

(19) 日本国特許庁(JP)

## (12) 特許公報(B2)

(11) 特許番号

特許第6071622号  
(P6071622)

(45) 発行日 平成29年2月1日(2017.2.1)

(24) 登録日 平成29年1月13日(2017.1.13)

(51) Int.Cl.

B01D 53/14 (2006.01)  
C10K 1/14 (2006.01)

F 1

B01D 53/14 220  
B01D 53/14 200  
C10K 1/14

請求項の数 2 (全 9 頁)

(21) 出願番号 特願2013-32642 (P2013-32642)  
 (22) 出願日 平成25年2月21日 (2013.2.21)  
 (65) 公開番号 特開2014-161757 (P2014-161757A)  
 (43) 公開日 平成26年9月8日 (2014.9.8)  
 審査請求日 平成27年9月3日 (2015.9.3)

(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 加藤 雄大  
 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  
收液とを接觸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  
ンを介して塔頂部側より導入し、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  
き出した吸収液を前記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  
熱交換器と、

前記第1の供給ライン及び第3の供給ラインに各々介装され、不凝縮ガスを分離するフ  
ラッシュドラムと、

前記吸収液再生塔の塔頂部から排出された水蒸気を伴ったCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスを冷却す  
るコンデンサと、

前記コンデンサで冷却された凝縮物を気液分離する分離ドラムと、を具備してなり、

前記分離ドラムで分離されたCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスと、前記フラッシュドラムで各々分離  
された前記不凝縮ガスとを合流してな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

10

20

収システム。

**【請求項 2】**

CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含む導入ガスからCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを回収する吸収塔と再生塔とを用いたCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収方法であって、

前記導入ガスからCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収させる前記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、

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させ、

前記吸収塔の塔中段近傍から抜出されるCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>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熱交換すると共に、 10

前記吸収塔の塔底部から噴出した吸収液と、前記吸収塔の塔中段から抜出した吸収液とを再生塔に導入する以前にフラッシュさせて、吸収液中に含まれる不凝縮ガスを分離し、

分離した凝縮ガスを前記吸収液再生塔の塔頂部から排出された水蒸気を伴ったCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスをコンデンサで冷却させ、凝縮物を分離ドラムで気液分離し、

分離されたCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスと、分離された不凝縮ガスとを合流す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CO<sub>2</sub>とH<sub>2</sub>SからH<sub>2</sub>Sを効率よく回収するCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収システム及び方法に関する。 20

**【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CO<sub>2</sub>とH<sub>2</sub>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：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。 30

**【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<sub>x</sub>の排出を規制値未満とするために、SO<sub>x</sub>の発生源となるH<sub>2</sub>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、CO<sub>2</sub>は極力回収しないことが望ましい。

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

3) IGCCにCOシフトとCCS（二酸化炭素回収・貯留）とを組み合わせたシステムでは、CO<sub>2</sub>回収プロセスで回収したCO<sub>2</sub>中のH<sub>2</sub>S濃度を規定値（例えば10～20 ppm）程度に抑える必要がある。 40

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、CO<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。

**【0004】**

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）。

**【0005】**

10

20

30

40

50

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CO<sub>2</sub>回収に適用する場合は有効であるが、CO<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、吸收塔の下方の吸收液中の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。

#### 【0006】

そこで、本発明者等は、吸收液の一部を吸收塔の吸收部の途中から抜き出し、CO<sub>2</sub>やH<sub>2</sub>Sを比較的低濃度で吸収している当該吸收液を、再生塔の再生部の途中に供給することを先に提案した（特許文献2）。

#### 【先行技術文献】

10

#### 【特許文献】

#### 【0007】

【特許文献1】特開2010-120013号公報

【特許文献2】特開2012-110835号公報

#### 【発明の概要】

#### 【発明が解決しようとする課題】

#### 【0008】

特許文献2の提案では、H<sub>2</sub>Sの選択吸収性を向上させるとともに、再生熱エネルギー消費量を従来のプロセスよりも、約10%程度低減することができるが、熱交換器等の機器費点数が増加し、システムコストが増加する、という問題がある。

20

#### 【0009】

よって、化学吸収プロセスにおいて、CO<sub>2</sub>とH<sub>2</sub>Sとを含むガスから、CO<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、且つコスト低減を図るシステムの出現が切望されている。

#### 【0010】

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】

#### 【0011】

30

上述した課題を解決するための本発明の第1の発明は、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を吸収する吸收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を吸収させる吸收塔と、CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸收液を前記吸收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側より導入し、リボイラの熱によりCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを放出させて吸收液を再生する吸收液再生塔と、再生された再生吸收液を前記吸收塔に戻す第2の供給ラインと、前記吸收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收液を抜き出し、抜き出した吸收液を前記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、前記吸收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を吸収した吸收液と再生吸收液とを熱交換する熱交換器と、前記第1の供給ライン及び第3の供給ラインに各々介装され、不凝縮ガスを分離するフラッシュドラムと、前記吸收液再生塔の塔頂部から排出された水蒸気を伴ったCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスを冷却するコンデンサと、前記コンデンサで冷却された凝縮物を気液分離する分離ドラムと、を具備してなり、前記分離ドラムで分離されたCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスと、前記フラッシュドラムで各々分離された前記不凝縮ガスとを合流してな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にある。

40

#### 【0012】

第2の発明は、CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含む導入ガスからCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを回収する吸收塔と再生塔とを用いたCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収方法であって、前記導入ガスからCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収させる前記吸收塔の塔中段近傍から吸收液の一部を抜き出し、吸收塔の下方に流下する吸收液の流量を低減させ、前記吸收塔の塔底部から抜き出した吸收液を前

50

記再生塔の塔頂部近傍から導入させると共に、前記吸收塔の塔中段近傍から抜き出した吸收液を、前記再生塔の塔中段近傍に導入して再生させ、前記吸收塔の塔中段近傍から抜き出されるCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸收した吸收液が、前記再生塔で再生された再生吸收液と熱交換すると共に、前記吸收塔の塔底部から噴出した吸收液と、前記吸收塔の塔中段から抜き出した吸收液とを再生塔に導入する以前にフラッシュさせて、吸收液中に含まれる不凝縮ガスを分離し、分離した凝縮ガスを前記吸收液再生塔の塔頂部から排出された水蒸気を伴ったCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスをコンデンサで冷却させ、凝縮物を分離ドラムで気液分離し、分離されたCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガスと、分離された不凝縮ガスとを合流することを特徴とするCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収方法にある。

## 【発明の効果】

10

## 【0013】

本発明によれば、吸收塔の塔中段近傍から吸收液の一部を第3の供給ラインにより抜き出すようにして、吸收塔の下方に流下する吸收液の流量を低減することで、H<sub>2</sub>Sの吸収量をほとんど低下させることなく、CO<sub>2</sub>吸収量を低下させ、H<sub>2</sub>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】

## 【0014】

【図1】図1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の概略図である。

20

【図2】図2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の温度・圧力条件の一例を追加した概略図である。

【図3】図3は、従来例に係るCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収システムの温度・圧力条件の一例を追加した概略図である。

## 【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】

30

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1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の概略図である。

図1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CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガス化ガスを導入ガス11とし、該導入ガス11とCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収する吸收液12とを接触させて前記導入ガス11からCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収させる吸收塔13と、CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸收液(リッチ溶液)12Aを吸收塔13の塔底部13cより抜き出すと共に、第1の供給ラインL<sub>1</sub>を介して塔頂部14aより導入し、リボイラ15の熱によりCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを放出させて吸收液12を再生する吸收液再生塔(以下「再生塔」という)14と、再生された吸收液(リーン溶液)12Bを再生塔14の塔底部14c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L<sub>2</sub>と、吸收塔13の塔中段13b近傍からCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sの一部を吸収した吸收液(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L<sub>3</sub>と、第3の供給ラインL<sub>3</sub>と第2の供給ラインL<sub>2</sub>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とを熱交換するセミリッチ溶液用熱交換器17と、を具備する。

40

このシステムでは、前記再生塔14でCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを除去し、再生された吸收液(リーン溶液)12Bは吸收液12として再利用される。

## 【0017】

50

このCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを含むガスの回収システム10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として吸收塔13に導入される。

吸收塔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と吸收液12との対向流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と吸收液12とを対向流接触させるようにしている。

#### 【0018】

前記吸收塔13において、導入ガス11は例えばアミン系の吸收液12と対向流接触し、導入ガス11中のCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sは、化学反応により吸收液12に吸収され、CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sが除去された浄化ガス21は系外に放出される。CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを吸収した吸收液は「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、熱交換されずに温度が低いままで吸收液再生塔14の塔頂部14a側に供給される。10

#### 【0019】

この塔頂部14a側から導入されたリッチ溶液12Aは、充填部14A、14Bを有する再生塔14の塔頂部14a近傍から塔内に図示しない噴霧手段等により導入され、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<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを放出し、再生される。吸收液再生塔14内で一部または大部分のCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sを放出した吸收液は「セミリーン溶液」と呼称される。このセミリーン溶液は、再生塔14下部に至る頃には、ほぼ全てのCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sが除去された吸收液となる。このほぼ全てのCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sが除去されることにより再生された吸收液は「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により間接的に加熱され、水蒸気22を発生して、再生塔14の塔底部14c側に戻されている。20

#### 【0020】

また、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CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>S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<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>S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は吸收液再生塔14の塔頂部14aに供給される。30

#### 【0021】

再生された吸收液(リーン溶液)12Bは、セミリッチ溶液用熱交換器17にてセミリッチ溶液12Cと熱交換されて冷却され、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、再び吸收塔13に供給され、吸收液12として再利用される。

#### 【0022】

本実施例では、吸收塔13の最上段より下方側の塔中段13b近傍から吸收液12の一部を第3の供給ラインL<sub>3</sub>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<sub>2</sub>濃度、H<sub>2</sub>S濃度等を測定し、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。40

#### 【0023】

抜き出されたセミリッチ溶液12Cは、セミリッチ溶液用熱交換器17により、再生塔14の塔底部14cより排出される高温のリーン溶液12Bとの熱交換により加熱され、再生塔14の塔中段14b近傍、より好ましくは塔中段14bより下方側に供給する。

#### 【0024】

ところで、導入ガス11中のH<sub>2</sub>Sと共にCO<sub>2</sub>は、吸收塔13内ではH<sub>2</sub>S及びCO<sub>2</sub>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13b近傍から吸收液の一部を第3の供給ラインL<sub>3</sub>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することで、H<sub>2</sub>Sはガス側の物質移動、CO<sub>2</sub>は液側の物質移動が支配的であることから、C50

$O_2$ 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12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。

#### 【0025】

$CO_2$ 及び $H_2S$ 濃度が高いリッチ溶液12Aを、熱交換せずにそのまま再生塔14の塔頂部14aから導入し、 $CO_2$ 及び $H_2S$ 濃度がリッチ溶液12Aと比較して相対的に低いセミリッチ溶液12Cを、セミリッチ溶液用熱交換器17により加温した上で再生塔14の塔中段14b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。10

#### 【0026】

また、本実施例では、吸収塔13から抜出したリッチ溶液12A及びセミリッチ溶液12Cを各々フラッシュドラム31、32に導入し、ここで $N_2$ 、 $H_2$ 、 $CO$ 等の不凝縮ガス33(33a、33b)を分離している。そして、分離ドラム27にて分離された $CO_2$ 及び $H_2S$ ガス29と合流させている。

#### 【0027】

図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。図中、四角の枠内は温度を示す。20

図2に示すように、 $CO_2$ 及び $H_2S$ を含むガスの回収システム10Aにおいて、導入ガス11は吸収塔13に導入される。

これに対向するように吸収液12(リーン溶液12B)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13の塔中段13b近傍から抜き出されるセミリッチ溶液12Cは46である。一方、塔底部13cから抜き出されるリッチ溶液12Aは44である。

このリッチ溶液12Aは、そのまま熱交換せずに、再生塔14の塔頂部14aから44の温度のままで導入される。

#### 【0028】

これに対し、セミリッチ溶液12Cはセミリッチ溶液用熱交換器17において、高温(123)のリーン溶液12Bと熱交換され、セミリッチ溶液12Cは113となり、再生塔14の塔中段14b近傍から導入される。なお、再生塔14の塔頂部14aからの水蒸気を伴った $CO_2$ 及び $H_2S$ ガス25の温度は116、コンデンサ26を通過した後の温度は40である。30

これにより、再生塔14でのリボイラ15のリボイラ熱量の低減を図るようにしている。

#### 【0029】

図3は、従来技術(特許文献2)のガス回収システムである。

図3に示すように、 $CO_2$ 及び $H_2S$ を含むガスの回収システム100では、吸収塔13の塔底部13cから抜出されるリッチ溶液12Aを、リッチ溶液用熱交換器16で熱交換した後、再生塔14の塔頂部14a側から導入するものである。40

#### 【0030】

ここで、図3に示す $CO_2$ 及び $H_2S$ を含むガスの回収システム100において、導入ガス11は吸収塔13に導入される。これに対向するように吸収液12(リーン溶液12B)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13の塔中段13b近傍から抜き出されるセミリッチ溶液12Cは49である。一方、塔底部13cから抜き出されるリッチ溶液12Aは44である。

このリッチ溶液12Aとセミリッチ溶液12Cとは、リッチ溶液用熱交換器16及びセ50

ミリッヂ溶液用の熱交換器17において、それぞれ高温(122)のリーン溶液12Bにより直列で熱交換され、リッチ溶液12Aは77となり、再生塔14の塔頂部14aから導入される。またセミリッヂ溶液12Cは104となり、再生塔14の塔中段14b近傍から導入される。再生塔14の塔頂部14aからの水蒸気を伴ったCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガス25の温度は118、コンデンサ26を通過した後の温度は40である。

#### 【0031】

表1は実施例の回収システムと従来例1及び2の回収システムにおける、各々の再生塔のリボイラの負荷、リッチ溶液用熱交換器16の負荷、セミリッヂ溶液用熱交換器17の負荷、コンデンサの負荷についての比較である。

従来例1(特許文献2)は、リッチ溶液用熱交換器16及びセミリッヂ溶液用熱交換器17でリッチ溶液12Aとセミリッヂ溶液12Cとを、リーン溶液12Bで熱交換するものである。  
10

従来例2は、リッチ溶液用熱交換器16でリッチ溶液12Aをリーン溶液12Bで熱交換するものである。

#### 【0032】

#### 【表1】

(表1)

負荷	本実施例	従来例1	従来例2
リボイラ(15)	1.09	1	1.33
熱交換器(16)	-	1	1.94
熱交換器(17)	1	1	-
冷却器(26)	0.67	1	1.18

#### 【0033】

表1に示すように、本実施例の回収システムでは、従来例2に較べて、リボイラ負荷の低減を図ることができた。

また、従来例1及び2に較べて、再生塔14から排出される水蒸気を伴ったCO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>Sガス25を冷却するコンデンサ26の負荷を、大幅に抑えることができた。  
30

また、熱交換器を従来例1から削減することで、コスト低減のみならず、プロセス全体の熱収支を向上することができた。

#### 【符号の説明】

#### 【0034】

10、10A、100 CO<sub>2</sub>及びH<sub>2</sub>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 セミリッヂ溶液

13 吸収塔

14 吸収液再生塔(再生塔)

15 リボイラ

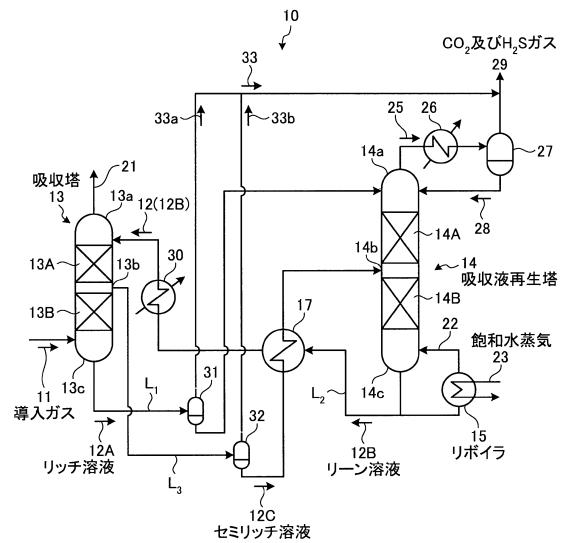
17 セミリッヂ溶液用熱交換器

20

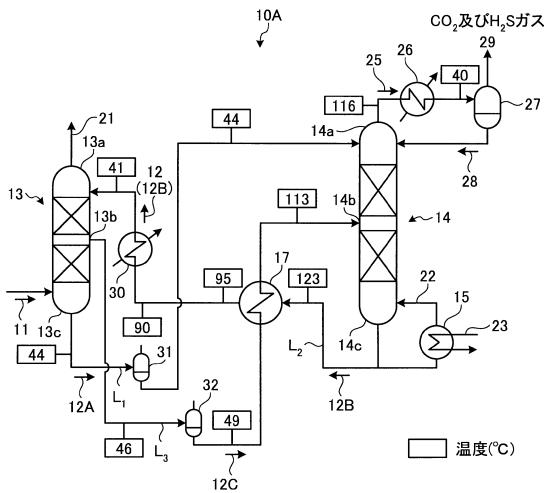
30

40

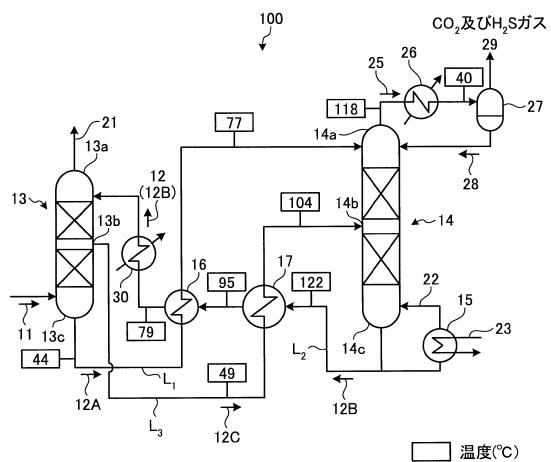
【図1】



【図2】



【図3】



---

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 特開平11-267442(JP,A)

特開平08-048984(JP,A)

特開昭60-153920(JP,A)

特開昭55-111821(JP,A)

特開2012-110835(JP,A)

実開昭62-039825(JP,U)

特開2013-226476(JP,A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

B01D 53/14-53/18

B01D 53/34-53/85

C01B 17/16

C01B 31/20

C10K 1/00-3/06

C10L 3/00-3/12