

(12) NACH DEM VERTRAG ÜBER DIE INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT AUF DEM GEBIET DES
PATENTWESENS (PCT) VERÖFFENTLICHTE INTERNATIONALE ANMELDUNG

(19) Weltorganisation für geistiges Eigentum
Internationales Büro



(43) Internationales Veröffentlichungsdatum
19. Februar 2009 (19.02.2009)

PCT

(10) Internationale Veröffentlichungsnummer
WO 2009/021710 A2

(51) Internationale Patentklassifikation:
C01B 3/36 (2006.01) *C01B 3/52* (2006.01)
C01B 3/38 (2006.01)

(74) Anwalt: **TRAGSDORF, Bodo**; Heinrich-Heine-Str. 3,
06844 Dessau (DE).

(21) Internationales Aktenzeichen: PCT/EP2008/006614

(81) **Bestimmungsstaaten** (soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare nationale Schutzrechtsart): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(22) Internationales Anmeldedatum:
12. August 2008 (12.08.2008)

(25) Einreichungssprache: Deutsch

(26) Veröffentlichungssprache: Deutsch

(30) Angaben zur Priorität:
10 2007 038 760.3 16. August 2007 (16.08.2007) DE

(84) **Bestimmungsstaaten** (soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare regionale Schutzrechtsart): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasisches (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), europäisches (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

(71) **Anmelder** (für alle Bestimmungsstaaten mit Ausnahme von US): **DGE DR.-ING. GÜNTHER ENGINEERING GMBH** [DE/DE]; Hufelandstrasse 33, 06886 Wittenberg (DE).

(72) **Erfinder; und**

(75) **Erfinder/Anmelder** (nur für US): **GÜNTHER, Lothar** [DE/DE]; Tattenkofener Strasse 25, 82538 Geretsried (DE).

Veröffentlicht:

— ohne internationalen Recherchenbericht und erneut zu veröffentlichen nach Erhalt des Berichts

(54) **Title:** METHOD AND SYSTEM FOR THE PRODUCTION OF SYNTHETHIS GAS MADE FROM BIOGAS

(54) **Bezeichnung:** VERFAHREN UND ANLAGE ZUR HERSTELLUNG VON SYNTHESSEGAS AUS BIOGAS

(57) **Abstract:** The invention relates to a method for the production of synthethis gas made of biogas and a system suitable for carrying out the method. Based on the disadvantages of the known prior art, the invention seeks to provide a method characterized by means of a more economic process control and a higher yield. For this purpose the invention provides the solution that hydrogen sulfide and carbon dioxide of the biogas are nearly completely separated in separate cleaning steps before the catalytic conversion of the biogas, wherein hydrogen sulfide is biologically removed by means of the admixture of oxygen and/or oxidation agents containing oxygen. The oxygen, or the oxidation agent, is dosed such that an excess of oxygen of at least 1.0 vol.-% is present in the cleaned biogas (methane gas). The biogas is concentrated without any dehumidification, heated, and mixed with superheated steam. Due to the excess of oxygen thermal energy is additionally created during the reforming process by means of an exothermal oxidation of oxygen contained in the biogas together with hydrogen in the catalyst bed for the endothermal conversion of methane to synthethis gas.

(57) **Zusammenfassung:** Die Erfindung bezieht sich auf ein Verfahren zur Herstellung von Synthesegas aus Biogas und eine zur Durchführung des Verfahrens geeignete Anlage. Ausgehend von den Nachteilen des bekannten Standes der Technik soll ein Verfahren geschaffen werden, das sich durch eine wirtschaftlichere Prozessführung und eine höhere Ausbeute auszeichnet. Hierzu wird als Lösung vorgeschlagen, dass vor der katalytischen Umwandlung des Biogases aus diesem Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid in getrennten Reinigungsstufen nahezu vollständig abgetrennt werden, wobei Schwefelwasserstoff biologisch durch Zugabe von Sauerstoff und/oder sauerstoffhaltigem Oxidationsmittel entfernt wird. Der Sauerstoff oder das Oxidationsmittel werden so dosiert, dass im gereinigten Biogas (Methangas) ein Sauerstoff überschuss von mindestens 1,0 Vol.-% enthalten ist. Das Biogas wird ohne Entfeuchtung verdichtet, erwärmt und mit überhitztem Dampf versetzt. Bedingt durch den Sauerstoffüberschuss wird während des Reformingprozesses zusätzlich Wärmeenergie durch eine exotherme Oxidation von im Biogas enthaltenem Sauerstoff mit Wasserstoff im Katalysatorbett erzeugt, zur endothermen Umsetzung von Methan zu Synthesegas.



WO 2009/021710 A2

Verfahren und Anlage zur Herstellung von Synthesegas aus Biogas

Die Erfindung bezieht sich auf ein Verfahren zur Herstellung von Synthesegas aus Biogas und eine zur Durchführung des Verfahrens geeignete Anlage. Synthesegas lässt sich nach an sich bekannter Verfahrensweise katalytisch in höhere Kohlenwasserstoffe, insbesondere flüssige Kraftstoffe für Verbrennungsmotoren, umwandeln.

Biogas entsteht durch anaerobe (sauerstofffreie) Vergärung von organischem Material und wird als regenerative Energiequelle genutzt. In Abhängigkeit von den Ausgangsstoffen, biomassehaltige Rohstoffe, Wirtschaftsdünger, wie Gülle und Mist, nachwachsende Rohstoffe, wird in Klärgas, Deponiegas und Biogas unterschieden.

Unter Biogas sollen nachfolgend alle durch Vergärung entstehende Gase verstanden werden. Vorgenannte Gase enthalten außerdem noch Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff sowie geringe Restmengen anderer chemischer Stoffe.

Aus der DE 31 30 013 A1 ist ein Verfahren zur Verflüssigung von Biogas bekannt, bei dem die Biogasbestandteile Methan, Kohlendioxid und Wasser ungetrennt, ggf. unter Zugabe von Wasser, über einen Katalysator endotherm zu Synthesegas mit einem Kohlenmonoxid/Wasserstoffverhältnis zwischen 1:1 bis 1:3 umgesetzt werden. Das Synthesegas wird anschließend durch katalytische Hydrierung in flüssige Kohlenwasserstoffe umgewandelt. In der DE 198 27 154 C2 sind ein Verfahren und eine Vorrichtung zur Herstellung von Methanol aus Biogas beschrieben, wobei Biogas thermisch-katalytisch wärmenneutral in einem Reformer in Gegenwart eines Kreislaufkatalysators ohne Wasserdampfzugabe in Synthesegas umgewandelt wird. Dabei wird das Biogas katalytisch unter erhöhtem Druck und erhöhter Temperatur in einem zweistufigen Reformingprozess zu Synthesegas umgesetzt und aus diesem durch eine physikalische Wäsche CO_2 abgetrennt. Die Waschlösung wird entspannt und gibt am Austritt die desorbierten Anteile an CO_2 und H_2S wieder ab, die zusammen mit Luft verbrannt und an die Umgebung abgegeben werden. Das reine Synthesegas wird anschließend katalytisch zu Methanol umgesetzt. Der Kreislaufkatalysator wird in einer nachgeschalteten Verbrennungsstufe durch Oxidation des im Reformer abgeschiedenen Kohlenstoffs regeneriert.

Ferner ist eine alternative Nutzungsvariante für Biogasanlagen bekannt (DE 10 2005 031 224 A1), wonach das gewonnene Methangas zu reinem Methangas aufbereitet und in einer Cracking-Anlage zu Methanol umgewandelt wird. Nähere Einzelheiten, wie die Gasverflüssigung durchgeführt wird, sind in dieser Druckschrift nicht angegeben.

Die bekannten Verfahren sind energetisch und apparatetechnisch sehr aufwendig, da im Biogas ca. 2 bis 2,5 mal so viel CO_2 wie Methan enthalten ist. Außerdem wirkt sich der im Biogas enthaltene Schwefelwasserstoff nachteilig auf die katalytische Umsetzung aus und verringert die Ausbeute an Synthesegas, die zusätzlich noch durch das vorhandene CO_2 verringert wird. Schwefelwasserstoff und organische Schwefelverbindungen wirken als Katalysatorgifte.

Außerdem ist Schwefelwasserstoff stark korrosiv, sodass an die entsprechenden Anlagen zur Synthesegasherstellung besondere Anforderungen gestellt werden.

Bei einer thermisch-katalytisch wärmenutralen Umsetzung von Biogas zu Synthesegas geht Wasserstoff verloren, sodass geringere Umsätze an Synthesegas entstehen.

Der Erfindung liegt die Aufgabe zugrunde, ein Verfahren zur Herstellung von Synthesegas aus Biogas zu schaffen, das sich durch eine wirtschaftlichere Prozessführung und eine höhere Ausbeute auszeichnet. Ferner soll eine zur Durchführung des Verfahrens geeignete Anlage geschaffen werden.

Erfindungsgemäß wird die Aufgabe durch die im Anspruch 1 angegebenen Merkmale gelöst. Vorteilhafte Ausgestaltungen der Verfahrensweise sind Gegenstand der Ansprüche 2 bis 16. Eine zur Durchführung des Verfahrens geeignete Anlage ist Gegenstand des Anspruchs 17. Vorteilhafte Ausgestaltungsvarianten der Anlage sind in den Ansprüchen 18 bis 27 angegeben.

Vor der katalytischen Umwandlung von Biogas zu Synthesegas werden aus diesem Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid in getrennten Reinigungsstufen nahezu vollständig abgetrennt.

Schwefelwasserstoff wird biologisch durch Zugabe von Sauerstoff und/oder sauerstoffhaltigem Oxidationsmittel entfernt. Dabei werden Sauerstoff oder Oxidationsmittel so dosiert, dass im gereinigten Biogas (Methangas) ein Sauerstoffüberschuss von mindestens 1,0 Vol.-% enthalten ist.

Das gereinigte Biogas muss vorteilhafterweise nicht entfeuchtet werden. Es wird nachfolgend verdichtet, erwärmt und mit überhitztem Dampf versetzt. Während des Reformingprozesses wird damit zusätzlich Wärmeenergie durch eine exotherme Oxidation von im Biogas enthaltenem Sauerstoff mit Wasserstoff als schnelle Initialzündung für den Start der Reaktion im Katalysatorbett erzeugt, zur endothermen Umsetzung von Methan zu Synthesegas. Dies ist verfahrensökonomisch von großem Vorteil, da somit der Reformingprozess durch Eigentemperaturerhöhung des Biogases initiiert wird und hierzu keine Fremdenergie erforderlich ist und das Katalysatorvolumen verringert werden kann.

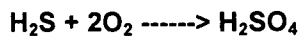
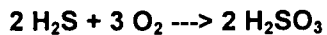
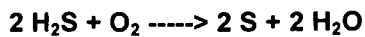
Ca. 80 bis 90 % des im Biogas enthaltenen Schwefelwasserstoffes können bereits im Fermenter abgetrennt werden, mittels Zusatzstoffen, wie z.B. Eisensalze, oder durch Zugabe von reinem Sauerstoff oder sauerstoffhaltigem Oxidationsmittel. Der Restgehalt an Schwefelwasserstoff, ausgehend von einem Biogas mit einem Schwefelgehalt von 700 bis 1500 ppm, liegt dann noch bei ca. bei 70 bis 300 ppm. Dieser kann in einer nachgeschalteten biologischen Entschwefelung durch weitere Zugabe von Sauerstoff bis auf 10 bis 50 ppm nahezu vollständig entfernt werden.

Die Entfernung von Schwefelwasserstoff kann auch ausschließlich in einer nachgeschalteten biologischen Entschwefelung erfolgen, wobei in diesem Fall jedoch die insgesamt erforderliche Sauerstoffmenge einschließlich für den benötigten Sauerstoffüberschuss zugeführt werden muss.

Es besteht auch die Möglichkeit, das in der Biogasanlage erzeugte schwefelwasserstoffhaltige Biogas zwischenzuspeichern und die erforderliche Sauerstoffmenge zuzusetzen.

Als sauerstoffhaltige Oxidationsmittel können z. B. H_2O_2 oder NaOCl eingesetzt werden.

Die Entschwefelung von Biogas ist ein komplizierter Vorgang, da verschiedene Reaktionen überlagert ablaufen:



Demzufolge sollte vorzugsweise eine optimale Verteilung der erforderlichen Sauerstoffmenge auf die Fermenter und die nachgeschaltete biologische Entschwefelung vorgenommen werden.

Die insgesamt zuzuführende Sauerstoffmenge sollte mindestens 8,5 mol O_2 /mol H_2S betragen, um den erforderlichen Sauerstoffüberschuss sicherzustellen.

Für den nachfolgenden Reformingprozess ist es von Vorteil, wenn im gereinigten Biogas mindestens noch 0,05 Vol.-% Wasserstoff enthalten sind.

Verfahrenstechnisch sollte der Sauerstoffüberschuss im gereinigten Biogas kontinuierlich oder in bestimmten Zeitintervallen gemessen werden, als Regelgröße für die Zuführung von Wasser und externer Wärmeenergie für den Reformingprozess.

Im Biogas enthaltenes CO_2 und geringe Restmengen an Schwefelwasserstoff werden mittels physikalischer oder chemischer Wäsche mit einer aminhaltigen Waschlösung abgetrennt. Der Schwefelwasserstoffgehalt kann somit bis auf wenige Hundertstel ppm reduziert werden. Dem gereinigten Biogas wird nach der Verdichtung überhitzter Dampf zugesetzt, der aus in den Wärmerückgewinnungsstufen anfallendem Kondensat gebildet wird. Außerdem sollten vor der Einleitung in den Reformier alle Bestandteile an organischem Schwefel vollständig entfernt werden, um Schädigungen am Katalysator zu vermeiden.

Der Reformingprozess wird vorzugsweise zweistufig durchgeführt. Zuerst wird das gereinigte Biogas (Methangas) auf einen Druck von 10 bis 50 bar komprimiert, bis auf eine Temperatur von ca. 600 bis 800 °C erhitzt und nachfolgend mit der erforderlichen Restmenge an Sauerstoff und/oder Wasser bzw. gesättigtem Dampf versetzt. Anschließend erfolgt in einer ersten Reformingstufe bei Reaktionstemperaturen von 800 bis 900 °C die Umsetzung zu ca. mindestens 90 Vol.-% zu Synthesegas, wobei ein Teil der erforderlichen Wärmeenergie durch Reaktion des im Methangas enthaltenen Sauerstoffüberschuss erzeugt wird. In der nachfolgenden zweiten Reformingstufe erfolgt unter Sauerstoffzufuhr bei Reaktionstemperaturen von ca. 1000 °C die weitere Umsetzung bis auf über 99,5 Vol.-% Synthesegas.

Das zuzuführende Sauerstoffgas wird in einem Wärmetauscher erhitzt und dem Synthesegas unmittelbar vor dem Eintritt in den Sekundärreformer zugesetzt. Die Bereitstellung von sauerstoffhaltigem Gas kann mittels einer Druckwechseladsorptionsanlage erfolgen.

Die für die hohen Reaktionstemperaturen während der Reformingstufen erforderliche Wärmeenergie kann in überwiegendem Maße ohne Fremdenergie bereitgestellt werden.

So wird das in der zweiten Reformingstufe erzeugte Synthesegas zur indirekten Erwärmung des Methangases genutzt. Das in der Biogasanlage angefallene Gärsubstrat wird nach erfolgter Trocknung als Brennstoff zur Erzeugung von Reaktionswärme für die erste Reformingstufe eingesetzt. Dadurch wird eine besonders wirtschaftliche Umwandlung von Biogas in Synthesegas ermöglicht. An Stelle von Gärsubstrat kann als Brennstoff auch für Verbrennungsanlagen bestimmter Müll, z.B. Hausmüll, eingesetzt werden.

Aus dem aus dem Sekundärreformer austretendes Synthesegas wird abschließend in einer Waschkolonne mittels einer aminhaltigen Waschlösung Kohlendioxid abgetrennt.

Das CO₂-freie Synthesegas kann nachfolgend in an sich bekannter Weise zur Synthese von Flüssigtreibstoffen, Methanol, Ammoniak oder Trennung zu Wasserstoff und Kohlenmonoxid verwendet werden.

Die jeweiligen Waschmittellösungen aus der Biogas- und Synthesegas-Wäsche werden vorzugsweise einer gemeinsamen Waschmittelregeneration zugeführt. Das gereinigte Waschmittel wird im Kreislauf gefahren.

Eine zur Durchführung des Verfahrens geeignete Anlage besteht aus einer Biogasanlage mit mindestens einem Fermenter, einer Anlage zur Aufbereitung und Trocknung von in der Biogasanlage anfallendem Gärsubstrat, einer der Biogasanlage nachgeschalteten biologischen Entschwefelungseinrichtung und dieser nachgeschalteten ersten Waschkolonne zur Entfernung von Kohlendioxid, einem Verdichter zur Komprimierung des Methangases auf Synthesegasdruck, einem ersten Wärmetauscher zur Erwärmung des verdichteten Methangases auf Temperaturen oberhalb von 500 °C, einer Reformereinheit zur katalytischen Umwandlung von Methangas in Synthesegas, mindestens einer Einheit zur Wärmerückgewinnung aus Synthesegas und/oder Rauchgas, einer zweiten Waschkolonne zur Abtrennung von Kohlendioxid aus Synthesegas und einer Zuführung für Sauerstoff oder Oxidationsmittel.

Die Reformereinheit besteht vorzugsweise aus einem Primärreformer und einem nachgeschalteten Sekundärreformer. Die Zuführung für Sauerstoff oder Oxidationsmittel ist über eine erste Leitung mit einem zweiten Wärmetauscher zur Erwärmung von sauerstoffhaltigem Gas auf Synthesegastemperatur verbunden, die in die Leitung zur Zuführung von Synthesegas in den Sekundärreformer eingebunden ist. Der Sekundärreformer ist mit einer Ausgangsleitung verbunden, die als Wärmeträgerschlange durch einen Wärmetauscher verläuft, der dem Primärreformer vorgeschaltet und zur Erwärmung des Methangases bestimmt ist. Die Synthesegas führende Leitung ist nach dem ersten Wärmetauscher über eine Leitung mit einem weiteren (dritten) Wärmetauscher zur Erzeugung von Dampf verbunden. Dieser Wärmetauscher ist über eine weitere Leitung mit einem vierten Wärmetauscher zur Erzeugung von Warmwasser verbunden. Eine weitere, von diesem abzweigende, Synthesegasleitung steht mit einem fünften Wärmetauscher zur Erzeugung von Warmwasser oder Dampf in Verbindung. Über eine weitere Leitung gelangt das Synthesegas in die zweite Waschkolonne. In den vierten Wärmetauscher ist eine Warmwasser führende Vor- und

Rücklaufleitung eingebunden, die mit der Biogasanlage und der Gärsubstrataufbereitungsanlage in Verbindung stehen, zur Bereitstellung von Warmwasser für Heizzwecke.

Der Primärreformer ist mit einer Rauchgas abführenden Leitung verbunden, die mit einer Wärmetauschereinheit in Verbindung steht, die als Dampfüberhitzer ausgebildet ist.

Die Anlage ist mit einer Dampftrommel ausgerüstet, die mit den zur Erzeugung von Dampf und Warmwasser bestimmten Wärmtauschern verbunden ist, zur Aufnahme von aus den Wärmtauschern zurück geführtem Kondensat und Dampf und Weiterleitung von überschüssigem, zwischengespeichertem Dampf.

Die Biogasanlage und die Entschwefelungsanlage sind mit Leitungen zur Zuführung von Sauerstoff oder Oxidationsmittel verbunden.

Der dritte Wärmetauscher und der fünfte Wärmetauscher sind mit einer gemeinsamen Überhitzerstufe ausgerüstet.

Zur Feinent Schwefelung des Biogases kann ein Adsorber vorgesehen sein, der nach der ersten Waschkolonne angeordnet ist.

Überschüssiger Dampf, der innerhalb der Anlage nicht weiter benötigt wird, kann einer Dampfturbine zur Erzeugung von elektrischem Strom zugeführt werden.

Die Erfindung wird nachstehend an einem Ausführungsbeispiel erläutert. In der zugehörigen Zeichnung ist das Funktionsschema einer Anlage zur Herstellung von Synthesegas aus Biogas in Verbindung mit einer Biogasanlage gezeigt.

In einer Biogasanlage B0 mit 20 Fermentern und 10 Nachgärern wird unter Verwendung von Maissilage als Gärsubstrat Biogas erzeugt. Zur Herstellung von 10000 Nm³/h Biogas werden 45,5 t/h Maissilage benötigt, die einer Schleppemenge von 350 m³/h entsprechen. Die Maissilage als biologischer Rohstoff gelangt über eine geeignete Zuführung 1 in die einzelnen Fermenter, die mittels über die Leitung 3 zugeführtem Warmwasser (ca. 80 °C) beheizt werden. Dieses Warmwasser kann auch als Rücklauf aus der Gärsubstratanlage R4 stammen. In der Biogasanlage B0 anfallendes, feuchtes Gärsubstrat 4 wird in einer Aufbereitungsanlage R4 getrocknet und das dabei anfallende Abwasser über eine Leitung 36 abgeführt, das für einen erneuten Anmaischprozess in die Fermenter zurückgeführt wird.

Das Gärsubstrat 4 wird nach der Behandlung mit einem Dekanter in der Aufbereitungsanlage R4 mittels Dampf oder Warmwasser getrocknet. Dampf wird in den Dampferzeugern W2 und W5 erzeugt und über die Leitung 37 zugeführt. Warmwasser wird im Wärmetauscher W3 erzeugt und über die Vor- und Rücklauf-Leitungen 30 und 31 zu- und abgeführt.

Die Fahrweise der Fermenter zur Erzeugung von Biogas wird so gesteuert, dass Biogas mit einem möglichst geringen Anteil an Schwefelwasserstoff entsteht. Zur Vorentschwefelung wird in die Fermenter über die Leitung 5 reiner Sauerstoff eingeleitet und so dosiert, dass sich im Biogas eine Sauerstoffkonzentration von 0,2 Vol.-% als Sauerstoffüberschuss einstellt.

Unter diesen Bedingungen kann bereits in den Fermentern 80 bis 90 % des im Biogas enthaltenen Schwefelwasserstoffs entfernt werden. Die im Biogas enthaltene Menge von ca.

1500 ppm Schwefelwasserstoff wird somit bis auf 70 bis 300 ppm abgesenkt. Das hergestellte Biogas 2 wird einer nachgeschalteten biologischen Entschwefelungseinheit R1 zugeführt, in der der Anteil an Schwefelwasserstoff durch weitere Zugabe von Sauerstoff über die Leitung 22 auf einen Wert von 10 bis 50 ppm reduziert wird.

Im vorliegenden Beispiel werden zur Entfernung von 1500 ppm Schwefelwasserstoff aus 10000 Nm³/h Biogas in etwa theoretisch 31 Nm³/h reiner Sauerstoff benötigt. Zweckmäßig ist eine optimale Verteilung dieser Sauerstoffmenge auf die Fermenter sowie die nachgeschaltete biologische Entschwefelung und mit einem erforderlichen Sauerstoffüberschuss zu fahren, der bei ca. 100 Nm³/h liegt.

Das erzeugte Biogas 6 hat nach der Entfernung von H₂S in der Entschwefelungseinheit R1 folgende Zusammensetzung:

CH ₄	51	Vol.-%
H ₂	0,1	Vol.-%
H ₂ O	3,1	Vol.-%
CO ₂	41,9	Vol.-%
N ₂	0,2	Vol.-%
O ₂	1,0	Vol.-%
H ₂ S	17,5	ppm

Das entschwefelte Biogas 6 wird nachfolgend einer Waschkolonne K1 zugeführt. In dieser wird unter Normaldruck oder geringem Vakuum (-10 bis 150 mbar) der Waschprozess zur Entfernung von CO₂, restlichem H₂S und COS (organische Schwefelverbindungen) mittels einer aminhaltigen Waschlösung durchgeführt. Diese besitzt eine Aminkonzentration von 15 bis 70 %, vorzugsweise 50 %, wobei als Amin Diethanolamin eingesetzt wird. Durch den im Gegenstromprinzip durchgeführten Waschprozess in einer Waschkolonne mit einer Füllkörperschüttung werden CO₂ und die weiteren vorgenannten Verbindungen in der Waschmittellösung chemisch gebunden. Diese wird nachfolgend in einer gesonderten Anlage regenerativ aufbereitet, sodass die Waschmittellösung im Kreislauf gefahren werden kann. Das abgetrennte Kohlendioxid wird über die Leitung 27 zur weiteren Verwertung abgeführt. Für die Regeneration der in den Kolonnen K1 und K2 anfallenden Waschlösungen werden 5,8 MW an Wärme- bzw. Heizleistung in Form von Dampf benötigt. Dieser Dampf wird im Dampferzeuger W2 aus Abwärme des Synthesegases und im Dampferzeuger W4 aus Abwärme der Rauchgase aus der Verbrennung des Gärsubstrates in der ersten Reformingstufe erzeugt.

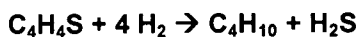
Nach der Abtrennung von CO₂ (Waschkolonne K1) besitzt das über die Leitung 7 abgeführte, gereinigte Biogas (Menge von 5360 Nm³/h) folgende Zusammensetzung :

CH ₄	95,15	Vol.-%
H ₂	0,19	Vol.-%
H ₂ O	2,05	Vol.-%
CO ₂	0,37	Vol.-%
N ₂	0,37	Vol.-%
O ₂	1,87	Vol.-%
H ₂ S	0,01	ppm

Das gereinigte Methangas sollte nach der Entfernung des CO₂ mindestens noch 1,0 Vol.-% an Sauerstoff als Sauerstoffüberschuss enthalten, damit der Reformingprozess durch Eigentemperaturerhöhung initiiert wird. Vorteilhaft ist es, wenn im Biogas noch Wasserstoff (z.B. 0,2 Vol.-%) enthalten ist. 1,8 Vol.-% Sauerstoffüberschuss entsprechen somit 8,5 mol O₂/mol H₂S, bezogen auf das schwefelwasserstoffhaltige Biogas mit einem Schwefelgehalt von ca. 1500 ppm.

Zur weiteren Behandlung des gereinigten Biogases muss dieses vorteilhafterweise nicht entfeuchtet werden und kann direkt dem Verdichter V1 zugeführt werden. Ein weiterer Vorteil der Verfahrensweise ist, dass das komprimierte Biogas nicht gekühlt wird und die Kompressionswärme gleichzeitig für die Aufheizung des Biomethans auf die Synthesegastemperatur mit genutzt wird. Obwohl die Synthesegaserzeugung auch unter Normaldruck vorgenommen werden kann, wird im vorliegenden Beispiel das Biomethan auf einen Druck von 15 bar komprimiert (Energieverbrauch ca. 480 kW). Dabei wird das Biomethan in der letzten Verdichterstufe nicht gekühlt und mit einer Temperatur von 150 °C in der Leitung 7 mit auf 450 °C überhitztem Dampf der Druckstufe 20 bar vermischt und auf einen Druck von 15 bar entspannt. Der hierzu benötigte überhitzte Dampf wird in der Wärmetauschereinheit W6, W5 erzeugt und über die Leitung 23 zugeführt. Dabei werden 13650 kg/h überhitzter Dampf und 2,5 kg/Nm³ Bio- bzw. Methangas vermischt, wobei sich in der Leitung 8 eine Mischtemperatur des Biomethan/Dampfgemisches von ca. 350 °C einstellt.

Im nachgeschalteten Adsorber A1 wird das Biomethan/Dampfgemisch 8 einer Feinentschwefelung unterzogen, unter Verwendung von im Biomethan enthaltenen Wasserstoff. Dadurch wird organischer Schwefel, wie Thiophen, gemäß nachfolgender Reaktion entfernt.



Unter den vorliegenden Bedingungen zersetzen sich die organischen Schwefelverbindungen zu C₄H₁₀ und Schwefelwasserstoff. Der organische Schwefel tritt nur in Spuren mit wenigen ppm auf, wirkt jedoch als Katalysatorgift und sollte daher entfernt werden. Der so gebildete Schwefelwasserstoff wird im Adsorber A1 durch Adsorption an Zinkoxid vollständig gebunden.



Das mit Zinksulfid beladene Adsorptionsmittel wird gesondert entsorgt.

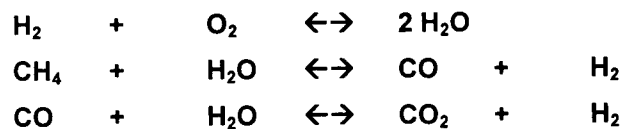
Im nachgeschalteten Wärmetauscher W1 wird das über die Leitung 9 zugeführte entschwefelte Biomethan/Dampfgemisch von ca. 350 °C auf eine Temperatur von ca. 650 °C erwärmt. Als Wärmeträger wird das aus dem Wärmetauscher W7 abgeführte Synthesegas eingesetzt, das über die Leitung 12 in den Wärmetauscher W1 gelangt. Dieses kühlt sich durch den Wärmeaustauschvorgang von ca. 950 auf ca. 670 °C ab und wird über die Leitung 13 dem Wärmetauscher W2 zugeführt.

Das auf ca. 650 °C erwärmte Methangas/Dampfgemisch wird nach dem Verlassen des Wärmetauschers W1 über die Leitung 10 dem Primärreformer R2 zugeführt und in diesem bei einer Reaktionstemperatur von ca. 900 °C katalytisch zu Synthesegas umgesetzt. Dabei wird aufgrund des Sauerstoffüberschusses im Methangas/Dampfgemisch 10 im Primärreformer

R2 zusätzlich Wärmeenergie durch eine exotherme Oxidation von im Biogas enthaltenem Sauerstoff mit Wasserstoff als schnelle Initialzündung für den Start der Reaktion im Katalysatorbett erzeugt.

Zur Erzeugung der für den Primärreformer R2 benötigten Wärmeleistung wird in der Aufbereitungsanlage R4 getrocknetes Gärsubstrat 24 als Brennstoff eingesetzt. Durch Verbrennung von 7800 kg/h getrocknetem Gärsubstrat 24 mittels der Stützfeuerung 26 (Gas oder Öl) für den Anfahrbetrieb und unter Zuführung von Luft 29 wird in der Brennkammer B1 ein Rauchgas mit einer Temperatur von 990 bis 1030 °C erzeugt. Dabei entsteht eine Wärmeleistung in Höhe von 32 MW. Die benötigte Reaktionswärme in Höhe von 11,23 MW wird durch Strahlung an das Bio- bzw. Methangas übertragen. Die Führung des Bio- bzw. Methangases erfolgt in Katalysatorrohren im Feuerungsraum des Primärreformers R2.

Im Primärreformer R2 und im nachgeschalteten Sekundärreformer R3 laufen folgende drei Hauptreaktionen als temperaturabhängige Gleichgewichtsreaktionen ab.



Die endotherme Reaktion im Primärreformer R2 erfordert eine Wärmeleistung von 11,23 MW. Da der im Biogas enthalten Sauerstoff mit Wasserstoff unter Wärmefreisetzung reagiert, erhöht sich damit die Gastemperatur in den Katalysatorrohren um etwa 25 °C spontan und es steht somit eine entsprechend heiße Zone für die endotherme Methanumsetzung zu CO und H₂ zur Verfügung.

Unter diesen Bedingungen werden etwa 78 % des zugeführten Methangases im Primärreformer R2 katalytisch zu Synthesegas 11 umgesetzt.

Das aus dem Primärreformer R2 über Leitung 11 austretende Synthesegas (Menge 29996 Nm³/h) besitzt folgende Zusammensetzung:

CH ₄	3,74	Vol.-%
H ₂	45,79	Vol.-%
H ₂ O	37,07	Vol.-%
CO ₂	6,70	Vol.-%
CO	6,63	Vol.-%
N ₂	0,07	Vol.-%
O ₂	0,00	Vol.-%
SO ₂	0,01	ppm

Diesem Synthesegas 11 werden anschließend über die Leitung 25 1500 Nm³/h sauerstoffhaltiges Gas zugeführt, welches einen Sauerstoffanteil von 92 Vol.-% und 8 Vol.-% Stickstoff besitzt, und im Wärmetauscher W7 von 25 °C auf 900 °C erhitzt wurde. Als Wärmeträger wird aus dem Sekundärreformer R3 austretendes Synthesegas eingesetzt, das sich dabei von 1025 °C bis auf 950 °C abkühlt. Im Sekundärreformer R3 wird der im Synthesegas 11 noch enthaltene Anteil an Methangas unter Freisetzung von Wärme zu Synthesegas umgesetzt, wobei sich die Temperatur des Synthesegases von 900 auf 1025 °C erhöht.

Das aus dem Sekundärreformer R3 austretende Synthesegas besitzt folgende Zusammensetzung:

CH ₄	0,15	Vol.-%
H ₂	48,51	Vol.-%
H ₂ O	33,67	Vol.-%
CO ₂	7,17	Vol.-%
CO	10,03	Vol.-%
N ₂	0,47	Vol.-%
O ₂	0,00	Vol.-%
SO ₂	0,01	ppm

Das heiße Synthesegas wird mehrmals zur Wärmerückgewinnung für eine energetisch vorteilhafte Verfahrensführung genutzt, wie bereits teilweise vorstehend erläutert.

Im Wärmetauscher W7 wird das Synthesegas durch Wärmeabgabe an das sauerstoffhaltige Gas bis auf eine Temperatur von ca. 950 °C abgekühlt. Das 950 °C heiße Synthesegas gelangt über die Leitung 12 in den Wärmetauscher W1 und wird durch Wärmeabgabe an das Methangas 9 bis auf ca. 670 °C abgekühlt. Das 670 °C heiße Synthesegas wird über die Leitung 13 dem Dampferzeuger W2 zugeführt und während der Dampferzeugung bis auf 300 °C abgekühlt. Dabei wird eine Wärme von 2,78 MW freigesetzt wird, die zur Gewinnung von 5.200 kg/h Dampf der Druckstufe 20 bar verwendet wird. Der erzeugte Dampf wird in die Dampftrommel B2 zurückgeführt.

Über die Leitung 14 wird das ca. 330 °C heiße Synthesegas nachfolgend dem Wärmetauscher W3 zugeführt, in dem das Synthesegas unter Betriebsdruck von 15 bar bis auf eine Temperatur von 60 °C abgekühlt wird. Über einen Druckkreislauf (Pumpe P3 sowie Leitungen 31, 30, 3) wird damit Warmwasser mit einer Temperatur von 120 °C bis 80 °C erzeugt, in Abhängigkeit von der zugeführten Menge an Wasser. Die dabei entstehende Wärme beträgt 7,3 MW. Diese Wärmemenge ist daher so hoch, weil der überwiegende Anteil an Wasser im Synthesegas unter diesen Bedingungen kondensiert. Insgesamt fallen 7688 kg/h Kondensat an, die über die Leitungen 32, 34 mittels der Pumpe P2 wieder in die Dampftrommel B2 zurückgeführt und zur Dampferzeugung genutzt werden. Das aus dem Wärmetauscher W3 über die Leitung 15 abgeführte Synthesegas wird im nachgeschalteten Wärmetauscher W4 unter Druck mit Kühlwasser weiter bis auf eine Temperatur von 30 °C abgekühlt. Dabei muss über das Kühlwasser eine Kühlleistung von 620 KW abgeführt werden und es kondensieren weiter 243 kg/h Kondensat aus, die über die Leitung 33 in die Leitung 34 gelangen. Das so vorgetrocknete Synthesegas mit einer Menge von 19645 Nm³/h besitzt folgende Zusammensetzung:

CH ₄	0,23	Vol.-%
H ₂	72,87	Vol.-%
H ₂ O	0,36	Vol.-%
CO ₂	10,78	Vol.-%
CO	15,06	Vol.-%
N ₂	0,71	Vol.-%
O ₂	0,00	Vol.-%
SO ₂	0,01	ppm

Dieses auf ca. 30 °C abgekühlte Synthesegas wird über die Leitung 16 einer Aminwäsche K2 zugeführt, in der noch im Synthesegas enthaltenes Kohlendioxid entfernt und über die Leitung 28 abgeführt wird. Nach erfolgter Abtrennung vom Kohlendioxid hat das aus der

Waschkolonne K2 über die Leitung 17 in einer Menge von 17550 Nm³/h austretende Synthesegas folgende Zusammensetzung:

CH ₄	0,26	Vol.-%
H ₂	81,57	Vol.-%
H ₂ O	0,4	Vol.-%
CO ₂	0,12	Vol.-%
CO	16,86	Vol. %
N ₂	0,80	Vol.-%
O ₂	0,00	Vol.-%
SO ₂	0,01	ppm

Das so erhaltene Synthesegas kann anschließend weiter aufgearbeitet werden (z.B. durch Trocknung oder Abtrennung von Anteilen an Wasserstoff und Kohlenmonoxid mittels einer Druckwechseladsorption). Das erhaltene Synthesegas kann auch zur weiteren Synthese zu Methanol, Ammoniak oder flüssigen Kohlenwasserstoffen eingesetzt werden.

Das am Kopf des Primärreformers R2 abgezogene heiße Rauchgas mit einer Temperatur von etwa 1100 °C wird über die Leitung 18 dem Dampferüberhitzer W6, W5 zugeführt. Überhitzter Dampf wird über die Leitung 23 abgeführt und dem Bio- bzw. Methangas zugemischt. Außerdem gelangt Dampf in die Dampftrommel B2.

In dem Funktionsschema ist die Schaltung der Wärmetauscher W6 und W5 nur symbolisch dargestellt, da beide Wärmetauscher W6 und W5 in sich verschaltet sind und somit keine apparatetechnische Trennung vorliegt. Dies ist erforderlich, weil infolge unterschiedlicher Wärmeübergänge die Auslegung so erfolgen muss, damit keine Überschreitungen von maximal zulässigen Wandtemperaturen erfolgt. Der Wärmetauscher W6 ist daher im Wärmetauscher W5 integriert und mit einem nicht dargestellten Economiser verbunden.

Das aus dem Dampferüberhitzer W6, W5 austretende Rauchgas hat eine Temperatur von ca. 220 °C und wird anschließend über die Leitung 20 der Abgasreinigungsstufe K3 zugeführt. Über die Leitung 21 wird das gereinigte Rauchgas an die Umgebung abgeführt.

Der Dampftrommel B2 wird über die Leitung 35 zusätzlich Kondensat (Erwärmung über Economiser) zugeführt und erzeugter Dampf über die Leitung 37 abgeführt, der beispielsweise zur externen Stromerzeugung eingesetzt werden kann.

Die im Beispiel aufgezeigte Verfahrensweise zeichnet sich durch eine sehr günstige Energiebilanz aus, wie nachfolgend kurz erläutert:

In der Biogasanlage B0 fällt als Sekundärrohstoff Gärsubstrat in einer Menge von 21,2 t/h nach Vorbehandlung im Dekanter mit einem Wasseranteil von 70 % an, das nach der Aufbereitung und Trocknung auf eine Restfeuchte von 30 % einen Brennwert von 4,1 kW/kg besitzt. Bei einer Verwendung von 9,1 t/h des getrockneten Gärsubstrates als Brennstoff wird eine Heizleistung von ca. 37,31 MW erzeugt.

Zur Beheizung des Primärreformers R2 werden 32 MW an Heizleistung benötigt.

Von den 32 MW werden 11,23 MW zur endothermen Umsetzung als Reaktionswärme für die Synthesegaserzeugung verbraucht.

Aus dem bei Synthesegaserzeugung anfallenden Rauchgas werden im Wärmetauscher W5 18800 kg/h an Dampf der Druckstufe 20 bar erzeugt, wobei 14,37 MW an Heizleistung verbraucht werden.

Im Wärmetauscher W2 werden aus dem über die Leitung 13 zugeführten Synthesegas 5200 kg/h Dampf gewonnen.

Insgesamt stehen somit 24000 kg/h an Dampf zur Verfügung. Davon werden 13650 kg/h für die Zuführung zum Bio- bzw. Methangas über die Leitung 23 benötigt.

10350 kg/h Dampf (= 7,4 MW) stehen zur weiteren Verwendung zur Verfügung.

Aus der Wärmerückgewinnung des dem Wärmetauscher W3 über die Leitung 14 zugeführten Synthesegases wird eine Heizleistung von 7,3 MW erzielt. Somit stehen 14,7 MW an Heizleistung zu Verfügung.

Der Verbrauch an Heizleistung für die Gärsubstrattrocknung (Warmwasser 120 °C) und Waschmittelregeneration (Warmwasser 160 °C) beträgt 13,9 MW.

Bei der Waschmittelregeneration fällt von der einzusetzenden Heizleistung mit einer Temperatur von 160 °C eine Abwärme in Höhe von 65 % der eingesetzten Energie an. Damit kann aus der Abwärme der Waschmittelregeneration die Beheizung der Fermenter (Warmwasser 80 °C) erfolgen, die in der Regel nur bei Außentemperaturen von unter 20 °C benötigt wird. Die Gesamtbilanz ergibt somit einen Überschuss an Wärmeenergie in Höhe von 0,8 MW, die anderweitig genutzt werden kann.

Zusätzlich stehen noch 1,3 t Gärsubstrat zu Verfügung, die bei einer Verbrennung eine Heizleistung 5,31 MW ergeben, die ggf. zur Erzeugung von etwa 1,0 MW an elektrischem Strom genutzt werden kann.

Alternativ kann dieser Anteil an Gärsubstrat auch als Dünger eingesetzt werden.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Herstellung von Synthesegas aus Biogas, wobei das umzuwandelnde Biogas katalytisch in einem Reformingprozess zu Synthesegas umgesetzt und durch eine Wäsche Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff abgetrennt werden, dadurch gekennzeichnet, dass vor der katalytischen Umwandlung des Biogases aus diesem Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid in getrennten Reinigungsstufen nahezu vollständig abgetrennt werden, wobei Schwefelwasserstoff biologisch durch Zugabe von Sauerstoff und/oder sauerstoffhaltigem Oxidationsmittel entfernt wird und der Sauerstoff oder das Oxidationsmittel so dosiert werden, dass im gereinigten Biogas (Methangas) ein Sauerstoffüberschuss von mindestens 1,0 Vol.-% enthalten ist, das Biogas ohne Entfeuchtung verdichtet, erwärmt und mit überhitztem Dampf versetzt wird und anschließend während des Reformingprozesses zusätzlich Wärmeenergie durch eine exotherme Oxidation von im Biogas enthaltenem Sauerstoff mit Wasserstoff im Katalysatorbett erzeugt wird, zur endothermen Umsetzung von Methan zu Synthesegas.
2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass die Entfernung von Schwefelwasserstoff im Fermenter und einer nachgeschalteten biologischen Entschwefelungsstufe erfolgt, wobei dem Fermenter zur teilweisen Entschwefelung des Biogases Zusatzstoffe und/oder Sauerstoff oder ein sauerstoffhaltiges Oxidationsmittel zugesetzt werden und in der nachgeschalteten Entschwefelungsstufe durch weitere Zugabe von Sauerstoff oder eines sauerstoffhaltigen Oxidationsmittels der restliche Schwefelwasserstoff nahezu vollständig entfernt wird.
3. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass die insgesamt erforderliche Menge an Sauerstoff und/oder sauerstoffhaltigem Oxidationsmittel während der nachgeschalteten biologischen Entschwefelung zugesetzt wird.
4. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass in einer Biogasanlage erzeugtes schwefelwasserstoffhaltiges Biogas zwischengespeichert wird und diesem während der Zwischenspeicherung die erforderliche Menge an Sauerstoff und/oder sauerstoffhaltigem Oxidationsmittel zugesetzt wird.
5. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4, dadurch gekennzeichnet, dass im gereinigten Biogas mindestens noch 0,05 Vol.-% Wasserstoff enthalten sind.

6. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 5, dadurch gekennzeichnet, dass der Sauerstoffüberschuss im gereinigten Biogas gemessen wird und als Regelgröße für die Zuführung von Wasser und externer Wärmeenergie für den Reformingprozess dient.
7. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 6, dadurch gekennzeichnet, dass im Biogas enthaltenes CO₂ und geringe Restmengen an Schwefelwasserstoff mittels physikalischer oder chemischer Wäsche mit einer aminhaltigen Waschlösung abgetrennt werden.
8. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 7, dadurch gekennzeichnet, dass vor der Einleitung des Reformingprozesses aus dem Biogas alle Bestandteile an organischem Schwefel vollständig entfernt werden.
9. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 8, dadurch gekennzeichnet, dass das während des Reformingprozesses gebildete Synthesegas und das dabei anfallende Rauchgas jeweils mehrere getrennte Wärmerückgewinnungsstufen durchlaufen und die dabei rückgewonnene Wärmeenergie zumindest teilweise zur Erzeugung von Dampf und/oder Warmwasser genutzt wird.
10. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 9, dadurch gekennzeichnet, dass der dem gereinigten Biogas vor dem Reformingprozess zugesetzte Dampf aus Kondensat erzeugt wird, das in den Wärmerückgewinnungsstufen anfällt.
11. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, dass der Reformingprozess zweistufig durchgeführt wird, wobei das gereinigte Biogas (Methangas) auf einen Druck von 10 bis 50 bar komprimiert und bis auf eine Temperatur von ca. 600 bis 800 °C erhitzt wird, nachfolgend mit der erforderlichen Restmenge an Sauerstoff und/oder Wasser versetzt und in einer ersten Reformingstufe bei Reaktionstemperaturen von 800 bis 900 °C zu ca. mindestens 90 Vol.-% zu Synthesegas umgesetzt wird, wobei ein Teil der erforderlichen Wärmeenergie durch Reaktion des im Methangas enthaltenen Sauerstoffüberschuss erzeugt wird, und in der nachfolgenden zweiten Reformingstufe unter Sauerstoffzufuhr bei Reaktionstemperaturen von ca. 1000 °C die weitere Umsetzung bis auf über 99,5 Vol.-% Synthesegas erfolgt.
12. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 11, dadurch gekennzeichnet, dass das in der zweiten Reformingstufe erzeugte Synthesegas zur indirekten Erwärmung des Methangases genutzt wird.

13. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 12, dadurch gekennzeichnet, dass zur Erzeugung von Reaktionswärme für die erste Reformingstufe in der Biogasanlage angefallenes Gärsubstrat nach erfolgter Trocknung als Brennstoff eingesetzt wird.
14. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 13, dadurch gekennzeichnet, dass die jeweiligen Waschmittellösungen aus der Biogas- und Synthesegas-Wäsche einer gemeinsamen Waschmittelregeneration zugeführt werden und das gereinigte Waschmittel im Kreislauf gefahren wird.
15. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 14, dadurch gekennzeichnet, dass dem Synthesegas vor der Zuführung in den Sekundärreformer sauerstoffhaltiges Gas zugeführt wird, das in einem Wärmetauscher bis auf Synthesegastemperatur erwärmt wird.
16. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 15, dadurch gekennzeichnet, dass das sauerstoffhaltige Gas über eine Druckwechseladsorptionsanlage bereitgestellt wird.
17. Anlage zur Durchführung des Verfahrens nach mindestens einem der Ansprüche 1 bis 16, dadurch gekennzeichnet, dass diese aus einer Biogasanlage (B0) mit mindestens einem Fermenter, einer Aufbereitungsanlage (R4) zur Aufbereitung und Trocknung von in der Biogasanlage (B0) anfallendem Gärsubstrat, einer der Biogasanlage (B0) nachgeschalteten biologischen Entschwefelungseinrichtung (R1) und dieser nachgeschalteten ersten Washkolonne (K1) zur Entfernung von Kohlendioxid, einem Verdichter (V1) zur Komprimierung des Methangases auf Synthesegasdruck, einem ersten Wärmetauscher (W1) zur Erwärmung des verdichteten Methangases auf Temperaturen oberhalb von 500 °C, einer Reformereinheit (R2, R3) zur katalytischen Umwandlung von Methangas (8) in Synthesegas, mindestens einer Einheit (W2, W3, W4, W5, W6, W7) zur Wärmerückgewinnung aus Synthesegas und/oder Rauchgas, einer zweiten Washkolonne (K2) zur Abtrennung von Kohlendioxid aus Synthesegas und einer Zuführung (25, 5, 22) für Sauerstoff oder Oxidationsmittel besteht.
18. Anlage nach Anspruch 17, dadurch gekennzeichnet, dass die Reformereinheit aus einem Primärreformer (R2) und einem nachgeschalteten Sekundärreformer (R3) besteht, die Zuführung für Sauerstoff oder Oxidationsmittel über eine erste Leitung (25) mit einem zweiten Wärmetauscher (W7) zur Erwärmung des sauerstoffhaltigen Gases auf Synthesegastemperatur verbunden ist und diese in die Leitung zur Zuführung von Synthesegas in den Sekundärreformer (R3) eingebunden ist.
19. Anlage nach einem der Ansprüche 17 oder 18, dadurch gekennzeichnet, dass der Sekundärreformer (R3) mit einer Ausgangsleitung (12) verbunden ist, die als Wärmeträger-

schlange durch einen Wärmetauscher (W1) verläuft, der dem Primärreformer (R2) vorgeschaltet ist und zur Erwärmung des Methangases bestimmt ist.

- 20. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 19, dadurch gekennzeichnet, dass die Synthesegas führende Leitung (12) nach dem ersten Wärmetauscher (W1) als Leitung (13) mit einem dritten Wärmetauscher (W2) zur Erzeugung von Dampf, über eine Leitung (14) mit einem vierten Wärmetauscher (W3) zur Erzeugung von Warmwasser und über eine Leitung (15) mit einem fünften Wärmetauscher (W4) zur Erzeugung von Warmwasser oder Dampf verbunden ist und die von diesem wegführende Leitung (16) mit der zweiten Waschkolonne (K2) in Verbindung steht.**
- 21. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 20, dadurch gekennzeichnet, dass in den vierten Wärmetauscher (W3) eine Warmwasser führende Vor- (31) und Rücklaufleitung (30) eingebunden ist, die mit der Biogasanlage (B0) und der Gärsubstrataufbereitungsanlage (R4) in Verbindung stehen.**
- 22. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 21, dadurch gekennzeichnet, dass der Primärreformer (R2) mit einer Rauchgas führenden Leitung (18) verbunden ist, die mit einer Wärmetauschereinheit (W6, W5) in Verbindung steht, die als Dampfüberhitzer ausgebildet ist.**
- 23. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 22, dadurch gekennzeichnet, dass diese eine Dampftrommel (B2) aufweist, die mit den zur Erzeugung von Dampf und Warmwasser bestimmten Wärmetauschern (W2, W3, W4, W5, W6) verbunden ist, zur Aufnahme von aus den Wärmetauschern zurück geführtem Kondensat und Dampf und Weiterleitung von überschüssigem, zwischengespeichertem Dampf.**
- 24. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 23, dadurch gekennzeichnet, dass die Biogasanlage (B0) und die Entschwefelungsanlage (R1) mit Leitungen (5, 22) zur Zuführung von Sauerstoff oder Oxidationsmittel verbunden ist.**
- 25. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 24, dadurch gekennzeichnet, dass der dritte Wärmetauscher (W2) und der fünfte Wärmetauscher (W4) mit einer gemeinsamen Überhitzerstufe ausgerüstet sind.**
- 26. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 25, dadurch gekennzeichnet, dass diese mit einem Adsorber (A1) zur Feinentschwefelung ausgerüstet ist, der nach der ersten Waschkolonne (K1) angeordnet ist.**

- 27. Anlage nach einem der Ansprüche 17 bis 26, dadurch gekennzeichnet, dass diese mit einer Druckwechseladsorptionsanlage zur Bereitstellung von sauerstoffhaltigem Gas ausgerüstet ist.**

