

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第4959303号  
(P4959303)

(45) 発行日 平成24年6月20日(2012.6.20)

(24) 登録日 平成24年3月30日(2012.3.30)

(51) Int.Cl.		F I	
<b>BO1D 53/50</b>	<b>(2006.01)</b>	BO1D 53/34	1 2 5 Q
<b>BO1D 53/77</b>	<b>(2006.01)</b>	BO1D 53/34	Z A B
<b>BO1D 53/34</b>	<b>(2006.01)</b>	BO1D 53/34	1 3 5 Z
<b>BO1D 53/62</b>	<b>(2006.01)</b>		

請求項の数 8 (全 17 頁)

(21) 出願番号	特願2006-314860 (P2006-314860)	(73) 特許権者	000006208 三菱重工業株式会社
(22) 出願日	平成18年11月21日(2006.11.21)		東京都港区港南二丁目16番5号
(65) 公開番号	特開2008-126154 (P2008-126154A)	(73) 特許権者	000156938 関西電力株式会社
(43) 公開日	平成20年6月5日(2008.6.5)		大阪府大阪市北区中之島三丁目6番16号
審査請求日	平成21年9月25日(2009.9.25)	(74) 代理人	100089118 弁理士 酒井 宏明
		(72) 発明者	平田 琢也 広島市西区観音新町四丁目6番22号 三 菱重工業株式会社 広島研究所内
		(72) 発明者	田中 裕士 広島市西区観音新町四丁目6番22号 三 菱重工業株式会社 広島研究所内

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 排気ガスの処理方法及び処理装置

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項1】

硫黄酸化物及び二酸化炭素を含有する排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫黄酸化物を除去する脱硫工程と、該脱硫工程で処理された前記排気ガス中の二酸化炭素を除去する脱炭酸工程とを有し、

前記脱硫工程は、前記排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫黄酸化物を除去すると共に該排気ガスを冷却液に接触させて該排気ガスを冷却する高度脱硫ガス冷却工程であって、

前記塩基性吸収液に希釈水を供給すると共に、

前記排気ガスを冷却する前記冷却液に前記希釈水を供給することを特徴とする排気ガスの処理方法。

10

【請求項2】

請求項1に記載の排気ガスの処理方法において、前記排気ガス中の硫黄酸化物濃度が5ppm以下となるように前記硫黄酸化物を除去すると共に、前記排気ガスの温度が50以下となるように冷却することを特徴とする排気ガスの処理方法。

【請求項3】

請求項1に記載の排気ガスの処理方法において、前記脱硫工程は、前記塩基性吸収液を循環して前記排気ガスに対して該塩基性吸収液に接触させる吸収液循環ラインと、該吸収液循環ラインに前記塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加ラインと、前記吸収液循環ラインから前記塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液抽出ラインと、前記吸収

20

液循環ラインに前記希釈水を供給する希釈水供給ラインとを有し、前記排気ガス中の硫黄酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように、前記供給液の供給量と前記塩基性吸収液の抽出量と前記希釈水の供給量を制御することを特徴とする排気ガスの処理方法。

【請求項4】

請求項1から3のいずれか一つに記載の排気ガスの処理方法において、前記希釈水として、前記脱炭酸工程で発生した余剰水を使用することを特徴とする排気ガスの処理方法。

【請求項5】

硫黄酸化物及び二酸化炭素を含有する排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫黄酸化物を除去する脱硫手段と、該脱硫手段で処理された前記排気ガス中の二酸化炭素を除去する脱炭酸手段と、前記脱硫手段で使用する前記塩基性吸収液に希釈水を供給する吸収液希釈手段とを具え、

前記脱硫手段は、前記排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫黄酸化物を除去すると共に該排気ガスを冷却液に接触させて該排気ガスを冷却する高度脱硫ガス冷却手段であって、

前記吸収液希釈手段は、前記塩基性吸収液に前記希釈水を供給すると共に、高度脱硫ガス冷却手段により前記排気ガスを冷却する前記冷却液に前記希釈水を供給することを特徴とする排気ガスの処理装置。

【請求項6】

請求項5に記載の排気ガスの処理装置において、前記排気ガス中の硫黄酸化物濃度が5 ppm以下となるように前記硫黄酸化物を除去すると共に、前記排気ガスの温度が50以下となるように冷却することを特徴とする排気ガスの処理装置。

【請求項7】

請求項5に記載の排気ガスの処理装置において、前記脱硫手段は、前記塩基性吸収液を循環して前記排気ガスに対して該塩基性吸収液に接触させる吸収液循環手段と、該吸収液循環ラインに前記塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加手段と、前記吸収液循環ラインから前記塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液抜出手段と、前記吸収液循環ラインに前記希釈水を供給する希釈水供給手段と、前記排気ガス中の硫黄酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように前記供給液の供給量と前記塩基性吸収液の抽出量と前記希釈水の供給量を制御する制御手段を設けたことを特徴とする排気ガスの処理装置。

【請求項8】

請求項5から7のいずれか一つに記載の排気ガスの処理装置において、前記吸収液希釈手段は、前記脱炭酸手段で発生した余剰水を前記希釈水として使用することを特徴とする排気ガスの処理装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は、燃焼した排気ガス中に含まれる硫黄酸化物や二酸化炭素を除去する排気ガスの処理方法及び処理装置に関する。

【背景技術】

【0002】

近年、火力発電設備やボイラ設備では、多量の石炭、重油または超重質油を燃料に用いており、大気汚染の防止及び地球環境の清浄化の見地から、二酸化硫黄を主とする硫黄酸化物、窒素酸化物、二酸化炭素等の放出に関する量的、濃度的な抑制が問題になっている。この中で、硫黄酸化物に関しては、酸性雨を引き起こし、人体や動植物などに被害を与えるおそれがある。このため、従来から、乾式や湿式による処理方法が提案されている。例えば、従来の排煙脱硫装置では、石灰石を吸収剤に用いて石膏を副生する湿式石灰石膏法が主流となっている。一方、二酸化炭素に関しては、フロンガスやメタンガスと共に地球の温暖化防止の見地から、例えば、PSA（圧力スイング）法、膜分離法塩基性化合物を用いた反応吸収法等の適用による排出の抑制が検討されている。

【0003】

10

20

30

40

50

また、脱硫処理と脱炭酸処理を二段階で実施する技術が、例えば、下記特許文献1として提案されている。この特許文献1に記載された「燃焼排ガス中の二酸化炭素と硫酸化物を除去する方法」は、燃焼排ガスを湿式石灰 - 石膏法排煙脱硫工程で処理することにより、脱硫処理ガス中の硫酸化物濃度を5 ~ 10 ppmの範囲に脱硫処理した後、この脱硫ガスを脱炭酸工程でアルカノールアミン水溶液と接触させて二酸化炭素を処理すると共に、脱炭酸処理ガス中の二酸化硫黄濃度を1 ppm以下にするものである。

【0004】

【特許文献1】特許第3305001号公報

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

10

【0005】

上述した従来の「燃焼排ガス中の二酸化炭素と硫酸化物を除去する方法」にあつては、燃焼排ガスを湿式石灰 - 石膏法排煙脱硫工程で脱硫処理した後、この脱硫ガスを脱炭酸工程で脱炭酸処理しているが、脱硫処理した燃焼排ガスに硫酸化物が残存するため、脱炭酸処理を行うアルカノールアミン水溶液に硫酸化物が蓄積される。そのため、脱炭酸工程にて、所望の脱炭酸吸収性能を確保するためには、リクレーミングと称されるアルカノールアミン水溶液の再生操作を行っている。ところが、この再生操作には、多くの熱エネルギーを必要とすると共に、再生処理後に発生する廃棄物である残渣中にアミン吸収液が含まれるため、新たにアミン吸収液を補充する必要があり、運転コストが増加してしまうという問題がある。

20

【0006】

本発明は上述した課題を解決するものであり、排気ガス中の硫酸化物を確実に除去して脱炭酸吸収液に蓄積される硫酸化物を低減することで運転コストの増加を抑制した排気ガスの処理方法及び処理装置を提供することを目的とする。

【課題を解決するための手段】

【0007】

上記の目的を達成するための請求項1の発明の排気ガスの処理方法は、硫酸化物及び二酸化炭素を含有する排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫酸化物を除去する脱硫工程と、該脱硫工程で処理された前記排気ガス中の二酸化炭素を除去する脱炭酸工程とを有し、前記脱硫工程は、前記排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫酸化物を除去すると共に該排気ガスを冷却液に接触させて該排気ガスを冷却する高度脱硫ガス冷却工程であつて、前記塩基性吸収液に希釈水を供給すると共に、前記排気ガスを冷却する前記冷却液に前記希釈水を供給することを特徴とするものである。

30

【0009】

請求項2の発明の排気ガスの処理方法では、前記排気ガス中の硫酸化物濃度が5 ppm以下となるように前記硫酸化物を除去すると共に、前記排気ガスの温度が50以下となるように冷却することを特徴としている。

【0010】

請求項3の発明の排気ガスの処理方法では、前記脱硫工程は、前記塩基性吸収液を循環して前記排気ガスに対して該塩基性吸収液に接触させる吸収液循環ラインと、該吸収液循環ラインに前記塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加ラインと、前記吸収液循環ラインから前記塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液拔出ラインと、前記吸収液循環ラインに前記希釈水を供給する希釈水供給ラインとを有し、前記排気ガス中の硫酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように、前記供給液の供給量と前記塩基性吸収液の抽出量と前記希釈水の供給量を制御することを特徴としている。

40

【0011】

請求項4の発明の排気ガスの処理方法では、前記希釈水として、前記脱炭酸工程で発生した余剰水を使用することを特徴としている。

【0012】

請求項5の発明の排気ガスの処理装置は、硫酸化物及び二酸化炭素を含有する排気ガ

50

スを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫黄酸化物を除去する脱硫手段と、該脱硫手段で処理された前記排気ガス中の二酸化炭素を除去する脱炭酸手段と、前記脱硫手段で使用する前記塩基性吸収液に希釈水を供給する吸収液希釈手段とを具え、前記脱硫手段は、前記排気ガスを塩基性吸収液に接触させて該排気ガス中の硫黄酸化物を除去すると共に該排気ガスを冷却液に接触させて該排気ガスを冷却する高度脱硫ガス冷却手段であって、前記吸収液希釈手段は、前記塩基性吸収液に前記希釈水を供給すると共に、高度脱硫ガス冷却手段により前記排気ガスを冷却する前記冷却液に前記希釈水を供給することを特徴とするものである。

【0014】

請求項6の発明の排気ガスの処理装置では、前記排気ガス中の硫黄酸化物濃度が5 ppm以下となるように前記硫黄酸化物を除去すると共に、前記排気ガスの温度が50以下となるように冷却することを特徴としている。

10

【0015】

請求項7の発明の排気ガスの処理装置では、前記脱硫手段は、前記塩基性吸収液を循環して前記排気ガスに対して該塩基性吸収液に接触させる吸収液循環手段と、該吸収液循環ラインに前記塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加手段と、前記吸収液循環ラインから前記塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液抜出手段と、前記吸収液循環ラインに前記希釈水を供給する希釈水供給手段と、前記排気ガス中の硫黄酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように前記供給液の供給量と前記塩基性吸収液の抽出量と前記希釈水の供給量を制御する制御手段を設けたことを特徴としている。

20

【0016】

請求項8の発明の排気ガスの処理装置では、前記吸収液希釈手段は、前記脱炭酸手段で発生した余剰水を前記希釈水として使用することを特徴としている。

【発明の効果】

【0017】

請求項1の発明の排気ガスの処理方法によれば、硫黄酸化物及び二酸化炭素を含有する排気ガスを塩基性吸収液に接触させて硫黄酸化物を除去する脱硫工程と、脱硫処理された排気ガス中の二酸化炭素を除去する脱炭酸工程とを有し、この脱硫工程は、排気ガスを塩基性吸収液に接触させて硫黄酸化物を除去すると共に冷却液に接触させて冷却する高度脱硫ガス冷却工程であり、塩基性吸収液に希釈水を供給するようにしたので、塩基性吸収液における硫黄酸化物濃度を低下させることで、硫酸塩または亜硫酸塩の析出が抑制されることとなり、塩基性吸収液による脱硫性能の低下を抑制して排気ガス中の硫黄酸化物を確実に除去することができると共に、その後の脱炭酸工程にて、脱炭酸吸収液に蓄積される硫黄酸化物を低減することができ、その結果、運転コストの増加を抑制することができる。

30

【0018】

また、請求項1の発明の排気ガスの処理方法によれば、高度脱硫ガス冷却工程で排気ガスを冷却する冷却液に希釈水を供給するようにしたので、塩基性吸収液により高効率で脱硫処理を行うことができる。

【0019】

請求項2の発明の排気ガスの処理方法によれば、排気ガス中の硫黄酸化物濃度が5 ppm以下となるように硫黄酸化物を除去すると共に排気ガスの温度が50以下となるように冷却するので、高精度な脱硫処理及び脱炭酸処理が可能となる。

40

【0020】

請求項3の発明の排気ガスの処理方法によれば、脱硫工程として、塩基性吸収液を循環して排気ガスに接触させる吸収液循環ラインと、吸収液循環ラインに塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加ラインと、吸収液循環ラインから塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液抽出ラインと、吸収液循環ラインに希釈水を供給する希釈水供給ラインとを設け、排気ガス中の硫黄酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように供給液の供給量と塩基性吸収液の抽出量と希釈水の供給量を制御するようにしたので、排気ガス中の硫黄

50

酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように供給液と吸収液排出量と希釈水供給量を制御することで、塩基性吸収液による安定した脱硫性能を確保することができる。

【0021】

請求項4の発明の排気ガスの処理方法によれば、希釈水として脱炭酸工程で発生した余剰水を使用するようにしたので、別のシステムからの希釈水の補充を不要として運転コストの増加を防止することができる。

【0022】

請求項5の発明の排気ガスの処理装置によれば、硫酸化物及び二酸化炭素を含有する排気ガスを塩基性吸収液に接触させて硫酸化物を除去する脱硫手段と、脱硫処理された排気ガス中の二酸化炭素を除去する脱炭酸手段と、脱硫手段で使用する塩基性吸収液に希釈水を供給する吸収液希釈手段を設け、脱硫手段を、排気ガスを塩基性吸収液に接触させて排気ガス中の硫酸化物を除去すると共に排気ガスを冷却液に接触させて排気ガスを冷却する高度脱硫ガス冷却手段とし、吸収液希釈手段は、塩基性吸収液に希釈水を供給するので、塩基性吸収液における硫酸化物濃度を低下させることで、硫酸塩または亜硫酸塩の析出が抑制されることとなり、塩基性吸収液による脱硫性能の低下を抑制して排気ガス中の硫酸化物を確実に除去できると共に、その後の脱炭酸処理にて、脱炭酸吸収液に蓄積される硫酸化物を低減することができ、その結果、運転コストの増加を抑制することができる。

10

【0023】

また、請求項5の発明の排気ガスの処理装置によれば、高度脱硫ガス冷却工程で排気ガスを冷却する冷却液に前記希釈水を供給するので、塩基性吸収液により高効率で脱硫処理を行うことができる。

20

【0024】

請求項6の発明の排気ガスの処理装置によれば、脱硫手段は、排気ガス中の硫酸化物濃度を5 ppm以下にすると共に排気ガスの温度を50以下にするので、高精度な脱硫処理及び脱炭酸処理が可能となる。

【0025】

請求項7の発明の排気ガスの処理装置によれば、脱硫手段として、塩基性吸収液を循環して排気ガスに塩基性吸収液に接触させる吸収液循環手段と、吸収液循環ラインに塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加手段と、吸収液循環ラインから塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液抜出手段と、吸収液循環ラインに希釈水を供給する希釈水供給手段とを設け、制御手段は排気ガス中の硫酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように供給液の供給量と塩基性吸収液の排出量と希釈水の供給量を制御するので、排気ガス中の硫酸化物の平衡濃度が1 ppm以下となるように供給液と吸収液排出量と希釈水供給量を制御することで、塩基性吸収液による安定した脱硫性能を確保することができる。

30

【0026】

請求項8の発明の排気ガスの処理装置によれば、吸収液希釈手段は脱炭酸手段で発生した余剰水を希釈水として使用するので、別のシステムからの希釈水の補充を不要として運転コストの増加を防止することができる。

【発明を実施するための最良の形態】

40

【0027】

以下に添付図面を参照して、本発明に係る排気ガスの処理方法及び処理装置の好適な実施例を詳細に説明する。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。

【実施例1】

【0028】

図1は、本発明の実施例1に係る排気ガスの処理装置を表す概略構成図、図2は、実施例1の排気ガスの処理装置における高度脱硫ガス冷却処理装置を表す概略図、図3は、実施例1の排気ガスの処理装置における脱炭酸処理装置を表す概略図、図4-1は、実施例1の排気ガスの処理装置における塩基性吸収液の温度に対する排気ガス中のSO<sub>2</sub>平衡濃度を表すグラフ、図4-2は、実施例1の排気ガスの処理装置における塩基性吸収液中の

50

SO<sub>3</sub>濃度に対する排気ガス中のSO<sub>2</sub>平衡濃度を表すグラフ、図4-3は、実施例1の排気ガスの処理装置における塩基性吸収液のpHに対する排気ガス中のSO<sub>2</sub>平衡濃度を表すグラフである。

【0029】

実施例1の排気ガスの処理装置は、図1に示すように、石炭などを燃料とするボイラ11から排出される排気ガスに対して高度脱硫処理及び冷却処理を行う高度脱硫ガス冷却処理装置(脱硫手段)12と、高度脱硫ガス冷却処理装置12で処理された排気ガスに対して脱炭酸処理する脱炭酸処理装置(炭酸手段)13とから構成されている。

【0030】

ボイラ11から排出される排気ガスは、硫黄酸化物や二酸化炭素を含有しており、高度脱硫ガス冷却処理装置12は、この排気ガスを塩基性吸収液に接触させて排気ガス中の硫黄酸化物を吸収して除去することで、硫黄酸化物濃度を5ppm以下、好ましくは1ppm以下になるように高度脱硫処理するものである。排気ガス中の硫黄酸化物濃度が5ppmを超えると、脱炭酸処理装置13で使用する脱炭酸吸収液に硫黄酸化物が蓄積し、脱炭酸吸収液(負荷吸収液)をリクレーミングする頻度が増加してしまう。

【0031】

塩基性吸収液としては、例えば、炭酸カルシウム、水酸化カルシウム、水酸化マグネシウム、水酸化ナトリウムなどのうちの1つの塩基性化合物または2つ以上の化合物の混合物を含む吸収液を使用することができる。この中でも、特に、脱硫性能の観点から水酸化ナトリウムや炭酸ナトリウムの塩基性ナトリウム化合物を含む吸収液を使用することが好ましい。また、塩基性化合物は、通常、0.1~30重量%の水溶液として使用する。

【0032】

また、高度脱硫ガス冷却処理装置12は、高度脱硫処理された排気ガスを50℃以下、好ましくは45℃以下、より好ましくは30~45℃の範囲に冷却するものである。排気ガスの温度が50℃を超えると、脱炭酸処理装置13にて、排気ガスに同伴する脱炭酸吸収液のアミン化合物の量が増加し、このアミン化合物が無駄に消費されて運転コスト等が増大してしまう。一方、30℃未満では、冷却コストが増大してしまう。

【0033】

具体的に説明すると、高度脱硫ガス冷却処理装置12において、図1及び図2に示すように、高度脱硫ガス冷却塔21は下部に吸収液貯留部22が設けられ、この吸収液貯留部22の上側にボイラ11から排出された排気ガスを導入するガス導入ライン23が接続される一方、高度脱硫ガス冷却塔21の上端部に高度脱硫及び冷却した排気ガスを排出するガス排出ライン24が接続されている。そして、高度脱硫ガス冷却塔21は、内部に、高度脱硫部25と高度脱硫部デミスタ26とガス冷却部27とガス冷却部デミスタ28が下方から順に設けられており、ガス冷却部27の下方に冷却液貯留部29が設けられている。

【0034】

高度脱硫ガス冷却塔21には、吸収液貯留部22にある塩基性吸収液を高度脱硫部25の上方から供給するための吸収液循環ライン30が設けられており、この吸収液循環ライン30には吸収液循環ポンプ31が設けられている。そして、吸収液循環ライン30には、塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加ライン32が接続され、この供給液添加ライン32には供給液供給ポンプ33と流量調整弁34とが設けられ、基端部に供給液貯留タンク35が接続されている。また、吸収液循環ライン30には、塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液拔出ライン36が接続され、この吸収液拔出ライン36には吸収液拔出ポンプ37と流量調整弁38とが設けられ、基端部に使用済み吸収液貯留タンク39が接続されている。

【0035】

また、高度脱硫ガス冷却塔21には、冷却液貯留部29にある冷却液としての塩基性吸収液をガス冷却部27の上方から供給するための冷却液循環ライン40が設けられており、この冷却液循環ライン40には、熱交換器41及び冷却液循環ポンプ42が設けられて

10

20

30

40

50

いる。そして、冷却液循環ライン 40 からの冷却液の一部を抜き出して吸収液貯留部 22 に供給する冷却液拔出ライン 43 が設けられている。

【0036】

従って、この高度脱硫ガス冷却処理装置 12 では、ボイラ 11 から排出された排気ガスがガス導入ライン 23 から高度脱硫ガス冷却塔 21 の下部に導入される一方、吸収液貯留部 22 にある塩基性吸収液が吸収液ポンプ 31 により吸収液循環ライン 30 を通って高度脱硫部 25 の上方から供給される。すると、この高度脱硫部 25 では、排気ガスと塩基性吸収液とが接触することで、排気ガス中の硫黄酸化物が高度に除去され、排気ガス中の硫黄酸化物濃度を 5 ppm 以下とすることができる。そして、排気ガスに同伴する塩基性吸収液のミストは、高度脱硫部デミスタ 26 で除去回収され、吸収液貯留部 22 に貯留される。

10

【0037】

この場合、高度脱硫ガス冷却塔 21 で循環する塩基性吸収液中の塩基性化合物の濃度は、高度脱硫処理を繰り返すことで次第に低下するため、吸収液拔出ポンプ 37 を駆動すると共に流量調整弁 38 の開度を調整することで、塩基性吸収液の一部を吸収液拔出ライン 36 を通して使用済み吸収液貯留タンク 39 に抜き出す。また、供給液供給ポンプ 33 を駆動すると共に流量調整弁 34 の開度を調整することで、供給液貯留タンク 35 にある塩基性化合物を高濃度に含む供給液を供給液添加ライン 32 を通して吸収液循環ライン 30 に供給する。

【0038】

20

また、高度脱硫された排気ガスは、ガス冷却部 27 を循環している冷却液（塩基性吸収液）に接触することで冷却され、ガス温度を 50 以下とすることができる。そして、排気ガスに同伴する冷却液のミストは、ガス冷却部デミスタ 28 で除去回収され、冷却液貯留部 29 に貯留される。この場合、回収される冷却液の量は、排気ガスに接触させる冷却液の量と比べて、排気ガスから凝縮する水分の量が増加する。そのため、この増加する冷却液の量に相当する量を冷却液拔出ライン 43 を介して吸収液貯留部 22 に供給する。

【0039】

脱炭酸処理装置 13 は、高度脱硫ガス冷却処理装置 12 で処理された排気ガスを塩基性アミン化合物を含む脱炭酸吸収液に接触させることで、この排気ガス中の二酸化炭素及び残存する硫黄酸化物を除去（脱炭酸工程）するものである。この場合、塩基性アミン化合物としては、例えば、モノエタノールアミン、2-アミノ-2-メチル-1-プロパノールなどのアルコール性水酸基含有 1 級アミン類、ジエタノールアミン、2-メチルアミノエタノール、2-エチルアミノエタノールなどのアルコール性水酸基含有 2 級アミン類、トリエタノールアミン、N-メチルジエタノールアミン、2-ジメチルアミノエタノール、2-ジエチルアミノエタノールなどのアルコール性水酸基含有 3 級アミン類、エチレンジアミン、トリエチレンジアミン、ジエチレントリアミンなどのポリエチレンポリアミン類、ピペラジン類、ピペリジン類、ピロリジン類などの環状アミン類、キシリレンジアミンなどのポリアミン類、メチルアミリカルボン酸などのアミノ酸類を使用することができる。

30

【0040】

40

この脱炭酸吸収液は、これらのうちの 1 つの化合物、または 2 つ以上の化合物の混合物としてもよい、そして、塩基性アミン化合物は、通常 10 ~ 70 重量 % の水溶液として使用される。また、脱炭酸吸収液には、二酸化炭素吸収促進剤や腐食防止剤を加えることができ、その他の媒体として、メタノール、ポリエチレングリコール、スルフォラン等を加えることができる。

【0041】

具体的に説明すると、脱炭酸処理装置 13 において、図 1 及び図 3 に示すように、吸収塔 51 は下部に吸収液貯留部 52 が設けられ、この吸収液貯留部 52 の上側に高度脱硫ガス冷却処理装置 12 で冷却処理された排気ガスを導入するガス導入ライン 53 が接続される一方、吸収塔 51 の上端部に脱炭酸した処理後の排気ガスを排出するガス排出ライン 5

50

4が接続されている。そして、吸収塔51は、内部に、二酸化炭素吸収部55と二酸化炭素吸収部デミスタ56と水洗部57と水洗部デミスタ58が下方から順に設けられている。一方、再生塔59は下部に吸収液貯留部60が設けられ、回収部61と濃縮部62が下方から順に設けられている。

【0042】

そして、吸収塔51には、吸収液貯留部52にある脱炭酸吸収液を再生塔59における回収部61と濃縮部62の間に供給する吸収液再生ライン63が設けられ、この吸収液再生ライン63には熱交換器64が設けられている。また、吸収塔51には、二酸化炭素吸収部デミスタ56と水洗部57の間から洗浄液を取り出し、水洗部57と水洗部デミスタ58の間に供給する洗浄液供給ライン65が設けられ、この洗浄液供給ライン65には熱交換器66が設けられている。

10

【0043】

一方、再生塔59には、吸収液貯留部60にある脱炭酸吸収液をリボイラ67で再生し、熱交換器64、68を通して吸収塔51における二酸化炭素吸収部55と二酸化炭素吸収部デミスタ56の間に供給する吸収液供給ライン69が設けられている。また、再生塔59には、吸収液貯留部60にある脱炭酸吸収液をリクレーマ70に送り、塩基性ナトリウム化合物によりリクレーミング操作後の脱炭酸吸収液を吸収液貯留部60に戻す循環ライン71が設けられている。更に、再生塔59の上端部には、脱炭酸した処理後の排気ガスを排出して二酸化炭素分離器72に送るガス排出ライン73が接続され、このガス排出ライン73にコンデンサ74が設けられている。そして、洗浄液供給ライン65には、途中で分岐して再生塔59の上端部に至る分岐ライン75が設けられ、この分岐ライン75には、二酸化炭素分離器72で分離された水を還流水として吸収塔51または再生塔59に供給する還流水供給ライン76が接続されている。

20

【0044】

また、二酸化炭素分離器72で分離された高純度の二酸化炭素を排出する二酸化炭素排出ライン77は、二酸化炭素洗浄塔78が接続されている。この二酸化炭素洗浄塔78は内部に洗浄部79が設けられると共に、この洗浄部79に洗浄水を循環する洗浄水循環ライン80が設けられている。

【0045】

従って、この脱炭酸処理装置13では、高度脱硫ガス冷却処理装置12で処理された排気ガスがガス導入ライン53から吸収塔51の下部に導入される一方、脱炭酸吸収液が吸収液供給ライン69により二酸化炭素吸収部55の上方から供給される。すると、この二酸化炭素吸収部55では、排気ガスと塩基性アミン化合物を含む脱炭酸吸収液とが接触することで、排気ガス中の二酸化炭素と残存する硫酸化物を除去することができる。そして、排気ガスに同伴する脱炭酸吸収液のミストは、二酸化炭素吸収部デミスタ56で除去回収され、吸収液貯留部52に貯留される。そして、脱炭酸処理された排気ガスは、水洗部57で水洗してミストが水洗部デミスタ58で除去回収された後、ガス排出ライン54を通して吸収塔51から排出される。一方、吸収液貯留部52に回収された脱炭酸吸収液(負荷吸収液)は、吸収液再生ライン63により再生塔59に送られ、リボイラ67でスチームにより加熱して二酸化炭素を放散することで再生し、吸収液供給ライン69を通して吸収塔51に供給される。

30

40

【0046】

また、再生塔59の吸収液貯留部60にある脱炭酸吸収液(負荷吸収液)は、吸収した硫酸化物が硫酸塩または亜硫酸塩として残存しており、リクレーマ70を用いて取り除いている。即ち、リクレーマ70では、硫酸塩または亜硫酸塩として残存する負荷吸収液に対して、塩基性ナトリウム化合物を添加した後、スチームにより加熱することでアミン化合物を留出して吸収液貯留部40に戻す。一方、アミン化合物と分離された硫酸塩または亜硫酸塩は、硫酸ナトリウムまたは硫酸ナトリウムと亜硫酸ナトリウムの混合物であるスラッジとしてリクレーマ70から排出される。

【0047】

50



そして、再生塔 5 9 の回収部 6 1 で放散された二酸化炭素は、濃縮部 6 2 で洗浄した後、ガス排出ライン 7 3 を通ってコンデンサ 7 4 で冷却されてから二酸化炭素分離器 7 2 に送られ、ここで、高純度二酸化炭素と水とに分離され、水は吸収塔 5 1 または再生塔 5 9 に戻される。一方、高純度二酸化炭素は二酸化炭素洗浄塔 7 8 に送られ、洗浄部 7 9 にて、洗浄水循環ライン 8 0 により循環する線浄水により洗浄された後、排出される。その後、この脱炭酸処理装置 1 3 により二酸化炭素と残存する硫酸化物が除去された排気ガスは、放出または次の必要な工程に送られる。

【 0 0 4 8 】

ところで、前述した高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 では、排気ガスを高度脱硫処理及び冷却処理した後、この処理済みの排気ガスを脱炭酸処理装置 1 3 で脱炭酸処理している。この場合、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 では、排気ガスを塩基性吸収液に接触させて排気ガス中の硫酸化物を吸収して除去することで、硫酸化物濃度を 5 p p m 以下、好ましくは 1 p p m 以下になるように高度脱硫処理している。そのため、脱炭酸処理装置 1 3 で使用する脱炭酸吸収液に硫酸化物がほとんど蓄積せず、脱炭酸吸収液（負荷吸収液）をリクレーミングする頻度が低下する。

10

【 0 0 4 9 】

一方で、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 に導入される排気ガス中の硫酸化物濃度が高い場合、つまり、排気ガス中の硫酸化物濃度を 5 p p m 以下まで低下するために除去する硫酸化物の量が多い場合には、塩基性吸収液としての水酸化ナトリウム水溶液中の亜硫酸ナトリウム（ $\text{Na}_2\text{SO}_3$ ）濃度がその溶解度よりも高くなり、亜硫酸ナトリウムが固体（亜硫酸塩）として析出してしまふ。このように塩基性吸収液としての水酸化ナトリウム水溶液中の亜硫酸ナトリウム濃度が高くなり、固体としての亜硫酸塩が析出してしまふと、排気ガスの脱硫性能が低下してしまふばかりか、析出した亜硫酸塩が吸収液循環ライン 3 0 に混入し、このライン 3 0 の閉塞や吸収液循環ポンプ 3 1 の磨耗などを引き起こしてしまふ。

20

【 0 0 5 0 】

そこで、この実施例 1 では、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 にて、高度脱硫処理に使用する塩基性吸収液（水酸化ナトリウム水溶液）に希釈水を供給（吸収液希釈手段）して硫酸化物（亜硫酸ナトリウム）濃度を低下させることで、塩基性吸収液による排気ガスの脱硫性能の低下を抑制すると共に固体としての亜硫酸塩の析出を防止するようにしている。

30

【 0 0 5 1 】

即ち、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 において、図 1 及び図 2 に示すように、高度脱硫ガス冷却塔 2 1 の高度脱硫部 2 5 に対して吸収液循環ライン（吸収液循環手段）3 0 が設けられ、この吸収液循環ライン 3 0 に対して、塩基性化合物を含む供給液を補充添加する供給液添加ライン（供給液添加手段）3 2 と、塩基性吸収液の一部を抜き出す吸収液抜出ライン（吸収液抜出手段）3 6 とが接続されている。そして、各ライン 3 0 , 3 2 , 3 6 のポンプ 3 1 , 3 3 , 3 7 及び流量調整弁 3 4 , 3 8 は、制御装置 9 1 によって駆動制御可能となっている。

40

【 0 0 5 2 】

また、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 には、希釈水を貯留する給水タンク 9 2 が設けられ、この給水タンク 9 2 から高度脱硫ガス冷却塔 2 1 の吸収液貯留部 2 2 に至る給水ライン（希釈水供給手段）9 3 が設けられており、この給水ライン 9 3 には、給水ポンプ 9 4 及び流量調整弁 9 5 が設けられている。そして、この希釈水は、脱炭酸処理装置 1 3 で発生した余剰水を使用しており、給水タンク 9 2 には、リボイラ 6 7 で使用されたスチーム凝縮水を送給するスチーム凝縮水供給ライン 9 6 と、二酸化炭素洗浄塔 7 8 から抜き出した洗浄液を送給する洗浄液供給ライン 9 7 とが接続され、それぞれポンプ 9 8 , 9 9 が設けられている。そして、各ライン 9 3 , 9 6 , 9 9 のポンプ 9 4 , 9 8 , 9 9 及び流量調整弁 9 5 は、制御装置 9 1 によって駆動制御可能となっている。

【 0 0 5 3 】

50

そして、本実施例では、高度脱硫ガス冷却処理装置 12 で処理された排気ガス中の硫黄酸化物の平衡濃度が 1 ppm 以下となるように、制御装置 91 は、塩基性化合物を高濃度に含む供給液の供給量と、塩基性吸収液の抽出量と、希釈水の供給量を制御している。即ち、排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) と塩基性吸収液中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_3$ ) との間には気液平衡関係が成立し、この気液平衡関係は、塩基性吸収液の組成や温度によって規定されるものであり、具体域には、塩基性吸収液と平衡関係にある排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) の濃度は、塩基性吸収液の温度、塩基性吸収液の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_3$ ) 濃度、塩基性吸収液の pH 値によって定まる。そして、実際の排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) の濃度と、塩基性吸収液と気液平衡関係にある排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) の濃度との差が、塩基性吸収液による硫黄酸化物の吸収力となる。つまり、理論的には、塩基性吸収液と気液平衡関係にある排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) の濃度までしか、実際の排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) を除去することができないということである。

10

## 【0054】

この場合、この排気ガス中の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_2$ ) の平衡濃度と、塩基性吸収液の温度、塩基性吸収液の硫黄酸化物 ( $\text{SO}_3$ ) 濃度、塩基性吸収液の pH 値との間には、以下の示すような関係がある。つまり、図 4 - 1 に示すように、塩基性吸収液の温度が上昇すると排気ガス中の  $\text{SO}_2$  平衡濃度は高くなる。また、図 4 - 2 に示すように、塩基性吸収液中の  $\text{SO}_3$  濃度が高くなると排気ガス中の  $\text{SO}_2$  平衡濃度は高くなる。更に、図 4 - 3 に示すように、塩基性吸収液の pH が高くなると排気ガス中の  $\text{SO}_2$  平衡濃度は低くなる。

## 【0055】

20

但し、本実施例では、塩基性吸収液の温度及び塩基性吸収液中の  $\text{SO}_3$  濃度をオンラインで実際にモニタリングせずに、ボイラ 11 から高度脱硫ガス冷却塔 21 に導入される排気ガスの温度が予め把握でき、ガス冷却部 27 の冷却効率を考慮することで高度脱硫ガス冷却塔 21 から排出される排気ガスの温度が推定できることから、塩基性吸収液の pH だけをモニタリングして排気ガス中の  $\text{SO}_2$  平衡濃度を推定し、塩基性化合物を高濃度に含む供給液の供給量と、塩基性吸収液の抽出量と、希釈水の供給量を制御している。そのため、高度脱硫ガス冷却処理装置 12 における吸収液循環ライン 30 にて、供給液添加ライン 32 の接続部より上流側であって吸収液抽出ライン 36 の接続部より下流側に、塩基性吸収液の pH 値を検出する pH センサ 100 が設けられており、検出した塩基性吸収液の pH 値が制御装置 91 に出力される。

30

## 【0056】

従って、この高度脱硫ガス冷却処理装置 12 では、排気ガスがガス導入ライン 23 から高度脱硫ガス冷却塔 21 に導入されて高度脱硫部 25 に至ると、塩基性吸収液が吸収液循環ライン 30 を通って高度脱硫部 25 に供給され、排気ガスと塩基性吸収液とが接触することで排気ガス中の硫黄酸化物が高度に除去される。そして、高度脱硫ガス冷却塔 21 で循環する塩基性吸収液は、高度脱硫処理を繰り返すことで塩基性化合物の濃度が次第に低下するため、制御装置 91 は、pH センサ 100 が検出した塩基性吸収液の pH 値をチェックしており、この pH 値が所定範囲内に維持されるように、塩基性吸収液の抽出量と塩基性化合物を高濃度に含む供給液の供給量と希釈水の供給量を制御する。

## 【0057】

40

この場合、塩基性吸収液の pH 値を pH 5 ~ pH 10 の範囲に調整することが好ましく、また、pH 6 ~ pH 8 の範囲に調整することが更に好ましい。即ち、塩基性吸収液における塩基性化合物の濃度が低下したら塩基性吸収液の pH 値も低下するため、制御装置 91 は、吸収液抽出ポンプ 37 を駆動すると共に流量調整弁 38 の開度を調整することで、塩基性吸収液の一部を吸収液抽出ライン 36 を通して使用済み吸収液貯留タンク 39 に抜き出す。また、制御装置 91 は、供給液供給ポンプ 33 を駆動すると共に流量調整弁 34 の開度を調整することで、供給液貯留タンク 35 にある塩基性化合物を高濃度に含む供給液を塩基性吸収液の抽出量に見合う量だけ供給液添加ライン 32 を通して吸収液循環ライン 30 に供給する。更に、制御装置 91 は、給水ポンプ 94 を駆動すると共に流量調整弁 95 の開度を調整することで、給水タンク 92 にある希釈水を給水ライン 92 を通して吸

50

収液貯留部 2 2 に供給する。

【 0 0 5 8 】

高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 で処理する排気ガス中の硫黄酸化物濃度が高い場合、処理した後の塩基性吸収液は塩基性化合物濃度が低くなる一方で、亜硫酸ナトリウム濃度が高くなる。そのため、塩基性吸収液による硫黄酸化物の高い処理性能（溶解度）を確保する目的で、塩基性吸収液の pH 値を上述した所定の範囲（好ましくは、pH 6 ~ pH 8）に維持すると共に、塩基性吸収液への亜硫酸ナトリウム（亜硫酸塩）の析出を抑制する目的で、塩基性吸収液を希釈する必要がある。本実施例では、塩基性吸収液の処理能力が低下したら、劣化した塩基性吸収液の一部を抜き出して塩基性化合物を高濃度に含む供給液を供給すると共に希釈水を供給するため、塩基性吸収液の pH 値が所定の範囲に維持されて高い処理性能を確保することができると共に、塩基性吸収液が希釈されることで亜硫酸ナトリウム（亜硫酸塩）の析出を抑制することができる。

10

【 0 0 5 9 】

ここで、実施例 1 の排気ガスの処理方法及び処理装置の運転条件及び結果を説明する。

ガス条件：

- 高度脱硫ガス処理装置 1 2 の入口部での排気ガス流量・・・34.5 m<sup>3</sup>/h
- 排気ガス中の硫黄酸化物（SO<sub>2</sub>）濃度・・・800 ppm - wet
- 排気ガス中の二酸化炭素（CO<sub>2</sub>）含有率・・・9% - wet
- 排気ガス中の酸素（H<sub>2</sub>O）含有率・・・9.94% - wet

排気ガス中の浄化条件：

- 排気ガス中の目標硫黄酸化物（SO<sub>2</sub>）濃度・・・1 ppm - wet
- 塩基性吸収液の循環量・・・34.5 m<sup>3</sup>/h

20

システム余剰水量：

- 再生塔供給スチーム凝縮水量・・・2.8 m<sup>3</sup>/h

【 0 0 6 0 】

【表 1】

		比較例 1	比較例 2	実施例 1
再生塔供給スチーム 凝縮水の供給量	m <sup>3</sup> /h	0	0	2.8
塩基性吸収液 制御 pH		8.86	7.64	7.64
塩基性吸収液中 SO <sub>3</sub> 濃度(Total)	mmol/L	2,023	2,023	121
排気ガス SO <sub>2</sub> 平衡濃度	ppm	0.9	15	0.9

30

【 0 0 6 1 】

上記表 1 に示すように、塩基性吸収液に対して希釈水を供給しない比較例 1 では、排気ガス中の SO<sub>2</sub> 平衡濃度を 0.9 ppm とするには、塩基性吸収液は、pH = 8.86 に制御する必要があり、塩基性吸収液中の硫黄酸化物（SO<sub>3</sub>）濃度は 2023 mmol/L である。また、塩基性吸収液に対して pH = 7.64 に制御するが、希釈水を供給しない比較例 2 では、塩基性吸収液中の硫黄酸化物（SO<sub>3</sub>）濃度は 2023 mmol/L であって、排気ガス中の SO<sub>2</sub> 平衡濃度は 15 ppm である。従って、比較例 1 は、排気ガス中の SO<sub>2</sub> 平衡濃度が 0.9 ppm であるため、脱硫効率は高いが、塩基性吸収液中の硫黄酸化物（SO<sub>3</sub>）濃度が高いため、亜硫酸ナトリウム（亜硫酸塩）の析出があり、且つ、pH = 8.86 と高いため、中和するための廃液処理コストが高くなってしまふ。また、比較例 2 は、塩基性吸収液は pH = 7.64 であるものの、排気ガス中の SO<sub>2</sub> 平衡濃度が 15 ppm であるため、脱硫効率は悪く、且つ、塩基性吸収液中の硫黄酸化物（S

40

50

$\text{O}_3$ )濃度が高いため、亜硫酸ナトリウム(亜硫酸塩)の析出がある。

【0062】

一方、実施例1では、塩基性吸収液に対して $\text{pH} = 7.64$ に制御すると共に、希釈水を供給しており、塩基性吸収液中の硫酸化物( $\text{SO}_3$ )濃度は $121\text{ mmol/L}$ であって、排気ガス中の $\text{SO}_2$ 平衡濃度は $0.9\text{ ppm}$ となっている。従って、排気ガス中の $\text{SO}_2$ 平衡濃度が $0.9\text{ ppm}$ であるため、脱硫効率は高く、塩基性吸収液中の硫酸化物( $\text{SO}_3$ )濃度が低いため、亜硫酸ナトリウム(亜硫酸塩)の析出はほとんどなく、 $\text{pH} = 7.64$ と高くなく、中和するための廃液処理コストが軽減される。

【0063】

このように実施例1の排気ガスの処理方法及び処理装置にあっては、排気ガスを塩基性吸収液に接触させて硫酸化物を除去すると共に冷却する高度脱硫ガス冷却処理装置12と、高度脱硫冷却処理された排気ガスを中の二酸化炭素を除去する脱炭酸処理装置13と、高度脱硫ガス冷却処理装置12で使用する塩基性吸収液に希釈水を供給する吸収液希釈手段として給水ライン93を設けている。

【0064】

従って、高度脱硫ガス冷却処理装置12の塩基性吸収液に希釈水を供給し、この塩基性吸収液における硫酸化物濃度を低下させることで、固体として硫酸塩または亜硫酸塩の析出が抑制されることとなり、塩基性吸収液による脱硫性能の低下を抑制して排気ガス中の硫酸化物を確実に除去することができると共に、亜硫酸塩が吸収液循環ライン30などに混入することで発生する各ラインの閉塞や吸収液循環ポンプ31の磨耗などを防止することができ、また、その後、脱炭酸処理装置13にて、脱炭酸吸収液に蓄積される硫酸化物を低減することができ、リクレーミング操作回数を低減して運転コストの増加を抑制することができる。

【0065】

また、高度脱硫ガス冷却処理装置12にて、吸収液循環ライン30を流れる塩基性吸収液の $\text{pH}$ 値を所定範囲に維持することで、抜き出して処理する劣化した塩基性吸収液を中和処理する必要がなく、廃液処理コストの増大を防止することができる。

【0066】

更に、高度脱硫ガス冷却処理装置12で使用する塩基性吸収液を希釈する希釈水として、スチーム凝縮水や洗浄液などの脱炭酸処理装置13で発生した余剰水を使用することで、システム内で発生するスチーム凝縮水や洗浄液などの廃液処理を不要とすることができ、処理コストを低減することができると共に、別途希釈水を用意する必要がなくなるとして運転コストの増加を防止することができる。

【実施例2】

【0067】

図5は、本発明の実施例2に係る排気ガスの処理装置を表す概略構成図、図6は、実施例1の排気ガスの処理装置における高度脱硫ガス冷却処理装置を表す概略図である。なお、前述した実施例で説明したものと同様の機能を有する部材には同一の符号を付して重複する説明は省略する。

【0068】

実施例2の排気ガスの処理装置は、図5および図6に示すように、高度脱硫ガス冷却処理装置12にて、高度脱硫処理に使用する塩基性吸収液に希釈水を供給して硫酸化物濃度を低下させることで、塩基性吸収液による排気ガスの脱硫性能の低下を抑制すると共に固体としての亜硫酸塩の析出を防止するようにしている。

【0069】

即ち、高度脱硫ガス冷却処理装置12において、希釈水を貯留する給水タンク92が設けられ、この給水タンク92から高度脱硫ガス冷却塔21の冷却液貯留部29に至る給水ライン(希釈水供給手段)93が設けられており、この給水ライン93には、給水ポンプ94及び流量調整弁95が設けられている。そして、この希釈水は、脱炭酸処理装置13で発生した余剰水を使用しており、給水タンク92には、リボイラ67で使用されたスチ

10

20

30

40

50

ーム凝縮水を送給するスチーム凝縮水供給ライン96と、二酸化炭素洗浄塔78から抜き出した洗浄液を送給する洗浄液供給ライン97とが接続され、それぞれポンプ98, 99が設けられている。そして、各ライン93, 96, 99のポンプ94, 98, 99及び流量調整弁95は、制御装置91によって駆動制御可能となっている。

#### 【0070】

そして、本実施例では、高度脱硫ガス冷却処理装置12で処理された排気ガス中の硫黄酸化物の平衡濃度が1ppm以下となるように、制御装置91は、塩基性化合物を高濃度に含む供給液の供給量と、塩基性吸収液の抽出量と、希釈水の供給量を制御している。この場合、本実施例では、高度脱硫ガス冷却処理装置12における吸収液循環ライン30にて、供給液添加ライン32の接続部より上流側であって吸収液抽出ライン36の接続部より下流側に、塩基性吸収液のpH値を検出するpHセンサ100が設けられており、検出した塩基性吸収液のpH値が制御装置91に出力される。

10

#### 【0071】

従って、この高度脱硫ガス冷却処理装置12では、排気ガスがガス導入ライン23から高度脱硫ガス冷却塔21に導入されて高度脱硫部25に至ると、塩基性吸収液が吸収液循環ライン30を通して高度脱硫部25に供給され、排気ガスと塩基性吸収液とが接触することで排気ガス中の硫黄酸化物が高度に除去される。そして、高度脱硫ガス冷却塔21で循環する塩基性吸収液は、高度脱硫処理を繰り返すことで塩基性化合物の濃度が次第に低下するため、制御装置91は、pHセンサ100が検出した塩基性吸収液のpH値をチェックしており、このpH値が所定範囲内に維持されるように、塩基性吸収液の抽出量と塩基性化合物を高濃度に含む供給液の供給量と希釈水の供給量を制御する。

20

#### 【0072】

この場合、塩基性吸収液のpH値をpH5～pH10の範囲に調整することが好ましく、また、pH6～pH8の範囲に調整することが更に好ましい。即ち、塩基性吸収液における塩基性化合物の濃度が低下したら塩基性吸収液のpH値も低下するため、制御装置91は、吸収液抽出ポンプ37を駆動すると共に流量調整弁38の開度を調整することで、塩基性吸収液の一部を吸収液抽出ライン36を通して使用済み吸収液貯留タンク39に抜き出す。また、制御装置91は、供給液供給ポンプ33を駆動すると共に流量調整弁34の開度を調整することで、供給液貯留タンク35にある塩基性化合物を高濃度に含む供給液を塩基性吸収液の抽出量に見合う量だけ供給液添加ライン32を通して吸収液循環ライン30に供給する。更に、制御装置91は、給水ポンプ94を駆動すると共に流量調整弁95の開度を調整することで、給水タンク92にある希釈水を給水ライン92を通して冷却水貯留部29に供給する。

30

#### 【0073】

高度脱硫ガス冷却処理装置12で処理する排気ガス中の硫黄酸化物濃度が高い場合、処理した後の塩基性吸収液は塩基性化合物濃度が低くなる一方で、亜硫酸ナトリウム濃度が高くなる。そのため、塩基性吸収液による硫黄酸化物の高い処理性能(溶解度)を確保する目的で、塩基性吸収液のpH値を上述した所定の範囲(好ましくは、pH6～pH8)に維持すると共に、塩基性吸収液への亜硫酸ナトリウム(亜硫酸塩)の析出を抑制する目的で、塩基性吸収液を希釈する必要がある。本実施例では、塩基性吸収液の処理能力が低下したら、劣化した塩基性吸収液の一部を抜き出して塩基性化合物を高濃度に含む供給液を供給すると共に希釈水を供給するため、塩基性吸収液のpH値が所定の範囲に維持されて高い処理性能を確保することができると共に、冷却液、つまり、塩基性吸収液が希釈されることで亜硫酸ナトリウム(亜硫酸塩)の析出を抑制することができる。

40

#### 【0074】

このように実施例2の排気ガスの処理方法及び処理装置にあつては、排気ガスを塩基性吸収液に接触させて硫黄酸化物を除去すると共に冷却する高度脱硫ガス冷却処理装置12と、高度脱硫冷却処理された排気ガスを中の二酸化炭素を除去する脱炭酸処理装置13と、高度脱硫ガス冷却処理装置12で使用する冷却水としての塩基性吸収液に希釈水を供給する吸収液希釈手段として給水ライン93を設けている。

50

## 【 0 0 7 5 】

従って、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 の冷却水（塩基性吸収液）に希釈水を供給し、この冷却水における硫黄酸化物濃度を低下させることで、固体として硫酸塩または亜硫酸塩の析出が抑制されることとなり、塩基性吸収液による脱硫性能の低下を抑制して排気ガス中の硫黄酸化物を確実に除去することができると共に、亜硫酸塩が各循環ライン 3 0 , 4 0 などに混入することで発生する各ラインの閉塞や各循環ポンプ 3 1 , 4 2 の磨耗などを防止することができる。また、高度脱硫部 2 5 で脱硫処理された排気ガスを冷却するための冷却液を希釈することで、脱硫性能が向上し、結果として脱炭酸処理性能をも向上することができる。

## 【 0 0 7 6 】

なお、上述した各実施例では、高度脱硫ガス冷却処理装置 1 2 で使用する塩基性吸収液を希釈する希釈水として、スチーム凝縮水や洗浄液などの脱炭酸処理装置 1 3 で発生した余剰水を使用するようにしたが、これに限らず、別のシステムから供給したり、水道水を使用するようにしても良い。

## 【産業上の利用可能性】

## 【 0 0 7 7 】

本発明に係る排気ガスの処理方法及び処理装置は、高度脱硫処理で使用する塩基性吸収液に希釈水を供給することで高い脱硫性能を確保するものであり、いずれの種類の排気ガスの処理方法及び装置に適用することができる。

## 【図面の簡単な説明】

## 【 0 0 7 8 】

【図 1】本発明の実施例 1 に係る排気ガスの処理装置を表す概略構成図である。

【図 2】実施例 1 の排気ガスの処理装置における高度脱硫ガス冷却処理装置を表す概略図である。

【図 3】実施例 1 の排気ガスの処理装置における脱炭酸処理装置を表す概略図である。

【図 4 - 1】実施例 1 の排気ガスの処理装置における塩基性吸収液の温度に対する排気ガス中の  $SO_2$  平衡濃度を表すグラフである。

【図 4 - 2】実施例 1 の排気ガスの処理装置における塩基性吸収液中の  $SO_3$  濃度に対する排気ガス中の  $SO_2$  平衡濃度を表すグラフである。

【図 4 - 3】実施例 1 の排気ガスの処理装置における塩基性吸収液の pH に対する排気ガス中の  $SO_2$  平衡濃度を表すグラフである。

【図 5】本発明の実施例 2 に係る排気ガスの処理装置を表す概略構成図である。

【図 6】実施例 2 の排気ガスの処理装置における高度脱硫ガス冷却処理装置を表す概略図である。

## 【符号の説明】

## 【 0 0 7 9 】

- 1 1 ボイラ
- 1 2 高度脱硫ガス冷却処理装置（脱硫手段）
- 1 3 脱炭酸処理装置（脱炭酸手段）
- 2 1 高度脱硫ガス冷却塔
- 2 2 吸収液貯留部
- 2 5 高度脱硫部
- 2 9 冷却液貯留部
- 3 0 吸収液循環ライン
- 3 1 吸収液循環ポンプ
- 3 2 供給液供給ライン
- 3 6 吸収液拔出ライン
- 4 0 冷却液循環ライン
- 4 2 冷却液循環ポンプ
- 9 1 制御装置

10

20

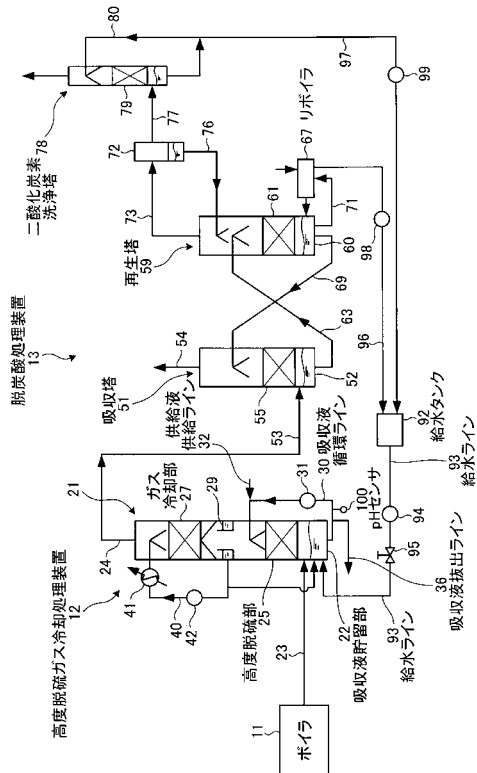
30

40

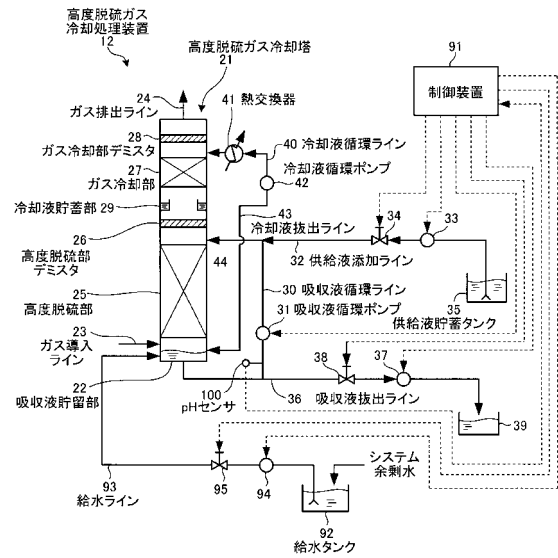
50

- 9 2 給水タンク
- 9 3 給水ライン (希釈水供給手段)
- 1 0 0 pHセンサ

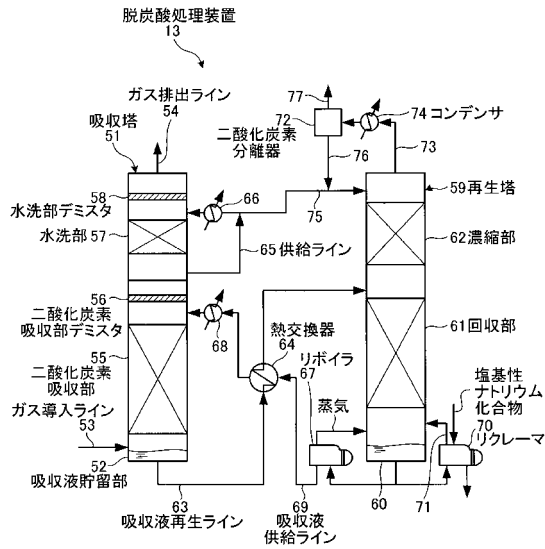
【図1】



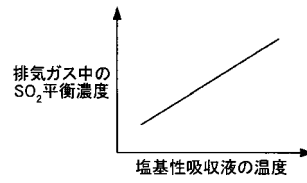
【図2】



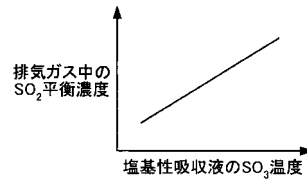
【図3】



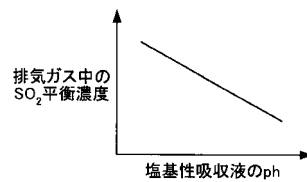
【図4-1】



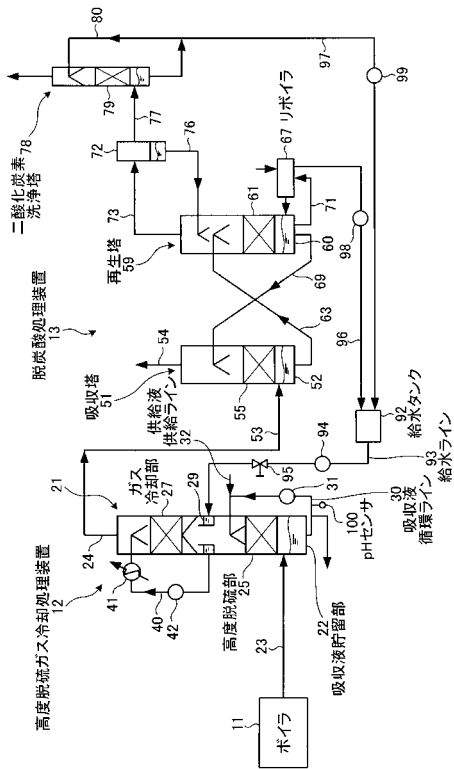
【図4-2】



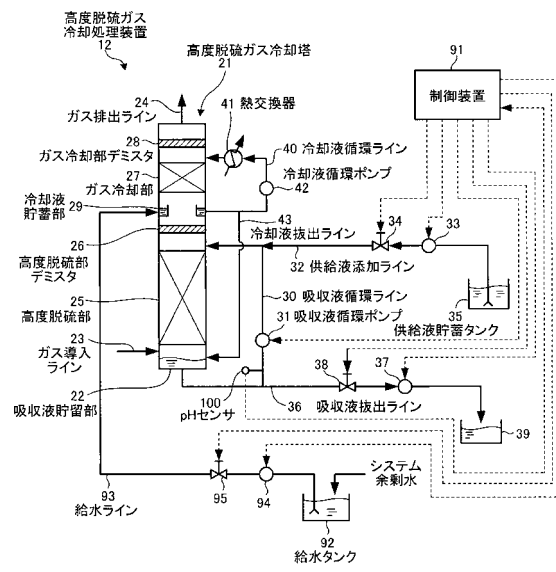
【図4-3】



【図5】



【図6】





## フロントページの続き

- (72)発明者 高品 徹  
広島市西区観音新町四丁目6番22号 三菱重工業株式会社 広島研究所内
- (72)発明者 飯嶋 正樹  
広島県三原市糸崎町5007番地 三菱重工業株式会社 プラント・交通システム事業センター内
- (72)発明者 三村 富雄  
兵庫県尼崎市若王寺3丁目11番20号 関西電力株式会社 研究開発室 電力技術研究所内
- (72)発明者 八木 靖幸  
兵庫県尼崎市若王寺3丁目11番20号 関西電力株式会社 研究開発室 電力技術研究所内
- (72)発明者 石田 一男  
横浜市西区みなとみらい三丁目3番1号 菱和エンジニアリング株式会社内

審査官 山本 吾一

- (56)参考文献 特開2006-218415(JP,A)  
特開2005-087828(JP,A)  
特開平08-155262(JP,A)  
特開平08-155261(JP,A)  
特開平11-123313(JP,A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

B01D 53/34  
B01D 53/14