



(19)
Bundesrepublik Deutschland
Deutsches Patent- und Markenamt

(10) **DE 600 04 795 T2 2004.07.08**

(12) **Übersetzung der europäischen Patentschrift**

(97) **EP 1 159 056 B1**

(21) Deutsches Aktenzeichen: **600 04 795.4**

(86) PCT-Aktenzeichen: **PCT/NO00/00018**

(96) Europäisches Aktenzeichen: **00 902 207.0**

(87) PCT-Veröffentlichungs-Nr.: **WO 00/48709**

(86) PCT-Anmeldetag: **26.01.2000**

(87) Veröffentlichungstag
der PCT-Anmeldung: **24.08.2000**

(97) Erstveröffentlichung durch das EPA: **05.12.2001**

(97) Veröffentlichungstag
der Patenterteilung beim EPA: **27.08.2003**

(47) Veröffentlichungstag im Patentblatt: **08.07.2004**

(51) Int Cl.7: **B01D 53/14**
B01D 53/62

(30) Unionspriorität:
990812 19.02.1999 NO

(73) Patentinhaber:
Norsk Hydro ASA, Oslo, NO

(74) Vertreter:
Weickmann & Weickmann, 81679 München

(84) Benannte Vertragsstaaten:
**AT, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT,
LI, LU, MC, NL, PT, SE**

(72) Erfinder:
**ASEN, Ingvar, Knut, N-3940 Porsgrunn, NO;
EIMER, Arne, Dag, N-3931 Porsgrunn, NO**

(54) Bezeichnung: **VERFAHREN ZUR ENTFERNUNG UND WIEDERGEWINNUNG VON CO2 AUS ABGASEN**

Anmerkung: Innerhalb von neun Monaten nach der Bekanntmachung des Hinweises auf die Erteilung des europäischen Patents kann jedermann beim Europäischen Patentamt gegen das erteilte europäische Patent Einspruch einlegen. Der Einspruch ist schriftlich einzureichen und zu begründen. Er gilt erst als eingelegt, wenn die Einspruchsgebühr entrichtet worden ist (Art. 99 (1) Europäisches Patentübereinkommen).

Die Übersetzung ist gemäß Artikel II § 3 Abs. 1 IntPatÜG 1991 vom Patentinhaber eingereicht worden. Sie wurde vom Deutschen Patent- und Markenamt inhaltlich nicht geprüft.

Beschreibung

[0001] Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas aus einer Strom- und/oder Wärmeerzeugungsanlage durch chemische Absorption und Desorption zur geeigneten Ablagerung vor Ort.

[0002] Aufgrund der Umweltaspekte von CO₂ als ein Gas mit Treibhauseffekt und Steuern auf die Emission von CO₂ durch einige nationale Regierungen ist die Möglichkeit der Verringerung der Emissionen von CO₂ in die Atmosphäre aus Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahren umfangreich diskutiert worden, im Besonderen aus Abgas von küstennahen Gasturbinen, auf eine Art, die verringerten Energieverbrauch und Investitionskosten berücksichtigt.

[0003] Herkömmliche Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahren, die Kohlenstoffenthaltende Brennstoffe verwenden und worin die Sauerstoffquelle Luft ist, weisen Kohlendioxidkonzentrationen von 3 bis 15 % in den Verbrennungsprodukten auf, die hier nachfolgend als Abgase bezeichnet werden, in Abhängigkeit von dem Brennstoff und der Verbrennung und dem verwendeten Wärmegewinnungsverfahren. Zum Beispiel ist die Konzentration von CO₂ in Erdgas-befeuerten Gasturbinen in dem Abgas nur 3 bis 4 %. Daher macht es eine Verringerung der Emission von Kohlendioxid in die Atmosphäre erforderlich, das Kohlendioxid aus dem Abgas abzutrennen, da es zu teuer wäre, das gesamte Abgas zu komprimieren und abzuscheiden. Die Kompression des rückgewonnenen CO₂ zur Ablagerung, z.B. in einer geologischen Formation, ist ein inbegriffener Teil jedes Rückgewinnungsverfahrens.

[0004] Die Konzentration von Kohlendioxid in dem Abgas kann auf höhere Gehalte erhöht werden durch Rezirkulieren von Abgas, wie z.B. nahegelegt von Chiesa et al. (vorgestellter Artikel bei dem International Gas Turbine & Aeroengine Congress & Exhibition Stockholm, Schweden – 2. bis 5. Juni 1998) in einem kohlebetriebenen Kraftwerk mit integrierter Vergasung- und kombinierter Rückführung (IGCC; Integrated Gasification and Combined Cycle), oder wie beschrieben von Rønning et al. in dem norwegischen Patent 180520.

[0005] CO₂ kann aus dem Abgas entfernt werden mittels mehrerer Abtrennungsverfahren, z.B. chemisch aktive Absorptionsverfahren, physikalische Absorptionsverfahren, Adsorption durch Molekularsiebe, Membrantrennung und Kryogentechniken. Chemische Absorption mittels Alkanolaminen wird derzeit als das praktischste und ökonomischste Verfahren erachtet, um CO₂ aus einem Abgas nahe Atmosphärendruck zu entfernen. Tatsächlich ist MEA (Monoethanolamin) das Absorptionsmedium, das aufgrund seiner hohen Affinität für CO₂ selbst bei geringem Partialdruck von CO₂ dominiert.

[0006] Die Anwendung von MEA zum Absorbieren von CO₂ aus Abgas ist in der Literatur beschrieben worden von Pauley et al. (Proceedings of the Gas Conditioning Conference, Norman, Ok, 5.–7. März, 1998, Artikel H; wobei eine gekürzte Version in Oil & Gas J., 14. Mai 1984, S. 87–92 veröffentlicht wurde). Sie beschreiben ein CO₂-Entfernungssystem, basierend auf MEA mit Additiven. Hier werden jedoch Korrosionsprobleme, MEA-Zersetzung und hoher Chemikalienverbrauch beschrieben. In dem beschriebenen Verfahren war der Abgasdruck im Wesentlichen Atmosphärendruck, typischerweise mit 8,5 % CO₂ im Einspeisungsstrom zum Absorber. Dies bedeutet einen höheren Partialdruck als in Gasturbinenabgas erwartet werden wird.

[0007] Es ist weiterhin bekannt (siehe z.B. Fang-Yuan Jou et al., Can. J. Chem. Eng., 1993, Band 71, April, 264–268), dass die Verwendung anderer Amine als MEA, insbesondere tertiärer Amine, wie etwa MDEA (Methyldiethanolamine) weniger zu Zersetzung neigt und sein Dampfdruck geringer ist als derjenige von MEA, was zu geringeren Verlusten von Amindampf mit den austretenden Gasströmen führt. Die Korrosionsprobleme sind ebenfalls geringer als bei Verwendung von MEA. Die Verwendung tertiärer Amine zur Behandlung von Gasturbinenabgas ist jedoch heute unökonomisch aufgrund dessen, dass diese Amine eine geringere Affinität für CO₂ im Vergleich mit MEA aufweisen. Daher wird CO₂-Entfernung aus Abgas durch Absorption in einem reaktiveren Amin, wie etwa MEA, durchgeführt. Die Anwendung von MDEA erfordert, dass Abgas auf einen erhöhten Druck komprimiert wird, um den Partialdruck von CO₂ zu erhöhen, da dies die mögliche Beladung (Mol CO₂/Mol Amin) von CO₂ in der MDEA-Lösung erhöht.

[0008] Diese CO₂-Absorptionsverfahren, die auf Niederdruck-MEA basieren, erfordern eine große und umfangreiche Ausstattung. Darüber hinaus sind Korrosion in der Verfahrensausstattung, Zersetzung des Amins aufgrund der normalerweise verwendeten Temperaturen und im Allgemeinen hoher Chemikalienverbrauch (z.B. Amin) Hauptprobleme dieser Verfahren.

[0009] Darüber hinaus werden diese Verfahren eine wesentliche Menge Wärme und/oder Energie verbrauchen. Durch Chiesa et al. (Artikel, der beim International Gas Turbine & Aeroengine Congress & Exhibition Stockholm, Schweden – 2.–5. Juni 1998) vorgestellt wurde, legt das Selexol-Verfahren, welches von Union Carbide kommerzialisiert wurde, nahe, um CO₂ aus einem kohlebetriebenen Kraftwerk mit integrierter Vergasung- und kombinierter Rückführung (IGCC) rückzugewinnen. Dieses Verfahren erfordert jedoch einen sehr hohen Einspeisungsdruck. Chiesa et al. schätzten, dass ein Betriebsdruck von minimal 41 bar erforderlich ist, um 90 % CO₂ aus dem Abgas rückzugewinnen wenn CO₂ in dem Abgas etwa 20 % war. Sie zogen in Betracht, dass mindestens 50 bar erforderlich sind, um eine vernünftige Triebkraft für Massentransfer zu erhalten. Um diesen Druck zu erreichen, wird ein Teilzwischenkühlerkompressor verwendet. Das unter Druck gesetzte

Abgas wird auf nahe Umgebungstemperatur durch einen Rekuperativwärmeaustauscher gekühlt und zu der Absorptionssäule geleitet, wo CO₂ durch Selexol abgefangen wird. Das CO₂-abgereicherte Stickstoff-reiche Abgas, das das Selexol-Verfahren verlässt, wird auf etwa 600 °C im Vergasungs-abströmigen Verfahren erhitzt und wird weiter expandiert unter Wiedererhitzen zwischen den Stufen. Der Nachteil dieses Verfahrensschemas, das von Chiesa et al nahegelegt wird, ist der erforderliche Absorptionsdruck von 50 bar, was die Effizienz des Verfahrens verringert und die effiziente Verwendung verfügbarer Verfahrenswärme verhindert.

[0010] Das australische Patent AU 9,728,540-A betrifft ein Verfahren zum Behandeln eines Hochdruckrohgas, ausgewählt aus Hochdruckerdgas und verschiedenen Synthesegasen mit einem Kohlendioxid-absorbierenden Fluid, wobei hochkonzentriertes Kohlendioxid nahezu vollständig aus dem Rohgas rückgewonnen wird, um ein raffiniertes Gas mit einer Kohlendioxidkonzentrationen von 10 bis 10.000 ppm zu erhalten, und darüber hinaus zum Rückgewinnen von Kohlendioxid, teilweise bei hohem Druck auf dem Absorbierfluid, als auch ein System hierfür.

[0011] Das australische Patent lehrt Teildesorption von CO₂ bei erhöhtem Druck, welcher in diesem Patent als mindestens 2 kp/cm² abs. (ungefähr 2 bar) definiert ist. Das genannte Patent begrenzt weiterhin den Desorptionsdruck in seinem ersten Separator auf den Druck des Absorbers, was in den meisten Fällen unmöglich macht, rückgewonnenes CO₂ durch Kühlwasser zu kondensieren, was ein Vorteil ist, wenn CO₂ auf den erforderlichen Druck zur Ablagerung in einer geologischen Formation komprimiert werden soll. Typischerweise würde dies 50 bar oder mehr erfordern. Das australische Patent definiert einen Druck über 2 bar als hohen Druck. Mitschleppen des aktiven Teils (typischerweise ein Alkanolamin) der wässrigen Lösung kann aus dem ersten Gas-Flüssig-Separator in dem beschriebenen Verfahren stattfinden und dies kann auch ein Problem bei herkömmlichen Absorptions/Desorptions-Systemen sein. Das australische Patent spezifiziert 90 °C bis 150 °C als das Temperaturniveau, bei welchem CO₂ teilweise desorbiert wird bei erhöhtem Druck in seiner ersten Desorptionsstufe. Energie zum Vorheizen des Adsorbens muss bei einigen Graden höher verfügbar sein, typischerweise 10° oder mehr. Das Temperaturniveau, das in seinem Wiedererhitzer (**12**) in seiner **Fig. 1** erforderlich ist, wird durch den Siedepunkt des CO₂-freien Adsorbens plus einer Erhöhung zum Bereitstellen einer Triebkraft, bestimmt.

[0012] Der Hauptgegenstand der vorliegenden Erfindung war es, ein verbessertes Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas aus einem Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahren durch chemische Absorption und Desorption zu erreichen, auf eine Art, die ein verringertes Gewicht und Volumen der Ausstattung impliziert, die in dem Absorptions- und Desorptionsverfahren verwendet wird.

[0013] Ein anderer Gegenstand der vorliegenden Erfindung war es zu einem verbesserten Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas aus einem Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahren, durch chemische Absorption und Desorption, auf eine Art zu gelangen, die eine effizientere Verwendung anderer Amine als MEA im Vergleich zu bekannten CO₂-Absorptions- und Desorptionsverfahren umfasst.

[0014] Ein weiterer Gegenstand der Erfindung war es zu einem verbesserten Verfahren zu gelangen zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas eines Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahrens durch chemische Absorption und Desorption, welches einen geringen Chemikalienverbrauch und unwesentliche Korrosions- und Zersetzungsprobleme im Vergleich mit früher bekannten Verfahren aufweist.

[0015] Darüber hinaus war ein noch anderer Gegenstand der vorliegenden Erfindung ein verbessertes Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas aus einem Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahren zu erreichen, durch chemische Absorption und Desorption, welches die Energie verringert, die erforderlich ist, um den rückgewonnenen CO₂-Strom auf Ablagerungsdruck zu komprimieren.

[0016] Im Hinblick auf die oben genannten Probleme, die mit der Entfernung und Rückgewinnung von CO₂ aus Abgas aus einem Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahren durch chemische Absorption und Desorption verbunden sind, wurde Forschungsarbeit durchgeführt.

[0017] Die Erfinder fanden, dass die oben genannten Probleme gelöst werden können, wenn der Abgasstrom eines Strom- und/oder Wärmeerzeugungsverfahrens auf zwischen 5 und 30 bar und bevorzugter zwischen 7 und 20 bar rekomprimiert wird vor Eintritt in die CO₂-Absorptionseinheit, und dass diese Rekompression umfasst, dass ein verbessertes Absorptions- und Desorptionsverfahren erreicht wird, welches die oben genannten Probleme eliminiert, die mit früher bekannten Techniken verbunden sind.

[0018] Die Erfinder fanden ein Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas einer Strom- und/oder Wärmergewinnungsanlage (einem Hauptkraftwerk) durch chemische Absorption bzw. Desorption, bei dem das Abgas in einen Absorber eingespeist wird, der ein chemisches Adsorbens enthält, wobei das CO₂ in dem Adsorbens absorbiert wird und ein CO₂-abgereicherter Abgasstrom gebildet wird, und das CO₂-reiche Adsorbens weiterhin in einen Desorber eingespeist wird, worin CO₂ von dem Adsorbens entfernt wird, und das im Wesentlichen CO₂-freie Adsorbens zu dem Absorber zurückgeführt und das desorbierte CO₂-Gas abgelassen wird, dadurch gekennzeichnet, dass das Abgas abgekühlt und in einem Kompressor eines Sekundärkraftwerks, das in das Hauptkraftwerk, den Absorber und den Desorber integriert ist, erneut auf einen erhöhten Druck komprimiert wird, bevor es in den Absorber eintritt, und das aus dem Absorber austretende, CO₂-abgereicherte Abgas erneut erhitzt und des Weiteren in einem Expander in dem Sekundärkraftwerk expandiert wird.

[0019] Rekompresseion von Abgas wird eine wesentliche Menge Energie verbrauchen. Der Energieverbrauch wird jedoch wesentlich verringert, wenn eine Gasturbine oder ein Zwischenkühlkompressor- und Expandersystem, d.h. ein Brayton-Zyklus, der hier nachfolgend das Sekundärenergiesystem genannt wird, integral ist mit der Strom- und/oder Wärmeerzeugungsanlage, die hier nachfolgend als das Hauptenergiesystem bezeichnet wird, und der CO₂-Absorptionseinheit, die dann in einem verbesserten Absorptions- und Desorptionsverfahren sein kann. Der Brayton-Zyklus, der ein Kompressions- und Expansionsverfahren ist, ist die Basis aller Gasturbinenzyklen.

[0020] Gemäß der vorliegenden Erfindung wird Abgas des Hauptenergiesystems gekühlt und komprimiert (optional mit Zwischenkühlen zwischen den Stufen) in dem Sekundärenergiesystem. Das komprimierte Abgas, das CO₂ enthält, wird gekühlt und in eine Absorbereinheit in dem CO₂-Absorptions- und Desorptionssystem gemäß der vorliegenden Erfindung eingespeist. Das CO₂-abgereicherte Abgas, das aus der Absorbereinheit austritt, wird in dem Sekundärenergiesystem wieder erhitzt und auf nahe Atmosphärendruck expandiert, wodurch Energie bzw. Strom erzeugt wird, um das CO₂-enthaltende Abgas, das in die Absorbereinheit eintritt, zu komprimieren. Die Anzahl von Zwischenkühlkompressorstufen, der Rekompansionsdruck und die Wiedererhitzungstemperatur werden auf eine solche Art ausgewählt, dass die Expansionsturbine mindestens genug Energie erzeugt, um den Kompressor anzutreiben.

[0021] In der oben genannten Absorbereinheit wird das Abgas zuerst in eine Absorptionssäule eingespeist, worin es mit einem Absorbens in Kontakt gebracht wird, welches das meiste des CO₂ aufnimmt. Das CO₂-reiche Absorbens aus der Absorptionseinheit wird dem Erfordernis entsprechend auf Desorptionsdruck gepumpt, welcher höher sein kann als der Absorptionsdruck. Die Temperatur in dem angereicherten Absorbens wird auf einen Grad erhöht, der erforderlich ist, um CO₂ zu einer Desorption bei einem Druck zu bringen, der Kondensation durch Kühlwasser erleichtert, typischerweise würde dies 50 bar oder darüber erfordern.

[0022] Nach dem Erhöhen/Ansteigenlassen der Temperatur in dem angereicherten Absorbensstrom wird der Strom einem ersten Gas-Flüssig-Separator vor Eintritt in die Desorptionseinheit zugeführt.

[0023] Um unerwünschtes Übertreten bzw. Verschleppen des aktiven Teils (typischerweise ein Alkanolamin) in das Absorbens zu vermeiden, hat der erste Gas-Flüssig-Separator einen Dephlegmator (d.h. ein Kondensator mit Rückfluss), der in dem Gasstrom installiert ist. In diesem Dephlegmator wird eine Abtrennung von kondensierter flüssiger Phase erfolgen, wodurch das meiste Wasser in dem CO₂ zurückbleibt, da der aktive Teil weniger flüchtig als das Wasser ist. Die kondensierte Phase wird in den Separator zurückströmen.

[0024] Eine ähnliche Anordnung erfolgt über dem oberen Teil der Desorptionssäule. Die den Dephlegmatoren abgenommene Energie ist zur Rückgewinnung vorgesehen.

[0025] Darüber hinaus ist der Desorber mit einem Nebenerhitzer ausgestattet, an einem Ort, worin weiterhin CO₂ in dem Absorbens vorliegt und die Temperatur ist daher geringer, als sie sein würde, wenn sie durch den Dampfdruck der Absorbenslösung alleine bestimmt würde. Diese niederere Temperatur erleichtert die Verwendung von Energie bei einer geringeren Temperatur als wenn ein Bodenprodukterhitzer verwendet wird, worin sehr wenig CO₂ vorliegt. Dieser letzte Wiedererhitzungseffekt wird durch Direktampf bereitgestellt.

[0026] Die Verwendung des Dephlegmatoren erlaubt die Verwendung einer höheren Temperatur in der Desorptionseinheit als in herkömmlichen Desorptionseinheiten, ohne Verlust von mehr aktivem Absorbens. Der Dephlegmator liefert auch Wasserausträge, welche mehr Freiheit zur Verwendung von Direktampf bieten als in einem herkömmlichen Absorptions-Desorptions-System. Direktampf ermöglicht die Verwendung von Dampf mit geringerer Temperatur als erforderlich wäre, wenn die Temperaturdifferenz in einem Wärmeaustauscher aufgehoben werden müsste.

[0027] Der Druck des rückgewonnenen CO₂ wird erreicht durch Verwendung von thermischer Energie durch Desorption von CO₂ bei einem höheren Druck, aufgebaut durch Anwenden einer höheren Temperatur in dem Desorber als herkömmlicherweise verwendet. Der Realisierungsfaktor ist der Betrieb der Absorptionssäule bei einem Druck, der aus Abgasrekompresseion folgt. Trotz der Energierückgewinnung aus dem unter Druck gesetzten, CO₂-abgereicherten Abgas bedeutet dies einen letztendlichen Energieverbrauch, welcher Effizienzverlust für das Gesamtenergieumwandlungsverfahren umfasst. Aus diesem Grunde sollte der Abgasrekompansions- und daher der Absorptionssäulendruck bei einem Minimum gehalten werden.

[0028] Das Auswählen der richtigen Kombination von Rekompansionsdruck und Wiedererhitzungstemperatur ist ein sehr wichtiger Faktor, um ein effizientes Verfahren gemäß der vorliegenden Erfindung zu erreichen. Erhöhte Wiedererhitzungstemperatur kombiniert mit einem leicht erhöhten Zyklusdruckverhältnis wird die Verfahrenseffizienz erhöhen. Dies trifft auf alle Gasturbinenzyklen gemäß dem Prinzip des Brayton-Zyklus zu. Wiedererhitzen kann durchgeführt werden durch Verwendung verfügbarer Wärme des heißen Abgases, das in dem Hauptenergiesystem erzeugt wird. Die Wiedererhitzungstemperatur ist in diesem Falle limitiert auf die Temperatur des heißen Abgases, welche normalerweise unter 500 bis 700 °C ist. Zusätzliche Feuerung in dem Hauptenergiesystem zum Erhitzen des komprimierten, CO₂-abgereicherten Abgases in dem Sekundärenergiesystem wird die Brennstoff-zu-Energie-Effizienz weiter erhöhen, da dies sowohl die Konzentration von CO₂ in dem Abgas erhöhen wird, als auch eine höhere Wiedererhitzungstemperatur erlauben wird. Das Kompromiss zwischen den beiden Wiedererhitzungsfällen sind höhere Investitionskosten, jedoch verbesserte Effizienz

in dem Fall mit zusätzlicher Feuerung gegenüber einer weniger teuren Ausstattung, jedoch geringerer Effizienz in dem Fall mit Heißabgaswiedererhitzung. In beiden Fällen kann Wärme, die dem komprimierten CO₂-abgereicherten Abgas zugeführt wird, als Strom bzw. Energie mit hoher Effizienz in einer Turbine durch Entspannen des Gases rückgewonnen werden.

[0029] Durch dieses Verfahren kann die Gesamtverfahrenseffizienz in der gleichen Größenordnung sein, wie wenn CO₂ bei Atmosphärendruck entfernt und rückgewonnen wird, jedoch der hohe Absorptionsdruck wird das Ausmaß des CO₂-Entfernungs- und Rückgewinnungssystems wesentlich verringern, da das Gasvolumen geringer wird, wenn das Gas komprimiert ist und die Triebkraft für die Desorption wird größer. Dementsprechend ergibt sich eine Verringerung von sowohl dem Turmdurchmesser als auch der Höhe der Absorptionssäule. Das Volumen und das Gewicht der Desorptionssäule kann auch verringert werden, wenn der höhere Partialdruck von CO₂ in dem Gas, das die Absorptionssäule verlässt, ausgenutzt wird, um mehr CO₂ in dem regenerierten (mageren) Absorbens zurückzulassen. Alternativ könnte dieses ausgenutzt werden, um die CO₂-Rückgewinnung zu erhöhen.

[0030] Der hohe Druck macht es auch technisch und ökonomisch machbar, andere Alkanolamine als MEA auszuwählen. Andere Alkanolamine können dann gefunden werden, welche energieeffizienter, weniger korrosiv sind und weniger zu einer Zersetzung neigen, z.B. MDEA. Erhöhter Druck in dem Absorber ermöglicht die Verwendung tertiärer Amine zum Absorbieren des CO₂ und dies eliminiert die Korrosions- und Zersetzungsprobleme, die mit der Verwendung von MEA als der chemisch aktive Teil des Absorbens verbunden sind.

[0031] Rückgewinnung von CO₂ bei erhöhtem Druck wird auch die Arbeit verringern, die erforderlich ist, um CO₂ vor Einspritzen und Ablagerung zu komprimieren.

[0032] Rezirkulation von Abgas in das Hauptenergiesystem wird die Effizienz für elektrische Energie weiterhin verbessern.

[0033] Der hohe Partialdruck von CO₂ am Boden des Absorptionsturms erlaubt auch eine höhere Beladung mit CO₂ auf dem Alkanolamin, wodurch die Absorbenszirkulationsrate, die zum Erreichen einer CO₂-Entfernung erforderlich ist, reduziert wird.

[0034] Das Verfahren gemäß der vorliegenden Erfindung liefert eine Trennung von Absorbens und Wasser in den Desorberabschnittsüberkopfströmen, wodurch sich eine zusätzliche Unabhängigkeit ergibt, um es zu erlauben, dass Direktampf in der Strippsäule verwendet wird. Die Verwendung von Direktampf für den höchsten Temperaturheizeffekt bedeutet, dass sein Temperaturniveau verringert werden kann durch die Triebkraft, die ansonsten für indirekte Hitze verwendet wird. Dieses Merkmal und die Verwendung eines Nebenerhitzers, erlaubt die Verwendung eines Heizmediums bei geringerer Temperatur, als normalerweise in solchen Verfahren verwendet.

[0035] Die Erfindung wird weiterhin in den Beispielen, die den Figuren entsprechen, erklärt und dargestellt.

[0036] **Fig. 1** zeigt eine Strom- und Wärmegewinnungsanlage, integriert mit einem Brayton-Zyklus und einem CO₂-Absorptions-Desorptions-System gemäß der vorliegenden Erfindung.

[0037] **Fig. 2** zeigt eine Strom- und Wärmegewinnungsanlage, integriert mit einem Brayton-Zyklus und einem CO₂-Absorptions-Desorptions-System gemäß der vorliegenden Erfindung und worin ein befeuerter Erhitzer integriert ist in die Hauptstrom- und/oder Wärmegewinnungsanlage.

[0038] **Fig. 3** zeigt eine Absorptions-Desorptions-Anlage, die Merkmale aufzeigt, um einen energieökonomischen Weg zum Entfernen und Wiedergewinnen von CO₂ aus einem Abgas zu erleichtern, durch Ausführen der Desorption bei erhöhtem Druck, wodurch das rückgewonnene CO₂ unter Druck gesetzt wird.

[0039] **Fig. 4** zeigt den Wärmeverbrauch in der Absorptions- und Desorptionseinheit als Funktion des Partialdrucks von CO₂ im Einlass zur Absorptionssäule.

[0040] **Fig. 1** Luft **1** wird einem Gasturbinenkompressor **23** zugeführt, worin Luft komprimiert wird. Luft **2** bei erhöhter Temperatur und erhöhtem Druck wird in die Verbrennungskammer **29** eingespeist, worin sie verwendet wird, um einen Kohlenstoff-enthaltenden Brennstoff **3** zu verbrennen. Der heiße Verbrennungsgasstrom **4** wird in einem Gasturbinenexpander **24** auf nahe Atmosphärendruck entspannt und elektrische Energie wird in dem Generator **22** für elektrische Energie erzeugt. (Alternativ kann die Energie direkt zu einem Maschinenantrieb verwendet werden). Wärme wird teilweise rückgewonnen durch Erzeugung von Dampf (**43**) in einem Erhitzer **31** (optional) und teilweise durch Wärmeaustausch mit CO₂-abgereichertem Abgas **13** im Wärmeaustauscher **36**. Der gesamte Abgasstrom **7** wird weiterhin gekühlt mit Kühlwasser (**44**) im Wärmeaustauscher **32** unter 50 °C. Gekühltes Abgas **9** wird weiterhin in einen Kompressor (**25**) (Stufe **1**) und **26** (Stufe **2**) unter Kühlen durch Kühlmittel eines Kühlmediums (**40**) zwischen den Stufen eingespeist. Ein oder drei Zwischenkühlstufen können verwendet werden. Strom **12** kann auf unter 50 °C in einem wassergekühlten Wärmeaustauscher (nicht gezeigt) gekühlt werden.

[0041] CO₂ in dem Abgas wird in Einheit **35** entfernt, von wo ein CO₂-Strom **19** aus dem System ausgetragen wird. Der CO₂-abgereicherte Abgasstrom **13** wird in einem Rekuperator **36** wiedererhitzt und wird in den Expander **27** auf nahe Atmosphärendruck entspannt. Das CO₂-abgereicherte Abgas **18** aus dem Expander **27** wird in die Atmosphäre ausgetragen. Die Temperatur in Strom **14** wird so gesteuert, dass die Energie, die in Expander **27** erzeugt wird, ausreichend zur Kompression von Abgas **9** ist.

[0042] Um das Volumen des handzuhabenden Abgases in der CO₂-Absorptions- und Desorptionseinheit zu verringern und zum Erhöhen der Konzentration von CO₂ und daher zum Verringern der Kosten der CO₂-Einheiten, kann etwas des Abgases in dem Hauptgasturbinenzyklus als Strom **8** recycliciert werden. Dieses Recyclisieren von Abgas wird auf eine solche Art gesteuert, dass die Konzentration von Sauerstoff in Strom **2** mindestens ausreichend ist zum Aufrechterhalten einer Flamme im Verbrenner **29**. Eine alternative Konfiguration des Verfahrens gemäß der Erfindung umfasst ein Verfahren gemäß **Fig. 1** und worin CO₂-abgereicherter Abgasstrom **14** weiterhin erhitzt wird mittels eines Gasturbinenverbrenners durch Zugabe eines Brennstoffs. Dies wird die Brennstoffeffizienz erhöhen, jedoch wird die Anwendung eines Kohlenstoffhaltenden Brennstoffs das Ausmaß der CO₂-Rückgewinnung verringern.

[0043] Wasserstoff wird der bevorzugte Brennstoff in diesem Fall sein. Überschüssige Energie könnte als elektrische Energie mittels eines Stromgenerators zurückgewonnen werden. Die Hitze in dem Abgas **18** kann z.B. durch Erzeugung von Dampf rückgewonnen werden.

[0044] Eine weitere alternative Konfiguration des Verfahrens umfasst ein Verfahren gemäß **Fig. 1** und worin CO₂-abgereicherter Abgasstrom **13** erhitzt wird mittels eines Gasturbinenbrenners durch Zugabe eines Brennstoffs. In diesem Falle wird der Wärmeaustauscher **36** vermieden. Im sekundären Gasturbinenzyklus wird ein Hochtemperatureinlass (> 1000 °C) in den Gasturbinenexpander erreicht, wobei angenommen wird, dass mindestens 10 % Sauerstoff in dem CO₂-abgereicherten Abgasstrom **13** verbleiben. Dies wird einen effizienten Sekundärgasturbinenzyklus sicherstellen. Der Nachteil dieser alternativen Verfahrenskonfiguration ist ein verringertes Ausmaß der CO₂-Entfernung, wenn ein Kohlenstoff enthaltender Brennstoff verwendet wird. Vorzugsweise sollte Wasserstoff in dem zweiten Gasturbinenzyklus verwendet werden, um ein hohes Ausmaß CO₂-Entfernung zu erhalten. Durch Solarenergie hergestellter Wasserstoff oder Wasserstoff aus fossilen Brennstoffen, worin CO₂ entfernt und abgelagert wird, könnte verwendet werden.

[0045] **Fig. 2:** Luft **1** wird in den Gasturbinenkompressor **23** eingespeist, worin Luft komprimiert wird. Luft **2** bei erhöhter Temperatur und erhöhtem Druck wird einem befeuerten Erhitzer (**30**) zugeführt, worin sie verwendet wird, um einen Brennstoffstrom **15** zu verbrennen. Wärme wird auf Strom **16** übertragen. Das Verbrennungsgasgemisch wird weiter in einem Verbrenner **29** durch Verbrennen eines Brennstoffs **20** erhitzt. Das heiße Gasgemisch wird in Gasturbinenexpander **24** auf nahe Atmosphärendruck entspannt und elektrische Energie wird in dem Stromgenerator **22** erzeugt (alternativ kann die Energie direkt zu einem Maschinenantrieb verwendet werden). Wärme wird rückgewonnen durch Erzeugung von Dampf (**43**) im Erhitzer **31**. Der Abgasstrom **7** wird weiterhin unter 50 °C durch Kühlwasser im Wärmeaustauscher **32** gekühlt. Gekühltes Abgas **9** wird weiterhin in den Kompressor **25** (Stufe **1**) und **26** (Stufe **2**) eingespeist durch Kühlen mittels eines Kühlmediums (**40**) zwischen den Stufen, wenn auch ein oder drei Zwischenkühlstufen verwendet werden können.

[0046] CO₂ im Abgas wird in Einheit **35** entfernt, von wo ein CO₂-Strom **19** aus dem System ausgetragen wird. Der CO₂-abgereicherte Abgasstrom **13** wird im Rekuperator **34** wiedererhitzt und wird weiter erhitzt in dem unter Druck gesetzten befeuerten Heizer **30**. Strom **16** wird in dem Expander **27** auf nahe Atmosphärendruck entspannt und Wärme wird im Rekuperator **34** zurückgewonnen. Das CO₂-abgereicherte Abgas **18** wird in die Atmosphäre ausgetragen.

[0047] Zum Verringern des Volumens von handzuhabenden Abgas in der CO₂-Entfernungseinheit kann etwas des Abgases in den Hauptgasturbinenzyklus als Strom **8** recycliciert werden. Dieses Recyclisieren von Abgas wird auf eine solche Art gesteuert, dass die Konzentration von Sauerstoff in Strom **2** mindestens ausreichend ist, um eine Flamme im Verbrenner **29** zu erhalten.

[0048] Eine alternative Konfiguration des Energiegewinnungsverfahrens umfasst ein Verfahren gemäß **Fig. 2**, worin CO₂ in dem Abgas sowohl bei hohem Druck als auch hoher Temperatur entfernt wird. Diese Verfahrenskonfiguration hat einen Vorteil wenn ein CO₂-Entfernungsverfahren entwickelt ist, das CO₂ bei hoher Temperatur (250 bis 550 °C) entfernen kann. In diesem Fall kann die Rekompensation des CO₂-abgereicherten Abgases ohne Kühlen zwischen Kompressorstufen durchgeführt werden, was die Gesamtverfahrenseffizienz erhöhen könnte.

[0049] Der Vorteil dieses Verfahrens ist, dass es die Konzentration von CO₂ in dem Abgas erhöhen wird und einen erhöhten Temperatureinlass des zweiten Gasturbinenexpanders **27** zulässt, verglichen mit dem Verfahren gemäß **Fig. 1**, wodurch sich eine verringerte Menge handzuhabenden Gases in dem CO₂-Entfernungsverfahren und erhöhte Gesamtverfahrenseffizienz ergibt. Der gesamte Brennstoff wird in den Hauptgasturbinenzyklus zugegeben, wodurch sich ein hohes Ausmaß CO₂-Entfernung ergibt.

[0050] **Fig. 3** CO₂-reiches Abgas (**12**) wird in eine Absorptionssäule (Absorber) **103** eingespeist, die einen CO₂-abgereicherten Strom **13** liefert. Eine CO₂-arme Lösung **104** wird der Oberseite der Säule **103** zugeführt und die Lösung nimmt CO₂ auf, wodurch sie als CO₂-reiche Lösung **105** austritt. Der Strom **105** wird in dem Ekonomiser (Wärmeaustauscher) **106** erhitzt, wodurch sich ein erwärmter Strom **107** ergibt, der weiter in dem Erhitzer **108** erhitzt wird (der als wärmeintegriert mit dem Energie- und CO₂-Erzeugungsverfahren angenommen wird). Das Erhitzen führt dazu, dass etwas des CO₂ in eine Gasphase übergeführt wird, wodurch Strom **109** zweiphasig wird. Der Strom **109** wird dann dem Blitz-Gas-Flüssig-Separator **110** zugeführt, worin die Gasphase über Kopf **112** austritt und die flüssige Phase **111**, die noch CO₂ enthält, das an das Absorbens gebun-

den ist, der Desorptionssäule (oder Stripper) **123** zugeführt wird. Wenn der Stripper **123** bei einem geringeren Druck betrieben wird als der Blitzseparator **110**, wird der Gasphasenteil, der von dem Strom **111** stammt, entlüftet, um mit dem Überkopfstrom **124** auszutreten. Die flüssige Phase von Strom **111** fließt hinunter zum Stripper **123**, gegenstromig zu ansteigendem Dampf. Der Dampf ist das Ergebnis des Wiedererhitzers **120** und/oder des Direktampfes **190**, der am Boden eingeleitet wird. Die Verwendung des Nebenerhitzers **120** ermöglicht die Verwendung einer niederwertigeren Energie (Energie bei einer niedrigeren Temperatur) als wenn das Wiedererhitzen am untersten Boden des Strippers **123** durchzuführen war. Mit einem Nebenerhitzer **120** ist der Strom **119** erforderlich, um einen nach oben gerichteten Dampfstrom in dem Bodenabschnitt bereitzustellen. (Optional könnte dies bereitgestellt werden durch einen zweiten Wiedererhitzer). Die regenerierte Lösung **113**, die arm an CO₂ ist, wird zu dem Ekonomiser **106** geleitet, worin sie gekühlt wird bevor sie als Strom **170** letztendlich auf die gewünschte Temperatur gekühlt wird zum erneuten Eintritt in die Absorptionssäule **103**. Der Dampfstrom **124** aus dem Stripper **123** geht zu einem Überkopfdephlegmator **126**, der das Absorbens unter Rückflussbedingungen kondensiert, um dasselbe zurückzugewinnen. Das zurückgewonnene Absorbens **125** wird zurückgeführt zum Stripper **123**. Der Überkopfstrom **127** kann weiterhin noch wertvolle Wärme enthalten (in der Form von Heißgas und Wasserdampf) und diese Wärme, die in dem Ekonomiser **128** zurückgewonnen werden kann, z.B. als Dampf, bevor der Strom **129** zum Kondensator **130** geführt wird, um Absorbens und Wasser-Kondensat **134** zurückzugewinnen, das zu der Absorbenschleife über Strom **134** zurückgeführt wird, während das zurückgewonnene CO₂ als Strom **133** aus dem Separator **132** austritt. Die Gasphase **112**, die den Blitz-Gas-Flüssig-Separator **110** verlässt, ist ebenfalls so dargestellt, dass sie zu einem Dephlegmator **135** geführt wird, zur Adsorbensrückgewinnung bevor der Gasstrom **136** bei **137** gekühlt wird, gefolgt durch Kondensatrückgewinnung **139**, von wo das CO₂ über Kopf **140** austritt und das Kondensat **141** zu der Absorbenschleife recycliciert wird.

Beispiel 1

[0051] Das Energiegewinnungsverfahren, wie in **Fig. 1** beschrieben, wird in dem folgenden Beispiel veranschaulicht.

[0052] Luft **1** wird bei Umgebungsbedingungen einem Gasturbinenkompressor **23** zugeführt, worin Luft auf 20 bar komprimiert wird. Komprimierte Luft **2** bei 465 °C und 20 bar wird in die Verbrennungskammer **29** eingespeist, worin sie verwendet wird, um einen Kohlenstoff-enthaltenden Brennstoff **3** zu verbrennen. Ein Teil der Luft wird für Kühlzwecke verwendet. Heißer Verbrennungsgasstrom **4** bei etwa 1250 °C wird in den Gasturbinenexpander **24** auf nahe Atmosphärendruck bei etwa 590 °C entspannt.

[0053] Elektrische Energie wird in dem Stromgenerator **22** erzeugt. (Alternativ kann die Energie direkt für einen Maschinenantrieb verwendet werden). Wärme wird teilweise zurückgewonnen durch Erzeugung von Dampf (**43**) in dem Erhitzer **31** (optional) und teilweise durch Wärmeaustausch mit CO₂-abgereichertem Abgas **13** in Wärmeaustauscher **36**. Der gesamte Abgasstrom **7** bei etwa 170 °C wird weiterhin mit Kühlwasser (**44**) im Wärmeaustauscher **32** auf etwa 40 °C gekühlt. Alternativ kann ein Teil der Wärme für Heizzwecke verwendet werden, d.h. in der CO₂-Entfernungsanlage. Gekühltes Abgas **9** wird weiterhin in den Kompressor **25** (Stufe **1**) und **26** (Stufe **2**) zugeführt, mittels Kühlen durch ein Kühlmedium (**40**) zwischen den Stufen. Strom **12** wird bei ungefähr **10** bar weiterhin auf unter 35 °C in einem Wasser-gekühlten Wärmeaustauscher (nicht gezeigt) gekühlt.

[0054] Mehr als 80 % CO₂ in dem Abgas wird in Einheit **35** entfernt, von wo ein CO₂-Strom **19** von dem System ausgeleitet wird und weiterhin komprimiert werden kann und in ein Aquifer eingespritzt werden kann zur Langzeitablagerung oder verwendet werden kann zur Verbesserung der Öl- und Gasgewinnung.

[0055] Der CO₂-abgereicherte Abgasstrom **13** wird im Rekuperator **36** auf etwa 450 °C wieder erhitzt und wird in dem Expander **27** auf nahe Atmosphärendruck entspannt. Das CO₂-abgereicherte Abgas **18** aus dem Expander **27** wird in die Atmosphäre ausgetragen. Die Temperatur in Strom **14** wird so reguliert, dass die Energie, die im Expander **27** erzeugt wird, ausreichend ist zur Kompression von Abgas **9**.

[0056] Zum Verringern des handzuhabenden Volumens des Abgases, das in dem CO₂-Entfernungs- und Rückgewinnungssystem handzuhaben ist, kann ein Teil des Abgases in den Hauptgasturbinenzyklus als Strom **8** recycliciert werden. Dieses Recyclicieren von Abgas wird auf eine solche Art gesteuert, dass die Konzentration von Sauerstoff im Strom **2** mindestens ausreichend ist, um eine Flamme im Verbrenner **29** aufrechtzuerhalten. Dieses Rezirkulieren wird auch die Brennstoff-zu-elektrische Energie-Effizienz erhöhen, wie in Tabelle 1 gezeigt.

Tabelle 1

[0057] Die Brennstoff-zu-elektrische Energie-Effizienz exklusive CO₂-Entfernung für ein Strom- und Wärme-gewinnungsverfahren gemäß **Fig. 1** und der Partialdruck von CO₂ in dem Einlass zur CO₂-Entfernungs- und Rückgewinnungsanlage gegenüber dem Recyclicierungsverhältnis (Strom 8/Strom 9) von Abgas in dem

Hauptkraftwerkssystem. (Ein Dampfzyklus ist in der Schätzung enthalten, durch Berechnen der potenziellen Dampferzeugung und unter der Annahme einer 28 %-Effizienz für die Umwandlung von thermischer in mechanische Energie (hier nachfolgend als einfacher Dampfzyklus bezeichnet)).

Recyclisierungsverhältnis Strom 8/Strom 9	Brennstoff-zu- Energie-Effizienz, %	CO ₂ -Partialdruck, bar (Einlass-CO ₂ -Absorption)
0	44,6	0,38
0,1	45,3	0,42
0,2	45,9	0,48
0,3	46,6	0,55
0,4	47,2	0,65
0,5	47,9	0,79
0,6	48,5	1,01

[0058] Tabelle 1 zeigt, dass das Recyclisieren von Abgas die Effizienz verbessert. Dies beruht darauf, dass das Recyclisieren von Abgas die Konzentration von CO₂ in dem Abgas erhöht und daher die Gasmenge verringert, welche in dem integrierten sekundären Energiesystem und in dem CO₂-Entfernungs- und Rückgewinnungssystem zu behandeln ist. Gemäß **Fig. 4**, welche den Wärmeverbrauch in der CO₂-Entfernungsanlage gegenüber dem Einlasspartialdruck von CO₂ zeigt, wird der Wärmebedarf reduziert, falls der Partialdruck von CO₂ erhöht wird.

[0059] CO₂-Entfernung mittels Absorption durch MEA bei Atmosphärendruck und unter der Annahme von 50 % Recyclisierung von Abgas wird die Effizienz um etwa 5 bis 6 %-Punkte gemäß **Fig. 4** verringern. CO₂-Entfernung mittels Absorption bei 10 bar wird die Effizienz um 3 bis 4 %-Punkte verringern. Es wurden Schätzungen für ein Energiesystem, das auf einer herkömmlichen Gasturbine basiert, mit einem einfachen Dampfzyklus und mit 50 % Recyclisierung von Abgas, durchgeführt, wobei sich eine Brennstoff-zu-elektrische Energie-Effizienz von 51 % exklusive CO₂-Entfernung und 45 bis 46 % inklusive CO₂-Entfernung ergab.

[0060] Zum Vergleich wird die Brennstoff-zu-elektrische Energie-Effizienz mit Rekompensation von Abgas auf 10 bar gemäß **Fig. 1** etwa 44 bis 45 % inklusive CO₂-Entfernung und unter der Annahme von 50 % Recyclisierung von Abgas sein.

[0061] Dieses Beispiel zeigt, dass der Energie- und Wärmeverbrauch zur CO₂-Entfernung bei erhöhtem Druck nahe dem Energie- und Wärmeverbrauch ist, wenn CO₂ in einem Verfahren bei Atmosphärendruck entfernt wird. Der Vorteil ist eine wesentlich verringerte Größe des CO₂-Entfernungs- und Rückgewinnungssystems. In einem Absorptions/Desorptions-System können andere Amine als MEA, die weniger einer Zersetzung unterliegen, mit geringeren Aminverlusten und verringerten Korrosionsproblemen verwendet werden.

Beispiel 2

[0062] Das Energiegewinnungsverfahren, das in **Fig. 2** beschrieben ist, ist in dem folgenden Beispiel ausgeführt.

[0063] Luft **1** wird bei Umgebungsbedingungen in einen Gasturbinenkompressor **23** eingespeist, worin Luft auf etwa 20 bar komprimiert wird. Luft **2** bei 465 °C und 20 bar wird in einen befeuerten Heizer **29** eingespeist, worin sie verwendet wird, um den Brennstoffstrom **15** zu verbrennen. Ein Teil der Luft wird für Kühlzwecke (nicht gezeigt) verwendet. Wärme wird auf Strom **16** übertragen. Das verbrannte Gasgemisch wird weiter im Verbrenner **29** durch Verbrennen eines Brennstoffs **20** erhitzt. Das heiße Gasgemisch bei etwa 1250 °C wird in einen Gasturbinenexpander **24** auf nahe Atmosphärendruck entspannt und elektrische Energie wird in dem Stromgenerator **22** erzeugt. (Alternativ kann die Energie direkt zu einem Maschinenantrieb verwendet werden). Wärme wird rückgewonnen durch Erzeugung von Dampf (**43**) im Erhitzer **31**. Der Abgasstrom **7** bei etwa 100 bis 170 °C wird weiterhin durch Kühlwasser im Wärmeaustauscher **23** auf unter 50 °C gekühlt. Gekühltes Abgas **9** wird weiterhin in den Kompressor **25** (Stufe **1**) und **26** (Stufe **2**) eingespeist, unter Köhlen mittels eines Kühlmediums (**40**) zwischen den Stufen. Strom **12** wird bei etwa 10 bar weiterhin auf unter 35 °C in einem wassergekühlten Wärmeaustauscher (nicht gezeigt) gekühlt.

[0064] Mehr als 80 % CO₂ in dem Abgas werden in Einheit **35** entfernt, von welcher ein CO₂-Strom **19** von dem System ausgetragen wird und weiter komprimiert und injiziert werden kann in ein Aquifer für eine Langzeitablagerung oder für eine verbesserte Öl- und Gasgewinnung verwendet werden kann.

[0065] CO₂-angereicherter Abgasstrom **13** wird im Rekuperator **34** wieder erhitzt und wird weiter in dem unter

Druck gesetzten, befeuerten Erhitzer **30** auf etwa 850 °C oder höher erhitzt, in Abhängigkeit von dem Druck. Strom **16** wird in den Expander **27** auf nahe Atmosphärendruck entspannt und Wärme wird im Rekuperator **34** zurückgewonnen. Das CO₂-abgereicherte Abgas **18** wird in die Atmosphäre ausgetragen.

[0066] Die Konzentration von CO₂ im Strom **12** kann erhöht werden durch Erhöhen der Temperatur in Strom **16**, wie in Tabelle 2 gezeigt.

Tabelle 2

[0067] Die Brennstoff-zu-elektrische Energie-Effizienz exklusive CO₂-Entfernung für ein Wärme- und Stromgewinnungsverfahren gemäß **Fig. 2** und der Partialdruck des CO₂-Einlasses der CO₂-Entfernungsanlage gegenüber dem Temperatureinlass von Expander **27** bei einem Abgasrecyclisierungsverhältnis (EGRR) von 0,5 (Strom 8/Strom 9).

Temp. (°C) Einlassexpander	Effizienz, %	CO ₂ -Partialdruck, bar
(Figur 2) 755	49,4	0,89
(Figur 2) 885	49,9	0,95
(Figur 1) 450	47,9	0,79

[0068] Dieses Beispiel zeigt, dass die Integration eines befeuerten Heizers im Hauptenergiesystem zum Erhitzen von CO₂-abgereichertem rekomprimiertem Abgas die Effizienz erhöhen könnte, im Vergleich zu Beispiel 1. Tabelle 2 zeigt auch die Wirkung der Erhöhung der Vorerhitzungstemperatur auf die Verfahrenseffizienz.

[0069] Wenn die CO₂-Entfernung durch das verbesserte Absorptions/Desorptions-Verfahren enthalten ist, wird die Gesamt-Brennstoff-zu-Energie-Effizienz etwa 46 bis 47 % sein, unter der Annahme eines einfachen Dampfzyklus. Das herkömmliche Verfahren mit CO₂-Entfernung nahe Atmosphärendruck könnte eine Brennstoff-zu-elektrische Energie-Effizienz von 45 bis 46 % ergeben, falls es auf der gleichen Basis beurteilt wird (Brennstoffzusammensetzung, Kompressor- und Turbineneffizienzen, Abgastemperaturen usw.)

Beispiel 3

[0070] Das Absorptions-Desorptions-Verfahren, das in **Fig. 3** dargestellt ist, wird in folgendem Beispiel ausgeführt.

[0071] Das Einspeisungsgas **12** in die Absorptionssäule **103** im CO₂-Entfernungs- und Rückgewinnungssystem **35** ist bei 10 bar und 40 °C mit einem CO₂-Gehalt von 8 %. Die CO₂-Entfernungseffizienz der Absorptionssäule **103** ist 80 %. Betrieb bei einer Gleichgewichtsannäherung von ungefähr 80 % am unteren Ende der Säule, unter Verwendung einer Absorbenszirkulationsrate von 36,4 m³/h und einem Absorbens, das aus einer 4,3-molaren wässrigen Lösung von MDEA besteht, führt zu einer CO₂-Beladung in der Lösung von 0,51 Mol CO₂ pro Mol MDEA.

[0072] Rückgewinnungswärme aus der abgereicherten Lösung **116** im Wärmeaustauscher **106** der reichhaltigen Lösung wird weiterhin im Wärmeaustauscher **108** auf 140 °C erhitzt. Der CO₂-Rückdruck der Lösung ist dann ungefähr 48 bar. Wenn diese Lösung in den Behälter **110** bei 10 bar übergeführt wird, wird die CO₂-Beladung in der Lösung auf 0,27 Mol CO₂ pro Mol MDEA verringert, was die CO₂-Beladung im Strom **111** ist. Die Dampffrac-tion gelangt überkopf als Strom **112** zum Dephlegmator **135**, worin der Strom gekühlt wird und teilweise kondensiert wird. Das Kondensat strömt über **135** nach unten zurück, wobei es als Rückfluss wirkt. Das Kühlen wird so ausgelegt, dass kein wesentlicher Verlust von MDEA in Strom **136** auftritt während sein Wassergehalt nahe demjenigen ist, der durch die Gleichgewichtsbedingungen am oberen Ende von **135** vorhergesagt wird. Dieses Wasser wird scheinbar vollständig in dem Kondensator **137** kondensiert. Die Desorptionssäule **123** arbeitet bei ungefähr 5 bar und sie hat einen Nebenerhitzer **120**, der durch 5 bar Dampf betrieben wird. Die Lösung, die die Säule **123** hinunterrieselt, wird dann auf 140 °C erhitzt, wodurch nur eine geringe Menge CO₂ in der Lösung zurückbleibt. Dieser Rest wird weiter verringert auf 0,05 Mol CO₂ pro Mol MDEA in dem Bodenabschnitt von Säule **123** durch die Verwendung einer Direktdampfeinspritzung. Der Überkopfdampfstrom **124** der Desorptionssäule geht zum Dephlegmator **126**, welcher analog zum Dephlegmator **135** arbeitet.

[0073] Diese Technik eliminiert insgesamt oder zum Teil die Notwendigkeit CO₂ auf Ablagerungs- oder Verbrauchsdruck zu komprimieren. Die Desorption bei erhöhtem Druck kann ohne weitere Einzelheiten durchgeführt werden, außer denjenigen, die angegeben sind, zumindestens innerhalb der gezeigten Ausführungsform.

[0074] Durch die vorliegende Erfindung haben die Erfinder ein verbessertes Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas erreicht, welches Gewicht und Umfang der Ausstattung verringert, die in dem Absorptions- und Desorptionsverfahren verwendet wird und eine effiziente Verwendung anderer Amine

als MEA erlaubt.

[0075] Effizienzverlust aufgrund von Rekompresseion wird eliminiert durch Begrenzen des Rekompressionsdrucks auf unter 30 bar und vorzugsweise unter 20 bar und durch Auswählen der richtigen Kombination von Rekompressionsdruck und Wiedererhitzungstemperatur und durch effiziente Verwendung von Energie in dem CO₂-Absorptions- und Desorptionsverfahren.

[0076] Die Erfindung verringert das Energie-Temperaturniveau, das in dem CO₂- Absorptions- und Desorptionssystem erforderlich ist, durch Verwendung eines Nebenerhitzers und/oder Direktampf.

[0077] Bei Verwendung des Verfahrens gemäß der Erfindung wird ein unerwünschter Übergang des aktiven Teils des Absorbens aufgrund des installierten Dephlegmators in dem Absorptions- und Desorptionssystem vermieden.

[0078] Darüber hinaus ermöglicht die Erfindung Optionen in Bezug auf die Auswahl von Absorbentien.

[0079] Das Verfahren führt zu einer verringerten Menge Abfallmaterial, Nebenprodukten, weniger Korrosionsproblemen, weniger Chemikalienverbrauch und verringertem Gewicht und Umfang der verwendeten Ausstattung. Wenngleich der Kernpunkt der obigen Diskussion auf wässrigen MDEA-Lösungen bestand, sollte es offensichtlich sein, dass andere Alkanolamine, einschließlich Gemische davon, oder sogenannte Aktivatoren ebenfalls in dieser Erfindung verwendet werden können. Das verbesserte Verfahren zur Desorption gemäß der vorliegenden Erfindung kann in jedem Verfahren verwendet werden, worin CO₂ aus einem Gas entfernt wird.

Patentansprüche

1. Verfahren zum Entfernen und Rückgewinnen von CO₂ aus Abgas von einer Strom- oder Wärmeerzeugungsanlage (einem Hauptkraftwerk) durch chemische Absorption beziehungsweise Desorption, bei dem das Abgas in einen Absorber eingespeist wird, der ein chemisches Absorbens enthält, wobei das CO₂ in dem Absorbens absorbiert wird und ein CO₂-verarmter Abgasstrom gebildet wird, und das CO₂-reiche Absorbens des Weiteren in einen Desorber eingespeist wird, wo CO₂ von dem Absorbens entfernt wird und das im Wesentlichen CO₂-freie Absorbens zu dem Absorber zurückgeführt und das desorbierte CO₂-Gas abgelassen wird, dadurch gekennzeichnet, dass das Abgas abgekühlt und in einem Kompressor eines Sekundärkraftwerks, das in das Hauptkraftwerk, den Absorber und den Desorber integriert ist, erneut auf einen erhöhten Druck komprimiert wird, bevor es in den Absorber eintritt, und das aus dem Absorber austretende, CO₂-verarmte Abgas erneut erhitzt und des Weiteren in einem Expander in dem Sekundärkraftwerk expandiert wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das Sekundärkraftwerk eine Gasturbine oder einen Kompressor und ein Expandersystem in einer oder mehreren Stufen einschließt.

3. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂-verarmte Abgas in dem Sekundärkraftwerk auf nahezu atmosphärischen Druck expandiert wird, wodurch Energie zum Komprimieren des CO₂ enthaltenden Abgases vor Eintritt in den Absorber erzeugt wird.

4. Verfahren nach Anspruch 3, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂ enthaltende Abgas ohne Zwischenkühlung in dem Sekundärkraftwerk zwischen 5 und 30 bar komprimiert wird, bevor es in den Absorber eintritt.

5. Verfahren nach Anspruch 3, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂ enthaltende Abgas mittels eines zwischengekühlten Kompressors in dem Sekundärkraftwerk zwischen 5 und 30 bar und insbesondere zwischen 7 und 20 bar komprimiert wird, bevor es in den Absorber eintritt.

6. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂-verarmte Abgas durch Wärmetausch mit einem Teil des Abgasauslasses des Gasturbinenexpanders in dem Hauptkraftwerk erneut erhitzt wird.

7. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂-verarmte Abgas durch Wärmetausch mit einem Teil des Abgases in dem Sekundärkraftwerk oder Hauptkraftwerk und des Weiteren in einem unter Druck stehenden, beheizten Heizer, der sich in dem Hauptkraftwerk befindet, erneut erhitzt wird.

8. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂-verarmte Abgas durch Wärmetausch mit dem Abgas, das das zweite Kraftwerk verlässt, erneut erhitzt und mittels eines Combustors durch Zusatz eines Brennstoffs weiter erhitzt wird.

9. Verfahren nach Anspruch 8, dadurch gekennzeichnet, dass der Brennstoff Erdgas oder wasserstoffhaltiger Brennstoff oder beliebiger Brennstoff ist, der in einem Gasturbinen-Combustor verwendet werden kann.

10. Verfahren nach Anspruch 8, dadurch gekennzeichnet, dass das heiße verbrannte Gas, das den Combustor verlässt, auf nahezu atmosphärischen Druck expandiert wird.

11. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das CO₂-reiche Absorbens auf einen ausreichend hohen Druck gepumpt wird, um die Verflüssigung von CO₂ mit Kühlwasser zu ermöglichen, und dann erhitzt wird, bevor es in einen ersten Gas-Flüssig-Abscheider eingespeist wird, in dem die erreichte Temperatur ausreichend hoch ist, damit eine wesentliche Fraktion des CO₂ desorbieren kann, wodurch CO₂-verarmtes Absorbens zurückbleibt.

12. Verfahren nach Anspruch 11, dadurch gekennzeichnet, dass das entspannte Gas, das aus CO₂, Wasser und der chemisch aktiven Komponente besteht, zu einem Dephlegmator geführt wird, wo es abgekühlt wird, während das chemisch aktive Absorbens vorzugsweise kondensiert und zum Herunterfließen an dem Dephlegmator und Zurückfließen zu dem Gas-Flüssig-Abscheider gebracht wird.

13. Verfahren nach Anspruch 11 und 12, dadurch gekennzeichnet, dass die Temperatur im oberen Bereich des Dephlegmators geregelt wird, um im Wesentlichen vollständige Rückgewinnung des chemisch aktiven Teils des Absorbens zu gewährleisten, während Wasserdampf für die nächste Stufe der Kondensation zurückbleibt.

14. Verfahren nach Anspruch 1 und 11, dadurch gekennzeichnet, dass die flüssige Fraktion aus dem ersten Gas-Flüssig-Abscheider in eine Desorptionskolonne eingespeist wird, die einen beliebigen Druck gleich oder unter dem Druck in dem Gas-Flüssig-Abscheider aufweisen kann.

15. Verfahren nach Anspruch 1 und 11, dadurch gekennzeichnet, dass die Desorptionskolonne eine oder mehrere Wärmequellen kolonnenabwärts aufweist, um Desorption von CO₂ und die Produktion von Wasserdampf zu gewährleisten, um als Strippgas zu wirken.

16. Verfahren nach Anspruch 15, dadurch gekennzeichnet, dass eine Wärmequelle ein Neben-Aufkocher in einer Stufe ist, in der der CO₂-Gehalt in der Flüssigkeit die Verwendung einer Wärmequelle bei einer Temperatur im Bereich von 100 bis 150 °C zulässt.

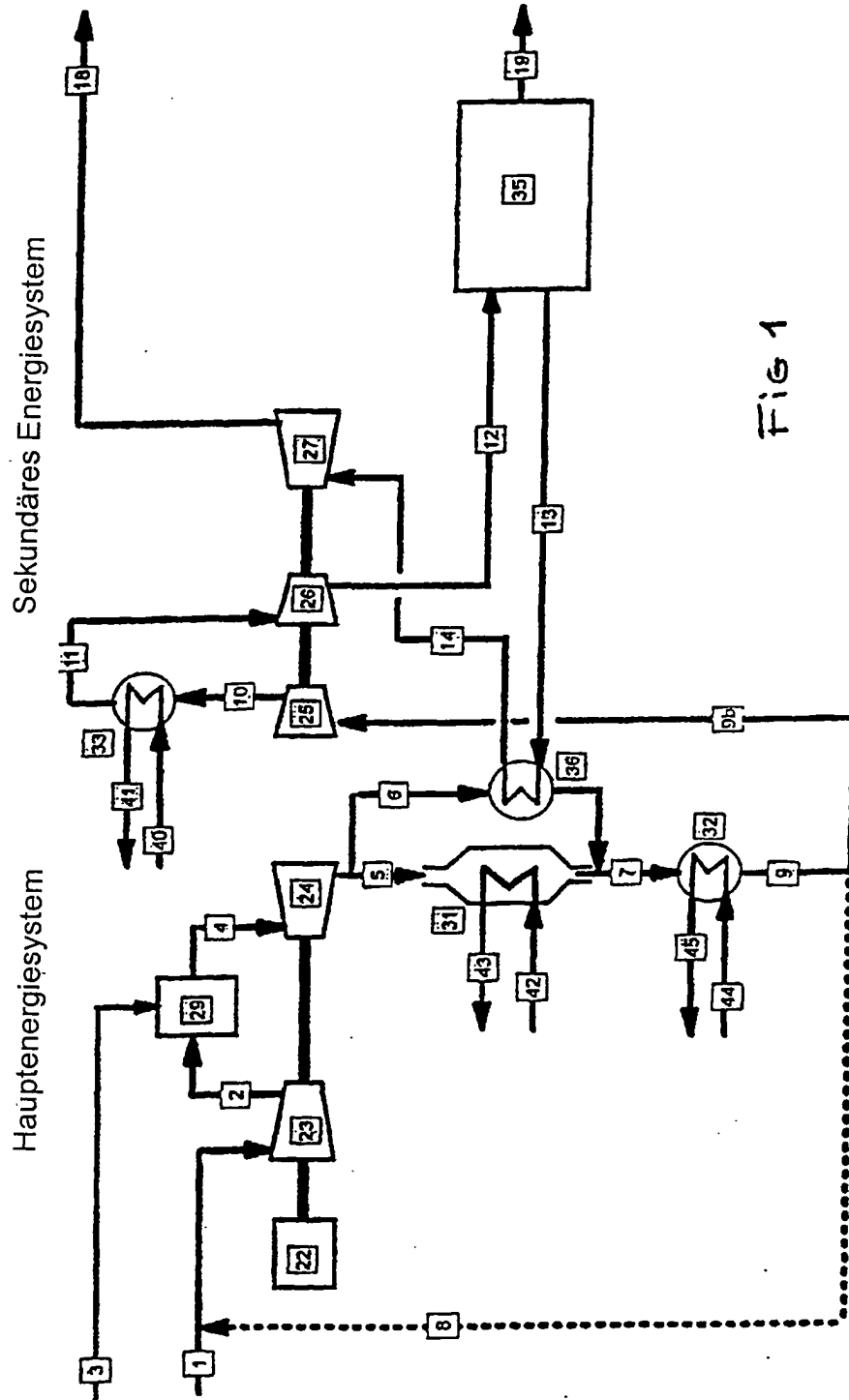
17. Verfahren nach Anspruch 15, dadurch gekennzeichnet, dass die letzte Wärmequelle an der Basis der Desorptionskolonne als Frischdampf bereitgestellt wird.

18. Verfahren nach Anspruch 11, dadurch gekennzeichnet, dass der Kopfproduktgasstrom der Desorptionskolonne, der aus CO₂, Wasser und der chemisch aktiven Komponente besteht, zu einem Dephlegmator geführt wird, wo er abgekühlt wird, während das chemisch aktive Absorbens vorzugsweise kondensiert und zum Herunterfließen an dem Dephlegmator und zurück in die Desorptionskolonne gebracht wird.

19. Verfahren nach Anspruch 11 und 18, dadurch gekennzeichnet, dass die Temperatur im oberen Bereich des Dephlegmators geregelt wird, um im Wesentlichen vollständige Rückgewinnung des chemisch aktiven Teils des Absorbens zu gewährleisten, während Wasserdampf für eine nächste Stufe der Kondensation zurückgelassen wird.

Es folgen 4 Blatt Zeichnungen

Anhängende Zeichnungen



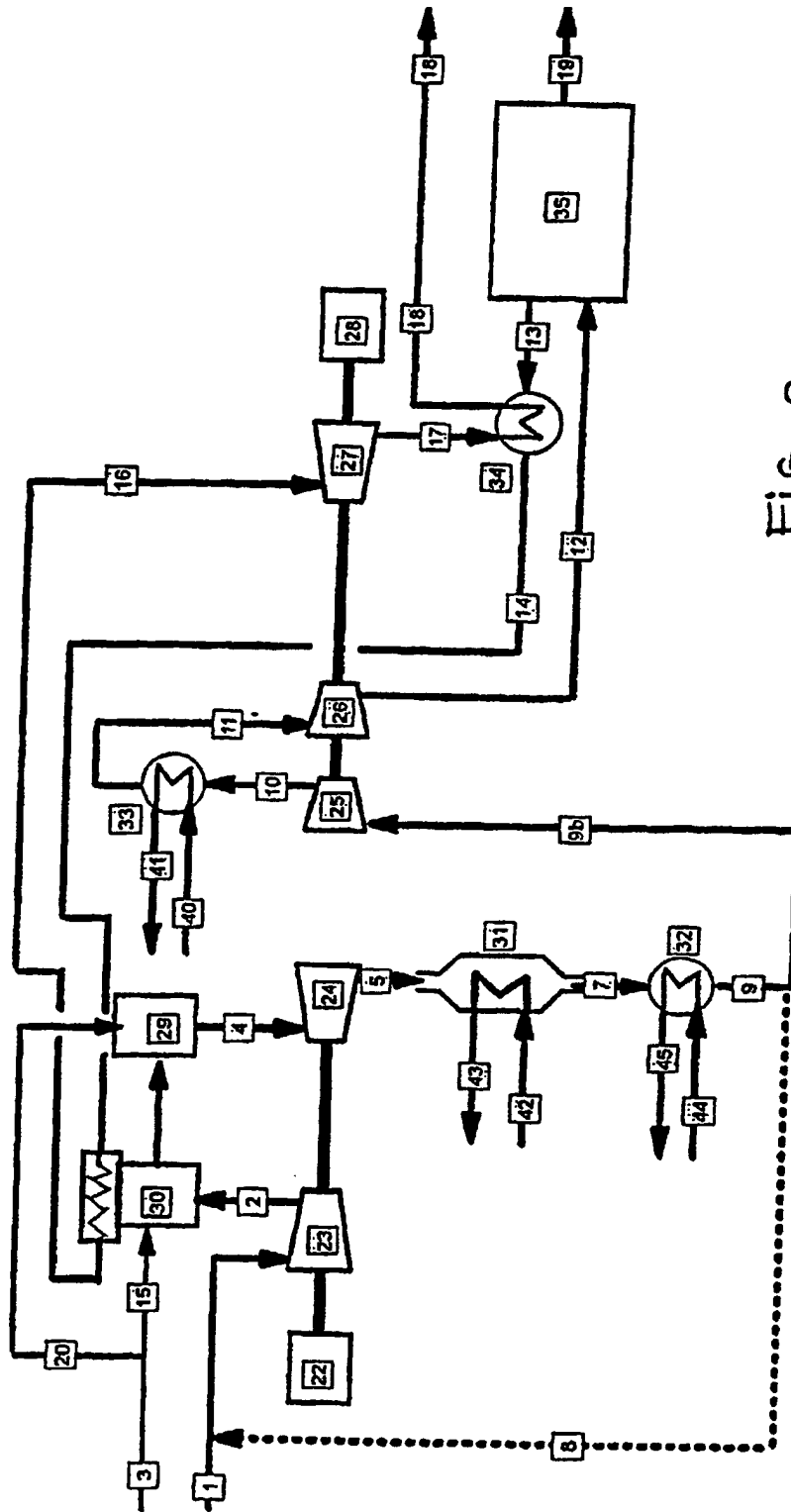


Fig 2

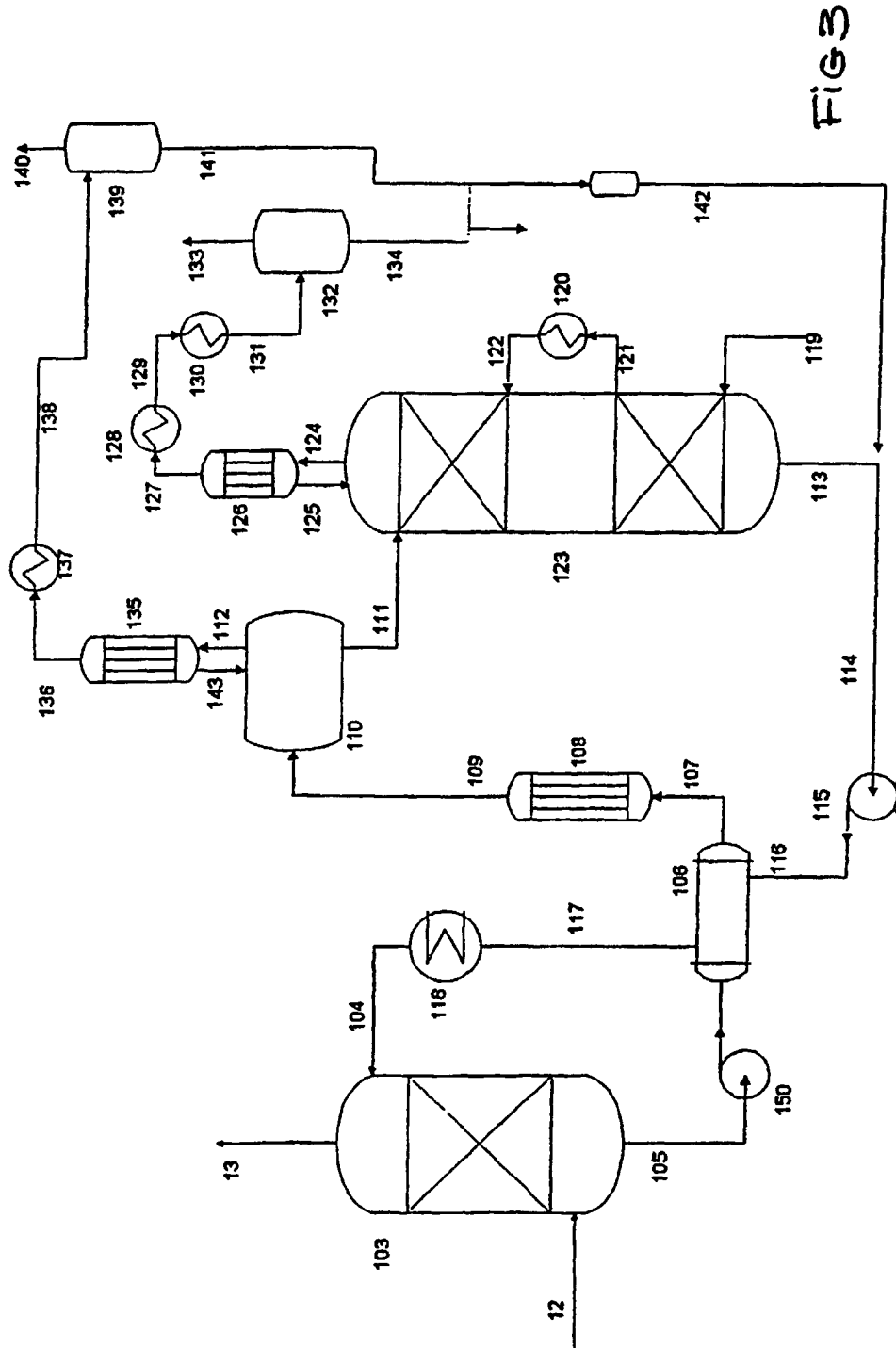


FIG 3

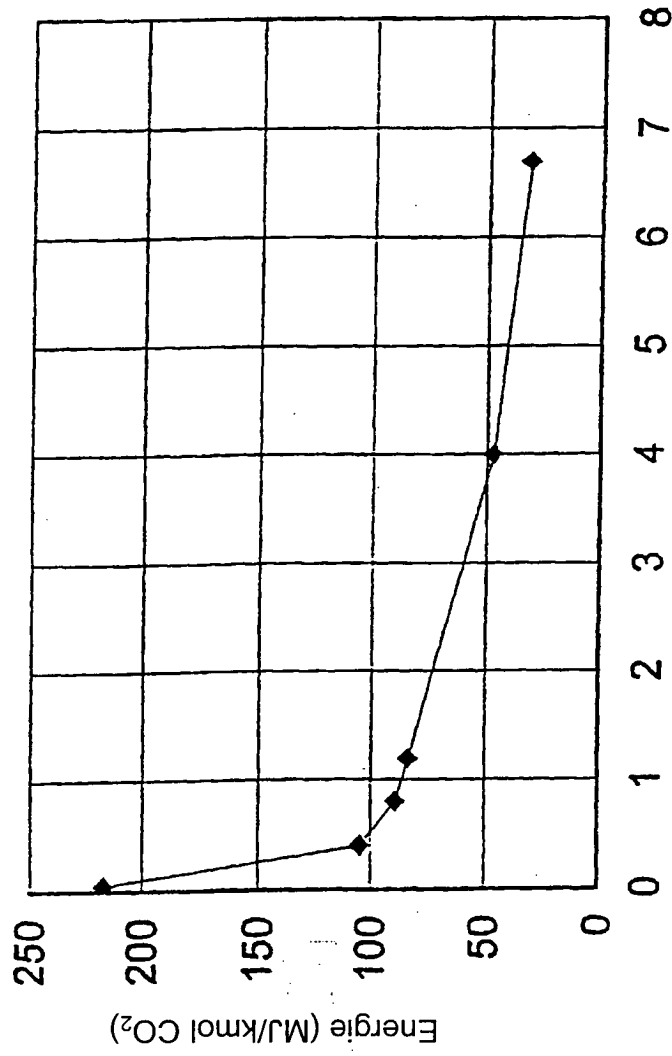


Fig 4

Partialdruck CO₂ (bar)