ($60 - 80^\circ C$) erfolgen (Bajohr und Graf 2011). Beispiele für Gasaufbereitungsverfahren nach dieser Technologie sind Genosorb®, Selexol®, Sepasolv®, Rektisol® und Purisol®, die sich im Wesentlichen durch das jeweils eingesetzte, organische Lösungsmittel unterscheiden.

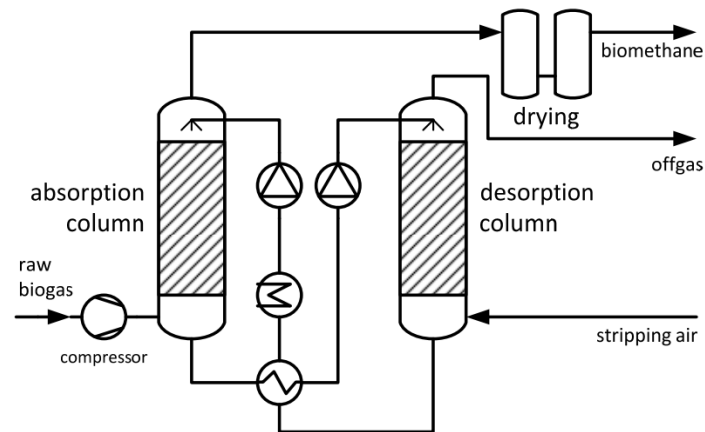


Abbildung 6 – Verfahrensfliessbild Organische Physisorption

Steckbrief Organische Physisorption

ähnlich DWW, aber mit organischen Lösungsmitteln (z.B. Genosorb® mit Polyethylenglykol; Rektisol® mit Methanol); $p_{\text{Betrieb,ü}} = 4\text{--}8\text{ bar}$; Methanschlupf = $\sim 4\%$

- + Organische Lösungsmittel: höhere Löslichkeiten und Selektivitäten für CH₄: niedrigerer LM-Bedarf und kleinere Apparate
- + Simultane Abscheidung von H₂S möglich
- Regeneration benötigt Wärmeenergie (70–80°C)
- Entschwefelung nötig wenn H₂S > 100 ppm

Chemische Absorption: Aminwäschen

Die am weitesten verbreiteten chemischen Wäschen zur CO₂-Entfernung aus Biogasanlagen sind Aminwäschen. Bei den eingesetzten Waschflüssigkeiten handelt es sich um Gemische aus Wasser und Monoethanolamin (MEA), Diethanolamin (DEA) und Methyldiethanolamin (MDEA), die sich bezüglich chemischer Stabilität und CO₂-Absorptionsgeschwindigkeit unterscheiden. Chemische Wäschen haben gegenüber physikalischen Verfahren wie DWW und organischer Physisorption Vorteile in den höheren Aufnahmekapazitäten für CO₂ und damit der erzielbaren Trennleistung. Die CH₄-Selektivitäten der Waschlösungen können Werte von nahezu 1 erreichen, wodurch es praktisch zu keinem Austrag von Methan in den Schwachgasstrom (Methanschlupf) kommt. Dies ist möglich, da die reine physikalische Lösung von CO₂, welche vom Prozessdruck und der Temperatur abhängt, durch eine chemische Reaktion mit dem Lösungsmittel überlagert wird und so eine Bindung des gelösten CO₂ an das Lösungsmittel erfolgt. Somit kann deutlich mehr CO₂ in der Waschlösung aufgenommen werden und das Gleichgewicht wird zugunsten hoher CO₂-Abscheideraten verschoben. Dadurch kann das Verfahren auch drucklos, d.h. bei Umgebungsdruck betrieben werden und es ist keine Verdichtung vor der CO₂-Abscheidung notwendig.

Grundsätzlich entspricht der Aufbau und Verfahrensablauf einer chemischen Wäsche dem Aufbau der DWW und organischen Physisorption (Abbildung 7). Allerdings sind hier für eine Regeneration der Waschlösung Temperaturen von 120 – 180°C zwingend erforderlich, um die chemische Reaktion und starke Bindung des CO₂ mit dem Lösungsmittel rückgängig zu machen und das CO₂ im Desorber

wieder freizugeben. Aus diesem Grund muss zumeist Prozesswärme durch externe thermische Energie bereitgestellt werden (Bajohr und Graf 2011). Durch die hohen Temperaturen im Desorber verdampft allerdings auch ein Teil des Lösungsmittels und findet sich im Schwachgas wieder, welches daher oft einer Aufbereitung unterzogen werden muss, da die verwendeten Amine gesundheitsschädlich und generell auch korrosiv wirken können, weshalb entsprechend korrosionsbeständige Werkstoffe verwendet werden müssen. Zudem muss durch den Verlust an Lösungsmittel eine Nachdosierung (make-up) erfolgen.

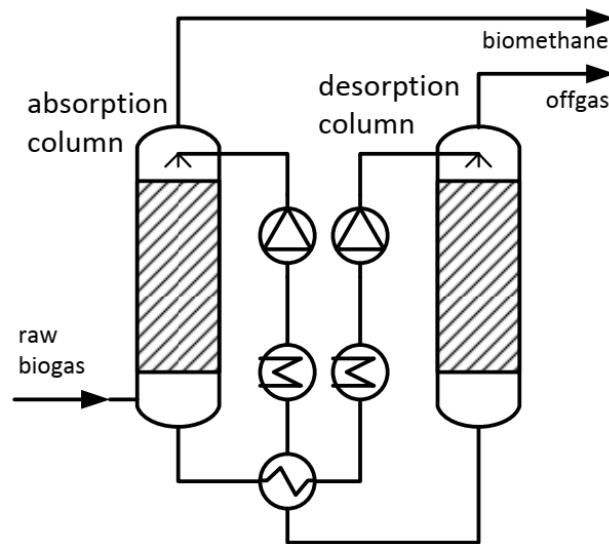


Abbildung 7 – Verfahrensfließbild einer chemischen Absorption (Aminwäsche)

Steckbrief Chemische Absorption

Chemisorption in Aminen (MEA, DEA, MDEA); $p_{\text{Betrieb,ü}} = 0$ bar (drucklos); Methanschlupf = $\sim 0,04$ %

- + Amine äußerst selektiv für CO₂: hohe Abscheideleistung, geringe Baugröße und sehr geringer Methanschlupf
- Hoher Wärmeenergiebedarf für Regeneration (120-160°C)
- Tw. Verdampfen von Waschflüssigkeit (make-up nötig)
- Entschwefelung vorteilhaft, sonst noch mehr Energie für Regeneration benötigt wird
- Nachkompression notwendig für Netzeinspeisung, da drucklos

Adsorption: Druckwechseladsorption (PSA)

Die Gastrennung mittels Druckwechseladsorption (DWA oder PSA von engl. „pressure swing adsorption“) beruht auf dem unterschiedlichen Adsorptionsverhalten verschiedener Gaskomponenten an Feststoffoberflächen unter erhöhtem Druck. Dabei handelt es sich um ein trockenes, adsorptives Verfahren, bei dem das Biogas über einen Verdichter (ca. 8 – 10 bar) in Adsorberbehälter gepresst wird. Dort adsorbiert das CO₂ an Aktivkohle oder Zeolith bzw. wird durch geeignete Molekularsiebe auf Kohlenstoffbasis zurückgehalten. Aus dem Adsorber entweicht das CO₂-abgereicherte Biomethan, dessen Zusammensetzung sich allerdings je nach Beladungszustand des Adsorbers, der immer mehr mit CO₂ beladen wird, verändern kann. Nach der Beladung des

Adsorbensmaterials bei hohem Druck wird der CO₂-beladene Feststoff durch stufenweise Druckabsenkung und Spülung mit Rohbiogas oder Biomethan regeneriert. Während dieses Vorganges wird Schwachgas gebildet, welches den Adsorber verlässt. Anschließend wird durch Einleitung von verdichtetem Rohbiogas oder Biomethan in den Adsorber der Druck wieder gesteigert und der Apparat ist bereit für den nächsten Zyklus der Beladung. Gasaufbereitungsanlagen in industriellem Maßstab beinhalten vier, sechs oder neun Adsorber-Behälter im Parallelbetrieb auf jeweils verschiedenen Stationen innerhalb des genannten Zyklus, wodurch insgesamt ein kontinuierlicher Prozess realisiert werden kann. Während der Dekompressionsphase des Regenerationsschrittes ändert sich üblicherweise die Zusammensetzung des entstehenden Schwachgases, da das ebenfalls adsorbierte Methan früher desorbiert (und damit bei höherem Druck) als die große Menge des Kohlendioxids (welche bei niedrigerem Druck desorbiert). Aus diesem Grund ist der Methangehalt des Schwachgases aus der ersten Phase der Dekompression höher und dieses wird zum Rohbiogas rückgeführt um den Methanschluß gering zu halten. Schwachgas aus späteren Dekompressionschritten wird entweder einer zweiten Adsorptionsstufe oder einer Schwachgas-Nachbehandlung zugeführt oder aber an die Atmosphäre ventiliert. Aufgrund der Kosten der Verdichtung ist es wichtig, ein Optimum zwischen Beladungskapazität und Verdichtungsarbeit für den jeweiligen Fall zu finden. Als wichtige Rahmenbedingung der DWA muss berücksichtigt werden, dass diese nicht für eine Entfernung von H₂S oder Wasser geeignet ist, da diese Bestandteile die Adsorbentien irreversibel beladen oder schädigen können und sie dadurch unbrauchbar machen. Der H₂S-Anteil muss vor einer DWA unter 3 ppm reduziert werden, um eine schleichende Desaktivierung des Adsorbens zu vermeiden. (Eder und Schulz 2007; Harasek 2012)

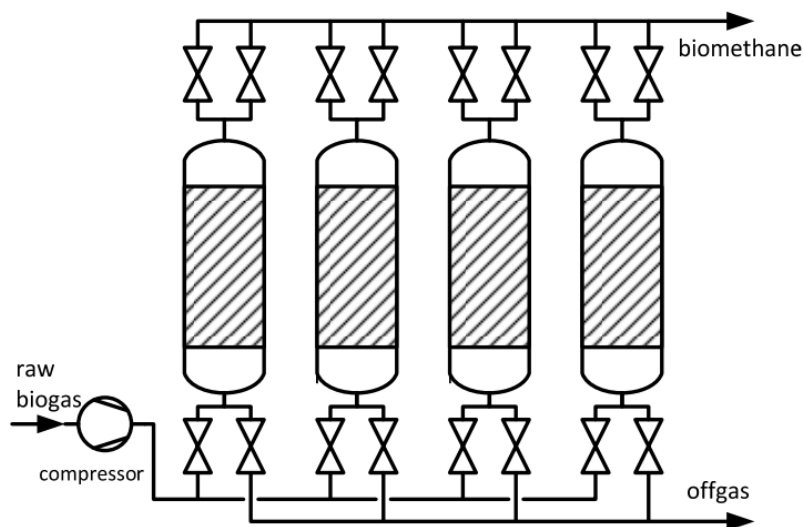


Abbildung 8 – Verfahrensfließbild der Druckwechseladsorption

Steckbrief Druckwechseladsorption

Adsorption von CO₂ an Feststoffen (Aktivkohle, Zeolithe); Parallelbetrieb mehrerer Adsorber für quasi-kontinuierlichen Prozess; $p_{\text{Betrieb,ü}} = 4\text{--}7 \text{ bar}$; Methanschluß = $\sim 2 \%$

- + Keine Nachkompression notwendig
- Schwachgaszusammensetzung variiert je nach Druckbedingungen
- Entschwefelung und Entwässerung nötig (Schutz der Adsorbentien)

Gaspermeation/Membrantrennung

Membranen für die Biogasaufbereitung sind selektiv durchlässig für Gaskomponenten wie Kohlendioxid, Wasser und Ammoniak. Schwefelwasserstoff, Sauerstoff und Stickstoff permeieren nur beschränkt durch die Membran und Methan wird weitestgehend zurückgehalten. Typische Materialien für Membranen bei der Biogasaufbereitung sind Polymere wie Polysulfon, Polyimid oder Polydimethylsiloxan. Diese Materialien zeigen hervorragende Selektivität für die Trennung von Methan und Kohlendioxid bei gleichzeitiger Robustheit gegenüber den im Rohbiogas vorhandenen Spurenkomponenten. Um der Gastrennung bei kompakter Anlagengröße ausreichend Membranfläche zur Verfügung zu stellen, werden die Membranen üblicherweise als Hohlfasern ausgeführt und zu jeweils parallel geschalteten Membranmodulen zusammengefasst.

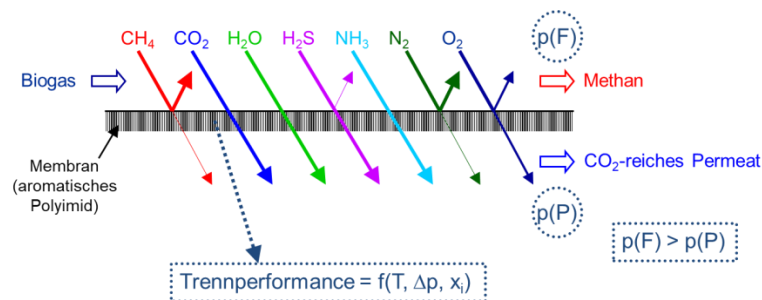


Abbildung 9 - Funktionsweise einer Gaspermeationsmembran für die Biogasaufbereitung

Nach der Kompression des Rohbiogases auf den erforderlichen Betriebsdruck wird das Gas zum Zwecke der Trocknung und Abtrennung von Ammoniak abgekühlt. Nach der Wiedererwärmung mittels Kompressorabwärme wird der Restgehalt von Schwefelwasserstoff durch Adsorption auf Eisen- oder Zinkoxid abgetrennt. Danach wird das vorkonditionierte Gas einer ein- oder mehrstufigen Gaspermeationseinheit zugeführt. Die Anzahl und interne Verschaltung der einzelnen Membranstufen wird dabei nicht durch die erwünschte Biomethanqualität bestimmt, sondern durch die erforderliche Methanausbeute und die aufzuwendende Kompressionsarbeit. Moderne Gaspermeationsanlagen zeigen ein komplexeres Anlagendesign und warten mit sehr hohen Methanausbeuten bei vergleichsweise niedrigem Kompressionsenergiebedarf auf. Selbst Anlagenverschaltungen mit mehreren Kompressoren wurden bereits realisiert und konnten ihre wirtschaftliche Vorteilhaftigkeit unter Beweis stellen. Der Betriebsdruck und die Kompressordrehzahl werden geregelt, um die gewünschte Qualität und Quantität des Biomethanstromes konstant und sicher bereitzustellen.

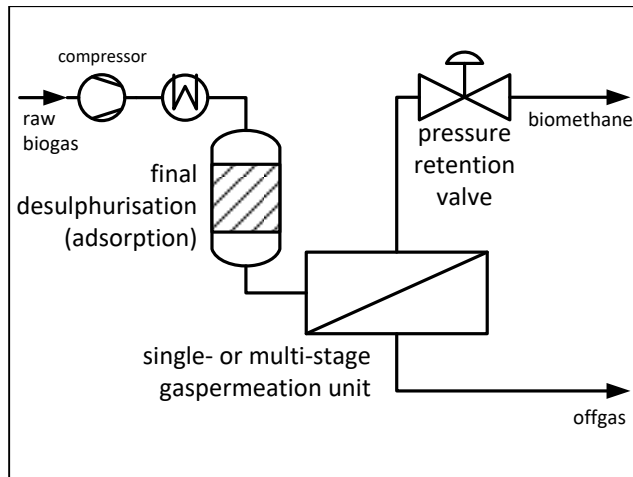


Abbildung 10 - Fließbild einer typischen Biogasaufbereitungsanlage nach dem Prinzip der Gaspermeation; Abbildung der Biogasaufbereitungsanlage Kisslegg, Deutschland mit einer Rohgaskapazität von 500m³/h (Quelle: AXIOM Angewandte Prozesstechnik)

Die Anwendung dieser Technologie bei der Biomethanproduktion ist in folgenden Fällen vorteilhaft:

- Hohe Flexibilität in Richtung Prozessauslegung und Anpassung an die lokalen Umstände der Biogasanlage ist gefordert, sowie hohe Anforderungen werden an die Teillastfähigkeit und Betriebsdynamik gestellt
- Der Methangehalt im Biomethanstrom von 95,0 bis 99,0 vol.-% ist für die weitere Verwendung ausreichend
- Projektierte Anlagengröße ist klein oder mittelgroß
- Der Biomethanstrom kann direkt bei dem Anlagenbetriebsdruck weiterverwendet werden und keine Nachkompression ist erforderlich
- Der Wärmebedarf der Biogasanlage kann (teilweise) durch die Schwachgas-Nachbehandlung gedeckt werden
- Der Einsatz zusätzlicher Chemikalien oder Betriebsmittel soll vermieden werden
- Schneller Anlagenstart aus dem kalten Anlagenzustand oder Realisierung eines Start/Stop-Betriebes werden angestrebt

Steckbrief Gaspermeation/Membrantrennung

Trennung von CH₄/CO₂ und weiteren Rohbiogasbestandteilen mittels Polymermembranen; $p_{\text{Betrieb,ü}} = 4\text{--}7 \text{ bar}$; Methanschlupf = $\sim 0,5 - 20 \%$

- + Hohe Lastflexibilität bei kleinen Anlagengrößen
- + Keine zusätzlichen Betriebsmittel/Chemikalien notwendig (Betriebsdruck und Kompressordrehzahl bestimmen Qualität und Quantität des Biomethanstromes)
- Feinentschwefelung und Trocknung/NH₃-Abtrennung zum Schutz der Membranen notwendig

Kryogenverfahren

Bei der Kryogenaufbereitung oder Gasverflüssigung nutzt man die unterschiedlichen Siedepunkte der Gaskomponenten, um diese ähnlich einer Destillation abzutrennen. Der Vorteil liegt in einem hohen Reinheitsgrad des aufbereiteten Gases (Methangehalte um 99,5 % erreichbar), nachteilig sind allerdings die hohen Betriebs- und Investitionskosten, wodurch Kryogenverfahren wenig wirtschaftlich sind.

Schwachgasnachbehandlung

Schwachgase sind die CO₂-reichen Abgase aus der Methananreicherung, weisen meist einen geringen Methananteil auf und sind zum Teil in erheblichem Maße mit Strippluft verdünnt. Nachdem Methan stark treibhauswirksam ist (deutlich höheres Treibhauspotential als Kohlendioxid), ist es für die Nachhaltigkeit der Biomethananlage von wesentlicher Bedeutung die Methanemissionen an die Atmosphäre so gering wie möglich zu halten. Nur sehr wenige Biogasaufbereitungstechnologien mit sehr spezieller Anlagenkonfiguration weisen heute eine so hohe Methanausbeute auf, die in einem Methangehalt im Schwachgas resultieren, der gesetzlich für die direkte Abgabe an die Atmosphäre zugelassen ist. (TU Wien 2013)

An dieser Stelle sei erwähnt, dass in den meisten europäischen Ländern die Methanemission von Biogasanlagen gesetzlich reglementiert ist. Bei einer Verstromung gilt z.B. in Deutschland nach der Bundes-Immissionsschutzverordnung (BImSchV, 2018) ein neu eingeführter Grenzwert für den organischen Gesamtkohlenstoff (= unverbranntes Methan) von 1,3 g/Nm³ im Abgas von Biogas-BHKWs. Bei der Aufbereitung des Biogases auf Erdgasqualität muss in Deutschland nach der Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) sichergestellt werden, „dass bei regelmäßigem Betrieb der Anlage [...] die maximalen Methanemissionen in die Atmosphäre [...] den Wert von 0,2 Prozent nicht übersteigen“ (gilt ab 01. Mai 2012). In Österreich gibt es derzeit noch keine äquivalenten gesetzlichen Regelungen und Grenzwertvorgaben hinsichtlich Aufbereitungsanlagen.

Die Methangehalte im Schwachgas können die Wirtschaftlichkeit des Aufbereitungsverfahrens stark beeinträchtigen. Bei den meisten Technologien muss daher ein Kompromiss aus steigenden Invest- und Betriebskosten sowie höherer Methanausbeute und damit niedrigerem Methangehalt im Schwachgas gefunden werden. Daraus folgt, dass in vielen Fällen die wirtschaftlichste Anlagenauslegung die ist, die einen gewissen Methangehalt im Schwachgas akzeptiert und zusätzlich eine spezielle Schwachgasnachbehandlung zur Methanentfernung vorsieht. Wichtig ist hierbei die intelligente Integration der Biogasaufbereitungsanlage in die Biogasanlage selbst sowie das Gesamtkonzept der Biomethanproduktionsstätte.

Die Art der Schwachgasnachbehandlung richtet sich in erster Linie nach der Schwachgaszusammensetzung und -menge und damit nach dem gewählten Aufbereitungsverfahren. Derzeit sind drei Verfahren zur Schwachgasnachbehandlung verfügbar. Bei sehr geringen Methangehalten wird vor allem eine **regenerativ thermische Oxidation (RTO)** eingesetzt. **Katalytische Nachverbrennungen (KNV)** können nur für die Nachbehandlung (Oxidation höherer Kohlenwasserstoffe) eingesetzt werden, wenn im Abgas keine Katalysatorgifte wie Schwefel enthalten sind. Zudem sind Methanmindestgehalte zu beachten oder entsprechend Stützgase (z.B. Biogas) zuzugeben. Bei hohen Methan-Konzentrationen ab ca. 4 Vol.-% Methan kann auch eine **Schwachgasverbrennung** zur Anwendung kommen. Die Zufeuerung mit Biogas als Stützgas ist im Allgemeinen betriebswirtschaftlich nur in Kombination mit einer entsprechenden Wärmenutzung zu rechtfertigen. Alle drei Verfahren weisen aufgrund der niedrigen Reaktionstemperatur praktisch keine NO_x-Emissionen auf. Biofilter können zur Geruchsminderung schwefelbelasteter Abluftströme eingesetzt werden. (Adler et al. 2014)

VERFAHRENSBEWERTUNG UND AUSWAHL

Im Hinblick auf die Zielsetzung des Tasks 3.2 können die angeführten Verfahren bewertet und diejenigen ausgewählt werden, die sich für eine standardisierte Aufbereitung auch an kleineren und mittleren Biogasanlagen (< 250 Nm³ Rohbiogas/h; < 500 kW_{el}) eignen können, ausgewählt werden. Dabei soll insbesondere die Umrüstung bestehender Biogasanlagen mit Verstromung auf eine Biomethanaufbereitung im Fokus der Betrachtungen stehen. Einen Überblick über die wesentlichen Entscheidungsparameter und Grundlagen für die Auswahl liefert Tabelle 6.

Die Autoren gehen davon aus, dass sowohl die organische Physisorption als auch die chemische Wäsche aufgrund des Bedarfs an Prozesswärme auf einem Temperaturniveau > 80 °C (org. Physisorption) bzw. > 120 °C (chem. Wäsche) für kleine und mittelgroße Biogasanlagen bis 250 Nm³/h keine geeigneten Verfahren darstellen. Beide Verfahrenstypen sind erst bei großen Aufbereitungsmengen größer als 300 Nm³ Biomethan (Produktgas) pro Stunde wirtschaftlich einsetzbar. Zudem wäre beim Ersatz der Verstromung und damit Wegfall der Abwärme eines BHKWs an vielen Anlagen keine ausreichende Wärmedeckung gegeben, vor allem da der Fermenter unabhängig von der Aufbereitung ebenfalls auf einer Temperatur um 35°C gehalten werden muss. Derzeit gibt es in Österreich kaum Biogasanlagen, die günstige Wärme auf dem genannten Temperaturniveau beziehen können. Anlagen, die z.B. über ausreichende Nähe zu einem großen Abwärmeproduzenten wie einem Industriebetrieb verfügen, könnten hingegen eine Fermenterheizung mittels Abwärme auf Niedertemperaturniveau realisieren, wodurch sich aufgrund des Synergieeffekts ein optimales Gesamtsystem ergeben könnte. Aus der Verfahrensführung einer chemischen Wäsche ergibt sich zudem, dass in jedem Fall vor der Einspeisung eine Verdichtung des Biomethans erfolgen muss, wodurch sich der Vorteil eines drucklosen CO₂-Abscheidungsverfahrens im Vergleich zu den anderen Verfahren aufhebt. Die Zahl der Referenzanlagen, an denen die organische Physisorption zur Biogasaufbereitung eingesetzt wird, ist zudem gering, weshalb auf wenige Vorerfahrungen aus dem praktischen Betrieb zurückgegriffen werden kann.

Aufgrund der oben beschriebenen Vorteile und spezifischen Eigenheiten der betrachteten Verfahren scheinen daher aus Sicht der Autoren die Druckwasserwäsche, Druckwechseladsorption und Membrantechnologie am vielversprechendsten. Alle drei Verfahren sind relativ gut in kleinere Maßstäbe skalierbar, sind teillastflexibel, arbeiten auf Druckniveaus, die eine direkte Einspeisung in ein Erdgasnetz erlauben und benötigen keine Prozesswärme für den Betrieb. Die Druckwasserwäsche ist zudem relativ unempfindlich gegenüber Verunreinigungen, weshalb im Gegensatz zur Druckwechseladsorption und zu den Membranverfahren keine so hohen Ansprüche an die Vorkonditionierung gestellt werden müssen. Obwohl die Zahl der bisher installierten Membrananlagen noch relativ gering ist, ist diese Technologie dennoch äußerst vielversprechend, weil sie keine Chemikalien oder Lösungsmittel benötigt und in sehr kleine Maßstäbe skaliert werden kann. Die Abscheideleistung und der Methanschluß hängen im Wesentlichen von der Prozessführung ab (einstufig, mehrstufig, Rezirkulierung etc.) und können einfach an die Gegebenheiten vor Ort angepasst werden.

In weiterer Folge werden daher diese drei Verfahren genauer beleuchtet und im Hinblick auf die Wirtschaftlichkeit sowie mögliche Adaptierungen betreffend Standardisierbarkeit genauer untersucht.

Tabelle 6 – Parameter und Verfahrensauswahl für eine standardisierte Biomethanaufbereitung an kleineren und mittleren Biogasanlagen (< 250 Nm³/h)

Parameter	Druck- wasser- wäsche	Organische Physisorption	Aminwäsche	Druck- wechsel- adsorption	Membran- technologie
typische Anlagenkapazität [m ³ /h Biomethan]	200 - 1.200	300 - 1.500	400 - 2.000	300 - 800	50 - 500
Methanschluß [%]	2,0	4,0	0,04	2,0	20-0,5
Prozessdruck [bar _ü]	4-8	4-8	0	4-7	4-7
Elektr. Energiebedarf [kWh _{el} /m ³ Biomethan]	0,46	0,49 - 0,67	0,27	0,46	0,25 - 0,43
Prozesswärmebedarf und Temperaturniveau	keiner	mittelhoch 70-80°C	hoch 120-160°C	keiner	keiner
Entschwefelungsbedarf	Prozess- abhängig	ja	ja	ja	ja
Betriebsmittelbedarf	Anti- fouling, Trocknung	organisches Lösungsmittel (ungefährlich)	Aminlösung (gesundheitss- chädlich, korrosiv)	Aktivkohle (ungefährlich)	-
Teillastbereich [%]	50 - 100	50 - 100	50 - 100	85 - 115	50 - 105
Anzahl Referenzanlagen	groß	gering	mittel	groß	gering

VERFAHRENSANALYSE UND AUFBEREITUNGSKONZEPT

Auf den folgenden Seiten sind die Ergebnisse der Verfahrensanalysen im Detail beschrieben. Dabei wurden für die **Druckwasserwäsche** und die **Membranverfahren** detaillierte verfahrenstechnische Auslegungsberechnungen auf Basis von mathematisch/chemischen Rechenmodellen durchgeführt. Diese Berechnungen zeigen die grundlegend relevanten Einflussparameter auf die beiden Verfahren, wie z.B. Prozessdruck, Stufenzahl etc., welche die Prozessführung und damit auch die Qualität und Kosten der Aufbereitung beeinflussen. Auf Basis dieser Berechnungen wurden die wirtschaftlichen Analysen dieser beiden Aufbereitungsverfahren durchgeführt. Die Berechnungen zur Wirtschaftlichkeit der **Druckwechseladsorption** erfolgen auf Basis von Literaturdaten gestützt von einem an der TU Wien entwickelten Berechnungstool (Biomethane Calculator; Miltner 2012). Aus Gründen der Vergleichbarkeit wurden für alle Berechnungen die in Tabelle 7 dargestellten Annahmen verwendet.

Abseits der drei ausgewählten Verfahren zur CO₂-Anreicherung (Vollaufbereitung) werden die Schritte der **Rohbiogasgestehung, Netzeinspeisung sowie Hochdruckkompression** auf 60 bar in jeweils eigenen Kapiteln **getrennt betrachtet**. Diese Bausteine können zu den einzelnen Verfahren je nach Anlagensituation dazu genommen oder ausgespart werden.

Für eine Einspeisung ins Erdgasnetz ist ein Methangehalt von mindestens 96 % notwendig (bzw. 97 %, wenn kein H₂ oder andere brennbare Gase vorhanden sind, um einen ausreichenden Brennwert sicherzustellen). Um gesichert ins Gasnetz eingeleitet werden zu können, wird in weitere Folge angenommen, dass ein einspeisefähiges Gas am Austritt der Vollaufbereitung einen **Methananteil von 98 vol.-%** aufweisen muss. Dieser Methananteil im Produktgas wird daher **als Basisszenario für die weiteren Berechnungen** angenommen.

Die Berechnungen zur Wirtschaftlichkeit wurden für fünf unterschiedliche Anlagengrößen (50; 100; 250; 500 und 1000 Nm³ Rohbiogas/h) sowie unterschiedliche Methangehalte im aufbereiteten Biogas (98; 95; 90 und 85 vol.-%) durchgeführt.

Tabelle 7 – Grundannahmen zur Berechnung der Wirtschaftlichkeit der einzelnen Verfahren

Rohbiogaszusammensetzung					
CH ₄ [vol.-%]	60	CO ₂ [vol.-%]			40
Wirtschaftlichkeit					
Abschreibungsdauer [a]	15	Fremdkapitalquote [%]			100
Zinsen [%]	6	Abschreibungsart			linear
Stromkosten [ct/kWh]	15				
Szenarien / Variationen					
Anlagengröße [Nm ³ Rohbiogas/h]	50	100	250	500	1000
Äquivalente elektr. Leistung [kW _e]	~ 100	~ 200	~ 500	~ 1000	~ 2000
Biomethanproduktion [Nm ³ /a]					
(bei 98% CH ₄ -Anteil im Produktgas)	257 500	515 000	1 288 000	2 575 440	5 150 880
Methangehalte Produktgas [vol.-%]	80	90		95	98
Brennwert Produktgas [kWh/Nm ³]	8,82	9,92		10,48	10,81

Generell kann man davon ausgehen, dass sich die Gesamtkosten der Biomethanproduktion zu etwa einem Drittel aus den Substratkosten, zu einem weiteren Drittel aus den Gesteungskosten (Anlageninvestition und –betrieb) und zu einem letzten Drittel aus den Aufbereitungskosten zusammensetzen. Die Kosten für den Anschluss und die Netzeinspeisung liegen bei großen Anlagen (> 500 Nm³ Biomethan/h) bei etwa 2-3 % der Gesamtkosten (Güssing Energy Technologies GmbH 2014) und sind dort von untergeordneter Bedeutung, sofern ein Einspeisepunkt vorhanden und kein längerer Transportweg wie z.B. eine Gaspipeline oder ein eigenes Gasverteilungsnetz notwendig sind. Bei kleineren Anlagen können die Anschlusskosten durchaus einen erheblichen Teil der Gesamtkosten ausmachen und sollen daher hier auch gesondert betrachtet werden.

Da in diesem Projekt hauptsächlich die Gasaufbereitungskosten verglichen und zum größten Teil bereits bestehende Anlagen umgerüstet werden sollen, werden für die folgenden Betrachtungen die Substrat- und die Gesteungskosten zusammen genommen und als ein fixer Kostenblock bewertet. Aufgrund der Fülle an unterschiedlichen Anlagen und verwerteten Substraten ist eine detailliertere Betrachtung der Gesteungskosten für Rohbiogas bei der vorliegenden Aufgabenstellung wenig relevant bzw. würde zu weit führen.

Kosten der Rohbiogasgestehung

Zu den Kosten der Rohbiogasgestehung zählen die Substratkosten, Betriebs- und Instandhaltungskosten sowie Arbeitserledigungskosten. Laut Arbeitsgemeinschaft Biogasnetzwerk Österreich (2017) belaufen sich die durchschnittlichen Gesteungskosten kleinerer Biogasanlagen (< 50 Nm³ CH₄/h) auf ca. 82 €/MWh_{ho}. Größere Biogasanlagen (> 50 Nm³ CH₄/h) produzieren Biogas zu durchschnittlichen Gesteungskosten von 78 €/MWh_{ho}. Abfallanlagen haben durchschnittliche Produktionskosten von 80 €/MWh_{ho}, sind aber aufgrund der Inhomogenität des Inputmaterials sehr uneinheitlich. Unter Annahme eines durchschnittlichen Heizwerts von 6 kWh/m³ Rohbiogas entspricht dies Gesteungskosten von **etwa 46,8 - 49 ct/m³ Rohbiogas**. Bei diesen Angaben wurde davon ausgegangen, dass die Anlagen komplett abgeschrieben sind und für die Fortführung des Betriebes nur diejenigen Ersatzinvestitionen getätigt werden, welche unbedingt erforderlich sind.

Netzeinspeisungskosten

Die Investitions- und Betriebskosten für die Netzeinspeisung (Gasübergabestation inkl.) wurden aus Literaturdaten erhoben (Miltner 2012; Urban et al. 2008; Adler et al. 2014) und für die jeweilige Anlagengröße berechnet. Es ergeben sich die in Abbildung 11 dargestellten Kosten. Diese bewegen sich im Bereich zwischen 60 000 und 350 000 € an Investitionskosten. Die Betriebskosten sind relativ gering und liegen auch bei der größten hier betrachteten Anlage bei nur rund 25 000 €/a.

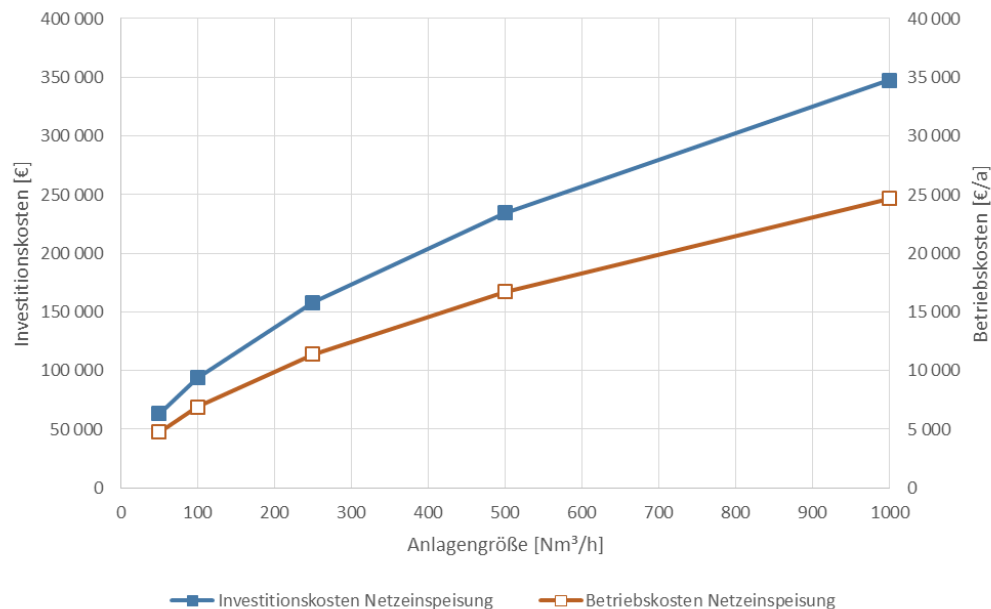


Abbildung 11 – Investitions- und Betriebskosten für die Netzeinspeisung (Gasübergabestation) für unterschiedliche Anlagengrößen

Kosten einer Hochdruckkompression

Sind für die Einspeisung des produzierten Biomethans höhere Drücke als die Prozessdrücke der Aufbereitungsverfahren notwendig, so ist neben der Gasübergabestation auch eine im Vergleich zu den Prozessdrücken der betrachteten Verfahren weitergehende Kompression notwendig (z.B. von 7-8 bar auf 60 bar). Dafür fallen zusätzliche Kosten an, welche beispielhaft in Abbildung 12 dargestellt sind (Adler et al. 2014; Miltner 2012; Urban et al. 2008; Hornbachner et al. 2005). Hierbei handelt es sich um Anhaltswerte, die aus Literaturdaten abgeleitet wurden und nur die Kosten für den Verdichter selbst enthalten.

Zur einfacheren Vergleichbarkeit wurde dieselbe Achsenskalierung wie in Abbildung 11 (Kosten für Netzeinspeisung/Gasübergabestation) verwendet. Es zeigt sich, dass die zusätzlichen Investitionskosten für einen Verdichter mit 70 000 – 300 000 € annähernd gleich hoch sind wie für eine reine Gasübergabestation, allerdings sind die Betriebskosten wesentlich höher (15 000 – 250 000 € im Jahr). Diese hohen Betriebskosten ergeben sich dadurch, dass der Strombedarf für den Verdichter/Hochdruckkompressor den wesentlichen Teil der Betriebskosten ausmacht (neben andere Kosten wie Schmiermittel, Ersatzteile, Filter etc.), welche zudem in etwa linear mit der zu komprimierenden Gasmenge ansteigen.

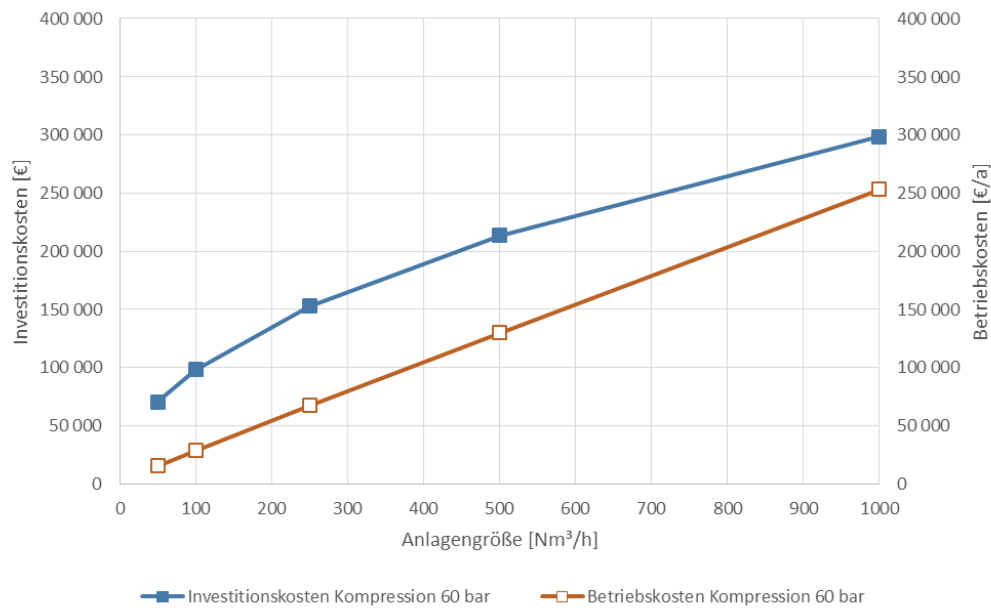


Abbildung 12 – Investitions- und Betriebskosten einer Hochdruckkompression (auf 60 bar) für unterschiedliche Anlagengrößen

Verfahrensanalyse und Kosten einer Druckwasserwäsche (DWW)

DWW-Betrieb im Anlagenverbund mit einer Biogasanlage

Abbildung 13 zeigt wie eine Druckwasserwäsche im Verbund mit einer Biogasanlage betrieben werden könnte und stellt die Basis für die wirtschaftlichen Berechnungen dar. Werden Substrate mit einem geringen Potential zur H₂S-Bildung eingesetzt, könnte die Notwendigkeit einer Entschwefelung entfallen, wodurch das Biogas nach der Grobaufbereitung (Entwässerung) direkt einer Verdichtung zugeführt werden könnte. Bei H₂S-Gehalten über 500 ppm kann z.B. eine Fällung mit Fe-Salzen eingesetzt werden. Im Absorber der Druckwasserwäsche (1. Stufe) wird das CO₂ aus dem Rohbiogas bei einem Prozessdruck von 4-8 bar abgetrennt und das CH₄-reiche Gas mittels Kondensatabscheider vorentwässert und in einem Adsorber (Aktivkohle) getrocknet, um dann ins Gasnetz eingespeist zu werden. Wird ein höherer Gasdruck als 7 bar angestrebt, so ist eine Hochdruckverdichtung nachzuschalten.

Das im Desorber entstehende Schwachgas kann bei ausreichend hohem CH₄-Gehalt z.B. über einen Schwachgasbrenner (~ 4-7 vol.-% CH₄ im Gemisch mit Luft notwendig) verwertet werden. Dazu sollten CH₄-Gehalte von > 9 % im Schwachgas angestrebt werden. Die bei der Schwachgasverwertung sowie bei der Verdichtung des Rohbiogases produzierte Wärme könnte mittels Wärmetauscher zur Fermenterheizung genutzt werden.

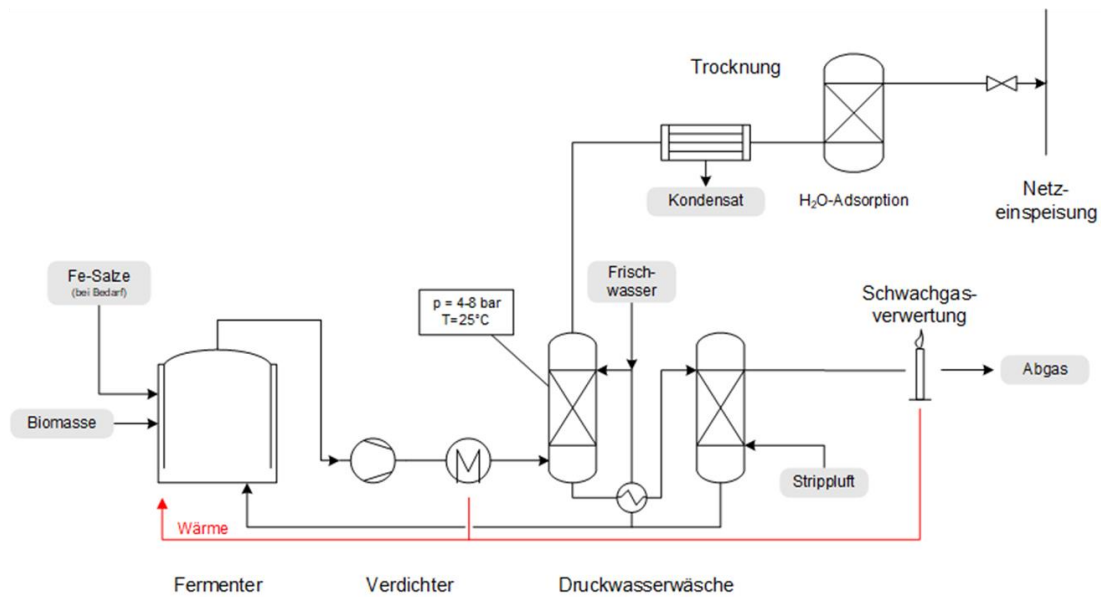


Abbildung 13 – Fließschema einer Druckwasserwäsche im Verbund mit einer Biogasanlage (Fermenter)

Verfahrenstechnische Auslegung einer Druckwasserwäsche

Die Haupteinflussparameter auf die Auslegung einer Druckwasserwäsche sind der Prozessdruck und die theoretische Stufenanzahl im Absorber sowie das Lösungsmittel/Gasverhältnis. Als Auslegungs- bzw. Zielgröße kann dabei der Methananteil im aufbereiteten Biogas definiert werden. Generell kann festgehalten werden, dass mit steigendem Prozessdruck die Löslichkeit von CO₂ im Waschwasser zunimmt, wodurch eine höhere Entfernung von CO₂ aus dem Rohbiogas möglich ist. Die Temperatur des Waschwassers sollte möglichst niedrig sein, da mit sinkender Temperatur die Löslichkeit ebenfalls ansteigt. Allerdings ist eine zusätzliche Kühlung des Waschwassers äußerst energieintensiv, weshalb meistens davon Abstand genommen wird und eine Druckwasserwäsche bei Umgebungstemperatur betrieben wird. Die Stufenanzahl im Absorber ist wesentlich für die Gleichgewichtseinstellung zwischen Gas- und Flüssigphase und beeinflusst die Baugröße (Höhe) des Absorbers und damit auch die Investitionskosten. Ein hoher Absorber mit einem lange dauernden Kontakt zwischen Rohbiogas und Waschwasser eine gute Einstellung des Gleichgewichts zwischen CO₂ im Gas und CO₂ in der Flüssigphase. Vereinfacht ausgedrückt hat das CO₂ bei kurzen Kontaktzeiten wenig Zeit, um sich im Waschwasser zu lösen, weshalb eine hohe CO₂-Menge im Gas verbleibt und die Methananreicherung gering ist. Der letzte wichtige Parameter zur Auslegung einer Druckwasserwäsche ist das Lösungsmittel-/Gasverhältnis: je höher die Menge an Waschwasser, desto mehr CO₂ kann damit aufgenommen werden und desto höher ist auch die Methananreicherung im aufbereiteten Biogas. Allerdings werden bei einer hohen Lösungsmittelmenge auch die Dimensionierungen des Absorbers und Desorbers entsprechend größer, um das Waschwasser darin unterzubringen. Zudem steigt der Energieaufwand für die Pumpen, welche eine höhere Waschwassermenge im Kreislauf fördern müssen.

Für die Auslegung der Druckwasserwäsche wurde im vorliegenden Projekt das Programm Mathematica® verwendet. Es wurde ein Rechenmodell zur Auslegung einer Druckwasserwäsche entwickelt, welches auf Basis der Stoff- und Energiebilanzgleichungen arbeitet. Dabei wurden folgende Vereinfachungen angenommen:

- ionische Spezies im Wasser wurden vernachlässigt
- Aktivitätskoeffizienten der nichtionischen Komponenten in Wasser ~ 1
- für Raoult'sches Gesetz: Molanteil Wasser ~ 1
- Wärmekapazitäten der Komponenten konstant bei 25 °C
- für die Energiebilanz wird die wässrige Phase als reines Wasser betrachtet, d.h. Wärmekapazitäten der ionischen und gelösten Komponenten vernachlässigbar
- Gasphase als ideal angenommen
- es gilt Molalität $m_i \sim$ Konzentration c_i .
- die Lösungswärme wurde nur für CO₂ berücksichtigt

Für die Berechnungen wurde ein Gasvolumenstrom von 100 Nm³/h Rohbiogas mit einer Zusammensetzung von 60 % CH₄ und 40 % CO₂ (vol.-%) angenommen. Die Eintrittstemperatur des Waschwassers ist mit 25°C und die des Rohbiogases mit 35 °C (Fermenteraustritt) festgelegt. Der Druckverlust pro theoretischer Trennstufe wird mit 0,01 bar angenommen. Variiert werden nacheinander die Stufenanzahl, der Betriebsdruck (am Absorberkopf) und die Lösungsmittelmenge (Abbildung 14, Abbildung 15 & Abbildung 16). Als Zielgröße dient der Methananteil im aufbereiteten Biogas (= Stoffmengenanteil CH₄).

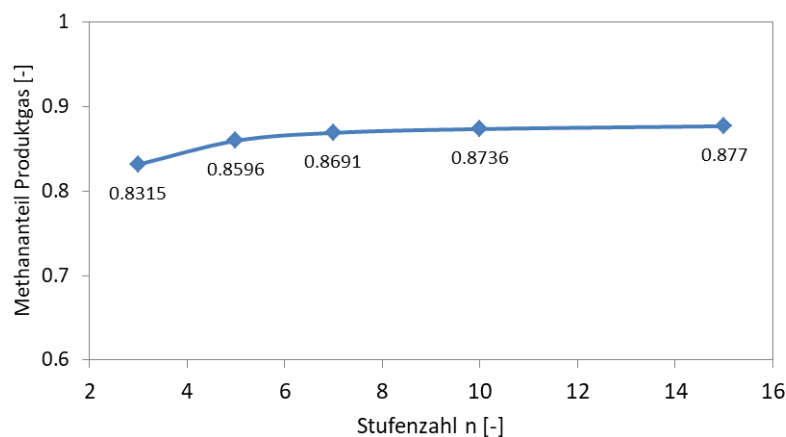


Abbildung 14 – Einfluss der Variation der Stufenanzahl auf den Methananteil im aufbereiteten Biogas bei einem Betriebsdruck von $p = 7$ bar und einer Lösungsmittelmenge von 15 m³/h Waschwasser

Durch Erhöhung der Stufenzahl kann bei einem Betriebsdruck von 7 bar und einer Lösungsmittelmenge von 15 m³/h ($L/G = 0,15$) der Methananteil im Produktgas von rund 0,83 auf 0,88 (entspricht 83 auf 88 vol.-% CH₄) gesteigert werden (Abbildung 14). Dabei flacht der Einfluss der Stufenzahl auf den Methananteil rasch ab und ist zwischen 5 und 15 Stufen nur noch von untergeordneter Bedeutung. Es kann daher davon ausgegangen werden, dass ab einer Stufenzahl von etwa 5 Stufen schon eine hohe Anreicherung erreicht wird, die durch zusätzliche Stufen nicht mehr wesentlich gesteigert werden kann. Die weiteren Variationen erfolgen daher bei einer Stufenzahl von 5.

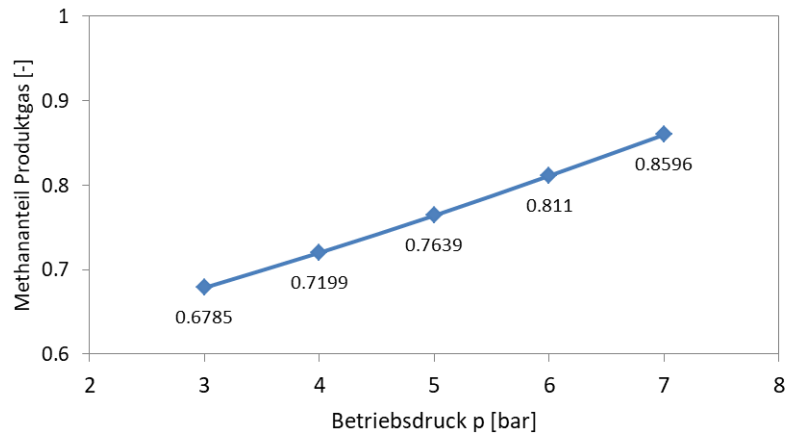


Abbildung 15 - Einfluss der Variation des Betriebsdrucks auf den Methananteil im aufbereiteten Biogas bei einer Stufenzahl von 5 und einer Lösungsmittelmenge von 15 m³/h Waschwasser

Die Variation des Betriebsdruckes in Abbildung 15 zeigt, dass dieser bei konstanter Stufenzahl und Lösungsmittelmenge ($L/G = 0,15$) einen linearen Einfluss auf den Methananteil im aufbereiteten Biogas hat, welche sich aus dem Lösungsgleichgewicht und dem Raoult'schen Gesetz ergibt. Bei 7 bar wird ein um fast 20%-Punkte höherer Methananteil erreicht, weshalb der Betriebsdruck einen hohen Einfluss auf die Methananreicherung hat. Übliche Betriebsdrücke für Druckwasserwäschen gehen nicht wesentlich über 8 bar hinaus, da ansonsten durch die Druckhaltung hohe Kosten im Anlagenbau und damit in den Investitionen entstehen.

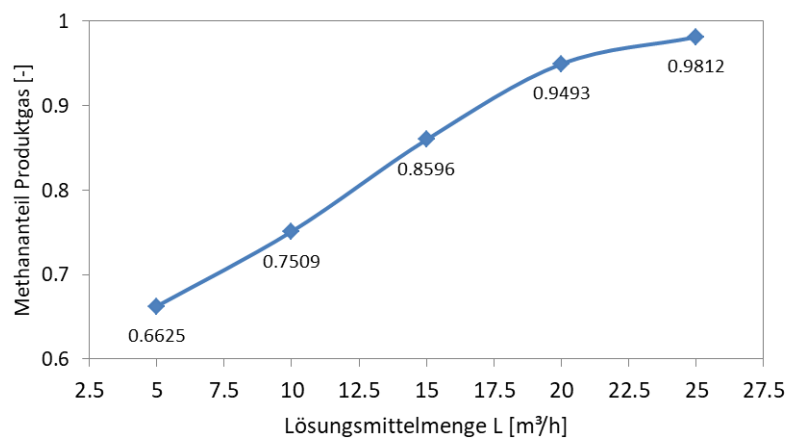


Abbildung 16 - Einfluss der Variation der Lösungsmittelmenge auf den Methananteil im aufbereiteten Biogas bei einer Stufenzahl von 5 und einem Betriebsdruck von p = 7 bar

Wie Abbildung 16 zeigt hat die Lösungsmittelmenge bzw. das L/G-Verhältnis den größten Einfluss auf die Abscheideleistung im Absorber. So kann durch Erhöhung des Waschwasserstroms von 5 auf 25 m³/h (L/G von 0,05 auf 0,25) der Methananteil im aufbereiteten Biogas von 0,66 auf über 0,98 gesteigert werden, was einem laut ÖVGW G31/33 einspeisefähigen Methananteil entspricht ($> 0,97$). Wie oben erwähnt steigen dadurch aber die Investitions- (größere Absorber/Desorber nötig) und Betriebskosten (mehr Pumpenleistung notwendig) entsprechend an.

Betrachtet man den letzten Fall im Detail noch etwas genauer (d.h. Rohbiogasmenge = 100 m³/h; CH₄ = 60 vol.-%; CO₂ = 40 vol.-%; L=25 m³/h; n=5; p=7 bar; Biogas T_{ein} = 35 °C; Waschwasser T_{ein} = 25°C), so ergeben sich laut Berechnungsmodell unter Annahme einer H₂S-Konzentration im Rohbiogas von 500 ppm folgende Zusammensetzungen des Produkt- und Schwachgases:

Produktgaszusammensetzung

CH ₄	98.,12 %	H ₂ S	0,12 ppm
CO ₂	1,38 %	H ₂ O	0,5 %
Methanschlupf 7,05 %			

Schwachgaszusammensetzung

CH ₄	9,0%	H ₂ S	4900 ppm
CO ₂	90,5 %	H ₂ O	0,5 %

Das Produktgas weist eine einspeisefähige Qualität und einen im Zuge der Druckwasserwäsche ausreichend verringerten H₂S-Anteil auf. Das Schwachgas hat einen Methananteil von 9 vol.-% und wäre damit in einer 50:50 Mischung mit Luft grundsätzlich brennbar (Methan > 4,5 vol.-%). Die hohe H₂S-Konzentration würde allerdings auch zu entsprechend hohen SO₂-Emissionen im Abgas führen, welche eine Abgasnachbehandlung notwendig machen. Der Methanschlupf ist mit etwas über 7 % relativ hoch und eine Konsequenz des hohen Methananteils im Schwachgas.

Als Zwischenfazit aus der verfahrenstechnischen Auslegung kann festgehalten werden, dass die Stufenanzahl ab 5 Stufen einen geringen Einfluss auf den Methananteil im aufbereiteten Biogas hat, wohingegen der Betriebsdruck linear in die Abscheideleistung eingeht. Empfohlen wird daher der Betrieb einer Druckwasserwäsche im höheren Druckbereich (6-8 bar), welcher auch eine direkte Einspeisung in die Netzebenen 2 und 3 ermöglicht. Die Lösungsmittelmenge kann dann so reduziert werden, dass ein Schwachgas entsteht, welches einem geeigneten Schwachgasbrenner zugeführt und thermisch zur Abwärmebereitstellung für den Fermenter verwertet werden kann. Problematisch sind dann der hohe Methanschlupf sowie allfällige, hohe H₂S-Konzentrationen im Schwachgas, die durch eine entsprechend angepasste Entschwefelung des Rohbiogases (z.B. durch Fällung im Fermenter) oder durch Abgasnachbehandlung nach der Schwachgasverwertung (z.B. SO₂-Wäsche) gelöst werden können.

Investitions-, Betriebs- und Gestehungskosten einer Druckwasserwäsche

Wie in der verfahrenstechnischen Auslegung im Detail beschrieben, hängen die Auslegungsgrößen sowie der Energie- und Betriebsmittelbedarf einer Druckwasserwäsche im Wesentlichen von der Prozessführung ab (Stufenzahl, Betriebsdruck, Waschwassermenge). Auf Basis der Auslegungsgrößen kann unter Kenntnis bestimmter Kostenblöcke eine Abschätzung der Investitionskosten sowie der Betriebskosten einer Druckwasserwäsche erfolgen.

Im vorliegenden Projekt erfolgt die Abschätzung der Investitionskosten auf Basis von angenommenen Kosten für das Kernequipment der Druckwasserwäsche (Absorber, Desorber, Pumpen, Verdichter, Wärmetauscher etc.), welche aus den Erfahrungen und konkreten Angeboten aus Vorgängerprojekten abgeschätzt werden. Die Bestimmung der Gesamtinvestitionskosten erfolgt mittels Zuschlagsfaktoren nach Chilton (z.B. für Installation, Rohrleitungen, Instrumentierung etc.). Die Betriebskosten wurden auf Basis entsprechender Preise für die Betriebsmittel (Wasser, Strom für Gebläse, Pumpen etc.) aus der Modellrechnung sowie der Abschreibungen der Investitionssummen ermittelt (Abschreibungsdauer: 15 Jahre, 100% Fremdkapital, 6% Zinsen p.a.).

Bei der DWW wird angenommen, dass eine ausreichende Entschwefelung mittels Zugabe von Fe-Salzen erreicht werden kann. Die Kosten dafür werden im Kapitel „Entschwefelungskosten DWW“ gesondert ausgewiesen und werden aus Gründen der Vergleichbarkeit nicht in die in den folgenden Kapiteln gezeigten Investitions-, Betriebs- und Gesamtkosten eingerechnet.

Diese Daten wurden mit Berechnungsergebnissen des Biomethane Calculators (Miltner 2012) verglichen und auf Plausibilität überprüft. Es zeigte sich eine gute Übereinstimmung zwischen den Berechnungen laut Auslegungsprogramm und Zuschlagsfaktoren und den Wirtschaftlichkeitsdaten aus dem Biomethane Calculator.

Investitionskosten DWW

Abbildung 17 zeigt die Investitionskosten für die unterschiedlichen Anlagengrößen und Methangehalte im Produktgas. Je nach Anlagengröße liegen diese unter Maßgabe einer Erfüllung der ÖVGW-Vorgaben (98 % CH₄ im Produktgas) zwischen 700 000 und 1 900 000 €. Bei geringeren Anforderungen an die Produktgasreinheit sinken die Kosten durch die deutlich geringeren Apparategrößen des Absorbers und Desorbers sowie die geringeren Waschwassermengen (= niedrigere Investitionen für Pumpen und Strippluftgebläse) und sind bei 80 % Methananteil im Produktgas um etwa 20 % niedriger als im Vergleichsszenario mit 98 % CH₄.

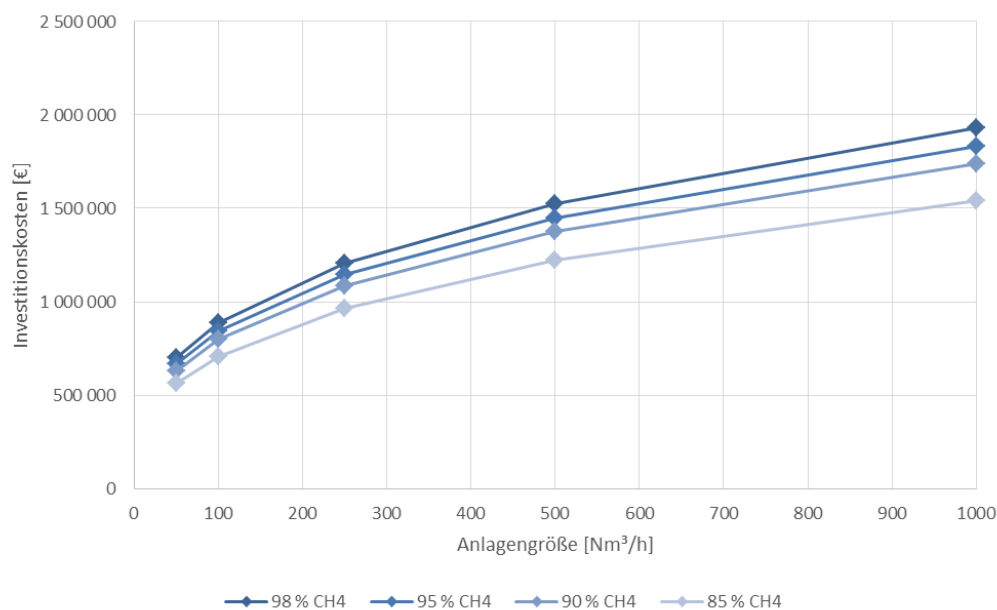


Abbildung 17 - Investitionskosten für Druckwasserwäsche in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas)

Betriebskosten DWW

Bei den Betriebskosten (Abbildung 18) zeigt sich ein ähnliches Bild wie bei den Investitionskosten, d.h. diese sinken zusammen mit der Anlagengröße und den Anforderungen an die Produktreinheit, da die Waschwassermengen deutlich reduziert werden können (= geringerer Energieaufwand für Pumpen und Gebläse). Generell liegen die Betriebskosten der Druckwasserwäsche zwischen 100 000 und 600 000 €/a je nach Anlagengröße. Zu diesen Betriebskosten sind im Bedarfsfall noch die Kosten für eine eventuell notwendige Entschwefelung dazuzurechnen (siehe nächstes Kapitel).

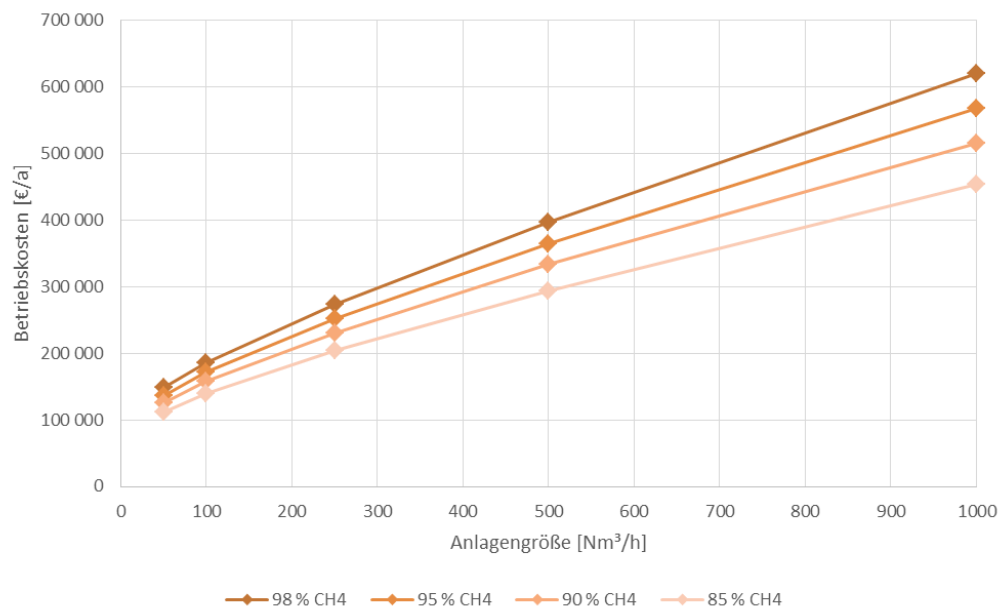


Abbildung 18 - Betriebskosten für Druckwasserwäsche in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas)

Entschwefelungskosten DWW

Geht man wie im Kapitel „DWW-Betrieb im Anlagenverbund mit einer Biogasanlage“ (S. 33) beschrieben davon aus, dass bei höheren H₂S-Gehalten im Rohbiogas (> 500 ppm) eine Entschwefelung vor der Druckwasserwäsche notwendig ist und diese mittels Zugabe von FeCl₂ in den Fermenter erfolgt (Fällung), so ist mit zusätzlichen Betriebskosten für den Fällmitteleinsatz zu rechnen. Hierbei handelt es sich um reine Chemikalienkosten, da die Investitionskosten für die Dosierung etc. im Vergleich zu den Investitionskosten für die Gasaufbereitung vernachlässigbar sind.

Zumeist wird für die Fällung eine 20%-ige FeCl₂-Lösung verwendet. Auf Basis von Literaturdaten und eigenen Berechnungen sowie vorliegenden Angeboten von Chemikaliengroßhändlern (FeCl₂; Großhandelspreis inklusive Transport) können diese Kosten in etwa wie folgt abgeschätzt werden:

$$BK \text{ Entschwefelung} \left[\frac{\text{€}}{\text{a}} \right] = \sim 0,04 \left[\frac{\text{g FeCl}_2}{\text{Nm}^3 * \text{ppm H}_2\text{S}_{\text{zu entfernen}}} \right] * BGA - \text{Größe} \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{ Rohbiogas}}{\text{h}} \right] \\ * \text{Betriebsstunden} \left[\frac{\text{h}}{\text{a}} \right] * \Delta H_2S [\text{ppm}] * 10^{-6} \left[\frac{\text{t}}{\text{g}} \right] * 300 \left[\frac{\text{€}}{\text{t FeCl}_2} \right]$$

So kostet die Entschwefelung mittels Fällung z.B. bei einer Rohbiogasproduktion von 250 Nm³/h und einem H₂S-Anteil von 1000 ppm, der auf 500 ppm reduziert werden soll in etwa 12 000 €/a ($=0,04 \cdot 250 \cdot 8000 \cdot 500 \cdot 10^{-6} \cdot 300$). Somit wären für die Entschwefelung von 1000 auf 500 ppm bei einer Biogasanlagengröße von rund 250 Nm³/h Rohbiogas zusätzliche Kosten für die Entschwefelung von rund 4-5 % der Gesamtbetriebskosten einzurechnen.

Spezifische Gesamtkosten DWW

Die spezifischen Gesamtkosten können in Abhängigkeit der Gesamtmenge an Produktgas (ct/Nm³ Biomethan) oder der Gesamtmenge an produziertem CH₄ (ct/Nm³ CH₄) dargestellt werden. Letztere Darstellung ist insbesondere bei der Variation der Methangehalte im Produktgas sinnvoll, da die produzierte Gasmenge durch den höheren CO₂-Anteil im Produktgas ansteigt und daher zwar mehr Gas, allerdings auch mit weniger Wertstoff (Methan) produziert wird.

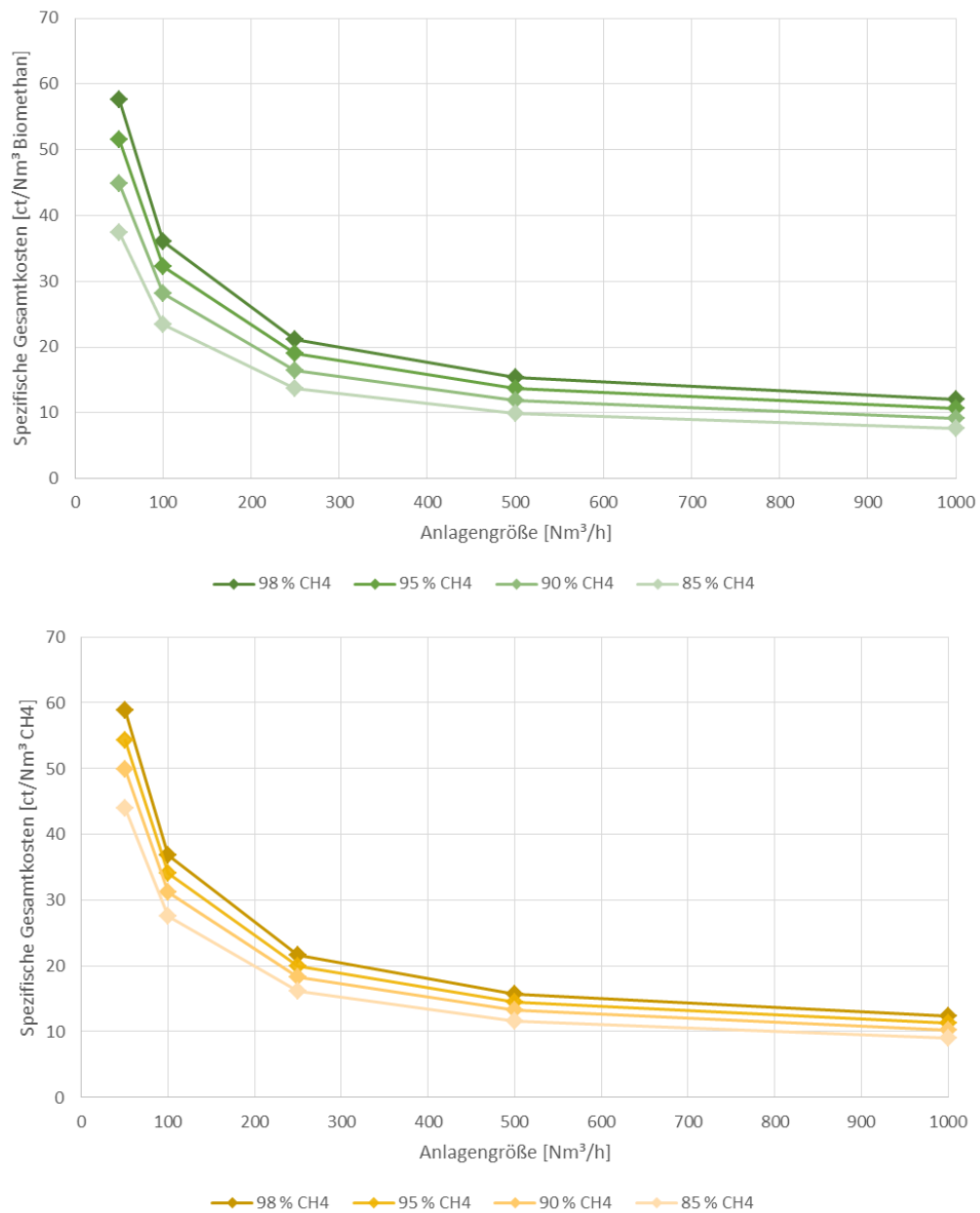


Abbildung 19 - Spezifische Gesamtkosten für Druckwasserwäsche in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas; bezogen auf die Gesamtmenge an Produktgas (oben) sowie auf die produzierte Methanmenge (unten)

Die spezifischen Gesamtkosten der Aufbereitung von Rohbiogas zu Biomethan mittels Druckwasserwäsche liegen um die 20 ct/Nm³ CH₄ für eine Anlagengröße von 250 Nm³/h. Die spezifischen Kosten steigen mit sinkender Anlagengröße drastisch an und liegen bei etwa doppelt so hohen Werten für die kleinste betrachtete Anlagengröße (~45-60 ct/Nm³; 50 Nm³/h). Größere Anlagen arbeiten mit etwas geringeren Gesamtkosten (z.B. ~ 10-15 ct/Nm³ CH₄), allerdings flacht die Kurve der Kostendegression hier schon deutlich ab und der Faktor der Skalierung ist weniger ausschlaggebend. Die Produktreinheit hat – insbesondere bei kleinen Anlagen - einen sehr hohen Einfluss auf die Gesamtkosten, weshalb hier auch eine gute Möglichkeit bestünde, die Kosten zu reduzieren. Dennoch scheint eine DWW für kleinere Anlagengrößen nur schwer wirtschaftlich darstellbar zu sein.

Verfahrensanalyse und Kosten einer Druckwechseladsorption (PSA)

PSA-Betrieb im Anlagenverbund mit einer Biogasanlage

Abbildung 20 zeigt wie eine Druckwechseladsorption im Verbund mit einer Biogasanlage betrieben werden könnte. Das gezeigte Fließschema stellt die Basis für die wirtschaftlichen Berechnungen dar. Bei der PSA sind sowohl eine Grob- als auch eine Feinentschwefelung notwendig, deren Kosten miteingerechnet werden. Ähnlich wie bei der DWW soll bei der PSA davon ausgegangen werden, dass das entstehende Schwachgas über einen Schwachgasbrenner verwertet werden.

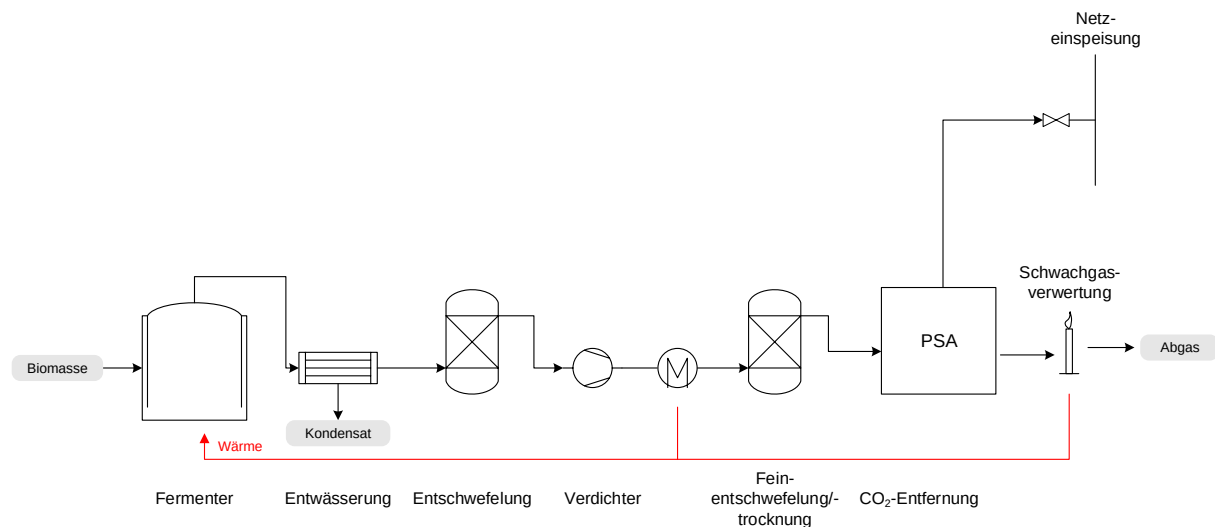


Abbildung 20 – Fließschema einer Druckwechseladsorption im Verbund mit einer Biogasanlage (Fermenter)

Die vorliegenden Daten zur Wirtschaftlichkeit von Druckwechseladsorptionsanlagen wurden mittels Biomethan Calculator (Miltner 2012) bestimmt und mittels Indexkorrektur an aktuelle Kosten für das Jahr 2019 angepasst. In die Berechnungen sind die Kosten der Entschwefelung bereits inkludiert. Zur Abschätzung der Wirtschaftlichkeit bei Variation des Methananteils wurden mithilfe von Anhaltswerten aus der facheinschlägigen Literatur (u.a. Adler et al. 2014, Urban et al. 2008) Skalierungsfaktoren für die betrachteten Anlagengrößen bestimmt, mit deren Hilfe die zu erwartenden Betriebs- und Investitionskosten bei geringeren Methangehalten abgeschätzt wurden.

Investitionskosten PSA

Abbildung 21 zeigt die notwendigen Investitionskosten in eine Druckwechseladsorptionsanlage bei unterschiedlichen Baugrößen und Methananteilen im Produktgas. Es zeigt sich ein hohes Reduktionspotential der Kosten bei niedrigeren Anforderungen an die Produktgasqualität, generell liegen die Investitionskosten zu Erfüllung der ÖVGW-Vorgaben zwischen rund 1,1 Mio. € (bei Anlagen mit 50 Nm³/h) und 2,6 Mio. € (bei Anlagen mit 1000 Nm³/h).

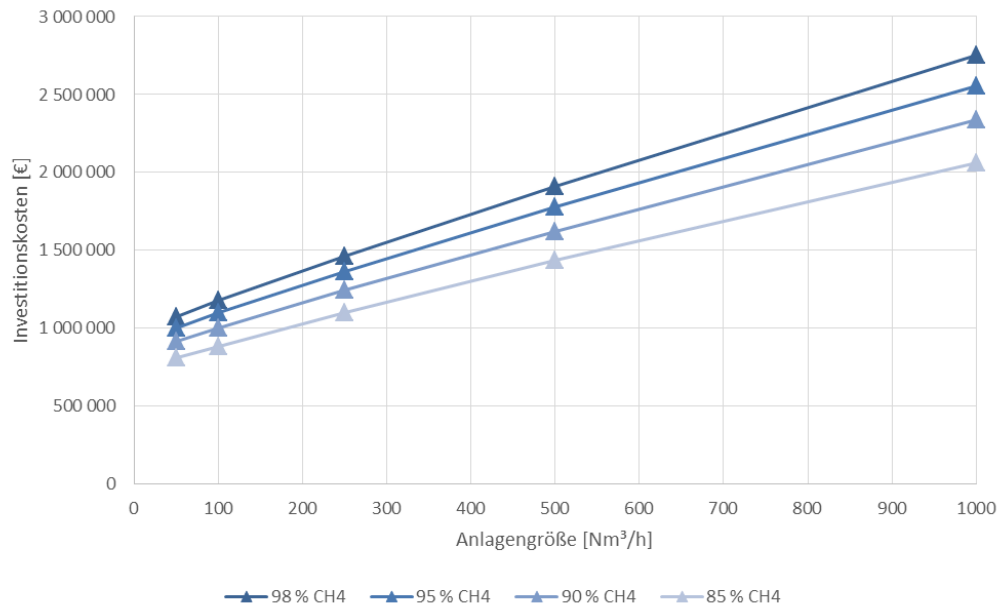


Abbildung 21 - Investitionskosten für Druckwechseladsorption in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas)

Betriebskosten PSA

Die Betriebskosten der Druckwechseladsorption (Abbildung 22) zeigen einen nahezu linearen Zusammenhang mit der Anlagengröße und liegen zwischen 180 000 bis 780 000 €/a. Die Reduktion der Betriebskosten durch geringere CH₄-Anteile im Produktgas fällt nicht so stark aus wie die oben berechnete Reduktion der Investitionskosten.

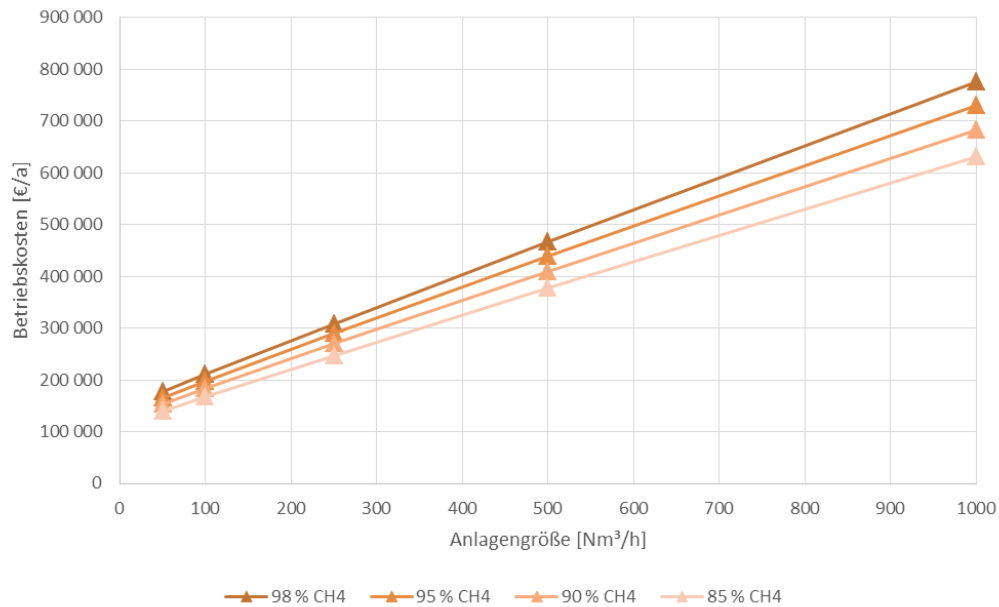
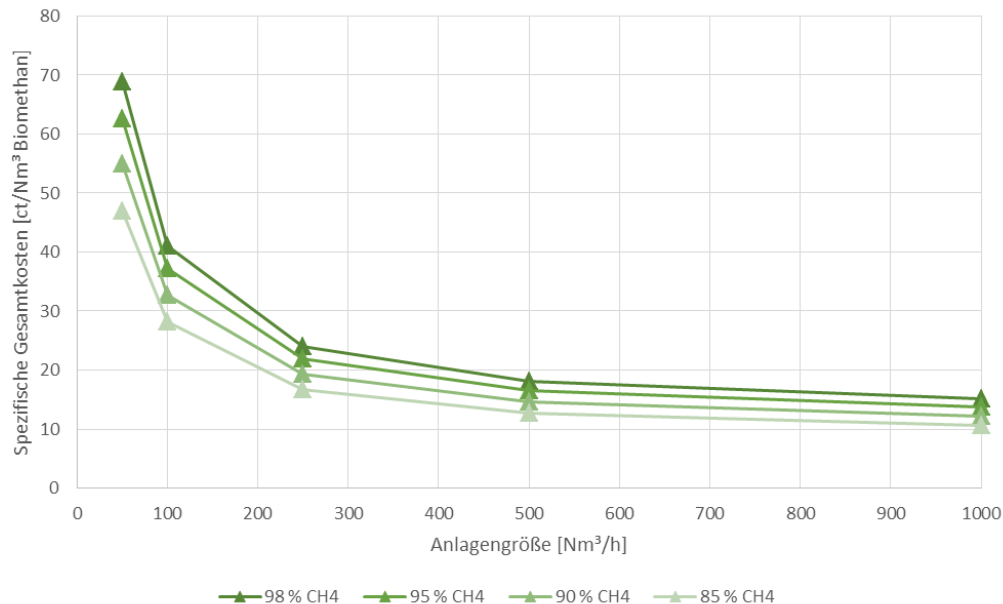


Abbildung 22 - Betriebskosten für Druckwechseladsorption in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas)

Spezifische Gesamtkosten PSA

Die spezifischen Gesamtkosten liegen laut Abbildung 23 bei etwa 25 ct/Nm³ CH₄ für eine Anlagengröße von 250 Nm³/h und steigen signifikant an, je kleiner das Aufbereitungsvolumen wird (> 70 ct/Nm³ für Anlagen mit 50 Nm³/h Rohbiogasproduktion). Die Kostendegression nach oben ist relativ gering und endet bei 12,5 ct/Nm³ CH₄ für die größte hier betrachtete Anlage (1000 Nm³/h).



a

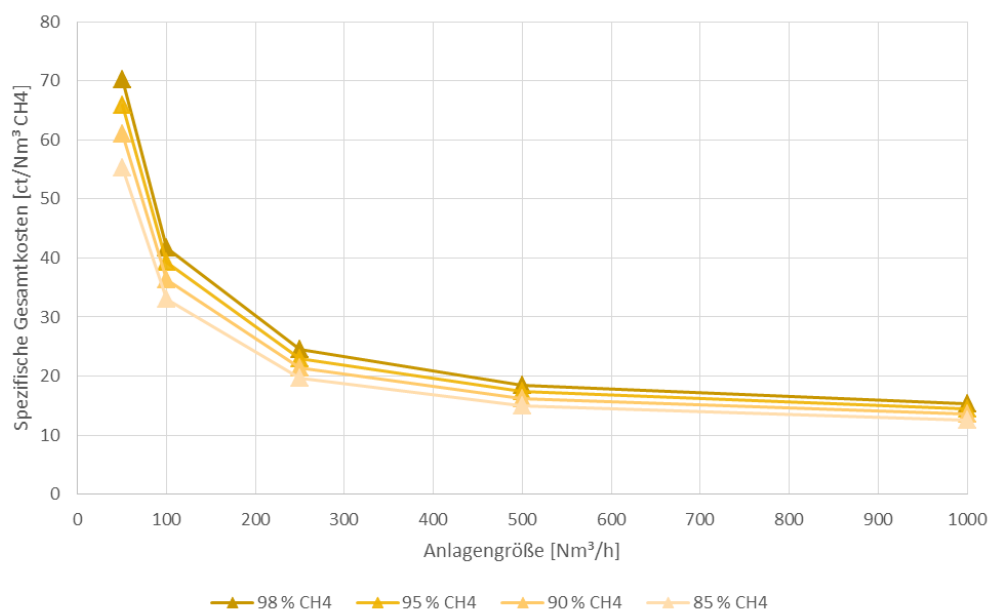


Abbildung 23 - Spezifische Gesamtkosten für Druckwechseladsorption in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas; bezogen auf die Gesamtmenge an Produktgas (oben) sowie auf die produzierte Methanmenge (unten)

Verfahrensanalyse und Kosten von Gaspermeation/Membranverfahren

PSA-Betrieb im Anlagenverbund mit einer Biogasanlage

Abbildung 24 zeigt wie eine Membranaufbereitungsanlage im Verbund mit einer Biogasanlage betrieben werden könnte (= Basis für die wirtschaftlichen Berechnungen). Das Fließschema ist dem der PSA sehr ähnlich, da auch bei Membranverfahren eine vergleichbare Vorkonditionierung des Rohbiogases erfolgen muss (z.B. Grob- & Feinentschwefelung). Wie bei allen bisherigen Verfahren soll auch hier aus Gründen der Vergleichbarkeit davon ausgegangen werden, dass das entstehende Schwachgas über einen Schwachgasbrenner verwertet werden kann.

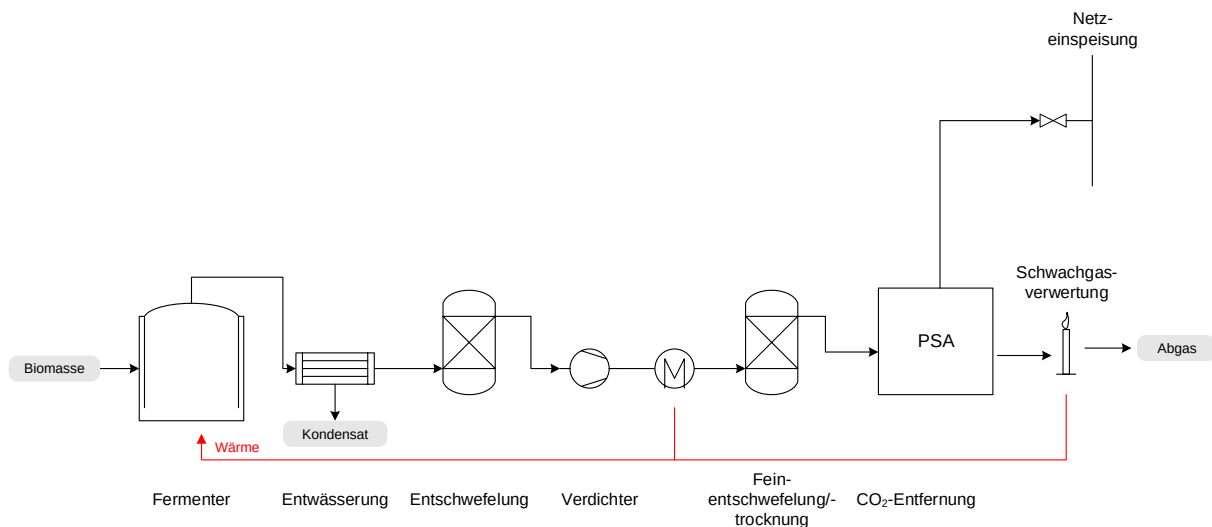


Abbildung 24 – Fließschema einer Membranaufbereitung im Verbund mit einer Biogasanlage (Fermenter)

Energiebedarf von Biogasaufbereitungsanlagen mit Membranen

Im Folgenden werden die Ergebnisse aus einer Modellierungsstudie einer zweistufigen Membranaufbereitungsanlage zusammengefasst (Abbildung 25). Dabei wurden verschiedene Inputparameter in Form einer Szenarioanalyse variiert. Als wichtigster Inputparameter neben der Biogaszusammensetzung stellt sich meist der Methanverlust in das CO₂-reiche Abgas (Offgas) bzw. die Methanausbeute dar. Eine weitere wichtige Einflussgröße ist die Trennleistungsfähigkeit der Membran ausgedrückt durch die Selektivität der Membran. Aus den Ergebnissen ist sehr gut ersichtlich, dass der spezifische Energiebedarf – bei gleicher Aufbereitungsqualität des Produktgases (98 vol% Methan) bei hoher Methanausbeute stark ansteigt (Abbildung 26). Ein Auslegungsziel moderner Membranbiogasaufbereitungsanlagen ist daher, durch intelligente mehrstufige Verschaltung hohe Methanausbeuten bei verringerten Kompressorenergiebedarf zu erzielen (Makaruk, A., Miltner, M., Harasek, M.: Membrane biogas upgrading processes for the production of natural gas substitute. *Separation and Purification Technology* 74 (2010) 83-92. DOI: 10.1016/j.seppur.2010.05.010). Ein weiterer wichtiger Aspekt für das effiziente Design ist die erforderliche Membranfläche (Abbildung 27) sowie die Aufteilung der Membranfläche (der Membranmodule) auf die einzelnen Stufen. Am Beispiel der betrachteten zweistufigen Membranaufbereitung konnte gezeigt werden, dass hohe Methanausbeuten jedenfalls ein Flächenverhältnis von mindestens $A_{\text{mem}}(1.\text{Stufe}) / A_{\text{mem}}(2.\text{Stufe}) > 5$ bedingen, für niedrigselektive Membranen ist dieser Wert noch höher (Abbildung 28).

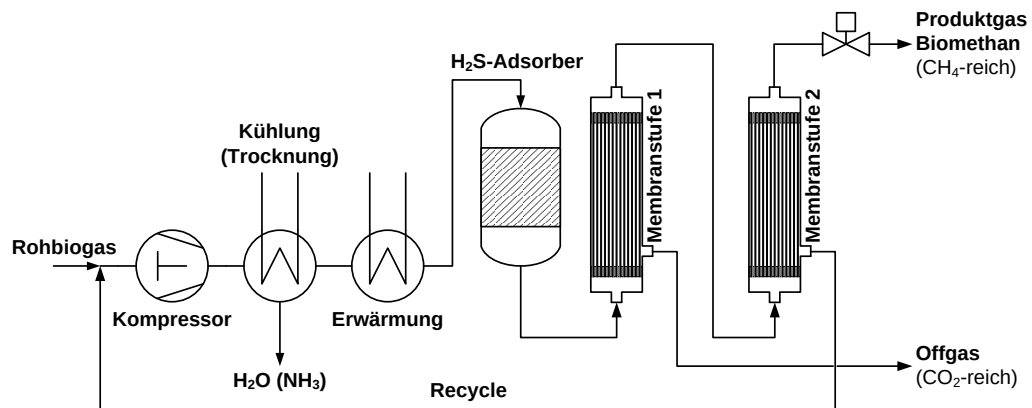
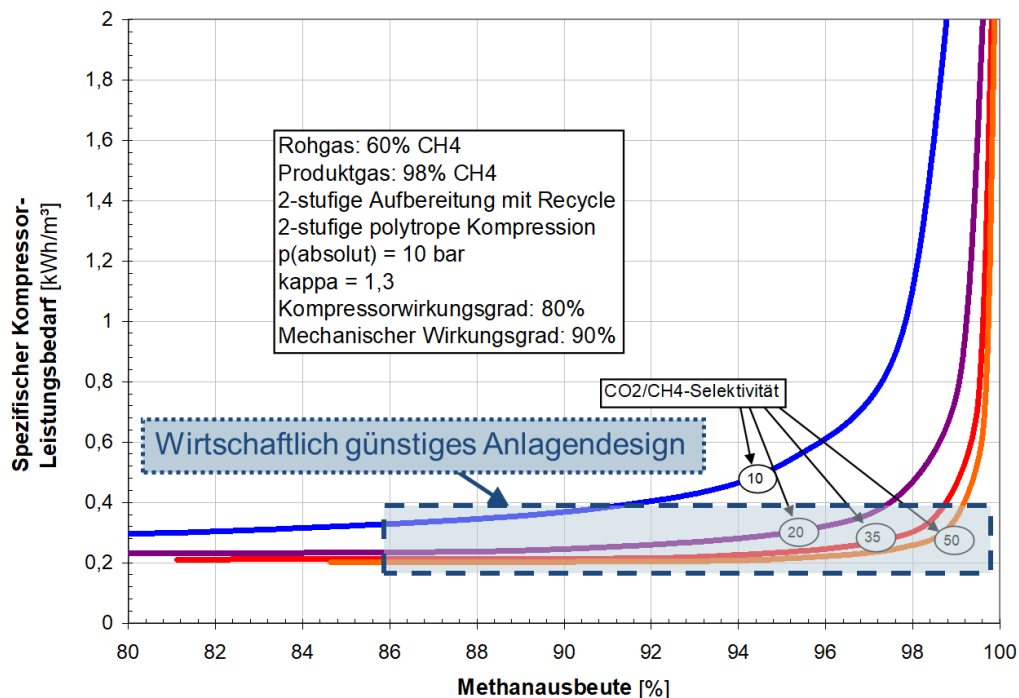


Abbildung 25 – Membrananlage: Typische zweitstufige Schaltung mit Permeatrückführung aus der zweiten Trennstufe

Abbildung 26 - Spezifischer Kompressor-Leistungsbedarf in kWh pro m³ Biomethan als Funktion der Methanausbeute für unterschiedlich selektive Membranen

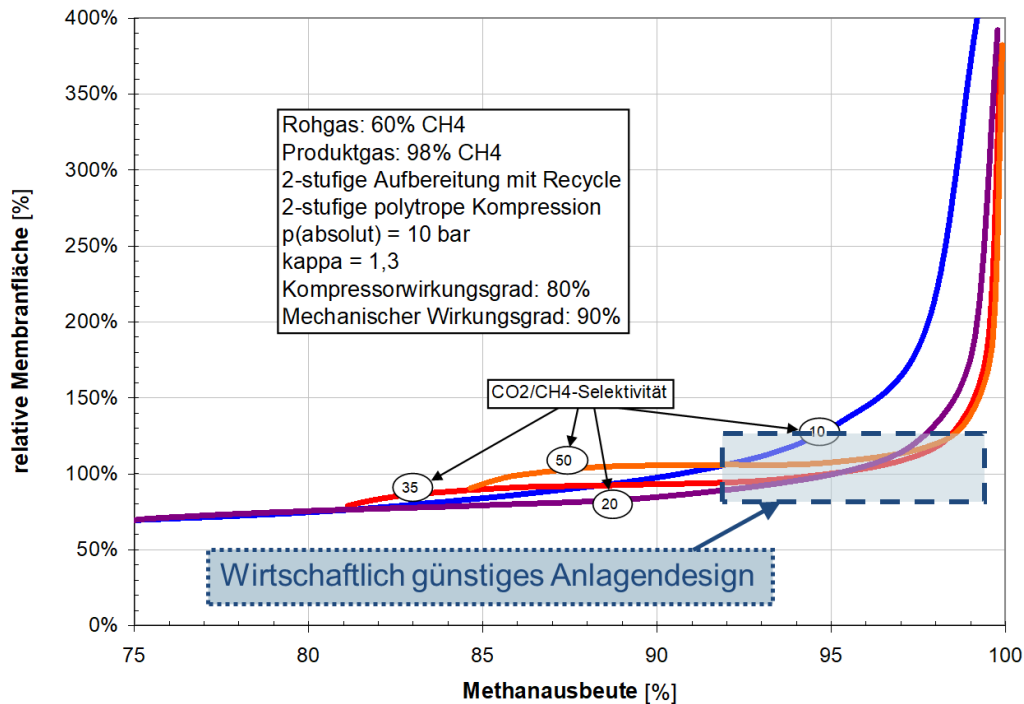


Abbildung 27 - Relativer Membranflächenbedarf im Verhältnis zu einem Basisfall bei 95% Methanausbeute und einer idealen Selektivität von 20 als Funktion der Methanausbeute für unterschiedlich selektive Membranen

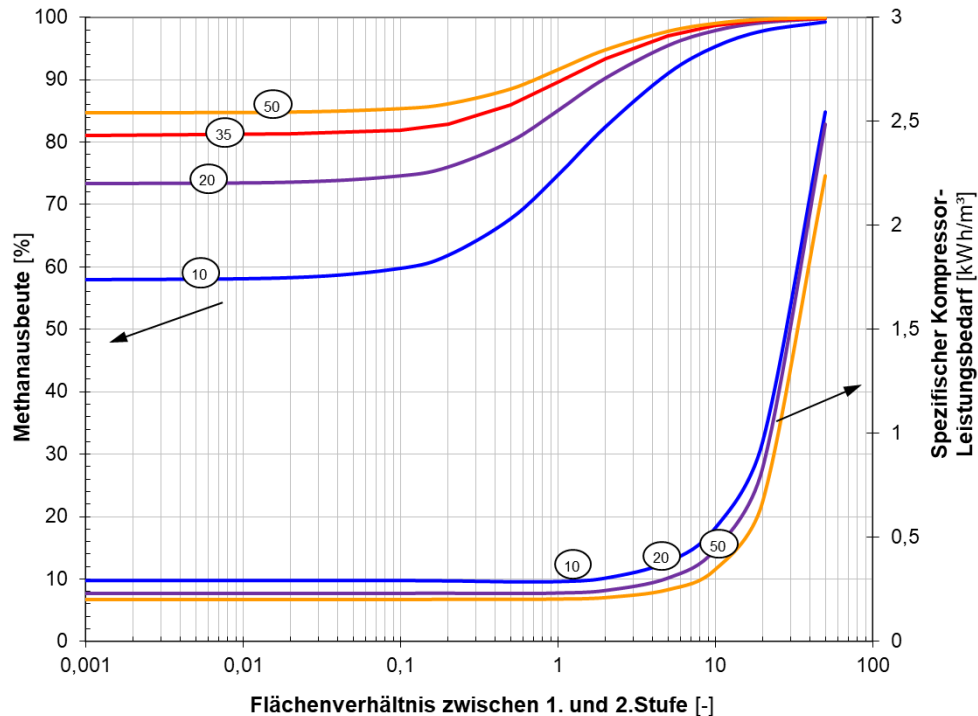


Abbildung 28 - Einfluss des Flächenverhältnisses zwischen erster und zweiter Membranstufe auf die Methanausbeute und den spezifischen Kompressor-Leistungsbedarf bei Aufbereitung von 60% CH₄ im Biogas auf 98% CH₄ im Biomethan

Investitions-, Betriebs- und Gesteuerungskosten einer Membranaufbereitung

Die Berechnungen zur Wirtschaftlichkeit von Gaspermeationsanlagen erfolgten durch die TU Wien (Michael Harasek) und beruhen auf den Erfahrungen im Bereich Membranen sowie entsprechenden Rechenmodellen. Wartungskosten, Ersatzinvestitionen etc. sind auf Basis langjähriger Monitoringerfahrungen aus einer Membran-Demoanlage in Bruck/Leitha abgeschätzt.

Die Berechnungsschemata für die Kostenabschätzung (Excel-basiert) für Anlagengrößen von 50 bis 250 Nm³/h sind als Anhang in diesem Bericht beigelegt. In den Kosten sind die Kosten für eine Entschwefelung bereits inkludiert, da diese für Membrananlagen in jedem Fall notwendig ist.

Bei den Anlagengrößen 500 und 1000 Nm³/h erfolgte keine detaillierte Abschätzung der Betriebs-, Investitions- und spezifischen Gesamtkosten durch die TU Wien, diese Kosten werden daher in den folgenden Abbildungen 29 - 31 nicht angeführt. Für den zusammenfassenden Kostenvergleich im Kapitel „Ergebnisse und Schlussfolgerungen aus der Verfahrensanalyse“ (Abbildungen 32 – 34) wurden die Kosten für Membranverfahren mittels Degressionsfaktoren anhand der Kosten für die Anlagengrößen 50, 100 und 250 Nm³/h abgeschätzt.

Investitionskosten Membranaufbereitung

Die Investitionskosten für die Membranaufbereitung sind in Abbildung 29 dargestellt und liegen im Bereich zwischen 500 000 bis 1 000 000 €, je nach Anlagengröße und angestrebtem CH₄-Gehalt des Produktgases. Durch die Abnahme des Methangehalts im Produktgas reduzieren sich die Investitionskosten um etwa 10 % (von 98 % CH₄ auf 80 % CH₄). Speziell bei kleineren Anlagen wirkt sich die Reduktion des Methananteils im Produktgas nur wenig auf die Investitionskosten aus.

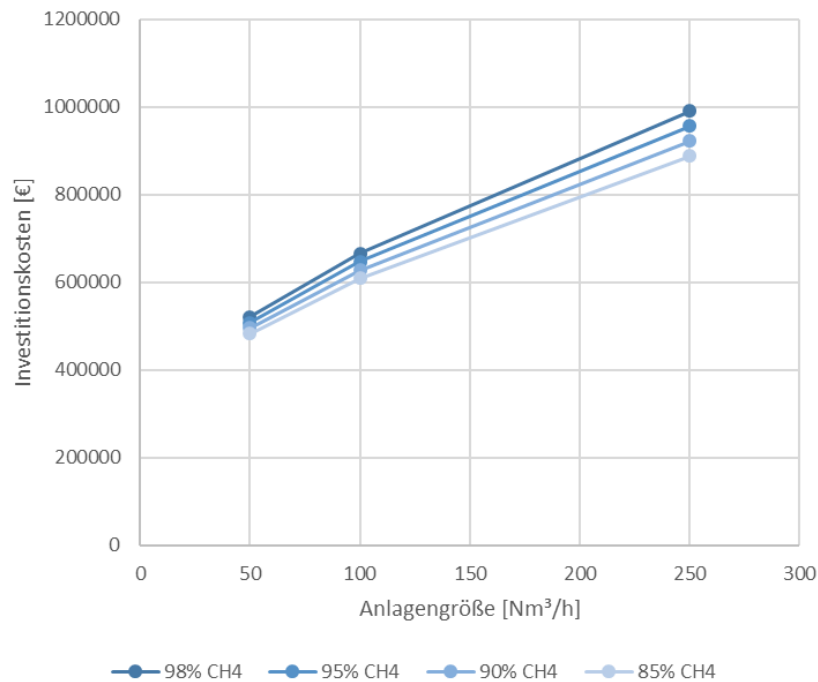


Abbildung 29 - Investitionskosten für Biogasaufbereitung mit Membranen in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas)

Betriebskosten Membranaufbereitung

Abbildung 30 zeigt die jährlich anfallenden Betriebskosten einer Membranaufbereitung, welche sich zwischen ca. 50 000 €/a für Anlagen mit 50 Nm³/h Rohbiogas und etwa 180 000 €/a für Anlagen mit 250 Nm³/h bewegen. Die Betriebskosten werden durch geringere Produktreinheiten nur in einem geringen Ausmaß beeinflusst.

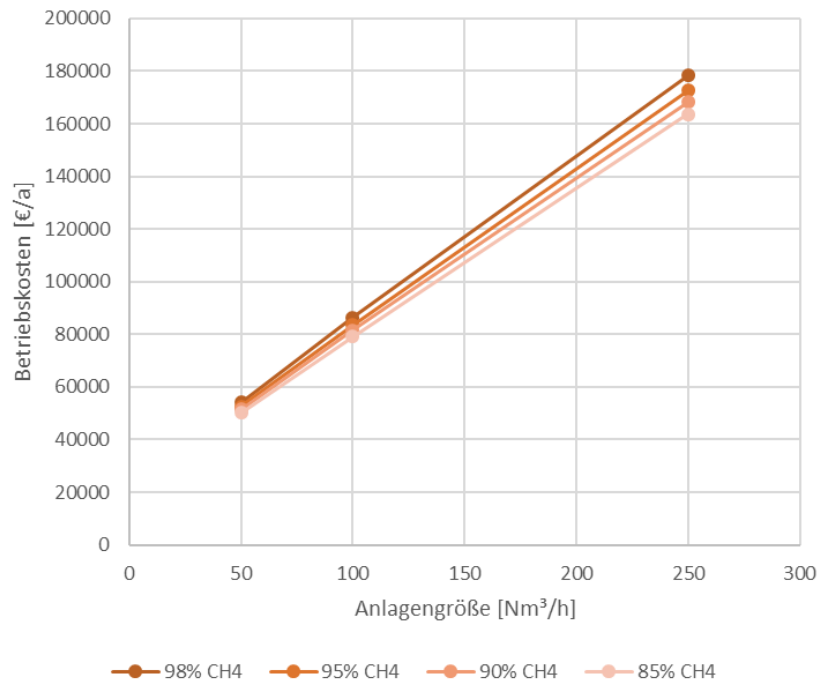


Abbildung 30 - Jährliche Betriebskosten für Biogasaufbereitung mit Membranen in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas)

Spezifische Gesamtkosten Membranaufbereitung

Die spezifischen Gesamtkosten für die Membranaufbereitung zeigt Abbildung 31. Diese steigen wie bei allen Verfahren mit abnehmender Anlagengröße deutlich an und liegen je nach Methangehalt im Produktgas zwischen 35 und 43 ct/Nm³.

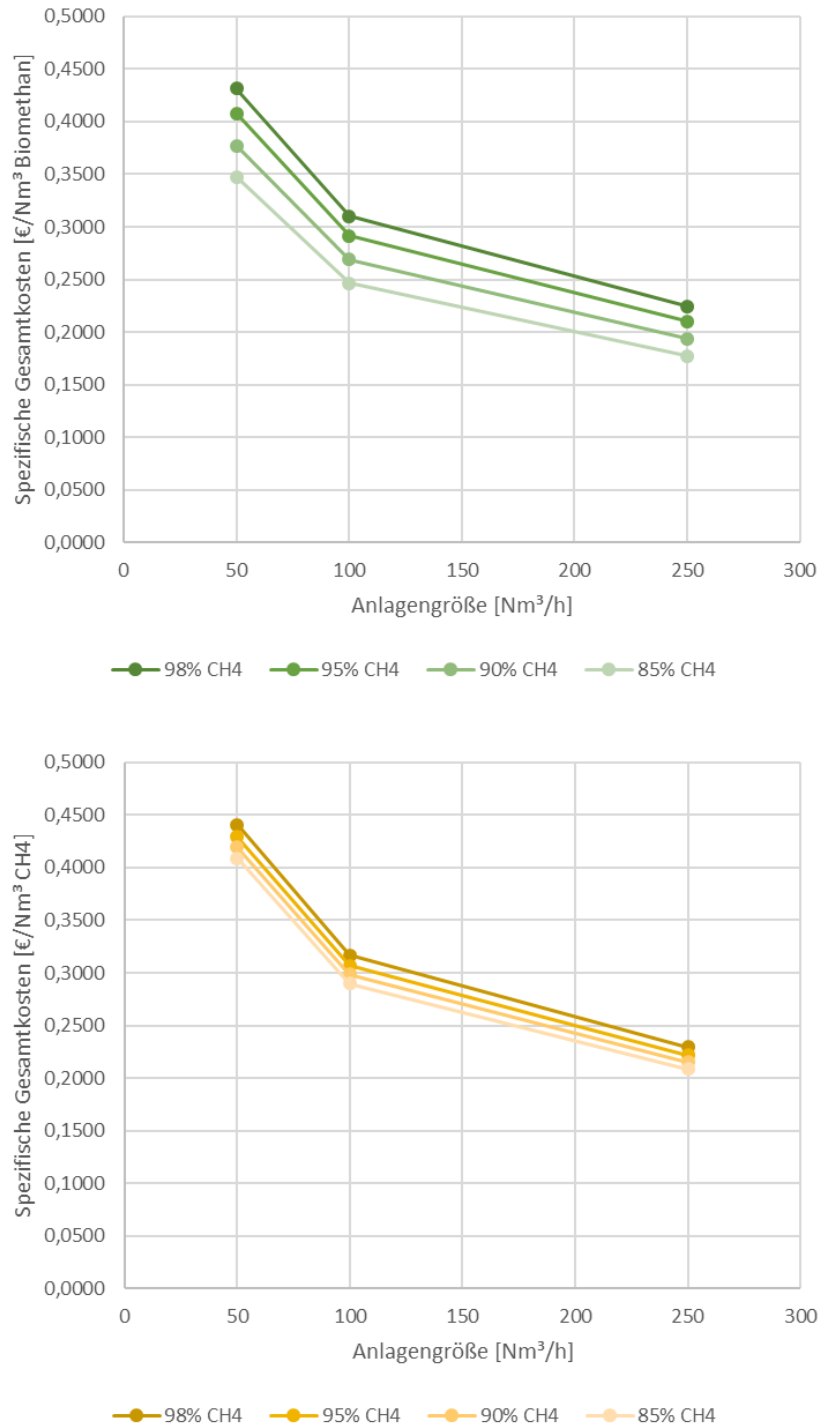


Abbildung 31 - Spezifische Gesamtkosten für Biogasaufbereitung mit Membranen in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas; bezogen auf die Gesamtmenge an Produktgas (oben) und auf die produzierte Methanmenge (unten)

ERGEBNISSE UND SCHLUSSFOLGERUNGEN AUS DER VERFAHRENSANALYSE

In Abbildung 32 sind die **Investitionskosten** für die drei im Detail betrachteten Verfahren vergleichend dargestellt. Die höchsten Investitionskosten zur Erfüllung der ÖVGW-Vorgaben (98 % CH₄ im Produktgas) ergeben sich dabei für die Druckwechseladsorption, welche im Vergleich zur Druckwasserwäsche über den gesamten betrachteten Größenbereich mindestens 200 000 € mehr an Investitionen verlangt. Hierbei ist wichtig anzumerken, dass bei der Druckwasserwäsche keine Kosten für eine Entschwefelung eingerechnet sind, welche im Bedarfsfall (> 500 ppm H₂S im Rohbiogas) hinzuzurechnen sind (vgl. Kapitel Entschwefelungskosten DWW). Membranverfahren weisen von den drei ausgewählten Verfahren durchwegs die niedrigsten Investitionskosten auf. Verringert man die Anforderungen hinsichtlich Produktreinheit auf 85 % Methangehalt im aufbereiteten Biogas, so sinken die Investitionskosten der Druckwechseladsorption und der Druckwasserwäsche deutlich ab (geringere Betriebsdrücke, weniger Waschwasser im Kreislauf). Die Investitionskosten für die Druckwasserwäsche liegen dann in einem ähnlichen Bereich die die Membranaufbereitung bei 98% CH₄ im Produktgas. Auch wenn sich die Investitionskosten für Membrananlagen bei geringerer Produktreinheit nur geringfügig reduzieren, weisen Membranverfahren im Vergleich zu DWW und PSA die geringsten Investitionskosten auf.

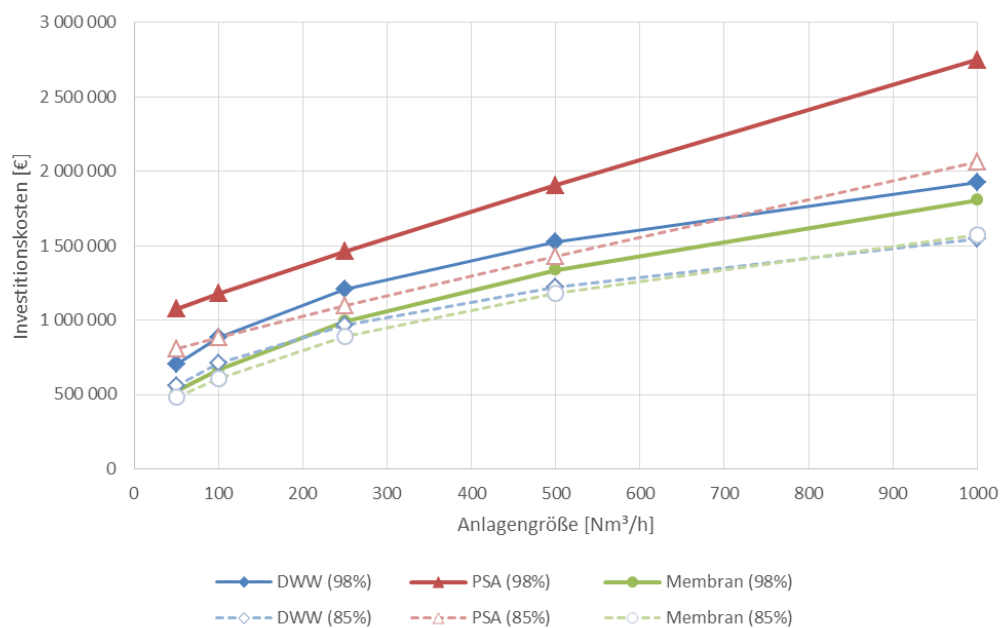


Abbildung 32 - Investitionskosten für Biogasaufbereitung mit unterschiedlichen Verfahren in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas; DWW ... Druckwasserwäsche; PSA ... Druckwechseladsorption)

Bei den **Betriebskosten** der drei Verfahren (Abbildung 33) liegen sowohl Druckwasserwäsche als auch Druckwechseladsorption bei größeren Anlagen deutlich niedriger als Membranverfahren. Unterhalb einer Anlagengröße von rund 125 Nm³ Rohbiogas/h kehrt sich dieses Bild allerdings ins Gegenteil um und die Betriebskosten von Membrananlagen liegen unterhalb der Betriebskosten von DWW und PSA. Durch geringere Anforderungen an die Produktreinheit können die Betriebskosten von DWW und PSA signifikant gesenkt werden und sind bei einer Anlagengröße von 100 Nm³/h noch knapp unterhalb, bei 50 Nm³/h jedoch nahezu gleichauf mit den Betriebskosten einer Membrananlage.

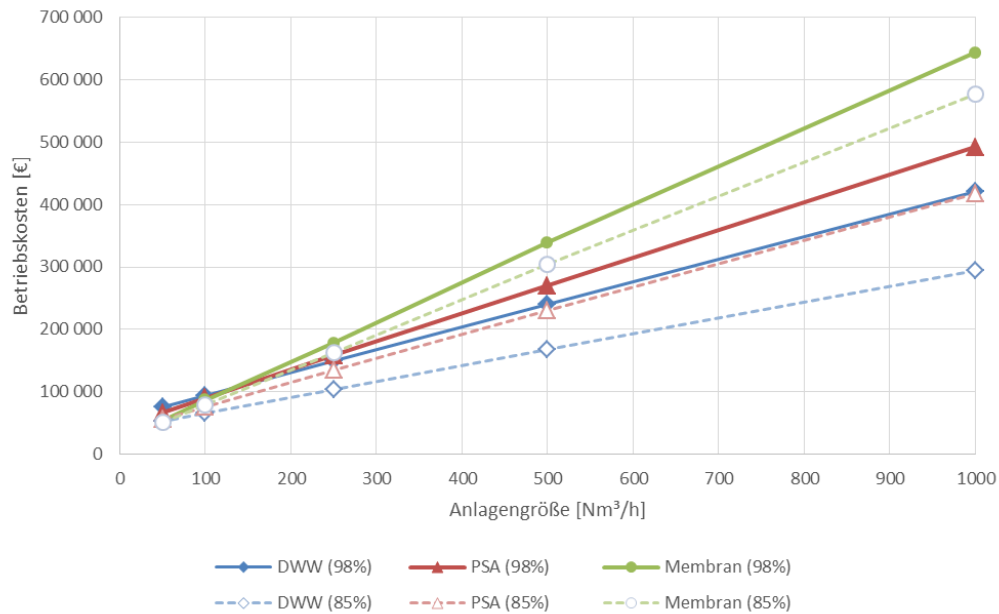


Abbildung 33 – Jährliche Betriebskosten für Biogasaufbereitung mit unterschiedlichen Verfahren in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas (Anlagengröße in Nm³/h Rohbiogas; DWW ... Druckwasserwäsche; PSA ... Druckwechseladsorption)

Eine abschließende Beurteilung und einen Vergleich der drei Verfahren erlauben die Darstellungen der **spezifischen Gesamtkosten** pro Nm³ aufbereitetes Produktgas (Biomethan) bzw. pro m³ CH₄ (

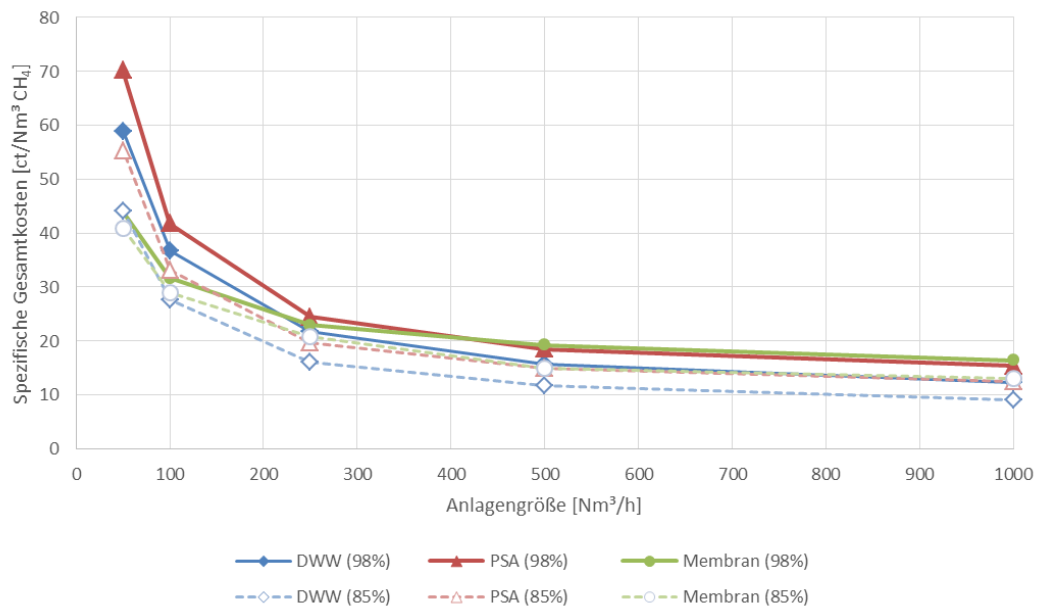


Abbildung 34). Bei einer Anlagengröße von 250 Nm³/h Rohbiogas liegen alle betrachteten Verfahren im Wesentlichen gleich auf. Bei kleineren Anlagen steigen die spezifischen Gesamtkosten aller Verfahren an, bei DWW und PSA allerdings in einem wesentlich höheren Ausmaß, wodurch Membranverfahren ab einer Anlagengröße < 200 Nm³/h die geringsten Kosten der drei Verfahren aufweisen. Bei geringeren Anforderungen an den Methangehalt des Produktgases (z.B. bei 85 % CH₄-Anteil) weisen Druckwasserwäsche und Membranverfahren ähnliche spezifische Gesamtkosten auf, PSA liegt immer noch etwas darüber, wobei bei der Druckwasserwäsche keine Kosten für eine eventuell notwendige Entschwefelung berücksichtigt wurden.

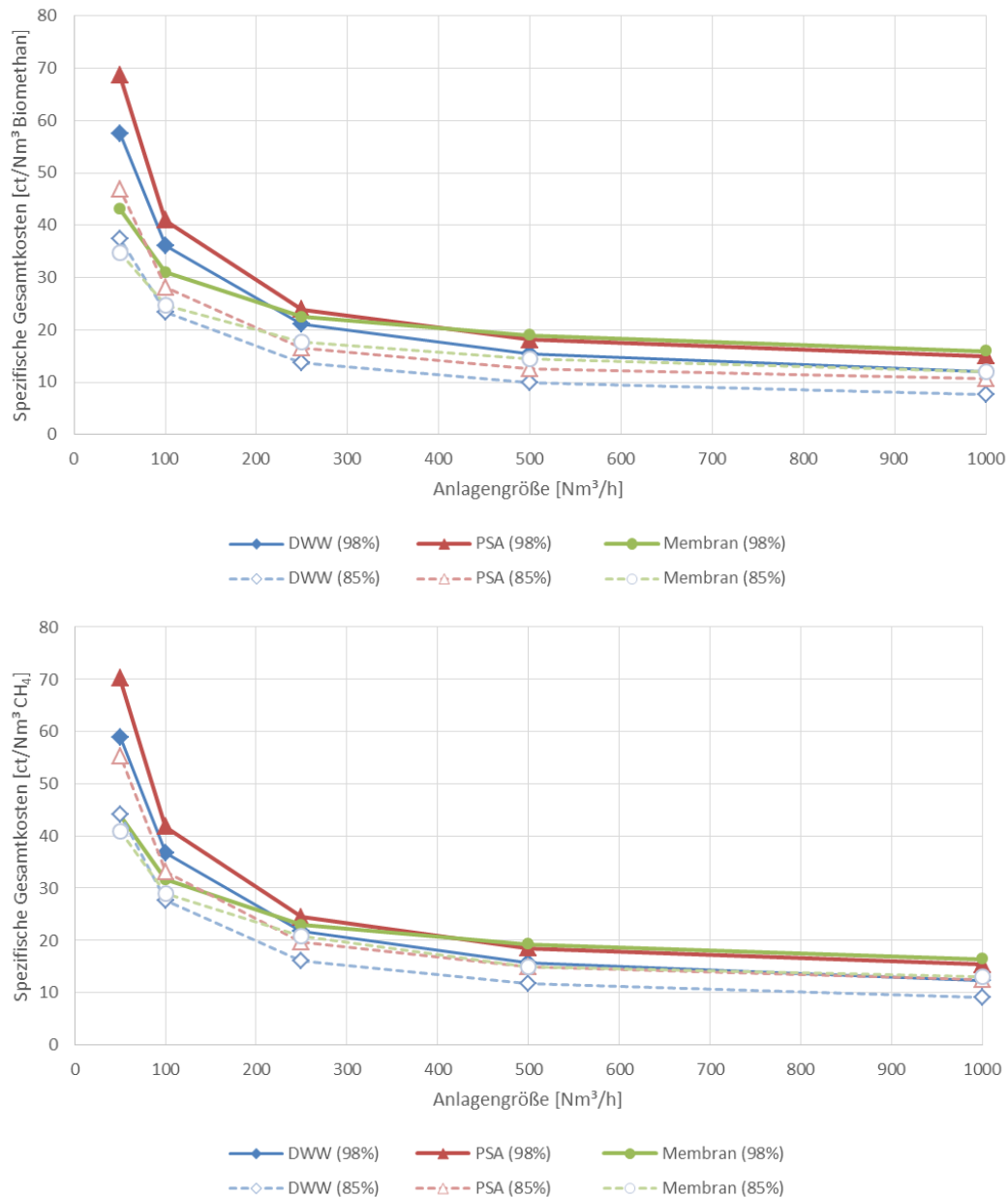


Abbildung 34 - Spezifische Gesamtkosten für die Biogasaufbereitung mit unterschiedlichen Verfahren in Abhängigkeit der Anlagengröße und des Methangehalts im aufbereiteten Biogas; bezogen auf die Gesamtmenge an Produktgas (oben) und auf die produzierte Methanmenge (unten)

Auf Grundlage dieser Berechnungen und der spezifischen Eigenheiten scheinen Membranverfahren daher aus derzeitiger Sicht die vielversprechendsten Verfahren zur Aufbereitung von Biogas an kleineren Anlagen. Neben den geringeren Kosten im Vergleich zu einer Druckwasserwäsche und Druckwechseladsorption weisen Membranverfahren eine flexible Anlagengestaltung und lastflexible Fahrweise auf und benötigen keine zusätzlichen Betriebsmittel oder Chemikalien für den Betrieb.

Aufgrund dieser Vorteile und der im Vergleich zu den anderen Verfahren geringeren Kosten können Membranverfahren als die vielversprechendste Technologie für ein Standard-Konzept zur Aufbereitung von Rohbiogas zu einem einspeisefähigen Gas auch an kleineren Biogasanlagen (< 250 kW_e) empfohlen werden.

Die detaillierte Auslegung bzw. Planung eines Membrananlagenkonzeptes kann anhand der vorhandenen Rechenmodelle der TU Wien, in die auch Labor- und Betriebserfahrungen einfließen, angepasst an die jeweilige Anlagensituation vor Ort erfolgen.

LITERATURVERZEICHNIS

Adler, P.; Billig, E.; Brosowski, A.; Daniel-Gromke, J.; Falke, I.; Fischer, E. et al. (2014): Leitfaden Biogasaufbereitung und -einspeisung. 5. Aufl. Hg. v. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR). Online verfügbar unter https://mediathek.fnr.de/media/downloadable/files/samples/l/e/leitfaden_biogaseinspeisung-druck-web.pdf, zuletzt geprüft am 06.02.2020.

Agentur für Erneuerbare Energien (2011): Wie funktioniert eine Biogasanlage? Technische Skizze einer Biogasanlage, veröffentlicht auf der Homepage www.unendlich-viel-energie.de: Agentur für Erneuerbare Energien, zuletzt geprüft am 14.02.2012.

Arbeitsgemeinschaft Biogasnetzwerk Österreich (2017): BFIT - Beyond Feed In Tariff. Güssing. Online verfügbar unter https://www.lea.at/18goodenergy!/wp-content/uploads/BFIT_Endbericht_publizierbar-compressed.pdf, zuletzt geprüft am 04.02.2020.

Bajohr, Siegfried; Graf, Frank (2011): Biogasaufbereitung. In: Frank Graf und Siegfried Bajohr (Hg.): Biogas - Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung. München: Oldenbourg Industrieverlag GmbH, S. 139–202.

BayLfU (2007): Biogashandbuch Bayern - Materialienband. Grundlagen und Technik (Kap. 1.1 - 1.5, Stand: Juli 2007). Augsburg: Bayerisches Landesamt für Umwelt, Juli 2007, S. 90, zuletzt geprüft am 12.01.2012.

Biogas Forum Bayern (2010): Prozessmodell Biogas: Biogas Forum Bayern, S. 40, zuletzt geprüft am 16.01.2012.

BP Statistical Review of World Energy (2019). 68. Aufl., zuletzt geprüft am 20.01.2020.

Braun, Rudolf (2004): Stand der Technik von Biogasanlagen. In: Tagungsband zum 10. Alpenländischen Expertenforum. Irdning, 18.-19. März 2004: Bundesanstalt für alpenländische Landwirtschaft Gumpenstein.

Bundesministerium für Nachhaltigkeit und Tourismus; Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie (Hg.) (2018): #mission2030: Die Österreichische Klima- und Energiestrategie. Wien, zuletzt geprüft am 20.01.2020.

Deublein, Dieter; Steinhauser, Angelika (2011): Biogas from Waste and Renewable Resources - An Introduction. 2. überarbeitete und erweiterte Ausgabe. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co KGaA.

e-control (2019): Ökostrombericht 2019. Online verfügbar unter https://www.e-control.at/documents/1785851/1811582/%C3%96kostrombericht_FINAL.pdf/f689b909-2088-77b0-0c9e-eeb260effe7b?t=1569999423109, zuletzt geprüft am 20.01.2020.

Eder, Barbara; Schulz, Heinz (2007): Biogas Praxis - Grundlagen, Planung, Anlagenbau, Beispiele, Wirtschaftlichkeit. 4. verbesserte Auflage. Staufen bei Freiburg: ökobuch Verlag.

Fink, Christian (2010): BiogasOxiSulf. Hochverfügbares, innovatives Entschwefelungsverfahren für Biogas auf Basis einer chemisch-oxidativen Wäsche. Hg. v. Klima- und Energiefonds (Erneuerbare Energien, 13/2010).

Güssing Energy Technologies GmbH (2014): Biogas Netzeinspeisung: Verdichtung. Online verfügbar unter <https://www.biogas-netzeinspeisung.at/technische-planung/biogasnutzung-netzeinspeisung/verdichtung.html>.

Harasek, Michael (2012): Überblick über Biogasaufbereitungstechnologien zur Produktion von Biomethan. TU Wien. Wien (IEE/10/130). Online verfügbar unter http://www.lev.at/download/BiomethaneRegions/D_3_1_1_BiogasUpgradingTechnologyReview_DE.pdf, zuletzt geprüft am 21.01.2020.

Hornbachner, Dieter; Hutter, Gernot; Moor, Dieter (2005): Biogas-Netzeinspeisung. Rechtliche, wirtschaftliche und technische Voraussetzungen in Österreich. Wien (Schriftenreihe "Berichte aus Energie- und Umweltforschung", Ausgabe 19/2005), zuletzt geprüft am 15.01.2012.

Kompost & Biogas Verband (2020): Biomethan in Österreich. Online verfügbar unter <https://www.kompost-biogas.info/biogas/biomethan/biomethan-in-oesterreich/>, zuletzt aktualisiert am 20.01.2020.

Krause, Hartmut; Erler, Ronny (2011): Transport von Rohbiogas. In: Frank Graf und Siegfried Bajohr (Hg.): Biogas - Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung. München: Oldenbourg Industrieverlag GmbH, S. 119–138.

Lindorfer, Johannes; Fazeni, Karin; Tichler, Robert; Steinmüller, Horst (2017): Erhöhung des Einsatzes von erneuerbarem Methan im Wärmebereich. Energieinstitut an der JKU Linz. Linz.

Miltner, M. (2012): Biomethane Calculator Version 2.0. Vienna University of Technology.

Theißing, Matthias (2006): Biogas - Einspeisung und Systemintegration in bestehende Gasnetze. Wien (Schriftenreihe "Berichte aus Energie- und Umweltforschung", Ausgabe 1/2006), zuletzt geprüft am 07.02.2012.

Tretter, H. (2002): Technologieportrait Biogas. Wien (Schriftenreihe "Berichte aus Energie- und Umweltforschung", Ausgabe 36/2010), zuletzt geprüft am 15.01.2012.

TU Wien (2013): Überblick über die Schwachgasnachbehandlung bei Biogasaufbereitungsanlagen. TU Wien. Wien. Online verfügbar unter http://www.energiezentrum.com/pdf/wp3_1_1_leangastreatment_german1.pdf, zuletzt geprüft am 28.02.2020.

Urban, W.; Girod, K.; Lohmann, H. (2008): Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. Ergebnisse der Markterhebung 2007-2008. 4.15. Aufl. Fraunhofer UMSICHT.

Weiland, P. (2000): Stand und Perspektiven der Biogasnutzung und -erzeugung in Deutschland. In: Gülzower Fachgespräche Band 15: Energetische Nutzung von Biogas. Gülzower Fachgespräche 15. Weimar: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V., zuletzt geprüft am 15.01.2012.

Weiland, P. (2001): Grundlagen der Methangärung - Biologie und Substrate. Düsseldorf (VDI-Berichte Nr. 1620 (2001), S. 19-32).

ANHANG

Anhang - Kostenberechnungsdetail Biogasaufbereitung mit Membranen – 98% CH₄

Kalkulatorische Nutzungsdauer		Wert	Wert	Wert Einheit
Gesamtanlage		15	15	15 Jahre
Zinssatz für Fremdkapital (Investition aus 100% Fremdkapital)		6%	6%	6%
Investitionskosten Aufbereitungsanlage				
Aufbereitungsanlage				
Aufbereitungskapazität (m ³ /h Rohbiogas)	50	100	250 Nm ³ /h	
Verfügbarkeit	95	95	95 %	
Methangehalt Rohbiogas	60	60	60 %	
Methanrecovery	98	98	98 %	
Methangehalt Produktgas	98	98	98 %	
Umhausung für Aufbereitung (Container) oder Gebäude	30000	30000	45000 EUR	
Feedgas-Kompressor	100000	150000	250000 EUR	
Kondensationsstufe & Wärmetauscher & Rückkühlung	15000	20000	30000 EUR	
Aktivkohlefilter für Siloxanentfernung (nach Bedarf)	10000	15000	25000 EUR	
H ₂ S-Abscheider (Adsorptive Feinreinigung)	10000	15000	25000 EUR	
Verrohrung innerhalb der Aufbereitungsanlage	25000	35000	50000 EUR	
Membranstufen (Module, Verrohrung)	25000	50000	120000 EUR	
Mess- und Regelungstechnik Aufbereitungsanlage	70000	70000	70000 EUR	
Messtechnik Qualitätssicherung Produktgasqualität	45000	45000	45000 EUR	
Nebenaggregate (Rückkühlung Kompressor, Druckluft, Kühlkreislaufversorgung)	25000	35000	50000 EUR	
Engineering/Planungskosten	35500	46500	71000 EUR	
Zwischensumme Aufbereitungsanlage	390500	511500	781000 EUR	
Anbindung und Infrastruktur				
Leistungsanschlüsse Biogasanlage (Rohbiogas, Kondensatrückführung, Produktgas)	40000	40000	40000 EUR	
Infrastruktur (Fundamente, elektrische Versorgung)	30000	35000	40000 EUR	
Zwischensumme Anbindung/Infrastruktur	70000	75000	80000 EUR	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate				
Vorentschwefelung (biologisch/chemisch)	30000	50000	100000 EUR	
Propanodosierstation (abhängig von e-Control Heizwertvorgaben)	0	0	0 EUR	
Odorierstation (nach Erfordernissen)	30000	30000	30000 EUR	
Zwischensumme Vor- und nachgeschaltete Aggregate	60000	80000	130000 EUR	
Ersatzinvestitionskosten Aufbereitungsanlage (abhängig von Nutzungsdauer)				
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	5	5	5 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	3	3	3 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	3	3	3 %/Jahr	
Betriebsgebundene Kosten				
Betriebspersonalkosten pro Jahr				
Stunden/Jahr	100	100	100 h/Jahr	
Stundensatz	50	50	50 EUR/h	
Personalkosten	5000	5000	5000 EUR	
Wartungskosten pro Jahr				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	2	2	2 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	7810	10230	15620 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	2	2	2 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	1400	1500	1600 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	2	2	2 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1200	1600	2600 EUR	
Verbrauchs- und Wartungsmaterial (Kompressoröl, Kalibriergase)				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	3905	5115	7810 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR	
Ersatzteile und sonstige Kosten				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	3905	5115	7810 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR	
Zwischensumme betriebsgebundene Kosten	25820	31660	44640 EUR/Jahr	
Verbrauchsgebundene Kosten				
Stromkosten				
kWh/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,15	0,15	0,15 EUR/kWh	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,37	0,37	0,37 kWh/m ³ Biomethan	
kWh/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	13956	27712	69281 EUR/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	0,01	0,01	0,01 kWh/m ³ Biomethan	
kWh/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	374	749	1872 EUR/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,05	0,05	0,05 kWh/m ³ Biomethan	
kWh/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1872	3745	9362 EUR/Jahr	
Kosten für Medienbedarf (Wasser, Heizung, Kühlung)				
EUR/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,003	0,003	0,003 EUR/m ³ Biomethan	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	749	1498	3745 EUR/Jahr	
EUR/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan	
Anbindung und Infrastruktur	250	499	1248 EUR/Jahr	
EUR/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	250	499	1248 EUR/Jahr	
Eisenoxid/Zinkoxid für Feinentschwefelung	2000	4000	10000 EUR/Jahr	
Chemikalien für Vorentschwefelung	5000	10000	25000 EUR/Jahr	
Sauerstoff für Biologische Entschwefelung	0	0	0 EUR/Jahr	
Aktivkohle für Siloxanentfernung	0	0	0 EUR/Jahr	
Propan für Propanodosierung und Heizwertanpassung (falls erforderlich)	0	0	0 EUR/Jahr	
Odor für Odorierstation	2000	2000	2000 EUR/Jahr	
Membranersatz	2000	4000	10000 EUR/Jahr	
Zwischensumme verbrauchsgebundene Kosten	28351	54703	133757 EUR/Jahr	
sonstige Kosten				
Verwaltung und Versicherung	5000	5000	5000 EUR/Jahr	
Gesamtkosten				
Investitionskosten OHNE Kapitalkosten	520500	666500	991000 EUR	
Gesamtbetriebskosten (betriebsgebundene und verbrauchsgebundene Kosten)	54171	86363	178397 EUR/Jahr	
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung OHNE Kapitalkosten	88871	130796	244464 EUR/Jahr	
Annuitätenfaktor (Zinssatz auf Gesamtinvestition)	0,10296	0,10296	0,10296	
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung INKL Kapitalkosten	107763	154967	280433 EUR/Jahr	
Biomethanproduktion m ³ /Jahr	249660	499320	1248300 m ³ /Jahr	
CH ₄ Produktion m ³ /Jahr	244667	489334	1223334 m ³ /Jahr	
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan OHNE Kapitalkosten	0,3560	0,2619	0,1958 EUR/m ³ Biomethan	
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan INKL Kapitalkosten	0,4316	0,3104	0,2247 EUR/m ³ Biomethan	
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ OHNE Kapitalkosten	0,3632	0,2673	0,1998 EUR/m ³ CH ₄	
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ INKL Kapitalkosten	0,4404	0,3167	0,2292 EUR/m ³ CH ₄	

Auftrags-Nr.: 050/31-2018

Ass.Prof. DI Dr. Markus Ellersdorfer, Franz-Josef-Straße 18, A-8700 Leoben,
 Tel.: +43 3842 402-5006, Fax-DW: 5002, markus.ellersdorfer@unileoben.ac.at



VTiU
 RENEWABLE MATERIALS PROCESSING

Anhang – Kostenberechnungsdetail Biogasaufbereitung mit Membranen – 95% CH₄

Kalkulatorische Nutzungsdauer		Wert	Wert	Wert Einheit
Gesamtanlage		15	15	15 Jahre
Zinssatz für Fremdkapital (Investition aus 100% Fremdkapital)		6%	6%	6%

Investitionskosten Aufbereitungsanlage				
Aufbereitungsanlage				
Aufbereitungskapazität (m ³ /h Rohbiogas)	50	100	250 Nm ³ /h	
Verfügbarkeit	95	95	95 %	
Methangehalt Rohbiogas	60	60	60 %	
Methanrecovery	98	98	98 %	
Methangehalt Produktgas	95	95	95 %	
Umhausung für Aufbereitung (Container) oder Gebäude	30000	30000	45000 EUR	
Feedgas-Kompressor	90000	135000	225000 EUR	
Kondensationsstufe & Wärmetauscher & Rückkühlung	15000	20000	30000 EUR	
Aktivkohlefilter für Siloxanentfernung (nach Bedarf)	10000	15000	25000 EUR	
H ₂ S-Abscheider (Adsorptive Feinreinigung)	10000	15000	25000 EUR	
Verrohrung innerhalb der Aufbereitungsanlage	25000	35000	50000 EUR	
Membranstufen (Module, Verrohrung)	23750	47500	114000 EUR	
Mess- und Regelungstechnik Aufbereitungsanlage	70000	70000	70000 EUR	
Messtechnik Qualitätssicherung Produktgasqualität	45000	45000	45000 EUR	
Nebenaggregate (Rückkühlung Kompressor, Druckluft, Kühlkreislaufversorgung)	25000	35000	50000 EUR	
Engineering/Planungskosten	34375	44750	67900 EUR	
Zwischensumme Aufbereitungsanlage	378125	492250	746900 EUR	
Anbindung und Infrastruktur				
Leitungsanschlüsse Biogasanlage (Rohbiogas, Kondensatrückführung, Produktgas)	40000	40000	40000 EUR	
Infrastruktur (Fundamente, elektrische Versorgung)	30000	35000	40000 EUR	
Zwischensumme Anbindung/Infrastruktur	70000	75000	80000 EUR	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate				
Vorentschwefelung (biologisch/chemisch)	30000	50000	100000 EUR	
Propandiosierstation (abhängig von e-Control Heizwertvorgaben)	0	0	0 EUR	
Odorierstation (nach Erfordernissen)	30000	30000	30000 EUR	
Zwischensumme Vor- und nachgeschaltete Aggregate	60000	80000	130000 EUR	
Ersatzinvestitionskosten Aufbereitungsanlage (abhängig von Nutzungsdauer)				
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	5	5	5 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	3	3	3 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	3	3	3 %/Jahr	
Betriebsgebundene Kosten				
Betriebspersonalkosten pro Jahr				
Stunden/Jahr	100	100	100 h/Jahr	
Stundensatz	50	50	50 EUR/h	
Personalkosten	5000	5000	5000 EUR	
Wartungskosten pro Jahr				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	2	2	2 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	7562,5	9845	14938 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	2	2	2 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	1400	1500	1600 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	2	2	2 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1200	1600	2600 EUR	
Verbrauchs- und Wartungsmaterial (Kompressoröl, Kalibriergeräte)				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	3781,25	4922,5	7469 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR	
Ersatzteile und sonstige Kosten				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	3781,25	4922,5	7469 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR	
Zwischensumme betriebsgebundene Kosten	25325	30890	43276 EUR/Jahr	
Verbrauchsgebundene Kosten				
Stromkosten				
kWh/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,15	0,15	0,15 EUR/kWh	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,333	0,333	0,333 kWh/m ³ Biomethan	
kWh/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	12864	25729	64322 EUR/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	0,01	0,01	0,01 kWh/m ³ Biomethan	
kWh/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	386	773	1932 EUR/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,05	0,05	0,05 kWh/m ³ Biomethan	
Kosten für Medienbedarf (Wasser, Heizung, Kühlung)				
EUR/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1932	3863	9658 EUR/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,003	0,003	0,003 EUR/m ³ Biomethan	
EUR/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	773	1545	3863 EUR/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan	
EUR/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	258	515	1288 EUR/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan	
Eisenoxid/Zinkoxid für Feinentschwefelung				
Chemikalien für Vorentschwefelung	2000	4000	10000 EUR/Jahr	
Sauerstoff für Biologische Entschwefelung	5000	10000	25000 EUR/Jahr	
Aktivkohle für Siloxanentfernung	0	0	0 EUR/Jahr	
Propan für Propandiosierung und Heizwertanpassung (falls erforderlich)	0	0	0 EUR/Jahr	
Odor für Odorierstation	2000	2000	2000 EUR/Jahr	
Membranersatz	1900	3800	10000 EUR/Jahr	
Zwischensumme verbrauchsgebundene Kosten	27370	52740	129350 EUR/Jahr	
sonstige Kosten				
Verwaltung und Versicherung	5000	5000	5000 EUR/Jahr	
Gesamtkosten				
Investitionskosten OHNE Kapitalkosten	508125	647250	956900 EUR	
Gesamtbetriebskosten (betriebsgebundene und verbrauchsgebundene Kosten)	52695	83630	172626 EUR/Jahr	
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung OHNE Kapitalkosten	86570	126780	236419 EUR/Jahr	
Annuitätenfaktor (Zinssatz auf Gesamtinvestition)	0,10296	0,10296	0,10296	
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung INKL. Kapitalkosten	105013	150273	271151 EUR/Jahr	
Biomethanproduktion m ³ /Jahr	257544	515088	1287720 m ³ /Jahr	
CH ₄ Produktion m ³ /Jahr	244667	489334	1223334 m ³ /Jahr	
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan OHNE Kapitalkosten	0,3361	0,2461	0,1836 EUR/m ³ Biomethan	
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan INKL. Kapitalkosten	0,4077	0,2917	0,2106 EUR/m ³ Biomethan	
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ OHNE Kapitalkosten	0,3538	0,2591	0,1933 EUR/m ³ CH ₄	
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ INKL. Kapitalkosten	0,4292	0,3071	0,2216 EUR/m ³ CH ₄	

Anhang – Kostenberechnungsdetail Biogasaufbereitung mit Membranen – 90% CH₄

Kalkulatorische Nutzungsdauer	Wert	Wert	Wert Einheit
Gesamtanlage	15	15	15 Jahre
Zinssatz für Fremdkapital (Investition aus 100% Fremdkapital)	6%	6%	6%

Investitionskosten Aufbereitungsanlage			
Aufbereitungsanlage			
Aufbereitungskapazität (m ³ /h Rohbiogas)	50	100	250 Nm ³ /h
Verfügbarkeit	95	95	95 %
Methangehalt Rohbiogas	60	60	60 %
Methanrecovery	98	98	98 %
Methangehalt Produktgas	90	90	90 %
Umhausung für Aufbereitung (Container) oder Gebäude	30000	30000	45000 EUR
Feedgas-Kompressor	80000	120000	200000 EUR
Kondensationsstufe & Wärmetauscher & Rückkühlung	15000	20000	30000 EUR
Aktivkohlefilter für Siloxanentfernung (nach Bedarf)	10000	15000	25000 EUR
H ₂ S-Abscheider (Adsorptive Feinreinigung)	10000	15000	25000 EUR
Verrohrung innerhalb der Aufbereitungsanlage	25000	35000	50000 EUR
Membranstufen (Module, Verrohrung)	22500	45000	108000 EUR
Mess- und Regelungstechnik Aufbereitungsanlage	70000	70000	70000 EUR
Messtechnik Qualitätssicherung Produktgasqualität	45000	45000	45000 EUR
Nebenaggregate (Rückkühlung Kompressor, Druckluft, Kühlkreislaufversorgung)	25000	35000	50000 EUR
Engineering/Planungskosten	33250	43000	64800 EUR
Zwischensumme Aufbereitungsanlage	365750	473000	712800 EUR
Anbindung und Infrastruktur			
Leitungsanschlüsse Biogasanlage (Rohbiogas, Kondensatrückführung, Produktgas)	40000	40000	40000 EUR
Infrastruktur (Fundamente, elektrische Versorgung)	30000	35000	40000 EUR
Zwischensumme Anbindung/Infrastruktur	70000	75000	80000 EUR
Vor- und nachgeschaltete Aggregate			
Vorentschwefelung (biologisch/chemisch)	30000	50000	100000 EUR
Propandiosierstation (abhängig von e-Control Heizwertvorgaben)	0	0	0 EUR
Odorierstation (nach Erfordernissen)	30000	30000	30000 EUR
Zwischensumme Vor- und nachgeschaltete Aggregate	60000	80000	130000 EUR
Ersatzinvestitionskosten Aufbereitungsanlage (abhängig von Nutzungsdauer)			
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	5	5	5 %/Jahr
Anbindung und Infrastruktur	3	3	3 %/Jahr
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	3	3	3 %/Jahr
Betriebsgebundene Kosten			
Betriebspersonalkosten pro Jahr			
Stunden/Jahr	100	100	100 h/Jahr
Stundensatz	50	50	50 EUR/h
Personalkosten	5000	5000	5000 EUR
Wartungskosten pro Jahr			
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	2	2	2 %/Jahr
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	7315	9460	14256 EUR
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	2	2	2 %/Jahr
Anbindung und Infrastruktur	1400	1500	1600 EUR
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	2	2	2 %/Jahr
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1200	1600	2600 EUR
Verbrauchs- und Wartungsmaterial (Kompressoröl, Kalibriergeräte)			
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	36575	4730	7128 EUR
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR
Ersatzteile und sonstige Kosten			
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	36575	4730	7128 EUR
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR
Zwischensumme betriebsgebundene Kosten	24830	30120	41912 EUR/Jahr
Verbrauchsgebundene Kosten			
Stromkosten	0,15	0,15	0,15 EUR/kWh
kWh/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,296	0,296	0,296 kWh/m ³ Biomethan
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	12070	24140	60351 EUR/Jahr
kWh/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	0,01	0,01	0,01 kWh/m ³ Biomethan
Anbindung und Infrastruktur	408	816	2039 EUR/Jahr
kWh/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,05	0,05	0,05 kWh/m ³ Biomethan
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	2039	4078	10194 EUR/Jahr
Kosten für Medienbedarf (Wasser, Heizung, Kühlung)			
EUR/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,003	0,003	0,003 EUR/m ³ Biomethan
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	816	1631	4078 EUR/Jahr
EUR/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan
Anbindung und Infrastruktur	272	544	1359 EUR/Jahr
EUR/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	272	544	1359 EUR/Jahr
Eisenoxid/Zinkoxid für Feinentschwefelung	2000	4000	10000 EUR/Jahr
Chemikalien für Vorentschwefelung	5000	10000	25000 EUR/Jahr
Sauerstoff für Biologische Entschwefelung	0	0	0 EUR/Jahr
Aktivkohle für Siloxanentfernung	0	0	0 EUR/Jahr
Propan für Propandiosierung und Heizwertanpassung (falls erforderlich)	0	0	0 EUR/Jahr
Odor für Odorierstation	2000	2000	2000 EUR/Jahr
Membranersatz	1800	3600	10000 EUR/Jahr
Zwischensumme verbrauchsgebundene Kosten	26676	51352	126381 EUR/Jahr
sonstige Kosten			
Verwaltung und Versicherung	5000	5000	5000 EUR/Jahr
Gesamtkosten			
Investitionskosten OHNE Kapitalkosten	495750	628000	922800 EUR
Gesamtbetriebskosten (betriebsgebundene und verbrauchsgebundene Kosten)	51506	81472	168293 EUR/Jahr
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung OHNE Kapitalkosten	84556	123339	229813 EUR/Jahr
Annuitätenfaktor (Zinssatz auf Gesamtinvestition)	0,10296	0,10296	0,10296
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung INKL. Kapitalkosten	102550	146133	263307 EUR/Jahr
Biomethanproduktion m ³ /Jahr	271852	543704	1359260 m ³ /Jahr
CH ₄ Produktion m ³ /Jahr	244667	489334	1223334 m ³ /Jahr
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan OHNE Kapitalkosten	0,3110	0,2268	0,1691 EUR/m ³ Biomethan
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan INKL. Kapitalkosten	0,3772	0,2688	0,1937 EUR/m ³ Biomethan
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ OHNE Kapitalkosten	0,3456	0,2521	0,1879 EUR/m ³ CH ₄
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ INKL. Kapitalkosten	0,4191	0,2986	0,2152 EUR/m ³ CH ₄

Anhang – Kostenberechnungsdetail Biogasaufbereitung mit Membranen – 85% CH₄

Kalkulatorische Nutzungsdauer		Wert	Wert	Wert Einheit
Gesamtanlage		15	15	15 Jahre
Zinssatz für Fremdkapital (Investition aus 100% Fremdkapital)		6%	6%	6%

Investitionskosten Aufbereitungsanlage				
Aufbereitungsanlage				
Aufbereitungskapazität (m ³ /h Rohbiogas)	50	100	250 Nm ³ /h	
Verfügbarkeit	95	95	95 %	
Methangehalt Rohbiogas	60	60	60 %	
Methanrecovery	98	98	98 %	
Methangehalt Produktgas	85	85	85 %	
Umhausung für Aufbereitung (Container) oder Gebäude	30000	30000	45000 EUR	
Feedgas-Kompressor	70000	105000	175000 EUR	
Kondensationsstufe & Wärmetauscher & Rückkühlung	15000	20000	30000 EUR	
Aktivkohlefilter für Siloxanentfernung (nach Bedarf)	10000	15000	25000 EUR	
H ₂ S-Abscheider (Adsorptive Feinreinigung)	10000	15000	25000 EUR	
Verrohrung innerhalb der Aufbereitungsanlage	25000	35000	50000 EUR	
Membranstufen (Module, Verrohrung)	21250	42500	102000 EUR	
Mess- und Regelungstechnik Aufbereitungsanlage	70000	70000	70000 EUR	
Messtechnik Qualitätssicherung Produktgasqualität	45000	45000	45000 EUR	
Nebenaggregate (Rückkühlung Kompressor, Druckluft, Kühlkreislaufversorgung)	25000	35000	50000 EUR	
Engineering/Planungskosten	32125	41250	61700 EUR	
Zwischensumme Aufbereitungsanlage	353375	453750	678700 EUR	
Anbindung und Infrastruktur				
Leitungsanschlüsse Biogasanlage (Rohbiogas, Kondensatrückführung, Produktgas)	40000	40000	40000 EUR	
Infrastruktur (Fundamente, elektrische Versorgung)	30000	35000	40000 EUR	
Zwischensumme Anbindung/Infrastruktur	70000	75000	80000 EUR	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate				
Vorentschwefelung (biologisch/chemisch)	30000	50000	100000 EUR	
Propandiosierstation (abhängig von e-Control Heizwertvorgaben)	0	0	0 EUR	
Odorierstation (nach Erfordernissen)	30000	30000	30000 EUR	
Zwischensumme Vor- und nachgeschaltete Aggregate	60000	80000	130000 EUR	
Ersatzinvestitionskosten Aufbereitungsanlage (abhängig von Nutzungsdauer)				
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	5	5	5 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	3	3	3 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	3	3	3 %/Jahr	
Betriebsgebundene Kosten				
Betriebspersonalkosten pro Jahr				
Stunden/Jahr	100	100	100 h/Jahr	
Stundensatz	50	50	50 EUR/h	
Personalkosten	5000	5000	5000 EUR	
Wartungskosten pro Jahr				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	2	2	2 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	7067,5	9075	13574 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	2	2	2 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	1400	1500	1600 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	2	2	2 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1200	1600	2600 EUR	
Verbrauchs- und Wartungsmaterial (Kompressoröl, Kalibriergeräte)				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	3533,75	4537,5	6787 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR	
Ersatzteile und sonstige Kosten				
%IK/Jahr Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	1	1	1 %/Jahr	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	3533,75	4537,5	6787 EUR	
%IK/Jahr Anbindung und Infrastruktur	1	1	1 %/Jahr	
Anbindung und Infrastruktur	700	750	800 EUR	
%IK/Jahr Vor- und nachgeschaltete Aggregate	1	1	1 %/Jahr	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	600	800	1300 EUR	
Zwischensumme betriebsgebundene Kosten	24335	29350	40548 EUR/Jahr	
Verbrauchsgebundene Kosten				
Stromkosten	0,15	0,15	0,15 EUR/kWh	
kWh/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,259	0,259	0,259 kWh/m ³ Biomethan	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	11183	22365	55914 EUR/Jahr	
kWh/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	0,01	0,01	0,01 kWh/m ³ Biomethan	
Anbindung und Infrastruktur	432	864	2159 EUR/Jahr	
kWh/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,05	0,05	0,05 kWh/m ³ Biomethan	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	2159	4318	10794 EUR/Jahr	
Kosten für Medienbedarf (Wasser, Heizung, Kühlung)				
EUR/m ³ Biomethan Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	0,003	0,003	0,003 EUR/m ³ Biomethan	
Aufbereitungsanlage (z.B. Kompressor, Messtechnik (Analytik), etc.)	864	1727	4318 EUR/Jahr	
EUR/m ³ Biomethan Anbindung und Infrastruktur	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan	
Anbindung und Infrastruktur	288	576	1439 EUR/Jahr	
EUR/m ³ Biomethan Vor- und nachgeschaltete Aggregate	0,001	0,001	0,001 EUR/m ³ Biomethan	
Vor- und nachgeschaltete Aggregate	288	576	1439 EUR/Jahr	
Eisenoxid/Zinkoxid für Feinentschwefelung	2000	4000	10000 EUR/Jahr	
Chemikalien für Vorentschwefelung	5000	10000	25000 EUR/Jahr	
Sauerstoff für Biologische Entschwefelung	0	0	0 EUR/Jahr	
Aktivkohle für Siloxanentfernung	0	0	0 EUR/Jahr	
Propan für Propandiosierung und Heizwertanpassung (falls erforderlich)	0	0	0 EUR/Jahr	
Odor für Odorierstation	2000	2000	2000 EUR/Jahr	
Membranersatz	1700	3400	10000 EUR/Jahr	
Zwischensumme verbrauchsgebundene Kosten	25913	49825	123063 EUR/Jahr	
sonstige Kosten				
Verwaltung und Versicherung	5000	5000	5000 EUR/Jahr	
Gesamtkosten				
Investitionskosten OHNE Kapitalkosten	483375	608750	888700 EUR	
Gesamtbetriebskosten (betriebsgebundene und verbrauchsgebundene Kosten)	50248	79175	163611 EUR/Jahr	
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung OHNE Kapitalkosten	82473	119758	222857 EUR/Jahr	
Annuitätenfaktor (Zinssatz auf Gesamtinvestition)	0,10296	0,10296	0,10296	
Gesamtsumme Kosten/Jahr inkl. Abschreibung INKL. Kapitalkosten	100017	141954	255114 EUR/Jahr	
Biomethanproduktion m ³ /Jahr	287843	575687	1439216 m ³ /Jahr	
CH ₄ Produktion m ³ /Jahr	244667	489334	1223334 m ³ /Jahr	
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan OHNE Kapitalkosten	0,2865	0,2080	0,1548 EUR/m ³ Biomethan	
spezifische Aufbereitungskosten Biomethan INKL. Kapitalkosten	0,3475	0,2464	0,1773 EUR/m ³ Biomethan	
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ OHNE Kapitalkosten	0,3371	0,2447	0,1822 EUR/m ³ CH ₄	
spezifische Aufbereitungskosten CH ₄ INKL. Kapitalkosten	0,4088	0,2899	0,2085 EUR/m ³ CH ₄	

ÖSTERREICHISCHE VEREINIGUNG
FÜR DAS GAS- UND WASSERFACH

A-1010 Wien, Schuberting 14

Tel.: +43 / 1 / 513 15 88 – 0*

E-mail: office@ovgw.at

www.ovgw.at
