

(19)日本国特許庁(JP)

(12)公開特許公報(A)

(11)公開番号

特開2025-1702
(P2025-1702A)

(43)公開日 令和7年1月9日(2025.1.9)

| (51)国際特許分類 | | F I | | テーマコード(参考) | |
|------------|------------------|---------|--------|------------|---------------------|
| B 0 1 D | 53/62 (2006.01) | B 0 1 D | 53/62 | Z A B | 4 D 0 0 2 |
| B 0 1 D | 53/22 (2006.01) | B 0 1 D | 53/22 | | 4 D 0 0 6 |
| B 0 1 D | 53/04 (2006.01) | B 0 1 D | 53/04 | 2 3 0 | 4 D 0 1 2 |
| B 0 1 D | 53/047 (2006.01) | B 0 1 D | 53/047 | | 4 D 0 5 2 |
| B 0 1 D | 53/26 (2006.01) | B 0 1 D | 53/26 | 2 3 1 | 4 G 1 4 6 |
| | | 審査請求 | 未請求 | 請求項の数 | 2 O L (全11頁) 最終頁に続く |

| | | | |
|----------|-----------------------------|-----------|--|
| (21)出願番号 | 特願2023-101327(P2023-101327) | (71)出願人 | 000004123 J F E エンジニアリング株式会社 東京都千代田区内幸町二丁目 2 番 3 号 |
| (22)出願日 | 令和5年6月21日(2023.6.21) | (74)代理人 | 100127845 弁理士 石川 壽彦 |
| | | (72)発明者 | 渋谷 佳樹 東京都千代田区内幸町二丁目 2 番 3 号 J F E エンジニアリング株式会社内 |
| | | (72)発明者 | 佐藤 広安 東京都千代田区内幸町二丁目 2 番 3 号 J F E エンジニアリング株式会社内 |
| | | (72)発明者 | 朝比奈 英里 東京都千代田区内幸町二丁目 2 番 3 号 J F E エンジニアリング株式会社内 |
| | | F ターム(参考) | 4D002 AA09 BA04 BA12 BA13 最終頁に続く |

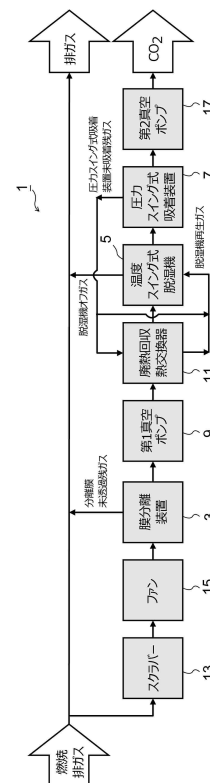
(54)【発明の名称】 二酸化炭素分離システム及び二酸化炭素分離方法

(57)【要約】

【課題】脱湿機の運転を安定化させ、かつ省エネルギー化を図った二酸化炭素分離システム及び二酸化炭素分離方法を提供する。

【解決手段】本発明に係る二酸化炭素分離システム1は、燃烧排ガス中の二酸化炭素を、膜分離装置3で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機5で脱湿した後、圧カスイング式吸着装置7で二次分離するものであって、膜分離装置3から二酸化炭素が濃縮されたガスを吸引する1段ドライスクリー式第1真空ポンプ9と、第1真空ポンプ9で吸引されて昇温されたガスと温度スイング式脱湿機5に再生ガスとして供給するガスを熱交換する廃熱回収熱交換器11と、を備えたことを特徴とする。

【選択図】 図1



【特許請求の範囲】

【請求項 1】

燃焼排ガス中の二酸化炭素を、膜分離装置で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機で脱湿した後、圧力スイング式吸着装置で二次分離する二酸化炭素分離システムであって、

前記膜分離装置から二酸化炭素が濃縮されたガスを吸引する 1 段ドライスクリュー式の真空ポンプと、該真空ポンプで吸引されて昇温されたガスと前記温度スイング式脱湿機に再生ガスとして供給するガスとを熱交換する廃熱回収熱交換器と、を備えたことを特徴とする二酸化炭素分離システム。

【請求項 2】

燃焼排ガス中の二酸化炭素を、膜分離装置で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機で脱湿した後に圧力スイング式吸着装置で二次分離する二酸化炭素分離方法であって、

前記膜分離装置から二酸化炭素が濃縮されたガスを 1 段ドライスクリュー式の真空ポンプで吸引すると共に昇温し、該昇温されたガスと前記温度スイング式脱湿機に再生ガスとして供給するガスとを熱交換して加熱することを特徴とする二酸化炭素分離方法。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

燃焼排ガス中の二酸化炭素を、膜分離装置で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機で脱湿した後、圧力スイング式吸着装置で二次分離する二酸化炭素分離システム及び二酸化炭素分離方法に関する。

【背景技術】

【0002】

温室効果ガスである二酸化炭素の排出源としてもっとも大きなものは火力発電所の燃焼排ガスである。温暖化防止のためにこの燃焼排ガスから二酸化炭素を分離回収することが求められている。

二酸化炭素の分離技術として広く利用されているのはアミン水溶液類などのアルカリ性吸収液を用いた化学吸収法である。吸収の効率が高く、窒素や酸素との選択性が非常に高いが、他方で吸収液の再生では吸収液を高温にする必要があり、吸収液が水溶液の場合には水の蒸発を防ぐために加圧下で常圧の沸点以上まで加熱するため、これにかかる熱が大きくなり二酸化炭素分離の所用エネルギーが大きい。

【0003】

例えば石炭を燃料とする火力発電所の場合、性能の高い設備でも二酸化炭素排出量あたりの出力は環境省の発表する参考値によれば 4.5GJ/t-CO₂ 程度であり、化学吸収法を燃焼排ガスに適用する際の消費エネルギーを経済産業省の資料にある 2.5GJ/t-CO₂ とすると発電した電力の半分以上のエネルギーを二酸化炭素の分離で消費してしまうことになり、適用することは非現実的である。

【0004】

大気圧で排出されている燃焼排ガスから二酸化炭素を分離する技術の中で、ガス分離膜を用いた膜分離装置は消費エネルギーが小さいことが知られている。

しかしながら、膜分離装置単体では分離した二酸化炭素の純度を高く出来ないという欠点があり、これを補う技術として例えば特許文献 1 には膜分離装置の後段に二酸化炭素を高純度化するために圧力スイング式吸着装置を設置する方式が開示されている。

【先行技術文献】

【特許文献】

【0005】

【特許文献 1】特開平 6 - 3 2 7 9 3 6 号公報

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

10

20

30

40

50

【0006】

圧力スイング式吸着装置も本来消費エネルギーは小さいが、吸着剤にゼオライトを使用する場合は前処理として水分の除去が必要であり、脱湿機を設置することになる。この脱湿機としては温度スイング吸着式のものが広く利用されているが、吸着剤の再生に熱が必要であり、これが全体としての消費エネルギーを増加させてしまう。

【0007】

特許文献1に開示の技術では、燃焼排ガスの一部を取り出して吸着剤の再生に必要な熱源とすることで、システムとして新たな熱源を不要としている。

しかしながら、一般的に燃焼排ガスの熱は廃熱回収設備により熱回収されるため、燃焼排ガスの温度が吸着剤の再生に必要な温度に達しないケースがある。また、燃焼排ガスは熱交換により再生に必要な熱を供給することになるが、燃焼排ガス中のダストによる伝熱の悪化により、熱交換が不十分になり再生に必要な熱を十分に供給できないこともある。

このため、脱湿機の再生に必要な熱源として燃焼排ガスを用いる場合には、脱湿機の運転が不安定になるという課題がある。

【0008】

天然ガスの前処理や化学品製造のオフガス処理などで用いられてきた化学吸収方式の二酸化炭素分離設備が、背の高い吸収塔などが並び化学プラントの様相を呈することや、吸収液の再生を加圧下で行うことから再生塔が第一種圧力容器に該当してしまうことなどと比べ、膜分離装置や圧力スイング式吸着装置は操業やメンテナンスが簡単であり特別な法規制も受けないことから、燃焼排ガスの排出事業者にとって受け入れられやすいという重要な利点がある。

しかし、高価なゼオライト吸着剤を守るための脱湿機の再生に燃焼排ガスの熱を利用することで、運転が不安定になればこの利点が失われてしまうため、システム内部で安定的に発生する熱を利用することが求められる。

本発明はかかる課題を解決するためになされたものであり、脱湿機の運転を安定化させ、かつ省エネルギー化を図った二酸化炭素分離システム及び二酸化炭素分離方法を提供することを目的としている。

【課題を解決するための手段】

【0009】

燃焼排ガスからの二酸化炭素分離技術において消費エネルギーが大きいことは致命的であるため、この分野に特化して省エネルギーを追求したシステムが必要となる。

発明者は、この観点から膜分離装置と圧力スイング式吸着装置を備えた二酸化炭素分離システムの熱バランスを詳細に検討した。

【0010】

一般に燃焼排ガス中の二酸化炭素濃度は10%前後であり、膜分離装置では高純度の二酸化炭素を得ることが難しい。もっとも、膜分離装置ではより高真空にすることで分離する二酸化炭素の濃度を高くすることは出来る。例えば分離性能を表す二酸化炭素と窒素の透過係数の比が200を超えるような高性能な分離膜を使用して2kPa程度の真空度にすれば、得られる二酸化炭素は95%程度にすることは不可能ではない。

【0011】

ただし、そのような高真空にすると真空ポンプの所要動力が大きくなり、低消費エネルギーの利点が失われてしまうにもかかわらず、95%では純度としては不十分のため結局は後段に別の高純度化の装置が必要となる。

低消費エネルギーを目指すためには、膜分離装置の真空ポンプの所要動力を小さくすることが重要であり、真空度は10kPa程度とし、もっとも所要動力の小さいタイプの真空ポンプを選定した中で運転条件を最適化する必要がある。

【0012】

工業的に使用されている真空ポンプで消費電力が小さいのはドライスクリー式真空ポンプである。真空度が10kPa程度であれば1段での圧縮が可能であり、1段のドライスクリー式真空ポンプも消費エネルギーが小さいもののひとつであることから、選択肢と

10

20

30

40

50

なり得る。各真空ポンプメーカーはスクリュウの形状などに特色を持たせており、効率が良くなる吸入圧力が異なる。則ち10 kPa程度の吸入圧力で効率がよい設計となっているメーカーの1段のドライスクリュウ式真空ポンプを選定することでもっとも消費エネルギーが小さくなる可能性が高い。

ただし1段のドライスクリュウ式真空ポンプを使用する場合、吸入圧力が10 kPaでも圧縮比が10倍となり、吸入の温度が常温付近だとしても吐出の温度は圧縮熱により200前後に上昇するため敬遠されることが多い。

【0013】

この点、発明者はさらなる消費エネルギーの低下を目指し、この圧縮熱を積極的に利用することを考えた。

すなわち、圧力スイング式吸着装置の前処理となる温度スイング式脱湿機の吸着剤再生用の熱を、膜分離装置の真空ポンプ吐出側の高温ガスから供給することで、全ての点でもっとも消費エネルギーが小さくなるシステムとなると考えた。

この結果、温度スイング式脱湿機の吸着剤の安定した再生が可能となり、低消費エネルギーでありながら操業やメンテナンスが簡単な二酸化炭素分離システムが実現できることを知見した。

本発明はかかる知見に基づくものであり、具体的には以下の構成を備えている。

【0014】

(1) 本発明に係る二酸化炭素分離システムは、燃焼排ガス中の二酸化炭素を、膜分離装置で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機で脱湿した後、圧力スイング式吸着装置で二次分離するものであって、

前記膜分離装置から二酸化炭素が濃縮されたガスを吸引する1段ドライスクリュウ式の真空ポンプと、該真空ポンプで吸引されて昇温されたガスと前記温度スイング式脱湿機に再生ガスとして供給するガスとを熱交換する廃熱回収熱交換器と、を備えたことを特徴とするものである。

【0015】

(2) また、本発明に係る二酸化炭素分離方法は、燃焼排ガス中の二酸化炭素を、膜分離装置で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機で脱湿した後に圧力スイング式吸着装置で二次分離する方法であって、

前記膜分離装置から二酸化炭素が濃縮されたガスを1段ドライスクリュウ式の真空ポンプで吸引すると共に昇温し、該昇温されたガスと前記温度スイング式脱湿機に再生ガスとして供給するガスとを熱交換して加熱することを特徴とするものである。

【発明の効果】

【0016】

本実施の形態では、膜分離装置の下流に圧力スイング式吸着装置を設置した燃焼排ガスの二酸化炭素分離システムにおいて、膜分離装置の消費エネルギーを低減する効果が大きい1段のドライスクリュウ式真空ポンプを第1真空ポンプとして採用し、この第1真空ポンプの吐出温度が高いことを利用し、第1真空ポンプの吐出ガスと温度スイング式脱湿機の再生ガスとの熱交換が出来る廃熱回収熱交換器を備えることによって、温度スイング式脱湿機の吸着剤再生用の電気ヒーターを省略し、トータルで著しく消費エネルギーの少ない二酸化炭素分離システムを得ることができる。

【図面の簡単な説明】

【0017】

【図1】本発明の実施の形態に係る二酸化炭素分離システムの装置構成及びフローを示す図である。

【図2】実施例における比較例1、2に係る二酸化炭素分離システムの装置構成及びフローを示す図である。

【発明を実施するための形態】

【0018】

本実施の形態に係る二酸化炭素分離システム1は、図1に示すように、燃焼排ガス中の

10

20

30

40

50

二酸化炭素を、膜分離装置 3 で一次分離し、一次分離したガスを温度スイング式脱湿機 5 で脱湿した後、圧力スイング式吸着装置 7 で二次分離するものであって、

膜分離装置 3 から二酸化炭素が濃縮されたガスを吸引する第 1 真空ポンプ 9 としての 1 段ドライスクリー式の真空ポンプと、第 1 真空ポンプ 9 で吸引されて昇温されたガスと温度スイング式脱湿機 5 に再生ガスとして供給するガスとを熱交換する廃熱回収熱交換器 11 と、を備えたものである。

以下、各構成及び追加の構成を詳細に説明する。

【 0 0 1 9 】

< 燃焼排ガス >

燃焼排ガスは、例えば既設のボイラーや発電機からの排ガスであり、二酸化炭素分離システム 1 に導入するものは、燃焼排ガス中の NO_x、SO_x および煤塵などは排出規制に合わせた処理がなされているものとする。

また、燃焼排ガスはその一部が二酸化炭素分離システム 1 に導入され、残りは排ガスとして煙突から大気放散される。もっとも、燃焼排ガスの全てを二酸化炭素分離システム 1 に導入するようにしてもよい。

【 0 0 2 0 】

< スクラバー >

本実施の形態では、二酸化炭素分離システム 1 への悪影響をより小さくするためにシステムの入口にスクラバー 13 を設置した。

スクラバー 13 は、燃焼排ガス中の不純物やダストを除去することでシステム内の各機器の劣化などを防ぐ目的の他に、150 前後の高温である燃焼排ガスを約 40 まで冷却する目的もある。

ガス分離膜の多くは高分子膜であり耐熱性は 60 程度となっているが 40 まで冷却されれば全てのガス分離膜が使用可能である。

なお、燃焼排ガスの温度がさらに高い場合は、別途廃熱回収を検討するのが望ましい。

【 0 0 2 1 】

< ファン >

スクラバー 13 の後段にはスクラバー 13 と膜分離の圧力損失を相殺するためにファン 15 を設置している。このファン 15 はスクラバー 13 で十分に温度が下がっていることでファン 15 の効率が良くなることや膜分離装置 3 の高圧側圧力を少しでも高くする目的でこの位置に設置することが望ましい。もっとも、ファン 15 はスクラバー 13 の上流、あるいは膜分離の下流など、燃焼排ガスの流れの中でどこに設置することも可能である。

【 0 0 2 2 】

< 膜分離装置 >

膜分離装置 3 は、分離膜の両側に圧力差を設けることにより、低圧側に二酸化炭素濃度の高いガスを得られるようにしたものであり、分離膜としてはセラミックス系膜、高分子系膜のいずれでもよい。

膜分離装置 3 の分離膜の高圧側にほぼ大気圧の燃焼排ガスが導入されると、分離膜を未透過の残ガスが出口から排気される。この残ガスは多少の二酸化炭素を含んでいるが、これをある程度残すことで高圧側の二酸化炭素分圧を維持して膜分離の効率を高めることが可能となり、エネルギー消費を少なくするためには重要なポイントである。

分離膜を未透過の残ガスは排ガスとして処理される。

【 0 0 2 3 】

分離膜の低圧側は第 1 真空ポンプ 9 の吸入側に接続され、所定の真空度に維持される。

分離膜の選択性は二酸化炭素の透過速度と窒素の透過速度の比であり、30 倍～50 倍程度のものが多い。選択性の良い分離膜を使用した方が低圧側の二酸化炭素濃度が高くなり、より省エネルギーになる。

一方、二酸化炭素以上に水蒸気の透過速度が大きい分離膜も多く、水蒸気が多量に低圧側に透過されてくると第 1 真空ポンプ 9 の負荷が大きくなり、エネルギー消費量が増える。このような場合、分離膜の手前に冷凍機を利用したクーラーを設置して温度を 20 程度

10

20

30

40

50

まで冷却することで燃焼排ガス中の水蒸気を減らした方が、トータルでのエネルギー消費量を低減できることもある。

【0024】

エネルギー消費量が小さい方法で二酸化炭素の純度を99.5%とするために圧力スイング式吸着装置7を設置するが、二酸化炭素を吸着する吸着剤としてはゼオライトを使用することが多い。ゼオライトは水蒸気に弱いため、前処理で露点-30程度まで処理ガスを脱湿することが求められる。脱湿機として、本実施の形態では温度スイング式脱湿機5を用いているが、温度スイング式脱湿機5は加熱したガスを流通させることで吸着剤の再生を行うため、加熱源を必要とする。通常、再生用の加熱源として電気ヒーター21(図2参照)が設置されるが、本実施の形態では、この熱源もシステム内部の廃熱として第1真空ポンプ9で吸引されたガスの熱を利用することで消費エネルギーを低減した。

10

【0025】

<第1真空ポンプ>

膜分離に用いる第1真空ポンプ9はその吸入圧力は高真空にすると消費エネルギーが増大するため10kPa程度が適切である。低消費エネルギー型の真空ポンプとしてはドライ真空ポンプが有効であり、本実施の形態では最も消費エネルギーの少ない機種の一つである1段ドライスクリー式の真空ポンプを用いた。

ドライ真空ポンプは液体などによる直接除熱が出来ず吐出温度が高くなることが知られているが、特に1段圧縮の場合には吐出温度が200前後に達し通常は速やかにアフタークーラーで冷却される。

20

しかし、本実施の形態では、吐出される高温ガスの熱を有効利用して温度スイング式脱湿機5の吸着剤再生用の加熱ガスを作る熱源とするため廃熱回収熱交換器11を設置した。これにより温度スイング式脱湿機5の吸着剤再生用電力を不要するとともに冷却水の使用量も削減した。

【0026】

<廃熱回収熱交換器>

廃熱回収熱交換器11は、第1真空ポンプ9から吐出される二酸化炭素が濃縮された高温(200前後)のガスと、温度スイング式脱湿機5の吸着剤再生用のガスとを熱交換して、吸着剤再生用のガスを加熱するものである。

温度スイング式脱湿機5の吸着剤再生用のガスは、特に限定されるものではないが、本実施の形態では、圧力スイング式吸着装置7の未吸着残ガスを用いている。この未吸着残ガスを吸着剤再生用のガスとして用いた理由は後述する。

30

【0027】

<温度スイング式脱湿機>

温度スイング式脱湿機5は、膜分離されて二酸化炭素が濃縮されたガスを、圧力スイング式吸着装置7で更に濃縮する前に水分を除去するためのものである。

温度スイング式脱湿機5の吸着塔の再生には、上述の通り、圧力スイング式吸着装置7の未吸着残ガスを廃熱回収熱交換器11で加熱して用いている。

【0028】

温度スイング式脱湿機5の吸着塔は再生処理終了後、オンラインに戻す前に冷却が必要である。本実施の形態では、圧力スイング式吸着装置7から排出される未吸着ガスを、廃熱回収熱交換器11を通過させずにバイパスして再生終了後の吸着塔に流通させて冷却している。

40

再生中および再生後のいずれの時間帯も吸着塔を通過した脱湿機オフガスは、膜分離装置3の未透過残ガス及び処理されなかった燃焼排ガスとともに煙突から大気放散される。

【0029】

<圧力スイング式吸着装置>

圧力スイング式吸着装置7は、通常、2塔の吸着塔を交互に使用して吸着と再生を繰り返す装置である。吸着操作は温度スイング式脱湿機5により水分を除去した二酸化炭素の濃縮ガスを大気圧で流通して二酸化炭素だけを選択的に吸着剤に吸着させ、再生操作は二

50

酸化炭素を吸着済みの吸着塔を第2真空ポンプ19で減圧することで二酸化炭素を脱着して取り出すものである。

【0030】

製品となる二酸化炭素の純度を通常流通している99.5%にする場合には吸着から脱着への切り替え時に発生する中途の純度の二酸化炭素を製品ガスにせず、膜分離装置3の入口に戻すリサイクルを行う。この場合、製品ガスの量が減り、相対的に製品二酸化炭素の量に対する膜分離装置3の消費エネルギーが増加する。そこで、これを防ぐため圧力スイング式吸着装置7を3塔式とし、吸着操作と脱着操作の間に均圧操作を行い、中途の濃度の二酸化炭素ガスがリサイクルに回らず次の脱着操作で製品ガスとして利用出来るようにするのが好ましい。

10

【0031】

圧力スイング式吸着装置7で吸着されずに二酸化炭素が破過すると、これも同様に二酸化炭素の量に対する膜分離装置3の消費エネルギーを増加させてしまうので、破過しない十分な量の吸着剤を充填した吸着塔とすることが必要である。この結果、圧力スイング式吸着装置7で吸着されなかった未吸着ガスは二酸化炭素濃度が低く、膜分離装置3の入口にリサイクルする必然性がない。一方、この未吸着ガスは水分に関しては温度スイング式脱湿機5で十分に除去されているため、加熱すれば温度スイング式脱湿機5の吸着剤再生用ガスとして最適である。従って、上述したように、この未吸着ガスを廃熱回収熱交換器11に導入し、十分な温度まで加熱したうえで温度スイング式脱湿機5の再生中吸着塔に流通出来るようにしている。

20

【0032】

<第2真空ポンプ>

第2真空ポンプ19も所用動力が小さい型式を選ぶことが好ましく、例えば3段のドライルーツ式のもの好ましい。

【0033】

本実施の形態では、膜分離装置3の下流に圧力スイング式吸着装置7を設置した燃焼排ガスの二酸化炭素分離システム1において、圧力スイング式吸着装置7のオフガスの水分がほぼゼロであること、および膜分離装置3の消費エネルギーを低減する効果が大きい1段のドライスクリー式真空ポンプの吐出温度が高いことを利用し、第1真空ポンプ9の吐出ガスと圧力スイング式吸着装置7のオフガスの熱交換が出来る廃熱回収熱交換器11

30

を備えることによって、温度スイング式脱湿機5の吸着剤再生用の電気ヒーター21(図2参照)を省略し、トータルで著しく消費エネルギーの少ない二酸化炭素分離システム1となった。

【実施例】

【0034】

[実施例]

本発明を実現した実施例を比較例とともに以下に説明する。

実施例の装置構成及びフローは図1に示す通りである。

二酸化炭素濃度が12%の燃焼排ガスのうち6,000Nm³/hを抜き出して本発明による二酸化炭素分離システム1で処理した。

40

膜分離装置3の運転温度はスクラパー13出口の40℃のままとし、二酸化炭素濃度が39%まで濃縮されたガスが1,870Nm³/h得られる。この濃縮ガスは膜分離装置3の低圧側を絶対圧が約10kPaまで第1真空ポンプ9で減圧して得られたものであり、第1真空ポンプ9は所要動力の小さい1段のドライスクリー式を使用した。

【0035】

この結果、第1真空ポンプ9の吐出側は温度が約200℃まで上昇した。このとき第1真空ポンプ9の所要動力は平均して225kW程度であった。

二酸化炭素が濃縮されたガスは圧力スイング式吸着装置7で更に濃縮するが、その前に冷却しさらに温度スイング式脱湿機5で水分を除去する必要がある。通常は真空ポンプアフタークーラーで冷却水により冷却するが、本実施例ではアフタークーラーの前に廃熱回

50

収熱交換器 11 を設置して、圧カスイング式吸着装置 7 の未吸着残ガスの加熱に熱を利用している。未吸着残ガス温度は平均して 65 程度であり、廃熱回収熱交換器 11 により 180 まで加熱することが出来た。このため温度スイング式脱湿機 5 の吸着剤再生用の高温ガスとして使用することができ、良好に再生することが出来た。

【 0 0 3 6 】

一方、第 1 真空ポンプ 9 の吐出ガスは 200 から 171 まで冷却され、水冷のアフタークーラーで 30 まで冷却してから温度スイング式脱湿機 5 に入る。夏場で冷却水の温度が高い時には冷却水用のチラーに最大 16kW 程度の電力が必要になると考えられる。

温度スイング式脱湿機 5 と圧カスイング式吸着装置 7 を通過した未吸着残ガスは暖まり、前述の通り平均して 65 程度である。一方、圧カスイング式吸着装置 7 は 3 塔式であり、一定時間で切り替えて吸着工程と均圧および減圧再生工程と昇圧工程を繰り返す。このうち減圧再生工程では二酸化炭素を吸着済みの吸着剤が入っている吸着塔を第 2 真空ポンプ 19 で減圧にし、二酸化炭素の脱着を促すと共に脱着した二酸化炭素ガスを排出する。

10

排出された二酸化炭素ガスは吸着塔内のデッドスペースなどに残留していた主に窒素である他のガスを微量に含むが、平均して 99.5% の高純度で 430Nm³/h を安定して得ることが出来た。

【 0 0 3 7 】

この第 2 真空ポンプ 19 も所用動力が小さい型式を選ぶのが好ましく、3 段のドライルーツ式のものを使用した。ただし、第 2 真空ポンプ 19 は吸入圧力が鋸歯状波の変化を繰り返すため、圧縮比が変動するために吐出温度が安定せず、廃熱の利用はしなかった。

20

【 0 0 3 8 】

表 1 に本実施例における各部の温度および消費電力を示す。

【 表 1 】

| 場所 | 膜分離装置 運転温度 | 第1真空ポンプ 吐出ガス温度 | 温度スイング式 脱湿機入口ガス 温度 | 圧カスイング式 吸着装置未吸着 ガス温度 | 廃熱回収熱交換 器出口吸着剤再 生用ガス温度 |
|------|-----------------------------|----------------------------|--------------------------|----------------------------|------------------------------|
| 温度 | 40℃ | 200℃ | 30℃ | 65℃ | 180℃ |
| 機器類 | 第1真空ポンプ (1段ドライ スクルー式) | 第2真空ポンプ (3段ドライ ルーツ式) | 冷却水関係 | 電気ヒーター ファン | 合計 |
| 所用動力 | 225kW | 94kW | 35kW | 0kW | 354kW |

30

【 0 0 3 9 】

本実施例の結果では二酸化炭素の収量が 840kg/h であり、一方で冷却水系統なども含めシステム全体で使用した動力は 354kW であった。これは 1.52GJ/t-CO₂ に相当し、化学吸収法の 2.5GJ/t-CO₂ に比べて圧倒的な省エネルギーを実現した。

【 0 0 4 0 】

[比較例 1]

比較例 1 の装置構成及びフローを図 2 に示す。

比較例 1 では、第 1 真空ポンプ 9 に汎用の水封式ポンプを使用した。

また、比較例 1 では、実施例で第 1 真空ポンプ 9 の吐出温度を利用した廃熱回収熱交換器 11 を、二酸化炭素分離システム 1 への抜出しの前の排ガスラインに設置し、燃焼排ガスの廃熱で温度スイング式脱湿機 5 の吸着剤再生用の熱源とした。

40

【 0 0 4 1 】

ただし、排ガスラインには既に廃熱回収ボイラーが設置されており、燃焼排ガス温度は平均して 150 と低めであったため廃熱回収熱交換器 11 だけでは再生用ガスの温度が不十分であり、さらに電気ヒーター 21 で 180 まで昇温した。この電気ヒーター 21 には平均して 5kW の動力を必要とした。さらにこのケースでは廃熱回収熱交換器 11 の

50

位置が二酸化炭素分離システム 1 から遠く、配管の圧力損失および 2 基の熱交換器の圧力損失を補うために再生ガス用のファン 15 が必要であり、このファン 15 は 6 kW の消費動力であった。

【 0 0 4 2 】

表 2 に比較例 1 における各部の温度と消費動力を示す。

【表 2】

| 場所 | 膜分離装置 運転温度 | 第1真空ポンプ 吐出ガス温度 | 温度スイング式 脱湿機入口ガス 温度 | 圧カスイング式 吸着装置未吸着 ガス温度 | 廃熱回収熱交換 器出口吸着剤再 生用ガス温度 |
|------|------------------|---------------------------|--------------------------|----------------------------|------------------------------|
| 温度 | 40℃ | 40℃ | 30℃ | 65℃ | 130℃ |
| 機器類 | 第1真空ポンプ (水封式) | 第2真空ポンプ (3段ドライ ーツ式) | 冷却水関係 | 電気ヒーター ファン | 合計 |
| 所用動力 | 490kW | 94kW | 36kW | 11kW | 631kW |

10

【 0 0 4 3 】

比較例 1 では第 1 真空ポンプ 9 として汎用の水封式のポンプを使用しており、所用動力は平均で 490 kW であり、これが膜分離の低消費エネルギーの利点を台無しにしていることが分かった。結果としてシステム全体で使用した動力は 631 kW であり、これは 2.70 G J/t-CO₂ に相当し膜分離装置 3 と圧カスイング式吸着装置 7 の利点を活かせなかった。

20

【 0 0 4 4 】

[比較例 2]

比較例 2 の装置構成及びフローは比較例 1 と同様に図 2 に示す通りである。

比較例 2 では比較例 1 の問題点であった第 1 真空ポンプ 9 の消費動力を改善するために第 1 真空ポンプの型式を実施例と同じ 1 段ドライスクリュュー式に変更した。この結果、第 1 真空ポンプ 9 における消費電力は大幅に改善された。しかし、吐出ラインの温度が平均で 200 ℃ であったため、温度スイング式脱湿機 5 の入口温度を 30 ℃ に下げるためにアフタークーラーの冷却水量を倍増させる必要があった。このため水封式真空ポンプで大量に使用していた冷却水量は予想に反して減らすことが出来なかった。

30

【 0 0 4 5 】

またこのとき、二酸化炭素分離システム外であるが、燃焼排ガスの廃熱回収ボイラーの清掃直後であったため燃焼排ガス温度は平均 130 ℃ に低下しており、廃熱回収熱交換器 11 が受け取れる熱量が減っていた。このため電気ヒーター 21 の負荷が大きくなり、平均で 8 kW の消費電力であった。この状態から廃熱回収熱交換器 11 が煤で汚れてさらに受け取る熱量が減ると、設置した電気ヒーター 21 による追い加熱では必要な 180 ℃ に到達出来なくなる恐れがあり、スクラパー 13 を通る前の煤を含む燃焼排ガスの廃熱を利用することの危険性が明らかになった。

【 0 0 4 6 】

表 3 に比較例 2 における各部の温度と消費動力を示す。

【表 3】

| 場所 | 膜分離装置 運転温度 | 第1真空ポンプ 吐出ガス温度 | 温度スイング式 脱湿機入口ガス 温度 | 圧カスイング式 吸着装置未吸着 ガス温度 | 廃熱回収熱交換 器出口吸着剤再 生用ガス温度 |
|------|-------------------------------|---------------------------|--------------------------|----------------------------|------------------------------|
| 温度 | 40℃ | 200℃ | 30℃ | 65℃ | 110℃ |
| 機器類 | 第1真空ポンプ (1段ドライ スクリュュー式) | 第2真空ポンプ (3段ドライ ーツ式) | 冷却水関係 | 電気ヒーター ファン | 合計 |
| 所用動力 | 225kW | 94kW | 42kW | 14kW | 375kW |

40

【 0 0 4 7 】

50

表 3 に示すように、比較例 2 での全体の所用動力は 375kW であり、1.61GJ/t-CO₂ に相当する。

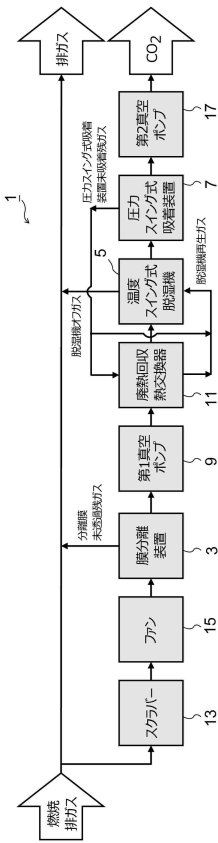
【符号の説明】

【0048】

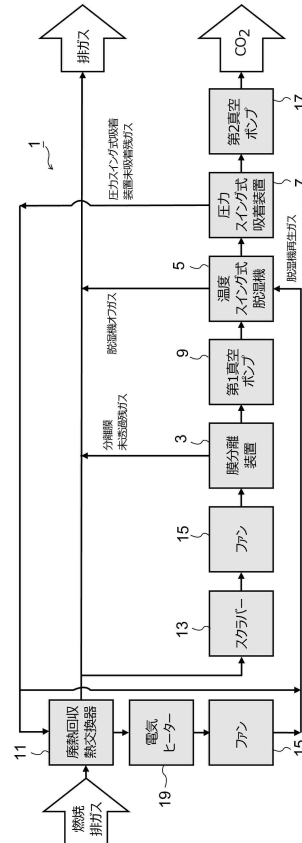
- 1 二酸化炭素分離システム
- 3 膜分離装置
- 5 温度スイング式脱湿機
- 7 圧カスイング式吸着装置
- 9 第 1 真空ポンプ
- 11 廃熱回収熱交換器
- 13 スクラバー
- 15 ファン
- 17 第 2 真空ポンプ
- 19 電気ヒーター

【図面】

【図 1】



【図 2】



10

20

30

40

50

フロントページの続き

(51)国際特許分類

C 0 1 B 32/50 (2017.01)

F I

C 0 1 B 32/50

テーマコード (参考)

Fターム (参考)

BA14 BA20 CA07 CA13 DA45 EA02 EA04 EA07 EA08 FA01
HA08
4D006 GA41 KA01 KA72 KB12 KB30 MB04 MC03 MC09 PA02 PB19
PB64
4D012 BA02 CA01 CA03 CA12 CB16 CB17 CD01 CD07 CG01 CH01
CH08 CJ01 CK03
4D052 AA02 CD00 DA02 DB01 FA05
4G146 JA02 JB09 JC07 JC08 JC11