

(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 1

B01D	53/14	(2006.01)	B01D	53/14	Z A B C
B01D	53/62	(2006.01)	B01D	53/34	1 3 5 Z
B01D	53/52	(2006.01)	B01D	53/34	1 2 7 B
B01D	53/77	(2006.01)	C10K	1/14	
C10K	1/14	(2006.01)			

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】 CO₂及びH₂S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】

CO₂及びH₂Sを含むガスを導入ガスとし、該導入ガスとCO₂及びH₂Sを吸収する吸収液とを接觸させて前記導入ガスからCO₂及びH₂Sを吸収させる吸収塔と、

CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sを含むガスの回収システム。

10

20

【請求項 2】

請求項 1において、

前記吸收塔の塔中段近傍から抜き出す CO₂及び H₂S の一部を吸収した吸収液の抜き出しあり、

導入される導入ガスの温度、圧力、流量、CO₂濃度、H₂S 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 CO₂及び H₂S を含むガスの回収システム。

【請求項 3】

CO₂及び H₂S を含むガスを導入ガスから CO₂及び H₂S を回収する吸収塔と再生塔とを用いた CO₂及び H₂S を含むガスの回収方法であって、

前記導入ガスから CO₂及び H₂S 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抜出される CO₂及び H₂S 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 CO₂及び H₂S 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 CO₂及び H₂S 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 CO₂及び H₂S 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 CO₂及び H₂S の一部を吸収した吸収液の抜き出しあり、

導入される導入ガスの温度、圧力、流量、CO₂濃度、H₂S 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 CO₂及び H₂S を含むガスの回収方法。

【発明の詳細な説明】**【技術分野】**

30

【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 CO₂と H₂S から H₂S を効率よく回収する CO₂及び H₂S 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 CO₂と H₂S 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：MEA 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 SO_x の排出を規制値未満とするために、SO_x の発生源となる H₂S 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、CO₂ は極力回収しないことが望ましい。

2) 回収した H₂S 含有ガス（オフガス）流量が少なく、H₂S 濃度が高い方が、回収ガスから化製品を製造する場合や H₂S を処理する場合に有利であり、H₂S を選択的に回収できることが望ましい。

40

50

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 O₂回収プロセスで回収した C O₂中の H₂S 濃度を規定値 (例えば 10 ~ 20 ppm) 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 O₂と H₂S とを含むガスから、 H₂S 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)。 10

【先行技術文献】

【特許文献】

【 0 0 0 5 】

【特許文献 1】特開 2010 - 120013 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、 H₂S を含まないガスからの C O₂ 回収に適用する場合は有効であるが、 C O₂ と H₂S とを含有するガスからの H₂S 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 H₂S 濃度が高くなることで、 H₂S 吸収速度が大幅に低下するため、 H₂S 除去率、 H₂S 選択性が低下し、所望の除去率を得るために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。 20

【 0 0 0 7 】

よって、化学吸収プロセスにおいて、 C O₂ と H₂S とを含むガスから、 C O₂ の吸収とは別に H₂S 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 H₂S を効率よく回収する C O₂ 及び H₂S 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。 30

【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 O₂ 及び H₂S を含むガスを導入ガスとし、該導入ガスと C O₂ 及び H₂S を吸収する吸収液とを接触させて前記導入ガスから C O₂ 及び H₂S を吸収させる吸収塔と、 C O₂ 及び H₂S 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 O₂ 及び H₂S 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 O₂ 及び H₂S 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 O₂ 及び H₂S を含むガスの回収システムにある。 40

【 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 O₂ 及び H₂S 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 O₂ 及び H₂S 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、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 O₂ 及び H₂S 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 O₂ 及び H₂S 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 O₂ 及び H₂S を含むガスの回収システムにある。 50

【0011】

第3の発明は、CO₂及びH₂Sを含むガスを導入ガスからCO₂及びH₂Sを回収する吸収塔と再生塔とを用いたCO₂及びH₂Sを含むガスの回収方法であって、前記導入ガスからCO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sを含むガスの回収方法にある。

【0012】

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抜出されるCO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sを含むガスの回収方法にある。 10

【発明の効果】

【0013】

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、H₂Sの吸収量をほとんど低下させることなく、CO₂吸収量を低下させ、H₂S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。 20

【図面の簡単な説明】

【0014】

【図1-1】図1-1は、実施例1に係るCO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂を含むH₂Sの回収システムの概略図である。 30

【図4】図4は、実施例3に係るCO₂及びH₂S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】

【0015】

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】

【0016】

本発明による実施例に係るCO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sを含むガスの回収システムの概略図である。 40

図1-1に示すように、本実施例に係るCO₂及びH₂Sを含むガスの回収システムA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CO₂及びH₂Sを含むガス化ガスを導入ガス11とし、該導入ガス11とCO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sを吸収させる吸収塔13と、CO₂及びH₂S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L₁を介して塔頂部14aより導入し、リボイラ15の熱によりCO₂及びH₂S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 50

より抜き出し、吸收塔13の塔頂部13aに戻す第2の供給ラインL₂と、吸收塔13の塔中段13b近傍からCO₂及びH₂Sの一部を吸収した吸収液(セミリッチ溶液)12Cを抜き出し、抜き出したセミリッチ溶液12Cを再生塔14の塔中段14b近傍に導入する第3の供給ラインL₃と、第1の供給ラインL₁と、第2の供給ラインL₂との交差部に介装され、リッチ溶液12Aとリーン溶液12Bとを熱交換する第1の熱交換器16と、第3の供給ラインL₃と、第2の供給ラインL₂との交差部に介装され、セミリッチ溶液12Cとリーン溶液12B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CO₂及びH₂Sを除去し、再生された吸収液(リーン溶液)12Bは吸収液12として再利用される。

【0017】

このCO₂及びH₂Sを含むガスの回収システム10A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13A、13Bが設けられ、これらの充填部13A、13Bを通過する際、導入ガス11と吸収液12との対向接觸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とを対向接觸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は例えアミン系の吸収液12と対向流接觸し、排ガス12中のCO₂及びH₂Sは、化学反応により吸収液12に吸収され、CO₂及びH₂Sが除去された浄化ガス21は系外に放出される。CO₂及びH₂Sを吸収した吸収液は「リッチ溶液」12Aとも呼称される。このリッチ溶液12A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)12B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12Aは、充填部14A、14Bを有する吸収液再生塔14の塔頂部14a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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sが除去された吸収液となる。このほぼ全てのCO₂及びH₂S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」12Bと呼称される。このリーン溶液12B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14aからは塔内においてリッチ溶液12A及びセミリーン溶液から放出された水蒸気を伴ったCO₂及びH₂S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、CO₂及びH₂S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)12Bは、第2の熱交換器17にてセミリッチ溶液12C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12A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14b近傍より導入されるCO₂及びH₂Sを吸収した吸収液(セミリッチ溶液)12C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14aより導入されるCO₂及びH₂Sを吸収した吸収液(リッチ溶液)12A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 14 の塔頂部 14 a より塔中段 14 b 部分はリボイラ 15 からの上記水蒸気 22 の熱によりその温度が高くなっているので、ここに導入されるセミリッチ溶液 12 C は、その熱損失が発生しないように、塔頂部 14 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、吸收塔 13 の最上段より下方側の塔中段 13 b 近傍から吸收液の一部を第 3 の供給ライン L₃ 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、CO₂ 濃度、H₂S 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 12 C は、第 2 の熱交換器 17 により、再生塔 14 の塔底部 14 c より排出される高温のリーン溶液 12 B との熱交換により加熱され、再生塔 14 の塔中段 14 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 11 中の H₂S と共に CO₂ は、吸收塔 13 内では H₂S 及び CO₂ ともに吸收液 12 により吸収されている。

本発明のように、吸收塔 13 の塔中段 13 b 近傍から吸收液の一部を第 3 の供給ライン L₃ により抜き出すようにして、吸收塔 13 の下方に流下する吸收液の流量を低減させることで、H₂S はガス側の物質移動、CO₂ は液側の物質移動が支配的であることから、CO₂ の方がより吸収速度が低下する。

これにより、CO₂ 吸収量が低下、すなわち吸收液中の CO₂ 濃度が低下する分、H₂S の吸収量は増加する。

吸收液の流量の低下による H₂S 吸収量の低下を考慮しても、H₂S 吸収量はほとんど低下しない。

よって、H₂S の選択性の向上を図ることができる。

【0024】

CO₂ 及び H₂S 濃度が高いリッチ溶液 12 A を再生塔 14 の塔頂部 14 a から導入し、CO₂ 及び H₂S 濃度がリッチ溶液 12 A と比較して相対的に低いセミリッチ溶液 12 C を、リッチ溶液 12 A と同等かそれ以上の温度に加温した上で再生塔 14 の塔中段 14 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 15 の熱量を低減させることができるので、リボイラ 15 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 CO₂ 及び H₂S 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 11 は吸收塔 13 に導入される。

これに対向するように吸收液 12 (リーン溶液 12 B) は塔内に導入され、CO₂ 及び H₂S を吸収する。

この吸収は発熱反応であるので、吸收塔 13 の塔中段 13 b 近傍から抜き出されるセミリッチ溶液 12 C は 49 である。一方、塔底部 13 c から抜き出されるリッチ溶液 12 A は 44 である。

このリッチ溶液 12 A とセミリッチ溶液 12 C とは第 1 及び第 2 の熱交換器 16、17 において、それぞれ高温 (122) のリーン溶液 12 B と熱交換され、リッチ溶液 12 A は 77 となり、再生塔 14 の塔頂部 14 a から導入される。またセミリッチ溶液 12 C は 104 となり、再生塔 14 の塔中段 14 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、吸收塔 13 の塔底部から全ての吸收液を抜き出し、再生塔 14

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、従来技術の場合に較べ、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、CO₂回収量が低減されたことにより吸収熱が低下したこと、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 CO₂ 及び H₂S 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 CO₂ 及び H₂S 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 CO₂ 及び H₂S を含むガスの回収システム 10 B は、実施例 1 に係る CO₂ 及び H₂S 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 CO₂ 及び H₂S を一部放出して再生された吸収液（セミリーン溶液）12 D の全量を抜出す抜出しライン L₄ を設けている。そして、この抜出しライン L₄ を、第 3 の供給ライン L₃ 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 CO₂ 回収量、H₂S 回収量、H₂S 選択比 (H₂S 回収量 / CO₂ 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 ₂ 回収量	100	104	92	92
H ₂ S回収量	100	99	100	100
H ₂ S選択比 (H ₂ S回収量/ CO ₂ 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、H₂S 回収量を維持しつつ、CO₂ 回収量の低減を図ることができた。この結果、H₂S 選択比 (H₂S 回収量 / CO₂ 回収量) の向上を有ることが確認された。

10

20

30

40

50

【実施例 3】**【0032】**

本発明による実施例に係るCO₂及びH₂S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CO₂及びH₂S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CO₂及びH₂Sを含むガスの回収システム10Cは、実施例1に係るCO₂及びH₂Sを含むガスの回収システム10Aにおいて、吸收塔13を複数の吸收部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、CO₂濃度、H₂S濃度を計測器41により測定し、制御装置により最適な抜出し位置や抜出し量を決定するようしている。

【0033】

本実施例では、セミリッチ溶液12Cの抜出し位置を3箇所とするようにしてあり、複数の配管L₃₋₁、L₃₋₂、L₃₋₃及びバルブV₁～V₃を設けている。

【0034】

抜出し量の調整は、吸收塔13の圧力が高いため、前記バルブV₁～V₃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H₂S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(m³/h)を求める。

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、H₂S除去性能、H₂S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H₂S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。

【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CO₂及びH₂Sを含むガスの回収システム及び方法によれば、CO₂との吸収とは別にH₂S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H₂Sを効率よく回収することができる。

【符号の説明】**【0039】**

10A、10B、10C CO₂及びH₂S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

10

20

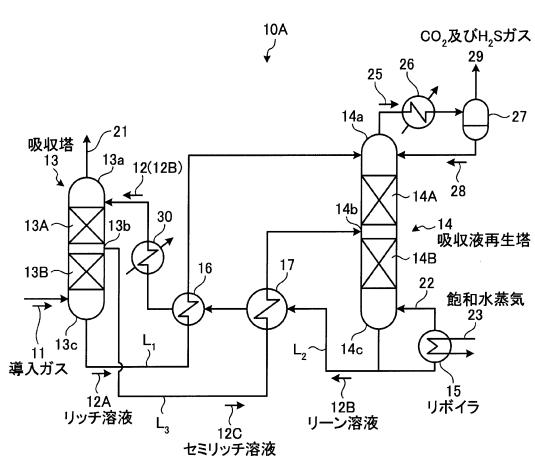
30

40

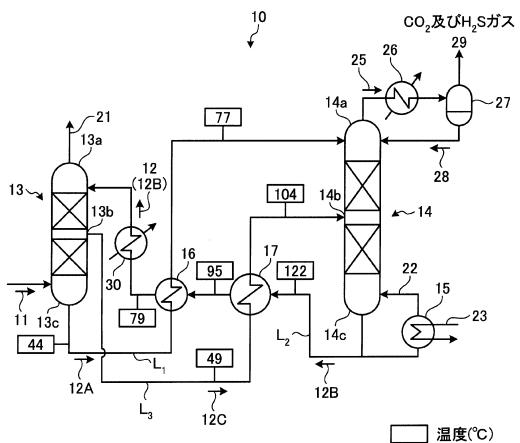
50

- 1 3 吸收塔
 - 1 4 吸收液再生塔（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

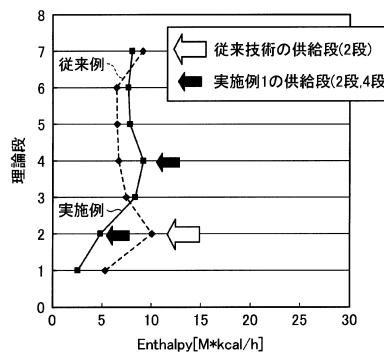
【 図 1 - 1 】



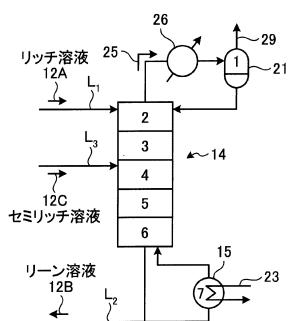
【図 1 - 2】



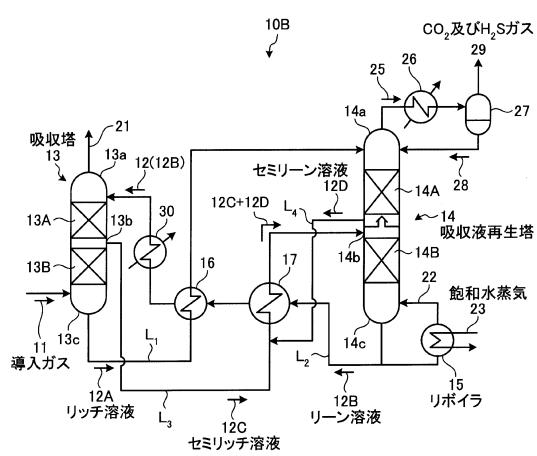
【 図 2 - 1 】



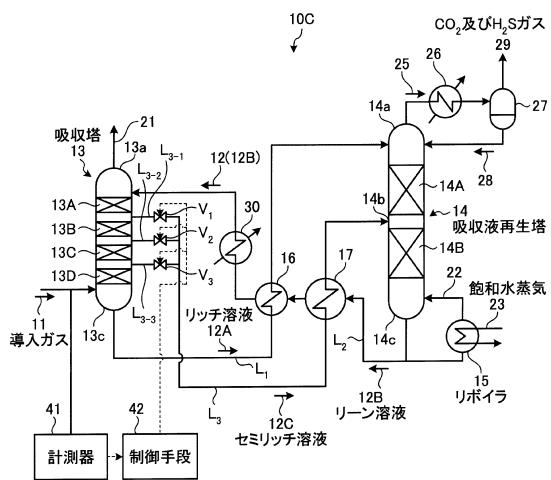
【 図 2 - 2 】



【 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