

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 特 許 公 報 (B2)

(11) 特許番号

特許第4771663号
(P4771663)

(45) 発行日 平成23年9月14日 (2011.9.14)

(24) 登録日 平成23年7月1日 (2011.7.1)

(51) Int. Cl.

F I

B O 1 D 53/14 (2006.01)

B O 1 D 53/14

C

B O 1 J 3/00 (2006.01)

B O 1 J 3/00

A

C 1 O L 3/10 (2006.01)

C 1 O L 3/00

B

請求項の数 25 (全 14 頁)

(21) 出願番号 特願2003-585859 (P2003-585859)
 (86) (22) 出願日 平成14年4月15日 (2002.4.15)
 (65) 公表番号 特表2005-522326 (P2005-522326A)
 (43) 公表日 平成17年7月28日 (2005.7.28)
 (86) 国際出願番号 PCT/US2002/012050
 (87) 国際公開番号 W02003/089115
 (87) 国際公開日 平成15年10月30日 (2003.10.30)
 審査請求日 平成17年2月1日 (2005.2.1)

(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 100113332
 弁理士 一入 章夫
 (74) 代理人 100114188
 弁理士 小野 誠
 (74) 代理人 100103920
 弁理士 大崎 勝真

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 改良された酸性ガス除去のための構成および方法

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

少なくとも 5 m o l % の二酸化炭素を含む脱水されたフィードガスを受け取ってガス相超臨界領域で動作する吸収装置を含む、プラントであって、リーンな物理溶剤が、吸収装置の二酸化炭素の少なくとも一部を吸収して少なくとも 9 5 m o l % の二酸化炭素を含有する二酸化炭素流を形成し、そのリーンな物理溶剤を、吸収装置と流体連通するように結合されたストリップが形成する、前記プラント。

【請求項 2】

フィードガスは、フィードガスの水和点以上の温度に冷却され、冷却されたフィードガスは、吸収装置に入る前に脱水ユニットにおいて脱水される、請求項 1 に記載のプラント

10

【請求項 3】

フィードガスは少なくとも 3 0 0 0 p s i (2 0 . 6 9 M P a) の圧力を有する、請求項 1 に記載のプラント。

【請求項 4】

フィードガスは天然ガスを含む、請求項 1 に記載のプラント。

【請求項 5】

物理溶剤はプロピレンカーボネートを含む、請求項 1 に記載のプラント。

【請求項 6】

吸収装置がリッチ溶剤を形成し、このリッチ溶剤は、減圧により吸収装置に供給される

20

第一炭化水素リサイクル流を生成し、その後、減圧されたリッチ溶剤は二酸化炭素流を加熱する、請求項 1 に記載のプラント。

【請求項 7】

減圧されたリッチ溶剤によって吸収装置内へ供給する溶剤が冷却され、その後、そのリッチ溶剤を更に減圧することにより吸収装置に供給される第二炭化水素リサイクル流を生成する、請求項 6 に記載のプラント。

【請求項 8】

更に減圧されたリッチ溶剤は降下され、リーン溶剤および二酸化炭素流を形成するために分離装置内で分離される、請求項 7 に記載のプラント。

【請求項 9】

第一および第二炭化水素リサイクル流をコンプレッサによって圧縮し、圧縮された第一および第二炭化水素リサイクル流は脱水されたフィードガスと結合される、請求項 7 に記載のプラント。

【請求項 10】

リーン溶剤はリーンガスを使用して真空分離装置において処理され、それにより吸収装置のための物理溶剤を再生し、更に燃料ガスを発生する、請求項 8 に記載のプラント。

【請求項 11】

吸収装置は生成ガスを生成し、フィードガスは生成ガスにより冷却される、請求項 2 に記載のプラント。

【請求項 12】

フィードガスは天然ガスを含み、生成ガスは少なくとも 99% の天然ガスを含む、請求項 11 に記載のプラント。

【請求項 13】

二酸化炭素流は石油増進回収において使用される、請求項 1 に記載のプラント。

【請求項 14】

少なくとも 5 mol% の二酸化炭素を含む脱水されたフィードガスを受け取ってガス相超臨界領域で動作する吸収装置であって、吸収装置は、リッチ溶剤および二酸化炭素が少なくとも部分的に枯渇した生成ガスを生成するために、リーンな物理溶剤を使用する、吸収装置と、

リッチ溶剤を減圧する第一タービンと、減圧されたリッチ溶剤から第一炭化水素部分を分離し、それにより第一炭化水素リサイクル流および第一リッチ溶剤を生成する第一分離装置と、

第一リッチ溶剤を更に減圧する第二タービンと、吸収装置の底部温度を所望の温度範囲に維持するよう物理溶剤を冷却するための、更に減圧された第一溶剤を使用するクーラーと、を含み、

更に減圧された第一溶剤は、更に減圧された第一溶剤から第二炭化水素部分を分離する第二分離装置において分離され、それにより第二炭化水素リサイクル流および第二リッチ溶剤を生成し、第一および第二炭化水素リサイクル流は吸収装置に供給され、

ストリップが、第二リッチ溶剤からリーンな物理溶剤を再生する、

プラント。

【請求項 15】

フィードガスは少なくとも部分的に脱水される、請求項 14 に記載のプラント。

【請求項 16】

吸収装置に入る前に、フィードガスは生成ガスにより冷却される、請求項 15 に記載のプラント。

【請求項 17】

二酸化炭素流が第一リッチ溶剤を冷却するための冷却剤として使用される、請求項 14 に記載のプラント。

【請求項 18】

第二リッチ溶剤は二酸化炭素の少なくとも一部を除去するために更に減圧され、それに

10

20

30

40

50

よりリーン溶剤を形成する、請求項 14 に記載のプラント。

【請求項 19】

リーン溶剤は、リーンガスを使用し燃料ガスを生成する真空分離装置において更に処理され、それにより物理溶剤を再生する、請求項 18 に記載のプラント。

【請求項 20】

物理溶剤はプロピレンカーボネートを含む、請求項 18 に記載のプラント。

【請求項 21】

二酸化炭素流は石油増進回収において使用される、請求項 18 に記載のプラント。

【請求項 22】

収集トレイにより分離される少なくとも二つのストリップング部分を有するストリッパを更に含み、ストリッパは物理溶剤を再生する、請求項 14 に記載のプラント。 10

【請求項 23】

少なくとも 5 mol % の二酸化炭素を含む脱水されたフィードガスを受け取ってガス相超臨界領域で動作する吸収装置を提供することと、

リーンな物理溶剤を使用して二酸化炭素の少なくとも一部をフィードガスから除去し、それにより生成ガスおよびリッチ溶剤を形成することと、

吸収装置に供給される炭化水素リサイクル流を形成するようリッチ溶剤の圧力を減少し、それにより減圧されたリッチ溶剤を生成することと、

物理溶剤を冷却するために減圧されたリッチ溶剤を使用し、それにより吸収装置の底部温度を所望の温度範囲に維持し、加熱され減圧されたリッチ溶剤を形成すること、および 20

加熱され減圧されたリッチ溶剤を、二酸化炭素の少なくとも一部を含む流れと、リーン溶剤とに分離すること、を含む、

プラントを動作する方法。

【請求項 24】

フィードガスは 3000 psi (20.69 MPa) から 5000 psi (34.48 MPa) の間の圧力を有する、請求項 23 に記載の方法。

【請求項 25】

物理溶剤はプロピレンカーボネートを含む、請求項 23 に記載の方法。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

30

【0001】

本発明の分野は、様々なガス流からの酸性ガスの除去である。

【背景技術】

【0002】

様々なガス流からの酸性ガス除去、特に天然ガス流からの二酸化炭素除去は、様々なガス流の酸性ガス含有量が増加しているため、ますます重要な工程となっている。例えば、石油増進回収からの、天然ガスにおける二酸化炭素濃度は、一般に 10 % から約 60 % に増加する。従来技術において既知の酸性ガス除去のための多数の工程があり、それらの全て、またはほとんど全ては三つのカテゴリーのうち一つに分類されてよい。

【0003】

40

第一のカテゴリーにおいて、ガス状フィード流から酸性ガスを物理的に分離するために、一つ以上の膜が使用される。代表的な膜系は、予備処理スキッドおよび膜モジュールの連続を含む。膜系は、様々なガス容積の処理および生成ガス仕様を調節させるよう、しばしば極めて適応可能である。更に、膜系は比較的小型であり、従って膜系を、オフショアガス処理のための特に実行可能な選択肢にする。しかしながら膜系は、フィードガスにおける重質炭化水素含有量からの劣化に影響を受けやすい。更に、比較的低い二酸化炭素含有量への二酸化炭素除去は、膜分離装置の多数の段階および段階の間の再圧縮を一般に必要とし、これは比較的高価になる傾向がある。

【0004】

第二のカテゴリーにおいて、酸性ガスを有する（一般に非共有性）合成物を形成するた 50

めに酸性ガスに反応する、化学溶剤が使用される。酸性ガスと溶剤の間の化学反応を含む工程において、天然ガスは一般に、例えば米国特許第3,563,695号に説明される弱無機酸のアルカリ性塩溶液か、または例えば米国特許第2,177,068号に説明される有機酸または塩基のアルカリ性溶液で洗浄される。このような化学反応工程は一般的に、化学溶剤の熱再生および冷却を必要とし、多量の化学溶剤の再循環をしばしば含む。更に、酸性ガスの増加量を吸収するのに要求される化学溶剤の量は一般的に著しく増加し、従って化学溶剤の使用は、フィードガスにおいて酸性ガス含有量が時間と共に増加する、という点において問題となる。

【0005】

第三のカテゴリにおいて、フィードガスからの酸性ガスの除去のためにフィジカルな溶剤が使用され、酸性ガスがかなりの量において溶剤に反応する。酸性ガスの物質的吸収は、除去される特定の酸性ガス（例えば CO_2 または H_2S ）ガス状成分のための選択的な溶解性を有する溶剤の使用に主に依存し、溶剤の圧力と温度に更に依存する。例えば、米国特許第2,863,527号に例示されるように、メタノールが低沸点の有機フィジカルな溶剤として使用されてよい。しかしながら、冷却のためのエネルギー入力要求は比較的高く、工程は一般的に所望のメタンおよびエタン吸収よりも大きい吸収を示し、それにより再圧縮および回収のために大きいエネルギー入力を必要とする。

【0006】

あるいは、米国特許第2,926,751号に説明されるプロピレンカーボネートおよび、米国特許第3,505,784号に説明されるN-メチルピロリドンまたはグリコールエーテルを有する溶剤を含む、フィジカルな溶剤は、周囲温度または周囲温度よりわずかに低い温度において動作してよい。このような溶剤は冷却必要条件を有利に減少できるが、一方ほとんどのプロピレンカーボネート塩基吸収工程は、1000 psiより少ない吸収圧力（すなわち、準臨界圧力）に限定される。更に既知の方法において、フィジカルな溶剤はまた、ポリグリコールエーテルおよび、米国特許第2,649,166号に示される、特にジメトキシテトラエチレングリコールか、または米国特許第3,773,896号に説明されるN-置換モルホリンを含んでもよい。フィジカルな溶剤の使用は、化学溶剤および/膜に関連付けられる問題の少なくともいくつかを回避するが、一方様々な新たな困難が生じる。複数の中で、高圧フィードガスからの二酸化炭素除去は準臨界圧力にしばしば限定される。更に、水含有量が増加すると溶剤回路において凍結が起こり、従って比較的高温を必要とし、それにより吸収工程の効率を減少する。別の態様において、フィジカルな溶剤は一般的に、ppmレベルまでの酸性ガスの除去に適当な、極めてリーンな溶剤を生成するために、蒸気、または溶剤再生のための外部熱を必要とする。

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0007】

従って、フィードガスから酸性ガスを除去するための様々な構成および方法が既知であるが、それらの全て、またはほとんど全ては一つ以上の不都合をこうむる。従って、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性が未だ存在する。

【課題を解決するための手段】

【0008】

本発明は、フィード流から酸性ガス成分が除去されるプラントの方法および構成に関し、フィード流は少なくとも5mol%の二酸化炭素を含み、少なくとも1000 psiの圧力を有する。

【0009】

本発明の主題の一つの態様において、プラントは、ガス相超臨界領域で動作し、少なくとも5mol%の二酸化炭素を含む脱水されたフィードガスを受け取る吸収装置を含み、フィジカルな溶剤は少なくとも95mol%の二酸化炭素を含有する二酸化炭素流を形成するために吸収装置の二酸化炭素の少なくとも一部を吸収する。

【0010】

このような構成におけるフィードガスは、水含有量の大部分を除去するためにフィードガスの水和ポイント以上の温度に好ましくは冷却され、冷却されたフィードガスは次いで、吸収装置に入る前に脱水ユニットにおいて脱水される。フィードガス（例えば天然ガス）は約3000 psigから約5000 psigの間の圧力を有することが更に好ましい。

【0011】

特に好ましいフィジカルな溶剤はプロピレンカーボネートを含み、吸収装置は減圧されたフィジカルな溶剤からリッチ溶剤を形成し、それにより二酸化炭素流の冷却を提供し、更に吸収装置に供給される第一炭化水素リサイクル流を提供することが企図される。また別の態様において、減圧されたリッチ溶剤は更に減圧され、それにより吸収装置内の溶剤の冷却を提供し、更に吸収装置に供給される第二炭化水素リサイクル流を提供する。更に減圧されたリッチ溶剤は次いで降下されてよく、リーン溶剤および二酸化炭素流を形成するために分離装置内で分離されることができ。

10

【0012】

炭化水素リサイクル流が発生される場所において、このような流れがコンプレッサにおいて吸収装置の圧力に圧縮され、圧縮され結合されたりサイクル流は次いで、脱水されたフィードガスと混合されることができることが企図される。好ましい構成におけるリーン溶剤は、ストリッピングガスを使用して真空ストリッピングユニットにおいて処理されてよく、それにより吸収装置のためのフィジカルな溶剤を再生し、更に燃料ガスを発生し、吸収装置からの生成ガスはフィードガスを冷却してよい。本発明の主題を限定するものではないが、生成ガスが少なくとも99%の天然ガスを含み、二酸化炭素流が石油増進回収において使用されることが、更に好ましい。

20

【0013】

極めて低い酸性ガス仕様が生成ガスに必要な場合、好ましい構成におけるリーン溶剤は、真空ストリッパからの少なくとも二つの流れを含むことが企図される。部分的にストリップされた溶剤は、吸収装置の中間部分に汲み上げられるストリッピングコラムの上部分において発生され、ストリッピングコラムの下部分からの極端にストリップされたリーン溶剤は、汲み上げられ、冷却され、吸収装置の上部に送られる。このような極端にストリップされたリーン溶剤の構成は、熱が再生された溶剤とのみ事前に達成可能である、ppmレベルの酸性ガス仕様に適合する生成ガスを生成する。

30

【0014】

従って本発明の主題の別の態様において、ガス処理プラントは、少なくとも5mol%の二酸化炭素を含む、少なくとも1000 psiの圧力のフィードガスを収容する吸収装置を含んでよく、吸収装置はリッチ溶剤および二酸化炭素から少なくとも部分的に枯渇される生成ガスを生成するために、フィジカルな溶剤を使用する。適当なプラントは、リッチ溶剤を減圧する第一タービン、減圧されたリッチ溶剤から第一炭化水素部分を分離し、それにより第一炭化水素リサイクル流および第一リッチ溶剤を生成する第一分離装置、および、第一リッチ溶剤を更に減圧する第二タービン、および吸収装置の底部温度を所望の温度範囲に維持するようフィジカルな溶剤を冷却するための、更に減圧された第一溶剤を使用するクーラー、を更に含んでよい。このような構成において、更に減圧された第一溶剤は、更に減圧された第一溶剤から第二炭化水素部分を分離する第二分離装置において分離され、それにより第二炭化水素リサイクル流および第二リッチ溶剤を生成し、第一および第二炭化水素リサイクル流は吸収装置に供給されることが好ましい。

40

【0015】

従ってプラントを動作する方法は、酸性ガスを含む、少なくとも1000 psiの圧力のフィードガスを受け取る吸収装置が提供される一つの工程を含んでよい。別の工程において、酸性ガスの少なくとも一部はフィジカルな溶剤を使用してフィードガスから除去され、それにより生成ガスおよびリッチ溶剤を形成し、更に別の工程において、リッチ溶剤の圧力は吸収装置に供給される炭化水素リサイクル流を形成するよう減少され、それにより減圧されたリッチ溶剤を生成する。更なる工程において、減圧されたリッチ溶剤はフィ

50

ジカルな溶剤を冷却するために使用され、それにより吸収装置の底部温度を所望の温度範囲に維持し、加熱され減圧されたリッチ溶剤を形成し、また別の工程において加熱され減圧されたリッチ溶剤は酸性ガスの少なくとも一部を含む流れに分離され、それによりリーン溶剤を形成する。また別の工程においてリーン溶剤は、吸収装置の二つの異なる場所に供給される、部分的にストリップされたリーン溶剤および極端にストリップされたリーン溶剤を生成する、真空ストリップに減圧される。ストリップオーバーヘッドガスはプラント燃料ガスとして使用されることが可能である。

【発明を実施するための最良の形態】

【0016】

発明者は、ガス相超臨界範囲において動作し、少なくとも5mol%の二酸化炭素を含む脱水されたフィードガスを受け取る吸収装置を含み、

方法および構成を使用して、高圧および少なくとも5mol%の二酸化炭素含有量を有するフィード流から、酸性ガスが除去されることが可能であることを見出し、少なくとも95mol%の二酸化炭素を含有する二酸化炭素流を形成するために、フィジカルな溶剤は吸収装置の二酸化炭素の少なくとも一部を吸収する。

【0017】

図1に示される好ましい構成において、プラントはフィードガス1を100°Fから、フィードガス水和ポイントのほんの上である60°Fに冷却する、フィードクーラー100を含む。クーラー100のための冷却源は、一般的に-20°Fである生成ガス10(すなわち、ライン44を介してクーラーを出る吸収装置オーバーヘッドガス流)により提供される。水は、ライン5を介してフィードガス分離装置101の冷却されたフィードガス2から除去される(任意のH₂Sスカベンジャ床は追加のH₂S除去を提供してよい)。このように部分的に脱水され冷却されたフィードガス4は次いで、高圧(例えばフィードガス圧力)で動作する脱水ユニット102において、更に乾燥される。脱水されたフィードガス6はクーラー100において約30°Fに更に冷却され、ライン7を介して、吸収装置103の底部にライン9を介して供給される、結合されたりサイクル流8と混合される(下記を参照)。サイドクーラーポンプ104は、リッチ溶剤を、ライン13および14を介してガスフィードトレイ上の場所から、リッチ溶剤を冷却するサイドクーラー105に汲み上げる。冷却されたリッチ溶剤はライン15を介して吸収装置に戻される。

【0018】

サイドクーラー105のための冷却剤の源は、第二ハイドロリックタービン109からの通過したリッチ溶剤流20(更に減圧されたリッチ溶剤流)から来ることが特に好ましい。しかしながら、冷却は外部源により(例えば流れ42を介して)補われてよいことを認識されたい。従って適当なクーラーは、酸性ガスの効果的な吸収のための、一定の吸収装置底部温度(例えば10から40°F)を維持するような構成されてよい。第一ハイドロリックタービン106は吸収装置底部圧力を350から700psigに減少し、従ってリッチ溶剤12を約5°Fから35°Fに冷却し、減圧されたリッチ溶剤流16を形成する。第一分離装置107からの通過した炭化水素蒸気(第一炭化水素リサイクル流17)は、リサイクルコンプレッサ111を介して吸収装置103に回収される。第一分離装置107からの通過した溶剤(第一リッチ溶剤18)は、クーラー108の分離装置113からの二酸化炭素蒸気28により冷却される。任意の追加の冷却は、流れ40を介して外部源から提供されてよい。第一リッチ溶剤18を約-2°Fから28°Fに冷却する第二ハイドロリックタービン109を使用して、約150から300psigの圧力に更に減少されるライン19の溶剤は、約0°Fから30°Fに冷却され、従って、更に減圧されたリッチ溶剤流20を形成する。更に減圧されたリッチ溶剤流20は次いで、サイドクーラー105における冷却必要条件を提供するために使用される。第二分離装置110からの通過した炭化水素蒸気(第二炭化水素リサイクル流25)が、リサイクルコンプレッサ111を介して吸収装置に回収される一方、サイドクーラー105を離れた後、リッチ溶剤流24は第二分離装置110において分離される。リサイクルコンプレッサ111は流れ8(すなわち結合されたりサイクル流)へのクーラー121へ排出し、次いで吸収装

10

20

30

40

50

置 1 0 3 に供給される結合されたフィード流 9 を形成するため、冷却され脱水されたライン 7 からのフィードガスと混合される。

【 0 0 1 9 】

第二分離装置 1 1 0 からの通過した溶剤（第二リッチ溶剤 2 6 ）は、ライン 2 7 への J T バルブ 1 1 2 により圧力が減少され、大気圧で動作する分離装置 1 1 3 において分離される。（ - 2 3 ° F から 0 ° F で動作する）分離装置 1 1 3 からの流れ 2 8 （二酸化炭素流）における通過する蒸気は、9 5 % 以上の C O ₂ を含有するであろう。流れ 2 8 における冷却剤含有量はクーラー 1 0 8 において回収される。暖められた通過した蒸気は、ライン 2 2 を介する石油増進回収のために使用される。分離装置 1 1 3 からのリーン（通過した）溶剤液体 2 9 は、流れ 3 0 への J T バルブ 1 1 4 により圧力が減少される。

10

【 0 0 2 0 】

真空分離装置 1 1 5 は真空圧力 0 . 7 から 7 . 0 p s i a において動作する。真空は液体密閉真空ポンプ 1 1 8 により維持される。ライン 3 2 および 3 6 の通気孔ガスは、石油増進回収のために使用されてよい 9 5 % 以上の C O ₂ を含有する。真空分離装置 1 1 5 からの通過した溶剤液体は、ライン 3 1 を介して 0 . 4 から 6 . 7 p s i a において動作するストリッパに送られる（主にメタンを含有するストリッピングガスは、吸収装置からの処理されたガス流から引き入れられることができる）。使用されるストリッピングガス 3 3 （リーンガス）の量は一般的に、フィードガス全体の 0 . 5 % より少ない。ストリッパ 1 1 6 からのストリップされたガスは約 3 0 から 5 0 % の C O ₂ を含有し、燃料ガスコンプレッサ 1 1 9 により燃料圧力に圧縮された後、燃料ガス 3 4 として使用されてよい。ストリッパ 1 1 6 からのストリップされたリーン溶剤 3 5 は、溶剤中に 0 . 1 から 0 . 0 2 m o l パーセントの C O ₂ を含有し、吸収装置圧力（好ましくは、約 1 0 0 0 から 4 0 0 0 p s i g の間）に汲み上げられ、ライン 3 7 を介して吸収装置 1 0 3 内に再導入される。第一および第二ハイドロリックタービン 1 0 6 および 1 0 9 から発生される電力は、リーン溶剤ポンプ 1 1 7、真空ポンプ 3 6、燃料ガスコンプレッサ 1 1 9 の電力必要条件の一部を提供するために、使用されることができる。

20

【 0 0 2 1 】

p p m レベル酸性ガス含有量仕様が生成ガスに要求される場合、図 2 に示される極端にストリップされた溶剤の構成が使用されてよい。このような構成は、酸性ガス吸収のための極端なリーン溶剤を生成することができる有利なストリッパ構成を含む、図 1 に示される代表的な構成に、一般的に基づく。ストリッパコラムは、収集器トレイ 2 0 1 により分離される上部分 2 0 0 および下部分 1 1 6 を一般的に有する。ストリッピング部分 2 0 0 は、収集トレイ 2 0 1 において収集される、部分的にストリップされた溶剤を生成する。一般的に溶剤流全体の 5 0 % から 8 0 % である流れ 2 0 1 は、リーン溶剤ポンプ 2 0 3 により収集トレイから引き込まれ、吸収装置 1 0 3 の中間部分に供給される。一般的に溶剤流全体の 2 0 % から 5 0 % である残りの流れ 2 1 1 は、熱交換器 2 0 3 においてフィードガス流 9 と共に一般的に約 5 5 ° F に加熱される。フィードガスは、流れ 2 1 4 を生成するために交換器 2 0 3 において一般的に - 1 0 ° F から 2 0 ° F に冷却される。ガスは脱水ユニット 1 0 2 において乾燥されているので、水の凍結は、全てまたはほとんど全ての場において問題ではない。従って統合されたストリッパコラムは、吸収装置の異なる場所に供給される二つのストリップされた溶剤流を生成し、それによりストリッピング低部分において液体に対して高い蒸気率を維持することによって、極めてリーンな溶剤を生成することを特に認識されたい。

30

40

【 0 0 2 2 】

適当なフィードガスに関し、多数の天然および合成フィードガスが適切であることが企図される。しかしながら特に好ましいフィードガスは、天然ガス、特に、少なくとも約 5 m o l %、より一般的には少なくとも約 1 0 m o l %、また最も一般的には少なくとも約 2 0 m o l % である二酸化炭素を有する天然ガスを含む。従って特に適当なフィード流は、アラスカの P r u d h o e B a y またはノルウェーの O r m a n L a n g e のような油田からの天然ガスフィード流を含む。同様に、適当なフィードガスの酸性ガス含有量

50

(特に二酸化炭素含有量)は変動してよく、フィードガス源に主に依存する。しかしながら、酸性ガス含有量は少なくとも約5 mol %、より一般的には少なくとも約10 mol %、また最も一般的には少なくとも約20 mol %であることが一般的に好ましい。一般的なフィード流組成は下記の表1に提供される。

【表1】

	Mol %
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

10

【0023】

20

更に、企図されるフィードガスの圧力は著しく変動してよく、適当な圧力は大気圧から数千psigの間に及ぶであろうことを認識されたい。しかしながら、フィードガスは少なくとも1000psig、より一般的には少なくとも2000psig、更により一般的には少なくとも3000psig、また最も一般的には少なくとも5000psigの圧力を有することが、特に好ましい。その上、フィードガス圧力の少なくとも一部はウェルに含有されるガスの圧力によることが一般的に企図されるが、適切な場合には圧力が一つ以上のコンプレッサを使用して増加されてもよいこともまた認識されたい。

【0024】

また更に企図される態様において、フィード流は吸収装置に入る前に冷却され、フィード流の冷却は、熱交換器における生成ガス(例えば吸収装置オーバーヘッド流)により少なくとも部分的に成されるであろうことが特に好ましい。冷却の程度に関し、フィード流は様々な温度に冷却されてよいことが一般的に企図される。しかしながら、フィード流がガス水和ポイントのほんの上の温度に冷却されることが一般的に好ましい。その結果、部分的に脱水されたフィードガスを形成するために、フィードガスに含有される水の少なくとも一部が冷却されたフィード流から除去される分離装置へ、冷却されたフィードガス流が供給されてよい。このように形成された部分的に脱水されたフィードガスは次いで、脱水ユニットにおいて更に脱水されてよく、また、全ての既知のガス脱水ユニットが使用に適していることを認識されたい。例えば、更なる脱水はグリコールまたはモレキュラーシーブを使用して実施されてよい。また更に好ましい態様において、脱水されたフィードガスは吸収装置に入る前に更に冷却されてよいことが企図される。特に好ましい企図される構成において、脱水されたフィードガスは熱交換器において冷却され、冷却は生成ガス(すなわち吸収装置オーバーヘッド流)により提供される。水が溶剤回路において凍結することなしに、吸収工程は著しく低い温度(例えば吸収装置において-20°Fから40°F)で行われることができるので、フィードガスの脱水は特に有利である。極めて低いレベルへの酸性ガス除去のための好ましい企図される構成において、脱水されたガスは、極端なストリッパ工程からの部分的にストリップされたリーン溶剤と共に、更に冷却されてよい。更に、低温度における吸収装置底部の動作は、減少された溶剤循環における吸収装置の動作を許し、従って能率を増加する。

30

40

【0025】

更に好ましい構成は、(例えばスカベンジャ床または硫黄仕様溶剤を有する付加的な吸

50

収装置を介した)硫黄除去ユニットを更に含んでよく、また特に企図される硫黄除去ユニットは、(例えば吸収装置の上流位置の)フィードガスに含有される、硫化水素の少なくとも一部を除去する。あるいは、硫黄除去ユニットの補助なしに、工程は極端なストリップ構成(上記を参照)を使用して、極めて低い酸性ガス含有量を有する処理されたガスを生成することができる。

【0026】

従って、適当な吸収装置は比較的高圧力において動作し、特に企図される高圧力は、少なくとも1000 psi、一般的には少なくとも2000 psi、更により一般的には少なくとも3000 psi、また最も一般的には少なくとも5000 psiであることを、特に認識されたい。その結果、企図される吸収装置はガス相超臨界領域において動作することを認識されたい。ここで使用される「ガス相超臨界領域において動作する」という用語は、フィードガスの全てでない場合フィードガスの少なくとも一部は、物理的な液体およびガス相が存在しない超臨界状態であろうという条件のもとにおける、吸収装置の動作を指す。更に、ガス相超臨界領域において吸収工程を動作することにより、従来の既知の工程において一般に顕著な問題を引き起こす炭化水素の凝縮は、一般に回避される。更に企図される態様において、吸収装置の型は特定の構成に限定される必要が無く、全ての既知の吸収装置構成はここでの使用に適当であると考えられる。しかしながら、特に好ましい接触装置は充填層またはトレイ構成を含む。

【0027】

企図される吸収装置において使用される溶剤に関し、全てのフィジカルな溶剤およびその混合物が適切であることを認識されたい。従来技術において既知の多数のフィジカルな溶剤が存在し、また代表的な好ましいフィジカルな溶剤は、プロピレンカーボネート、リン酸トリブチル、直鎖メチルピロリドン、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、様々なポリエチレングリコールジアルキルエーテルを含む。あるいは、増進第三アミン(例えばピペラジン)を含む別の溶剤か、またはその他の溶剤は、フィジカルな溶剤と同様な性質を有して使用されてよい。

【0028】

従って吸収装置は、酸性ガスから枯渇される、また特に二酸化炭素から枯渇される、生成ガスを提供するのである。更に、吸収装置は冷却され脱水されたフィードガスを収容するので、高圧パイプラインを通る輸送手段のための、またはLNGプラントへのフィードガスとしての、販売用ガス仕様および必要条件の全て、またはほとんど全てに、生成ガスが一般的に適合するのであることを認識されたい。吸収装置で形成されるリッチ溶剤は、比較的高圧力(例えば少なくとも1000 psi、より一般的には2000から5000 psiの間)で吸収装置底部を出て、従って(例えば電気エネルギー発生のための)動作および/または分離工程における様々な流れの冷却を提供するために、利用されてよいことを更に特に認識されたい。特に好ましい構成において、リッチ溶剤は機械または電気エネルギーを発生するための第一ハイドロリックタービンを使用して圧力において降下され、また減圧されたリッチ溶剤は次いで、分離装置において炭化水素含有第一リサイクル流および第一リッチ溶剤へ分離され、後に二酸化炭素流(二酸化炭素はフィードガスから生成される)を冷却するための冷却材として使用される。第一リッチ溶剤は、機械または電気エネルギーを更に発生するために第二ハイドロリックタービンを使用して更に減圧される一方、炭化水素含有第一リサイクル流は、好ましくは吸収装置へリサイクルされる。このように更に減圧されたリッチ溶剤流は次いで、所望の吸収装置底部温度を維持するために吸収装置のリッチ溶剤を冷却する、熱交換器の冷却材(好ましくは吸収装置のサイドクーラー)として使用される。熱交換器を通過した後、更に減圧されたリッチ溶剤流は次いで、第二分離装置において第二リッチ溶剤と、吸収装置にリサイクルされる第二炭化水素含有リサイクル流に分離される。その結果リッチ溶剤が通過され再生される前に、リッチ溶剤流は、少なくとも一つ、または高圧力を使用して動作および冷却を提供するために使用されることを認識されたい。

【0029】

リッチ溶剤の通過は様々な構成において実施されてよく、全ての既知の構成はここでの使用に相当であることが一般的に企図される。しかしながら、リッチ溶剤の圧力は、(動作および/または冷却を提供した後)溶解した二酸化炭素の少なくとも80%(より一般的には少なくとも90%、また最も一般的には少なくとも95%)を放すのに十分な圧力に、更に降下されることが一般的に好ましい。このように生成された二酸化炭素は次いで、(一般的に大気圧において動作する)分離装置においてリーン溶剤から分離される。このように発生された二酸化炭素流は、90%以上の、またより一般的には少なくとも95%の二酸化炭素含有量を有することを、特に認識されたい。従って、このように形成された二酸化炭素流は、石油増進回収工程で使用されるのに特に適する。

【0030】

更に企図される本発明の主題の態様において、分離装置からのリーン溶剤はJ Tバルブを介して圧力において更に降下され、真空分離装置内に供給される。好ましい真空分離装置は、液体密閉真空ポンプにより発生される、約0.7から7.0 p s i aの間の圧力において動作する。(一般的に少なくとも95%の純度を有する)リーン溶剤からの残りの二酸化炭素は、真空分離装置において除去され、図1に描かれる石油増進回収において使用されてもよい。フィジカルな溶剤は次いで、ストリップにおいて再生され、リーン溶剤ポンプを介して吸収装置に再循環される。特に好ましい構成においてストリップは、燃料ガスを生成するためのストリッピングガスとして、リーンガス(例えば生成ガスの一部)を使用する。しかしながら代替の構成において、プラント内の別の流れからのガスと、窒素または空気さえも含む、生成ガス以外の様々なガスもまた適当である。このような構成におけるガストリップと結合した真空分離装置の使用は、一般的に1000 p p m vより少ないC O₂濃度を有する、極めてリーンな溶剤を生成することを、更に認識されたい。

【0031】

更に企図される態様において、特にガスがp p mレベル酸性ガス仕様に処理される場合、極端にストリップされた溶剤の構成は、収集トレイにより分離される少なくとも二つの部分を含む優れたストリップを含んでよく、吸収装置の異なる場所に供給される、部分的にストリップされた溶剤および極端にストリップされた溶剤を生成する。このような構成における極端なストリップと結合した真空分離装置の使用は、一般的に100 p p m vより少ないC O₂濃度を有する、極端なリーン溶剤を生成するであろうことを、更に認識されたい。

【0032】

従って、特に好ましい構成において、フィードガスが天然ガスを含む場合、生成ガスはフィードガスに存在する天然ガスの少なくとも90%、より一般的には少なくとも95%、また最も一般的には少なくとも99%を含むことを認識されたい。いずれの学説または仮説に結び付けられるのを要求するものではないが、生成ガスにおけるこのような比較的高い天然ガス回収は、少なくとも一つ、またより好ましくは二つの炭化水素含有リサイクル流を吸収装置に戻すことにより、達成されることが企図される。従って、生成された二酸化炭素流の純度は比較的高く、このように形成された二酸化炭素流は一般的に少なくとも90%、またより一般的には少なくとも95%のC O₂を含むであろう。

【0033】

適当なリサイクルガスコンプレッサは、第一および第二炭化水素含有リサイクルガス流を、冷却され脱水されたフィードガスの圧力と等しいか、またはその周辺の圧力に圧縮することが可能な、全てのコンプレッサである。同様に、リーン溶剤ポンプは、リーン溶剤の吸収装置への導入に適当な溶剤圧力を提供するであろうことが企図される。

【0034】

従ってプラントは、少なくとも5 m o l %の二酸化炭素を含む、少なくとも1000 p s iの圧力でのフィードガスを受け取る吸収装置を含んでよく、吸収装置は、リッチ溶剤、および二酸化炭素から少なくとも部分的に枯渇される生成ガス、を生成するためにフィジカルな溶剤を使用する。企図されるプラントは、リッチ溶剤を減圧する第一タービンと

10

20

30

40

50

、第一炭化水素部分を減圧されたリッチ溶剤から分離する第一分離装置、を更に含み、それにより第一炭化水素リサイクル流および第一リッチ溶剤を生成し、また第一リッチ溶剤を更に減圧する第二タービンと、吸収装置の底部温度を所望の温度範囲に維持するためにフィジカルな溶剤を冷却するよう更に減圧された第一溶剤を使用するクーラー、を更に含んでよく、更に減圧された第一溶剤は、第二炭化水素部分を更に減圧された第一溶剤から分離する第二分離装置において分離され、それにより第二炭化水素リサイクル流および第二リッチ溶剤を生成し、また第一および第二炭化水素リサイクル流は吸収装置に供給される。

【 0 0 3 5 】

フィードガス、吸収装置、フィジカルな溶剤、二酸化炭素流、および様々な別の構成要素に関し、上に論じたものと同じ考察が適用される。従って、特に企図されるフィードガスは生成ガスにより少なくとも部分的に脱水、冷却され、また吸収装置に入る前に脱水ユニットにおいて更に脱水されてよい。更に、企図される第二リッチ溶剤は、二酸化炭素の少なくとも一部を除去するために更に減圧されてよく、それにより（リーンガスを使用し、燃料ガスを生成する真空分離装置において更に処理されてよく、それによりフィジカルな溶剤を再生する）リーン溶剤を形成する一方、企図される第一リッチ溶剤は二酸化炭素流を冷却するための冷却材として使用されてよい。特に企図されるフィジカルな溶剤はプロピレンカーボネートを含み、二酸化炭素が石油増進回収において使用されることが特に好ましい。

【 0 0 3 6 】

従ってプラントを動作する方法は、酸性ガスを含む、少なくとも 1 0 0 0 p s i の圧力のフィードガスを受け取る吸収装置が提供される一つの工程を含んでよい。別の工程において、酸性ガスの少なくとも一部はフィジカルな溶剤を使用してフィードガスから除去され、それにより生成ガスおよびリッチ溶剤を形成し、また更なる工程において、リッチ溶剤の圧力は吸収装置に供給される炭化水素リサイクル流を形成するよう減少され、それにより減圧されたリッチ溶剤を生成する。また別の工程において、減圧されたリッチ溶剤はフィジカルな溶剤を冷却するために使用され、それにより吸収装置の底部温度を所望の温度範囲に維持し、加熱され減圧されたリッチ溶剤を形成し、また更なる工程において、加熱され減圧されたリッチ溶剤は酸性ガスの少なくとも一部を含む流れに分離され、それによりリーン溶剤を形成する。

【 0 0 3 7 】

フィードガス、吸収装置、フィジカルな溶剤、二酸化炭素流、および様々な別の構成要素に関し、上に論じたものと同じ考察が適用される。従って、特に企図されるフィードガスは、約 3 0 0 0 p s i から約 5 0 0 0 p s i の間の圧力を有してよい。企図される酸性ガスは二酸化炭素を特に含み、フィジカルな溶剤はプロピレンカーボネートを含む。更に企図される態様において、リーン溶剤はリーンガスを使用して真空分離装置において処理され、それにより燃料ガスを生成し、フィジカルな溶剤を再生する。

【 0 0 3 8 】

従って、本発明の主題による構成は、アミンまたは別のフィジカルな溶剤または膜を使用する、高いフィードガス圧力での従来技術の C O ₂ 除去工程と比較して、全体のエネルギー消費および資本コストを著しく減少するであろうことが企図される。更に、企図される構成および工程は一般的に熱源を必要とせず、それによりエネルギー消費を更に減少する。また更に、石油増進回収プロジェクトは、一般的に 1 0 % から 6 0 % ほどまで高い、フィードガスにおける C O ₂ 濃度の増加にしばしば直面するであろう。企図される構成および工程は、実質的に同じ溶剤循環と共にこれらの変化に適応することができる。

【 0 0 3 9 】

更に企図される構成は、低温度での動作およびフィジカルな溶剤における水の不足のために、非腐食性工程を一般的に提供する。一方、このような工程は腐食する傾向にあり、動作の間、消泡剤および非腐食投入をしばしば必要とするので、従来技術の二酸化炭素除去のためのアミンユニットは一般的に、動作および維持するのにより複雑である。また更

10

20

30

40

50

に、企図されるフィジカルな溶剤工程の別の利点は、アミン工程と異なり、溶剤循環率が CO_2 部分圧力における増加に反応しないことである（例えば 20% の CO_2 を含有する 100 MMSCFD のガスを処理するのに必要なフィジカルな溶剤率は、60% の CO_2 を含有する 100 MMSCFD のガスを処理するのに必要なそれと実質的に同じである。溶剤に加えられる CO_2 は、フィードガスにおける増加する CO_2 濃度と共に単に増加する。アミンユニット設計においてアミン循環率は、リッチアミン溶剤に加えられる、維持されなければならない CO_2 の約 3 倍である）。

【0040】

企図されるフィジカルな溶剤工程のまた別の利点は、既知のアミン処理工程と比較して、その容易さおよび凍結への耐性であり、従って、スチームボイラーのような支援オフサイトおよび効用システムを必要とすることが少ない。例えば、企図される構成は一般的に冷却のみを必要とし、残りの CO_2 含有量が 5 から 10 psia 範囲にある場合、発明者は溶剤再生のための高温オイルシステムなしのプラントの動作を企図する。更に、比較的高い CO_2 フィードガスにおいて動作する場合、溶剤再生からの CO_2 の通過は必要な冷却を提供するので、溶剤冷却のための冷却必要条件は完全に取り除かれてよい。

【0041】

本発明のまた別の利点は、 CO_2 が 50 ppmv 範囲内であり、 H_2S が 4 ppmv 範囲内であることを要求する LNG プラントに、フィードガス仕様が適合するように処理することである。説明した極端なストリップの最近の発明への包括は、直接に適用可能である。

【0042】

従って、改善された酸性ガス除去のための構成および方法のための特定の実施形態と適用が開示される。しかしながら、本発明の趣旨から外れることなく、既に説明したことの他にも多くの修正が可能であることが、当業者にとって明白である。本発明の主題は従って、添付の企図される特許請求の範囲の精神において以外に、限定されるものではない。更に、明細書および企図される特許請求の範囲の両方の解釈において、全ての用語は文脈と首尾一貫した、可能な限り広範囲な方法において解釈されたい。特に、「含む」および「含んでいる」という用語は、参照された要素、成分、または工程が、明確に参照されていない別の要素、成分、または工程と共に存在するか、利用されるか、または結合されることを示す、非独占的な方法における要素、成分、または工程の言及として解釈されたい。

【図面の簡単な説明】

【0043】

【図 1】本発明の主題による代表的な構成の概略図である。

【図 2】代表的な、極端にストリップされたリーン溶剤工程の概略図である。

【圖 2】



フロントページの続き

(74)代理人 100124855

弁理士 坪倉 道明

(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 - 2 6 0 6、アリソ・ピエジヨ、ワン・フルー・ダニエル・ドライブ、エンジニアリング・ビルディング、フルー・コーポレイション

(72)発明者 グラハム, クルト

アメリカ合衆国、カリフォルニア・9 2 6 5 6 - 2 6 0 6、アリソ・ピエジヨ、ワン・フルー・ダニエル・ドライブ、エンジニアリング・ビルディング、フルー・コーポレイション

(72)発明者 ニールセン, リチャード

アメリカ合衆国、カリフォルニア・9 2 6 5 6 - 2 6 0 6、アリソ・ピエジヨ、ワン・フルー・ダニエル・ドライブ、エンジニアリング・ビルディング、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60-153921(JP, A)

米国特許第04533373(US, A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

B01D 53/14-53/18

B01D 53/34-53/85

B01F 1/00-5/26

B01J 3/00-3/04

C10L 3/00-3/12