

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第4673624号
(P4673624)

(45) 発行日 平成23年4月20日(2011.4.20)

(24) 登録日 平成23年1月28日(2011.1.28)

(51) Int.Cl.

F I

B O 1 D 53/14 (2006.01)

B O 1 D 53/14 C

C 1 O L 3/10 (2006.01)

B O 1 D 53/14 1 O 3

C 1 O L 3/00 B

請求項の数 21 (全 16 頁)

(21) 出願番号 特願2004-538126 (P2004-538126)
 (86) (22) 出願日 平成14年9月17日(2002.9.17)
 (65) 公表番号 特表2005-538841 (P2005-538841A)
 (43) 公表日 平成17年12月22日(2005.12.22)
 (86) 国際出願番号 PCT/US2002/029810
 (87) 国際公開番号 W02004/026441
 (87) 国際公開日 平成16年4月1日(2004.4.1)
 審査請求日 平成17年6月28日(2005.6.28)

(73) 特許権者 500328312
 フルー・コーポレイション
 アメリカ合衆国、カリフォルニア・926
 56-2606、アリソ・ビエジョ、ワン
 ・エンタープライズ・ドライブ(番地なし)
 (74) 代理人 100062007
 弁理士 川口 義雄
 (74) 代理人 100114188
 弁理士 小野 誠
 (74) 代理人 100103920
 弁理士 大崎 勝真
 (74) 代理人 100124855
 弁理士 坪倉 道明

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 酸性ガスを除去するための構成および方法

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

供給ガスから酸性ガスを除去する方法であって、

少なくとも2758 kPaG(400 psig)の圧力で少なくとも5モル%の二酸化炭素を含んでいる供給ガスを吸収塔に供給し、吸収塔は、等熱勾配でまたは上から下へ減少する熱勾配で動作し、また吸収塔は、供給ガスから酸性ガスを少なくとも部分的に除去する物理溶剤を採用し、それにより、(1)物理溶剤およびセミリッチソルベントによって供給ガスから二酸化炭素を除去することにより、塔頂より抜き出される生成物を生成し、(2)吸収塔の上側部分での酸性ガスの吸収によりセミリッチソルベントを生成し、(3)セミリッチソルベントによる二酸化炭素の更なる吸収によりリッチソルベントを生成し、

セミリッチソルベントを少なくとも部分的に膨張したリッチソルベントの冷熱を用いて冷却し、

供給ガスを少なくとも部分的に膨張したリッチソルベントおよび吸収塔の塔頂より抜き出された前記生成物のストリームの冷熱を用いて冷却する、方法。

【請求項 2】

リッチソルベントは、少なくとも2つの工程で膨張され、1つの工程での膨張によって仕事をし、別の工程での膨張は、セミリッチソルベントのための冷却作用および任意にリッチソルベントから二酸化炭素を分離する工程で生成された二酸化炭素ストリームのための冷却作用を提供する請求項1に記載の方法。

10

20

【請求項 3】

リッチソルベントは、少なくとも 3 つの工程で膨張され、少なくとも 3 つの工程での膨張は少なくとも 3 つのフラッシング炭化水素蒸気ストリームを生成し、少なくとも 3 つのフラッシング炭化水素蒸気ストリームは吸収塔内に再循環される請求項 1 に記載の方法。

【請求項 4】

少なくとも 3 つのフラッシング炭化水素蒸気ストリームは、圧縮されて、圧縮されたフラッシング炭化水素蒸気ストリームを形成し、圧縮されたフラッシング炭化水素蒸気ストリームのジュール - トムソン冷却によって、さらなる冷却作用が提供される請求項 3 に記載の方法。

【請求項 5】

供給ガスは、少なくとも部分的に膨張したリッチソルベントによって冷却される請求項 1 に記載の方法。

【請求項 6】

供給ガスはさらに、吸収塔の塔頂より抜き出された前記生成物のストリームによって冷却される請求項 5 に記載の方法。

【請求項 7】

酸性ガスの少なくとも一部は、 $6.89 \text{ kPa A} \sim 68.9 \text{ kPa A}$ ($1 \text{ psia} \sim 10 \text{ psia}$) の圧力で、物理溶剤から除去される請求項 1 に記載の方法。

【請求項 8】

供給ガスは、 $2758 \text{ kPa G} \sim 20685 \text{ kPa G}$ ($400 \text{ psig} \sim 3000 \text{ psig}$) の圧力を有し、供給ガスは少なくとも部分的に脱水される請求項 1 に記載の方法。

【請求項 9】

供給ガスは、10 モル% ~ 75 モル% の酸性ガス含有量を有する請求項 1 に記載の方法。

【請求項 10】

供給ガスは天然ガスを含む請求項 1 に記載の方法。

【請求項 11】

吸収塔は、 $-31.7^\circ \text{C} \sim -42.8^\circ \text{C}$ ($-25^\circ \text{F} \sim -45^\circ \text{F}$) の下部温度で動作する請求項 1 に記載の方法。

【請求項 12】

リッチソルベントは膨張されて、リッチソルベントから二酸化炭素を分離する工程で生成された二酸化炭素ストリームのための冷却作用を提供する請求項 1 に記載の方法。

【請求項 13】

供給ガスは少なくとも 6895 kPa G (1000 psig) の圧力を有し、供給ガス内の酸性ガスの少なくとも一部は、膜分離器を使用して供給ガスから除去される請求項 1 に記載の方法。

【請求項 14】

少なくとも 5 モル% の酸性ガスを含む天然ガスを少なくとも 2758 kPa G (400 psig) の圧力で提供するように構成されたガス源と、

流体が流れるように前記ガス源に結合され、天然ガスを受け入れ、物理溶剤からセミリッチソルベントを形成するように構成された吸収塔と、

流体が流れるように前記吸収塔に結合され、セミリッチソルベントを冷却し、冷却されたセミリッチソルベントを、酸性ガスを吸収するのに適した温度で吸収塔に戻し、これにより、吸収塔でリッチソルベントの形成を可能とするように構成された冷却器と、

流体が流れるように吸収塔に結合され、さらに流体が流れるようにそれぞれ第 1 および第 2 の熱交換器に結合された第 1 および第 2 の膨張装置とを備え、

第 1 および第 2 の膨張装置ならびに第 1 および第 2 の熱交換器は、リッチソルベントの膨張により、第 1 および第 2 の熱交換器でそれぞれ天然ガスおよびセミリッチソルベントを冷却することを可能とするように構成されており、

第 1 および第 2 の膨張装置ならびに第 1 および第 2 の熱交換器は、吸収塔が等熱勾配で

10

20

30

40

50

または上から下へ減少する熱勾配で動作することを可能とするようにさらに構成されている、プラント。

【請求項 15】

第1および第2の熱交換器は、天然ガスおよびセミリッチソルベントの冷却が吸収塔内で、等熱勾配または上から下への減少する熱勾配を提供するように構成されている請求項14に記載のプラント。

【請求項 16】

第1および第2の膨張装置は、リッチソルベントから少なくとも1つのフラッシング炭化水素蒸気ストリームの形成を可能とするように構成されており、プラントがさらにフラッシング炭化水素蒸気ストリームを受け取り、吸収塔にフィードバックするのに適した圧力に圧縮するように構成された再利用圧縮器を備える請求項14に記載のプラント。

【請求項 17】

プラントが、再利用圧縮器に結合され、圧縮されたフラッシング炭化水素蒸気ストリームを膨張し、これにより圧縮されたフラッシング炭化水素蒸気ストリームに対する冷却を与えるように構成されたジュール・トムソン弁をさらに備える請求項16に記載のプラント。

【請求項 18】

プラントが、リッチソルベントを6.89 kPa A ~ 68.9 kPa A (1 psia ~ 10 psia) の圧力でストリップングし、これにより吸収塔に供給されるリーンソルベントを生成するように構成された真空ストリッパをさらに備える請求項16に記載のプラント。

【請求項 19】

ガス源は、天然ガスを少なくとも6895 kPa G (1000 psig) の圧力で提供するように構成されており、プラントがさらに流体が流れるようにガス源に結合され、天然ガスの酸性ガスの少なくとも一部を除去することを可能とするように構成された膜分離器を備える請求項14に記載のプラント。

【請求項 20】

フラッシング炭化水素蒸気ストリームを圧縮し、液体生成物である炭化水素液体ストリームの取り出しを可能とするように、圧縮後の炭化水素蒸気ストリームを冷却する請求項3に記載の方法。

【請求項 21】

プラントが、リッチソルベントを受け取り、仕事をするか、リッチソルベントから二酸化炭素を分離する工程で生成された二酸化炭素ストリームのための冷却作用を提供するか、の少なくとも一方を行うように構成された第3の膨張装置をさらに備える請求項14に記載のプラント。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明の分野は、供給ガスからの酸性ガスの除去であり、特に、二酸化炭素含有量の高い供給ガスからの酸性ガスの除去に関する。

【背景技術】

【0002】

種々のガスストリームからの酸性ガスの除去、特に、天然ガスストリームからの二酸化炭素の除去は、種々のガス源の酸性ガス含有量が比較的高いか、または、徐々に増加するために、益々重要なプロセスになってきた。たとえば、20% ~ 75%の範囲の高い二酸化炭素濃度を含む比較的大きな天然ガス資源（たとえば、アラスカ、北アメリカ大陸、ノルウェー、東南アジア、またはメキシコ湾）が存在する。さらに、増進回収法（EOR）が採用されるところでは、天然ガス内の二酸化炭素濃度は、徐々に増加して、二酸化炭素の少なくとも一部を除去するためにガス処理が通常必要となると思われる、かなりの濃度になるであろう。

【 0 0 0 3 】

現在、米国で生産される天然ガスの半分以上は、最少の処理を使用して、パイプライン仕様に適合するように処理され、こうした処理は、グリコール脱水および炭化水素除去を含むことが多い。二酸化炭素濃度の高い未処理ガスは一般に、多くは、経済的かつ／または技術的な考慮すべき問題のために、大地に放置される。

【 0 0 0 4 】

困難さの中でもとりわけ、不純物（主に、水、硫化水素、および／または、二酸化炭素）の除去は一般に、処理済み天然ガスをパイプラインを通して輸送するのに必要とされ、生産コストを大幅に増加させる。さらに、多くの知られている酸性ガス除去プロセスはまた、メタンおよび他の炭化水素の一部を除去する。（炭化水素の約 2 % 未満の損失は通常許され、5 ~ 10 % の損失は、生成ガス値が高いか、または、他の利点によって埋め合わせられる場合は許されるが、10 % を超える損失は通常許されない。）さらに、除去された二酸化炭素は通常、環境的な影響を減らし、増進回収のために、再圧縮して、高压構成物に戻されなければならない、エネルギー集約的であり、したがって、経済的に魅力がない。

【 0 0 0 5 】

酸性ガス除去に関連する欠点の少なくとも一部を解決するために、多くのプロセスが開発され、種々の種類に分類されることができ、適切なガス処理の選択は主に、ガス組成、プラントのサイズと場所、およびその他の変数によって決まることになる。

【 0 0 0 6 】

たとえば、1 つの種類では、1 つまたは複数の膜を使用して、ガス供給ストリームから酸性ガスを物理的に分離し、典型的な膜システムは、前処理スキッドおよび一連の膜モジュールを含む。膜システムは、種々のガス容積の処理および生成ガス仕様に対処することに対して著しく適合性があることが多い。さらに、膜システムは、比較的小型で、一般に、動く部品がなく、したがって、膜システムが、沖合いでのガス処理のための特に実行可能なオプションとなっている。しかし、全て、または、ほとんど全ての単一ステージの膜分離器は、比較的选择性がなく、したがって、メタンおよび炭化水素含有量が比較的高い二酸化炭素透過ストリーム（排出されるか、焼却されるか、低 B T U 燃料ガスとして使用されるかのいずれかである）を生成する。その結果、メタンおよび炭化水素の高い損失が、このプロセスの使用を望ましくなくかつ経済的でなくさせる傾向がある。しかし、こうした損失を減らすために、ステージ間再圧縮を有する複数ステージの膜分離器を使用してもよい。しかしながら、そのようなシステムはエネルギー集約的であり高価である傾向がある。

【 0 0 0 7 】

別の種類では、酸性ガスと反応して、酸性ガスとの錯体（通常、非共有結合）を形成する化学溶剤が採用される。酸性ガスと溶剤の間の化学反応を伴うプロセスにおいて、生ガスは通常、無機弱酸のアルカリ塩溶液を使用して（たとえば、B e n s o n に対する米国特許第 3 , 5 6 3 , 6 9 5 号明細書）、または、有機酸または塩基のアルカリ溶液を使用して（H u t c h i n s o n に対する米国特許第 2 , 1 7 7 , 0 6 8 号明細書）洗浄される。化学溶剤システムの 1 つの特定の利点は、こうしたシステムが通常、メタンを吸収する程度が比較的低いことである。さらに、化学溶剤システムは、酸性ガス含有量が非常に低い生成ガスを生成することが多い。

【 0 0 0 8 】

しかし、化学溶剤システムは、少なくともいくつかの点（上記を参照されたい）では有利である場合があるが、かなりの困難さを本来備えていることが多い。たとえば、一旦、化学溶剤が使われると、酸性ガスがフラッシュオフされ、熱を使用して溶剤が再生され、それによって、酸性ガス除去に大幅なコストを付加する場合がある。さらに、化学溶剤を使用するガス処理プラントの機械設備は、腐食または発泡の問題による故障を受けやすいことが多い。さらに、化学溶剤システムは通常、カラム、加熱器、空気冷却器、ポンプなどを含み、それらの全てが、頻繁な品質チェックおよび整備を必要とし、動作上の信頼性が、おそらくこうしたシステムの最も弱い特徴となっている。化学溶剤システムのさらに

10

20

30

40

50

別の欠点は、生成ガスおよび二酸化炭素が通常、パイプライン仕様に適合するために、さらに乾燥されなければならないことである。さらに、量が増加する酸性ガスを吸収するのに必要とされる化学溶剤の量は一般に、酸性ガス量に比例して増加し、そのため、酸性ガス含有量が、供給ガス内で徐々に増加するところでは、化学溶剤の使用が問題となる。

【0009】

さらなる種類では、物理溶剤が、供給ガスからの酸性ガスを除去するのに採用され、物理溶剤は、酸性ガスの分圧と共に物理溶剤の潜在的な処理能力が増加するため（ヘンリーの法則）、酸性ガスの分圧の高いガスを処理するのに特に有利である。物理溶剤を使用すると、特定の酸性ガスの吸収は、主として採用される特定の溶剤に依存し、さらに溶剤の圧力および温度に依存する。たとえば、メタノールが、Herbert他に対する米国特許第2,863,527号明細書に例示される、低沸点有機物理溶剤として採用されてもよい。しかし、極低温で溶剤を維持するための冷凍型冷却要求は比較的高く、プロセスは、望まれる以上のメタンおよびエタン吸収を示すことが多くなり、それによって、再圧縮および回収のために大きなエネルギー入力が必要となる。

【0010】

別法として、Kohl他に対する米国特許第2,926,751号明細書に記載される炭酸プロピレンを含む物理溶剤、および、Hochgesand他に対する米国特許第3,505,784号明細書に記載されるNメチルピロリドンまたはグリコールエーテルを使用する物理溶剤は、周囲温度または周囲温度より少し低い温度で作用することができる。さらに知られている方法では、物理溶剤はまた、ポリグリコール、具体的には、Porter他に対する米国特許第2,649,166号明細書に示されるジメトキシテトラエチレングリコールのエーテル、または、Preusser他に対する米国特許第3,773,896号明細書に記載されるN置換モルホリンを含んでもよい。物理溶剤の使用は、化学溶剤または膜に伴う問題の少なくとも一部を回避するが、種々の新たな困難さが生ずる。とりわけ、最もよく知られている溶剤プロセスは、有効な熱交換統合構成を欠き、かなりの冷凍作用および/または高い溶剤の循環を必要とすることが多く、溶剤再生に熱を必要とする場合がある。知られている物理溶剤プロセスのほとんど、または、ほぼほとんどにおいて、高い溶剤循環のために、メタンおよび炭化水素の同時吸収が比較的高くなりえる。

【0011】

さらに、生成ガス内で二酸化炭素含有量が比較的低いことが必要とされるところでは、種々の物理溶剤プロセスは、溶剤再生のために蒸気または外部熱を必要とする。典型的な物理溶剤プロセスは、従来技術の図1に例示され、概念的には比較的単純であり、供給ガスから二酸化炭素を除去するために、冷たいリーンソルベントの使用を採用する。溶剤は、低圧に連続してフラッシングされることによって再生され、フラッシングされた溶剤は、その後、吸収塔に吸い上げられ、そこで、溶剤は、（リッチソルベントか、リーンソルベント回路のいずれかの）外部冷凍作用を使用して冷却される。ほとんどの場合、溶剤再生には、蒸気または燃料燃焼加熱器が必要とされる。

【0012】

こうしたプロセスでは、二酸化炭素が溶剤によって吸収されるため、二酸化炭素の溶解熱は、溶剤温度を上昇させ、吸収塔にわたって上から下へ増加する温度プロファイルが生じる。その結果、物理的吸収の1つの制限は、溶剤の二酸化炭素吸収能力を制限する比較的高い吸収塔の下部温度にある。制限された吸収能力に伴う問題を解決するために、溶剤循環レートを増加してもよい。しかし、溶剤循環の増加は、冷凍作用コストおよび溶剤を吸い上げるためのエネルギー消費を著しく増加させる。さらに悪いことに、知られている溶剤プロセスの高い溶剤循環は、（同時吸収による）メタンおよび炭化水素の損失の増加につながるであろう。知られている物理溶剤プロセスのさらに別の望ましくない態様は、吸収塔の上部に入る、低いリーンソルベント温度による、熱物質移動が問題となることである。知られているプロセスにおいて、溶剤循環を減らすのに、比較的低温のリーンソルベントが必要とされるが、リーンソルベントの温度をさらに下げると、溶剤の表面張

力および粘度が増加し、最終的に水圧の問題につながるために、望ましくなくなる。

【 0 0 1 3 】

さらに、溶剤を使用する、知られている酸性ガス除去プロセスの全てまたはほとんど全てにおいて、酸性ガスは、低い、すなわち、実質的に大気圧にある再生器において除去される。その結果、また、二酸化炭素が E O R のために後で使用される場所では特に、分離された二酸化炭素は、かなりの圧力まで圧縮されなければならない、さらにプロセスコストが増加する。そのため、供給ガスから酸性ガスを除去する種々の構成および方法が知られているが、それらの全てまたはほとんど全ては、1つまたは複数の欠点に苦しむ。

【 発明の開示 】

【 発明が解決しようとする課題 】

10

【 0 0 1 4 】

したがって、改善された酸性ガス除去のための方法および構成を提供する必要がやはり存在する。

【 課題を解決するための手段 】

【 0 0 1 5 】

本発明は、少なくとも 4 0 0 p s i g の圧力で、かつ、少なくとも 5 モル % の二酸化炭素を含む供給ガスを受け入れる吸収塔を備えるプラントの方法および構成を対象とし、吸収塔は、等熱勾配でまたは上から下へ減少する熱勾配で動作し、吸収塔は、供給ガスから酸性ガスを少なくとも部分的に除去するために、物理溶剤を採用する。

【 0 0 1 6 】

20

好ましいプラントの吸収塔は、セミリッチソルベントおよびリッチソルベントを生成し、セミリッチソルベントは、少なくとも部分的に膨張したリッチソルベントによって冷却される。好ましい吸収塔は、少なくとも 2 つの工程で膨張するリッチソルベントを生成し、1つの工程での膨張は仕事を生成し、別の工程での膨張は、吸収塔によって生成されたセミリッチソルベントと二酸化炭素生成物の少なくとも一方のための冷凍作用を提供することがさらに意図される。好ましい吸収塔のさらなる態様では、吸収塔は、少なくとも 3 つの工程で膨張するリッチソルベントを生成し、少なくとも 3 つの工程での膨張は少なくとも 3 つの再利用ストリームを生成し、少なくとも 3 つの再利用ストリームは吸収塔内に供給される。(少なくとも 3 つの再利用ストリームは、さらに圧縮されてもよく、圧縮された再利用ストリームを形成し、圧縮された再利用ストリームのジュール - トムソン冷却 (c o o l) によって、さらなる冷凍作用が提供されてもよい。) 吸収塔は、約 - 2 5 ° F ~ 約 - 4 5 ° F の下部温度で動作し、二酸化炭素生成物に冷凍作用を提供するために膨張するリッチソルベントを生成することがさらに意図される。

30

【 0 0 1 7 】

したがって、意図される吸収塔は、少なくとも 5 モル % の酸性ガスを含み、かつ、少なくとも 4 0 0 p s i g の圧力を有する天然ガスを受け入れ、吸収塔内で酸性ガスの少なくともある部分を吸収して、セミリッチソルベントを形成する物理溶剤を含むことができ、クーラが、吸収塔に流体連結し、セミリッチソルベントセミリッチソルベントを受け入れ冷却し、冷却されたセミリッチソルベントセミリッチソルベントを吸収塔に戻し、冷却されたセミリッチソルベントはさらに、酸性ガスの少なくとも別の部分を吸収して、リッチソルベントを形成し、天然ガスおよびセミリッチソルベントは、リッチソルベントの膨張によって少なくとも部分的に冷却される。

40

【 0 0 1 8 】

本発明の種々の目的、特徴、態様、および利点は、添付図面と共に、本発明の好ましい実施形態の以下の詳細な説明からより明らかになるであろう。

【 発明を実施するための最良の形態 】

【 0 0 1 9 】

本発明者等が発見したことは、酸性ガス、特に二酸化炭素は、吸収塔が、少なくとも 4 0 0 p s i g の圧力の供給ガスを受け入れる構成および方法を使用して、少なくとも 5 モル % の二酸化炭素を含む供給ガスから除去されることができ、吸収塔は、等熱勾配でまた

50

は上から下へ減少する熱勾配で動作し、吸収塔は、供給ガスから酸性ガスを少なくとも部分的に除去するために、物理溶剤を採用する。

【 0 0 2 0 】

本明細書で使用される「等熱勾配」という用語は、吸収塔の上側部分の物理溶媒の温度が、吸収塔の中央および下側部分の物理溶媒の温度とほぼ同一である（せいぜい 10°F の温度の絶対偏差）ことを意味する。同様に、本明細書で使用される「上から下へ減少する熱勾配」という用語は、吸収塔の上側部分の物理溶媒の温度が、吸収塔の中央および／または下側部分の物理溶媒の温度より高いことを意味する。

【 0 0 2 1 】

本明細書でさらに使用され、また、カラムまたは吸収塔に関して、「上側」および「下側」という用語は、互いに関連があると理解されるべきである。たとえば、カラムまたは吸収塔の、「上側」部分からのストリームの取り出しまたは付加は、取り出しまたは付加が、カラムまたは吸収塔の「下側」領域からのストリームの取り出しより（カラムまたは吸収塔が動作している時の地面に対して）位置が高いことを意味する。そのため、別の視点から見ると、「上側」という用語は、カラムまたは吸収塔の上側半分のことを言ってもよく、一方、「下側」という用語は、カラムまたは吸収塔の下側半分のことを言ってもよい。同様に、「中央」という用語が使用される場所では、カラムまたは吸収塔の、「中央」部分は、「上側」部分および「下側」部分に対する中間であることが理解されるはずである。しかし、カラムまたは吸収塔を指すのに「下側」、「中央」、および「下側」が使用されるところで、こうしたカラムが、これらの用語によって厳密に3つに分割され

10

20

【 0 0 2 2 】

本明細書でさらに使用される、数値と共に使用される時の「約」という用語は、特に指示がなければ、数値の 10% 以下の絶対偏差を指す。したがって、たとえば、「約 $10\text{モル}\%$ 」という用語は、 $9\text{モル}\%$ （この値を含める）～ $11\text{モル}\%$ （この値を含める）の範囲を含む。

【 0 0 2 3 】

図2に示す好ましい構成では、例示的なプラントは、（1）ガスを、通常 60°F のガス水和温度をちょうど超えた温度に冷却することによって、大量の水含有量を除去する1つまたは複数のガス冷却器と、（2）供給ガスの C_6+ 成分用の重質の炭化水素除去ユニットと、（3）水の露点が非常に低い供給ガスを生成するための、ガス脱水ユニット、好ましくは、分子篩ユニットまたはグリコールユニット（D r i z o）とを含むことができるガス前処理ユニット101を備える。水および重質炭化水素は、供給ガストリーム1から、水および重質炭化水素3として前処理ユニット101において除去されて、処理済み供給ガストリーム2が形成される。

30

【 0 0 2 4 】

処理済み供給ガストリーム2は、冷媒として吸収塔頭上ストリーム11を使用して、熱交換器103において通常 10°F ～ 40°F にさらに冷却されて、冷却済みで処理済みの供給ガストリーム7が形成され、ガストリーム7は、被結合再利用ストリーム8と混合されて、ストリーム9が形成され、熱交換器104においてさらに冷却されることが特に好ましい。この構成では、熱交換器104は、大気に減圧されたリッチソルベントストリーム28によって提供される冷凍作用を使用し、さらに、ストリーム9を、通常 -15°F ～ -45°F に冷却し、それによって、冷却済みストリーム10が形成される。こうして冷却されたストリーム10は、吸収塔の下側部分で吸収塔105に入る。処理済み供給ガストリームを比較的低温（たとえば、約 -15°F ～ 約 -45°F ）に冷却することは、吸収塔の下部温度を特に低いレベル（たとえば、約 0°F ～ 約 -40°F ）に維持し、低いレベルを使用して、リッチソルベントの二酸化炭素充填を最大にし、それによって、溶剤循環ならびにメタンおよび炭化水素の損失を最少にする。

40

【 0 0 2 5 】

側面冷却器108は、吸収器105の下側セクションの温度を所定の吸収温度に制御す

50

る、かつ/または、維持するために採用されることがさらに好ましい。こうした構成では、（吸収塔の上側部分での酸性ガスの吸収によって生成される）セミリッチソルベントストリーム13は、側面冷却ポンプ106によって吸い上げられ（ストリーム14）、油圧タービン111からのフラッシングされたリッチソルベントストリーム21を冷媒として使用して、熱交換器108で冷却される。通常、 $-10^{\circ}\text{F} \sim -40^{\circ}\text{F}$ の、こうして冷却された半リーンソルベントストリーム15は、吸収塔105の下側セクションに戻される。

【0026】

側面冷却器108用の冷媒は、油圧タービン111からフラッシングされたリッチソルベントストリーム21（減圧されたリッチソルベントストリーム）によって供給されることが特に好ましい。しかし、冷却はまた、種々の他の冷媒によって供給されてもよく、適した冷媒は、内部（プラント内で生成される）か、または、外部であってよいことが認識されるべきである。たとえば、側面冷却器108用の冷媒はまた、二酸化炭素のフラッシングによって、かつ/または、膨張タービンによって供給されてもよい。別法として、冷凍作用は、再利用ガス冷却器125およびJT弁（JT）140によって生成されるJT冷却によって、または、特に供給ガス圧が低い時に、外部冷媒37を有する交換器102の外部源によって、供給される、かつ/または、補充される。

【0027】

より重いガスが処理される時、炭化水素液体ストリーム150は、再利用ガス冷却器125の吐出部で形成されることが特に理解されるべきである。こうした液体生成物の回収は、ガスの再利用を減らしながら、このプロセスの経済的な利益を増すであろう。

【0028】

そのため、適した側面冷却器は有利には、酸性ガスの効率的な吸収のための最適な吸収温度を維持するように構成されてもよい。その結果、こうした構成では、吸収塔の中央部分は好ましくは、吸収塔の上側部分より低い温度で動作し、それは、溶剤が、二酸化炭素で充填される時（溶剤は通常、低い粘度および低い表面張力を示すであろう）に特に有利である。

【0029】

その場合、セミリッチソルベントは、吸収塔において、供給ガスから二酸化炭素をさらに吸収し、それによって、第1油圧タービン107を介して吸収器を出るリッチソルベント16が形成される。第1油圧タービン107は、吸収塔の下部圧力を、通常、供給ガス圧力の約半分に減らし、そのため、リッチソルベントが約 $-5^{\circ}\text{F} \sim -35^{\circ}\text{F}$ に冷却され、減圧されたリッチソルベントストリーム17が形成される。油圧タービンは、二酸化炭素含有量の膨張およびフラッシングによって、冷凍型冷却を生成し、一方、溶剤ポンプを駆動する軸の仕事を提供するため、エネルギー効率のよいデバイスであることが一般に意図される。

【0030】

リッチソルベント17は、分離器110にフラッシングされ、分離器110は、再利用圧縮器124およびストリーム8を介して吸収塔105に回収される第1フラッシング炭化水素蒸気（第1炭化水素再利用ストリーム19）を生成する。こうしてフラッシングされた溶剤ストリーム20は、第2油圧タービン111で半分だけ減じた圧力にさらに膨張させられ、（通常、 $-20^{\circ}\text{F} \sim -40^{\circ}\text{F}$ の、）膨張したリッチソルベントストリーム21を形成し、リッチソルベントストリーム21を使用して、熱交換器108内のセミリッチソルベントストリーム14を冷却する。通常、 $10^{\circ}\text{F} \sim -10^{\circ}\text{F}$ の熱交換器108からの、加熱されたリッチソルベント22は、分離器112で分離され、分離器112は、再利用圧縮器124を介して再利用される第2フラッシング炭化水素蒸気（第2炭化水素再利用ストリーム23）を生成する。分離器112からのフラッシングされた液体ストリーム24は、通常半分だけ圧力を減らすように、膨張JT弁113でさらに圧力を低下させられ、それによって、リッチソルベントを $5^{\circ}\text{F} \sim -15^{\circ}\text{F}$ に冷凍する。こうしてフラッシングされた溶剤25は、分離器114で分離され、分離器114は、再利用圧

10

20

30

40

50

縮器 124 を介して再利用される第 3 フラッシング炭化水素蒸気 (第 3 炭化水素再利用ストリーム 26) を生成する。第 1 および第 2 油圧タービン 107 および 111 から生成された電力を使用して、リーンソルベントポンプ 119、真空ポンプ 120、再利用圧縮器 124 の電力要求の一部を提供する、すなわち、電力を生成することができる。

【0031】

分離器 114 からのフラッシング液体 27 は、膨張 J T 弁 115 で圧力を降下させられて大気圧を超える圧力にされ、それによって、リッチソルベントを $-20^{\circ}\text{F} \sim -45^{\circ}\text{F}$ にさらに冷凍し、リッチソルベントは、その後、熱交換器 104 内の供給ガスを冷凍するのに使用される。通常、 $0^{\circ}\text{F} \sim -40^{\circ}\text{F}$ の、熱交換器 104 からの、加熱されたリッチソルベント 29 は、大気圧にある分離器 116 で分離されて、増進回収のために、排出されるか、または、使用されることができる、フラッシング二酸化炭素ストリーム 30 を生成する。溶剤再生効率をさらに向上させるために、大気フラッシング溶剤 31 は、J T 弁 117 を介して膨張させられて、ストリーム 32 内で真空圧力 (通常、 $1 \sim 10 \text{ psia}$) にされ、ストリーム 32 は、真空分離器 118 で分離されて、超リーンソルベントストリーム 34 およびフラッシングされた二酸化炭素蒸気ストリーム 33 が形成される。超リーンソルベントストリーム 34 は、リーンソルベントポンプ 119 によって吸収塔に吸い上げられ、二酸化炭素吸収のために、圧縮された超リーンソルベントストリーム 35 を介して送出される。二酸化炭素は、その後、真空ポンプ 120 を介して圧縮されて、圧縮された二酸化炭素ストリーム 37 が形成されてもよい。

【0032】

こうして生成した二酸化炭素ストリームは、増進回収に適した 95 モル % を超える CO_2 を含有すると思われることが特に理解されるべきである。必要な場合、フラッシュ分離器の温度を上昇させ、かつ/または、圧力を減らすことによって、純度の高い二酸化炭素を生成することができる。パイプライン二酸化炭素仕様に適合するように、生成ガスは通常、2% CO_2 を含有し、2% CO_2 は、真空分離器の真空圧力をさらに減らすことによって形成された超リーンソルベントを用いて、または、(真空ストリッピングを介した) ストリッピングガスの使用によってさらに減らすことができる。

【0033】

増進回収が特に望ましいところでは、本発明の主題による構成は、図 3 に示すように変更されてもよく、図 3 において、同じ数字は、図 2 に示すのと同じ部品を示す。図 3 によるプラント構成では、付加的な熱交換器 109 が採用されて、油圧タービン 107 からの減圧したリッチソルベントストリーム 17 を使用して二酸化炭素ストリーム 41 が冷却される。さらに、フラッシングされた二酸化炭素蒸気 33 は、真空ポンプ 120 内で大気圧に圧縮されて、ストリーム 36 と混合されて、ストリーム 38 が形成され、圧縮器 121 内でさらに圧縮される。圧縮された二酸化炭素ストリーム 39 は、熱交換器 122、123、および 109 によって連続して、(ストリーム 43 の) その液体状態に冷却される。外部冷凍作用 (44) を有する任意選択のトリムコンデンサ 124 は、二酸化炭素凝縮によって必要とされる冷凍作用負荷を補給するのに必要とされる場合がある。二酸化炭素の液体 43 は、通常、 4000 psig で、増進回収のために再注入するために、ポンプ 125 によってストリーム 46 に汲み上げられる。

【0034】

別法として、また、特に、供給ガス圧力が比較的 (たとえば、 1000 psig を超える) 高いところでは、図 4 に示すように、上流膜分離ユニットが採用されてもよく、図 4 において、同じ数字は、図 3 に示すのと同じ部品を示す。こうした構成では、増進回収のために、1 つまたは複数の膜分離器 102 は、通常 30% ~ 50% の二酸化炭素含有量を有し、かつ、高圧下にある透過ストリーム 5、および、他の二酸化炭素ストリームと結合することができる、通常 60% ~ 95% を有し、かつ、透過圧力下にある透過ストリーム 4 を生成するバルク二酸化炭素除去ユニットとして働くことが特に好ましい。もちろん、特定の二酸化炭素濃度は、少なくとも部分的に、使用される特定の膜分離器によって決まり、さらに、溶媒ユニット、ならびに、生成ガスおよび二酸化炭素ストリームの処理仕様

によって決まるであろう。別法として、または、付加的に、透過ストリームの一部は、再生ガスまたは脱水ユニット用のストリッピングガスとして使用されるのに適する場合がある。

【 0 0 3 5 】

供給ガス内の二酸化炭素含有量は、溶剤冷凍用の冷凍作用、ならびに油圧タービンおよびＪＴ弁を用いたリッチソルベントの膨張による二酸化炭素ストリームの融解負荷を提供することになることが特に認識されるべきである。（たとえば、比較的低い供給圧力で）付加的な冷凍作用が必要とされる場合、再利用ガス圧縮器 1 2 4 によるより高圧への圧縮、ガス冷却器 1 2 5 内での冷却、ＪＴ弁 1 4 0 を使用しての吸収塔圧力への圧力降下による、ＪＴ冷却によって、冷媒冷却を供給することができることがさらに理解されるべきである。

10

【 0 0 3 6 】

適した供給ガスに関して、多くの天然および合成供給ガスが適切であることが意図される。しかし、特に好ましい供給ガスは、天然ガス、特に、少なくとも約 5 モル％、より典型的には、少なくとも約 1 0 モル％、最も典型的には、少なくとも 1 0 ～ 7 5 モル％である二酸化炭素を有する天然ガスを含む。したがって、特に適した供給ストリームは、アラスカ、ノルウェー、東南アジア、およびメキシコ湾などの油およびガスフィールドからの天然ガス供給ストリームを含む。同様に、適した供給ガスの酸性ガス含有量（および、特に、二酸化炭素含有量）は、供給ガス源に応じて変わる場合があり、主に供給ガス源によって決まることになる。しかし、酸性ガス含有量は、少なくとも約 5 モル％、より典型的には、少なくとも約 1 0 モル％、最も典型的には、少なくとも 2 0 ～ 7 5 モル％であることが一般に好ましい。典型的な供給ガス組成は、以下の表 1 に示される。

20

【表 1】

| 成分 | モル% |
|------------------|-------|
| N ₂ | 0.88 |
| CO ₂ | 19.14 |
| H ₂ S | 0.00 |
| C ₁ | 72.69 |
| C ₂ | 5.29 |
| C ₃ | 1.40 |
| IC ₄ | 0.22 |
| NC ₄ | 0.26 |
| IC ₅ | 0.02 |
| NC ₅ | 0.01 |
| C ₆ | 0.08 |

30

表1

【 0 0 3 7 】

さらに、意図される供給ガスの圧力は、かなり変わる場合があり、適した圧力は、大気圧と数千 p s i g の間の範囲にあることが認識されるべきである。しかし、供給ガスは、少なくとも 4 0 0 p s i g、より典型的には、少なくとも 1 0 0 0 p s i g、さらにより典型的には、少なくとも 3 0 0 0 p s i g、最も典型的には、少なくとも 5 0 0 0 p s i g の圧力を有することが特に好ましい。さらに、供給ガス圧の少なくともある部分は、ウェル内に含まれるガス圧によることが一般に意図されるが、適切なところでは、圧力はまた、1 つまたは複数の圧縮器を使用して増加されてもよいことが認識されるべきである。

40

【 0 0 3 8 】

本発明の主題のさらなる態様では、意図される供給ガスは好ましくは、吸収塔に入る前に冷却され、供給ガスの冷却は、1 つまたは複数の熱交換器内の生成ガス（すなわち、吸収塔頭上ストリーム）によって少なくとも部分的に行われることになることが特に好ましい。冷却の程度について、供給ガスが種々の温度に冷却されてもよいことが一般に意図さ

50

れる。しかし、供給ストリームは、ちょうどガス水和ポイントを超えた温度に冷却されることになるのが特に好ましい。冷却された供給ガスストリームは、その後、分離器に供給され、分離器で、供給ガスに含まれる水の少なくともある部分が、冷却された供給ストリームから除去されて、部分的に脱水された供給ガスが形成されてもよい。

【0039】

こうして形成された部分的に脱水された供給ガスは、その後さらに、処理されて、より高い炭化水素（たとえば、 C^{+}_{6} ）を除去し、その後さらに、脱水ユニット（全ての知られているガス脱水ユニットが使用に適する）で脱水されてもよい。たとえば、さらなる脱水は、グリコールまたは分子篩を使用して実施されてもよい。吸収プロセスをかなり低い温度で実行することができるため、供給ガスの脱水は特に有利である。さらに、生成ガスおよび二酸化炭素は、非常に乾燥した状態で生成され、非常に乾燥した状態は、生成ガスの下流での脱水をなくす。

10

【0040】

さらなる好ましい態様で、また、特に供給ガス圧および/または二酸化炭素含有量が比較的高いところでは、脱水された供給ガスはさらに、膜分離器内で分離されて、増進回収のために使用することができる二酸化炭素濃厚透過ガスまたは脱水ユニットの再生ガス、および、下流での溶剤吸収のための非透過ガスが生成されてもよいことが意図される。しかし、供給ガス内の二酸化炭素含有量が、50%未満、最も典型的には、少なくとも10%～45%である時には、膜分離器の使用を必要としなくてもよい。膜分離器を使用した、特に好ましい意図される構成において、乾燥した非透過ガスは、冷却負荷が生成ガス（すなわち、吸収塔頭上ストリーム）によって供給される第1熱交換器、および、膨張したリッチソルベントによって冷却がさらに供給される第2熱交換器で冷却される。膜分離技術は、この分離にとって魅力的である。それは、分離のための駆動力として、ウェルヘッド（well head）の高いガス圧を使用して処理を達成することができるからである。セルロースアセテート膜などの従来の膜分離は、透過ストリームでのメタン損失を最少にしながら、二酸化炭素除去についての適切な選択性を提供することができる。

20

【0041】

したがって、適した吸収塔は、比較的高い圧力で動作することになることが特に認識されるべきであり、特に意図される高い圧力は、少なくとも500 psi、典型的に、少なくとも1000 psi、より典型的には、少なくとも3000 psi、最も典型的には、少なくとも5000 psiである。その結果、意図される吸収塔は、ガス相超臨界領域で動作してもよいことが認識されるべきである。本明細書で使用される「ガス相超臨界領域で動作する」という用語は、供給ガスの全てではない場合、少なくとも一部が、超臨界状態である条件下での吸収塔の動作のことを言う。さらに、ガス相超臨界領域で吸収プロセスを動作させることによって、これまでに知られているプロセスにおいて、現在大きな問題を提示する炭化水素凝縮が一般に避けられる。さらに意図される態様では、吸収塔のタイプは、特定の構成に限定される必要がなく、知られている全ての吸収塔の構成が、本明細書での使用に適していると考えられる。しかし、特に好ましい接触デバイスは、バックされたベッドまたはトレイ構成を含む。

30

【0042】

意図される吸収塔で採用される溶剤について、全ての物理溶剤およびその混合物が適していることが認識されるべきである。当技術分野で知られている多くの物理溶剤が存在し、例示的な好ましい物理溶剤は、炭酸プロピレン、リン酸トリブチル、ノーマルメチルピロリドン、ポリエチレングリコールのジメチルエーテル、および/または、種々のポリエチレングリコールジアルキルエーテルを含む。別法として、物理溶剤と同様な挙動を有する拡張第3級アミン（たとえば、ピペラジン）を含む他の溶剤が採用されてもよい。

40

【0043】

その結果、吸収塔は、酸性ガスが大幅に減った、特に、二酸化炭素が大幅に減った生成ガスを供給するであろう。さらに、吸収塔は、冷却され、脱水された供給ガスを受け入れるため、生成ガスは一般に、全てまたはほとんど全ての販売ガスの仕様、および、高圧パ

50

イブラインを通る輸送についての要件に適合することになることが認識されるべきである。吸収塔で形成されるリッチソルベントは、吸収塔の下側を比較的高い（たとえば、少なくとも 500 p s i、より典型的には 1000 ~ 3000 p s i の間の）圧力にしたままにし、そのため、リッチソルベントを利用して、分離プロセスにおける（たとえば、電気エネルギーの生成のための）仕事、および / または、種々のストリームの冷却を提供してもよいことが、さらに特に理解されるべきである。

【0044】

特に好ましい構成では、リッチソルベントは、第 1 油圧タービンを使用して、所定圧力に降下させられて、機械または電気エネルギーを生成し、減圧されたリッチソルベントは、その後、分離器で炭化水素を含有する第 1 再利用ストリームおよび第 1 リッチソルベントに分離され、その後（任意選択で）、（二酸化炭素が供給ガスから生成される）回収増進用途のために、二酸化炭素ストリームを冷凍する冷却材として採用される。炭化水素を含有する第 1 再利用ストリームは好ましくは、吸収塔に再利用され、一方、第 1 リッチソルベントはさらに、第 2 油圧タービンを使用して減圧されて、機械または電気エネルギーをさらに生成する。こうしてさらに減圧されたリッチソルベントストリームは、その後、熱交換器（好ましくは、吸収塔の側面冷却器）内の冷媒として採用され、熱交換器は、吸収塔内でセミリッチソルベントを冷却して、所望の吸収塔温度を維持する。熱交換器を通過した後、さらに減圧されたリッチソルベントストリームは、第 2 分離器で第 2 リッチソルベントおよび吸収塔に再利用される第 2 炭化水素含有再利用ストリームに分離される。第 2 分離器から、リッチソルベントストリームは、J T 弁によってさらに減圧され、その後、第 3 分離器で第 3 リッチソルベントおよび吸収塔に再利用される第 3 炭化水素含有再利用ストリームに分離される。減圧された第 3 リッチソルベントは、その後、大気圧にさらに減圧され、供給ガスを冷却するのに使用される冷凍作用を生成し、吸収塔を所望の低い下部温度に維持する。

【0045】

リッチソルベントを減圧することによって提供される冷凍作用によって、ほとんどの場合（特に、供給圧力が高い動作時に）、補助冷凍は必要とされない。余分な冷凍作用は、必要とされる場合、再利用ガス冷却器および J T 弁から生成される J T 冷却によって内部的に、または冷却を備えた交換器における外部源から得られてもよい。さらに、特定の熱交換器シーケンスは、供給ガス、溶剤循環、および二酸化炭素融解負荷要件に応じて変わる場合がある。たとえば、減圧された第 1 リッチソルベントを使用して、二酸化炭素ストリームではなく、供給ガスを冷凍してもよく、減圧された第 2 リッチソルベントは、側面冷却器ではなく、二酸化炭素ストリームの凝縮に使用されてもよく、減圧された第 3 リッチソルベント冷却器は、供給ガスを冷却する代わりに、側面冷却器に使用されてもよい。その結果、好ましい構成では、吸収プロセスの流体力学（h y d r o d y n a m i c）性能を向上させる所望の熱物理特性を有するリーンソルベントが高温で形成され、溶剤の二酸化炭素保持能力を最大にするリッチソルベントが可能な最も低い温度で形成される。したがって、意図されるプロセスは、現在知られている溶剤ベースの酸性ガス除去プロセスより、低い溶剤循環、低いメタンおよび炭化水素損失、および、低いエネルギー消費をもたらすであろう。

【0046】

リッチソルベントのフラッシングは、種々の構成で実施されてもよく、知られている全ての構成が本明細書で使用するのに適していることが、一般的に意図される。しかし、（仕事および / または冷却を供給した後の）リッチソルベントは、溶解した（d i s s o l v e d）二酸化炭素の少なくとも 80 %（より典型的には、少なくとも 90 %、最も典型的には、少なくとも 95 %）を放出するのに十分な圧力に降下されるのが一般に好ましい。こうして生成された二酸化炭素は、その後、（典型的に大気圧および大気以下の圧力で動作する）分離器で、リーンソルベントから分離される。こうして生成された二酸化炭素ストリームは、90 %を超える、より典型的には、少なくとも 95 %の二酸化炭素を有することが特に理解されるべきである。そのため、こうして形成された二酸化炭素ストリー

10

20

30

40

50

ムは、増進回収プロセスで採用するのに特に適している。

【 0 0 4 7 】

本発明の主題のさらに意図される態様では、分離器からのリーンソルベントは、J T弁を介して所定圧力にさらに降下され、真空分離器内に供給される。好ましい真空分離器は、液体シール真空ポンプによって生成される、約 $1 \sim 10 \text{ psia}$ の圧力で動作する。リーンソルベントからの（一般に、少なくとも 95% の純度を有する）残留二酸化炭素は、真空分離器で除去され、図3および図4に示す増進回収で採用されてもよい。物理溶剤は、その後、ガスをストリッピングすることによって補助することができる深い真空条件下で再生され、リーンソルベントポンプを介して吸収塔に再循環される。特に好ましい構成では、真空分離器は、超リーンソルベントを生成するために、ストリッピングガスとして希薄ガス（たとえば、生成ガスのある部分）を使用してもよい。しかし、代替の構成では、プラント内の他のストリームからのガス、および、さらに窒素または空気を含む、生成ガス以外の種々のガスもまた適している。こうした構成において、ガスストリッパと共に真空分離器を使用することは、一般に 1000 ppmv 未満の CO_2 濃度を有する処理ガスを生成することが可能な非常に希薄な溶剤を生成することがさらに理解されるべきである。

10

【 0 0 4 8 】

そのため、意図される構成は、高圧のパイプライン品質のガスおよび増進回収に使用することができる二酸化炭素液体ストリームを生成することになり、冷凍作用は、リッチソルベントの連続した減圧から生成される。特に好ましい構成では、意図される酸性ガス除去プラントは、外部冷凍作用なしで、かつ、高圧で動作してもよく、こうした構成は、増進回収でさらに使用するための二酸化炭素を凝縮するのに使用することができる冷凍作用を生成するであろう。吸収塔から吸収熱を除去するために冷媒を供給する以外に、連続した減圧は、再利用プロセス中にほぼ完全に回収される、フラッシュ蒸気を含有するメタンおよび炭化水素を吸収塔へ戻すであろう。さらに、吸収塔からの生成ガスおよび大気圧にある減圧された溶剤を採用して、吸収塔への供給ガスを冷却し、吸収塔の下部を望ましい低温範囲に維持する。したがって、熱交換構成は、等熱プロファイルに非常に近いが、減少する温度プロファイルのいずれかを有する吸収塔温度プロファイルを生成し、カラムの流体力学性能および吸収効率を改善する有利な物理特性をもたらすことが意図される。

20

【 0 0 4 9 】

特に好ましい構成では、また、供給ガスが天然ガスを含むところでは、生成ガスは、供給ガス内に存在する天然ガスの少なくとも 90% 、より典型的には、少なくとも 95% 、最も典型的には、少なくとも 99% を含むことが理解されるべきである。任意の理論または仮説によって制限されることを望まないが、生成ガスにおける天然ガスの比較的高い回収は、少なくとも1つの、より好ましくは3つの炭化水素を含有する再利用ストリームを吸収塔に戻すことによって、かつ/または、等熱勾配または上から下へ減少する熱勾配下で、吸収塔を動作させることによって達成されることが意図される。適した再利用ガス圧縮器は、第1および第2の炭化水素を含有する再利用ガスストリームを、冷却され、脱水された供給ガスの圧力に等しい圧力か、または、ほぼその圧力に圧縮することが可能な全ての圧縮器である。同様に、リーンソルベントポンプは、リーンソルベントを吸収塔内に導入するのに適した溶剤圧力を提供することになることが意図される。

30

40

【 0 0 5 0 】

その結果、本発明の主題による構成は、アミンまたは他の物理溶剤または膜を使用した高い二酸化炭素分圧での従来の二酸化炭素除去プロセスと比較すると、全体のエネルギー消費および資本コストを大幅に低減することが意図される。さらに、意図される構成およびプロセスは、一般的に、外部熱源または冷凍作用を必要とせず、それによって、エネルギー消費がさらに低減される。さらに、増進回収プロジェクトは、一般に、 10% から 60% の大きさまでの、供給ガス内の二酸化炭素濃度の増加を経験することが多いと思われる。意図される構成およびプロセスは、本質的に同じ溶剤循環によって、これらの変化に対処することができる。

50

【 0 0 5 1 】

意図される構成のさらなる利点は、低温で動作することおよび物理溶剤において水がないことにより、プロセスが一般的に、非腐食プロセスであることである。対照的に、二酸化炭素除去のための従来のアミンユニットは、こうしたプロセスが、腐食性であり、動作中に発泡防止剤および腐食防止剤注入を必要とすることが多いため、動作させ、維持するのに一般的により複雑である。さらに、意図される物理溶剤プロセスの別の利点は、アミンプロセスと違って、リッチソルベント内へ充填される二酸化炭素が、供給ガス内の二酸化炭素濃度の増加を伴って増加するだけであるため、溶媒循環レートは、二酸化炭素分圧の増加に敏感でないことである。アミンユニット設計では、アミン循環レートは、増加する二酸化炭素含有量に線形に増加する必要があるであろう。

10

【 0 0 5 2 】

意図される物理溶剤プロセスのさらに別の利点は、知られているアミン処理プロセスと比較して、簡便さおよび冷凍への耐性であり、そのため、サポートオフサイトおよびスチームボイラなどのユーティリティシステムが少ししか必要とされないことである。たとえば、高い二酸化炭素供給ガスを動作させる意図される構成は、リッチソルベントからの二酸化炭素のフラッシングが、必要な冷却および再生作用を提供するために、任意の冷却負荷を必要としない場合がある。本発明者等は、真空再生作用によるプラントの動作が、非常に低い残留 CO_2 含有量を達成する可能性があることをさらに意図する。

【 0 0 5 3 】

こうして、酸性ガスの除去を改善するための構成および方法についての具体的な実施形態および用途が開示されてきた。しかし、既に述べたもの以外のより多くの変更が、本明細書内の発明の考え方から逸脱することなく可能であることが当業者には明らかであるはずである。したがって、本発明の主題は、意図される添付特許請求の範囲の精神における以外は制約されない。さらに、仕様と意図される特許請求の範囲の両方を解釈する時に、用語は全て、文脈に整合する可能性のある最も広い方法で解釈されるべきである。特に、「備える」および「備えている」という用語は、非網羅的な方法で、要素、部品、またはステップを指すものとして解釈されるべきであり、参照された要素、部品、またはステップが、存在する、利用される、または、はっきりとは参照されない他の要素、部品、またはステップと組み合わせられてもよいことが指示される。

20

【 図面の簡単な説明 】

30

【 0 0 5 4 】

【 図 1 】 従来技術の、物理溶剤を使用した酸性ガス除去のための知られている例示的な構成を示す略図である。

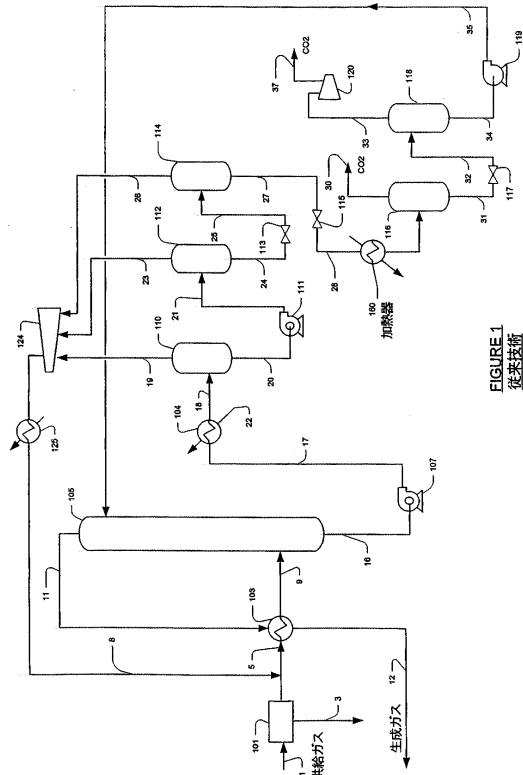
【 図 2 】 本発明の主題による酸性ガス除去のためのプラント構成を示す 1 つの例示的な略図である。

【 図 3 】 内部的に生成した冷凍作用を使用する、付加的な二酸化炭素液体生成による E O R のための、酸性ガス除去用のプラント構成を示す別の例示的な略図である。

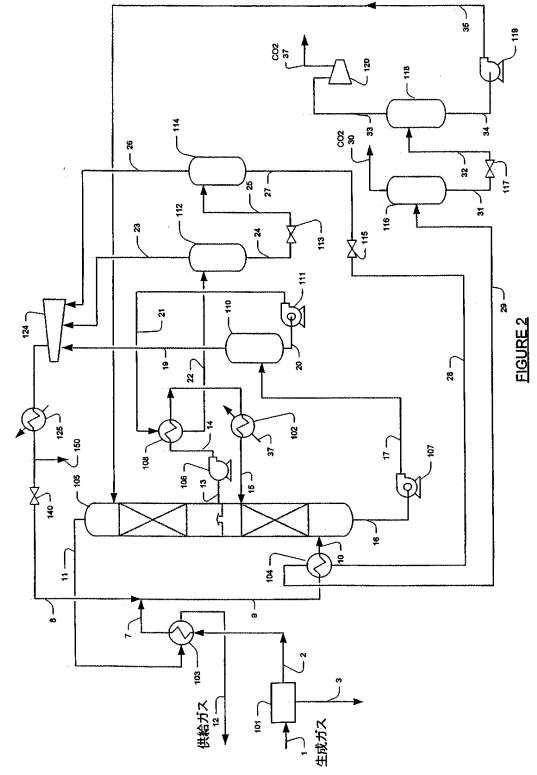
【 図 4 】 内部的に生成した冷凍作用を使用する、付加的な上流の膜分離および二酸化炭素液体生成によって構成された E O R のための、酸性ガス除去用のプラント構成を示すさらなる例示的な略図である。

40

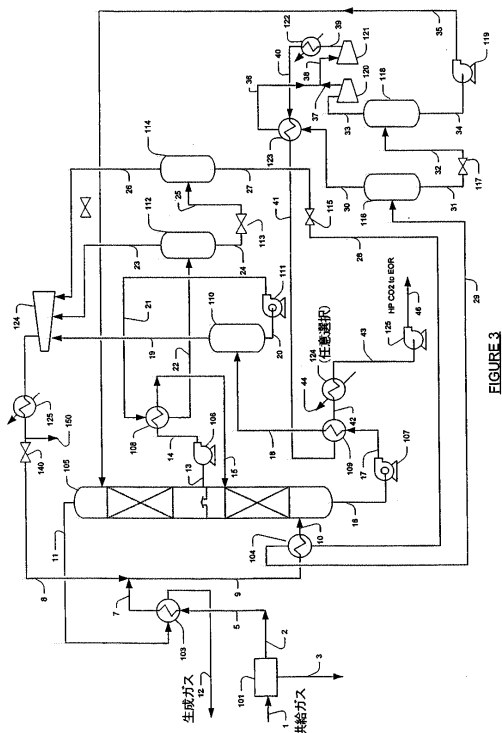
【図 1】



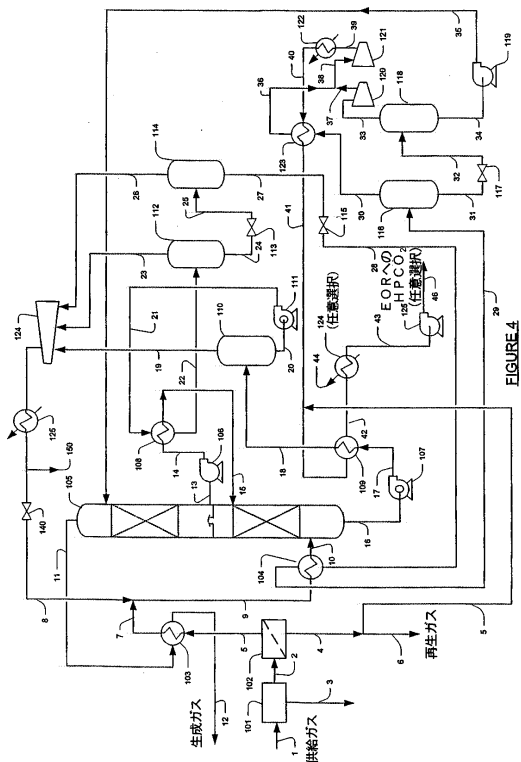
【図 2】



【図 3】



【図 4】



フロントページの続き

(72)発明者 マツク, ジョン

アメリカ合衆国、カリフォルニア・9 2 6 5 6、アリソ・ピエジヨ、ワン・エンタープライズ・ド
ライブ、フルー・コーポレイション

審査官 神田 和輝

(56)参考文献 特開昭55-111821(JP, A)

特開昭61-272288(JP, A)

米国特許第03001373(US, A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

B01D 53/14-53/18

B01D 53/34-53/85

C10L 3/00-3/12