

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公開特許公報(A)

(11) 特許出願公開番号

特開2009-52807  
(P2009-52807A)

(43) 公開日 平成21年3月12日(2009.3.12)

(51) Int.Cl.	F 1	テーマコード (参考)
F 2 5 J 3/04 (2006.01)	F 2 5 J 3/04 1 O 1	4 D O 4 7
F 2 5 J 3/08 (2006.01)	F 2 5 J 3/08	

審査請求 未請求 請求項の数 2 O L (全 14 頁)

(21) 出願番号 特願2007-220015 (P2007-220015)  
(22) 出願日 平成19年8月27日 (2007.8.27)

(71) 出願人 504226456  
神鋼エア・ウォーター・クライオプラント株式会社  
兵庫県神戸市灘区岩屋北町4丁目5番22号  
(74) 代理人 100089196  
弁理士 梶 良之  
(72) 発明者 浅岡 斉  
兵庫県神戸市灘区岩屋北町4丁目5番22号 神鋼エア・ウォーター・クライオプラント株式会社内  
(72) 発明者 橋本 保  
兵庫県神戸市灘区岩屋北町4丁目5番22号 神鋼エア・ウォーター・クライオプラント株式会社内

最終頁に続く

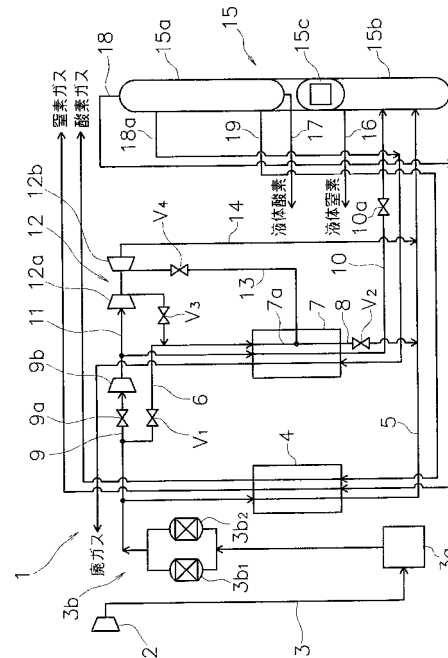
(54) 【発明の名称】 深冷空気液化分離装置およびその運転方法

(57) 【要約】

【課題】 オイルやタービンの軸受を加温したり、熱交換器の再冷却運転を行ったりするまでもなく、窒素、酸素ガス等を製造するガス製造運転から液体窒素、酸素等を製造する液製造運転に短時間のうちに切り換えることができる深冷空気液化分離装置を提供する。

【解決手段】 ガス製造運転時には、精製した原料空気の一部を主熱交換器 4 を介して、また原料空気の残りを液化熱交換器 7 を介して複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入し、液製造運転時には、精製した原料空気の一部を主熱交換器 4 を介して、残りの一部を昇圧圧縮機 9 b で圧縮すると共に液化熱交換器 7 を介して、さらに残りの一部の残りを高圧膨張タービン 12 の圧縮機 12 a で圧縮し、液化熱交換器 7、高圧膨張タービン 12 の膨張機 12 b で膨張させて寒冷として複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入するというように、ガス製造運転、液製造運転の何れも液化熱交換器 7 を運転する構成とする。

【選択図】 図 1



## 【特許請求の範囲】

## 【請求項 1】

原料空気圧縮機と、この原料空気圧縮機で圧縮された原料空気を予冷する予冷ユニットと、この予冷ユニットで予冷された原料空気から水分・炭酸ガスを除去して精製する吸着塔ユニットと、この吸着塔ユニットで精製された原料空気の一部を冷却する主熱交換器と、前記吸着塔ユニットで精製された原料空気の残りを圧縮する昇圧圧縮機と、この昇圧圧縮機で昇圧された原料空気の一部を液化するための液化熱交換器と、前記昇圧圧縮機で圧縮された原料空気の残りの一部を膨張させて寒冷を発生させる高圧膨張タービンと、前記主熱交換器、液化熱交換器を経て導入された原料空気を窒素と酸素等に精留分離する複式精留塔と、これらに付随する付帯設備とを備えると共に、ガス製造運転と液製造運転とに切換え操作される深冷空気液化分離装置において、前記ガス製造運転中は開弁され、前記液製造運転中は閉弁される第 1 開閉弁が介装され、前記吸着塔ユニットで精製された原料空気の残りを前記液化熱交換器に導入する第 1 空気導入ラインと、前記ガス製造運転中は開弁され、前記液製造運転中は閉弁される第 2 開閉弁が介装され、前記液化熱交換器から出た原料空気を複式精留塔に導入する第 2 空気導入ラインと、前記ガス製造運転中は閉弁され、前記液製造運転中は開弁される第 3 開閉弁が介装され、前記高圧膨張タービンの圧縮機側から出た原料空気を前記液化熱交換器に導入する第 3 空気導入ラインと、前記ガス製造運転中は閉弁され、前記液製造運転中は開弁される第 4 開閉弁が介装され、前記液化熱交換器から出た原料空気を前記高圧膨張タービンの膨張機側に導入する第 4 空気導入ラインと、液製造運転に際して前記第 4 空気導入ラインから導入され、前記高圧膨張タービンの膨張機で膨張されて寒冷を発生した原料空気を複式精留塔に導入する第 5 空気導入ラインを備えたことを特徴とする深冷空気液化分離装置。

10

20

## 【請求項 2】

原料空気を原料空気圧縮機で圧縮し、原料空気圧縮機から出た原料空気を予冷ユニットで予冷し、予冷した原料空気を水分・炭酸ガスを除去する吸着塔ユニットに導入し、この吸着塔ユニットから出た原料空気の一部を主熱交換器に導入し、残りの原料空気を液化熱交換器に導入すると共に、前記主熱交換器、および液化熱交換器から出た原料空気を複式精留塔に導入して窒素ガスと酸素ガス等を製造するガス製造運転と、前記吸着塔ユニットから出た原料空気の一部を主熱交換器に導入し、残りの原料空気を昇圧圧縮機で昇圧させた後に二分し、二分した一方の原料空気を液化熱交換器に導入し、二分した他方の原料空気を高圧膨張タービンの圧縮機で圧縮して液化熱交換器に導入し、この液化熱交換器から出た原料空気を高圧膨張タービンの膨張機で膨張させた後に複式精留塔に導入すると共に、前記主熱交換器から出た原料空気の一部、および前記液化熱交換器から出た二分した一方の原料空気を複式精留塔に導入して液体窒素と液体酸素等を製造する液製造運転とを、自動切換えることを特徴とする深冷空気液化分離装置の運転方法。

30

## 【発明の詳細な説明】

## 【技術分野】

## 【0001】

本発明は、深冷空気液化分離装置およびその運転方法に係り、より詳しくは、窒素、酸素ガス等を製造するガス製造運転から液体窒素、酸素等を製造する液製造運転に切換えるに際して、液化熱交換器の再冷却運転を行う必要がなく、切換え開始後短時間のうちに液製造運転に移行することを可能ならしめる深冷空気液化分離装置およびその運転方法に関するものである。

40

## 【背景技術】

## 【0002】

鉄鋼業等の酸素や窒素を大量に消費する工業分野においては、酸素や窒素の供給源として深冷空気液化分離装置が使用されている。このような深冷空気液化分離装置の中に、電力コストが高い昼間には窒素、酸素ガス等を製造するガス製造運転を行う一方、電力コストが安い夜間になると切換えて、液体窒素、酸素等を製造する液製造運転に移行できるようにした深冷空気液化分離装置がある。

50

## 【 0 0 0 3 】

以下、従来例に係る一般的な液化装置付きの深冷空気液化分離装置を、その系統図の図5を参照しながら説明する。即ち、一般的な液化装置付きの深冷空気液化分離装置は、空気ろ過器51から吸込まれ、原料空気圧縮機52で圧縮されると共に、水洗冷却塔53で冷却された原料空気と、精留塔55から出た製品窒素と製品酸素とを熱交換させる熱交換器（以下、主熱交換器という）54と、液化装置63とを備えている。この液化装置63は、前記精留塔55から出て主熱交換器54で常温に戻された製品窒素の一部を昇圧するための循環窒素圧縮機62、昇圧された窒素を液化するための熱交換器67、前記精留塔55から出て主熱交換器54で常温に戻されると共に、酸素圧縮機61で圧縮された製品酸素の一部を液化するための熱交換器77、寒冷を発生するための膨張タービン72、73等から構成されている。

10

## 【 0 0 0 4 】

このような液化装置付きの深冷空気液化分離装置は、精留塔55から主熱交換器54を通して排出されるガス酸素、ガス窒素の一部を、液化装置63を起動することによって液化して、液体酸素と、液体窒素を製造している。液化装置63の起動とは、循環窒素圧縮機62、膨張タービン72、73の起動、および熱交換器67、77における熱交換の開始を意味する。この特性を利用して、電力コストが安い夜間は循環窒素圧縮機62を起動してガス酸素、ガス窒素の一部を液化備蓄し、電力コストが高い昼間は循環窒素圧縮機62の運転を停止してガス製品のみを製造する運転を行っている。また、熱交換器67、77は、液化装置63が運転されていない昼間では、次の運転のために低温状態に保持された待機状態になっている。

20

## 【 0 0 0 5 】

ところで、液化装置63の膨張タービン72、73にオイルベアリング式の軸受が使用されている場合には、運転中は軸受の温度上昇を防止するために、軸受用のオイルを軸受とオイルクーラーとの間で循環させて軸受の温度上昇を防止している。また、液化装置63の運転停止中においても、オイルが固化したりしないように軸受用のオイルを軸受とオイルクーラーとの間で循環させて軸受の温度低下を防止するようにしている。ところが、膨張タービン72、73の運転停止中においても液化装置63が低温状態に保持されているため、特に冷却水の温度が低い冬季では、軸受の温度が次第に低下し、これに伴ってオイルの温度も相当低下する。この状態で運転すると、軸受にかじりが生じたり、振動が発生したりするため、膨張タービン72や73を起動するに際して、オイルや軸受を所定の温度になるまで加温する必要がある。

30

## 【 0 0 0 6 】

そのため、液化装置63の膨張タービン72、73を起動する際には、予め低負荷状態による暖気運転を行い、オイルや軸受が所定の温度になるまで加温していた。この暖気運転の所要時間は、冷却水の温度、停止時間、あるいはタービンの大きさ等により相違するが、1時間かかることもあるため、ガスの液化ができないのに加えて、循環窒素圧縮機の運転に要する電力が無駄になるという問題があった。そこで、水洗冷却塔から導出される加温された約50の温排水をオイルクーラーに導入してオイルを約30に加温し、加温したオイルを軸受けに導入して軸受を加温した後に、膨張タービン72、73を起動するようにしている。この場合、温排水を利用するため、初期設備コストを要するものの、ランニングコストがほとんど掛からないという利点がある。また、これにより、膨張タービン72、73の起動に要する所要時間を大幅に短縮できると記載されている（例えば、特許文献1参照）。

40

【特許文献1】特開平10-292986号公報

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

## 【 0 0 0 7 】

上記従来例に係る液化装置付きの深冷空気液化分離装置によれば、タービンの起動時間の短縮により、ガス製造運転から液製造運転への移行時間が短縮されるため、それなりに

50

優れていると考えられる。しかしながら、この従来例に係る液化装置付きの深冷空気液化分離装置には後述するような解決すべき課題がある。

【0008】

上記従来例に係る液化装置付きの深冷空気液化分離装置では、運転停止中の液化装置は低温状態に保持される。しかしながら、外部からの入熱を完全に遮断することはほぼ不可能であり、10～14時間に及ぶ昼間の運転停止中に、外部からの入熱により熱交換器の温度が数十度は上昇する。また、熱交換器内での熱伝導により、通常運転時は常温である温端側が、運転停止中にマイナス数十度に冷却される。

【0009】

このような状態で、液化装置が起動されるため、起動直後は低温流体が低温のまま放出され、常温ラインの配管が破損する可能性があるという問題、運転停止中における入熱により昇温した熱交換器を再冷却しなければならないという問題、および運転停止中における入熱による熱交換器の膨張と収縮の繰り返し、つまり熱ひずみの繰り返しにより熱交換器が疲労破損し、メンテナンスコストが高むという問題が残っている。前記熱交換器の再冷却所要時間は、季節、この液化装置の停止時間、熱交換器の大きさ（容量）等によって相違するが、およそ0.5から1.0時間である。従って、およそ0.5から1.0時間の熱交換器の再冷却運転中は液体窒素、酸素等を製造することができないから、好ましくない。

10

【0010】

従って、本発明の目的は、窒素、酸素ガス等を製造するガス製造運転から液体窒素、酸素等を製造する液製造運転に切り替えるに際して、熱交換器の再冷却運転を行う必要がなく、切り替え時に低温流体が低温のまま常温ラインに放出されることもなく、熱交換器に繰り返し応力を与えることもなく、短時間のうちに液製造運転に移行することを可能ならしめる深冷空気液化分離装置およびその運転方法を提供することである。

20

【課題を解決するための手段】

【0011】

上記課題を解決するために、本発明の請求項1に係る深冷空気液化分離装置が採用した手段は、原料空気圧縮機と、この原料空気圧縮機で圧縮された原料空気を予冷する予冷ユニットと、この予冷ユニットで予冷された原料空気から水分・炭酸ガスを除去して精製する吸着塔ユニットと、この吸着塔ユニットで精製された原料空気の一部を冷却する主熱交換器と、前記吸着塔ユニットで精製された原料空気の残りを圧縮する昇圧圧縮機と、この昇圧圧縮機で昇圧された原料空気の一部を液化するための液化熱交換器と、前記昇圧圧縮機で圧縮された原料空気の残りの一部を膨張させて寒冷を発生させる高圧膨張タービンと、前記主熱交換器、液化熱交換器を経て導入された原料空気を窒素と酸素等に精留分離する複式精留塔と、これらに付随する付帯設備とを備えると共に、ガス製造運転と液製造運転とに切り替え操作される深冷空気液化分離装置において、前記ガス製造運転中は開弁され、前記液製造運転中は閉弁される第1開閉弁が介装され、前記吸着塔ユニットで精製された原料空気の残りを前記液化熱交換器に導入する第1空気導入ラインと、前記ガス製造運転中は開弁され、前記液製造運転中は閉弁される第2開閉弁が介装され、前記液化熱交換器から出た原料空気を複式精留塔に導入する第2空気導入ラインと、前記ガス製造運転中は閉弁され、前記液製造運転中は開弁される第3開閉弁が介装され、前記高圧膨張タービンの圧縮機側から出た原料空気を前記液化熱交換器に導入する第3空気導入ラインと、前記ガス製造運転中は閉弁され、前記液製造運転中は開弁される第4開閉弁が介装され、前記液化熱交換器から出た原料空気を前記高圧膨張タービンの膨張機側に導入する第4空気導入ラインと、液製造運転に際して前記第4空気導入ラインから導入され、前記高圧膨張タービンの膨張機で膨張されて寒冷を発生した原料空気を複式精留塔に導入する第5空気導入ラインを備えたことを特徴とするものである。

30

40

【0012】

本発明の請求項2に係る深冷空気液化分離装置の運転方法が採用した手段は、原料空気を原料空気圧縮機で圧縮し、原料空気圧縮機から出た原料空気を予冷ユニットで予冷し、

50

予冷した原料空気を水分・炭酸ガスを除去する吸着塔ユニットに導入し、この吸着塔ユニットから出た原料空気の一部を主熱交換器に導入し、残りの原料空気を液化熱交換器に導入すると共に、前記主熱交換器、および液化熱交換器から出た原料空気を複式精留塔に導入して窒素ガスと酸素ガス等を製造するガス製造運転と、前記吸着塔ユニットから出た原料空気の一部を主熱交換器に導入し、残りの原料空気を昇圧圧縮機で昇圧させた後に二分し、二分した一方の原料空気を液化熱交換器に導入し、二分した他方の原料空気を高圧膨張タービンの圧縮機で圧縮して液化熱交換器に導入し、この液化熱交換器から出た原料空気を高圧膨張タービンの膨張機で膨張させた後に複式精留塔に導入すると共に、前記主熱交換器から出た原料空気の一部、および前記液化熱交換器から出た二分した一方の原料空気を複式精留塔に導入して液体窒素と液体酸素等を製造する液製造運転とを自動切換することを特徴とするものである。

10

**【発明の効果】****【0013】**

本発明の請求項1に係る深冷空気液化分離装置、請求項2に係る深冷空気液化分離装置の運転方法では、深冷空気液化分離装置のガス製造運転においては、吸着塔ユニットで精製された原料空気の一部が主熱交換器に導入されると共に、主熱交換器から出た圧縮空気が複式精留塔に供給される。また、これと並行して、吸着塔ユニットで精製された原料空気の残りが第1空気導入ラインから液化熱交換器に導入され、この液化熱交換器から出た原料空気が第2空気導入ラインから複式精留塔に導入される。

20

**【0014】**

一方、深冷空気液化分離装置の液製造運転においては、吸着塔ユニットで精製された原料空気の一部が主熱交換器に導入されると共に、この主熱交換器から出た圧縮空気が複式精留塔に供給される。また、これと並行して、昇圧圧縮機で圧縮された残りの原料空気の一部が液化熱交換器に導入され、この液化熱交換器を出た原料空気が複式精留塔に導入される。そして、昇圧圧縮機で圧縮された残りの原料空気の一部の残りが高圧膨張タービンの圧縮機側に導入され、この圧縮機側から出た原料空気が第3空気導入ラインから液化熱交換器に導入され、この液化熱交換器を出た原料空気が第4空気導入ラインから高圧膨張タービンの膨張機側に導入され、この高圧膨張タービンでの膨張により発生した寒冷が複式精留塔に導入される。

30

**【0015】**

本発明の請求項1に係る深冷空気液化分離装置、請求項2に係る深冷空気液化分離装置の運転方法では、上記のとおり、ガス製造運転と液製造運転とが交互に繰り返されるのであるが、液化熱交換器は液製造運転中のみならず、ガス製造運転中も作動されるように構成されている。従って、本発明の請求項1に係る深冷空気液化分離装置、請求項2に係る深冷空気液化分離装置の運転方法によれば、下記のとおり効果を得ることができる。

40

**【0016】**

(1) ガス製造運転中の液化熱交換器のガス出入り口間の温度分布は、液製造運転中における温度分布とほぼ同等に保持されていて、ガス製造運転から液製造運転に切換えるに際して冷却運転をする必要がないため、極めて短時間のうちにガス製造運転中の深冷空気液化分離装置を液製造運転に移行させることができる。これにより、実質的な液製造運転時間が増加し、液体酸素・窒素等の生産性が向上するため、それら液体酸素・窒素等のコスト低減に大いに寄与することができる。

40

(2) ガス製造運転中の液化熱交換器のガス出入り口間の温度分布は、液製造運転中における温度分布とほぼ同等に保持されている。従って、温端側がマイナスの温度になっているということがなく、液製造運転への切換え時に低温流体が低温のまま放出されないため、常温ラインの配管が損傷するという危険性がない。

(3) 液化熱交換器は収縮と膨張とを繰り返すことがないため、液化熱交換器の耐久寿命が向上する。

**【0017】**

また、本発明の請求項1に係る深冷空気液化分離装置によれば、液製造運転に際して、

50

主熱交換器から出た原料空気の一部が複式精留塔に導入されるが、液製造運転に切換えられると、前記主熱交換器から出た原料空気の一部と共に、短時間のうちに高压膨張タービンの膨張機で膨張されて寒冷を発生した原料空気が第5空気導入ラインを介して複式精留塔に導入される。従って、液製造運転への切換後、短時間のうちに効率よく液体窒素、液体酸素等を製造することができ、液製造運転のための稼働率が向上するから、低コストでより大量の液体窒素、液体酸素等を生産することができる。

【発明を実施するための最良の形態】

【0018】

以下、本発明の運転方法を実施する、実施の形態1乃至4に係る深冷空気液化分離装置を、その模式的系統図の図1乃至4を順次参照しながら説明する。先ず、本発明の実施の形態1に係る深冷空気液化分離装置を、その系統図の図1を参照しながら説明する。

10

【0019】

図1に示す符号1は、本発明の形態1に係る深冷空気液化分離装置であって、この本発明の形態1に係る深冷空気液化分離装置1は、主として、原料空気圧縮機2と、予冷ユニット3aと、吸着塔ユニット3bと、主熱交換器4と、昇圧圧縮機9bと、液化熱交換器7と、高压膨張タービン12と、複式精留塔15と、これらに付随する付帯設備とから構成されている。

【0020】

より詳しくは、深冷空気液化分離装置1は、原料空気圧縮機2で圧縮された原料空気を、主熱交換器4や液化熱交換器7に供給する空気供給元ライン3を備えている。この空気供給元ライン3には、原料空気圧縮機2側から下流側に向かって順に、この原料空気圧縮機2で圧縮された原料空気を予冷するための予冷ユニット3aが介装されると共に、この予冷ユニット3aで10～40に予冷された原料空気から水分・炭酸ガスを除去して精製する吸着塔ユニット3bが介装されている。この吸着塔ユニット3bは、交互に使用される第1吸着塔3b<sub>1</sub>と、第2吸着塔3b<sub>2</sub>とが並列に配設されてなる構成になっている。

20

なお、水分・炭酸ガスを除去するために、例えば第1吸着塔3b<sub>1</sub>に原料空気が導入されている間に、第2吸着塔3b<sub>2</sub>の吸着剤を再生するために、この第2吸着塔3b<sub>2</sub>には、図示しないヒータで加熱したパージガスが供給され、水分・炭酸ガスを吸着した吸着剤が再生されるように構成されている。

【0021】

30

前記空気供給元ライン3の吸着塔ユニット3bより先端側は、主熱交換器4に連通しており、前記吸着塔ユニット3bにより精製された原料空気の一部が主熱交換器4に導入されるように構成されている。そして、前記主熱交換器4の出口から、上部塔15aと下部塔15bとからなる複式精留塔15の前記下部塔15bに空気供給先ライン5が連通しており、前記空気供給元ライン3から導入されて液化点付近の温度になるまで冷却された原料空気が下部塔15bに導入されるようになっている。

【0022】

前記空気供給元ライン3の吸着塔ユニット3bと主熱交換器4との間から、液化熱交換器7に連通する第1空気導入ライン6が分岐している。この第1空気導入ライン6には、ガス製造運転中は開弁され、液製造運転中は閉弁される第1開閉弁V<sub>1</sub>が介装されており、前記吸着塔ユニット3bで精製された原料空気の残り（前記吸着塔ユニット3bから出た原料空気から前記主熱交換器4に導入された原料空気を差し引いた量）が液化熱交換器7に導入されるようになっている。そして、前記液化熱交換器7の出口から前記空気供給先ライン5の前記主熱交換器5と前記下部塔15bとの間に、第2空気導入ライン8が連通している。この第2空気導入ライン8には、ガス製造運転中は開弁され、液製造運転中は閉弁される第2開閉弁V<sub>2</sub>が介装されており、前記第1空気導入ライン6から導入された原料空気が液化点近傍の温度になるまで冷却されて下部塔15bに導入されるようになっている。

40

【0023】

前記第1空気導入ライン6の空気供給元ライン3との分岐部と、前記第1開閉弁V<sub>1</sub>と

50

の間から、液化熱交換器 7 に連通する空気導入元ライン 9 が分岐している。この空気導入元ライン 9 には、分岐側から液化熱交換器 7 に向って順に、入側開閉弁 9 a と、この入側開閉弁 9 a を通過した原料空気を 3.0 MPa G まで昇圧させる昇圧圧縮機 9 b が介装されている。そして、液化熱交換器 7 から前記下部塔 15 b の前記空気供給先ライン 5 の連通位置の上側に、出側開閉弁 10 a が介装され、前記空気導入元ライン 9 から導入されると共に、液化熱交換器 7 により冷却されて液化した原料空気を導入する空気導入先ライン 10 が連通している。

【0024】

前記空気導入元ライン 9 の昇圧圧縮機 9 b と、前記液化熱交換器 7 との間から第 3 空気導入ライン 11 が分岐しており、この第 3 空気導入ライン 11 は高圧膨張タービン 12 の圧縮機 12 a を介して、前記第 1 空気導入ライン 6 の第 1 開閉弁  $V_1$  と液化熱交換器 7 との間に連通している。この第 3 空気導入ライン 11 の圧縮機 12 a 側と、第 1 空気導入ライン 6 の連通部との間に、ガス製造運転中は閉弁され、液製造運転中は開弁される第 3 開閉弁  $V_3$  が介装されており、圧縮機 12 a で約 5.0 MPa G まで昇圧された後、液化熱交換器 7 に導入されるようになっている。

10

【0025】

前記第 1 空気導入ライン 6 から導入された原料空気を前記第 2 空気導入ライン 8 に導く液化熱交換器 7 内の熱交換流路 7 a の途中から、高圧膨張タービン 12 の膨張機 12 b に連通する第 4 空気導入ライン 13 が分岐している。この第 4 空気導入ライン 13 には、ガス製造運転中は閉弁され、液製造運転中は開弁される第 4 開閉弁  $V_4$  が介装されている。

20

そして、前記高圧膨張タービン 12 の膨張機 12 b の出口は、第 5 空気導入ライン 14 を介して前記空気供給先ライン 5 の前記第 2 空気導入ライン 8 の連通部と下部塔 15 b との間に連通している。そのため、液化熱交換器 7 で約 -100 に冷却された原料空気が前記第 4 空気導入ライン 13 から導入されると、前記膨張機 12 b で約 0.45 MPa G まで膨張されて寒冷を発生した原料空気が第 5 空気導入ライン 14 を介して下部塔 15 b に導入される。なお、前記第 1 開閉弁  $V_1$ 、第 2 開閉弁  $V_2$ 、第 3 開閉弁  $V_3$ 、第 4 開閉弁  $V_4$ 、入側開閉弁 9 a、および出側開閉弁 10 a は、ガス製造運転と、液製造運転の切換えに際して、遠隔操作により開閉操作される自動開閉弁である。

【0026】

前記複式精留塔 15 の下部塔 15 b の頂部に液体窒素供給ライン 16 が設けられると共に、前記複式精留塔 15 の上部塔 15 a の底部に液体酸素供給ライン 17 が設けられている。また、前記複式精留塔 15 の上部塔 15 a の頂部に窒素ガス供給ライン 18 が、下部に酸素ガス供給ライン 19 が設けられると共に、上下方向の中程より上方位置に廃ガス排出ライン 18 a が設けられている。なお、複式精留塔 15 の上部塔 15 a の直下であって、かつ下部塔 15 b 内の上部に設けられてなるものは、主凝縮器 15 c である。

30

【0027】

以下、本発明の実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 のガス製造運転と液製造運転について説明する。先ず、深冷空気液化分離装置 1 のガス製造運転について説明する。

即ち、原料空気圧縮機 2 で圧縮されて約 90 に昇温した原料空気が予冷ユニット 3 a で 10 ~ 40 に予冷されると共に、予冷された原料空気が吸着塔ユニット 3 b に導入され、水分・炭酸ガスが除去されて精製される。そして、精製された原料空気の一部が主熱交換器 4 に導入され、液化点付近の温度になるまで冷却されて空気供給先ライン 5 を介して複式精留塔 15 に供給される。また、これと並行して、吸着塔ユニット 3 a で精製された原料空気の残りが第 1 空気導入ライン 6 (第 1 開閉弁  $V_1$  開弁) から液化熱交換器 7 に導入され、液化点付近の温度になるまで冷却されて第 2 空気導入ライン 8 (第 2 開閉弁  $V_2$  開弁) から空気供給先ライン 5 に合流し、前記主熱交換器 4 から出た原料空気の一部と共に複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入される。

40

【0028】

複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入された原料空気は、精留操作により上部塔 15 a の頂部に設けられた窒素ガス供給ライン 18 に取出される窒素ガスと、上部塔 15 a の下

50

部に設けられた酸素ガス供給ライン 19 に取出される酸素ガスと、上部塔 15 a の上下方向の中程より上方位置に設けられた廃ガス排出ライン 18 a に取出される廃ガスと、必要に応じて生産されるアルゴンに分離される。窒素ガス供給ライン 18 から取出された窒素ガスは、主熱交換器 4 で原料空気と熱交換を行って常温になって導出されると共に、図示しない窒素圧縮機で圧縮されて供給先に供給される。また、酸素ガス供給ライン 19 から取出された酸素ガスは、主熱交換器 4 で原料空気と熱交換を行って常温になって導出されると共に、図示しない酸素圧縮機で圧縮されて供給先に供給される。そして、廃ガス排出ライン 18 a から取出された廃ガスは、液化熱交換器 7 で原料空気と熱交換を行って常温になって系外に放出される。

**【0029】**

10

次に、本発明の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 の液製造運転について説明する。

即ち、吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気は 2 分され、2 分された原料空気の一部が主熱交換器 4 に導入されて、液化点付近の温度になるまで冷却される。主熱交換器 4 から出た原料空気の一部は、空気供給先ライン 5 から複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入される。原料空気の残りは、空気導入元ライン 9 (第 1 開閉弁  $V_1$  閉弁、入側開閉弁 9 a 開弁) を介して昇圧圧縮機 9 b に導入され、約 3.0 MPa G まで昇圧される。昇圧された原料空気の残りは 2 分され、2 分された原料空気の残りの 1 部は、液化熱交換器 7 で液化され、液体製品を製造するための寒冷源として空気導入先ライン 10 (出側開閉弁 10 a 開弁) から複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入される。

**【0030】**

20

また、2 分された原料空気の残りの残りは第 3 空気導入ライン 11 から高圧膨張タービン 12 の圧縮機 12 a に導入されて約 5.0 MPa G になるまで圧縮された後、第 3 開閉弁  $V_3$ 、第 1 空気導入ライン 6 を経て液化熱交換器 7 に導入される。そして、この液化熱交換器 7 で約 -100 に冷却された後に、第 4 空気導入ライン 13 (第 4 開閉弁  $V_4$  は開弁、第 2 開閉弁  $V_2$  は閉弁) から高圧膨張タービン 12 の膨張機 12 b に導入される。

膨張機 12 b に導入された、2 分された原料空気の残りの残りは、約 0.45 MPa G に膨張されて深冷空気液化分離装置 1 の液製造運転のための寒冷を発生した後、空気供給先ライン 5 に合流し、前記主熱交換器 4 から出た 2 分された原料空気の一部と共に複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入される。

**【0031】**

30

複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入された原料空気は、精留操作により上部塔 15 a の頂部に設けられた窒素ガス供給ライン 18 から取出される窒素ガスと、上部塔 15 a の下部に設けられた酸素ガス供給ライン 19 に取出される酸素ガスと、上部塔 15 a の上下方向の中程より上方位置に設けられた廃ガス排出ライン 18 a に取出される廃ガスと、下部塔 15 b の頂部に設けられた液体窒素供給ライン 16 に取出される液体窒素と、上部塔 15 a の底部に設けられた液体酸素供給ライン 17 に取出される液体酸素と、必要に応じて生産されるアルゴンに分離される。

**【0032】**

40

前記窒素ガス供給ライン 18 から取出された窒素ガスは、主熱交換器 4 で原料空気と熱交換を行って常温になって導出され、図示しない窒素圧縮機で圧縮されて供給先に供給される。前記酸素ガス供給ライン 19 から取出された酸素ガスは、主熱交換器 4 で原料空気と熱交換を行って常温になって導出され、図示しない酸素圧縮機で圧縮されて供給先に供給される。前記廃ガス排出ライン 18 a から取出された廃ガスは、液化熱交換器 7 で原料空気と熱交換を行って常温になって導出される。そして、前記液体窒素供給ライン 16 から取出された液体窒素は、図示しない液体窒素タンクに送られ、液体酸素供給ライン 17 から取出される液体酸素は、図示しない液体酸素タンクに送られる。なお、この実施の形態 1 の場合には、液体窒素と液体酸素の両方を製造するようにしているが、液体窒素と液体酸素のうち何れか一方を製造するようにしても良い。

**【0033】**

50

本発明の実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 では、上記のとおり、ガス製造運

転と液製造運転とが交互に繰り返されるのであるが、液化熱交換器 7 は液製造運転中のみならず、ガス製造運転中も熱交換器として作動されるように構成されている。従って、本発明の実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 によれば、下記のとおり効果を得ることができる。

【0034】

(1) ガス製造運転中の液化熱交換器 7 のガス出入口間の温度分布は、液製造運転中における温度分布とほぼ同等に保持されていて、ガス製造運転から液製造運転に切替えるに際して冷却運転をする必要がないため、極めて短時間のうちにガス製造運転中の深冷空気液化分離装置 1 を液製造運転に移行させることができる。これにより、実質的な液製造運転時間が増加し、液体酸素・窒素等の生産性が向上するため、それら液体酸素・窒素等のコスト低減に大いに寄与することができる。

10

(2) ガス製造運転中の液化熱交換器のガス出入口間の温度分布は、液製造運転中における温度分布とほぼ同等に保持されている。従って、温端側がマイナスの温度になっているということがなく、液製造運転への切替え時に低温流体が低温のまま放出されないため、常温ラインの配管が損傷するという危険性がない。

(3) 液化熱交換器 7 は収縮と膨張とを繰り返すことがないため、液化熱交換器の耐久寿命が向上する。

【0035】

本発明の運転方法を実施する、本発明の実施の形態 2 に係る深冷空気液化分離装置を、その系統図の図 2 を参照しながら説明する。本発明の実施の形態 2 が上記実施の形態 1 と相違するところは、図 1 と図 2 との比較において、良く理解されるように、空気供給元ライン 3 の第 1 空気導入ライン 6 の分岐部と、第 1 空気導入ライン 6 の空気導入元ライン 9 の分岐部との間から、吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気の一部を分流させる第 1 空気分流ラインを設けたところにあるから、上記実施の形態と同一のものには同一符号を付し、その相違する点について説明する。

20

【0036】

即ち、本発明の実施の形態 2 に係る深冷空気液化分離装置 1 a では、空気供給元ライン 3 の第 1 空気導入ライン 6 の分岐部と、第 1 空気導入ライン 6 の空気導入元ライン 9 の分岐部との間から、吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気を分流させる第 1 空気分流ライン 20 が分岐している。そして、この第 1 空気分流ライン 20 の先端側は、液化熱交換器 7 を介して、前記主熱交換器 4 から前記複式精留塔 15 の下部塔 15 b に連通する空気供給先ライン 5 に合流しており、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、常時吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気の一部が液化点付近の温度になるまで冷却されて複式精留塔 15 の下部塔 15 b に導入されるように構成されている。

30

【0037】

本発明の実施の形態 2 に係る深冷空気液化分離装置 1 a では、上記実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 の場合と同様に、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、液化熱交換器 7 が作動している。これに加えて、液化熱交換器 7 に対して、常時吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気の一部が導入されて熱交換する。従って、上記実施の形態 2 に係る深冷空気液化分離装置 1 a によれば、上記実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 と同様の効果が得られるのに加えて、主熱交換器 4 と液化熱交換器 7 との熱バランス状態をより良好にすることができるという優れた効果が得られる。

40

【0038】

本発明の運転方法を実施する、本発明の実施の形態 3 に係る深冷空気液化分離装置を、その系統図の図 3 を参照しながら説明する。本発明の実施の形態 3 が上記実施の形態 1 と相違するところは、図 1 と図 3 との比較において、良く理解されるように、空気供給元ライン 3 の第 1 空気導入ライン 6 の分岐部と、第 1 空気導入ライン 6 の空気導入元ライン 9 の分岐部との間から、吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気の一部を分流させる第 2 空気分流ラインを設け、これに寒冷発生手段を設けたところにあるから、上記実施の形態と同一のものには同一符号を付し、その相違する点について説明する。

50

## 【0039】

即ち、本発明の実施の形態3に係る深冷空気液化分離装置1bでは、空気供給元ライン3の第1空気導入ライン6の分岐部と、第1空気導入ライン6の空気導入元ライン9の分岐部との間から、吸着塔ユニット3bで精製された原料空気を分流させる第2空気分流ライン21が分岐している。そして、この空気分流ライン21の先端側は、低圧膨張タービン22の圧縮機22a、主熱交換器4、低圧膨張タービン22の膨張機22bを経て前記複式精留塔15の上部塔15aに連通しており、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、膨張タービン22の膨張機22bで装置の運転維持に必要な寒冷を発生し、常時複式精留塔15の上部塔15aに導入されるように構成されている。

## 【0040】

そのため、本発明の実施の形態3に係る深冷空気液化分離装置1bによれば、上記実施の形態1に係る深冷空気液化分離装置1の場合と同様に、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、液化熱交換器7が作動している。これに加えて、吸着塔ユニット3bで精製された原料空気の一部が低圧膨張タービン22の圧縮機22aで約0.9MPaGまで昇圧されて主熱交換器4で約-100℃まで冷却された後、低圧膨張タービン22の膨張機22bで約0.03MPaGに膨張されて深冷空気液化分離装置1bの運転維持に必要な寒冷を発生し、常時複式精留塔15の上部塔15aに導入される。

## 【0041】

従って、本発明の実施の形態3に係る深冷空気液化分離装置1bによれば、上記実施の形態1に係る深冷空気液化分離装置1と同様の効果が得られるのに加えて、高圧膨張タービン12の運転停止中、つまりガス製造運転中においても、低圧膨張タービン22の膨張機22bから寒冷を発生した原料空気が複式精留塔に常時供給されるため、深冷空気液化分離装置1bの運転維持に必要な寒冷を外部から補給する必要がない。

## 【0042】

本発明の運転方法を実施する、本発明の実施の形態4に係る深冷空気液化分離装置を、その系統図の図4を参照しながら説明する。本発明の実施の形態4が上記実施の形態1と相違するところは、図1と図2乃至4との比較において良く理解されるように、本発明の実施の形態1に係る深冷空気液化分離装置1に、本発明の実施の形態2に係る深冷空気液化分離装置1aに設けた第1空気分流ラインと、本発明の実施の形態3に係る深冷空気液化分離装置1bに設けた寒冷発生手段を備えた第2空気分流ライン21とを設けたものであるから、上記実施の形態と同一のものには同一符号を付し、その相違する点について説明する。

## 【0043】

即ち、本発明の実施の形態4に係る深冷空気液化分離装置1cでは、空気供給元ライン3の第1空気導入ライン6の分岐部と、第1空気導入ライン6の空気導入元ライン9の分岐部との間から、吸着塔ユニット3bで精製された原料空気を分流させる第1空気分流ライン20が分岐している。そして、この第1空気分流ライン20の先端側は、液化熱交換器7を介して、前記主熱交換器4から前記複式精留塔15の下部塔15bに連通する空気供給先ライン5に合流しており、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、常時吸着塔ユニット3bで精製された原料空気の一部が液化点付近の温度になるまで冷却されて複式精留塔15の下部塔15bに導入されるように構成されている。

## 【0044】

また、空気供給元ライン3の第1空気導入ライン6の分岐部と、第1空気導入ライン6の空気導入元ライン9の分岐部との間から、吸着塔ユニット3bによって精製された原料空気を分流させる第2空気分流ライン21が分岐している。そして、この空気分流ライン21の先端側は、低圧膨張タービン22の圧縮機22a、主熱交換器4、低圧膨張タービン22の膨張機22bを経て前記複式精留塔15の上部塔15aに連通しており、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、膨張タービン22の膨張機22bで装置の運転維持に必要な寒冷を発生し、常時複式精留塔15の上部塔15aに導入されるように構成されている。

10

20

30

40

50

## 【 0 0 4 5 】

本発明の実施の形態 4 に係る深冷空気液化分離装置 1 c では、上記実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 の場合と同様に、ガス製造運転中、液製造運転中の如何を問わず、液化熱交換器 7 が作動している。これに加えて、液化熱交換器 7 に、常時吸着塔ユニット 3 b で精製された原料空気の一部が導入されると共に、低圧膨張タービン 2 2 の膨張機 2 2 b によって装置の運転維持に必要な寒冷を発生している。

## 【 0 0 4 6 】

従って、本発明の実施の形態 4 に係る深冷空気液化分離装置 1 c によれば、上記実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置 1 と同様の効果が得られ、さらに上記実施の形態 1 a , 1 b の効果、即ち主熱交換器 4 と液化熱交換器 7 との熱バランス状態をより良好にすることができるといった優れた効果が得られる。また、ガス製造運転中においても、低圧膨張タービン 2 2 の膨張機 2 2 b から寒冷を発生した原料空気が複式精留塔に常時供給されるため、深冷空気液化分離装置 1 b の運転維持に必要な寒冷を外部から補給する必要がないという効果が得られる。

10

## 【 0 0 4 7 】

以上説明した本発明の運転方法を実施する、本発明の上記実施の形態 1 乃至 4 に係る深冷空気液化分離装置 1 乃至 1 c は本発明の具体例に過ぎず、本発明の技術的思想を逸脱しない範囲内における設計変更等は自由自在である。従って、深冷空気液化分離装置の形態は、上記実施の形態 1 乃至 4 に係る深冷空気液化分離装置 1 乃至 1 c の構成に限定されるものではない。

20

## 【 図面の簡単な説明 】

## 【 0 0 4 8 】

【 図 1 】 本発明の実施の形態 1 に係る深冷空気液化分離装置の系統図である。

【 図 2 】 本発明の実施の形態 2 に係る深冷空気液化分離装置の系統図である。

【 図 3 】 本発明の実施の形態 3 に係る深冷空気液化分離装置の系統図である。

【 図 4 】 本発明の実施の形態 4 に係る深冷空気液化分離装置の系統図である。

【 図 5 】 従来例に係り、一般的な液化装置付きの深冷空気液化分離装置の系統図である。

## 【 符号の説明 】

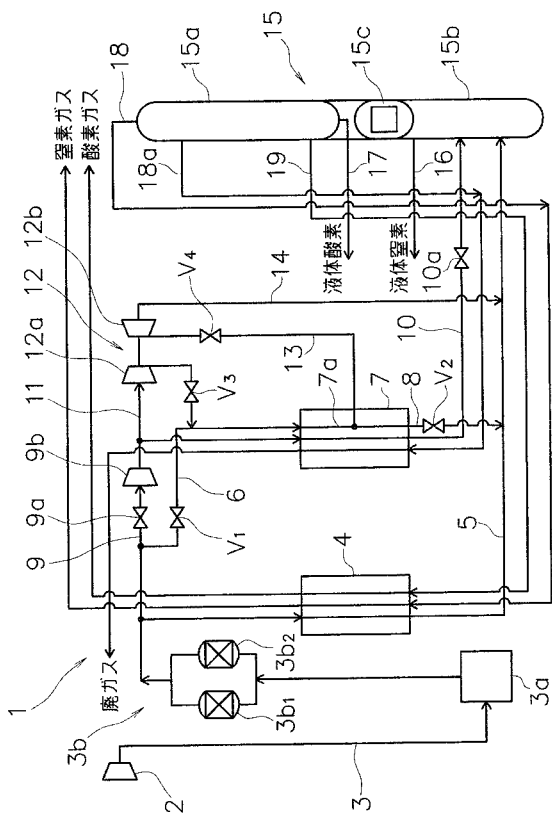
## 【 0 0 4 9 】

- 1 , 1 a , 1 b , 1 c ... 深冷空気液化分離装置 30
- 2 ... 原料空気圧縮機
- 3 ... 空気供給元ライン , 3 a ... 予冷ユニット , 3 b ... 吸着塔ユニット , 3 b<sub>1</sub> ... 第 1 吸着塔 , 3 b<sub>2</sub> ... 第 2 吸着塔
- 4 ... 主熱交換器
- 5 ... 空気供給先ライン
- 6 ... 第 1 空気導入ライン
- 7 ... 液化熱交換器 , 7 a ... 熱交換流
- 8 ... 第 2 空気導入ライン
- 9 ... 空気導入元ライン , 9 a ... 入側開閉弁 , 9 b ... 昇圧圧縮機
- 10 ... 空気導入先ライン , 10 a ... 出側開閉弁 40
- 11 ... 第 3 空気導入ライン
- 12 ... 高圧膨張タービン , 12 a ... 圧縮機 , 12 b ... 膨張機
- 13 ... 第 4 空気導入ライン
- 14 ... 第 5 空気導入ライン
- 15 ... 複式精留塔 , 15 a ... 上部塔 , 15 b ... 下部塔 , 15 c ... アルゴン精製装置
- 16 ... 液体窒素供給ライン
- 17 ... 液体酸素供給ライン
- 18 ... 窒素ガス供給ライン , 18 a ... 廃ガス排出ライ
- 19 ... 酸素ガス供給ライン
- 20 ... 第 1 空気分流ライン 50

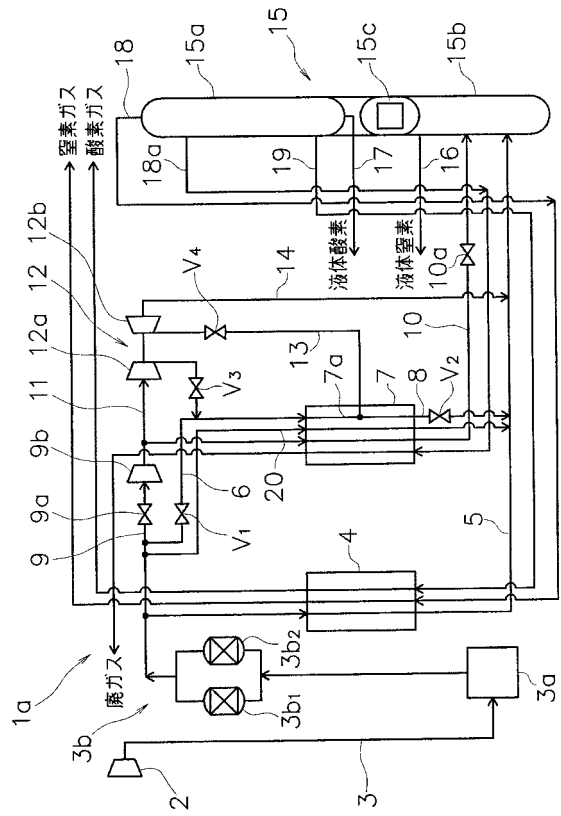
2 1 ... 第 2 空気分流ライン

2 2 ... 低圧膨張タービン， 2 2 a ... 圧縮機， 2 2 b ... 膨張機

【 図 1 】



【 図 2 】





---

フロントページの続き

(72)発明者 大山 隆司

兵庫県神戸市灘区岩屋北町4丁目5番22号 神鋼エア・ウォーター・クライオプラント株式会社  
内

Fターム(参考) 4D047 AA08 AB01 AB02 BB03 CA17 DA07 EA07