

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 特 許 公 報 (B2)

(11) 特許番号

特許第5591075号  
(P5591075)

(45) 発行日 平成26年9月17日 (2014.9.17)

(24) 登録日 平成26年8月8日 (2014.8.8)

(51) Int.Cl.

F I

B O 1 D 53/14 (2006.01)

B O 1 D 53/62 (2006.01)

B O 1 D 53/52 (2006.01)

B O 1 D 53/77 (2006.01)

C 1 O K 1/14 (2006.01)

B O 1 D 53/14 Z A B C

B O 1 D 53/34 1 3 5 Z

B O 1 D 53/34 1 2 7 B

C 1 O K 1/14

請求項の数 4 (全 11 頁)

(21) 出願番号 特願2010-261840 (P2010-261840)  
 (22) 出願日 平成22年11月24日 (2010.11.24)  
 (65) 公開番号 特開2012-110835 (P2012-110835A)  
 (43) 公開日 平成24年6月14日 (2012.6.14)  
 審査請求日 平成25年4月10日 (2013.4.10)

(73) 特許権者 000006208  
 三菱重工業株式会社  
 東京都港区港南二丁目16番5号  
 (74) 代理人 100089118  
 弁理士 酒井 宏明  
 (74) 代理人 100118762  
 弁理士 高村 順  
 (72) 発明者 堀添 浩司  
 東京都港区港南二丁目16番5号 三菱重  
 工業株式会社内  
 (72) 発明者 立花 晋也  
 東京都港区港南二丁目16番5号 三菱重  
 工業株式会社内

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収システム及び方法

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスを導入ガスとし、該導入ガスとCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収する吸収液とを接触させて前記導入ガスからCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収させる吸収塔と、

CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸収液を前記吸収塔の塔底部から抜き出し、第1の供給ラインを介して塔頂部より導入し、リボイラの熱によりCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを放出させて吸収液を再生する吸収液再生塔と、

再生された再生吸収液を前記吸収塔に戻す第2の供給ラインと、

前記吸収塔の塔中段近傍からCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sの一部を吸収した吸収液を抜き出し、抜き出した吸収液を再生塔の塔中段近傍に導入する第3の供給ラインと、

前記第1の供給ラインと、前記第2の供給ラインとの交差部に介装され、前記吸収塔の塔底部から抜き出したCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸収液と再生吸収液とを熱交換する第1の熱交換器と、

前記第3の供給ラインと、前記第2の供給ラインとの交差部に介装され、前記吸収塔の塔中段近傍から抜き出したCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸収液と再生吸収液とを熱交換する第2の熱交換器とを具備し、

熱交換の後の再生塔の塔中段近傍より導入されるCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸収液の温度は、熱交換の後の再生塔の塔頂部より導入されるCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸収液の温度と同等又は同等以上であることを特徴とするCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収システム

。

## 【請求項 2】

請求項 1 において、

前記吸収塔の塔中段近傍から抜き出す  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  の一部を吸収した吸収液の抜き出しは、

導入される導入ガスの温度、圧力、流量、 $\text{CO}_2$  濃度、 $\text{H}_2\text{S}$  濃度を測定し、これらの条件により抜き出し位置や抜き出し量を決定することを特徴とする  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システム。

## 【請求項 3】

$\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスを導入ガスから  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を回収する吸収塔と再生塔とを用いた  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収方法であって、

前記導入ガスから  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を吸収させる吸収塔の塔中段近傍から吸収液の一部を抜き出し、前記吸収塔の下方に流下する吸収液の流量を低減させ、

前記吸収塔の塔底部から抜き出した吸収液を前記再生塔の塔頂部近傍から導入させると共に、前記吸収塔の塔中段近傍から抜き出した吸収液を、前記再生塔の塔中段近傍に導入して再生し、

前記吸収塔の塔底部及び塔中段近傍から抽出される  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を吸収した吸収液が、前記再生塔で再生された再生吸収液と各々熱交換され、

熱交換の後の前記再生塔の塔中段近傍より導入される  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を吸収した吸収液は、熱交換の後の前記再生塔の塔頂部より導入される  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を吸収した吸収液の温度と同等又は同等以上であることを特徴とする  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収方法。

## 【請求項 4】

請求項 3 において、

前記吸収塔の塔中段近傍から抜き出す  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  の一部を吸収した吸収液の抜き出しは、

導入される導入ガスの温度、圧力、流量、 $\text{CO}_2$  濃度、 $\text{H}_2\text{S}$  濃度を測定し、これらの条件により抜き出し位置や抜き出し量を決定することを特徴とする  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収方法。

## 【発明の詳細な説明】

## 【技術分野】

## 【0001】

本発明は、例えば石炭やバイオマス等をガス化炉によりガス化して得られるガス化ガスに含まれる  $\text{CO}_2$  と  $\text{H}_2\text{S}$  から  $\text{H}_2\text{S}$  を効率よく回収する  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システム及び方法に関する。

## 【背景技術】

## 【0002】

石炭やバイオマス等をガス化炉でガス化したガス化ガスに含まれる  $\text{CO}_2$  と  $\text{H}_2\text{S}$  等の酸性ガスを除去する技術として、従来より、化学吸収法（例えば、アミン吸収液（例えば（N-メチルジエタノールアミン：MDEA等の吸収液利用））や物理吸収法（例えば、ポリエチレングリコール・ジメチルエーテルを用いる Selexol 吸収液利用）が提案されている。

## 【0003】

ところで、IGCC（石炭ガス化複合発電）技術のようなシステムの場合、以下のような要求がある。

1) 発電システムにおいて、大気汚染物質である  $\text{SO}_x$  の排出を規制値未満とするために、 $\text{SO}_x$  の発生源となる  $\text{H}_2\text{S}$  の除去が必要となる。一方で、発電効率を上昇させる効果があるため、 $\text{CO}_2$  は極力回収しないことが望ましい。

2) 回収した  $\text{H}_2\text{S}$  含有ガス（オフガス）流量が少なく、 $\text{H}_2\text{S}$  濃度が高い方が、回収ガスから化製品を製造する場合や  $\text{H}_2\text{S}$  を処理する場合に有利であり、 $\text{H}_2\text{S}$  を選択的に回収できることが望ましい。

3) I G C C に C O シフトと C C S (二酸化炭素回収・貯留)とを組み合わせたシステムでは、C O<sub>2</sub>回収プロセスで回収した C O<sub>2</sub>中の H<sub>2</sub>S 濃度を規定値 (例えば 1 0 ~ 2 0 p p m ) 程度に抑える必要がある。

4) 発電効率を向上させるためには、スチーム等の熱エネルギーの使用量は少ないほど好ましい。

すなわち、C O<sub>2</sub>と H<sub>2</sub>S とを含むガスから、H<sub>2</sub>S を熱エネルギーの面で効率的、かつ選択的に分離することが求められている。

【 0 0 0 4 】

そこで、従来では、放圧容器 (再生塔上段) で溶解成分を一部放散させた吸収液の一部を、吸収塔の最上部より下方から供給する省エネプロセスの提案がある (特許文献 1 ) 。

【先行技術文献】

【特許文献】

【 0 0 0 5 】

【特許文献 1】特開 2 0 1 0 - 1 2 0 0 1 3 号公報

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

【 0 0 0 6 】

しかしながら、特許文献 1 の技術では、H<sub>2</sub>S を含まないガスからの C O<sub>2</sub> 回収に適用する場合は有効であるが、C O<sub>2</sub> と H<sub>2</sub>S とを含有するガスからの H<sub>2</sub>S の選択回収に適用する場合は、吸収塔の下方の吸収液中の H<sub>2</sub>S 濃度が高くなることで、H<sub>2</sub>S 吸収速度が大幅に低下するため、H<sub>2</sub>S 除去率、H<sub>2</sub>S 選択性が低下し、所望の除去率を得るためには逆に熱エネルギーの増大を招いてしまう、という問題がある。

【 0 0 0 7 】

よって、化学吸収プロセスにおいて、C O<sub>2</sub> と H<sub>2</sub>S とを含むガスから、C O<sub>2</sub> の吸収とは別に H<sub>2</sub>S を熱エネルギーの面で効率的、かつ選択的に分離することができる手段の出現が切望されている。

【 0 0 0 8 】

本発明は、前記問題に鑑み、例えば石炭やバイオマス等をガス化炉によりガス化して得られるガス化ガスに含まれる H<sub>2</sub>S を効率よく回収する C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システム及び方法を提供することを課題とする。

【課題を解決するための手段】

【 0 0 0 9 】

上述した課題を解決するための本発明の第 1 の発明は、C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスを導入ガスとし、該導入ガスと C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収する吸収液とを接触させて前記導入ガスから C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収させる吸収塔と、C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収した吸収液を吸収塔の塔底部から抜き出し、第 1 の供給ラインを介して塔頂部より導入し、リボイラの熱により C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を放出させて吸収液を再生する吸収液再生塔と、再生された再生吸収液を吸収塔に戻す第 2 の供給ラインと、吸収塔の塔中段近傍から C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S の一部を吸収した吸収液を抜き出し、抜き出した吸収液を再生塔の塔中段近傍に導入する第 3 の供給ラインと、とを具備することを特徴とする C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システムにある。

【 0 0 1 0 】

第 2 の発明は、第 1 の発明において、第 1 の供給ラインと、第 2 の供給ラインとの交差部に介装され、吸収塔の塔底部から抜き出した C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収した吸収液と再生吸収液とを熱交換する第 1 の熱交換器と、第 3 の供給ラインと、第 2 の供給ラインとの交差部に介装され、吸収塔の塔中段近傍から抜き出した C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収した吸収液と再生吸収液とを熱交換する第 2 の熱交換器と、を具備し、熱交換の後の再生塔の塔中段近傍より導入される C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収した吸収液の温度は、熱交換の後の再生塔の塔頂部より導入される C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を吸収した吸収液の温度と同等又は同等以上であることを特徴とする C O<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システムにある。

## 【 0 0 1 1 】

第3の発明は、 $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスを導入ガスから $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を回収する吸収塔と再生塔とを用いた $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収方法であって、前記導入ガスから $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収させる吸収塔の塔中段近傍から吸収液の一部を抜き出し、吸収塔の下方に流下する吸収液の流量を低減させ、塔底部から抜き出した吸収液を再生塔の塔頂部近傍から導入させると共に、吸収塔の塔中段近傍から抜き出した吸収液を、再生塔の塔中段近傍に導入して再生することを特徴とする $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収方法にある。

## 【 0 0 1 2 】

第4の発明は、第3の発明において、吸収塔の塔底部及び塔中段近傍から拔出される $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収した吸収液が、再生塔で再生された再生吸収液と各々熱交換され、熱交換の後の再生塔の塔中段近傍より導入される $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収した吸収液は、熱交換の後の再生塔の塔頂部より導入される $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収した吸収液の温度と同等又は同等以上であることを特徴とする $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収方法にある。

## 【発明の効果】

## 【 0 0 1 3 】

本発明によれば、吸収塔の塔中段近傍から吸収液の一部を第3の供給ラインにより抜き出すようにして、吸収塔の下方に流下する吸収液の流量を低減させることで、 $\text{H}_2\text{S}$ の吸収量をほとんど低下させることなく、 $\text{CO}_2$ 吸収量を低下させ、 $\text{H}_2\text{S}$ の選択分離性の向上を図ると共に、再生塔におけるリボイラ熱量の低減を図る。

## 【図面の簡単な説明】

## 【 0 0 1 4 】

【図1-1】図1-1は、実施例1に係る $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収システムの概略図である。

【図1-2】図1-2は、実施例1に係る $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収システムの温度・圧力条件の一例を追加した概略図である。

【図2-1】図2-1は、従来技術の基本プロセスによる回収システムと、実施例による回収システムとにおける蒸留エンタルピーを比較する図である。

【図2-2】図2-2は、再生塔の理論段数を示す模式図である。

【図3】図3は、実施例2に係る $\text{CO}_2$ を含む $\text{H}_2\text{S}$ の回収システムの概略図である。

【図4】図4は、実施例3に係る $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収システムの概略図である。

## 【発明を実施するための形態】

## 【 0 0 1 5 】

以下、この発明につき図面を参照しつつ詳細に説明する。なお、この実施例によりこの発明が限定されるものではない。また、下記実施例における構成要素には、当業者が容易に想定できるもの、あるいは実質的に同一のものが含まれる。

## 【実施例1】

## 【 0 0 1 6 】

本発明による実施例に係る $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収システムについて、図面を参照して説明する。図1-1は、実施例1に係る $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収システムの概略図である。

図1-1に示すように、本実施例に係る $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガスの回収システム10Aは、例えば石炭やバイオマス等をガス化するガス化炉等から得られた $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を含むガス化ガスを導入ガス11とし、該導入ガス11と $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収する吸収液12とを接触させて前記導入ガス11から $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収させる吸収塔13と、 $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を吸収した吸収液（リッチ溶液）12Aを吸収塔13の塔底部13cより抜き出すと共に、第1の供給ライン $L_1$ を介して塔頂部14aより導入し、リボイラ15の熱により $\text{CO}_2$ 及び $\text{H}_2\text{S}$ を放出させて吸収液12を再生する吸収液再生塔（以下「再生塔」という）14と、再生された吸収液（リーン溶液）12Bを再生塔14の塔底部14c

より抜き出し、吸収塔 13 の塔頂部 13 a に戻す第 2 の供給ライン  $L_2$  と、吸収塔 13 の塔中段 13 b 近傍から  $CO_2$  及び  $H_2S$  の一部を吸収した吸収液（セミリッチ溶液）12 C を抜き出し、抜き出したセミリッチ溶液 12 C を再生塔 14 の塔中段 14 b 近傍に導入する第 3 の供給ライン  $L_3$  と、第 1 の供給ライン  $L_1$  と、第 2 の供給ライン  $L_2$  との交差部に介装され、リッチ溶液 12 A とリーン溶液 12 B とを熱交換する第 1 の熱交換器 16 と、第 3 の供給ライン  $L_3$  と、第 2 の供給ライン  $L_2$  との交差部に介装され、セミリッチ溶液 12 C とリーン溶液 12 B とを熱交換する第 2 の熱交換器 17 と、を具備する。

このシステムでは、前記液再生塔 14 で  $CO_2$  及び  $H_2S$  を除去し、再生された吸収液（リーン溶液）12 B は吸収液 12 として再利用される。

【0017】

この  $CO_2$  及び  $H_2S$  を含むガスの回収システム 10 A を用いた精製方法では、石炭やバイオマス等をガス化するガス化炉で得られたガス化ガスは、ガス冷却装置（図示せず）に送られ、ここで冷却水により冷却され、導入ガス 11 として吸収塔 13 に導入される。

吸収塔 13 は、塔内部に充填部 13 A、13 B が設けられ、これらの充填部 13 A、13 B を通過する際、導入ガス 11 と吸収液 12 との対向接触効率を向上させている。なお、充填部は複数設けてもよく、充填法以外に、例えばスプレー法、液柱法、棚段法等により導入ガス 11 と吸収液 12 とを対向接触させるようにしている。

【0018】

前記吸収塔 13 において、導入ガス 11 は例えばアミン系の吸収液 12 と対向流接触し、排ガス 12 中の  $CO_2$  及び  $H_2S$  は、化学反応により吸収液 12 に吸収され、 $CO_2$  及び  $H_2S$  が除去された浄化ガス 21 は系外に放出される。 $CO_2$  及び  $H_2S$  を吸収した吸収液は「リッチ溶液」12 A とも呼称される。このリッチ溶液 12 A は、リッチ溶液ポンプ（図示せず）を介し、第 1 の熱交換器 16 において、吸収液再生塔 14 で再生された吸収液（リーン溶液）12 B との熱交換により加熱され、その後、吸収液再生塔 14 に供給される。

【0019】

この熱交換されたリッチ溶液 12 A は、充填部 14 A、14 B を有する吸収液再生塔 14 の塔頂部 14 a 近傍から塔内に導入され、塔内を流下する際に、リボイラ 15 からの水蒸気 22 による吸熱反応を生じて、大部分の  $CO_2$  及び  $H_2S$  を放出し、再生される。吸収液再生塔 14 内で一部または大部分の  $CO_2$  及び  $H_2S$  を放出した吸収液は「セミリーン溶液」と呼称される。このセミリーン溶液は、吸収液再生塔 14 下部に至る頃には、ほぼ全ての  $CO_2$  及び  $H_2S$  が除去された吸収液となる。このほぼ全ての  $CO_2$  及び  $H_2S$  が除去されることにより再生された吸収液は「リーン溶液」12 B と呼称される。このリーン溶液 12 B はリボイラ 15 で飽和水蒸気 23 により間接的に過熱され蒸気 22 を発生している。

また、吸収液再生塔 14 の塔頂部 14 a からは塔内においてリッチ溶液 12 A 及びセミリーン溶液から放出された水蒸気を伴った  $CO_2$  及び  $H_2S$  ガス 25 が導出され、コンデンサ 26 により水蒸気が凝縮され、分離ドラム 27 にて水 28 が分離され、 $CO_2$  及び  $H_2S$  ガス 29 が系外に放出されて回収される。分離ドラム 27 にて分離された水 28 は吸収液再生塔 14 の上部に供給される。

再生された吸収液（リーン溶液）12 B は、第 2 の熱交換器 17 にてセミリッチ溶液 12 C と熱交換されて冷却され、次いで第 1 の熱交換器 16 にてリッチ溶液 12 A と熱交換されて冷却され、つづいてリーンソルベントポンプ（図示せず）にて昇圧され、さらにリーンソルベントクーラ 30 にて冷却された後、再び吸収塔 13 に供給され、吸収液 12 として再利用される。

【0020】

また、熱交換の後の再生塔 14 の塔中段 14 b 近傍より導入される  $CO_2$  及び  $H_2S$  を吸収した吸収液（セミリッチ溶液）12 C の温度は、第 2 の熱交換器 17 での熱交換の後の再生塔 14 の塔頂部 14 a より導入される  $CO_2$  及び  $H_2S$  を吸収した吸収液（リッチ溶液）12 A の温度と、同等又は同等以上となるようにしている。

10

20

30

40

50

これは、再生塔 1 4 の塔頂部 1 4 a より塔中段 1 4 b 部分はリボイラ 1 5 からの上記水蒸気 2 2 の熱によりその温度が高くなっているため、ここに導入されるセミリッチ溶液 1 2 C は、その熱損失が発生しないように、塔頂部 1 4 a 側よりも温度を同等以上とする必要があるからである。

【0021】

本実施例では、吸収塔 1 3 の最上段より下方側の塔中段 1 3 b 近傍から吸収液の一部を第 3 の供給ライン  $L_3$  により抜き出すようにしている。なお、抜き出し量は、導入される導入ガスの温度、圧力、流量、 $CO_2$  濃度、 $H_2S$  濃度を測定し、これらの条件を総合的に判断して最適な抜き出し位置や抜き出し量を決定するようにしている。

【0022】

抜き出されたセミリッチ溶液 1 2 C は、第 2 の熱交換器 1 7 により、再生塔 1 4 の塔底部 1 4 c より排出される高温のリーン溶液 1 2 B との熱交換により加熱され、再生塔 1 4 の塔中段 1 4 b 近傍、より好ましくは塔中段より下方側に供給する。

【0023】

ところで、導入ガス 1 1 中の  $H_2S$  と共に  $CO_2$  は、吸収塔 1 3 内では  $H_2S$  及び  $CO_2$  ともに吸収液 1 2 により吸収されている。

本発明のように、吸収塔 1 3 の塔中段 1 3 b 近傍から吸収液の一部を第 3 の供給ライン  $L_3$  により抜き出すようにして、吸収塔 1 3 の下方に流下する吸収液の流量を低減させることで、 $H_2S$  はガス側の物質移動、 $CO_2$  は液側の物質移動が支配的であることから、 $CO_2$  の方がより吸収速度が低下する。

これにより、 $CO_2$  吸収量が低下、すなわち吸収液中の  $CO_2$  濃度が低下する分、 $H_2S$  の吸収量は増加する。

吸収液の流量の低下による  $H_2S$  吸収量の低下を考慮しても、 $H_2S$  吸収量はほとんど低下しない。

よって、 $H_2S$  の選択性の向上を図ることができる。

【0024】

$CO_2$  及び  $H_2S$  濃度が高いリッチ溶液 1 2 A を再生塔 1 4 の塔頂部 1 4 a から導入し、 $CO_2$  及び  $H_2S$  濃度がリッチ溶液 1 2 A と比較して相対的に低いセミリッチ溶液 1 2 C を、リッチ溶液 1 2 A と同等かそれ以上の温度に加熱した上で再生塔 1 4 の塔中段 1 4 b 近傍、あるいはそれより下方側に供給することで、リボイラ 1 5 の熱量を低減させることができるので、リボイラ 1 5 による蒸気消費量を低減することができる。

【0025】

図 1 - 2 は、実施例 1 に係る  $CO_2$  及び  $H_2S$  を含むガスの回収システムの温度・圧力条件の一例を追加した概略図である。

図 1 - 2 に示すように、導入ガス 1 1 は吸収塔 1 3 に導入される。

これに対向するように吸収液 1 2 ( リーン溶液 1 2 B ) は塔内に導入され、 $CO_2$  及び  $H_2S$  を吸収する。

この吸収は発熱反応であるので、吸収塔 1 3 の塔中段 1 3 b 近傍から抜き出されるセミリッチ溶液 1 2 C は 4 9 である。一方、塔底部 1 3 c から抜き出されるリッチ溶液 1 2 A は 4 4 である。

このリッチ溶液 1 2 A とセミリッチ溶液 1 2 C とは第 1 及び第 2 の熱交換器 1 6、1 7 において、それぞれ高温 ( 1 2 2 ) のリーン溶液 1 2 B と熱交換され、リッチ溶液 1 2 A は 7 7 となり、再生塔 1 4 の塔頂部 1 4 a から導入される。またセミリッチ溶液 1 2 C は 1 0 4 となり、再生塔 1 4 の塔中段 1 4 b 近傍から導入される。

これにより、再生塔でのリボイラ熱量の低減を図るようにしている。

【0026】

図 2 - 1 は、従来技術の基本プロセスによる回収システムと、実施例による回収システムとにおける蒸留エンタルピーを比較する。図 2 - 2 は再生塔の理論段数を示す模式図である。

ここで、従来技術とは、吸収塔 1 3 の塔底部から全ての吸収液を抜き出し、再生塔 1 4

10

20

30

40

50

の塔頂部 14 a から全量を導入して再生する方法である。

図 2 - 1 に示すように、従来技術の場合に比べ、実施例の回収システムでは再生塔上段の蒸留エンタルピー、すなわち必要な熱エネルギーが大きく低下するのに対し、再生塔下段では蒸留エンタルピーの増加は比較的小さく、結果としてリボイラ及びコンデンサの必要熱量の低減を図ることが確認された。なお、CO<sub>2</sub>回収量が低減されたことにより吸収熱が低下したことも、必要熱量の低減に寄与している。

このように、本発明によれば、リボイラ熱量を低減することができ、システム全体の熱エネルギーの低減を図ることができる。

#### 【実施例 2】

#### 【0027】

本発明による実施例に係る CO<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システムについて、図面を参照して説明する。図 3 は、実施例 2 に係る CO<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システムの概略図である。なお、図 1 に示す実施例 1 の構成と同一の構成については同一の符号を付してその説明は省略する。

図 3 に示すように、本実施例に係る CO<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システム 10 B は、実施例 1 に係る CO<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を含むガスの回収システム 10 A において、再生塔 14 の塔中段近傍 14 b から CO<sub>2</sub> 及び H<sub>2</sub>S を一部放出して再生された吸収液（セミリーン溶液）12 D の全量を拔出しライン L<sub>4</sub> を設けている。そして、この拔出しライン L<sub>4</sub> を、第 3 の供給ライン L<sub>3</sub> に介装された第 2 の熱交換器 17 の前段側に合流させ、抜き出したセミリーン溶液 12 D とここでセミリッチ溶液 12 C と混合させた後、第 2 の熱交換器 17 で熱交換させた後、再生塔 14 の下段の充填部 14 B 側に導入するようにしている。

#### 【0028】

これにより、従来よりもリボイラの熱エネルギーの低減を図るようにしている。

#### 【0029】

表 1 は従来技術 1（吸収液を全量底部から抜き出し、全量再生塔の塔頂部から導入する回収システム）、従来技術 2（放散塔を備えたシステム特許文献 1）、実施例 1 の回収システム、実施例 2 の回収システムにおける、各々の再生塔のリボイラ熱量と CO<sub>2</sub> 回収量、H<sub>2</sub>S 回収量、H<sub>2</sub>S 選択比（H<sub>2</sub>S 回収量 / CO<sub>2</sub> 回収量）についての比較である。

なお、従来技術を 100 とし、各々その相対比を比較した。

#### 【0030】

#### 【表 1】

	従来技術1	従来技術2	実施例1	実施例2
再生塔リボイラ熱量	100	120	88	96
CO <sub>2</sub> 回収量	100	104	92	92
H <sub>2</sub> S回収量	100	99	100	100
H <sub>2</sub> S選択比 (H <sub>2</sub> S回収量/ CO <sub>2</sub> 回収量)	100	95	109	109

#### 【0031】

表 1 に示すように、実施例 1 及び実施例 2 は従来技術 1 と比べて、リボイラ熱量が低下することが確認された。また、H<sub>2</sub>S 回収量を維持しつつ、CO<sub>2</sub> 回収量の低減を図ることができた。この結果、H<sub>2</sub>S 選択比（H<sub>2</sub>S 回収量 / CO<sub>2</sub> 回収量）の向上をあることが確認された。

## 【実施例 3】

## 【0032】

本発明による実施例に係る  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システムについて、図面を参照して説明する。図 4 は、実施例 3 に係る  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システムの概略図である。なお、図 1 に示す実施例 1 の構成と同様の構成については同一の符号を付してその説明は省略する。

図 4 に示すように、本実施例に係る  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システム 10C は、実施例 1 に係る  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システム 10A において、吸収塔 13 を複数の吸収部 13A ~ 13D とし、抜き出す位置を複数としている。

導入ガス 11 の温度、圧力、流量、 $\text{CO}_2$  濃度、 $\text{H}_2\text{S}$  濃度を計測器 41 により測定し、制御装置により最適な抜き出し位置や抜き出し量を決定するようにしている。

10

## 【0033】

本実施例では、セミリッチ溶液 12C の抜き出し位置を 3 箇所とするようにしており、複数の配管  $L_{3-1}$ 、 $L_{3-2}$ 、 $L_{3-3}$  及びバルブ  $V_1 \sim V_3$  を設けている。

## 【0034】

抜き出し量の調整は、吸収塔 13 の圧力が高いため、前記バルブ  $V_1 \sim V_3$  の開度調整、あるいは図示しないポンプ流量の調整により行うことができる。

## 【0035】

そして、導入ガス 11 の条件を計測し、浄化ガス 21 中の  $\text{H}_2\text{S}$  濃度の目標値を満足させる場合のガス流量、リボイラ熱量の計算を行う。この計算には吸収液の抜き出し位置、抜き出し流量 ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) を求める。

20

吸収液の抜き出し条件の最適解を制御手段 42 により決定し、制御手段 42 は抜き出し位置の変更（バルブの開閉）の指示の制御を行う。

次に、制御手段 42 は、バルブの開度を調整又はポンプ流量の調整の指示を行うことで、セミリッチ溶液 12C の抜き出し流量の調整を行う。

これにより、 $\text{H}_2\text{S}$  除去性能、 $\text{H}_2\text{S}$  選択性（ガス流量）、熱エネルギーの最適化を図ることができる。

## 【0036】

よって、導入ガス 11 の条件が、例えば石炭の種類の変更によって変動した場合に、浄化ガス 21 の  $\text{H}_2\text{S}$  濃度も大きく変動することがあるが、このような場合には、本実施例により、セミリッチ溶液 12C の抜き出し位置及び抜き出し量を制御することで、設備の改造を行うことなく、セミリッチ溶液 12C の抜き出し条件を最適化することができる。

30

## 【0037】

このように、本実施例によれば、導入ガス条件が変動しても、容易に吸収液の抜き出し条件を変更し、目標性能を満足させることができる。

## 【産業上の利用可能性】

## 【0038】

以上のように、本発明に係る  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システム及び方法によれば、 $\text{CO}_2$  との吸収とは別に  $\text{H}_2\text{S}$  を熱エネルギーの面で効率的、かつ選択的に分離することができ、例えば石炭やバイオマス等をガス化炉によりガス化して得られるガス化ガスに含まれる  $\text{H}_2\text{S}$  を効率よく回収することができる。

40

## 【符号の説明】

## 【0039】

10A、10B、10C  $\text{CO}_2$  及び  $\text{H}_2\text{S}$  を含むガスの回収システム

11 導入ガス

12 吸収液

12A リッチ溶液

12B リーン溶液

12C セミリッチ溶液

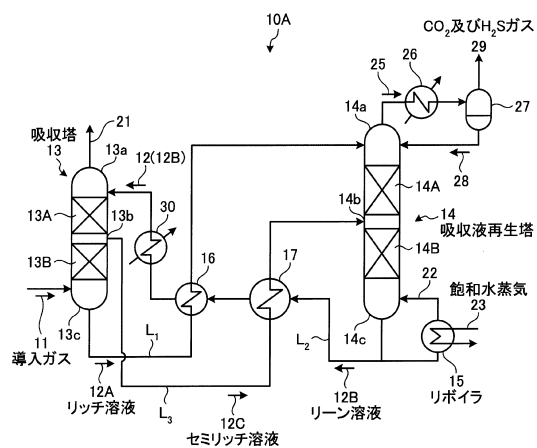
12D セミリーン溶液

50

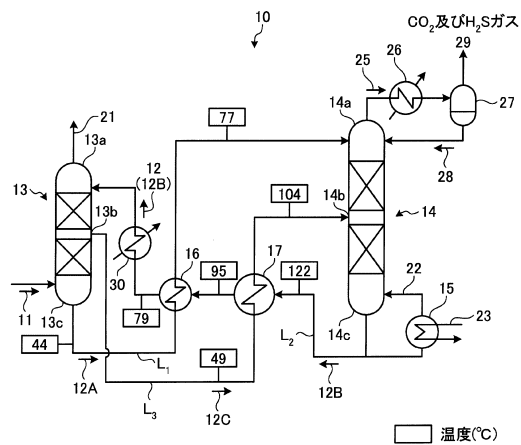


- 1 3 吸収塔
- 1 4 吸収液再生塔（再生塔）
- 1 5 リボイラ
- 1 6 第 1 の熱交換器
- 1 7 第 2 の熱交換器

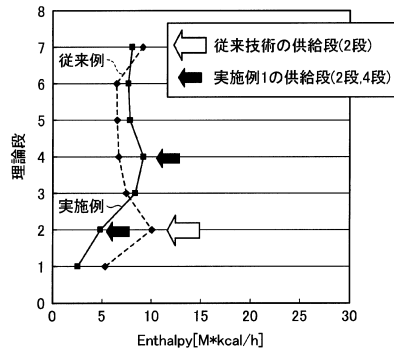
【図 1 - 1】



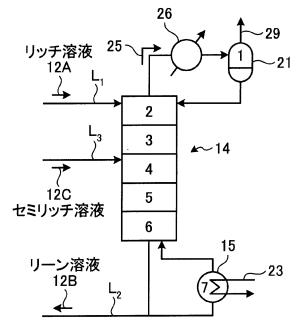
【図 1 - 2】



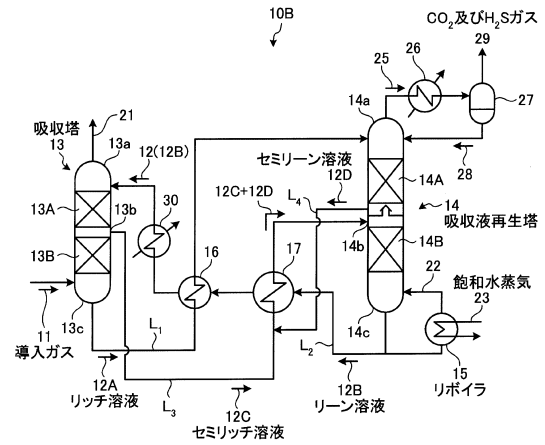
【図 2 - 1】



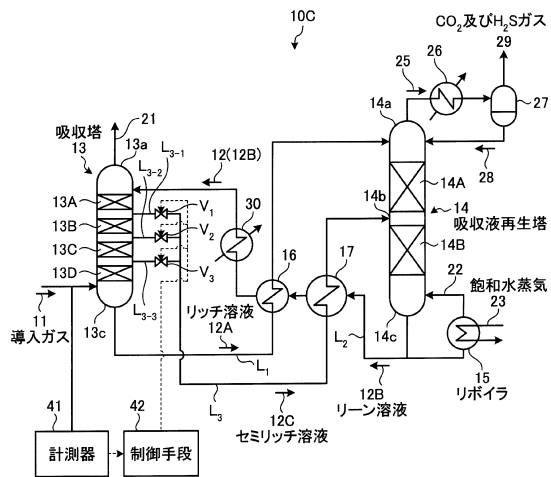
【図 2 - 2】



【図 3】



【図 4】



---

フロントページの続き

(72)発明者 村上 盛紀

東京都港区港南二丁目16番5号 三菱重工業株式会社内

(72)発明者 湯島 昌記

広島県広島市西区観音新町一丁目20番24号 MHIソリューションテクノロジーズ株式会社内

(72)発明者 石田 一男

神奈川県横浜市中区本町4丁目36番地 株式会社MHIプロ・スタッフ内

審査官 神田 和輝

(56)参考文献 特開昭56-084617(JP,A)

特公昭49-040789(JP,B1)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

B01D 53/14 - 53/18

B01D 53/34 - 53/85

C10K 1/14